



GERALDO BRUNO GOMES MOREIRA

**PROJETO DE AUTOMAÇÃO DA ETAPA DE DESTILAÇÃO
DE UMA USINA DE ETANOL**

LAVRAS – MG

2019

GERALDO BRUNO GOMES MOREIRA

**PROJETO DE AUTOMAÇÃO DA ETAPA DE DESTILAÇÃO DE UMA USINA DE
ETANOL**

Monografia apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do curso de Engenharia Química para a obtenção do título de Bacharel.

Prof. Dr. Gilson Campani Junior
Orientador

**LAVRAS – MG
2019**

GERALDO BRUNO GOMES MOREIRA

**PROJETO DE AUTOMAÇÃO DA ETAPA DE DESTILAÇÃO DE UMA USINA DE
ETANOL**

Monografia apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do curso de Engenharia Química para a obtenção do título de Bacharel.

APROVADA em 9 de dezembro de 2019.

Prof. Dr. Gilson Campani Junior	UFLA
Profa. Dra. Lidja Dahiane Menezes Santos Borél	UFLA
Prof. Dr. Luciano Jacob Corrêa	UFLA

Prof. Dr. Gilson Campani Junior
Orientador

**LAVRAS – MG
2019**

Aos meus pais.

AGRADECIMENTOS

A Deus por estar sempre ao meu lado e nos momentos mais difíceis e de cansaço conduzir-me à águas refrescantes e restaurar minhas forças. A Ele toda honra e toda glória por este trabalho. À Nossa Senhora Aparecida por sempre interceder por mim junto a seu Filho.

Aos meus pais, Maria e José, que acreditaram em mim e sempre estiveram dispostos a me ajudar. Mesmo distante nunca deixei de sentir o amor de vocês.

Aos meus irmãos Maria Aparecida, Antônio Carlos, José Ângelo, Maria Antônia e Sirlene por terem apoiado meus sonhos desde o início. Sem vocês nada disso seria possível.

A todos da Comunidade dos Alves. É motivo de orgulho ter vocês em minha vida.

Aos amigos cristalenses que torceram por mim. Obrigado por todo o tempo que estão comigo.

Aos amigos do Brejão-111, Alex, Andrey, Jorge, Mateus e Wesley. Obrigado por toda paciência, pelas conversas intermináveis e por serem minha família em Lavras.

À Ana Gabriela por ser presença constante em minha vida e sempre estar disposta a conversar sobre literatura comigo.

Às amigas Amanda Machado, Amanda Santos, Caroline, Marcela, Nathiele e Nayara; agradeço por todos os momentos compartilhados, por sempre me ouvirem, me darem conselhos nos momentos turbulentos e me ajudarem durante toda a graduação. Graças a vocês a jornada foi menos árdua e muito mais divertida.

À Destilaria Cristais Eireli por toda confiança depositada em mim nos últimos meses.

A meu orientador, Gilson, pelo incentivo e paciência durante a execução deste trabalho.

À Universidade Federal de Lavras, especialmente ao Departamento de Engenharia e seus professores e técnicos, pela formação, conhecimento compartilhado e auxílio durante a graduação.

*“O mais importante para um engenheiro é ter inspiração.
Inspiração tira as amarras do futuro.
A tecnologia vem depois.”
(Vidas ao Vento, 2013)*

RESUMO

O etanol tem sido utilizado na substituição do petróleo na Matriz Energética Brasileira e possui ainda um enorme potencial de crescimento. Uma das empresas que tem atuado no setor de produção de etanol no Sul de Minas na produção deste biocombustível é a Destilaria Cristais Eireli. Localizada no município de Cristais - MG, o processo de destilação de sua planta química não possui automação. Sendo assim, o objetivo deste trabalho é propor um projeto de instrumentação e controle para a etapa de destilação da Destilaria. São destacados os principais sensores de temperatura, pressão, vazão e nível juntamente com suas principais características. São abordados os modos de controle proporcional (P), integral (I) e derivativo (D), bem como as lógicas combinadas de controle PI, PD e PID. Para o controle da temperatura na base da coluna A, utilizou-se ainda o controle seletivo enquanto para o controle do teor alcoólico optou-se pelo controle inferencial. Por fim, um Diagrama de Instrumentação e Tubulação (P&ID) foi proposto.

Palavras-chave: Automação industrial. Controle de processos. Etanol

ABSTRACT

Ethanol has been used in the replacement of oil in the Brazilian Energy Matrix and also has a huge growth potential. One of the companies that has worked in the ethanol production sector in Southern Minas Gerais in the production of this biofuel is the Destilaria Cristais Eireli. Located in the County of Cristais - MG, the distillation process of its chemical plant has no automation. Thus, the objective of this work is to propose an instrumentation and control project for the distillation stage of the Distillery. The main temperature, pressure, flow and level sensors are highlighted along with their main characteristics. Proportional (P), integral (I), and derivative (D) control modes, as well as the combined PI, PD, and PID controllers, are presented. For temperature control at the base of column A, selective control was also used while for the control of the alcohol content, inferential control was chosen. Finally, a Piping and Instrumentation Diagram (P&ID) was proposed.

Keywords: Industrial automation. Process control. Ethanol.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Matriz Energética Brasileira 2017	18
Figura 3.1 – Diagrama de uma Malha de Controle Fechada por Realimentação	21
Figura 3.2 – Controle por realimentação	22
Figura 3.3 – Controle antecipativo	23
Figura 3.4 – Controle Inferencial	24
Figura 3.5 – Seletor Alto	25
Figura 3.6 – Seletor Baixo.....	25
Figura 4.1 – Modelo Simplificado de um Instrumento	27
Figura 4.2 – Termopares Industriais.....	28
Figura 4.3 – RTD.....	30
Figura 4.4 – Termômetro Bimetálico	30
Figura 4.5 – Placa de Orifício	31
Figura 4.6 – Sensor de Vazão Tipo Coriolis.....	32
Figura 4.7 – Sensor de Pressão <i>Strain Gauge</i>	33
Figura 4.8 – Sensor de Nível Tipo Radar	34
Figura 4.9 – Medição de Nível por Ultrassom	35
Figura 4.10 – Controlador Proporcional	37
Figura 4.11 – Controlador Integral.....	38
Figura 4.12 – Controlador Proporcional Integral em Paralelo	38
Figura 4.13 – Controlador Proporcional Integral em Série	39
Figura 4.14 – Controlador Proporcional Derivativo em Paralelo	40
Figura 4.15 – Controlador Proporcional Derivativo em Série.....	40
Figura 4.16 – Controlador Proporcional Integral Derivativo em Paralelo.....	41
Figura 4.17 – Controlador Proporcional Integral Derivativo em Série.....	41
Figura 4.18 – CLP - Controlador Lógico Programável	42
Figura 5.1 – Símbolos para linhas de instrumentos.....	45
Figura 5.2 – Símbolos gerais para instrumentos ou funções	45
Figura 6.1 – Esquema Representativo da Destilaria	46
Figura 6.2 – Malha para Controle da Temperatura na Base da Coluna.....	48
Figura 6.3 – Malha para Controle do Teor Alcoólico e do Nível do Vaso de Contenção	49
Figura 6.4 – P&ID Proposto para a Etapa de Destilação	50

LISTA DE TABELAS

Tabela 5.1 – Identificação dos Instrumentos	44
---	----

LISTA DE QUADROS

Quadro 4.1 – Opções de Medidores On-line para Controle de Processos.....	28
Quadro 4.2 – Ligas Metálicas e Faixas de Temperatura Para Cada Tipo de Termopar	29

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	14
2	PRODUÇÃO DE ETANOL NO BRASIL.....	16
2.1	Histórico da produção de etanol no Brasil	16
2.2	Matriz Energética Brasileira e Perspectivas para Produção de Etanol.....	18
3	CONTROLE DE PROCESSOS.....	20
3.1	Estratégias Convencionais de Controle	21
3.1.1	Controle à Realimentação (<i>feedback</i>).....	22
3.1.2	Controle Antecipativo (<i>feedforward</i>).....	22
3.2	Estratégias Avançadas de Controle	23
3.2.1	Controle Inferencial.....	24
3.2.2	Controle Seletivo	24
3.2.3	Controle em Cascata	26
4	INSTRUMENTAÇÃO NA INDÚSTRIA QUÍMICA.....	27
4.1	Sensores	27
4.1.1	Sensores de Temperatura.....	28
4.1.1.1	Termopares	28
4.1.1.2	Termorresistências (RTD)	29
4.1.1.3	Bimetálicos	30
4.1.2	Sensores de Vazão.....	31
4.1.2.1	Placa de Orifício.....	31
4.1.2.2	Tipo Coriolis.....	32
4.1.3	Sensores de Pressão	33
4.1.3.1	Diafragma Metálico	33
4.1.3.2	<i>Strain Gauges</i> (Piezoresistivo).....	33
4.1.4	Sensores de Nível.....	34
4.1.4.1	Tipo Radar	34
4.1.4.2	Sensor Ultrassônico	34
4.2	Transmissores	35
4.3	Controladores.....	35
4.3.1	Controle Liga-Desliga (<i>On-Off</i>).....	35
4.3.2	Controlador Proporcional (P).....	36
4.3.3	Controlador Integral (I)	37

4.3.4	Controlador Proporcional Integral (PI)	38
4.3.5	Controlador Derivativo (D).....	39
4.3.6	Controlador Proporcional Derivativo (PD)	39
4.3.7	Controlador Proporcional Integral Derivativo (PID).....	40
4.4	Controlador Lógico Programável (CLP).....	42
5	DIAGRAMA DE TUBULAÇÃO E INSTRUMENTAÇÃO	43
6	ELABORAÇÃO DO PROJETO DE AUTOMAÇÃO DA DESTILARIA CRISTAIS	46
6.1	Controle da Temperatura na Base das Colunas.....	47
6.2	Controle do Teor Alcoólico do Etanol Produzido	48
7	CONCLUSÃO.....	51
	REFERÊNCIAS.....	52

1 INTRODUÇÃO

Desde os primórdios da civilização o ser humano tem mudado o ambiente. Hoje fala-se muito sobre os impactos causados por atividades industriais e como minimizá-los.

Um dos reflexos mais evidentes dos impactos ambientais causados por atividades antrópicas é a elevação média global de temperatura. Tal impacto é decorrente principalmente do desmatamento e do uso de combustíveis fósseis como petróleo e carvão mineral.

Após a crise do petróleo nos anos 1970 e o Protocolo de Kyoto redigido em 1997, tem-se cada vez mais incentivado o uso de fontes energéticas que substituam o petróleo. O etanol tem sido uma alternativa renovável e relativamente mais limpa na produção de energia no Brasil em detrimento dos combustíveis fósseis.

Segundo o balanço energético de 2016 realizado pela EPE – Empresa de Pesquisa Energética e publicado em 2017, derivados de cana como o etanol representam 17% da oferta interna de energia do país (BRASIL, 2017). O aumento de carros leves na frota brasileira e a elevação no preço da gasolina têm impulsionado a indústria de produção de etanol e a cada ano tem crescido a demanda deste combustível. O Brasil tem se destacado na produção mundial de etanol, porém ainda há muito o que evoluir nesse ramo.

No Brasil, a produção de etanol se concentra no sudeste e Minas Gerais ocupa a segunda colocação no número de usinas sucroalcooleiras. Localizada no município de Cristais – MG, a Destilaria Cristais Eireli é responsável pela produção de etanol derivado de cana-de-açúcar e atende principalmente postos de combustíveis localizados na microrregião do sul de Minas Gerais.

Em média, são produzidos diariamente 40 mil litros de álcool etílico na unidade. Porém, desde o *startup* da planta industrial em 2007, não há um sistema de controle e automação operando na usina, levando, assim, a perdas de matérias-primas, utilidades e produtos.

Desde o início da 3ª Revolução Industrial, iniciada em meados do século XX, a indústria tem evoluído a passos largos. Inovações tecnológicas como computadores, sensores e robôs têm sido cada vez mais incorporada em processos industriais, porém ainda não é realidade em muitas empresas do Brasil, como é o caso da Destilaria Cristais Eireli.

Antes da implantação de um projeto de automação em uma planta industrial faz-se necessário o estudo das principais variáveis envolvidas no processo, a instrumentação adequada para seu monitoramento e estratégias de controle adequadas. Feito isso, é possível desenvolver o Diagrama de Tubulação e Instrumentação (P&ID) para o processo. A automação está intimamente ligada à instrumentação. Os diferentes instrumentos são usados para realizar a

automação (RIBEIRO, 1999a). A instrumentação é o ramo da engenharia que trata do projeto, fabricação, especificação, montagem, operação e manutenção dos instrumentos para a medição, alarme, monitoração e controle das variáveis do processo industrial. As variáveis típicas incluem, mas não se limitam, a pressão, temperatura, vazão, nível e composição (RIBEIRO, 1999b).

Diante disso, este trabalho tem por objetivo o estudo da automação da etapa de destilação planta industrial da Destilaria Cristais Eireli localizada no município de Cristais – MG. Mais especificamente, são propostos sistemas para o controle da temperatura na base da Coluna A utilizando-se de controle seletivo; controle do teor alcoólico por controle inferencial e; controle do nível no vaso de retenção de álcool por *feedback*.

O presente trabalho é dividido em seis capítulos. No primeiro capítulo encontram-se as razões que justificam a elaboração deste trabalho.

No segundo capítulo é abordada a produção de etanol no Brasil e sua importância, seus desafios e as perspectivas do mercado.

Já no capítulo três, são apresentadas as principais vantagens da automação e as principais estratégias de controle básicas – por realimentação (*feedback*) e antecipatório (*feedforward*) – e estratégias mais avançadas de controle (seletivo e inferencial).

No capítulo quatro são apresentados os principais instrumentos necessários à automação como os sensores, transmissores e controladores. No capítulo cinco encontram-se as normas e a nomenclatura que se deve obedecer na elaboração de um P&ID.

Com base no conteúdo abordado nos capítulos dois a cinco, são discutidos, no sexto capítulo, as estratégias de controle que podem ser adotadas na Destilaria Cristais Eireli e o Diagrama de Tubulação e Instrumentação (P&ID) que represente as instalações do processo industrial. O trabalho encerra-se com o capítulo sete onde são apresentadas as conclusões obtidas e as considerações finais.

2 PRODUÇÃO DE ETANOL NO BRASIL

2.1 Histórico da produção de etanol no Brasil

Desde 1903 houve iniciativas para a utilização do álcool na matriz energética nacional, porém apenas décadas depois os resultados foram expressivos.

A inserção dos biocombustíveis na matriz energética brasileira, a partir da metade da década de 1970, foi decorrente da adoção de políticas públicas específicas em reação às crises do petróleo, visando à redução da dependência do petróleo com base em uma alternativa energética nacional, o etanol de cana-de-açúcar. Ademais, vislumbrou-se o desenvolvimento de uma cadeia industrial nacional associada ao uso dessa fonte energética, a fim de contribuir para o crescimento econômico do país (BRASIL, 2017). Neste âmbito, em 1975 criou-se o Proálcool - Programa Nacional do Álcool - cujo objetivo foi trazer ganhos econômicos ao país ao diminuir a importação de petróleo.

O Proálcool foi uma parceria público-privada que evoluiu de um interesse do governo a um acordo com os usineiros visando à construção de destilarias autônomas para a ampliação da produção de álcool, com o envolvimento obrigatório da Petrobras na distribuição do combustível.

Posteriormente, foi incorporada a indústria automobilística. O programa finalmente incluía financiamento, precificação, lavoura, agroindústria, logística de distribuição, equipamentos e desenvolvimento de motores a explosão movidos a álcool para veículos variados (GORDINHO, 2010).

A partir de 1986, o preço internacional do petróleo sofreu quedas gradativas e acarretou em baixos preços pagos aos produtores de álcool. Por outro lado, a demanda pelo etanol por parte dos consumidores continuou sendo estimulada por meio da manutenção de preço relativamente atrativo ao da gasolina e da manutenção de menores impostos nos veículos movidos a álcool comparados, aos da gasolina. Essa combinação de desestímulo à produção de álcool e de estímulo à sua demanda foram fatores de mercado geraram a crise de abastecimento da entressafra 1989-1990 (ALCARDE, 2008).

Frente ao desabastecimento, à queda do preço do barril do petróleo e ao surgimento de problemas com os carros movidos a álcool; no fim da década de 1980 o programa Proálcool entrou em colapso.

Em 1993, tornou-se obrigatória a mistura de 20 a 25% de etanol anidro na gasolina em todo o território nacional, o que permitiu ao setor sucroalcooleiro recuperar o fôlego e se reorganizar institucionalmente (GORDINHO, 2010)

Com o passar dos anos, o preço do barril de petróleo deixou de ser o parâmetro determinante da produção de etanol no Brasil e no mundo. A preocupação com o futuro do planeta e a realização de encontros e conferências internacionais que incentivariam o uso de fontes mais limpas e renováveis.

Entre 1972 e 1992, as organizações não governamentais assumiram posição de importantes atores internacionais na proteção do meio ambiente, ao promoverem atividades de conscientização da opinião pública e mobilizações contra políticas ou atos dos Estados, entre outras ações de defesa do meio ambiente (SILVA, 2011). Em 1972 é realizada em Estocolmo a Conferência das Nações Unidas sobre o Meio Ambiente Humano onde são debatidas medidas para contornar a degradação do meio ambiente a partir do desenvolvimento sustentável. Em 1992 acontece no Rio de Janeiro a Conferência das Nações Unidas sobre o Ambiente e o Desenvolvimento (Rio-92) onde novamente é debatido o crescimento econômico sustentável.

Devido à grande preocupação com a degradação do meio ambiente, em 1997, durante a Terceira Conferência das Nações Unidas sobre Mudanças Climáticas realizada na cidade japonesa de Kyoto foi criado o Protocolo de Kyoto, assinado por representantes de mais de 160 países como complemento à RIO-92 (VIDIGAL, 2011).

O Protocolo de Kyoto estabeleceu metas de redução de emissões de gases de efeito estufa para os países desenvolvidos, que teriam que diminuir suas emissões, com base no ano de 1990, em 5,2% em média, a ser contabilizado entre 2008 e 2012 (GODOY, 2010). Apesar do Protocolo de Kyoto ser destinado às nações desenvolvidas, houve um impacto significativo em países em desenvolvimento como o Brasil.

Em 2015, nações se reuniram em Paris para discutir o aquecimento global e mudanças climáticas. O encontro contou com o comprometimento de 195 países, inclusive o Brasil, em reduzir suas emissões de gases de efeito estufa. Como estratégia de descarbonização, O Brasil opta em aumentar o uso de biocombustíveis, visto que o setor de transportes representa aproximadamente 14% do total das emissões brasileiras (BIOENERGIA, 2017). A estratégia abriu então espaço para o aumento nacional de produção de etanol.

O etanol reduz em mais de 70% a emissão de gás carbônico (CO_2) se comparado à gasolina, contando o ciclo total do produto (da fabricação ao escapamento do motor). O grande responsável por isso é que o etanol é produzido por uma planta, que na fotossíntese absorve o gás carbônico da queima do produto que ela própria foi matéria-prima. Ao comparar todos os gases do efeito estufa, como o metano e o óxido nitroso, a redução atinge quase 90% (NOVACANA, 2018).

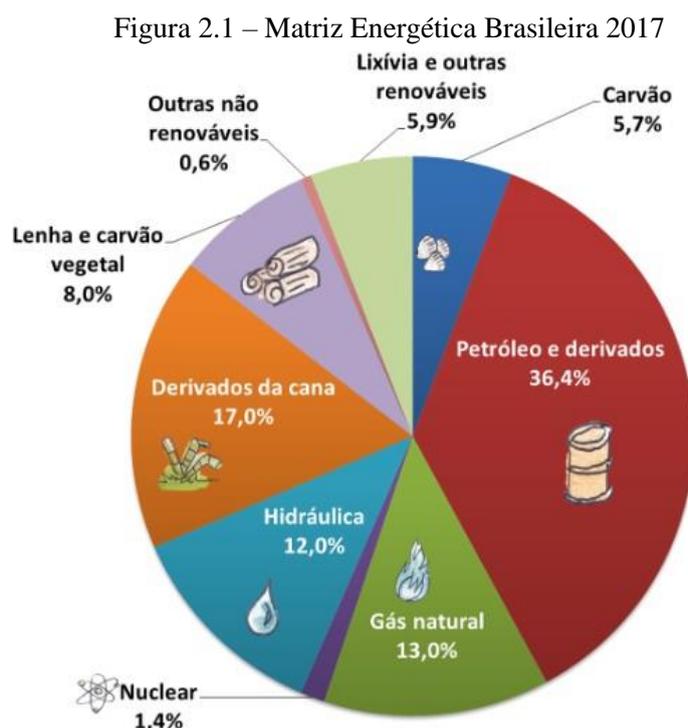
A partir da preocupação em relação ao futuro do planeta, da independência do petróleo

e da possibilidade de se economizar no combustível, um novo e grande impulso ao etanol no Brasil ocorreu em 2003 com o lançamento dos carros *flex-fuel* (MORAES, 2015). Os veículos *flex-fuel* foram rapidamente aprovados pelos consumidores brasileiros, dada sua qualidade, versatilidade e possibilidade de economia. Os carros *flex* conquistaram o mercado em progressão geométrica. O marco histórico do etanol aconteceu em fevereiro de 2008, quando suas vendas ultrapassaram os 50% das saídas de carros novos, e em sete anos foram vendidos 10 milhões de veículos inovadores (GORDINHO, 2010). Essa nova fase resultou no aumento da produção de cana-de-açúcar e, conseqüentemente, na importância do setor sucroenergético na economia nacional (MORAES; BACCHI, 2015).

Um fator importante para a produção do etanol derivado de cana é o preço internacional do açúcar: Se o açúcar obtiver preços internacionais mais baixos, o que não é raro, será mais vantajoso produzir etanol e vice-versa (GORDINHO, 2010).

2.2 Matriz Energética Brasileira e Perspectivas para Produção de Etanol

Apesar do consumo brasileiro de energia proveniente de fontes não-renováveis ser maior que o de fontes renováveis, esse último tem um valor bem expressivo (42,9%) (MATRIZ, 2018). A Figura 2.1 apresenta um gráfico com os valores percentuais que cada fonte compõe a matriz energética nacional.



A partir da Figura 2.1 é possível notar que a energia proveniente de derivados de cana tem um papel relevante na matriz energética e, dentre as fontes renováveis, é a que mais destaca. Apesar do valor expressivo, o Brasil possui potencial para aumentá-lo.

Como já mencionado no item 2.1, a partir do Acordo de Paris, O Brasil se comprometeu em reduzir suas emissões de CO_2 . Dentre as metas estabelecidas, vale ressaltar o aumento da participação de bioenergia sustentável na matriz energética brasileira para aproximadamente 18% até 2030; a expansão do consumo de biocombustíveis; o aumento da oferta de etanol, inclusive por meio do aumento da parcela de biocombustíveis avançados (segunda geração) e o aumento do teor de biodiesel na mistura do *diesel*.

3 CONTROLE DE PROCESSOS

O controle automático e manual aplicado às indústrias de processo é intitulado controle de processos. Controlar um processo é fazer com que suas variáveis interajam de modo ordenado, mantendo-as o mais próximo possível de valores considerados ideais, diuturnamente. Saber quando, como e quanto mudar o valor de uma variável para obter uma melhor resposta do sistema constitui o problema central de uma estratégia de controle (GARCIA, 2017).

O objetivo primário do controle de processos é manter o processo em condições operacionais seguras e economicamente viáveis, além de satisfazer requisitos relacionados à proteção do meio ambiente, às restrições operacionais e à qualidade de produto (SEBORG et al, 2017).

Para o controle de um processo deve haver a medição direta ou indireta da variável que se quer controlar, chamada variável controlada. Para que a variável controlada se aproxime do valor pré-determinado (*set point*), ajusta-se outra variável (variável manipulada) cuja variável controlada é dependente. Às variáveis que interferem na variável controlada, mas que não são manipuladas, dá-se o nome de perturbação.

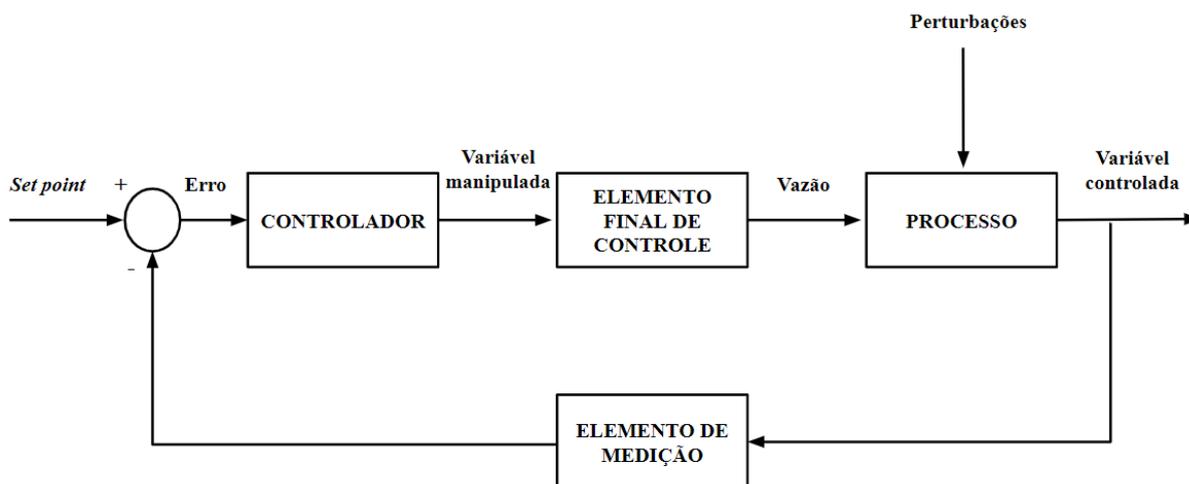
Uma malha de controle é composta por um sensor, para detectar a variável de processo que se quer controlar; um transmissor, para converter o sinal do sensor em um sinal pneumático ou elétrico equivalente; um controlador, que compara o sinal do processo com o *set point* e produz um sinal apropriado de controle; e um elemento final de controle, que altera a variável manipulada.

Normalmente o elemento final de controle é uma válvula operada através de um atuador pneumático, que abre e fecha a válvula de modo a alterar a vazão de uma corrente de processo (variável manipulada) (ALVES, 2010). Outras possíveis variáveis de manipulação são a potência de aquecimento por resistência elétrica e a velocidade de rotação de motores associados a bombas e agitadores, entre outras. Cada um dos elementos de uma malha de controle será abordado no capítulo quatro.

Os componentes da malha de controle podem ser arranjados na representação gráfica de um diagrama de blocos, como o mostrado na Figura 3.1, que indica como o processo, o elemento de medição, o controlador e o elemento final de controle são interconectados para criar a malha de controle (FRANCHI, 2011).

Uma malha de controle clássica, baseada em realimentação e manipulação de vazão, pode ser representada como na Figura 3.1 a seguir:

Figura 3.1 – Diagrama de uma malha de controle fechada por realimentação



Fonte: Adaptado de Franchi (2011)

1) Uma variação na vazão de entrada do processo ou em uma das perturbações leva a uma variação na variável de processo controlada.

2) A alteração de valor na variável de processo é detectada pelo instrumento de medição, que envia a informação para o controlador por meio de sinal elétrico ou pneumático.

3) Como o erro do controle (E) é a diferença entre o *set point* e a variável medida, conforme a Equação 3.1, uma mudança no *set point* ou na variável medida acarreta variação no erro.

4) O controlador responde à mudança no erro, enviando um sinal de controle para alterar a abertura da válvula de controle.

5) Uma mudança na abertura da válvula leva a uma mudança na vazão da corrente de processo, responsável por alterar o estado da variável controlada. A variável medida é novamente comparada com o *set point* até o erro tornar-se próximo a zero (FRANCHI, 2015).

O erro (E) é calculado como a diferença entre o valor ideal (*set point*, SP) e o valor medido da variável de processo (PV), conforme mostrado na Equação 3.1.

$$E = SP - PV \quad (3.1)$$

3.1 Estratégias Convencionais de Controle

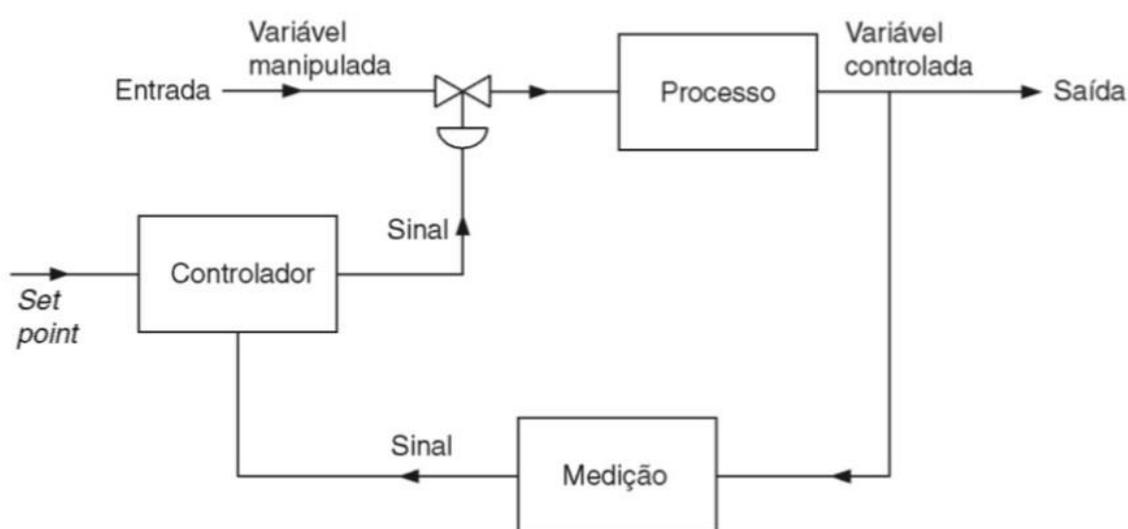
A seguir são descritas as estratégias de controle por realimentação (*feedback*) e antecipatório (*feedforward*). Ambas são relativamente simples e por isso são frequentemente utilizadas no controle de processos.

3.1.1 Controle por Realimentação (*feedback*)

A maneira tradicional de se controlar um processo é medir a variável a ser controlada, comparar seu valor com o valor de referência (*set point*), e alimentar a diferença, o erro, em um controlador que enviará um sinal de controle para o atuador, responsável por alterar o estado da variável manipulada de modo a levar a variável medida (controlada) ao valor desejado (ALVES, 2010).

A Figura 3.2 mostra um exemplo típico de controle *feedback*.

Figura 3.2 – Controle por realimentação



Fonte: Alves (2010)

A característica que distingue o controle *feedback* é que a variável controlada é diretamente medida, e esta medição é usada para ajustar a variável manipulada. Nesta estratégia de controle, a variável perturbação não é medida (SEBORG et al., 2017).

Uma vantagem importante do controle por realimentação é que a ação corretiva ocorre independentemente da fonte da perturbação. Essa capacidade de lidar com perturbações de origem desconhecida é a grande razão para o controle por *feedback* ser a estratégia mais usada em controle de processos. Outra vantagem importante é que há redução de sensibilidade da variável controlada a distúrbios não medidos e mudanças no processo, porém o tempo de resposta é lento para esse tipo de controle (SEBORG et al., 2017).

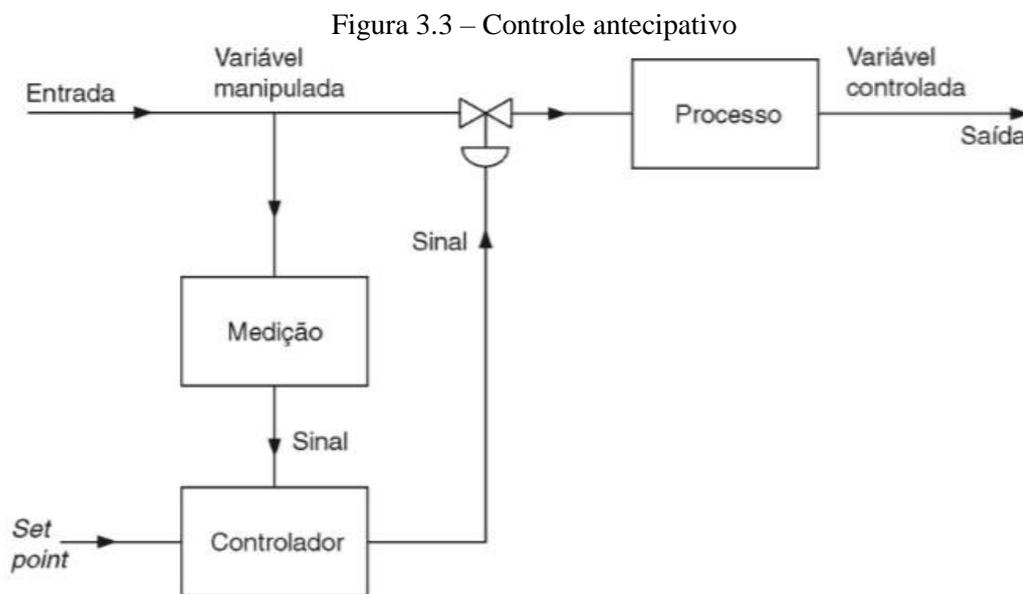
3.1.2 Controle Antecipativo (*feedforward*)

Controle antecipativo é uma estratégia que consiste em se detectar o distúrbio (perturbação) assim que este ocorre no processo e realizar a alteração apropriada na variável manipulada, de modo a manter a saída igual ao valor desejado. Dessa forma, a ação corretiva tem início assim que o

distúrbio na entrada do sistema for detectado, em vez de aguardar que o mesmo se propague por todo o processo antes de a correção ser feita, como ocorre na realimentação (ALVES, 2010).

A vantagem do controle por *feedforward* é que a ação corretiva é tomada antes da variável controlada desviar do *set point*. Idealmente, a ação corretiva cancelará os efeitos da perturbação e a variável controlada não será afetada por ela. Apesar desta idealidade não ser usualmente possível, o controle antecipativo pode reduzir significativamente os efeitos das perturbações (SEBORG et al., 2017).

A Figura 3.3 mostra um exemplo típico de controle por *feedforward*.



Fonte: Alves (2010)

Controle por *feedforward* tem três desvantagens significativas:

- (i) A variável perturbação deve ser medida (ou estimada precisamente);
- (ii) Nenhuma ação corretiva é tomada para perturbações não medidas; e
- (iii) Um modelo do processo é requerido (SEBORG et al., 2017).

Quando há muitas variáveis de perturbação, não é economicamente viável mensurar todas elas. Nesse tipo de caso, é comum a associação das estratégias *feedback* e *feedforward* para um controle mais efetivo do processo.

3.2 Estratégias Avançadas de Controle

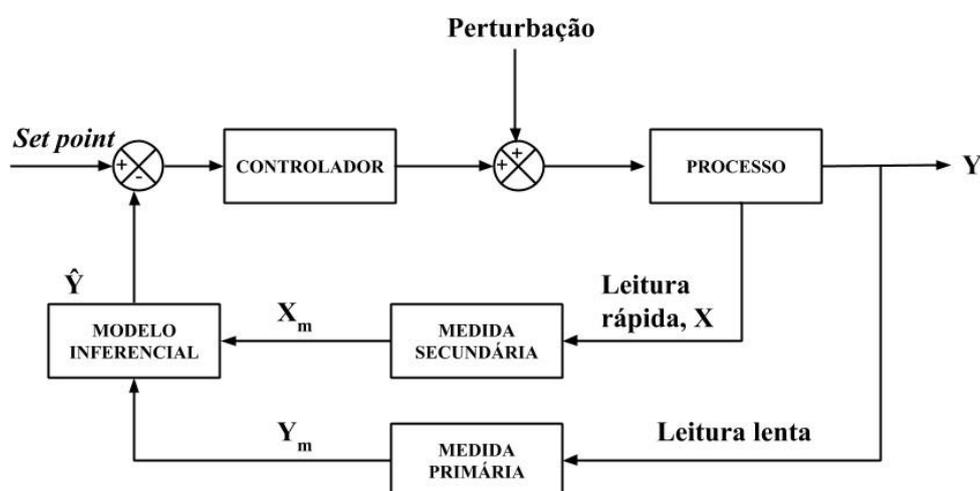
Em algumas situações, o emprego de estratégias convencionais é impraticável ou insuficiente para o controle do processo. Dessa forma, faz-se necessário a utilização de estratégias avançadas de controle como o controle inferencial e o seletivo.

3.2.1 Controle Inferencial

Em algumas aplicações de controle, a variável a ser controlada não pode ser convenientemente medida em tempo real (*on-line*). Por exemplo, medições da composição do produto podem exigir o envio periódico de amostras para análise em laboratório. Em casos como esse, as medições da variável controlada não podem estar disponíveis com frequência ou rapidez suficiente para serem usadas no controle por *feedback* (SEBORG et al., 2017). Em misturas binárias em fase vapor, por exemplo, a composição pode ser estimada utilizando-se de uma equação de estado adequada a partir da pressão e da temperatura (variáveis relativamente mais fáceis de monitorar).

A Figura 3.4 mostra um diagrama de blocos para um processo utilizando controle inferencial.

Figura 3.4 – Controle Inferencial



Fonte: Adaptado de Seborg et al. (2017)

A eficácia do controle inferencial depende fortemente do conhecimento do processo. Quanto melhor a modelagem do processo, melhor a qualidade do controle. Em contrapartida, modelos aproximados podem produzir produtos de qualidade variável.

Na Figura 3.4, X_m é a medida secundária que está disponível continuamente (medição rápida), enquanto Y_m é a medida primária e é obtida intermitentemente e com menos frequência. A partir de X_m e Y_m , pode-se inferir o valor de \hat{Y} , que é então comparada com o *set point* (SEBORG et al., 2017).

3.2.2 Controle Seletivo

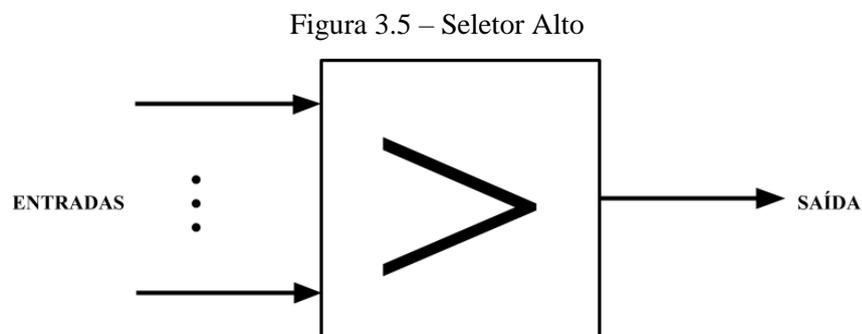
Na maioria das aplicações de controle de processos, o número de variáveis manipuladas e

controladas é igual. No entanto, se o número de variáveis manipuladas for diferente do número de controladas, não é possível regular todas as variáveis controladas simultaneamente se empregadas técnicas clássicas de controle do tipo SISO (*Single Input - Single Output*) (SEBORG et al., 2017). Nesses casos do tipo MIMO (*Multiple Input - Multiple Output*), pode-se empregar controladores multivariáveis (controle preditivo, por exemplo) ou fazer uso da técnica de controle seletivo, mais simples de projetar e que será empregada nesse trabalho.

Um seletor é utilizado para efetuar a escolha de qual variável medida, manipulada ou controlada será empregada em cada instante. No caso em que há múltiplas variáveis medidas, mas apenas uma controlada e manipulada, dá-se o nome de controlador seletivo do tipo *auctioneering* (SEBORG et al., 2017). Nesse caso, os seletores são representados pelos símbolos ($>$), que representa um seletor alto, e ($<$), que representa um seletor baixo para o máximo ou mínimo valor medido, respectivamente (FRANCHI, 2011).

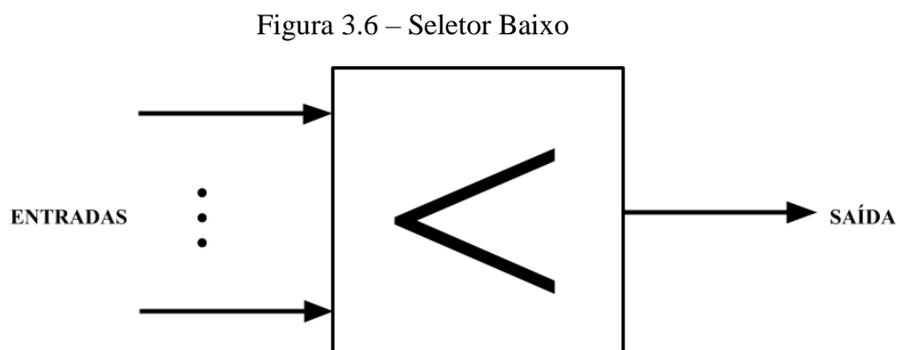
A Figura 3.5 representa um seletor alto, onde o seletor passa o maior valor da entrada para o sinal de saída após ignorar as outras entradas.

Já o seletor baixo (Figura 3.6) escolhe a menor das entradas para passar para a saída enquanto ignora todas as outras entradas.



Fonte: Adaptado de Franchi (2011)

Já o seletor baixo (Figura 3.6) escolhe a menor das entradas para passar para a saída enquanto ignora todas as outras entradas.



Fonte: Adaptado de Franchi (2011)

No caso em que há mais de uma variável controlada (ou objetivo de controle) para apenas uma variável manipulada, tem-se o controlador seletivo *override*, onde um dos múltiplos controladores pode "substituir" ou assumir a função do controlador em funcionamento. A técnica *override* é uma ação menos extrema do que um bloqueio, que é usado para o desligamento de emergência do processo (SEBORG et al., 2017).

Alguns tipos de sistemas empregam ainda vários elementos finais de controle (atuadores) para controlar uma única variável. Nesses casos, pode ser empregado o controlador seletivo do tipo *split-range*, o qual seleciona, das múltiplas variáveis manipuladas, aquela que receberá o sinal do controlador para atuar no processo (SEBORG et al., 2017). A técnica *split-range* foi empregada no projeto proposto no presente trabalho.

3.2.3 Controle em Cascata

Uma desvantagem do controle convencional com *feedback* é que a ação corretiva para perturbações não inicia antes que exista uma diferença entre a variável de processo e o *set point*. Como apresentado anteriormente, o controle *feedforward* tem uma série de vantagens em relação ao controle *feedback*, entretanto o *feedforward* necessita que as perturbações sejam medidas e que exista um modelo disponível para calcular a saída do controlador (FRANCHI, 2011).

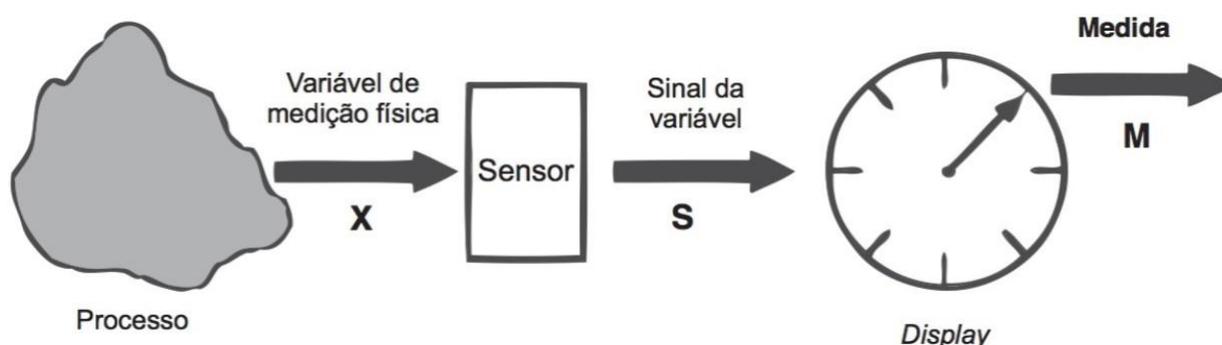
Um técnica alternativa que pode aumentar significativamente a resposta dinâmica do controlador a perturbações emprega um segundo ponto de medida e um segundo controlador *feedback*. O segundo ponto de medição é alocado de forma que reconheça a condição de perturbação antes da variável controlada, e a perturbação não é necessariamente medida.

4 INSTRUMENTAÇÃO NA INDÚSTRIA QUÍMICA

A instrumentação pode ser definida como a ciência que estuda, desenvolve e aplica instrumentos de medição e controle de processos. Um instrumento é um dispositivo que transforma uma variável física de interesse (pressão, temperatura etc.) em um formato passível de medição por um instrumento (FRANCHI, 2015).

A Figura 4.1 apresenta um modelo simplificado de um instrumento: uma variável X de determinado processo é medida por um sensor e é enviada como variável S na forma de sinal para um *display*, onde é mostrado a medição na forma mais apropriada M .

Figura 4.1 – Modelo Simplificado de um Instrumento



Fonte: Franchi (2015)

As diversas funções necessárias ao correto funcionamento de uma malha de controle são desempenhadas por dispositivos chamados de instrumentos para controle de processos. De acordo com a função desempenhada, os instrumentos mais comumente encontrados numa malha de controle são: sensor (elemento primário), indicador, transmissor, controlador, registrador, conversor, válvula de controle (elemento final de controle) e chave (ALVES, 2010).

4.1 Sensores

Para que uma variável de processo possa ser mensurada é necessário que haja um sensor cuja função é transformar o sinal da variável física em uma variável de saída adequada.

As variáveis mais comumente mensuradas em controle de processos são temperatura, pressão, vazão, nível e composição química (SEBORG et al., 2017).

O Quadro 4.1 apresenta os principais tipos de sensores utilizados no monitoramento de temperatura, vazão, pressão e nível, segundo Seborg et al. (2017).

Quadro 4.1 – Opções de Medidores On-line para Controle de Processos

<i>Temperatura</i>	<i>Vazão</i>	<i>Pressão</i>	<i>Nível</i>
Termopar Termorresistência (RTD) Sistema termal de enchimento Bimetálicos Pirômetro - Radiação total - Fotoelétrico <i>Laser</i> Ondas acústicas de superfície Semicondutor	Orifício Venturi Rotâmetro Tipo turbina Tipo vórtice Ultrassônico Magnético Térmico de massa Tipo Coriolis Disco nutante	Coluna de líquido Elemento elástico - Tubo de Bourdon - Tipo fole - diafragma Strain Gauges Transdutor piezoelétrico Transdutor piezorresistivo Fibra óptica	Ativado por flutuação (boia) - medidor de corrente - magneticamente acoplado Alto da cabeça -borbulador Elétrico (condutividade) Radiação Tipo Radar Ultrassônico

Fonte: Adaptado de Seborg et al. (2017)

A seguir são abordadas as características principais e as vantagens dos instrumentos destacados no Quadro 4.1 cuja escolha foi baseada na relevância para este trabalho.

4.1.1 Sensores de Temperatura

Um sensor de temperatura é um transdutor que, submetido a uma mudança de temperatura, fornece uma resposta diretamente dependente da temperatura. Todas as propriedades que são influenciadas pela temperatura, podem ser usadas para a construção do sensor de temperatura: a expansão térmica dos gases, líquidos e sólidos, e a resistência elétrica de condutores metálicos, por exemplo (ECIL, 2019).

4.1.1.1 Termopares

Também referenciados por sua sigla em inglês TC (*thermocouple*) os termopares (Figura 4.2) são largamente usados em aplicações de instrumentação e de controle (FRANCHI, 2015).

Seu princípio de funcionamento se baseia na propriedade de que dois metais dissimilares unidos em uma junção, chamada de junta quente, geram uma força eletromotriz, de alguns milivolts, na outra extremidade submetida a uma temperatura diferente da primeira junção (ALVES, 2010).

Figura 4.2 – Termopares Industriais



Fonte: Zurich® (2015)

Segundo Ecil (2019), os termopares não são caros em relação à função que exercem em medir uma vasta faixa de temperaturas.

A seguir são listados no Quadro 4.2 as ligas metálicas que formam vários tipos de termopares:

Quadro 4.2 – Ligas Metálicas e Faixas de Temperatura Para Cada Tipo de Termopar

Tipo de Termopar	Ligas Metálicas (+/-)	Faixa de Temperatura (°C)
E	Cromel/Constantan	-100 a 900
J	Ferro/Constantan	-40 a 750
K	Cromel/Alumel	-200 a 1200
R	Platina-Ródio 13%/Platina	0 a 1600
S	Platina-Ródio 10%/Platina	0 a 1600
B	Pt-Ródio 30%/Pt-Ródio 6%	600 a 1700
T	Cobre/Constantan	-200 a 350

Fonte: Adaptado de Alves (2010)

Geralmente o uso de termopares do tipo K é preferível em processos, devido à grande faixa de temperatura em que se pode trabalhar e por ser relativamente mais barato, já que não é constituído de ligas nobres como os tipos R e S.

4.1.1.2 Termorresistências (RTD)

As termorresistências, ou RTD (*Resistance Temperature Detectors*) (Figura 4.3), usam o princípio da alteração da resistência elétrica dos metais com a temperatura. Os metais mais usados são o fio de platina, Pt100, e o de níquel, Ni120, assim chamados por apresentarem resistência de 100 e 120 ohms, respectivamente, à temperatura de 0 °C. O Pt100 opera na faixa de -200 a 850 °C, enquanto o Ni120, -50 a 270 °C (ALVES, 2010).

Figura 4.3 – RTD



Fonte: Wika[®] (2019a)

Geralmente os RTDs têm um tempo de resposta de 0,5 até 5 segundos ou até mais. Um tempo maior de resposta se deve principalmente à condutividade térmica para fazer com que o dispositivo entre em equilíbrio com o ambiente. A faixa de trabalho representa a temperatura de operação do RTD e depende efetivamente do tipo de material empregado como elemento do sensor (FRANCHI, 2015).

4.1.1.3 Bimetálicos

Este tipo de sensor utiliza uma mola bimetálica como elemento principal (Figura 4.4) Esta mola helicoidal é feita de dois tipos diferentes de metais que possuem coeficiente de expansão térmica diferentes que são presos juntos.

Figura 4.4 – Termômetro Bimetálico



Fonte: Termodora[®] (2019)

Sempre que a parte soldada é aquecida, os dois metais sofrem mudanças de comprimento proporcionais aos seus coeficientes individuais de expansão térmica. Uma vez que os dois metais se expandem com comprimentos diferentes, a tira bimetálica é forçada a dobrar ou ondular para o lado com um coeficiente de expansão térmica menor. O movimento da tira é usado para desviar um ponteiro sobre uma escala calibrada, indicando assim, a temperatura (SILVEIRA, 2019).

4.1.2 Sensores de Vazão

Na grande maioria das plantas de processamento a vazão é elemento de suma importância pelo fato que praticamente todos os processos envolvem movimentação de material de uma parte para outra da planta ou de um equipamento para outro (FRANCHI, 2015).

A medição precisa da vazão de uma corrente de fluido é essencial no controle de um processo industrial. A partir da medição dessa variável é possível operar dentro de condições seguras e realizar balanços de energia e massa. Para a seleção do melhor sensor devem ser levadas em consideração a natureza da corrente (gás/líquido/multifásico), corrosividade, custo, precisão, manutenção, entre outros fatores.

4.1.2.1 Placa de Orifício

O sensor de vazão (ou fluxo) mais comum para controle de processos é a placa de orifício (Figura 4.5).

Figura 4.5 – Placa de Orifício



Fonte: Wika® (2019b)

Uma placa com um orifício calibrado, instalada em um tubo onde se quer medir a vazão de um determinado fluido, provoca um diferencial de pressão (ΔP) proporcional ao quadrado

da vazão (Q) que passa no tubo (Equação 4.1). Assim, a medida da pressão diferencial utilizando-se um transmissor de pressão diferencial possibilita a medição da vazão (ALVES, 2010).

$$Q = K\sqrt{\Delta P} \quad (4.1)$$

A placa de orifício é um equipamento simples, de baixo custo, fácil instalação e manutenção e disponível para uma grande faixa de vazões. Uma das suas limitações é sua imprecisão, que pode variar de ± 2 a $\pm 5\%$. Também introduzem perda de carga ao escoamento que pode chegar a 50 e 90% do diferencial de pressão (FRANCHI, 2015).

4.1.2.2 Tipo Coriolis

A operação básica dos medidores de vazão Coriolis (Figura 4.6) baseia-se nos princípios da mecânica de movimento. À medida que o fluido se move através de um tubo vibrante, ele é forçado a acelerar-se ao se aproximar do ponto de maior amplitude de vibração. Por outro lado, o fluido em desaceleração se afasta do ponto de maior amplitude, à medida que sai do tubo. O resultado é uma reação torcida do tubo de vazão durante as condições de vazão à medida que ele percorre cada ciclo de vibração (EMERSON[®], 2019).

Figura 4.6 – Sensor de Vazão Tipo Coriolis



Fonte: TechMeter[®] (2019)

Usando-se esse tipo de sensor, valores primários como vazão mássica, densidade e temperatura podem ser medidos e a partir destas variáveis inferir outras como teor mássico, por exemplo (CONTECH[®], 2019).

Dentre as vantagens do uso deste sensor, pode-se citar: medição direta de vazão mássica, sem ser afetada pelas propriedades do fluido; possibilidade de medição de múltiplas grandezas;

grande precisão ($\pm 0,1\%$ a $\pm 0,3\%$); e baixa manutenção (FRANCHI, 2015).

As desvantagens incluem: custo elevado; pode causar grandes perdas de carga em algumas aplicações; sensibilidade a vibrações; e pode sofrer com corrosão e abrasão de partículas de fluido (FRANCHI, 2015).

4.1.3 Sensores de Pressão

O monitoramento da pressão em correntes e equipamentos é de suma importância para o trabalho em condições seguras e para que possa fazer o controle do processo envolvido.

A seguir são apresentados os sensores de pressão dos tipos diafragma, transdutores piezoelétrico e piezorresistivo.

4.1.3.1 Diafragma Metálico

O elemento primário que detecta a variação de pressão desse tipo de medidor é um diafragma, que também tem a função de separar o fluido do mecanismo interno. Nos diafragmas metálicos, a pressão é medida com base na deflexão do próprio diafragma (BRITO, 2017).

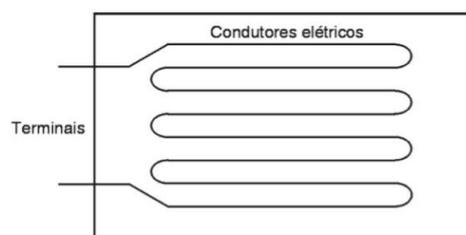
4.1.3.2 *Strain Gauges* (Piezorresistivo)

São dispositivos largamente empregados para medição de pressão e peso. Têm como princípio de operação a extensão de uma resistência quando submetidos a uma pressão (FRANCHI, 2015).

O arranjo tradicional de *strain gauge* consiste em um metal de resistência colocado em um formato zigue-zague e montado em um suporte flexível, como mostra a Figura 4.7.

O fio é nominalmente formado de uma seção circular, e quando uma força é aplicada ao sensor a forma da seção transversal irá se distorcer, mudando a área da seção transversal, e como

Figura 4.7 – Sensor de Pressão *Strain Gauge*



Fonte: Alves (2010)

a resistência do fio por unidade de comprimento é inversamente proporcional à área da seção transversal, haverá um aumento da resistência quando submetida à pressão (FRANCHI, 2015).

4.1.4 Sensores de Nível

O controle do nível é essencial para muitos processos visto que a partir dele é possível trabalhar dentro de condições operacionais adequadas e seguras. A seguir são apresentados as características principais dos sensores tipo radar e ultrassônico.

4.1.4.1 Tipo Radar

Os transmissores de nível por radar empregam ondas eletromagnéticas tipicamente na faixa de 6 a 28 GHz para fazer uma medição contínua do nível de líquidos e sólidos. O sensor de nível tipo radar (Figura 4.8) é montado no topo do tanque a ser medido, e o cone de geração é focado para baixo, perpendicularmente ao líquido a ser medido, fazendo com que o sinal refletido a partir da superfície retorne diretamente ao sensor (BRITO, 2017).

Figura 4.8 – Sensor de Nível Tipo Radar

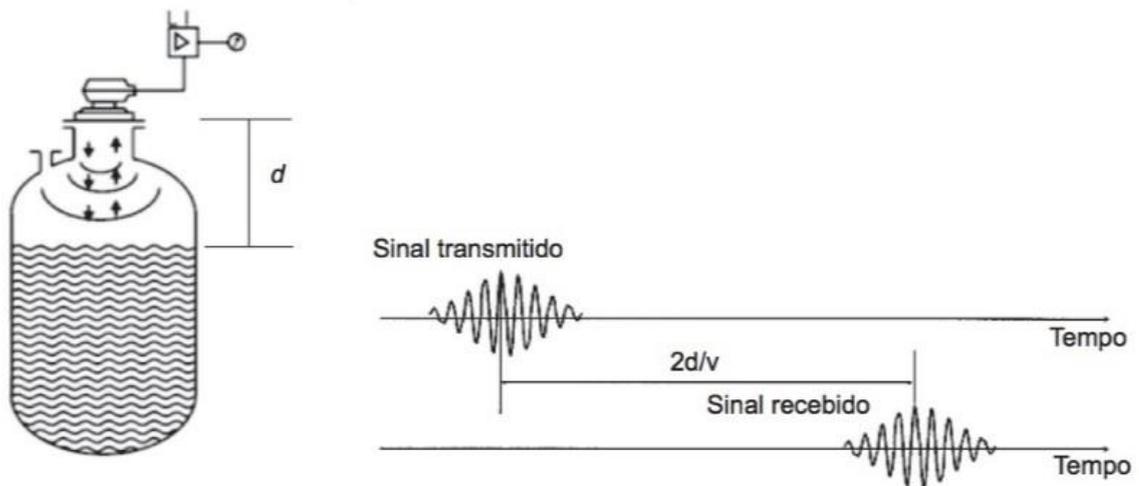


Fonte: ControlEng (2019)

4.1.4.2 Sensor Ultrassônico

Este tipo de sensor envia ondas sonoras na direção do nível e calcula o nível baseado no tempo de retorno do sinal sonoro enviado (Figura 4.9).

Figura 4.9 – Medição de Nível por Ultrassom



Fonte: Brito (2017)

Para se determinar o nível por essa técnica, deve-se saber a velocidade do som no meio (v) e, a partir do tempo medido (t), calcular a distância (d) pela Equação 4.2.

$$d = \frac{(v \cdot t)}{2} \quad (4.2)$$

4.2 Transmissores

Segundo Alves (2010), o transmissor é um dispositivo que recebe a informação de um elemento primário (sensor), sensível à variável de processo, e produz um sinal de saída, cuja magnitude se relaciona com o valor da variável medida. O elemento primário pode ser ou não parte integrante do transmissor.

4.3 Controladores

Controladores são elementos que comparam a medida da variável controlada com o seu valor de ajuste (*set point*), fornecendo um sinal de controle para a correção da variável manipulada. Geralmente, os controladores recebem os sinais enviados por um transmissor (BRITO, 2017). A relação entre o sinal de controle e o desvio na variável controlada (erro) é dada pela lei de controle, que pode adotar diferentes lógicas. Algumas das principais leis de controle são apresentadas a seguir.

4.3.1 Controle Liga-Desliga (*On-Off*)

É a forma mais simples de controle que pode ser implementada em um processo. Nesse

tipo de controle, o elemento final pode assumir somente duas posições: totalmente aberta ou totalmente fechada (FRANCHI, 2011).

As principais características do controle liga-desliga são:

- A saída do controlador (sinal de controle) não depende do tamanho do erro;
- A atuação do sistema de controle pode provocar oscilações no processo;
- Variável de processo não estabiliza no valor de *set point*, havendo oscilação em torno do mesmo.

Como pode ser observado, apesar da simplicidade, esse tipo de controle é limitado apenas a processos que não exigem controle muito preciso. Em processos cujo controle deve ser mais preciso, deve-se aplicar outros tipos de controle.

4.3.2 Controlador Proporcional (P)

O controle proporcional é o mais simples modo de controle contínuo que pode reduzir as oscilações em malha de controle. Ele é mais efetivo que o controle *on-off*, entretanto não faz com que a variável de processo seja igual ao *set point*, havendo sempre um erro estacionário (*offset*) (FRANCHI, 2011).

Neste modo de controle, a saída do controlador é proporcional ao erro, sendo o erro a diferença entre a variável de processo (PV) e o valor desejado (SP). A Equação 4.3 representa o controle proporcional, onde MV é a variável manipulada e K_P é o ganho do controlador:

$$MV = K_P.E = K_P.(PV - SP) \quad (4.3)$$

Em teoria, o aumento no valor assumido para K_P no processo reduz o erro a próximo de zero, porém há um limite que ao ser ultrapassado torna a malha instável.

Assim, outra equação é empregada para reduzir o erro a zero. Dessa forma, adiciona-se à Equação do controlador proporcional um termo adicional b :

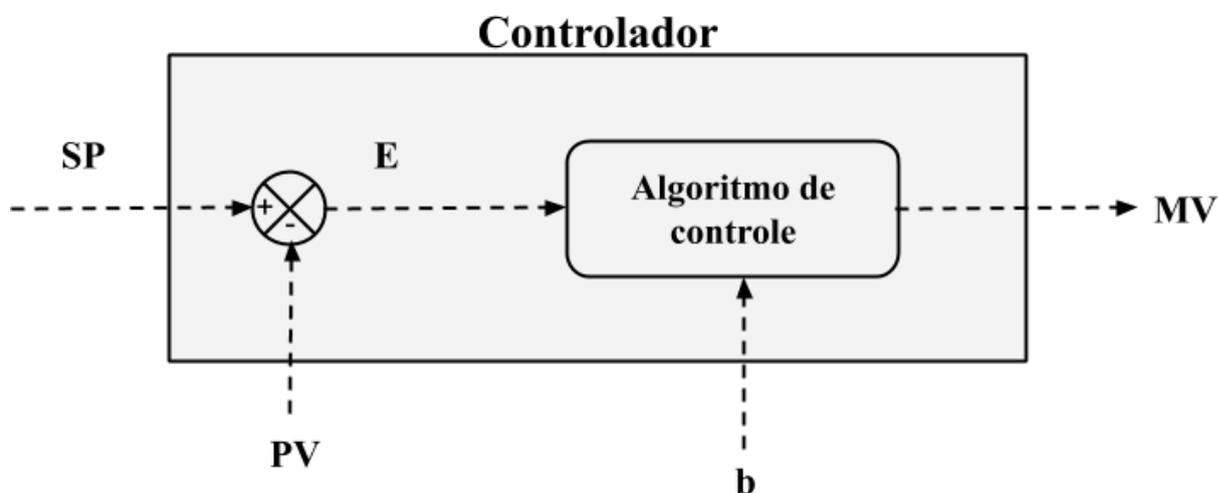
$$MV = K_P.E + b \quad (4.4)$$

O ganho do controlador é a relação entre a variação da saída do controlador para variação no erro. Dessa forma, o ganho do controlador K_P é calculado pela Equação 4.4:

$$K = \frac{\Delta MV}{\Delta E} \quad (4.5)$$

A Figura 4.10 apresenta um digrama de blocos para o controlador proporcional:

Figura 4.10 – Controlador Proporcional



Fonte: Adaptado de Franchi (2011)

Em geral, um controlador proporcional fornece uma resposta rápida quando comparado a outros controladores. Entretanto, ele fornece um erro em regime permanente (*offset*), pois a PV não atinge o *set point*. Esse erro estacionário pode ser aceitável em alguns casos, como o controle de nível, mas geralmente é indesejado em aplicações de controle de vazão, composição e temperatura, por exemplo. Portanto, nesses casos, sugere-se combinar o controle proporcional com outros modos de controle do tipo integral e/ou derivativo (FRANCHI, 2011).

4.3.3 Controlador Integral (I)

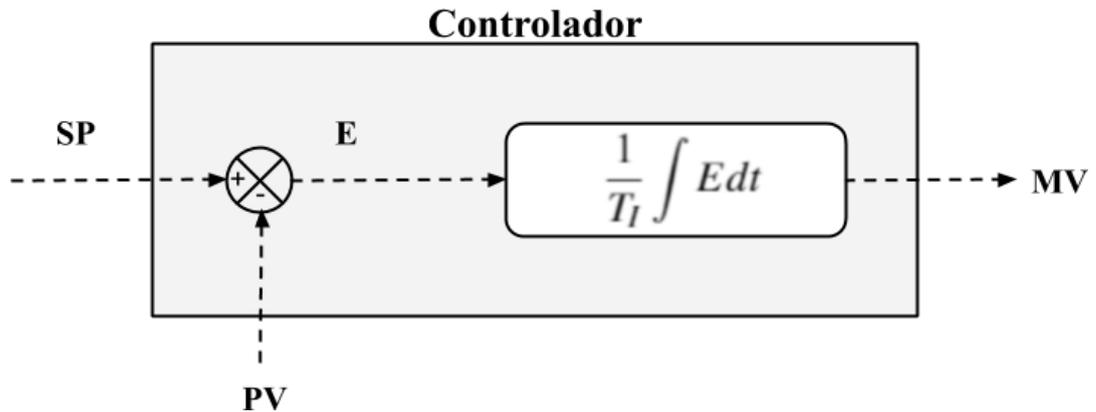
A ação de controle integral tem como finalidade remover o erro estacionário (*offset*). Enquanto estiver presente, a saída do controlador continua a alterar a variável manipulada (MV) no intuito de eliminar o erro. O erro integral é dado pela Equação 4.6:

$$MV = \frac{1}{T_I} \int E dt + MV_0 \quad (4.6)$$

Sendo MV_0 definido como a saída do controlador antes da integração, ou condição inicial quando o controlador é colocado em automático (FRANCHI, 2011). O tempo integral (T_I) é definido como o tempo de atuação do controlador, geralmente medido em minutos por repetição.

A Figura 4.11 apresenta um diagrama de blocos para o controlador integral:

Figura 4.11 – Controlador Integral



Fonte: Adaptado de Franchi (2011)

4.3.4 Controlador Proporcional Integral (PI)

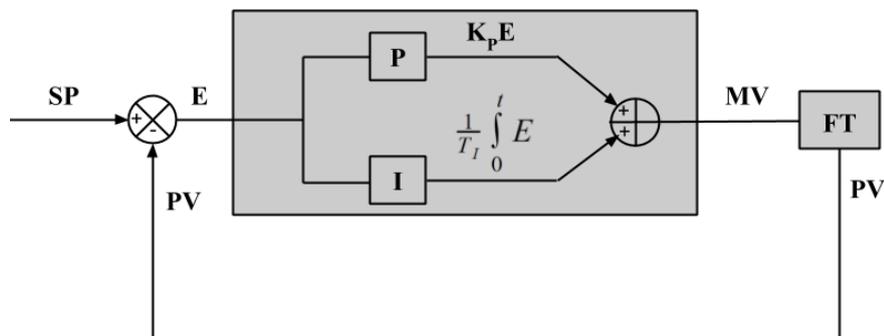
Embora um controlador integral não apresente erro residual em regime permanente, sua resposta a uma variação na entrada (erro) é geralmente muito lenta para ser empregada em situações reais de controle. Assim, o controlador integral geralmente é adicionado ao controlador proporcional, formando o controlador proporcional integral (PI) (FRANCHI, 2011).

Existem dois tipos de controladores PI: Paralelo e série.

No controlador em paralelo as ações proporcional e integral ocorrem de forma independente e a saída do controlador é dada pela soma da ação integral e da ação proporcional (Equação 4.7):

O diagrama de blocos da Figura 4.12 representa um controlador PI paralelo:

Figura 4.12 – Controlador Proporcional Integral em Paralelo



Fonte: Adaptado de Franchi (2011)

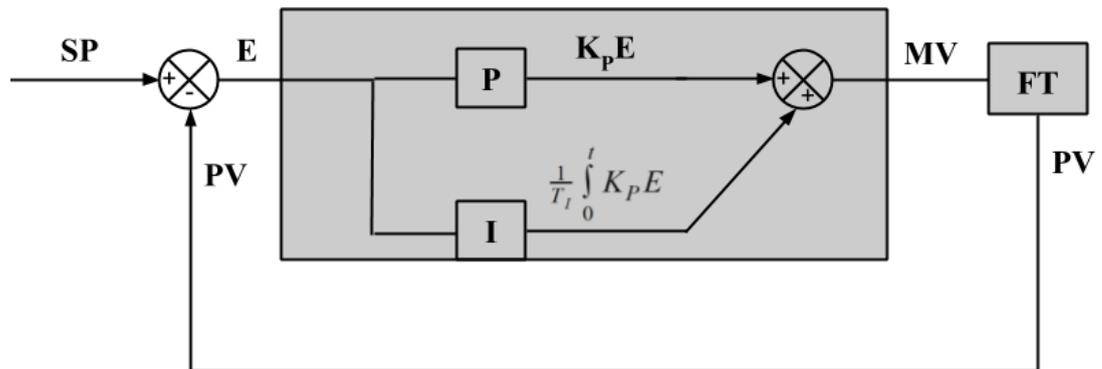
$$MV = (K_p E + \frac{1}{T_I} \int E dt) + MV_{(t=0)} \quad (4.7)$$

No controlador PI em série a ação integral ocorre após a ação proporcional. Sendo assim, a entrada para a ação integral é o resultado da ação proporcional, $K_P E$.

O controlador PI série é representado pela Equação 4.8 e o diagrama de blocos pela Figura 4.13:

$$MV = \left(K_P E + \frac{1}{T_I} \int K_P E dt \right) + MV_{(t=0)} \quad (4.8)$$

Figura 4.13 – Controlador Proporcional Integral em Série



Fonte: Adaptado de Franchi (2011)

4.3.5 Controlador Derivativo (D)

O objetivo da ação derivativa é aplicar ganho para eliminar atrasos na malha de controle. Em outras palavras, a ação derivativa verifica a tendência futura da variável controlada, analisando a taxa de variação do erro (dE/dt) (FRANCHI, 2011).

Para a ação derivativa, a saída do controlador é dada pela Equação 4.9, onde (T_D) é tempo derivativo:

$$MV = T_D \frac{dE}{dt} + MV_0 \quad (4.9)$$

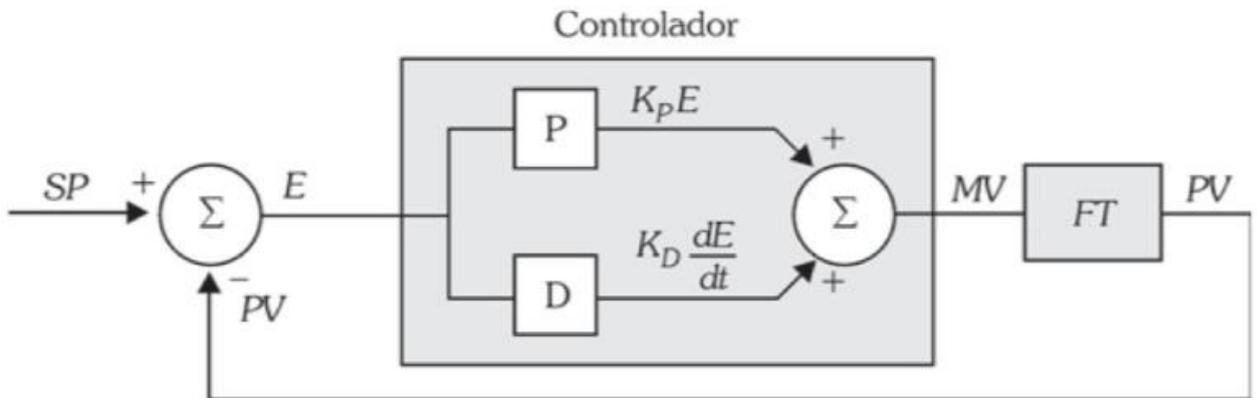
A ação isolada do controlador derivativo não é eficaz sozinha para eliminar o erro e por isso deve ser associado ao proporcional.

4.3.6 Controlador Proporcional Derivativo (PD)

Os controladores proporcionais derivativos são compostos de ações derivativas e proporcionais associadas. Da mesma maneira que o proporcional integral (PI), esse tipo de controlador possui as associações em paralelo e em série como é mostrado nas Figuras 4.14 e 4.15, respectivamente

A Equação 4.10 representa o PD paralelo onde K_D é dado por $1/T_I$:

Figura 4.14 – Controlador Proporcional Derivativo em Paralelo



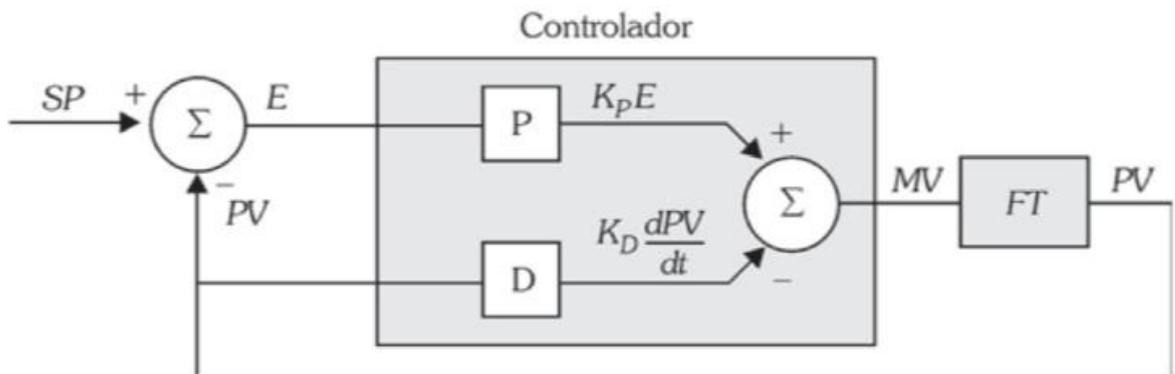
Fonte: Franchi (2011)

$$MV = K_p E + K_D \frac{dE}{dt} + MV_{(t=0)} \quad (4.10)$$

Em contrapartida, a Equação 4.11 representa o PD em série:

$$MV = K_p E + K_p K_D \frac{dE}{dt} + MV_{(t=0)} \quad (4.11)$$

Figura 4.15 – Controlador Proporcional Derivativo em Série



Fonte: Franchi (2011)

4.3.7 Controlador Proporcional Integral Derivativo (PID)

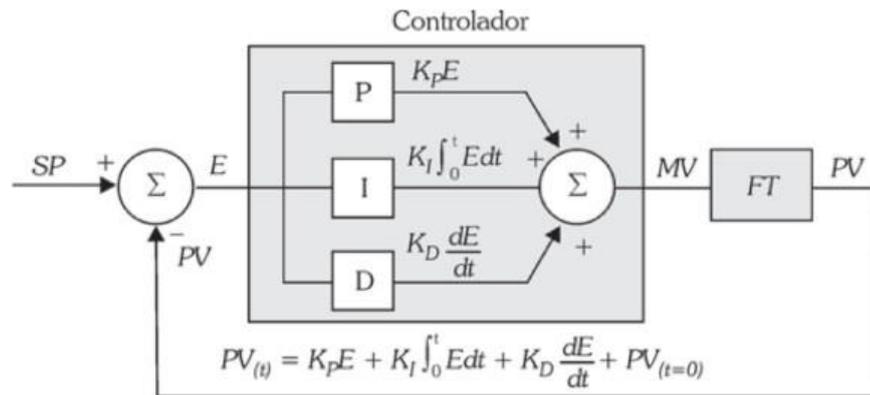
O controlador proporcional integral derivativo (PID) combina os três tipos de ação dos controladores que podem estar associados em paralelo ou em série.

O principal objetivo de um controlador PID é apresentar um período de resposta semelhante ao controlador P, entretanto sem *offset*. A ação derivativa aumenta a velocidade de

resposta necessária para reduzir o tempo de atraso de resposta do controlador resultante da ação integral (FRANCHI, 2011).

A Figura 4.16 apresenta um controlador PID em paralelo, enquanto a Equação 4.12 expressa a sua lei de controle.

Figura 4.16 – Controlador Proporcional Integral Derivativo em Paralelo

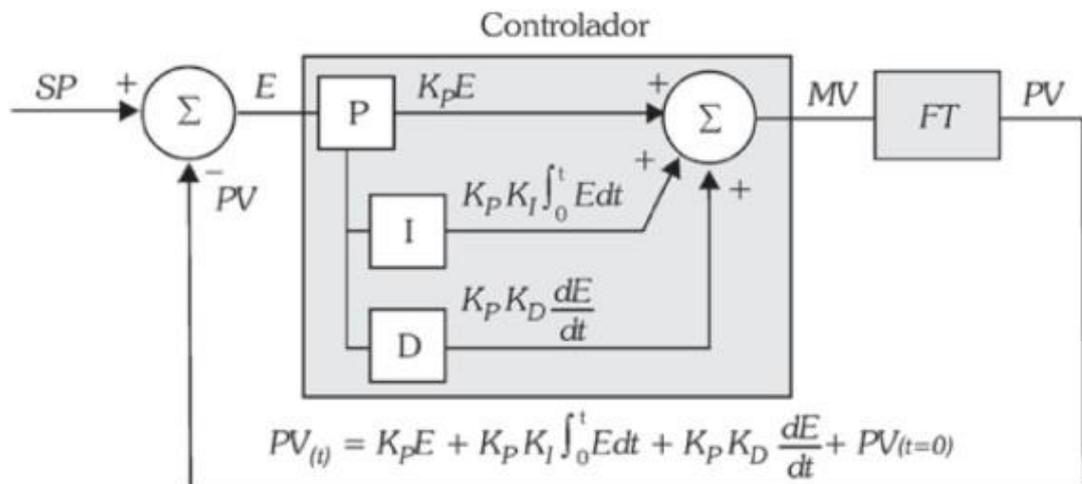


Fonte: Franchi (2011)

$$PV(t) = K_p E + K_I \int_0^t E dt + K_D \frac{dE}{dt} + PV(t=0) \quad (4.12)$$

Já a Figura 4.17 apresenta um diagrama de blocos para um controlador PID em série, enquanto a Equação 4.13 expressa matematicamente esse tipo de controlador:

Figura 4.17 – Controlador Proporcional Integral Derivativo em Série



Fonte: Franchi (2011)

$$PV(t) = K_p E + K_p K_I \int_0^t E dt + K_p K_D \frac{dE}{dt} + PV(t=0) \quad (4.13)$$

4.4 Controlador Lógico Programável (CLP)

Para implementação dos diferentes tipos de controladores na indústria, são utilizados instrumentos denominados controladores lógicos programáveis (CLP), responsáveis pela recepção e envio de sinais analógicos e digitais de e para outros instrumentos, cômputo de ações de controle, definição de alarmes. Além disso, propiciam a comunicação com Sistemas de Supervisão e Aquisição de Dados (SCADA) via comunicação serial (FRANCHI, 2011).

Para que o CLP possa trabalhar nas condições desejadas do controle para o processo, ajustam-se os parâmetros K_P , K_I e K_D do controlador em sua programação.

A Figura 4.18 apresenta um CLP comercial comumente utilizado em processos industriais:

Figura 4.18 – CLP - Controlador Lógico Programável



Fonte: Siemens® (2019)

5 DIAGRAMA DE TUBULAÇÃO E INSTRUMENTAÇÃO

Os diagramas P&ID (*Piping and Instrumentation Diagram*) são fundamentais em automação de processos, pois sua formulação é uma das etapas mais importantes no projeto de processos industriais. Esses diagramas são largamente utilizados para a descrição detalhada de projetos de malhas de controle. Eles descrevem os elementos de medida utilizados, tipos de controle, esquemas de controle e, principalmente, a sua interconexão com o processo propriamente dito (FRANCHI, 2015).

A seguir são apresentados as identificações dos instrumentos e linhas de sinais e os símbolos dos instrumentos de um diagrama P&ID.

Cada função programada ou instrumento deve ser identificado por um conjunto de letras que o classifica funcionalmente e um conjunto de algarismos que indica a malha ao qual o instrumento ou função programada pertence (ALVES, 2010).

A identificação é feita da seguinte forma:

1º grupo de letras: identifica a variável medida ou iniciadora

1ª Letra — variável medida

2ª Letra — modificadora

2º grupo de letras: identifica a função

1ª Letra — função passiva ou de informação

2ª Letra — função ativa de saída

3ª Letra — modificadora

Exemplos:

PIC — controlador e indicador de pressão (*Pressure Indicator and Controller*)

TIC — controlador e indicador de temperatura (*Temperature Indicator and Controller*)

PT — transmissor de pressão (*Pressure Transmitter*)

TT — transmissor de temperatura (*Temperature Transmitter*)

LV — válvula de nível (*Level Valve*)

PV — válvula de pressão (*Pressure ValveI*)

PI — indicador de pressão (*Pressure Indicator*)

A Tabela 5.1 apresenta as letras utilizadas em um diagrama P&ID e suas respectivas identificações:

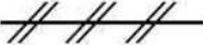
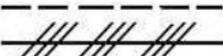
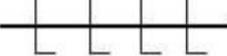
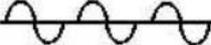
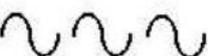
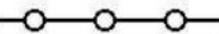
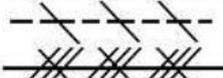
Tabela 5.1 – Identificação dos Instrumentos

	Primeiro Grupo de Letras		Segundo Grupo de Letras		Modificador
	Variável inicial ou medida	Modificador	Função Passiva ou de Leitura	Função de Saída	
A	Análise		Alarme		
B	Queimador, combustão		Escolha do Usuário	Escolha do Usuário	Escolha do Usuário
C	Escolha do Usuário			Controle	
D	Escolha do Usuário	Diferencial			
E	Voltagem		Sensor, elemento primário		
F	Vazão, fluxo	Razão, fração			
G	Escolha do Usuário		Vidro, visor		Alto
H	Manual				
I	Corrente (elétrica)		Indicação		
J	Potência	Varredura			
K	Tempo	Variação no tempo		Estação de Controle	
L	Nível		Luz		Baixo
M	Escolha do Usuário	Momentâneo			Meio
N	Escolha do Usuário		Escolha do Usuário	Escolha do Usuário	Escolha do Usuário
O	Escolha do Usuário		Orifício, restrição		
P	Pressão, vácuo				
Q	Quantidade	Integrado, totalizado			
R	Radiação		Registrador		
S	Velocidade, frequência	Segurança		Chave	
T	Temperatura			Transmite	
U	Multivariável		Multifunção	Multifunção	Multifunção
V	Vibração, análise mecânica			Válvula	
W	Peso, força		Poço		
X	Não classificado	Eixo X	Não classificado	Não classificado	Não classificado
Y	Evento	Eixo Y		Relé, computa, converte	
Z	Posição, dimensão	Eixo z		Atuador, elemento final	

Fonte: Adaptado de Alves (2010)

As linhas que interligam os instrumentos em um P&ID devem ser mais finas do que as das tubulações de processo e, dependendo da natureza do sinal de transmissão, os símbolos a seguir devem ser usados conforme mostra a Figura 5.1 (ALVES, 2010).

Figura 5.1 – Símbolos para linhas de instrumentos

	Suprimimento ou impulso		Sinal não definido
	Sinal Pneumático		Sinal Elétrico
	Sinal Hidráulico		Tubo capilar
	Sinal eletromagnético ou sônico guiado		Sinal eletromagnético ou sônico não guiado
	Ligação por software		Ligação mecânica
	Sinal binário pneumático		Sinal binário elétrico

Fonte: Adaptado de Alves (2010)

A Figura 5.2 apresenta os símbolos gerais para instrumentos ou funções que são utilizados em malhas de controle em P&IDs.

Figura 5.2 – Símbolos gerais para instrumentos ou funções

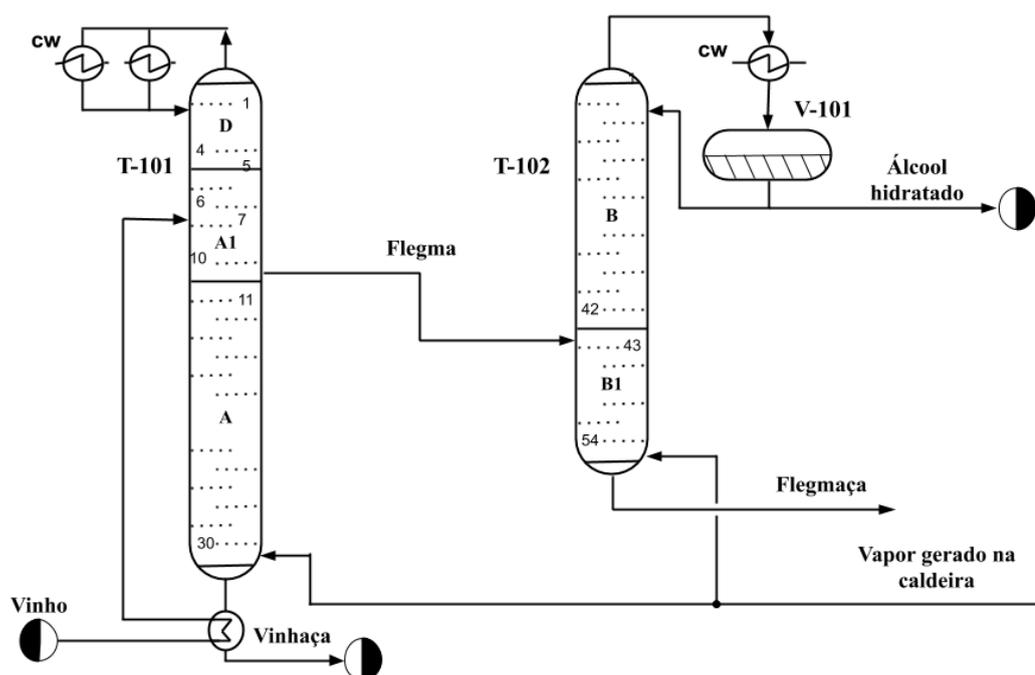
	Localização Principal Normalmente Acessível ao Operador	Montado no Campo	Localização Auxiliar Normalmente Não Acessível ao Operador
Instrumentos Discretos	1 	2 	3 
Mostrador ou Controle Compartilhados	4 	5 	6 
Função Computadorizada	7 	8 	9 
Controle Lógico Programável	10 	11 	12 

Fonte: Adaptado de Alves (2010)

6 ELABORAÇÃO DO PROJETO DE AUTOMAÇÃO DA DESTILARIA CRISTAIS

A Figura 6.1 apresenta um esquema representativo da destilaria contendo as correntes de processo e os principais equipamentos das instalações da usina.

Figura 6.1 – Esquema Representativo da Destilaria



Fonte: Do Autor (2019)

O vinho delevaturado presente na dorna volante é bombeado para destilação na coluna de destilação (T-101), sendo alimentado no prato 7 (coluna A1) enquanto vapor saturado é alimentado na base da coluna A. Na coluna A é obtida vinhaça como subproduto, sendo este utilizado na irrigação do solo nas plantações da usina; e, o flegma que possui elevado teor alcoólico. O flegma é, então, encaminhado pra coluna de destilação T-102 sendo alimentado no prato 43 da coluna B1 onde é destilado. O produto de topo da coluna B é etanol vaporizado enquanto o produto de fundo é a flegmaço. O etanol vaporizado obtido passa por um condensador onde troca calor com água resfriada (cw), é liquefeito e resfriado e é encaminhado para um tanque de acondicionamento (V-101) de 3 mil litros. Parte do álcool volta pra coluna por refluxo para elevação do teor alcoólico.

As variáveis a serem controladas são: pressão e temperatura na base das colunas T-101 e T-102, nível de líquido no vaso de pressão V-101 e teor alcoólico do etanol produzido. A escolha dos instrumentos foi baseada principalmente no custo de aquisição, na facilidade de manutenção e nas condições de operação.

A seguir são detalhadas as malhas de controle necessárias e as justificativas de suas escolhas.

6.1 Controle da Temperatura na Base das Colunas

Para que não haja eliminação excessiva de etanol por meio da vinhaça e na flegmaça é necessário que se faça o controle da temperatura das colunas de destilação. Poder-se-ia controlar a temperatura em vários pontos de uma coluna, porém isso demandaria estratégias extremamente complexas e uso demasiado de instrumentos no processo. Tendo isso em vista, prima-se pelo controle apenas da temperatura na base das colunas.

Perdas de etanol na vinhaça ocorrem em situações em que a temperatura na base da coluna A é inferior a 106,5 °C; e na flegmaça quando a temperatura na base da coluna B é inferior a 101,0 °C. Sendo assim, o *set point* necessário para o controle em cada coluna deve possuir um valor igual ou maior a esses valores. Vale ressaltar que, com base no conhecimento operacional da planta, verifica-se que o controle de temperatura na base da coluna A acima de 106,5 °C garante que a temperatura na base da coluna B fique acima de 101,0 °C, justificando o controle de temperatura apenas na primeira coluna. O controle da temperatura pode ser realizado através das seguintes estratégias de manipulação :

- 1) Vazão de vapor utilizado na coluna
- 2) Vazão de alimentação de vinho a ser destilado; e
- 3) Vazão tanto do vapor quanto do vinho.

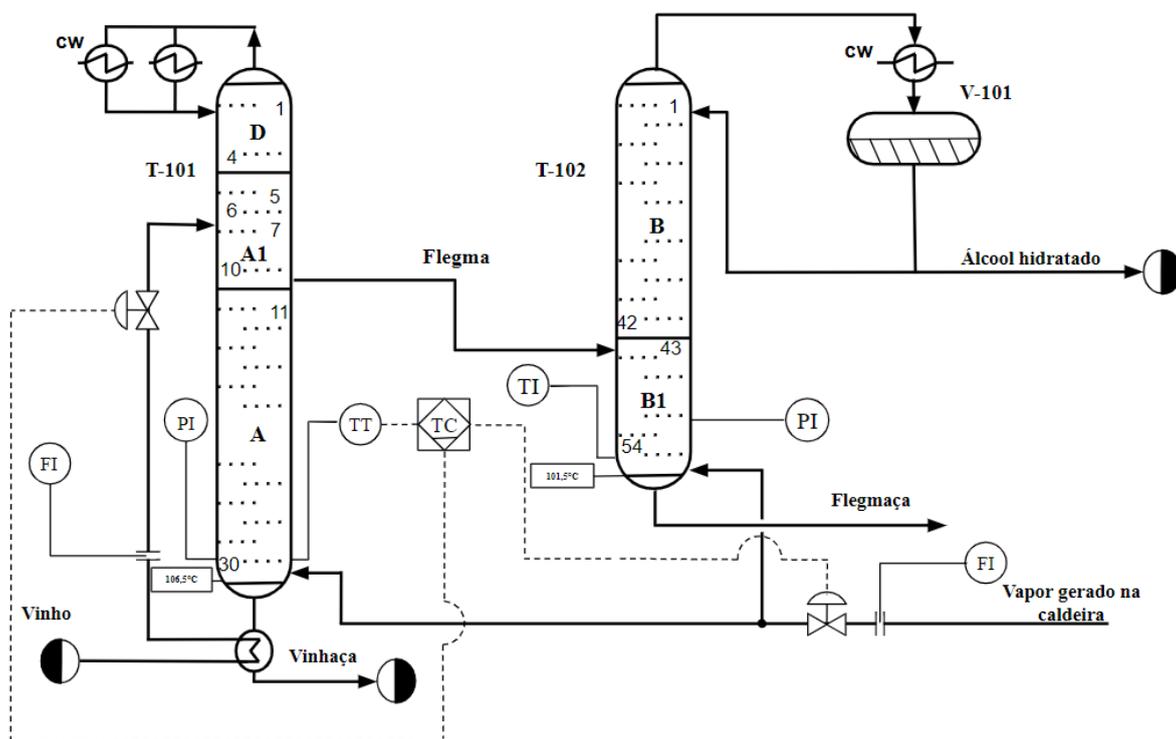
Caso a temperatura seja inferior aos *set points* a primeira medida a ser tomada é o aumento do vapor na alimentação da coluna. Porém, nem sempre é possível aumentar a vazão de vapor devido ao limite disponível de vapor ou por questões de segurança. Em casos como esses, faz-se necessária a redução da vazão de vinho. Atualmente a produção de vapor da usina é insuficiente e por isso a forma mais indicada para o controle de processo é a terceira.

Como há duas variáveis manipuladas (vazão de vapor e vazão de vinho) e uma controlada, deve-se adotar o controle seletivo do tipo *split-range* para o controle da temperatura na base da coluna A.

Os sensores de temperatura a serem utilizados podem ser os termopares do tipo K devido a seu preço relativamente baixo (R\$ 180,00 – 950,00) e por trabalhar numa faixa adequada para esse tipo de controle, já que eles podem medir entre -200 a 1200 °C.

A Figura 6.2 apresenta a malha de controle que pode ser adotada no processo:

Figura 6.2 – Malha para controle da temperatura na base da coluna



Fonte: Do Autor (2019)

Para indicação da pressão pode ser utilizado os sensores do tipo diafragma devido a baixa manutenção e para a medição das vazões de vinho e vapor placas de orifício, visto sua facilidade de instalação e baixa manutenção.

6.2 Controle do Teor Alcoólico do Etanol Produzido e do Nível no Reservatório

Um requisito de qualidade de produto é que o etanol hidratado produzido possua teor alcoólico superior a 92,6 °INPM (% em base mássica) para que possa ser comercializado. O teor alcoólico na saída do condensador é afetado pelas perdas que podem ocorrer na vinhaça e na flegmaça e pelo sobrecarregamento da coluna de destilação B (T-102). Atualmente o controle é realizado manualmente por operadores na planta, como descrito a seguir:

1) O álcool produzido é analisado *at line*, ou seja, o operador da destilaria analisa uma amostra do produto no local. A análise consiste em obter o teor alcoólico a partir da densidade do álcool (obtida por densímetro) e de sua temperatura. A partir destas duas variáveis têm-se o teor por meio de valores tabelados.

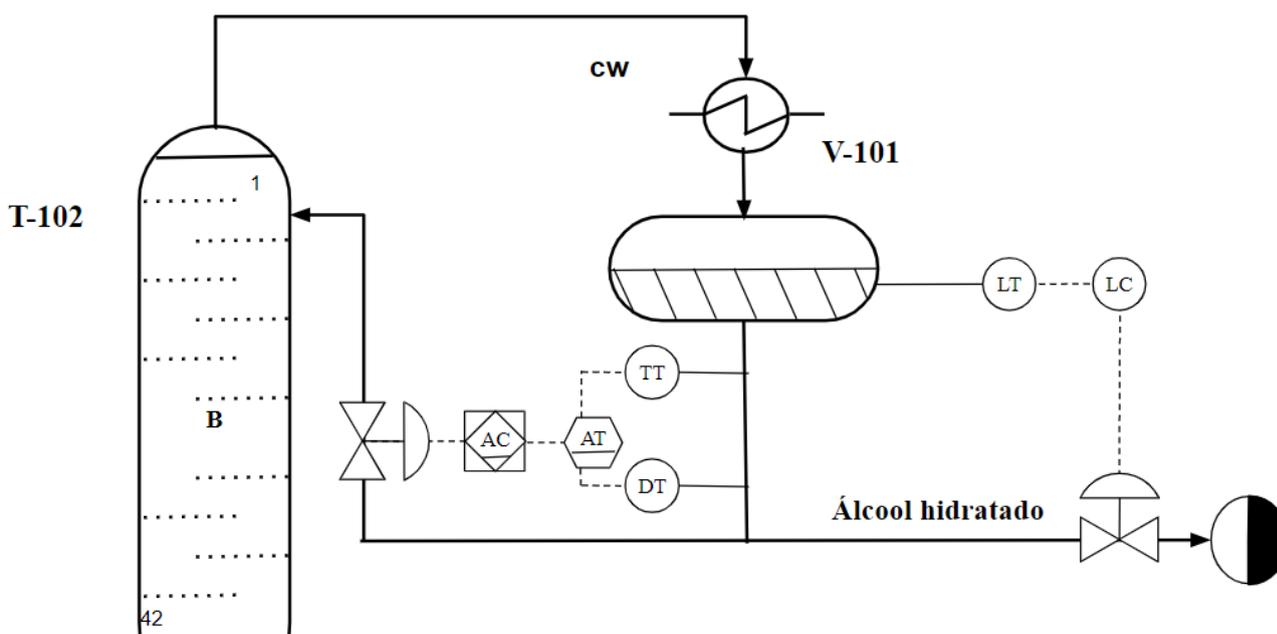
2) Se o teor alcoólico obtido for **menor** que 92,6°INPM, diminui-se manualmente vazão de retirada de álcool da coluna B. Se o teor alcoólico obtido for **maior** que 93,4 °INPM, aumenta-se a retirada de álcool da coluna B, também manualmente.

Para o controle automático, poderia ser utilizado sensor de composição de etanol. Porém esse tipo de instrumento demandaria alto investimento de capital. Sendo assim, a opção proposta nesse caso é a utilização de um sistema de controle inferencial, tendo como medidas secundárias a densidade e a temperatura da corrente de produto, as quais são empregadas para inferir o teor alcoólico. Como ambas variáveis podem ser medidas por um sensor de vazão do tipo Coriolis, esse é o tipo de medidor mais indicado para o controle do processo apesar de seu preço elevado (R\$ 2.500,00 – 7.500,00).

Por medida de segurança, o vaso que reserva o álcool produzido já condensado deverá ter seu nível controlado por *feedback*. Dessa forma, o nível pode ser medido por um sensor de nível ultrassônico e ser controlado ao se manipular a vazão de saída.

A Figura 6.3 apresenta o diagrama P&ID para o sistema de controle inferencial do teor alcoólico do produto:

Figura 6.3 – Malha para controle do teor alcoólico e do nível do vaso de retenção



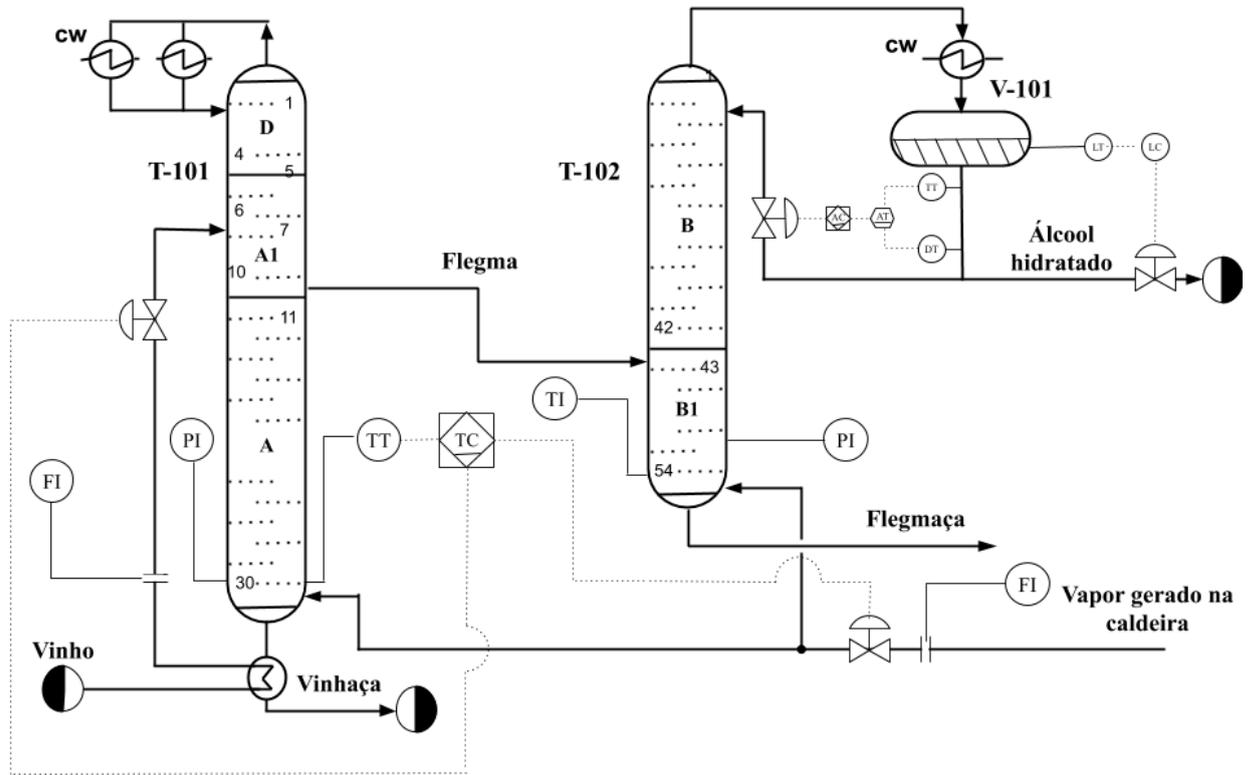
Fonte: Do Autor (2019)

A variável densidade é representada pela letra D no diagrama visto que essa letra está disponível para representação.

Para que haja uma resposta rápida, foi escolhido controladores PID e CLPs para a implementação das estratégias de controle.

Com base nas estratégias escolhidas, a Figura 6.4 apresenta o P&ID proposto para a automação da etapa de destilação da Destilaria Cristais.

Figura 6.4 – P&ID proposto para a Etapa de Destilação



Fonte: Do Autor (2019)

Ressalta-se que há diversas maneiras de se controlar o processo e este não é o único P&ID que pode ser utilizado.

7 CONCLUSÃO

Utilizando-se de técnicas clássicas e avançadas de controle de processos, desenvolveu-se um projeto de instrumentação para o processo de destilação da Destilaria Cristais. Para o controle da temperatura da base da coluna A, evitando perdas de etanol pela vinhaça, optou-se pelo controle seletivo *split-range* manipulando, assim, as vazões de vinho e vapor utilizado.

Para o controle do teor alcoólico, optou-se por utilizar do controle inferencial em que, a partir da densidade e temperatura do etanol estima-se o teor alcoólico do corrente de topo da primeira coluna. Essa informação é então usada pelo controlador para determinar a vazão de refluxo da corrente para a coluna B.

Para a instrumentação foi escolhido o uso de sensores de pressão de diafragma; sensores de temperatura tipo termopares; placas de orifício para medição da vazão de vinho e vapor; sensor de nível ultrassônico para controle do nível de álcool condensado na saída da coluna B.

REFERÊNCIAS

ALCARDE, André Ricardo. **Do Proálcool ao flex fuel, etanol migrou do Estado para o mercado**. Política Energética, 2008.

ALVES, José Luiz Loureiro. **Instrumentação, Controle e Automação de Processos**. 2. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2010.

BIOENERGIA, **Renovabio e o Acordo de Paris**. 2017. Disponível em: <<http://www.canalbioenergia.com.br/renovabio-e-acordo-de-paris/>>. Acesso em: 31 out. 2019.

BRASIL. Empresa de Pesquisa Energética. **Renovabio: Biocombustíveis 2030**. Rio de Janeiro: MME; EPE, 2017.

BRITO, Fábio. **Sensores e Atuadores**. 1. ed. São Paulo: Érica, 2017.

CONTECH. In: **Medidor de Vazão tipo Mássico Coriolis para Líquidos e Gases**. [S. l.], 2019. Disponível em: <<https://www.contechind.com.br/instrumentacao/medidor-de-vazao/massico-coriolis/>>. Acesso em: 8 nov. 2019.

CONTROLENG. In: **Radar level sensor for liquid measurement**. [S. l.], 2019. Disponível em: <<https://www.controleng.com/articles/radar-level-sensor-for-liquid-measurement/>>. Acesso em: 9 nov. 2019.

NOVACANA. **Curiosidades sobre o etanol**, 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/etanol/curiosidades>>. Acesso em: 31 out. 2019.

ECIL. In: **Pirometria**. [S. l.], 2019. Disponível em: <<https://ecil.com.br/pirometria-2/>>. Acesso em: 2 nov. 2019.

EMERSON. In: **Princípios da tecnologia Coriolis**. [S. l.], 2019. Disponível em: <<https://www.emerson.com/pt-br/automation/measurement-instrumentation/flow-measurement/coriolis-flow-meters>>. Acesso em: 8 nov. 2019.

FRANCHI, Claiton Moro. **Controle de Processos Industriais: Princípios e Aplicações**. 1. ed. São Paulo: Érica, 2011.

FRANCHI, Claiton Moro. **Instrumentação de Processos Industriais: Princípios e Aplicações**. 1. ed. São Paulo: Érica, 2015.

GARCIA, Claudio. **Controle de Processos Industriais: Estratégias Convencionais**. 1. ed. São Paulo: Edgard Blücher Ltda, 2017. v. 1.

GODOY, Sara Gurfinkel Marques de. **O Protocolo de Kyoto e os países em desenvolvimento: uma avaliação da utilização do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo**. Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo, 2010.

GORDINHO, Margarida Cintra. **Do álcool ao etanol: trajetória única**. Editora Terceiro Nome, 2010.

MATRIZ Energética e Elétrica. **Empresa de Pesquisa Energética**, 2018. Disponível em: <<http://www.epe.gov.br/pt/abcdenergia/matriz-energetica-e-eletrica>>. Acesso em: 31 out. 2019.

MORAES, Marcelo Lopes de; BACCHI, Mirian Rumenos Piedade. **Etanol: do início às fases atuais de produção**. Revista de Política Agrícola, v. 23, n. 4, p. 5-22, 2015.

RIBEIRO, Marco Antônio. **Automação industrial**. Apostila para curso de treinamento, 1999a.

RIBEIRO, Marco Antônio. **Instrumentação**. Tek Treinamentos LTDA, 1999b.

SEBORG, Dale E. et al. **Process Dynamics Control**. 4. ed. United States of America: WILEY, 2017.

SIEMENS. In: **SIMATIC Control Systems -highly flexible in dynamic applications**. [S. l.], 2019. Disponível em: <<https://new.siemens.com/global/en/products/automation/systems/industrial/controlsystems.html>>. Acesso em: 9 nov. 2019.

SILVA, Carlos Henrique R. Tomé. **Estocolmo'72, Rio de Janeiro'92 e Joanesburgo'02: as três grandes conferências ambientais internacionais**. 2011.

SILVEIRA, Cristiano Bertulucci. CitiSystems. In: **Sensor de Temperatura: Encontre o Tipo Ideal para sua Aplicação**. [S. l.], 2019. Disponível em: <<https://www.citisystems.com.br/sensor-de-temperatura/>>. Acesso em: 6 nov. 2019.

TECHMETER. In: **Medidor de Vazão Coriolis**. [S. l.], 2019. Disponível em: <<https://www.techmeter.com.br/paginas/medidor-de-vazao-coriolis>>. Acesso em: 8 nov. 2019.

TERMODORA. In: **Termômetro Bimetálico**. [S. l.], 2019. Disponível em: <<https://www.termodora.com.br/termometro-bimetalico-preco>>. Acesso em: 6 nov. 2019.

VIDIGAL, Flávio Augusto Marinho. **O protocolo de Kyoto, o mecanismo de desenvolvimento limpo e as formas de circulação dos créditos de carbono**. 2011.

WIKA. In: **Sensor RTD**. [S. l.], 2019a. Disponível em: <https://www.wika.com.br/tr10_c_pt_br.WIKA>. Acesso em: 6 nov. 2019a.

WIKA. In: **Placa de orifício, Flange de orifício, Câmara anelar**. [S. l.], 2019. Disponível em: <https://www.wika.com.br/flc_op_flc_fl_flc_ac_pt_br.WIKA>. Acesso em: 7 nov. 2019b.

ZURICH. In: **Termopar**. [S. l.], 2019. Disponível em: <<https://www.zurichpt.com.br/termopar.php>>. Acesso em: 6 nov. 2019

