



UNIFACS
UNIVERSIDADE SALVADOR
LAUREATE INTERNATIONAL UNIVERSITIES®

UNIFACS UNIVERSIDADE SALVADOR
MESTRADO EM ENERGIA

TATIANA DE FREITAS FERREIRA

**DEFINIÇÃO DE PLANO DE MELHORIAS DE DESEMPENHO DA UNIDADE DE
HIDROGÊNIO DA PLANTA DE CLORO-SODA DE ARATU E AVALIAÇÃO DE
VIABILIDADE ECONÔMICA**

Salvador
2016

TATIANA DE FREITAS FERREIRA

**DEFINIÇÃO DE PLANO DE MELHORIAS DE DESEMPENHO DA UNIDADE DE
HIDROGÊNIO DA PLANTA DE CLORO-SODA DE ARATU E AVALIAÇÃO DE
VIABILIDADE ECONÔMICA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação,
Mestrado em Energia da UNIFACS Universidade Salvador,
Laureate Internacional Universities, como requisito parcial
para obtenção do título de Mestre.

Orientadores: Prof. Dr. Paulo Roberto Britto Guimarães.
Prof. Dr. Simão Pedro de Almeida Pinho.

Salvador
2016

FICHA CATALOGRÁFICA

(Elaborada pelo Sistema de Bibliotecas da Universidade Salvador, Laureate Internacional Universities)

Ferreira, Tatiana de Freitas

Definição de plano de melhorias de desempenho da Unidade de Hidrogênio da planta de cloro-soda de Aratu e avaliação de viabilidade econômica./ Tatiana de Freitas Ferreira. – Salvador, 2016.

117 f.: il.

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação, Mestrado em Energia da UNIFACS Universidade Salvador, Laureate Internacional Universities, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre.

Orientadores: Prof. Dr. Paulo Roberto Britto Guimarães.
Prof. Dr. Simão Pedro de Almeida Pinho.

1. Eletrólise. 2. Hidrogênio. 3. Cloro. I. Guimarães, Paulo Roberto Britto, orient. II. Pinho, Simão Pedro de Almeida. III. Título.

CDD: 660.2

TATIANA DE FREITAS FERREIRA

DEFINIÇÃO DE PLANO DE MELHORIAS DE DESEMPENHO DA UNIDADE DE
HIDROGÊNIO DA PLANTA DE CLORO-SODA DE ARATU E AVALIAÇÃO DE
VIABILIDADE ECONÔMICA

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Regulação da Indústria de Energia, Mestrado em Energia da UNIFACS Universidade Salvador, Laureate Internacional Universities, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre, à seguinte banca examinadora.

Paulo Roberto Britto Guimarães – Orientador _____
Doutor em Engenharia Química pela University of Leeds, Inglaterra
UNIFACS Universidade Salvador, Laureate Internacional Universities

Simão Pedro de Almeida Pinho – Orientador _____
Doutor em Engenharia Química pela Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, Portugal
Conselheiro da Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado da Bahia - FAPESB, Brasil

Regina Ferreira Vianna _____
Doutora em Chemical Engineering pela University of Leeds, Inglaterra
Universidade Federal da Bahia - UFBA

Leonardo Sena Gomes Teixeira _____
Doutor em Química pela Universidade Federal da Bahia - UFBA
Universidade Federal da Bahia - UFBA

Salvador, 21 de outubro de 2016.

AGRADECIMENTOS

Recebi muitos incentivos para concluir esse trabalho e escrevo algumas palavras em retribuição a esse apoio:

Agradeço a Dow Brasil pelo apoio financeiro, pela disponibilidade de informações técnicas e pela oportunidade de desenvolver um estudo sobre uma de suas unidades.

Ao professor Paulo Guimarães pela orientação e confiança no desenvolvimento dessa dissertação. Ao professor Simão Pedro pelas excelentes ideias e criteriosa revisão de todo o trabalho.

A todas as pessoas queridas que me acompanharam nesse momento: Washington, que sempre acreditou nesta realização, Lobão, Sofia, Ana Caroline, Paula, Osnan, Angélica, Gerson e Jair, pelos incentivos nos momentos desafiadores, Fernando, por toda ajuda na coleta de dados e discussões sobre a unidade de hidrogênio.

Ao professor Daniel Barbosa pela ajuda durante a pesquisa de artigos e orientação na publicação de outros trabalhos, que contribuíram para meu desenvolvimento.

A Universidade Salvador e ao Mestrado em Energia, pela oportunidade de aprendizado e orientação no desenvolvimento dessa dissertação.

A meus sobrinhos queridos, Lucas e Valentina, meus irmãos, Lucas e Danilo e minhas tias Dilza e Lúcia pela torcida e orações para a finalização dessa tese.

E, o meu agradecimento especial, a minha mãe Célia e minha avó Maria Angélica, pela motivação, inspiração e exemplo.

RESUMO

O processo de produção de cloro, através da eletrólise da salmoura em células de diafragma, produz hidrogênio como subproduto. Esta corrente é lavada, resfriada e comprimida para posterior distribuição para as caldeiras, onde é utilizada como combustível para geração de vapor e para os fornos de ácido clorídrico, onde é utilizado como reagente para produção de solução aquosa de ácido clorídrico a 32% em massa. Parte da produção de hidrogênio das séries eletrolíticas é descartada para atmosfera por ineficiência e sub dimensionamento dos equipamentos da área de processamento de hidrogênio. O objetivo deste trabalho é identificar as restrições de capacidade e propor ações para melhoria de desempenho desta unidade produtora de hidrogênio para eliminar as perdas de produção. Inicialmente, foi realizada a avaliação do sistema de medidas e foram desenvolvidos os balanços de massa, energia, assim como a definição das premissas para o modelo. Foi realizada uma coleta de dados, verificação das premissas e avaliação de incerteza de medições. Foi construída uma simulação do processo no Aspen e o modelo de propriedades foi selecionado e verificado com dados experimentais. Os dados coletados foram usados na alimentação e validação da simulação. O modelo proposto se mostrou capaz de representar o processo e assim foi utilizado para avaliação de estratégias de aumento da utilização da unidade de hidrogênio. Os investimentos identificados para maximizar a utilização de hidrogênio foram detalhados em um plano de tecnologia e manutenção, com estudo de viabilidade econômica. Entre as diversas opções estudadas, recomenda-se a rota de investimentos onde foram inicialmente recuperados os principais equipamentos, torre de refrigeração e coluna de lavagem e resfriamento. Depois é proposta a troca do compressor, com ganho de maior flexibilidade operacional. A implementação desses investimentos resultará em economia financeira, relacionada ao aumento do uso de hidrogênio na geração de vapor e redução do uso de outros combustíveis.

Palavras chaves: Eletrólise. Hidrogênio. Cloro. Simulação. Torre de Refrigeração. Compressão.

ABSTRACT

The chlorine production process through brine electrolysis, using diaphragm cells, results in a byproduct production of hydrogen gas. This stream is washed, cooled and compressed before it is sent to consumers: boilers that use hydrogen as a complementary fuel for steam generation and chloridric acid burner, where hydrogen is used to react with chlorine to generate chloridric acid 32% solution (mass percentage). Part of hydrogen production at electrolysis series is released to atmosphere due to poor efficiency and low design capacity for hydrogen area equipment. The main objective of this study is to identify the capacity restrictions and proposes performance improvement actions to eliminate the hydrogen production losses to atmosphere. Initially, it was evaluated the measurement system and it was developed the mass and energy balance and defined the model premises. The data collection was performed, the premises were checked and the uncertainty measurements were evaluated. The Aspen simulation was built and a physical properties model was selected and checked with experimental data. The data collected were used to feed and validate the simulation. The proposed model was able to describe the process and it was used to evaluate strategies to increase hydrogen unity utilization. The investments needed to maximize the hydrogen utilization are detailed at a technology and maintenance plan, with an economic viability analysis. After some options evaluation, it was recommended an investment route where initially main equipment will be recovered, cooling tower and washing and cooling column. Later, it is proposed an evaluation for compressor change, bringing more operational flexibility. Projects implementation will result financial savings regarding to an increase of hydrogen utilization at boilers replacing other fuels.

Keywords: Electrolysis. Hydrogen. Chlorine. Simulation. Cooling Tower. Compression.

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Produção mundial de cloro em 2014	23
Tabela 2.2 - Capacidade instalada de cloro no Brasil, em dezembro 2014 [6]	23
Tabela 2.3 - Alteração na capacidade instalada de produção de cloro no Brasil, entre 2000 e 2014, de acordo com as três diferentes tecnologias disponíveis [6].....	24
Tabela 3.1 - Comparação entre as temperaturas de projeto e reais (em 2009) na unidade de tratamento de hidrogênio [20]	41
Tabela 3.2 - Comparação entre as temperaturas na unidade de tratamento de hidrogênio nos anos de 2009 e 2016 [20].....	42
Tabela 3.3 - Comparação entre as temperaturas na unidade de tratamento de hidrogênio para diferentes pressões de descarga do compressor (setembro de 2009) [20].....	43
Tabela 4.1 - Plano de coleta de dados com as variáveis em cada uma das correntes do processo.	54
Tabela 4.2 - Valores médios e análises estatísticas de todas as variáveis medidas no teste experimental [20].....	67
Tabela 5.1 - Dados de utilizações da área de cloro e hidrogênio de Aratu [20].....	75
Tabela 5.2 - Validação de dados por balanço térmico no reservatório de água quente.....	78
Tabela 5.3 - Dados e balanços para a coluna de lavagem e resfriamento	79
Tabela 5.4 - Resultados da validação do modelo do Aspen para a coluna de lavagem e resfriamento com alimentação de água fria direto na coluna	80
Tabela 5.5 - Resultados da validação do modelo do Aspen para a coluna de lavagem e resfriamento com parte da alimentação de água fria desviada para o fundo e com arraste para compressor.....	81
Tabela 5.6 - Dados e balanços para o compressor de hidrogênio.....	82
Tabela 5.7 - Resultados da validação do modelo do Aspen para o compressor de hidrogênio	82
Tabela 5.8 - Desempenho do compressor de hidrogênio em diferentes momentos e condições operacionais.....	84
Tabela 5.9 - Dados e balanços para a torre de refrigeração.....	86
Tabela 5.10 - Dados e cálculos de desempenho da torre de refrigeração.....	87
Tabela 5.11 - Desempenho da torre de refrigeração comparado ao projeto em 1994, 2009 e 2016	
Tabela 6.1 - Resultados simulados para reparo do ventilador e limpeza dos distribuidores da torre de refrigeração.....	91
Tabela 6.2 - Resultados simulados para a substituição de internos da coluna de lavagem e resfriamento	93
Tabela 6.3 - Resultados simulados para a substituição do compressor após melhoria parcial da torre de refrigeração.....	95
Tabela 6.4 - Resultados simulados para a recapitação da torre de refrigeração, após alguns reparos	96

Tabela 6.5 - Resultados simulados para a recapacitação da torre de refrigeração, após projeto de substituição dos internos da coluna de lavagem e resfriamento	98
Tabela 6.6 - Resultados simulados para a troca do compressor, após projeto de substituição dos internos da coluna de lavagem e resfriamento.....	99
Tabela 6.7 - Resultados simulados para a substituição do compressor após a recapacitação da torre de refrigeração.....	101
Tabela 7.1 - Estimativa preliminar de investimentos identificados para a área de hidrogênio	
Tabela 7.2 - Resultados financeiros para a primeira escolha entre as rotas de investimentos	
Tabela 7.3 Resultados financeiros para a segunda escolha entre as rotas de investimentos .	106
Tabela 7.4 - Resultados obtidos após a recuperação do ventilador da torre de refrigeração comparados com os dados estimados com o modelo	108
Tabela A1 - Dados coletados e simulados das correntes 1 a 7 da área de hidrogênio	117
Tabela A2 - Dados coletados e simulados das correntes 8 a 14 da área de hidrogênio	117

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Representação de uma célula eletrolítica para eletrólise da salmoura e produção de hidrogênio, cloro e soda cáustica [6]	26
Figura 3.1 - Localização da unidade de cloro-soda em Aratu [17]	30
Figura 3.2 - Processo de produção de cloro-soda da Dow Brasil em Aratu [17]	31
Figura 3.3 - Sistema de venteio principal do coletor de hidrogênio [18]	32
Figura 3.4 - Diagrama de inflamabilidade do sistema ternário H ₂ -O ₂ -N ₂ [18]	33
Figura 3.5 - Desenho do funcionamento interno da coluna de lavagem e resfriamento de hidrogênio [18]	35
Figura 3.6 - Desenho do funcionamento da torre de refrigeração [18]	36
Figura 3.7 - Desenho interno de um compressor de anel líquido [18]	38
Figura 4.1 - Diagrama da unidade de hidrogênio com a numeração das correntes analisadas e medições de variáveis disponíveis para coleta de dados experimentais [18]	47
Figura 4.2 - Relação percentual entre produção e capacidade da área de cloro e eficiência da área de hidrogênio [20]	55
Figura 4.3 - Intensidade de corrente do motor do compressor de hidrogênio [20]	56
Figura 4.5 - Variação do nível do reservatório de água quente [20]	57
Figura 4.6 - Variação do nível do vaso separador [20]	58
Figura 4.7 - Variação do nível da coluna de lavagem [20]	58
Figura 4.8 - Abertura da válvula de venteio da descarga do compressor [20]	59
Figura 4.9 - Fração mássica de oxigênio no hidrogênio [20]	61
Figura 4.10 - Posição fechada das válvulas de reciclo do compressor de hidrogênio [20]	62
Figura 4.11 - Vazão de nitrogênio para unidade de hidrogênio [20]	63
Figura 4.12 - Perfil de temperatura e nível da torre de refrigeração com a adição de água bruta [20]	64
Figura 4.13 Fechamento do venteio do coletor de hidrogênio e utilização da área de hidrogênio [20]	65
Figura 4.14 Comparação entre dados simulados pelo modelo NRTL-SRK e os dados extraídos da literatura para solubilidade do hidrogênio na água [31]	70
Figura 4.15 - Comparação entre dados regredidos pelo modelo NRTL-SRK e os dados extraídos da literatura para solubilidade do hidrogênio na água [32]	71
Figura 5.1 - Ciclo de temperaturas da área de hidrogênio durante a noite e dia em Julho 2016 [20]	76

Figura 5.2 - Ciclo de temperaturas da área de hidrogênio durante a noite e dia em Setembro 2009 [20]	77
Figura 5.3 - Fotos dos internos do compressor de hidrogênio com incrustações	85
Figura 6.1 - Diagrama com a sequência de ações de melhorias para avaliação da melhor rota de investimentos	90
Figura 6.2 - Diagrama com a sequência de ações de melhorias para avaliação da melhor rota de investimentos e o resultado esperado de cada ação, para aumento da utilização da área e redução do uso de gás natural e emissões de dióxido de carbono.....	102

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	17
1.1 IMPORTÂNCIA E MOTIVAÇÃO	17
1.2 OBJETIVOS	18
1.3 ORGANIZAÇÃO DA DISSERTAÇÃO	19
2 TECNOLOGIAS DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO	21
2.1 REVISÃO DE TECNOLOGIAS DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO.....	21
2.2 PRODUÇÃO HIDROGÊNIO EM PROCESSOS DE CLORO-SODA	22
2.3 TECNOLOGIAS DE CLORO-SODA	23
2.3.1 <i>Tecnologia de Células de Diafragma</i>	24
2.3.2 <i>Tecnologia de Células de Membrana</i>	24
2.3.3 <i>Tecnologia de Células de Mercúrio</i>	25
2.4 GERAÇÃO DO HIDROGÊNIO	25
2.5 CONSUMO DE ENERGIA NA ELETRÓLISE DA SALMOURA	26
2.6 CONTEÚDO ENERGÉTICO DO HIDROGÊNIO.....	27
2.7 ARMAZENAMENTO DE HIDROGÊNIO	27
2.8 IMPACTO AMBIENTAL NA PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO	28
3 A FÁBRICA DE CLORO-SODA DA DOW BRASIL EM ARATU	30
3.1 PROCESSO GERAL	30
3.2 UNIDADE DE HIDROGÊNIO	31
3.2.1 <i>Geração de Hidrogênio nas Séries Eletrolíticas e Sistema Coletor</i>	31
3.2.2 <i>Processo de Lavagem e Resfriamento do Hidrogênio</i>	34
3.2.3 <i>Refrigeração da Água Usada no Resfriamento do Hidrogênio</i>	35
3.2.4 <i>Compressão do Hidrogênio</i>	37
3.2.5 <i>Remoção da Água e Distribuição</i>	38

3.2.5.1 Vaso de Separação.....	38
3.2.5.2 Sistema de Distribuição de Hidrogênio.....	39
3.2.6 <i>Histórico de Mudanças na Unidade de Hidrogênio</i>	40
3.2.6.1 Aumento da Capacidade Produtiva.....	40
3.2.6.2 Aumento da Capacidade do Ventilador da Torre de Refrigeração e Rotação do Compressor de Hidrogênio.....	40
3.2.6.3 Perda de Capacidade de Refrigeração e Uso de Água de Processo.....	42
3.2.6.4 Início da Operação do Segundo Forno de HCl.....	42
4 METODOLOGIA DE TRABALHO	45
4.1 AVALIAÇÃO DO SISTEMA DE MEDIDAS.....	46
4.2 DEFINIÇÃO DO PLANO DE MEDIÇÕES.....	48
4.2.1 <i>Balancos de Massa, Energia e Premissas Adotadas</i>	48
4.2.1.1 Balanço Global da Unidade de Hidrogênio.....	48
4.2.1.2 Balanço Global para o hidrogênio.....	49
4.2.1.3 Balanço de hidrogênio na coluna de lavagem:.....	50
4.2.1.4 Balanço global de água.....	50
4.2.1.5 Balanço de água na coluna de lavagem.....	51
4.2.1.6 Balanço de água no compressor e vaso separador.....	51
4.2.1.7 Balanço térmico da bacia de água quente e do recheio da torre de refrigeração.....	51
4.2.1.8 Balanço na bacia de água fria da torre de refrigeração.....	52
4.2.1.9 Balanço de energia no reservatório de água quente.....	52
4.2.1.10 Balanço de energia na coluna de lavagem.....	53
4.2.2 <i>Definição de Variáveis para Plano de Medições</i>	54
4.3 PLANEJAMENTO DE COLETA DE DADOS EXPERIMENTAIS.....	54
4.4 VALIDAÇÃO DAS PREMISSAS DO MODELO.....	56

4.4.1 Premissa 1: O processo é contínuo e o regime estacionário foi considerado para os cálculos.....	56
4.4.2 Premissa 2: os dados coletados tiveram o venteio pela descarga da unidade bloqueados	59
4.4.3 Premissa 3: foi considerado nulo o conteúdo de hidrogênio absorvido na água.....	59
4.4.4 Premissa 4: Todas as correntes de hidrogênio estão saturadas em vapor de água e foram considerados nulas as concentrações de outros componentes.....	60
4.4.5 Premissa 5: A diferença de pressão do recheio da coluna de lavagem é muito pequena e a pressão de sucção do compressor é em torno de 15 mm H ₂ O	61
4.4.6 Premissa 6: Os dados foram coletados no limite da capacidade da unidade e as alimentações de nitrogênio deverão estar fechadas.....	61
4.4.7 Premissa 7: Todo calor removido na torre de refrigeração é considerado calor latente	63
4.4.8 Premissa 8: Não há perdas de energia no reservatório de água quente e não há adição de água de processo	63
4.5 SELEÇÃO DE DADOS EXPERIMENTAIS	65
4.6 AVALIAÇÃO DE INCERTEZAS DE MEDIÇÃO E VALIDAÇÃO DO MODELO.....	66
4.7 SIMULAÇÃO DE PROCESSO NO ASPEN PLUS V8.6	68
4.7.1 Modelo de Propriedades Físicas e Equilíbrio Líquido-Vapor.....	69
4.7.1.1 Modelo Aplicável a Unidades de Hidrogênio da Dow	69
4.7.1.2 Equação de Estado SRK.....	69
4.7.1.3 NRTL e Lei de Henry para Cálculo de Solubilidade Hidrogênio em Água.....	69
4.7.1.4 Teste do Modelo NRTL-SRK por Regressão de Dados Experimentais.....	70
4.7.2 Modelo para Coluna de Lavagem e Resfriamento	71
4.7.3 Modelo para Compressor de Hidrogênio.....	72
4.7.4 Modelo para Torre de Refrigeração	72
4.8 METODOLOGIA PARA ANÁLISE FINANCEIRA DOS PROJETOS	72

5 DISCUSSÃO DOS DADOS E VALIDAÇÃO DO MODELO DA UNIDADE	75
5.1 DISCUSSÃO DOS DADOS COLETADOS.....	75
5.2 VALIDAÇÃO DO MODELO COM DADOS EXPERIMENTAIS E AVALIAÇÕES DE DESEMPENHO..	77
5.2.1 <i>Validação do Modelo no Reservatório de Água Quente</i>	77
5.2.2 <i>Coluna de Lavagem e Resfriamento</i>	78
5.2.2.1 Validação do Modelo.....	78
5.2.2.2 Avaliação de Desempenho	81
5.2.3 <i>Compressor de Hidrogênio</i>	81
5.2.3.1 Validação do Modelo.....	81
5.2.3.2 Avaliação de Desempenho	83
5.2.4 <i>Avaliação de Desempenho da Torre de refrigeração</i>	85
6 PLANO DE MELHORIA DE DESEMPENHO DA UNIDADE DE HIDROGÊNIO .89	
6.1 AÇÕES DE MELHORIA E ROTAS DE MELHORIA DE DESEMPENHO.....	89
6.2 SIMULAÇÃO DE DESEMPENHO DAS AÇÕES DE MELHORIA E ESCOLHA DE ROTAS DE INVESTIMENTOS.....	90
6.2.1 <i>Avaliação da Ação 1</i>	90
6.2.2 <i>Avaliação das Ações 2, 3 e 4</i>	92
6.2.2.1 Ação 2.....	92
6.2.2.2 Ação 3.....	94
6.2.2.3 Ação 4.....	95
6.2.3 <i>Avaliação das Ações 5, 6 e 7</i>	96
6.2.3.1 Ação 5.....	97
6.2.3.2 Ação 6	98
6.2.3.3 Ação 7.....	100
6.2.4 <i>Impacto da Implementação Sequencial do Plano de Melhorias</i>	101

7 ANÁLISE FINANCEIRA DAS ROTAS DE INVESTIMENTOS.....	104
7.1 INVESTIMENTOS, CÁLCULOS DE ECONOMIA E RETORNO FINANCEIRO.....	104
7.2 ESCOLHA DA ORDEM DE EXECUÇÃO DOS INVESTIMENTOS	105
7.3 ESCOLHA DAS ROTAS DE INVESTIMENTOS	106
7.3.1 Avaliação da Rota 1 ou Rota 1 Parcial.....	106
7.3.2 Avaliação da Rota 2	107
7.4 PRIMEIROS RESULTADOS E PRÓXIMOS PASSOS	107
8 CONCLUSÕES E CONSIDERAÇÕES FINAIS	110
REFERÊNCIAS	113
APÊNDICE A – TABELAS A1 E A2	117

Capítulo 1
INTRODUÇÃO

1 INTRODUÇÃO

1.1 IMPORTÂNCIA E MOTIVAÇÃO

A procura da redução do consumo de energia nos processos produtivos tem sido objeto de vários estudos e investimentos. Em processos de cloro-soda, a redução de perdas é um dos objetivos prioritários, visto que as fábricas são usuárias intensivas de energia elétrica, para a eletrólise, e utilizam muito gás natural para produção de vapor, utilizado na concentração da soda cáustica. Portanto, faz-se necessário maximizar o aproveitamento energético dos produtos e subprodutos do processo, a fim de reduzir custos operacionais.

Nas células eletrolíticas, é também gerada uma corrente de hidrogênio que, normalmente, é aproveitada para geração de vapor e ácido clorídrico, para uso interno. Hoje existem barreiras tecnológicas que dificultam a maximização do uso de hidrogênio neste processo integrado e este trabalho contribuirá para o conhecimento desses problemas, possibilitando a construção de um plano de tecnologia.

O aumento do uso do combustível hidrogênio em caldeiras tem um impacto ambiental positivo muito importante, visto que este não produz gases de efeito estufa em sua combustão. Portanto, a substituição do gás natural por hidrogênio possui um impacto significativo na redução de emissões de dióxido de carbono para a atmosfera.

Este trabalho disponibilizará um modelo para a unidade produtora de hidrogênio, validado com dados coletados em uma unidade industrial. Foi utilizado um modelo da biblioteca de simulações da The Dow Chemical, alterado para as condições de processo e equipamentos da unidade produtora de hidrogênio da planta de cloro e soda cáustica de Aratu. No estudo, propõe-se identificar eventuais restrições físicas de equipamentos e sugerir o melhor projeto para a sua adequação à capacidade requerida. A implementação das melhorias identificadas neste projeto poderá significar uma redução do consumo de gás natural e de emissões de dióxido de carbono resultante da queima de gás natural nas caldeiras.

1.2 OBJETIVOS

Esse trabalho tem como objetivo geral a modelagem e simulação de uma planta de cloro e soda cáustica, visando à melhoria do desempenho do processo, em termos de aumento de produção de hidrogênio. Em particular, pretende-se investigar as causas de ineficiência na unidade de lavagem, resfriamento e compressão de hidrogênio da planta estudada, a fim de eliminar perdas de hidrogênio para atmosfera, propor melhorias de processo e elaborar um estudo de viabilidade técnica e econômica.

Como objetivos específicos, pode-se citar:

- Levantar estudos atuais sobre tecnologias de produção de hidrogênio, assim como suas utilizações como intermediário para produção de outros químicos ou como vetor energético.
 - Disponibilizar um modelo matemático, consistente com as leis da física e química, representativo da unidade em estudo. Utilizar esse modelo para avaliar as atuais limitações da unidade de hidrogênio da unidade da Dow Brasil em Aratu;
 - Identificar as eventuais mudanças necessárias em equipamentos existentes, através da definição do escopo de ações de melhorias de desempenho, utilizando o modelo da unidade para estimar seus retornos em aumento de capacidade.
 - Quantificar a relação entre custos de investimento aumento de capacidade da unidade de hidrogênio, economia de energia e redução de emissões de gases de efeito estufa, pela redução do consumo de gás natural na geração de vapor, para as diferentes propostas de alteração do processo;
 - Disponibilizar o estudo de viabilidade para a implementação das melhorias identificadas neste projeto, resultando em economia financeira pela redução no consumo de gás natural;
-

1.3 ORGANIZAÇÃO DA DISSERTAÇÃO

Este estudo aborda aspectos da produção e uso de hidrogênio, globalmente, assim como desenvolve avaliações específicas sobre a unidade de hidrogênio da planta de cloro-soda da Dow Brasil em Aratu-BA. Este trabalho está dividido em 10 capítulos, os quais são aqui resumidos:

- Capítulo 1: trata dos objetivos desse trabalho e os resultados esperados;
 - Capítulo 2: apresenta um resumo das tecnologias de produção de hidrogênio, um descritivo sobre sua produção em unidades de cloro-soda, e um breve resumo das tecnologias disponíveis. Explora os estudos sobre o uso de hidrogênio, como reservatório de energia, aspectos sobre seu conteúdo energético, e utilização como combustível. Aborda também os impactos ambientais da produção e uso do hidrogênio;
 - Capítulo 3: descreve a unidade de cloro-soda da Dow Brasil em Aratu, o processo de produção e tratamento do hidrogênio, assim como seu uso como matéria-prima, para produção de ácido clorídrico, e combustível, para as caldeiras. Ainda tem um breve histórico operacional da unidade de hidrogênio, que servirá como introdução para compreensão do acúmulo de ineficiências nos equipamentos;
 - Capítulo 4: apresenta a metodologia para coleta de dados, construção de modelo e avaliação de oportunidades;
 - Capítulo 5: são discutidos os dados coletados e o resultado do modelo é usado para avaliação do desempenho de cada equipamento;
 - Capítulo 6: são propostas diversas ações de melhoria, que abrangem manutenção dos equipamentos e projetos de substituição de alguns equipamentos, para retorno da capacidade da unidade. Também são avaliados projetos para aumentar capacidade e flexibilidade operacional da unidade de hidrogênio;
 - Capítulo 7: foram estimados os custos de implementação de cada ação e calculadas as taxas de retorno para cada projeto, individualmente, ou combinadas, em rotas, onde temos algumas ações com implementação sequencial, baseado na disponibilidade de recursos;
 - Capítulo 8: apresenta as conclusões e considerações finais desse estudo, assim como recomendações para futuras avaliações e estudos.
-

Capítulo 2
TECNOLOGIAS DE PRODUÇÃO DE
HIDROGÊNIO

2 TECNOLOGIAS DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO

2.1 REVISÃO DE TECNOLOGIAS DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO

Os processos de produção de hidrogênio se dividem pelo uso de matéria-prima de fontes fósseis e renováveis. As tecnologias utilizadas são a reforma de hidrocarbonetos (a vapor, oxidação parcial, autotérmico, plasma e em fase aquosa) e a pirólise. Esses processos convertem químicos como gasolina, amônia, metanol e biomassa. Também existem os processos de eletrólise da água. Estes processos produtivos são relacionados na literatura como meios de produção de hidrogênio para alimentar uma futura “Economia de Hidrogênio” [1].

Os processos por reforma utilizam vapor, oxigênio, eletricidade (por plasma) ou bastante calor, como na pirólise. Esses processos de produção de hidrogênio possuem um alto custo e uso energético, além de necessitarem ainda investimentos tecnológicos para redução de emissões de monóxido de carbono, dióxido de carbono e ácido sulfídrico. Os processos comerciais foram desenvolvidos e justificados para a produção do hidrogênio com o objetivo final de geração de outros químicos, com maior valor agregado, como por exemplo, a amônia e alguns usos em refinarias. Um quadro que mostra a maturidade e a escala de uso das tecnologias foi descrito por Holladay et al [1]. As tecnologias aí descritas como comerciais são: a reforma a vapor e oxidação parcial de hidrocarbonetos, a gaseificação de biomassa e a eletrólise alcalina.

Em alguns estudos que abordam o ciclo produtivo de algumas rotas de geração de hidrogênio, estão sendo realizados para avaliação da viabilidade e impacto ambiental do início ao fim da cadeia, como para o processo de reforma a vapor do gás natural [2] e outros estudos para vários processos [3, 4]. Esses estudos alertam para a necessidade de retornar para o início da cadeia, para contabilizar a energia gasta, o impacto do uso da sua fonte, uso de matérias-primas derivadas do petróleo e o impacto em emissões de gases poluentes na produção de hidrogênio para conversão em energia. Também fazem uma análise financeira para avaliar o quanto são importantes, os aspectos de custo de energia e matérias-primas, para garantir rentabilidade no uso do hidrogênio como vetor energético. Note-se o exemplo da tecnologia de reforma por plasma onde o uso de energia elétrica é tão intensivo que, a depender do custo da energia elétrica, o custo de produção era maior que o custo de transformar o hidrogênio em energia [1].

Essa avaliação do ciclo produtivo do hidrogênio é extremamente importante para reduzir o excessivo otimismo de uma economia de hidrogênio, que é alardeado como um combustível

totalmente limpo. Porém, esse fato é verdade se analisar-se apenas a ponta da cadeia. Se todas as perdas energéticas, de cada subprocesso, fossem somadas, desde a produção do hidrogênio, até o seu uso, mostraria que muitas vezes há desperdício no uso de energia. Um exemplo seria a opção de produção de hidrogênio por reforma da amônia, na qual sabe-se que boa parte do hidrogênio produzido por reforma de hidrocarbonetos é utilizada na própria geração da amônia [5]. A energia utilizada provavelmente seria maior que a energia disponibilizada nas células de geração de energia.

Esses argumentos não têm o objetivo de reduzir a importância do uso do hidrogênio como vetor energético, mas visa trazer esclarecimentos sobre algumas questões importantes para viabilização do seu uso, gerando ações de estudos e desenvolvimento de tecnologias que minimizem esses impactos e tornem seu uso viável tecnicamente, financeiramente e com o mínimo impacto possível ao meio ambiente.

Existem outros processos produtivos, que geram hidrogênio, como subproduto. Normalmente, o hidrogênio é aproveitado como combustível para gerar calor, como por exemplo, na eletrólise da salmoura e processos de desidrogenação catalítica. Esses processos são pouco abordados na literatura como opções de utilização do hidrogênio. Essa integração seria muito importante para avaliar a melhor utilização do hidrogênio, já que sua produção independente é muito custosa e poluente.

A produção total anual de hidrogênio é cerca de 100 Mton: metade é utilizada na produção de amônia e a outra é utilizada nas refinarias [5]. A maior parte proveniente de processos de reforma a vapor e gaseificação [5]. Cerca de 97% da produção mundial de hidrogênio é proveniente da reforma a vapor do gás natural [3]. A parcela de hidrogênio, gerada como subproduto, nem sempre é contabilizada, e parte é despedaçada por dificuldades de processamento e demandas de uso para gerar calor, sem outras alternativas para utilização. Essa é a realidade da unidade da planta de cloro-soda de Aratu, assim como de muitas outras plantas de cloro-soda no mundo [6].

2.2 PRODUÇÃO HIDROGÊNIO EM PROCESSOS DE CLORO-SODA

No âmbito do processo de produção de cloro-soda, o hidrogênio é um subproduto. A produção mundial de cloro foi estimada em 2014 em 68,2 milhões de toneladas, como indicado na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 - Produção mundial de cloro em 2014

Produção em 2014	Milhões de toneladas	Ref
Mundial	68,2	[7]
Brasil	1,26	[6]
Estados Unidos	10,8	[8]
Europa	9,6	[8]

Dados de 2014 mostram que a produção no Brasil foi em torno de 1,26 milhões de toneladas, conforme indicado na Tabela 2.1, sendo os principais produtores, a Dow Brasil, na Bahia e a Braskem, em Alagoas. Na Tabela 2.2, estão listadas as capacidades produtivas da Dow Brasil, Braskem e a soma dos demais. Essas duas empresas possuem juntas capacidade um pouco mais da metade da capacidade de produção no Brasil [6].

Uma fábrica de cloro-soda produz hidrogênio que representa cerca de 2,8% da produção de cloro. Portanto, em 2014, no Brasil, foram produzidas cerca de 35,28 mil toneladas, normalmente utilizados para geração de vapor em processos integrados.

Tabela 2.2 - Capacidade instalada de cloro no Brasil, em dezembro 2014 [6]

Empresas	Capacidade	
	mil toneladas	%
Braskem	409	26
Dow Brasil	415	27
Outros	740	47
Capacidade instalada em 2014	1565	

2.3 TECNOLOGIAS DE CLORO-SODA

A produção de cloro-soda por eletrólise de salmoura é realizada através de três tecnologias: células de mercúrio, células de diafragma e células de membrana. Nesta seção apresentam-se as principais características técnicas de cada uma das tecnologias.

A distribuição da produção entre as três tecnologias no Brasil mostra que ainda prevalecem as células de diafragma. Porém, quando comparadas às parcelas de cada tecnologia em 2000 e 2014, confirma-se a tendência de expansão das células de membrana, de 4% em 2000 para 24% em 2014, onde o processo integrado possui um consumo de energia inferior. Ainda é notada a redução das células de mercúrio, de 25% em 2000 para 14% em 2014, devido a aspectos ambientais e de saúde relacionados com o manuseio do mercúrio. As células de diafragma também passam por uma transformação tecnológica, onde faz-se necessário a conversão para diafragmas que não utilizam amianto, devido também a aspectos de saúde. Na Tabela 2.3 é

possível observar de que forma a percentagem do uso das diferentes tecnologias no Brasil se alterou entre 2000 e 2014.

Tabela 2.3 - Alteração na capacidade instalada de produção de cloro no Brasil, entre 2000 e 2014, de acordo com as três diferentes tecnologias disponíveis [6]

Capacidade instalada % por tecnologia	2000	2014
Diafragma	71	62
Membrana	4	24
Mercúrio	25	14

2.3.1 Tecnologia de Células de Diafragma

Atualmente, em todo o mundo, a maior parte do cloro é obtida através da tecnologia com células a diafragma que representa cerca de 60% da produção total, enquanto no Brasil, esse valor atinge cerca de 2/3 da produção total. Os produtos deste tipo de células são o cloro gasoso, o hidrogênio gasoso e o efluente de célula, composto de uma solução de hidróxido de sódio e cloreto de sódio. Uma corrente elétrica retificada flui entre dois eletrodos para gerar um diferencial de potencial suficiente para resultar as reações de oxi-redução

Uma solução quase saturada de cloreto de sódio (salmoura) entra no compartimento do ânodo da célula diafragma, e flui, através deste, para o compartimento do cátodo. Os íons cloreto são oxidados no ânodo para a produção do cloro. O hidrogênio gasoso e íons hidróxido são produzidos no cátodo. Os íons sódio migram através do diafragma passando do compartimento do ânodo para o lado do cátodo para produzir o efluente de células, contendo 10 a 12% em massa de hidróxido de sódio. Esta solução cáustica diluída é habitualmente enviada a um processo de evaporação do qual resulta uma solução com 50% em massa de hidróxido de sódio, e uma separação do sal. O sal recuperado no processo de evaporação é reutilizado como parte da matéria prima de preparação da salmoura que alimenta as células [6].

2.3.2 Tecnologia de Células de Membrana

Esta tecnologia utiliza membranas trocadoras de íons que são filmes de polímero perfluorado. Estes filmes separam os compartimentos do ânodo e do cátodo na célula. Uma salmoura ultra pura alimenta o compartimento do ânodo, onde os íons cloreto são oxidados para formar o cloro gasoso. As membranas são seletivas aos cátions, o que resulta na predominância de íons sódio e água migrando através da membrana para o compartimento do cátodo. Neste compartimento a água é reduzida para formar o hidrogênio gasoso e íons hidróxido no cátodo. Os íons hidróxido e sódio se combinam para formar o hidróxido de sódio. As células de membrana

produzem tipicamente soluções contendo 30 a 35% de hidróxido de sódio em massa. A solução de hidróxido de sódio pode ser concentrada com uso de evaporadores; em geral a solução é concentrada até alcançar 50% de NaOH em massa na solução [6].

2.3.3 Tecnologia de Células de Mercúrio

A tecnologia a mercúrio utiliza um fluxo de mercúrio que escoo, por gravidade, pelo fundo da célula para o decompositor, isto é o compartimento do cátodo. Os ânodos estão dispostos de forma suspensa em paralelo com a base da célula, a uma distância de poucos milímetros do fluxo do mercúrio. A salmoura alimenta a célula em uma das extremidades e escoo entre os ânodos e o cátodo (mercúrio). O cloro gasoso é desprendido e liberado no ânodo. Os íons sódio são depositados através da superfície do fluxo de mercúrio (cátodo). O sódio se dissolve no mercúrio formando um amálgama líquido. O amálgama flui e passa por gravidade da célula para o decompositor recheado com grafite, onde água deionizada é introduzida. A água extrai quimicamente o metal alcalino do mercúrio produzindo o hidrogênio gasoso e uma solução de hidróxido de sódio, tipicamente a 50% em massa. O mercúrio é então enviado novamente por uma bomba para a entrada da célula, e o processo de eletrólise repetido [6].

2.4 GERAÇÃO DO HIDROGÊNIO

Independentemente da tecnologia usada na célula eletrolítica, acontecem reações de oxidação, aonde a salmoura é convertida em cloro, soda cáustica e hidrogênio:

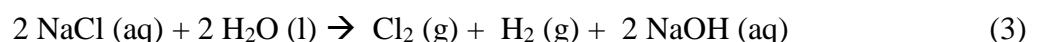
Ânodo, oxidação do cloreto:



Cátodo, redução da água:

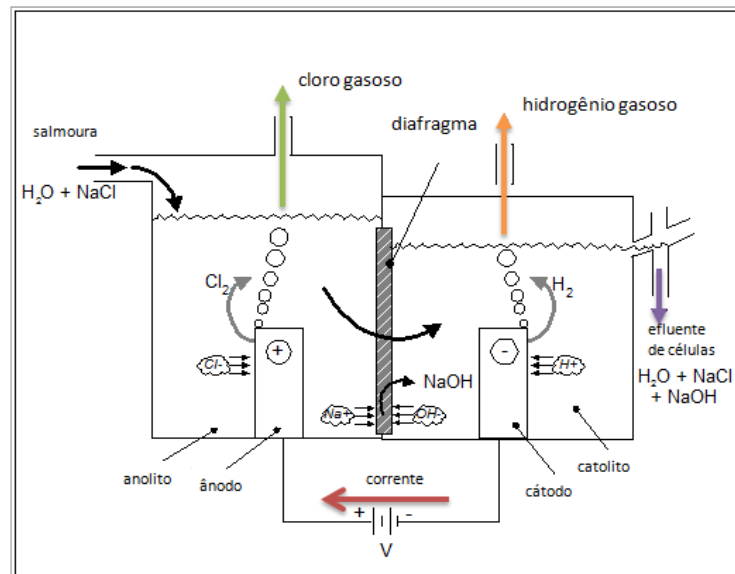


Estequiometria global:



Esse hidrogênio gerado na eletrólise tem boa qualidade e não possui gases tóxicos, comuns quando é proveniente de processos de gaseificação ou reforma. Um esquema representando as reações pode ser observado na Figura 2.1.

Figura 2.1 - Representação de uma célula eletrolítica para eletrólise da salmoura e produção de hidrogênio, cloro e soda cáustica [6]



Dados da indústria brasileira de cloro-soda mostram que existem perdas no aproveitamento do hidrogênio, em torno de 10 a 15% da produção total [6]. Em regiões no mundo, como China e Índia, é muito frequente a não utilização de ainda maior percentagem do hidrogênio produzido devido à ausência de infraestrutura nas plantas [5]. Dados disponibilizados em relatórios de desempenho da indústria de cloro soda na Europa mostram uma utilização de cerca de 90% [9].

2.5 CONSUMO DE ENERGIA NA ELETRÓLISE DA SALMOURA

A tecnologia de cloro-soda é usuária intensiva de energia elétrica, onde, em média, utiliza 3,2 kWh/kg de cloro, e assim a energia elétrica representa cerca de 45% do custo total de produção. O aumento no custo de energia tem impacto direto nas fábricas de cloro-soda brasileiras. Em 2012 esse custo foi 60% maior, comparativamente ao custo de 2007 [6].

Se essa utilização energética fosse representada em relação à produção de hidrogênio, que representa 2,8% da produção de cloro [6], o valor seria em torno de 114 kWh/kg, não contabilizando a energia gasta para o seu processamento.

Vários fatores afetam a utilização de energia nas células eletrolíticas: tecnologia, carga de produção, qualidade da matéria-prima, tempo de vida das séries e ciclos de lavagem, entre outros.

2.6 CONTEÚDO ENERGÉTICO DO HIDROGÊNIO

O hidrogênio tem cerca de 2,4 vezes mais energia que o gás natural por unidade de massa [9], sendo o combustível de maior conteúdo energético entre as fontes de energia mais comuns. A capacidade de estocagem de energia é estimada em 33kWh/kg [10]. Isso representa uma capacidade de armazenagem de energia, muito superior aos demais combustíveis. Porém, o hidrogênio não é encontrado na natureza e muitos processos produtivos possuem alto consumo de energia, como o processo de cloro-soda, por exemplo. O consumo específico de energia elétrica por quantidade de hidrogênio produzido, sem contar a energia utilizada para comprimir e resfriar, é em torno de 114 kWh/kg. Portanto, a viabilidade do uso do hidrogênio como vetor energético, depende da quantidade de energia empregada no processo produtivo [10]. Nas unidades de cloro-soda, essa produção é um subproduto, geralmente aproveitada como combustível para geração de vapor [11].

Muitos estudos estão sendo conduzidos para viabilizar a produção de hidrogênio durante períodos de abundância de recursos renováveis, como em períodos chuvosos, para energia hidroelétrica, períodos de entressafra, para produção a partir de biomassa [12], para posterior utilização em automóveis, geração de calor e produção de energia elétrica durante períodos de escassez [12]. A maior barreira desta estratégia é a baixa eficiência de estocagem de hidrogênio, comparada com outras tecnologias [13]. Estudos concluem que a eficiência na estocagem varia de 14% para aquela usando estocagem com altas pressões em hidratos metálicos, 32% se em tanques de baixa pressão, muito inferiores aos 85% de aproveitamento em baterias convencionais [14].

2.7 ARMAZENAMENTO DE HIDROGÊNIO

O armazenamento do hidrogênio é uma das etapas que necessitam de avanços tecnológicos para reduzir custos e riscos de acidentes de processo. O método convencional é a estocagem como gás comprimido, ou como um gás liquefeito, em condições criogênicas ou a altas pressões. A condição de gás liquefeito, à pressão de 1 atmosfera, é atingida à temperatura de -253 °C e cerca de 30% do conteúdo energético do hidrogênio é utilizado para a liquefação [10]. Outras formas de estocagem em materiais, através do processo de absorção, adsorção e reações químicas, vêm sendo estudadas, porém ainda dependem de avanços na tecnologia de materiais [15].

2.8 IMPACTO AMBIENTAL NA PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO

O hidrogênio é utilizado como combustível alternativo, livre de carbono e a quantidade de energia liberada durante a combustão é superior a combustíveis convencionais [5]. Também é considerado um combustível limpo, devido à liberação apenas de água na sua combustão.

Porém, a contabilização de emissões na produção de hidrogênio é bastante relevante, pois alguns processos são bastante poluentes [5]. A produção de hidrogênio através do carvão é a maior geradora de emissões de dióxido de carbono, 29,33 kg de CO₂ por kg de H₂. Para a produção através do gás natural, que ainda é o processo mais utilizado para a produção de hidrogênio, as emissões ficam em torno de 7,33 kg de CO₂ por kg de H₂ [16]. Apesar de a eletrólise ser apontada como um processo sem emissões de CO₂ é necessário avaliar a fonte de energia elétrica utilizada, pois as emissões devem ser contabilizadas em todo o ciclo produtivo do hidrogênio.

O hidrogênio não é encontrado na natureza e requer processos intensivos, do ponto de vista de energia, para sua produção e muitas vezes bastante poluentes, visto que as tecnologias mais maduras e aplicadas utilizam combustíveis fósseis que resultam em emissões de dióxido de carbono para atmosfera, assim como ácido sulfídrico, proveniente da remoção de enxofre da matéria-prima. Portanto, oportunidades de integração com processos produtivos que geram hidrogênio como subproduto, destinando essa produção para usos com maior valor agregado é uma vertente a ser mais explorada. Hoje o uso desse subproduto é quase limitado a sua queima para geração de calor. Os estudos atuais se concentram em desenvolvimento de inúmeras tecnologias para produção independente de hidrogênio [1, 10, 12, 16] e poucos estudos são apresentados para melhorar o aproveitamento desse subproduto de outras cadeias produtivas .

Neste trabalho, foram abordados aspectos de uma fábrica de cloro-soda, que gera uma corrente rica em hidrogênio, para melhorar o seu aproveitamento energético, promovendo a redução do desperdício dessa corrente. No futuro, essa corrente poderá ser avaliada para outros usos, além da geração de calor nas caldeiras de vapor.

Capítulo 3

A FÁBRICA DE CLORO-SODA DA DOW BRASIL

EM ARATU

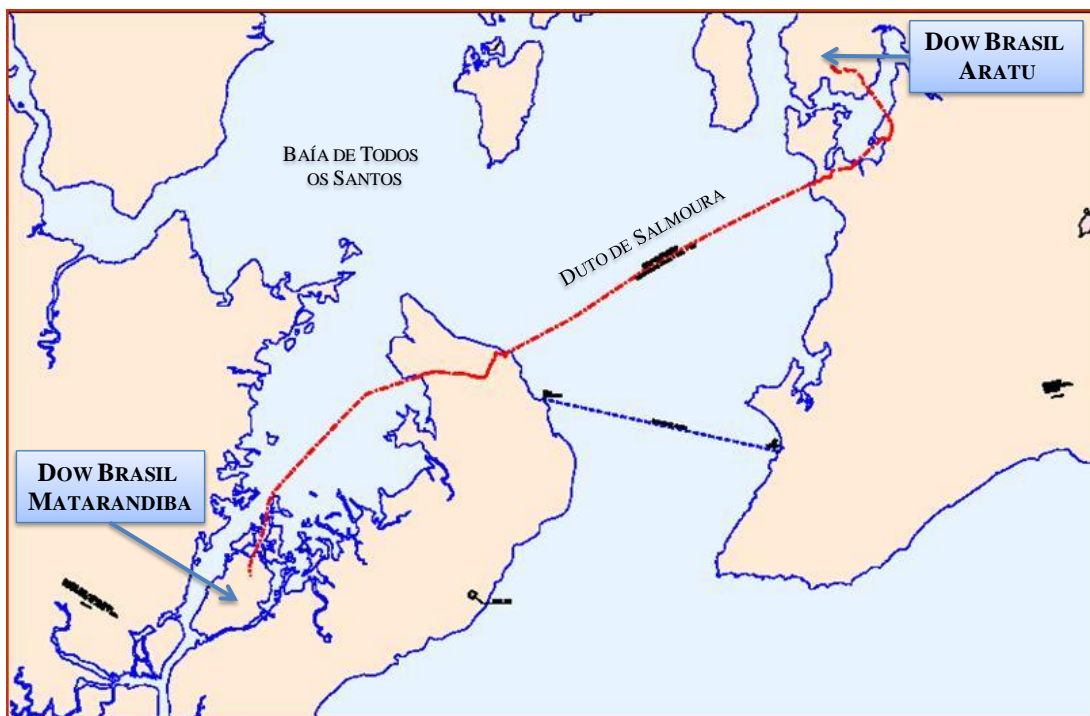
3 A FÁBRICA DE CLORO-SODA DA DOW BRASIL EM ARATU

Nesta seção é apresentada a unidade de produção cloro-soda da fábrica da Dow em Aratu.

3.1 PROCESSO GERAL

A unidade de cloro-soda da Dow Brasil foi instalada no complexo industrial de Aratu e iniciou a sua produção em 1977, como parte de um complexo integrado para produção de solventes clorados, produtos intermediários para defensivos agrícolas, óxido de propileno e glicóis. O cloro produzido é liquefeito para estocagem, mas é distribuído na forma gasosa, através de dutos. A salmoura é extraída em poços de sal, localizados na ilha de Matarandiba, Bahia. Essa salmoura produzida é transferida através de uma tubulação “salmouroduto” que atravessa a Baía de Todos os Santos. Na Figura 3.1 é representada a distribuição geográfica das unidades de produção no complexo de Aratu [17].

Figura 3.1 - Localização da unidade de cloro-soda em Aratu [17]

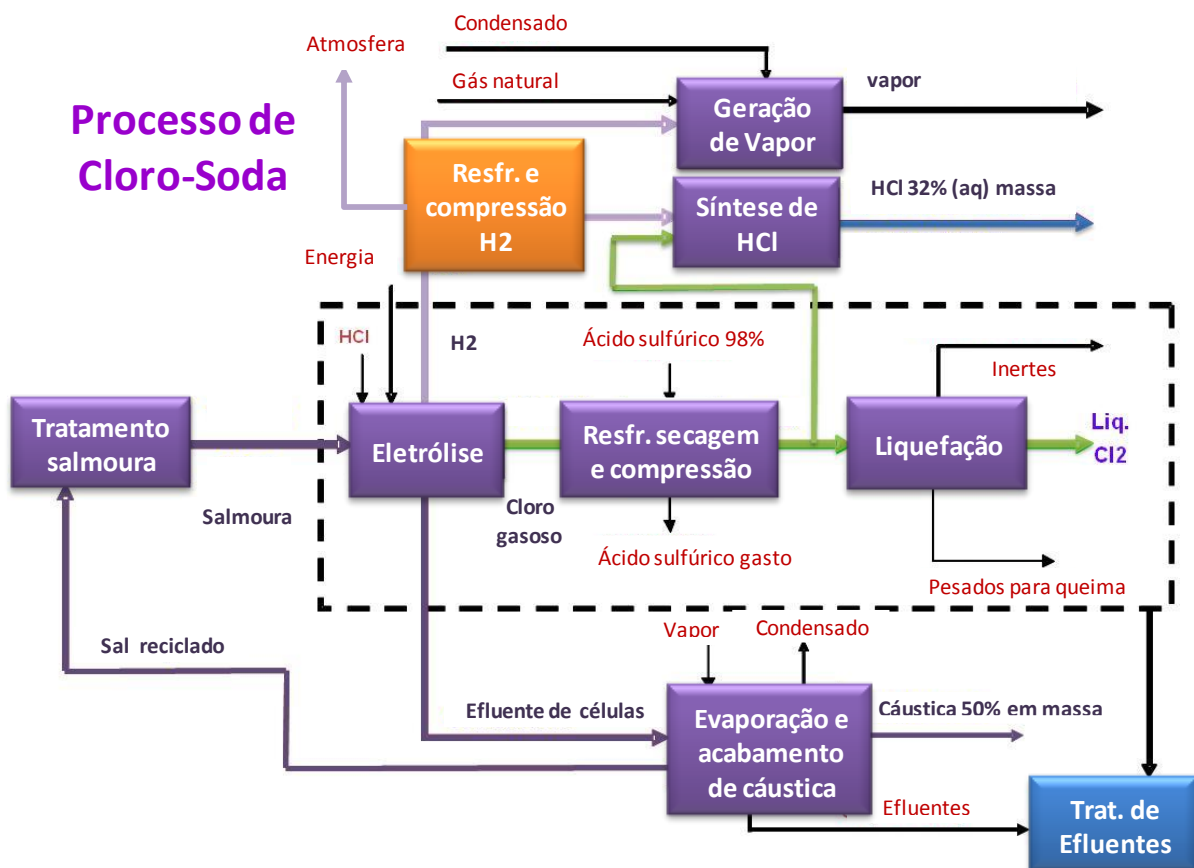


A tecnologia utilizada é a de células de diafragma, desenvolvidas pela própria Dow Química. A produção de hidrogênio é utilizada internamente para geração de vapor nas caldeiras e para sintetizar ácido clorídrico, também para uso nas séries eletrolíticas [17].

Na Figura 3.2, a integração entre as unidades produtivas é demonstrada pelo diagrama de blocos do processo produtivo de cloro-soda da planta da Dow Brasil em Aratu. Toda produção de

hidrogênio das séries poderia ser aproveitada para a geração de vapor e produção de solução de ácido clorídrico a 32% em peso. Porém, ineficiências no desempenho da unidade de hidrogênio geram desperdício de parte da produção, aumento do consumo de gás natural para compensar as perdas de hidrogênio e manter a capacidade de geração de vapor. Nesse estudo, foram discutidas ações para recuperação do desempenho esperado da unidade de hidrogênio, assim como o aumento de sua capacidade para atender à produção total das séries eletrolíticas [17].

Figura 3.2 - Processo de produção de cloro-soda da Dow Brasil em Aratu [17]



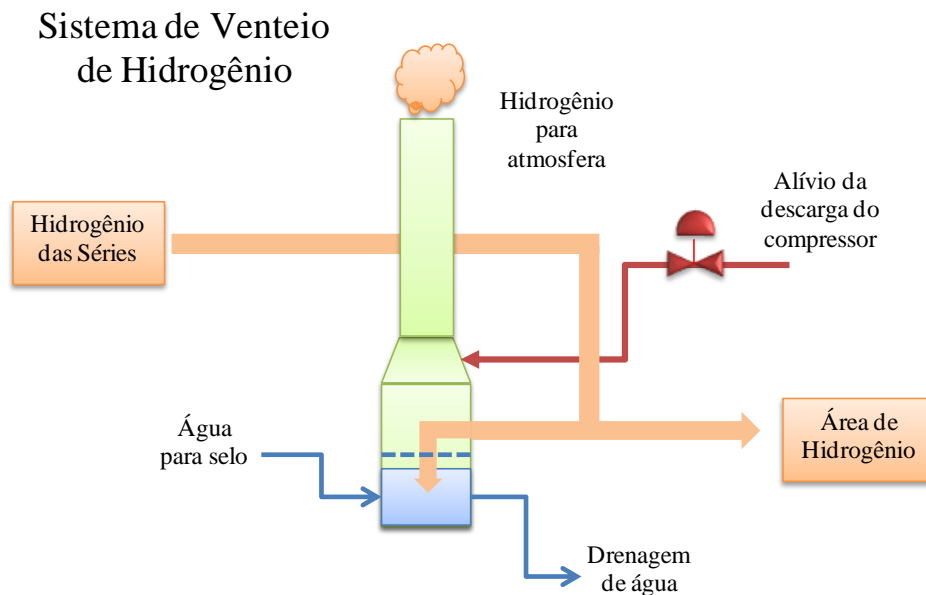
3.2 UNIDADE DE HIDROGÊNIO

3.2.1 Geração de Hidrogênio nas Séries Eletrolíticas e Sistema Coletor

O hidrogênio é gerado nas séries eletrolíticas como subproduto da produção de cloro e soda cáustica. Essa corrente é saturada em água, pois o hidrogênio é produzido no cátodo, polo negativo, e borbulha na solução de soda cáustica até o coletor de gases que direciona a corrente para um coletor geral [18].

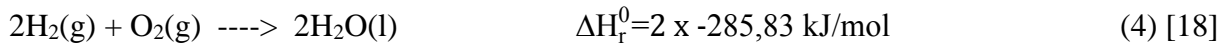
O hidrogênio saturado em água pode ser enviado para o sistema de venteio principal, por onde a produção pode ser total, ou parcialmente enviada para a atmosfera, ou para a unidade de processamento de hidrogênio, onde a corrente é tratada e comprimida para ser usada em outras unidades, como indicado na Figura 3.2 e Figura 3.3, com mais detalhes [18].

Figura 3.3 - Sistema de venteio principal do coletor de hidrogênio [18]



A corrente de hidrogênio, proveniente das séries, contém 17 a 20% em massa de hidrogênio e, o restante de vapor de água saturado. Algumas impurezas provenientes da reação no cátodo também estão presentes, em pequenas quantidades: oxigênio, nitrogênio, monóxido de carbono, dióxido de carbono, cloro e hidrocarbonetos clorados. A temperatura da corrente de hidrogênio está entre 70 e 73 °C e depende da corrente elétrica utilizada na eletrólise e, conseqüentemente da produção de cloro. A pressão no coletor principal deve ser controlada entre 25 e 35 mmH₂O para garantir que não haja vácuo em nenhum coletor individual das séries, nem sobrepessão a ponto de romper selos hidráulicos nos coletores individuais. O descritivo da corrente de alimentação da área de hidrogênio pode ser visualizado, com mais detalhes, na Tabela A1, corrente 1, no Apêndice A. O controle de pressão é bastante crítico para evitar cenários de emergência nas séries, e área de hidrogênio porque pressões negativas podem levar à entrada de ar e causar explosões no sistema de hidrogênio, enquanto pressões muito altas podem levar o hidrogênio a migrar para o compartimento anódico e causar reação explosiva com o cloro [18].

O hidrogênio reage com o oxigênio do ar de acordo com:



Onde ΔH_r^0 é a entalpia padrão de reação em kJ/mol e sendo que os limites de inflamabilidade do H_2 no ar são:

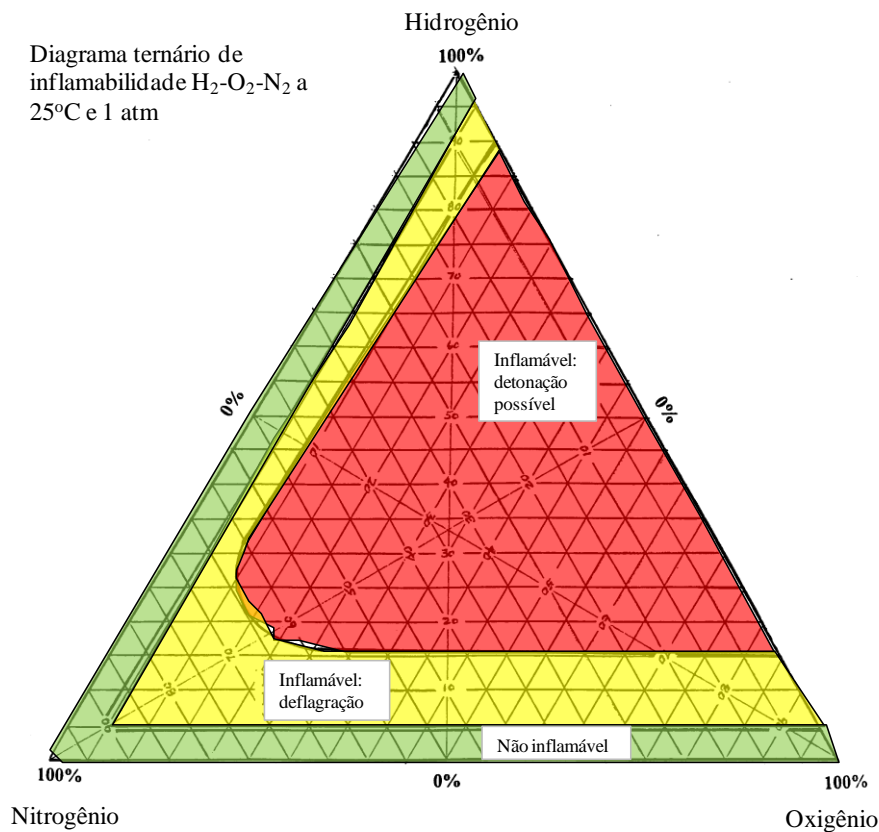
INFERIOR : 5% em volume **SUPERIOR** : 95% em volume [18]

E os limites de explosividade do H_2 no ar são:

INFERIOR: 10% em volume **SUPERIOR** : 75% em volume [18]

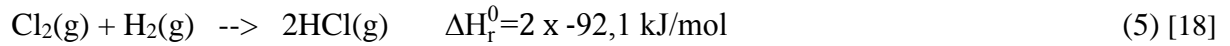
Outra possibilidade de ocorrer esta reação seria durante uma abertura de um equipamento ou linha de hidrogênio que não tenham sido purgados com um gás inerte, antes de entrar em contato com o ar atmosférico. Na Figura 3.4 é apresentado o diagrama ternário que estabelece os limites da inflamabilidade em misturas de oxigênio, nitrogênio e hidrogênio a 25 °C e 1 atm [18].

Figura 3.4 - Diagrama de inflamabilidade do sistema ternário $\text{H}_2\text{-O}_2\text{-N}_2$ [18]



Como redundância ao sistema de proteção por baixa pressão, existe um sistema de injeção automática de nitrogênio na área de hidrogênio. [18]

O hidrogênio reage com o cloro de acordo com:



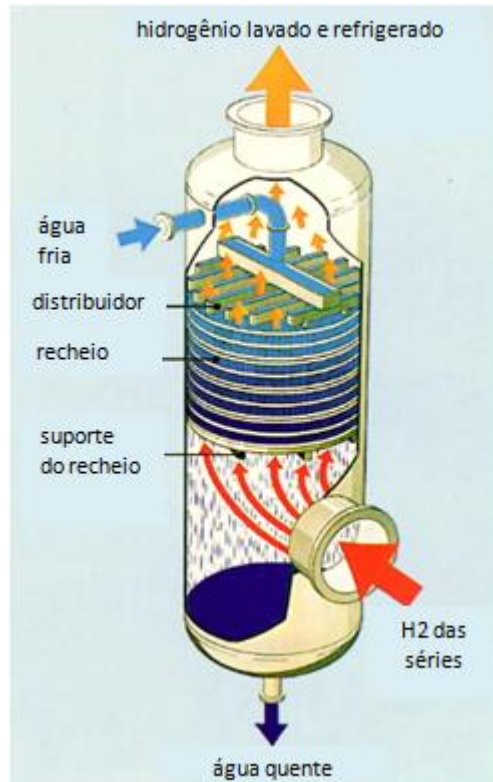
Sendo que os limites de inflamabilidade do H₂ no cloro são:

INFERIOR: 5% em volume **SUPERIOR:** 92,5% em volume [18]

3.2.2 Processo de Lavagem e Resfriamento do Hidrogênio

A corrente de hidrogênio passa inicialmente por uma coluna de lavagem, com água refrigerada, Figura 3.5, para remoção de contaminantes como sais, soda cáustica ou cloro dissolvido que podem ser arrastados com o hidrogênio gasoso. Outra função dessa coluna é realizar o resfriamento do hidrogênio antes da compressão, onde o gás flui em contra corrente com o fluxo de água resfriada. A coluna tem uma seção de recheio randômico, do tipo *super intalox saddles*, com unidades de 2 polegadas de tamanho e material de construção em polipropileno. Também possui um distribuidor do fluxo de água no topo para garantir uniformidade na adição de água pelo recheio. O projeto da coluna foi realizado para propiciar a maior área de contato possível do gás e da água de refrigeração com uma perda de carga mínima na sucção do compressor. A drenagem da água aquecida é feita por gravidade e existe um selo hidráulico no fundo da coluna para evitar entrada de ar e explosão por reação do hidrogênio com o oxigênio presente no ar [18].

Figura 3.5 - Desenho do funcionamento interno da coluna de lavagem e resfriamento de hidrogênio [18]



O fluxo de hidrogênio pelo topo da coluna alimenta o compressor de anel líquido para elevação da pressão, requerida para atender às necessidades dos consumidores [18].

Durante a passagem pela coluna, parte do vapor de água contido na corrente de alimentação é condensada e somada ao fluxo de água quente da lavagem na coluna, o que faz a corrente de gás tornar-se mais rica em hidrogênio, antes de alimentar o estágio de compressão [18].

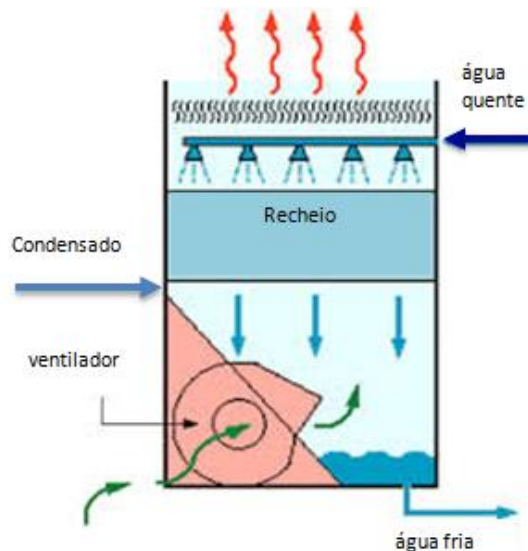
A importância do acompanhamento da temperatura do hidrogênio na sucção do compressor e adição de água refrigerada deve-se ao fato de que, ao ser comprimido, o hidrogênio volta a aquecer-se podendo atingir a temperatura limite de operação do compressor e causar o desligamento automático da unidade [18].

3.2.3 Refrigeração da Água Usada no Resfriamento do Hidrogênio

O fluxo de água da lavagem é enviado para uma torre de refrigeração, Figura 3.6 que opera exclusivamente para a área de hidrogênio, onde o calor é dissipado e a água retorna resfriada para fechar o ciclo de refrigeração. A torre de refrigeração possui um ventilador que insufla ar em contra corrente com a queda de água. O resfriamento acontece pela vaporização da água, na

maior parte, e por troca de calor sensível com o ar, numa pequena parcela. Para compensar as perdas por evaporação, é adicionado condensado para controle de nível do sistema [18].

Figura 3.6 - Desenho do funcionamento da torre de refrigeração [18]



A torre dispõe de um reservatório de água quente, onde a água que retorna da coluna e do compressor é coletada. Neste reservatório é adicionado um pequeno fluxo solução de sulfito de sódio reação com hipoclorito, proveniente de problemas operacionais nas séries eletrolíticas. O reservatório é aberto e existem duas bombas, uma sempre operando e a outra reserva, que enviam a água quente para o topo da coluna de resfriamento, onde fica sua bacia de água quente [18].

A água flui por gravidade através de um sistema de distribuidores e passa por uma seção de recheio para melhorar o contato entre a água e o ar. A água resfriada é coletada na bacia de água inferior, onde é feito o controle de nível com adição de condensado. Esse controle de nível é muito crítico para a operação da área de hidrogênio, pois se for reduzido a valores que permitam entrada de ar na sucção da bomba, poderia alimentar ar na coluna e no compressor com risco de explosão. A bacia de água fria tem duas bombas, uma em operação e a outra reserva, que distribui a água refrigerada para a coluna e para o compressor [18].

Os fatores que influenciam o desempenho no resfriamento incluem:

- A limpeza da bacia de água quente e dos distribuidores;
- Limpeza e integridade do recheio e eliminador de gotas

- Integridade e ajuste do ventilador.

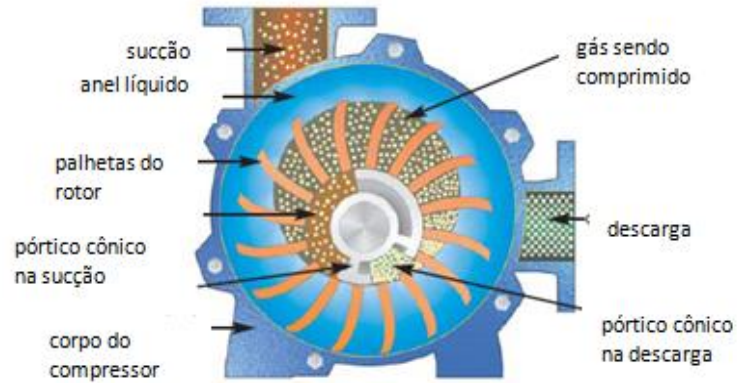
3.2.4 Compressão do Hidrogênio

O hidrogênio, lavado e resfriado, precisa ter sua pressão elevada para atender requisitos de distribuição para os consumidores. A pressão na área opera em torno de 30 mm H₂O manométrica. O compressor eleva essa pressão para a faixa de 5000 a 8000 mm H₂O manométrica, dependendo da vazão consumida e da necessidade de pressão da alimentação de cada consumidor [18].

O compressor tem um controle de alívio da descarga para o sistema de venteio principal e um controle da pressão de sucção com duas válvulas, uma de três polegadas de diâmetro, para controle mais fino, e a segunda, de oito polegadas de diâmetro, geralmente utilizada em partidas. Esse reciclo retorna para o fundo da coluna de lavagem e resfriamento. O controle de pressão da sucção é muito crítico para garantir que não exista nenhum ponto do coletor e da unidade com pressões negativas, para evitar entrada de ar e explosões. Como parte das camadas de proteção para evitar a entrada de ar, existe a alimentação de nitrogênio, para determinados valores de pressão e desligamento automático do compressor [18].

Para a compressão do hidrogênio, a tecnologia mais utilizada, é a de compressores de anel líquido, que utiliza o princípio do deslocamento positivo, ou seja, a pressão do gás aumenta à medida que o mesmo é forçado a ocupar um volume menor. Este compressor, representado na Figura 3.7, utiliza água de refrigeração, a mesma utilizada para resfriar o hidrogênio na coluna de lavagem, como fluido de compressão. O anel líquido é formado através da força centrífuga, que empurra o líquido contra a parede da carcaça, e este toma o seu formato circular. O hidrogênio fica preso entre o anel líquido, o rotor, onde suas palhetas deslocam o hidrogênio, comprimindo-o devido ao menor espaço ocupado entre o anel líquido e o rotor, até que a expulsa através da descarga do compressor. Este tipo de compressor requer uma alimentação suficiente de água na carcaça, pois parte do líquido é sempre carregado para fora com o gás hidrogênio. Essa alimentação de água também é utilizada como fluido refrigerante, o que remove parte do calor dissipado no processo de compressão [18].

Figura 3.7 - Desenho interno de um compressor de anel líquido [18]



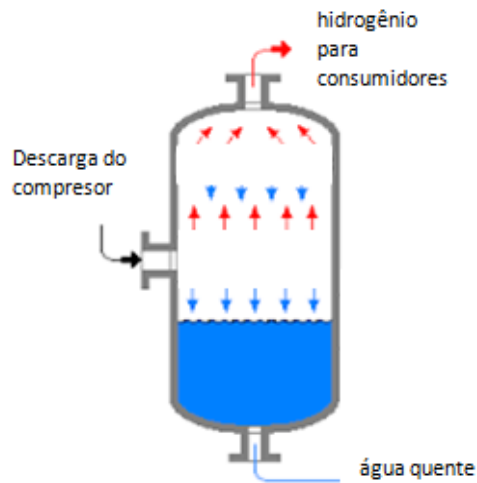
3.2.5 Remoção da Água e Distribuição

3.2.5.1 Vaso de Separação

Depois de comprimido o hidrogênio passa por um vaso de separação, que tem a função de separar o hidrogênio da água que este arrasta consigo após a compressão [18].

Esta torre, representada na Figura 3.8 é um vaso oco, onde a separação do hidrogênio ocorre devido à diferença de densidade entre ambos. A água por ser mais densa acumula-se no fundo, onde é retirada para a bacia de água quente, que alimenta a torre de refrigeração, junto com a água quente da coluna de lavagem [18].

Figura 3.8 - Desenho do vaso separador e mecanismo de separação por diferença de densidades [18]



Algumas plantas dispõem de uma unidade adicional para refrigerar o hidrogênio e remover mais água do sistema, para evitar condensação de água no sistema de distribuição [18].

Nesta etapa do processo, o risco de processo existe se o vaso de separação perder completamente o nível de líquido. Com isto o hidrogênio pode vazar pelo fundo da torre e borbulhar na bacia de água quente, indo em seguida para atmosfera, no nível do solo, com possibilidade de explosão [18].

3.2.5.2 Sistema de Distribuição de Hidrogênio

O hidrogênio sai pelo topo da torre, ainda com alguma quantidade de água, de onde é direcionado para os consumidores. O hidrogênio é utilizado como combustível complementar nas caldeiras para geração de vapor e como reagente para a produção de ácido clorídrico de síntese [18].

O sistema de distribuição possui selos hidráulicos que funcionam como purgadores da água condensada ao longo das linhas de distribuição. Também existem dois vasos menores para separar e drenar água no limite de bateria dos consumidores: um para os fornos de ácido clorídrico e um para as caldeiras. Cada sistema tem corta-chamas nas alimentações para evitar retorno e propagação de chama dos consumidores para o sistema de distribuição [18].

O sistema de distribuição se divide em duas linhas de processo: uma que alimenta as três caldeiras e uma segunda que alimenta os dois fornos de ácido clorídrico. A perda de pressão neste sistema é muito crítica para a operação do sistema, pois quanto menor é a perda, menor é

a pressão requerida na descarga do compressor de hidrogênio. Dessa forma, é requerido menos resfriamento no processo de compressão e mais folga para o processamento do hidrogênio nesta unidade [18].

3.2.6 Histórico de Mudanças na Unidade de Hidrogênio

A unidade de processamento de hidrogênio da planta de cloro-soda de Aratu sofreu algumas mudanças desde a sua instalação e início de operação. Essas alterações impactaram bastante no desempenho atual dos equipamentos e na capacidade de tratamento e compressão do hidrogênio. Nesse sentido, é essencial aqui descrever essas alterações e seus impactos, permitindo assim postular acerca das eventuais mudanças a implementar atualmente no processo. Os aspectos a destacar são os seguintes:

- Aumento da capacidade produtiva;
- Aumento da capacidade do ventilador da torre de refrigeração e aumento da rotação do compressor de hidrogênio de 320 rpm para 350 rpm;
- Perda de capacidade de refrigeração e uso de água de processo;
- Início da operação do segundo forno de HCl e elevação da pressão na linha de distribuição para consumidores.

3.2.6.1 Aumento da Capacidade Produtiva

A planta de cloro-soda foi projetada inicialmente para uma produção de cloro correspondente a 75% da capacidade atual. Algumas alterações nas séries e no processo de cloro permitiram esse incremento. Com esse aumento, a produção de hidrogênio foi elevada proporcionalmente e os investimentos para aumento de capacidade da unidade de hidrogênio não foram suficientes para garantir o processamento de toda a produção das séries eletrolíticas. Um estudo de processo realizado em 1994 [19], aponta limitação de capacidade na unidade de tratamento de hidrogênio, correspondente a 89% da máxima produção de hidrogênio atual nas séries eletrolíticas.

3.2.6.2 Aumento da Capacidade do Ventilador da Torre de Refrigeração e Rotação do Compressor de Hidrogênio

As ineficiências no processamento da nova capacidade de produção de hidrogênio levaram a alguns investimentos para incremento da capacidade de tratamento e compressão. O objetivo era aumentar a flexibilidade operacional da área, visto que o compressor operava quase sem

controle de reciclo e reduzir a quantidade de hidrogênio que era parcialmente aliviado para atmosfera por limitação de processamento da unidade. Foram feitas alterações nas engrenagens do compressor para aumentar a rotação de 320 rpm para 350 rpm, limite para esse compressor. Também foram realizados serviços para aumentar eficiência do ventilador da torre de refrigeração, alterando a quantidade de pás. Essas mudanças foram implementadas em 2004, porém com pouco efeito na capacidade de processamento da área, pois o aumento da capacidade de refrigeração da água, não acompanhou o aumento na capacidade de compressão. Assim a unidade passou a operar muito próxima dos limites aceitáveis de temperatura na descarga do compressor. Dados da área de hidrogênio de 2009 apontam diferenças significativas nas temperaturas de projeto da área versus as temperaturas de operação medidas, como é mostrado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 - Comparação entre as temperaturas de projeto e reais (em 2009) na unidade de tratamento de hidrogênio [20]

Pontos de medição	Temperatura (°C)	
	Projeto	Medida em 2009
Sucção do compressor	36,1	45,9
Descarga do compressor	37,8	51,4
Água quente - alimentação do sistema de refrigeração	51,7	48,4
Água fria - após refrigeração	30,5	38,5

Estes dados mostram que o compressor passou a operar com temperaturas muito acima dos valores definidos no seu projeto original. A mudança na velocidade da rotação deveria ser acompanhada por incremento na capacidade de refrigeração para que as temperaturas na sucção e descarga do compressor fossem mantidas. Outro aspecto é a resposta do sistema de refrigeração que demonstra estar com capacidade inferior ao projeto, mesmo com as alterações posteriores no sistema de refrigeração. O estudo realizado em 1994 menciona que a água fria operava com 29,0 °C, com uma vazão de recirculação de 204 m³/h de água de refrigeração e unidade operando no limite de sua capacidade [19]. Os dados de 2009 apontam uma temperatura da água fria de 38,0 °C para uma vazão de 209 m³/h, também operando na capacidade máxima.

Dessa forma, houve um aumento de 9 °C, para quase a mesma vazão de água de refrigeração circulante e mesma demanda de capacidade, mostrando que houve uma perda considerável de capacidade de refrigeração, neste período.

3.2.6.3 Perda de Capacidade de Refrigeração e Uso de Água de Processo

O sistema de refrigeração vem demonstrando perda de capacidade ao longo dos anos. Essa ineficiência pode ser notada tanto na capacidade de resfriamento na coluna de lavagem como na refrigeração pela torre. Essas perdas foram se acumulando como resultado das seguintes ações:

- Uso de água de processo para ajudar a resfriar a água fria da torre, adicionando dureza que causa obstrução nos distribuidores da torre de refrigeração, caminhos preferenciais no recheio da coluna de lavagem e depósitos na carcaça do compressor;
- Tempo de operação da coluna de lavagem sem troca ou lavagem do recheio;
- Degradação do sistema de ventilação da torre, com perdas de algumas pás;
- Tempo de operação da torre de refrigeração sem manutenção e limpeza dos distribuidores e recheio.

A Tabela 3.2 compara dois conjuntos de dados, ambos com a pressão de descarga em 800 mm H₂O manométrica, e operando no limite da capacidade da unidade. O fluxo de água de refrigeração em 2009 era em torno de 209 m³/h, e em 2016 é de 241 m³/h. O aumento de temperatura em todos os pontos mostra o aumento da ineficiência na torre de refrigeração e na coluna de lavagem [20].

Tabela 3.2 - Comparação entre as temperaturas na unidade de tratamento de hidrogênio nos anos de 2009 e 2016 [20]

Pontos de medição	Temperatura (°C)	
	Medida em 2009	Medida em 2016
Sucção do compressor	45,9	49,0
Descarga do compressor	51,4	55,5
Água quente - alimentação do sistema de refrigeração	48,4	55,0
Água fria - após refrigeração	38,5	41,7

3.2.6.4 Início da Operação do Segundo Forno de HCl

Em 2014, foi instalado na planta de cloro-soda, um segundo forno de HCl (unidade de síntese de HCl anidro associada à absorção e geração de solução de HCl a 32% em massa). O projeto do segundo forno interligou a linha de alimentação de hidrogênio no sistema existente, alterando a capacidade do pote de remoção de água, para atender à capacidade em dobro do

sistema de alimentação. Inicialmente, a expectativa era que um forno funcionasse como substituto do outro, porém condições de operação e custos operacionais levaram a utilização da capacidade máxima dos dois fornos, simultaneamente. A perda de carga no sistema de alimentação aumentou, levando a necessidade de elevar a pressão de descarga do compressor para garantir a alimentação dos fornos. Esse aumento elevou ainda mais a temperatura da área e o venteio de hidrogênio para atmosfera [18].

A Tabela 3.3 compara dois conjuntos de dados, ambos coletados em Setembro de 2009, porém com pressões de descarga diferentes:

- O primeiro conjunto com a pressão normal de operação antes da partida do segundo forno de HCl;
- O segundo conjunto com a pressão atual de operação e fluxo de hidrogênio processado 20% menor que o primeiro conjunto de dados.

Tabela 3.3 - Comparação entre as temperaturas na unidade de tratamento de hidrogênio para diferentes pressões de descarga do compressor (setembro de 2009) [20]

Pontos de medição	Temperatura (°C)	
	Pd = 3500 mm H ₂ O	Pd = 7600 mm H ₂ O
Sucção do compressor	45,8	45,9
Descarga do compressor	47,0	51,4
Água quente - alimentação do sistema de refrigeração	48,3	48,4
Água fria - após refrigeração	38,0	38,5

Os dados acima mostram o impacto na temperatura de saída do compressor, devido ao aumento do trabalho fornecido para a elevação da pressão e perda de capacidade de tratamento da unidade. De fato, parte do hidrogênio é liberado para atmosfera para evitar que o processo atinja o limite de temperatura na descarga que obrigue a desligar o compressor, e manter a pressão do coletor das séries dentro da faixa esperada, para evitar pressurização e rompimento dos selos individuais.

Capítulo 4

METODOLOGIA DE TRABALHO

4 METODOLOGIA DE TRABALHO

A metodologia para realização deste trabalho foi descrita, resumidamente, abaixo e foi detalhada nos próximos sub capítulos:

- 1) Avaliação do sistema de medidas, onde foram verificadas quais medições estão disponíveis, adição de novas medições e verificação dos instrumentos existentes. Ainda foi definida a forma como esses dados foram coletados do sistema de informações de processo da unidade;
 - 2) Desenvolvimento das relações entre as variáveis medidas, através dos balanços de massa e energia da unidade. Estabelecimento das premissas consideradas no desenvolvimento do modelo e restrições a serem observadas na coleta de dados. Exemplo: dados coletados com a unidade de hidrogênio no limite do seu processamento, sem adição de refrigeração externa, sem distúrbios com desligamentos ou variações bruscas no processamento, etc;
 - 3) Estudo dos graus de liberdade para o modelo definido e conclusão se a quantidade de medições é suficiente para sua validação, resultando no plano de medições;
 - 4) Coleta de dados na unidade e posterior análise para garantir que todas as premissas definidas no modelo foram atendidas, pelo conjunto de dados selecionados. Análise estatística dos dados para definição da incerteza das medições.
 - 5) Seleção de modelo, na biblioteca de simulações no Aspen Plus da The Dow Chemical, para unidades de hidrogênio, para uso de parâmetros para cálculos de propriedades físicas e equilíbrio líquido-vapor;
 - 6) Pesquisa de equações de propriedades físicas e equilíbrio líquido-vapor para o sistema hidrogênio-água, nas condições de operação da unidade. Levantamento de dados experimentais, regressão de parâmetros e testes das equações para verificar se representam satisfatoriamente o sistema. Comparação dos parâmetros regredidos com os parâmetros utilizados na modelo da Dow e adequação para o modelo considerado mais adequado;
 - 7) Criação da simulação, incluindo dados dos equipamentos e fluxograma do processo no Aspen Plus V8.6. Definição de modelos de cálculos para cada equipamento e estratégia de convergência da simulação. A média dos dados coletados foi incluída como variáveis de entrada do modelo;
 - 8) Levantamento de curvas de desempenho dos fabricantes do compressor e da torre de refrigeração, para avaliação do seu desempenho;
-

- 9) Simulação da unidade e comparação dos resultados do modelo com os valores medidos. A discrepância entre os valores simulados e medidos foram avaliados se estão de acordo com a incerteza das medições e desvios aceitáveis para a modelagem desse sistema. O modelo foi ajustado para representar desvios aceitáveis, considerando alterações de funcionamento dos equipamentos, e foi validado para ser utilizado em avaliações de melhoria. Realizado no Capítulo 5;
- 10) O modelo e curvas de desempenho dos equipamentos foram utilizados para definir o atual desempenho de cada equipamento, comparado com a eficiência originalmente projetada. Realizado no Capítulo 5;
- 11) Foram definidas ações para melhoria da capacidade da unidade de hidrogênio e estas foram dispostas em um diagrama sequencial, onde foram divididos em rotas de investimentos. Essa abordagem foi similar ao estudo para criação do plano de expansão de capacidade de políticas para energia ambiental [21]. Realizado no Capítulo 6;
- 12) As rotas foram avaliadas tecnicamente, através do aumento da eficiência da unidade, redução de consumo de gás natural e redução de emissões de dióxido de carbono, simulados para a implementação sequencial de cada ação de melhoria. Realizado no Capítulo 6;
- 13) Foi realizada análise financeira de cada rota de investimento, considerando volume de investimentos, disponibilidade de recursos e aumento de capacidade da unidade. O retorno financeiro foi analisado através da taxa de fluxo de caixa, comparando com juros de capital aplicados a cada investimento. Realizado no Capítulo 7.

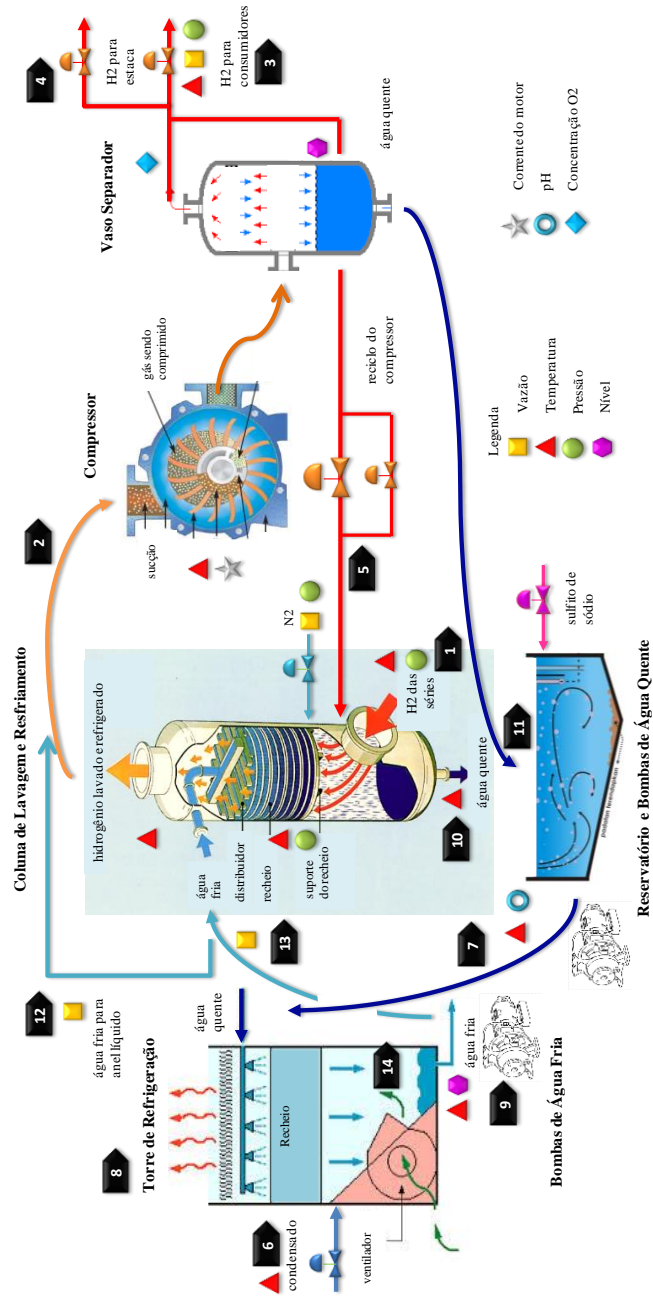
4.1 AVALIAÇÃO DO SISTEMA DE MEDIDAS

A planta de hidrogênio tem instalados diversos instrumentos de vazão, pressão, nível e temperatura, em pontos chave para garantir o controle adequado dos parâmetros operacionais e para acompanhamento do desempenho dos equipamentos. Todas as medições são transferidas para o sistema de controle e armazenamento de dados, onde é possível coletá-los com intervalo de 10 segundos, para futuras avaliações.

O fluxograma da unidade de hidrogênio indica os instrumentos, variáveis medidas e localização da medição no processo. Todas as variáveis medidas são numeradas conforme a corrente representada no diagrama de fluxo da Figura 4.1. Assim, quando uma variável é identificada como T1, refere-se à temperatura da corrente 1, que no diagrama da Figura 4.1, corresponde à alimentação de hidrogênio das séries para a unidade de processamento de hidrogênio. O

descritivo de todas as correntes da área de hidrogênio, com a atual condição operacional, pode ser visualizado, com mais detalhes, nas Tabelas A1 e A2, no Apêndice A.

Figura 4.1 - Diagrama da unidade de hidrogênio com a numeração das correntes analisadas e medições de variáveis disponíveis para coleta de dados experimentais [18]



4.2 DEFINIÇÃO DO PLANO DE MEDIÇÕES

A seleção das variáveis para coleta de dados deve incluir todas as medições necessárias para definição do balanço de massa e energia da unidade, assim como as medições para garantir as premissas adotadas para simplificação do modelo. Essa mesma abordagem, para a seleção das premissas e equações aplicadas à construção do modelo foi proposta em um estudo de modelagem de gaseificação de biomassa [22].

As equações fundamentais de massa e energia, que regem o processo, foram escritas, em função das variáveis medidas, para a definição de quais variáveis deveriam ser incluídas no plano de medições. Ainda foram estudados os graus de liberdade para identificar variáveis que foram usadas para verificar adequação do modelo proposto, e para verificar a precisão do sistema de medições.

4.2.1 Balanços de Massa, Energia e Premissas Adotadas

4.2.1.1 Balanço Global da Unidade de Hidrogênio

Premissa 1: O processo é contínuo, sem reação e o regime estacionário foi considerado para os cálculos. Durante a coleta de dados, as variáveis devem se manter constantes para garantir essa premissa.

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_6 = \dot{m}_8 + \dot{m}_3 + \dot{m}_4 \quad (4.1)$$

Onde \dot{m}_i é o fluxo mássico da corrente i em unidades de kg/h.

Premissa 2: os dados coletados tiveram o venteio pela descarga da unidade, representado pela corrente 4, na Figura 4.1, bloqueado. Esse venteio pela descarga somente ocorre durante distúrbios operacionais, onde a pressão de descarga é aliviada para o sistema de venteio principal. Caso esse venteio ocorra durante a coleta de dados, a relação do balanço de massa foi comprometida, pois este fluxo não poderá ser medido. Normalmente, o alívio da unidade é realizado no coletor principal, reduzindo a alimentação de hidrogênio, como descrito na Figura 3.3.

$$\dot{m}_4 = 0 \quad (4.2)$$

4.2.1.2 Balanço Global para o hidrogênio

$$\dot{m}_1^{H2} = \dot{m}_8^{H2} + \dot{m}_3^{H2} \quad (4.3)$$

Onde \dot{m}_i^j é o fluxo mássico do componente j na corrente i em unidades de kg/h.

Premissa 3: foi considerado nulo o conteúdo de hidrogênio absorvido na água.

$$\dot{m}_8^{H2} \cong 0 \quad (4.4)$$

$$\dot{m}_{10}^{H2} \cong 0 \quad (4.5)$$

$$\dot{m}_{11}^{H2} \cong 0 \quad (4.6)$$

$$\dot{m}_7^{H2} \cong 0 \quad (4.7)$$

Premissa 4: Todas as correntes de hidrogênio estão saturadas em vapor de água e foram consideradas nulas as concentrações de outros componentes.

$$y_1^{H2} = f(P_1, T_1) \text{ e } \rho_1 = g(P_1, T_1, y_1^{H2}) \quad (4.8)$$

$$y_2^{H2} = f(P_2, T_2) \text{ e } \rho_2 = g(P_2, T_2, y_2^{H2}) \quad (4.9)$$

$$y_3^{H2} = f(P_3, T_3) \text{ e } \rho_3 = g(P_3, T_3, y_3^{H2}) \quad (4.10)$$

$$y_i^k \cong 0 \quad (4.11)$$

Onde y_i^j é composição mássica do componente j na corrente i , e k são todos os componentes além da água e hidrogênio.

P_i, T_i e ρ_i são, respectivamente, a pressão (mmH₂O), temperatura (°C) e massa volumétrica (kg/m³) da corrente i .

A função f é aquela que resulta da aplicação da equação que definirá o equilíbrio de fases por componentes e a função g de uma equação de estado que foi indicada no item 4.6.1, onde o modelo de propriedades físicas, e equilíbrio líquido-vapor, foi definido a partir de testes com dados experimentais.

Aplicando a Equação 4.11, as correntes passam a ser misturas binárias:

$$\dot{m}_i^{H2} = \dot{m}_i \times y_i^{H2} \text{ e } \dot{m}_i^{H2O} = \dot{m}_i - \dot{m}_i^{H2} \quad (4.12)$$

Premissa 5: A diferença de pressão do recheio da coluna de lavagem é muito pequena e a pressão de sucção do compressor é em torno de 15 mm H₂O.

$$P_2 = 15 \text{ mmH}_2\text{O}$$

$$\Delta P_{\text{recheio}} = P_{10} - 15 \text{ mmH}_2\text{O} \quad (4.13)$$

$\Delta P_{\text{recheio}}$ é a diferença de pressão do recheio da coluna de lavagem e resfriamento em mmH₂O.

Substituindo a Equação 4.4 na Equação 4.3 e aplicando as Equações 4.9, 4.10 e 4.12:

$$\dot{m}_1 \times y_1^{H_2} = \dot{m}_3 \times y_3^{H_2}$$

$$\dot{m}_1^{H_2} = \dot{m}_3 \times y_3^{H_2} \quad (4.14)$$

4.2.1.3 Balanço de hidrogênio na coluna de lavagem:

$$\dot{m}_1^{H_2} = \dot{m}_2^{H_2} + \dot{m}_{10}^{H_2} - \dot{m}_5^{H_2} \quad (4.15)$$

Premissa 6: Os dados foram coletados no limite da capacidade de processamento da área e, nesta condição, o reciclo do compressor fica quase totalmente fechado. Também a alimentação de nitrogênio para a área de hidrogênio deverá estar fechada durante a coleta.

$$\dot{m}_5^{H_2} \cong 0 \quad (4.16)$$

Substituindo as Equações 4.5, 4.14 e 4.16 na Equação 4.15:

$$\dot{m}_2^{H_2} = \dot{m}_3 \times y_3^{H_2} \quad (4.17)$$

4.2.1.4 Balanço global de água

$$\dot{m}_1^{H_2O} + \dot{m}_6^{H_2O} = \dot{m}_8^{H_2O} + \dot{m}_3^{H_2O} + \dot{m}_4^{H_2O} \quad (4.18)$$

A corrente de reposição da torre de refrigeração é condensado proveniente do processo de evaporação da soda cáustica, assim podemos considerar que é água pura. Aplicando as Equações 4.2, 4.12 e 4.14, na Equação 4.18 e desenvolvendo:

$$\dot{m}_6^{H_2O} = \dot{m}_6 \quad (4.19)$$

$$\dot{m}_8 - \dot{m}_6 = \dot{m}_3 \times \left(\frac{y_3^{H_2}}{y_1^{H_2}} - 1 \right) \quad (4.20)$$

4.2.1.5 Balanço de água na coluna de lavagem

$$\dot{m}_1^{H2O} + \dot{m}_{13}^{H2O} + \dot{m}_5^{H2O} = \dot{m}_{10}^{H2O} + \dot{m}_2^{H2O} \quad (4.21)$$

Pela premissa 3, o conteúdo de hidrogênio nas correntes de água, 7, 8, 10 e 11, são considerados zero. Aplicando as Equações 4.5, 4.12, 4.14, 4.16, 4.17 e 4.22 na Equação 4.21 e desenvolvendo:

$$\dot{m}_{13}^{H2} \cong 0 \quad (4.22)$$

$$\dot{m}_{12}^{H2} \cong 0 \quad (4.23)$$

$$\dot{m}_{10} = \dot{m}_3 + \left[\frac{\dot{m}_3 \times y_3^{H2}}{y_1^{H2} \times y_2^{H2}} \times (y_2^{H2} - y_1^{H2}) \right] \quad (4.24)$$

4.2.1.6 Balanço de água no compressor e vaso separador

$$\dot{m}_2^{H2O} + \dot{m}_{12}^{H2O} = \dot{m}_3^{H2O} + \dot{m}_4^{H2O} + \dot{m}_5^{H2O} + \dot{m}_{11}^{H2O} \quad (4.25)$$

Aplicando as Equações 4.2, 4.6, 4.12, 4.16 e 4.23 e desenvolvendo:

$$\dot{m}_{11} = \dot{m}_{12} + \frac{\dot{m}_3}{y_2^{H2}} \times (y_3^{H2} - y_2^{H2}) \quad (4.26)$$

4.2.1.7 Balanço térmico da bacia de água quente e do recheio da torre de refrigeração

Esse balanço consiste em relacionar a redução de temperatura na água que passa pelo recheio com a quantidade de calor usada para evaporar parte da água que alimenta a torre de refrigeração.

Premissa 7: Todo calor removido na torre de refrigeração é considerado calor latente. Quando a temperatura de bulbo úmido da região é muito próxima da temperatura de operação, essa premissa é válida.

$$(\dot{m}_{10} + \dot{m}_{11}) \times C_{pm7,14} \times (T_7 - T_{14}) = \mathcal{H}_{lat} \times \dot{m}_8 \quad (4.27)$$

Desenvolvendo a Equação 4.27, resulta em:

$$\dot{m}_8 = \frac{C_{pm7,14}}{\mathcal{H}_{lat}} \times (T_7 - T_{14}) \times (\dot{m}_{10} + \dot{m}_{11}) \quad (4.28)$$

$C_{pmi,k}$ é o capacidade calorífica a pressão constante da água, na média entre a temperatura da corrente i e da corrente k, em caloria/mol x K, e \mathcal{H}_{lat} é o calor latente da água, na temperatura de alimentação da torre de refrigeração, em cal/mol, e T_i é a temperatura da corrente i, em °C.

4.2.1.8 Balanço na bacia de água fria da torre de refrigeração

A vazão que alimenta a bacia de água fria na base da torre de refrigeração é menor que a vazão alimentada na torre de refrigeração, devido à parcela evaporada durante a passagem pelo recheio. Dessa forma a vazão que alimenta a bacia de água fria pode ser representada por:

$$\dot{m}_{14} = \dot{m}_{10} + \dot{m}_{11} - \dot{m}_8 \quad (4.29)$$

Desenvolvendo o balanço térmico na bacia de água fria, considerando o calor trocado entre as correntes 14 e 6, que é a corrente de reposição de água para a torre de refrigeração. Esse balanço resulta na corrente 9, água fria utilizada no compressor e coluna de lavagem e resfriamento.

$$\dot{m}_{14} \times C_{pm\ 14,9} \times (T_{14} - T_9) + \dot{m}_6 \times C_{pm\ 6,9} \times (T_6 - T_9) = 0 \quad (4.30)$$

Considerando Cp semelhantes e constantes nessa gama de temperaturas e desenvolvendo:

$$\dot{m}_{14} \times (T_{14} - T_9) + \dot{m}_6 \times (T_6 - T_9) = 0 \quad (4.31)$$

Resolvendo as Equações 4.28, 4.29, 4.31 e 4.20, é possível calcular a vazão de reposição, corrente 6, vazão evaporada na torre de refrigeração, corrente 8, a temperatura da água refrigerada, antes da adição do condensado de reposição, corrente 14.

As variáveis medidas na torre de refrigeração permitem fechar os cálculos do balanço sem grau de liberdade, ou seja, os dados medidos foram utilizados para cálculos das variáveis listadas acima, mas não haverá medições para validar as premissas, equações e parâmetros. O desempenho da torre de refrigeração não foi simulado no Aspen, e suas medições foram utilizadas para a simulação da coluna de lavagem e resfriamento e o compressor. O desempenho da torre foi avaliado utilizando curvas de desempenho do fabricante da torre.

4.2.1.9 Balanço de energia no reservatório de água quente

Este reservatório recebe a água aquecida proveniente da coluna de lavagem e resfriamento e a água aquecida proveniente do vaso separador, na descarga do compressor. Esta mistura é enviada para a torre de refrigeração, resultando na corrente 7.

Premissa 8: Não há perdas de energia no reservatório de água quente e não há adição de água de processo.

Esta premissa poderá ser adotada, pois se trata de um reservatório muito pequeno e a vazão de circulação muito elevada, tornando o tempo de residência no reservatório muito pequeno.

Considerando que a temperatura do hidrogênio e da água são iguais no vaso separador:

$$T_{11} = T_3 \quad (4.32)$$

$$\dot{m}_{10} \times C_{Pm7,10} \times (T_{10} - T_7) + \dot{m}_{11} \times C_{Pm7,3} \times (T_3 - T_7) = 0 \quad (4.33)$$

Substituindo a Equação 4.31 na 4.32 e considerando Cp semelhantes e constantes nessa gama de temperaturas:

$$T_{10} = \frac{T_7 \times (\dot{m}_{10} + \dot{m}_{11}) - T_3 \times \dot{m}_{11}}{\dot{m}_{10}} \quad (4.34)$$

A temperatura da corrente 10 é calculada pela Equação 4.34 e também é medida no processo. Os balanços tem um grau de liberdade e essa medição foi usada para a verificação da consistência dos dados, equações e parâmetros utilizados.

4.2.1.10 Balanço de energia na coluna de lavagem

$$\dot{m}_5 \times h_5(T_5, P_5, y_5^{H2}) + \dot{m}_{13} \times h_{13}(T_{13}, P_{13}) + \dot{m}_1 \times h_1(T_1, P_1, y_1^{H2}) = \dot{m}_2 h_2(T_2, P_2, y_2^{H2}) + \dot{m}_{10} \times h_{10}(T_{10}, P_{10}) \quad (4.35)$$

Onde h_i é a entalpia da corrente i, em caloria/kg.

Aplicando a Equação 4.16:

$$\dot{m}_{13} \times h_{13}(T_{13}, P_{13}) + \dot{m}_1 \times h_1(T_1, P_1, y_1^{H2}) = \dot{m}_2 h_2(T_2, P_2, y_2^{H2}) + \dot{m}_{10} \times h_{10}(T_{10}, P_{10}) \quad (4.36)$$

Esse balanço foi resolvido na simulação do processo, criada no simulador Aspen Plus V8.6, utilizando modelos para cálculos do equilíbrio líquido-vapor da mistura, na coluna de lavagem. Para alimentar o modelo, foram utilizadas variáveis calculadas pelas equações dos balanços de massa e energia, além de variáveis medidas na unidade.

Na Equação 4.36, a temperatura nas correntes 2 e 10 poderão ser comparadas com as medições de campo para validação do modelo, assim como a comparação das composições nas correntes poderão validar as premissas 3 e 4, que assumem que a composição de hidrogênio nas correntes de água quente são zero. A medição da temperatura no recheio também foi usada para validar o modelo.

4.2.2 Definição de Variáveis para Plano de Medições

Na Tabela 4.1, as variáveis medidas no plano experimental, que foram utilizadas para alimentar os modelos propostos, e realizar sua validação, estão apresentadas:

Tabela 4.1 - Plano de coleta de dados com as variáveis em cada uma das correntes do processo.

Variável	Unidade	Descrição	Uso para validar modelo
T1	°C	Temperatura da alimentação da área de H ₂	
T recheio	°C	Temperatura do recheio - perfil da coluna de lavagem	sim
T2	°C	Temperatura do topo da coluna de lavagem	sim
T3	°C	Temperatura da saída de H ₂ para consumidores	
T6	°C	Temperatura do condensado para reposição	
T7	°C	Temperatura água quente para torre	sim
T9	°C	Temperatura água fria para área de H ₂	
T10	°C	Temperatura água quente no fundo da coluna de lavagem	sim
P1	mm H ₂ O	Pressão da alimentação da área de H ₂	
P3	mm H ₂ O	Pressão da saída de H ₂ para consumidores	
P10	mm H ₂ O	Pressão no fundo da coluna de lavagem	
M3	m/m %	Vazão de H ₂ para consumidores pela produção de H ₂	
V12	m ³ /hr	Vazão de água fria para compressor	
V13	m ³ /hr	Vazão de água fria para coluna de lavagem	
I Comp	amps	Corrente do compressor	sim
P C12	m/m %	Produção de cloro pela capacidade máxima de cloro	

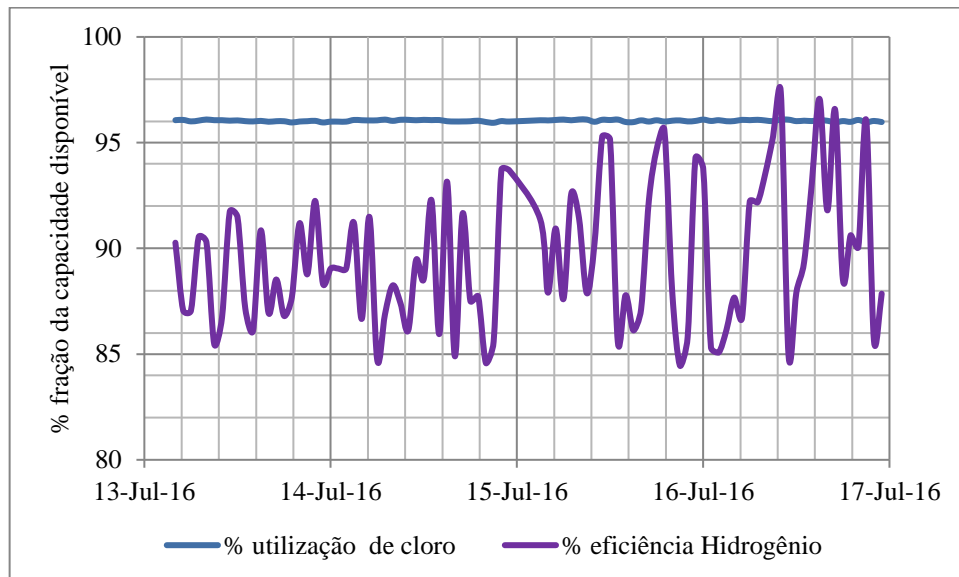
As variáveis indicadas com “sim” na terceira coluna da Tabela 4.1, são aquelas consideradas graus de liberdade e foram utilizadas para validação do modelo adotado. As outras variáveis foram utilizadas para alimentar o modelo, e o resultado simulado foi comparado com as variáveis de saída que também são medidas no processo. Assim, um dos resultados do modelo é o perfil de temperatura na coluna de lavagem e resfriamento, e esse resultado foi comparado com os dados coletados do perfil de temperatura.

4.3 PLANEJAMENTO DE COLETA DE DADOS EXPERIMENTAIS

Para avaliação dos limites de processamento da unidade, foi planejada a coleta de dados em um período em que a produção de cloro estivesse alta, em um período onde a demanda de consumo de hidrogênio estivesse no máximo da capacidade de processamento da área. É importante que neste período, a unidade permaneça operando com a mesma carga e dentro dos mesmos limites operacionais.

Na Figura 4.2, está representado o percentual da produção de cloro e eficiência da área de hidrogênio, relativos às capacidades das unidades. Para cloro, os dados foram coletados com carga produtiva em torno de 96% do limite de capacidade. A eficiência da área de hidrogênio, representa a quantidade processada dividida pela quantidade produzida na área das séries. A eficiência média, durante a coleta de dados foi em torno de 90%, o que representa vinteio de cerca de 10% da produção para a atmosfera. Dessa forma, os dados representam bem os cenários que o modelo deve ser capaz de representar para que possa ser utilizado no estudo dos gargalos da unidade, e na definição de soluções a serem implementadas.

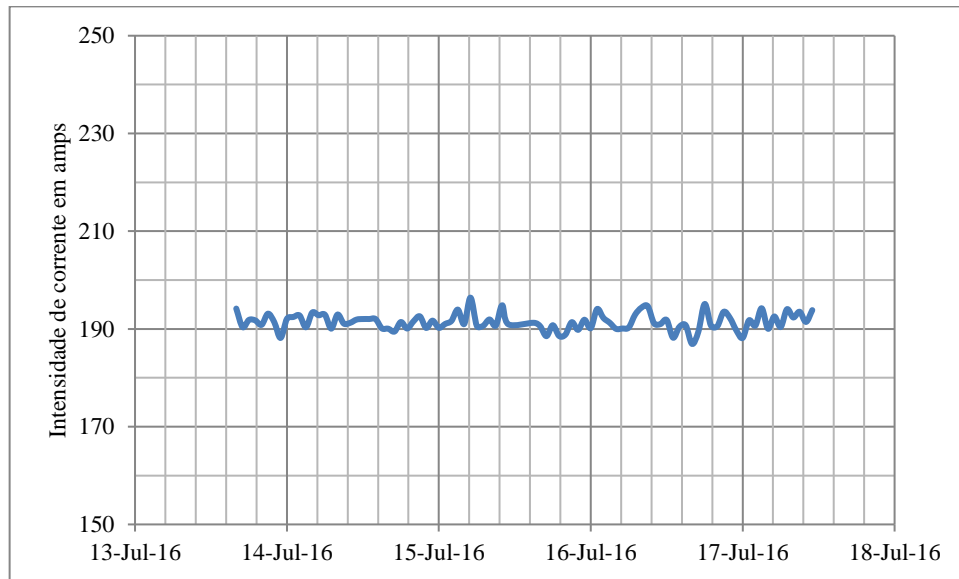
Figura 4.2 - Relação percentual entre produção e capacidade da área de cloro e eficiência da área de hidrogênio [20]



A eficiência da área de hidrogênio varia bastante devido à influência da temperatura externa. Temperaturas mais amenas levam a uma maior eficiência da unidade, pois o compressor tem um limite de temperatura de operação. Assim, para menores temperaturas na sucção do compressor e na água adicionada ao anel líquido, maior foi sua capacidade de compressão.

Outro parâmetro que foi observado para escolhermos o momento de coleta de dados, para garantir que a área estava em regime estacionário, é a corrente do compressor, que mostra a estabilidade operacional da seção de compressão da unidade, Figura 4.3.

Figura 4.3 - Intensidade de corrente do motor do compressor de hidrogênio [20]



4.4 VALIDAÇÃO DAS PREMISAS DO MODELO

Algumas condições foram observadas durante a coleta de dados para confirmar premissas adotadas para construção do modelo. A seguir, para cada premissa, o conjunto de medições e cuidados para garantir a coleta de dados para alimentação do modelo são detalhados:

4.4.1 Premissa 1: O processo é contínuo e o regime estacionário foi considerado para os cálculos.

Na unidade de hidrogênio, existem poucas correntes com medição de fluxo, assim, foram utilizadas as equações descritas nos balanços de massa e energia, para calcular as condições das demais correntes. Dessa forma, foi muito importante garantir que a coleta de dados fosse realizada com variações mínimas de fluxo, pois estas não poderiam ser medidas. Para essa estratégia ser válida, uma das condições foi garantir a estabilidade dos níveis dos equipamentos e as aberturas das válvulas controladoras de nível desses processos. Assim na Figura 4.4, indica-se as variações de nível na torre de refrigeração. Enquanto nas Figuras 4.5, 4.6 e 4.7 apresenta-se o mesmo tipo de informação para o reservatório de água quente, vaso separador e coluna de lavagem, respectivamente.

Figura 4.4 - Variação de nível na torre de refrigeração [20]

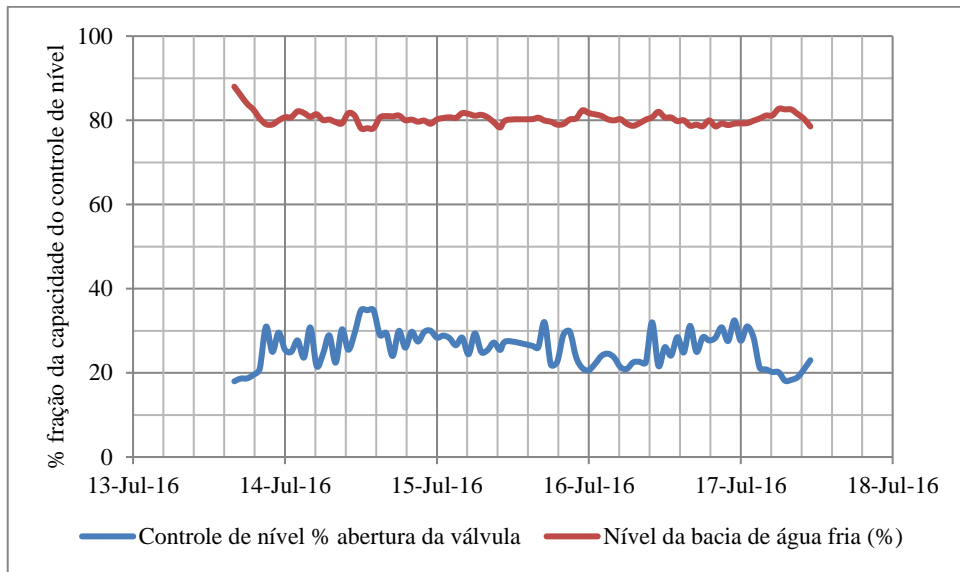


Figura 4.5 - Variação do nível do reservatório de água quente [20]

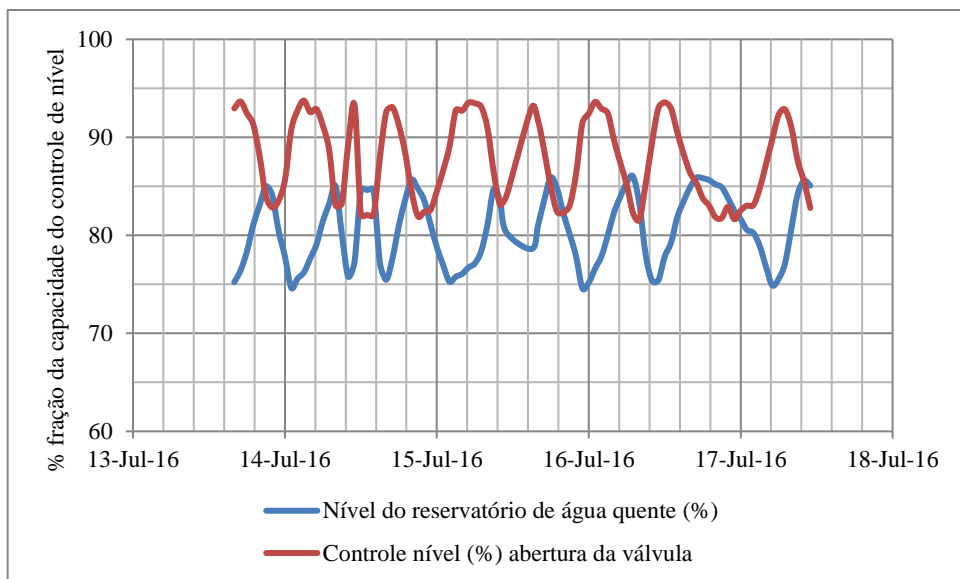


Figura 4.6 - Variação do nível do vaso separador [20]

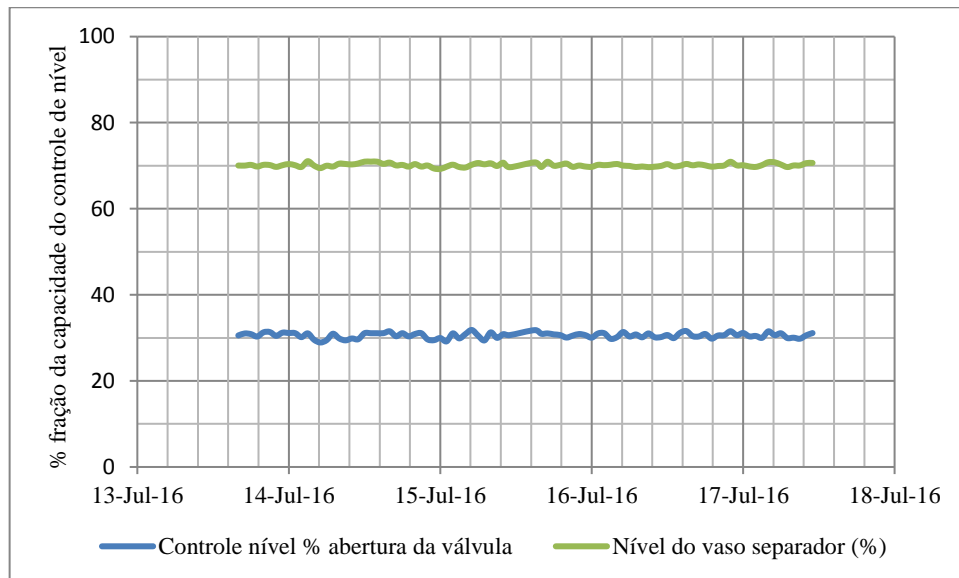
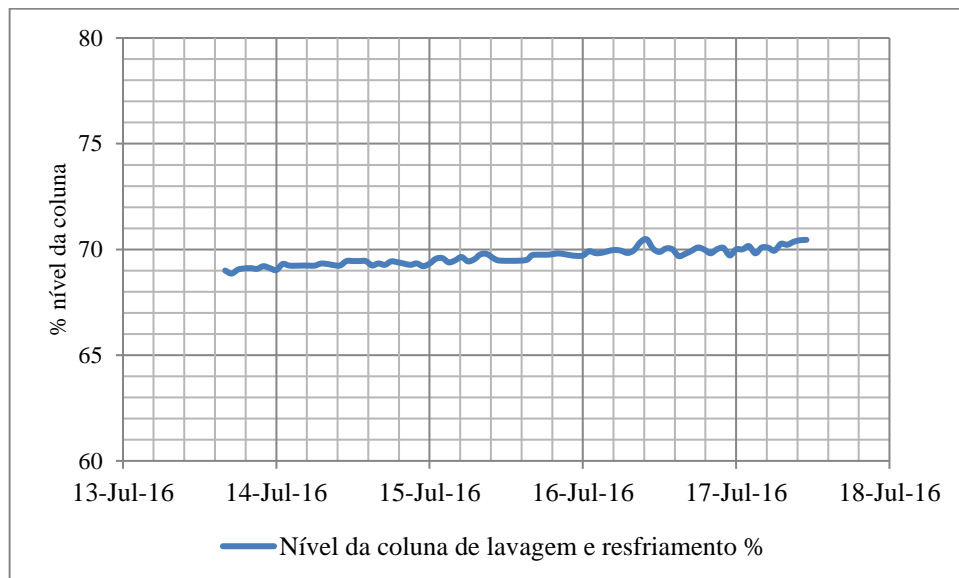


Figura 4.7 - Variação do nível da coluna de lavagem [20]



A variação na Figura 4.5 é explicada por problemas na sintonia do controlador, que não foi considerada relevante porque não afetou as médias horárias da vazão de água recirculante medidas. Na Figura 4.7, o nível medido mostrou uma leve tendência de subida, durante a coleta de dados, que pode ser justificado por problemas na medição de nível, visto que essa coluna transborda por gravidade para o reservatório de água quente e não houve alterações relevantes nas médias horárias da vazão de água recirculante medidas.

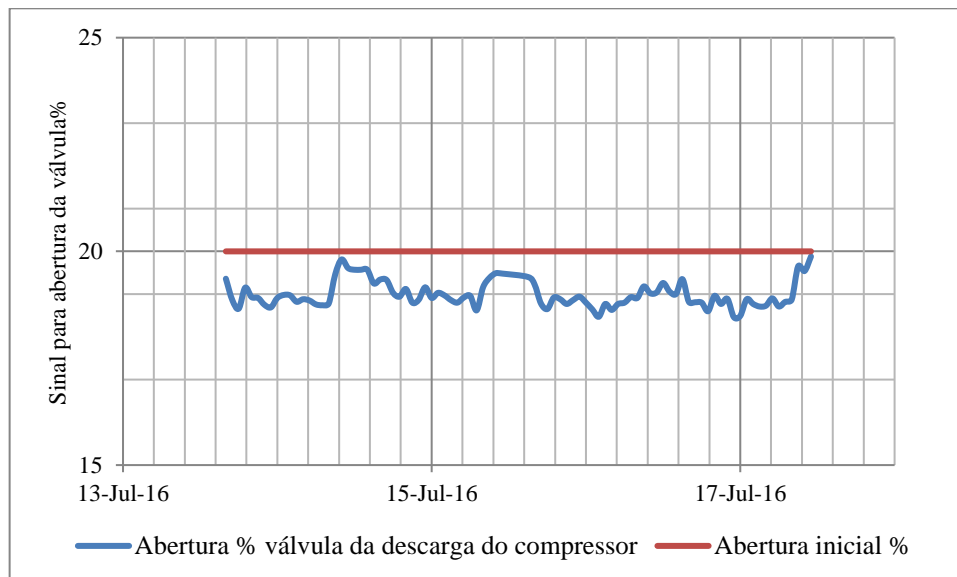
Pelas Figuras 4.4, 4.5, 4.6 e 4.7, conclui-se que a unidade operava em regime estacionário para as considerações dos balanços de massa. As variações de nível e controles de nível se mostraram mínimas e dentro dos limites normais de operação.

4.4.2 Premissa 2: os dados coletados tiveram o venteio pela descarga da unidade bloqueados

Esta premissa é importante para garantir que não haja um desvio na medição, considerada no balanço de massa, que não poderá ser medido. O fluxo desviado da descarga do compressor para a o sistema de venteio principal fará que a carga de resfriamento e compressão, não seja medida e direcionada para os consumidores. Para garantir que seja nulo o fluxo pela descarga do compressor para o sistema de venteio principal, a posição da válvula de venteio foi verificada para garantir que estivesse bloqueada, durante coleta de dados.

Na Figura 4.8, observa-se que durante a coleta de dados, a válvula permaneceu com 20% de sinal de abertura, o que representa que a válvula está fechada e sem fluxo para o sistema de venteio principal.

Figura 4.8 - Abertura da válvula de venteio da descarga do compressor [20]



4.4.3 Premissa 3: foi considerado nulo o conteúdo de hidrogênio absorvido na água

Para simplificar o balanço de massa, foi considerado que o hidrogênio não era absorvido pela água e que toda quantidade fornecida para os consumidores, poderia ser considerada como alimentação da área de hidrogênio. Essa premissa foi validada, pois a solubilidade do

hidrogênio na água, é cerca de $1,4E-5$ em fração molar, quando a pressão parcial do hidrogênio for 1 atm, na gama de temperatura do processo, o que demonstra ser um gás pouco solúvel [23].

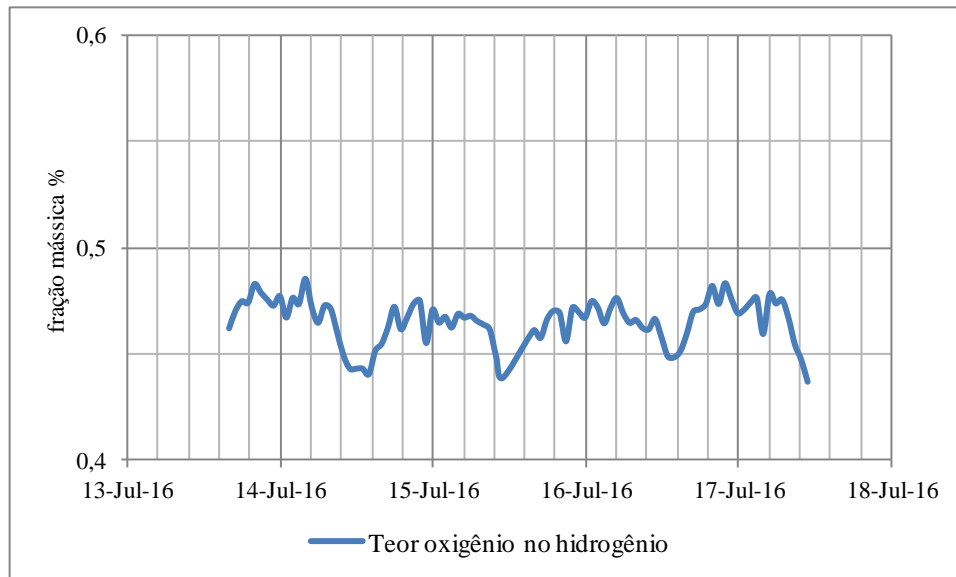
4.4.4 Premissa 4: Todas as correntes de hidrogênio estão saturadas em vapor de água e foram considerados nulas as concentrações de outros componentes

O hidrogênio é formado no cátodo, junto com a solução diluída de soda cáustica. O gás flui através do catolito e permanece em contato com a solução aquosa por tempo suficiente para atingir o estado de saturação, assim como arrastar gotículas de solução que condensam nos vasos, linhas e selos hidráulicos da unidade. Todo o processo de resfriamento e compressão é realizado em contato com correntes de água que mantém a condição de saturação, a diferentes temperaturas e pressões [18].

A corrente de hidrogênio, produzida na área das séries, arrasta contaminantes como soda cáustica e cloreto de sódio que são lavados na coluna de resfriamento e lavagem. Pode conter hipoclorito de sódio que é destruído com a adição de sulfito de sódio no reservatório de água quente. Esses contaminantes são provenientes do arraste do catolito pelo gás, através do coletor de hidrogênio, não representando parcela significativa da corrente que alimenta a área de hidrogênio [24]. Outros contaminantes são provenientes de reações paralelas na série eletrolítica: o oxigênio eletrolítico, 1000 a 5000 ppm em peso, dióxido de carbono, 10 a 30 ppm em peso, monóxido de carbono, 1 a 5 ppm em peso e metano em torno de 3 ppm em peso [24].

A Figura 4.9 mostra a análise do oxigênio na saída da área de hidrogênio durante o período de coleta de dados, que apresenta uma média de 0,5% em peso.

Figura 4.9 - Fração mássica de oxigênio no hidrogênio [20]



O nitrogênio pode ser um contaminante durante distúrbios operacionais que levam à sua adição para evitar pressões negativas e, conseqüentemente, entrada de ar no sistema. Para garantir que não haja nitrogênio em quantidades relevantes, deve-se garantir que os dados tenham sido coletados sem adição de nitrogênio no sistema. Ver 4.2.6 premissa 6.

Dessa maneira, foi considerado apenas uma corrente de hidrogênio saturada em água, nas condições de pressão e temperatura de cada corrente. A presença de outros componentes não foi considerada no modelo, para simplificar os cálculos e também por não haver medições suficientes para inclusão desses componentes neste estudo, além de não serem presentes em quantidades relevantes.

4.4.5 Premissa 5: A diferença de pressão do recheio da coluna de lavagem é muito pequena e a pressão de sucção do compressor é em torno de 15 mm H₂O

Os dados de projeto da coluna de lavagem e resfriamento apontam uma diferença de pressão em torno de 10 mm H₂O, na sessão do recheio, para a máxima capacidade da coluna. Foi assumido um valor um pouco maior para os cálculos das correntes, 15 mm H₂O, considerando que a perda de carga deve ser um pouco maior, após 40 anos de operação, sem limpeza ou substituição do recheio.

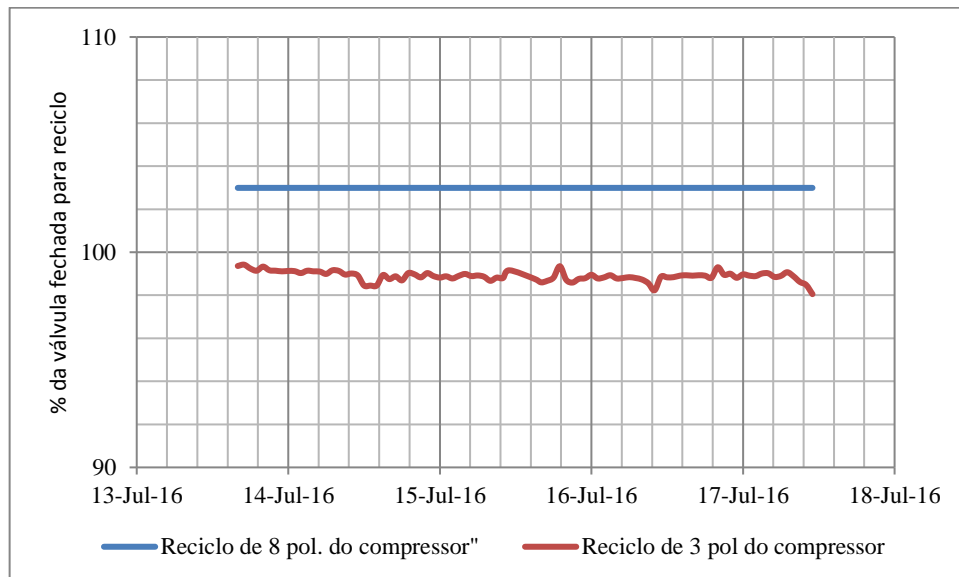
4.4.6 Premissa 6: Os dados foram coletados no limite da capacidade da unidade e as alimentações de nitrogênio deverão estar fechadas

O controle de carga do compressor conta com dois recírculos, um maior de 8 polegadas de diâmetro, geralmente utilizada em partidas ou processamento com carga bastante reduzida, e

um segundo menor de 3 polegadas de diâmetro, geralmente utilizada para o controle da pressão de sucção do compressor em operação normal. No cenário escolhido para este estudo, foram selecionados dados da unidade operando no limite da sua capacidade, o que pode ser validado pela operação do compressor com quase nenhum reciclo, como mostra a Figura 4.10. Os valores muito próximos a 100% significam que a válvula está fechada e a discrepância em relação aos 100%, depende do ajuste do sinal de cada válvula no campo.

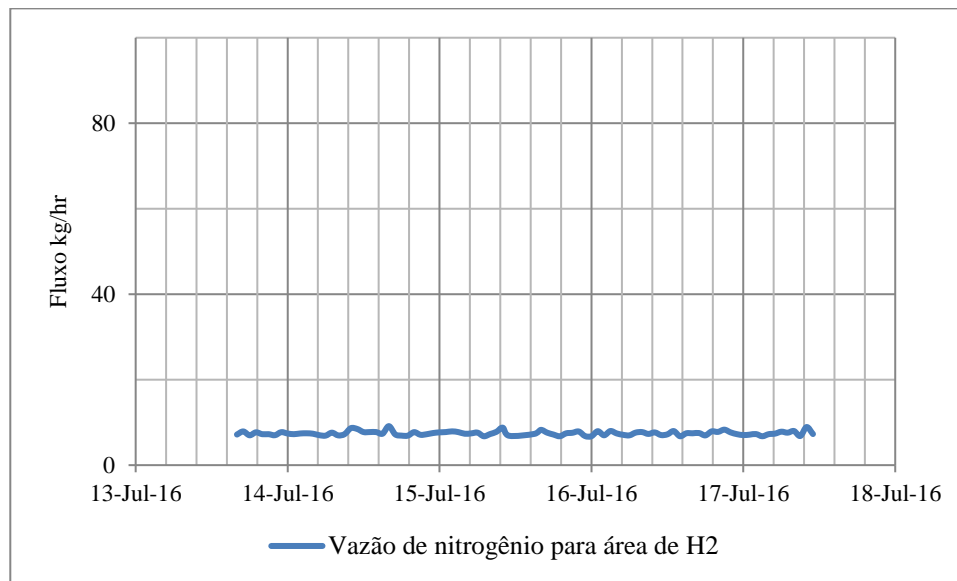
O controle da pressão de sucção é realizado aumentando o venteio de hidrogênio pelo coletor das séries, através do sistema de venteio principal, e assim aumentando o desperdício de hidrogênio para a atmosfera.

Figura 4.10 - Posição fechada das válvulas de reciclo do compressor de hidrogênio [20]



Outra precaução para garantir a coerência dos dados, para avaliação da unidade e dos seus equipamentos, é verificar se a unidade ou o coletor de hidrogênio está sendo alimentado com nitrogênio, durante a coleta de dados. Essa alimentação de nitrogênio pode ocorrer se houver baixa pressão na sucção do compressor ou algum desligamento de uma das seções de produção das séries eletrolíticas. Na Figura 4.11, pode-se verificar que não havia adição de nitrogênio na área de hidrogênio. As outras condições de adição de nitrogênio, que poderiam ser ocasionadas por distúrbios nas séries eletrolíticas, foram verificadas e não foram confirmadas.

Figura 4.11 - Vazão de nitrogênio para unidade de hidrogênio [20]



4.4.7 Premissa 7: Todo calor removido na torre de refrigeração é considerado calor latente

Essa premissa é aceita quando a temperatura de bulbo úmido é próxima da temperatura operacional. Pela norma ABNT [25], a temperatura usada para o projeto da torre de refrigeração da área de hidrogênio foi de 26,5 °C, muito próxima da temperatura de projeto da água fria, estimada em torno de 30,0 °C.

4.4.8 Premissa 8: Não há perdas de energia no reservatório de água quente e não há adição de água de processo

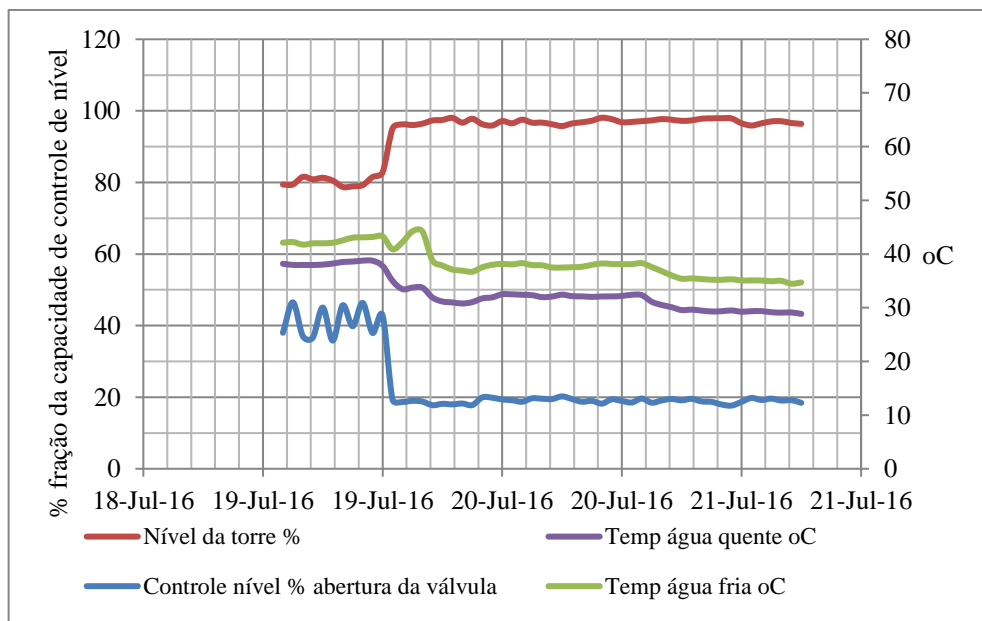
O reservatório de água quente é aberto e recebe as duas correntes de água aquecidas: uma da coluna de lavagem e a outra do vaso separador da descarga do compressor. Essas correntes fluem por gravidade para o reservatório, onde as bombas transferem a água quente para o topo da torre de refrigeração. A medição de temperatura é realizada na linha de transferência para a torre, assim as perdas no reservatório não poderiam ser medidas. Essa premissa é aceitável porque o reservatório é pequeno e a vazão circulante muito alta, tornando a perda, relativamente, muito pequena.

Uma prática que tem sido adotada para aumentar a capacidade da unidade é a adição de água bruta no reservatório de água quente. Essa prática tem sido efetiva para a redução da temperatura da água fria em torno de 4-6 °C, e vem sendo utilizado em momentos de operação com alta produção. Porém esse uso introduz outras consequências, em médio prazo, reduzindo o desempenho dos equipamentos, pois é uma corrente que contém alta dureza, sais de cálcio e magnésio, e sujeiras provenientes de água bruta. Essa dureza e impurezas se depositam no

recheio da coluna de lavagem, reduzindo área de contato e capacidade de resfriamento, cria depósitos na carcaça do compressor, alterando o anel líquido e comprometendo sua eficiência, e se depositam também no recheio e distribuidores da torre de refrigeração, comprometendo a troca térmica e o resfriamento do hidrogênio.

Para a coleta de dados, é muito importante que esse recurso não seja utilizado pois interfere diretamente no balanço de energia da área, sem meios de medir esse efeito. Esse recurso também daria a falsa impressão de melhor desempenho de processamento, o que prejudicaria os objetivos de avaliação dos equipamentos. O comportamento das variáveis da torre de refrigeração são alterados durante o uso da água bruta, como mostra o gráfico da Figura 4.12. O controle de nível da torre de refrigeração perde a função e a torre permanece transbordando. Também as temperaturas da água fria e quente são reduzidas em 4-6 °C.

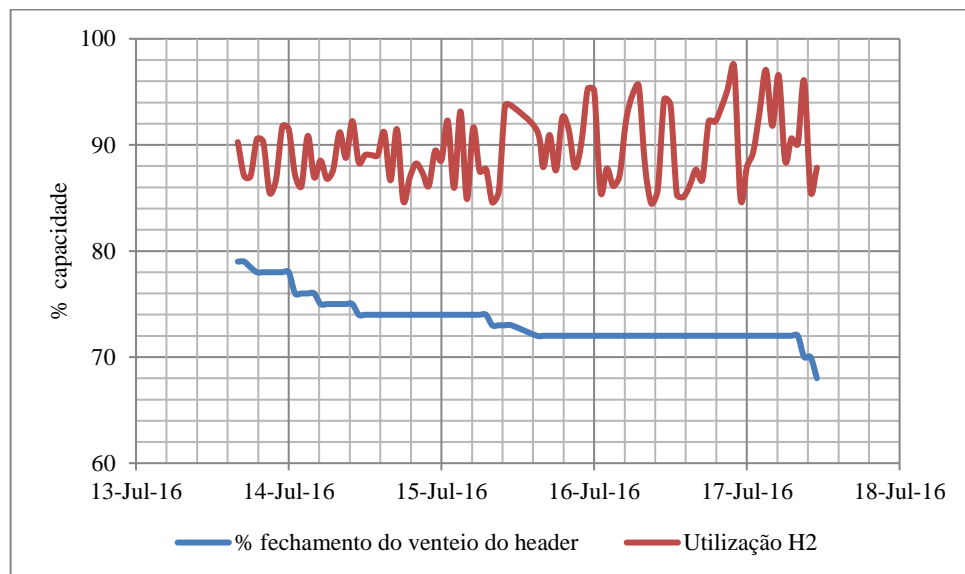
Figura 4.12 - Perfil de temperatura e nível da torre de refrigeração com a adição de água bruta [20]



Para o experimento, foi solicitado à operação que a adição de água bruta fosse suspensa durante a coleta de dados. Pela Figura 4.4, foi confirmado que não houve a adição de água bruta, comparando o comportamento do controle de nível da torre, durante o período de coleta de dados, com o perfil apresentado na Figura 4.12. Na Figura 4.4, a válvula de controle de nível adiciona fluxo de reposição e a torre não opera transbordando. Na Figura 4.12, o nível da torre de refrigeração permanece alagado, com 100%, a válvula de controle de nível permanece fechada e as temperaturas de entrada e saída estão mais baixas.

Durante a coleta de dados, a limitação da temperatura foi contornada, reduzindo a vazão de hidrogênio disponibilizada para consumidores, e aumentando o venteio para atmosfera do coletor principal, conforme descrito na Figura 3.3, pelo alívio da produção antes da alimentação da área de hidrogênio. Na Figura 4.13, é observado que, neste período, a área se manteve aliviando parte da produção, em torno de 10-15%, e o controle do venteio do coletor foi aberto para evitar o desligamento do compressor por alta temperatura na descarga, cerca de 20 a 30% de abertura. Variações na quantidade do venteio influenciam diretamente as variações na utilização da área, aliviando ou requisitando mais desempenho dos equipamentos.

Figura 4.13 Fechamento do venteio do coletor de hidrogênio e utilização da área de hidrogênio [20]



4.5 SELEÇÃO DE DADOS EXPERIMENTAIS

Foram coletados dois conjuntos de dados, um em junho de 2016, e o outro em julho de 2016. Também foram resgatados três conjuntos de dados de maio, agosto e setembro de 2009. Todos os conjuntos foram analisados para verificar as premissas adotadas para a construção do balanço de massa e energia da unidade. Os dados de 2009 não foram usados para validação do modelo porque não eram disponíveis todas as variáveis previstas no plano de coleta de dados. Apenas alguns dados de setembro de 2009 foram usados como referência para comparar desempenho dos equipamentos em momentos diferentes. Os demais dados de 2009 foram desprezados por conter distúrbios e variações que não poderiam ser medidos ou anulados. Os dados de junho de 2016 foram coletados segundo as premissas, porém o fluxo de água para a coluna de lavagem estava em final de escala do instrumento, tornando inviável sua medição. Foram feitos ajustes

no alinhamento de água para a coluna e o fluxo passou a ser medido. Novos dados só foram coletados em julho de 2016, onde houve um período em que a planta de cloro e a área de hidrogênio operaram com carga constante e com poucos distúrbios. Alguns dados foram rejeitados quando comparados com as premissas, o que resultou em 89 horas de dados coletados, entre o dia 13/07/2016 e 17/07/2016. Os dados foram disponibilizados com frequência de 10 segundos, mas foram tratados como médias horárias. Os dados de vazão foram divididos pela capacidade máxima, resultando em valores percentuais de utilizações, para garantir confidencialidade das informações relativas à capacidade de processamento, assim como algumas informações dos equipamentos também não foram disponibilizadas na dissertação.

4.6 AVALIAÇÃO DE INCERTEZAS DE MEDIÇÃO E VALIDAÇÃO DO MODELO

No tratamento dos dados experimentais, é importante avaliar a incerteza das variáveis medidas. Estas medições estão sujeitas a incertezas relacionadas às variações do processo, precisão e exatidão dos métodos e instrumentos de medição. As variações do processo foram minimizadas, durante a coleta de dados, através da observação das premissas do modelo, no Capítulo 4.4. Ainda foi verificada a condição dos instrumentos de medição e realizado manutenção nestes, para garantir qualidade nas medições. A avaliação da incerteza das medições foi realizada através da análise do desvio padrão e intervalo de confiança dos dados coletados, indicados na Tabela 4.2, de modo a garantir que os dados sejam coletados em um regime estacionário de operação, e estabelecer incertezas que podem ser úteis na interpretação e validação dos resultados da simulação.

Tabela 4.2 - Valores médios e análises estatísticas de todas as variáveis medidas no teste experimental [20]

Variável	Unidade	Média	Mediana	Desvio padrão	Intervalo de confiança 95%	Coefficiente de variação %	Redundância (diferença média)
T1	°C	70,5	70,3	0,5	70,4 a 70,6	0,64	-
T recheio	°C	63,7	63,7	0,5	63,6 a 63,78	0,71	-
T2	°C	49,1	49,1	0,6	48,93 a 49,2	1,18	-
T3	°C	56,1	56,1	0,6	56,0 a 56,2	1,03	0,1
T6	°C	52,8	53,0	2,3	52,3 a 53,3	4,43	-
T7	°C	55,0	55,0	0,6	54,9 a 55,1	1,00	-
T9	°C	41,1	41,1	0,5	41,0 a 41,2	1,26	-
T10	°C	44,7	44,7	1,0	44,5 a 44,9	2,26	-
P1	mm H ₂ O	34,8	34,9	0,9	34,6 a 35,0	2,65	1,4
P3	mm H ₂ O	7510	7510	10,0	7490 a 7530	0,13	10,0
P10	mm H ₂ O	26,2	26,3	1,1	26,0 a 26,4	4,20	0,29
M3	m/m %	89,6	88,8	3,3	88,9 a 90,3	3,73	-
V12	m ³ /hr	23,3	23,3	0,3	23,0 a 23,5	1,38	-
V13	m ³ /hr	218,1	218,5	1,8	217,8 a 219,2	0,83	-
Icomp	amps	191,5	191,3	1,7	190,3 a 192,5	0,90	-
P C12	m/m %	96,0	96,0	0,0	96,0 a 96,1	0,04	-

A variável T6, temperatura do condensado usado para reposição do nível na bacia de água fria, na torre de refrigeração, apresentou desvio padrão em 2,3 °C. Essa variação acontece devido a variações na área de soda cáustica, aonde é produzido o condensado. Essa interferência no modelo foi considerada desprezível devido a pouca influência que essa variação adiciona ao balanço térmico da torre de refrigeração, visto que a vazão de reposição é menos de 1% da vazão total de recirculação pela torre.

A variável M3, que representa a vazão de H₂ para consumidores, dividida pela produção total de H₂ nas séries eletrolíticas, apresentou um desvio padrão de 3,3 m/m%. Essa variação foi mostrada na Figura 4.2, onde pode ser notado que a variação da eficiência da unidade, segue a variação diária da temperatura ambiente.

A variável P10, que representa a pressão no fundo da coluna de lavagem e resfriamento, apresentou um desvio padrão de 1,1 mmH₂O. Essa variação é explicada pela sensibilidade dessa variável a variações do venteio da unidade, que ocorre em condições operacionais muito próximas do limite de capacidade para a unidade.

Para esse estudo, foi considerado aceitável o uso de valores médios, pois não representam grandes discrepâncias para o desenvolvimento dos balanços de massa e energia.

As outras variáveis coletadas apresentaram desvio padrão pequenos, mostrando pouca dispersão nos dados coletados, e todas possuem valores de medianas e médias muito próximos. Foi estabelecido o limite aceitável de 5% para o coeficiente de variação percentual e, todas as variáveis apresentaram seus coeficientes abaixo desse limite. Algumas variáveis críticas para o funcionamento da unidade possuem medições redundantes, que são provenientes de instrumentos instalados no mesmo ponto do processo. Para estas medições, foram também avaliadas as médias e distribuição das diferenças e todas foram consideradas aceitáveis.

Para validação do modelo, foi considerado uma incerteza aceitável em torno de 5%, baseado no limite definido para os coeficientes de variação e desvio para modelagem de equipamentos industriais, onde esses desvios são compensados com folgas de projetos. Assim, as médias dos dados coletados alimentaram o modelo e o resultado dos cálculos foi comparado com a média dos dados coletados de saída, identificados com “sim” na Tabela 4.1. Essa mesma abordagem, para comparação entre resultados do modelo e dados experimentais, foi proposta em um estudo de modelagem de gaseificação de biomassa [22].

Essa comparação foi realizada através do cálculo do erro percentual e foi considerado aceitável se inferior a 5%. A abordagem para validação do modelo foi similar ao estudo de solubilidade do CO₂ em misturas de hidrocarbonetos, usando análise estatística dos dados experimentais [26] e do estudo de um modelo para absorção de amônia/água [27].

4.7 SIMULAÇÃO DE PROCESSO NO ASPEN PLUS V8.6

Foi criado um modelo no simulador de processo Aspen Plus V8.6 para os principais equipamentos da área de hidrogênio. Nessa modelagem foram apenas considerados dois componentes: hidrogênio e água. A inclusão de outros componentes, como soda cáustica, cloreto de sódio, hipoclorito de sódio, dióxido de carbono e nitrogênio foi proposta como próximo passo para aperfeiçoar o modelo da unidade operacional, e foi muito importante para o detalhamento dos projetos de melhoria que foram propostos neste trabalho. A abordagem para construção do modelo foi similar ao estudo de solubilidade do CO₂ em misturas de hidrocarbonetos, usando Aspen Plus e seleção de modelos aplicáveis [26] e do estudo de um modelo para absorção de amônia/água [27].

4.7.1 Modelo de Propriedades Físicas e Equilíbrio Líquido-Vapor

4.7.1.1 Modelo Aplicável a Unidades de Hidrogênio da Dow

O modelo para cálculo das propriedades físicas e do equilíbrio líquido vapor para o par hidrogênio e água foi escolhido utilizando a referência da biblioteca de simulações que a Dow Chemical Co. mantém como referência para novos projetos e aplicações. Esse modelo utiliza a equação RK (Redlich-Kwong) para modelagem do coeficiente de fugacidade, o modelo eNRTL para modelagem do coeficiente de atividade de soluções com eletrólitos e a lei de Henry para cálculo da solubilidade do hidrogênio na água. O modelo dispõe de parâmetros binários calculados pela Dow e pela Aspen Plus, regredidos por dados disponíveis no banco de dados Dortmund [28]. Como o escopo desta modelagem não inclui os eletrólitos, o modelo de coeficiente de atividades foi alterado para o NRTL (Non-Random Two-Liquid), com a lei de Henry. Foi mantido o uso do NRTL, pois a utilização desse bloco de cálculos no ASPEN facilita a aplicação da lei de Henry, ainda que não seja requerido o uso de modelo rigoroso para modelagem do coeficiente de atividade para a mistura água e hidrogênio.

4.7.1.2 Equação de Estado SRK

A equação de estado RK foi substituída pela equação de estado modificada por Giorgio Soave [29]. Ela é aplicada a processos com pressões até 10 atm e em sistemas que se comportam próximo do ideal [28].

As propriedades do hidrogênio foram correlacionadas usando onze equações de estado por Narisfar [30] e comparadas para obter a melhor equação para diversos parâmetros e propriedades calculadas. A conclusão de Narisfar [30] é que a família de equações RK é mais precisa para os cálculos de propriedades de hidrogênio, na condição de saturação ou supercrítica, com desempenho diferenciado para a equação de estado Redlich-Kwong-Mathias-Copeman (RKMC), que se refere a uma modificação da equação RK. Como no Aspen Plus, esta equação não está disponível, foi selecionada a equação de estado Soave-Redlich-Kwong (SRK), que também foi comparada no estudo e demonstrou bons resultados.

4.7.1.3 NRTL e Lei de Henry para Cálculo de Solubilidade Hidrogênio em Água

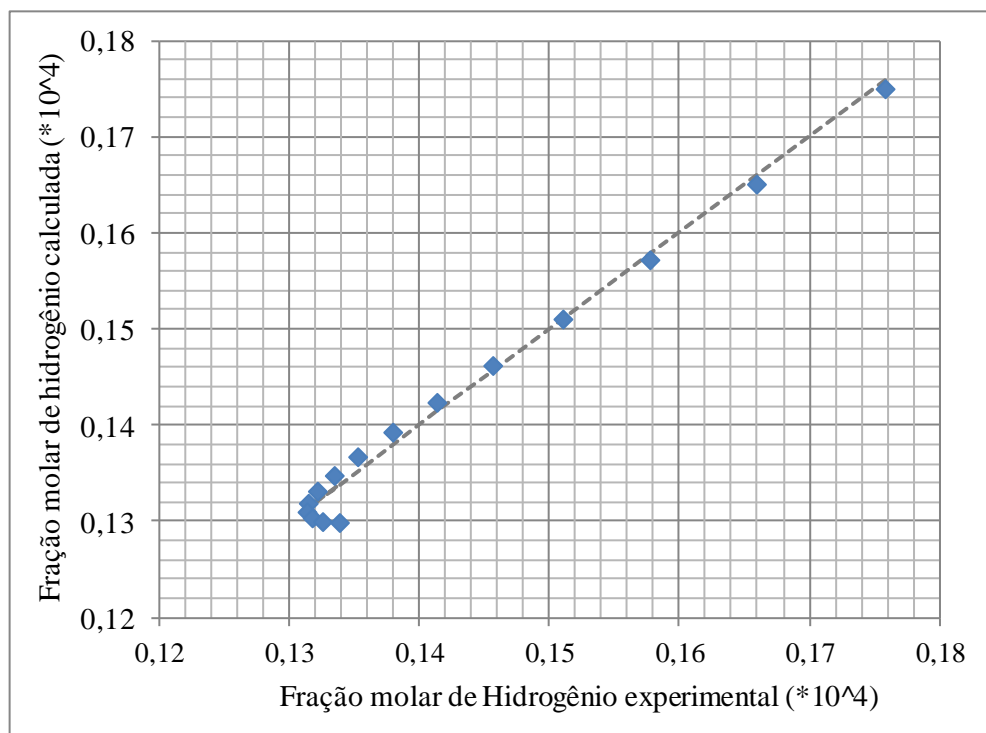
O modelo NRTL calcula os coeficientes de atividades, utilizando três parâmetros independentes, que são estimados através de dados experimentais. É utilizado em sistemas com alto grau de não idealidade para cálculo do equilíbrio líquido-vapor e equilíbrio líquido-líquido.

É também possível utilizar a lei de Henry para calcular a solubilidade de gases em líquidos, que é muito importante no modelo com hidrogênio e água [26].

4.7.1.4 Teste do Modelo NRTL-SRK por Regressão de Dados Experimentais

Este modelo foi testado, realizando regressão de parâmetros com dados experimentais de solubilidade de gases como hidrogênio, hélio, oxigênio, nitrogênio e outros, em água, a baixas pressões, e construiu uma equação para estimar a constante de Henry e outras propriedades [31]. Os dados regredidos foram dispostos graficamente comparando com os dados experimentais para solubilidade de hidrogênio em água na Figura 4.14. A maior diferença percentual entre os valores de composição de hidrogênio na fase líquida, entre dados experimentais e regredidos, foi de 1,2%. A diferença percentual entre a constante de Henry usada no modelo para a área de hidrogênio e a regredida com os dados experimentais foi de 6,0%.

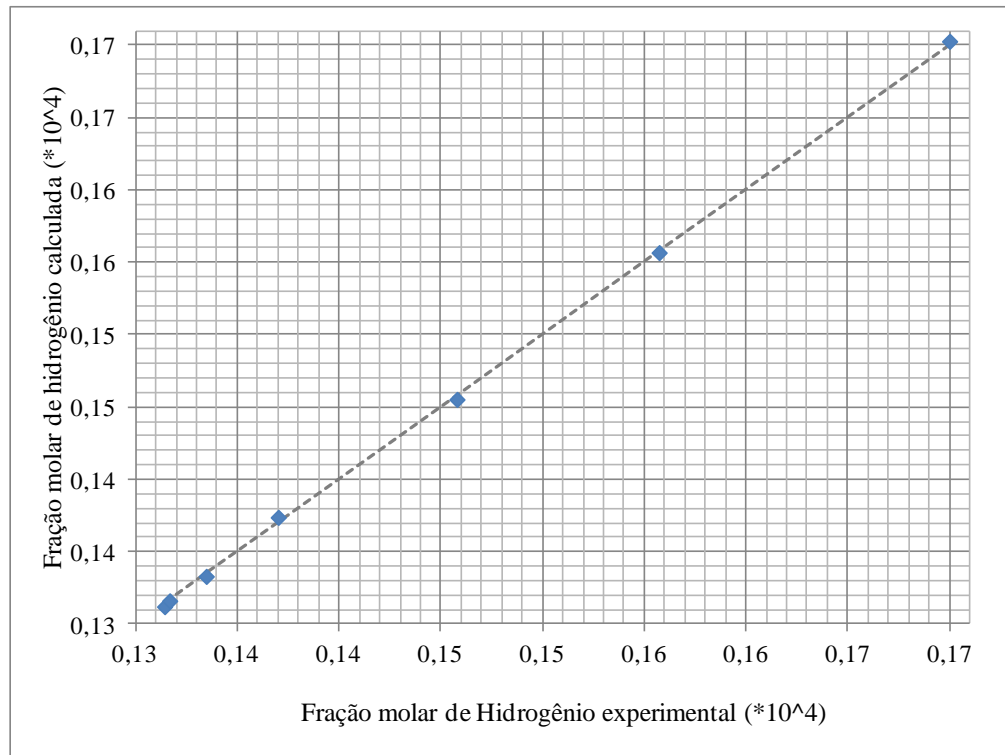
Figura 4.14 Comparação entre dados simulados pelo modelo NRTL-SRK e os dados extraídos da literatura para solubilidade do hidrogênio na água [31]



Na Figura 4.15, foi realizado a mesma comparação entre dados regredidos e dados experimentais para dados extraídos do Dortmund Database [32]. A maior diferença percentual entre os valores de composição de hidrogênio na fase líquida foi de 0,3% e a diferença

percentual entre a constante de Henry usada no modelo para a área de hidrogênio e a regredida com os dados experimentais foi de 4,0%.

Figura 4.15 - Comparação entre dados regredidos pelo modelo NRTL-SRK e os dados extraídos da literatura para solubilidade do hidrogênio na água [32]



]

Assim, conclui-se que o modelo usado para cálculos de propriedades físicas e equilíbrio de fases, NRTL-SRK, é aceitável para ser utilizado na simulação da área de hidrogênio, com um erro percentual em torno de 4-6%. Como a diferença entre as constantes de Henry do modelo e dos resultados das regressões foram pequenas, foram mantidas os parâmetros como foi estabelecido na simulação, que pertence à biblioteca de modelos da Dow. O bloco de cálculos NRTL-SRK usa funções para estimar as entalpias através da equação SRK, com modificações de Boston-Mathias.

4.7.2 Modelo para Coluna de Lavagem e Resfriamento

Foi utilizado para a coluna de lavagem e refrigeração um bloco de cálculos do Aspen Plus, similar a uma coluna de absorção, utilizando um modelo que não considera que a condição de equilíbrio é estabelecida em cada estágio de separação. O modelo calcula a transferência de massa e calor entre as fases para definir a separação, e não utiliza fatores de eficiência nem altura de prato teórico, HETP, para cálculos de internos. Este modelo assume que a fase líquida

e a fase vapor, que deixam qualquer estágio, não atingem o estado de equilíbrio. Na prática, colunas raramente têm tempo de residência suficiente para atingir o estado de equilíbrio. A separação atingida na coluna com múltiplos estágios depende do processo de transferência de massa e calor na interface das fases.

No modelo da coluna foram incluídos dados da coluna de lavagem e resfriamento e seus internos, como diâmetro, altura da seção de recheio, tipo, tamanho e material do recheio, para cálculos da hidráulica da coluna e definição do ponto de operação, comparado com o projeto da coluna. O modelo utilizado calcula os coeficientes de transferência de massa na interface das fases pelas correlações desenvolvidas por Onda et al., 1968 [33] e os coeficientes de transferência de calor por análise de Chilton-Colburn (King, 1980) [34].

4.7.3 Modelo para Compressor de Hidrogênio

Na simulação da unidade foi adicionado o bloco de cálculos para o compressor de deslocamento positivo com duas fases, pela adição da água para o anel líquido. A eficiência politrópica foi definida, durante o processo de validação, para as condições operacionais atuais, de modo a corresponder, à potência do motor utilizada e temperatura de descarga atual de operação. As curvas do fabricante do compressor foram utilizadas para verificar as condições operacionais e resultados da simulação, assim como definir limites para condições futuras simuladas no modelo.

4.7.4 Modelo para Torre de Refrigeração

A torre de refrigeração não foi simulada no Aspen Plus. Seu desempenho foi calculado através de dados e curvas do fornecedor.

4.8 METODOLOGIA PARA ANÁLISE FINANCEIRA DOS PROJETOS

A avaliação financeira dos projetos propostos foi realizada utilizando o cálculo de fluxo de caixa descontado, onde é possível trazer, para o presente, através de uma taxa de desconto, o valor futuro do investimento. Esta taxa de desconto costuma ser composta por todos os custos do capital e pelos riscos do empreendimento. O fluxo de caixa, para um investimento, no primeiro ano de avaliação, é a diferença entre o ganho financeiro e o investimento gasto, para o projeto em avaliação. Essa diferença foi calculada para os próximos 10 anos, considerando como período suficiente para obter retorno em investimentos, segundo Equação 4.37. A abordagem para avaliação financeira foi similar ao estudo de investimentos em energia em escritórios e imóveis [35].

$$FC = \text{Ganhos} - \text{Investimentos} \quad (4.37)$$

Onde os Ganhos são calculados, multiplicando o preço do gás natural pela redução no consumo de gás, proporcional a recuperação do hidrogênio pelos projetos. Investimentos são as parcelas de capital aplicadas, nos projetos a cada ano, no intervalo de 10 anos.

O cálculo do valor presente do investimento foi realizado aplicando uma taxa de desconto de 13%, que normalmente se aplica a investimentos de capital na companhia. Esse cálculo permite obter um valor presente, que pode ser utilizado para comparar investimentos aplicados com diferentes fluxos de caixa, ou seja, diferentes retornos financeiros e investimentos ao longo dos 10 anos de avaliação, segundo Equação 4.38 [35,36].

$$VP = FC_0 + \sum_n^{10} \frac{FC_n}{(1+Tx)^n} \quad (4.38)$$

Onde VP é o valor presente do investimento, n é o ano em que o fluxo de caixa foi calculado, FC é o fluxo de caixa e Tx é a taxa de desconto utilizada na avaliação.

A forma utilizada para comparar os projetos foi pelo cálculo da taxa de retorno de cada projeto, TR, pela seguinte Equação 4.39:

$$TR = Tx \text{ quando } VP = 0 \quad (4.39)$$

Assim, o projeto que apresentar a taxa de retorno superior a 13%, significa que demonstra retorno satisfatório comparado à taxa de desconto aplicada ao capital. Ainda é possível comparar diferentes projetos, considerando, mais vantajosos, aqueles com taxas de retorno mais elevadas [35,36].

Capítulo 5

*DISCUSSÃO DOS DADOS E VALIDAÇÃO DO
MODELO DA UNIDADE*

5 DISCUSSÃO DOS DADOS E VALIDAÇÃO DO MODELO DA UNIDADE

5.1 DISCUSSÃO DOS DADOS COLETADOS

As eficiências calculadas pelos dados coletados e pelos dados disponibilizados no fechamento de produção da unidade estão dispostos na Tabela 5.1. Para os dias de coleta, houve um venteeio médio de 10% da produção de hidrogênio das séries. A linha que contém os valores para produção de hidrogênio, se refere à fração processada dividida pela capacidade máxima de produção de hidrogênio nas séries eletrolíticas. Assim, é possível concluir que a unidade de hidrogênio tem um déficit de capacidade para processar o máximo de produção.

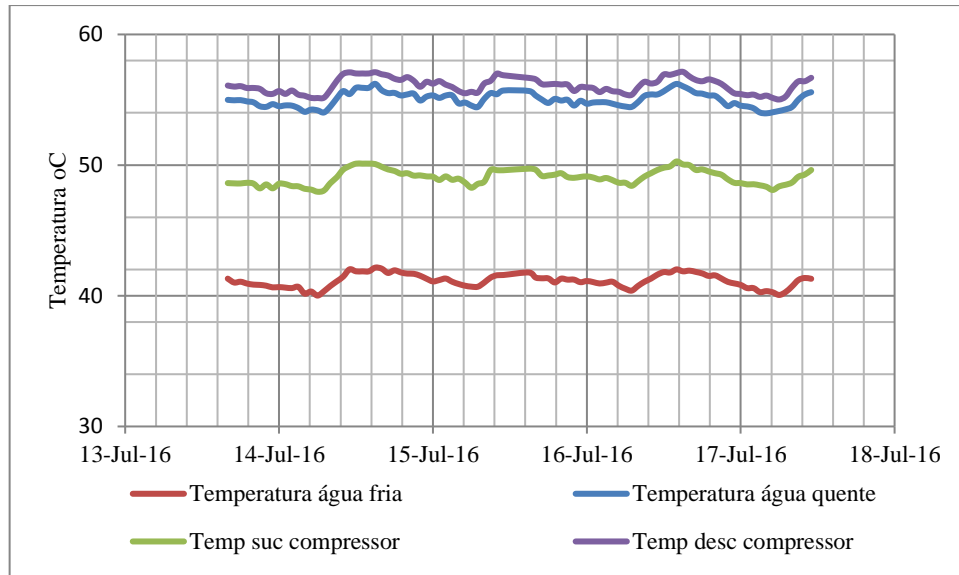
Tabela 5.1 - Dados de utilizações da área de cloro e hidrogênio de Aratu [20].

Produção	Média dos dados coletados %	Dados do fechamento diário de produção %				
		13-Jul-16	14-Jul-16	15-Jul-16	16-Jul-16	17-Jul-16
Produção de Cloro	96,0	97,6	96,0	95,3	96,0	96,9
Produção H2	86,0	87,3	84,8	85,8	86,1	86,7
Utilização da área de H2	89,6	89,4	88,4	90,0	89,7	89,5

É muito importante para esse estudo, que os dados utilizados para modelagem fossem coletados em momentos de utilização máxima da capacidade da unidade de hidrogênio. Essa condição permite a avaliação dos principais gargalos da unidade de hidrogênio e, conseqüentemente, a criação de um plano de recuperação de desempenho e um plano de aumento de capacidade.

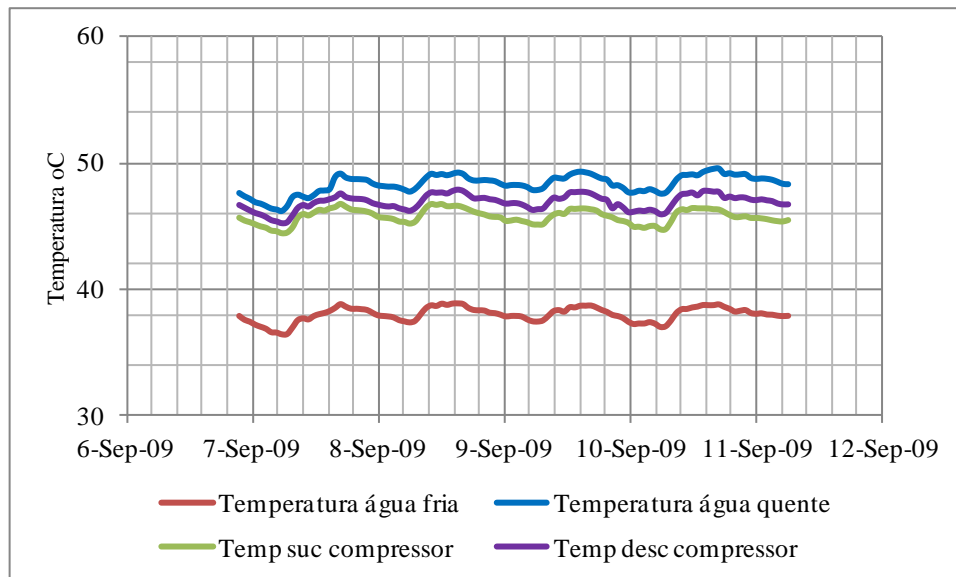
Um parâmetro limite para operação da área de hidrogênio é a temperatura da descarga do compressor. O limite definido para o desligamento do compressor, e parada da área de hidrogênio é 58,0 °C. Na Figura 5.1, é possível observar o quanto a temperatura se aproxima desse limite, próximo do meio dia, horário de pico de temperatura ambiente. Esse ciclo de temperatura mostra o quanto a capacidade da unidade é susceptível à capacidade da torre de refrigeração. Para esta unidade, quanto mais refrigeração melhor, assim não existe controle de temperatura. Usa-se toda capacidade disponível de refrigeração da área e reduz-se a alimentação de hidrogênio, a fim de manter a temperatura da descarga abaixo do limite de desligamento do compressor. Dessa forma, tem-se um ciclo de temperaturas, onde à noite, a temperatura ambiente é menor, reduzida em cerca de 2 °C na temperatura da descarga do compressor, criando uma pequena folga na unidade. Para esse estudo, essa variação não foi considerada significativa o suficiente para inviabilizar o uso desses dados. Foram utilizados dados médios e suas análises de distribuição foram avaliadas e dispostas na Tabela 4.2.

Figura 5.1 - Ciclo de temperaturas da área de hidrogênio durante a noite e dia em Julho 2016 [20]



Comparando-se o perfil atual das temperaturas da área de hidrogênio com o mesmo perfil coletado dos dados de 2009, na Figura 5.2, observa-se que a unidade perdeu capacidade de refrigeração. Os dados, apresentados na Figura 5.2, mostram que a unidade operava com até, no máximo, 48,0 °C, na descarga do compressor de hidrogênio e, atualmente, opera em torno de 57,0 °C. Mesmo naquele período, a unidade operava com restrições de processamento, porém com mais folga que atualmente. A temperatura média da água fria atualmente fica em torno de 41,5 °C. Em 2009 essa temperatura de água fria ficava em torno de 39,0 °C. Naquele período, também era usada toda capacidade de refrigeração da unidade, porém o limite de temperatura para desligamento do compressor foi sendo elevado até o valor atual de 58,0 °C. Esse valor elevado reduz a capacidade do compressor e arrasta mais água para os consumidores, o que provoca maior perda de carga na distribuição e, conseqüentemente, requer pressões de descarga da unidade mais elevadas, esbarrando novamente na capacidade de refrigeração, e resultando em limitação de processamento do hidrogênio, e mais venteio para atmosfera.

Figura 5.2 - Ciclo de temperaturas da área de hidrogênio durante a noite e dia em Setembro 2009 [20]



5.2 VALIDAÇÃO DO MODELO COM DADOS EXPERIMENTAIS E AVALIAÇÕES DE DESEMPENHO

As médias dos dados coletados alimentaram o modelo proposto nos balanços de massa e energia globais, e balanços por equipamentos, assim foi possível calcular todas as correntes da unidade.

5.2.1 Validação do Modelo no Reservatório de Água Quente

O balanço térmico representado pela Equação 4.34, permite o cálculo da temperatura da água quente, proveniente da coluna de lavagem e resfriamento, T_{10} . A comparação da temperatura calculada com a temperatura medida foi proposta como uma das etapas de validação dos dados que foram utilizados para validação do modelo.

Neste balanço, a corrente 10 e a corrente 11 se misturam no reservatório e resultam nas condições da corrente 7. Pelo cálculo, a temperatura da água quente da coluna de lavagem deveria ser muito maior, 54,9 °C, comparado ao valor medido, 44,7 °C e o erro percentual ficou em 18,6%, conforme é mostrado na Tabela 5.2. Foi verificada a condição de instalação e manutenção deste instrumento e foi constatado que sua instalação adiciona um erro na medição, pois o instrumento fica no topo da linha e, como o fluxo é por gravidade, esta não fica completamente cheia. Assim o sensor de temperatura fica localizado de forma que não é garantido que fique completamente submerso. Algumas amostras foram coletadas e medidas com termômetro e foi confirmado que este sensor mede 4-5 °C a menos que o real. Com esta conclusão, foi utilizado o valor calculado pelo balanço $T_{10} = 54,9$ °C, Tabela 5.2, como dado

para validação da simulação no Aspen e a medição foi descartada do conjunto de dados coletados. Dessa forma foi perdido um grau de liberdade para verificar o modelo.

Tabela 5.2 - Validação de dados por balanço térmico no reservatório de água quente

Balanço Térmico no reservatório de água quente	Temperatura calculada °C	Temperatura medida °C	Erro %	Equação
Corrente 11	55,8			4.32
Corrente 7		55,0		
Corrente 10	54,9	44,7	18,6	4.34

5.2.2 Coluna de Lavagem e Resfriamento

5.2.2.1 Validação do Modelo

Os dados da Tabela 5.3, representam todas as correntes da coluna de lavagem e resfriamento. Esses dados e cálculos alimentarão a simulação construída no simulador Aspen Plus. Este modelo foi validado com as condições medidas do perfil de temperatura, e dos valores medidos e calculados para as correntes de topo e fundo. Essa comparação foi mostrada na Tabela 5.4 e, após alguns ajustes, na Tabela 5.5. Essa validação serve para comprovar se o modelo proposto no simulador representa bem o processo atual da coluna de lavagem e resfriamento. Assim, esse modelo poderá ser usado para investigar os problemas atuais de desempenho e também poderá ser usado para avaliar projetos para as novas condições operacionais e cargas de processamento.

Tabela 5.3 - Dados e balanços para a coluna de lavagem e resfriamento

Corrente do processo	Parâmetros		Unidade	Equação
Hidrogênio na saída - 3	Temperatura	55,8	°C	
	Pressão manométrica	7500,0	mm H ₂ O	
	Densidade	0,2258	kg/m ³	4.10
	Fração mássica de H ₂	0,520		4.10
	Utilização da área de H ₂	86,0	%	
Hidrogênio na entrada - 1	Temperatura	70,5	°C	
	Pressão	34,1	mm H ₂ O	
	Densidade	0,2511	kg/m ³	4.8
	Fração mássica de H ₂	0,196		4.8
Água fria da torre para a coluna - 13	Fluxo de água fria	218,2	m ³ /h	
	Temperatura	41,1	°C	
	Vazão mássica total	216302	kg/h	
Topo da coluna - 2	Temperatura	49,1	°C	
	Pressão manométrica	15	mm H ₂ O	Premissa 5
	Densidade	0,1471	kg/m ³	4.9
	Fração mássica de H ₂	0,458		4.9
Água quente da coluna - 10	Vazão mássica total	219651	kg/h	4.24
	Temperatura	54,9	°C	4.34
Recheio	Temperatura	63,7	°C	
	Pressão do fundo da coluna manométrica	26,3	mm H ₂ O	
	Diferença de pressão	11,3	mm H ₂ O	4.13

O resultado da simulação da coluna de lavagem e resfriamento mostrou desvios mais elevados relativamente aos valores medidos. Na Tabela 5.4, observa-se erros percentuais muito elevados quando comparados com os valores simulados e valores medidos. Como todo o perfil simulado apresentou valores de temperaturas menores que os valores reais, e mostrou coerência com o processo de resfriamento da corrente de hidrogênio, foi levantada a hipótese de esse desvio ser causado por problemas de funcionamento da coluna. Esses problemas afastariam os valores medidos do desempenho simulado e esperado no projeto da unidade. Utilizando os valores de vazão e temperatura de água fria, dada uma vazão de hidrogênio a uma temperatura e pressão, o esperado era que o resfriamento na coluna reduzisse a temperatura para valores muito menores do que os valores medidos, mesmo com os problemas conhecidos da torre de refrigeração. Esse efeito mostra que a capacidade atual de resfriamento da coluna está reduzida o que adiciona mais uma ineficiência no desempenho geral da unidade. Esse desvio pode ser causado por obstrução de algumas partes do recheio, formando caminhos preferenciais para o gás passar, sem contato com o líquido refrigerante. Essa redução da superfície de contato reduz o desempenho geral do resfriamento, e causa desvios no perfil esperado na simulação se

comparado com valores medidos. O excesso de água alimentado à torre não representa mais capacidade de resfriamento e funciona como se fosse desviado para o fundo, sem contato com a corrente gasosa. Outro efeito desse problema é o arraste do excesso da água com a corrente gasosa devido à redução de área de passagem das duas fases.

Tabela 5.4 - Resultados da validação do modelo do Aspen para a coluna de lavagem e resfriamento com alimentação de água fria direto na coluna

Corrente de processo	Temperatura °C	Resultados Simulação °C	Erro %
Topo da coluna - 2	49,1	44,7	9,0
Água quente da coluna - 10	54,9	51,2	6,7
Recheio	63,7	53,7	15,6

Foi proposta uma alteração na simulação para validação desta hipótese, e os resultados constam na Tabela 5.5, onde as temperaturas do topo e do fundo foram melhores representadas que os resultados na Tabela 5.4. A alteração proposta, na simulação, foi a redução na alimentação de água fria na coluna até que o perfil de temperatura se aproximasse dos valores medidos. Para o restante, foi criado um desvio na simulação para o fundo, simulando a operação da coluna com caminhos preferenciais e redução de contato entre o gás e a água de refrigeração. Também parte da água foi considerada arrastada com o gás, sem contribuir com o resfriamento da corrente de topo. Os valores mostram mais coerência do modelo com os dados medidos, exceto pelo balanço de massa da corrente do fundo, pois parte da água foi considerada arrastada. Também, a temperatura do recheio, que no caso de semi-obstrução deste, pode levar a valores muito inconsistentes com modelos simulados. A diferença de pressão no recheio, apesar de reduzida tanto na simulação como nos cálculos com os dados, é bastante afetada quando existe este tipo de obstrução nos internos da coluna. Os valores de perda de carga da simulação validam a premissa 5, adotada para construção do modelo para esta unidade.

Baseado nessas observações sobre os dados da Tabela 5.5, conclui-se que o modelo representa bem a coluna de lavagem e resfriamento, pois os erros relativos da estimativa da temperatura de topo e fundo são inferiores a 5%. Uma maior discrepância foi observada no desvio da estimativa da temperatura do recheio, maior que 7%, que pode ser justificada por restrições devido à possibilidade de presença de caminhos preferenciais e semi-obstruções no recheio da coluna. Essa hipótese também é reforçada pelo longo período sem substituição ou limpeza do recheio e pelo recente uso frequente de água bruta para contribuir com o balanço térmico da

unidade. Essa água bruta não passa por nenhum processo de purificação e tem elevado teor de dureza e impurezas. Outro fato observado é a frequente obstrução dos sensores de pressão instalados na coluna com material proveniente da dureza da água de processo, o que reforça a hipótese de obstrução do recheio e formação de caminhos preferenciais na coluna de lavagem e resfriamento.

Tabela 5.5 - Resultados da validação do modelo do Aspen para a coluna de lavagem e resfriamento com parte da alimentação de água fria desviada para o fundo e com arraste para compressor

Corrente de processo	Temperatura °C	Resultados Simulação °C	Erro %
Topo da coluna - 2	49,1	48,4	1,3
Água quente da coluna - 10	54,9	52,9	3,7
Recheio	63,7	59,1	7,1

5.2.2.2 Avaliação de Desempenho

A análise hidráulica da operação da coluna mostra que deveria estar muito longe dos limites de alagamento por alto fluxo, em torno de 12% do valor máximo, ou seja, a coluna tem dimensões e recheio compatível com carga hidráulica. Essa observação mostra que a coluna foi superdimensionada, pois seu projeto permitiria operar com carga hidráulica muito superior à máxima capacidade de produção de hidrogênio. Assim, o arraste ou mau funcionamento do recheio provavelmente é decorrente de depósitos de sais e sujeiras causando formação de caminhos preferenciais.

5.2.3 Compressor de Hidrogênio

5.2.3.1 Validação do Modelo

Os dados da Tabela 5.6, representam todas as correntes do compressor de hidrogênio. Esses dados e cálculos são usados para alimentar a simulação no Aspen Plus, e para verificar o desempenho através da leitura da curva do compressor, fornecida pelo fabricante. Nos dados coletados em julho 2016, a unidade operava com o compressor no seu limite de processamento. Na Tabela 5.6, aponta-se uma utilização de cerca de 91% da sua capacidade e o motor operando na sua capacidade nominal, para as condições atuais de temperatura da sucção e pressão na descarga requerida pelos consumidores, 7500 mm H₂O manométrica.

Tabela 5.6 - Dados e balanços para o compressor de hidrogênio

Corrente do processo	Parâmetros	Unidade	Equação
Sucção do compressor - 2	Temperatura	49,1 °C	Premissa 5
	Pressão manométrica	15,0 mm H ₂ O	
	Densidade	0,1471 kg/m ³	
	Fração mássica de H ₂	0,458	
Água fria da torre para compressor - 12	Vazão de água fria	23,2 m ³ /h	
	Temperatura	41,1 °C	
	Vazão mássica total	23053,0 kg/h	
Descarga compressor - 3	Temperatura	55,8 °C	
	Pressão manométrica	7500,0 mm H ₂ O	
	Densidade	0,2258 kg/m ³	4.10
	Fração mássica de H ₂	0,520	4.10
	Utilização da área de H ₂	86,0 %	
Água quente do vaso separador - 11	Vazão mássica total	23351,7 kg/h	4.26
	Temperatura	55,8 °C	4.32
Desempenho do compressor	Utilização da capacidade	91,1 %	
	Corrente	191,4 amps	
	Potência medida	906,8 hp	
	Potência de projeto	900,0 hp	

Pela Tabela 5.7, nota-se que o desempenho do compressor foi representado pelo modelo com desvio pequeno em relação ao desempenho esperado pela curva operacional do fabricante e comparado com os dados medidos em campo. Isto comprova que o modelo é representativo e que o compressor opera conforme a eficiência esperada de projeto.

Tabela 5.7 - Resultados da validação do modelo do Aspen para o compressor de hidrogênio

Corrente de processo	Parâmetros medidos	Resultados Simulação	Erro %	
Descarga compressor - 3	Temperatura (°C)	55,8	56,6	-1,5
	Água quente do vaso separador - 11	Temperatura (°C)	55,8	56,6
Desempenho do compressor	Utilização da capacidade simulada (%)	93,5	6,5	
	Potência motor (hp)	906,8	899,0	0,9
	Potência nominal do motor (hp)	900,0		

5.2.3.2 Avaliação de Desempenho

Pode-se observar que o compressor, segundo comparações com o ponto de operação na curva do fabricante, está operando no limite de sua capacidade e já excede a capacidade nominal do motor. Esta constatação aponta um gargalo importante para aumento da capacidade da unidade.

A capacidade do compressor foi alterada em 2004 com o intuito de aumentar o processamento da área, visto que o projeto original, com rotação em 320 rpm, foi dimensionado para uma capacidade produtiva 25% menor. A rotação do compressor foi alterada para 350 rpm, disponibilizando o máximo de capacidade para este modelo de compressor. Naquela época, os consumidores operavam consistentemente com pressão na linha de distribuição em torno de 4000 mm H₂O manométrica. Atualmente, com a inclusão de um novo consumidor, um novo forno de HCl, foi necessário elevar a pressão de descarga para 7500 mm H₂O manométrica. Esse novo modo operacional contribuiu para aumentar a temperatura na descarga e elevar a potência consumida para valores próximos da capacidade nominal do motor.

Outros fatores importantes para a capacidade do compressor são a temperatura da água fria que alimenta a sucção e a carcaça do compressor, assim como a vazão disponível de água fria. Quanto maior a capacidade de refrigeração do fluido usado no anel líquido, maior capacidade disponível para a compressão do hidrogênio. A vazão de alimentação para o anel líquido é proporcional à potência utilizada, assim, um problema encontrado nesta avaliação é que a vazão disponível não foi elevada com o aumento da potência utilizada, após aumento da rotação e o aumento da pressão de descarga.

Outro efeito da redução da capacidade de refrigeração, pelo anel líquido, é o aumento do arraste de água para os consumidores. Essa água é condensada na linha de distribuição e aumenta a perda de pressão entre o compressor e cada consumidor, o que exige um aumento na pressão de descarga. Essa perda de carga requisitará maior potência consumida no compressor, para elevação da pressão de descarga, o que causará mais venteio da unidade para a atmosfera, devido operação da compressão no limite da capacidade de refrigeração do fluido do anel líquido e da capacidade do compressor, nas condições de temperaturas atuais da unidade.

O efeito na temperatura da unidade, para diferentes condições de pressão foi mostrado na Tabela 3.3. Na Tabela 5.8, é possível comparar diferentes condições de operação para o

compressor, onde a capacidade, operando com 3500 mm H₂O manométrica, é muito superior, comparando com os dados operando em torno de 7500 mm H₂O manométrica.

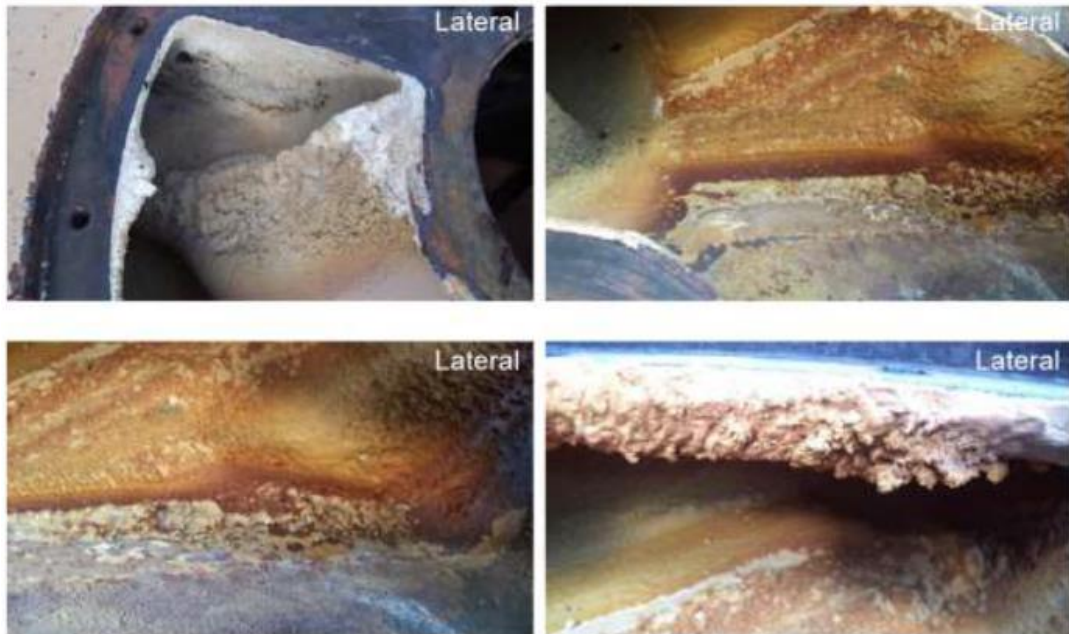
Apesar dos dados não apontarem redução de eficiência do compressor, existem evidências de incrustações nos internos que reduzem sua capacidade. As fotos da Figura 5.3 foram retiradas da última manutenção do compressor, atualmente mantido como equipamento reserva, realizada em 2015. Esses depósitos são provenientes de ineficiência no processo da coluna de lavagem, onde fica comprovado arraste de líquido com o gás hidrogênio, além do uso de água bruta, que deve contribuir para depósitos na carcaça do compressor.

Assim conclui-se que um dos projetos importantes para o retorno da capacidade da unidade de hidrogênio, deve endereçar um aumento de capacidade do compressor, e motor, ou um estudo para permitir a redução da pressão de descarga, avaliando melhorias no sistema de distribuição. Outros projetos mais urgentes, com menor complexidade e custo de implementação, devem endereçar a redução da temperatura da água para o anel líquido e aumento da disponibilidade de vazão, interrupção do uso de água de processo na unidade de hidrogênio e melhoria no processo de lavagem e resfriamento.

Tabela 5.8 - Desempenho do compressor de hidrogênio em diferentes momentos e condições operacionais

Cálculo do desempenho do compressor	Jul-16	Set-09	Set-09
Utilização da capacidade (%)	91,1	100,0	89,7
Pressão de descarga manométrica (mmH ₂ O)	7500	3500	7700
Corrente (amps)	191,4	157,1	199,2
Potência medida (hp)	906,8	744,2	943,5

Figura 5.3 - Fotos dos internos do compressor de hidrogênio com incrustações



5.2.4 Avaliação de Desempenho da Torre de refrigeração

A torre de refrigeração não foi modelada no Aspen Plus. Os dados coletados foram usados para alimentar os balanços de massa e balanços térmicos da unidade e da torre e os resultados foram disponibilizados na Tabela 5.9. Assim foi possível calcular a vazão de condensado e seu pequeno impacto na temperatura da água fria, visto que o condensado disponível tem uma temperatura elevada, 52,8 °C, e alimenta a bacia da água fria da torre. Pelos cálculos apresentados na Tabela 5.9, o impacto foi estimado em um aumento de 0,1 °C. Foi ainda possível calcular a vazão de água evaporada na torre e utilizar esses parâmetros para verificar a eficiência atual da torre de refrigeração.

Tabela 5.9 - Dados e balanços para a torre de refrigeração

Corrente de processo	Parâmetros	Equação	
Água quente para torre - 7	Vazão mássica total (kg/hr)	243002,5	
	Temperatura (°C)	55,0	
Evaporação - Reposição - 8 -	Fluxo (kg/hr)	3647,4	4.20
	Água fria para área de H ₂ - 9	Vazão mássica total (kg/hr)	
Reposição - 6	Temperatura (°C)	41,1	4.20 e 4.28
	Fluxo (kg/hr)	2352,4	
Evaporação - 8	Temperatura (°C)	52,8	4.28
	Fluxo (kg/hr)	5999,8	
	Capacidade calorífica (cal/molK)	18,01	
	Calor latente (Kcal/mol)	10,19	
	Temp. para bacia fria (°C)	41,0	
	Calor atual da torre (Kcal/hr)	3397,3	

Na Tabela 5.10, é comparado o calor calculado com os dados medidos, assim como a vazão de água circulante, com os dados do projeto. Nota-se que a utilização da capacidade de troca térmica ficou em torno de 35,3%, para uma utilização de vazão de 53,9%. Esses índices mostram que a torre foi projetada para uma utilização de vazão circulante muito maior e, mesmo operando com menor carga hidráulica, resulta em pouca eficiência na troca térmica, resultando em valores de temperatura da água fria muito acima dos valores de projeto. Ainda na Tabela 5.10, foi realizado o cálculo utilizando curvas de desempenho do fabricante, onde foi determinado o fator de capacidade, graficamente, para a diferença entre a água quente e fria e, a diferença entre a água fria e a temperatura de bulbo úmido da região. Esse fator de capacidade é usado para calcular a utilização da torre de refrigeração e assim avaliar sua eficiência. Foi verificado que a torre de refrigeração dispõe de cerca de 19,4% de utilização de sua capacidade, o que é realmente muito baixo.

Tabela 5.10 - Dados e cálculos de desempenho da torre de refrigeração

Cálculo de desempenho	Parâmetros	Unidades
Calor calculado por balanços vs dados de projeto	Vazão atual	245,1 m ³ /h
	Capacidade de projeto	9635,0 10 ³ Kcal/h
	Vazão de projeto	455,0 m ³ /h
	Utilização calor	35,3 %
	Utilização vazão	53,9 %
Calor calculado por curvas do fornecedor vs dados de projeto	Temp bulbo úmido	26,7 °C
	Diferença para bulbo úmido	14,4 °C
	Diferença entre temp quente e fria	13,9 °C
	Fator de capacidade	0,35
	Utilização da capacidade da torre	19,4 %

O cálculo do desempenho da torre de refrigeração foi realizado com dados de 2009 e 1994. A Tabela 5.11 mostra o decréscimo de capacidade disponível da torre com tempo de operação.

Tabela 5.11 - Desempenho da torre de refrigeração comparado ao projeto em 1994, 2009 e 2016

Calor calculado por curvas de fornecedor	2016	2009	1994
Temp bulbo úmido (°C)	26,7	26,7	26,7
Diferença para bulbo úmido (°C)	14,4	11,8	2,3
Diferença entre temp quente e fria (°C)	13,9	9,9	12,0
Fator de capacidade	0,4	0,5	1,7
Utilização da capacidade da torre (%)	19,4	27,8	94,4

Alguns fatores contribuem para essa perda de capacidade de refrigeração da torre. A eficiência do ventilador, integridade e limpeza do recheio e distribuidores. Alguns eventos foram adicionando perdas de capacidade na torre, e não houve manutenção adequada para restabelecer a condição dos equipamentos. A rotina de verificação dos distribuidores no topo foi interrompida devido à perda do acesso ao topo da torre, desde 2008, quando o acesso ao topo da torre de refrigeração foi demolido. Também não foi encontrado nenhum registro de limpeza ou troca do recheio da torre desde sua instalação. Esse fato associado ao frequente uso de água bruta na torre de refrigeração tem contribuído para a crescente perda de capacidade da torre de refrigeração da área de hidrogênio. Outro equipamento que vem contribuindo com a perda de capacidade da torre é o seu ventilador. Houve algumas falhas, desde 2011, e hoje ele opera apenas com 5 pás, das 9 pás que originalmente projetadas. Algumas quebraram e outras foram removidas para garantir o alinhamento do conjunto devido à quebra de algumas unidades.

Capítulo 6

*PLANO DE MELHORIA DE DESEMPENHO DA
UNIDADE DE HIDROGÊNIO*

6 PLANO DE MELHORIA DE DESEMPENHO DA UNIDADE DE HIDROGÊNIO

6.1 AÇÕES DE MELHORIA E ROTAS DE MELHORIA DE DESEMPENHO

As ineficiências encontradas na unidade de hidrogênio poderão ser corrigidas com as seguintes ações:

- Reparo do ventilador da torre de refrigeração.
- Manutenção e limpeza do recheio e distribuidores da torre de refrigeração.
- Limpeza ou substituição do recheio da coluna de lavagem e resfriamento.

Outras ações podem contribuir para um pequeno aumento da eficiência da área ou manutenção da integridade dos equipamentos após as ações tomadas acima:

- Interrupção do uso de água bruta na torre de refrigeração. Isso será possível quando finalizado o reparo do ventilador.
- Disponibilização de mais água para o anel líquido do compressor.
- Melhoria no controle das concentrações de sais no reservatório de água quente para evitar reciclo de água concentrada na coluna de lavagem, assim como melhorar o controle de hipoclorito para reduzir desgastes dos equipamentos da unidade.
- Estabelecer plano de manutenção preventiva para a unidade baseada no seu histórico de falhas e redução de capacidade.

Para aumento da capacidade da unidade, após terem sido endereçados os problemas de manutenção, limpeza e gargalos operacionais nos consumidores:

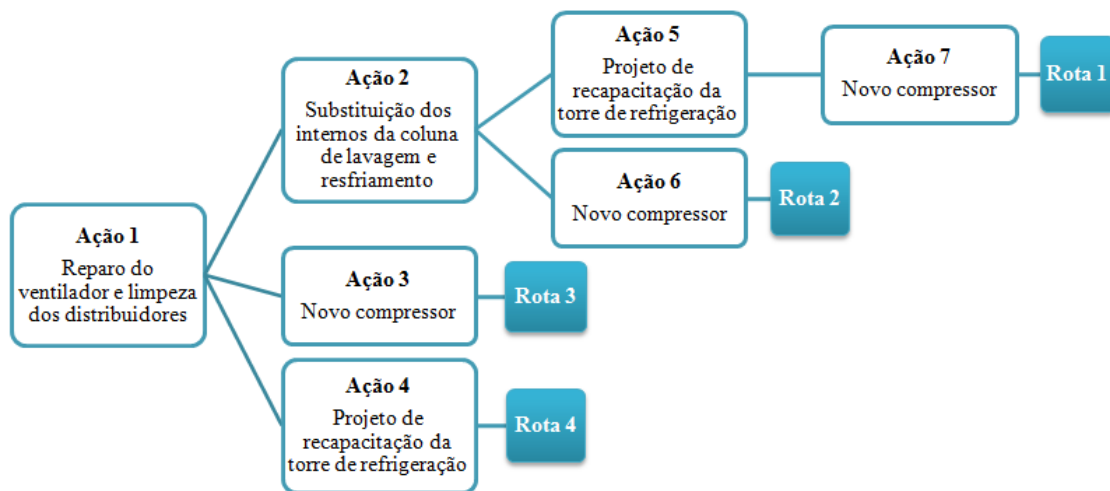
- Estudo de alternativas para troca do compressor e do motor.
- Avaliação da necessidade de maior capacidade de refrigeração para cenários de aumento da capacidade da área de hidrogênio.

Os cenários acima deverão ser avaliados e comparados para resultar na melhor proposta de investimentos para a unidade.

As ações para melhoria da unidade e aumento da capacidade de processamento foram dispostas em um diagrama sequencial e dividido em rotas de investimentos, Figura 6.1. Cada ação foi

avaliada pelo modelo construído nesse trabalho, tendo como ponto de partida os resultados obtidos pela ação anterior, segundo sequência do diagrama. Foram selecionadas quatro rotas de investimentos e suas melhorias correspondem a soma dos ganhos de cada ação pertencente a cada rota.

Figura 6.1 - Diagrama com a sequência de ações de melhorias para avaliação da melhor rota de investimentos



6.2 SIMULAÇÃO DE DESEMPENHO DAS AÇÕES DE MELHORIA E ESCOLHA DE ROTAS DE INVESTIMENTOS

6.2.1 Avaliação da Ação 1

Esta foi considerada uma ação pertencente a todas as rotas devido a sua urgência. Entende-se que recuperar o ventilador e programar a limpeza dos distribuidores são tarefas de um escopo mínimo de manutenção da torre de refrigeração e que trazem um ganho na capacidade da unidade bastante elevado. Na Tabela 6.1, foram dispostos os dados simulados para dois cenários: reparo do ventilador e limpeza dos distribuidores.

Tabela 6.1 - Resultados simulados para reparo do ventilador e limpeza dos distribuidores da torre de refrigeração

<i>Ação 1</i>	Condição Atual	Recuperação do ventilador da torre de refrigeração		Manutenção nos distribuidores da torre de refrigeração	
		Aumento capacidade	Aumento produção	Aumento capacidade	Aumento produção
Hidrogênio saída - 3					
Temperatura	56,6 °C	53,5 °C	53,8 °C	50,2 °C	50,5 °C
Pressão manométrica	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O
Utilização de H ₂	86,0 %	86,0 %	87,7 %	87,7 %	90,0 %
Topo da coluna - 2					
Temperatura	48,4 °C	45,9 °C	46,1 °C	42,7 °C	43,0 °C
Compressor					
Utilização da capacidade total	93,5 %	91,2 %	93,1 %	90,7 %	93,1 %
Potência	899,0 hp	875,2 hp	893,2 hp	868,1 hp	891,2 hp
Água quente para torre - 7					
Temperatura	53,9 °C	51,6 °C	51,8 °C	48,9 °C	49,1 °C
Água fria para área de H₂ - 9					
Temperatura	41,1 °C	38,5 °C	38,5 °C	35,0 °C	35,0 °C
Eficiência da torre de refrigeração					
Fator de capacidade	0,35	0,52	0,52	0,78	0,78
Utilização da capacidade	19,4 %	28,9 %	28,9 %	43,3 %	43,3 %

A primeira coluna contém os dados da condição atual da planta, simulada usando os dados coletados em julho 2016. É importante observar que a unidade apresenta uma utilização de 86,0% de hidrogênio, que representa a fração do seu limite de processamento pela capacidade de produção de hidrogênio pelas séries eletrolíticas. Também é importante observar que esse limite corresponde a 93,5% da utilização da capacidade de projeto do compressor, e corresponde à operação do motor quase em sua potência nominal de 900 hp. A segunda coluna representa os parâmetros da área com a implementação da melhoria proposta na ação 1. Assim, para o reparo do ventilador, estima-se que a temperatura da água fria foi reduzida de 41,1 °C para 38,5 °C. Essa temperatura foi estimada, baseada nos dados de 2009, quando não existiam danos no ventilador. Nos dados da segunda coluna, observa-se um ganho de capacidade no compressor, visto que sua utilização caiu para 91,2% e a potência consumida para 875 hp. Na terceira coluna foram dispostos os dados simulados para uma maior vazão de hidrogênio alimentando a área, até retornarmos os limites estabelecidos para utilização do compressor pela condição atual. Para a ação de melhoria do ventilador, foi estimado que a utilização da área fosse elevada de 86,0% para 87,7%, e que a eficiência da torre de refrigeração seria elevada de 19,4% para 28,9%.

Para a limpeza dos distribuidores, e da bacia de água quente, estima-se que a temperatura de água fria seja reduzida de 38,5 °C para 35,0 °C. Essa melhoria resulta em maior folga no compressor, visto que sua utilização foi reduzida para 90,7% e potência do motor a 868,1 hp. Na última coluna, tem-se o resultado combinado dos dois serviços que são escopo da ação 1. A utilização da área passou de 86,0% para 90,0%, e a torre de refrigeração passou de uma eficiência de 19,4% para 43,3%. Essa condição simulada manteve aproximadamente a mesma capacidade de utilização do compressor e seu motor, que significa que essa condição melhorada continua no limite da capacidade de processamento.

6.2.2 Avaliação das Ações 2, 3 e 4

No próximo passo, foram avaliadas três ações para decisão da melhor rota a seguir. Uma ação seria a substituição dos internos da coluna de lavagem e resfriamento, a outra seria o projeto de capacitação da torre de refrigeração e, a última, seria a troca do compressor e motor por um modelo com maior capacidade, que definem a segunda etapa de cada uma das rotas.

6.2.2.1 Ação 2

Na simulação da condição atual, foi notada uma discrepância entre os valores de temperatura da coluna simulados e os valores medidos. Essa discrepância foi reduzida a valores aceitáveis quando o fluxo de água fria foi reduzido para a coluna. Ainda assim, a temperatura da água no fundo ficou mais elevada que o calculado pelo balanço do reservatório de água quente, então parte da água foi deslocada para se misturar com a corrente de fundo da coluna (10). Esse efeito pode ser justificado por ineficiência do recheio para garantir contato suficiente durante a lavagem e o resfriamento dos gases. Este comportamento pode ser causado por obstrução em algumas partes do recheio, causando caminhos preferenciais para o gás e para o líquido. Outro efeito é que o compressor parecia operar com mais folga do que o observado nos dados medidos. Foi levantada a hipótese de arraste da outra parte da água removida da alimentação da coluna para a linha de sucção do compressor. Todos os valores simulados e medidos foram comparados e considerados aceitáveis. Dessa forma, foi validada a hipótese de arraste de líquido na coluna para o compressor, reduzindo a troca térmica na coluna, e reduzindo a necessidade de alimentação de água fria para o compressor.

Para simular os efeitos do projeto de substituição dos internos da coluna, a torre é alimentada com a vazão total de água fria e, o perfil de temperaturas obtido na simulação, é considerado como o perfil operacional esperado, depois de implementadas as melhorias. Os resultados dessa

simulação estão dispostos na Tabela 6.2 e foram obtidos a partir dos resultados da ação 1, discutida anteriormente.

Na terceira coluna de dados, observa-se a redução da temperatura do topo da coluna e sucção do compressor de 43,0 °C para 38,9 °C. Essa redução resultou em uma folga na capacidade do compressor pois sua utilização foi reduzida para 86,7% e potência consumida a 804,6 hp. Foi simulado um aumento da alimentação para a área de hidrogênio, suficiente para consumir essa folga. O resultado foi um aumento na utilização da área de hidrogênio de 90,0% para 96,7%. Também a utilização da torre de refrigeração foi calculada um pouco menor, devido à redução da temperatura de água quente e sendo considerada fixa a temperatura da água fria. Provavelmente, a temperatura da água fria seria menor e as eficiências devem ser iguais.

Tabela 6.2 - Resultados simulados para a substituição de internos da coluna de lavagem e resfriamento

<i>Ação 2</i>	Condição Atual	Ação 1	Aumento capacidade	Aumento produção
Hidrogênio saída - 3				
Temperatura	56,6 °C	50,5 °C	47,6 °C	48,4 °C
Pressão manométrica	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O
Utilização de H ₂	86,0 %	90,0 %	90,0 %	96,7 %
Topo da coluna - 2				
Temperatura	48,4 °C	43,0 °C	38,9 °C	39,3 °C
Compressor				
Utilização da capacidade total	93,5 %	93,1 %	86,7 %	93,4 %
Potência	899,0 hp	891,2 hp	804,6 hp	866,7 hp
Água quente para torre - 7				
Temperatura	53,9 °C	49,1 °C	46,7 °C	47,5 °C
Água fria para área de H₂ - 9				
Temperatura	41,1 °C	35,0 °C	35,0 °C	35,0 °C
Eficiência da torre de refrigeração				
Fator de capacidade	0,35	0,78	0,70	0,74
Utilização da capacidade	19,4 %	43,3 %	38,9 %	41,1 %

6.2.2.2 Ação 3

Na simulação com os dados atuais, foi constatado que os equipamentos da área de hidrogênio, coluna de lavagem e resfriamento e torre de refrigeração, possuem ineficiências adquiridas pelo tempo de operação, pelo uso de água não tratada e por manutenção deficiente ao longo dos anos. Esses dois equipamentos foram projetados para atender maiores capacidades e atenderiam à nova demanda de hidrogênio, se seu desempenho fosse recuperado. Porém, o compressor demonstrou que opera segundo o desempenho previsto na sua curva operacional, disponibilizada pelo fabricante. Assim, o compressor e seu motor operam muito próximo da sua capacidade de projeto. Algum ganho pode ser notado com as reduções de temperatura, mas sempre permite pequenos incrementos e ainda mantendo a unidade sem flexibilidade operacional. Um dos projetos propostos para a área de hidrogênio, seria a troca do compressor por um modelo com maior capacidade, incluindo também a troca do motor para um de 1100 hp. Na ação 3, está sendo proposto realizar essa troca do compressor depois de realizado o reparo parcial da torre de refrigeração, com a área ainda com temperaturas elevadas. Esse projeto é o investimento mais elevado comparado a todos outros listados. Também a complexidade de implementação é muito mais alta, pois seria um projeto de uma nova máquina para operar em uma unidade existente, com adequação de instalações físicas para comportar os novos equipamentos. Dessa forma, esse seria o investimento mais difícil de ser justificado e, portanto, deve-se propor esse projeto apenas quando todos os outros tiverem sido implementados e esgotados a suas possibilidades de retorno.

O fabricante foi consultado e foi indicado um compressor com cerca de 15% a mais de capacidade e os dados simulados foram comparados com os dados extraídos da curva operacional do compressor. A operação desse novo compressor foi simulada para as condições da planta, simuladas após a ação 1, reparo parcial da torre de refrigeração.

Os dados da Tabela 6.3 mostram que um incremento de 90,0% até 96,0% leva o compressor a atingir 87,2% da sua capacidade e o motor a 912,4 hp. Foi definido que um investimento para a troca de dois compressores e dois motores, um reserva e outro operacional, seria aceitável se oferecesse flexibilidade operacional, diferente da condição atual onde o compressor opera no limite de sua capacidade. Assim, foi definido o limite de 90,0% de utilização da capacidade do compressor e 920 hp como potência máxima de operação. Considerando essa premissa, tem-se um aumento na utilização da área menor que a utilização estimada para a implementação da ação 2, e com um custo e complexidade de implementação bem maior. Dessa forma, a rota 3

foi descartada das opções de investimentos e a oportunidade de troca do compressor será avaliada posteriormente em outras rotas. Outra observação é que o cenário para esse novo compressor iria requerer uma eficiência maior da torre de refrigeração, o que não seria possível sem mais investimentos.

Tabela 6.3 - Resultados simulados para a substituição do compressor após melhoria parcial da torre de refrigeração

Ação 3	Condição Atual	Ação 1	Aumento produção
Hidrogênio saída - 3			
Temperatura	56,6 °C	50,5 °C	51,5 °C
Pressão manométrica	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O
Utilização de H ₂	86,0 %	90,0 %	96,0 %
Topo da coluna - 2			
Temperatura	48,4 °C	43,0 °C	43,7 °C
Compressor			
Utilização da capacidade total	93,5 %	93,1 %	87,2 %
Potência	899,0 hp	891,2 hp	912,4 hp
Água quente para torre - 7			
Temperatura	53,9 °C	49,1 °C	49,9 °C
Água fria para área de H₂ - 9			
Temperatura	41,1 °C	35,0 °C	35,0 °C
Eficiência da torre de refrigeração			
Fator de capacidade	0,35	0,78	0,80
Utilização da capacidade	19,4 %	43,3 %	44,4 %

6.2.2.3 Ação 4

A opção da rota 4 é realizar um projeto de recapitação da torre de refrigeração, onde este equipamento retornaria à sua capacidade original. Esse serviço inclui a recuperação ou troca do recheio, distribuidores, eliminadores de gotas e outros internos. Essa ação poderá ser feita junto com a ação 1, ou separadamente, conforme plano de gastos financeiros para essa unidade. Na Tabela 6.4, estão dispostos os resultados da simulação, considerando que a água fria terá sua temperatura reduzida de 35,0 °C para 31,0 °C. Para esse resultado, a eficiência da torre de refrigeração deve ser elevada de 43,3% para 76,7%, o que permite concluir que a capacidade de projeto da torre atenderia a essa carga térmica se estivesse em boas condições. O aumento

de capacidade da unidade foi limitado pelo compressor e foi elevado de 90,0% para 93,0%, abaixo dos valores da ação 2 que resultou em 96,7%, Tabela 8,2, e da ação 3, 96,0%, Tabela 6.3. Baseado no ganho de capacidade, a ação prioritária seria a ação 2, porém ainda deve ser levado em consideração o custo de cada projeto e a disponibilidade de recursos para sua implementação. A ação 2 foi considerada melhor que as ações 3 e 4, porém a 4 não pode ser descartada até que seja realizado uma avaliação de retorno financeiro e disponibilidade de recursos comparado com outras ações.

Tabela 6.4 - Resultados simulados para a recapitação da torre de refrigeração, após alguns reparos

Ação 4	Condição Atual	Ação 1	Aumento produção
Hidrogênio saída - 3			
Temperatura	56,6 °C	50,5 °C	46,5 °C
Pressão manométrica	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O
Utilização de H ₂	86,0 %	90,0 %	93,0 %
Topo da coluna - 2			
Temperatura	48,4 °C	43,0 °C	39,4 °C
Compressor			
Utilização da capacidade total	93,5 %	93,1 %	93,5 %
Potência	899,0 HP	891,2 HP	892,6 HP
Água quente para torre - 7			
Temperatura	53,9 °C	49,1 °C	46,0 °C
Água fria para área de H₂ - 9			
Temperatura	41,1 °C	35,0 °C	31,0 °C
Eficiência da torre de refrigeração			
Fator de capacidade	0,35	0,78	1,38
Utilização da capacidade	19,4 %	43,3 %	76,7 %

6.2.3 Avaliação das Ações 5, 6 e 7

Inicialmente, as avaliações dos ganhos relacionados à implementação de projetos de melhoria, foram comparadas entre duas ações, onde a melhoria de desempenho foi calculada a partir do desempenho melhorado após implementação do projeto de substituição dos internos da coluna de lavagem e resfriamento. Esses projetos são: ação 5, que é a recapitação da torre de refrigeração e ação 6, que é a troca do compressor e motor por outros de maior capacidade.

6.2.3.1 Ação 5

A proposta nesta ação é realizar o projeto de recapitação da torre de refrigeração após o projeto de melhoria dos internos da coluna de lavagem e resfriamento. Essa ordem de implementação é bastante lógica do ponto de vista de maximizar a utilização da capacidade de refrigeração da área, pois, é na coluna de lavagem e resfriamento, onde a maior parte do calor é removido do hidrogênio. Assim, implementar o aumento de capacidade da torre antes do projeto da coluna, trará menos retorno em capacidade para o processamento de hidrogênio na área. Os dados da Tabela 6.5, mostram que a temperatura de topo da coluna ou temperatura da sucção do compressor é reduzida de 39,3 °C para 35,3 °C, o que reduz a utilização do compressor para 90,9% e do motor para 841,8 hp. A alimentação da área foi aumentada até que essa utilização retorne para valores próximos a condição atual. A torre de refrigeração, neste projeto, teve sua eficiência elevada de 41,1% para 72,2%, mostrando que esses resultados podem ser obtidos com a recapitação da atual torre de refrigeração, sem necessidade de aumento da capacidade de troca através da adição de outros equipamentos.

A utilização da área foi elevada de 96,7% para 99,0%, o que representa um processamento de quase toda capacidade de produção das séries. A decisão de prosseguir com mais investimentos teria o objetivo de obter maior flexibilidade operacional da área, visto que essa condição leva o compressor e seu motor a operar nos seus limites de capacidade.

Tabela 6.5 - Resultados simulados para a recapacitação da torre de refrigeração, após projeto de substituição dos internos da coluna de lavagem e resfriamento

Ação 5	Condição Atual	Ação 2	Aumento capacidade	Aumento produção
Hidrogênio saída - 3				
Temperatura	56,6 °C	48,4 °C	44,0 °C	44,3 °C
Pressão manométrica	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O
Utilização de H ₂	86,0 %	96,7 %	96,7 %	99,0 %
Topo da coluna - 2				
Temperatura	48,4 °C	39,3 °C	35,3 °C	35,5 °C
Compressor				
Utilização da capacidade total	93,5 %	93,4 %	90,9 %	93,1 %
Potência	899,0 hp	866,7 hp	841,8 hp	861,9 hp
Água quente para torre - 7				
Temperatura	53,9 °C	47,5 °C	43,9 °C	44,2 °C
Água fria para área de H₂ - 9				
Temperatura	41,1 °C	35,0 °C	31,0 °C	31,0 °C
Eficiência da torre de refrigeração				
Fator de capacidade	0,35	0,74	1,30	1,30
Utilização da capacidade	19,4 %	41,1 %	72,2 %	72,2 %

6.2.3.2 Ação 6

Esta ação é a última a ser implementada se escolhida à rota de investimentos 2. A troca do compressor nesta etapa seria realizada após a realização de outros investimentos para recuperar a capacidade da área, mas sem ter ainda implementado todo o investimento necessário para recapacitação da torre de refrigeração. Na Tabela 6.6, são listados os resultados da simulação desse projeto. O novo compressor proposto neste projeto tem a mesma especificação que o proposto na ação 3. Possui cerca de 15% a mais de capacidade e foi usado a mesma definição dos limites em 90,0% de utilização da capacidade do compressor e 920 hp como potência máxima de operação.

Tabela 6.6 - Resultados simulados para a troca do compressor, após projeto de substituição dos internos da coluna de lavagem e resfriamento

Ação 6	Condição Atual	Ação 2	Aumento produção
Hidrogênio saída - 3			
Temperatura	56,6 °C	48,4 °C	49,0 °C
Pressão manométrica	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O
Utilização de H ₂	86,0 %	96,7 %	104,9 %
Topo da coluna - 2			
Temperatura	48,4 °C	39,3 °C	39,7 °C
Compressor			
Utilização da capacidade total	93,5 %	93,4 %	88,7 %
Potência	899,0 hp	866,7 hp	899,6 hp
Água quente para torre - 7			
Temperatura	53,9 °C	47,5 °C	48,4 °C
Água fria para área de H₂ - 9			
Temperatura	41,1 °C	35,0 °C	35,0 °C
Eficiência da torre de refrigeração			
Fator de capacidade	0,35	0,74	0,78
Utilização da capacidade	19,4 %	41,1 %	43,3 %

Com o novo compressor, a utilização da área foi elevada de 96,7%, estimada após projeto de substituição dos internos da coluna de lavagem, para 104,9%. Essa capacidade adicional seria usada para permitir melhor controle operacional, assim como uma maior flexibilidade para absorver problemas de ineficiências relacionadas a incrustações no compressor e desgaste de seus internos por ataque de químicos presentes no processo. Assim, a frequência de realização de manutenção geral no compressor poderia ser menor e o processo poderia manter a capacidade de processamento no intervalo entre manutenções no compressor.

A utilização da capacidade do compressor ficou em torno de 88,7%, e a potência do motor em 899,6 hp, o que comprova que a operação nessas condições tem folga e, é aceitável para a especificação do novo compressor.

A eficiência requerida, na torre de refrigeração, para essa condição operacional foi aumentada de 41,1% para 43,3%, que corresponde à eficiência adquirida na ação 1 (Tabela 6.1), recuperação parcial da torre de refrigeração. Assim, existe capacidade suficiente na torre de

refrigeração, somada à melhoria de desempenho na coluna de lavagem e resfriamento, para absorver o aumento de processamento da área, com o novo compressor.

As ações 5 e 6 mostram-se aceitáveis, considerando a viabilidade técnica. Todas trazem retorno de capacidade aceitáveis e a decisão do investimento a ser implementado, neste ponto, foi baseada na análise do retorno financeiro de cada ação e da disponibilidade de recursos para implementação, dentro do plano de investimentos da unidade.

6.2.3.3 Ação 7

Caso seja definido realizar a ação 5 e optar pela rota 1, após o projeto de recuperação da capacidade de lavagem e resfriamento, a unidade poderá ser realizada posteriormente a troca do compressor e obter a flexibilidade operacional garantida na rota 2 pela troca do compressor. Na Tabela 6.7, observa-se que a utilização da área é elevada de 99,0% para 110,2%, também mantendo os limites definidos para outras ações.

Outro aspecto que deveria influenciar na decisão de prosseguir na rota 1 ou 2 seria o plano de produção de cloro dos próximos anos, pois a utilização da unidade de hidrogênio depende diretamente da utilização da planta de cloro. Assim, os investimentos maiores que levariam a aumento da capacidade da área de hidrogênio a 100%, ou quase esse valor, deverão ser escalonados num plano de tecnologia, seguindo a expectativa de produção da unidade de cloro, para que o investimento não gere capacidade ociosa e reduza o seu retorno.

Tabela 6.7 - Resultados simulados para a substituição do compressor após a recapacitação da torre de refrigeração

<i>Ação 7</i>	Condição Atual	Ação 5	Aumento produção
Hidrogênio saída - 3			
Temperatura	56,6 °C	44,3 °C	45,2 °C
Pressão manométrica	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O	7500 mmH ₂ O
Utilização de H ₂	86,0 %	99,0 %	110,2 %
Topo da coluna - 2			
Temperatura	48,4 °C	35,5 °C	36,1 °C
Compressor			
Utilização da capacidade total	93,5 %	93,1 %	90,8 %
Potência	899,0 hp	861,9 hp	918,8 hp
Água quente para torre - 7			
Temperatura	53,9 °C	44,2 °C	45,5 °C
Água fria para área de H₂ - 9			
Temperatura	41,1 °C	31,0 °C	31,0 °C
Eficiência da torre de refrigeração			
Fator de capacidade	0,35	1,30	1,36
Utilização da capacidade	19,4 %	72,2 %	75,6 %

6.2.4 Impacto da Implementação Sequencial do Plano de Melhorias

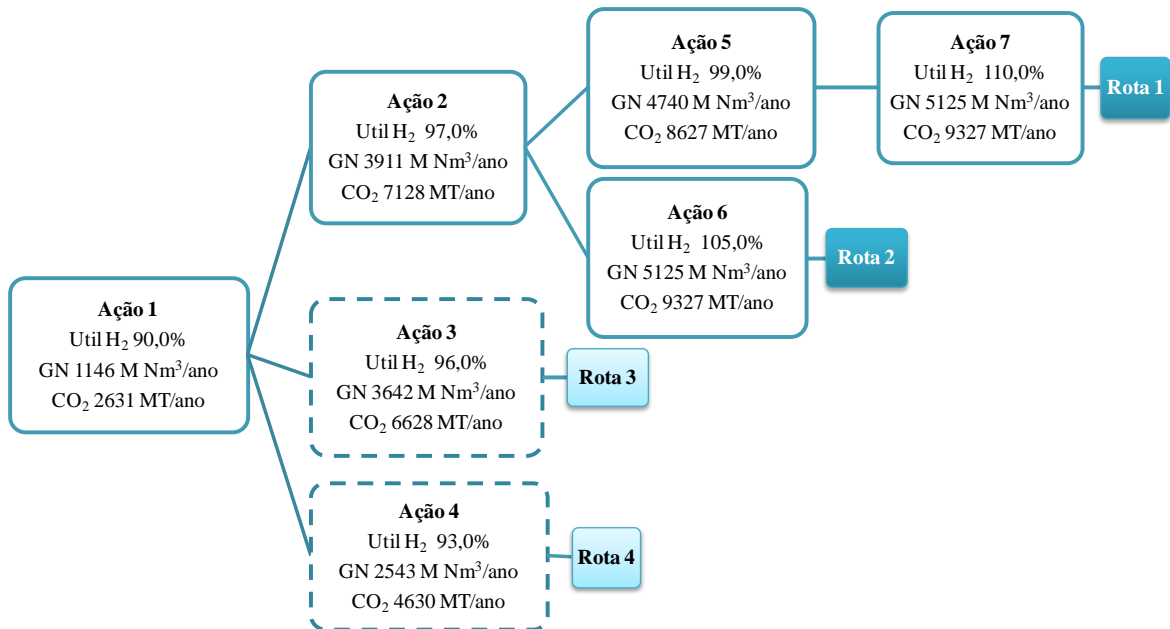
As rotas de investimentos foram comparadas seguindo o fluxo definido na Figura 6.1 e o retorno obtido em cada ação pode ser visualizado na Figura 6.2. Foram estimados resultados de aumento de utilização da área de hidrogênio, redução de uso de gás natural nas caldeiras para gerar vapor, e consequentemente redução de emissões de dióxido de carbono, geradas na queima do gás natural. Essas reduções foram calculadas com a premissa que todo hidrogênio aproveitado poderia ser usado para produzir vapor nas caldeiras, e que existia produção de hidrogênio nas séries eletrolíticas para alimentar a área de hidrogênio, em cada fase de incremento de capacidade.

A redução do uso de gás natural traz muitos benefícios financeiros e ambientais, pois o custo desse gás natural é bastante elevado e o resultado da sua queima gera gases como dióxido de carbono, e outros que contribuem para o efeito estufa. O aproveitamento do hidrogênio descartado na atmosfera contribui para a redução do uso de energia por fontes não renováveis,

otimiza o uso de energia internamente na cadeia produtiva e traz retorno financeiro para a empresa.

As rotas 3 e 4 foram consideradas tecnicamente desfavoráveis, pois o aumento de capacidade da unidade é menor que em outras rotas. Assim, os ganhos relacionados ao maior aproveitamento do hidrogênio, menor consumo de gás natural e redução de emissões de dióxido de carbono são maiores, seguindo as rotas 1 ou 2.

Figura 6.2 - Diagrama com a sequência de ações de melhorias para avaliação da melhor rota de investimentos e o resultado esperado de cada ação, para aumento da utilização da área e redução do uso de gás natural e emissões de dióxido de carbono



As rotas 1 ou 2 podem ser executadas em etapas de acordo com a disponibilidade de recursos da unidade, plano de produção de cloro, retorno de cada projeto e também da complexidade da execução de cada um.

Capítulo 7

*ANÁLISE FINANCEIRA DAS ROTAS DE
INVESTIMENTOS*

7 ANÁLISE FINANCEIRA DAS ROTAS DE INVESTIMENTOS

7.1 INVESTIMENTOS, CÁLCULOS DE ECONOMIA E RETORNO FINANCEIRO

Foram identificados cinco investimentos com possibilidade de aumentar a capacidade de processamento da unidade de hidrogênio, reduzindo desperdício de hidrogênio para atmosfera e, conseqüentemente, reduzindo a queima de gás natural e emissões de dióxido de carbono para atmosfera. Os cinco investimentos tiveram o seu custo de implementação estimados com informações preliminares de fornecedores, sem detalhamento do custo de materiais e serviços. Foi recebida cotação preliminar para a troca do compressor, motor, internos da coluna de lavagem e resfriamento, assim como os custos associados à recapitação da torre de refrigeração. O custo de instalação e manutenção de alguns equipamentos foi estimado, utilizando referências de quantidade de mão de obra de outros serviços similares.

Posteriormente, será realizado levantamento de todos os custos envolvidos para a implementação das rotas com mais informações sobre o retorno financeiro. Na Tabela 7.1, os cinco projetos foram listados com a estimativa preliminar de materiais e serviços.

Tabela 7.1 - Estimativa preliminar de investimentos identificados para a área de hidrogênio

Investimentos	Estimativa Milhares de R\$
Compressor novo	7000
Troca dos internos da coluna de lav. e resfriamento	1000
Recapitação da torre de refrigeração	700
Recuperação ventilador da torre de refirgeração	300
Limpeza da bacia quente da torre de refrigeração	200

As rotas financeiras são compostas pela soma de ações conforme disposta na Figura 6.1, quando a seleção das rotas levava em consideração o maior aumento da capacidade de hidrogênio e maior aproveitamento energético. Nesse capítulo, as rotas foram analisadas quanto ao retorno financeiro. Todos os cenários consideraram que a planta de cloro-soda tem demanda para operar no máximo da sua capacidade, ou seja, qualquer projeto implementado, terá o máximo de retorno permitido pela melhoria de desempenho.

A quantidade de hidrogênio não aliviada para atmosfera foi considerada totalmente aproveitada nas caldeiras. Hoje a unidade utiliza quase 50% de vapor proveniente de biomassa, 20% proveniente da queima do hidrogênio e 30% proveniente da queima de gás natural. As caldeiras necessitam manter uma queima mínima de gás natural, que corresponde a 9% da produção total de vapor, em cenários de máxima demanda de vapor. Este mínimo é requerido pelo fabricante

do sistema de queima das caldeiras, além de manter uma produção mínima de dióxido de carbono, que alimenta uma unidade de produção de carbonato de sódio, para uso interno. Considerando que os projetos implementados aumentem a utilização da área para 100%, a quantidade de vapor por queima de hidrogênio será de 24% e a quantidade de vapor por queima de gás natural será de 26%, ainda bem acima do mínimo requerido. Dessa forma, qualquer aumento na disponibilidade de hidrogênio poderá ser considerado uma redução direta do uso de gás natural, não sendo necessário fazer comparações com o uso de vapor proveniente da queima de biomassa.

Para cada ação, foi calculada a redução consumo de gás natural equivalente ao hidrogênio disponibilizado. A média, de janeiro a julho de 2016, do preço do gás natural foi extraído das faturas de cobranças, e multiplicado pela quantidade calculada em cada ação. Posteriormente, os investimentos foram sendo somados, conforme definição das rotas. A economia financeira de cada rota, e o investimento relacionado, foram usados para o cálculo do fluxo de caixa das rotas, e comparadas à taxa de juros 13%, que normalmente se aplica a investimentos na companhia. Para qualquer taxa de fluxo de caixa maior que 13%, pode-se considerar que o investimento proposto tem retorno positivo e quanto maior a taxa, mais rápido será o retorno.

7.2 ESCOLHA DA ORDEM DE EXECUÇÃO DOS INVESTIMENTOS

Dos cinco investimentos listados na Tabela 7.1, dois foram considerados como básicos para operação adequada da unidade, e foram adicionados em todas as rotas. Esses são os investimentos que compõe a Ação 1, referentes ao reparo do ventilador e da limpeza da bacia de água quente da torre de refrigeração. Para os outros três investimentos, foi avaliado qual deles traria retorno mais rápido e mais positivo, para definição de qual seria realizado primeiro. Essa avaliação é muito importante devido a concorrência do uso dos recursos disponíveis para outras oportunidades, também com importância crítica.

Nessa etapa, foram comparados os investimentos para as rotas 1 ou 2, até a Ação 2, com as rotas 3 e 4. No capítulo anterior, a opção pelas rotas 1 ou 2 foi preferida devido a melhor utilização da unidade. Na Tabela 7.2, os valores da taxa de fluxo de caixa para as rotas 1 ou 2 também foram bastante superiores, comparando com as rotas 3 e 4. Portanto, o investimento escolhido para ser implementado logo após a melhoria parcial da torre de refrigeração, foi a substituição dos internos da coluna de lavagem e resfriamento.

Tabela 7.2 - Resultados financeiros para a primeira escolha entre as rotas de investimentos

Rotas de Investimentos	Estimativa de Investimentos em Milhares de R\$				Taxa fluxo de caixa %
	Total	2016	2017	2019	
1 ou 2 - Ação 1 + Troca dos internos da coluna	1500	300	1200		95,29
3 - Ação 1 + Compressor novo	7500	300	3200	4000	25,44
4 - Ação 1 + Recapitação da torre de refrigeração	1000	300	700		86,91

7.3 ESCOLHA DAS ROTAS DE INVESTIMENTOS

Nesta etapa, as rotas 1 e 2 foram comparadas, assim como foi avaliado a implementação parcial da rota 1. As duas rotas foram consideradas tecnicamente aceitáveis, reduzindo o desperdício de hidrogênio em quase sua totalidade. A escolha de qual rota seguir, dependerá de disponibilidade de recursos, objetivos de longo prazo para a unidade, flexibilidade operacional, demanda de cloro e taxa de retorno dos investimentos. Esses fatores foram analisados para os três cenários propostos na Tabela 7.3.

Tabela 7.3 Resultados financeiros para a segunda escolha entre as rotas de investimentos

Rotas de Investimentos	Estimativa de Investimentos em Milhares de R\$				Taxa fluxo de caixa %	
	Total	2016	2017	2019		2022
1 - Ação 1 + Internos coluna + Recap torre + Comp novo	9000	300	1000	700	7000	26,01
1 Parcial - Ação 1 + Internos coluna + Recap torre	2000	300	1000	700		58,4
2 - Ação 1 + Internos coluna + Comp novo	8500	300	1200	7000		27,13

7.3.1 Avaliação da Rota 1 ou Rota 1 Parcial

Esta é a rota mais completa e a que apresenta maior quantidade de investimentos requeridos. Mesmo com essa estimativa alta de capital a ser aplicado, toda a rota apresenta taxa de retorno de fluxo de caixa igual a 26%. Esta rota também tem a vantagem de ser implementada em projetos independentes, distribuídos conforme o plano de paradas programadas da unidade. Outro aspecto dessa rota, é que pode ser implementada até a Ação 5, recapitação da torre de refrigeração e aguardar oportunidade para aumento de demanda ou ampliação de capacidade da fábrica para a decisão de troca do compressor, investimento mais alto e mais complexo. Essa rota é a ideal, tanto tecnicamente como financeiramente, para implementação de melhorias na unidade. Parte de melhorias básicas no ventilador, recuperação de desempenho da coluna de lavagem e resfriamento e recapitação da torre de refrigeração. Somente depois de recuperada o desempenho de projeto da unidade, o próximo passo de incremento de capacidade seria dado. Na Tabela 7.3, é possível comparar que a taxa do fluxo de caixa para a rota 1 parcial é muito

superior a taxa da rota 2. Dessa forma conclui-se que o melhor retorno e mais facilidade de implementação, seria a rota 1 parcial, e, posteriormente, avaliar cenários que justifiquem a troca do compressor para ganhar mais capacidade e maior flexibilidade operacional, visto que a unidade continuaria operando no limite da capacidade do compressor e motor existente. Este ponto é muito importante, pois os equipamentos perdem eficiência com o tempo de operação devido a desgaste por hipoclorito de sódio e depósitos de dureza, provenientes da água de refrigeração.

7.3.2 Avaliação da Rota 2

A rota 2 tem taxa de fluxo de caixa maior que 13%, mostrando ter retorno do investimento satisfatório, porém essa rota propõe a implementação de um projeto de alto custo e complexidade antes de recuperar o desempenho original dos equipamentos. Tecnicamente é aceitável, mas não é a opção preferida do ponto de vista operacional e de dispêndio de recursos.

7.4 PRIMEIROS RESULTADOS E PRÓXIMOS PASSOS

Na última parada de manutenção, foi realizado o reparo do ventilador da torre de refrigeração, parte do escopo da Ação 1. Os resultados desse primeiro investimento foram medidos em 27/10/2016, quando a unidade operou no seu novo limite de processamento. Na Tabela 7.4, foram comparados os parâmetros da unidade, após o reparo do ventilador, com os parâmetros simulados pelo modelo. O desvio percentual para a utilização da unidade foi 1,3%, aceitável considerando a incerteza de 5%. O maior desvio encontrado foi para a temperatura de descarga do compressor, em torno de 7,4%, mostrando que o modelo foi mais conservativo, estimando um desempenho inferior ao desempenho medido.

Tabela 7.4 - Resultados obtidos após a recuperação do ventilador da torre de refrigeração comparados com os dados estimados com o modelo

Recuperação do ventilador da torre de refrigeração	Condição Anterior	Resultado da Simulação	Resultado em 27/10/2016	Desvio %
Hidrogênio saída - 3				
Temperatura	56,6 °C	53,8 °C	50,1 °C	7,4 %
Utilização de H ₂	86,0 %	87,7 %	88,9 %	-1,3 %
Topo da coluna - 2				
Temperatura	48,4 °C	46,1 °C	44,5 °C	3,6 %
Água quente para torre - 7				
Temperatura	53,9 °C	51,8 °C	50,8 °C	2,0 %
Água fria para área de H₂ - 9				
Temperatura	41,1 °C	38,5 °C	39,4 °C	-2,3 %

Estes resultados mostram que o modelo foi capaz de prever os ganhos para a ação do reparo do ventilador e criaram mais confiança nos resultados futuros, projetados para as próximas ações. As demais ações da rota 1 foram incluídas no plano de tecnologia da fábrica de cloro e soda cáustica, com a aprovação da liderança local. Os dados dos ganhos e taxas de retornos dos investimentos calculados foram usados para solicitar aprovação dos investimentos, para a liderança global, com previsão de início de implementação em 2017.

Capítulo 8

CONCLUSÕES E CONSIDERAÇÕES FINAIS

8 CONCLUSÕES E CONSIDERAÇÕES FINAIS

O papel do hidrogênio no futuro da economia vem sendo projetado com bastante entusiasmo para viabilizar o consumo de um combustível com queima limpa, sem geração de gases tóxicos ou gases que contribuem para o efeito estufa. Muitos estudos estão sendo conduzidos para encontrar soluções para as barreiras tecnológicas nas etapas de produção, estocagem e transformação em energia para uso final. O impacto ambiental na produção do hidrogênio, assim como a energia requerida para sua produção foram analisadas em diversos processos produtivos para ampliar a discussão sobre as consequências de todo o ciclo de uso do hidrogênio. Essa discussão é muito importante para apontar desafios tecnológicos para viabilizar tecnologias de produção baseadas em biomassa, ou fontes renováveis, ou melhorar os demais processos para torná-los menos poluentes.

Este trabalho traz uma discussão pouco abordada nos atuais estudos sobre tecnologias de hidrogênio, a integração entre processos produtivos que geram essa corrente como subproduto. É comum que nesses processos, o hidrogênio seja usado apenas para a geração de calor, através da queima em caldeiras, e exista muito desperdício dessas correntes, visto que não são prioridades nestes processos. Em unidades de cloro-soda, a corrente de hidrogênio é utilizada para geração de calor e para a síntese de ácido clorídrico. Uma parcela é comumente descartada para atmosfera, devido à discrepância entre a capacidade produtiva das séries eletrolíticas e a capacidade de processamento das unidades de hidrogênio. Na planta de cloro-soda de Aratu, existe uma discrepância em torno de 10-15% entre a capacidade produtiva do hidrogênio e a capacidade de processamento e distribuição, portanto essa parcela é descartada para atmosfera, sem aproveitamento.

Foi realizado levantamento de dados para construção de um modelo para avaliação do desempenho dos equipamentos da área de hidrogênio e identificar ineficiências para operação em plena capacidade. Este modelo foi usado para avaliar o ganho de capacidade para projetos de melhorias nesses equipamentos: recuperação ou mudança de projeto. Cada projeto teve seu retorno financeiro avaliado para definição do melhor plano de investimentos para a unidade de Aratu. Foi disponibilizado um conjunto de rotas de investimentos que podem ser implementadas em etapas, conforme disponibilidade de recursos financeiros e demanda de produção de cloro para a unidade.

A rota 1 foi a preferida técnica e financeiramente, pois propõe, inicialmente, a recuperação da capacidade original dos equipamentos, torre de refrigeração e coluna de lavagem e resfriamento, que são investimentos menores e com grande retorno, para depois propor o projeto de incremento de capacidade pela troca do compressor, investimento maior e mais complexo e cuja decisão final fica dependente de outros fatores como a demanda de cloro.

Recomenda-se, para avaliações futuras, o aperfeiçoamento do modelo construído neste trabalho, adicionando outros componentes presentes na unidade, verificando a resposta do modelo, após a implementação das melhorias, visto que necessitou de alguns ajustes para representar o funcionamento dos equipamentos com problemas e, melhorar plano de medições, incluindo novos instrumentos, para aumentar o número de graus de liberdade e assim, testar melhor o modelo.

Para futuros estudos, recomenda-se avaliação de outras rotas de uso do hidrogênio, para a produção de outros produtos com maior valor agregado ou transformação, e uso da sua energia em processos com maior retorno. Outra avaliação sugerida é o levantamento do potencial de correntes de hidrogênio, geradas como subprodutos, em diversos processos produtivos e discussão de novas rotas para seu melhor aproveitamento.

REFERÊNCIAS

REFERÊNCIAS

- [1] HOLLADAY, Jamie D. et al. An overview of hydrogen production technologies. **Catalysis today**, v. 139, n. 4, p. 244-260, 2009.
- [2] SPATH, Pamela L.; MANN, Margaret K. **Life cycle assessment of hydrogen production via natural gas steam reforming**. Golden, CO: National Renewable Energy Laboratory, 2001.
- [3] KORONEOS, C. et al. Life cycle assessment of hydrogen fuel production processes. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 29, n. 14, p. 1443-1450, 2004.
- [4] DUFOUR, J. et al. Life cycle assessment of processes for hydrogen production. Environmental feasibility and reduction of greenhouse gases emissions. **International journal of hydrogen energy**, v. 34, n. 3, p. 1370-1376, 2009.
- [5] BORGES, Joana Lopes. **Diagrama de fontes de hidrogênio**. 2009. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos)- Universidade Federal do Rio de Janeiro - UFRJ. Rio de Janeiro, 2009.
- [6] ABICLOR. **Indústria Brasileira de Álcalis, Cloro e Derivados**. Relatório anual. 2015. Disponível em: <www.abiclor.com.br> . Acesso em: 23 ago. 2016.
- [7] CLOROSUR. **Chlorine: understand how this product makes your life better**. Disponível em: <www.clorosur.org>. Acesso em: 30 ago. 2016.
- [8] EURO CLOR. **Chlorine Industry Review - Maintaining Momentum in Uncertain Times**, 2014-2015. Disponível em: <www.eurochlor.org> . Acesso em: 30 ago. 2016.
- [9] ALMEIDA, A. T. **Hidrogênio como combustível**. Coimbra: UC, 2005. Disponível em: <<http://www.eq.uc.pt/innovar/hidrogenio.pdf>> . Acesso em: 1 jul. 2014.
- [10] PUDUKUDY, Manoj et al. Renewable hydrogen economy in Asia—Opportunities and challenges: An overview. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 30, p. 743-757, 2014.
- [11] BALL, Michael; WEEDA, Marcel. The hydrogen economy—vision or reality?. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 40, n. 25, p. 7903-7919, 2015.
- [12] ZENG, Kai; ZHANG, Dongke. Recent progress in alkaline water electrolysis for hydrogen production and applications. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 36, n. 3, p. 307-326, 2010.
- [13] MOLINER, R.; LÁZARO, M. J.; SUELVE, I. Analysis of the strategies for bridging the gap towards the Hydrogen Economy. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 41, n. 43, p. 19500-19508, 2016.
- [14] GONZÁLEZ, Eduardo López et al. Energy evaluation of a solar hydrogen storage facility: comparison with other electrical energy storage technologies. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 40, n. 15, p. 5518-5525, 2015.
- [15] ZHANG, Fan et al. The survey of key technologies in hydrogen energy storage. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 41, n. 33, p. 14535-14552, 2016.
- [16] KOTHARI, Richa; BUDDHI, D.; SAWHNEY, R. L. Comparison of environmental and economic aspects of various hydrogen production methods. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 12, n. 2, p. 553-563, 2008.
-

- [17] DOW BRASIL. **Manual de Tecnologia da Planta de Cloro-Soda de Aratu.** [Aratu], 2013.
- [18] DOW BRASIL, **Manual de tecnologia da planta de Hidrogênio de Aratu.** [Aratu], 2013.
- [19] PASSOS, L. E. ; ZUCAL, D. **Relatório da avaliação de processo da área de Hidrogênio de Aratu.** [S.l.]: Arquivo Dow Brasil, 1994.
- [20] DOW BRASIL, **Dados coletados no sistema de medições de processo da Dow Brasil.** [S.l.], 2009 e 2016.
- [21] PARK, Heejung; BALDICK, Ross. Multi-year stochastic generation capacity expansion planning under environmental energy policy. **Applied Energy**, v. 183, p. 737-745, 2016.
- [22] PAULS, Jennifer H.; MAHINPEY, Nader; MOSTAFAVI, Ehsan. Simulation of air-steam gasification of woody biomass in a bubbling fluidized bed using Aspen Plus: A comprehensive model including pyrolysis, hydrodynamics and tar production. **Biomass and Bioenergy**, v. 95, p. 157-166, 2016.
- [23] PERRY, John H. **Chemical engineers' handbook.** 3.ed. [S.l.]: [s.n.], 1950.
- [24] DOW CHEMICAL CO. **Module 600 – Hydrogen Collection/Compression.** [S.l.], 2008.
- [25] ABNT NBR 16401-1. **Instalação de ar condicionado – sistemas centrais e unitários. Parte 1: projetos das instalações.** [S.l.]: 2008. Disponível em: <www.abnt.org.br>. Acesso em: 25 ago. 2016.
- [26] BAGCHI, Bishwadeep; SATI, Sushmita; SHILAPURAM, Vidyasagar. Modelling solubility of CO₂ and hydrocarbon gas mixture in ionic liquid ([emim][FAP]) using ASPEN Plus. **Journal of Molecular Liquids**, v. 224, p. 30-42, 2016.
- [27] MANSOURI, Rami et al. Modelling and testing the performance of a commercial ammonia/water absorption chiller using Aspen-Plus platform. **Energy**, v. 93, p. 2374-2383, 2015.
- [28] ASPENTECH. **Aspen Plus V8.6 Manuals.** [S.l.], 2014.
- [29] SOAVE, Giorgio. Equilibrium constants from a modified Redlich-Kwong equation of state. **Chemical Engineering Science**, v. 27, n. 6, p. 1197-1203, 1972.
- [30] NASRIFAR, Khashayar. Comparative study of eleven equations of state in predicting the thermodynamic properties of hydrogen. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 35, n. 8, p. 3802-3811, 2010.
- [31] WILHELM, Emmerich; BATTINO, Rubin; WILCOCK, Robert J. Low-pressure solubility of gases in liquid water. **Chemical reviews**, v. 77, n. 2, p. 219-262, 1977.
- [32] WINKLER L.W., Z. **Phys.Chem.** (Leipzig), v.55, 344-354, 1906.
- [33] ONDA, Kakusaburo; TAKEUCHI, Hiroshi; OKUMOTO, Yoshio. Mass transfer coefficients between gas and liquid phases in packed columns. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 1, n. 1, p. 56-62, 1968.
- [34] KING, C. Judson. **Separation processes.** [S.l.]: McGraw-Hill Company, 1980.
- [35] CHRISTERSSON, Matti; VIMPARI, Jussi; JUNNILA, Seppo. Assessment of financial potential of real estate energy efficiency investments—a discounted cash flow approach. **Sustainable Cities and Society**, v. 18, p. 66-73, 2015.
-

[36] MELLICHAMP, Duncan A. New discounted cash flow method: Estimating plant profitability at the conceptual design level while compensating for business risk/uncertainty. **Computers & Chemical Engineering**, v. 48, p. 251-263, 2013.

.

APÊNDICE



APÊNDICE A – TABELAS A1 E A2

Tabela A1 - Dados coletados e simulados das correntes 1 a 7 da área de hidrogênio

Corrente	1	2	3	4	5	6	7
Vazão kg/h	89.56% H ₂	89.56% H ₂	89.56% H ₂	0	0	2352	243002
Temperatura °C	70,5	49,05	55,77	55,77	55,77	52,79	55
Pressão mm H ₂ O manométrica	34,06	15	7500	7500	7500	18000	25000
Densidade kg/m ³	0,251	0,147	0,226	0,226	0,226	986,82	985,14
Fração mássica de H ₂	0,196	0,458	0,520	0,520	0,520	0	1 ppm
Fração mássica de H ₂ O	0,804	0,542	0,480	0,480	0,480	1	1
Fase	vapor	vapor	vapor	vapor	vapor	líquido	líquido
Capacidade calorífica J/kg-K	4302,43	7320,95	6859,09	6859,09	6859,09	4181,32	4181,8
Entalpia J/kg	-1,06E+07	-7,30E+06	-7,82E+06	-7,82E+06	-7,82E+06	-1,58E+07	-1,58E+07
Calor latente Kcal/mol	-	-	-	-	-	10,23	10,22

Tabela A2 - Dados coletados e simulados das correntes 8 a 14 da área de hidrogênio

Corrente	8	9	10	11	12	13	14
Vazão kg/h	6000	239355	216302	23053	174635	68249	237003
Temperatura °C	41,03	41,1	54,92	55,77	41,1	41,1	41,03
Pressão mm H ₂ O manométrica	0	0	26,33	7500	20000	20000	0
Densidade kg/m ³	0,054	991,86	986,71	984,86	991,86	991,86	991,86
Fração mássica de H ₂	50 ppm	1 ppm	867 ppb	2 ppm	1 ppm	1 ppm	1 ppm
Fração mássica de H ₂ O	1	1	1	1	1	1	1
Fase	vapor	vapor	líquido	líquido	vapor	vapor	vapor
Capacidade calorífica J/kg-K	1875,74	4178,35	4181,41	4182,88	4178,35	4178,35	4178,35
Entalpia J/kg	-1,34E+07	-1,58E+07	-1,58E+07	-1,57E+07	-1,58E+07	-1,58E+07	-1,58E+07
Calor latente Kcal/mol	-	10,35	10,233	10,195	10,35	10,35	10,35