

**UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ
DIRETORIA DE GRADUAÇÃO E EDUCAÇÃO PROFISSIONAL
ENGENHARIA ELÉTRICA**

**DESENVOLVIMENTO DE UM CONTROLE DE HISTERESE ADAPTATIVO
APLICADO A UMA MALHA DE VAZÃO**

Nome: Vinícius Vasconcelos Leite	Código: 1103962
Telefone: (18)997164191	e-mail: vasconcellos.vinicius@hotmail.com
Orientador: Prof. Dr. Wagner Endo E-mail do orientador: wendo@utfpr.edu.br	Assinatura do orientador:

**CORNÉLIO PROCÓPIO
MARÇO/2015**

VINÍCIUS VASCONCELOS LEITE

**DESENVOLVIMENTO DE UM CONTROLE DE HISTERESE ADAPTATIVO
APLICADO A UMA MALHA DE VAZÃO**

Trabalho de Conclusão de Curso do curso superior de Engenharia Elétrica da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, como requisito parcial para obtenção do título de Engenheiro Eletricista.
Orientador: Prof. Dr. Wagner Endo

CORNÉLIO PROCÓPIO
MARÇO/2015



Universidade Tecnológica Federal do Paraná
Campus Cornélio Procópio
Departamento de Engenharia Elétrica
Curso de Engenharia Industrial Elétrica



FOLHA DE APROVAÇÃO

Vinícius Vasconcelos Leite

Desenvolvimento de um controle de histerese adaptativo aplicado a uma malha de vazão

Trabalho de conclusão de curso apresentado às 13:30hs do dia 09/04/2015 como requisito parcial para a obtenção do título de Engenheiro Eletricista no programa de Graduação em Engenharia Industrial Elétrica da Universidade Tecnológica Federal do Paraná. O candidato foi arguido pela Banca Examinadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a Banca Examinadora considerou o trabalho aprovado.

Prof(a). Dr(a). Wagner Endo - Presidente (Orientador)

Prof(a). Dr(a). Paulo Rogério Scalassara - (Membro)

Prof(a). Dr(a). Cristiano Marcos Agulhari - (Membro)

A folha de aprovação assinada encontra-se na coordenação do curso.

Mãe,

minha gratidão será sempre insuficiente perto de tudo o que você faz por mim. Obrigado, te amo!

AGRADECIMENTOS

Primeiramente à Deus, pela força, saúde, fé, coragem, estando presente sempre em minha vida, guiando meus passos e iluminando o meu caminho.

Mãe, obrigado por sua dedicação, cuidado, coragem, carinho e paciência durante todo esse processo, pelo constante incentivo e por ter me ensinado o valor do estudo, sendo a melhor mãe que alguém poderia merecer. Obrigada por tudo que você faz por mim, pela oportunidade de realizar esse sonho e sobretudo, pela lição de amor que você me ensinou durante toda a vida.

Agradeço imensamente à minha base de tudo que tenho na vida, minha família. Aos meus tios, tias, primos, primas, avó, pai, que direta ou indiretamente me ajudaram nessa caminhada. O incentivo e amor de todos vocês fizeram com que eu sempre fosse capaz de enfrentar novos desafios, nunca desistindo.

À Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), campus Cornélio Procopio, pela oportunidade de estudo e por ter me proporcionado uma das melhores experiências que um estudante de graduação pode ter, que foi o estudo por um ano em uma universidade estrangeira.

Ao Prof. Dr. Wagner Endo, pela dedicação e prontidão durante a orientação deste trabalho, e aos professores Dr. Cristiano Marcos Agulhari e Dr. Paulo Rogério Scalassara pelas valiosas e imprescindíveis dicas de correção à proposta inicial do trabalho.

Quero agradecer os meus colegas de classe e laboratório pela amizade, momentos de distração e diversão, como também pelos momentos de seriedade e estudos compartilhados ao longo desses 5 anos.

When I was 16, my father said, 'You can do anything you want with your life. You just have to be willing to work hard to get it.' That's when I decided, when I die, I want to be remembered for the life I lived—not the money I made. (BERGLING, Tim, 2014).

Quando eu tinha 16 anos, meu pai me disse: 'Você pode fazer qualquer coisa que quiser com sua vida. Você só tem que estar disposto a trabalhar duro para atingir isso'. Foi quando eu decidi, quando eu morrer, eu quero ser lembrado pela vida que vivi, não pelo dinheiro que conquistei. (BERGLING, Tim, 2014).

RESUMO

LEITE, Vinícius Vasconcelos. Desenvolvimento de um controle de histerese adaptativo aplicado a uma malha de vazão. 2015. 57 f. Trabalho de Conclusão de Curso - Graduação em Engenharia Elétrica, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Cornélio Procópio, 2015.

Neste trabalho, propõe-se um estudo de um método adaptativo de vazão na válvula de uma Planta Didática Industrial, por compensação de histerese. A planta é composta por dois processos industriais: um sistema de aquecimento e um sistema de mistura de líquidos, sendo esse último o considerado no trabalho. O objetivo deste trabalho é simular e controlar o funcionamento de controle da válvula do processo, e aplicar uma compensação, visando à redução das oscilações de vazões. Os processos são controlados e instrumentados por equipamentos de uso industrial baseados no protocolo de comunicação Profibus. O trabalho utiliza uma interface de aquisição de dados baseada no protocolo de comunicação OPC (OLE - *Object Linking and Embedding for Process Control*), disponível no sistema supervisor de controle da Planta, através do *toolbox* do *software* Matlab. A partir dos dados adquiridos através desta ferramenta, uma curva de histerese é gerada e, em seguida, a compensação da vazão é implementada dentro de diversas faixas de porcentagem. A compensação pode ser maior ou menor para uma mesma porcentagem de abertura da válvula, assim as oscilações de vazão durante todo o processo reduzirão. Realiza-se uma discussão do desempenho da compensação do processo, baseada nos resultados adquiridos.

Palavras-chave: Planta Didática Industrial. Válvula de controle. Vazão. Compensação. Histerese.

ABSTRACT

LEITE, Vinícius Vasconcelos. Development of an adaptive hysteresis control applied in a flow mesh. 2015. 57 f. Trabalho de Conclusão de Curso - Graduação em Engenharia Elétrica, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Cornélio Procópio, 2015.

In this work, we propose a study of adaptive method outflow in the valve from one Didactic Industrial Plant, using hysteresis compensation. The plant consists of two industrial processes: a fluid heating system and a fluid mixing system, being the latter considered in the work. The objective of this work is to simulate and control the operation of the process control valve, and apply compensation in order to reduce the outflow oscillations. The processes are controlled and instrumented by equipment for industrial use based on Profibus communication protocol. The work uses a data acquisition interface based on the communication protocol OPC (OLE - Object Linking and Embedding for Process Control), available on the control supervisory system of the Plant, through the toolbox of the software Matlab. From the data acquired using this tool, a hysteresis curve is generated and then the outflow compensation is implemented within different percentage ranges. The compensation can be higher or lower for the same valve opening percentage, but in the opposite direction, so the flow oscillations during the process should reduce. We present a discussion about the performance of the compensation based on the acquired results.

Keywords: Didactic Industrial Plant. Control valve. Outflow. Compensation. Hysteresis.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 - SISTEMA DE CONTROLE POR REALIMENTAÇÃO	17
FIGURA 2 - DIAGRAMA GENÉRICO DO SISTEMA EM CASCATA	18
FIGURA 3 - DIAGRAMA DE BLOCOS DE UM SISTEMA ADAPTATIVO	19
FIGURA 4 - CONTROLADOR PID DE UMA PLANTA, COM AS PARTES PROPORCIONAL, INTEGRAL E DERIVATIVA	21
FIGURA 5 - VÁLVULA DE CONTROLE DO TIPO GLOBO PRESENTE NA PLANTA	22
FIGURA 6 - VÁLVULA DE CONTROLE TIPO GLOBO	23
FIGURA 7 - PLANTA DIDÁTICA INDUSTRIAL DA SMAR	26
FIGURA 8 - DIAGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA PLANTA DIDÁTICA	27
FIGURA 9 - DIAGRAMA DE CONTROLE POR REALIMENTAÇÃO NO TANQUE DE MISTURA	29
FIGURA 10 - DIAGRAMA DE CONTROLE EM CASCATA NO TANQUE DE MISTURA	30
FIGURA 11 - CURVA DE HISTERESE OBTIDA COM A COLETA DE DADOS DE VAZÃO DURANTE A ABERTURA E O FECHAMENTO DA VÁLVULA	31
FIGURA 12 - FLUXOGRAMA DO MÉTODO DE COMPENSAÇÃO DA VAZÃO NO TANQUE DE MISTURA DA PLANTA DIDÁTICA INDUSTRIAL, DURANTE A ABERTURA E O FECHAMENTO DA VÁLVULA	33
FIGURA 13 - CURVA DE HISTERESE DE VAZÃO DURANTE A ABERTURA E O FECHAMENTO DA VÁLVULA COM UMA RETA DE REFERÊNCIA	35
FIGURA 14 - ERRO ENTRE A CURVA DE HISTERESE E A RETA DE REFERÊNCIA	37
FIGURA 15 - GRÁFICO DOS VALORES COLETADOS DE VAZÃO COM SEUS RESPECTIVOS SETPOINTS, DURANTE A ABERTURA E O FECHAMENTO DA VÁLVULA, ATÉ O NÍVEL DE SETPOINT DE 50%.....	38
FIGURA 16 - GRÁFICO DA VAZÃO COM SEUS RESPECTIVOS SETPOINTS DURANTE A ABERTURA DA VÁLVULA ATÉ O NÍVEL DE SETPOINT DE 50%	39
FIGURA 17 - GRÁFICO DA VAZÃO COM SEUS RESPECTIVOS SETPOINTS DURANTE O FECHAMENTO DA VÁLVULA ATÉ O NÍVEL DE SETPOINT DE 50%.....	41
FIGURA 18 - ERRO PERCENTUAL E MSE ENTRE OS VALORES COLETADOS DE ABERTURA E FECHAMENTO DA VÁLVULA	44
FIGURA 19 - GRÁFICO DA VAZÃO COMPENSADA DURANTE A ABERTURA E O FECHAMENTO DA VÁLVULA ATÉ O NÍVEL DE SETPOINT DE 50%.....	47
FIGURA 20 - ERRO PERCENTUAL SEM E COM COMPENSAÇÃO DURANTE A ABERTURA E O FECHAMENTO DA VÁLVULA	51
FIGURA 21 - ERRO PERCENTUAL E MSE COMPENSADOS DURANTE A ABERTURA E O FECHAMENTO DA VÁLVULA	52

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 - EFEITOS INDEPENDENTES DOS GANHOS DE K_p , K_I E K_D NA RESPOSTA DE MALHA FECHADA	20
TABELA 2 - SIGLAS DE INSTRUMENTAÇÃO PRESENTES NA PLANTA	27
TABELA 3 - VAZÃO DURANTE A ABERTURA DA VÁLVULA SEM COMPENSAÇÃO	36
TABELA 4 - VAZÃO DURANTE A ABERTURA DA VÁLVULA SEM COMPENSAÇÃO	40
TABELA 5 - VAZÃO DURANTE O FECHAMENTO DA VÁLVULA SEM COMPENSAÇÃO	43
TABELA 6 - VALORES DA COMPENSAÇÃO DE HISTERESE DA VÁLVULA E DO COEFICIENTE DE VAZÃO	45
TABELA 7 - ERRO PERCENTUAL SEM E COM COMPENSAÇÃO	46
TABELA 8 - VAZÃO DURANTE A ABERTURA DA VÁLVULA COM COMPENSAÇÃO	49
TABELA 9 - VAZÃO DURANTE O FECHAMENTO DA VÁLVULA COM COMPENSAÇÃO	50
TABELA 10 - ERROS DA VÁLVULA SEM E COM COMPENSAÇÃO DURANTE A ABERTURA E O FECHAMENTO	53

LISTA DE SIGLAS

CLP	Controlador Lógico Programável
IEEE	Institute of Electrical and Electronics Engineers
MSE	Mean Square Error
OPC	OLE for Process Control
OLE	Object Linking and Embedding
PID	Proportional-Integral-Derivative
PROFIBUS	Process Field Bus
REUNI	Reestruturação e Expansão das Universidades Federais
SP	Setpoint
UTFPR	Universidade Tecnológica Federal do Paraná

LISTA DE SÍMBOLOS

δ Coeficiente de compensação de vazão

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	13
1.1 OBJETIVOS.....	15
2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	16
2.1 CONTROLE POR REALIMENTAÇÃO.....	16
2.2 CONTROLE EM CASCATA	17
2.3 CONTROLE ADAPTATIVO	18
2.4 CONTROLADOR PID.....	20
2.5 VÁLVULA DE CONTROLE	21
2.6 COMPENSAÇÃO DE HISTERESE.....	24
3 MATERIAIS E MÉTODOS	25
3.1 PLANTA DIDÁTICA INDUSTRIAL	25
3.2 TOPOLOGIA DOS CONTROLADORES	28
3.2.1 CONTROLE POR REALIMENTAÇÃO	28
3.2.2 CONTROLE EM CASCATA.....	29
3.3 PROCESSOS.....	31
3.3.1 AQUISIÇÃO DE DADOS	31
3.3.2 FLUXOGRAMA DO MÉTODO DE COMPENSAÇÃO	32
4 RESULTADOS E DISCUSSÕES	34
4.1 MODELO IDENTIFICADO	34
4.2 COMPENSAÇÃO DE HISTERESE.....	45
5 CONCLUSÕES	54
REFERÊNCIAS	56

1 INTRODUÇÃO

Os sistemas automatizados de controle atualmente tem um papel muito importante nas atividades industriais. Essa importância deve-se principalmente ao aumento da eficiência nos processos de produção, diminuição de custos, melhoria de qualidade, maior controle, segurança e regulação de motores, máquinas, veículos e outros dispositivos. Assim, requerem um aumento de produtividade e uma manutenção para a qualidade de vida, ocasionando um aumento da competitividade industrial (ROSÁRIO, 2009). O principal objetivo do controle automático de processo é conseguir que uma variável dinâmica, como pressão, temperatura, vazão ou nível, se mantenha em um valor desejado de operação.

Uma das estratégias de controle para os processos industriais é o controle adaptativo, que é uma melhoria do controle clássico. Esse tipo de controle atua mesmo na presença de perturbações e variações das características iniciais do sistema, e utiliza dois laços de alimentação. Um laço é de realimentação, com o processo e o controlador, e o outro laço é de ajuste de parâmetros do controlador.

No interior da válvula do processo encontra-se um controlador PID, controlador Proporcional Integral Derivativo. Esse tipo de controlador é um dos controladores mais utilizados no controle clássico, devido à sua facilidade de implementação e à sua robustez (OGATA, 2000). Outras vantagens do uso desse controlador é de que ele possui capacidade de eliminar erros estacionários através da ação integral e de aumentar o amortecimento, melhorando a estabilidade do sistema, através da ação derivativa. Além disso, ele tem uma série de aplicações em diferentes topologias de controle, como no controle por realimentação, antecipação e em cascata.

Portanto, são necessárias simulações de diferentes estratégias de controle anteriores à definição da estratégia definitiva. Assim, o objeto de estudo deste trabalho é uma planta didática industrial que emula esses tipos de controladores e suas topologias. Essa Planta Didática Industrial está localizada no Laboratório de Instrumentação e Processamento de Sinais (Sala G103) da *UTFPR*, campus Cornélio Procópio. A planta é um modelo compacto de um sistema real de controle e da Automação Industrial, que demonstra didaticamente as operações de suas malhas de controle. Nessa planta didática são emulados processos de aquecimento e de mistura de líquidos, de forma simples e objetiva, usando os mesmos

equipamentos e ferramentas do modelo industrial. A arquitetura da planta é baseada em um sistema de controle que utiliza uma rede de comunicação industrial *Profibus-PA* e um Controlador Lógico Programável (CLP).

Na malha de mistura da planta são utilizados dois tipos de controle, o controle por realimentação e o controle em cascata. O controle por realimentação mantém a variável controlada num valor constante a partir da medição da saída do sistema e compara esse valor com o valor de referência, fazendo com que o controlador atue na diferença (erro) entre o valor de referência e a variável controlada. Já o controle em cascata procura manter a temperatura constante através do controle da vazão de água fria que entra no tanque de mistura (SMITH; CORRIPIO, 1997).

Um dos instrumentos que serão analisados e controlados nesse projeto é a válvula de controle, que é o elemento final de controle mais comum em processos industriais. A válvula executa a função de atuador do sistema de controle ajustando os fluxos que afetam as variáveis controladas. O sinal de saída de um controlador posiciona a válvula, determinando o aumento ou restrição do fluxo. O sinal de saída do controlador é a entrada para a válvula, e o fluxo é a saída da válvula (SMITH; CORRIPIO, 1997).

Desta forma, este trabalho propõe uma estratégia adaptativa utilizando um compensador de histerese para a malha de vazão baseada nas topologias de controle em cascata e por realimentação da Planta Didática Industrial. A aplicação desse método adaptativo é de grande importância, sendo o mesmo utilizado na indústria, pois responde mais rapidamente a um evento não esperado quando comparado com o controle tradicional. Ambos os controles são aplicados no tanque de mistura da planta, para que se possa obter suas respostas dinâmicas e características do sistema.

A coleta e aquisição dos dados dos processos são feitas por uma interface de aquisição de dados, desenvolvida utilizando o *Software Matlab*. A partir dos dados coletados, serão analisadas as curvas de abertura e fechamento da válvula para verificar se será necessário um compensador. Quando for necessária uma compensação, uma nova curva será gerada, mostrando a quantidade de dados coletados com sua respectiva vazão comparada ao valor de referência. Com as respostas obtidas com esse compensador na malha de vazão, serão feitas análises para verificar se o controle diminuirá a variação da vazão de acordo com a porcentagem de abertura ou fechamento da válvula ao longo do tempo. Com os

resultados já obtidos por Silva (2011), a diferença de vazão para uma determinada porcentagem de abertura e fechamento da válvula, caracterizando um comportamento de histerese, é considerada um problema.

Quando identificadas degradações em uma válvula de controle, a melhor ação é substituir ou reparar a válvula, de forma que ela não deteriore a malha de controle. Entretanto, substituir ou reparar uma válvula significa que na indústria a produção será interrompida, por essa razão é de grande interesse que as válvulas operem com valores consideráveis de histerese de até 3%.

Para a malha de mistura é realizado um estudo detalhado da histerese na válvula. Esse estudo ocorre, pois o erro de histerese prejudica tanto o funcionamento do controle por realimentação quanto o controle em cascata. Assim, verifica-se a necessidade de aplicação de um método adaptativo, para que esse erro seja minimizado, gerando através dos parâmetros do controlador PID interno da válvula uma vazão que tenha uma resposta sem grandes oscilações em torno do valor de referência.

1.1 OBJETIVOS

Propor uma estratégia de controle adaptativo aplicada a uma malha de vazão que opera em cascata e por realimentação, do tanque do processo de mistura.

A partir desse objetivo geral propõem-se os objetivos específicos:

- Fazer uma manutenção na Planta;
- Analisar os dois tipos de controle da malha de mistura presentes na planta (controle em cascata e controle por realimentação);
- Simular o funcionamento de controle da válvula;
- Controlar a válvula do processo;
- Desenvolver e aplicar a estratégia de controle adaptativo proposta na operação da válvula.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Nesta seção será realizada uma revisão dos conceitos utilizados para realização do trabalho, como a revisão do Controle por Realimentação, Controle em Cascata, Controle Adaptativo, Controlador PID e Válvula de Controle.

2.1 CONTROLE POR REALIMENTAÇÃO

A ideia da realimentação é relativamente simples, e ainda extremamente poderosa. Aplicações do princípio de realimentação tem resultado em um maior avanço em controle, comunicação e instrumentação. O princípio da realimentação pode ser expresso como: aumentar a variável manipulada quando a variável do processo é menor do que o valor de referência (*setpoint*) e diminuir a variável manipulada quando a variável do processo é maior do que a referência (ÅSTRÖM; HÄGGLUND, 1995).

O objetivo do controle por realimentação é manter a variável controlada num valor constante, a partir da medição da saída do sistema e comparação desse valor com o valor de *setpoint*, fazendo com que o controlador atue na diferença (erro) entre o *setpoint* e a variável controlada. Esse controle deve ser visto como uma estratégia de controle reativa, em que espera até o sistema ser perturbado para depois tomar a ação corretiva (SMITH; CORRIPIO, 1997). O esquema do sistema por realimentação é mostrado na Figura 1. Esse tipo de realimentação é chamada negativa, pois a variável manipulada se move em direção oposta a variável do processo. O diagrama de blocos mostra que a planta e o controlador são conectados em uma malha fechada.

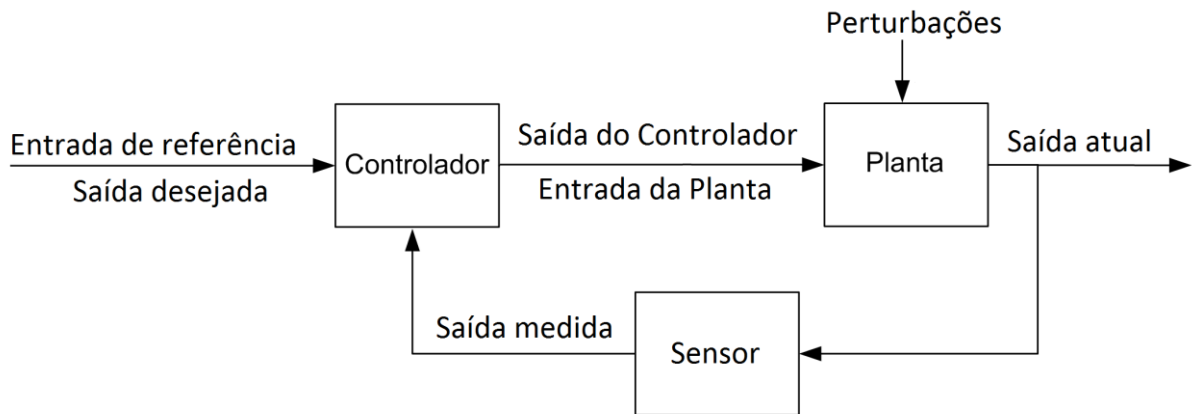


Figura 1: Sistema de controle por realimentação
 Fonte: Adaptado de Wolovich (1994).

2.2 CONTROLE EM CASCATA

O controle em cascata é uma estratégia que aprimora, em algumas aplicações significativamente, o desempenho provido pelo controle por realimentação. Ele toma uma ação corretiva antes que a variável primária controlada seja afetada, mas depois que a perturbação já entrou no processo (SMITH; CORRIPIO, 1997).

Nesse tipo de controle utilizam-se duas malhas de controle integradas. A malha interna contém o atuador e o controlador secundário. A malha externa abrange o outro controlador, denominado controlador primário, cuja saída fornece o *setpoint* (SP) para o controlador secundário. Esse tipo de controle está ilustrado na Figura 2, e é eficaz em situações onde existem perturbações a serem eliminadas. Para isso é necessário que a malha interna tenha resposta mais rápida que a malha externa, ou seja, constante de tempo menor do que a malha externa, para que o controlador secundário possa controlar as perturbações antes que essas atinjam a variável principal. Na planta, é uma forma de controle de temperatura no tanque de mistura que compensa as variações do fluxo de água fria.

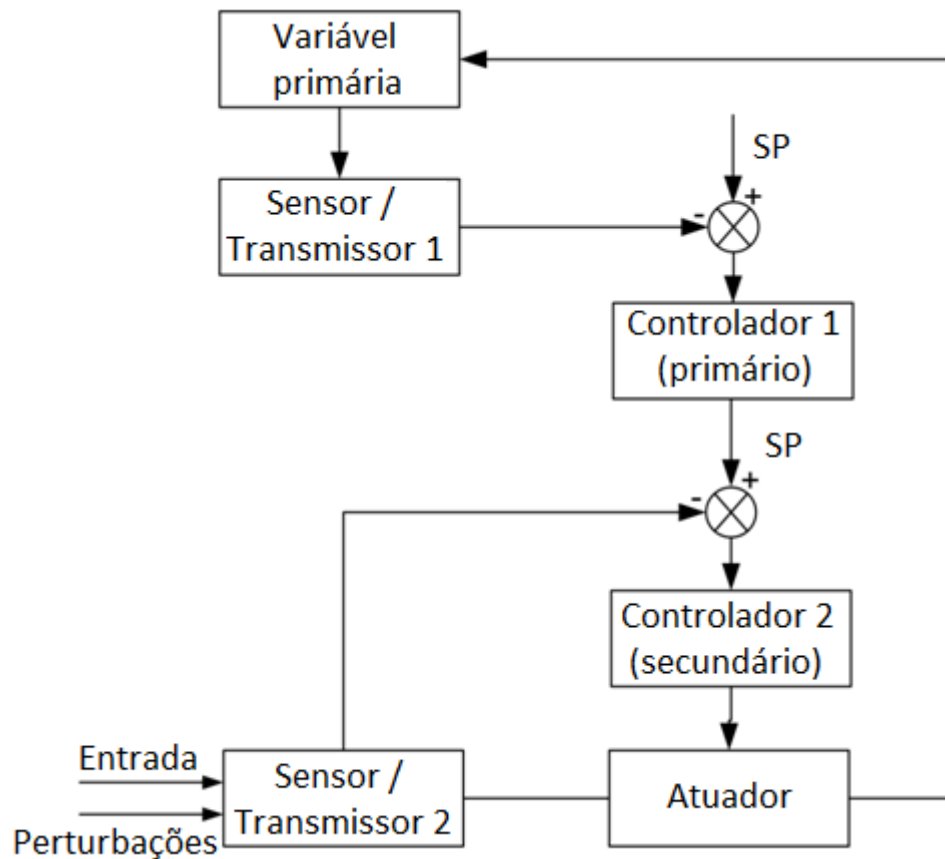


Figura 2: Diagrama genérico do sistema em cascata
 Fonte: Silva (2011).

2.3 CONTROLE ADAPTATIVO

O termo “adaptar” significa mudar de comportamento conforme novas circunstâncias. Intuitivamente, um controlador adaptativo é então um controlador que pode modificar seu comportamento em resposta a mudanças na dinâmica do processo e no caráter dos distúrbios. Uma revisada definição do controle adaptativo foi feita pelo IEEE em 1973, e propõe vocabulários baseados em noções como sistema de controle de auto-organização (*Self-Organizing Control - SOC*), parâmetro adaptativo SOC, performance adaptativa SOC, e aprendizagem de sistema de controle (ÅSTRÖM; WITTENMARK, 2008).

A adaptação foi desenvolvida para tratar processos com características que estavam mudando com o tempo ou com as condições de operação. A desvantagem dessa abordagem é que controles adaptativos podem requerer informações anteriores (ÅSTRÖM; HÄGGLUND, 1995).

Controle adaptativo é algumas vezes chamado de adaptação contínua, para enfatizar que os parâmetros são alterados continuamente. Existem dois métodos de controladores adaptativos, o direto e o indireto. No método direto, os parâmetros do controlador são ajustados diretamente a partir dos dados de operação em malha fechada. Nos métodos indiretos, os parâmetros do modelo de processo são atualizados on-line por estimação de parâmetro recursiva. Há um grande número de métodos disponíveis para ambos os métodos, direto e indireto (ÅSTRÖM; HÄGGLUND, 1995).

O controle adaptativo tem como objetivo manter a resposta esperada de desempenho mesmo na presença de perturbações e variações das características iniciais do sistema de controle. Ele é um controlador com parâmetros ajustáveis, integrado a um mecanismo para ajuste de parâmetros. O controlador se torna não linear devido ao mecanismo de ajuste de parâmetros. Um sistema de controle adaptativo pode ser caracterizado como possuir dois laços, em que o primeiro é uma normal realimentação com o processo e o controlador. Já o segundo, é um laço de ajuste de parâmetros. A Figura 3 demonstra o diagrama de blocos de um sistema adaptativo.

O laço de ajuste de parâmetro é frequentemente mais lento do que o laço normal de realimentação. Os sistemas adaptativos possuem propriedades úteis, que podem ser proveitosamente usadas no projeto do sistema de controle com melhoria de desempenho e funcionalidade.

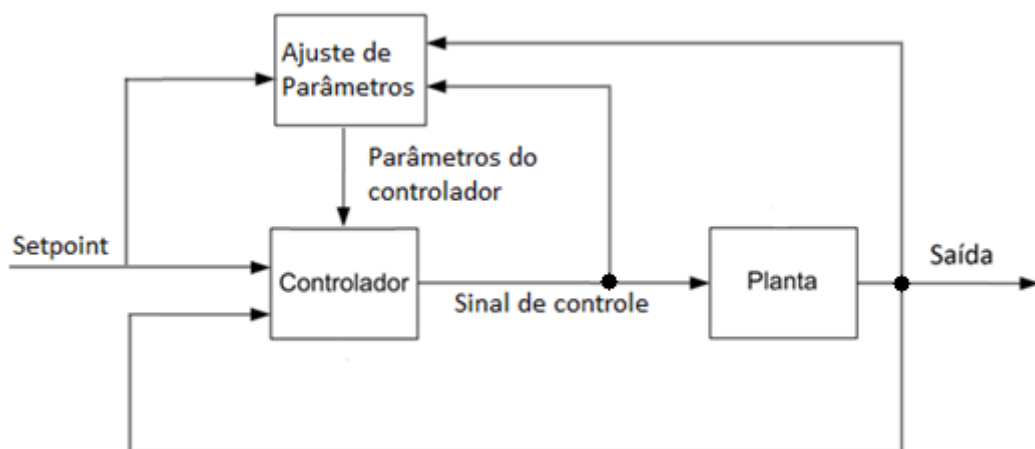


Figura 3: Diagrama de blocos de um sistema adaptativo
 Fonte: Aström (2008).

2.4 CONTROLADOR PID

O conceito desse tipo de controlador nesse trabalho visa alertar sobre a presença de um controlador interno na válvula de controle de vazão. Um tipo de controlador usado amplamente no controle de processos industriais é chamado de controlador de três termos ou controlador PID (DORF; BISHOP, 2001). A denominação de três termos deve-se à combinação do sinal proporcional, integral e derivativo, na qual pode ser verificado na Figura 4. Este controlador tem a função de transferência dada pela Equação (1).

$$G_C(s) = K_P + \frac{K_I}{s} + K_D s \quad (1)$$

Os ganhos integral, K_I , e derivativo, K_D , são dados da seguinte maneira: $K_I = \frac{K_P}{T_I}$ e $K_D = K_P T_D$, em que T_I é o tempo integrativo (*reset*) e T_D é o tempo derivativo, e eles junto ao K_P são ajustados para obter um melhor desempenho. Logo, a função transferência do controlador PID passa a ser dada na Equação (2).

$$G_C(s) = K_P \left(1 + \frac{1}{T_I s} + T_D s \right) \quad (2)$$

Os efeitos independentes dos ganhos K_P , K_I e K_D na resposta de malha fechada são mostrados na Tabela 1.

Tabela 1: Efeitos independentes dos ganhos de K_P , K_I e K_D na resposta de malha fechada

	t_r	<i>U.P.</i>	t_s	e_{ss}	Estabilidade
$\uparrow K_P$	Decresce	Aumenta	Aumenta Pouco	Decresce	Degrada
$\uparrow K_I$	Decr. Pouco	Aumenta	Aumenta	Decr. Muito	Degrada
$\uparrow K_D$	Decr. Pouco	Decresce	Decresce	Influi Pouco	Melhora

Fonte: Adaptado de VUKIC, Z.; KULJACA, O (2002).

- Tempo de subida, t_r : tempo requerido para que a resposta passe de 0,1 a 0,9 do valor final;
- Máximo sobressinal, *U.P.*: ultrapassagem percentual medida a partir do estado estacionário até atingir um valor máximo de pico da curva de resposta;
- Tempo de assentamento, t_s : tempo necessário para que a resposta permaneça com valores no interior de uma faixa (usualmente $\pm 2\%$ ou $\pm 5\%$) em torno do valor final;

- Erro em regime, e_{ss} : diferença entre a entrada e a saída de um sistema para uma entrada de teste a ele aplicada quando t tende a infinito.

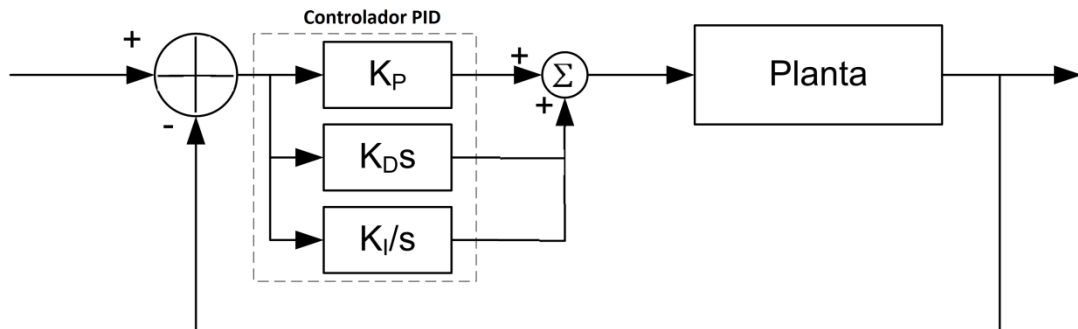


Figura 4: Controlador PID de uma planta, com as partes proporcional, integral e derivativa
 Fonte: Adaptado de Angélico (2011).

Em aplicações industriais, o controle integral é frequentemente chamado como “controle *reset*”, pois sem ele, um operador deverá alterar manualmente o valor de *setpoint* para alcançar o valor de saída desejada. O controle integral, geralmente, garante automaticamente um valor de saída igual ao valor de *setpoint*, garantindo um erro mínimo ou zero, sem requerer um *reset* manual (WOLOVICH, 1994). Já a ação derivativa é responsável por aumentar o amortecimento, melhorando a estabilidade do sistema.

2.5 VÁLVULA DE CONTROLE

O elemento final mais comum utilizado em processos industriais é a válvula de controle com atuador pneumático. Elas executam a função do sistema de controle ajustando os fluxos que afetam as variáveis controladas. Uma válvula de controle atua como uma variável de restrição numa tubulação de processo. Manipulando sua abertura, muda-se a resistência do fluxo, e o próprio fluxo. A função da válvula de controle é regular a vazão do fluxo. O sinal de saída do controlador posiciona a válvula, alterando a posição da mesma que determinará o aumento ou restrição do fluxo. O sinal de saída do controlador é a entrada para a válvula, e o fluxo é a saída da válvula (SMITH; CORRIPIO, 1997).

A válvula de controle absorve uma queda de pressão em uma linha de fluido, variando a área da passagem do fluido pela alteração de sua abertura. Ela consiste basicamente de dois conjuntos principais: atuador e corpo. O atuador é o elemento

responsável em proporcionar a força motriz necessária ao funcionamento da válvula de controle. Dependendo do meio de produção da força motriz ele pode ser classificado como pneumático, elétrico, eletropneumático, eletro-hidráulico ou hidráulico. O corpo é a parte da válvula que executa a ação de controle permitindo uma maior ou menor passagem do fluido no seu interior, conforme a necessidade do processo. Dependendo dos tipos de corpos, a válvula pode ser classificada em deslocamento rotativo, podendo ser borboleta, esfera ou obturador excêntrico, ou deslocamento linear, como tipo globo convencional, globo gaiola, globo angular, diafragma, entre outras (CHAGAS, 2007).

A válvula presente na Planta desse trabalho é a do tipo globo, como na Figura 5.



Figura 5: Válvula de controle do tipo Globo presente na Planta

A Figura 6 ilustra uma válvula de controle tipo globo com posicionador. O elemento obturador, em destaque, é um elemento vedante, com formato de disco, cilíndrico ou com contorno caracterizado, que se move linearmente no interior do

corpo obturando o orifício de passagem de modo a formar restrição variável ao fluxo. Esse elemento é posicionado pelo atuador da válvula para controlar a vazão.

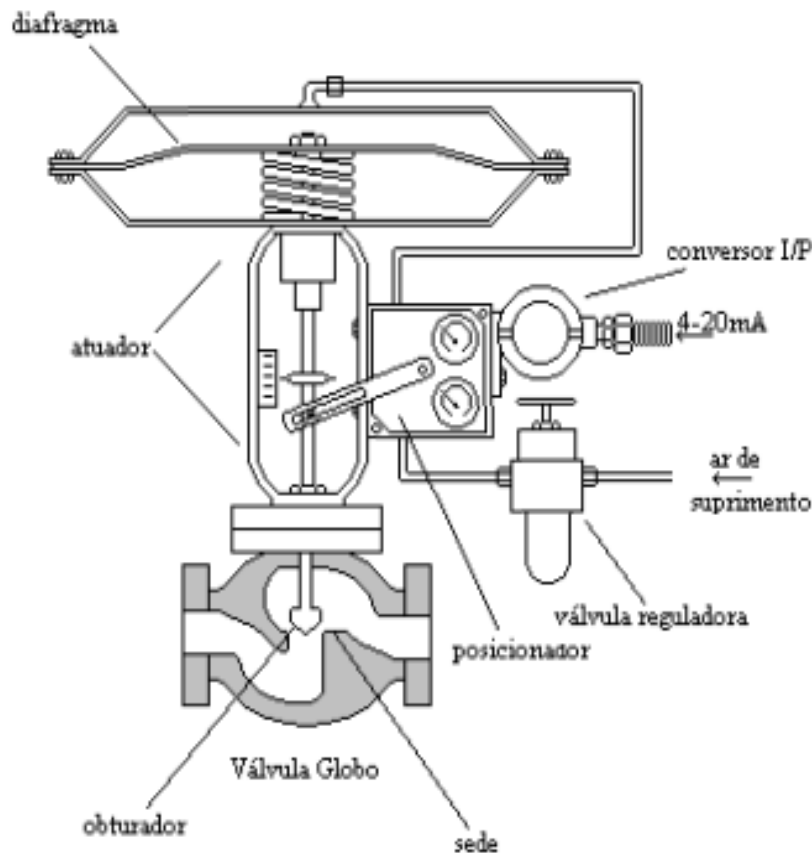


Figura 6: Válvula de controle tipo Globo
 Fonte: Correa (2002).

O posicionador é um equipamento de controle capaz de receber um sinal pneumático e enviar pressão de ar ao atuador de forma a posicionar a válvula num valor desejado. Para tal, o posicionador recebe mecanicamente a informação da posição atual da válvula através de uma barra presa à haste do obturador. O posicionador atua como um controlador de posição, ou seja, garante que a posição da haste será realmente aquela desejada, independentemente dos atritos e desgastes. Sendo a parte integrante do sistema de controle, quando corretamente selecionado, deve proporcionar, à válvula, meios de operabilidade estáveis e suaves, agindo contra a ação variável das forças dinâmicas e estáticas originadas na válvula através da ação do fluido de processo. Assim uma válvula sem posicionador opera em malha aberta, e a válvula que possui o acessório posicionador opera em malha fechada (CORREA, 2002). Na área industrial é possível encontrar três tipos de posicionadores, o posicionador pneumático, o eletropneumático e o inteligente.

2.6 COMPENSAÇÃO DE HISTERESE

Ao identificar degradações em uma válvula de controle, a melhor ação é substituir ou reparar a válvula, de forma que ela não deteriore a malha de controle. Entretanto, substituir ou reparar uma válvula significa que a produção será interrompida, uma ação que deve ser programada para reduzir seu impacto sobre a produção. Por essa razão é de grande interesse que as válvulas operem mesmo com valores consideráveis de histerese.

Se a histerese é zero, a posição na abertura e no fechamento, para o mesmo sinal de pressão, é a mesma. Caso a válvula apresente algum valor de histerese, existirá uma diferença entre a posição na abertura e no fechamento. Essa diferença quantifica a histerese da válvula.

Idealmente a histerese em uma válvula é zero, mas na maioria das válvulas esse valor está perto de 1%. Nos processos industriais, uma histerese de 2 ou 3% é aceitável se o controlador não for agressivo. Valores de histerese maior que 3% indicam a necessidade de manutenção, pois reduz sua eficiência (RUEL, 2000).

Uma válvula de controle normalmente não se moverá quando o sinal de controle for constante, a não ser que o posicionador seja instável. Dessa forma, uma maneira óbvia de compensar a histerese é fazer com que o sinal de controle seja incrementado. A compensação da histerese é feita através da adição ou subtração de um ganho δ ao sinal de controle, como a Equação (3).

$$\text{compensação} = \text{sinal_controle} \pm (\delta * \text{sinal_controle}) \quad (3)$$

Caso o valor da vazão na histerese estimada seja igual ao valor da vazão da histerese da válvula, a compensação será exata, ou seja, não haverá variação na posição da válvula, pois o ganho, somado ou subtraído, δ é igual à histerese, e consequentemente a variação na saída do processo será eliminada (CHAGAS, 2007). O valor de δ varia de acordo com o erro para cada porcentagem de abertura da válvula.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

A seguir são apresentados os tópicos sobre a Planta Didática Industrial, sua arquitetura de funcionamento, sistema de comunicação, controle e supervisão, os controles por realimentação e em cascata, e análise das topologias para implementação.

3.1 PLANTA DIDÁTICA INDUSTRIAL

A Planta Didática Industrial foi adquirida com os recursos do REUNI (Reestruturação e Expansão das Universidades Federais) e está localizada no Laboratório de Instrumentação e Processamento de Sinais (sala G103) da UTFPR, campus Cornélio Procópio.

A Planta Didática é utilizada para treinamentos e atualizações tecnológicas em malhas de controle para automação de processos industriais, que representa de forma simples e objetiva a operação de malhas de controle que podem ser implementadas em uma planta industrial. A Planta Didática é um sistema compacto, mas ao mesmo tempo fiel à realidade da Automação Industrial, que demonstra didaticamente as operações de suas malhas de controle, usando os mesmos equipamentos e ferramentas utilizados em suas aplicações.

As malhas de controle são configuradas e montadas em uma mesma estrutura física, somente com mudanças na configuração dos controladores e instrumentos. A Figura 7 mostra a planta didática.



Figura 7: Planta Didática Industrial da SMAR
Fonte: SMAR (2012).

Na Planta Didática há dois processos implementados, o Processo de Aquecimento e o Processo de Mistura, sendo somente o de mistura abordado nesse trabalho. O diagrama de instrumentação e tubulação da Planta Didática está representado na Figura 8 e a Tabela 2 apresenta a nomenclatura das siglas dos instrumentos dessa figura.

No processo de aquecimento, um conversor de potência é responsável pelo envio da energia para o aquecimento das duas resistências deste tanque. A vazão de entrada de água fria é medida, fazendo com que o controlador envie mais ou menos potência para o aquecimento das resistências do tanque de aquecimento, para manter a temperatura constante em um determinado *setpoint*.

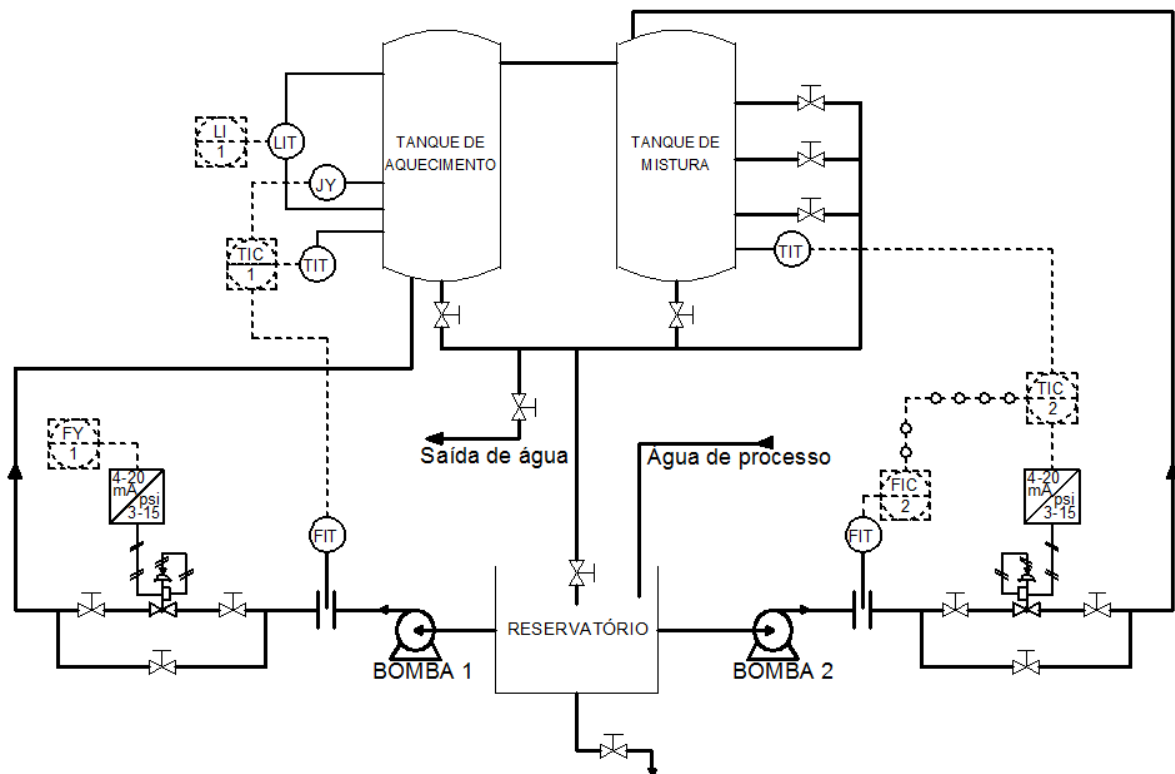


Figura 8: Diagrama de instrumentação da Planta Didática
 Fonte: Silva (2011).

Tabela 2: Siglas de instrumentação presentes na Planta

Sigla	Instrumento
LI	Indicador de nível
LIT	Transmissor indicador de nível
JY	Conversor de potência
TIT	Transmissor indicador de temperatura
TIC	Controlador indicador de temperatura
FY	Conversor de vazão
FIT	Transmissor indicador de vazão
FIC	Controlador indicador de vazão

No tanque de mistura, a água quente proveniente do tanque de aquecimento é misturada com água fria, proveniente do reservatório, para que esta se aqueça. A finalidade deste controle é manter a temperatura da água no tanque de mistura respondendo às variações de temperatura da água do tanque de aquecimento. A malha de vazão de água fria recebe como *setpoint*, a saída do controle de

temperatura do tanque de mistura provocando assim, a ação da válvula de água fria quando a temperatura for diferente da solicitada.

O sistema de supervisão da Planta Didática Industrial da Smar é o *ProcessView*, integrado ao *SYSTEM302*, que efetua a aquisição de dados dos equipamentos e apresenta as informações da malha de controle, e o protocolo de comunicação é o *Profibus-PA*. A coleta dos dados dos processos é feita por uma interface de aquisição de dados, desenvolvida utilizando o *software* Matlab como cliente OPC, através do seu *toolbox*.

3.2 TOPOLOGIAS DOS CONTROLADORES

As topologias do controlador PID, utilizadas na Planta Didática Industrial, para o controle de vazão no tanque de mistura são o Controle por realimentação e o Controle em cascata.

3.2.1 CONTROLE POR REALIMENTAÇÃO

O objetivo do controle por realimentação é manter a variável controlada num valor constante, a partir da medição da saída do sistema e comparação desse valor com o valor de *setpoint*. Nessa planta didática industrial o objetivo desse controle é manter a temperatura constante, através do controle da vazão de água fria que entra nesse tanque. O controle por realimentação apresenta uma estratégia de controle reativa, em que espera até o sistema ser perturbado para depois tomar a ação corretiva (SMITH; CORRIPIO, 1997). O diagrama de tubulação e instrumentação que representa a topologia do controlador por realimentação na Planta Didática está representado na Figura 9.

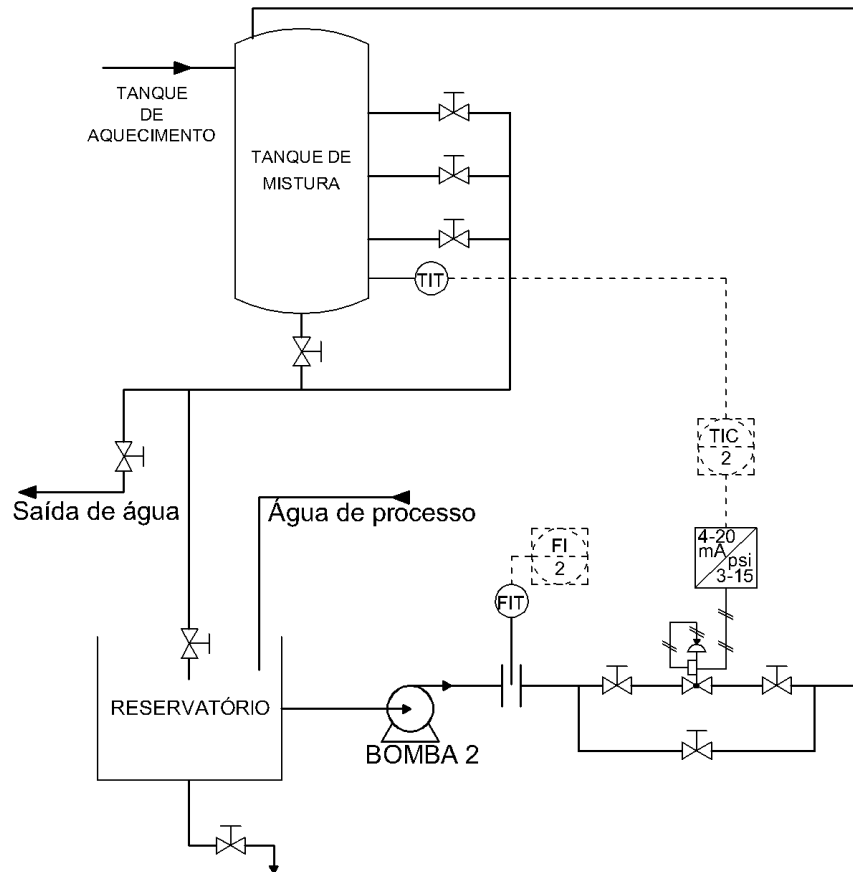


Figura 9: Diagrama de controle por realimentação no tanque de mistura
 Fonte: Silva (2011).

A variável de processo é a temperatura do tanque e a variável de entrada é a vazão de água fria. A temperatura do tanque de mistura é medida e comparada com o *setpoint* desejado, então o controlador envia o sinal de controle para aumentar ou diminuir a vazão de água fria na malha de mistura (abrindo ou fechando a válvula).

3.2.2 CONTROLE EM CASCATA

Por apresentar uma resposta mais rápida, o controle em cascata pode ser visto como uma alternativa ao controle por realimentação no tanque de mistura e é uma das estratégias mais aplicadas em plantas industriais. Ele toma uma ação corretiva antes que a variável primária controlada seja afetada, mas depois que a perturbação já entrou no processo (SMITH; CORRIPIO, 1997). Nesse tipo de controle utilizam-se duas malhas integradas com duas variáveis controladas atuando em uma mesma variável manipulada, no qual o *setpoint* do controlador da malha interna (controlador secundário) é dado pela saída do controlador externo

(controlador primário). Na planta, é uma forma de controle de temperatura no tanque de mistura que compensa as variações do fluxo de água fria. A Figura 10 mostra o diagrama de tubulação e instrumentação que representa esse controle.

Na malha principal (controle de temperatura) do controle em cascata no tanque de mistura da Planta Didática, a temperatura do tanque de mistura é medida e comparada com o *setpoint* desejado, o controlador da malha externa envia o *setpoint* ao controlador da malha interna (malha secundária, controle de vazão), esse valor é comparado com o valor de vazão instantânea, e o controlador da malha interna envia o sinal de controle para aumentar ou diminuir a vazão de água fria na malha de mistura (abrindo ou fechando a válvula) de acordo com o *setpoint* remoto. Essa comparação da malha interna com a temperatura e a vazão instantânea é indicada na área circulada da figura 10, que representa a diferença desse controle para o controle em realimentação.

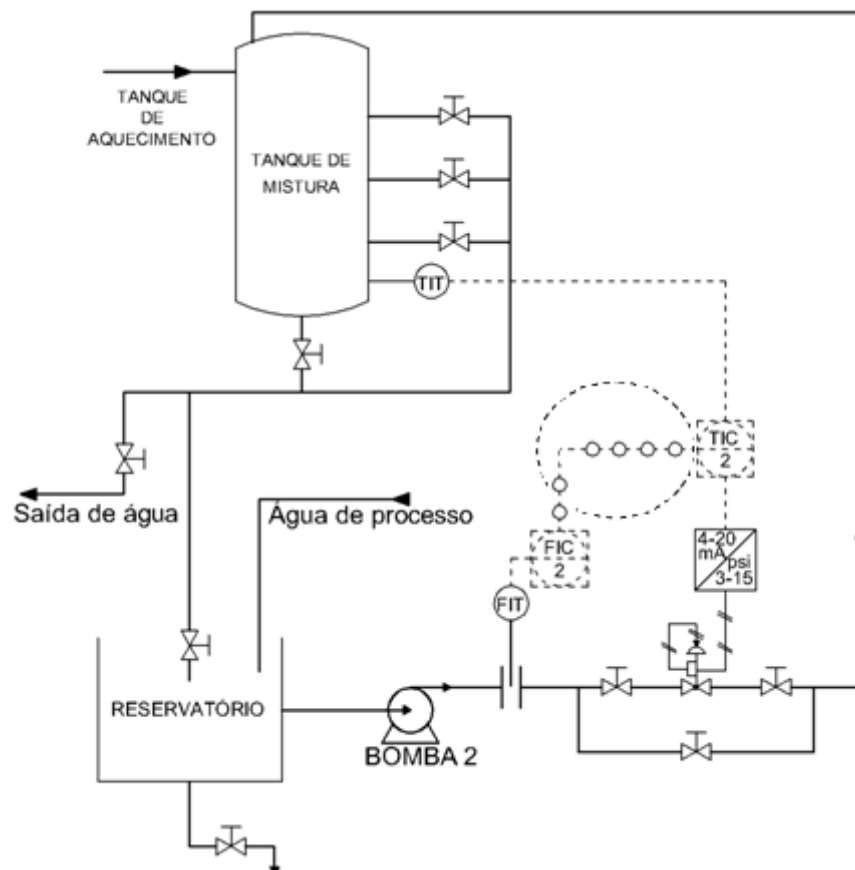


Figura 10: Diagrama de controle em cascata no tanque de mistura
Fonte: Silva (2011).

3.3 PROCESSOS

3.3.1 AQUISIÇÃO DE DADOS

Para a aquisição dos dados foi utilizado o software Matlab como cliente OPC. Primeiramente é necessário verificar o bom funcionamento da Planta. Quando essa etapa for realizada começa-se a coleta de dados, abrindo e fechando a válvula de controle. Ao abrir e fechar a válvula foi notado, pelos ensaios realizados por Silva (2011) e confirmado pelos ensaios desse trabalho, um comportamento de histerese, caracterizado pela diferença de vazão para uma determinada porcentagem de abertura da válvula. Devido a esse fato, foi alterada, em pequenos intervalos de 5%, a abertura e fechamento da válvula de 0% a 100% e 100% a 0%, respectivamente.

A partir dos valores médios da vazão obtidos para cada valor de abertura da válvula, pode-se traçar um gráfico da vazão em função da abertura e do fechamento da válvula, caracterizando o comportamento de histerese apresentado na Figura 11.

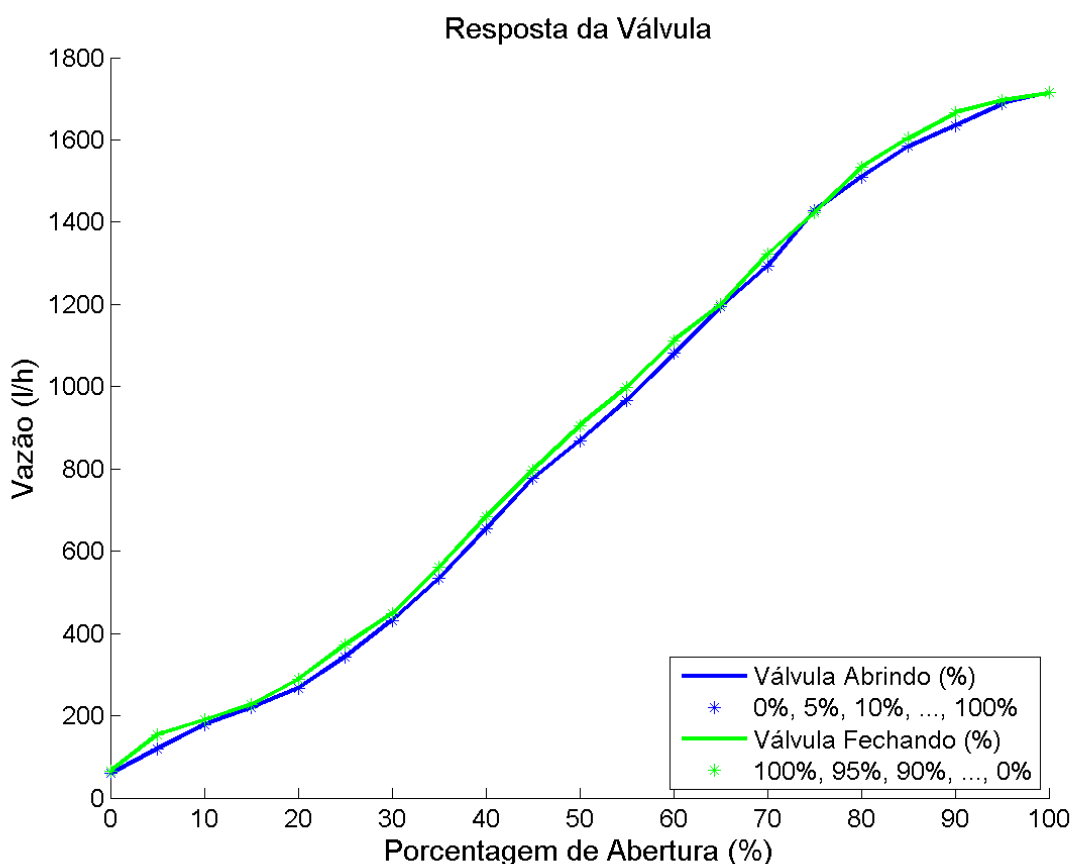


Figura 11: Curva de histerese obtida com a coleta de dados de vazão durante a abertura e o fechamento da válvula

O erro de histerese influencia, principalmente, a ação de controle da malha de mistura, prejudicando tanto o funcionamento do controle por realimentação quanto o controle em cascata. Assim verifica-se a necessidade de aplicação de uma compensação de histerese na malha de vazão desse tanque, para que se possa obter uma menor variação da vazão de acordo com a porcentagem de abertura da válvula.

3.3.2 FLUXOGRAMA DO MÉTODO DE COMPENSAÇÃO

O fluxograma apresentado na Figura 12 representa o método simplificado de compensação de histerese utilizado. O valor de δ varia de acordo com o erro para cada porcentagem de abertura da válvula, sendo obtido de forma heurística. Os respectivos valores de SP para cada valor de abertura são apresentados na Tabela 3.

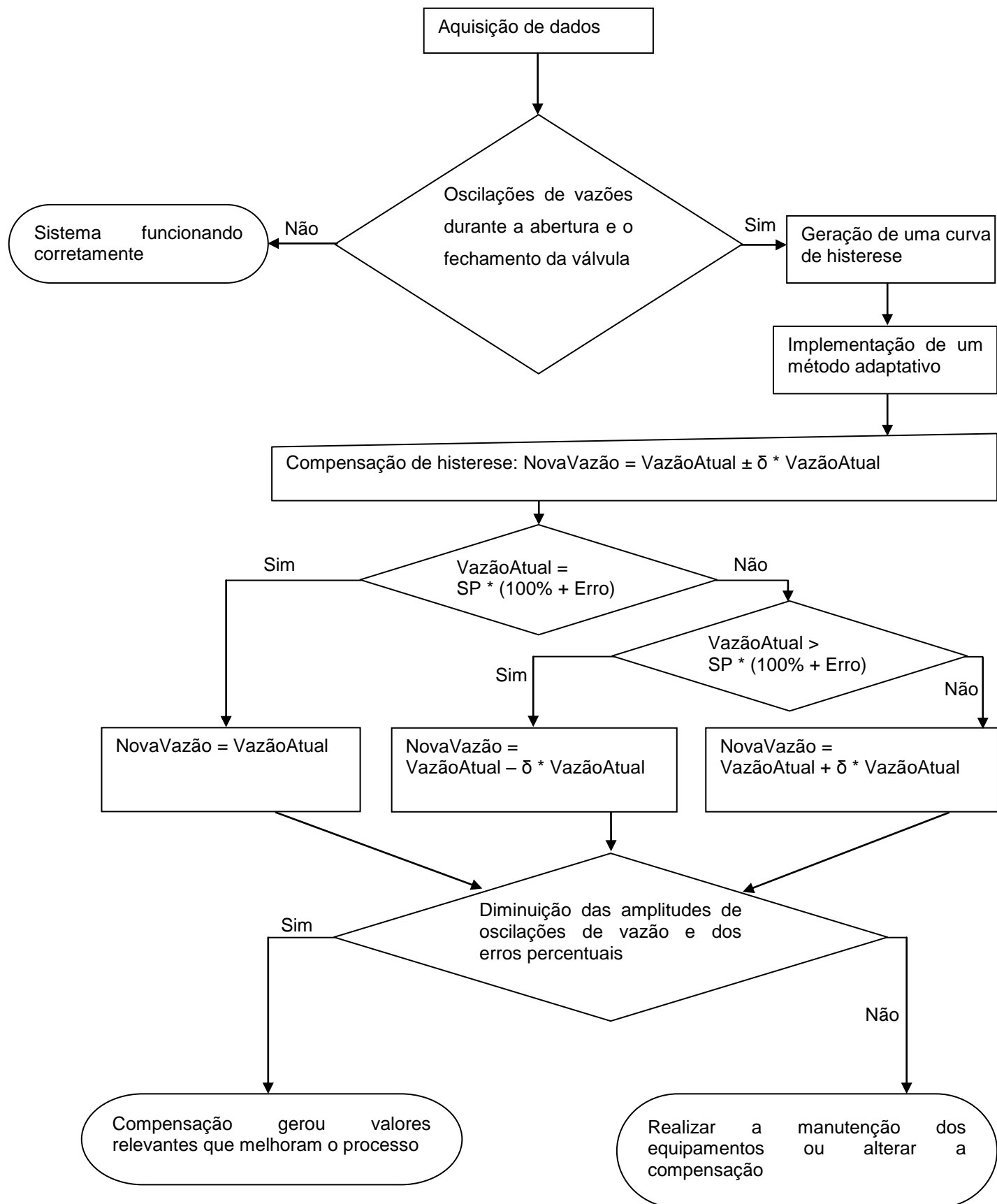


Figura 12: Fluxograma do método de compensação da vazão no tanque de mistura da Planta Didática Industrial, durante a abertura e o fechamento da válvula

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados o ambiente de coleta de dados da Planta Industrial e as curvas de resposta para o método sem compensação e para o método com compensação de histerese.

4.1 MODELO IDENTIFICADO

A primeira aplicação realizada no tanque de mistura foi uma coleta de 2020 dados de vazão, abrindo e fechando a válvula de controle em pequenos intervalos de 5%, variando de 0% a 100% e 100% a 0%, respectivamente. Foi observado um comportamento de histerese, caracterizado pela diferença de vazão para uma determinada porcentagem de abertura da válvula.

A Figura 13 foi obtida a partir dos valores médios de vazão para cada porcentagem de abertura e fechamento da válvula, comparando com uma reta de referência aproximada, para que tivesse um menor erro entre a válvula abrindo e a reta, e a válvula fechando e a reta.

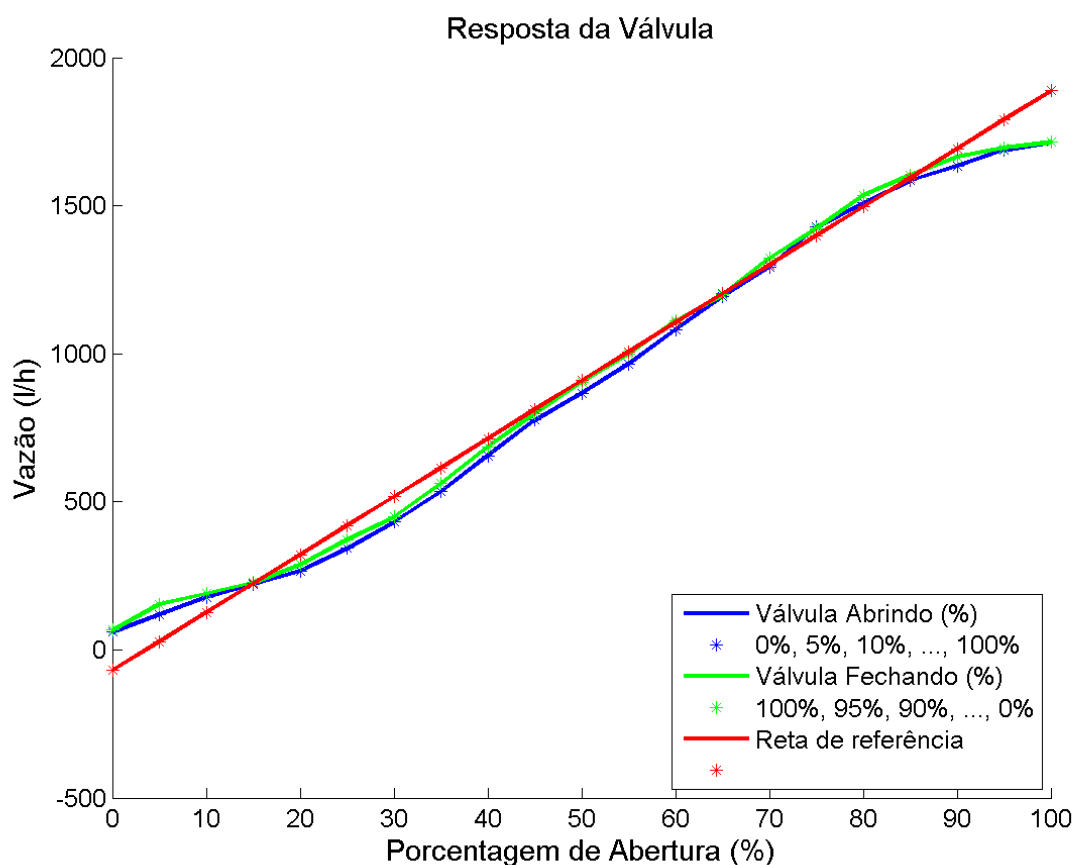


Figura 13: Curva de histerese de vazão durante a abertura e o fechamento da válvula com uma reta de referência

Os valores médios de vazão da curva de histerese estão apresentados na Tabela 3, assim como os valores de referência (*SP*) para cada porcentagem de abertura, que foram obtidos através da média entre as vazões de abertura e de fechamento da válvula do tanque de mistura.

Tabela 3: Vazão durante a abertura da válvula sem compensação

Abertura	Vazão (l/h)			Histerese (%)
	Abrindo	Fechando	SP	
0%	59,5	66,3	62,9	0,408
5%	119,5	153,8	136,6	2,073
10%	178,1	189,2	183,7	0,672
15%	219,9	227,0	223,4	0,431
20%	267,3	288,2	277,7	1,258
25%	343,0	372,0	357,5	1,757
30%	431,7	448,3	440,0	1,003
35%	533,7	561,1	547,4	1,652
40%	655,3	684,8	670,0	1,779
45%	776,3	798,0	787,2	1,313
50%	866,9	905,2	886,0	2,314
55%	966,4	998,4	982,4	1,929
60%	1080,6	1111,3	1096,0	1,855
65%	1193,6	1199,2	1196,4	0,343
70%	1291,8	1322,1	1306,9	1,833
75%	1428,1	1422,9	1425,5	0,316
80%	1508,9	1534,5	1521,7	1,545
85%	1584,2	1603,7	1593,9	1,177
90%	1634,7	1665,1	1649,9	1,837
95%	1687,5	1696,2	1691,9	0,525
100%	1714,4	1714,3	1714,4	0,000

Após a coleta dos dados e geração da curva de histerese, foi gerada uma curva de erro, Figura 14, entre o valor de referência, reta vermelha da Figura 13, e os valores de abertura e fechamento, mostrando em quais porcentagens ocorreram os maiores erros.

Devido a essa figura estar relacionada à reta aproximada, os dois primeiros e os dois últimos valores de erro são descartados, pois a reta tem que se aproximar da maioria de pontos entre a abertura e o fechamento da válvula, e esses pontos se encontram posterior e anterior a esses valores, correspondendo, respectivamente, a 0% e 5% da abertura, e 95% e 100% do fechamento da válvula.

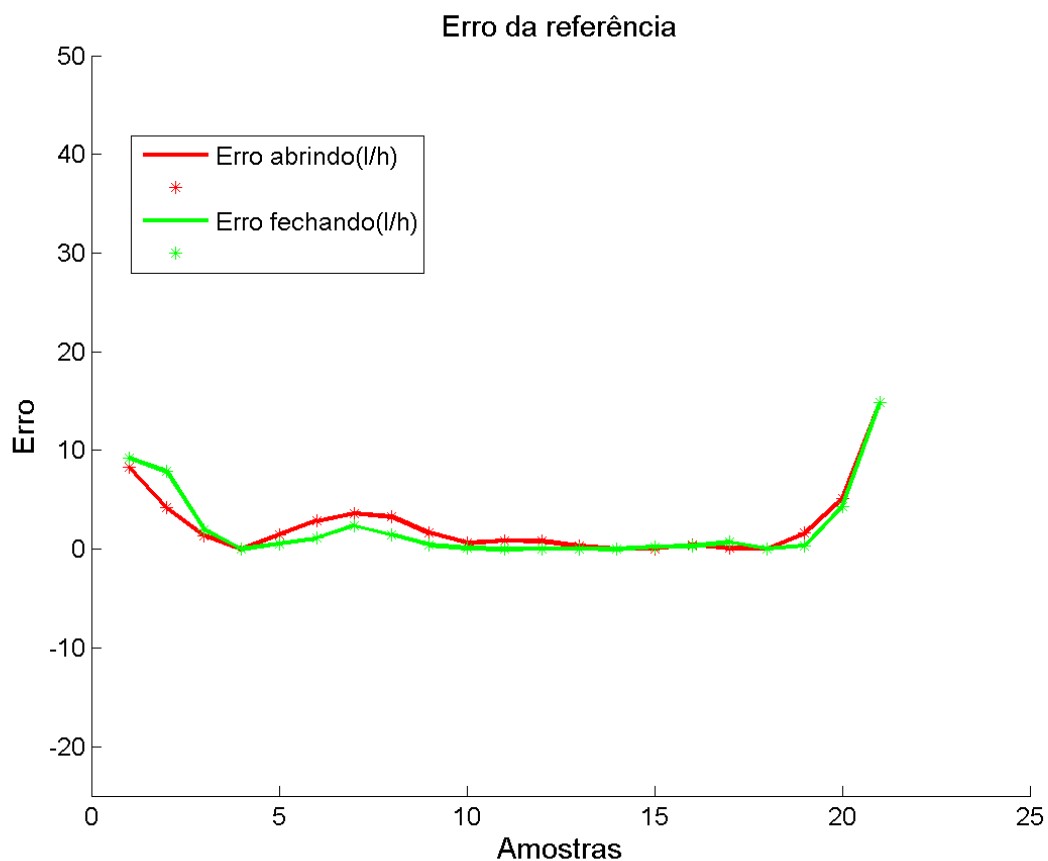


Figura 14: Erro entre a curva de histerese e a reta de referência

Após essa etapa, resolveu-se analisar alguns valores de abertura da válvula, e o valor escolhido para interpretação e compensação de histerese foi o de 50%.

A Figura 15 mostra os valores da vazão com a válvula abrindo de 0 a 50% e fechando de 100 a 50%, que foram coletados através do Matlab, em que a partir da metade dos 2020 dados, tanto na abertura quanto no fechamento, a válvula ficou aberta em 50% com um valor de *setpoint* para essa abertura de 886 l/h. Para as aberturas entre 0 e 50% e de 100 a 50%, variando a cada 5%, seus valores de *setpoint* também são apresentados.

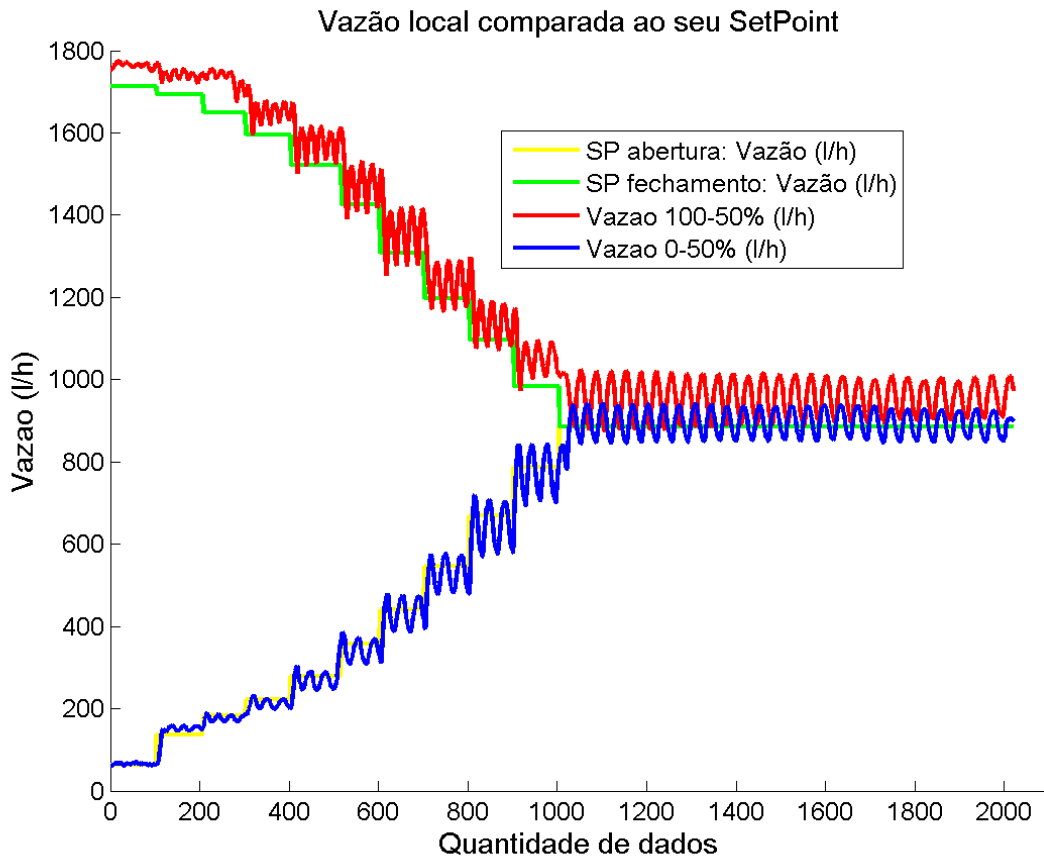


Figura 15: Gráfico dos valores coletados de vazão com seus respectivos *setpoints*, durante a abertura e o fechamento da válvula, até o nível de *setpoint* de 50%

Como pode ser observado no gráfico acima, os valores de vazão, independentemente do sentido de abertura da válvula, possuem muitas oscilações, inclusive valores fora dos valores de referências. Devido a esse fator, viu-se a necessidade de uma compensação dos valores de vazões para que as oscilações fossem eliminadas ou minimizadas, diminuindo o erro existente entre os valores de referências e os valores coletados. Apesar da existência de um PID interno na válvula, ele não foi utilizado na compensação.

A Figura 16 é uma fragmentação da figura 15, mostrando somente os dados que foram obtidos durante a abertura da válvula, com os 2020 dados, e também apresentando os valores de referências de vazão para cada abertura. Devido ao grande número de oscilações verificadas, mesmo que a maioria delas ocorram ao redor dos valores de referências, altos erros são verificados, necessitando uma compensação, como já foi dito anteriormente.

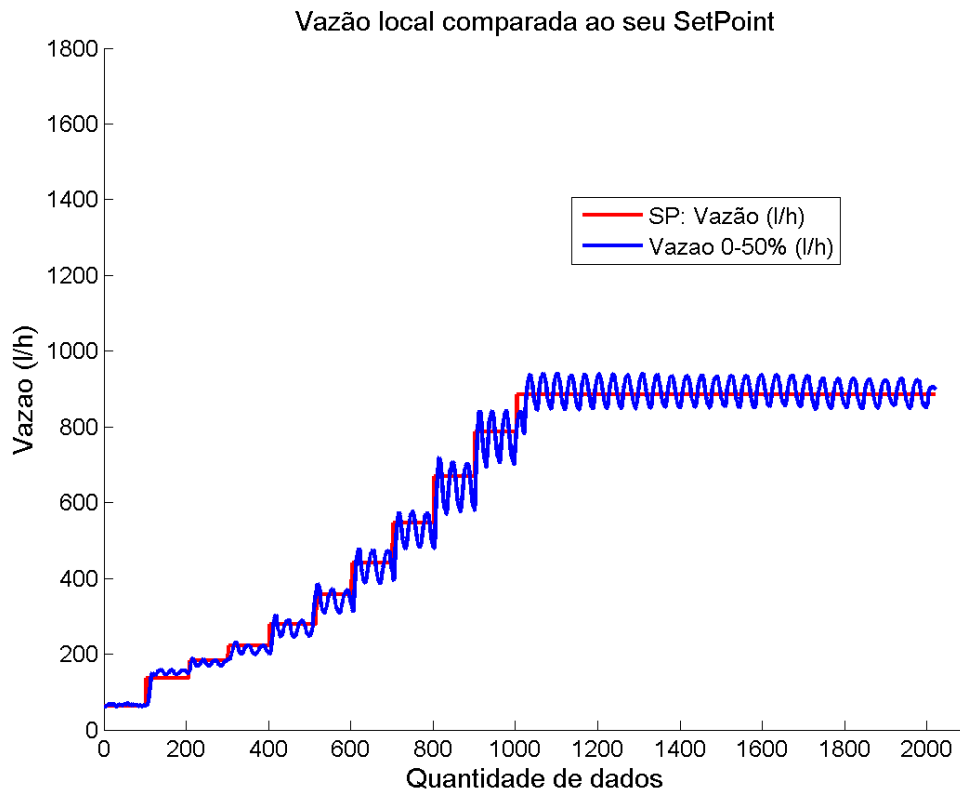


Figura 16: Gráfico da vazão com seus respectivos *setpoints* durante a abertura da válvula até o nível de *setpoint* de 50%

A Tabela 4 apresenta alguns dos valores mostrados na Figura 16, bem como os respectivos valores de referência.

As vazões quando a válvula está totalmente fechada apresenta valores próximos ao seu *setpoint*, que é de 62,9 l/h, mas em alguns pontos os valores apresentam erros de 9%, por exemplo, o que não é muito aceitável se fosse em um processo industrial real, necessitando a manutenção ou mesmo a troca de algum dos equipamentos do processo. Com a válvula aberta 5% os primeiros dados apresentam valores abaixo do *setpoint*, mas a partir do momento que o gráfico toca o eixo de referência, os valores das vazões são todos maiores que a referência, caracterizando a necessidade de compensação, apresentando em alguns casos erros percentuais de 54,259%, que são os momentos onde ocorrem as transições de uma abertura para a outra.

Tabela 4: Vazão durante a abertura da válvula sem compensação

Quantidade de vazão em l/h da válvula abrindo até 50%										
0%	5%	10%	15%	20%	25%	30%	35%	40%	45%	50%
SP=62,9	SP=136,6	SP=183,7	SP=223,4	SP=277,7	SP=357,5	SP=440	SP=547,4	SP=670	SP=787,2	SP=886
62,6	63,5	154,6	186,2	201,2	367,3	318,0	398,6	479,3	605,7	804,7
63,2	62,5	160,7	185,1	202,6	373,9	315,8	395,5	479,5	654,6	814,9
62,3	65,0	165,5	184,3	207,6	378,7	313,2	394,5	492,5	698,1	822,1
60,7	66,6	170,6	185,3	216,6	382,8	311,7	402,0	526,9	723,5	828,8
61,5	66,2	175,8	187,4	228,6	386,0	318,9	424,5	566,8	755,5	833,5
61,9	65,1	179,7	189,7	240,9	387,2	336,8	452,6	602,0	779,2	835,7
64,6	78,9	184,3	193,4	249,1	382,5	359,2	476,9	632,1	799,9	839,8
65,9	90,0	185,7	197,6	264,2	377,5	382,0	492,5	648,2	815,9	841,6
65,8	100,7	188,1	202,5	273,9	365,8	402,8	511,4	669,1	827,6	841,8
67,6	110,4	189,8	206,6	283,0	353,9	420,1	528,1	686,1	837,8	838,1
68,6	119,4	188,7	211,9	289,6	345,5	433,6	540,9	699,3	842,1	830,2
67,1	127,8	184,3	216,8	294,8	336,1	445,4	551,0	710,3	841,9	827,6
66,3	135,2	181,3	221,0	298,4	329,6	453,7	559,7	717,5	836,3	817,6
66,7	145,1	177,9	224,7	301,9	324,6	461,4	571,2	718,9	824,8	806,3
67,4	148,2	175,0	227,5	303,2	320,3	467,6	574,9	714,2	810,3	796,9
68,5	150,1	171,5	228,8	300,7	316,9	471,6	575,3	703,3	794,0	790,0
67,0	147,1	168,9	231,2	284,4	311,9	479,2	562,7	671,7	766,3	779,8
67,0	147,0	168,3	232,2	276,1	310,8	476,1	548,4	653,2	751,1	784,7
66,5	145,9	167,8	232,0	269,1	309,6	466,6	540,8	637,0	737,6	803,8
66,9	144,7	167,1	230,0	263,7	308,8	453,9	524,8	626,6	727,0	820,2
68,0	143,6	167,5	226,0	259,2	309,7	441,6	517,9	614,1	717,8	843,4
67,4	143,8	168,3	219,7	256,0	312,3	431,2	508,3	605,3	710,0	862,8
68,0	144,8	168,8	215,4	252,6	316,1	421,3	501,1	596,4	704,6	879,7
67,5	146,8	170,7	211,7	249,7	320,7	414,0	494,6	589,2	698,8	893,5
66,4	149,2	172,1	209,0	246,7	325,4	408,1	490,2	582,4	694,7	904,9
66,9	151,0	174,1	205,9	246,2	331,2	403,1	486,4	578,9	692,2	914,0
64,9	152,7	176,9	204,2	245,8	337,1	398,1	484,1	574,3	695,4	922,0
62,1	153,6	178,2	203,0	247,6	342,8	394,4	481,2	571,7	708,9	926,4
60,9	153,9	178,9	202,0	250,0	348,3	392,2	479,4	569,7	729,4	932,2
61,1	154,3	180,1	201,0	252,5	352,2	389,9	477,8	570,4	744,2	937,2
61,7	155,0	182,1	200,0	256,3	357,0	388,4	477,7	574,8	764,7	937,4
62,1	155,9	182,8	199,7	262,0	358,9	387,0	481,1	586,5	783,1	938,2
63,5	157,5	184,9	199,8	265,3	360,9	387,7	488,4	605,0	797,9	935,0
64,4	158,1	185,8	202,7	270,7	363,4	391,1	494,9	624,1	809,1	930,7
65,5	158,7	185,4	203,4	275,1	365,8	396,7	504,0	640,7	821,1	924,4
66,6	158,6	183,9	205,7	278,1	366,7	403,3	516,1	655,4	823,7	917,2
67,6	158,5	181,3	208,0	280,3	368,6	410,6	528,8	663,6	831,1	908,9
68,3	157,8	179,6	210,6	282,9	370,2	418,9	539,1	674,1	835,6	899,2
66,9	155,4	177,4	214,3	284,5	371,0	425,2	546,5	682,7	839,0	889,9
66,0	154,4	174,6	215,4	285,7	371,4	435,8	553,6	691,0	840,9	880,5
65,8	152,2	173,0	218,3	287,3	371,1	440,5	557,0	696,4	843,0	872,0
64,5	150,1	171,0	220,0	288,7	368,8	447,2	562,9	701,2	840,0	865,6

Outra fragmentação da figura 15 foi feita, o que pode ser observado na Figura 17, mas agora com os dados obtidos durante o fechamento da válvula, apresentando também os valores de referências de vazão para cada abertura. Assim como no gráfico da abertura, esse gráfico apresenta grandes oscilações, em que a maioria delas não ocorre próxima aos valores de referências, ocasionando erros e sendo necessária a compensação.

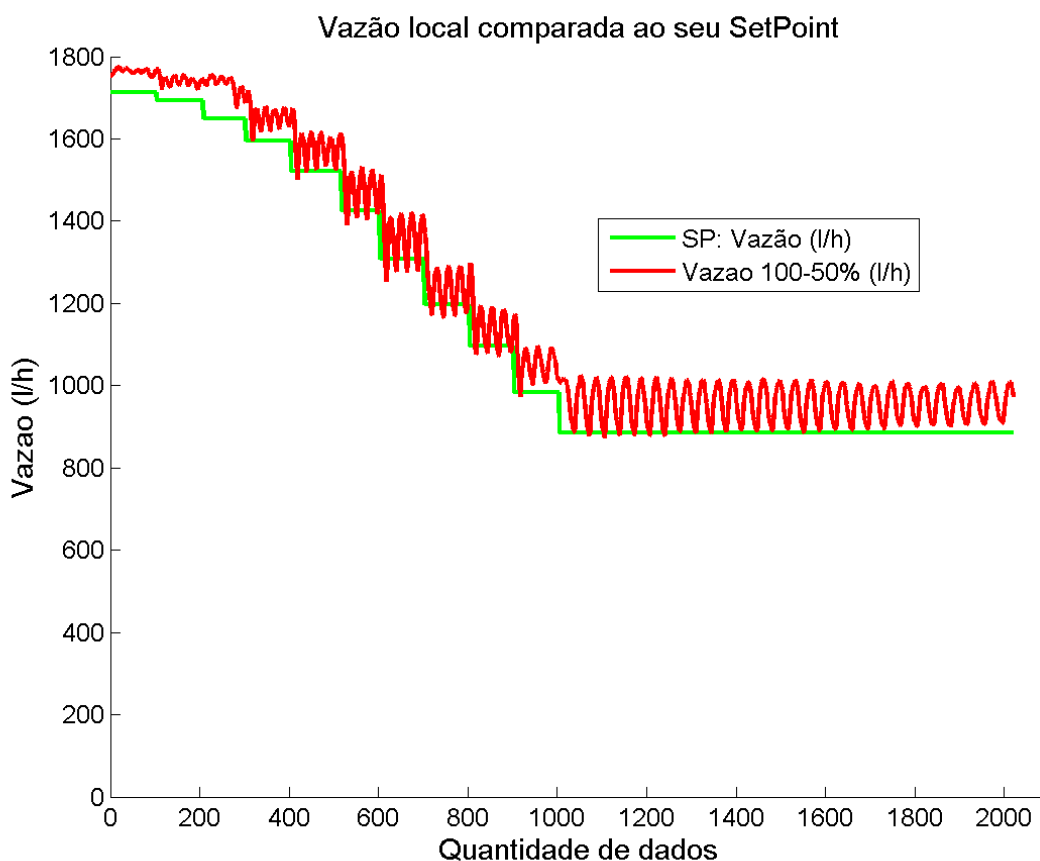


Figura 17: Gráfico da vazão com seus respectivos *setpoints* durante o fechamento da válvula até o nível de *setpoint* de 50%

Assim como para a abertura, a Figura 17 foi gerada para uma melhor visualização dos dados coletados durante o fechamento da válvula, e que para uma melhor compreensão do porque a necessidade de uma compensação, a Tabela 5 apresenta alguns dos valores de vazão da válvula fechando até 50% com seus respectivos valores de referências (*setpoint*). Com essa tabela é possível verificar as diferenças entre os *setpoints* e os dados coletados.

Quando a válvula está totalmente aberta, as oscilações da vazão não ocorreram próximas ao valor de referência, apresentando erros percentuais significativos de 3,043%. O valor do *setpoint* para essa abertura é de 1714 l/h, mas a maioria dos dados coletados estava na casa de 1760 l/h. Nas próximas duas aberturas, 95% e 90%, ocorreram os mesmos problemas quando a válvula estava totalmente aberta, ou seja, erros de 4,426% e 6,119%, respectivamente, e nenhum dado atingiu seu valor de *setpoint*.

Para os fechamentos seguintes da válvula, as vazões também apresentaram grandes oscilações, algumas chegando a tocar o eixo de referência, mas a maioria não atingiu esse eixo. Um exemplo disso ocorreu no ponto de fechamento com a válvula aberta em 55%, com referência de 982,4 l/h e vazão coletada de 1173,2 l/h, chegando a um erro de 19,427%, o que caracteriza a necessidade de compensação.

O gráfico da Figura 18 representa as curvas dos erros percentual e quadrático médio (MSE), relacionando os valores coletados com o *setpoint* de cada ponto. Com esses valores de erros foi iniciada a compensação, em alguns pontos sendo maior do que em outros.

Tabela 5: Vazão durante o fechamento da válvula sem compensação

Quantidade de vazão em l/h da válvula fechando até 50%										
100%	95%	90%	85%	80%	75%	70%	65%	60%	55%	50%
SP=1714	SP=1692	SP=1650	SP=1594	SP=1522	SP=1426	SP=1307	SP=1196	SP=1096	SP=982,4	SP=886
1758,4	1769,0	1744,3	1696,9	1652,3	1613,0	1494,0	1374,1	1264,2	1157,5	1009,2
1753,5	1771,3	1737,1	1709,5	1666,1	1605,0	1508,8	1353,3	1287,2	1173,3	1009,9
1752,6	1770,3	1735,3	1712,6	1671,0	1595,9	1510,3	1337,8	1296,9	1170,7	1007,8
1756,7	1768,9	1732,6	1714,1	1672,8	1581,6	1502,3	1320,5	1293,6	1163,8	1007,8
1757,7	1764,7	1730,1	1717,2	1667,8	1561,9	1483,3	1308,0	1277,8	1139,8	1009,7
1759,8	1761,2	1729,5	1713,7	1655,1	1540,1	1458,6	1288,2	1255,0	1127,5	1011,4
1761,5	1753,7	1730,1	1708,4	1644,9	1522,9	1430,1	1271,3	1228,0	1105,4	1014,2
1764,7	1749,8	1730,7	1699,8	1626,1	1497,4	1409,8	1254,4	1207,8	1077,7	1014,6
1765,5	1740,1	1732,1	1690,3	1603,7	1472,0	1378,9	1238,5	1181,1	1051,6	1015,0
1766,8	1736,3	1736,0	1682,3	1578,6	1447,8	1346,2	1224,0	1154,4	1028,2	1016,5
1766,7	1729,5	1741,0	1665,2	1555,4	1426,9	1319,6	1212,1	1132,9	1010,3	1016,1
1766,7	1721,3	1744,4	1643,7	1540,6	1407,4	1296,6	1205,1	1113,1	994,2	1015,6
1769,7	1722,7	1747,3	1624,3	1517,9	1391,4	1274,8	1190,9	1094,8	985,3	1012,8
1773,1	1730,3	1749,4	1605,4	1508,3	1390,1	1262,6	1187,5	1084,5	974,8	1012,5
1776,2	1733,9	1751,1	1597,8	1501,7	1399,8	1253,9	1180,6	1075,8	979,5	1012,2
1776,8	1741,9	1751,6	1596,0	1515,2	1422,7	1268,0	1174,6	1080,6	995,1	1009,5
1777,0	1742,2	1753,5	1602,3	1535,7	1447,4	1295,0	1172,3	1096,1	1011,0	1005,0
1777,0	1744,0	1752,9	1624,8	1557,9	1467,6	1325,1	1182,6	1112,7	1026,7	998,2
1774,1	1745,2	1753,7	1638,3	1575,0	1483,5	1347,3	1200,7	1132,2	1042,7	991,3
1770,9	1749,8	1754,6	1645,9	1583,7	1496,8	1364,7	1220,7	1143,8	1045,5	984,9
1770,1	1746,0	1754,9	1654,2	1594,7	1509,0	1387,1	1233,3	1151,4	1052,9	974,0
1770,3	1743,0	1752,8	1659,0	1600,3	1514,3	1395,3	1249,1	1160,1	1066,8	965,2
1769,0	1742,6	1750,0	1669,4	1608,6	1520,1	1404,0	1260,4	1172,4	1077,8	954,0
1766,3	1739,6	1747,0	1672,6	1612,4	1516,9	1408,0	1268,9	1183,6	1083,9	942,5
1764,2	1736,1	1745,0	1673,1	1612,0	1512,5	1408,5	1277,5	1191,7	1090,9	931,1
1762,6	1734,1	1739,7	1669,2	1607,8	1505,6	1403,4	1282,2	1194,2	1092,0	920,5
1763,4	1729,2	1736,4	1662,6	1602,9	1499,9	1399,2	1284,3	1187,8	1089,7	913,3
1765,2	1729,1	1734,0	1658,4	1594,8	1486,3	1384,8	1286,0	1181,9	1086,1	908,7
1766,3	1729,9	1731,8	1647,5	1581,9	1471,9	1375,1	1283,5	1172,0	1081,1	902,9
1767,4	1726,8	1733,0	1638,0	1563,5	1457,4	1357,8	1277,1	1160,7	1077,5	898,8
1765,9	1725,9	1734,5	1631,8	1553,5	1443,3	1334,5	1265,3	1147,6	1070,6	895,8
1768,8	1729,2	1737,1	1624,8	1541,3	1432,3	1322,7	1253,5	1134,1	1064,3	892,2
1771,0	1732,2	1739,8	1619,8	1530,7	1422,8	1310,5	1241,1	1122,6	1057,4	889,3
1771,5	1739,4	1742,5	1617,6	1523,1	1410,8	1298,3	1229,6	1113,0	1049,0	888,2
1771,7	1744,1	1744,7	1620,2	1518,7	1408,9	1289,4	1220,9	1103,8	1039,7	887,7
1771,0	1750,0	1745,0	1628,3	1529,0	1407,2	1281,5	1208,9	1096,6	1030,1	895,9
1769,6	1750,3	1747,4	1636,6	1538,6	1414,8	1277,3	1199,1	1093,8	1022,7	912,7
1768,5	1750,6	1750,5	1646,2	1555,7	1432,3	1283,3	1190,1	1089,2	1018,2	941,2
1768,4	1751,2	1751,0	1651,1	1571,7	1451,9	1300,2	1180,6	1085,6	1013,0	951,6
1765,3	1753,2	1750,0	1658,0	1585,5	1469,0	1316,1	1172,4	1080,9	1008,0	966,7
1766,2	1754,6	1751,0	1665,5	1596,2	1481,3	1342,6	1168,7	1079,3	1005,3	979,0
1765,4	1754,0	1749,3	1670,9	1605,2	1494,3	1363,0	1166,8	1085,5	1003,1	989,2

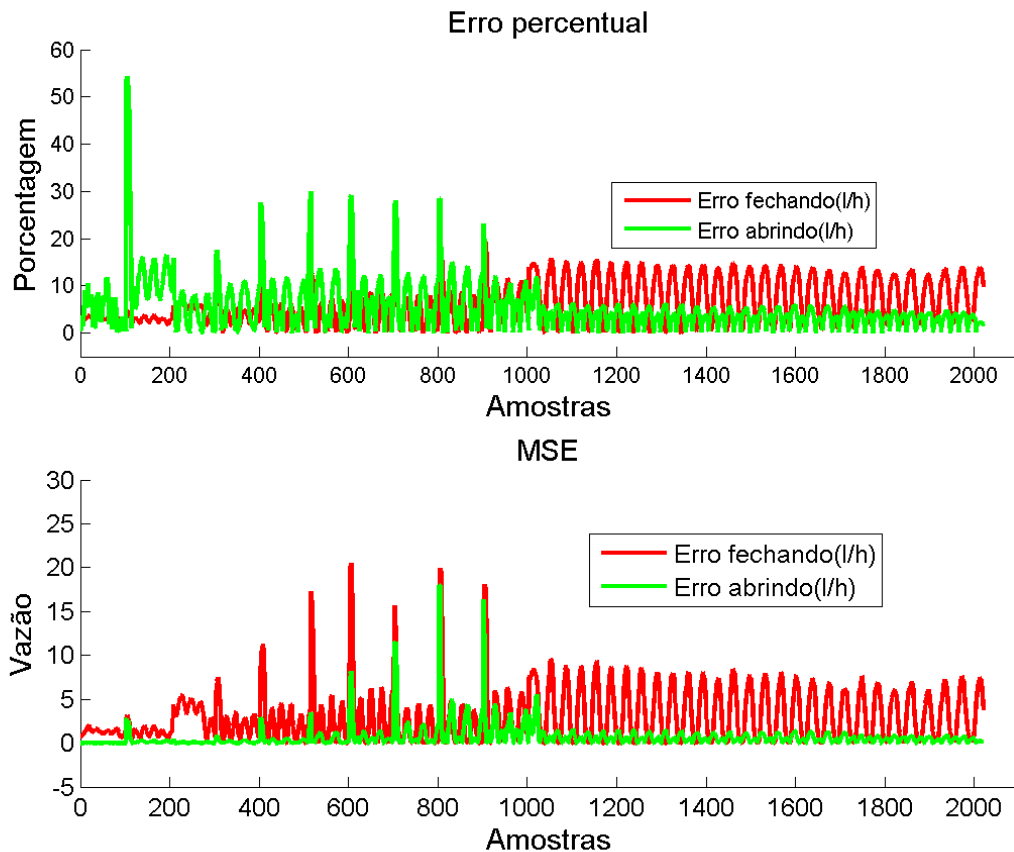


Figura 18: Erro percentual e MSE entre os valores coletados de abertura e fechamento da válvula

Os valores da Figura 18 apresentam variações maiores do que a porcentagem de histerese. Quando identificadas degradações em uma válvula de controle, a melhor ação é substituir ou reparar a válvula, de forma que ela não deteriore a malha de controle. Entretanto, substituir ou reparar uma válvula significa que na indústria a produção será interrompida, uma ação que deve ser programada para reduzir o impacto sobre a produção. Por essa razão é de grande interesse que as válvulas operem mesmo com valores consideráveis de histerese, sendo feita uma compensação de histerese.

Nos processos industriais outras variáveis são levadas em consideração, como o atrito ou fluido utilizado, influenciando nos valores da histerese e nos erros de vazão comparados ao SP, e uma histerese de até 3% é aceitável, sendo recomendada uma manutenção quando exceder esse valor, mas devido a esse trabalho ter como base uma Planta Industrial e não uma linha de produção, serão aceitáveis valores superiores a essa porcentagem, porém a compensação terá que ser maior.

4.2 COMPENSAÇÃO DE HISTERESE

Para obter uma resposta mais adequada em relação à variação de vazão da válvula, será realizada a compensação de histerese, que é feita através da adição ou subtração de um ganho δ ao sinal de controle.

Fazendo a compensação de histerese, os valores obtidos na coleta inicial foram alterados com uma variação para mais ou para menos do seu valor real.

A alteração de valores da vazão ocorreu dentro de diversas faixas de porcentagens. Dependendo do erro percentual que um determinado valor de abertura possua em relação ao seu *setpoint*, faz-se necessário uma diminuição, em maior ou menor grau, do valor de vazão, ou um aumento, também em maior ou menor grau, dos valores de vazão. Na Tabela 6 são apresentadas as faixas de valores de vazão que sofreram compensação, com seus respectivos coeficientes δ , que foram obtidos de forma heurística através da análise dos erros percentuais.

Tabela 6: Valores da compensação de histerese da válvula e do coeficiente de vazão

Compensação	δ
Vazão < SP * 0.85	0.1
SP * 0.85 <= Vazão < SP * 0.95	0.075
SP * 0.95 <= Vazão < SP * 0.99	0.03
SP * 0.99 <= Vazão <= SP * 1.01	0
SP * 1.01 < Vazão <= SP * 1.05	-0.03
SP * 1.05 < Vazão <= SP * 1.15	-0.075
Vazão > SP * 1.15	-0.1

Quando a variação da vazão, tanto durante a abertura quanto no fechamento, for de até 1%, o valor da vazão naquela situação continuará o mesmo.

Na Tabela 7 encontram-se alguns valores de erros percentuais, que estão relacionados com as oscilações de vazão adquiridas, para que se possa ter uma melhor visualização da compensação que foi feita em cada ponto de abertura da válvula, se ela foi, em maior ou em menor grau, naquele determinado ponto de abertura. Nessa tabela também estão inclusos alguns valores de erros percentuais após a compensação.

Tabela 7: Erro percentual sem e com compensação

Porcentagem	Dados	Erro abrindo	Erro abrindo compensado	Porcentagem	Dados	Erro fechando	Erro fechando compensado
0%	4	3,574	0,681	100%	1	2,588	0,489
	5	2,233	0,701		2	2,498	0,577
	11	9,101	0,919		84	3,043	0,049
	72	0,975	0,975		98	2,692	0,389
5%	104	54,259	49,685	95%	106	4,626	1,487
	115	1,029	1,940		124	3,191	0,095
	119	8,875	0,709		196	1,696	1,355
	177	6,559	1,433		197	1,844	1,211
10%	208	15,829	7,411	90%	249	6,119	1,840
	213	2,175	0,760		280	2,513	0,563
	214	0,341	0,341		281	1,880	1,177
	228	9,034	2,211		302	2,274	0,794
15%	305	17,512	9,264	85%	310	7,176	0,863
	312	7,505	0,568		316	1,900	1,157
	320	3,473	0,369		317	0,712	0,712
	348	0,757	0,757		322	2,776	0,307
20%	406	25,255	17,781	80%	408	9,911	1,667
	410	10,283	3,554		415	2,193	0,873
	411	4,852	1,997		438	0,071	0,071
	421	2,406	0,666		458	1,425	1,618
25%	519	7,067	0,963	75%	516	13,116	4,632
	525	1,006	1,964		520	10,910	2,591
	526	3,355	0,456		545	3,221	0,124
	585	0,450	0,450		551	1,197	1,767
30%	621	8,206	0,090	70%	605	15,443	3,899
	641	4,806	1,950		613	2,999	0,091
	643	0,959	0,959		622	3,086	0,007
	671	12,278	5,698		662	1,269	1,693
35%	705	27,930	20,723	65%	703	14,888	6,271
	709	12,871	6,337		710	6,298	1,675
	716	4,352	1,221		714	1,349	1,691
	756	0,645	0,645		765	0,989	0,989
40%	806	21,356	13,491	60%	807	18,026	6,223
	810	3,251	0,349		811	10,205	1,939
	811	0,128	0,128		814	3,364	0,263
	823	6,475	0,540		895	1,267	1,695
45%	904	16,840	8,524	55%	905	19,427	7,484
	906	8,089	1,195		910	12,522	4,083
	920	2,654	0,266		921	4,505	1,370
	949	0,929	0,929		975	2,376	0,696
50%	1020	11,508	4,872	50%	1036	0,703	0,703
	1379	5,353	2,549		1045	10,492	2,206
	1602	4,739	1,597		1065	3,121	0,027
	1948	0,712	0,712		1155	15,509	3,958

A figura 19 mostra os valores das vazões compensadas, mostrando que houve uma melhora nas variações de vazão, obtendo valores mais próximos aos seus *setpoints* quando comparada à Figura 15, tanto durante a abertura quanto durante o fechamento.

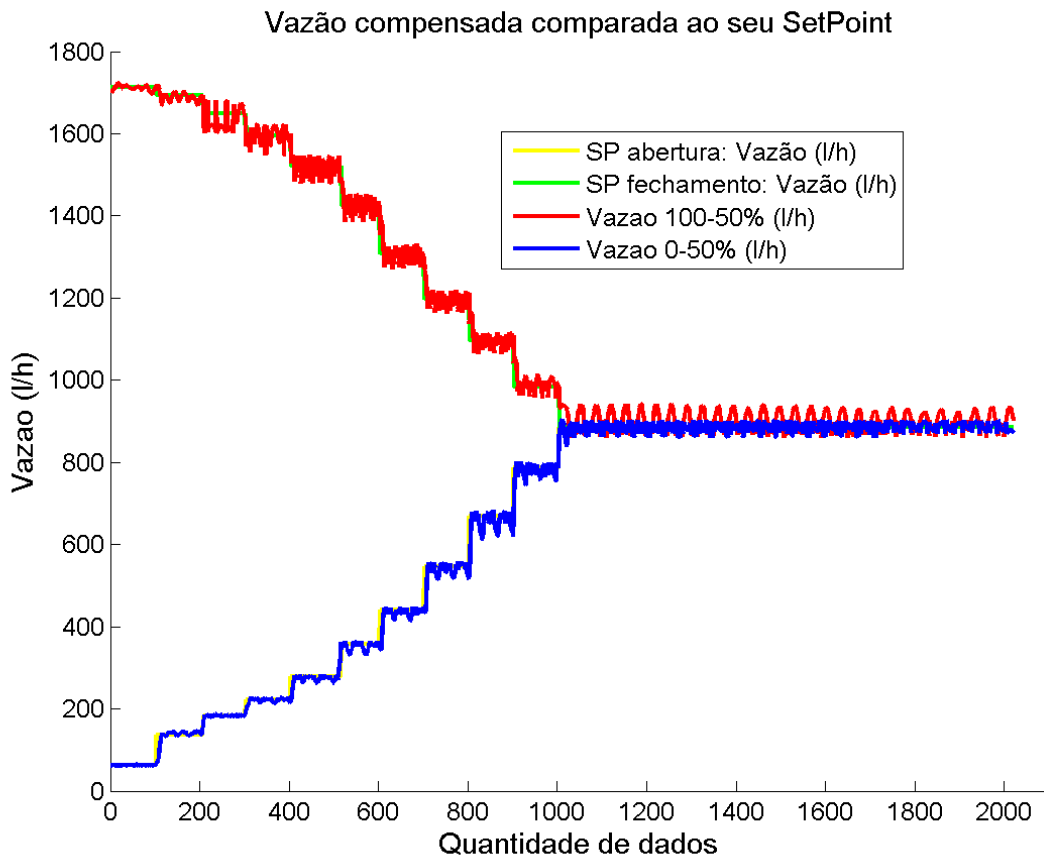


Figura 19: Gráfico da vazão compensada durante a abertura e o fechamento da válvula até o nível de *setpoint* de 50%

Como pode ser observado no gráfico acima, os valores de vazão, após a compensação, apresentam valores com amplitudes de oscilações menores e mais próximos dos respectivos *setpoints*, independentemente do sentido de abertura da válvula. As melhorias devido à compensação também podem ser verificadas pela diminuição dos erros percentuais, que estão presentes na Tabela 7.

No gráfico da Figura 19 é possível observar que todos os valores oscilam em torno do *setpoint*, mas as amplitudes das oscilações são menores. Durante o fechamento da válvula sem compensação, quando ela estava 100%, 95% e 90% aberta, os valores de vazão foram todos distintos dos respectivos *setpoints*, o que pode ser melhorado após a compensação, apresentando valores bem próximos a eles e com erros mais baixos, menores que 1%, 2% e 3%, respectivamente, e que são aceitáveis quando se trata de um sistema industrial.

As tabelas 8, abertura da válvula, e 9, fechamento da válvula, apresentam alguns valores relevantes de vazão com compensação. Nessa tabela é possível observar a diminuição das amplitudes de oscilações das vazões, apresentando valores mais próximos das referências (*SP*). Com esses dados, se fosse em uma aplicação industrial real, não haveria a necessidade de troca de instrumentos, mas uma manutenção constante destes seria o ideal, visando a não ocorrência de oscilações de vazão que foram detectadas na coleta de dados.

As Tabelas 8 e 9 também foram geradas para uma melhor comparação com os valores das Tabelas 4 e 5, mostrando a melhora das oscilações de vazão com compensação em torno dos valores de referência, tanto para a abertura quanto para o fechamento da válvula. Essa comparação entre as tabelas sem e com compensação, durante a abertura e o fechamento, pode ser facilmente verificada através dos gráficos 15 e 19.

Os valores obtidos e que estão nas tabelas 8 e 9 mostram, em números, a proximidade das vazões com as suas referências, que foram alcançados após a compensação. Essa proximidade levou a diminuição de erros, tanto os percentuais quanto os quadráticos médios.

Tabela 8: Vazão durante a abertura da válvula com compensação

Quantidade de vazão em l/h da válvula abrindo até 50%										
0%	5%	10%	15%	20%	25%	30%	35%	40%	45%	50%
SP=62,9	SP=136,6	SP=183,7	SP=223,4	SP=277,7	SP=357,5	SP=440	SP=547,4	SP=670	SP=787,2	SP=886
62,6	69,9	170,1	204,9	221,3	356,3	349,7	438,4	527,2	666,3	865,1
63,2	68,7	172,8	203,6	222,8	362,7	347,4	435,1	527,5	720,1	876,1
62,3	71,5	177,9	202,7	228,3	350,3	344,6	434,0	541,7	750,4	883,8
62,5	73,2	183,4	203,8	238,2	354,1	342,9	442,2	579,6	777,8	890,9
63,3	72,8	181,1	206,1	251,5	357,1	350,8	466,9	623,5	778,2	896,0
63,8	71,6	185,1	208,7	258,9	358,1	370,5	497,9	647,2	802,6	898,4
62,6	86,8	184,3	207,9	267,8	353,8	395,1	512,7	679,5	775,9	902,8
63,9	99,0	180,1	212,4	272,2	349,2	410,7	529,4	667,7	791,4	904,7
63,8	110,8	182,5	217,7	282,2	354,8	433,0	549,7	669,1	765,5	867,1
62,5	121,5	184,1	222,1	274,5	364,5	432,7	543,9	665,5	775,0	901,0
63,5	128,3	183,1	227,7	280,9	355,9	446,6	557,1	678,3	779,0	892,5
62,1	137,3	184,3	223,3	272,7	361,3	432,0	551,0	657,1	778,7	889,6
61,3	139,3	186,7	227,6	276,1	354,3	440,1	542,9	663,7	773,6	879,0
61,7	134,2	183,2	224,7	279,2	348,9	447,6	554,1	665,0	800,1	866,7
62,3	137,1	180,2	220,6	280,5	344,3	432,5	531,8	660,7	786,0	856,7
63,3	138,9	184,4	221,9	278,1	340,7	436,2	532,1	682,2	794,0	849,3
64,2	137,6	182,8	223,4	271,6	338,0	440,4	552,0	668,1	801,0	842,9
61,9	136,1	181,6	224,2	275,8	335,3	443,3	545,8	671,7	789,3	838,3
62,0	136,0	180,9	225,3	276,1	334,1	440,4	548,4	672,8	773,7	843,6
61,5	134,9	180,4	225,0	277,2	332,8	431,6	557,0	656,1	792,9	864,1
61,9	133,8	179,6	223,1	283,4	332,0	440,2	540,5	673,6	781,5	881,8
62,9	132,8	180,1	219,2	278,6	333,0	441,6	556,8	660,1	771,6	868,7
62,3	133,0	180,9	226,3	275,2	335,7	444,1	546,4	650,7	763,3	888,6
62,9	134,0	181,5	221,9	271,5	339,8	434,0	538,7	641,1	757,4	879,7
62,4	135,8	183,5	227,6	268,4	344,8	445,1	531,6	633,4	751,2	893,5
61,4	138,0	185,0	224,7	265,2	349,8	438,7	527,0	626,1	746,8	877,8
61,8	139,7	187,1	221,4	264,6	356,1	433,3	522,9	622,3	744,1	886,6
63,0	141,2	182,2	219,5	264,2	362,4	428,0	520,4	617,3	747,6	894,3
64,0	142,1	183,5	218,2	266,2	353,1	424,0	517,3	614,6	762,1	898,6
62,7	142,4	184,3	217,1	268,7	358,7	421,6	515,4	612,4	784,1	862,3
63,0	142,8	185,5	216,1	271,4	362,8	419,1	513,6	613,1	800,0	866,9
63,5	143,3	182,1	215,0	275,5	357,0	417,6	513,5	617,9	787,6	867,1
63,9	144,2	182,8	214,7	281,7	358,9	416,1	517,2	630,5	783,1	867,9
61,6	141,7	184,9	214,8	273,3	360,9	416,8	525,0	650,3	774,0	864,9
62,5	142,3	180,2	217,9	278,8	352,5	420,4	532,1	671,0	784,8	860,9
63,6	142,9	185,4	218,6	275,1	354,9	426,5	541,8	659,9	796,5	896,6
61,6	142,8	183,9	221,1	278,1	355,7	433,5	554,8	675,0	799,0	889,7
62,5	142,6	186,8	223,7	280,3	357,5	441,4	544,7	663,6	768,8	881,6
63,1	142,0	185,0	226,4	274,4	359,1	431,4	555,3	674,1	772,9	872,2
61,9	143,8	182,7	220,7	276,0	359,9	438,0	546,5	662,2	776,1	889,9
64,0	142,9	179,8	221,8	277,2	360,2	435,8	537,0	670,3	777,8	880,5
63,8	140,8	186,0	224,9	278,7	360,0	440,5	540,3	675,5	779,8	898,1

Tabela 9: Vazão durante o fechamento da válvula com compensação

Quantidade de vazão em l/h da válvula fechando até 50%										
100%	95%	90%	85%	80%	75%	70%	65%	60%	55%	50%
SP=1714	SP=1692	SP=1650	SP=1594	SP=1522	SP=1426	SP=1307	SP=1196	SP=1096	SP=982,4	SP=886
1705,6	1674,1	1613,5	1569,6	1528,4	1492,1	1382,0	1271,0	1137,8	1041,8	933,5
1704,1	1677,3	1610,0	1572,9	1534,3	1488,9	1353,4	1265,6	1151,2	1050,6	933,4
1700,9	1680,3	1606,8	1581,3	1541,2	1484,6	1358,0	1251,8	1104,0	990,3	934,1
1700,1	1687,3	1605,2	1584,1	1545,7	1476,2	1284,3	1237,4	1091,8	984,4	932,2
1704,0	1691,8	1602,7	1585,6	1547,4	1463,0	1311,2	1221,5	1084,0	978,1	932,2
1705,0	1697,5	1678,2	1588,4	1542,7	1444,8	1299,8	1209,9	1106,5	970,4	933,9
1707,0	1697,8	1677,6	1585,2	1531,0	1424,6	1332,3	1191,6	1097,4	961,7	912,8
1708,6	1698,1	1678,2	1580,2	1521,6	1408,7	1322,8	1176,0	1091,4	1022,5	901,4
1711,8	1698,7	1678,7	1621,8	1504,1	1385,1	1304,0	1216,8	1116,4	996,9	888,8
1702,1	1700,6	1680,1	1617,8	1483,5	1427,8	1275,5	1201,4	1092,5	972,7	876,7
1700,1	1701,9	1605,8	1612,0	1531,3	1404,4	1305,8	1187,3	1067,9	997,4	863,5
1697,3	1701,4	1610,4	1605,4	1508,7	1426,9	1319,6	1175,8	1098,9	980,0	891,8
1698,1	1698,1	1613,6	1594,4	1494,4	1449,6	1296,6	1205,1	1079,7	964,4	883,3
1697,9	1695,4	1654,4	1575,6	1517,9	1433,2	1313,0	1190,9	1094,8	985,3	873,7
1698,0	1690,4	1659,5	1605,4	1508,3	1431,8	1300,5	1187,5	1117,1	974,8	893,3
1697,8	1687,1	1665,1	1597,8	1546,8	1441,8	1291,5	1216,0	1108,1	979,5	888,8
1699,0	1684,0	1666,8	1596,0	1515,2	1422,7	1306,0	1209,9	1113,0	965,3	885,0
1723,7	1682,2	1670,5	1602,3	1535,7	1404,0	1295,0	1207,5	1096,1	980,7	879,8
1723,7	1682,5	1672,5	1576,0	1511,1	1423,6	1285,3	1218,0	1079,3	995,9	903,4
1720,9	1679,5	1674,5	1589,1	1527,8	1439,0	1306,9	1200,7	1098,2	964,5	901,1
1717,8	1678,2	1673,6	1596,6	1536,2	1451,9	1323,7	1184,0	1109,5	967,1	877,8
1717,0	1679,4	1623,3	1604,6	1546,8	1395,9	1283,0	1196,3	1065,1	973,9	869,8
1717,2	1683,9	1621,4	1609,2	1480,2	1400,8	1290,7	1211,7	1073,1	986,8	883,1
1715,9	1686,5	1618,8	1619,3	1487,9	1406,1	1298,7	1165,8	1084,5	997,0	882,4
1713,3	1688,7	1616,0	1622,5	1491,4	1403,1	1302,4	1173,7	1094,8	1002,6	871,8
1711,2	1691,4	1614,1	1622,9	1491,1	1399,1	1302,8	1181,7	1102,3	1009,1	861,3
1709,8	1693,7	1609,2	1619,2	1487,3	1392,7	1298,2	1186,0	1104,6	1010,1	892,9
1710,5	1694,9	1606,2	1612,7	1482,6	1387,4	1294,3	1188,0	1098,8	1007,9	885,9
1712,2	1697,7	1604,0	1608,6	1547,0	1441,7	1280,9	1189,6	1093,2	1004,6	881,4
1713,4	1698,9	1679,9	1598,1	1534,4	1427,8	1272,0	1187,3	1084,1	1000,0	875,8
1714,4	1701,7	1670,8	1588,9	1516,6	1413,7	1317,1	1181,3	1073,6	996,7	871,8
1712,9	1703,4	1662,6	1582,8	1506,9	1400,0	1294,5	1170,4	1113,1	990,3	869,0
1715,8	1701,1	1658,1	1576,0	1495,0	1432,3	1283,1	1215,9	1100,1	984,4	892,2
1717,8	1697,5	1609,3	1571,2	1530,7	1422,8	1310,5	1203,9	1088,9	978,1	889,3
1718,3	1697,0	1611,8	1569,1	1523,1	1453,1	1298,3	1192,7	1079,6	970,4	888,2
1718,5	1694,3	1613,8	1571,6	1518,7	1451,2	1328,0	1184,3	1103,8	961,7	887,7
1717,8	1690,9	1614,1	1579,4	1529,0	1449,4	1319,9	1172,6	1096,6	999,2	869,0
1716,5	1687,0	1616,3	1587,5	1492,5	1414,8	1315,6	1199,1	1093,8	992,0	885,3
1715,5	1682,3	1619,2	1596,8	1509,0	1432,3	1321,7	1190,1	1089,2	987,6	870,6
1715,3	1679,9	1619,7	1601,6	1524,6	1408,4	1300,2	1216,0	1085,6	982,7	880,2
1712,4	1677,4	1618,7	1608,3	1537,9	1424,9	1316,1	1207,5	1113,3	977,8	894,2
1713,2	1678,1	1619,6	1615,6	1548,3	1436,9	1302,3	1203,7	1111,7	975,2	905,6

A Figura 20 mostra as curvas dos erros percentuais, anterior e posterior à compensação de histerese, sendo possível observar a diminuição dos erros. Os picos de erros na abertura na válvula, que são facilmente observados nessa figura, ocorrem durante o período de transição de uma abertura para a outra, por isso eles são maiores do que os outros.

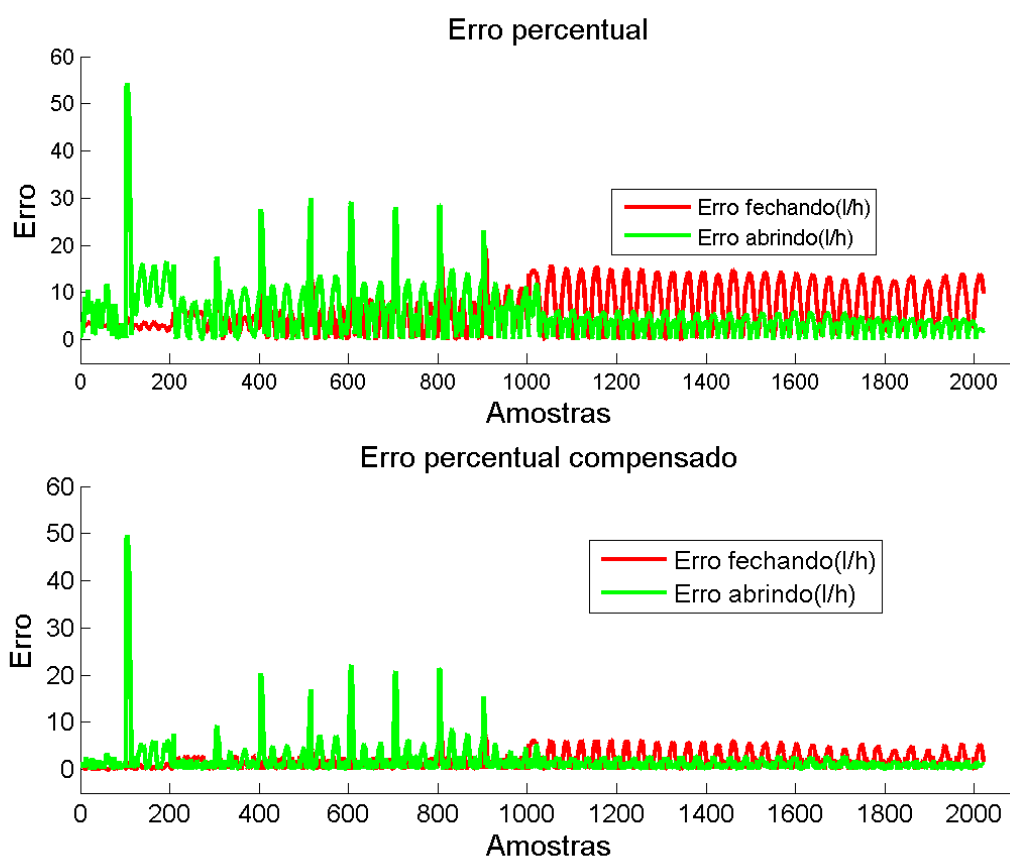


Figura 20: Erro percentual sem e com compensação durante a abertura e o fechamento da válvula

A Figura 21 mostra as curvas de erro percentual e MSE, após a adaptação por compensação de histerese, mostrando a melhora nos novos valores de vazões.

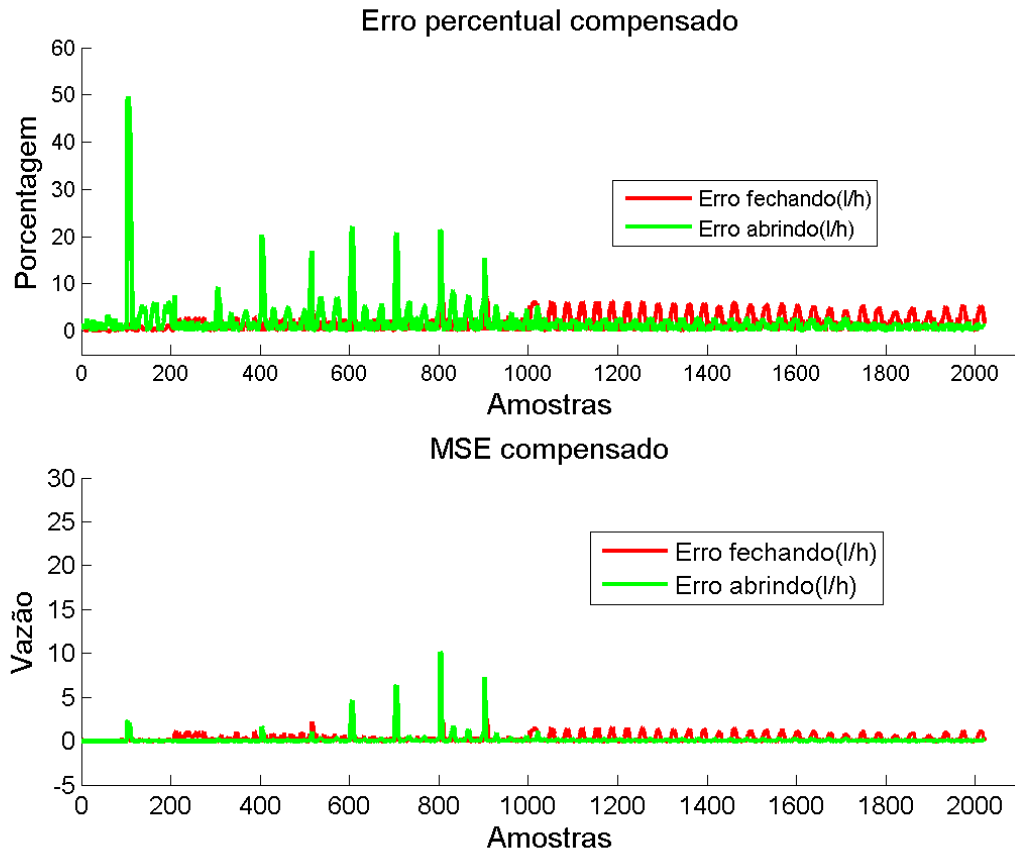


Figura 21: Erro percentual e MSE compensados durante a abertura e o fechamento da válvula

A Tabela 10 apresenta alguns valores de MSE da válvula abrindo, sem e com compensação, e da válvula fechando, sem e com compensação, sendo possível observar a diminuição dos erros depois de ter compensado os valores de vazão da válvula do tanque de mistura, comprovando novamente que através de uma compensação é possível obter melhorias nos resultados de um processo industrial, e consequentemente melhorar a curva de histerese, como no caso desse trabalho, em que os valores de abertura e fechamento ficaram mais próximos.

Tabela 10: Erros da válvula sem e com compensação durante a abertura e o fechamento

Porcentagem	Erro abrindo	Erro abrindo compensado	Porcentagem	Erro fechando	Erro fechando compensado
0%	5,52E-05	5,52E-05	100%	1,273574	0,002441
	0,002502	9,09E-05		1,953951	0,044869
	0,016224	0,000165		1,355192	0,000221
	0,02125	0,000893		1,410923	6,57E-05
5%	2,427537	1,987902	95%	3,037963	0,315048
	0,038712	0,00027		1,651193	0,013699
	0,053272	0,000209		1,147591	0,00815
	0,062201	7,55E-06		1,403164	0,000385
10%	0,163737	0,016499	90%	4,405398	0,659206
	0,068484	0,000636		5,056202	0,45353
	0,102364	0,001398		2,031717	0,079108
	0,088527	0,000177		1,282025	9,38E-06
15%	0,000894	0,000894	85%	5,605805	0,220777
	0,269993	0,034516		2,052702	0,106121
	0,155061	0,002552		1,419446	0,008406
	0,083085	0,00396		0,958634	0,013054
20%	3,404901	1,087513	80%	8,406801	0,020217
	0,309956	0,018248		11,26357	0,318785
	0,046033	0,000518		1,392064	0,016523
	0,259391	0,007072		1,020196	0,001309
25%	0,032041	0,004225	75%	17,31805	2,160247
	0,075517	0,001973		9,142841	0,174163
	0,294892	0,000164		6,444617	0,000985
	1,027013	0,242903		1,046569	0,001639
30%	8,14813	4,669727	70%	20,16861	1,285539
	3,234793	0,998842		11,3775	0,881813
	0,645361	7,84E-05		5,229467	0,004321
	0,505345	0,000897		5,654799	0,000346
35%	11,41739	6,244553	65%	15,69555	2,784993
	2,406817	0,568945		6,211454	0,095827
	0,170905	0,003651		4,210345	0,009561
	0,1186	0,000982		0,647658	0,000313
40%	18,00238	10,09005	60%	19,32176	2,302864
	4,980779	1,641218		6,192393	0,223627
	1,041095	0,000449		3,581531	0,006142
	4,261955	1,212721		3,800626	0,000656
45%	16,30531	7,237634	55%	16,93812	2,305005
	4,471463	0,920744		12,26738	0,933973
	1,654826	0,004797		2,369655	0,046416
	0,916458	0,080944		3,036722	0,000753
50%	3,272003	0,217167	50%	7,343262	1,056961
	5,581799	1,126264		4,278452	0,189041
	0,419694	0,005755		2,490795	0,000348
	0,505436	0,019842		3,164183	0,02785

5 CONCLUSÃO

Neste trabalho, foi apresentada uma compensação de histerese na malha de vazão da válvula do tanque de mistura de uma Planta Didática Industrial, devido à diferença de vazão em uma determinada porcentagem de abertura e fechamento da válvula, o que caracteriza um comportamento de histerese.

A interface de aquisição de dados utilizada foi baseada no protocolo OPC, disponível no sistema de supervisão e controle da Planta, que através do *software* MATLAB foi possível coletar todos os dados para o desenvolvimento do trabalho.

Para a primeira aquisição de dados, a válvula de entrada de água fria do tanque de aquecimento estava aberta em 50%, o nível do tanque de aquecimento estava no nível 3, mais alto, e a válvula de entrada de água fria do tanque de mistura estava totalmente fechada (0%). A válvula do tanque de mistura começou a ser aberta após alguns minutos, para que a temperatura de *setpoint* fosse atingida. Assim que a válvula estava totalmente aberta, começou-se o seu fechamento.

Após a geração da curva de histerese e de valores de referências para cada porcentagem da válvula aberta, novas coletas foram feitas, tanto de abertura quanto de fechamento, até a porcentagem de abertura de 50% da válvula, que foi escolhida como referência de estabilidade.

Durante o trabalho, verificou-se que na abertura da válvula, assim como no seu fechamento, os valores de vazão apresentaram muitas variações, oscilando fora dos valores de referências (*setpoints*), apresentando grandes erros.

Alguns dos motivos que podem estar causando as alterações de vazão para uma mesma abertura, detectadas no trabalho, podem ser de que o posicionador não esteja mais estável, pois uma válvula de controle, normalmente, não se move quando o sinal de controle é constante, e um outro motivo pode ser devido ao tipo de válvula existente na Planta, que nesse caso é a do tipo globo. Esse tipo de válvula não é de dupla vedação, o que pode ocasionar diferenças de vazões para uma mesma abertura. Nesse tipo de válvula, por não possuir dupla vedação, pode ocorrer, caso a válvula e/ou o posicionador não estejam bem calibrados, que continue passando o fluido, mesmo que em gotas, e então continuará a leitura de vazão, devido à ausência de outro obturador.

Desta forma, pode-se implementar a compensação, através da adição ou subtração de um ganho a vazão, para reduzir o efeito das oscilações produzidas por

degradações de processos e obter uma resposta mais adequada em relação à oscilação de vazão da válvula. Essa estratégia ocorreu dentro de diversas faixas de porcentagens, pois dependendo do erro percentual que um determinado valor de abertura possuía em relação ao seu *setpoint*, fazia-se necessário, em maior ou menor grau, ou uma diminuição ou um aumento dos valores de vazões.

Pode-se notar melhorias após a aplicação da compensação, em que as variações de vazões, em torno dos seus *setpoints* durante a abertura e o fechamento da válvula até 50%, diminuíram e se aproximaram dos valores de referências, o que também foi observado no gráfico de erro da compensação.

Idealmente a histerese em uma válvula é zero, mas na maioria das válvulas esse valor está perto de 1%. Nos processos industriais, uma histerese de até 3% é aceitável, e valores de histerese maior que 3% indicam a necessidade de manutenção, ou mesmo a troca do equipamento. Nesse trabalho os valores de histerese estão no limite aceitável para processos industriais, mas durante o processo de aquisição de dados para cada porcentagem de abertura, muitas oscilações de vazões foram detectadas, necessitando uma compensação, que apresentou resultados satisfatórios, diminuindo as amplitudes de oscilações, tanto na abertura quanto no fechamento da válvula do tanque de mistura da Planta, e esses valores ficaram mais próximos dos respectivos valores de referências, diminuindo não somente o erro percentual como também o erro quadrático médio e a histerese.

Os objetivos deste trabalho foram atingidos, visto que foi realizada uma manutenção na Planta, simulado e controlado o funcionamento da válvula do processo, desenvolvida e implementada uma estratégia adaptativa para a vazão da válvula, em que todos apresentaram resultados satisfatórios.

Para trabalhos futuros, sugere-se também uma implementação na malha de vazão do tanque de aquecimento, para que se possa obter uma análise mais completa de todo o sistema da Planta, verificando qual ou quais foram os motivos que levaram a existência das oscilações de vazão para uma mesma porcentagem de abertura, independentemente se a válvula estava sendo aberta ou fechada. Outra sugestão seria a aplicação de outra estratégia de controle adaptativo, como a de um controlador PID adaptativo.

REFERÊNCIAS

ANGÉLICO, B. A. **Sistemas de Controle (Notas de Aula)**. Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Cornélio Procópio, 2011.

ÅSTRÖM, K. J.; WITTENMARK, B. **Adaptive Control**. 2. ed. Mineola: Dover, 2008.

ÅSTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T. **PID controllers: theory, design and tuning**. 2. ed. Triangle Park: Instrument Society of America, 1995.

CHAGAS, T. P. **Estimação e compensação da histerese em válvulas de controle pneumáticas**. Dissertação de Mestrado em Engenharia Elétrica na área de Automação, Universidade Federal do Espírito Santo. Vitória, 2007.

CORREA, P. V. **Fundamentos de Instrumentação e Controle**. 2002.

DORF, Richard C.; BISHOP, Robert H. **Sistemas de Controle Modernos**. 8. Ed. Rio de Janeiro: LTC, 2001.

OGATA, K. **Engenharia de controle moderno**. 3. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2000.

ROSARIO, J. M. **Automação Industrial**. São Paulo: Baraúna, 2009.

RUEL, M. **A simple method to determine control valve performance and its impacts on control loop performance**. Top Control Inc, Houston, 2000. Disponível em <<http://www.topcontrol.com/fichiers/en/controlvalveperformance.pdf>>. Acesso em 22 de jan. de 2015.

SILVA, L. R. B. **Estudo aplicado de topologias de controle de processos utilizando uma Planta Didática Industrial**. Trabalho de Conclusão de Curso - Curso de Graduação em Engenharia Elétrica, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Cornélio Procópio, 2011.

SMAR. **PD3-P - Manual de Instruções, Operação e Manutenção**. Versão 3, 2012.

SMITH, C. A.; CORRIPIO, A. B. **Principles and Practices of Automatic Process Control**. 2 ed. Wiley, 1997.

VUKIC, Z.; KULJACA, O. **Lectures on PID Controllers**. [S.l.], Abril 2002. Disponível em: <http://arri.uta.edu/acs/jyotirmay/EE4343/Labs_Projects/pidcontrollers.pdf>.

WOLOVICH, W. A. **Automatic control systems: basic analysis and design**. Fort Worth: Saunders College Publishing, 1994.