

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ
DIRETORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO
DEPARTAMENTO ACADÊMICO DE ELETRÔNICA
CURSO DE ESPECIALIZAÇÃO EM AUTOMAÇÃO INDUSTRIAL

PAULO AFONSO ALVES DE CARVALHO

**OTIMIZAÇÃO E CONTROLE INTEGRADO DE VARIÁVEIS-CHAVE:
Unidade de Destilação de Peróxido de Hidrogênio**

MONOGRAFIA DE ESPECIALIZAÇÃO

CURITIBA
2017

PAULO AFONSO ALVES DE CARVALHO

**OTIMIZAÇÃO E CONTROLE INTEGRADO DE VARIÁVEIS-CHAVE:
Unidade de Destilação de Peróxido de Hidrogênio**

Monografia de Especialização, apresentada ao Curso de Especialização em Automação Industrial, do Departamento Acadêmico de Eletrônica, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – UTFPR, como requisito parcial para obtenção do título de Especialista.

Orientador: Prof. Dr. Guilherme A. Schneider

CURITIBA
2017



Ministério da Educação
Universidade Tecnológica Federal do Paraná
Campus Curitiba

DIRPPG
DAELN
CEAUT



TERMO DE APROVAÇÃO

OTIMIZAÇÃO E CONTROLE INTEGRADO DE VARIÁVEIS-CHAVE:

Unidade de Destilação de Peróxido de Hidrogênio

por

PAULO AFONSO ALVES DE CARVALHO

Esta Monografia foi apresentada em 24 de Outubro de 2017 como requisito parcial para a obtenção do título de Especialista em Automação Industrial. O candidato foi arguido pela Banca Examinadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a Banca Examinadora considerou o trabalho aprovado.

Prof. Dr. Guilherme Alceu Schneider
Orientador

Prof. Dr. Sérgio Leandro Stebel
Membro titular

Prof. Dr. Kleber Kendy Horikawa Nabas
Coordenador do Curso

- O Termo de Aprovação assinado encontra-se na Coordenação do Curso -

Aos meus pais, que me transmitiram ao longo dos anos os valores éticos, civis e morais, me proporcionaram a base do conhecimento e sempre acreditaram no meu potencial

AGRADECIMENTOS

A benção de viver é uma graça de Deus. Primeiramente, agradeço eternamente a Ele por essa oportunidade que me fora concedida.

Agradeço ao Prof. Dr. Guilherme Alceu Schneider pela sua orientação e dedicação dispendida com o trabalho. Também o reverencio pelos ensinamentos deixados e mensagens de otimismo que nos fazem seguir à frente.

Agradeço, em especial, ao Diretor Industrial da Peróxidos do Brasil, Sr. César Müller e ao Gerente de Engenharia, Sr. Rodrigo Ferro, que apoiaram desde o princípio a execução deste trabalho e também do Curso de Especialização em Automação Industrial.

Gostaria ainda de reconhecer o apoio incondicional que recebo da minha família face aos desafios da vida. Aproveito também para agradecer a todas aquelas pessoas que, de uma forma ou outra, contribuíram e/ou tem contribuído para minha evolução pessoal e profissional.

O trabalho é um processo, e todo processo deve ser controlado. Para tornar o trabalho produtivo, portanto, requer-se a construção dos controles adequados para o processo de trabalho. (DRUCKER, Peter F., 2017).

RESUMO

ALVES DE CARVALHO, Paulo Afonso. **Otimização e Controle Integrado de Variáveis-Chave:** Unidade de Destilação de Peróxido de Hidrogênio. 2017. 55 f. Monografia (Curso de Especialização em Automação Industrial), Departamento Acadêmico de Eletrônica, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2017.

O consumo de vapor demandado por colunas de destilação de peróxido de hidrogênio (H_2O_2) é bastante representativo. Visando a redução do custo anual energético, propõe-se a simulação de um sistema de controle integrado que busque a operação contínua da unidade dentro das especificações desejadas e com a mínima vazão de vapor necessária. Para o desenvolvimento desta estratégia de controle, considera-se, por simplificação, como variáveis-chave de processo: a vazão de alimentação de H_2O_2 , a vazão de refluxo, a vazão de vapor, o arraste de H_2O_2 pelo topo da coluna e a concentração de H_2O_2 produto final. Em um primeiro momento, tanto a modelagem da vazão de vapor quanto do arraste de topo da coluna com base na influência das demais variáveis-chave de processo são desenvolvidas. Admitindo que a concentração do produto final desejada seja constante e igual a 70,3% em massa e que a máxima perda permissível de H_2O_2 arrastado pelo topo da coluna seja de 1000 ppm, a máxima economia da unidade está associada à operação que garanta estas especificidades com a mínima vazão de refluxo e conseqüentemente com a mínima vazão de vapor possível. Neste contexto, uma metodologia com fundamentação estatística é empregada para prever, sem a necessidade de uma carga de testes exagerada, um modelo preditivo de bom ajuste para a vazão de refluxo e conseqüentemente para a vazão de vapor. Justamente estes modelos, quando aplicados, e alimentados pela vazão de alimentação de H_2O_2 , variável-livre de controle (selecionada pela equipe de Produção), e pelo *set-point* de máximo arraste permissível pelo topo da coluna é que garantirão primeiramente a minimização da vazão de refluxo e conseqüentemente da vazão de vapor da unidade. Além dos modelos preditivos utilizados para a otimização do processo, as funções de transferência, em malha aberta, tanto da vazão de refluxo quanto da vazão de vapor também são buscadas. Por fim, o ajuste do PID de cada malha é executado, de tal forma que as mesmas se tornem integradas. As malhas de refluxo e de vapor podem ser classificadas como integradas, uma vez que o valor da vazão de saída (PV) otimizado do controlador de refluxo será alimentado no modelo preditivo contido no controlador de vapor para obtenção da nova vazão mínima de vapor para o processo. Além de resultar em ganhos financeiros, no caso de implementação, o projeto contempla uma alternativa inovadora para controle de processos que pode ser difundida para outras áreas de processo.

Palavras chave: Controle Integrado. Destilação. Peróxido de Hidrogênio. Refluxo. Vapor.

ABSTRACT

ALVES DE CARVALHO, Paulo Afonso. **Key-Variables Optimization and Integrated Control: Hydrogen Peroxide Distillation Unity**. 55 p. Monografia (Curso de Especialização em Automação Industrial), Departamento Acadêmico de Eletrônica, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2017.

The steam consumption by hydrogen peroxide (H_2O_2) distillation columns is quite representative. Aiming the energetic annual cost reduction, it is proposed to simulate an integrated control system that seeks the unity continuous operation under desired specifications and based on minimum required steam flowrate. For the development of this control strategy, it is considered, by simplification, as key-process variables: H_2O_2 feed flow, reflux flow, steam flow, H_2O_2 column top overheads and H_2O_2 final product concentration. First of all, both the steam flow and H_2O_2 column top overheads modeling based on influence of other key-process variables are developed. Assuming the final product concentration is constant and equal to 70,3% by weight and the maximum allowable H_2O_2 column top overheads is 1000 ppm, the maximum savings related to the unity is associated to the operation that guarantees these specificities with minimum reflux flowrate and consequently with minimum possible steam flowrate. In this context, a methodology with statistical basis is applied to predict, without many field tests, a well adjusted predictive model for reflux and steam flow. Precisely these models, when applied, and fed by H_2O_2 feed flow, free control variable (chosen by Production sector), and by maximum allowable H_2O_2 column top overheads set-point, will first ensure the reflux flow minimization and consequently the steam flow minimization. In addition to predictive models destined to process optimization, open-loop transfer functions of both reflux and steam flow are also sought. Finally, the PID adjustment each loop is performed so that they are integrated. The reflux and steam open-loops can be classified as integrated, since the process value, optimized reflux flowrate, will be fed into the predictive model contained in steam controller to obtain the new minimum steam flowrate to process. Besides resulting financial gains, in the case of implementation, the project contemplates an innovative alternative for process control that can be diffused to other process areas.

Keywords: Integrated Control. Distillation. Hydrogen Peroxide. Reflux. Steam.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Esquemático da produção de H_2O_2 pelo processo de auto-oxidação	12
Figura 2 - Colunas de destilação para a concentração de H_2O_2	13
Figura 3 – Tela referente à coluna de destilação de H_2O_2 em análise	22
Figura 4 – Representação da vaporização de uma mistura líquida no diagrama T,x,y	23
Figura 5 – Dados em função do tempo (a) são convertidos para uma função distribuição de probabilidade (b)	25
Figura 6 – Controle mais justo do processo reduz a variabilidade na composição do destilado e no consumo de energia da unidade	26
Figura 7 – Custo energético e composição de arraste no produto de topo em função do refluxo.....	27
Figura 8 – Resumo de cada rodada a ser testada na coluna de destilação para obtenção de modelo matemático para produção de H_2O_2 a 70,3%	31
Figura 9 – Tela esquemática da unidade de destilação de H_2O_2 com destaque para os controles individuais e independentes existentes.....	37
Figura 10 – Diagrama de blocos esquemático do novo controle de malhas integrado proposto	39
Figura 11 – Gráfico da resposta do sistema de vazão de refluxo em função de degrau na MV.....	42
Figura 12 – Simulação final da malha aberta da vazão de refluxo	43
Figura 13 – Gráfico comparativo entre o sistema real e o simulado para a resposta da vazão de refluxo em função de degrau na MV	44
Figura 14 – Gráfico da resposta do sistema de vazão de vapor em função de degrau na MV.....	46
Figura 15 – Simulação final da malha aberta da vazão de vapor.....	47
Figura 16 – Gráfico comparativo entre o sistema real e o simulado para a resposta da vazão de vapor em função de degrau na MV	48
Figura 17 - Simulação final do sistema de controle integrado proposto	49
Figura 18 – Equação do PID paralelo ajustada para as malhas de refluxo e de vapor	49

Figura 19 - Curva de resposta da malha de controle de vazão de refluxo para a nova configuração de controle integrado52

Figura 20 – Curva de resposta da malha de controle de vazão de vapor para a nova configuração de controle integrado52

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Relação entre a pressão de topo e as temperaturas de ebulição H ₂ O/H ₂ O ₂	21
Tabela 2 – Relação entre a pressão de fundo e as temperaturas de ebulição H ₂ O/H ₂ O ₂	21
Tabela 3 – Resumo dos resultados obtidos para cada rodada da DOE.....	32
Tabela 4 – Dados para o estudo de caso.....	33
Tabela 5 – Parâmetros otimizados em função da vazão de alimentação de H ₂ O ₂ ...	34
Tabela 6 – Respostas obtidas ao longo do tempo para malha aberta de vazão de refluxo submetida a um degrau	41
Tabela 7 – Respostas obtidas ao longo do tempo para malha aberta de vazão de vapor submetida a um degrau.....	45
Tabela 8 – Parâmetros de PID originais de cada controlador e tempo de resposta para estabilidade no sistema integrado de controle	50
Tabela 9 – Parâmetros de PID propostos para cada controlador e tempo de resposta para estabilidade no sistema integrado de controle	51

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E ACRÔNIMOS

ABB	<i>Asea Brown Boveri</i>
CIEC	<i>Centre for Industry Education Collaboration</i>
CLP	Controlador Lógico Programável
DCA	Departamento de Engenharia de Computação e Automação
DOE	<i>Design of Experiments</i>
EUA	Estados Unidos da América
ex.	Exemplo
FCTUC	Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade de Coimbra
FT	Função de Transferência
H ₂	Fórmula Química do Gás Hidrogênio
H ₂ O	Fórmula Química da Água
H ₂ O ₂	Fórmula Química do Peróxido de Hidrogênio
IMC	<i>Internal Model Control</i>
máx.	Máximo
mbar a	Milibar Absoluto
min	Minutos
m/m	Relação Massa por Massa
MV	<i>Manipulated Value</i>
N/A	Não Aplicável
O _{2(g)}	Fórmula Química do Oxigênio na fase gasosa
Pd	Fórmula Química do Paládio
PDF	<i>Probability Distribution Function</i>
PI	Controle Proporcional - Integral
PID	Controle Proporcional – Integral - Derivativo
ppm	Partes por Milhão
PV	<i>Process Value</i>
SDCD	Sistema Digital de Controle Distribuído
s	Segundos
SP	<i>Set-Point</i>
u.t.	Unidade de Tempo

LISTA DE SÍMBOLOS

C	Concentração
f	Função
Gc	Ganho do Controlador
K	Ganho do Processo
L	Tempo Morto de Processo
m	Vazão Mássica
Q	Vazão Volumétrica
T	Temperatura
Td	Constante de Tempo Derivativo
Ti	Constante de Tempo Integral
Tp	Constante de Tempo de Processo
x	Composição da fase líquida
y	Composição da fase vapor

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	11
1.1	TEMA.....	11
1.1.1	Delimitação do Tema.....	14
1.2	PROBLEMA.....	16
1.3	OBJETIVOS.....	17
1.3.1	Objetivo Geral.....	17
1.3.2	Objetivos Específicos	17
1.4	JUSTIFICATIVAS	18
1.5	ESTRUTURA DO TRABALHO	18
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	20
2.1	FUNCIONAMENTO DE COLUNA DE DESTILAÇÃO DE H ₂ O ₂	20
2.2	OTIMIZAÇÃO DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO.....	24
2.3	VARIÁVEIS-CHAVE DE PROCESSO	27
2.4	METODOLOGIA ADOTADA PARA OTIMIZAÇÃO DA COLUNA DE H ₂ O ₂	30
2.5	MODELO ÓTIMO PARA PERFIL 70% DA COLUNA DE DESTILAÇÃO	32
3	PROPOSTA DE CONTROLE	35
3.1	CONTROLE DE MALHAS ATUAL.....	35
3.2	CONTROLE DE MALHAS INTEGRADO	37
4	APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS	40
4.1	FUNÇÃO DE TRANSFERÊNCIA DA VAZÃO DE REFLUXO.....	40
4.2	FUNÇÃO DE TRANSFERÊNCIA DA VAZÃO DE VAPOR.....	44
4.3	SISTEMA INTEGRADO DE CONTROLE	48
5	CONSIDERAÇÕES FINAIS	53
	REFERÊNCIAS.....	54

1 INTRODUÇÃO

Neste capítulo introdutório são apresentados os conceitos básicos relacionados ao trabalho. A seção 1.1 descreve como é produzido o peróxido de hidrogênio, suas respectivas aplicações, e procura ainda contextualizar a motivação de economia energética por trás da implementação de um controle integrado em uma unidade de destilação deste produto. O subtópico 1.1.1, da seção supracitada, busca explicar detalhadamente como será conduzido o estudo em questão e até mesmo localizá-lo em termos da evolução histórica das tecnologias associadas. A seção 1.2 mostra especificidades relativas ao estudo, tais como: características de operação e das malhas de controle da coluna de destilação existente, além de uma breve descrição da metodologia a ser empregada ao longo do trabalho. A seção 1.3 procura estabelecer o principal objetivo do projeto e os objetivos parciais necessários para consolidação do mesmo. A seção 1.4 aborda as motivações para a realização do referido estudo. Por fim, a seção 1.5 define a estrutura geral do trabalho.

1.1 TEMA

O peróxido de hidrogênio (H_2O_2) corresponde a um produto incolor, comercializado como solução em água e que apresenta uma vasta gama de aplicações. Entre as mais relevantes, destacam-se: o branqueamento de fibras celulósicas e têxteis, a desinfecção doméstica, industrial e hospitalar, o tratamento de efluentes, a precipitação e a extração de metais, a propulsão de foguetes, mísseis e satélites (combustível), além da participação como intermediário químico na síntese de outros compostos (óxido de propileno, plastificantes para borracha sintética e poliuretano) (adaptado de PERÓXIDOS DO BRASIL LTDA., 2005).

Segundo a CIEC – *Centre for Industry Education Collaboration*, mais de 99% do H_2O_2 produzido mundialmente é resultado do processo de auto-oxidação (CIEC DA UNIVERSIDADE DE YORK, 2014). A Figura 1 exhibe, de forma esquemática, as principais reações envolvidas na síntese do peróxido de hidrogênio por meio deste processo. Na primeira etapa (hidrogenação), uma solução orgânica contendo o composto aromático 2-etilatrquinona reage com o gás hidrogênio (H_2), na

presença de catalisador de Paládio (Pd), para gerar 2-etilantraquinol. Antes de seguir para a etapa seguinte, o catalisador de Pd é filtrado e removido da solução hidrogenada resultante da primeira reação. Esta, então, é oxidada por meio do borbulhamento de ar atmosférico em um segundo reator (oxidação), no qual já ocorre a formação de H_2O_2 . Como a maior parte do produto formado ainda se encontra remanescente na fase orgânica da solução agora oxidada, faz-se necessária a separação das fases aquosa e orgânica em colunas de extração líquido-líquido, as quais utilizam água desmineralizada como agente de separação. Tais colunas são responsáveis pela remoção do peróxido de hidrogênio (produto de interesse), mais denso, pelo fundo e da solução de trabalho oxidada (matéria-prima em ciclo fechado), menos densa, pelo topo (DEED, 2015).

Ao final do processo convencional de síntese do peróxido de hidrogênio por auto-oxidação, este é frequentemente obtido a uma concentração de 40% (m/m), como pode ser visualizado na Figura 1.

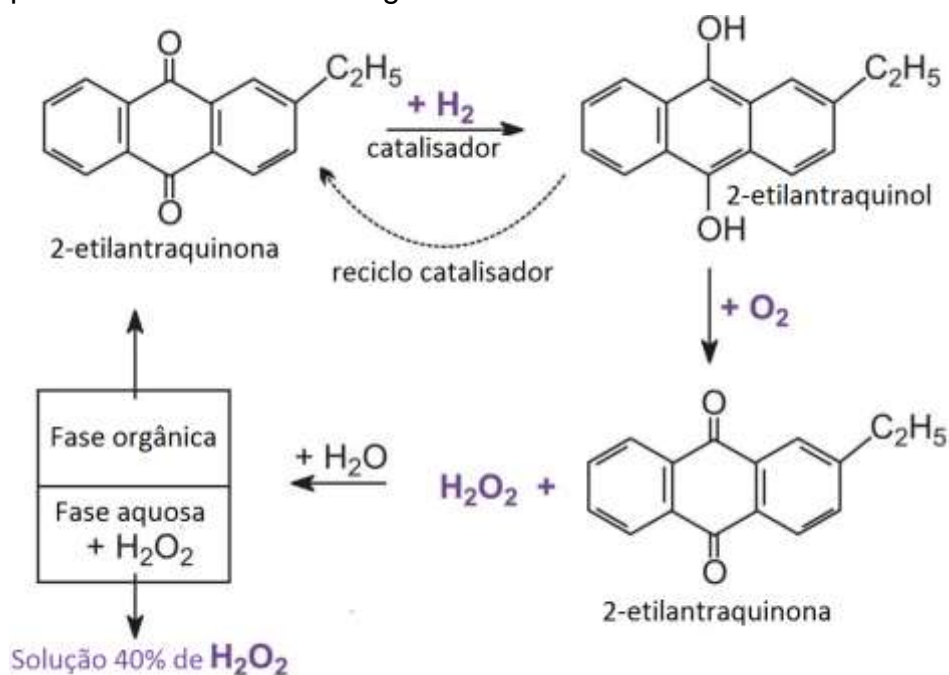


Figura 1 - Esquemático da produção de H_2O_2 pelo processo de auto-oxidação
 Fonte: Sítio da Universidade de York, Inglaterra (CIEC, 2014).

Entretanto, por questões envolvendo transporte e logística, o que inclui a distância entre o ponto de produção e os clientes de H_2O_2 , bem como as características do caminhão, *container* ou fretado a ser utilizado para este fim, torna-se mais interessante a comercialização do produto em graus mais concentrados, com a possibilidade de diluição no centro de consumo dependendo da necessidade.

Neste contexto, além da concentração padrão de 40% (m/m), o peróxido de hidrogênio também é comercializado nas concentrações mássicas de 50%, 60% ou 70%.

Para se atingir tais concentrações mais elevadas, as indústrias produtoras de H_2O_2 , em geral, utilizam colunas de destilação à vácuo (DEED, 2015). Sob regime de vácuo, as colunas permitem a separação da água (mais volátil) contida inicialmente na solução de H_2O_2 a 40% (m/m) a temperaturas mais brandas, atenuando os riscos de decomposição da solução de peróxido de hidrogênio já mais concentrada. A Figura 2 ilustra duas colunas de destilação à vácuo e equipadas com recheios estruturados¹ existentes na planta da Peróxidos do Brasil, em Curitiba-PR, Brasil. Tais estruturas são empregadas para a concentração da solução de H_2O_2 convencional a 40% (m/m) até graus de concentração de 50%, 60% ou 70% em massa.



Figura 2 - Colunas de destilação para a concentração de H_2O_2
Fonte: Acervo da Peróxidos do Brasil Ltda.

Considerando os métodos de separação entre dois ou mais componentes líquidos, a destilação está atrelada a um consumo energético bastante

¹ Recheios estruturados = estruturas de chapas, corrugadas ou perfuradas, montadas em bloco no interior de uma coluna de destilação para permitir maior superfície de contato líquido-vapor.

(https://fabioferrazdr.files.wordpress.com/2008/08/1-8-torres_petrobras.pdf, acesso em 13 jul. 2017)

representativo. Justamente por se basear na diferença entre os pontos de ebulição do componente mais volátil e do componente mais “pesado”.

De acordo com uma estimativa do Departamento de Energia dos EUA, existem mais de 40.000 colunas de destilação na América do Norte, sendo estas responsáveis pelo consumo de aproximadamente 40% da energia total demandada para operar as indústrias químicas e de refino de petróleo da região (WHITE, 2012). Matéria publicada no jornal internacional de ciências, *Nature*, afirma que processos de separação, como a destilação, representam cerca de 10 a 15% do consumo de energia total dos EUA (SHOLL *et al.*, 2016).

Tendo em vista este cenário e a competitividade acirrada em termos de mercado, as indústrias (petro) químicas estão procurando cada vez mais alternativas para a minimização dos custos de tais unidades. Enquanto separações químicas e físicas inovadoras e mais eficientes estão sendo testadas e desenvolvidas para permitir aplicações economicamente viáveis em larga escala, muitas indústrias (petro) químicas estão atuando na melhoria e no desenvolvimento de outras etapas do processo. Elas têm buscado ainda mais otimizações relacionadas à eficiência energética nas unidades de destilação, uma vez que isto representaria uma redução global em termos de economia de energia para as mesmas.

Muitas destas indústrias já são capazes de, por exemplo, produzir total ou parcialmente o vapor necessário para a operação das destilações por meio de integrações térmicas existentes em outras partes do processo. Isso possibilita a economia de todo ou parte do gás combustível que seria empregado em caldeiras para este mesmo fim.

Além disso, configurações especializadas de controle visando a otimização do consumo energético nestas unidades também têm sido foco de atuação nos tempos atuais.

1.1.1 Delimitação do Tema

Em se tratando de sistemas de controle, a Revolução Industrial, iniciada no século XVIII, consistiu no primeiro passo para a automatização de algumas tarefas críticas e repetitivas das linhas de montagem. Entre alguns dos avanços

significativos obtidos pós revolução industrial, podem ser destacados: o desenvolvimento da modelagem matemática para o controle de uma máquina a vapor, por Maxwell em 1868, e a criação de uma máquina de montagem em série na linha de produção de automóveis, por Ford em 1913 (adaptado de DCA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO NORTE, 2003).

Somente a partir das décadas de 1970 e 1980, a teoria das variáveis de estado e o controle ótimo começaram a mostrar força no âmbito industrial, bem como sistemas de controle robustos (ex: CLP) passaram a ser difundidos (adaptado de UFRN, 2003). Neste contexto, foram surgindo métodos mais consistentes para otimização, controle avançado e estatístico de processos, controle baseado em lógica difusa e em redes neurais (adaptado de TAGLIAFERRO, 2017).

Desde então, a consolidação de um cenário de extrema competitividade a nível de mercado e os desenvolvimentos e inovações para o aumento de produção, de qualidade e de flexibilidade a um menor custo permanecem até hoje.

Com relação a uma coluna de destilação de peróxido de hidrogênio, a otimização busca um equilíbrio entre a quantidade de energia demandada pela unidade sob a forma de vapor e a quantidade de H_2O_2 arrastado ou perdido pela corrente de topo (água) da coluna. Neste sentido, o estabelecimento do *target* mais adequado envolve a avaliação econômica otimizada entre estes dois fatores (adaptado de WHITE, 2012).

Todavia, não-linearidades na resposta da coluna em função de mudanças nas condições de operação da unidade podem representar impactos significativos no consumo de energia ótimo demandado para a mesma (adaptado de WHITE, 2012). Como a dinâmica de transferência de massa que ocorre entre as fases líquida e vapor no interior da coluna é bastante sensível a variações de processo, a condição otimizada de economia de vapor para a unidade pode oscilar com facilidade. Deste modo, deve haver periodicamente um monitoramento ou atualização da otimização do controle.

Portanto, reduzir o consumo de energia em uma coluna de destilação de H_2O_2 não consiste em uma tarefa trivial, sendo a otimização função do comportamento dinâmico da própria coluna e dos graus de liberdade disponíveis operacionalmente. Além disso, deve ser levado em consideração o nível de interação entre as malhas de controle existentes e os limites ou restrições operacionais para o estabelecimento

de um controle otimizado (adaptado de WHITE, 2012). Os ajustes do controlador “master” devem ser executados em intervalos de tempo regulares para que a dinâmica da coluna responda a oscilações ou perturbações do processo assim que possível, isentando completamente a atuação do operador de painel para esta finalidade.

O projeto estará focado em estabelecer a operação contínua e sob economia energética da supracitada coluna de destilação de H_2O_2 da Peróxidos do Brasil Ltda. Inicialmente, o mesmo buscará a obtenção de modelo matemático que represente a dinâmica da coluna em questão para somente então trabalhar com a integração entre as variáveis controladas do processo em busca do modo de operação mais econômico.

1.2 PROBLEMA

A problemática abordada envolve uma aplicação industrial a ser conduzida na Peróxidos do Brasil Ltda. A empresa possui três colunas de destilação independentes que são responsáveis pela produção do H_2O_2 a graus de concentração de 50%, 60% ou 70% em concentração mássica a partir de uma solução a 40% (m/m). O estudo estará voltado a uma coluna de destilação em particular que é majoritariamente destinada à síntese de um produto final com concentração de 70% (m/m). Tal coluna possui diâmetro interno de 2,3 m e altura total de aproximadamente 29 m, sendo equipada com 6 m de recheios estruturados. A mesma é capaz de admitir uma vazão de até 16 m^3/h de solução de H_2O_2 a 40% (m/m) para atender demandas nacionais e internacionais do produto em uma mistura a 70% em massa.

Nesta unidade específica que engloba a referida coluna, as malhas de controle, atualmente, são independentes e não integradas. Mesmo assim, é importante destacar que as variáveis de processo apresentam relações entre si.

Desta forma, não se garante que a coluna de destilação esteja operando na sua condição mais econômica em termos de custo de energia quando da produção de peróxido de hidrogênio a 70% (m/m).

Neste contexto, pretende-se utilizar algumas ferramentas estatísticas e de controle que permitam, respectivamente, a estruturação de um modelo matemático e consequentemente um controle integrado entre as variáveis de processo. Por meio destas ações, será buscada a operação contínua da unidade sob modo econômico em termos energéticos e com a mínima interface do operador.

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 Objetivo Geral

Reduzir os custos de operação de uma unidade de destilação de H₂O₂ da Peróxidos do Brasil Ltda. em função da otimização *online* entre a quantidade de vapor demandada pela unidade e a quantidade de H₂O₂ arrastado (perdido) pelo produto de topo.

1.3.2 Objetivos Específicos

- Levantar dados do processo suficientes para análise do perfil de concentração do H₂O₂ produto final a 70% de concentração mássica para a coluna de destilação;
- Realizar estudo detalhado para desenvolver modelo matemático relacionando todas as variáveis-chave do processo umas com as outras;
- De posse do modelo, identificar o ponto de operação ótimo em termos de custos para a referida coluna de destilação. Em outras palavras, identificar o ponto de operação que garanta as especificações do produto conforme o desejado, mas com o menor custo global, o qual é composição do custo de vapor demandado pela unidade, do custo de peróxido de hidrogênio perdido pela corrente de topo e da própria quantidade de H₂O₂ produzida;
- Testar e validar o modelo otimizado obtido por meio de aplicação prática;
- Promover simulação (*Matlab*) da integração entre os controles atualmente existentes e independentes uns dos outros a fim de que a unidade seja controlada e otimizada automaticamente;

- Criar uma tela no *Matlab* mostrando a possibilidade dos operadores configurarem o *input* ou a variável-livre do sistema (vazão de alimentação de H_2O_2). Na tela, eles também poderão acompanhar, em tempo real, o auto ajuste automático das demais variáveis de processo em função do *input* pré-selecionado pelo operador.

1.4 JUSTIFICATIVAS

O funcionamento da unidade de destilação, sob regime contínuo, no ponto ótimo em termos de custos de operação vai de encontro com a política da empresa de redução de custos de processo.

Ademais, a estruturação de um controle integrado entre as variáveis-chave do processo, capaz de se auto-ajustar automaticamente, representa um grande avanço nos sistemas de controle e de automação adotados atualmente na Peróxidos do Brasil Ltda.

Neste sentido, o trabalho abordado certamente abrirá outras oportunidades para que metodologias similares também sejam aplicadas em outras unidades do processo, podendo eventualmente trazer ganhos financeiros, de qualidade, de estabilidade e/ou de flexibilidade.

1.5 ESTRUTURA DO TRABALHO

O presente trabalho possuirá a seguinte estrutura, apresentada abaixo:

Capítulo 1 - Introdução: o tema, a problemática, os objetivos do estudo, as justificativas e a estrutura geral do trabalho serão contemplados.

Capítulo 2 – Modelagem Matemática das Variáveis de Processo: serão abordados o funcionamento de uma coluna de destilação de H_2O_2 , as revisões da literatura referentes ao tema, a metodologia empregada para obtenção do modelo otimizado entre as variáveis-chave do processo, os próprios dados de processo a

serem considerados para criação do modelo e as equações que representam a dinâmica da coluna de destilação em questão.

Capítulo 3 – Proposta de Controle: apresentará, de forma explicativa, como as malhas de controle da unidade de destilação de H_2O_2 funcionam hoje e qual seria a proposta de integração de malha almejada.

Capítulo 4 – Simulação do Sistema: tendo como base as premissas dos capítulos 2 e 3, este capítulo descreverá os resultados finais obtidos. Neste sentido, o mesmo apresentará um tutorial explicativo referente à simulação executada e ao funcionamento do novo sistema de controle integrado, apresentando as telas de simulação provenientes da configuração do novo sistema em *Matlab*.

Capítulo 5 – Conclusão: o problema, bem como os objetivos em pauta serão retomados para verificação da eficiência da solução obtida por meio da realização do trabalho. Além disto, serão sugeridas aplicações futuras em outras unidades de processo que possam ser otimizadas com trabalho similar.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Como ponto de partida para a análise do controle integrado e automático visando a minimização de custos operacionais de uma unidade de destilação de H_2O_2 , o capítulo em questão pretende explorar a descrição de conceitos e referências técnicas fundamentais para a compreensão do trabalho. Neste sentido, primeiramente será abordado o funcionamento de um sistema/coluna de destilação de peróxido de hidrogênio da Peróxidos do Brasil Ltda., com apoio de literatura específica da área. Em seguida, serão apresentadas revisões técnicas já desenvolvidas com o intuito de reduzir custos operacionais deste tipo de unidade. Por fim, serão ainda descritos: a metodologia empregada para obtenção do modelo otimizado entre as variáveis-chave do processo, os dados de processo considerados para criação do modelo e as equações que representam a dinâmica da referida coluna de destilação.

2.1 FUNCIONAMENTO DE COLUNA DE DESTILAÇÃO DE H_2O_2

Segundo Thomas (2011, p.2), colunas de destilação são torres cilíndricas constituídas por uma série de pratos de separação ou recheios, os quais fornecem pontos de contato entre as fases vapor e líquido no interior das mesmas. Tal contato, em diferentes regiões do equipamento, resulta na separação dos componentes de uma mistura com base nos diferentes pontos de ebulição de cada componente individual.

O processo de destilação da Peróxidos do Brasil busca promover a concentração do H_2O_2 resultante do processo de auto-oxidação (40% em massa) até graus de concentração de 50%, 60% ou 70%. Para o caso em estudo, será analisado especificamente uma coluna de recheio responsável por separar água e peróxido de hidrogênio até que o mesmo atinja uma concentração mássica comercial de 70%.

A coluna de destilação em foco possui algumas particularidades operacionais em virtude do alto grau de periculosidade que envolve o peróxido de hidrogênio. Tendo em vista que este composto é extremamente instável quando exposto a

temperaturas mais elevadas e/ou a contaminantes metálicos, a mesma opera sob vácuo, o que garante temperaturas de operação mais brandas e conseqüentemente confere mais segurança ao processo (adaptado de THOMAS, 2011). A decomposição fora de controle do H_2O_2 produz uma grande quantidade de calor e de $O_{2(g)}$ no sistema, o que pressuriza linhas e equipamentos, podendo levar à ruptura dos mesmos se estes não possuírem dispositivos adequados para alívio de pressão. Além disto, o peróxido de hidrogênio advindo do processo de auto-oxidação possui uma carga orgânica de solventes na faixa de 500 ppm em sua composição, o que propicia uma atmosfera explosiva acima de $74^\circ C$.

As Tabelas 1 e 2 exibem as temperaturas de ebulição da água e do peróxido de hidrogênio puros para condições típicas de pressão de topo e de fundo da coluna de destilação em estudo, respectivamente. Por meio destas, pode-se verificar a viabilidade do sistema de destilação para promover a separação entre os dois componentes de acordo com as diferentes temperaturas de ebulição de cada um deles (THOMAS, 2011).

Tabela 1 – Relação entre a pressão de topo e as temperaturas de ebulição H_2O/H_2O_2

Pressão Topo (mbar a)	60
Temperatura H_2O ($^\circ C$)	36,2
Temperatura H_2O_2 ($^\circ C$)	80,1

Tabela 2 – Relação entre a pressão de fundo e as temperaturas de ebulição H_2O/H_2O_2

Pressão Fundo (mbar a)	115
Temperatura H_2O ($^\circ C$)	48,6
Temperatura H_2O_2 ($^\circ C$)	93,6

A Figura 3, abaixo, ilustra a tela esquemática da unidade de destilação da Peróxidos do Brasil Ltda. implementada no SDCD. Por meio dela, é possível verificar os principais componentes do sistema: pré-vaporizador de alimentação (1), vaso de dilúvio de emergência (2), coluna de destilação (3), camadas de recheios

estruturados (4), condensador de topo (5), vaso de condensado para refluxo (6), vaso de condensado para *header* (7), trocadores de calor (8, 9 e 10 e 12), ejetor a vapor (11) e compressor de anel líquido (13).

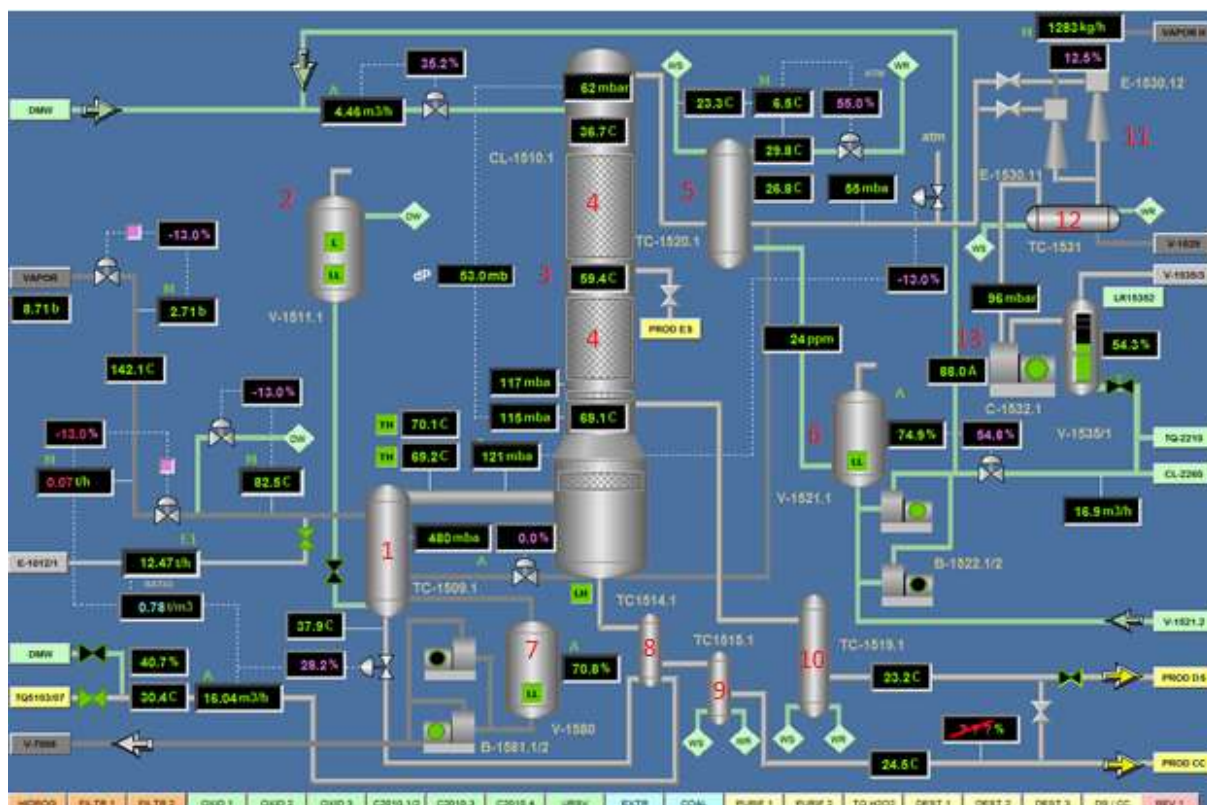


Figura 3 – Tela referente à coluna de destilação de H_2O_2 em análise
Fonte: Acervo da Peróxidos do Brasil Ltda.

A corrente de alimentação de H_2O_2 a 40% em massa, por meio de um fluxo em contra-corrente com vapor saturado a aproximadamente 500 mbar a, é parcialmente vaporizada em um trocador de calor (1), o qual também opera sob vácuo no lado H_2O_2 . A pressão da coluna é garantida por meio de um sistema de vácuo de dois estágios, o primeiro deles proporcionado por dois ejetores em série (11) e o segundo por um compressor de anel líquido (13). São estes equipamentos que garantem uma expansão (*flash*) e o fluxo de H_2O_2 do pré-vaporizador de alimentação (1) para o interior da coluna de destilação.

Uma vez que o calor empregado para pré-aquecer e vaporizar o peróxido de alimentação consiste no calor latente do vapor, o condensado originado é então drenado do casco do pré-vaporizador (1) por gravidade para um vaso de armazenamento (7), através do qual é encaminhado para outros pontos de consumo da planta. Por outro lado, o peróxido de hidrogênio pré-vaporizado entra pela seção

de fundo da coluna, ainda abaixo da região de alocação das camadas de recheio. A parte da mistura $\text{H}_2\text{O}/\text{H}_2\text{O}_2$, já em fase vapor, sobe pela coluna, enquanto a fase líquida começa a gotejar para o fundo da mesma. Neste tipo de destilação, o próprio pré-vaporizador (1) em conjunto com o condensador de topo (5) mantém o balanço energético do sistema (THOMAS, 2011).

Ao longo da coluna, o vapor ascendente entra em contato com o líquido descendente na superfície das camadas de recheio estruturado. Este contato permite a transferência de calor e de massa entre as fases até uma condição de equilíbrio para um determinado estágio equivalente a um prato teórico. Para cada um destes estágios em direção ao topo da coluna, a fase vapor se torna mais rica no componente mais volátil (H_2O) e a fase líquida se torna mais rica no componente menos volátil (H_2O_2) (adaptado de THOMAS, 2011).

O diagrama T,x,y , ilustrado na Figura 4, permite observar que para uma mesma temperatura de saturação T_{final} o vapor saturado produzido (ponto C) é mais rico no componente mais volátil ($A = \text{H}_2\text{O}$) do que o líquido saturado (ponto B) em equilíbrio com ele. Assim, pode-se verificar que a destilação permite separar preferencialmente a água para a fase vapor, componente mais volátil, enquanto o peróxido de hidrogênio, mais pesado, para a fase líquida (adaptado de FCTUC DA UNIVERSIDADE DE COIMBRA, 2017).

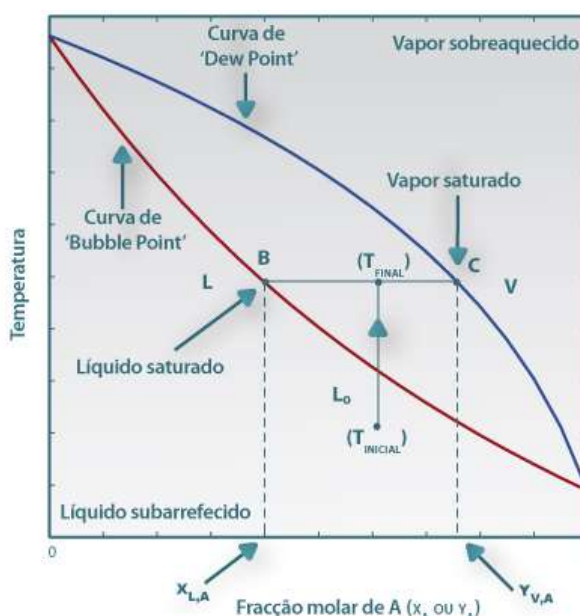


Figura 4 – Representação da vaporização de uma mistura líquida no diagrama T,x,y

Fonte: Sítio da Universidade de Coimbra, Portugal (FCTUC, 2017).

No topo da coluna, uma corrente rica em H_2O na forma de vapor saturado passa pelo casco do condensador (5), sendo arrefecida e condensada por água de torre, circulante nos tubos. O condensado originado é, por sua vez, direcionado por gravidade para um vaso de armazenamento atmosférico (6). Parte do condensado formado é, então, encaminhado para o sistema de efluentes, enquanto outra parte retorna para o topo da coluna de destilação como refluxo. Para o caso específico em questão, a vazão de refluxo é essencial para controlar a temperatura da coluna e conseqüentemente a quantidade de H_2O_2 perdida por arraste (*overheads*) na corrente de topo.

Todavia, o componente de interesse, o peróxido de hidrogênio a 70% em concentração mássica, por ser mais pesado, é o produto resultante do fundo da coluna. Este é obtido separadamente por dois cortes, um mais superior denominado destilado e um mais inferior denominado concentrado. O destilado se trata de um produto mais nobre por conter menos impurezas, entretanto possui concentração mais baixa em relação ao concentrado. Ambos os cortes podem ser encaminhados separadamente para diferentes vasos de armazenamento ou até mesmo misturados em um mesmo vaso. Os trocadores de calor (8 e 9) promovem em série o resfriamento da corrente de peróxido concentrado que sai da coluna de destilação, enquanto o trocador de calor (10) promove o resfriamento da corrente de destilado de H_2O_2 que deixa o equipamento.

2.2 OTIMIZAÇÃO DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO

A operação de colunas de destilação tipicamente engloba uma troca entre o consumo energético e a recuperação do produto desejado. Estabelecer o *target* mais adequado envolve avaliar, por meio de uma função econômica relativa, a contribuição destes dois fatores (WHITE, 2012).

Conforme visto na seção 2.1, a carga térmica da coluna de destilação de H_2O_2 em análise é suprida pelo calor disponível na corrente de vapor saturado que alimenta o pré-vaporizador. Desta forma, a função de avaliação econômica proposta é função de três fatores, a saber: do custo energético do vapor demandado para a operação da unidade, do custo relacionado à quantidade de peróxido de hidrogênio

perdida por arraste de topo junto com a corrente de H₂O e da própria quantidade de H₂O₂ produzida pela unidade. Em termos de equacionamento, pode-se representar a função de avaliação econômica associada ao custo operacional da unidade conforme a Equação 1:

$$f(\text{custo operacional da unidade}) = (f(\text{custo vapor demandado}) + f(\text{custo do H}_2\text{O}_2 \text{ perdido por arraste de topo})) / f(\text{vazão H}_2\text{O}_2 \text{ @ 100\% produzido}) \quad (1)$$

Além de conhecer os pontos ótimos em se tratando de custo da unidade de destilação de H₂O₂ para diferentes condições de operação, o impacto da variabilidade do(s) controle(s) que garantirá(ão) uma condição mais econômica também deve ser avaliado (adaptado de WHITE, 2012).

Com a finalidade de transformar a variabilidade de uma variável de processo de interesse em dados quantitativos de avaliação econômica é usual a aplicação de análises estatísticas. Tais análises contemplam a conversão de dados em função do tempo para uma curva que representa a frequência relativa de ocorrência da variável de interesse (PDF – *Probability Distribution Function*), conforme mostra a Figura 5. Os dados quando assumidos por uma distribuição estatística normal (*Gaussiana*) são mais adequados, o que simplifica cálculos subsequentes e torna maior a confiança sobre os mesmos (adaptado de WHITE, 2012).

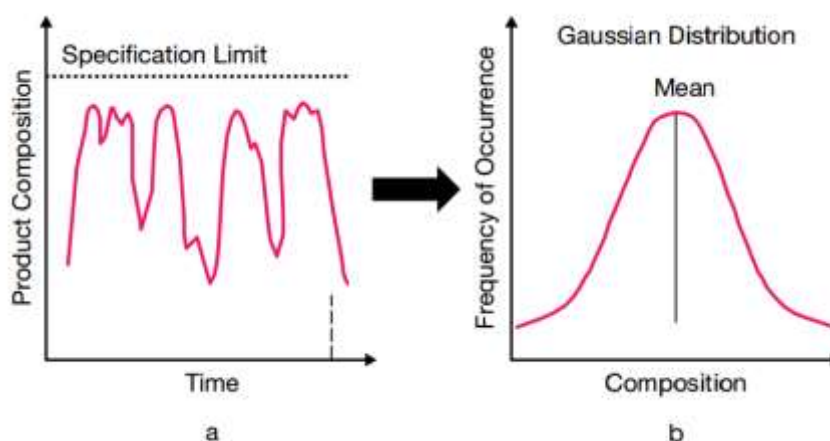


Figura 5 – Dados em função do tempo (a) são convertidos para uma função distribuição de probabilidade (b)

Fonte: (WHITE, 2012).

Um exemplo de aplicação desta metodologia pode ser observado no controle otimizado envolvendo as impurezas existentes na corrente de topo em um determinado processo de destilação. A Figura 6, um gráfico que relaciona os custos energéticos com a composição de arraste no produto de topo a uma composição fixa de fundo de coluna, ilustra o impacto de um melhor controle sob o consumo energético da unidade (adaptado de WHITE, 2012).

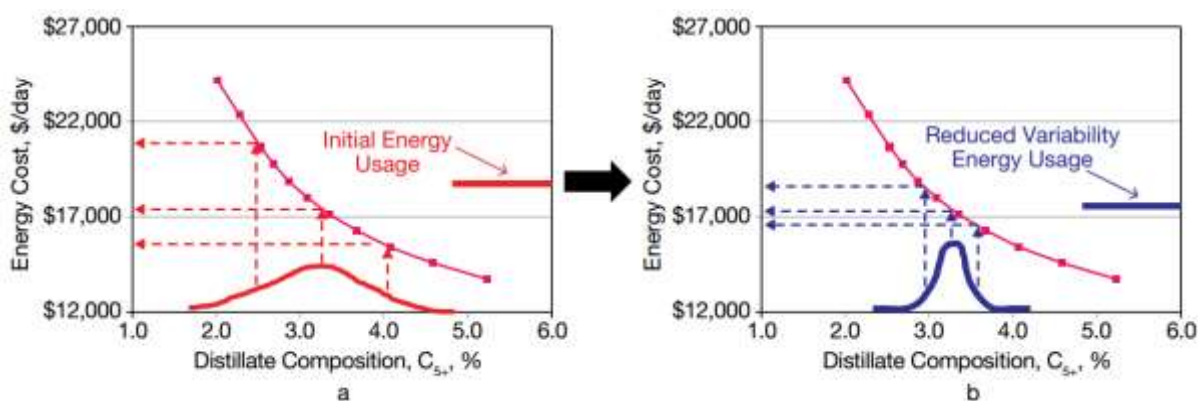


Figura 6 – Controle mais justo do processo reduz a variabilidade na composição do destilado e no consumo de energia da unidade
 Fonte: (WHITE, 2012).

O gráfico representado pela Figura 6 (a) exibe um controle mais variável, enquanto o da Figura 6 (b) mostra uma menor variabilidade e uma melhor *performance* de controle, o que torna a PDF mais estreita e conseqüentemente também resulta em um menor consumo energético (adaptado de WHITE, 2012).

Outro parâmetro a ser avaliado e que afeta diretamente o custo operacional de uma unidade de destilação é a vazão de refluxo. O aumento do refluxo para uma coluna de destilação proporciona uma melhor separação entre os componentes, uma vez que a quantidade do composto menos volátil (arraste) para a corrente de topo da coluna diminui e a quantidade de produto de fundo aumenta correspondentemente. Todavia, este aumento não é linear. Na verdade, a composição de arraste pelo topo possui um perfil logarítmico em função do refluxo, no qual pode-se observar que após um dado valor, o aumento da vazão de refluxo exerce um efeito mínimo sobre a composição da corrente de topo. Por outro lado, maiores vazões de refluxo provocam um resfriamento adicional e uma diluição em termos do perfil de concentração da coluna, demandando um consumo extra de vapor sob a forma de energia para que a mesma concentração do produto de fundo seja mantida. Este aumento do custo de energia em função da vazão de refluxo é

aproximadamente linear. A Figura 7 resume as relações supracitadas do refluxo com o custo energético e a composição de topo de uma coluna de destilação genérica (adaptado de WHITE, 2012).

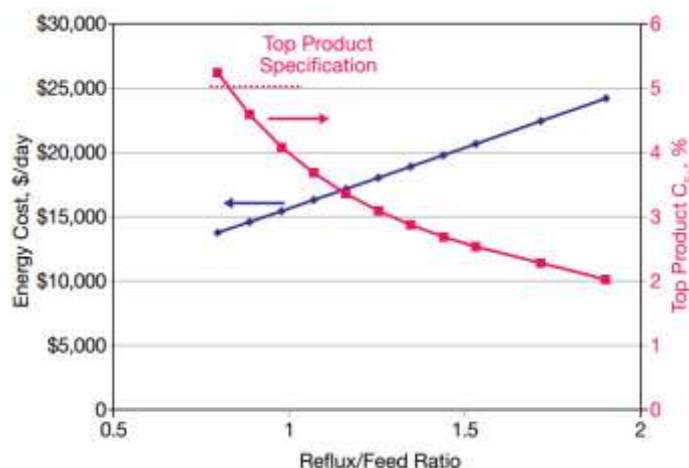


Figura 7 – Custo energético e composição de arraste no produto de topo em função do refluxo
Fonte: (WHITE, 2012).

Outro ponto importante de se ressaltar é que a vazão de refluxo ótima está diretamente ligada ao preço da energia sob a forma de vapor. Se o custo energético for demasiadamente elevado, o refluxo ótimo será o mínimo valor que apenas permite manter o produto de topo ou de fundo sob especificação. Já se a taxa da energia for mais baixa, o refluxo ótimo não possui maiores restrições operacionais (adaptado de WHITE, 2012).

Neste sentido, é extremamente importante delimitar os *targets* operacionais ótimos de uma coluna de destilação em função dos custos de operação da unidade. Ou seja, em função do: consumo de vapor necessário, quantidade de produto de interesse perdido pelo topo/fundo, quantidade de produto de interesse produzido e qualidade do sistema/estratégia de controle adotado (adaptado de WHITE, 2012).

2.3 VARIÁVEIS-CHAVE DE PROCESSO

A dinâmica da coluna de destilação de H₂O₂ está sujeita à influência de quinze variáveis de processo, a saber:

- 1) Vazão de alimentação de H_2O_2 ;
- 2) Vazão de vapor;
- 3) Vazão de refluxo;
- 4) Arraste (*overheads*) de H_2O_2 pelo topo;
- 5) Concentração de alimentação de H_2O_2 ;
- 6) Concentração de saída (produto final) de H_2O_2 ;
- 7) Pressão do vapor;
- 8) Pressão de topo da coluna de destilação;
- 9) Pressão de fundo da coluna de destilação;
- 10) Temperatura de topo da coluna de destilação;
- 11) Temperatura de fundo da coluna de destilação;
- 12) Temperatura de alimentação de H_2O_2 ;
- 13) Temperatura da água de resfriamento no condensador de topo;
- 14) Vazão de água de resfriamento no condensador de topo;
- 15) Vazão de vapor nos ejetores do sistema de vácuo.

Tendo em vista a grande quantidade de variáveis envolvidas e que apresentam inter-relação umas com as outras, foram adotadas as seguintes simplificações para continuidade do estudo de otimização da coluna de destilação de H_2O_2 em questão:

- A) A concentração de alimentação de H_2O_2 para a coluna de destilação pode variar de 39% a 42% em massa. Entretanto, usualmente esta concentração é de 40% em massa. Desta forma, a concentração de alimentação de H_2O_2 pode ser fixada em 40% de concentração mássica para condições típicas de operação;
- B) A configuração atualmente existente para o controle da pressão do vapor no casco do pré-vaporizador não permite um ajuste fino desta variável. Além

disso, a mesma está sujeita a oscilações quando a pressão do *header* de vapor da planta varia. A válvula de controle de pressão será mantida com abertura constante e esta variável será tratada apenas como uma perturbação no controle integrado envolvendo as variáveis-chave do processo, não figurando no modelo otimizado de custos operacionais da unidade;

- C) Desde que não ocorram alterações da vazão de vapor para os ejetores durante a operação da unidade e a variação de temperatura entre a saída e a entrada de água de resfriamento no condensador de topo seja mantida constante, a pressão de topo apresentará pouca variação. A referida pressão será tida como constante para obtenção do modelo otimizado, todavia a temperatura ambiente é uma perturbação externa que deve ser tratada como distúrbio quando da aplicação do controle integrado;
- D) Se admitirmos que a temperatura de alimentação do H_2O_2 seja constante, assim como a concentração de produto de fundo e todas as hipóteses consideradas no item C sejam cumpridas, a pressão de fundo pode ser tida como constante para efeito de simplificação;
- E) As temperaturas de topo e de fundo caminham em conjunto com as pressões de topo e de fundo, respectivamente. Se as últimas não variarem, estas também podem ser tidas como constantes;
- F) A temperatura de alimentação de H_2O_2 na coluna de destilação é uma variável livre, função da vazão de vapor, pressão de vapor, vazão de H_2O_2 e temperatura de entrada de H_2O_2 no pré-vaporizador;
- G) Para efeitos de simplificação de problema, especificamente para obtenção do modelo otimizado de custos operacionais da unidade, o sistema de vácuo está sendo tratado como se fosse um sistema sem oscilações de operação significativas sobre as variáveis-chave do processo.

Diante do exposto acima, as principais variáveis (variáveis-chave) para obtenção de modelagem matemática visando a redução dos custos operacionais da unidade são:

- 1) Vazão de alimentação de H_2O_2 ;
- 2) Vazão de vapor;
- 3) Vazão de refluxo;
- 4) Arraste (*overheads*) de H_2O_2 pelo topo;
- 5) Concentração de saída (produto final) de H_2O_2 .

2.4 METODOLOGIA ADOTADA PARA OTIMIZAÇÃO DA COLUNA DE H_2O_2

Considerando as variáveis-chave selecionadas no tópico anterior, é possível criar um modelo matemático que apresente como respostas a vazão de vapor demandada pela unidade e o arraste de H_2O_2 pelo topo a partir de diferentes vazões de alimentação de H_2O_2 e de refluxo para a coluna de destilação. O modelo obtido deve ser validado para uma concentração de produto final constante e igual a 70,3% em massa (especificação imposta pela Peróxidos do Brasil Ltda.).

Para criação deste modelo, pode-se utilizar uma ferramenta estatística denominada DOE (*Design of Experiments*), disponível no *software Minitab*. A ferramenta DOE consiste em um conjunto planejado de testes nas variáveis de resposta (vazão de vapor e arraste de H_2O_2) com um ou mais *inputs* (vazão de alimentação de H_2O_2 e vazão de refluxo). Quando bem planejado, um DOE permite obter um conhecimento preditivo do processo por meio de modelos matemáticos, possibilitando a otimização e até mesmo o controle dos custos operacionais de uma determinada unidade (adaptado de MONTGOMERY, 1997).

Para o caso específico em estudo, a função DOE utilizada é do tipo *Full Factorial*, a qual promoverá o teste de todas as combinações possíveis das variáveis tidas como *inputs* para obtenção do modelo matemático (adaptado de MONTGOMERY, 1997). Em outras palavras, ela promoverá uma varredura por meio das escalas de *range* pré-estabelecidas para as variáveis de influência (vazão de alimentação de H_2O_2 e vazão de refluxo) sobre a vazão de vapor e o arraste de H_2O_2 pelo topo.

Os *ranges* adotados para execução da DOE foram obtidos pela coleta e análise preliminar estatística dos dados típicos de operação da coluna de destilação

de H_2O_2 da Peróxidos do Brasil desde 2016. Os mesmos se encontram dispostos abaixo:

- Vazão de alimentação de H_2O_2 : de 13 a 16 m^3/h ;
- Vazão de refluxo: de 3,7 a 4,9 m^3/h .

Por se tratar de um ensaio de testes fatorial e que apresenta 2 variáveis-chave controláveis (vazão de alimentação de H_2O_2 e vazão de refluxo), serão necessários $2^2 = 4$ rodadas de testes para conclusão do estudo. A Figura 8, a seguir, ilustra o *set* de cada configuração a ser testada na referida coluna de destilação de H_2O_2 da Peróxidos do Brasil.

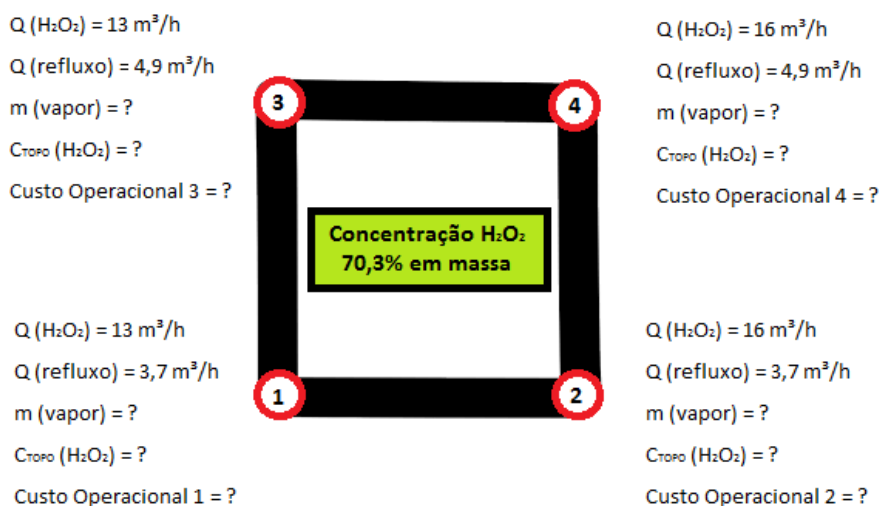


Figura 8 – Resumo de cada rodada a ser testada na coluna de destilação para obtenção de modelo matemático para produção de H_2O_2 a 70,3%

Fonte: Autoria própria.

Uma vez que a função custo operacional da unidade é função dos resultados obtidos em cada uma das rodadas do teste proposto (vide Equação 1), a mesma também pode ser obtida prontamente para cada rodada do teste por meio da execução de cálculos.

2.5 MODELO ÓTIMO PARA PERFIL 70% DA COLUNA DE DESTILAÇÃO

Após a realização dos testes em campo variando a vazão de alimentação de H₂O₂ e a vazão de refluxo, foi possível obter as respostas em termos de vazão de vapor e de arraste de H₂O₂ pela corrente de topo para cada uma das rodadas. Isso torna a obtenção do modelo matemático de predição destas variáveis possível. Além disso, de posse de todas as respostas para cada rodada, também foi possível calcular os custos operacionais associados à unidade de destilação. A Tabela 3 exibe um resumo dos resultados obtidos para cada rodada do teste executado na unidade.

Tabela 3 – Resumo dos resultados obtidos para cada rodada da DOE

Ordem e Data do Teste		Inputs		Respostas		Calculado
Data	RunOrder	Q (H ₂ O ₂)	Q (refluxo)	m (vapor)	C _{TOPO} (H ₂ O ₂)	R\$/ton H ₂ O ₂
24/05	1	13 m ³ /h	3,7 m ³ /h	10 ton/h	4 ppm	130,81
01/06	2	16 m ³ /h	3,7 m ³ /h	12,1 ton/h	5310 ppm	129,83
24/05	3	13 m ³ /h	4,9 m ³ /h	11,2 ton/h	30 ppm	144,17
01/06	4	16 m ³ /h	4,9 m ³ /h	13,2 ton/h	62 ppm	137,03

* Modelo válido para perfil de concentração de produto final de 70,3%.

A partir dos resultados obtidos, pode-se obter as seguintes equações para predição da vazão de vapor, do arraste de H₂O₂ pela corrente de topo e dos custos operacionais da unidade de destilação em estudo, respectivamente:

$$\begin{aligned} \text{(vapor (ton/h))} &= (1,153 + 0,03241 * Q \text{ (H}_2\text{O}_2 \text{ (m}^3\text{/h)} + 0,059563 * Q \text{ (refluxo)} \\ &\text{(m}^3\text{/h)} - 0,001763 * Q \text{ (H}_2\text{O}_2 \text{ (m}^3\text{/h)} * Q \text{ (refluxo) (m}^3\text{/h))} ^{(1/0,233)} \end{aligned} \quad (2)$$

$$\begin{aligned} \text{(arraste (ppm))} &= (-101,8 + 7,744 * Q \text{ (H}_2\text{O}_2 \text{ (m}^3\text{/h)} + 20,88 * Q \text{ (refluxo) (m}^3\text{/h)} - \\ &1,553 * Q \text{ (H}_2\text{O}_2 \text{ (m}^3\text{/h)} * Q \text{ (refluxo) (m}^3\text{/h))} ^{(1/0,233)} \end{aligned} \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \text{(custo operacional (R$/ton 100%))} &= (2,489 + 0,03109 * Q \text{ (H}_2\text{O}_2 \text{ (m}^3\text{/h)} + \\ &0,1751 * Q \text{ (refluxo) (m}^3\text{/h)} - 0,008893 * Q \text{ (H}_2\text{O}_2 \text{ (m}^3\text{/h)} * Q \text{ (refluxo) (m}^3\text{/h))} ^{(1/0,233)} \end{aligned} \quad (4)$$

O modelo ótimo associado a cada vazão de alimentação de H_2O_2 para a coluna de destilação em estudo corresponde justamente à função de mínimo da equação de predição dos custos operacionais da unidade (Equação 4). Como o custo da unidade é função direta do consumo de vapor e da quantidade de H_2O_2 perdida pela corrente de topo, para minimização desta função ao máximo deve-se minimizar estas duas variáveis. Todavia, o consumo de vapor e o arraste são variáveis que dependem essencialmente da vazão de refluxo aplicada na coluna, quando a vazão de alimentação de H_2O_2 e a concentração de produto final são constantes. À medida que, para uma mesma vazão de alimentação de H_2O_2 e uma mesma concentração de saída, a vazão de refluxo é reduzida, haverá economia de vapor, contudo a perda de produto pela corrente de topo (indesejada) será maior. Por outro lado, se a vazão de refluxo é aumentada, ocorrerá um gasto adicional de vapor, apresentando o arraste de topo uma tendência de ser menor, dependendo das condições de temperatura no interior da coluna. Quando a vazão de alimentação de peróxido de hidrogênio varia, a função custo mínimo de operação da unidade também deve levar em consideração a quantidade total de H_2O_2 produzido. A Tabela 4 revela as principais características das correntes envolvidas no caso de estudo da unidade de destilação, abordando suas respectivas especificações de processo e os custos atrelados ao consumo de vapor e à perda de peróxido de hidrogênio na corrente de topo.

Tabela 4 – Dados para o estudo de caso

Corrente	Especificação	Custo
Alimentação	40% H_2O_2 60% H_2O	-
Produto de Topo = H_2O	máx. 1000 ppm H_2O_2	R\$ 0,77/kg H_2O_2
Produto de Fundo = H_2O_2	70,3% H_2O_2 29,7% H_2O	-
Vapor		R\$ 75,00/ton

Tendo em vista que o custo do vapor é bem mais impactante do que o custo associado ao arraste de H_2O_2 pela corrente de topo, a minimização do consumo de vapor é priorizada para a minimização dos custos totais de operação da unidade.

Parte da corrente de vapor d'água que carrega o arrastado residual de H_2O_2 é reaproveitada como corrente de refluxo da própria coluna de destilação, entretanto outra parte é encaminhada para reposição da água das torres de resfriamento de processo. Devido à instabilidade do H_2O_2 que pode estar contido nesta corrente, pode eventualmente haver uma decomposição do mesmo dentro da torre, o que prejudicaria a operação eficiente das bombas de captação da água das torres para o envio ao processo. Neste sentido, e também considerando que toda a tubulação de interligação torre de resfriamento-processo está construída em aço carbono, existe uma especificação máxima de arraste H_2O_2 aceitável de 1000 ppm, conforme mostrado na Tabela 4.

Baseado no contexto relatado acima, a Tabela 5 indica quais seriam os parâmetros ótimos para vazões de alimentação de H_2O_2 variando de 13 a 16 m^3/h em intervalos de 0,5 m^3/h .

Tabela 5 – Parâmetros otimizados em função da vazão de alimentação de H_2O_2

<i>Inputs</i>	<i>Calculados</i>			<i>Especificação</i>
Q (H_2O_2)	Q (refluxo)	m (vapor)	R\$/ton H_2O_2	C_{TOPO} (H_2O_2)
13,0 m^3/h	3,70 m^3/h	10,00 ton/h	130,81	4,0 ppm
13,5 m^3/h	3,70 m^3/h	10,33 ton/h	130,65	41,4 ppm
14,0 m^3/h	3,70 m^3/h	10,67 ton/h	130,48	186,3 ppm
14,5 m^3/h	3,70 m^3/h	11,02 ton/h	130,32	566,2 ppm
15,0 m^3/h	3,86 m^3/h	11,51 ton/h	131,36	993,4 ppm
15,5 m^3/h	4,14 m^3/h	12,14 ton/h	132,96	977,7 ppm
16,0 m^3/h	4,30 m^3/h	12,66 ton/h	133,39	997,2 ppm

* Modelo válido para perfil de concentração de produto final de 70,3%.

3 PROPOSTA DE CONTROLE

O objetivo do capítulo em questão consiste em esclarecer o funcionamento e as diferenças entre o controle de malhas atualmente existente na unidade de destilação de H_2O_2 da Peróxidos do Brasil e o novo controle de malhas proposto para esta finalidade. Neste sentido, o mesmo será dividido em dois tópicos. A seção 3.1 abordará a configuração do controle de malhas atual, enquanto a seção 3.2 estará voltada ao novo controle de malhas proposto, o controle de malhas integrado.

3.1 CONTROLE DE MALHAS ATUAL

As malhas de controle da unidade de destilação de H_2O_2 em estudo são independentes e não integradas umas com as outras, apesar das variáveis de processo apresentarem relações entre si.

A forma com que a estratégia de controle desta unidade fora concebida permite uma operação contínua e segura da mesma, todavia não é capaz de garantir que a coluna de destilação esteja operando na sua condição mais econômica. O ponto ótimo em termos de custo operacional é resultante da melhor composição possível de operação envolvendo simultaneamente o mínimo consumo de vapor e o mínimo arraste de H_2O_2 pelo topo da coluna. Com o intuito de garantir uma operação contínua na condição de maior economia, as variáveis controladas devem ser integradas umas com as outras e seus respectivos controladores devem receber valores estratégicos de *set-points* externos calculados com base na dinâmica de operação da própria coluna de destilação.

O contexto atual do controle de malhas revela a existência de cinco controles individuais e independentes uns dos outros. A Figura 9, a seguir, ilustra a localização de cada um destes controles na tela esquemática da unidade de destilação da Peróxidos do Brasil Ltda. implementada no SDCCD. A partir da leitura da Figura 9, pode-se identificar os controles de malha atualmente existentes, os quais são descritos a seguir:

CONTROLE 1: Controle de razão entre a vazão mássica de vapor demandada e a vazão volumétrica de peróxido de hidrogênio a alimentar a coluna de destilação,

em ton vapor/m³ H₂O₂ cru. Em operação automática, a vazão de peróxido de hidrogênio é utilizada como dado de entrada para que a vazão de vapor seja calculada e controlada por meio da razão específica para operação visando concentrar o produto final a 70% em massa. Em modo manual, as vazões de H₂O₂ e de vapor podem ser controladas individual e independentemente.

CONTROLE 2: Controle de vazão de refluxo para a coluna de destilação. A vazão de refluxo é controlada manualmente pelo operador de acordo com as condições dinâmicas da coluna de destilação. Em caso de decomposição excessiva e/ou arraste elevado, aumenta-se a vazão de refluxo. Por outro lado, em caso do produto de fundo se apresentar demasiadamente diluído, ou seja, caso o perfil de temperatura e de pressão ao longo da coluna se mostre abaixo do normal, deve-se reduzir a vazão de refluxo e aumentar a vazão de vapor.

CONTROLE 3: Controle de vazão de água de resfriamento para o condensador de topo da coluna de destilação. Este controle também é utilizado de modo manual pela operação com o intuito de manter a pressão de topo da coluna estável apesar das oscilações da temperatura ambiente. Basicamente, há uma medição da diferença entre as temperaturas de saída e de entrada de água de resfriamento no condensador de topo, a qual permite que a válvula abra ou feche mais para satisfazer o *set-point*. Por se tratar de um controle associado à manutenção e otimização do sistema de vácuo da referida coluna, o mesmo não será contemplado neste trabalho.

CONTROLE 4: Controle de pressão do casco do pré-vaporizador de alimentação. Este sistema permite o controle da pressão do vapor que será responsável por pré-aquecer o peróxido de hidrogênio a ser alimentado na coluna. Se demasiadamente baixa, esta pressão estará relacionada a uma temperatura também baixa, fornecendo uma eficiência inadequada de troca térmica entre os fluidos. Se demasiadamente alta, esta pressão está associada a um menor calor latente de vaporização, também prejudicando a eficiência de troca térmica. Atualmente, este controle é dependente do sistema de vácuo da coluna e também opera em manual. Por se tratar de um controle associado à manutenção e otimização do sistema de vácuo da referida coluna, o mesmo não será contemplado neste trabalho.

CONTROLE 5: Controle de vazão de vapor para os ejetores do sistema de vácuo da coluna de destilação. Este sistema controla o perfil de pressão (intensidade do vácuo) da coluna de destilação por meio da vazão de vapor motriz para os ejetores em série. Também opera em manual buscando satisfazer as necessidades de perfil de pressão de um determinado perfil de concentração. Por se tratar de um controle associado à manutenção e otimização do sistema de vácuo da referida coluna, o mesmo não será contemplado neste trabalho.

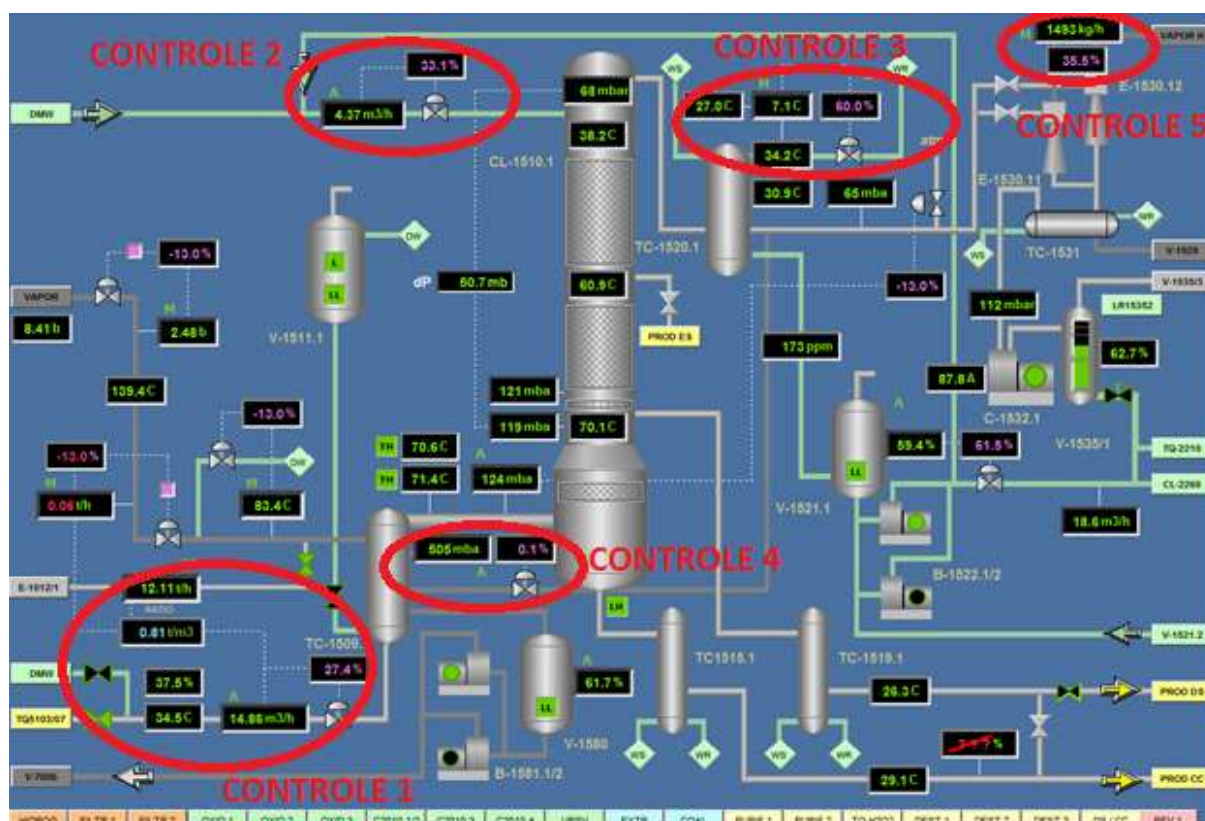


Figura 9 – Tela esquemática da unidade de destilação de H₂O₂ com destaque para os controles individuais e independentes existentes
Fonte: Acervo da Peróxidos do Brasil Ltda.

3.2 CONTROLE DE MALHAS INTEGRADO PROPOSTO

O controle de malhas proposto promove uma integração entre quatro variáveis-chave para operação da coluna de destilação de H₂O₂ em estudo, quando a mesma está sujeita a uma concentração de produto final constante e igual a 70,3 % (m/m). Vazão de refluxo, vazão de vapor, vazão de peróxido de hidrogênio na alimentação e arraste de H₂O₂ pelo topo são variáveis que passarão a ser inter-

relacionadas através do novo controle integrado de malhas. A Figura 10, a seguir, demonstra, por meio de diagrama de blocos, o funcionamento simplificado da filosofia de controle integrado para esta unidade. A estratégia de controle inicia com o monitoramento contínuo do arraste de H_2O_2 pela corrente de topo da referida coluna de destilação. Tal parâmetro será calculado periodicamente, por meio da Equação (3) apresentada na seção 2.5, como função dos dados (PV) da vazão de alimentação de H_2O_2 e do refluxo daquele dado momento. O controle associado à vazão de alimentação de H_2O_2 será independente desta nova malha integrada de controle, sendo função do setor de Produção a determinação do *set-point* (SP) desta vazão para operação (variável-livre). A vazão de refluxo, a vazão de vapor e o arraste de topo serão as variáveis a serem controladas em conjunto.

Para implementação do sistema, pretende-se ainda criar uma variável digital para escolha por parte da equipe de Produção da utilização ou não do modo de otimização dos custos operacionais da unidade. Quando em 1, a variável permitirá o controle integrado das variáveis, caso ao contrário, o modo controle integrado estará desabilitado.

Como já explicitado na seção 2.5, o custo do vapor é bem mais impactante do que o custo associado ao arraste de H_2O_2 pela corrente de topo. Portanto, a minimização do consumo de vapor é priorizada para a minimização dos custos totais de operação da unidade. Neste sentido, quando em modo de otimização dos custos de operação, o valor do SP do arraste de peróxido de hidrogênio será fixado em 1000 ppm (máxima especificação aceitável para o arraste de H_2O_2), o que garantirá a menor demanda de vapor para produção de um grau específico de concentração de produto. Justamente este valor (SP do arraste de topo) e a PV correspondente à vazão de entrada de H_2O_2 na coluna, em um determinado instante, serão alimentados como SP externo para a vazão de refluxo. O valor desejado da vazão de refluxo a ser buscado pelo seu respectivo controlador será calculado pela Equação (3) apresentada na mesma seção supracitada. Deste modo, a vazão de refluxo tenderá ao menor valor possível para uma dada vazão de alimentação de H_2O_2 e concentração de produto final da coluna constante e igual a 70,3 % (m/m).

O valor calculado resultante (PV da vazão de refluxo) juntamente com a vazão de alimentação de H_2O_2 também será utilizado como SP externo, agora para o controlador de vazão de vapor. O valor desejado para a vazão de vapor será

obtido por meio da Equação (2) representada na seção 2.5. Em virtude disso, a vazão de vapor será reduzida ao máximo possível para uma determinada vazão de alimentação de H_2O_2 e concentração de produto final da coluna constante e fixa em 70,3 % (m/m). Tal redução garantirá que a unidade opere dentro das especificações exigidas e com a mínima vazão de vapor, ou seja, com a máxima economia de recursos.

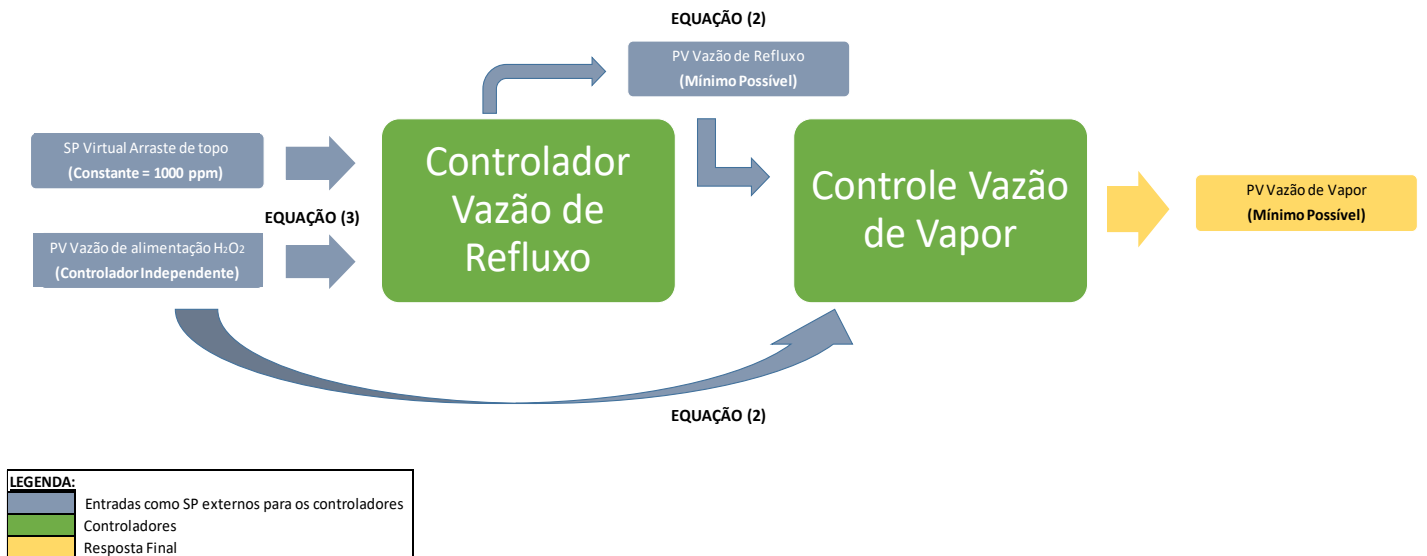


Figura 10 – Diagrama de blocos esquemático do novo controle de malhas integrado proposto
Fonte: Autoria própria.

4 APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS

Com a finalidade de apresentar e elucidar os resultados obtidos em ordem cronológica de execução, este capítulo será subdividido em quatro tópicos. A seção 4.1 apresentará a metodologia adotada para a obtenção da função de transferência associada à malha de vazão de refluxo, bem como o processo de validação desta resposta ao processo em malha aberta. A seção 4.2 promoverá estudo semelhante para a malha de vazão de vapor. De posse destes resultados, a seção 4.3 abordará o arranjo final de simulação via *Matlab* do sistema integrado de malhas considerado, mantendo os parâmetros de PID atualmente configurados para as malhas de vazão de vapor e de refluxo. A seção 4.3 ainda discorrerá a necessidade ou não de alteração dos parâmetros de sintonia do PID de cada malha de controle. Tendo em vista o tempo de resposta para as variáveis controladas atingirem seus respectivos *set-points*, quando o modo de otimização dos custos da unidade estiver ativado, a referida seção analisará alternativas para que as respostas sejam mais rápidas, não sofram grandes oscilações e sejam estáveis.

4.1 FUNÇÃO DE TRANSFERÊNCIA DA VAZÃO DE REFLUXO

Visando a sintonia do controlador, faz-se necessário conhecer o comportamento do sistema (resposta) quando este é submetido, em malha aberta, a um degrau na entrada.

O regime de operação da coluna de destilação da Peróxidos do Brasil em análise é contínuo. Deste modo, variações muito agressivas, em malha aberta (manual), podem impactar na perda de especificação de produto final ou até mesmo na parada da unidade. Buscando não oferecer grandes riscos ao processo em operação, para o levantamento da função de transferência associada à vazão de refluxo, a MV (sinal de saída da válvula de controle de vazão de refluxo) foi variada de uma abertura de 30,1% para 35%.

A Tabela 6 exprime os dados relacionados ao degrau executado na MV da malha de vazão de refluxo e as respostas obtidas (PV da malha de vazão de refluxo convertida de m³/h para % de acordo com o *range* de vazão calibrado) ao longo do

tempo. Em virtude da magnitude do degrau, a resposta do sistema foi bastante rápida. Além disso, a frequência de amostragem em intervalos de 2 s foi a máxima que se conseguiu extrair, em tempo real, diretamente do controlador. Neste cenário, poucos dados foram obtidos para análise gráfica.

Tabela 6 – Respostas obtidas ao longo do tempo para malha aberta de vazão de refluxo submetida a um degrau

Tempo (s)	MV (%)	PV (%)
0	30,1	22,8
2	35,0	24,9
4	35,0	25,9
6	35,0	26,3
8	35,0	26,6
10	35,0	26,7
12	35,0	26,9
14	35,0	26,9
16	35,0	26,9
18	35,0	26,9
20	35,0	26,9
22	35,0	26,9
24	35,0	26,9
26	35,0	26,9
28	35,0	26,9
30	35,0	27,1
32	35,0	27,1
34	35,0	27,1
36	35,0	27,1
38	35,0	27,1
40	35,0	27,1
42	35,0	27,1
44	35,0	27,1
46	35,0	27,1
48	35,0	27,1
50	35,0	27,1

A Figura 11 exibe o comportamento da resposta da PV da vazão de refluxo, em azul, em função do degrau na sua respectiva MV, em vermelho.

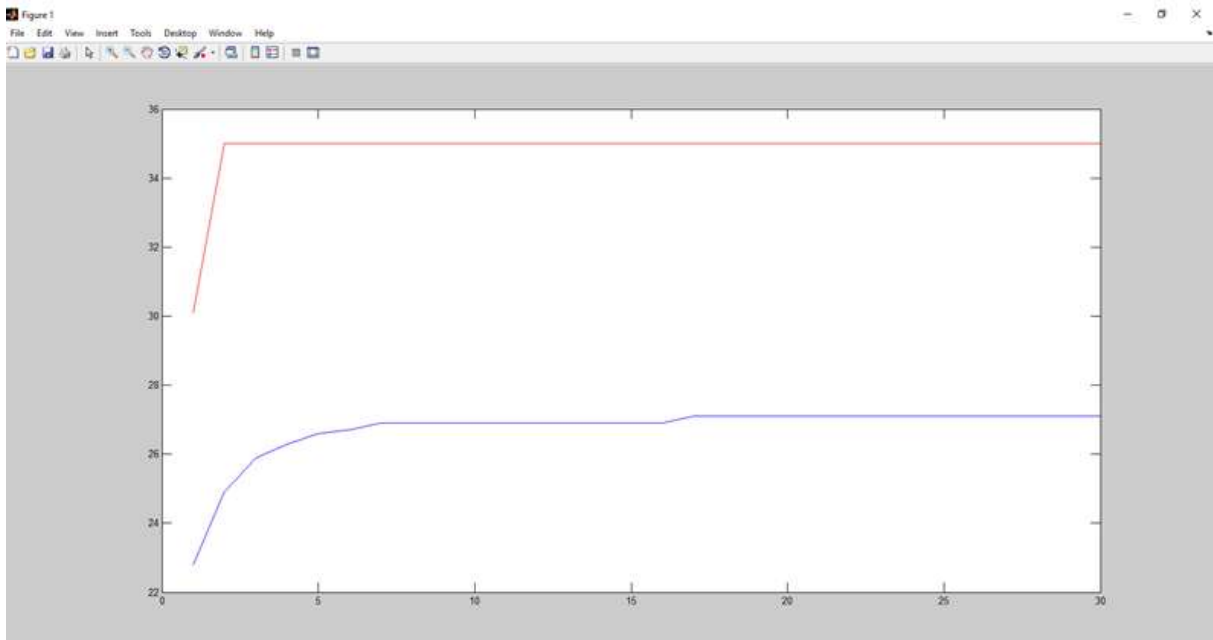


Figura 11 – Gráfico da resposta do sistema de vazão de refluxo em função de degrau na MV

Fonte: Autoria própria via *Matlab*.

Por meio da representação gráfica obtida na Figura 11, pode-se verificar que a função de transferência atrelada ao comportamento da vazão de refluxo em malha aberta pode ser aproximada para um sistema de primeira ordem. Também pode ser verificado que não há atraso algum na resposta da vazão de refluxo assim que a válvula de controle é mais aberta, sendo o tempo morto do processo (L) inexistente. Neste contexto, pode-se calcular a estimativa inicial do ganho (K) e da constante de tempo (T) do processo de acordo com as seguintes etapas:

A) Determinação do ganho de processo (K):

$$K = \Delta PV / \Delta MV \quad (5)$$

$$K = (27,1 - 22,8) \% / (35,0 - 30,1) \%$$

$$\mathbf{K = 0,88}$$

B) Determinação da constante de tempo (T)

B.1) Cálculo do tempo necessário para que a saída atinja 63% da variação total, depois de ocorrido a mudança na entrada:

$$t_{63\%} = \Delta PV \cdot 0,63 + PV_1 = X \% \rightarrow \text{tempo correspondente a este valor de PV} \quad (6)$$

$$t_{63\%} = (27,1 - 22,8) \% \cdot 0,63 + 22,8 \% = 25,5 \% \rightarrow 2,60 \text{ u.t.}$$

$$t_{63\%} = 2,60 \text{ u.t.} = 2,60 \times 2 \text{ s}$$

$$T = 5,2 \text{ s}$$

Para este caso específico, a função de transferência inicial pode ser aproximada como sendo:

$$FT = (K / (T \cdot s + 1)) \quad (7)$$

$$FT = (0,88 / (5,2 \cdot s + 1))$$

A partir das estimativas iniciais obtidas para estes parâmetros, recorreu-se a uma simulação em malha aberta da função de transferência representada pela Equação 7. A simulação foi executada no *software Matlab*, utilizando a ferramenta *Simulink*. A Figura 12 ilustra a representação final deste sistema sob a configuração do *Matlab*.

De acordo com a comparação entre a resposta real, plotada em azul na Figura 11, com a resposta obtida por meio de simulação, o ganho e a constante de tempo foram alterados até que a curva da resposta real (Figura 11) e a curva de resposta simulada ficassem sobrepostas.

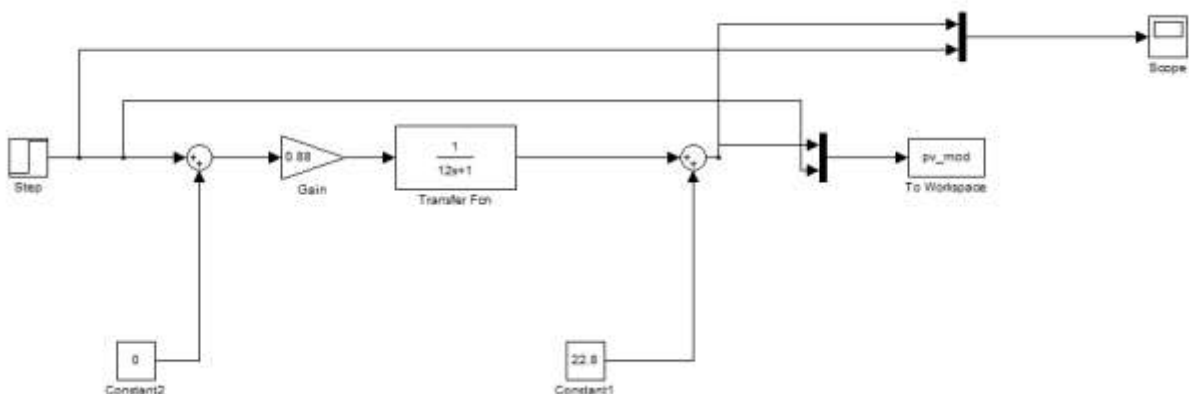


Figura 12 – Simulação final da malha aberta da vazão de refluxo
Fonte: Autoria própria via *Simulink/Matlab*.

Para que a função de transferência simulada representasse fielmente a realidade, a constante de tempo (T) foi aumentada de 5,2 para 12, tornando a resposta sutilmente mais rápida e mais próxima da realidade. A Figura 13 exibe o comparativo entre as curvas de resposta real e simulada para validação da função de transferência final obtida.

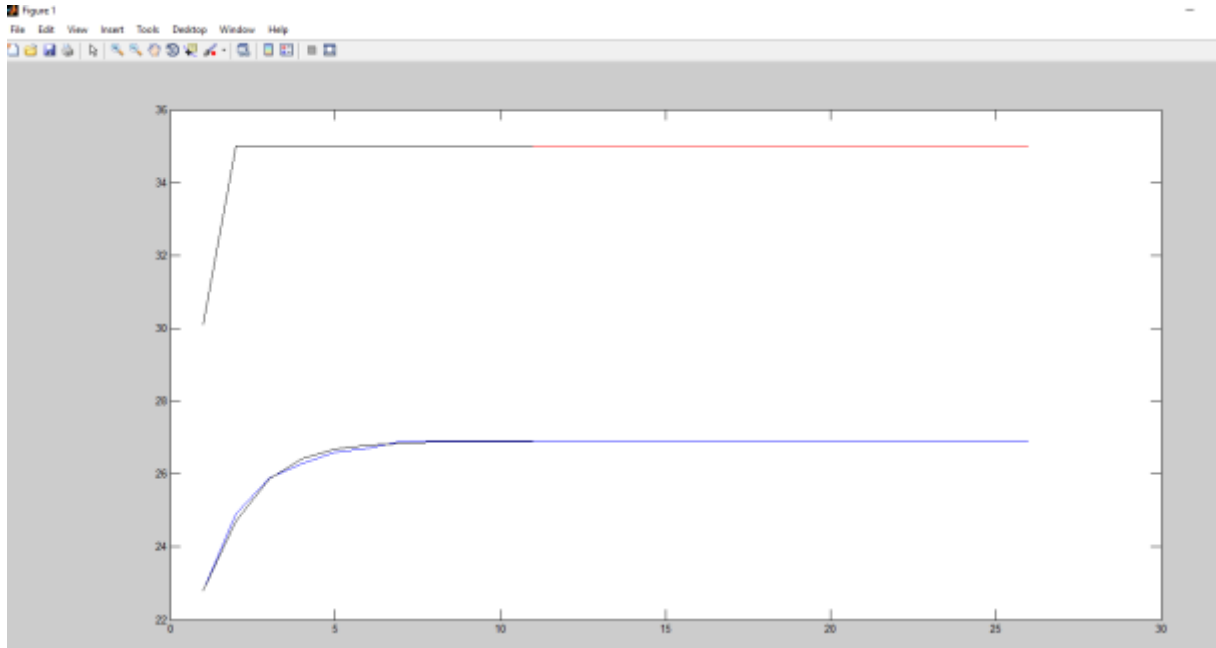


Figura 13 – Gráfico comparativo entre o sistema real e o simulado para a resposta da vazão de refluxo em função de degrau na MV
Fonte: Autoria própria via *Matlab*.

Diante disso, pode-se concluir que a função de transferência que representa a vazão de refluxo, em malha aberta, é representada por:

$$FT = 0,88 / (12 * s + 1)$$

4.2 FUNÇÃO DE TRANSFERÊNCIA DA VAZÃO DE VAPOR

A modelagem da função de transferência da vazão de vapor, em malha aberta, segue as mesmas premissas estipuladas para a modelagem da função de transferência da vazão de refluxo. Todavia, oscilações na vazão de vapor são bem mais críticas para a operação da unidade de destilação de H₂O₂ dentro dos limites de especificação de segurança e de concentração do produto final. Por conta disto, para o levantamento da função de transferência associada à vazão de vapor, a MV

(sinal de saída da válvula de controle de vazão de vapor) foi variada de uma abertura de 57,2% para 60%.

A Tabela 7 exprime os dados relacionados ao degrau executado na MV da malha de vazão de vapor e as respostas obtidas (PV da malha de vazão de vapor convertida de m³/h para % de acordo com o range de vazão calibrado) ao longo do tempo. Em virtude da magnitude do degrau, ainda menor se comparado àquele efetuado na malha da vazão de refluxo e devido à taxa de amostragem máxima de 2 s, poucos dados foram obtidos para análise gráfica.

Tabela 7 – Respostas obtidas ao longo do tempo para malha aberta de vazão de vapor submetida a um degrau

Tempo (s)	MV (%)	PV (%)
0	57,2	72,8
2	60,0	73,5
4	60,0	73,8
6	60,0	74,1
8	60,0	74,2
10	60,0	74,3
12	60,0	74,5
14	60,0	74,5
16	60,0	74,5
18	60,0	74,5
20	60,0	74,5
22	60,0	74,5
24	60,0	74,5
26	60,0	74,5
28	60,0	74,5
30	60,0	74,5
32	60,0	74,5
34	60,0	74,5
36	60,0	74,5
38	60,0	74,5
40	60,0	74,5
42	60,0	74,5
44	60,0	74,5

46	60,0	74,5
48	60,0	74,5
50	60,0	74,5

A Figura 14 exibe o comportamento da resposta da PV da vazão de vapor, em azul, em função do degrau na sua respectiva MV, em vermelho.

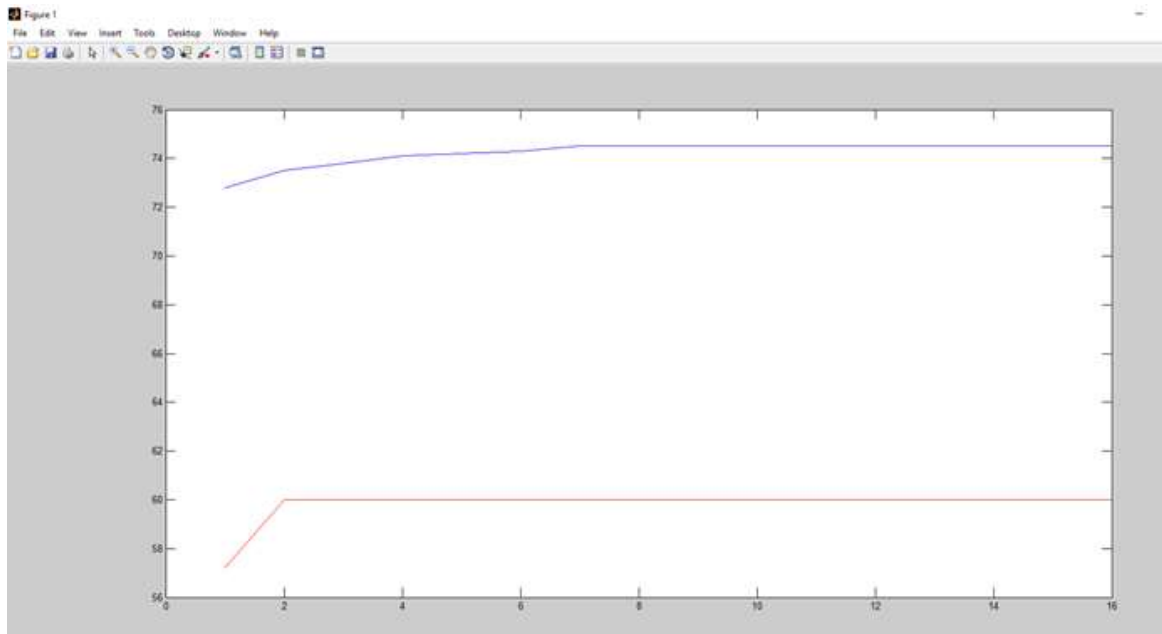


Figura 14 – Gráfico da resposta do sistema de vazão de vapor em função de degrau na MV

Fonte: Autoria própria via *Matlab*.

Por meio da representação gráfica obtida na Figura 14, pode-se verificar que a função de transferência atrelada ao comportamento da vazão de vapor em malha aberta também pode ser aproximada para um sistema de primeira ordem. Inclusive, de forma similar à malha da vazão de refluxo, pode ser verificado que não há atraso algum na resposta da vazão de vapor assim que a válvula de controle é mais aberta, sendo o tempo morto do processo (L) inexistente. Neste contexto, pode-se calcular a estimativa inicial do ganho (K) e da constante de tempo (T) do processo de acordo com as seguintes etapas:

A) Determinação do ganho de processo (K):

$$K = \Delta PV / \Delta MV \quad (5)$$

$$K = (74,5 - 72,8) \% / (60,0 - 57,2) \%$$

$$\mathbf{K = 0,61}$$

B) Determinação da constante de tempo (T)

B.1) Cálculo do tempo necessário para que a saída atinja 63% da variação total, depois de ocorrido a mudança na entrada:

$$t_{63\%} = \Delta PV \cdot 0,63 + PV_1 = X \% \rightarrow \text{tempo correspondente a este valor de PV} \quad (6)$$

$$t_{63\%} = (74,5 - 72,8) \% \cdot 0,63 + 72,8 \% = 74,5 \% \rightarrow 3,30 \text{ u.t.}$$

$$t_{63\%} = 3,30 \text{ u.t.} = 3,30 \times 2 \text{ s}$$

$$\mathbf{T = 6,6 \text{ s}}$$

Para este caso específico, a função de transferência inicial pode ser aproximada como sendo:

$$FT = (K / (T * s + 1)) \quad (7)$$

$$FT = (0,61 / (6,6 * s + 1))$$

A partir das estimativas iniciais obtidas para estes parâmetros, recorreu-se a uma simulação em malha aberta da função de transferência representada pela Equação 7. A simulação foi executada no *software Matlab*, utilizando a ferramenta *Simulink*. A Figura 15 ilustra a representação final deste sistema sob a configuração do *Matlab*. De acordo com a comparação entre a resposta real, plotada em azul na Figura 14, com a resposta obtida por meio de simulação, o ganho e a constante de tempo foram alterados até que a curva da resposta real (Figura 14) e a curva de resposta simulada ficassem sobrepostas.

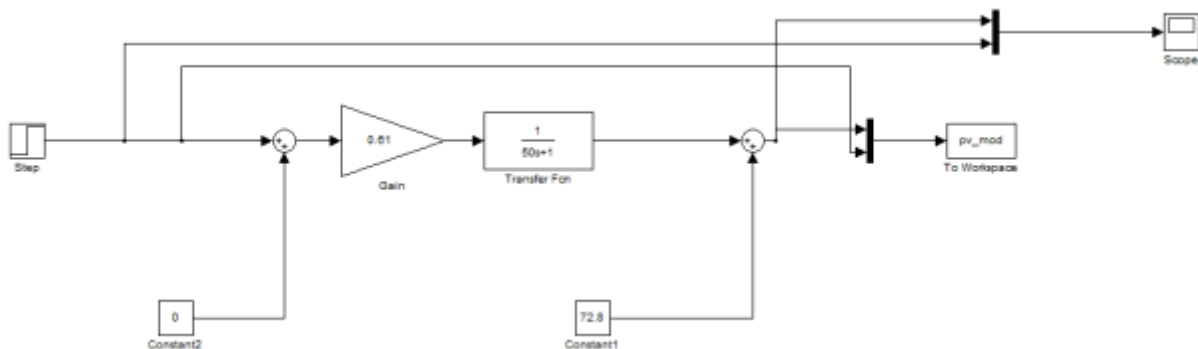


Figura 15 – Simulação final da malha aberta da vazão de vapor
Fonte: Autoria própria via Simulink/Matlab.

Para que a função de transferência simulada representasse fielmente a realidade, a constante de tempo (T) foi aumentada de 6,6 para 50, tornando a resposta bem mais rápida e mais próxima da realidade. A Figura 16 exhibe o comparativo entre as curvas de resposta real e simulada para validação da função de transferência final obtida.

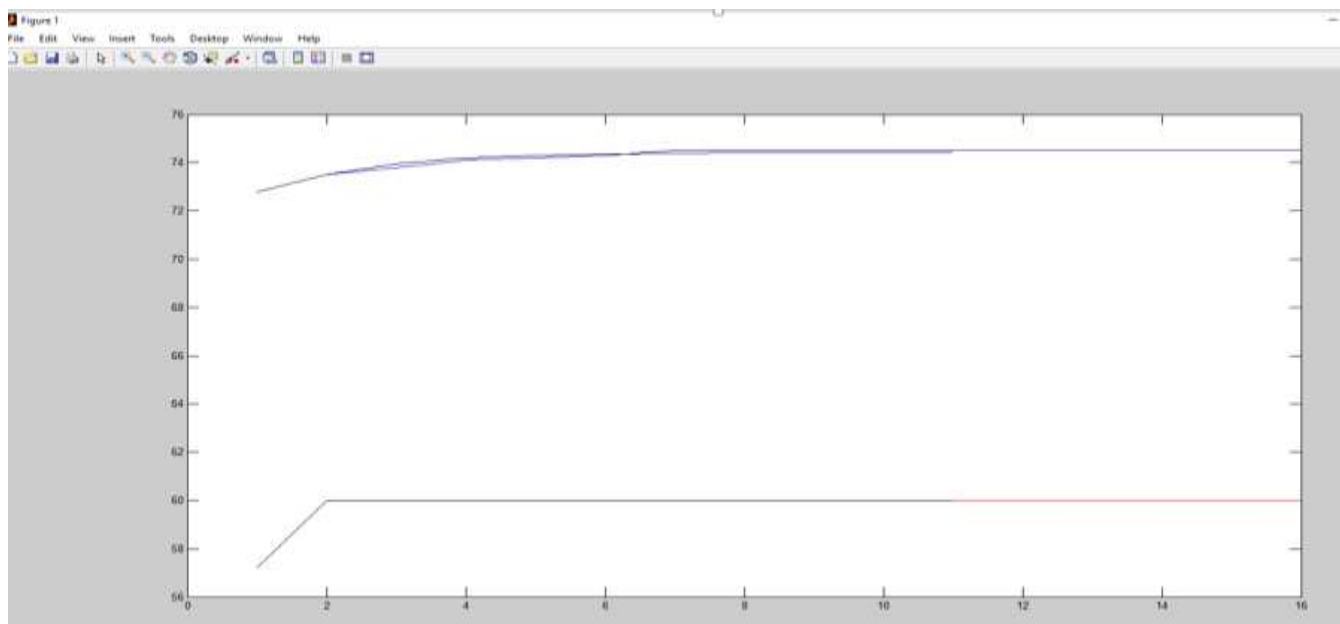


Figura 16 – Gráfico comparativo entre o sistema real e o simulado para a resposta da vazão de vapor em função de degrau na MV
Fonte: Autoria própria via *Matlab*.

Diante disso, pode-se concluir que a função de transferência que representa a vazão de vapor, em malha aberta, é representada por:

$$FT = (0,61 / (50 * s + 1))$$

4.3 SISTEMA INTEGRADO DE CONTROLE

Contando com as funções de transferência em malha aberta relacionadas à vazão de refluxo e de vapor, esta seção, enfim, apresentará o arranjo final de simulação do sistema integrado de controle proposto. A seção 3.2 explicita com maiores detalhes o funcionamento deste novo sistema, apresentando um diagrama de blocos simplificado para consulta.

Em um primeiro momento, considerou-se os parâmetros originais de PID tanto para o controlador de vazão de refluxo quanto para o controlador de vazão de vapor. A Figura 17 exibe a simulação completa do sistema integrado de malhas de controle em questão. Já a Tabela 8 retrata os parâmetros originais configurados no PID de cada controlador, assim como o tempo necessário para que o SP calculado para a vazão de refluxo e para a vazão de vapor, por meio do novo sistema proposto, seja atingido com base nestes parâmetros de PID atualmente setados.

A efeito de simulação, foi considerado que tanto as válvulas de controle de vazão de refluxo quanto de vazão de vapor partam de suas respectivas posições de segurança, ou seja, totalmente fechadas, antes do funcionamento do novo sistema integrado sugerido. Além disso, é importante ressaltar que a equação do PID paralelo utilizada no *Matlab*, demonstrada na Figura 18 corresponde à mesma existente nos controladores ABB da unidade de destilação de H₂O₂ da Peróxidos do Brasil.

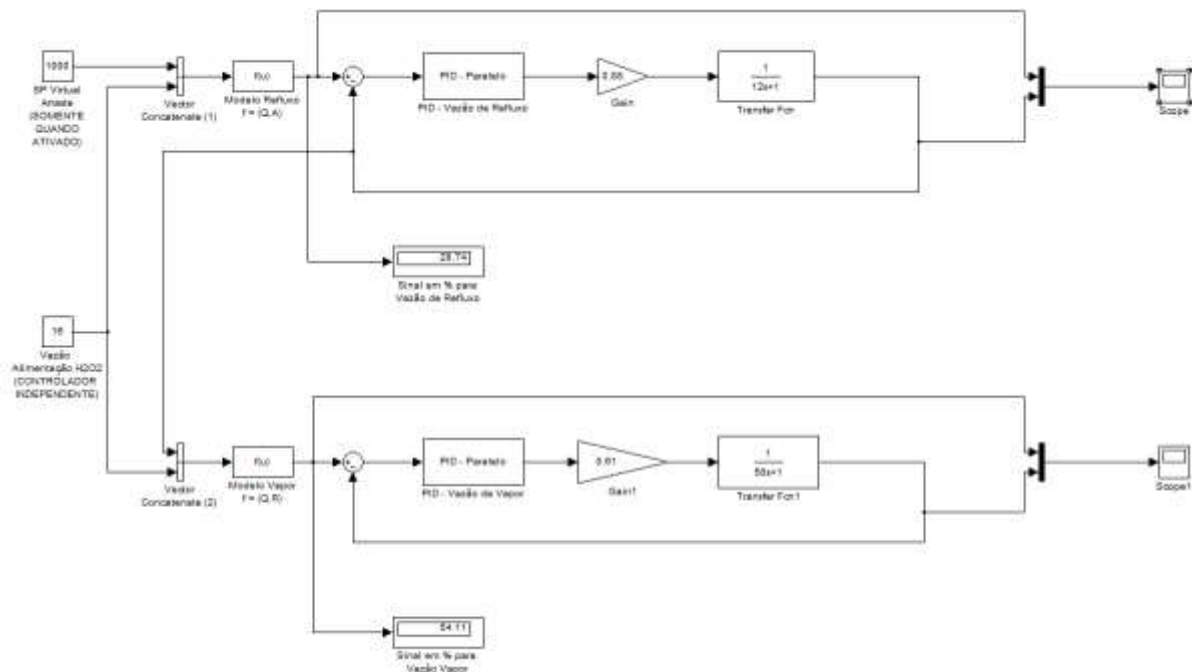


Figura 17 - Simulação final do sistema de controle integrado proposto
Fonte: Autoria própria via *Simulink/Matlab*.

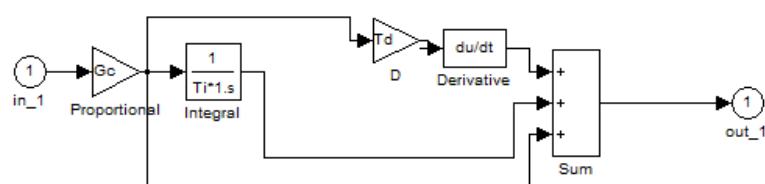


Figura 18 – Equação do PID paralelo ajustada para as malhas de refluxo e de vapor
Fonte: Autoria própria via *Simulink/Matlab*.

Tabela 8 – Parâmetros de PID originais de cada controlador e tempo de resposta para estabilidade no sistema integrado de controle

Malha de Controle	Gc	Ti	Td	Tempo para estabilidade (s)
Vazão de Refluxo	0,20	30	-	2400
Vazão de Vapor	0,60	50	-	1900

Pode-se observar a partir da Tabela 8 que ambas as malhas de controle de vazão possuem ação de controle proporcional – integral (PI). Em sistemas com boa velocidade de resposta (constantes de tempo de processo menores) como malhas de vazão, é usual a aplicação deste tipo de ação de controle, sendo a ação derivativa desnecessária. Enquanto a ação proporcional tende a estabilizar o sistema, a ação integral é aplicável para eliminar o desvio de *off-set*, ou seja, eliminar o erro em regime permanente (adaptado de LIMA OLIVEIRA, 1999).

Também pela visualização da Tabela 8, pode-se inferir que os parâmetros atualmente configurados nos controladores de vazão de refluxo e de vapor não garantem boa velocidade para que as respostas das malhas em busca dos seus respectivos *set-points* sejam satisfatórias. Para o caso específico da malha de vazão de refluxo, a resposta está demorando aproximadamente 40 min (1200 u.t.) para atingir o SP com os parâmetros atuais do controlador PI. Com base nos valores de ganho do controlador (Gc) e constante de tempo integral (Ti) originais aplicados ao controlador de vazão de vapor, a resposta para a nova malha de vazão de vapor atingir o SP desejado está demorando cerca de 32 min (950 u.t.), sendo necessário um incremento adicional no Gc ou até mesmo uma redução do valor do Ti.

Buscando respostas que atinjam os respectivos *set-points* em pelo menos 5 minutos (mais rápidas) e que sejam estáveis, foram executadas alterações nos valores de ganho e de tempo integral associados a cada controlador. De acordo com o método do IMC (*Internal Model Control*) proposto por Rivera *et al* em 1986, a própria função de transferência da malha aberta é utilizada para determinação do ajuste dos parâmetros de PID.

Para um processo específico de primeira ordem sem tempo morto (atraso de resposta), o tempo integral pode ser obtido diretamente da constante de tempo associada a uma determinada malha em aberto. Já o ganho do controlador é função da razão entre a constante de tempo e o ganho da malha aberta multiplicada por um

parâmetro ajustável, o qual determina a velocidade de resposta. Quanto menor o valor deste parâmetro ajustável, mais rápida e mais sensível às perturbações do processo será a resposta no caso do surgimento de um sinal de erro no sistema (adptado de RIVERA *et al*, 1986).

Neste contexto, os valores de tempo integral associados a cada controlador correspondem exatamente à constante de tempo da sua respectiva malha aberta. Os valores dos ganhos associados a cada controlador foram sutilmente acrescidos até que a resposta obtida ficasse dentro do tempo desejado e sem apresentar instabilidades (*overshooting*). Para este fim, utilizou-se os próprios ganhos de controlador originais já configurados na Peróxidos do Brasil para a malha de refluxo e para a malha de vapor, os quais são abordados na Tabela 8, como ponto de partida.

Diante disso, os novos valores propostos para os parâmetros de PID dos controladores de vazão de refluxo e de vapor se encontram dispostos na Tabela 9, a seguir.

Tabela 9 – Parâmetros de PID propostos para cada controlador e tempo de resposta para estabilidade no sistema integrado de controle

Malha de Controle	Gc	Ti	Td	Tempo para estabilidade (s)
Vazão de Refluxo	0,25	7,0	-	300
Vazão de Vapor	4,30	50	-	300

As Figuras 19 e 20 retratam, respectivamente, as curvas de resposta das malhas de controle de vazão de refluxo e de vapor submetidas à nova configuração de sistema de controle integrado proposto. Tais curvas foram construídas no *Matlab*, por meio da função *Scope* e já consideram os novos valores de Gc e Ti presentes na Tabela 9.

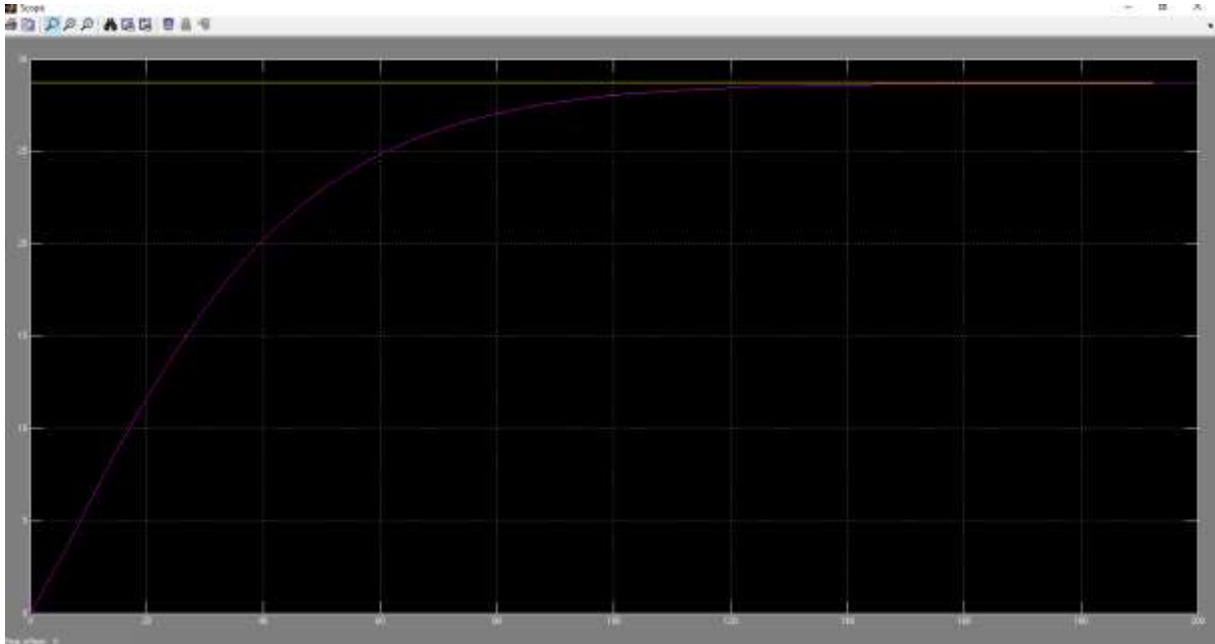


Figura 19 - Curva de resposta da malha de controle de vazão de refluxo para a nova configuração de controle integrado
Fonte: Autoria própria via *Simulink/Matlab*

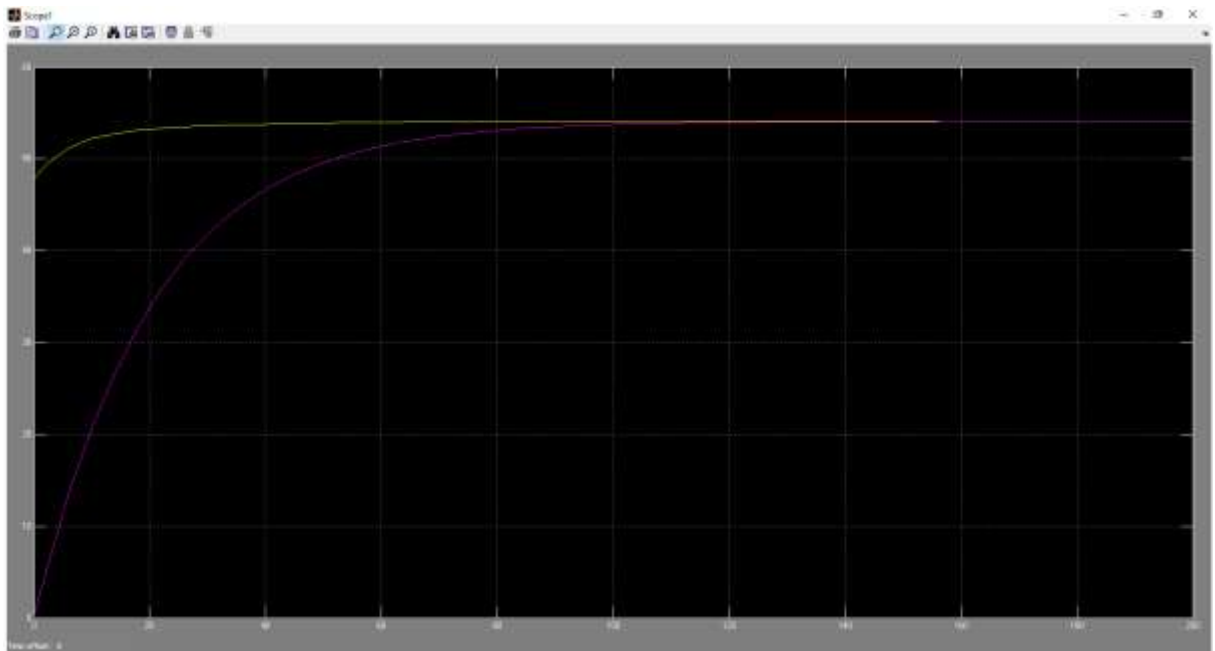


Figura 20 – Curva de resposta da malha de controle de vazão de vapor para a nova configuração de controle integrado
Fonte: Autoria própria via *Simulink/Matlab*.

5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

A crescente competitividade industrial do mundo moderno acirra cada vez mais a necessidade das empresas por projetos de ganhos financeiros. Na busca por este objetivo, a otimização de processos e a automação industrial podem ser conciliadas.

O sistema de controle integrado, proposto para uma unidade de destilação de H_2O_2 , agrega um estudo estatístico para obtenção de modelos otimizados para a vazão de refluxo e de vapor com o desenvolvimento de uma nova configuração de malha de controle que permitirá a operação da unidade sob modo econômico.

Quando implementada, a nova malha integrada de controle permitirá, para uma vazão típica de 15 m^3/h de alimentação de peróxido de hidrogênio, reduzir o consumo atual de cerca de 12 ton/h de vapor para 11,5 ton/h, considerando uma concentração de produto final constante e igual a 70,3%. Admitindo uma operação da unidade sob regime contínuo (8500 h/ano), essa redução estaria atrelada a uma economia aproximada de R\$ 300.000/ano, o que vai de encontro com a política da empresa de redução de custos de processo. Ademais, a estruturação de um novo tipo de controle integrado entre variáveis-chave do processo representará um grande avanço nos sistemas de controle e de automação hoje existentes na Peróxidos do Brasil Ltda., abrindo oportunidades para replicação do sistema em outras unidades. Além do ganho financeiro, tais sistemas de controle podem também garantir especificações de qualidade, flexibilidade operacional e/ou maior estabilidade a um dado processo.

A complexidade do tema, tanto na modelagem das equações para cada variável, bem como na estruturação do sistema integrado, demandou que o trabalho se limitasse às etapas de simulação das malhas associadas. Todavia, foi avaliada a viabilidade de aplicação desta metodologia, e a simulação baseada em dados reais mostrou resultados satisfatórios em termos de sintonia de PID e de estabilidade das malhas. Desta forma, cabe posterior implementação ao processo real, com a incorporação de uma terceira variável no sistema de controle integrado, a concentração de H_2O_2 no produto final, variável esta fixada em 70,3% ao longo desta monografia.

REFERÊNCIAS

CIEC DA UNIVERSIDADE DE YORK, York, Inglaterra. ***The Essential Chemical Industry Online – Basic Chemicals – Hydrogen peroxide***. Disponível em: <
<http://www.essentialchemicalindustry.org/chemicals/hydrogen-peroxide.html>>.
Acesso em: 08 abr. 2017

DEED, Terry; WANSBROUGH Heather. ***The Manufacture of Hydrogen Peroxide***. Du Pont Peroxides Ltda., 2015. Disponível em: <
<https://nzic.org.nz/ChemProcesses/production/1E.pdf>>.
Acesso em: 08 abr. 2017

DRUCKER, Peter F. AK Gestão e Resultados. Setembro de 2017. Disponível em: <
<http://www.akgestaoerresultados.com.br>>.
Acesso em: 08 abr. 2017

FCTUC DA UNIVERSIDADE DE COIMBRA, Coimbra, Portugal. **Fundamentos de Destilação**. Disponível em: <
http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com_content&task=view&id=67&Itemid=143#1>.
Acesso em: 24 jun. 2017

LIMA OLIVEIRA, Adalberto. L. **Fundamentos de Controle de Processo**. 1.ed. SENAI - ES, 1999.

MONTGOMERY, D.C. ***Design and Analysis of Experiments***. 4.ed. John Wiley and Sons, 1997.

PERÓXIDOS DO BRASIL LTDA., Curitiba, Brasil. **Manual Descritivo do Processo. Revisão 02**. Setor de Produção, Peróxidos do Brasil Ltda. Curitiba, 2005.

RIVERA, D. E., MORARI, M., SKOGESTAD, S. ***Internal Model Control - PID Controller Design***. Ind. Eng. Chem. Process, 1986.

SHOLL, David; LIVELY, Ryan. **Seven Chemical Separations to save the World**. Revista Internacional Semanal de Ciências *Nature*, Inglaterra: Vol. 532, 28 de Abril de 2016. Disponível em: <
http://www.nature.com/polopoly_fs/1.19799!/menu/main/topColumns/topLeftColumn/pdf/532435a-corr.pdf>.
Acesso em: 08 abr. 2017

TAGLIAFERRO, Geronimo. **Instrumentação e Controle**. 2017. Notas de Aula-Rev.5. Escola de Engenharia de Lorena EEL, Universidade de São Paulo. São Paulo, 2017. Disponível em: <
<http://www.dequi.eel.usp.br/~tagliaferro/Notas%20de%20aula%20inst.%20controle%20rev5.pdf>>.
Acesso em: 09 abr. 2017

THOMAS, Charles E. **Process Technology Equipment and Systems**. 3. ed. Nova York, EUA: Delmar, Cengage Learning, 2011.

DCA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO NORTE, Natal, Brasil. **Sistemas de Controle I**. Disponível em: <
http://www.netsoft.inf.br/aulas/7_EAC_Sistemas_Realimentados/8_resumo_sistemas_controle.pdf>.
Acesso em: 09 abr. 2017

WHITE, Douglas. **Optimize Energy Use in Distillation**. *American Institute of Chemical Engineers (AIChE)*. Março de 2012. Disponível em: <
http://www2.emersonprocess.com/siteadmincenter/pm%20articles/cep_mar2012_douglaswhite.pdf>.
Acesso em: 08 abr. 2017