

**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JÚLIO DE MESQUITA FILHO”  
FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETÁ**

**GUSTAVO PERRENOUD CORNETTI**

**IMPLEMENTAÇÃO E SINTONIA DE UM CONTROLADOR  
CLÁSSICO INDUSTRIAL PID: ESTUDO DE CASO NA INDÚSTRIA  
QUÍMICA**

Guaratinguetá  
2014

**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JÚLIO DE MESQUITA FILHO”  
FACULDADE DE ENGENHARIA DE GUARATINGUETÁ**

**Guaratinguetá  
2014**

**DM  
2014**

**PERRENOUD CORNETTI, Gustavo**

GUSTAVO PERRENOUD CORNETTI

IMPLEMENTAÇÃO E SINTONIA DE UM CONTROLADOR CLÁSSICO  
INDUSTRIAL PID: ESTUDO DE CASO NA INDÚSTRIA QUÍMICA

Dissertação apresentada à Faculdade  
de Engenharia do Campus de  
Guaratinguetá, Universidade  
Estadual Paulista, para a obtenção  
do título de Mestre em Engenharia  
Mecânica na área de Projetos.

Orientador: Prof. Dr. Victor Orlando Gamarra Rosado

Guaratinguetá  
2014

|       |                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                                           |
|-------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| C816i | <p data-bbox="349 1339 719 1373">Cornetti, Gustavo Perrenoud</p> <p data-bbox="349 1373 1283 1485">Implementação e sintonia de um controlador clássico industrial PID: estudo de caso na indústria química / Gustavo Perrenoud Cornetti– Guaratinguetá, 2014.</p> <p data-bbox="397 1485 501 1518">75 f : il.</p> <p data-bbox="397 1518 671 1552">Bibliografia: f. 74-75</p> <p data-bbox="349 1597 1321 1664">Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2014.</p> <p data-bbox="397 1664 1098 1697">Orientador: Prof. Dr. Victor Orlando Gamarra Rosado</p> <p data-bbox="408 1742 1126 1776">1. Controladores PID 2. Controle de processo I. Título</p> <p data-bbox="1099 1821 1315 1854">CDU 681.5(043)</p> |
|-------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|

**GUSTAVO PERRENOUD CORNETTI**

**ESTA DISSERTAÇÃO FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE  
“MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA”**

**PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA  
ÁREA: PROJETOS**

**APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO**

  
**Prof. Dr. Edson Cocchiari Botelho**  
Coordenador

**BANCA EXAMINADORA:**

  
**Prof. Dr. VICTOR ORLANDO GAMARRA ROSADO**  
Orientador/UNESP/FEG

  
**Prof. Dr. JOSÉ ELIAS TOMAZINI**  
UNESP/FEG

  
**Prof. Dr. LUIZ EDUARDO NICOLINI DO  
PATROCÍNIO NUNES**  
UNITAU

*Julho de 2014*

## **DADOS CURRICULARES**

### **GUSTAVO PERRENOUD CORNETTI**

|             |                                                                                                                                                            |
|-------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| NASCIMENTO  | 08.04.1988 – GUARATINGUETÁ / SP                                                                                                                            |
| FILIAÇÃO    | Gilberto de Oliveira Cornetti<br>Ildemara Antunes Perrenoud de Oliveira Cornetti                                                                           |
| 2007 / 2011 | Curso de Graduação<br>Engenharia Mecânica – Universidade Estadual Paulista                                                                                 |
| 2012 / 2014 | Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, nível de Mestrado, na Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá da Universidade Estadual Paulista. |

de modo especial, à minha companheira Liana que contribuiu no meu desenvolvimento pessoal e profissional, me apoiando e incentivando constantemente, nos meus estudos e na minha vida.

## AGRADECIMENTOS

Agradeço em primeiro lugar a Deus por mais uma etapa cumprida, por me dar saúde, alegria e conforto nas horas mais difíceis,

ao meu orientador, *Prof. Dr. Victor Orlando Gamarra Rosado* e ao *Prof. Dr. José Elias Tomazini*, que estiveram presentes em minha graduação como professores e sempre demonstraram muita atenção e interesse, que foram importantes no meu crescimento profissional e possibilitaram o desenvolvimento desta dissertação,

aos meus pais *Ildemara e Gilberto*, que mesmo com as dificuldades sempre incentivaram meus estudos e crescimento pessoal,

aos demais e não menos importantes amigos, meu muito obrigado por todos os momentos de companheirismo,

à empresa *Multitec Engenharia e Automação*, em especial aos engenheiros Lígia e Carlos Miguel, que possibilitaram a realização deste projeto, apoiando-o do início ao fim e dando o suporte necessário para que eu estivesse sempre presente nas diversas etapas deste Mestrado, e ao amigo Gustavo Braga que sempre ajudou nas horas difíceis,

à Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá por fazer parte de mais esta etapa.

“No que diz respeito ao desempenho,  
ao compromisso, ao esforço, à dedicação, não  
existe meio termo. Ou você faz uma coisa bem-  
feita ou não faz.”

Ayrton Senna

**CORNETTI, G. P. Implementação e sintonia de um controlador clássico industrial PID:** estudo de caso na indústria química. 2014. 75 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2014.

## **RESUMO**

Devido às necessidades de se automatizar parte de seu processo para garantir os resultados projetados e obter maior segurança nas operações, desenvolveu-se um projeto para a implementação de um sistema para o controle da pressão interna de um reator, em uma indústria química. Através de minuciosos estudos sobre estrutura de controle PID e métodos clássicos de sintonia de Ziegler e Nichols, e após analisar em ambientes de simulação, o comportamento da resposta da planta diante das ações de controle, foi proposto um sistema completo, contendo um modelo sintonizado de controlador PID (Proporcional, Integrativo e Derivativo) para ser integrado no Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD), existente na empresa, com estratégia de controle em faixa dividida. Tal sistema foi aplicado no processo real e mostrou-se eficiente e de fácil aplicabilidade, trazendo resultados satisfatórios no controle da pressão e imediatas justificativas para o investimento.

**PALAVRAS-CHAVE:** Sistema de controle de pressão. Controle PID. Método de Ziegler e Nichols. Sistema Digital de Controle Distribuído. Controle em faixa dividida. Processo real.

**CORNETTI, G. P. Implementation and tuning of a PID industrial classic controller: a case study in the chemical industry.** 2014. 75 f. Master work (Master in Mechanical Engineering) – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2014.

## **ABSTRACT**

Due to the need to automate part of the process to ensure the projected results and to get more operational safety, it was developed a project for the implementation of a system for internal pressure control of a reactor in a chemical industry. Through detailed studies of control structure PID and Ziegler and Nichols classic tuning methods, and after analyzing in simulation environments the behavior of plant response on control actions, it was proposed a complete system, containing a controller tuned model PID (Proportional, Integrative and Derivative) to be integrated into the Digital Distributed Control System, belonging the company, with split range control strategy. This system was applied to the current process and it was proved to be efficient and easily applied, bringing satisfactory results in pressure control and immediate justification for the investment.

**KEYWORDS:** Pressure control system. PID control. Ziegler and Nichols method. Digital Distributed Control System. Split range control. Current process

## LISTA DE FIGURAS

|                                                                                                                               |    |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 1 - Diagrama de blocos do controle PID de um processo .....                                                            | 22 |
| Figura 2 - Interpretação da ação derivativa como ação preditiva de controle .....                                             | 24 |
| Figura 3 - Curva de resposta ao degrau unitário mostrando overshoot de 25% .....                                              | 29 |
| Figura 4 - Curva de resposta em formato de S .....                                                                            | 30 |
| Figura 5 - Oscilação mantida no período crítico .....                                                                         | 32 |
| Figura 6 - Diagrama de blocos de um sistema simples de instalação de um controle industrial<br>.....                          | 35 |
| Figura 7 - Visão Geral do SDCCD .....                                                                                         | 37 |
| Figura 8 - Controle Split-Range .....                                                                                         | 39 |
| Figura 9 - Fluxograma do processo com controle manual de pressão .....                                                        | 42 |
| Figura 10 - Resposta do sistema ao degrau no domínio do tempo .....                                                           | 44 |
| Figura 11 - Lugar das raízes (Root-Locus) do processo estudado sem o controlador.....                                         | 46 |
| Figura 12 - Diagrama de blocos do controle PID do processo da empresa.....                                                    | 47 |
| Figura 13 - Resposta do sistema estudado a uma excitação em degrau .....                                                      | 47 |
| Figura 14 - Obtenção dos valores das constantes L e T .....                                                                   | 48 |
| Figura 15 - Diagrama de blocos do processo da empresa química com o modelo do<br>controlador inserido .....                   | 49 |
| Figura 16 - Resposta do sistema a uma excitação em degrau com o controlador atuando .....                                     | 50 |
| Figura 17 - Diagrama de blocos do controle PID do processo da empresa química com o<br>controlador reajustado .....           | 52 |
| Figura 18 - Resposta do sistema a uma excitação em degrau com o novo controlador atuando<br>.....                             | 53 |
| Figura 19 - Diagrama de blocos do controle PID do processo da empresa química com o<br>controlador modificado novamente ..... | 54 |
| Figura 20 - Resposta do sistema a uma excitação em degrau com controlador da segunda<br>sintonia fina atuando.....            | 55 |
| Figura 21 - Lugar das raízes do processo com o controlador final atuando .....                                                | 57 |
| Figura 22 - Célula sensora capacitiva.....                                                                                    | 59 |
| Figura 23 - Transmissor utilizado no projeto .....                                                                            | 60 |
| Figura 24 - Válvula de controle tipo globo .....                                                                              | 61 |
| Figura 25 - Modelo de válvula utilizado no projeto .....                                                                      | 63 |
| Figura 26 - Representação da instalação do transmissor .....                                                                  | 64 |

|                                                                                 |    |
|---------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 27 - Tela de entrada dos parâmetros do controlador .....                 | 65 |
| Figura 28 - Fluxograma do processo após instalação do sistema de controle ..... | 66 |
| Figura 29 - Processo operando de maneira manual .....                           | 67 |
| Figura 30 - Início do funcionamento do sistema .....                            | 68 |
| Figura 31 - Sistema estabilizado com o controlador atuando.....                 | 69 |

## LISTA DE TABELAS

|                                                                                                                             |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabela 1 - Os efeitos causados pelo aumento dos parâmetros do controlador PID na resposta do sistema em malha fechada ..... | 25 |
| Tabela 2 - Regras de sintonia de Ziegler e Nichols (Primeiro Método).....                                                   | 31 |
| Tabela 3 - Regras de sintonia de Ziegler e Nichols (Segundo Método).....                                                    | 33 |
| Tabela 4 - Balanço de custos e estimativa de retorno financeiro .....                                                       | 70 |

## **LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS**

|      |                                         |
|------|-----------------------------------------|
| I/P  | Corrente/Pneumático                     |
| NPT  | National Pipe Thread (conexão em rosca) |
| P    | Proporcional                            |
| PI   | Proporcional e Integrativo              |
| PID  | Proporcional, Integrativo e Derivativo  |
| PTFE | Politetrafluoretileno (Teflon)          |
| SDCD | Sistema Digital de Controle Distribuído |

## LISTA DE SÍMBOLOS

|            |                                            |
|------------|--------------------------------------------|
| $A + -$    | alarme de alta e de baixa                  |
| $C_v$      | coeficiente de vazão                       |
| $e(t)$     | sinal do erro do sistema                   |
| $K$        | ganho                                      |
| $K_{cr}$   | ganho crítico                              |
| $K_p$      | ganho proporcional                         |
| $L$        | tempo de retardo                           |
| $M$        | motor                                      |
| $P1$       | pressão de entrada                         |
| $P2$       | pressão de saída                           |
| $P_{cr}$   | período crítico                            |
| $Q$        | vazão                                      |
| $T$        | constante de tempo                         |
| $t$        | tempo                                      |
| $T_a$      | temperatura                                |
| $T_d$      | ganho derivativo                           |
| $T_i$      | ganho integrativo                          |
| $u(t)$     | sinal de controle emitido pelo controlador |
| $\Delta P$ | queda de pressão                           |
| $\rho$     | massa específica                           |

## SUMÁRIO

|              |                                                                  |           |
|--------------|------------------------------------------------------------------|-----------|
| <b>1</b>     | <b>INTRODUÇÃO.....</b>                                           | <b>16</b> |
| 1.1          | CONTEXTUALIZAÇÃO DO PROBLEMA.....                                | 16        |
| 1.2          | OBJETIVOS.....                                                   | 18        |
| 1.3          | JUSTIFICATIVAS.....                                              | 19        |
| 1.4          | ESTRUTURA DO TRABALHO.....                                       | 20        |
| <b>2</b>     | <b>DEFINIÇÕES FUNDAMENTAIS.....</b>                              | <b>21</b> |
| 2.1          | CONTROLADORES PID.....                                           | 21        |
| <b>2.1.1</b> | <b>Ação proporcional.....</b>                                    | <b>22</b> |
| <b>2.1.2</b> | <b>Ação integrativa.....</b>                                     | <b>23</b> |
| <b>2.1.3</b> | <b>Ação derivativa.....</b>                                      | <b>24</b> |
| <b>2.1.4</b> | <b>Resumo das ações no processo a controlar.....</b>             | <b>25</b> |
| 2.2          | MÉTODOS CLÁSSICOS DE SINTONIA.....                               | 26        |
| <b>2.2.1</b> | <b>O método de Ziegler-Nichols.....</b>                          | <b>27</b> |
| 2.2.1.1      | O primeiro método de Ziegler-Nichols.....                        | 29        |
| 2.2.1.2      | O segundo método de Ziegler-Nichols.....                         | 32        |
| <b>3</b>     | <b>METODOLOGIA.....</b>                                          | <b>35</b> |
| 3.1          | ESTUDO DE CASO: CONTROLE DE PRESSÃO NUMA PLANTA QUÍMICA.....     | 40        |
| <b>3.1.1</b> | <b>O processo.....</b>                                           | <b>40</b> |
| <b>3.1.2</b> | <b>Projeto do controlador e sintonia de seus parâmetros.....</b> | <b>43</b> |
| <b>3.1.3</b> | <b>Seleção dos componentes do sistema.....</b>                   | <b>57</b> |
| 3.1.3.1      | Sensor de transmissor de pressão.....                            | 57        |
| 3.1.3.2      | Válvulas de controle.....                                        | 60        |
| <b>3.1.4</b> | <b>Instalação do sistema.....</b>                                | <b>64</b> |
| <b>4</b>     | <b>RESULTADOS.....</b>                                           | <b>67</b> |
| 4.1          | BALANÇO DE CUSTOS.....                                           | 69        |
| <b>5</b>     | <b>CONCLUSÃO.....</b>                                            | <b>72</b> |
| 5.1          | VERIFICAÇÃO DOS OBJETIVOS.....                                   | 72        |
| 5.2          | SUGESTÕES PARA ATIVIDADES FUTURAS.....                           | 73        |

|                         |           |
|-------------------------|-----------|
| <b>REFERÊNCIAS.....</b> | <b>74</b> |
|-------------------------|-----------|

## 1 INTRODUÇÃO

### 1.1 CONTEXTUALIZAÇÃO DO PROBLEMA

Desde tempos remotos, existe a necessidade de se obter o controle de sistemas físicos, tanto para otimizar os processos, como para proteger seus usuários, melhorando sua segurança. A primeira forma de controle utilizada pelo homem foi o controle manual, que ainda se encontra presente em muitos processos e na qual há a necessidade de um operador humano experiente, habilidoso e muito conhecedor do sistema, para executar as atividades de comando. Com o aumento crescente do grau de dificuldade das atividades de controle a serem realizadas, tal controle manual foi deixando de ser eficiente para muitos casos e, conseqüentemente, foram surgindo as necessidades de se automatizar os processos e, juntamente com essas necessidades, surgiram as regras clássicas de controle (FERNANDES JÚNIOR, 2006).

Tais regras são utilizadas até os dias de hoje para sintonizar processos simples ou para fazer uma sintonia inicial de processos complexos. Com o avanço da tecnologia de automação e a introdução de sistemas digitais microprocessados, o usuário passou a programar os controladores, geralmente através de desenvolvimento de *software*, utilizando essas regras clássicas, para produzir os resultados desejados. A melhoria da interface com o operador, capacidade computacional aritmética, manipulação dos dados e comunicação com computadores, trouxeram novas possibilidades para o uso de controladores no ambiente industrial, permitindo que eles funcionassem em conjunto com outros instrumentos que forneciam dados (BEGA et. al., 2006). O controle automático foi, cada vez mais, desempenhando uma função muito importante no avanço da engenharia e se tornou parte importante nos processos industriais. Além de aparecer em projetos complexos, como sistemas robóticos e de veículos espaciais, tem sido parte essencial nas operações industriais, como controle de pressão, vazão, temperatura, umidade, viscosidade, dentre outras variáveis controláveis de processos.

Na indústria química, local de estudo desta dissertação, ou em qualquer tipo de indústria em que haja um processo produtivo, a utilização da automação tem sido cada vez maior e é muito comum encontrar vários tipos de instrumentos com vários tipos de estratégias de controle, com a finalidade de otimizar a produção e ter o total controle de seu processo, para sempre conduzi-lo de maneira segura. Tais instrumentos, além de tornarem os processos

produtivos mais seguros para seus operadores trabalharem, proporcionam, muitas vezes, um aumento na quantidade e na qualidade dos produtos, juntamente com preço mais acessíveis (OGATA, 2002).

Controlar um processo industrial significa manter os valores das variáveis medidas dentro de uma faixa operacional aceitável, buscando dentro de cada faixa, encontrar o valor desejado para esta variável (também chamada de *setpoint*). Um projeto de estudo de controle de processos envolve basicamente as seguintes atividades, do início ao fim, na busca do valor desejado para a variável do processo: pesquisa, engenharia básica, engenharia detalhada, montagem, comissionamento, pré-operação e partida, até que se iniciem as operações normais da planta e suas atividades de manutenção. Para o desenvolvimento dessas atividades são necessários, além dos profissionais de instrumentação e automação, aqueles dos setores que estão proximamente relacionados, como profissionais especialistas em: projetos, que procuram conceber um estudo que resulte em produção eficiente, com baixos custos e mínimas alterações de campo durante a implantação; tubulações, equipamentos mecânicos, caldeiraria e elétrica, que visam aumentar a produtividade, utilizando o mínimo de recursos energéticos; e gerenciamento, que visa baixos custos, lucratividade e a manutenção de uma boa imagem da companhia. Todos esses profissionais se dividem para realizar todas as etapas descritas buscando, basicamente, manter os processos em seus pontos operacionais mais eficientes e econômicos, prevenindo condições instáveis, que possam pôr em risco pessoas ou equipamentos (BEGA et. al., 2006).

Devido a sua extrema importância, estudos tecnológicos sobre tal tema estão se tornando cada vez mais frequentes, procurando entender as necessidades de dentro da indústria, para buscar as soluções para cada caso em particular, ajudando as empresas a atingirem resultados e metas planejadas. Com as diversas teorias sobre o assunto, disponíveis para consulta hoje em dia, cabe aos profissionais da área apenas escolherem a tecnologia mais conveniente para a implantação dos sistemas de controle em cada caso (FERNANDES JÚNIOR, 2006).

Seguindo esta idéia, este trabalho visa automatizar o controle da pressão de um reator de uma indústria química, com a implantação de um sistema de controle, composto por um controlador PID e seus dispositivos (sensor, transmissor e atuadores), integrados no Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD) da referida empresa. Para isso, serão mostradas as teorias e os conceitos pertinentes, a partir dos quais será feita a sintonia do controlador e a implantação do sistema na indústria.

## 1.2 OBJETIVOS

O objetivo do estudo é traçar um plano de ação para a implantação de um sistema de controle num processo produtivo de uma indústria química. Um reator dessa empresa, em determinada fase de seu processo, precisa controlar a pressão interna em  $2\text{ bar}$  para que a reação química entre os componentes da mistura ocorra da maneira desejada e a empresa não tenha problemas em seu sistema produtivo, fornecendo sempre o produto deste processo de acordo com as especificações de projeto e zelando por sua qualidade, evitando assim, prejuízos éticos e, principalmente, financeiros.

Mais especificamente, o objetivo é sintonizar um controlador de pressão PID (proporcional, integrativo e derivativo) de acordo com regras clássicas de controle, integrando-o, posteriormente, no Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD) existente nesta indústria.

O sistema de controle proposto será inserido neste processo real e serão discutidos os resultados e a eficiência do controlador deste reator e dos métodos de sintonia utilizados, além dos benefícios trazidos para a referida empresa. Diante deste contexto são traçados alguns objetivos específicos:

- Entender o funcionamento de um sistema produtivo com controle PID, analisando a influência de cada parâmetro no comportamento da resposta dos sistemas;
- Obter, o modelo matemático aproximado do processo a controlar e conhecer seus detalhes e particularidades;
- Apresentar, entender e aplicar as regras clássicas de Ziegler e Nichols para sintonizar o controlador PID que será proposto para o controle da pressão do reator da referida indústria química, apresentando os valores dos parâmetros fornecidos pelo método para este caso;
- Inserir os modelos do controlador e do processo a controlar em ambientes de simulação, analisando a resposta e o comportamento do sistema;
- Executar uma sintonia fina, a partir dos parâmetros iniciais fornecidos pelas regras de Ziegler e Nichols, obtendo parâmetros finais que melhor controlem tal processo;

- Aplicar o modelo do controlador composto pelos valores dos parâmetros finais no processo real, através de uma estratégia de controle em faixa dividida, analisando seu desempenho no controle da pressão do reator;
- Mostrar os benefícios trazidos para a empresa, pelo sistema de controle PID.

### 1.3 JUSTIFICATIVAS

Para se iniciar e implantar um novo projeto, o engenheiro responsável deve sempre apresentar as garantias financeiras e os motivos principais de seu empreendimento. Como qualquer outro projeto, este visa principalmente instalar um novo equipamento de controle, que compense o investimento, garantindo a qualidade do produto, produzindo com mais eficiência, com menor tempo, com preços mais acessíveis e com maior segurança. Diante disso são definidas algumas justificativas específicas para esta dissertação:

- Interesse, por parte do autor, em conhecer detalhadamente um sistema de controle PID e desenvolver conhecimentos relacionados a métodos de sintonia de controladores PID e sua aplicabilidade numa indústria;
- Interesse, por parte do autor e da indústria química, em resolver um problema prático do processo da empresa, ajudando a maximizar seus lucros, mediante melhora de rendimento, e reduzir seus custos, evitando malhas de controle precariamente ajustadas ou mão de obra especializada para realizar um controle relativamente simples;
- Interesse, por parte da empresa, em se aumentar a segurança dos operadores que trabalham no local, evitando que eles trabalhem no controle da pressão do referido reator de maneira manual e próxima ao local da reação. Como a variável controlada no caso é a pressão, qualquer erro de controle poderia causar sérios acidentes e danos aos operadores e instalações;
- Interesse, por parte da empresa, em padronizar sua maneira de produzir e ter alta confiabilidade em seu produto, garantindo, no caso, que a pressão do reator não seja menor e nem maior que  $2\text{ bar}$  na referida etapa do processo, evitando possíveis desvios de especificação do produto final e garantindo assim, a qualidade de seu produto, evitando insatisfação, reclamações e devoluções por parte de seus clientes;

- Interesse, por parte do autor, na aplicabilidade e na grande perspectiva de aceitação prática do plano de ação para o controle utilizado, para que possa ser inserido, posteriormente, em casos industriais semelhantes;
- Interesse, por parte do autor e da universidade, em desenvolver tecnologias aplicáveis de controle, contribuindo com a comunidade científica e industrial da área estudada.

## 1.4 ESTRUTURA DO TRABALHO

Esta dissertação de mestrado está estruturada em 5 capítulos, além deste breve introdutório.

O capítulo 2, denominado Definições Fundamentais, está subdividido em duas partes. O item 2.1 apresenta os controladores do tipo PID, mostrando sua equação característica e discursando sobre sua aplicabilidade na indústria. Em sua equação característica, percebe-se a presença de três parâmetros, o proporcional ( $Kp$ ), o integrativo ( $Ti$ ) e o derivativo ( $Td$ ). A definição e a influência de cada parâmetro no comportamento do sistema também são mostradas neste item. Já no item 2.2 são apresentados métodos clássicos de sintonia de controladores PID e uma justificativa para a escolha do método a ser utilizado no projeto. Os dois métodos de sintonia propostos por Ziegler e Nichols serão detalhados neste item, mostrando quando se deve usar cada regra. No capítulo 3, será mostrado como tal controlador será aplicado na planta estudada e a necessidade da seleção de outros instrumentos, além do controlador, para a composição do sistema de controle. Será inserido o conceito de Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD) e de estratégia de controle em faixa dividida. Também neste capítulo, inicia-se o estudo de caso do trabalho e será descrito o processo a ser estudado com suas variáveis e particularidades, mostrando como ele era antes da automatização e o porquê de se automatizá-lo. Será executado o projeto do controlador ideal para o processo da indústria química, sintonizando-o de acordo com as regras de Ziegler e Nichols, e serão apresentados os dispositivos selecionados para o estudo de caso, mostrando detalhes da instalação do sistema. No capítulo 4, serão apresentados os resultados da aplicação do sistema de controle projetado e um balanço de custos do projeto.

Por fim, no capítulo 5, denominado conclusão, serão apresentadas as considerações finais, a verificação dos objetivos e as sugestões para uma continuidade do trabalho.

## 2 DEFINIÇÕES FUNDAMENTAIS

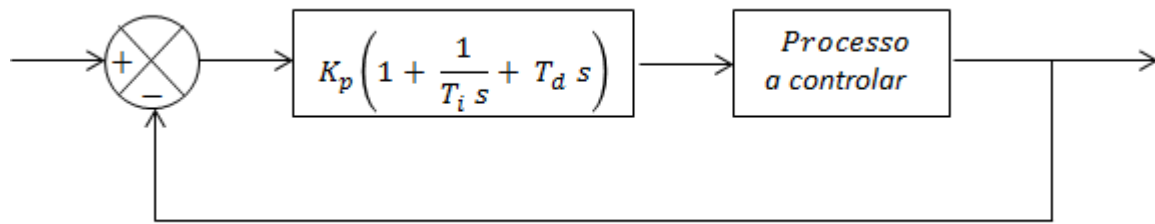
### 2.1 CONTROLADORES PID

A estrutura PID (proporcional, integrativo e derivativo), com seu modelo mostrado na equação 1, é a mais utilizada para o uso de controladores industriais. É muito comum encontrar esse tipo de controlador em qualquer planta industrial ou processo produtivo, em diversas aplicações. São estruturas clássicas, que apesar de vários avanços tecnológicos e surgimento de novas técnicas sofisticadas nessa área, continuam sendo as mais utilizadas no controle de processos, com enorme aceitação nas diversas indústrias, por sua simplicidade, aplicabilidade, facilidade de implementação e bom desempenho. Além disso, para este trabalho especificamente, a estrutura PID foi escolhida para o controlador que será utilizado devido à existência da interface de comunicação disponível para controladores deste tipo no SDCD da empresa, ou seja, além de serem eficientes e de fácil aplicação, o controlador PID, no caso, já tinha seu espaço reservado para essa finalidade no Sistema Digital de Controle Distribuído da indústria, o que reduzia alguns custos de instalação no projeto e praticamente eliminava a chance de uso de outro tipo de controlador, que necessitaria de ajustes na interface de comunicação para sua instalação (ÅSTRÖM; HÄGGLUND, 2004; VIJAYAN; PANDA, 2012; BAHAVARNIA; TAVAZOEI, 2013).

$$u(t) = K_p \left[ e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(s) ds + T_d \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (1)$$

No modelo do controlador, mostrado na equação 1,  $u(t)$  é o sinal de controle emitido pelo controlador PID e  $e(t)$  é o sinal do erro entre o sinal de referência, da entrada, e a resposta do sistema, a saída. Também pode ser visto na referida equação, que o sinal de controle emitido é composto pela soma de três parcelas, sendo: a primeira proporcional ao erro, representada pelo ganho proporcional  $K_p$ , a segunda proporcional à integral do erro, representada pelo ganho integrativo  $T_i$  e a terceira proporcional à derivada do erro, representada pelo ganho derivativo  $T_d$ . A Figura 1 mostra o diagrama de blocos de como é feito o controle PID de um processo (BASILIO; MATOS, 2002).

Figura 1: Diagrama de blocos do controle PID de um processo



Fonte: (OGATA, 2002)

Note que os parâmetros ( $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$ ) aparecem na equação dentro do bloco do controlador PID e que a saída do processo a controlar é realimentada e passa novamente pelo controlador, num sistema em malha fechada, até atingir a resposta desejada. A saída dos controladores PID é uma combinação de uma parcela proporcional, uma derivada e uma integral da entrada. Cada parâmetro ou ganho tem sua ação específica no controle. A escolha dos valores desses três parâmetros caracteriza a sintonia do controlador. Tais assuntos serão tratados nas seções seguintes (ÅSTRÖM; HÄGGLUND, 2004).

### 2.1.1 Ação Proporcional

A parcela proporcional do controlador (representada pelo parâmetro  $K_p$ ), conforme diz o próprio nome, age proporcionalmente ao erro que ocorre entre o sinal da entrada e a saída do sistema e pode ser representada pela equação 2 (GOODWIN; GRAEBE; SALGADO, 2000; GRIFFIN, 2003).

$$u_p(t) = K_p e(t) \quad (2)$$

A ação proporcional do controle influencia nas características da resposta do controlador em alguns pontos específicos. O erro estacionário, representado por  $e(t)$ , que ocorre quando os valores da saída de um sistema em regime estacionário não coincidem exatamente com os do sinal de entrada, é, por exemplo, um dos fatores influenciados pelo  $K_p$ . Um aumento no valor do ganho proporcional pode minimizar os erros estacionários. Porém, um aumento do valor de  $K_p$ , pode significar também, um aumento no tempo de estabilização do sistema e eventualmente, torná-lo instável. Assim, para se ajustar o parâmetro proporcional

de maneira adequada, deve-se chegar a um valor suficientemente elevado para minimizar o erro estacionário de uma maneira aceitável, respeitando as condições de tempo de estabilização que o processo estudado fornece (KUO, 1996; OGATA, 2002).

### 2.1.2 Ação Integrativa

O inverso da parcela integrativa do controlador (representada pelo parâmetro  $T_i$ ) age proporcionalmente à integral do erro que ocorre entre o sinal da entrada e a saída do sistema e pode ser representada pela equação 3 (GRIFFIN, 2003; NISE, 2002).

$$u(t) = \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau \quad (3)$$

A ação integral de controle complementa a ação proporcional, sempre que esta não consegue reduzir o erro estacionário a um nível aceitável, e sua principal função, é justamente diminuir ou eliminar o erro estacionário e ruídos gerados no sistema, ou seja, garantir que o valor de saída do processo fique precisamente de acordo com o fixado na entrada. Quando utilizamos somente a ação proporcional, sempre ocorre um erro em regime permanente, e a ação integrativa é projetada para minimizar esse erro. Com relação aos valores de  $T_i$ , um erro positivo levará a um incremento no sinal de controle, enquanto que um erro negativo terá reação contrária. Valores mais altos de  $T_i$ , geram uma resposta mais lenta do processo, ao passo que valores menores, atuam mais rapidamente, porém com oscilações maiores (GRIFFIN, 2003; GOLNARAGHI; KUO, 2010).

Se por um lado a ação integral minimiza o erro estacionário, por outro lado, aumenta o tempo de estabilização e piora a resposta do sistema em termos de estabilidade, o que é totalmente indesejável nas indústrias. Para se obter um melhor ajuste deste parâmetro, devem ser ponderadas todas essas informações e escolhidos os valores aceitáveis, de acordo com as características do processo (KUO, 1996).

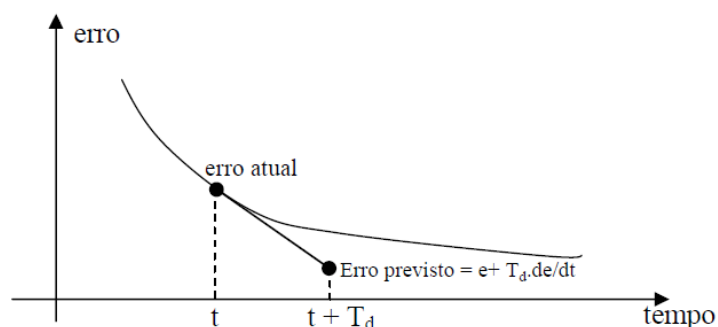
### 2.1.3 Ação Derivativa

A parcela derivativa do controlador (representada pelo parâmetro  $T_d$ ) age proporcionalmente à derivada do erro que ocorre entre o sinal da entrada e a saída do sistema e é responsável por melhorar o desempenho do controlador. Ela é representada pela equação 4 (DORF; BISHOP, 2001; NISE, 2002).

$$u(t) = T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (4)$$

Em um processo real e dinâmico, mudanças acontecem de uma forma constante e, junto com elas, o controlador PID também pode sofrer variações no seu processo de atuação. A ação derivativa do controle possui a capacidade de melhorar a estabilidade do processo a controlar, qualquer que seja a variação sofrida por ele. Ela também minimiza os efeitos oscilatórios causados pela ação integrativa e diminui o tempo de estabilização do processo a controlar (ÅSTRÖM; HÄGGLUND, 2006). A lógica dessa ação pode ser entendida como se o controle seguisse uma proporcionalidade ao sinal do erro futuro, procurando estabilizá-lo e corrigi-lo, exercendo assim, uma ação preditiva de controle. A previsão desse erro futuro é feita extrapolando a curva do erro e utilizando a tangente no instante de tempo  $t$ , como mostra a Figura 2. Com o erro do sistema previsto, a ação derivativa propõe um valor de ajuste para  $T_d$  que minimizará tal erro futuro e estabilizará o sistema para qualquer variação que ele sofra (BASILIO; MATOS, 2002).

Figura 2: Interpretação da ação derivativa como ação preditiva de controle



Fonte: (GOODWIN; GRAEBE; SALGADO, 2000)

### 2.1.4 Resumo das ações no processo a controlar

De acordo com o exposto nas seções anteriores, pode-se dizer de uma maneira geral, que num processo real, um valor elevado para  $Kp$  no ajuste dos parâmetros do controlador tem o efeito de reduzir o tempo de subida da curva de resposta do sistema e diminuir o erro estacionário. O controle integrativo tem, por um lado, o efeito de eliminar o erro estacionário, mas por outro lado, o efeito de piorar a resposta transitória do sistema, tornando-a mais oscilatória. O controle derivativo tem como principal efeito melhorar a estabilidade do sistema, reduzindo o valor máximo de ultrapassagem (ou sobre elevação) da curva de resposta, melhorando sua resposta transitória e diminuindo o tempo de estabilização deste sistema (OGATA, 2002).

Os efeitos da adição de cada parâmetro do controlador na resposta do sistema estudado em malha fechada são mostrados na Tabela 1. Esses efeitos assumem um caráter geral, visto que, podem existir exceções em determinados sistemas, que mudariam alguns comportamentos da resposta. Vale ressaltar que, em alguns casos, o efeito final na variável de saída dos sistemas, que é ocasionado pelo conjunto destas ações de controle, pode não seguir exatamente as especificações observadas na Tabela 1. Por esta razão, esta tabela deverá ser empregada somente como um guia rápido de referência, ficando os ajustes finais do controlador ao encargo do projetista (FERNANDES JÚNIOR, 2006).

Tabela 1: Os efeitos causados pelo aumento dos parâmetros do controlador PID na resposta do sistema em malha fechada

| Resposta em malha fechada | Tempo de subida | Sobre elevação | Tempo de estabilização | Erro estacionário |
|---------------------------|-----------------|----------------|------------------------|-------------------|
| Proporcional              | Diminuição      | Aumento        | Pequena alteração      | Diminuição        |
| Integrativo               | Diminuição      | Aumento        | Aumento                | Elimina           |
| Derivativo                | Sem alteração   | Diminuição     | Diminuição             | Sem alteração     |

Fonte: (FERNANDES JÚNIOR, 2006)

No estudo de caso que será apresentado e de uma maneira geral, pode-se afirmar que: se adiciona o ganho proporcional para se obter um certo tempo de subida da resposta; se

adiciona o modo derivativo para conseguir uma determinada sobre elevação; e que só se adiciona o modo integral quando se deseja eliminar o erro estacionário (FERNANDES JÚNIOR, 2006).

A correta determinação dos parâmetros de ajuste do controlador é um problema sério em muitas aplicações. A maneira mais direta para se configurar os parâmetros do controlador é o uso de regras de ajuste (O'DWYER, 2009).

Para ajudar na escolha destes parâmetros, várias regras clássicas de sintonia foram desenvolvidas e se encontram disponíveis nas literaturas. Devido à existência dessas regras, qualquer planta produtiva pode ter seu controlador PID sintonizado com agilidade, ou ao menos obter excelentes valores para um ponto de partida de uma sintonia fina, mais precisa. Exemplos de tais conjuntos de regras são as criadas por Ziegler e Nichols, Harriot e Cohen e Coon, dentre outras. A partir dessas regras clássicas, muitas outras regras vêm sendo desenvolvidas, bem como, muitas alternativas para implementação dessas regras de maneira prática, assunto que será abordado neste trabalho (ÅSTRÖM; HÄGGLUND, 1996; VALÉRIO; COSTA, 2006).

Atualmente, mais da metade das malhas de controle industrial apresentam tecnologia PID clássica ou PID modificada, partindo de regras clássicas de sintonia, como as regras Ziegler e Nichols. Por esse e outros motivos, tais regras são utilizadas até os dias de hoje, na definição dos parâmetros dos controladores industriais e também serão utilizadas neste trabalho, sendo apresentadas na seção 2.2 (GOODWIN; GRAEBE; SALGADO, 2000).

## 2.2 MÉTODOS CLÁSSICOS DE SINTONIA

Como dito anteriormente, existem vários métodos de sintonia para controladores PID. Esses métodos podem ser baseados na resposta do sistema em malha aberta ou em malha fechada. Os métodos baseados na resposta em malha fechada, como método de Harriott, apresentam a desvantagem de operar por tentativas e erros para se identificar os valores corretos do ajuste e optou-se por não se utilizar tais métodos por motivos de segurança. A operação por tentativas e erros é muito perigosa quando a variável controlada é a pressão, podendo eventualmente causar acidentes, caso o processo entre em zona de instabilidade. O método de Harriot, assim como o segundo método de Ziegler e Nichols, é baseado na determinação de um ganho somente proporcional, por tentativa e erro, para o qual o sistema

seja estável e apresente oscilações com determinadas taxas de amortecimento requeridas. Esse tipo de método não será utilizado, conforme exposto anteriormente (BEGA et. al., 2006).

Já os métodos baseados na resposta do sistema em malha aberta, que serão utilizados neste trabalho, como o primeiro método de Ziegler e Nichols e as regras de Cohen e Coon, necessitam apenas, de um distúrbio imposto ao processo para a determinação dos parâmetros que sintonizem o controlador. Os métodos de sintonia em malha aberta baseiam-se, normalmente, na resposta que a variável estudada apresenta a uma perturbação em degrau e na comparação dessa resposta com sistemas mais simples e com comportamento previamente conhecido, normalmente de primeira ordem. A análise em malha aberta, além de ter um custo de realização menor que a análise em malha fechada, não necessariamente precisa ser feita na instalação física do próprio processo, podendo ser realizada em ambientes de simulação computacionais, como o Matlab®, por exemplo, evitando assim a possibilidade de um acidente no local de aplicação (BEGA et. al., 2006; GOMES, 2009).

Para a realização deste trabalho foi escolhida a primeira regra de Ziegler e Nichols, por ser mais simples de ser aplicada, nesse caso, em relação aos outros métodos. O método de Cohen e Coon, que é o método que mais se aproxima da primeira regra de Ziegler e Nichols em termos de resultado, não foi escolhido, pois para sua aplicação seria necessária o entendimento e a determinação de mais termos, como o índice de auto-regulação, por exemplo. Apesar dessa escolha, deve-se ter em mente que qualquer que seja o método utilizado para a sintonia do controlador, normalmente são necessários reajustes dos parâmetros e a realização de uma sintonia fina, que otimize os valores encontrados devido à não linearidade dos processos reais (BEGA et. al., 2006; GOMES, 2009).

### **2.2.1 O Método de Ziegler-Nichols**

Ziegler e Nichols (1942) propuseram regras de sintonia para o controle PID básico, que determinam os valores dos parâmetros proporcional, integrativo e derivativo ( $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$ ) do controlador, de modo a atender as especificações de desempenho e as necessidades e particularidades de cada aplicação, de maneira rápida e eficiente, com base na resposta transitória do processo a controlar (OGATA, 2002). São métodos clássicos, que foram desenvolvidos há mais de 60 anos e, apesar da idade avançada da criação, ainda são largamente utilizados nas indústrias para a sintonia de controladores PID, por serem eficientes

na busca dos parâmetros e trazerem resultados satisfatórios (BAHAVARNIA; TAVAZOEI, 2013). Embora muitas regras de ajuste foram e vem sendo propostas para controladores PID ao longo do tempo, nenhuma substituiu as regras de Ziegler-Nichols, por serem simples em termos de familiaridade e facilidade de uso na obtenção de boas configurações iniciais para os parâmetros do controlador (DEY; MUDI, 2009). Tais regras podem ser utilizadas tanto quando se tem o modelo matemático do processo conhecido (que é o caso deste trabalho), como quando não se tem conhecimento prévio deste modelo (VALÉRIO; COSTA, 2006).

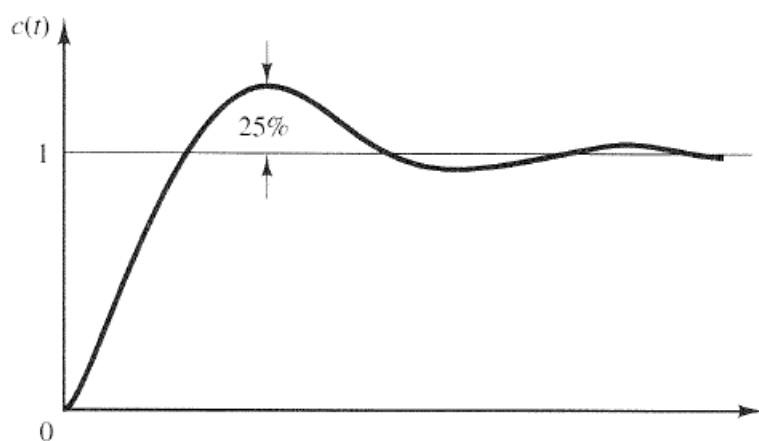
No primeiro caso, aplica-se uma excitação em degrau (“step” na linguagem de programação utilizada no trabalho) no modelo matemático do processo, que neste caso é previamente conhecido, em malha aberta e avalia-se a resposta experimental deste sistema em ambientes de simulação (como o Matlab®, por exemplo, utilizado neste trabalho), atendendo às regras de Ziegler-Nichols e respeitando as especificações de regime transitório e estacionário do sistema. A partir disto, interpreta-se a influência dos valores dos parâmetros encontrados, para conseguir alterá-los de forma adequada (aumentando ou diminuindo os ganhos dependendo do processo), através de uma sintonia fina, e com isso, obter os parâmetros finais, ou seja, os mais adequados para sintonizar o controlador daquele determinado processo, respeitando as características e limitações de cada aplicação (SILVA; DATTA; BHATTACHARYYA, 2005).

No segundo caso, quando não se conhece o modelo matemático, uma abordagem analítica deixa de ser viável. São aplicadas então, técnicas experimentais de sintonia no processo, variando os valores dos parâmetros e testando a influência desses valores na própria planta estudada, verificando dados como tempo de resposta e valor máximo de ultrapassagem. A partir da interpretação dos resultados destes experimentos e do comportamento da resposta do sistema, dessa vez em malha fechada, é possível estimar os parâmetros iniciais necessários ao controle e obter um modelo matemático aproximado do processo, sendo um bom ponto de partida para a realização de uma sintonia fina, permitindo que os parâmetros ótimos sejam encontrados para o controlador daquele determinado processo, mesmo sem se conhecer seu modelo previamente (VALÉRIO; COSTA, 2006).

Existem dois métodos designados como regras de Ziegler-Nichols, sendo o primeiro, que será utilizado nesse trabalho, baseado na resposta do sistema em malha aberta e o segundo em malha fechada. Em ambos o objetivo é obter um valor máximo de ultrapassagem (ou *overshoot*, na linguagem de programação) de aproximadamente 25% na resposta do processo a controlar a uma excitação em degrau, como mostra a Figura 3. Quando esses

métodos podem ser aplicados, o sistema com o controlador sintonizado de acordo com as regras apresentam valores máximos de ultrapassagem de até 60% e devem ser ajustados para uma média de 25%, segundo as regras (OGATA, 2002).

Figura 3: Curva de resposta ao degrau unitário mostrando overshoot de 25%

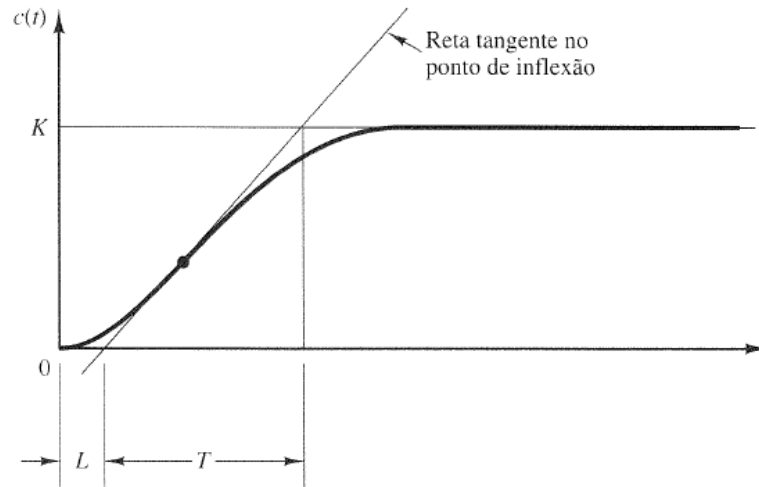


Fonte: (OGATA, 2002)

#### 2.2.1.1 O Primeiro Método de Ziegler-Nichols

Na primeira regra de Ziegler-Nichols para ajuste de um controlador PID, deve-se obter experimentalmente a resposta que o processo ou planta estudada apresenta em malha aberta, a uma excitação em degrau unitário. Essas respostas podem ser obtidas através de experimentos em ambientes de simulação (como o Matlab®, por exemplo, utilizado neste trabalho) ou através de simulações reais, no próprio processo a controlar, nas instalações físicas da planta. Se este processo não apresentar integradores do sinal de entrada, sua curva de resposta pode ter formato em S, como pode ser visto na Figura 4. Caso a curva da resposta não tenha sua forma em S, provavelmente o processo a controlar apresenta componentes integradores do sinal de entrada (integradores do degrau unitário) e este primeiro método não pode ser aplicado (ÅSTRÖM; HÄGGLUND, 2004).

Figura 4: Curva de resposta em formato de S



Fonte: (OGATA, 2002)

Quando a curva da resposta tem o formato representado na Figura 4, duas constantes podem ser encontradas quando se traça uma reta tangente ao ponto de inflexão da curva. Na intersecção dessa reta traçada com o eixo das abscissas, do tempo, obtém-se a constante  $L$ , que representa o tempo de retardo do sistema (atraso ou *delay* entre o envio do sinal e seu reconhecimento pelo controlador), e na intersecção dessa reta tangente com a reta em que o eixo das ordenadas é sempre igual a  $K$  ( $y = K$ ), obtém-se  $T$ , que representa a constante de tempo, que nada mais é do que o tempo que o sistema leva para conseguir estabilizar-se nas condições requeridas. Esses detalhes também podem ser vistos na Figura 4 (VALÉRIO; COSTA, 2006).

Um sistema que apresenta curva de resposta com as características semelhantes a da curva da Figura 4, pode ter sua função de transferência aproximada à de um sistema de primeira ordem e com retardo de transporte, ou seja, a relação entre o sinal de entrada e o sinal de saída pode ser aproximada a um sistema com modelo já conhecido e representado na equação 5 (BAHAVARNIA; TAVAZOEI, 2013).

$$G(s) = \frac{k}{1 + Ts} e^{-Ls} \quad (5)$$

Para sistemas que apresentam a equação 5 como modelo matemático ou que podem ter suas funções de transferência aproximadas à equação 5, Ziegler e Nichols sugeriram ajustar os valores dos parâmetros (proporcional, integrativo e derivativo) de acordo com a Tabela 2, onde aparecem sugestões de ajustes para os parâmetros, não somente para o controlador PID, mas também nos casos de controlador PI (sem a parcela derivativa) e de controlador P, somente proporcional (O'DWYER, 2009; RUIZ, 2005).

Tabela 2: Regras de sintonia de Ziegler e Nichols (Primeiro Método)

| Tipo de controlador | Kp      | Ti       | Td   |
|---------------------|---------|----------|------|
| P                   | T/L     | $\infty$ | 0    |
| PI                  | 0,9 T/L | L/0,3    | 0    |
| PID                 | 1,2 T/L | 2L       | 0,5L |

Fonte: (RUIZ, 2005)

Ao substituir os dados sugeridos na Tabela 2 para os parâmetros  $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$ , do controlador PID em sua equação característica (equação 1), obtém-se o modelo do controlador sintonizado, de acordo com o primeiro método de Ziegler e Nichols, representado pelo conjunto de equações 6 (OGATA, 2002).

$$\begin{aligned}
 G_c(s) &= K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \\
 &= 1,2 \frac{T}{L} \left( 1 + \frac{1}{2Ls} + 0,5Ls \right) \\
 &= 0,6T \frac{\left( s + \frac{1}{L} \right)^2}{s}
 \end{aligned} \tag{6}$$

Tal modelo de controlador, representado pelo conjunto de equações 6, está pronto para ser inserido no processo que apresenta as características exigidas por esse método e exercer sua função de controle desejada (SILVA; DATTA; BHATTACHARYYA, 2005). Caso o modelo desse controlador não seja considerado o ideal perante as características do processo, deve-se fazer então, uma sintonia fina a partir dos primeiros parâmetros fornecidos pelo método e obter parâmetros considerados melhores para o caso (OGATA, 2002).

### 2.2.1.2 O Segundo Método de Ziegler-Nichols

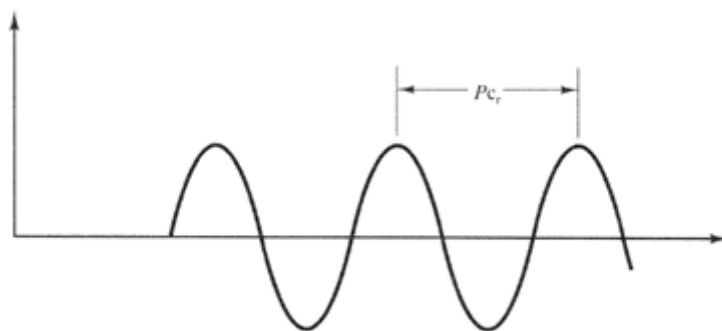
Caso a curva de resposta do sistema, sob a ação de uma excitação em degrau unitário não tenha formato em S e o processo estudado possua integradores do sinal de entrada, o primeiro método de ajuste não pode ser aplicado e, com isso, deve-se iniciar a aplicação do segundo método. Neste método, que pode ser realizado tanto em ambientes de simulação, como no próprio local de uso, ajustam-se os valores dos parâmetros integrativo e derivativo de acordo com as equações 7 e 8 (OGATA, 2002; ZIEGLER; NICHOLS, 1942).

$$T_i = \infty \quad (7)$$

$$T_d = 0 \quad (8)$$

Com esses valores para  $T_i$  e  $T_d$  inseridos no controlador e, portanto, utilizando somente a ação de controle proporcional ( $K_p$ ), varia-se, em malha fechada, o valor do ganho proporcional de zero até um valor  $K$  crítico ( $K_{cr}$ ), a partir do qual o controle do processo entra na zona de instabilidade (ou seja, deixa de ser estável e passa a não estar mais controlado, podendo se comportar de maneira inesperada) e para o qual a resposta na saída, apresente oscilações mantidas, caracterizadas por um período crítico ( $P_{cr}$ ), como mostra a Figura 5. Caso a resposta, para qualquer valor de  $K_p$ , não apresente oscilações, então tal método não pode ser aplicado (OGATA, 2002).

Figura 5: Oscilação mantida no período crítico



Fonte: (OGATA, 2002).

Para sintonizar os controladores PID quando o processo é complexo a ponto de nenhuma das duas regras de Ziegler-Nichols poderem ser aplicadas, existem outros métodos de sintonia disponíveis nas literaturas, como por exemplo, as regras de Harriot, de Cohen e Coon, dentre outras (VALÉRIO; COSTA, 2006). Estas e outras regras de sintonia não serão abordadas neste trabalho, pois em nosso estudo de caso, como em grande parte dos casos de sintonia encontrados nas indústrias, foram utilizadas somente as regras de Ziegler-Nichols (DEY; MUDI, 2009).

Quando a resposta do sistema respeita as condições estabelecidas pela segunda regra de Ziegler-Nichols, apresentando oscilações mantidas, dois valores são determinados: o ganho  $K_{cr}$  (até o qual foi variado o parâmetro de entrada) e o período crítico ( $P_{cr}$ ) correspondente (colhido nas oscilações). Para situações deste tipo, Ziegler e Nichols sugeriram ajustar os valores de  $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$  de acordo com a Tabela 3 (OGATA, 2002).

Tabela 3: Regras de sintonia de Ziegler e Nichols (Segundo Método)

| Tipo de controlador | $K_p$         | $T_i$          | $T_d$          |
|---------------------|---------------|----------------|----------------|
| P                   | 0,5 $K_{cr}$  | $\infty$       | 0              |
| PI                  | 0,45 $K_{cr}$ | 1/1,2 $P_{cr}$ | 0              |
| PID                 | 0,6 $K_{cr}$  | 0,5 $P_{cr}$   | 0,125 $P_{cr}$ |

Fonte: (OGATA, 2002)

Ao substituir os dados sugeridos pela Tabela 3 para os parâmetros  $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$ , do controlador PID em sua equação característica (equação 1), obtém-se o modelo do controlador sintonizado de acordo com o segundo método de Ziegler-Nichols, representado pelo conjunto de equações 9 (OGATA, 2002).

$$\begin{aligned}
 G_c(s) &= K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \\
 &= 0,6 K_{cr} \left( 1 + \frac{1}{0,5 P_{cr} s} + 0,125 P_{cr} s \right) \\
 &= 0,075 K_{cr} P_{cr} \frac{\left( s + \frac{4}{P_{cr}} \right)^2}{s}
 \end{aligned} \tag{9}$$

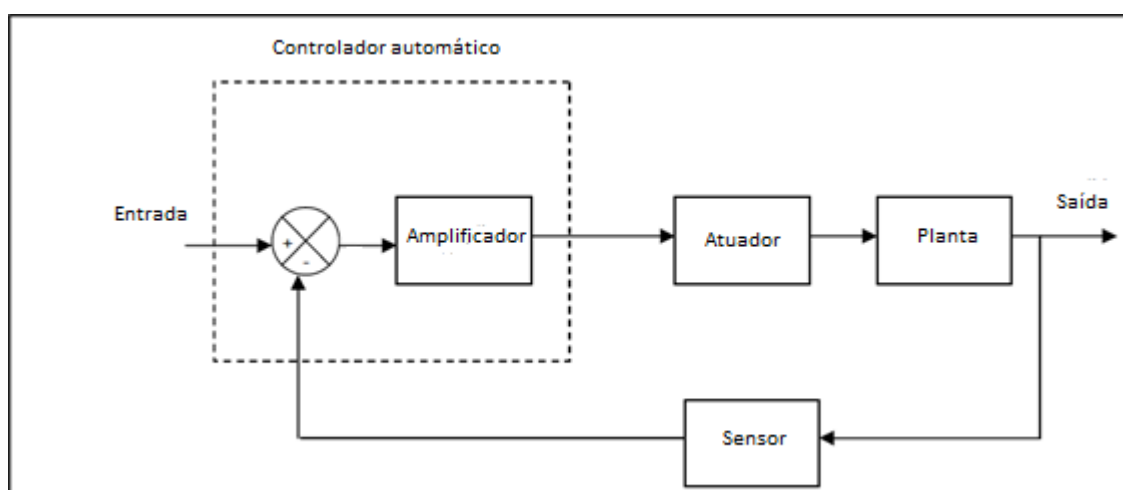
Tal modelo de controlador, representado pelo conjunto de equações 9, está pronto para ser inserido no processo que apresenta as características exigidas por esse método e exercer sua função de controle desejada (KUMAR PADHY; MAJHI, 2009).

Nem sempre os valores encontrados para os parâmetros do controlador pelo método de Ziegler-Nichols (seja pela primeira ou segunda regra), são os valores ideais para aquele processo. É muito comum, ao aplicar tais regras, obter respostas do processo, já com o modelo do controlador inserido, com valores máximos de ultrapassagem excessivos ou tempo de resposta muito altos, que podem ser prejudiciais ou não aplicáveis ao próprio processo. Quando isso acontece, deve-se fazer uma sintonia fina, ou seja, mudar os parâmetros (aumentar ou diminuir) de acordo com as necessidades do processo, partindo dos parâmetros iniciais, encontrados pelos métodos de Ziegler-Nichols, até o sistema apresentar respostas transitórias satisfatórias (OGATA, 2002). Muitos métodos vêm sendo propostos por pesquisadores, para executar esta sintonia fina de maneira rápida e automática, mas nem sempre conseguem ter boa aplicabilidade nos processos, sendo restritos a alguns processos em particular (DEY; MUDI, 2009).

### 3 METODOLOGIA

Para conseguir aplicar a teoria e conseguir controlar a pressão de um reator, não basta dispor apenas do controlador PID devidamente sintonizado, com os valores de seus parâmetros previamente conhecidos. Para conseguir atuar, o controlador PID necessita da colaboração de alguns outros dispositivos, que juntamente com ele, formam o sistema de controle. Esses dispositivos irão interagir com o controlador na instalação, fornecendo ou recebendo informações do processo, que resultarão em ações de controle. A Figura 6 mostra um sistema de controle simples aplicado em ambientes industriais (OGATA, 2002; SOISSON, 2002).

Figura 6: Diagrama de blocos de um sistema simples de instalação de um controle industrial



Fonte: (KUO, 1996)

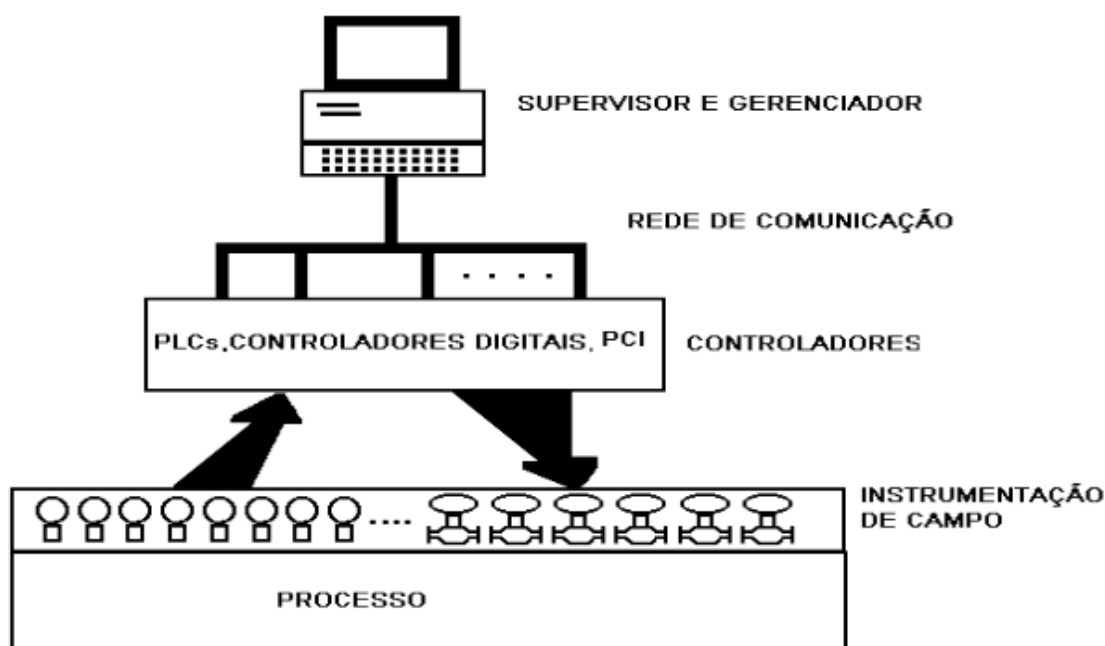
Observando a Figura 6, percebe-se a presença de dois instrumentos, além do controlador (linha tracejada), que são: o sensor e o atuador. O controlador automático, que no caso deste estudo é do tipo PID, detecta o sinal de erro e o amplifica a um nível suficientemente elevado. Para isso, em sua entrada é conectada um sensor, que é um dispositivo de medição, capaz de converter o sinal de uma variável controlada (medida), como a pressão, por exemplo, num sinal de saída compatível com a entrada do controlador. Como exemplos de sensores temos os termopares, os barômetros, os potenciômetros, as fibras ópticas, o ultrassom, dentre outros (FERNANDES JÚNIOR, 2006).

Já a saída do controlador é conectada a um atuador, que é um dispositivo que produz uma ação de controle na instalação. A equação PID controla o processo, enviando um sinal de saída ao atuador. Quanto menor for o erro entre a referência ou *setpoint* (valor desejado para a variável) e a variável de processo medida, menor o sinal de saída do controlador e vice-versa. Dessa forma, o controlador PID direciona a variável de processo para que alcance o valor desejado. Exemplos práticos de atuadores são as válvulas de controle, os pistões, os inversores, as resistências, os motores, dentre outros (BEGA et. al., 2006).

No estudo de caso deste trabalho, tais instrumentos (sensor, controlador e atuador) serão todos devidamente selecionados e integrados no Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD), existente na empresa e com espaço disponível para receber mais este projeto, de controle da pressão do reator R3200A. O SDCD pode ser entendido como uma sala de controle, gerenciadora do processo estudado, microprocessada em rede com vários outros sistemas, caracterizando-se pela mudança de processos automatizados para verdadeiros sistemas de automação com supervisão e capacidade de rastreamento de todas as etapas do processo produtivo. O operador não opera mais uma mudança de pressão, por exemplo, próximo do equipamento, conseguindo visualizá-la e alterá-la, estando numa sala de controle observando um monitor (FERNANDES JÚNIOR, 2006).

O SDCD é uma rede de comunicação que foi desenvolvida para substituir os controladores analógicos, no controle de processos industriais e permitir aos operadores uma melhor visualização do processo como um todo, permitindo um melhor controle. Ele já vem de fábrica com uma série de instruções pré-programadas, relativas às várias funções que um usuário pode precisar. Estas instruções incluem vários algoritmos de controle, de aquisição de dados, de montagem das telas de visão geral, de alarme, de registro, dentre outras. A Figura 7 mostra uma visão geral do SDCD (BEGA et. al., 2006).

Figura 7: Visão Geral do SDCD



Fonte: (CORREA, 2002)

Quando o usuário vai instalar no SDCD as instruções relativas à sua aplicação específica, ele segue os seguintes passos:

- Introduz os Tags (identificação dos sistemas por letras e/ou números) de seus instrumentos no sistema;
- Define os endereços de entrada e saída dos instrumentos;
- Define os algoritmos que deverão ser utilizados para cada malha;
- Define os parâmetros relativos ao ganho proporcional, integral e derivativo;
- Define níveis de alarme ou ações de controle.

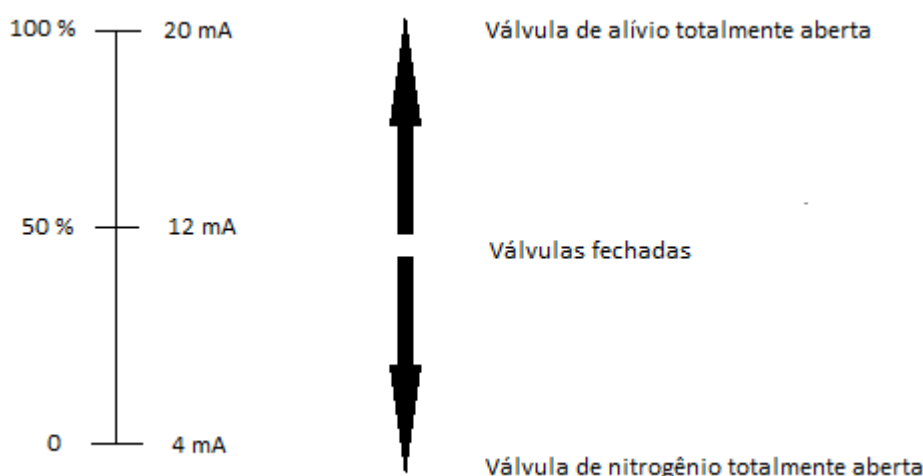
Estas informações são armazenadas na estação de controle, em sua base de dados e os instrumentos são interligados por software, através de configurações adequadas. Em nosso estudo de caso, a empresa está disponibilizando um SDCD já existente em suas instalações e com capacidade de suportar mais este sistema de controle. A função deste trabalho será inserir o controlador que será projetado nas seções seguintes no SDCD da empresa, selecionando para isso, os dispositivos mais adequados que irão compor o sistema de controle (BEGA et. al., 2006).

Vale ressaltar que, como será utilizado o SDCD, que é uma rede de controle microprocessada, surgirá a necessidade de se selecionar mais um dispositivo, além do sensor e do atuador: o transmissor. Para sistemas integrados no SDCD, o sensor detecta o valor da variável de processo, mas não envia tal valor ao controlador. Este serviço é feito pelo transmissor, que como o próprio nome diz, tem a função de transmitir o valor da variável medida pelo sensor de maneira adequada para a entrada do controlador. Dessa maneira, o operador pode visualizar o valor da variável medido no local, em uma sala de controle, longe das instalações (FERNANDES JÚNIOR, 2006).

Com a utilização do SDCD e a adoção da supervisão e do controle centralizado em uma sala própria, tornou-se necessário o envio à distância de um sinal proporcional à variável medida, ou seja, a transmissão do sinal. Entende-se por transmissor, os instrumentos que convertem o sinal de um sensor em um sinal padrão para ser enviado à distância. Com a evolução da instrumentação eletrônica e analógica, foi padronizada a transmissão de sinais na forma de corrente contínua, na faixa de 4 a 20 mA. Um dispositivo desse tipo, também será selecionado e incorporado no projeto (BEGA et. al., 2006).

Outra particularidade na implementação do sistema de controle deste estudo de caso é a utilização de uma estratégia de controle em faixa dividida, chamada *Split – Range*. Este tipo de controle envolve normalmente dois atuadores (duas válvulas de controle) sendo operados pelo mesmo controlador. Neste trabalho, o controle da pressão do reator R3200A será feito por um único controlador PID, através de duas válvulas de controle, sendo uma controlando a entrada de nitrogênio a 6 bar e outra controlando uma válvula de alívio (para escape de gases e diminuição da pressão interna do reator). A Figura 8 mostra como será o controle em faixa dividida em nosso trabalho.

Figura 8: Controle Split-Range



Fonte: Autoria Própria

No reator R3200A haverá uma linha de entrada de  $N_2$ , na qual estará instalada uma válvula de controle que trabalhará totalmente aberta quando receber do transmissor um sinal de 4 mA e irá fechando gradativamente com o aumento da pressão interna do reator, estando totalmente fechada quando o sinal de transmissão atingir 12 mA. Haverá também, outra linha destinada à saída de gases (alívio da pressão), na qual estará instalada a segunda válvula de controle que trabalhará totalmente aberta quando receber do transmissor um sinal de 20 mA e irá fechando quando o sinal de transmissão for caindo, estando totalmente fechada a 12 mA. Assim, quando a pressão do reator estiver no valor desejado (2 bar), o transmissor estará enviando 50% do sinal (12 mA) e as duas válvulas estarão fechadas. Se a pressão do reator começar a cair e ficar menor que 2 bar, o transmissor começará a diminuir o valor do sinal emitido, baixando de 12 mA até chegar a 4 mA, quando necessário. Tais valores correspondem à abertura automática da válvula que injeta  $N_2$  e faz com que a pressão interna do reator aumente. Por outro lado, se a pressão do reator começar a subir e exceder 2 bar, o transmissor começará a aumentar o valor do sinal emitido, indo de 12 mA até chegar em 20 mA, quando necessário. Tais valores correspondem à abertura automática da válvula de alívio, que faz com que a pressão interna do R3200A diminua (BEGA et. al., 2006).

Nas próximas seções serão selecionados os dispositivos adequados para essa aplicação e será inserido o sistema de controle no SDCCD da indústria. Serão selecionados: um sensor, que será posicionado no reator, para medição da pressão interna do reator; um transmissor de

pressão, que receberá as informações do sensor e transmitirá tais informações, adequadamente, para o controlador, na sala de controle; e dois atuadores, que serão duas válvulas de controle, sendo uma para injeção de  $N_2$  e outra para o alívio dos gases, que receberão o sinal de comando do controlador e farão a ação de controle para o valor desejado.

Com o sistema devidamente selecionado por completo, serão inseridos os parâmetros encontrados para o controlador PID no SDCD e integraremos todos os dispositivos no controlador, colhendo os resultados e a resposta do processo, esperando obter seu total controle.

### 3.1 ESTUDO DE CASO: CONTROLE DE PRESSÃO NUMA PLANTA QUÍMICA

Neste trabalho será estudado um processo de uma indústria química, fabricante de fertilizantes e agrotóxicos. Tal empresa contribuiu com todos os dados e informações necessárias ao estudo. Porém, não serão mencionados os nomes das marcas dos produtos fabricados e de algumas matérias-primas presentes na reação, por serem informações confidenciais e segredos de processo.

#### 3.1.1 O Processo

Trata-se de um processo produtivo de uma indústria química para fabricar fertilizantes e agrotóxicos. O processo, como um todo, é considerado grande e complexo. O prédio produtivo possui quatro andares compostos por vários equipamentos e instrumentos, e o processo de fabricação do produto, desde a adição das matérias-primas até a obtenção do produto final (já na embalagem), demora cerca de um dia e meio.

Diante de uma planta dessa grandeza, obviamente não será analisado tal processo como um todo. Neste trabalho será abordada apenas uma parte intermediária desse processo: o controle da pressão de um reator, dentre os mais de 10 reatores presentes nessa planta.

Tal reator, denominado R3200A, possui 2800 mm de diâmetro por 3100 mm de altura. É um reator encamisado, com capacidade de  $20 m^3$ , contruído em aço inox 316L e que possui agitadores. Sua camisa é aquecida com vapor e resfriada com água, o que regula a

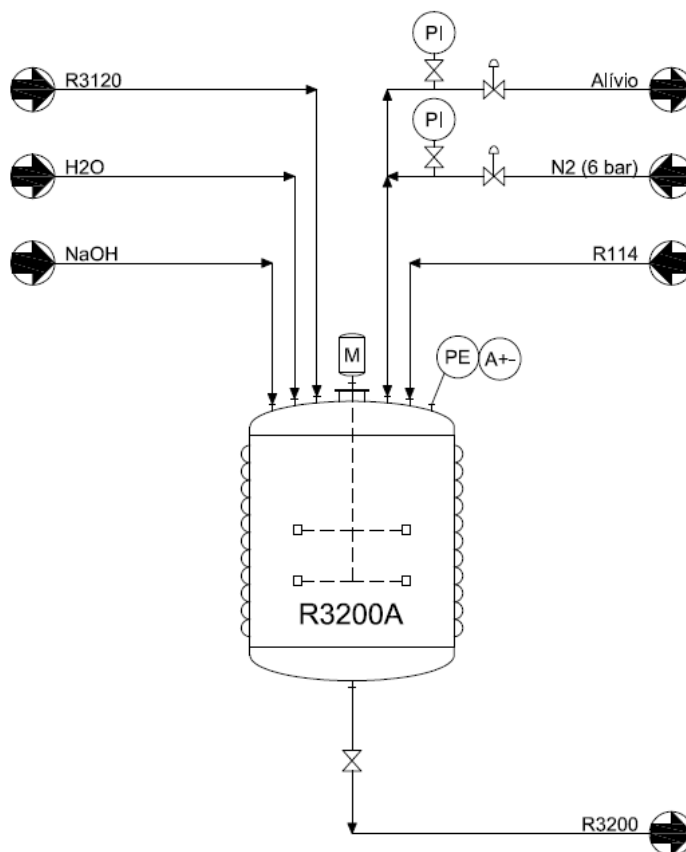
temperatura do reator de acordo com a necessidade do processo. A pressão de projeto do R3200A é de 10 *bar*. Sua função é fazer a mistura e a reação de certas matérias-primas que, quando combinadas da forma correta, formam um novo produto que servirá como um componente essencial (uma nova matéria-prima) para a fabricação do produto final. Porém, quando as matérias-primas não são combinadas da maneira projetada para este reator e o produto resultante dessa mistura não atinge as especificações necessárias, ele não pode ser utilizado na fabricação do produto final, pois resultaria em desvios na qualidade ofertada para o fertilizante ou agrotóxico e reclamações ou devoluções de lotes por parte dos clientes. Quando isso acontece, a empresa perde o lote daquela mistura específica (aproximadamente 20 m<sup>3</sup> de produto), juntamente com toda a matéria-prima, acarretando em um alto prejuízo financeiro.

Para se fazer tal mistura e processar tal reação de maneira adequada, o reator deve manter sua pressão interna em 2 *bar*, quantidade estipulada pelos engenheiros de processo da referida empresa para obter as propriedades desejadas do produto final, enquanto promove a agitação e a mistura das matérias-primas. São inseridas no reator doses de soda cáustica e água quente para reagir com outras soluções, preparadas e vindas de outros reatores do mesmo processo. Caso a pressão interna do reator exceda ou fique abaixo de 2 *bar* no momento da mistura, a reação deixa de acontecer da maneira planejada e traz como resultado, um produto fora das especificações requeridas, o que obriga a empresa a descartar aquele lote, assumindo seu prejuízo.

Até o início deste projeto, tal controle era feito de maneira manual, operação que além de ser muito imprecisa, trazia grandes riscos à segurança dos trabalhadores. O operador analisava os resultados do instrumento de medida de pressão interna do reator e observava o alerta em forma de luz vermelha, controlando manualmente duas válvulas, sendo uma de nitrogênio a 6 *bar* de pressão e a outra uma válvula de alívio. Assim, quando o operador percebia que a pressão interna do reator estava abaixo de 2 *bar*, visualizando o alerta, ele abria parcialmente a válvula de nitrogênio (que está com 6 *bar* de pressão), fazendo com que a pressão interna do reator aumentasse. Por outro lado, quando este operador percebia que a pressão interna do reator estava acima de 2 *bar*, visualizando o alerta, ele abria a válvula de alívio, de escape dos gases, fazendo com que a pressão interna do R3200A diminuísse. Ao término do tempo necessário para que ocorresse a reação, o operador abria a válvula de alívio e o sistema era despressurizado. A pressão interna do reator passava de 2 *bar* para 0,4 *bar* e o reator estava pronto para ser descarregado. O tempo entre o início das operações no reator e

sua despressurização era de aproximadamente 17 horas. O processo descrito pode ser visualizado na Figura 9.

Figura 9: Fluxograma do processo com controle manual de pressão



Fonte: Fluxograma Real do processo adaptado

Para se realizar os procedimentos descritos no parágrafo anterior, a empresa necessitava possuir operadores qualificados e experientes para este tipo de serviço. Além disso, ela devia disponibilizar ao menos um desses operadores somente para o controle da pressão deste reator, outro para o controle da temperatura e outro para o controle de qualquer outra variável em que houvesse a necessidade de se controlar. Vale lembrar que o processo é grande e que todos os reatores precisam ter o controle de suas variáveis (e não somente o R3200A) e, sendo assim, a empresa teria que contratar muitos especialistas em controle de processos para continuar gerenciando a planta de maneira manual, o que seria totalmente inviável. Além disso, com o ajuste manual, o sistema ficava suscetível à imperícia, ao descuido e aos erros dos operadores, o que tornava sua sintonia precária, resultando em muitas bateladas perdidas e altos prejuízos financeiros. Da mesma forma, por mais ágil e habilidoso que fosse o operador, ele não conseguia promover uma sintonia sensível às mudanças contínuas sofridas pela planta.

Sua atuação sobre a malha de controle aproximava-se mais para uma situação de valores discretos do que para valores contínuos, que melhor controlariam o processo (NISE, 2002).

Focando-se, ainda, na planta e no controle da pressão do reator R3200A, percebia-se também que um sistema suscetível a erros humanos como esse, ficava também vulnerável a danos em equipamentos e à segurança de seus trabalhadores, o que poderia acarretar em gastos desnecessários e elevados para a empresa. Assim, resume-se então que a implantação de um sistema de sintonia para tal processo se faz totalmente necessária, visto que, melhorará as condições de segurança dos operadores, ao passo que evitará desnecessários custos elevados, seja com danos aos equipamentos ou com bateladas perdidas.

Neste trabalho, será projetado um controlador PID para o controle de pressão do reator R3200A. A partir do modelo matemático da planta, fornecido pela empresa estudada, será sintonizado o controlador de acordo com as regras de Ziegler e Nichols, apresentadas na seção 2.2 e interpretado os resultados dos valores dos parâmetros na resposta da planta, reajustando-os, quando for necessário. Tal controlador projetado será implantado no Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD) existente na planta estudada, de acordo com a estratégia de controle *Split – Range* e os resultados serão apresentados e discutidos neste trabalho.

### 3.1.2 Projeto do controlador e sintonia de seus parâmetros

Para se obter o resultado esperado e controlar, neste caso, a pressão do reator R3200A em 2 *bar*, é necessário fazer uma boa sintonia do controlador PID, sendo esta, dependente do modelo matemático construído ou aproximado, para descrever a dinâmica da planta estudada. Para realizar a sintonia de controladores PID são necessárias duas etapas (GOODWIN; GRAEBE; SALGADO, 2000):

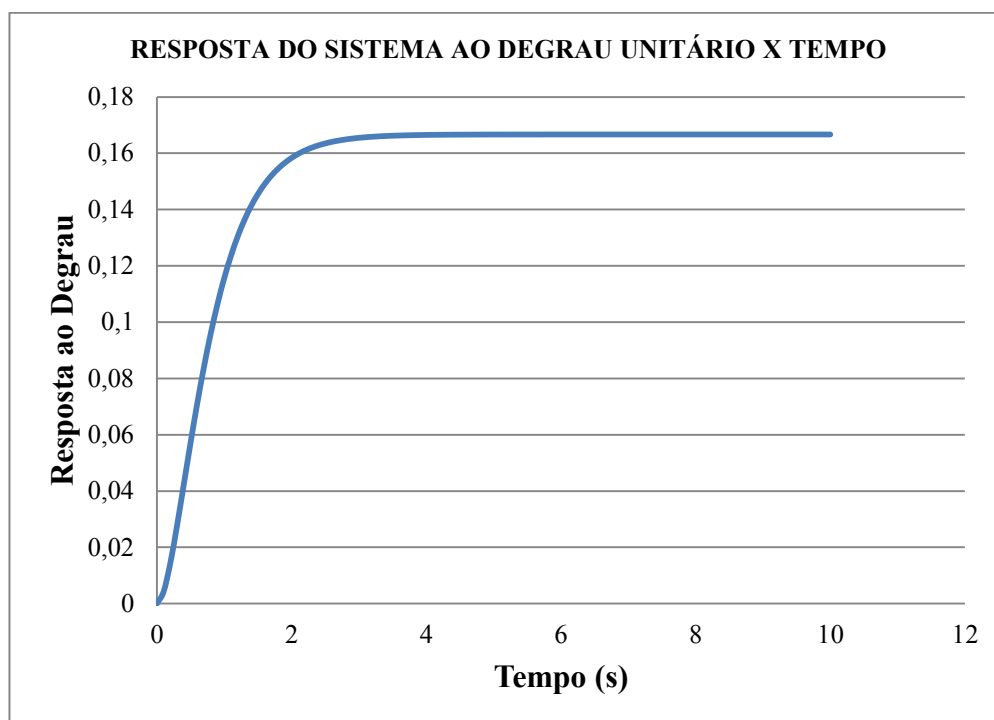
- Identificação da planta a ser controlada por um modelo matemático, representado por uma função de transferência;
- Baseado no modelo matemático obtido (aproximado ou não), sintonizar os parâmetros do controlador PID.

Os modelos matemáticos podem ter muitas formas diferentes, podendo, dependendo do sistema, apresentar uma forma mais adequada que a outra. Em problemas com controle ótimo, por exemplo, é mais vantajoso utilizar representações no espaço de estados. Já para análise de

resposta transitória de sistemas a uma entrada e uma saída, como a utilizada neste trabalho, ou resposta em frequência, a representação do modelo matemático através de função de transferência é mais conveniente do que qualquer outra forma. A função de transferência de um sistema é definida como a relação entre a transformada de Laplace do sinal de saída ou função resposta e a transformada de Laplace do sinal de entrada ou função excitação (OGATA, 2002).

Neste estudo, não foi preciso realizar processos experimentais para se obter um modelo matemático aproximado da planta. A própria empresa forneceu o modelo matemático do processo a controlar, baseada no modelo de uma planta muito parecida com a sua (localizada na matriz da empresa). Para determinar a função de transferência, a matriz dessa empresa utilizou um procedimento experimental, introduzindo no sistema um sinal de entrada conhecido, o degrau unitário, e estudando o sinal de saída. A Figura 10 mostra a saída do sistema no domínio do tempo.

Figura 10: Resposta do sistema ao degrau no domínio do tempo



Fonte: Documentação do processo da matriz da empresa

A função que representa a curva de resposta do sistema, gerada experimentalmente, foi obtida analiticamente e é mostrada na equação 10.

$$f(t) = \frac{1}{6} (1 + 2 e^{-3t} - 3 e^{-2t}) \quad (10)$$

A transformada de Laplace do sinal de entrada (degrau unitário) pode ser vista na equação 11.

$$F(s) = \frac{1}{s} \quad (11)$$

A transformada de Laplace do sinal de saída (equação 10) pode ser vista no conjunto de equações 12.

$$\begin{aligned} \frac{1}{ab} \left[ 1 + \frac{1}{a-b} (be^{-at} - ae^{-bt}) \right] &\rightarrow \frac{1}{s(s+a)(s+b)} \\ \frac{1}{3 \cdot 2} \left[ 1 + \frac{1}{3-2} (2e^{-3t} - 3e^{-2t}) \right] &\rightarrow \frac{1}{s(s+3)(s+2)} \end{aligned} \quad (12)$$

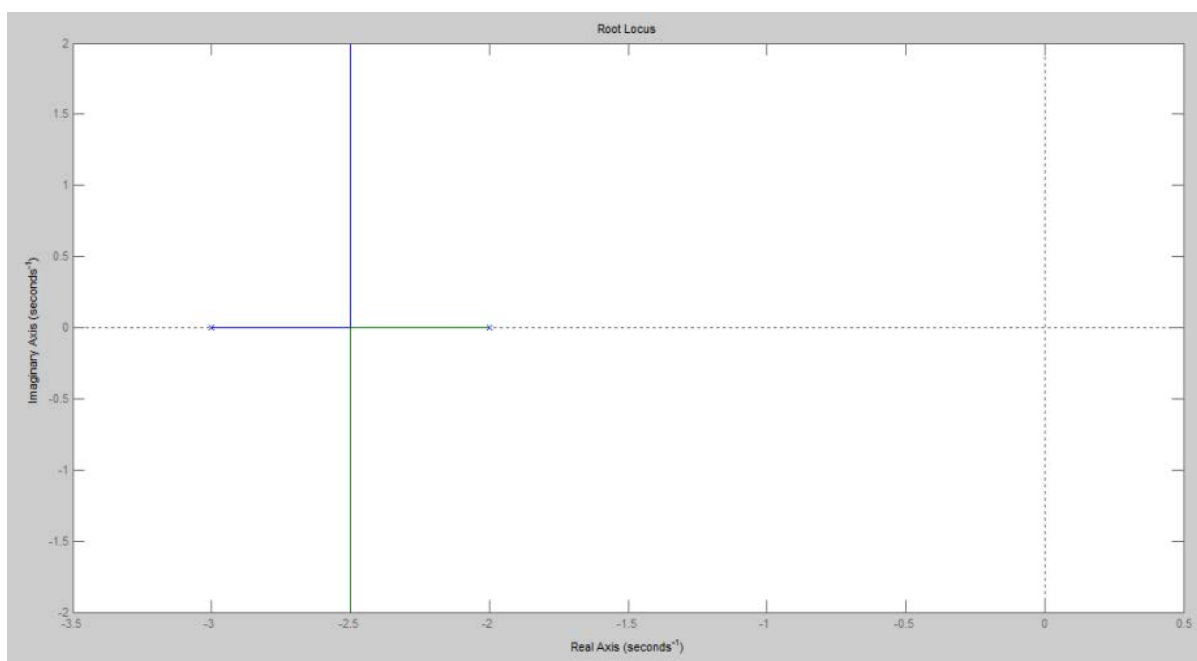
Com isso, a função de transferência que representa o modelo matemático do sistema, pode ser encontrada através da relação entre o sinal de saída e o sinal de entrada, como mostra o conjunto de equações 13.

$$F(s) = \frac{\text{saída}}{\text{entrada}} = \frac{\frac{1}{s(s+2)(s+3)}}{\frac{1}{s}} = \frac{1}{(s+2)(s+3)} \quad (13)$$

Com o modelo matemático da planta conhecido, primeiramente focou-se em conhecer melhor seu comportamento, analisando o posicionamento de suas raízes, pelo método do Lugar das Raízes, no ambiente computacional de simulação (Matlab®). Tal método consiste na representação gráfica dos pólos da função de transferência de um sistema em malha fechada e suas várias localizações, em função da variação dos parâmetros presentes na função de transferência do sistema. O gráfico do lugar das raízes possui a parte real dos pólos no eixo das abscissas e a parte imaginária no eixo das ordenadas. Entende-se que, se o gráfico do lugar das raízes do sistema estiver, em sua totalidade, localizado à esquerda do eixo das ordenadas, tal sistema terá comportamento estável para quaisquer valores dos ganhos inseridos no controlador. Porém, se alguma parte do gráfico cruzar o eixo das ordenadas, passando para o lado direito do eixo imaginário, tal sistema apresentará comportamento

instável, a partir do valor daquele ganho, que fez o gráfico entrar na zona de instabilidade, localizada à direita do eixo imaginário (OGATA, 2002). A Figura 11 mostra o lugar das raízes do processo da empresa química. Nota-se que o gráfico do processo estudado, localiza-se totalmente à esquerda do eixo imaginário e que, portanto, o processo terá comportamento estável para qualquer valor de ganho inserido, o que facilitará os estudos e experimentos, principalmente no momento da aplicação prática.

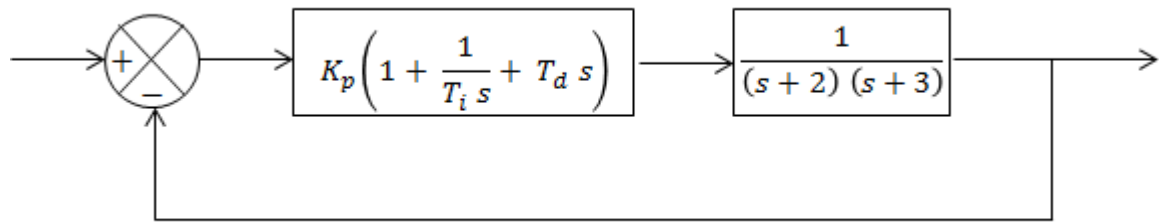
Figura 11: Lugar das raízes (Root-Locus) do processo estudado sem o controlador



Fonte: Autoria própria

O diagrama de blocos que representa como será feito o controle do processo pode ser visto na Figura 12. O próximo passo é aplicar as regras de Ziegler e Nichols, com o objetivo de determinar os valores para  $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$ , que melhor sintonizem nosso controlador.

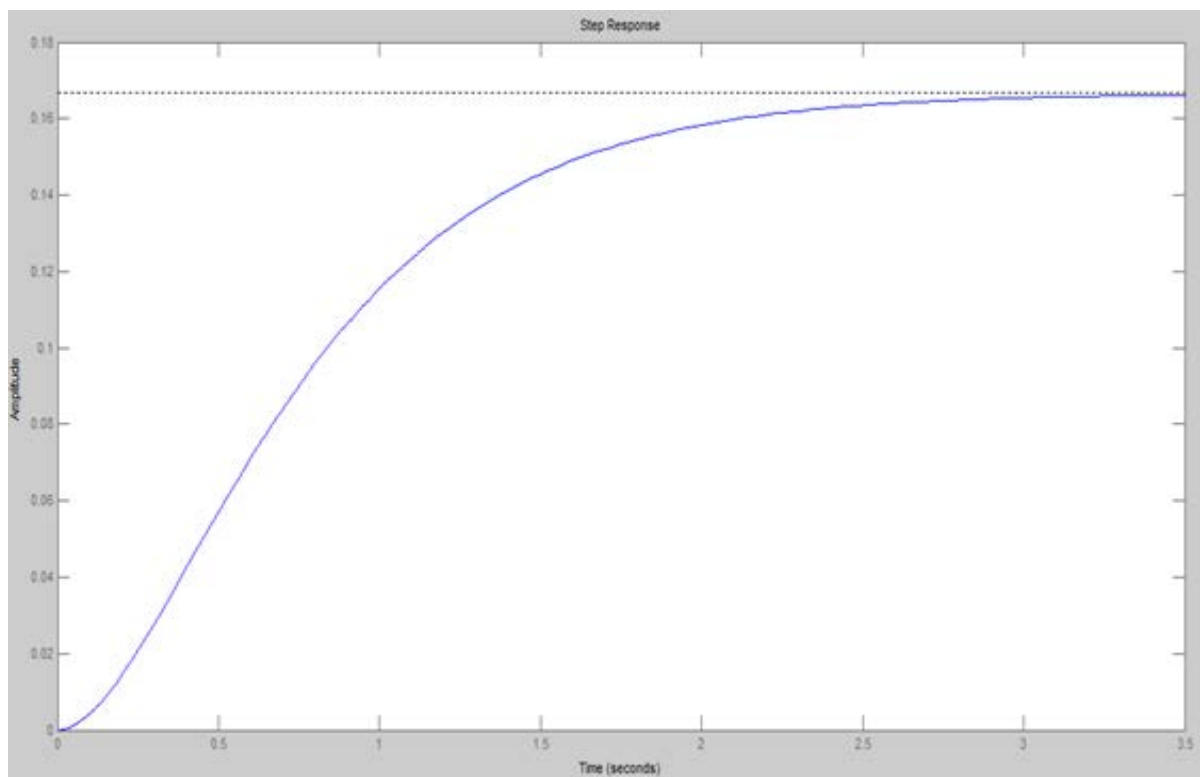
Figura 12: Diagrama de blocos do controle PID do processo da empresa



Fonte: (OGATA, 2002, adaptado)

Para aplicar as regras de Ziegler e Nichols neste caso, o primeiro passo é simular a resposta do processo, em malha aberta, a uma excitação em degrau, e analisar o comportamento de tal resposta. Para isso, foi utilizado, novamente, o Matlab®, para realizar as simulações. A resposta do processo a controlar ao degrau, pode ser vista na Figura 13.

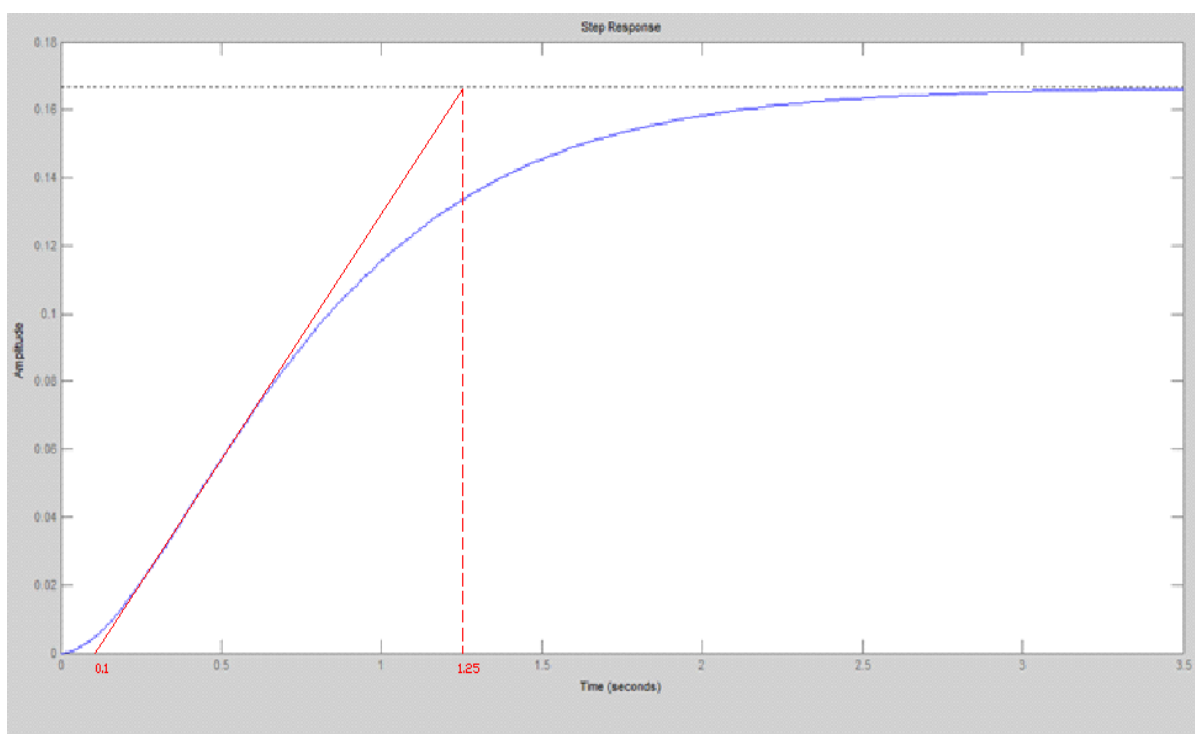
Figura 13: Resposta do sistema estudado a uma excitação em degrau



Fonte: Autoria própria

Como pode ser visto na Figura 13, a curva de resposta da planta, quando esta tem seu modelo matemático, em malha aberta, excitado em degrau, apresenta formato em S e, portanto, a planta estudada não apresenta pólos complexos conjugados, que interferem no sinal de entrada. Sendo assim, a função de transferência do sistema pode ser aproximada à de um sistema de primeira ordem e com atraso de transporte (equação 5) e o primeiro método de Ziegler e Nichols pode ser aplicado. Para isso, traça-se uma reta tangente ao ponto de inflexão da curva e encontram-se as constantes  $L$  e  $T$ , que representam o tempo de retardo do sistema e a constante de tempo, respectivamente. A Figura 14 mostra essa reta tangente e as respectivas constantes.

Figura 14: Obtenção dos valores das constantes  $L$  e  $T$



Fonte: Autoria própria

Pela Figura 14, é possível ver que o valor do tempo de retardo ( $L$ ), no caso, é de aproximadamente 0,1 segundos e que o valor da constante de tempo do sistema ( $T$ ) é de aproximadamente 1,15 segundos.

De posse dos valores de  $L$  e  $T$ , Ziegler e Nichols sugerem ajustar os valores dos parâmetros (proporcional, integrativo e derivativo) de acordo com a Tabela 2. Os valores encontrados para  $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$  se encontram no conjunto de equações 14.

$$K_p = 1,2 \frac{T}{L} = 1,2 \frac{1,15}{0,1} = 13,8 \quad (14)$$

$$T_i = 2L = 2 \cdot 0,1 = 0,2$$

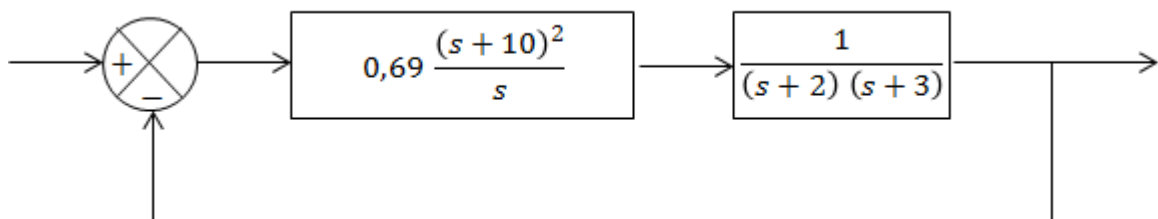
$$T_d = 0,5 L = 0,5 \cdot 0,1 = 0,05$$

Com esses valores para os parâmetros e baseado no conjunto de equações 6, projeta-se o modelo do controlador PID sugerido inicialmente para a planta, e seu modelo está representado na equação 15.

$$G_c = 0,69 \frac{(s + 10)^2}{s} \quad (15)$$

Tal modelo de controlador está pronto para ser testado na planta química e ter seus resultados analisados, de acordo com as regras de Ziegler e Nichols e com as necessidades e limitações do processo. O diagrama de blocos do processo em estudo toma, então, a forma da Figura 15.

Figura 15: Diagrama de blocos do processo da empresa química com o modelo do controlador inserido



Fonte: (OGATA, 2002, adaptado)

O próximo passo, segundo as regras de Ziegler-Nichols é excitar o processo mostrado na Figura 15 em malha fechada, com excitação em degrau e verificar se sua resposta transitória apresenta valor máximo de ultrapassagem de aproximadamente 25%. Além disso, o tempo de estabilização deverá ser de aproximadamente 2 segundos, condição estabelecida pelos engenheiros de processo da empresa para o caso. Caso essas condições não sejam

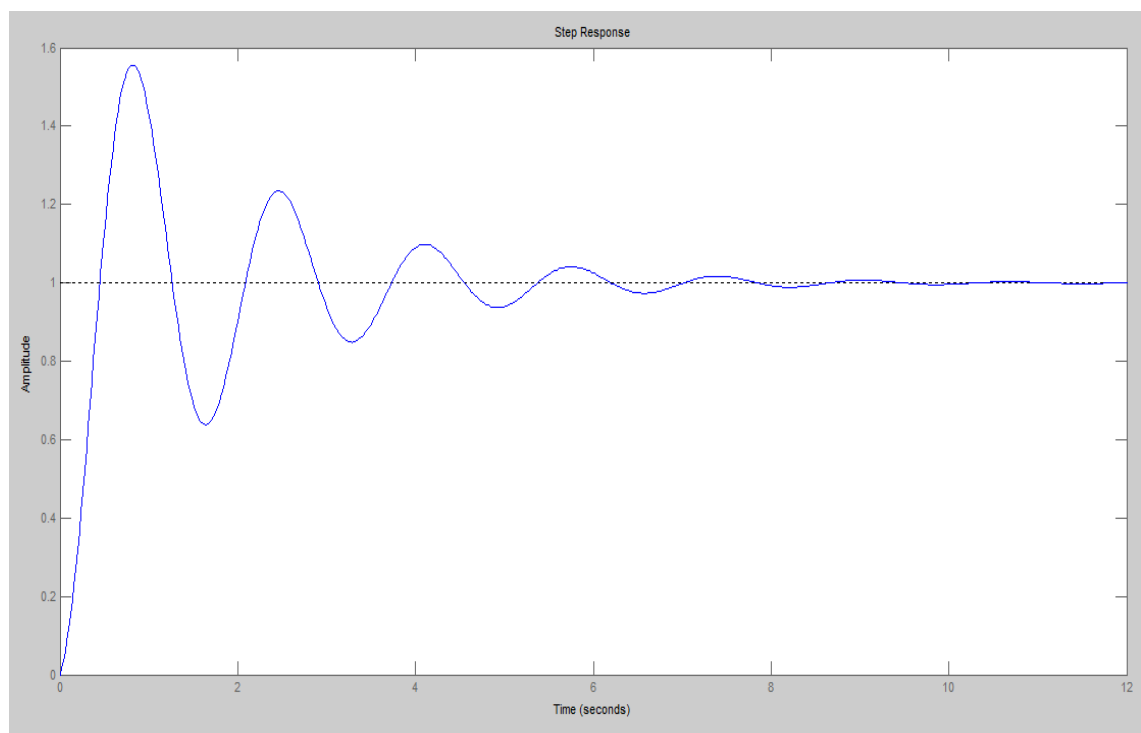
atendidas, deve-se partir, então, para uma sintonia fina, e encontrar valores para os parâmetros que melhor atendam o processo, a partir dos parâmetros encontrados inicialmente.

A equação gerada a partir da simplificação do diagrama de blocos da Figura 15, seguindo as regras de um controle em malha fechada, é a equação 16.

$$F(s) = \frac{0,69 s^2 + 13,8 s + 69}{s^3 + 5,69 s^2 + 19,8 s + 69} \quad (16)$$

A equação 16 foi excitada com um degrau unitário, como mostra a Figura 16. Note que a resposta do sistema apresentou um excessivo valor máximo de ultrapassagem, de aproximadamente 55%, muito distante dos 25% desejados pelo método de Ziegler e Nichols.

Figura 16: Resposta do sistema a uma excitação em degrau com o controlador atuando



Fonte: Autoria própria

Na prática, tal comportamento pode significar uma elevação muito grande da pressão do reator, até que o sistema se estabilize, condição esta, que é totalmente indesejada por parte

da empresa, já que, um aumento tão grande de pressão pode danificar os equipamentos do sistema, projetados para trabalharem com pressões menores.

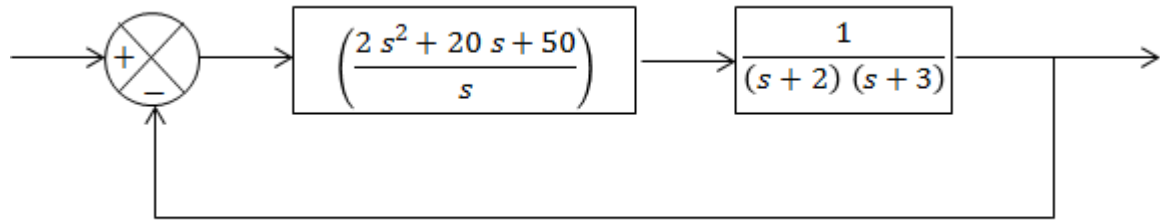
Já que os parâmetros iniciais, fornecidos pelo método de Ziegler e Nichols, não foram os mais satisfatórios para o processo, será realizada então uma sintonia fina, analisando melhor o comportamento de cada parâmetro e alterando-o de maneira planejada. Ainda observando a Figura 16, percebe-se que, além do valor máximo de ultrapassagem ser excessivo e precisar ser diminuído, o tempo de estabilização do sistema, foi de aproximadamente 6,8 segundos (4,8 segundos a mais que o requerido), e o tempo de subida, foi de aproximadamente 0,82 segundos. Esses valores também podem ser diminuídos e o erro estacionário do sistema pode ser eliminado. Para isso, de acordo com a Tabela 1, que segue as características do sistema, será proposto um aumento de cada parâmetro, esperando que esses aumentos tragam os efeitos requeridos para a resposta transitória do sistema.

Assim, foram feitas várias simulações aumentando o valor de  $K_p$ , a partir de 13,8, esperando diminuir o tempo de subida da resposta do sistema; aumentando o valor de  $T_i$ , a partir de 0,2, esperando eliminar o erro estacionário do processo; e aumentando o valor de  $T_d$ , a partir de 0,05, esperando diminuir o tempo de estabilização e o valor máximo de ultrapassagem. O modelo mais adequado para o controlador, ou seja, o que mais se aproxima aos valores requeridos de valor máximo de ultrapassagem e tempo de estabilização foi aquele com  $K_p$  igual a 20,  $T_i$  igual a 0,4 e  $T_d$  igual a 0,1. O novo modelo partindo da equação 1, pode ser visto no conjunto de equações 17.

$$\begin{aligned}
 K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) &= \\
 = 20 \left( 1 + \frac{1}{0,4 s} + 0,1 s \right) &= \\
 = \left( \frac{2 s^2 + 20 s + 50}{s} \right) &
 \end{aligned} \tag{17}$$

Este novo modelo de controlador também será testado na planta química. O diagrama de blocos do processo, agora tem a forma da Figura 17.

Figura 17: Diagrama de blocos do controle PID do processo da empresa química com o controlador reajustado



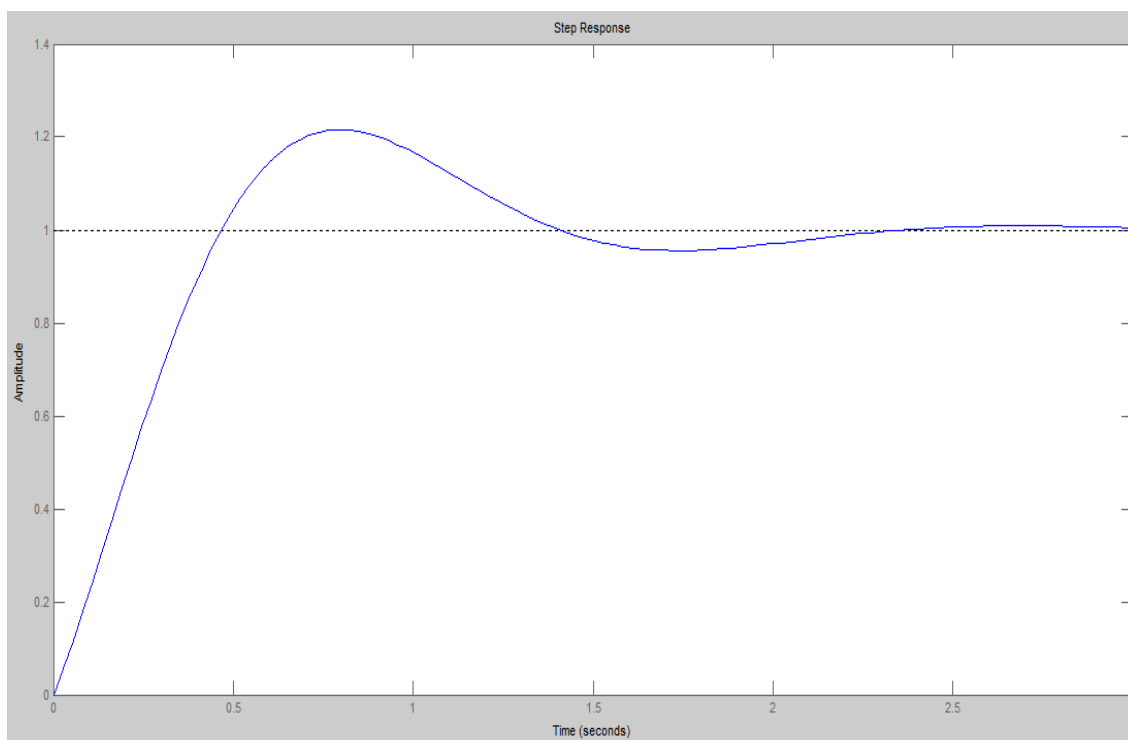
Fonte: (OGATA, 2002, adaptado)

Conforme realizado anteriormente, este processo, agora um pouco modificado em relação ao anterior, foi excitado em degrau, num controle em malha fechada. A equação gerada a partir da simplificação do diagrama de blocos da Figura 17, seguindo as regras de um controle em malha fechada, pode ser vista na equação 18.

$$F(s) = \frac{2s^2 + 20s + 50}{s^3 + 7s^2 + 26s + 50} \quad (18)$$

A resposta do processo com o novo modelo de controlador inserido, a uma excitação em degrau, pode ser vista na Figura 18.

Figura 18: Resposta do sistema a uma excitação em degrau com o novo controlador atuando



Fonte: Autoria própria

Observando a Figura 18, nota-se agora, que o valor máximo de ultrapassagem foi de aproximadamente 21,5%, bem próximo dos 25% desejados pelo método de Ziegler e Nichols. Tal *overshoot*, apresentou um valor adequado também em termos práticos, já que, poderá inserir no reator uma pressão inicial no máximo 21,5% maior do que a desejada, valor totalmente aceitável e menor do que as pressões de projeto dos equipamentos componentes do sistema. Observou-se também que o tempo de estabilização do sistema diminuiu consideravelmente, passando de 6,8 segundos para 2,1 segundos, tempo bem próximo do tempo requerido e aplicável em termos práticos (em 2,1 segundos, o sistema estará estabilizado). O tempo de subida diminuiu bem pouco em relação ao do processo com o controlador inicial, passando de 0,82 segundos para 0,79 segundos, valores estes também considerados aceitáveis pela empresa (o processo estará com a pressão no valor de pico por menos de 1 segundo). E o erro estacionário do processo foi minimizado, garantindo a robustez do controlador.

O aumento do  $K_p$  (de 13,8 para 20) garantiu um bom tempo de subida para a resposta do processo; o aumento de  $T_i$  (de 0,2 para 0,4) ajudou a minimizar o erro estacionário do sistema; e o aumento de  $T_d$  (de 0,05 para 0,1) fez com que o tempo de estabilização e o valor

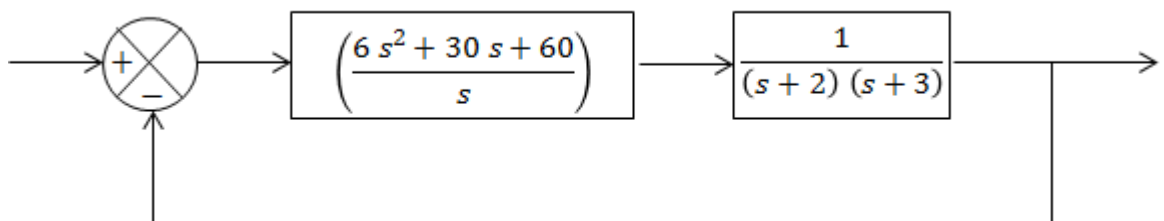
máximo de ultrapassagem, diminuíssem consideravelmente, passando a ter valores aceitáveis na prática. Pode-se dizer então, que o aumento dos ganhos ( $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$ ) resultou em comportamentos adequados, tornando a resposta do processo da maneira desejada pela empresa e, portanto, o controlador reajustado, mostrou-se uma excelente alternativa para o problema do controle de pressão do reator R3200A.

Seguindo a linha de raciocínio, foi dada continuidade à sintonia fina, com o objetivo de encontrar valores ainda melhores para os parâmetros do controlador PID e, novamente, aumentaram-se os valores dos parâmetros, seguindo as expectativas de efeitos da Tabela 1, assim como feito anteriormente. Dessa vez, aumentou-se o valor de  $K_p$ , a partir de 20, o valor de  $T_i$ , a partir de 0,4, e o valor de  $T_d$ , a partir de 0,1. Para ilustrar o que aconteceu com esses novos aumentos dos parâmetros, será apresentado um modelo de controlador com  $K_p$  igual a 30,  $T_i$  igual a 0,5 e  $T_d$  igual a 0,2. O novo modelo estudado para o controlador pode ser visto no conjunto de equações 19.

$$\begin{aligned}
 K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) &= \\
 = 30 \left( 1 + \frac{1}{0,5 s} + 0,2 s \right) &= \\
 = \left( \frac{6 s^2 + 30 s + 60}{s} \right) &
 \end{aligned} \tag{19}$$

Seguindo o mesmo procedimento, tal modelo de controlador também foi testado na planta química. O diagrama de blocos do processo fica agora com a forma da Figura 19.

Figura 19: Diagrama de blocos do controle PID do processo da empresa química com o controlador modificado novamente

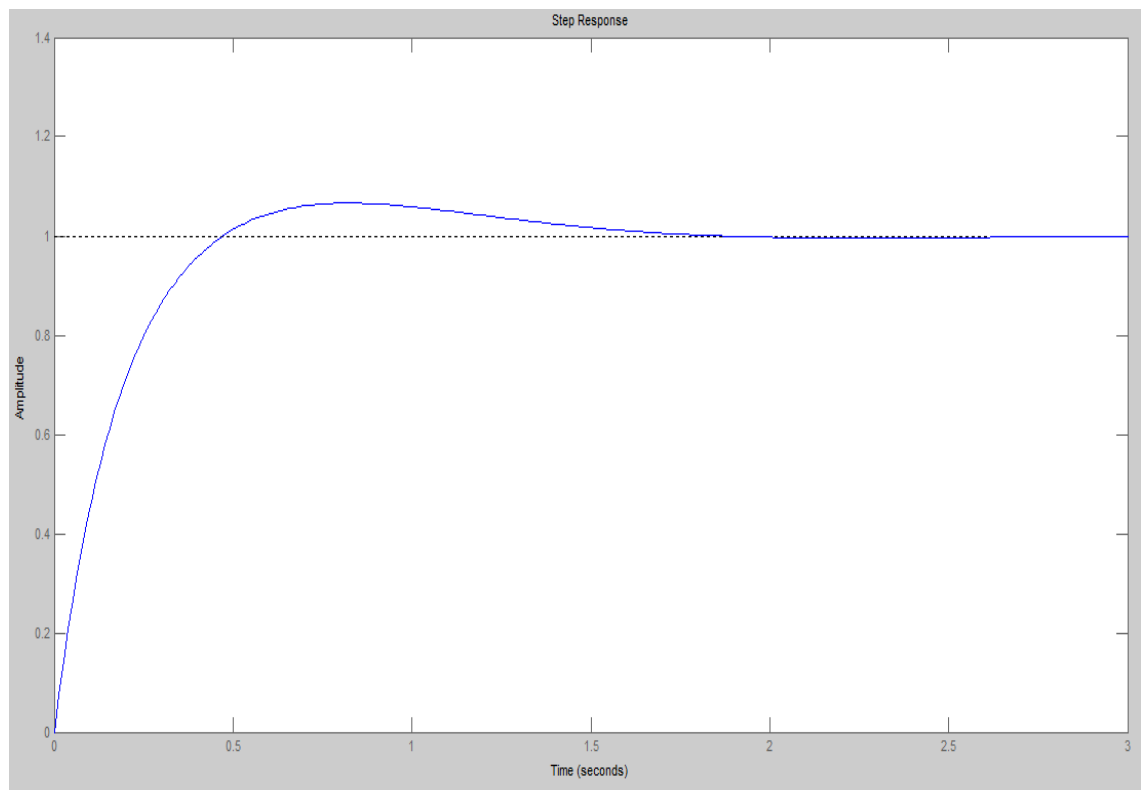


Novamente, o diagrama de blocos foi simplificado, seguindo as regras de controle em malha fechada, resultando na equação 20.

$$F(s) = \frac{6s^2 + 30s + 60}{s^3 + 11s^2 + 36s + 60} \quad (20)$$

A resposta deste processo com o novo modelo de controlador inserido, a uma excitação em degrau, pode ser vista na Figura 20.

Figura 20: Resposta do sistema a uma excitação em degrau com controlador da segunda sintonia fina atuando



Fonte: Autoria própria

Observando a Figura 20, percebe-se agora que o valor máximo de ultrapassagem foi de aproximadamente 6,6%, abaixo dos 25% requeridos pelo método de Ziegler e Nichols e pela engenharia de processos da empresa, o que já inviabiliza o uso deste controlador no processo. Observa-se também que o tempo de estabilização do sistema diminuiu, passando de 2,1 segundos para 1,5 segundo, valor este, menor do que o tempo de estabilização requerido pela

engenharia de processos. O tempo de subida pouco se alterou, permanecendo com o mesmo valor do controlador inicial e o erro estacionário do processo também pouco se alterou.

Logo, pode-se dizer que o aumento dos valores dos parâmetros do controlador PID nessa segunda sintonia fina, não melhorou as condições de resposta do processo e, que novos aumentos são desnecessários. Pode-se dizer também que a diminuição desses valores também não melhoraria as condições de resposta desta planta, de acordo com os efeitos mostrados na Tabela 1. Portanto, as condições que melhor ajustam o controlador PID neste caso, de acordo com as regras de Ziegler e Nichols e com a engenharia de processos da empresa, foram as desenvolvidas na primeira sintonia fina e, tais parâmetros serão implementados no processo real, para verificar se o modelo e o ajuste do controlador proposto realmente funcionam na prática. As equações 21, 22 e 23 mostram os valores finais, que serão inseridos no controlador real da indústria química para os ganhos proporcional, integrativo e derivativo, respectivamente.

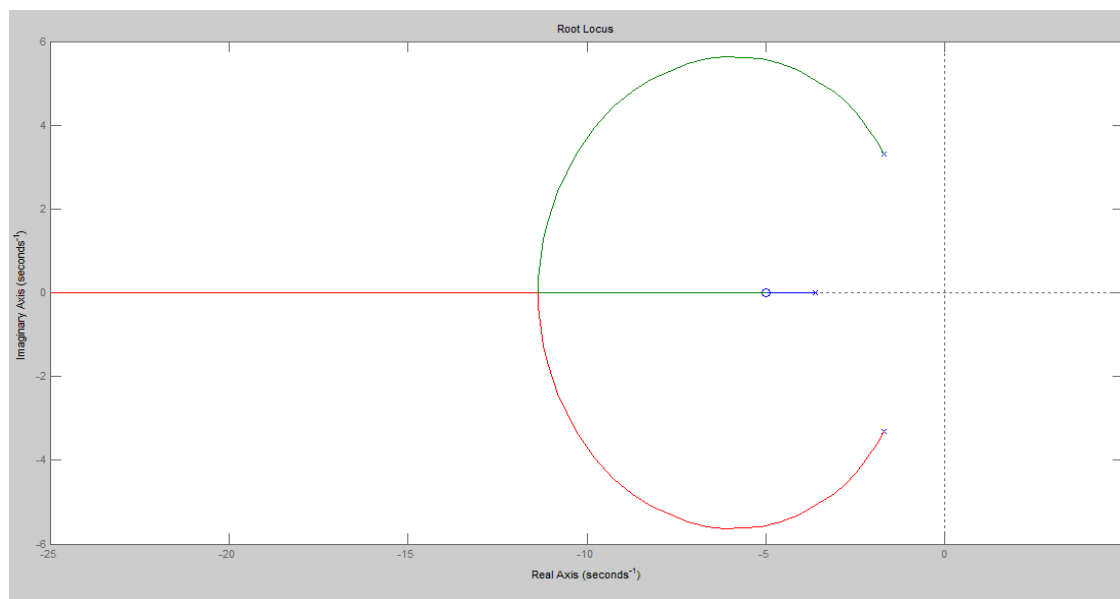
$$K_p = 20 \tag{21}$$

$$T_i = 0,4 \tag{22}$$

$$T_d = 0,1 \tag{23}$$

A Figura 21 mostra o lugar das raízes (*Root – Locus*) do processo já com o controlador PID sintonizado e inserido. Nota-se que o sistema composto pelo modelo da planta juntamente com modelo do controlador, sempre apresentará comportamento estável (gráfico do lugar das raízes localizado à esquerda do eixo imaginário em sua totalidade), o que facilitará sua implementação na planta real.

Figura 21: Lugar das raízes do processo com o controlador final atuando



Fonte: Autoria própria

### 3.1.3 Seleção dos componentes do sistema

Com o valor dos parâmetros que sintonizam o controlador PID conhecidos, o projeto entra na fase da seleção dos componentes do sistema e negociação dos seus custos. O sistema deverá ser composto por: um elemento sensor, que fará a medição da variável controlada; um elemento transmissor, que fará a leitura da medição do elemento sensor, a transformação do sinal de medição emitido pelo sensor em um sinal em corrente contínua (4 a 20 *mA*) e a transmissão desses dados para o controlador, localizado na sala de controle; e dois elementos atuadores, que receberão o sinal de controle, em corrente contínua, emitido pelo controlador, devidamente sintonizado, e farão a ação de controle adequada, através de uma estratégia de controle em faixa dividida. Os elementos selecionados para o projeto serão apresentados nas subseções seguintes.

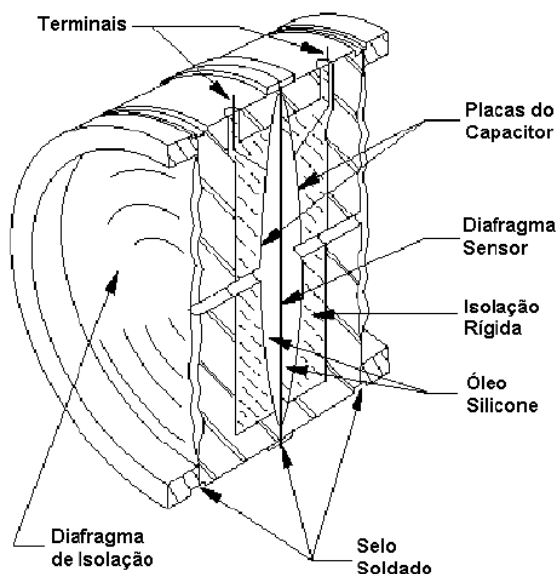
#### 3.1.3.1 Sensor e Transmissor de Pressão

Ao realizar a primeira pesquisa de mercado, percebeu-se que o elemento sensor e o elemento transmissor, neste projeto, poderiam ser fornecidos num mesmo equipamento: um

transmissor eletrônico de pressão manométrica. Este equipamento utiliza um elemento mecânico elástico combinado com um transdutor elétrico, que gera um sinal padronizado, correspondente à pressão medida. Tal elemento, que pode ser diafragma, espiral, tubo de Bourdon, helicoidal, fole ou uma combinação destes elementos, é conectado ao processo, se deslocando, movimentando ou deformando de acordo com a pressão do processo aplicada sobre ele. Este deslocamento é enviado ao transdutor elétrico do transmissor que, através de um sistema adequado, converte essa deformação em sinal eletrônico de saída padronizado (4 a 20 *mA*) e envia essa informação ao controlador.

O transmissor eletrônico selecionado para este projeto foi do tipo capacitivo, por ser facilmente encontrado e ter o preço mais acessível em relação a um transmissor tipo equilíbrio de forças ou magnético, por exemplo. Além disso, é um transmissor muito conhecido e utilizado nessa empresa, o que facilitaria em seu processo de manutenção. Este instrumento tem seu funcionamento baseado na variação de capacitância, que é percebida quando uma das placas do capacitor interno se desloca em função da aplicação da pressão. Esta pressão do processo é transmitida através do deslocamento do diafragma isolador, cujo interior é preenchido com silicone, para o diafragma sensor, que se localiza no centro da célula. Já a pressão atmosférica é transmitida da mesma maneira por um segundo diafragma isolador, localizado no lado oposto do diafragma sensor. O deslocamento do diafragma sensor é um valor proporcional ao diferencial de pressão aplicado sobre ele e variará em função da pressão aplicada nos diafragmas isoladores. A Figura 22 mostra uma célula sensora capacitiva (BEGA et. al., 2006).

Figura 22: Célula sensora capacitiva



Fonte: (CORREA, 2002)

A posição do diafragma sensor é detectada pelas placas do capacitor e o valor da capacitância diferencial existente entre o diafragma sensor e as placas do capacitor é convertido eletronicamente, resultando no sinal de saída desejado, de 4 a 20 *mA*, que é transmitido ao controlador.

Para solicitar cotações de um equipamento deste tipo, foi enviada aos fornecedores informações, contendo os dados necessários para que os fornecedores pudessem ofertar seus produtos. Estes dados, servem para o solicitante informar dados que ajudem a especificar o transmissor requerido, tais como: a natureza da pressão a ser transmitida, se absoluta, manométrica (usada neste estudo) ou diferencial; a faixa de operação, que neste caso precisava ser pelo menos de 0 a 6 *bar*; a natureza do sinal de saída desejado, que neste caso era em corrente contínua de 4 a 20 *mA*; os materiais desejados para a construção do transmissor e do diafragma, que neste caso foi utilizado Hastelloy C-276, que é uma liga resistente à corrosão; informações sobre acessórios, como dreno, por exemplo, e sobre flanges adaptadores, anéis de vedação e outros itens opcionais; além de informar a capacidade de comunicação serial requerida para o transmissor, que neste caso, como na maioria das aplicações deste tipo, foi usado o protocolo Hart®, que interconecta equipamento de medição e controle, tais como sensores, atuadores e controladores. Essa característica permite também, que os parâmetros do transmissor, como a faixa de trabalho, a calibração, a unidade da pressão, entre outros, sejam configurados através de uma interface conhecida pelas empresas.

Após dessas informações, o recebimento e a equalização técnica das propostas, foi escolhido o transmissor eletrônico de pressão tipo capacitivo, como mostra a Figura 23.

Figura 23: Transmissor utilizado no projeto



Fonte: Catálogo do fornecedor, 2013

Este aparelho fará a transmissão e a indicação local da pressão interna do reator R3200A. Trata-se de um transmissor de pressão manométrica modelo EJB530E da marca Yokogawa, que possui faixa de operação de  $-0,1$  até  $2\text{ MPa}$  ( $-1$  até  $20\text{ bar}$ ), saída em corrente contínua de  $4$  a  $20\text{ mA}$ , diafragma construído em Hastelloy C-276, possui saída para dreno, flanges em meia polegada tipo NPT, vedação em Buna-N e capacidade de comunicação serial em protocolo Hart® para configurações.

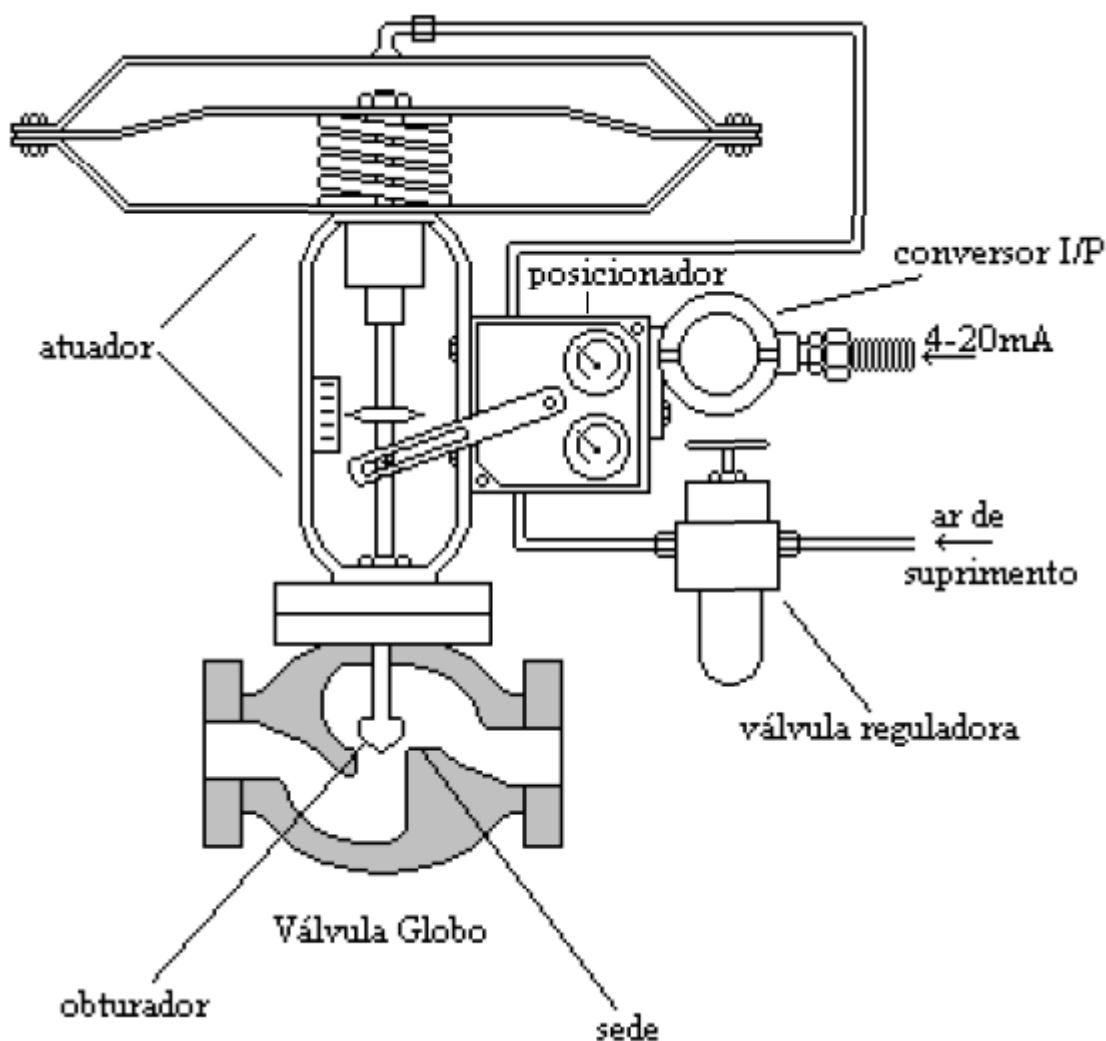
Seu custo aproximado é de R\$ 4900,00, com instalação, *start-up* e conexões para tubulação, inclusos.

### 3.1.3.2 Válvulas de controle

Existem vários instrumentos e equipamentos disponíveis no mercado que trabalham como elementos atuadores e executam as ações de controle, como por exemplo, as bombas dosadoras, as válvulas, os motores com variadores de velocidade, as hélices de passo variável, dentre outros. Como na maioria das aplicações industriais, os elementos atuadores selecionados para este projeto foram as válvulas de controle, por serem mais adequadas para aplicações em tubulações de gases em alta pressão (nitrogênio e alívio de gases do processo,

neste projeto) e por possuírem menor custo em relação aos outros equipamentos atuadores. A função da válvula de controle no projeto é provocar e absorver uma queda de pressão ajustável na tubulação, variando a área de escoamento do fluido pela alteração de sua abertura. Para este projeto foram selecionadas duas válvulas de controle, sendo uma controlando a vazão de entrada de nitrogênio no reator a 6 *bar* de pressão e a outra controlando a vazão de escape de gases do reator. Serão válvulas do tipo globo por serem recomendadas em aplicações com fluidos gasosos em alta pressão, escoando por tubulações com diâmetros menores ou iguais a 2 polegadas e por apresentarem melhores preços para este caso. A Figura 24 mostra uma válvula de controle do tipo globo (BEGA et. al., 2006).

Figura 24: Válvula de controle tipo globo



Fonte: (CORREA, 2002)

Através da Figura 24, pode-se notar que a válvula de controle que será utilizada no projeto, é composta por basicamente por 4 elementos. Além da válvula globo convencional, a

válvula de controle é composta por: um conversor I/P, também chamado de transdutor eletropneumático, que converte os sinais elétricos de corrente (4 a 20 mA) provenientes do controlador em um sinal pneumático padronizado e proporcional (de 3 a 15 psi, neste caso); um posicionador, que atua como um controlador de posição de abertura da válvula, ou seja, recebe o sinal pneumático do conversor I/P (de 3 a 15 psi) e envia ar comprimido ao atuador na pressão necessária, de forma a posicionar a válvula numa posição de abertura desejada; e um atuador pneumático, que é um elemento mecânico capaz de converter a pressão recebida pelo posicionador numa força que age em contraposição à da mola, atuando sobre a haste que atua sobre o obturador da válvula, regulando a abertura dessa válvula de acordo com o desejado pelo sistema de controle (CORREA, 2002).

Para solicitar cotações de válvulas de controle, foram enviadas aos fornecedores informações, contendo os dados necessários para que eles pudessem ofertar seus produtos, tais como: diâmetro nominal e a respectiva designação do *schedule* das tubulações em que serão instaladas, sendo para este projeto, 2 polegadas com *schedule* 40 a tubulação de escape de gases e 1 polegada com *schedule* 80 a tubulação de nitrogênio, ambas construídas em aço carbono; informações sobre as condições de operação, como o fluido e seu estado físico, a faixa de pressão, vazão e temperatura, dados sobre densidade, viscosidade, presença de sólidos em suspensão, dentre outras particularidades; o tipo da válvula e do atuador; a posição que a válvula deverá assumir em caso de falha no sistema; os materiais de construção do corpo e das partes internas da válvula; a necessidade de acessórios como chaves limites, posicionadores, filtros de ar e válvulas solenoide; e informar o valor do coeficiente de vazão ( $C_v$ ) da válvula, que, por definição, é a vazão de água em galões por minuto que passa pela válvula quando a queda de pressão através da mesma for de 1 psi. Para gases, como é o caso deste projeto o  $C_v$  pode ser calculado de acordo com a equação 24 cujos fatores podem, eventualmente, divergir conforme literatura ou fabricante.

$$C_v = \frac{Q}{271} \sqrt{\frac{\rho}{1,293} \times \frac{(T_a + 273)}{(P_1 + P_2) \Delta P}} \quad (24)$$

Na equação 24, Q é a vazão em m³/h,  $\rho$  é a massa específica em kg/m³,  $T_a$  é a temperatura em °C, P1 e P2 são, respectivamente, a pressão absoluta de entrada e de saída em kgf/cm² e  $\Delta P$  é a queda de pressão sobre a válvula em kgf/cm² (CORREA, 2002).

Após envio das informações, o recebimento e a equalização técnica das propostas, foram escolhidas as válvulas de controle tipo globo, com atuador pneumático e posicionador digital, que contém um transdutor eletropneumático em sua estrutura, como mostra a Figura 25.

Figura 25: Modelo de válvula utilizado no projeto



Fonte: Catálogo do fornecedor, 2012

Estas válvulas serão interligadas ao controlador e executarão as ações de controle através da faixa dividida, ou seja, quando o sinal de controle enviado pelo controlador for de 4 a 12  $mA$ , a válvula que atuará será a de nitrogênio, de 1 polegada e quando o sinal de controle enviado pelo controlador for de 12 a 20  $mA$ , a válvula que atuará será a de escape de gases, de 2 polegadas. Tratam-se de 2 válvulas globo da marca Fisher, com posicionador digital, com capacidade de comunicação serial também em protocolo Hart®, e atuador pneumático de mola e diafragma. Construídas em aço carbono e com internos em aço inox, são válvulas recomendadas pelos fabricantes para trabalhar com nitrogênio e com os gases característicos do processo estudado, em tubulações com diâmetros pequenos (1 e 2 polegadas). Possuem sistema de vedação por gaxetas de PTFE (Teflon), conexões flangeadas e internos do tipo obturador guiado por haste soldada. Podem operar com pressões de até 20  $bar$  e temperaturas de até 350°C. Em caso de falha, a válvula de escape de gases (2 polegadas) será programada

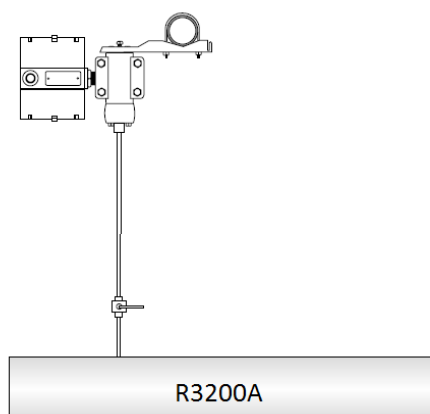
para trabalhar na condição totalmente aberta e a válvula de nitrogênio na condição totalmente fechada, ambas com o objetivo de sempre manter o sistema despressurizado.

Os custos aproximados são de R\$ 11000,00, com instalação, start-up, testes iniciais e conexões para tubulação, inclusos, para o conjunto válvula globo, atuador e posicionador da tubulação de escape de gases (2 polegadas) e de R\$ 7300,00, com as mesmas condições anteriores, para a válvula, atuador e posicionador da tubulação de nitrogênio (1 polegada).

### 3.1.4 Instalação do sistema

Com o sistema totalmente selecionado e o controlador sintonizado, partiu-se então para a instalação de todos os componentes e a integração dos mesmos no SDCD da empresa. Primeiramente, instalou-se o transmissor eletrônico de pressão manométrica, na tubulação comum ao escape de gases e à entrada de nitrogênio, bem próximo ao bocal do reator, garantindo que a medição seja de excelente qualidade, dado a proximidade do instrumento com o local de medição (interior do reator). Foi utilizada uma alimentação a dois fios, de baixo consumo de energia, proporcionada pelo próprio sinal de 4 a 20 *mA*, com uma tensão nominal de 24 volts, em corrente contínua. Como os fluidos eram gasosos, a principal preocupação do engenheiro de montagem era com a presença de líquidos condensados que poderiam interferir na tomada de pressão, trazendo possíveis erros de medição. Para evitar esses erros, o transmissor foi instalado acima do ponto de medição (acima do reator) para que o líquido não se acumule próximo ao instrumento, como mostra a Figura 26.

Figura 26: Representação da instalação do transmissor



Fonte: (CORREA, 2002)

Com o transmissor instalado fisicamente, interliga-se sua saída num receptor do sistema, que transmitirá os dados medidos ao computador com o sistema controlador, localizado na sala de controle, através da comunicação serial em protocolo Hart®.

Na sala de controle, inserem-se as instruções relativas a aplicação específica do projeto no SDCD, ou seja, introduzem-se os tags do transmissor, das válvulas de controle e do reator, definem-se os endereços de entradas e saídas, quais algoritmos usar para cada malha de controle, os valores relativos aos ganhos proporcional, integrativo e derivativo encontrados para o controlador (equações 21, 22 e 23) e configura-se o valor desejado (*setpoint*) para a pressão do sistema (2 bar). Estas informações são armazenadas na estação de controle, em sua base de dados, na sala de controle. O SDCD já vem de fábrica com uma variedade de instruções pré-programadas, incluindo algoritmos de controle, de aquisição de dados, de montagem das telas para visão geral, para as várias funções que um usuário pode precisar. A Figura 27 mostra um tipo de tela para entrada dos parâmetros do controlador.

Figura 27: Tela de entrada dos parâmetros do controlador

The screenshot displays the SDCD control interface. On the left, there is a vertical scale ranging from 0.0 to 300.0. In the center, there are three vertical bars and a control area with buttons labeled 'L', 'L/R', 'M', and 'A/M'. The right panel contains the following sections:

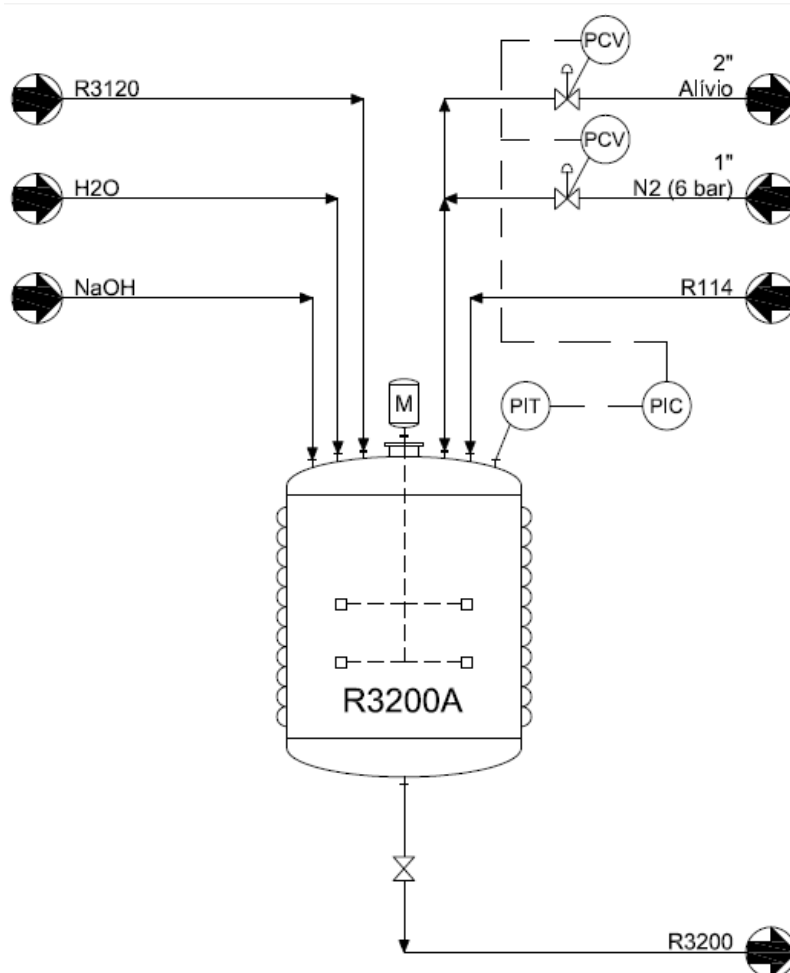
- Descrição:** A text input field.
- Parâmetros:**
  - Kp: 20
  - Ki: 0,4
  - Kd: 0,1
  - Bias: (empty)
- Identificação:**
  - Tag: (empty)
  - Ação:
    - ☐ Direta
    - ☐ Reversa
  - Derivada:
    - ☐ Sobre o Erro
    - ☐ Sobre a Variável
  - Estrutura:
    - ☐ Paralela
    - ☐ ISA (mista)
- Escala:**
  - Início: (empty)
  - Final: (empty)
  - Unid.: (empty)
- PV:** (empty)
- SP:** (empty)
- PV:** (empty)
- MV:** (empty)
- SPR:** (empty)
- G.Ad:** (empty)
- Saída em M01**

Fonte: SDCD da empresa adaptado

Com o sistema integrado no SDCD e o transmissor instalado, parte-se, por fim, para a instalação física das válvulas de controle. A válvula de 1 polegada é posicionada na tubulação de nitrogênio e a de 2 polegadas na tubulação de escape de gases. O controle em faixa dividida é implementado configurando o sinal de 4 a 12 *mA* para comandar a abertura da

válvula de nitrogênio e o sinal de 12 a 20  $mA$  para comandar a abertura da válvula de escape de gases. Em caso de falha, a válvula de nitrogênio foi configurada para ficar na posição totalmente fechada e a válvula de escape de gases na posição totalmente aberta, no sentido de despressurização do sistema. As válvulas recebem do controlador um sinal de 4 a 20  $mA$  e se comunicam com o sistema e com o usuário em Hart®. O sinal de saída é pneumático, compatível com o atuador da válvula. A alimentação pneumática é feita por uma linha de ar comprimido, que é interligada no posicionador com pressão de 7 bar e o sinal pneumático emitido ao atuador da válvula é proporcional ao sinal recebido pelo controlador, sendo controlado por uma válvula reguladora, como pode ser visto na Figura 24. A Figura 28 mostra o fluxograma do processo após a instalação do sistema de controle.

Figura 28: Fluxograma do processo após instalação do sistema de controle

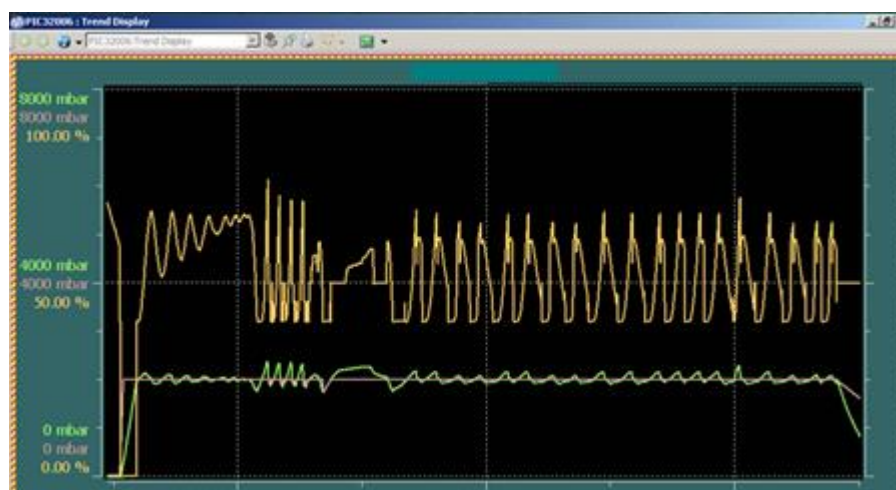


Fonte: Fluxograma Real do processo adaptado

## 4 RESULTADOS

Com o sistema devidamente instalado e funcionando, pode-se ver se ele foi selecionado adequadamente e se funciona conforme especificado. A Figura 29 mostra o processo com o sistema de controle projetado desligado, ou seja, sem a atuação do controlador. Pode-se notar que, com o sistema operando de maneira manual (sem o controlador), a pressão do processo (linha verde) oscila muito em torno do *setpoint* (2 bar, linha rosa), o que poderia ser prejudicial ao processo, como já exposto anteriormente, acarretando em possíveis perdas do lote. Pode-se observar também que a abertura das válvulas (linha amarela), feita de maneira manual, ficava muito limitada, atingindo sempre os mesmos valores de abertura e, consequentemente, inserindo ou retirando os mesmos valores de pressão do sistema.

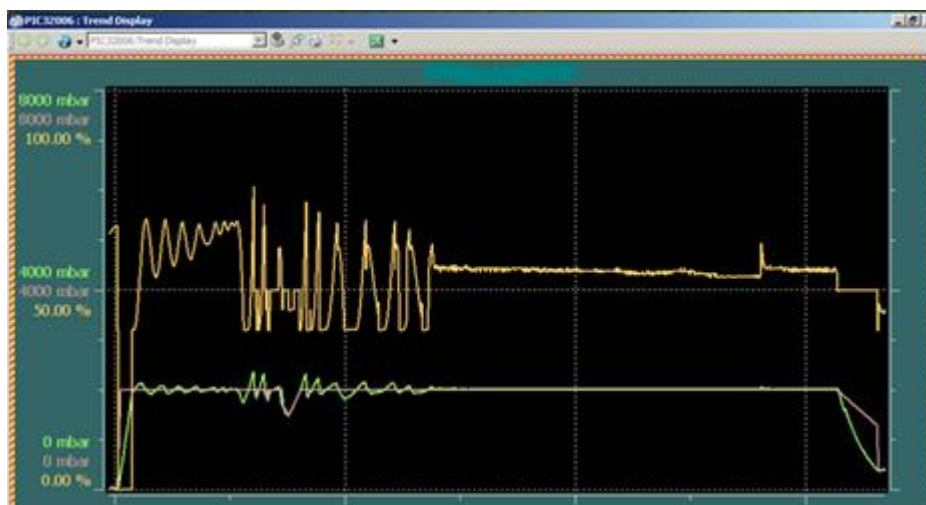
Figura 29: Processo operando de maneira manual



Fonte: SDCC da empresa

Com a ativação do sistema de controle projetado, o controlador começa a atuar juntamente com os instrumentos e o sistema passa por uma rápida fase de transição, como pode ser visto na Figura 30.

Figura 30: Início do funcionamento do sistema

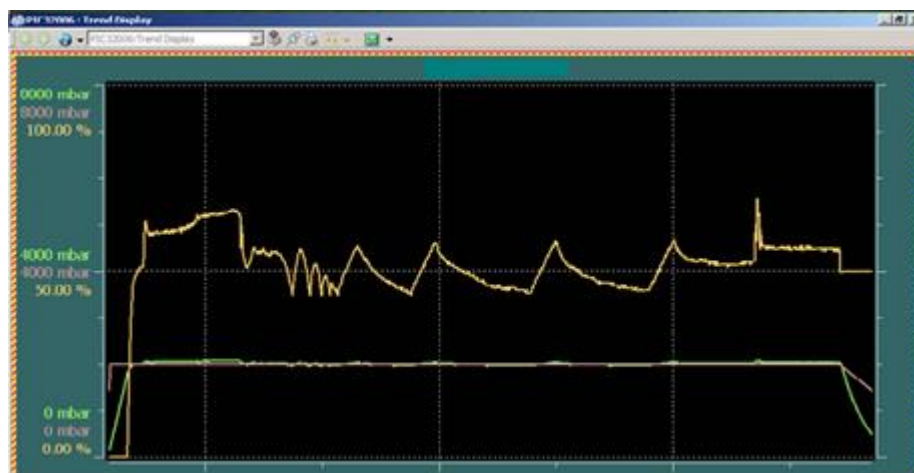


Fonte: SDCCD da empresa

Nota-se agora que as oscilações nos valores da pressão interna do reator (linha verde), em torno do *setpoint* (linha rosa), começam a deixar de existir, diante das ações de controle automático e que a abertura das válvulas (linha amarela) passa a atingir valores que não eram possíveis de atingir com a operação manual, valores estes que proporcionam um controle mais preciso da pressão interna do reator. Pela Figura 30, é possível observar o exato momento em que o sistema é ligado e as operações deixam de ser manuais e se tornam automáticas.

Conforme projetado, o sistema demora um tempo de aproximadamente 2,1 segundos para se estabilizar. A Figura 31 mostra o comportamento do sistema após esse tempo de estabilização.

Figura 31: Sistema estabilizado com o controlador atuando



Fonte: SDCCD da empresa

Percebe-se agora que, após a estabilização do sistema, a variável do processo (linha verde) fica a todo instante bem próxima do valor desejado de 2 bar (linha rosa) e a abertura das válvulas vai variando de acordo com o necessário para manter este valor de pressão, conforme requerido.

Diante desses resultados, pode-se afirmar que o sistema foi selecionado, sintonizado e instalado corretamente, visto que o reator R3200A deixou de operar manualmente, com oscilações de pressão interna, que poderiam causar desvios de qualidade no produto final e até a perda total da batelada produzida, e passou a operar automaticamente, de maneira confiável, com a pressão interna sempre muito próxima ou igual a 2 bar, como requerido.

#### 4.1 BALANÇO DE CUSTOS

Como em todo projeto que se inicia o engenheiro responsável por sua coordenação deve apresentar um balanço dos custos deste projeto para a diretoria geral da empresa, que analisa esses dados, aprovando ou não a execução do mesmo. A empresa estudada apresenta uma norma interna, que exige um retorno financeiro do investimento em pelo menos 3 anos após o início do funcionamento das instalações, para que o projeto seja aprovado. Devido à política da empresa, apenas projetos com foco em aumento de segurança, que é também um dos objetivos desse estudo, não necessitam desse retorno financeiro para serem aprovados. Apesar de já estar aprovado para execução, devido ao foco em segurança, o projeto não deixa de ser

apresentado para os líderes da empresa, que passam a opinar e concentrar suas ações no sentido de se reduzir os custos, o máximo possível.

O projeto, basicamente, apresenta custos com a aquisição de instrumentos e equipamentos, com mão-de-obra especializada para a instalação e com horas de engenharia. Esse investimento deve ser compensado, quando comparado ao prejuízo que se tem quando o controle da pressão em 2 bar não é eficiente e a batelada, cerca de 20000 litros de uma matéria-prima do agrotóxico, é totalmente perdida. O preço do litro do produto final é de aproximadamente R\$ 5,00, visto que a embalagem comercial, que contém 20 litros do produto é vendida por R\$ 100,00, aproximadamente. Para uma comparação mais exata, será considerado o preço do litro da matéria-prima produzida no R3200A como sendo 50% do valor do litro do produto final (R\$ 2,50). Deste modo, retira-se do prejuízo total, o custo de componentes que são adicionados no processo, após a reação do R3200A. A Tabela 4 mostra os custos aproximados deste projeto e uma estimativa de retorno financeiro, considerando, que no controle manual, somente uma batelada era perdida por ano.

Tabela 4: Balanço de custos e estimativa de retorno financeiro

| ITEM                                                                                                                                                      | VALOR      |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------|
| Transmissor eletrônico de pressão manométrica com instalação, start-up, testes iniciais e conexões para tubulação                                         | R\$ 4.900  |
| Válvula de controle tipo globo, 1", com atuador pneumático, posicionador inteligente, com instalação, start-up, testes iniciais e conexões para tubulação | R\$ 7.300  |
| Válvula de controle tipo globo, 2", com atuador pneumático, posicionador inteligente, com instalação, start-up, testes iniciais e conexões para tubulação | R\$ 11.000 |
| Horas de engenharia (aproximadamente 200h)                                                                                                                | R\$ 10.000 |
| Prejuízo estimado na perda de uma batelada                                                                                                                | R\$ 50.000 |
| Tempo máximo para retorno financeiro                                                                                                                      | 3 anos     |
| Tempo esperado para o retorno financeiro                                                                                                                  | 8 meses    |

Fonte: Autoria própria

Como pode ser visto na Tabela 4, o projeto apresentou um custo aproximado de R\$ 33200,00 e foi estimado um prejuízo de R\$ 50000,00 quando a pressão interna do reator

estudado não era controlada adequadamente e a batelada do R3200A era totalmente perdida. Considerando a perda de uma batelada por ano de operação manual, o projeto alcançaria seu retorno financeiro após 8 meses de operação automática, tempo este considerado excelente pela diretoria da empresa. Além de trazer eficiência, segurança e confiabilidade ao processo, o projeto mostrou-se totalmente rentável e obteve, com certa facilidade, a aprovação para execução.

## 5 CONCLUSÃO

### 5.1 VERIFICAÇÃO DOS OBJETIVOS

Com a realização deste trabalho foi possível traçar um plano de ação para a implementação de um sistema de controle de pressão de um reator de uma indústria química. O sistema implementado mostrou-se eficiente, mantendo a pressão interna do reator estudado bem próximo ao valor desejado durante todo o tempo de reação, ao contrário do que ocorria com o processo conduzido de maneira manual. Com o sistema, agora automático, a empresa consegue garantir o fornecimento de seu produto sempre dentro das especificações, evitando assim, o descontentamento de seus clientes e, principalmente, prejuízos financeiros.

Neste desenvolvimento tem-se usado o modelo matemático do processo fornecido pela empresa, o qual foi verificado na literatura. E com auxílio do programa de simulação Matlab®, tem-se analisado o comportamento dos parâmetros do controlador PID no sistema e sintonizado segundo as regras clássicas de sintonia de Ziegler e Nichols. Assim, o comportamento da variável controlada, a pressão no reator, tem-se mostrado eficiente quando implementado este tipo de controle. O controlador, o transmissor eletrônico de pressão e as válvulas de controle selecionados de acordo com as especificações do processo, foram implementados na indústria química, no SDCC existente na empresa, num controle em faixa dividida, que também se mostrou eficiente no estudo.

Observa-se das imagens do comportamento do sistema, obtidas pelo SDCC da empresa e fornecidas no capítulo 4 (Figuras 29, 30 e 31), pode-se comprovar a importância da implementação de um sistema de controle para o processo estudado. Primeiramente, com o controlador desligado e o sistema atuando de forma manual (Figura 29), exatamente como era feito antes da execução deste trabalho, pode-se perceber a presença de oscilações na pressão interna do reator estudado, em torno do valor desejado (2 bar), o que poderia danificar o produto e trazer muitos prejuízos. Isso acontecia, pois, com as operações realizadas manualmente, havia uma limitação na abertura das válvulas de controle e, com isso, sempre se injetava ou retirava, os mesmos valores de pressão do interior do reator, e não os valores que realmente se precisava naquele momento. Na sequência dos resultados (Figura 30), pode-se perceber perfeitamente o momento em que o controlador é ligado e o sistema deixa de ser manual e começa a operar de forma automática. Ao se ligar o sistema, percebe-se que as

limitações de abertura de válvula e as oscilações de pressão começam a deixar de existir, mantendo-se a pressão interna do reator bem próxima ao valor desejado. Na última imagem (Figura 31), pode-se perceber que o sistema implementado se mostra eficiente durante todo o tempo de reação e, com isso, a empresa pode garantir a qualidade de seu produto e a segurança de suas operações, o que não podia ser feito com as operações sendo feitas manualmente.

## 5.2 SUGESTÕES PARA ATIVIDADES FUTURAS

Devido ao sucesso na implementação deste sistema de controle, ao baixo custo de instalação e rápido retorno financeiro, fica como sugestão a utilização desse trabalho como consulta para aplicações semelhantes, tanto para controle de pressão de outros reatores e de outros equipamentos, como para o controle de outras variáveis de processo, como temperatura, vazão, nível, dentre outros, estudando e implementando as particularidades no controle de cada variável específica. A partir deste trabalho, é possível também, desenvolver e implementar sistemas de controle mais complexos, envolvendo o controle de mais de uma variável na mesma malha e envolvendo várias malhas de controle diferentes gerenciadas por controladores semelhantes ao utilizado neste trabalho.

Outra sugestão de atividade futura é a exploração de todas as funções que um SDCCD pode fornecer para controle de processos. Neste trabalho foi apresentada somente uma aplicação, com controlador PID, dentre muitas outras possibilidades existentes para um SDCCD.

## REFERÊNCIAS

ÅSTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T. Revisiting the Ziegler–Nichols step response method for PID control. **Journal of Process Control**, v. 14, n. 6, p. 635–650, 2004.

ÅSTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T. Advanced PID Control. Lund: ISA –Instrumentation, Systems, and Automation Society, 2006.

BAHAVARNIA, M.; TAVAZOEI, M. S. A New view to Ziegler–Nichols step response tuning method: Analytic non-fragility justification. **Journal of Process Control**, v. 23, n. 1, p. 23–33, 2013.

BASILIO, J. C.; MATOS, S. R. Design of PI and PID controllers With Transient Performance Specification. *Ieee Transactions On Educations*, Rio de Janeiro, v. 45, n. 4, p.364-370, nov. 2002.

BEGA, Egídio Alberto et al. Instrumentação Industrial. 2. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2006.

CORREA, Paulo Vicente. Fundamentos de Instrumentação e Controle. Manaus, 2002.

DEY, C.; MUDI, R. K. An improved auto-tuning scheme for PID controllers. **ISA Transactions**, v. 48, n. 4, p. 396–409, 2009.

DORF, Richard C.; BISHOP, Robert H.. Sistemas de Controle Moderno. 8. ed. São Paulo: Ltc, 2001.

FERNANDES JÚNIOR, Francisco Guerra. Metodologia para re-sintonia de controladores PID industriais. 2006. 85 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Elétrica, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2006.

GOLNARAGHI, Farid; KUO, Benjamin C.. Automatic Control Systems. 9. ed. Usa: Wiley, 2010.

GOMES, Silvio Celso Peixoto. Lugar geométrico das raízes incremental e sua aplicação na sintonia de controladores PID. 2009. 61 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos, Centro Universitário do Instituto Mauá de Tecnologia, São Caetano do Sul, 2009.

GOODWIN, Graham C.; GRAEBE, E.; SALGADO, M. E.. Control System Design. Prentice Hall, 2000. 908 p.

GRIFFIN, Ian. On-line PID Controller Tuning using Genetic Algorithms. 2003. 105 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Elétrica, Dublin City University, Dublin, 2003.

KUMAR PADHY, P.; MAJHI, S. Improved automatic tuning of PID controller for stable processes. **ISA Transactions**, v. 48, n. 4, p. 423–427, 2009. Elsevier Ltd.

KUO, Benjamin C.. Sistemas de Control Automático. 7. ed. México: Prentice Hall, 1996.

NISE, Norman S.. Engenharia de Sistemas de Controle. 3. ed. São Paulo: Ltc, 2002.

O'DWYER, A. Handbook of PI and PID Controller Tuning Rules, 3rd ed., Imperial College Press, London, 2009.

OGATA, Katsuhiko. Engenharia de Controle Moderno. 3. ed. Rio de Janeiro: Ltc, 2002. Tradução de Prof. Bernardo Severo.

RUIZ, V. M. A. Actualización del método de sintonización de controladores de ziegler y nichols. , v. 15, p. 39–52, 2005.

SILVA, Guillermo J.; DATTA, Aniruddha; BHATTACHARYYA, S. P.. PID Controllers for Time-Delay Systems. Maryland: Birkhauser, 2005.

SILVA TELLES, P.C. Tubulações Industriais, Materiais Projetos e Montagem, Ed. LTC S.A.,2000.

SOISSON, H. E. Instrumentação industrial. Editora Hemus. Curitiba-PR, 2002.

VALÉRIO, D.; COSTA, J. S. DA. Tuning of fractional PID controllers with Ziegler-Nichols-type rules. **Signal Processing**, v. 86, n. 10, p. 2771–2784, 2006.

VIJAYAN, V.; PANDA, R. C. Design of PID controllers in double feedback loops for SISO systems with set-point filters. **ISA Transactions**, v. 51, n. 4, p. 514–521, 2012. Elsevier Ltd.

ZIEGLER, J.G.; NICHOLS, N.B.Optimum settings for automatic controllers, Trans. ASME 64, p. 759–768, 1942.