



Aplicação de Metodologia Heurística para Otimização de Redes de Hidrogênio em Refinarias de Petróleo

Amanda Paula da Rosa Paiva

Lorenzo Theodoro Borges

Projeto Final de Curso

Orientadores

Prof. Eduardo Mach Queiroz, D.Sc.

Flávio da Silva Francisco, D.Sc.

Março de 2021.

APLICAÇÃO DE METODOLOGIA HEURÍSTICA PARA OTIMIZAÇÃO DE REDES DE HIDROGÊNIO EM REFINARIAS DE PETRÓLEO

Amanda Paula da Rosa Paiva

Lorenzo Theodoro Borges

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

André Ferreira Young, D.Sc.

Heloísa Lajas Sanches Fernandes, D.Sc.

Orientado por:

Prof. Eduardo Mach Queiroz, D.Sc.

Flávio da Silva Francisco, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Março de 2021.

Paiva, Amanda Paula da Rosa; Borges, Lorenzo Theodoro.

Aplicação de Metodologia Heurística para Otimização de Redes de Hidrogênio em Refinarias de Petróleo / Amanda Paula da Rosa Paiva e Lorenzo Theodoro Borges. - Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2021.

xiii, 159 p.; il.

(Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2021.

Orientadores: Eduardo Mach Queiroz e Flávio da Silva Francisco.

1. DFH. 2. Refinaria. 3. Otimização de Processos. 4. Projeto Final. (Graduação – UFRJ/EQ) 5. Eduardo Mach Queiroz. 6. Flávio da Silva Francisco. I. Aplicação de Metodologia Heurística para Otimização de Redes de Hidrogênio em Refinarias de Petróleo.

Dedicado a todos os nossos familiares e amigos,
que nos apoiaram nessa incrível jornada.

“Só se pode alcançar um grande êxito quando nos mantemos fiéis a nós mesmos.” - Friedrich Nietzsche

AGRADECIMENTOS

À nossa grande parceria como dupla, iniciada ao ingressar na Universidade Federal do Rio de Janeiro em 2015 (a qual perdurou até o presente momento e se manterá até o infinito), que permitiu que o presente trabalho fosse realizado de forma sinérgica e bem sucedida.

Aos nossos familiares, em especial aos nossos pais, Artur & Rose e Sandro & Marta, e avós, Antônio & Marina, Cezar & Wilma e Nanci, que sempre acreditaram em nosso potencial e nos incentivaram a correr atrás dos nossos sonhos e objetivos. Sem a ajuda de vocês não teria sido possível realizar tudo o que conquistamos até aqui.

Aos nossos orientadores, prof. Eduardo Mach e Flávio Francisco, pela assistência prestada, e ao corpo docente da Universidade Federal do Rio de Janeiro, por todo conhecimento concedido durante a nossa formação, em especial aos professores: Ana Carolina Quaresma (EQ/UFRJ), Andrea Salgado (EQ/UFRJ), Armando Cunha (EQ/UFRJ), Barbara Vasconcellos (IQ/UFRJ), Bruno Didier (EQ/UFRJ), Carla Manske (EQ/UFRJ), Cristiano Borges (EQ/UFRJ), Graciela Klachquin (IQ/UFRJ), Grazieli Simões (IQ/UFRJ), Heloisa Sanchez (EQ/UFRJ), João Paulo Menezes (EQ/UFRJ), Luis Eduardo Dutra (EQ/UFRJ), Luiz Fernando Lopes (EQ/UFRJ), Simone Delarue (EQ/UFRJ) Tânia Klein (EQ/UFRJ), Tiago Cardozo (IQ/UFRJ) e Raquel Massad (EQ/UFRJ).

Aos nossos amigos de graduação, Carolina, Erika, Gabriel, Helena, Jonas, Lara, Leonardo, Maíra, Renato e Winny, os quais estiveram sempre presentes em toda jornada acadêmica, nos ajudando a estudar, a aprender e a prosperar.

Aos nossos amigos fora do meio acadêmico, Gabriela, Juliana, Mariana, Marcos Paulo e Matheus, que entenderam toda a dedicação necessária para realização do curso de Engenharia Química e permaneceram ao nosso lado.

Aos nossos colegas laborais, Beatriz, Christian, Daniele, Diego, Douglas, Fábio, Isadora, Kamila, Layza, Letícia, Lízia, Mario, Nonato, Paulo, Renato, Simone, Tatiane, Telma e Thayane, por todo conhecimento teórico e prático fornecidos, pela inspiração para a escolha do tema deste trabalho e pela oportunidade de nos inserir no mercado de trabalho.

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico.

APLICAÇÃO DE METODOLOGIA HEURÍSTICA PARA OTIMIZAÇÃO DE REDES DE HIDROGÊNIO EM REFINARIAS DE PETRÓLEO.

Amanda Paula da Rosa Paiva
Lorenzo Theodoro Borges

Março, 2021.

Orientadores: Prof. Eduardo Mach Queiroz, D.Sc.
Flávio da Silva Francisco, D.Sc

O presente trabalho discorre sobre o estudo e a ampliação da metodologia algorítmica-heurística Diagrama de Fontes de Hidrogênio (DFH), que busca reduzir o consumo do gás hidrogênio em processos produtivos de refinarias de petróleo. Esta necessidade de redução vem acompanhada de um crescente aumento de legislações ambientais. Além disso, a busca por um maior rendimento produtivo também é um dos impulsionamentos de iniciativas como esta. Desta maneira, buscou-se propor novas heurísticas ao método DFH e aplicá-lo em uma gama de estudos de casos, de forma a comprovar a eficiência do método e das alterações propostas. Ademais, foram incorporadas outras considerações que não estavam descritas na metodologia original, como a adição da rede de compressores. Essas modificações buscam aproximar o resultado final do método com a realidade da indústria química, como pode ser percebido com a progressão da implementação de melhorias no decorrer dos estudos de caso. O primeiro e o segundo estudos de caso buscam a validação do método DFH, sem considerar a pressão das correntes. No primeiro estudo de caso obteve-se um consumo 7 % menor de fontes externas; já o segundo estudo de caso, que apresenta mais processos do que o primeiro estudo de caso, apresenta redução do consumo de 30 % em uma das fontes. O terceiro estudo de caso envolve a síntese da rede de compressores e uma análise econômica simplificada. Neste estudo não houve melhoria expressiva na rede de hidrogênio, porém houve a redução de quatro compressores, gerando custos 49 % menores. No quarto estudo de caso, além da vazão, da pressão e dos custos envolvidos, também é avaliada a integração de processos; observa-se que no primeiro cenário a planta integrada tem menor custo total quando comparada com a não integrada. A solução integrada gerou 26 % de redução do custo total no segundo cenário, entretanto a rede de compressores acabou empregando mais compressores.

Abstract of the final graduation project presented to Escola de Química as a partial fulfillment of the requirement for Chemical Engineering degree.

**APPLICATION OF HEURISTIC METHODOLOGY FOR OPTIMIZATION OF
HYDROGEN NETWORKS IN OIL REFINERIES.**

Amanda Paula da Rosa Paiva
Lorenzo Theodoro Borges

March, 2021.

Advisors: Prof. Eduardo Mach Queiroz, D.Sc.
Flávio da Silva Francisco, D.Sc

The present work discusses about the study and expansion of the algorithmic-heuristic Hydrogen Sources Diagram (DFH) methodology, that seeks to reduce the consumption of hydrogen gas in the production processes of oil refineries. This need for reduction is combined with a growing increase in environmental legislation. In addition, the search for a higher productive income is also one of the drives of initiatives like that. Thus, we sought to propose new heuristics to the DFH method and apply it in a range of case studies, in order to prove the efficiency of the method and the proposed amendments. In addition, other considerations that were not described in the original methodology were incorporated, such as the addition of the compressor network. These modifications seek to bring the final result of the method closer to the reality of the chemical industry, as can be seen with the progression of the implementation of improvements in the course of case studies. The first and second case studies seek validation of the DFH method, without considering the pressure of currents. In the first case study, a 7 % lower consumption of external sources was obtained; the second case study (which has more processes than the first one) shows a 30 % reduction in consumption in one of the sources. The third case study involves the synthesis of the compressor network and a simplified economic analysis. In this study there was no significant improvement in the hydrogen network, but there was a reduction of four compressors and had 49 % lower total cost. In the fourth case study, in addition to the flow, pressure and costs involved, the process integration is also evaluated, it is observed that integrated plant has lower total cost when compared to non-integrated plant. The integrated solution generated a 26 % reduction of the total cost, however, the compressor network ended up employing more compressors.

ÍNDICE

Capítulo I – Introdução	14
I.1 – Contextualização.....	14
I.2 – Motivação	16
I.3 – Integração de Processos	19
I.4 – Objetivos.....	22
I.5 – Estrutura do Trabalho	23
Capítulo II – Rede de Hidrogênio em Refinarias de Petróleo	24
II.1 – Unidades Produtoras.....	25
II.1.1 – Reforma a Vapor	26
II.1.2 – Reforma Catalítica.....	27
II.1.3 – Oxidação Parcial.....	29
II.1.4 – Gaseificação de Resíduos	30
II.1.5 – Resumo	31
II.2 – Unidades Consumidoras	32
II.2.1 – Hidrotratamento.....	32
II.2.2 – Hidrocraqueamento	35
II.2.3 – Isomerização.....	36
II.2.4 – Purificação de Correntes com Hidrogênio.....	37
Capítulo III – Revisão Bibliográfica	40
III.1 – Início dos Estudos	40
III.2 – Métodos Gráficos	43
III.3 – Métodos Matemáticos	44
III.4 – Métodos Heurísticos (Métodos <i>Pinch</i>).....	46
Capítulo IV – Metodologia DFH Modificada	50
IV.1 – Tabela de Consumidores.....	52
IV.2 – Tabela de Produtores.....	52
IV.3 – Tabela de Oportunidades	53
IV.4 – Balanço de Massa e Estrutura da Tabela de Operações:.....	54
IV.5 – Definir os Intervalos de Concentração de Hidrogênio no Processo e Representar as Operações no Diagrama	55
IV.6 – Calcular a Massa de Hidrogênio Necessária por Intervalo de Concentração em Cada Operação e Escolher as Correntes que Preenchem esta Necessidade, por Operação, e Calcular suas Respectivas Vazões	58
IV.7 – Montar um Diagrama de Blocos Intermediário do Processo	66
IV.8 – Estabelecer a Necessidade de Compressores nas Correntes das Operações	67
IV.9 – Estabelecer o Uso dos Compressores	69
IV.10 – Montar um Diagrama de Blocos com os Compressores	73

IV.11 – Considerações finais	74
Capítulo V – Estudos de Caso.....	75
V.1 – Primeiro Estudo de Caso	75
V.1.1 – Descrição	75
V.1.2 – Tabela de Consumidores	75
V.1.3 – Tabela de Produtores	76
V.1.4 – Tabela de Oportunidades e Tabela de Operações.....	76
V.1.5 – Intervalos de Concentração e Diagrama de Fontes de Hidrogênio	77
V.1.6 – Tabela de Demanda	80
V.1.7 – Tabela de Uso de Correntes e Cálculo de Vazões	80
V.1.8 – Diagrama de Blocos	82
V.1.9 – Discussões dos Resultados	82
V.2 – Segundo Estudo de Caso	85
V.2.1 – Descrição	85
V.2.2 – Tabela de Consumidores	85
V.2.3 – Tabela de Produtores	86
V.2.4 – Tabela de Oportunidades e Tabela de Operações.....	86
V.2.5 – Intervalos de Concentração e Diagrama de Fontes de Hidrogênio	88
V.2.6 – Tabela de Demanda	91
V.2.7 – Tabela de Uso de Correntes e Cálculo de Vazões	92
V.2.8 – Diagrama de Blocos	93
V.2.9 – Discussão dos Resultados.....	93
V.3 – Terceiro Estudo de Caso	95
V.3.1 – Descrição	96
V.3.2 – Tabela de Consumidores	96
V.3.3 – Tabela de Produtores	96
V.3.4 – Tabela de Oportunidades e Tabela de Operações.....	97
V.3.5 – Intervalos de Concentração e Diagrama de Fontes de Hidrogênio	98
V.3.6 – Tabela de Demanda	101
V.3.7 – Tabela de Uso de Correntes e Cálculo de Vazões	102
V.3.8 – Diagrama de Blocos	103
V.3.9 – Tabela de Uso de Compressores.....	104
V.3.10 – Diagrama de Blocos com Compressores	108
V.3.11 – Discussões dos Resultados	109
V.4 – Quarto Estudo de Caso.....	116
V.4.1 – Descrição	116
V.4.2 – Tabela de Consumidores	116
V.4.3 – Tabela de Produtores	117

V.4.4 – Tabela de Oportunidades e Tabela de Operações.....	119
V.4.5 – Intervalos de Concentração e Diagrama de Fontes de Hidrogênio	124
V.4.6 – Tabela de Demanda	128
V.4.7 – Tabela de Uso de Correntes e Cálculo de Vazões	131
V.4.8 – Diagrama de Blocos	133
V.4.9 – Tabela de Uso de Compressores.....	136
V.4.10 – Diagrama de Blocos com Compressores.....	146
V.4.11 – Discussões dos Resultados	149
Capítulo VI – Conclusões e Sugestões.....	156
Referências Bibliográficas	158
APÊNDICE A – Custos do Estudo de Caso Três – Presente Trabalho.....	165
APÊNDICE B – Custos do Estudo de Caso Três - Deng et al. (2018)	166
APÊNDICE C – Custos do Estudo de Caso Quatro – Presente Trabalho Planta A	167
APÊNDICE D – Custos do Estudo de Caso Quatro – Presente Trabalho Planta D.....	168
APÊNDICE E – Custo do Compressor do Estudo de Caso Quatro – Presente Trabalho Planta A + D.....	169
APÊNDICE F – Custo de Tubulação do Estudo de Caso Quatro – Presente Trabalho Planta A + D	170
APÊNDICE G – Custos do Estudo de Caso Quatro - Deng et al. (2018) planta A.....	171
APÊNDICE H – Custos do Estudo de Caso Quatro - Deng et al. (2018) planta D.....	172

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Distribuição global do mercado de hidrogênio em 2015.....	15
Figura 2 - Estimativa média do percentual de enxofre no diesel em ppm por país.....	18
Figura 3 - Parcela estimada de diesel rodoviário mundial por teor de enxofre em 2019 e 2025	18
Figura 4 - Determinação do ponto de estrangulamento energético.....	20
Figura 5 - Participação em volume dos seis derivados mais produzidos no período de 2010 a 2017 (%)	24
Figura 6 - Forno reformador com queimador no topo.....	26
Figura 7 - Representações esquemáticas do tubo de um forno reformador (à esquerda) e dos internos de um reformador (à direita), ambas de um equipamento com queimador de topo	27
Figura 8 - Processo simplificado da reforma catalítica semi-regenerativa.....	29
Figura 9 - Unidade de Geração de Hidrogênio da Repar (U-22311)	32
Figura 10 - Processo de hidrotratamento catalítico	33
Figura 11 - Exemplo de um esquema básico de um refinaria padrão para estabelecer a importância dos processos de HDT (hidrotratamento) e HDS (hidrogenação de compostos sulfurados).....	34
Figura 12 - Processo de hidrocraqueamento de dois estágios	36
Figura 13 - Esquema de funcionamento do processo Isomar.....	37
Figura 14 - Esquema lógico de um sistema de uma PSA.....	38
Figura 15 - Linha do tempo com as diferentes metodologias do estudo de redes de hidrogênio	42
Figura 16 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio	57
Figura 17 - Tabela de demanda.....	60
Figura 18 - Tabela de demanda atualizada.....	61
Figura 19 - Parte da tabela de uso de correntes e cálculo de vazões	64
Figura 20 - Exemplo de cédula de intervalo.....	65
Figura 21 - Diagrama de blocos – Resumo dos resultados	67
Figura 22 - Diagrama de blocos com compressores.....	73
Figura 23 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Estudo de Caso 1	79
Figura 24 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 1	80
Figura 25 - Diagrama de blocos da rede do Estudo de Caso 1	82
Figura 26- Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Estudo de Caso 2	90
Figura 27 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 2	91
Figura 28 - Diagrama de blocos do Estudo de Caso 2	93
Figura 29 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Estudo de Caso 3	100
Figura 30 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 3	101
Figura 31 - Diagrama de blocos do Estudo de Caso 3	103
Figura 32 - Diagrama de blocos com compressores do Estudo de Caso 3.....	108
Figura 33 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Caso 4 – Planta A	126
Figura 34 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Caso 4 – Planta D	126
Figura 35 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Caso 4 – Planta A + D	127
Figura 36 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 4 – Planta A	128
Figura 37 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 4 – Planta D	129
Figura 38 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 4 – Planta A + D	130
Figura 39 - Diagrama de blocos do Estudo de Caso 4 – Planta A.....	133
Figura 40 - Diagrama de blocos do Estudo de Caso 4 – Planta D.....	134
Figura 41 - Diagrama de blocos do Estudo de Caso 4 – Planta A + D	135
Figura 42 - Diagrama de blocos com compressores do Estudo de Caso 4 – Planta A.....	146
Figura 43 - Diagrama de blocos com compressores do Estudo de Caso 4 – Planta D.....	147
Figura 44 - Diagrama de blocos com compressores do Estudo de Caso 4 – Planta A + D.....	148

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Comparação de estudos baseados na metodologia de análise de <i>pinch</i>	48
Tabela 2 - Tabela de consumidores	52
Tabela 3 - Tabela de produtores	53
Tabela 4 - Tabela de oportunidades	54
Tabela 5 - Tabela de operações	55
Tabela 6 - Tabela organizando os processos segundo as composições das correntes	56
Tabela 7 - Tabela de uso de correntes e vazões	66
Tabela 8 - Tabela de pressão das operações consumidoras e produtoras de hidrogênio	68
Tabela 9 - Tabela de pressão e vazão dos compressores disponíveis	68
Tabela 10 - Tabela correlacionando corrente de destino e necessidade de compressão	69
Tabela 11 - Tabela de uso de compressores	71
Tabela 12 - Tabela de pressão e vazão dos compressores disponíveis e adquiridos	72
Tabela 13 - Tabela correlacionando corrente de destino e tipo de compressor	72
Tabela 14 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 1	76
Tabela 15 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 1	76
Tabela 16 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 1	77
Tabela 17 - Tabela de operações do Estudo de Caso 1	77
Tabela 18 - Intervalos de concentração Estudo de Caso 1	78
Tabela 19 - Tabela de uso de correntes e vazões do Estudo de Caso 1	81
Tabela 20 - Comparação dos resultados – Estudo de Caso 1	83
Tabela 21 - Resumo dos resultados - Estudo de Caso 1	84
Tabela 22 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 2	85
Tabela 23 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 2	86
Tabela 24 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 2	87
Tabela 25 - Tabela de operações do Estudo de Caso 2	88
Tabela 26 - Intervalos de concentração do Estudo de Caso 2	89
Tabela 27 - Tabela de uso de correntes e cálculo de vazões do Estudo de Caso 2	92
Tabela 28 - Comparação dos resultados – Estudo de Caso 2	94
Tabela 29 - Resumo dos resultados – Estudo de Caso 2	95
Tabela 30 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 3	96
Tabela 31 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 3	97
Tabela 32 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 3	97
Tabela 33 - Tabela de operações do Estudo de Caso 3	97
Tabela 34 - Intervalos de concentração do Estudo de Caso 3	99
Tabela 35 - Tabela de uso de correntes e cálculo de vazões do Estudo de Caso 3	102
Tabela 36 - Pressões relativas dos processos - Estudo de Caso 3	104
Tabela 37 - Compressores disponíveis - Estudo de Caso 3	105
Tabela 38 - Avaliação da necessidade de compressores - Estudo de Caso 3	105
Tabela 39 - Avaliação do uso de compressores - Estudo de Caso 3	106
Tabela 40 - Compressores necessários - Estudo de Caso 3	106
Tabela 41 - Uso de compressores - Estudo de Caso 3	107
Tabela 42 - Comparação dos resultados de vazão - Estudo de Caso 3	109
Tabela 43 - Comparação dos resultados de pressão - Estudo de Caso 3	110
Tabela 44 – Tabela de custos – Estudo de Caso 3	114
Tabela 45 - Resumo dos resultados – Estudo de Caso 3	115
Tabela 46 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 4 – Planta A	116
Tabela 47 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 4 – Planta D	117
Tabela 48 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 4 – Planta A + D	117
Tabela 49 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 4 – Planta A	118
Tabela 50 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 4 – Planta D	118

Tabela 51 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 4 – Planta A + D	119
Tabela 52 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 4 – Planta A.....	119
Tabela 53 - Tabela de operações do Estudo de Caso 4 – Planta A	120
Tabela 54 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 4 – Planta D.....	120
Tabela 55 - Tabela de operações do Estudo de Caso 4 – Planta D	121
Tabela 56 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 4 – Planta A + D.....	122
Tabela 57 - Tabela de operações do Estudo de Caso 4 – Planta A + D	123
Tabela 58 - Intervalos de concentração do Estudo de Caso 4 – Planta A	124
Tabela 59 - Intervalos de concentração do Estudo de Caso 4 – Planta D	124
Tabela 60 - Intervalos de concentração do Estudo de Caso 4 – Planta A + D	125
Tabela 61 - Tabela de uso de correntes e cálculo de vazões do Estudo de Caso 4 - Planta A	131
Tabela 62 - Tabela de uso de correntes e cálculo de vazões do Estudo de Caso 4 - Planta D	131
Tabela 63 - Tabela de uso de correntes e cálculo de vazões do Estudo de Caso 4 - Planta A + D	132
Tabela 64 - Pressões relativas dos processos do Estudo de Caso 4 - Planta A	136
Tabela 65 - Compressores disponíveis do Estudo de Caso 4 - Planta A.....	136
Tabela 66 – Pressões relativas dos processos do Estudo de Caso 4 - Planta D	137
Tabela 67 - Compressores disponíveis do Estudo de Caso 4 – Planta D	137
Tabela 68 - Pressões relativas dos processos do Estudo de Caso 4 - Planta A + D.....	138
Tabela 69 - Compressores disponíveis do Estudo de Caso 4 - Planta A + D.....	138
Tabela 70 - Avaliação da necessidade de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A	139
Tabela 71 - Avaliação da necessidade de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta D	139
Tabela 72 - Avaliação da necessidade de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A + D	140
Tabela 73 - Avaliação do uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A.....	141
Tabela 74 - Avaliação do uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta D.....	141
Tabela 75 - Avaliação do uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A + D	142
Tabela 76 - Compressores necessários do Estudo de Caso 4 - Planta A.....	142
Tabela 77 - Compressores necessários do Estudo de Caso 4 - Planta D.....	143
Tabela 78 - Compressores necessários do Estudo de Caso 4 - Planta A + D.....	143
Tabela 79 - Uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A.....	144
Tabela 80 - Uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta D.....	144
Tabela 81 - Uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A + D.....	145
Tabela 82 - Comparação dos resultados de vazão - Estudo de Caso 4.....	149
Tabela 83 - Comparação dos resultados de pressão - Estudo de Caso 4.....	151
Tabela 84 - Comparação dos resultados: planta integrada x planta sem integração - Estudo de Caso 4	152
Tabela 85 – Tabela de custos do primeiro cenário - Estudo de Caso 4.....	154
Tabela 86 – Tabela de custos do segundo cenário - Estudo de Caso 4	154
Tabela 88 - Resumo dos resultados – Estudo de Caso 4.....	155

Capítulo I – Introdução

I.1 – Contextualização

O hidrogênio é o elemento mais abundante do planeta Terra, constituindo 95 % do total de elementos em número de mols e 65 % em massa (ALVES, 2017). No século XV, ele foi o primeiro gás produzido artificialmente, por meio da reação química entre ácidos fortes e metais. Porém, seu idealizador, Paracelso, não sabia que estava lidando com um novo elemento químico (KULKARNI, 2020).

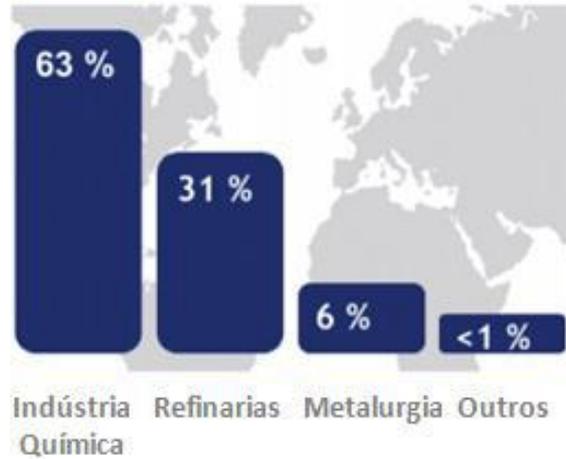
Em 1766, Henry Cavendish ao realizar uma reação ácido-metal como “ar inflamável”, percebeu que este gás produz água quando queimado e levou o crédito pela descoberta do gás de Paracelso. Contudo, somente 17 anos mais tarde, Antoine Lavoisier deu a este gás o nome de hidrogênio (KULKARNI, 2020).

O hidrogênio é considerado um vetor energético potente, ou seja, pode ser usado para produzir trabalho mecânico e calor, ou então para desencadear processos físicos e químicos (ALVES, 2017). Por este motivo, além de outros como, poder ser obtido de diversas fontes e produzir apenas água como subproduto, o gás hidrogênio é largamente utilizado em processos no refino de petróleo (CRUZ, 2010).

De acordo com Cruz (2010), a geração de hidrogênio é hoje um mercado em pleno crescimento, sendo a indústria química a maior consumidora de hidrogênio. Dados de 2018 mostram que a demanda de hidrogênio das refinarias e indústrias de amônia totalizaram 53 milhões de toneladas em 2010, 61 milhões de toneladas em 2015 e a estimativa de crescimento do ano de 2018 foi de até 78 milhões de toneladas (POSDZIECH; SCHWARZE; BRABANDT, 2019).

Ainda segundo Posdziech, Schwarze e Brabandt (2019), aproximadamente 63 % do total de hidrogênio são consumidos na indústria química, 33 % são exigidos nos processos de refino de petróleo, enquanto apenas cerca de 6 % a 7 % são consumidos em metalurgia, alimentos, indústria de semicondutores ou produção de vidro. A Figura 1 apresenta a distribuição do mercado hidrogênio em 2015:

Figura 1 - Distribuição global do mercado de hidrogênio em 2015

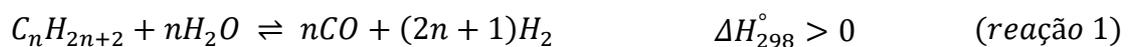


Fonte: Adaptado de Posdziech, Schwarze e Brabandt (2019).

É previsto que o continente asiático continue a liderar o crescimento da demanda por hidrogênio, em linha com o crescimento econômico da região e a demanda por derivados de petróleo, seguido pelo Oriente Médio, EUA e Europa (POSDZIECH; SCHWARZE; BRABANDT, 2019).

Vários são os processos para a produção de hidrogênio, podendo ser classificados como realizados a partir de fontes renováveis ou não-renováveis. O processo economicamente mais vantajoso é a reforma a vapor do gás natural (fonte não-renovável) ou de hidrocarbonetos leves (DE SOUZA; SILVEIRA; DE SOUZA, 2004). A temperaturas elevadas o vapor de água reage com metano, para produzir monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H₂), produto esse conhecido como gás de síntese (CORTEZ, 2008).

Outros hidrocarbonetos, além do metano, são utilizados para produção do gás de síntese, porém, com isso surgem alguns problemas como o acúmulo de carbono, que leva à formação de coque. A solução para esse problema é a conversão de hidrocarbonetos mais pesados que o metano em CO e H₂, que ocorre através da reação 1, no entanto, a reação de deslocamento gás-água, ou reação de "shift", também ocorre (reação 2).



Dito isto, cabe ressaltar que o hidrogênio é uma matéria-prima de extrema importância em diversos processos químicos, sendo essencial para a execução de rotas de obtenção de produtos variados. Além disso, é um elemento crucial na indústria energética, sendo utilizado em processos produtivos de energia limpa, uma vez que através de sua combustão há a liberação de água, sendo, assim, uma alternativa a processos com liberação de óxidos de carbono. Dessa forma, o desenvolvimento de tecnologias que otimizem o uso desse importante elemento torna-se cada vez mais necessário.

I.2 – Motivação

Ao longo dos anos, o consumo de hidrogênio em refinarias de petróleo vem aumentando consideravelmente devido ao processamento de petróleos mais pesados e com uma presença cada vez maior de componentes sulfurados (LOU et al., 2019). A utilização de hidrogênio em processos de hidrotreatamento, hidroprocessamento e seu consumo dependem das propriedades da matéria-prima, das impurezas presentes e do nível de conversão desejado.

Com o aumento considerável nas últimas décadas de normas ambientais que obrigam a remoção destes componentes sulfurados, o tema está ganhando uma notoriedade crescente. E a busca pela otimização das unidades produtoras de hidrogênio, de modo que a refinaria não se torne dependente de compra externa, se faz extremamente relevante, já que impacta diretamente o balanço energético da refinaria e influencia no alcance do ponto ótimo econômico das operações.

A preocupação dos órgãos ambientais com os componentes sulfurados é motivada principalmente pela consequente presença de enxofre em uma das frações do petróleo bruto, o óleo diesel, que ao sofrer combustão, forma o gás dióxido de enxofre (SO_2). Este gás em conjunto com outros gases de combustão, quando eliminado na atmosfera, torna-se precursor da deposição ácida, sendo considerado, portanto, um composto altamente poluente (DIAS et al., 2010).

No Brasil, a Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – ANP, a partir da resolução ANP nº 50/2013, vem incentivando ao longo dos anos a gradativa diminuição do teor de enxofre do óleo diesel. Atualmente, para uso rodoviário, estão vigentes o diesel S10 (combustível com 10 partes por milhão) e o diesel S500 (combustível com 500 partes por milhão). Este último recebe adição obrigatória de corante vermelho, para diferenciá-

lo da versão menos poluente. O diesel S1800 (combustível com 1800 partes por milhão) só pode ser utilizado em atividades não rodoviárias, como mineração, ferrovias e termoelétricas (AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, 2016).

Além disso, com o objetivo de contribuir para a diminuição da emissão de gases poluentes, favorecendo o meio ambiente e a saúde das populações, a ANP publicou a Resolução nº 789/2019, que reduz o limite máximo do teor de enxofre dos óleos combustíveis marítimos para as embarcações que não dispuserem de sistema de limpeza de gases de escape (MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA/AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, 2019).

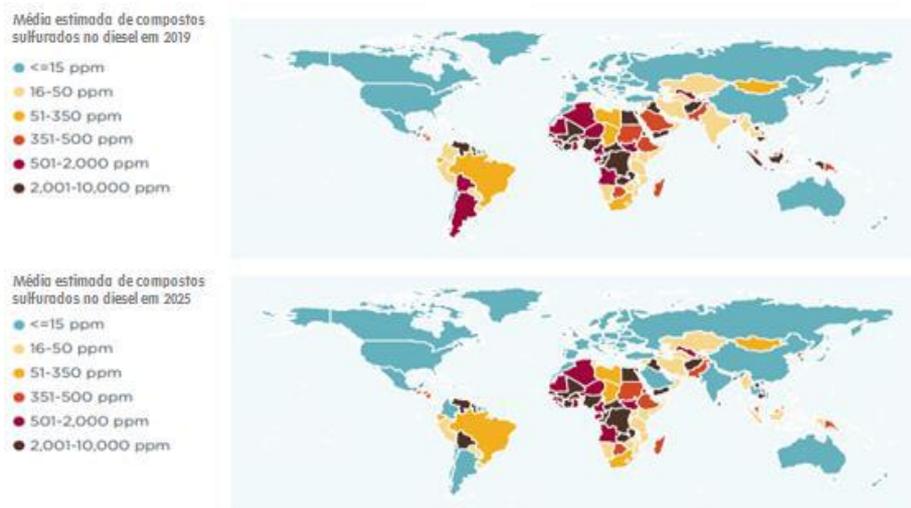
Como desdobramento, a Organização Marítima Internacional – IMO¹ limitou o teor de enxofre nos óleos utilizados em navios em 0,5 % de massa a partir de 1º de janeiro de 2020. Todas essas políticas incentivam cada vez mais o aumento do parque industrial de produção de hidrogênio (OLIVEIRA, 2020).

A nível global, em 2019, o ICCT² estimou que o número de países com acesso ao diesel com baixo teor de enxofre só tende a crescer (ICCT, 2019). A Figura 2 mostra o teor médio estimado de enxofre no diesel rodoviário em 195 países sob políticas adotadas para redução de enxofre em 2019 e 2025.

¹Em inglês – *International Maritime Organization*

²Em inglês - *International Council on Clean Transportation*

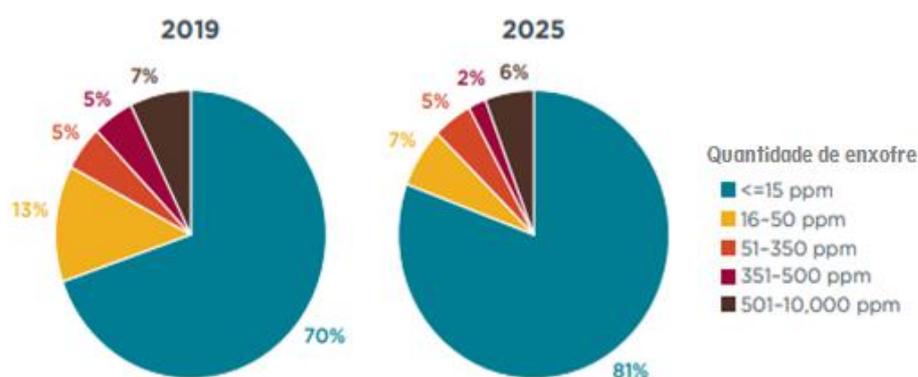
Figura 2 - Estimativa média do percentual de enxofre no diesel em ppm por país



Fonte: Adaptado de ICCT (2019).

Ainda neste sentido, estimou-se que em 2019 70 % do diesel rodoviário sendo consumido ao redor do mundo continha menos de 10 ppm, e que esse percentual aumentará para 81 % em 2025 (ICCT, 2019). A Figura 3 mostra, de forma global, a parcela estimada de diesel rodoviário por teor de enxofre em 2019 e 2025:

Figura 3 - Parcela estimada de diesel rodoviário mundial por teor de enxofre em 2019 e 2025



Fonte: Adaptado de ICCT (2019).

Para alcançar níveis cada vez menores de enxofre no diesel rodoviário é necessária uma utilização cada vez maior de hidrogênio no refino. Esse aumento do consumo vem elevando o custo do hidrogênio, sendo considerado o segundo maior custo nas refinarias, perdendo apenas para o petróleo bruto (JIAO et al., 2012a).

Além disso, a produção de hidrogênio consome uma grande parcela de energia, correspondendo a aproximadamente 20 % do consumo energético total de uma refinaria (WANG et al., 2016). Tais fatos motivam que sejam empregados cada vez mais esforços para o uso racional deste recurso, ou seja, uma otimização do seu uso.

Renovar e adaptar as redes de hidrogênio existentes em uma refinaria pode aumentar a capacidade de produção de hidrogênio numa faixa de 3 % a 30 %. Como ocorreu em uma refinaria da Califórnia que executou um projeto com análise *pinch* e estimou que seria possível obter uma economia total de até 4,5 milhões de dólares por ano (ODUOLA; OGUNTOLA, 2015).

Desse modo, a otimização dos processos que envolvam a produção e o uso de hidrogênio se fazem imprescindíveis para adequação das refinarias para produção de combustíveis atendendo às normas vigentes, e também para a redução de custos de compras externas e importações deste recurso, que pode ser reutilizado dentro do processo do refino do petróleo.

Uma das estratégias efetivas de gestão do consumo de hidrogênio é a utilização da Integração de Processos, em especial, de ferramentas baseadas na metodologia *pinch*, em que se busca reduzir o consumo de hidrogênio através da maximização de sua utilização entre as fontes geradoras e as demandas.

I.3 – Integração de Processos

Próximo ao início da década de 70, a Engenharia de Processos Químicos começou a ser desenvolvida, motivada pela necessidade crescente de aprimoração de processos industriais. A ideia era realizar melhorias a partir de sua própria concepção estrutural e não mais apenas pelo aprimoramento dos equipamentos (ZAKON; PESSOA, 2001).

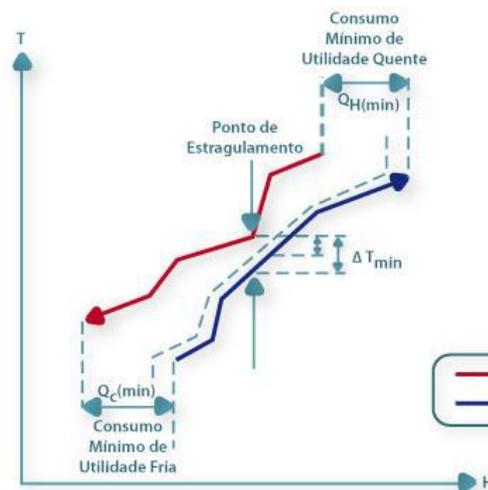
Após 20 anos, foi criado um ramo da Engenharia de Processos chamado de Integração de Processos (IP). Esse ramo surgiu através de estudos de integração energética motivados pelo aumento do custo da energia durante a crise do petróleo (1973) e devido à necessidade das indústrias em aumentarem sua produtividade (QUEIROZ; PESSOA, 2005).

Grande parte dos projetos de IP são baseados na Tecnologia do Ponto de Estrangulamento Energético ou Tecnologia *Pinch*, que se iniciou na análise energética de processos e foi o ponto inicial de um novo conjunto de métodos com base termodinâmica, que permitem a determinação do mínimo nível de energia no projeto de redes de trocadores de calor (BORGES, 2009).

A determinação da localização do ponto de estrangulamento (*pinch*) é bastante importante para guiar a síntese, a etapa criativa do projeto, que consiste na seleção dos equipamentos e na definição do fluxograma (PERLINGEIRO, 1997). O início de um problema de síntese é abstrato e seu desafio é tornar visível todas as soluções possíveis, por isso, essa é considerada muitas vezes a etapa mais difícil do projeto.

O ponto de estrangulamento energético (Figura 4) é definido como a fronteira entre duas regiões termicamente independentes, uma vez que não há fluxo de calor entre delas (PERLINGEIRO, 2005). Ali estabelece-se o nível de temperatura onde ocorre a mínima diferença de temperatura permitida.

Figura 4 - Determinação do ponto de estrangulamento energético



Fonte: PORTAL DE LABORATÓRIOS VIRTUAIS DE PROCESSOS QUÍMICOS, 2020.

Baseando-se no princípio do *pinch* de energia criam-se metas de referência para o consumo de utilidades quentes e frias, que têm como pressuposto a não transferência de calor através do ponto de estrangulamento em processos de recuperação de calor. Geram-se também metas para o número mínimo de equipamentos necessários, para a área global mínima de troca

térmica na rede e são propostas regras heurísticas gerais para a síntese da rede (BORGES, 2009).

Regras heurísticas são comprovadas pelo uso/experiência, ou seja, não são deduzidas matematicamente a partir de princípios físicos. Quando aplicadas de forma apropriada em cada um dos estados de formação de um fluxograma, tem-se o chamado método heurístico. Sua grande vantagem é não exigir avaliações intermediárias ao longo do processo, conferindo-lhe assim, rapidez. Porém, não produz necessariamente uma solução ótima. A solução gerada pode virar, em situações que objetivam ótimos matemáticos, o ponto de partida para a busca de soluções melhores.

A utilização de conceitos da Tecnologia *Pinch* foi expandida para outras áreas. Como exemplo disso, Wang e Smith (1994) a utilizaram para propor uma metodologia gráfica de integração mássica para estabelecer a meta de mínimo consumo de água e despejo de efluentes em processos. Seguindo seu raciocínio, Gomes (2002) e Gomes, Queiroz e Pessoa (2007) elaboraram uma metodologia algorítmica-heurística (Diagrama de Fontes de Água) que efetua simultaneamente a especificação de metas de consumo e a síntese da rede de água em um processo.

Os primeiros trabalhos de Integração de Processos visando otimização do uso de hidrogênio (ALVES, 1999; ALVES; TOWLER, 2002) são uma adaptação para redes que utilizam hidrogênio dos métodos já desenvolvidos para integração mássica em redes de água. Apesar das diferenças na abordagem dos métodos, eles foram primordiais para o desenvolvimento da metodologia para otimização do uso de hidrogênio.

Nesse contexto surge o Diagrama de Fontes de Hidrogênio (DFH), com o qual é possível recomendar uma reestruturação e otimização da rede de hidrogênio, proporcionando uma diminuição do desperdício da demanda de importação de hidrogênio e da emissão de poluentes em processos que usam esse gás. Gerando, portanto, uma melhoria nos resultados financeiros das empresas (BORGES, 2009).

I.4 – Objetivos

O objetivo geral do presente trabalho é dar continuidade ao desenvolvimento da metodologia de gerenciamento do sistema de distribuição de hidrogênio em refinarias de petróleo, utilizando a metodologia de Diagrama de Fontes de Hidrogênio (DFH). A DFH foi inicialmente proposta por Borges (2009) e expandida posteriormente por Figueiredo (2013), através da inclusão de novas heurísticas e/ou modificação das existentes, com a inclusão da análise das pressões nas linhas e assim a necessidade de compressores na rede.

O objetivo geral anteriormente apresentado é alcançado através dos objetivos específicos, listados a seguir:

- i. realizar pesquisa bibliográfica de modo a atualizar o panorama da análise das redes de hidrogênio;
- ii. comprovar a eficácia da metodologia do DFH, baseada em regras heurísticas e na metodologia *Pinch*, incluindo estudos de caso com exemplos de regeneração de correntes;
- iii. revisar e propor mudanças nas regras heurísticas da metodologia base do DFH, se necessário;
- iv. rever exemplos apresentados em Borges (2009) e Figueiredo (2013), de forma a expor o real impacto da aplicação da metodologia DFH, buscando a minimização de consumo de hidrogênio e do uso de compressores, quando estes forem considerados;
- v. buscar melhorar a aderência com a realidade da metodologia, através da modificação das heurísticas apresentadas em Figueiredo (2013), de forma a aprimorar a utilização da variável pressão;
- vi. acrescentar uma avaliação econômica simplificada, capaz de avaliar se a metodologia é eficaz para reduzir os custos de capital e operação do hidrogênio em refinarias de petróleo.

I.5 – Estrutura do Trabalho

Este trabalho encontra-se estruturado em seis capítulos. No presente capítulo (Capítulo I - Introdução), é apresentado um breve histórico do uso de hidrogênio em processos químicos, a motivação e relevância do tema, bem como os objetivos do presente trabalho.

No Capítulo II é abordado o funcionamento dos principais processos presentes nas redes de hidrogênio em refinarias de petróleo.

Já o Capítulo III apresenta uma revisão bibliográfica dos principais trabalhos envolvendo a análise de redes de hidrogênio, principalmente em refinarias. São apresentados também trabalhos que colaboraram para o alcance do estágio atual do método DFH.

O Capítulo IV apresenta as alterações aqui propostas na metodologia DFH, originalmente desenvolvida por Borges (2009) e depois expandida por Figueiredo (2013).

No Capítulo V são apresentados os estudos de caso de validação das alterações propostas no presente trabalho no DFH. Para tal, a nova metodologia é aplicada em quatro situações reais da indústria.

Por fim, no Capítulo VI, são apresentadas as conclusões e sugestões para a realização de futuros trabalhos nessa área.

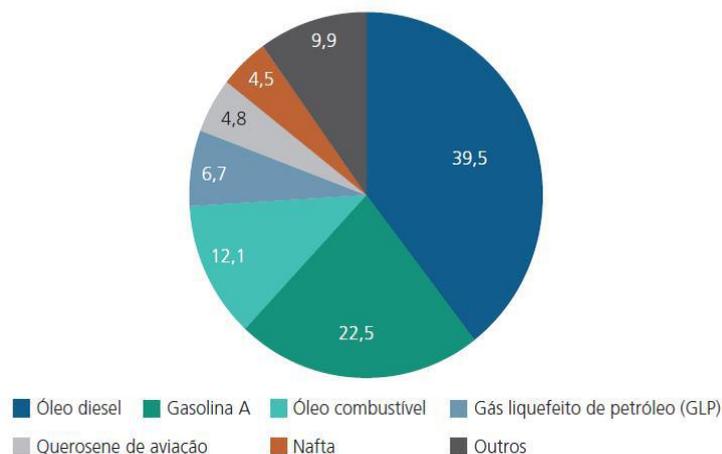
Capítulo II – Rede de Hidrogênio em Refinarias de Petróleo

O ponto de partida do refino de petróleo no Brasil se deu em 1930. Iniciou-se, a partir disto, a criação de algumas poucas microrrefinarias, as quais operavam não por modo contínuo, mas sim por batelada. A primeira dentre essas microrrefinarias foi instalada na cidade de Uruguaiana, no Rio Grande do Sul, a chamada Destilaria Sul-Riograndense (PERISSÉ, 2007).

Vinte anos mais tarde, em 3 de outubro de 1953, a Lei 2004 instituiu o chamado monopólio do petróleo no Brasil e criou a companhia Petróleo Brasileiro S.A. (PETROBRAS, 2020). Esta foi a grande força motriz para a criação do parque de refino brasileiro. Os grandes investimentos neste setor foram realizados entre os anos 1960 e 1970, e alguns outros investimentos, também significativos, nos anos 2000, envolvendo, sobretudo, modernizações e expansões do parque então existente (MENDES *et al.*, 2018).

Ainda segundo Mendes (2018), o Brasil conquistou em 2017 o marco de ser o sétimo maior mercado de derivados de petróleo do mundo, possuindo 18 refinarias, com capacidade instalada de quase 2,3 milhões de barris/dia. No Sudeste, estão instalados 56 % da capacidade de refino; no Nordeste, 23 %; e, no Sul, 19 %. A Petrobras opera mais de 98 % da capacidade atualmente instalada. Os derivados com maior produção no Brasil são: óleo diesel e gasolina, que representam mais de 60 % da produção nacional de derivados. A Figura 5 mostra a participação em volume dos seis derivados mais produzidos no período de 2010 a 2017:

Figura 5 - Participação em volume dos seis derivados mais produzidos no período de 2010 a 2017 (%)



Fonte: MENDES *et al.*, 2018.

Com esses números expressivos sobre a produção do óleo diesel e sabendo da demanda crescente da realização do hidrotreatamento para retirada de compostos sulfurados da gasolina e, principalmente, do óleo diesel, de modo a atender a legislação ambiental, pode-se começar a traçar um panorama da produção de hidrogênio nas refinarias nacionais.

Na América Latina, o Brasil lidera as pesquisas em tecnologia de hidrogênio. Entre os anos de 1999 e 2007, os investimentos brasileiros nesta área somaram, aproximadamente, R\$ 134 milhões, sendo eles de origem pública e privada, que representam entre 25 % a 35 % dos investimentos individuais da Rússia, da Índia, da China ou da Coreia do Sul, e de 3 % a 5 % do que é investimento no Japão, na UE ou nos EUA (CGEE, 2010).

Para se ter uma ideia da necessidade da produção de hidrogênio nas refinarias brasileiras, tem-se de exemplo a PETROBRAS. Em setembro de 2015, a carga média processada de hidrotreatamento de diesel e querosene de aviação (QAV) foi de 113 mil m³/dia, representando um aumento de 1,6 mil m³/dia em relação ao recorde mensal anterior, de 111,4 mil m³/dia (PETROBRAS, 2016).

O resultado contribuiu para o recorde mensal de produção de diesel S-10 (com ultrabaixo teor de enxofre), que chegou a um total de 1,266 milhão de m³, em janeiro de 2016, representando um aumento de 53 mil m³ em relação ao recorde mensal anterior, de 1,213 milhão de m³, registrado em setembro de 2015 (PETROBRAS, 2016).

O presente capítulo apresenta, de forma geral, os principais processos que atuam como fontes e sumidouros de hidrogênio nas principais refinarias brasileiras.

II.1 – Unidades Produtoras

Os principais processos para obtenção de hidrogênio em refinarias são:

- reforma a vapor;
- reforma catalítica,
- oxidação parcial;
- gaseificação de resíduos.

Apesar do custo da geração de hidrogênio nestas unidades ser ainda considerado elevado, ele tem se tornado menor nos dias de hoje, devido à maior escala das atuais plantas de geração e ao uso do gás natural como matéria-prima, em substituição à nafta (BIONDI, 2016).

II.1.1 – Reforma a Vapor

A reforma a vapor é provavelmente o método mais comum de produção de hidrogênio em indústrias químicas, podendo fornecer correntes com altas concentrações de hidrogênio (AHMED; KRUMPELT, 2001). Ela é utilizada para aumentar o número de octanagem na gasolina. Seu processo consiste na reação da carga, de GLP, nafta, gás de refinaria ou gás natural, sendo esse último o mais utilizado, com vapor d'água, gerando uma mistura de hidrogênio e óxidos de carbono, chamada gás de síntese.

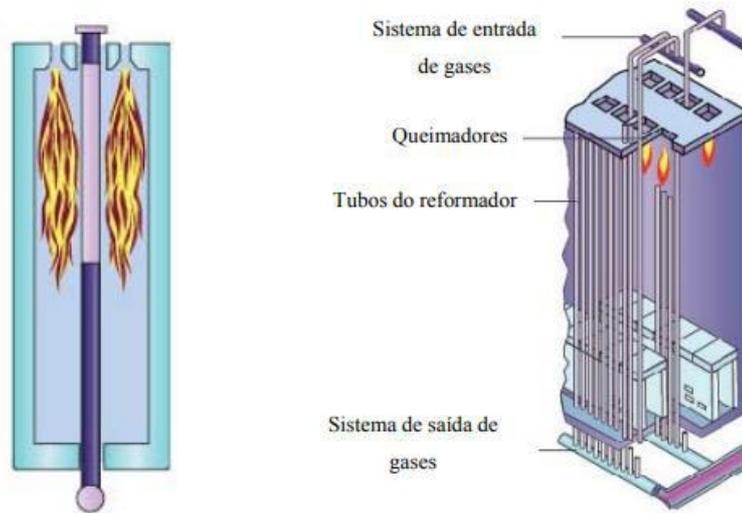
Industrialmente, as reações de reforma a vapor ocorrem em um forno chamado de reformador, mostrado na Figura 6. No reformador, o catalisador é distribuído em tubos na zona de radiação do forno, como na Figura 7, havendo queimadores que fornecem a energia necessária para o sistema reacional. Um catalisador sugerido para uso industrial é o de níquel (BROWN, 2001). O forno opera a pressões na faixa de 10-30 bar (XU; FROMENT, 1989) e as temperaturas de entrada típica situam-se na faixa de 450-650°C e o produto gasoso deixa o reformador com cerca de 800-950°C (ARMOR, 1999).

Figura 6 - Forno reformador com queimador no topo



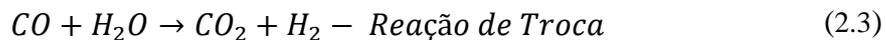
Fonte: SOUZA, 2011.

Figura 7 - Representações esquemáticas do tubo de um forno reformador (à esquerda) e dos internos de um reformador (à direita), ambas de um equipamento com queimador de topo



Fonte: SOUZA, 2011.

O reformador a vapor converte o gás natural em hidrogênio em dois passos. No primeiro passo ocorre uma reforma primária dos hidrocarbonetos constituintes e no segundo passo há uma reação secundária (de troca), acionada por um catalisador de níquel a altas temperaturas (SOUZA; SILVEIRA, 2004) conforme descrito nas Equações (2.1), (2.2) e (2.3):



A eficiência de conversão em hidrogênio depende fortemente da proporção hidrogênio / carbono. O metano possui proporção 4:1 e o etano 3:1, logo a eficiência de conversão é maior quanto menor for a relação H/C. Além disso, Souza (2011) salientou que na reforma a vapor de gás natural é necessária a remoção de monóxido de carbono, pois a presença deste pode prejudicar o catalisador.

II.1.2 – Reforma Catalítica

O processo de reforma catalítica foi originalmente desenvolvido para aumentar o

número de octanagem da gasolina, tendo como objetivo principal transformar parafinas e naftenos em compostos aromáticos, melhorando a performance dos motores veiculares devido ao aumento da qualidade do combustível. Posteriormente, sua aplicação foi expandida para produção de BTX (benzeno, tolueno e xileno) em petroquímicas.

Além dessas aplicações, a reforma catalítica proporciona como subproduto uma grande quantidade de hidrogênio, o qual possui alto valor agregado e pode ser utilizado como reciclo na própria unidade de reforma ou ser vendido para terceiros como utilidade (RIBEIRO et al., 2005)

Ainda segundo Ribeiro et al. (2005), dentre os catalisadores empregados neste processo, a zeólita L vem ganhando destaque devido ao seu sistema de poros que facilita o acesso de moléculas orgânicas aos sítios ativos.

Segundo Pires (2000), a reforma catalítica pode utilizar tanto reatores de leito fixo quanto de leito móvel, o que faz com que os processos sejam subdivididos em semi-regenerativo (SCR) e contínuo (CCR), respectivamente. Dois processos contínuos são licenciados: UOP³ e o IFP⁴.

O tipo de operação SCR está licenciado por diversos detentores desta tecnologia, mas o que possui maior representatividade em todo o mundo também é o da UOP. O principal objetivo desta configuração é garantir uma velocidade ótima e para isso ela utiliza por volta de 3 - 4 reatores de leito fixo em série, intercalados com os fornos (PIRES, 2000), como mostrado na Figura 8.

³Em inglês: *Universal Oil Products*

⁴Em francês: *Institut Français du Pétrole*

milissegundos. No entanto, na prática, o valor de seletividade fica próximo ao valor de equilíbrio, pois é difícil evitar reações paralelas de oxidação entre H_2 e CO (CORTEZ, 2008).

Ainda segundo Cortez (2008), essa tecnologia evita grandes quantidades de vapor superaquecido, no entanto, o seu projeto pode ser encarecido devido à necessidade da implementação de uma planta de separação de oxigênio. Além disso, esse processo produtivo de gás hidrogênio apresenta vantagens quando comparado a outros, como por exemplo a reforma a vapor, devido as suas características termodinâmicas, tais como:

- o reator utilizado na oxidação parcial possui maior eficiência térmica, uma vez que a oxidação parcial é levemente exotérmica ($\Delta H^\circ_{298} = -36 \text{ kJ mol}^{-1}$), enquanto que a reforma a vapor é altamente endotérmica ($\Delta H^\circ_{298} = +206 \text{ kJ mol}^{-1}$);
- evita a necessidade de vapor aquecido em alta quantidade.

Porém, apesar dessas vantagens, uma das preocupações que se tem quando se utiliza a tecnologia da oxidação parcial catalítica é a desativação dos catalisadores na etapa de conversão do gás natural a hidrogênio, uma vez que os compostos a base de enxofre presentes no gás natural envenenam e desativam os catalisadores. Por isso, a carga deve passar por um processo de dessulfurização, que consiste na conversão de compostos sulfurados em H_2S , utilizando catalisadores Cobalto-Molibdênio (Co-Mo) e Níquel-Tungstênio (Ni-W), seguido pela absorção do H_2S (CORTEZ, 2008).

Dessa maneira, existe um custo de capital e operação que deve ser levado em conta com a escolha deste tipo de processo para obtenção de hidrogênio. Existem vários estudos atuais que buscam desenvolver catalisadores tolerantes a enxofre e que permitiriam eliminar a etapa de dessulfurização, como, por exemplo, os catalisadores a base de *perovskitas* (CORTEZ, 2008), mas eles ainda não são os mais encontrados nas indústrias e precisam ser desenvolvidos em larga escala para apresentarem-se como solução economicamente viável.

II.1.4 – Gaseificação de Resíduos

A gaseificação de resíduos capaz de gerar gás de síntese pode ser definida como oxidação parcial, a elevada temperatura e pressão variável. Existem dois tipos de gaseificação,

uma indireta e outra direta (SINGH et al., 2011).

Ainda segundo Singh et al. (2011), na gaseificação direta (autotérmica) o processo acontece em um único reator, onde a oxidação exotérmica do carbono também ocorre. Os principais agentes oxidantes desta operação são o ar ou oxigênio.

Já na gaseificação indireta (alotérmica), o processo ocorre com a ajuda de uma fonte de energia externa. Por ser produzido com facilidade e aumentar a quantidade de hidrogênio no gás, o vapor d'água é o agente de gaseificação mais utilizado neste último tipo de gaseificação.

II.1.5 – Resumo

De forma sumarizada, todos os processos apresentados anteriormente têm na geração de gás de síntese seu ponto inicial. Em seguida, a corrente produzida é convertida em um reator de *shift* a CO₂ e H₂, com o auxílio de catalisadores a base de cobalto. Em uma terceira etapa, ocorre a purificação da corrente gerada através da remoção de traços de monóxido e de dióxido de carbono por absorção, com o auxílio de membranas, e por metanação (BORGES, 2009). Foram apresentadas as reações da reforma a vapor de gás natural (Equação 2.1), do deslocamento “*shift*” (Equação 2.3) e da oxidação parcial (Equação 2.4), envolvidas nesses processos, segundo Borges (2009).

É comum as refinarias nacionais possuírem Unidades de Geração de Hidrogênio (UGH), as quais utilizam o processo de reforma a vapor do gás natural, considerado por muitos autores e conhecedores da área como sendo a rota de produção mais econômica dentre os processos de produção de hidrogênio mencionados anteriormente.

Uma UGH geralmente é composta por dois reatores, um onde ocorre a reforma e o outro onde ocorre reação de deslocamento, além de uma etapa de purificação do produto final. Sendo o processo PSA⁵ o mais utilizado atualmente, este será retratado com mais detalhes no tópico II.2.5. A Figura 9 apresenta a unidade UGH da refinaria Presidente Getúlio Vargas (REPAR) da Petrobras.

⁵Em inglês: *Pressure Swing Adsorption*

Figura 9 - Unidade de Geração de Hidrogênio da Repar (U-22311)



Fonte: PETROBRAS, 2013.

II.2 – Unidades Consumidoras

Os processos consumidores de hidrogênio, que podem ser vistos como sumidouros de hidrogênio, mais comuns em uma refinaria são:

- hidrotreatamento;
- hidrocraqueamento;
- isomerização;
- processos de purificação de correntes com hidrogênio;
- plantas de lubrificantes (esta última utilização do H₂ não será retratada no presente trabalho, pois os exemplos estudados não contemplam esse tipo de unidades).

A seguir esses processos são descritos, com objetivo de termos um conhecimento de suas principais características.

II.2.1 – Hidrotreatamento

O hidrotreatamento consiste, basicamente, no tratamento de uma corrente de hidrocarbonetos na presença de hidrogênio e de um catalisador heterogêneo, com a finalidade

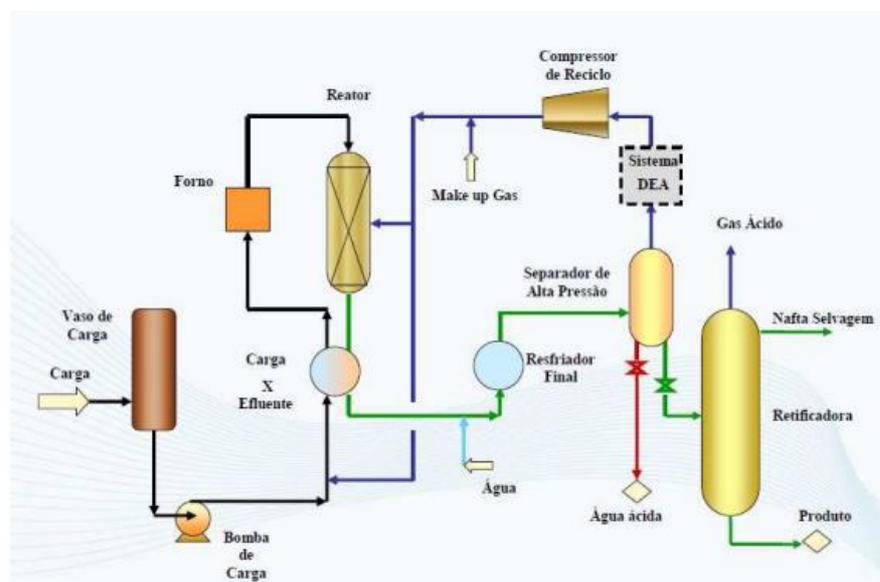
de modificar a sua massa molar ou de remover as impurezas presentes. As principais reações que ocorrem envolvem compostos sulfurosos que passam para a forma de H_2S , o que facilita a sua remoção da corrente de processo.

No interior do reator de hidrotreatamento, a carga pode estar completamente vaporizada (nafta), parcialmente vaporizada (óleo diesel) ou totalmente líquida (óleo básico lubrificante), dependendo da sua faixa de destilação e das condições operacionais (BARCZA, 2020).

Segundo Hoff (2015), no processo de hidrotreatamento de diesel (DHT), uma mistura de diesel de destilação e resíduos pesados é bombeada até atingir a pressão necessária. Adiciona-se, então, um fluxo de gás hidrogênio, tanto puro quanto de reciclo. Após esta mistura ser pré-aquecida, ela flui através de um forno até atingir a temperatura reacional adequada, para então entrar no reator e passar por um leito fixo de catalisador, onde as reações de hidrotreatamento ocorrem.

Ao sair do reator, os produtos são refrigerados e a mistura resultante vai para um vaso separador, onde são separados o gás rico em hidrogênio, a água ácida e o combustível hidrotreatado. O gás é enviado para um tratamento a base de amina com objetivo de remover o H_2S e, posteriormente, é reencaminhado para o processo compondo o gás de reciclo (HOFF, 2015). A Figura 10 apresenta o processo de hidrotreatamento catalítico descrito.

Figura 10 - Processo de hidrotreatamento catalítico



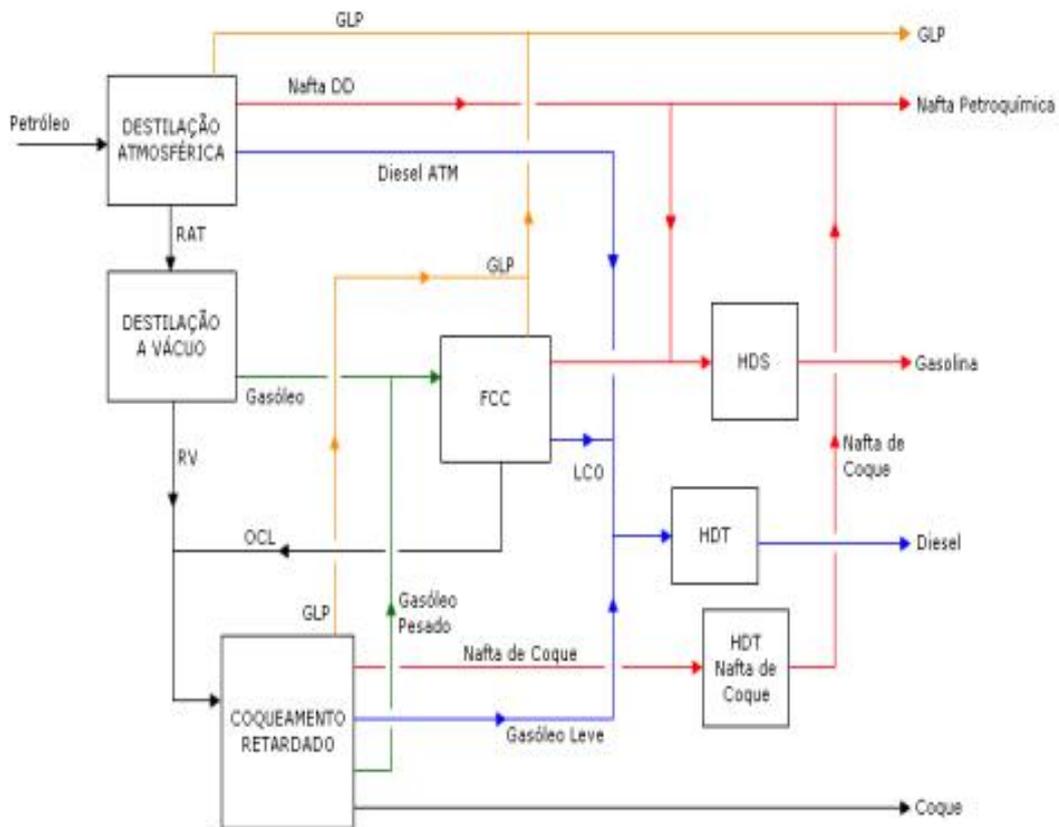
Fonte: HOFF, 2015.

Nesse processo, cada um dos átomos de enxofre retirado esgota dois átomos de hidrogênio, derivando na constituição de H_2S e, depois de novo tratamento, resultando em vapor de água e sulfeto de zinco (CRUZ, 2010).

O enxofre é encontrado no petróleo sob diversas formas, as quais podem ser classificadas em seis classes de compostos orgânicos: mercaptanas, sulfetos, dissulfetos, tiofenos, benzotiofenos e dibenzotiofenos (DIETZ, 2014).

Nas correntes de nafta, grande parte do enxofre encontra-se sob a forma de mercaptanas e sulfetos, o que facilita sua remoção; já no diesel, encontram-se preferencialmente sob a forma de benzotiofenos e dibenzotiofenos, o que torna seu processo de tratamento mais complexo. A Figura 11 apresenta um esquema simplificado das principais correntes e processos em uma refinaria de petróleo, com ênfase no processos de hidrotratamento.

Figura 11 - Exemplo de um esquema básico de um refinaria padrão para estabelecer a importância dos processos de HDT (hidrotratamento) e HDS (hidrogenação de compostos sulfurados)



Fonte: KRAUSE, 2011.

Nos processos apresentados nos estudos de caso (Capítulo V), existe uma grande diversidade de hidrotratamentos além dos de diesel e de nafta, como por exemplo: hidrotratamento de gasóleo (GOHT), hidrotratamento de resíduos (RHT), hidrotratamento de querosene (QHT) e hidrotratamento de *wash-oil*⁶ (WHT).

II.2.2 – Hidrocraqueamento

O hidrocraqueamento é um processo de conversão que consiste na quebra de moléculas existentes na carga por ação de catalisadores, a altas temperaturas e pressão, e na presença de grandes volumes de hidrogênio. Simultaneamente às quebras, ocorre as reações de hidrogenação (BARCZA, 2020).

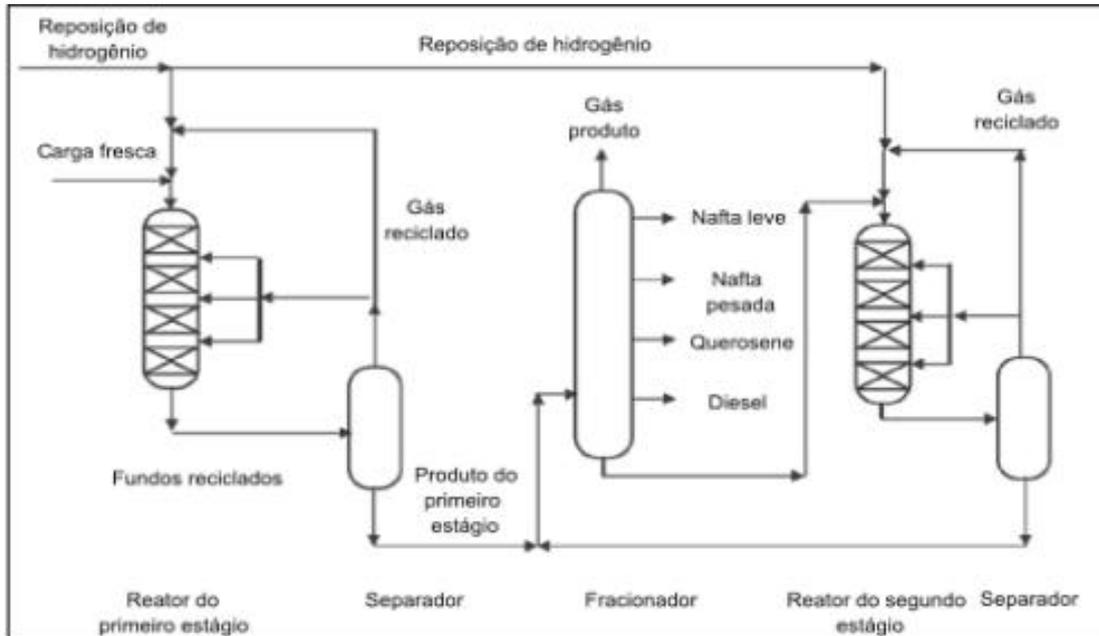
Um reator de hidrocraqueamento geralmente opera em uma faixa de temperatura de 530-700 K e a uma faixa de pressão de 6,5-13,5 MPa (MOHANTY; KUNZRU; SARAF, 1990).

Segundo Rocha e Pinheiro (2014), alguns dos fatores que podem influenciar a operação, rendimento e a economia total deste tipo de processo são: sua configuração, o tipo de catalisador, a condição de operação como o nível de conversão, razão de reciclo, ciclo de catalisador, maximização de determinado produto, dentre outros.

A configuração do processo pode ser feita de duas maneiras: com um ou dois estágios. A configuração de dois estágios apresenta maior flexibilidade do que a configuração de um estágio e é mais adequada para o processamento de cargas pesadas (FAHIM; AL-SAHHAF, 2011). A Figura 12 mostra um processo de hidrocraqueamento em dois estágios:

⁶*Wash-oil*: óleo usado na purificação, especialmente do coque formado no forno, absorve óleo leve e recupera benzeno e outros compostos aromáticos

Figura 12 - Processo de hidrocraqueamento de dois estágios



Fonte: FAHIM; AL-SAHHAF, 2011.

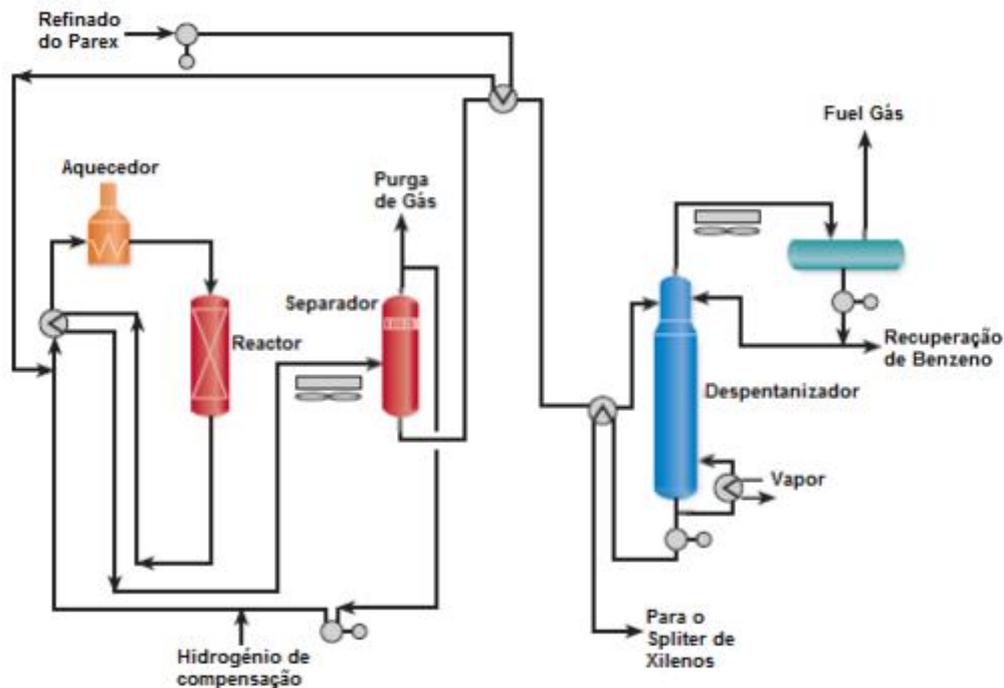
II.2.3 – Isomerização

A isomerização é um processo catalítico que converte n-butanos em iso-butanos, que passam por um processo de alquilação para serem convertidos em hidrocarbonetos com ponto de ebulição na faixa da gasolina. Este processo também é utilizado para aumentar a octanagem da gasolina (AZEVEDO, 2005).

Segundo Torres (2010), de todos os isômeros, o paraxileno é o mais importante, uma vez que sua procura corresponde a aproximadamente 80 % da procura total de xilenos. Na produção de paraxileno, o método de separação mais utilizado é a adsorção. Este método permite, quando associado à isomerização, aumentar a quantidade produzida de paraxileno.

A isomerização pode ser obtida através do processo *Isomar*, o qual converte meta e ortoxileno numa mistura de xilenos. Este processo é usualmente associado a outros processos em que o paraxileno é produzido com base numa mistura de xilenos (TORRES, 2010). O funcionamento deste tipo de processo é mostrado abaixo, na Figura 13.

Figura 13 - Esquema de funcionamento do processo Isomar



Fonte: TORRES, 2011.

Com o intuito de minimizar a formação de coque deste processo, faz-se necessária a presença de uma atmosfera de hidrogênio, entretanto o consumo deste gás nesta unidade não é muito significativo (BORGES, 2009). A tendência é que com a ampliação de normas ambientais, para remoção de sulfurados, novas unidades sejam criadas.

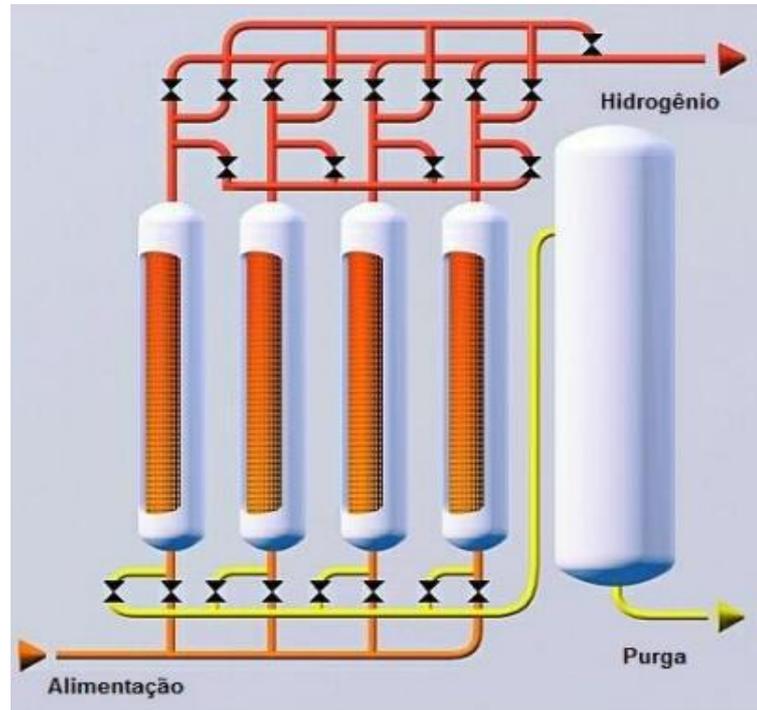
II.2.4 – Purificação de Correntes com Hidrogênio

Relativo aos processos de purificação, temos três principais tecnologias empregadas:

- PSA;
- membranas;
- destilação criogênica.

A PSA é a escolha convencional devido a sua maior flexibilidade, rapidez de resposta e confiabilidade (BORGES, 2009), por isso, ela será a única que irá ser retratada com mais detalhes. O processo PSA, esquematizado na Figura 14, é conhecido em português como adsorção com modulação contínua de pressão (MADEIRA, 2008).

Figura 14 - Esquema lógico de um sistema de uma PSA



Fonte: CRUZ, 2010.

Dois eventos distintos, que ocorrem no mesmo ciclo operacional, envolvem o processo PSA, são eles: adsorção (adsorvato é adsorvido da corrente de alimentação por um dado adsorvente) e dessorção (o adsorvato é expulso do adsorvente, compondo a corrente do produto do processo) (MADEIRA, 2008).

Segundo Madeira (2008), a corrente de adsorvato é processada em altas pressões enquanto a de dessorvato é operada em pressões mais baixas. O calor de adsorção é armazenado no leito de adsorção e utilizado no processo de dessorção. Parte do adsorvato é eliminada na purga, o que de certa forma limita a eficiência do processo. Para minimizar esta etapa são efetuadas trocas gasosas com transferências de massa entre os leitos.

O ponto crucial da tecnologia PSA é a escolha do adsorvente que retenha prioritariamente um dos componentes da mistura (MADEIRA, 2008). Adsorventes à base de carbono, como carvão ativado ou peneiras moleculares de carbono, como também de óxidos, como zeólitas são frequentemente utilizados. Além do adsorvente, outros fatores são relevantes para atingir a pureza requerida, tais como a temperatura e a pressão do processo.

No evento da dessorção ocorre a regeneração do leito adsorvedor para o próximo ciclo,

sendo que cada ciclo operacional ocorre sob condições isotérmicas. Em sistemas PSA a frequência de ciclos é limitada pela velocidade de fluidização do leito; convencionalmente a quantidade de ciclos por minuto fica entre 2 e 20, no entanto, podem chegar a mais de 100 ciclos/min em sistemas mais modernos (MADEIRA, 2008).

Mesmo com um modelo mais complexo de operação, a unidade PSA vem sendo cada vez mais utilizada nas indústrias petroquímicas devido, principalmente, a significativa melhoria da qualidade do gás tratado por ela (MADEIRA, 2008).

Capítulo III – Revisão Bibliográfica

O crescente consumo de hidrogênio impulsionou estudos que abordam o gerenciamento deste recurso em refinarias de petróleo, buscando reduzir os custos de operação através da minimização do consumo de fontes externas à unidade. Um conjunto destes estudos será apresentado nesta seção com o intuito de mostrar a evolução das tecnologias e das metodologias utilizadas com tal objetivo.

III.1 – Início dos Estudos

A procura de um melhor aproveitamento de hidrogênio em refinarias de petróleo foi discutida primeiramente por Towler et al. (1996), os quais foram os primeiros a introduzir o conceito de “rede de hidrogênio”. A metodologia proposta neste trabalho utilizava a tecnologia *pinch* para determinação da meta de consumo de hidrogênio e para a síntese de rede de hidrogênio.

Porém, este trabalho inicial somente considerou o custo de recuperação do hidrogênio, não considerou restrições físicas que influenciam o projeto da rede de hidrogênio. Tais restrições foram ponderadas em um trabalho posterior, em que foi proposta uma metodologia sistemática para o gerenciamento do uso de hidrogênio em uma refinaria de petróleo.

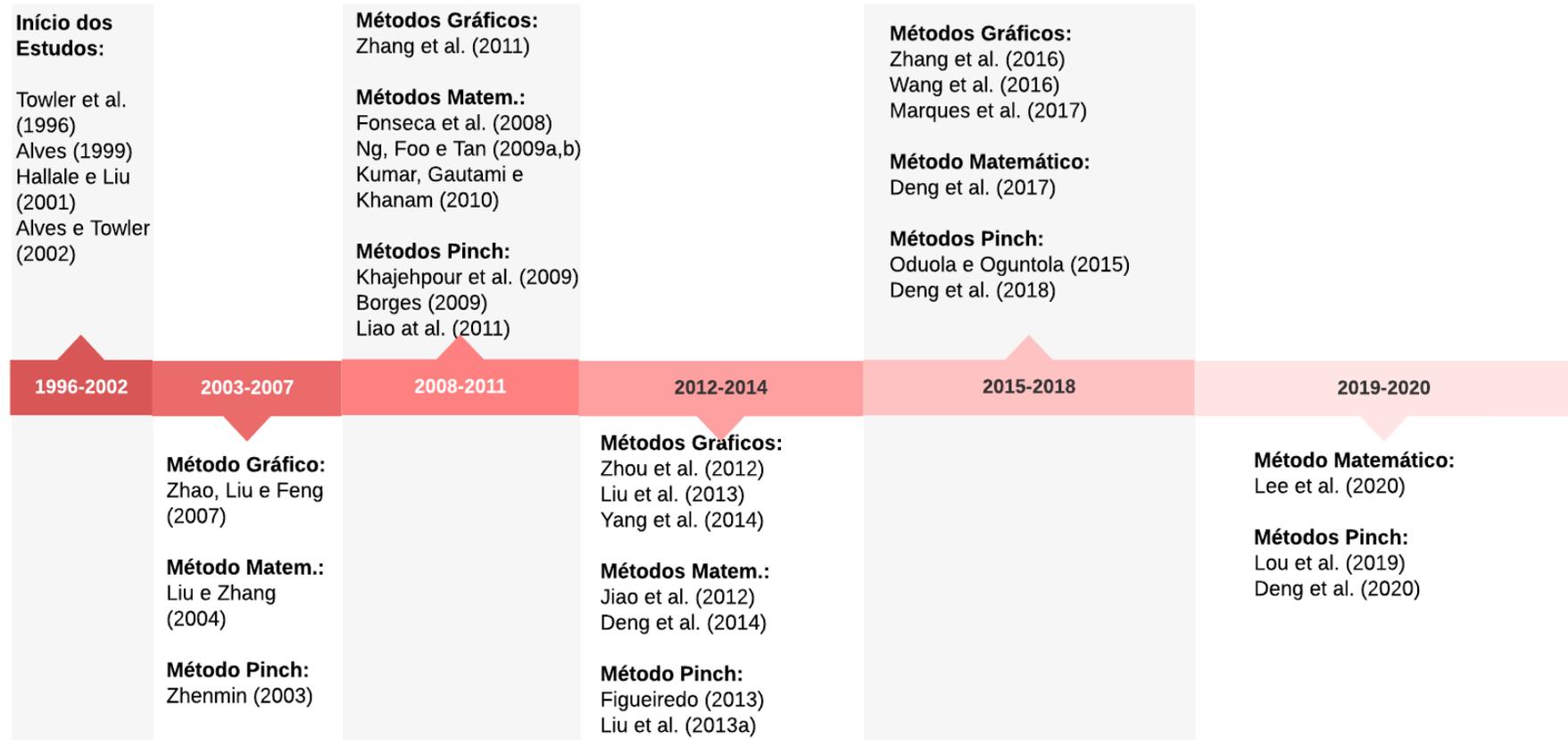
Na tecnologia *pinch* (LINNHOFF et al., 1982) a identificação de fontes e sumidouros de hidrogênio no processo guarda analogia com o conceito de correntes quentes e frias em redes de trocadores de calor. Ao se encontrar o *pinch* da rede é estabelecida a meta de consumo de hidrogênio na planta, que indica o mínimo suprimento que deve ser fornecido ou o excesso de hidrogênio que pode ser disponibilizado.

Três anos mais tarde, Alves e Towler (2002) propuseram um método gráfico para minimizar o uso de hidrogênio em toda a rede, chamado de Diagrama de Excesso, considerando algumas das restrições físicas anteriormente ignoradas. Entretanto, a pressão das correntes não foi levada em consideração e a simplificação da corrente de entrada, utilizando apenas metano e hidrogênio, se mostrou muito distante da realidade da maioria das indústrias, que utilizam compostos com maior quantidade de carbono na entrada dos processos que utilizam hidrogênio.

Os estudos nessa área continuaram a se desenvolver e se aprimorar, porém ao longo dos anos diversas abordagens metodológicas foram sendo empregadas, podendo ser adotada a forma gráfica (como feito por Towler et al. em 1996), a programação matemática que acaba criando uma complexidade computacional, ou ainda a abordagem heurística, na qual mesmo não alcançando o ótimo global, tem-se como vantagem sua simplicidade.

A Figura 15 apresenta uma análise cronológica dos principais artigos relacionados a este tema, separando os métodos em três grupos: métodos puramente gráficos, métodos puramente matemáticos e métodos heurísticos ou algorítmicos, nos quais a Tecnologia *pinch* está inserida.

Figura 15 - Linha do tempo com as diferentes metodologias do estudo de redes de hidrogênio



Fonte: Elaboração Própria.

III.2 – Métodos Gráficos

Neste tópico serão apresentados alguns dos métodos gráficos mais relevantes que abordam a otimização das redes de hidrogênio.

Zhao, Liu e Feng (2007) buscaram rastrear o consumo mínimo na distribuição da rede de hidrogênio com múltiplas impurezas (multicomponente). Para isso, foram gerados dois gráficos: concentração de impurezas vs. vazão e o diagrama de déficit de impurezas. Esta metodologia, apesar de utilizar cálculo iterativo, faz com que o consumo mínimo seja facilmente determinado, ao necessitar de menos cálculos do que o método de Alves e Towler (2002). Todavia, é necessário um procedimento de tentativa e erro para determinar o *pinch* do sistema.

Zhang et al. (2011) desenvolveram a regra do triângulo (que pode ser generalizada para regra do polígono) como proposta para representação gráfica de seu balanço de massa, para o processo que contempla também a purificação de correntes de hidrogênio. O procedimento trata como parâmetros ajustáveis a concentração do produto e a taxa de recuperação do processo de purificação.

Um método gráfico resultante é desenvolvido para atingir o ponto de *pinch* e o consumo mínimo de utilidade do sistema de hidrogênio com reutilização de purificação. Este método pode ser usado para qualquer unidade de purificação e em sistemas com qualquer concentração de hidrogênio.

Zhou et al. (2012) abordaram uma nova forma de resolução de redes de hidrogênio, buscando otimizar unidades de remoção de H₂S na integração de redes de hidrogênio, baseando-se em diagramas ternários, com abordagem multicomponente. Eles consideraram restrições de vazões e concentrações de impurezas, além de estabelecer equações de custo para determinar a instalação de novos equipamentos, com o intuito de criar uma rede mais econômica.

Liu et al. (2013) propuseram um novo método conceitual para identificar, em uma rede que utiliza reúso e regeneração, a vazão ideal de alimentação e a correspondente máxima economia de hidrogênio. São utilizados três estudos de caso para ilustrar a aplicabilidade do modelo proposto.

Yang et al. (2014) apresentaram uma versão melhorada do modelo gráfico de Zhang *et al.* (2011), para integrar processos de purificação em redes de hidrogênio. Esse novo método é capaz de lidar com as restrições de vazão e concentração de um processo de purificação, quando este atinge a máxima economia de utilidades.

Zhang et al. (2016) desenvolveram um novo método gráfico que propõe identificar o consumo mínimo de novos recursos e projetar as redes de hidrogênio e água com um único contaminante.

Wang et al. (2016) criaram um método gráfico para otimizar a recuperação de hidrogênio do processo de purificação e da alimentação externa simultaneamente. O estudo de caso mostra que o método proposto pode identificar, de maneira ideal, a recuperação de hidrogênio, a alimentação do processo de purificação, a economia de utilidade de hidrogênio e o ponto de *pinch* com precisão.

O trabalho de Marques et al. (2017) oferece uma revisão do estado da arte das diferentes tecnologias e modos de fazer a integração de processos. Os autores dizem que uma estratégia eficaz de gerenciamento de hidrogênio só pode ser alcançada combinando diferentes abordagens baseadas em *insights* com programação matemática. Portanto, eles utilizam uma metodologia gráfica, mas adicionam uma abordagem matemática (tema do próximo item) ao final, para melhorarem seus resultados. Um dos estudos de caso proposto no trabalho de Marques et al. (2017) será abordado em detalhes no Capítulo V (estudos de caso).

III.3 – Métodos Matemáticos

Os métodos que utilizam algoritmos matemáticos são muito explorados atualmente, haja vista que eles apresentam normalmente resultados mais satisfatórios frente aos métodos gráficos, uma vez que estes podem possuir erros associados à análise e por isso não encontrar a solução ótima. Já os métodos matemáticos precisam atingir uma função objetivo que tem parâmetros específicos predeterminados e podem se utilizar de métodos numéricos para obter a solução ótima.

Hallale e Liu (2001) produziram um método que interpreta o trabalho de Alves (1999), considerando os purificadores como unidades intermediárias que melhoram a pureza das correntes de hidrogênio. Além disso, diferentemente de Alves e Towler (2002), levaram em

consideração as restrições de pressão, bem como os compressores existentes. A principal colaboração deste trabalho foi a introdução do conceito de superestrutura, a qual avalia a vasta gama de possibilidades de união entre as unidades de uma rede de hidrogênio.

A criação das superestruturas foi um passo importante para a divisão de correntes no estudo das redes de hidrogênio. Tendo em vista que os métodos matemáticos baseados em superestrutura requeriam alto esforço computacional, outras formas de estudo foram sendo apresentadas, dentre elas a metodologia da tecnologia *pinch*, que se tornou uma solução viável, ainda que fosse mais limitada em relação às restrições de pressão e de levar em conta informações de custos.

Liu e Zhang (2004) propuseram uma metodologia sistemática com programação linear inteira mista (PLIM), para selecionar purificadores apropriados para processos PSA, por membranas ou sistemas híbridos. Através da consideração de “*trade-offs*” envolvendo os seguintes parâmetros: economia de hidrogênio, investimentos de capital e custos com compressão, uma superestrutura é construída, permitindo que os engenheiros definam as opções disponíveis para uma melhor purificação das correntes gasosas nas refinarias.

Fonseca et al. (2008) abordaram os problemas da distribuição de hidrogênio em uma refinaria da empresa *GALP ENERGIA* na cidade do Porto (Portugal), utilizando uma nova ferramenta baseada no conceito de excesso de hidrogênio. Por meio de diferentes metodologias e recorrendo à programação linear, alcançaram um projeto de rede eficiente que reduziu em 30 % o uso de hidrogênio.

Ng, Foo e Tan (2009a,b) apresentaram em dois artigos uma técnica de segmentação automatizada, baseada em um método algébrico, que consiste em, através de análises de cascatas de transferência de massa não iterativas, identificar a quantidade mínima de novos recursos (água ou hidrogênio).

Kumar, Gautami e Khanam (2010) desenvolveram modelos matemáticos levando em consideração restrições de pressão, a presença de fontes e sumidouros, de reciclo e a pureza da corrente do compressor, além de levar em conta combinações de vazões, consumo de hidrogênio, custo operacional, custo de capital, *payback*, dentre outras. Dois estudos de caso são considerados e os seguintes modelos são aplicados: lineares, não-lineares, linear inteiro misto (LIM) e não linear inteiro misto (NLIM).

Jiao et al. (2012) apresentaram um modelo de superestrutura com programação NLIM e adicionam uma análise probabilística ao seu modelo matemático, para estudar as incertezas dos resultados com base em variações das condições de entrada. A análise do *pinch* de hidrogênio é aplicada para atingir o consumo mínimo de hidrogênio na rede. Um dos estudos de caso proposto no trabalho de Jiao et al. (2012) será abordado em detalhes no Capítulo V (estudos de caso).

Deng et al. (2014) propuseram um modelo de programação matemática baseado em uma superestrutura para a geração da rede com vazão mínima de consumo de hidrogênio. Os resultados mostraram que a vazão ideal da utilidade do hidrogênio seria reduzida com o aumento do número total de conexões, bem como com o aumento do número de *headers* de hidrogênio.

Deng et al. (2017) estenderam o modelo matemático proposto por eles anteriormente (DENG et al. (2014b)) e uma nova superestrutura foi proposta. Foi demonstrado que as vazões de utilidades de hidrogênio podem ser reduzidas por meio da otimização e combinação entre plantas. O “*shortcut model*” para o processo PSA também está imbutido na programação matemática. Com a redução da seletividade do adsorvente e o incremento da razão de pressão, a taxa de recuperação de hidrogênio aumentou e seu custo foi reduzido. Um dos exemplos citados neste trabalho será visto com mais detalhes posteriormente, no capítulo de estudos de caso (Capítulo V).

Recentemente, Lee et al. (2020) abordaram uma solução em superestrutura combinada com uma metodologia gráfica. Este trabalho tem como objetivo desenvolver uma metodologia para síntese de redes de bio-hidrogênio, onde refinarias de petróleo e usinas de amônia atuam como sumidouros de bio-hidrogênio, enquanto os moinhos de óleo de palma atuam como fontes. Os resultados mostraram que o custo geral da rede pode ser reduzido em 45,6% (no primeiro estudo de caso) e 85,8 % (no segundo estudo de caso).

III.4 – Métodos Heurísticos (Métodos *Pinch*)

Enquanto os métodos matemáticos não abrem mão do rigor matemático para a obtenção de resultados ótimos, mesmo que isso implique em aumentar a complexidade do problema, os métodos heurísticos não abrem mão da simplicidade de aplicação do método, geralmente sacrificando a obtenção de resultados ótimos.

Por isso, devido à simplicidade e facilidade da sua utilização, o método heurístico, em particular o método *pinch*, utilizando-se de conceitos termodinâmicos para alcançar os resultados esperados, vem ganhando cada vez mais espaço no estudo das redes de hidrogênio.

Contudo, métodos puramente heurísticos incorporam pouca informação do sistema de equações, e conseqüentemente não são os mais eficientes do ponto de vista computacional. Desta forma, métodos híbridos de algoritmos de busca local e heurísticos de otimização são por vezes utilizados como forma de adquirir mais robustez computacional (SECCHI, 2015).

Zhenmin (2003) forneceu ferramentas analíticas que auxiliam no entendimento da interação entre a produção de hidrogênio de uma planta, a recuperação deste hidrogênio e os possíveis benefícios econômicos advindos da otimização desta utilidade. Solucionou-se problemas de otimização e “*retrofit*” de forma sistemática, a partir da análise de *pinch* e sua aplicação em estudos de caso em indústrias reais. A partir desse artigo a metodologia *pinch* é tida como muito útil em termos de otimização de projetos de sistema de hidrogênio.

Khajehpour, Farhadi e Pishvaie (2009) desenvolveram uma abordagem híbrida entre um modelo matemático não linear e o método *pinch*, utilizando regras heurísticas, para reduzir a complexidade computacional, através da redução da possibilidade de combinações. A superestrutura reduzida contém todos os procedimentos de simulação com definições de pseudo-componentes e ajustes finos de todas as operações das unidades, de modo a alcançar condições operacionais reais.

Em seu trabalho, Liao et al. (2011) utilizaram um modelo algébrico baseado na metodologia *pinch*, provando que é possível obter simplificações nas formulações dos modelos matemáticos. Combinaram a metodologia *pinch* com uma otimização matemática rigorosa e aplicaram a problemas propostos inicialmente sem unidades de purificação. Os resultados obtidos nos estudos de caso foram compatíveis com os encontrados em trabalhos anteriores, os quais usavam somente metodologia matemática.

Além disso, perceberam que a relação entre a simplificação trazida pelas regras heurísticas e os resultados obtidos utilizando uma modelagem matemática mais robusta raramente foram abordados na literatura e se aprofundaram em explorar essa relação. Liao *et al.* (2011) criaram uma tabela comparando estudos baseados na metodologia de análise *pinch*, dentre elas as que são baseadas no método gráfico: El-Halwagi, Gabriel e Harell (2003),

Agrawal e Shenoy (2006) e Bandyopadhyay (2006), e as que utilizaram métodos algébricos: Foo e Manan (2006) e Pillai e Bandyopadhyay (2007), como pode ser visto na Tabela 1.

Tabela 1 - Comparação de estudos baseados na metodologia de análise de *pinch*

Artigo	Método	Alvo	Característica
El-Halwagi, Gabriel e Harell (2003)	Gráfico	Consumo de hidrogênio	Concentração vs. Vazão
Agrawal and Shenoy (2006)	Gráfico	Consumo de hidrogênio	Concentração vs. Carga Mássica
Bandyopadhyay (2006)	Gráfico	Geração de Gás Combustível	Concentração vs. Carga Mássica
Foo e Manam (2006)	Algébrico	Consumo de hidrogênio	Calcular o consumo de hidrogênio em toda concentração da fonte ou sumidouro
Pillai and Bandyopadhyay (2007)	Algébrico	Geração de Gás Combustível	Calcular a geração de resíduos na concentração da fonte
Liao et al. (2011)	Algébrico	Consumo de hidrogênio	Calcular o consumo de hidrogênio na concentração da fonte

Fonte: Adaptado de Liao et al. (2011).

O método do Diagrama de Fontes de Hidrogênio foi proposto por Borges (2009) e Borges, Pessoa e Queiroz (2012), como extensão do Diagrama de Fontes de Água, proposto por Gomes (2002) e Gomes, Queiroz e Pessoa (2007). O procedimento é realizado por um algorítmico não iterativo, construído em etapas, obtendo ao final a meta de mínimo consumo de hidrogênio para a refinaria, além de sintetizar, simultaneamente, a rede final do sistema.

Figueiredo (2013) aprimorou a metodologia apresentada por Borges (2009) e Borges, Pessoa e Queiroz (2012), incluindo para isso a variável pressão nos problemas propostos, através da inserção de uma rede de compressores.

Outro método para otimizar o uso de hidrogênio com regeneração e reúso das correntes gasosas, com base no excedente de hidrogênio e no método *pinch*, foi proposto por Liu et al. (2013a). O procedimento aborda o efeito da vazão de alimentação e da purificação no consumo

de hidrogênio.

Oduola e Oguntola (2015), através da análise *pinch*, identificaram deficiências na distribuição de hidrogênio de um sistema, a fim de melhorar a sua utilização na planta. Observaram que a redução do uso de hidrogênio levou a uma redução do consumo de energia da unidade de reforma catalítica.

Deng et al. (2018) apresentaram um algoritmo NNA⁷ e um diagrama de pressão vs. impureza, utilizando, portanto, um método híbrido, para projetar redes de hidrogênio e a rede de compressores com compressão mínima. Três estudos de caso são apresentados e neste trabalho utilizou-se um deles para compor os estudos de caso do Capítulo V.

Lou et al. (2019) desenvolveram um método híbrido de duas etapas que combina análise *pinch* com programação matemática. O método foi desenvolvido para otimizar a rede de hidrogênio entre plantas com purificação e reúso/reciclo. O modelo matemático utilizado é linear para garantir a solução ideal global.

Recentemente, Deng et al. (2020) propuseram um procedimento de modernização das redes de hidrogênio de refinarias integrada à Recuperação de Hidrocarbonetos Leves (RHL). No procedimento, a análise *pinch* é combinada com modelagem de processos e simulação usando o Aspen HYSYS[®].

⁷ Em Inglês: *Nearest Neighbors Algorithm*.

Capítulo IV – Metodologia DFH Modificada

No presente capítulo será apresentada, em primeiro lugar, a metodologia Diagrama de Fontes de Hidrogênio (DFH), proposta inicialmente por Borges (2009). Esta metodologia, de uma forma sucinta, conduz a execução de procedimentos algorítmicos heurísticos, com base principalmente em concentrações, que permitem alocar as correntes de hidrogênio nas redes de distribuição utilizadas em refinarias de forma eficiente, possibilitando, assim, um menor consumo do mesmo a partir de fontes externas. Em seguida serão apresentadas as alterações implementadas nesta metodologia pelo presente trabalho.

O DFH pode ser inserido no conjunto de métodos que têm como base conceitos da tecnologia do ponto de estrangulamento - *pinch point* (LINNHOFF, 1982), que aborda de forma simples a maneira como recursos necessários em determinado processo são aplicados, com o intuito de reduzir os custos a eles associados.

A análise *pinch* foi primeiramente elaborada para trazer melhorias em sistemas de trocadores de calor, contudo suas aplicações foram expandidas para outros fins, como, por exemplo, a redução do consumo de água, abordado por Castro et al. (1999) e posteriormente estendido por Gomes (2002), gerando o Diagrama de Fontes de Água (DFA) e na redução no consumo de hidrogênio em refinarias através do DFH (Borges, 2009).

A simplicidade do DFH, baseado em concentrações e respectivas vazões, é um fator crucial para sua crescente utilização. No entanto, ele não aborda limitações presentes nos processos reais, como a consideração das pressões das correntes. Dessa forma, serão discutidos e acrescentados alguns aspectos que aproximam a metodologia desenvolvida por Borges (2009) da realidade, possibilitando a obtenção de resultados mais satisfatórios.

Nesse contexto, o primeiro aspecto abordado é a distribuição das correntes através dos compressores disponíveis na planta, utilizando como base o trabalho de Figueiredo (2013), a fim de analisar a necessidade de aquisição de novos compressores, que viabilizem a utilização de uma corrente impossibilitada de atender uma demanda com pressão elevada, mesmo tendo uma concentração adequada.

Os compressores são um dos equipamentos mais caros dentre os equipamentos utilizados em processos químicos (DING; FENG; CHU, 2011) e, portanto, utilizar uma

pequena quantidade destes equipamentos se faz necessária para otimização dos custos.

Serão consideradas no presente trabalho algumas simplificações da metodologia apresentada por Figueiredo (2013). No trabalho desse autor foram consideradas as concentrações das correntes para estabelecer a rede de compressores, necessitando assim de uma segunda análise da rede de hidrogênio. A partir disto, é necessário recalcular as vazões a serem utilizadas nas correntes para atender à demanda do processo, uma vez que correntes de diferentes concentrações serão utilizadas.

A proposta de modificação tem como objetivo apresentar uma alternativa à síntese da rede de compressores, utilizando a estrutura da rede de hidrogênio já estabelecida, sem alterá-la, preservando, assim, as concentrações das correntes que servirão para alimentação das unidades produtivas da planta.

Além disso, são abordadas as possíveis melhorias advindas da purificação de correntes (regeneração) já presentes na planta, utilizando-as, posteriormente, como alimentação de unidades consumidoras, com o intuito de reduzir o uso de fontes oriundas de unidades externas geradoras de hidrogênio.

A regeneração será avaliada somente em alguns estudos de caso que possuem unidade de regeneração de correntes, que permitem que correntes oriundas de outras unidades produtivas na planta sejam regeneradas, obtendo, assim, correntes com concentração de hidrogênio de alta pureza que podem ser utilizadas para alimentar processos que demandem um teor elevado de hidrogênio.

A verificação de eficácia da metodologia em casos que possuem regeneração de correntes ampliará o campo de aplicação desta, podendo aumentar a confiabilidade do método em sistemas produtivos que consideram fontes produtoras de hidrogênio externas à planta e correntes internas que passam por um processo de regeneração para serem utilizadas.

Sendo assim, serão apresentadas as etapas da metodologia aqui propostas, que serão depois aplicadas em estudos de caso no Capítulo V. Ademais, é importante saber que os dados utilizados no presente capítulo para apresentar a metodologia são retirados de Alves e Towler (2002).

IV.1 –Tabela de Consumidores

Na primeira etapa da metodologia, objetiva-se construir uma tabela com todos os consumidores do processo, ou seja, todos os processos que utilizam hidrogênio, levando em conta as correntes de *make-up*, purga e reciclo. Ressalta-se que essas unidades consumidoras podem atuar no processo tanto como sumidouros quanto como fontes de hidrogênio.

A Tabela 2 relaciona vazões e composições de cada uma das operações consumidoras no processo. É considerado que as composições da purga e do reciclo são iguais em todos os processos.

Tabela 2 - Tabela de consumidores

Consumidores	<i>Make-up</i>		Purga		Reciclo	
	Vazão (MMscfd*)	Composição (%H ₂)	Vazão (MMscfd)	Composição (%H ₂)	Vazão (MMscfd)	Composição (%H ₂)
A	38,78	92,00	11,29	75,00	85,70	75,00
B	8,21	86,53	3,47	75,00	36,75	75,00
C	11,31	75,97	8,61	70,00	1,56	70,00
D	0,04	75,00	0,00	0,00	0,00	0,00
E	8,65	75,00	4,32	65,00	3,60	65,00
F	12,08	71,44	6,55	60,00	3,59	60,00

*MMscfd = milhões de pés cúbicos padrão por dia.

Fonte: Elaboração Própria.

IV.2 – Tabela de Produtores

Após a criação da tabela dos consumidores, organizam-se as vazões e composições dos processos produtores de hidrogênio (Tabela 3). Os processos indicados na Tabela 3, AA e BB, são fontes externas. Ademais, consideram-se conhecidas as vazões de saída desses processos, bem como a maior vazão e a composição que eles conseguem produzir.

Tabela 3 - Tabela de produtores

Produtores	Vazão de Saída (MMscfd)	Vazão Máxima de Saída (MMscfd)	Composição de Saída (%H ₂)
AA	45,00	50,00	92,00
BB	23,50	23,50	75,00

Fonte: Elaboração Própria.

IV.3 – Tabela de Oportunidades

Neste ponto da metodologia analisam-se as oportunidades, contrapondo-se o quanto cada processo demanda de hidrogênio e o quanto cada processo libera de hidrogênio. O mapeamento dessas unidades fornece subsídios para a montagem das operações que cada um dos processos representa na metodologia do DFH (FIGUEIREDO, 2013).

As correntes de entrada são consideradas fornecedoras de hidrogênio para o processo, sendo elas as de *make-up* e de reciclo. Já as correntes de saída são as correntes finais do processo, sendo elas as correntes de reciclo e de purga.

Desta forma, é possível construir a Tabela de Oportunidades (Tabela 4) a partir dos dados de cada operação do processo, fazendo as misturas conforme citado anteriormente. As correntes são organizadas em ordem decrescente de concentração de hidrogênio, ordem que também é utilizada para criar os intervalos de concentração.

Tabela 4 - Tabela de oportunidades

Processos	Entrada		Saída	
	Vazão de Entrada (MMscfd)	Composição de Entrada (%H ₂)	Vazão de Saída (MMscfd)	Composição de Saída (%H ₂)
A	124,48	80,30	96,99	75,00
B	44,96	77,11	40,22	75,00
C	12,87	75,25	10,17	70,00
D	0,04	75,00	0,00	0,00
E	12,25	72,06	7,92	65,00
F	15,67	68,82	10,14	60,00
AA	-	-	50,00	92,00
BB	-	-	23,5	75,00

Fonte: Elaboração Própria.

A composição de entrada (C_{in}) é calculada, neste caso, pela média ponderada levando em consideração as vazões de make-up (F_{MU}) e de reciclo (F_R), e as respectivas composições da corrente de make-up (C_{MU}) e de reciclo (C_R), conforme a Equação 4.1:

$$C_{in} = \frac{F_{MU}C_{MU} + F_R C_R}{F_{MU} + F_R} \quad (4.1)$$

IV.4 – Balanço de Massa e Estrutura da Tabela de Operações:

Cada operação inicia-se com uma vazão de entrada (F_{in}) e uma composição de entrada (C_{in}) e tem em sua saída uma vazão de saída (F_{out}) e uma composição de saída (C_{out}). Pode-se então calcular a demanda (D_n) a partir do balanço de massa na operação (Equação 4.2).

$$D_n = (F_{in}C_{in}) - (F_{out}C_{out}) \quad (4.2)$$

Tendo em vista que, as concentrações de hidrogênio e outros componentes na entrada não permanecem constantes ao longo de cada operação, uma vez que são consumidos ou produzidos, a vazão total nos extremos das operações não se mantém constante, como observado na Tabela de Operações (Tabela 5).

Nesse caso, a operação original é dividida em duas fictícias correspondentes, uma com a corrente com vazão constante e a outra representando a perda devido ao consumo na operação original. A primeira operação (i) utiliza o valor da vazão da saída da operação original. A segunda operação (i') utiliza um valor de vazão, que é a diferença entre as vazões de entrada e de saída da operação. Observe que a parte da operação que representa a perda tem seu limite de concentração considerado até o limite das concentrações, ou seja, zero. Dessa forma, garante-se que a perda em cada operação não seja reutilizada em outra operação dentro do procedimento de cálculo do algoritmo.

Tabela 5 - Tabela de operações

Processos	Vazão de Entrada Original (MMscfd)	Tipo de Operação	Vazão da Operação (MMscfd)	Composição da Entrada (%H₂)	Composição da Saída (%H₂)
A	124,48	Vazão Constante	96,99	80,30	75,00
		Consumo total H ₂	27,49	80,30	0,00
B	44,96	Vazão Constante	40,22	77,11	75,00
		Consumo total H ₂	4,74	77,11	0,00
C	12,87	Vazão Constante	10,17	75,25	70,00
		Consumo total H ₂	2,70	75,25	0,00
D	0,04	Vazão Constante	0,00	75,00	0,00
		Consumo total H ₂	0,04	75,00	0,00
E	12,25	Vazão Constante	7,92	72,06	65,00
		Consumo total H ₂	4,33	72,06	0,00
F	15,67	Vazão Constante	10,14	68,82	60,00
		Consumo total H ₂	5,53	68,82	0,00

Fonte: Elaboração Própria.

IV.5 – Definir os Intervalos de Concentração de Hidrogênio no Processo e Representar as Operações no Diagrama

O Diagrama de Fontes tem como limites de seus intervalos os valores de concentração das fontes externas de um lado e os valores das concentrações de entrada e de saída das unidades consumidoras de outro. Um determinado intervalo de concentração é definido pelos valores de duas concentrações subsequentes. A Tabela 6 organiza as operações segundo a composição das correntes.

Tabela 6 - Tabela organizando os processos segundo as composições das correntes

Operação	Composição de Entrada (%H₂)	Operação	Composição de Saída (%H₂)
F	68,82	D	0,00
E	72,06	F	60,00
D	75,00	E	65,00
C	75,25	C	70,00
B	77,11	A	75,00
A	80,30	B	75,00
-	-	BB	75,00
-	-	AA	92,00

Fonte: Elaboração Própria.

As concentrações para construção do diagrama são então organizadas em ordem decrescente e são as seguintes: 92,00; 80,30; 77,11; 75,25; 75,00; 72,06; 70,00; 68,82; 65,00; 60,00; 0,00 % mol H₂, totalizando 10 intervalos de concentração. A Figura 16 demonstra a organização dos intervalos e as células marcadas com fundo diferenciado são as operações, iniciando na respectiva concentração de entrada e terminando na de saída.

Figura 16 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio

Processos	Vazão de Operação (MMscfd)	Concentração (%H ₂)										
		92	80,3	77,11	75,25	75	72,06	70	68,82	65	60	0
A	96,99											
	27,49											
B	40,22											
	4,74											
C	10,17											
	2,7											
D	0											
	0,04											
E	7,92											
	4,33											
F	10,14											
	5,53											

Fonte: Elaboração Própria.

IV.6 – Calcular a Massa de Hidrogênio Necessária por Intervalo de Concentração em Cada Operação e Escolher as Correntes que Preenchem esta Necessidade, por Operação, e Calcular suas Respectivas Vazões

A massa de hidrogênio necessária em cada operação e cada intervalo é calculada pela Equação 4.3.

$$D_{n,i} = \frac{F_i(C_{n,i}^{in} - C_{n,i}^{out})}{100} \quad (4.3)$$

sendo,

$D_{n,i}$ = demanda do intervalo n, na operação i

F_i = vazão da operação i

$C_{n,i}^{in}$ = composição da corrente de entrada do intervalo n da operação i

$C_{n,i}^{out}$ = composição da corrente de saída do intervalo n da operação i

Considera-se demanda linear em cada intervalo (BORGES, 2009). Esta simplificação decorre do fato de haver diferentes cinéticas de reações envolvidas no processo, pois a sua adoção tornaria difícil a sua aplicação no algoritmo, indo contra a intenção inicial do método DFH (FIGUEIREDO, 2013). Com as divisões hipotéticas das operações, agora em cada operação fictícia e em cada intervalo é considerada a vazão constante das correntes e a variação de massa de hidrogênio é calculada através dos dados disponíveis na Tabela de Operações (Tabela 5). Estes valores são calculados para cada intervalo de concentração, exibidos no decorrer das linhas da Figura 17.

A partir dos consumos calculados, escolhem-se as fontes disponíveis com menor custo e que atendam o requisito mínimo de vazão da operação. As fontes podem ser tanto externas ou primárias, como também internas, advindas de outras operações e localizadas em intervalos de concentração anteriores.

Para o cálculo das vazões são utilizadas uma série de regras heurísticas (BORGES,

2009), as quais determinam a escolha das correntes que serão utilizadas como fontes em cada operação e intervalo, são elas:

- I. priorizar o uso de fontes internas em relação a fontes externas;
- II. priorizar o uso de correntes menos concentradas em hidrogênio;
- III. transferir a maior quantidade de massa possível dentro de um intervalo de concentração;
- IV. para operações que perdurem por mais de um intervalo, ao mudar de intervalo a corrente deve continuar através da mesma operação até o esgotamento da corrente, evitando-se assim a divisão de operações;
- V. priorizar a utilização do hidrogênio gerado *in situ* (indicado na Tabela 3);

No presente estudo de caso a purga foi apresentada nos dados do processo, dessa forma, foi considerada a vazão de purga na composição da corrente de entrada.

Após isso, a próxima etapa é construir uma tabela, como a da Figura 17, que reúna as demandas necessárias para cada intervalo dos processos.

Figura 17 - Tabela de demanda

Tabela de Demanda																					
Variação de concentração		11,7	3,19	1,86	0,25	2,94	2,06	1,18	3,82	5	60										
Concentração (%H2)		92	80,3	1	77,11	2	75,25	3	75	4	72,06	5	70	6	68,82	7	65	8	60	9	0
Processos	Vazão de Operação (MMscfd)																				
A	96,99			3,0940		1,8040		0,2425													
	27,49			0,8769		0,5113		0,0687		0,808206		0,566294		0,324382		1,050118		1,3745		16,494	
B	40,22					0,7481		0,1006													
	4,74					0,0882		0,0119		0,1394		0,0976		0,0559		0,1811		0,2370		2,8440	
C	10,17							0,0254		0,2990		0,2095									
	2,7							0,0068		0,0794		0,0556		0,0319		0,1031		0,1350		1,6200	
D	0							0,0000		0,0000		0,0000		0,0000		0,0000		0,0000		0,0000	
	0,04							0,0001		0,0012		0,0008		0,0005		0,0015		0,0020		0,0240	
E	7,92											0,1632		0,0935		0,3025					
	4,33											0,0892		0,0511		0,1654		0,2165		2,5980	
F	10,14															0,3873		0,5070			
	5,53															0,2112		0,2765		3,3180	

Fonte: Elaboração Própria.

Os dados da Figura 17 podem ser apresentados conforme a Figura 18, sendo esta a matriz inversa daquela, permitindo assim uma melhor visualização da demanda de cada intervalo. Sendo assim, nos estudos de caso do Capítulo V será utilizada essa forma de apresentação (similar a Figura 18) para as tabelas de demanda de cada um dos casos.

Figura 18 - Tabela de demanda atualizada

Vazão de Operação (MMscfd)			96,99	27,49	40,22	4,74	10,17	2,7	0	0,04	7,92	4,33	10,14	5,53
n	C (%H2)	ΔC	A		B		C		D		E		F	
			Vazão Const.	Consumo total										
	80,30													
1		3,1900	3,0940	0,8769										
	77,11													
2		1,8600	1,8040	0,5113	0,7481	0,0882								
	75,25													
3		0,2500	0,2425	0,0687	0,1006	0,0119	0,0254	0,0068		0,0001				
	75,00													
4		2,9400		0,8082		0,1394	0,2990	0,0794		0,0012				
	72,06													
5		2,0600		0,5663		0,0976	0,2095	0,0556		0,0008	0,1632	0,0892		
	70,00													
6		1,1800		0,3244		0,0559		0,0319		0,0005	0,0935	0,0511		
	68,82													
7		3,8200		1,0501		0,1811		0,1031		0,0015	0,3025	0,1654	0,3873	0,2112
	65,00													
8		5,0000		1,3745		0,2370		0,1350		0,0020		0,2165	0,5070	0,2765
	60,00													
9		60,0000		16,4940		2,8440		1,6200		0,0240		2,5980		3,3180
	0,00													

Fonte: Elaboração Própria.

O cálculo da vazão necessária para atender a demanda calculada em certo intervalo e operação, escolhida uma corrente (conforme as regras heurísticas apresentadas anteriormente) é feito a partir da Equação (4.4):

$$F_{c,j} = 100 \frac{D_{n,i}}{(C_j - C_{n,i}^{out})} \quad (4.4)$$

Na qual:

$F_{c,j}$ = vazão necessária para atender a demanda $D_{n,i}$, com base na concentração da corrente j escolhida

$D_{n,i}$ = demanda do intervalo n na operação i

C_j = composição da corrente j selecionada para atender à demanda $D_{n,i}$

$C_{n,i}^{out}$ = composição da corrente de saída do intervalo n da operação i

Com base no balanço de massa descrito na Equação (4.3), no intervalo tratado de cada uma das operações, a vazão de saída é igual à vazão necessária definida pela Equação (4.5).

$$F_{out,i} = \sum F_{c,n} \quad (4.5)$$

Onde:

$F_{out,i}$ = vazão de saída de cada intervalo, na operação i

$F_{c,n}$ = vazão necessária para atender a demanda (D_n)

O conjunto de equações apresentadas (Equação 4.3 a Equação 4.5) se aplica diretamente ao primeiro intervalo do diagrama, visto que nesta concentração somente há disponibilidade de fontes externas.

A partir do segundo intervalo de cada operação poderão estar disponíveis, além das fontes externas e internas de outras operações, a fonte interna que provém do intervalo anterior na mesma operação. Sendo assim, deve-se avaliar quanto de cada fonte será utilizado e se será necessário mais de uma, utilizando preferencialmente a corrente oriunda da mesma operação no intervalo anterior, evitando assim a divisão de operações.

Para saber se será necessário utilizar mais de uma fonte, deve-se seguir o seguinte passo-a-passo:

Definindo F_u como a vazão utilizada da corrente com base na sua disponibilidade (de forma a não exceder a quantidade disponível), tem-se que:

i) Se $F_{c,j} - F_u \geq 0 \rightarrow F_{out} = F_u$

A vazão da corrente utilizada na alimentação é suficiente para satisfazer o intervalo do processo e não é necessário utilizar outra corrente. Com base nisso, a vazão de saída (F_{out}) do

intervalo é a própria vazão utilizada (F_u).

ii) Se $F_{c,j} - F_u < 0 \rightarrow$ precisa-se de uma outra corrente para utilizar no intervalo em questão.

Para calcular a quantidade necessária de outra corrente, deve-se calcular uma nova demanda, com base na vazão excedente ($F_e = |F_{c,j} - F_u|$).

$$D_{n,1} = \frac{F_e(C_{in} - C_{out})}{100} \quad (4.3)$$

A partir disso, calcula-se a nova vazão necessária ($F_{c,j}$) usando novamente a Equação 4.3, com base em nova corrente advinda de uma fonte externa ou de fontes internas ainda não completamente exauridas, seguindo as preferências definidas pelas heurísticas. Desse modo, repete-se o procedimento até que $F_{c,j} - F_u \geq 0$.

A vazão de saída (F_{out}) nestes casos, nos intervalos e operação tratados, será o somatório das vazões utilizadas (F_u).

Para exemplificar o procedimento de escolha e uso de correntes e, assim como cálculo de suas respectivas vazões, a Figura 19 descreve o grupamento de intervalos “A_i” do processo A.

Figura 19 - Parte da tabela de uso de correntes e cálculo de vazões

Processo A											
Intervalo A1			Intervalo A2			Intervalo A3					
m	3,0940		m	1,8040		m	0,2425				
c	80,30	77,11	c	77,11	75,25	c	75,25	75,00			
Correntes disponíveis			Correntes disponíveis			Correntes disponíveis					
	Vazão	Concentração		Vazão	Concentração		Vazão	Concentração			
AA	50,0000	92,00	AA	29,2210	92,00	AA	20,7581	92,00			
			A1	20,7790	77,11	A2	29,2419	75,25			
Utilizando a corrente AA:			Utilizando a corrente A1 na alimentação:			Utilizando a corrente A1 na alimentação:					
Vazão necessária: 20,7790			Vazão necessária: 96,9900			Vazão necessária: 96,9900					
Vazão final: 20,7790			Utilizamos: 20,7790			Utilizamos: 29,2419					
			m restante: 1,4175			m restante: 0,1694					
			Utilizando a corrente AA			Utilizando a corrente AA					
			Vazão Necessária: 8,4628			Vazão Necessária: 0,9963					
			Vazão final: 29,2419			Vazão final: 30,2382					

Fonte: Elaboração Própria.

Cada célula do intervalo de concentração possui a massa calculada (D_n) de acordo com a Tabela de Demanda (Figura 17), utilizando a vazão do processo e as concentrações do intervalo (C_i). Caso uma das correntes disponíveis não seja suficiente para alimentar a vazão requerida, calcula-se uma nova massa ($D_{n,1}$), com o procedimento já demonstrado anteriormente.

Essa nova massa será empregada na Equação 4.4, com a concentração da corrente a ser utilizada e a concentração da corrente de saída para o cálculo da nova vazão necessária. Esse processo é repetido até que toda massa do intervalo de concentração avaliado seja esgotada. Por fim, a vazão final total é calculada somando-se todas as vazões utilizadas, como mostrado na Figura 20.

Figura 20 - Exemplo de cédula de intervalo

Intervalo A2		
m	1,8040	
c	77,11	75,25
Correntes disponíveis	Vazão	Concentração
AA	29,2210	92,00
A1	20,7790	77,11
Utilizando a corrente A1 na alimentação:		
Vazão necessária:	96,9900	
Utilizamos:	20,7790	
	m restante:	1,4175
Utilizando a corrente AA		
Vazão Necessária:	8,4628	
Vazão final:	29,2419	

Fonte: Elaboração Própria.

A partir disso, reunindo as informações obtidas ao se calcular as vazões necessárias de cada corrente nos intervalos, é possível construir uma tabela indicando todos os consumos de fontes externas nas cédulas de intervalo, como a apresentada na Tabela 7.

Tabela 7 - Tabela de uso de correntes e vazões

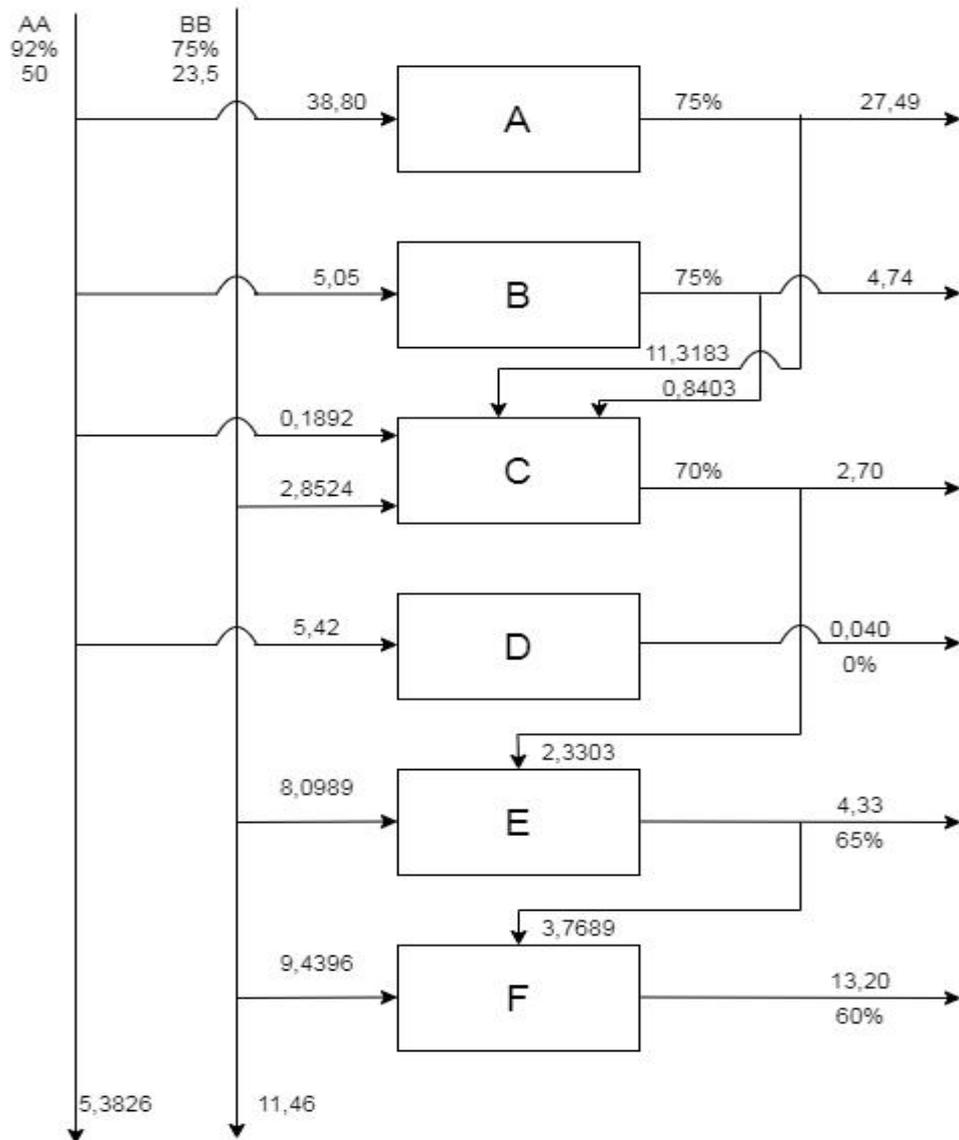
Consumidores	Vazão Constante			Consumo total		
	Intervalo	Corrente utilizada	Vazão (MMscfd)	Intervalo	Corrente utilizada	Vazão (MMscfd)
A	1	AA	20,78	1	AA	5,89
	2	AA	8,46	2	AA	2,40
	3	AA	0,99	3	AA	0,28
B	2	AA	4,47	2	AA	0,53
	3	AA	0,53	3	AA	0,06
C	3	AA	0,15	3	AA	0,04
	-	-	-	4	BB	2,66
	5	BB	0,15	3	BB	0,01
D	-	-	-	3	AA	0,00
	-	-	-	4	BB	0,04
E	5	BB	3,26	5	BB	1,78
	6	BB	0,44	6	BB	0,49
	7	BB	1,78	7	BB	0,79
F	7	BB	3,87	7	BB	2,11
	8	BB	0,83	8	BB	1,14
	-	-	-	9	BB	1,48

Fonte: Elaboração Própria.

IV.7 – Montar um Diagrama de Blocos Intermediário do Processo

As informações obtidas na etapa anterior podem ser resumidas em um diagrama de blocos, apresentando as operações e as correntes a elas relacionadas, com suas respectivas vazões e composições, conforme exemplificado na Figura 21. Nesta montagem, as operações fictícias correspondentes são somadas, retomando assim a representação da operação real.

Figura 21 - Diagrama de blocos – Resumo dos resultados



Fonte: Elaboração Própria.

IV.8 – Estabelecer a Necessidade de Compressores nas Correntes das Operações

Após realizar a distribuição das correntes nas operações que utilizam hidrogênio na planta de processo em questão, deve-se avaliar a viabilidade da utilização destas correntes nas pressões que originalmente possuem.

Para isso, os dados de pressão de cada operação são utilizados, conforme mostrado na Tabela 8. Neste ponto cabe ressaltar que os dados sobre compressão utilizados a partir deste tópico não são tratados no trabalho de Alves e Towler (2002), do qual foram retirados os dados

de consumo utilizados até aqui. Os dados de compressão foram retirados do trabalho de Hallale e Liu (2001).

Tabela 8 - Tabela de pressão das operações consumidoras e produtoras de hidrogênio

Operações	Composição de Entrada (%H₂)	Pe (psia)	Composição de Saída (%H₂)	Ps (psia)
A	80,30	2000,00	75,00	1200,00
B	77,11	500,00	75,00	350,00
C	75,25	600,00	70,00	400,00
D	75,00	300,00	0,00	-
E	72,06	500,00	65,00	350,00
F	68,82	300,00	60,00	200,00
AA	-	300,00	92,00	-
BB	-	300,00	75,00	-

Fonte: Elaboração Própria.

Com esses dados, busca-se posteriormente reunir os dados de pressão (mínima e máxima) e vazão máxima, relativos aos compressores disponíveis na planta (conforme Tabela 9). Na seleção dos dados, a vazão escolhida foi a máxima vazão permitida, em detrimento da vazão normal de operação, de forma a obter a maior utilização do compressor.

Para facilitar o reconhecimento dos compressores, utiliza-se “M” para os que correspondem às correntes de make-up e “R” para as correntes de reciclo.

Tabela 9 - Tabela de pressão e vazão dos compressores disponíveis

Compressores		Pmin (psia)	Pmax (psia)	Vazão Máxima Permitida (MMscfd)
Make Up	M1	300,00	1200,00	46,57
	M2	300,00	600,00	11,88
Reciclo	R1	1200,00	2000,00	89,88
	R2	350,00	500,00	38,59
	R3	400,00	600,00	1,64
	R4	350,00	500,00	3,78
	R5	200,00	300,00	3,77

Fonte: Elaboração Própria.

A partir da junção destes dados com os já calculados nas etapas anteriores, deve-se

avaliar a necessidade de compressores em cada corrente da rede de hidrogênio obtida (Figura 21).

Para isso, é indicado construir uma tabela que relacione as correntes de destino com a necessidade de compressão, conforme observado na Tabela 10. Na coluna “Destino”, A, B, C, D, E e F correspondem às operações a serem alimentadas e os sobrescritos indicam as fontes das correntes que alimentam tais processos, sendo:

- AA e BB oriundas das fontes externas;
- R equivalente à corrente de reciclo do processo;
- os demais equivalentes às correntes de purga do processo.

Tabela 10 - Tabela correlacionando corrente de destino e necessidade de compressão

Destino	Vazão (F) (MMscfd)	Composição de Saída (%H ₂)	Ps (psia)	Composição de Entrada (%H ₂)	Pe (psia)	Necessidade de Compressor
<i>A^{AA}</i>	38,80	92,00	300,00	80,30	2000,00	Sim
<i>A^R</i>	85,70	75,00	1200,00	80,30	2000,00	Sim
<i>B^{AA}</i>	5,05	92,00	300,00	77,11	500,00	Sim
<i>B^R</i>	36,75	75,00	350,00	77,11	500,00	Sim
<i>C^{AA}</i>	0,19	92,00	300,00	75,25	600,00	Sim
<i>C^{BB}</i>	2,85	75,00	300,00	75,25	600,00	Sim
<i>C^A</i>	11,32	75,00	1200,00	75,25	600,00	Não
<i>C^B</i>	0,84	75,00	350,00	75,25	600,00	Sim
<i>C^R</i>	1,56	70,00	400,00	75,25	600,00	Sim
<i>D^{AA}</i>	5,42	92,00	300,00	75,00	300,00	Não
<i>E^{BB}</i>	8,10	75,00	300,00	72,06	500,00	Sim
<i>E^C</i>	2,33	70,00	400,00	72,06	500,00	Sim
<i>E^R</i>	3,60	65,00	350,00	72,06	500,00	Sim
<i>F^{BB}</i>	9,43	75,00	300,00	68,82	300,00	Não
<i>F^B</i>	3,77	75,00	350,00	72,06	300,00	Não
<i>F^R</i>	3,59	60,00	200,00	72,06	300,00	Sim

Fonte: Elaboração Própria.

IV.9 – Estabelecer o Uso dos Compressores

Determinada a necessidade do uso de compressores em cada corrente, são estabelecidas regras heurísticas para a escolha dos compressores que busquem minimizar os custos em cada operação e delinea-se a tomada de decisão sobre a aquisição de novos compressores, buscando

o equilíbrio entre o número de operações e de compressores.

Essa análise é feita utilizando-se as seguintes heurísticas, baseadas na proposta apresentada por Figueiredo (2013):

- I. deve-se evitar mistura de correntes de compressores de *make up* originais da rede, já que isso pode ocasionar uma mudança no balanço de massa das unidades;
- II. os compressores de reciclo devem, de forma prioritária, atender às necessidades de suas respectivas correntes de reciclo;
- III. no caso de adição de um novo compressor, busca-se utilizar pressões de saída mais baixas, proporcionando menor custo operacional e de capital.

A partir disso foram instauradas restrições (R1 e R2) a essas heurísticas a fim de simplificar os cálculos e facilitar a implementação da rede de compressores na planta:

R1. Misturas entre correntes que possuem concentrações diferentes em um mesmo compressor foram inviabilizadas, uma vez que essas ocasionam mudanças no balanço de massa.

R2. Compressores que já estão sendo utilizados, mas ainda podem atender outras correntes devem preferencialmente comprimir correntes que possuam a mesma concentração e a mesma variação de pressão já em execução, sendo necessário assim verificar após a escolha de um compressor se há demanda que satisfaça essa restrição.

Assim, seguindo as regras heurísticas acima, estabelece-se a metodologia de cálculo descrita, abaixo:

1. cada compressor deve ser escolhido com base na faixa de pressão que o processo requerer, sempre possuindo uma pressão de saída inferior à exigida na alimentação;
2. o compressor deve atender a demanda de tal forma que uma corrente seja comprimida no menor número possível de compressores;
3. a vazão requerida deve ser subtraída da vazão disponível para uso no compressor;
4. caso o compressor não tenha sua capacidade máxima atingida, a vazão restante pode ser utilizada em outras correntes que requeiram uma pressão dentro da faixa de pressão

que o compressor disponibiliza, sempre comprimindo correntes que possuam a mesma concentração e preferencialmente a mesma faixa de pressão.

A partir disso, a Tabela 11 é construída, calculando-se a vazão restante como a diferença entre a vazão disponível e a vazão requerida.

Tabela 11 - Tabela de uso de compressores

Processo	Compressor	Composição de Saída (%H ₂)	Vazão Disponível (MMscfd)	Composição de Entrada (%H ₂)	Vazão Requerida (MMscfd)	Vazão Restante (MMscfd)
A	M1	92,00	46,57	80,30	38,80	7,77
	R1	75,00	89,88	80,30	85,70	4,18
B	M1	92,00	7,77	77,11	5,05	2,72
	R2	75,00	38,59	77,11	36,75	1,84
C	M1	92,00	2,72	75,25	0,19	2,53
	M2	75,00	11,88	75,25	2,85	9,03
	R1	75,00	4,18	75,25	0,84	3,34
	R3	70,00	1,64	75,25	1,56	0,08
D	-		-		-	-
E	M2	75,00	9,03	72,06	8,10	0,93
	R4	70,00	3,78	72,06	3,60	0,18
	*	65,00	-	72,06	-	-
F	R5	60,00	3,77	72,06	3,59	0,18

Fonte: Elaboração Própria.

Na Tabela 11, o asterisco encontrado em uma das linhas do processo E significa que nenhum dos compressores disponíveis foi suficiente para comprimir a corrente em destaque de forma eficiente.

Os compressores disponíveis para alimentar o processo E, com a corrente proveniente do processo C são: M1, M2, R2 e R4. Se qualquer um desses compressores for utilizado, as correntes neles utilizadas seriam diluídas, necessitando aumentar o consumo de correntes com concentração mais alta, encarecendo o processo. Sendo assim, faz-se necessária a compra de um novo compressor para atender de forma eficaz a demanda do processo E.

A partir dos valores da Tabela 11 e da avaliação dos compressores, obtém-se a Tabela 12, onde já é apresentado o novo compressor adquirido.

Tabela 12 - Tabela de pressão e vazão dos compressores disponíveis e adquiridos

Compressores		Pmin Psia	Pmáx Psia	Vazão Máxima Permitida (MMscfd)
Make Up	M1	300,00	1200,00	46,57
	M2	300,00	600,00	11,88
Reciclo	R1	1200,00	2000,00	89,88
	R2	350,00	500,00	38,59
	R3	400,00	600,00	1,64
	R4	350,00	500,00	3,78
	R5	200,00	300,00	3,77
	R6	400,00	500,00	2,33

Fonte: Elaboração Própria.

Tendo sido definidos os compressores a serem utilizados em cada corrente do processo, as informações da Tabela 10 são atualizadas com a adição de uma nova coluna (Coluna 8 – Compressor), gerando a Tabela 13, na qual é indicado o compressor empregado em cada corrente.

Tabela 13 - Tabela correlacionando corrente de destino e tipo de compressor

Destino	Vazão (F) (MMscfd)	Composição de Saída (%H ₂)	Ps (psia)	Composição de Entrada (%H ₂)	Pe (psia)	Necessidade de Compressor	Compressor
<i>A^{AA}</i>	38,80	92,00	300,00	80,30	2000,00	Sim	M1
<i>A^R</i>	85,70	75,00	1200,00	80,30	2000,00	Sim	R1
<i>B^{AA}</i>	5,05	92,00	300,00	77,11	500,00	Sim	M1
<i>B^R</i>	36,75	75,00	350,00	77,11	500,00	Sim	R2
<i>C^{AA}</i>	0,19	92,00	300,00	75,25	600,00	Sim	M1
<i>C^{BB}</i>	2,85	75,00	300,00	75,25	600,00	Sim	M2
<i>C^A</i>	11,32	75,00	1200,00	75,25	600,00	Não	-
<i>C^B</i>	0,84	75,00	350,00	75,25	600,00	Sim	R1
<i>C^R</i>	1,56	70,00	400,00	75,25	600,00	Sim	R3
<i>D^{AA}</i>	5,42	92,00	300,00	75,00	300,00	Não	-
<i>E^{BB}</i>	8,10	75,00	300,00	72,06	500,00	Sim	M2
<i>E^C</i>	2,33	70,00	400,00	72,06	500,00	Sim	R6
<i>E^R</i>	3,60	65,00	350,00	72,06	500,00	Sim	R4
<i>F^{BB}</i>	9,44	75,00	300,00	68,82	300,00	Não	-
<i>F^B</i>	3,77	75,00	350,00	72,06	300,00	Não	-
<i>F^R</i>	3,59	60,00	200,00	72,06	300,00	Sim	R5

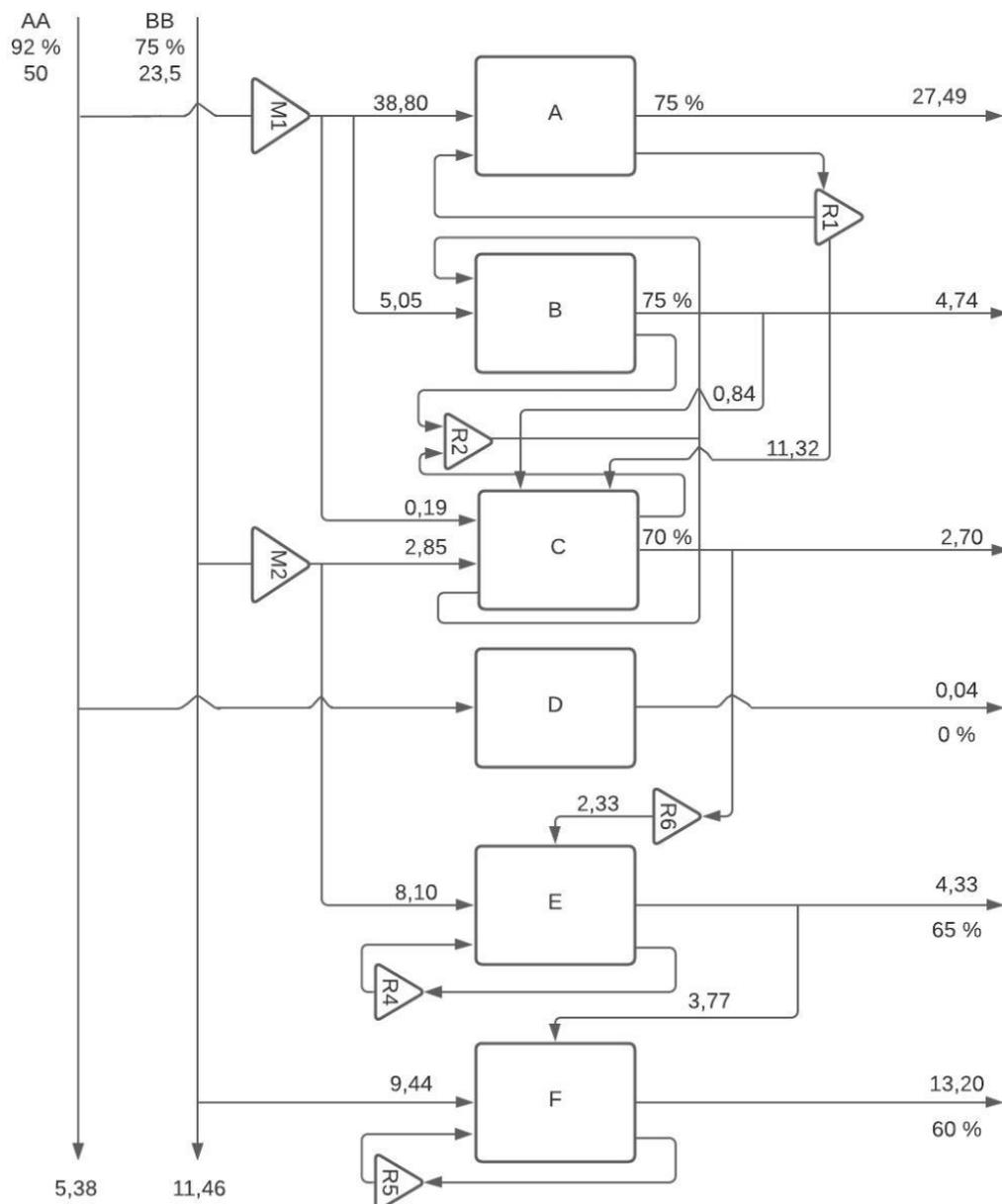
Fonte: Elaboração Própria.

A partir do desenvolvimento da etapa da síntese da rede de compressores, constatou-se a necessidade de adicionar um novo compressor na rede de compressores originais. Este compressor está destacado em azul na Tabela 12 e na Tabela 13, denominado compressor R6, o qual é utilizado para suprir a demanda de 2,33 MMscfd do processo E.

IV.10 – Montar um Diagrama de Blocos com os Compressores

As informações obtidas nas etapas anteriores podem ser resumidas em um novo diagrama de blocos (Figura 22), adicionando no diagrama de blocos montado anteriormente (Figura 21), os compressores encontrados.

Figura 22 - Diagrama de blocos com compressores



Fonte: Elaboração Própria.

IV.11 – Considerações Finais

O presente capítulo sintetiza a metodologia base para a construção do DFH considerando a variável vazão nas correntes dos processos, buscando minimizar o consumo de hidrogênio e custos envolvidos. Além disso, também apresenta uma proposta para melhor adesão da metodologia à realidade com a adição de parte dos estudos de pressão.

Por meio da abordagem utilizada no presente trabalho foi possível uma apresentação simplificada da metodologia inicialmente proposta por Borges (2009) e aprimorada por Figueiredo (2013), a partir da utilização de tabelas com maior quantidade de etapas, que possibilitam o acompanhamento dos cálculos e das tomadas de decisão ao longo do algoritmo do DFH.

Outra vantagem da presente abordagem foi a redução da quantidade de etapas necessárias para a criação da rede de compressores, diminuindo o tempo utilizado para otimização do processo e chegando a resultados compatíveis com a metodologia inicial.

Capítulo V – Estudos de Caso

No presente capítulo são apresentados quatro estudos de caso para atestar a eficácia do método DFH. No primeiro estudo de caso somente as vazões e as concentrações das correntes são consideradas. O segundo estudo de caso avalia um sistema com uma maior quantidade de fontes e demandas, mantendo as considerações do primeiro estudo de caso. Já no terceiro estudo de caso, é inserida a variável pressão, de modo a aproximar a solução do processo da realidade industrial; além disso, é realizada uma análise econômica simplificada. Por último, o quarto estudo de caso avalia a integração de processos de diferentes plantas industriais somada às considerações do terceiro estudo de caso.

V.1 – Primeiro Estudo de Caso

V.1.1 – Descrição

Este estudo tem por objetivo aplicar a metodologia descrita no Capítulo IV em um conjunto de dados presente na literatura, apresentados por Marques et al. (2017). O principal interesse neste primeiro estudo de caso é ratificar o método DFH em sua forma original, sem levar em conta a variável pressão, ou seja, não há preocupação com a determinação da Rede de Compressores neste primeiro momento.

V.1.2 – Tabela de Consumidores

O sistema apresentado no trabalho de Marques *et al.* (2017) é composto por quatro unidades consumidoras, são elas: hidrocraqueamento (HCU), hidrotratamento de nafta (NHT), hidrotratamento de diesel (DHT) e hidrotratamento de nafta craqueada (CNHT). A Tabela 14 apresenta os valores de vazão e composição na entrada e saída de cada uma dessas unidades.

Tabela 14 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 1

Unidades	Entrada		Saída	
	Vazão (mol/s)	Composição (%H ₂)	Vazão (mol/s)	Composição (%H ₂)
HCU	2495,00	80,61	1801,90	75,00
NHT	180,20	78,85	138,60	75,00
DHT	554,40	77,57	346,50	73,00
CNHT	720,70	75,14	457,40	70,00

Fonte: Elaboração Própria.

V.1.3 – Tabela de Produtores

Já as unidades produtoras são duas: reforma catalítica (CRU), reforma a vapor (SRU), além do recebimento de uma corrente externa (corrente importada (*Import*)). A Tabela 15 apresenta a vazão e a composição de saída de cada uma dessas unidades.

Tabela 15 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 1

Unidades	Vazão de Saída (mol/s)	Composição de Saída (%H ₂)
CRU	415,80	80,00
SRU	623,80	93,00
<i>Import</i>	277,20	95,00

Fonte: Elaboração Própria.

V.1.4 – Tabela de Oportunidades e Tabela de Operações

Ao construir a Tabela de Oportunidades (Tabela 16) com todas as unidades do processo, sendo elas produtoras ou consumidoras, facilita-se a organização das correntes do processo e a definição dos intervalos de concentração.

Já na Tabela de Operações (Tabela 17), separam-se as unidades consumidoras em dois tipos de operação fictícias, uma de vazão constante e outra de consumo total, essa última utilizada para representar a perda de vazão no respectivo processo e, por isso, sua composição de saída vai até o último intervalo de concentração (zero).

Tabela 16 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 1

Operações	Entrada		Saída	
	Vazão de Entrada (mol/s)	Composição de Entrada (%H ₂)	Vazão de Saída (mol/s)	Composição de Saída (%H ₂)
HCU	2495,00	80,61	1801,90	75,00
NHT	180,20	78,85	138,60	75,00
DHT	554,40	77,57	346,50	73,00
CNHT	720,70	75,14	457,40	70,00
CRU	-	-	415,80	80,00
SRU	-	-	623,80	93,00
<i>Import</i>	-	-	277,20	95,00

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 17 - Tabela de operações do Estudo de Caso 1

Operações	Vazão de Entrada Original (mol/s)	Tipo de Operação	Vazão de Operação Fictícia Correspondentes (mol/s)	Composição da Entrada (%H ₂)	Composição da Saída (%H ₂)
HCU	2495,00	Vazão Constante	1801,90	80,61	75,00
	2495,00	Consumo total H ₂	693,10	80,61	0,00
NHT	180,20	Vazão Constante	138,60	78,85	75,00
	180,20	Consumo total H ₂	41,60	78,85	0,00
DHT	554,40	Vazão Constante	346,50	77,57	73,00
	554,40	Consumo total H ₂	207,90	77,57	0,00
CNHT	720,70	Vazão Constante	457,40	75,14	70,00
	720,70	Consumo total H ₂	263,30	75,14	0,00

Fonte: Elaboração Própria.

V.1.5 – Intervalos de Concentração e Diagrama de Fontes de Hidrogênio

Organizam-se as operações segundo a composição da corrente (Tabela 18), com o intuito de facilitar a elaboração do DFH, o qual é apresentado na Figura 23.

Tabela 18 - Intervalos de concentração Estudo de Caso 1

Entrada		Saída	
Operações	Composição de Entrada (%H ₂)	Operações	Composição de Saída (%H ₂)
CNHT	75,14	CNHT	70,00
DHT	77,57	DHT	73,00
NHT	78,85	HCU	75,00
HCU	80,61	NHT	75,00
-	-	CRU	80,00
-	-	SRU	93,00
-	-	<i>Import</i>	95,00

Fonte: Elaboração Própria.

Figura 23 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Estudo de Caso 1

Processos	Vazão de Operação (MMscfd)	Concentração (%H ₂)										
		95	93	80,61	80	78,85	77,57	75,14	75	73	70	0
HCU	1801,9											
	693,1											
NHT	138,6											
	41,6											
DHT	346,5											
	207,9											
CNHT	457,4											
	263,3											

Fonte: Elaboração Própria.

V.1.6 – Tabela de Demanda

A partir dos dados da Tabela 17, torna-se possível a elaboração da tabela de demanda (Figura 24), onde encontram-se as demandas mássicas de cada intervalo de concentração em cada processo. A partir dela será possível definir quais correntes serão utilizadas para alimentar os processos.

Figura 24 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 1

Vazão de Operação (MMscfd)			1801,9	693,1	138,6	41,6	346,5	207,9	457,4	263,3
n	C (%H ₂)	ΔC	HCU		NHT		DHT		CNHT	
			Vazão Const.	Consumo total						
	80,61									
1		0,61	10,99	4,23						
	80									
2		1,15	20,72	7,97						
	78,85									
3		1,28	23,06	8,87	1,77	0,53				
	77,57									
4		2,43	43,79	16,84	3,37	1,01	8,42	5,05		
	75,14									
5		0,14	2,52	0,97	0,19	0,06	0,49	0,29	0,64	0,37
	75									
6		2		13,86		0,83	6,93	4,16	9,15	5,27
	73									
7		3		20,79		1,25		6,24	13,72	7,90
	70									
8		70		485,17		29,12		145,53		184,31
	0									

Fonte: Elaboração Própria.

V.1.7 – Tabela de Uso de Correntes e Cálculo de Vazões

A Tabela 19 descreve qual a fonte externa e a vazão necessária para suprir cada intervalo de concentrações das operações consumidores de hidrogênio (descritos na primeira coluna). Em cada linha da Tabela 19 já estão somadas as contribuições das respectivas operações fictícias criadas para facilitar os cálculos.

Tabela 19 - Tabela de uso de correntes e vazões do Estudo de Caso 1

Consumidores	Vazão Constante			Consumo total		
	Intervalo	Corrente utilizada	Vazão (mol/s)	Intervalo	Corrente utilizada	Vazão (mol/s)
HCU	1	SRU	84,55	1	SRU	32,52
	2	CRU	415,80	2	SRU	53,69
		SRU	105,78	3	SRU	50,34
	3	SRU	99,20	4	SRU	41,15
	4	SRU	149,20		Import	31,09
	5	SRU	7,37	5	Import	3,39
NHT	3	Import	10,18	3	Import	3,05
	4	Import	15,71	4	Import	4,72
	5	Import	0,79	5	Import	0,24
DHT	4	Import	42,40	4	Import	25,44
	5	Import	2,13	5	Import	1,28
	-	-	-	6	Import	9,92
CNHT	5	Import	3,20	5	Import	1,84
	6	Import	41,29	6	Import	23,94
	7	Import	19,87	7	Import	28,50

Fonte: Elaboração Própria.

As correntes escolhidas para alimentar os processos, bem como as vazões necessárias de cada uma delas, foram definidas conforme as heurísticas apresentadas na metodologia (item IV.6).

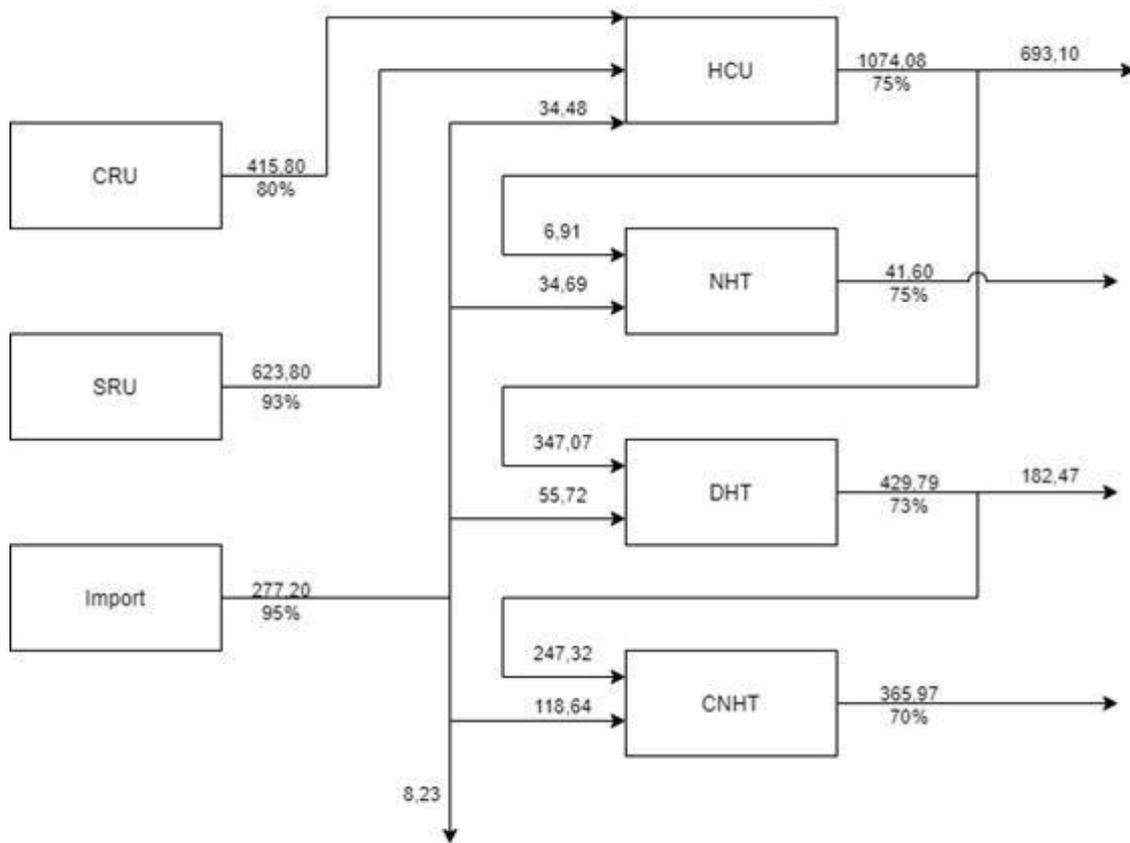
Primeiramente foram utilizados os dados da demanda mássica para cada intervalo (Figura 23) e as concentrações da corrente de alimentação e da saída do intervalo, para a partir destas informações, calcular a vazão necessária em cada operação.

Caso a vazão necessária seja maior que a disponível da corrente em questão, deve-se calcular a massa restante para completar a demanda mássica. Com essa nova demanda, repete-se o procedimento até suprir a demanda, conforme indicação no item IV.6.

V.1.8 – Diagrama de Blocos

A Figura 25 apresenta o esboço da rede de hidrogênio do Estudo de Caso 1, apresentando as operações reais e as informações das correntes, gerada após aplicação do método DFH e presentes na Tabela 18.

Figura 25 - Diagrama de blocos da rede do Estudo de Caso 1



Fonte: Elaboração Própria.

V.1.9 – Discussões dos Resultados

A Tabela 20 apresenta uma comparação dos resultados para o mesmo processo obtidos pela metodologia de Borges (2009), mostrada no Capítulo IV, por Marques et al. (2017) e o obtido com as planilhas desenvolvidas no presente trabalho (com base na metodologia de Borges (2009)).

Tabela 20 - Comparação dos resultados – Estudo de Caso 1

Fonte Externa	Consumo da Fonte Externa (mol/s)		
	Borges (2009)	Marques <i>et al.</i> (2017)	Presente trabalho
CRU (80 %)	415,80	415,80	415,80
SRU (93 %)	623,80	623,80	623,80
Import (95 %)	268,86	277,20	268,97

Fonte: Elaboração Própria.

Através de uma análise comparativa entre os resultados obtidos por Borges (2009) e o presente trabalho, pode-se observar que as vazões das fontes externas encontradas no trabalho atual foram satisfatórias, uma vez que os consumos se mantiveram iguais ou foram muito próximos em todos os casos.

Além disso, no presente trabalho ao se fazer uso de um software que utiliza várias casas decimais, ocorreu um pequeno desvio em relação ao trabalho de Borges (2009), no qual foram utilizadas apenas duas casas decimais. Dessa maneira, podem ser gerados resultados distintos, perceptível na comparação das fontes “Import” (Tabela 20).

Nos resultados obtidos por Marques et al. (2017) os consumos das fontes CRU e SRU foram os mesmos dos correspondentes obtidos por Borges (2009), contudo, há redução da corrente “Import” de aproximadamente 7 % (6,75 %), em relação ao trabalho de Marques et al. (2017).

A metodologia apresentada por Marques et al. (2017) basea-se em um valor estimado de vazão de entrada de hidrogênio nos processos. Tal método pode resultar em um valor que não seja a melhor solução para o problema.

No presente trabalho a metodologia apresentada não necessita de estimativas iniciais, desta forma não há a possibilidade de ocorrências de erros sistemáticos, decorrentes do processo

iterativo, chegando em uma solução mais coerente.

A redução da vazão de importação é a que mais impacta no custo. Dessa maneira, os resultados apresentados pela metodologia DFH se mostram mais vantajosos economicamente.

A Tabela 21 sintetiza os resultados encontrados:

Tabela 21 - Resumo dos resultados - Estudo de Caso 1

Método	Tipo	Resultado
Borges (2009)	<i>Pinch</i> (DFH)	Resultados compatíveis com o presente trabalho, com diferença apenas de 0,04 % na corrente “Import”.
Marques et al. (2017)	Gráfico	Possui uma vazão de corrente importada 6,75 % maior do que no presente trabalho.
Presente Trabalho	<i>Pinch</i> (DFH)	Metodologia validada a partir da comparação com o trabalho de Borges (2009) e com melhores resultados frente ao método gráfico de Marques et al. (2017).

Fonte: Elaboração Própria.

V.2 – Segundo Estudo de Caso

V.2.1 – Descrição

O segundo estudo de caso é baseado no processo apresentado por Jiao et al. (2012) em que são fornecidos os valores de vazão, composição de hidrogênio e pressão das unidades consumidoras e produtoras. Este estudo de caso apresentará a avaliação da utilização das correntes presentes na planta.

V.2.2 – Tabela de Consumidores

Os dados do sistema avaliado representam sete unidades consumidoras, são elas: duas unidades de hidrotratamento de diesel (HT1 e HT4), duas unidades de hidrotratamento de diesel de destilação direta (HT2 e HT3), hidrotratamento de *wash-oil* (HT5), isomerização de paraxileno (PX) e hidrocraqueamento (HC). A Tabela 22 apresenta a vazão e a composição de entrada e de saída de cada uma dessas unidades, separando a saída em duas outras correntes, uma com baixa pureza (purga) e outra com pureza mais elevada (reciclo):

Tabela 22 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 2

Unidades	Make-up		Purga		Reciclo	
	Vazão (Nm ³ /h)	Composição (%H ₂)	Vazão (Nm ³ /h)	Composição (%H ₂)	Vazão (Nm ³ /h)	Composição (%H ₂)
HT1	6230,00	85,00	250,00	43,00	470,00	85,00
HT2	7200,00	89,00	800,00	45,00	1200,00	62,00
HT3	9200,00	95,00	1140,00	45,00	1300,00	73,00
HT4	21000,00	94,00	1800,00	47,00	3000,00	75,00
HT5	20970,00	97,00	1500,00	50,00	2030,00	75,00
PX	15000,00	95,00	6000,00	75,00	-	-
HC	47000,00	95,00	8300,00	62,00	-	-
I PSA	-	-	5000,00	63,50	-	-
II PSA	-	-	5800,00	62,00	-	-

Fonte: Elaboração Própria.

Analisando a composição das correntes de *make-up* das unidades, percebe-se que as correntes com pureza mais baixas não seriam úteis para alimentar outras unidades, sendo assim definidas como correntes de purga. Já as correntes com a pureza mais elevada foram definidas como correntes de reciclo, podendo ser utilizadas na alimentação de outras unidades.

V.2.3 – Tabela de Produtores

Já as unidades produtoras são quatro: SCR + IPSA, CCR + II PSA, FER e Hplant. A Tabela 23 apresenta a vazão e a composição de saída de cada uma dessas unidades:

Tabela 23 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 2

Unidades	Vazão de Saída	Vazão Máxima de Saída	Composição de Saída
	(Nm ³ /h)	(Nm ³ /h)	(%H ₂)
SCR + I PSA	49000,00	49000,00	92,50
CCR + II PSA	45000,00	45000,00	92,00
FER	50000,00	50000,00	98,50
Hplant	32000,00	32000,00	95,00

Fonte: Elaboração Própria.

V.2.4 – Tabela de Oportunidades e Tabela de Operações

Constrói-se a Tabela de Oportunidades (Tabela 24) com todas as unidades do processo e a Tabela de Operações (Tabela 25), na qual separam-se as unidades consumidoras em dois tipos de operações fictícias (as de vazão constante e as de consumo total). Conceitua-se a Vazão de Entrada como a soma das vazões de *Make-up* e Reciclo de cada processo. A primeira linha da Vazão de Saída em cada processo corresponde à Vazão de Purga e a segunda linha à Vazão de Reciclo.

Tabela 24 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 2

Processos	Entrada		Saída	
	Vazão de Entrada (Nm ³ /h)	Composição de Entrada (%H ₂)	Vazão de Saída (Nm ³ /h)	Composição de Saída (%H ₂)
HT1	6700,00	85,00	250,00	43,00
			470,00	85,00
HT2	8400,00	85,00	800,00	45,00
			1200,00	62,00
HT3	10500,00	92,00	1140,00	45,00
			1300,00	73,00
HT4	24000,00	92,00	1800,00	47,00
			3000,00	75,00
HT5	23000,00	95,00	1500,00	50,00
			2030,00	75,00
PX	15000,00	95,00	6000,00	75,00
HC	47000,00	95,00	8300,00	62,00
SCR	-	-	49000,00	92,50
CCR	-	-	45000,00	92,00
FER	-	-	50000,00	98,50
Hplant	-	-	32000,00	95,00

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 25 - Tabela de operações do Estudo de Caso 2

Processos	Vazão de Entrada Original (Nm ³ /h)	Tipo de Operação	Vazão de Operação Fictícia Correspondente (Nm ³ /h)	Composição da Entrada (%H ₂)	Composição da Saída (%H ₂)	Vazão Mínima de Purga (Nm ³ /h)
HT1	6700,00	Vazão Constante	470,00	85,00	85,00	67,00
		Consumo total H ₂	5980,00	85,00	0,00	67,00
HT2	8400,00	Vazão Constante	1200,00	85,00	62,00	84,00
		Consumo total H ₂	6400,00	85,00	0,00	84,00
HT3	10500,00	Vazão Constante	1300,00	92,00	73,00	105,00
		Consumo total H ₂	8060,00	92,00	0,00	105,00
HT4	24000,00	Vazão Constante	3000,00	92,00	75,00	240,00
		Consumo total H ₂	19200,00	92,00	0,00	240,00
HT5	23000,00	Vazão Constante	2030,00	95,00	75,00	230,00
		Consumo total H ₂	19470,00	95,00	0,00	230,00
PX	15000,00	Vazão Constante	6000,00	95,00	75,00	150,00
		Consumo total H ₂	9000,00	95,00	0,00	150,00
HC	47000,00	Vazão Constante	8300,00	95,00	62,00	470,00
		Consumo total H ₂	38700,00	95,00	0,00	470,00

Fonte: Elaboração Própria.

V.2.5 – Intervalos de Concentração e Diagrama de Fontes de Hidrogênio

Organizando os processos segundo a composição das correntes (Tabela 26), a elaboração do esboço inicial do DFH é facilitada. Esse esboço inicial do diagrama para esse estudo de caso é apresentado na Figura 26.

Tabela 26 - Intervalos de concentração do Estudo de Caso 2

Entrada		Saída	
Processos	Composição de Entrada (%H ₂)	Processos	Composição de Saída (%H ₂)
HT1	85,00	HT2	62,00
HT2	85,00	HC	62,00
HT3	92,00	HT3	73,00
HT4	92,00	HT4	75,00
HT5	95,00	HT5	75,00
PX	95,00	PX	75,00
HC	95,00	HT1	85,00
-	-	CCR	92,00
-	-	SCR	92,50
-	-	Hplant	95,00
-	-	FER	98,50

Fonte: Elaboração Própria.

Figura 26- Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Estudo de Caso 2

Processos	Vazão de Operação (Nm ³ /h)	Concentração (%H ₂)								
		98,5	95	92,5	92	85	75	73	62	0
HC	8300									
	38700									
PX	6000									
	9000									
HT5	2030									
	19470									
HT4	3000									
	19200									
HT3	1300									
	8060									
HT2	1200									
	6400									
HT1	470									
	5980									

Fonte: Elaboração Própria.

V.2.6 – Tabela de Demanda

A partir dos dados da Tabela 25, conforme a metodologia do Capítulo IV. apresentada no item 4.6, torna-se possível a elaboração da Figura 27.

Figura 27 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 2

Vazão de Operação (Nm ³ /h)			8300	38700	6000	9000	2030	19470	3000	19200	1300	8060	1200	6400	470	5980
n	C (%H ₂)	ΔC	HC		PX		HT5		HT4		HT3		HT2		HT1	
			Vazão Const.	Consumo total												
	95															
1		2,5	207,50	967,50	150,00	225,00	50,75	486,75								
	92,5															
2		0,5	41,50	193,50	30,00	45,00	10,15	97,35								
	92															
3		7	581,00	2709,00	420,00	630,00	142,10	1362,90	210,00	1344,00	91,00	564,20				
	85															
4		10	830,00	3870,00	600,00	900,00	203,00	1947,00	300,00	1920,00	130,00	806,00	120,00	640,00		598,00
	75															
5		2	166,00	774,00		180,00		389,40		384,00	26,00	161,20	24,00	128,00		119,60
	73															
6		11	913,00	4257,00		990,00		2141,70		2112,00		886,60	132,00	704,00		657,80
	62															
7		62		23994,00		5580,00		12071,40		11904,00		4997,20		3968,00		3707,60
	0															

Fonte: Elaboração Própria.

V.2.7 – Tabela de Uso de Correntes e Cálculo de Vazões

A Tabela 27 apresenta o uso das correntes (das fontes externas) e o cálculo das respectivas vazões para cada intervalo dos processos consumidores.

Tabela 27 - Tabela de uso de correntes e cálculo de vazões do Estudo de Caso 2

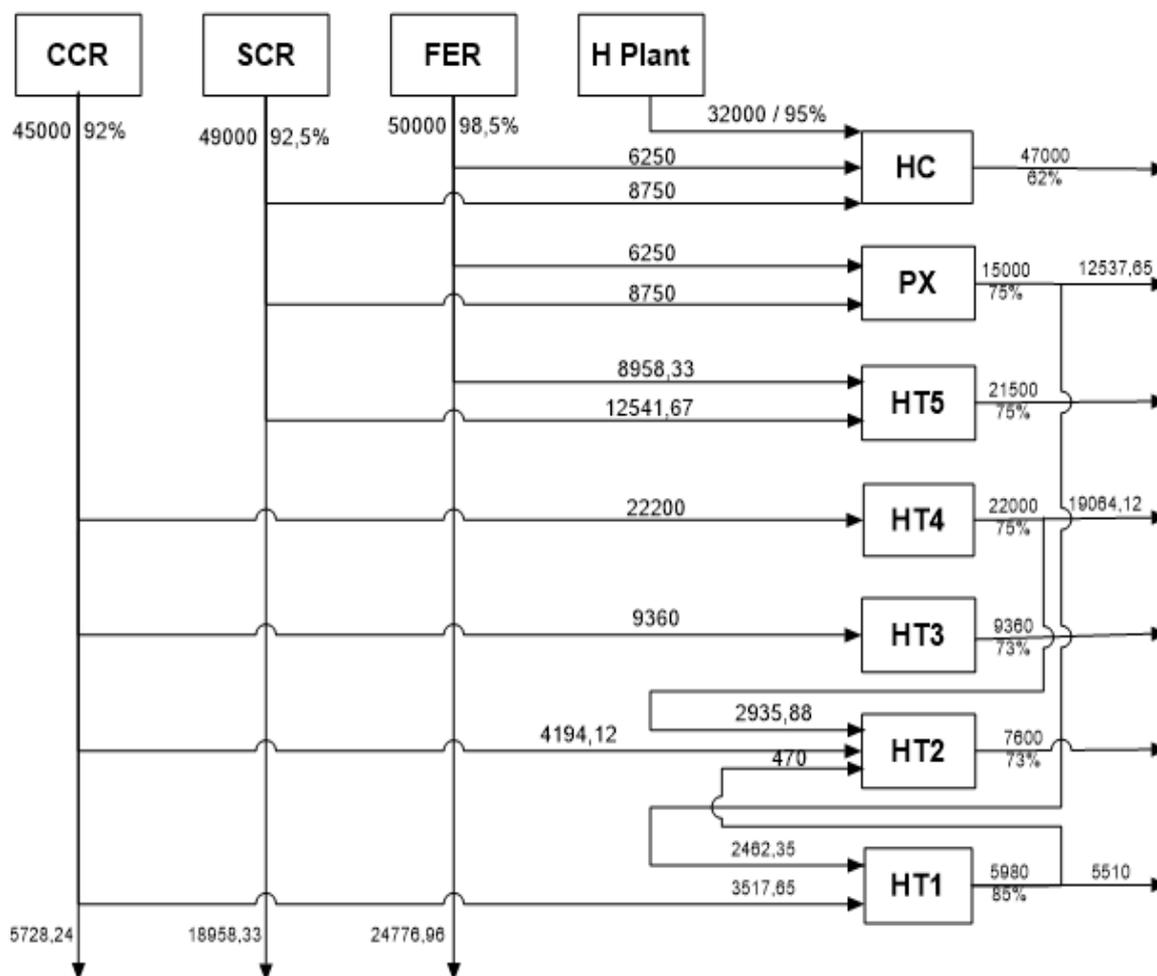
Consumidores	Vazão Constante			Consumo total		
	Intervalo	Fonte da Corrente utilizada	Vazão (Nm ³ /h)	Intervalo	Fonte da Corrente utilizada	Vazão (Nm ³ /h)
HC	1	Hplant	8300,00	1	Hplant	23700,00
					FER	6250,00
	2	SCR	8750,00			
PX	1	FER	2500,00	1	FER	3750,00
	2	SCR	3500,00	2	SCR	5250,00
HT5	1	FER	845,83	1	FER	8112,50
	2	SCR	1184,17	2	SCR	11357,50
HT4	3	CCR	3000,00	3	CCR	19200,00
HT3	3	CCR	1300,00	3	CCR	8060,00
HT2	4	CCR	429,41	4	CCR	3764,71
HT1	-	-	-	4	CCR	3517,65

Fonte: Elaboração Própria.

V.2.8 – Diagrama de Blocos

A Figura 28 apresenta o esboço da rede de hidrogênio do Estudo de Caso 2, com os dados obtidos a partir da Tabela 27, apresentando os processos e as informações das correntes, gerada após aplicação do algoritmo DFH.

Figura 28 - Diagrama de blocos do Estudo de Caso 2



Fonte: Elaboração Própria.

V.2.9 – Discussão dos Resultados

A partir dos resultados obtidos (Tabela 27 e Figura 27) é possível comparar o consumo de fontes externas obtido por Jiao et al. (2012) e pela metodologia apresentada no presente trabalho. Esses valores estão na Tabela 28.

Tabela 28 - Comparação dos resultados – Estudo de Caso 2

Fonte Externa	Consumo da Fonte Externa (Nm ³ /h)	
	Jiao <i>et al.</i> (2012)	Presente trabalho
SCR (92,5 %)	42779	30042
CCR (92 %)	39927	39272
FER (98,5 %)	24502	25223
H Plant (95 %)	30001	32000

Fonte: Elaboração Própria.

Com a utilização da nova metodologia ocorreu a redução do consumo de algumas fontes externas, umas de forma mais expressivas e outras menos. Houve a redução de aproximadamente 30 % no consumo de SCR, utilizando a metodologia heurística, adotada para a escolha das correntes de alimentação dos processos, além de uma redução pequena em relação a corrente CCR. Contudo, houve o aumento do consumo de duas fontes externa (H plant e FER).

A metodologia apresentada por Jiao *et al.* (2012) busca encontrar o menor custo anual do processo através da utilização de um método matemático que leva em consideração a junção dos custos operacionais e os custos de capital anualizados. Já a presente metodologia basea-se nas condições termodinâmicas do processo, tendo por objetivo satisfazer a transferência de massa com o menor consumo de fontes externas.

Devido à carência de informações, no trabalho de Jiao *et al.* (2012), necessárias para a realização de uma análise de custos, não foi possível avaliar qual das metodologias apresenta resultados mais viáveis economicamente. Sendo assim, só é possível comparar os resultados obtidos a partir do consumos de fontes externas de hidrogênio.

A Tabela 29 sintetiza os resultados encontrados:

Tabela 29 - Resumo dos resultados – Estudo de Caso 2

Método	Tipo	Resultado
Jiao <i>et al.</i> (2012)	Programação Matemática	Resultados eficientes quanto à utilização de fontes externas de hidrogênio, porém através de um método mais complexo.
Presente trabalho	<i>Pinch</i>	Resultados demonstram a diminuição do consumo de algumas fontes externas, incluindo uma redução de 29,70 % de uma das fontes, através de uma metodologia mais simples.

Fonte: Elaboração Própria.

V.3 – Terceiro Estudo de Caso

V.3.1 – Descrição

O terceiro estudo de caso não envolve somente a variável vazão, mas também a variável pressão, em uma mesma planta de processos. Os dados utilizados foram retirados do trabalho de Deng et al. (2018), no qual é retratado uma refinaria. São fornecidos os valores da vazão das correntes de entrada e saída de cada unidade, assim como as respectivas pressões e concentrações.

Este estudo de caso apresenta, além do uso de correntes, a avaliação da restrição das pressões na correntes, onde ao final será sugerida a rede de compressores obtida através da metodologia apresentada no presente trabalho. Desse modo, será possível avaliar o consumo mínimo das correntes e a utilização mais acertiva dos compressores.

V.3.2 – Tabela de Consumidores

Os dados da planta avaliada representam sete unidades consumidoras, são elas: hidrotratamento de nafta (NHT), hidrotratamento de combustível de aviação (JHT), hidrotratamento de nafta craqueada (CNHT), hidrotratamento de diesel (DHT), hidroraqueamento (HC), isomerização (IS4) e sistema combustível “*Fuel System*” (FS). A Tabela 30 apresenta a vazão e a composição das correntes de entrada e de saída de cada uma dessas unidades:

Tabela 30 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 3

Unidades	Entrada		Saída	
	Vazão (Sm ³ /s)	Composição (%H ₂)	Vazão (Sm ³ /s)	Composição (%H ₂)
NHT	5,14	68,80	3,32	60,00
JHT	4,02	72,10	2,60	65,00
CNHT	14,73	77,10	13,18	75,00
DHT	4,22	75,20	3,33	70,00
HC	40,80	80,30	31,79	75,00
IS4	0,01	75,00	-	0,00
<i>Fuel System</i>	3,26	60,00	-	0,00

Fonte: Elaboração Própria.

V.3.3 – Tabela de Produtores

Já as unidades produtoras são duas: *H2 Plant* e reforma catalítica contínua (RCC). A

Tabela 31 apresenta a vazão e a composição de saída de cada uma dessas unidades:

Tabela 31 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 3

Unidades	Vazão de Saída (Sm³/s)	Composição de Saída (%H₂)
H2 Plant	14,60	92,00
CCR	3,36	75,00

Fonte: Elaboração Própria.

V.3.4 – Tabela de Oportunidades e Tabela de Operações

Constrói-se a Tabela de Oportunidades (Tabela 32) com todas as unidades do processo e a Tabela de Operações (Tabela 33), na qual separam-se as unidades consumidoras em dois tipos de operação, as de vazão constante e as de consumo total.

Tabela 32 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 3

Processos	Entrada		Saída	
	Vazão de Entrada (Sm³/s)	Composição de Entrada (%H₂)	Vazão de Saída (Sm³/s)	Composição de Saída (%H₂)
NHT	5,14	68,80	3,32	60,00
JHT	4,02	72,10	2,60	65,00
CNHT	14,74	77,10	13,18	75,00
DHT	4,22	75,20	3,33	70,00
HC	40,80	80,30	31,79	75,00
IS4	0,01	75,00	-	0,00
Fuel System	3,26	60,00	-	0,00
H2 Plant	-	-	14,60	92,00
CCR	-	-	3,36	75,00

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 33 - Tabela de operações do Estudo de Caso 3

Processos	Vazão de Entrada Original (Sm³/s)	Tipo de Operação	Vazão da Operação Fictícia Correspondente (Sm³/s)	Composição da Entrada (%H₂)	Composição da Saída (%H₂)
NHT	5,14	Vazão Constante	3,32	68,80	60,00
		Consumo total H ₂	1,81	68,80	0,00
JHT	4,02	Vazão Constante	2,60	72,10	65,00
		Consumo total H ₂	1,42	72,10	0,00
CNHT	14,74	Vazão Constante	13,18	77,10	75,00
		Consumo total H ₂	1,55	77,10	0,00
DHT	4,22	Vazão Constante	3,33	75,20	70,00
		Consumo total H ₂	0,89	75,20	0,00
HC	40,80	Vazão Constante	31,79	80,30	75,00
		Consumo total H ₂	9,01	80,30	0,00
IS4	0,01	Vazão Constante	0,00	0,00	0,00
		Consumo total H ₂	0,013	75,00	0,00
Fuel System	3,26	Vazão Constante	0,00	0,00	0,00
		Consumo total H ₂	3,26	60,00	0,00

Fonte: Elaboração Própria.

V.3.5 – Intervalos de Concentração e Diagrama de Fontes de Hidrogênio

Organizando-se os processos segundo as respectivas composições de entrada (Tabela 34), facilita-se a montagem do esboço do DFH, o qual é apresentado na Figura 29.

Tabela 34 - Intervalos de concentração do Estudo de Caso 3

Entrada		Saída	
Processos	Composição de Entrada (%H ₂)	Processos	Composição de Saída (%H ₂)
Fuel System	60,00	IS4	0,00
NHT	68,80	Fuel System	0,00
JHT	72,10	NHT	60,00
IS4	75,00	JHT	65,00
DHT	75,20	DHT	70,00
CNHT	77,10	CNHT	75,00
HC	80,30	HC	75,00
-	-	CCR	75,00
-	-	H2 Plant	92,00

Fonte: Elaboração Própria.

Figura 29 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Estudo de Caso 3

Diagrama de Fontes de Hidrogênio												
Processos	Vazão de Operação	Concentração (%H ₂)										
	Sm ³ /s	92	80,30	77,10	75,20	75	72,10	70	68,80	65,00	60,00	0,00
HC	31,791											
	9,011											
CNHT	13,183											
	1,554											
DHT	3,334											
	0,885											
IS4	0											
	0,013											
JHT	2,596											
	1,419											
NHT	3,324											
	1,812											
Fuel System	0											
	3,263											

Fonte: Elaboração Própria.

V.3.6 – Tabela de Demanda

A partir dos dados da Tabela 33, a partir da metodologia do Capítulo IV, item IV.6, torna-se possível a elaboração da Figura 30.

Figura 30 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 3

Vazão de Operação (MMscfd)			31,791	9,011	13,183	1,554	3,334	0,885	0	0,013	2,596	1,419	3,324	1,812	0	3,263	
n	C (%H2)	ΔC	HC		CNHT		DHT		IS4		JHT		NHT		FS		
			Vazão Const.	Consumo total													
	80,3																
1		3,2	1,0173	0,0288													
	77,1																
2		1,9	0,6040	0,1712	0,2505	0,0295											
	75,2																
3		0,2	0,0636	0,0180	0,0264	0,0031	0,0067	0,0018									
	75,0																
4		2,9		0,2613		0,0451	0,0967	0,0257		0,0004							
	72,1																
5		2,1		0,1892		0,0326	0,0700	0,0186		0,0003	0,0545	0,0296					
	70,0																
6		1,2		0,1081		0,0186		0,0106		0,0002	0,0312	0,0170					
	68,8																
7		3,8		0,3424		0,0591		0,0336		0,0005	0,0986	0,0539	0,1263	0,0689			
	65,0																
8		5,0		0,4505		0,0777		0,0443		0,0007		0,0709	0,1662	0,0906			
	60,0																
9		60,0		5,4066		0,9324		0,5310		0,0078		0,8514		1,0872		1,9578	
	0,0																

Fonte: Elaboração Própria.

V.3.7 – Tabela de Uso de Correntes e Cálculo de Vazões

A Tabela 35 apresenta o uso de correntes (das fontes externas) e o cálculo de vazões para cada intervalo dos processos consumidores, cálculos mostrados no Capítulo 4, item 4.6.

Tabela 35 - Tabela de uso de correntes e cálculo de vazões do Estudo de Caso 3

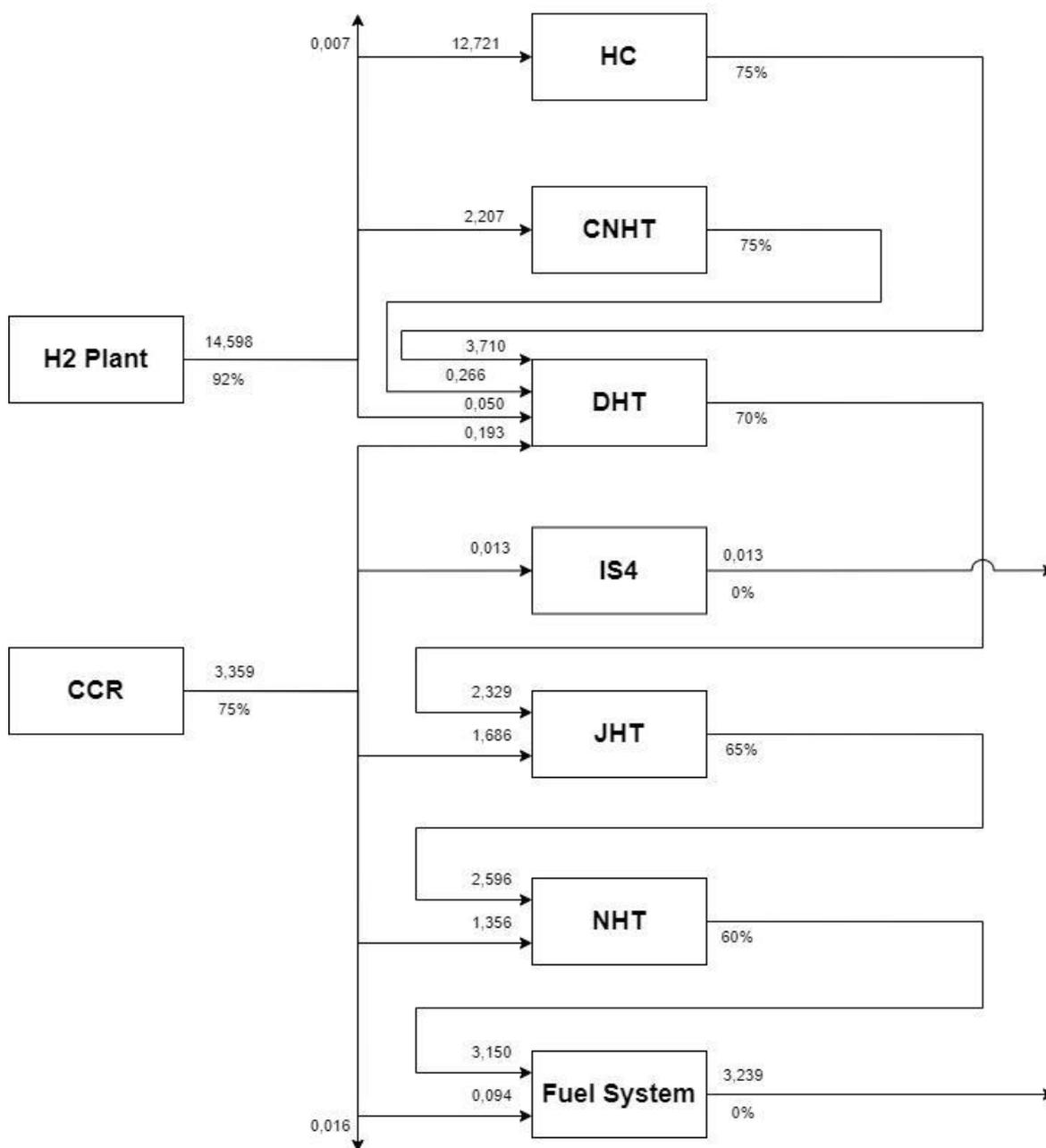
Consumidores	Vazão Constante			Consumo total		
	Intervalo	Corrente utilizada	Vazão	Intervalo	Corrente utilizada	Vazão
HC	1	H2 Plant	6,83	1	H2 Plant	1,94
	2	H2 Plant	2,82	2	H2 Plant	0,80
	3	H2 Plant	0,26	3	H2 Plant	0,07
CNHT	2	H2 Plant	1,49	2	H2 Plant	0,18
	3	H2 Plant	0,14	3	H2 Plant	0,02
DHT	3	H2 Plant	0,04	3	H2 Plant	0,01
	-	-	-	4	CCR	0,19
IS4	-	-	-	4	CCR	0,01
JHT	5	CCR	0,09	5	CCR	0,60
NHT	7	CCR	0,58	7	CCR	0,69
	-	-	-	8	CCR	0,09
FS	-	-	-	9	CCR	0,09

Fonte: Elaboração Própria.

V.3.8 – Diagrama de Blocos

A Figura 31 apresenta o esboço da rede de hidrogênio obtida neste Estudo de Caso 3, apresentando os processos e as respectivas informações das correntes, geradas após aplicação do método DFH.

Figura 31 - Diagrama de blocos do Estudo de Caso 3



Fonte: Elaboração Própria.

V.3.9 – Tabela de Uso de Compressores

A partir da metodologia descrita no item IV.8, será possível determinar a rede de compressores da planta, avaliando o uso dos compressores disponíveis e, caso seja necessário, obter os dados essenciais para a aquisição de novos compressores.

Para isto, primeiramente foi necessário, utilizando os dados apresentados em Deng *et al.* (2018), definir a vazão máxima a ser comprimida pelos compressores disponíveis na planta, assim como as pressões mínima e máxima de operação de cada um.

Com isso, foram organizados os dados operacionais da planta na Tabela 36, indicando as pressões de operação em cada processo e dos compressores disponíveis. Além disso, na Tabela 37, é apresentada a vazão máxima que pode ser comprimida em cada compressor.

Tabela 36 - Pressões relativas dos processos - Estudo de Caso 3

Processos	Pressão de Entrada (kPa)	Pressão de Saída (kPa)
NHT	2068,00	1379,00
JHT	3447,00	2413,00
CNHT	3447,00	2413,00
DHT	4137,00	2758,00
HC	13790,00	8274,00
IS4	2068,00	0,00
Fuel System	1379,00	0,00
H2 Plant	-	2068,00
CCR	-	2068,00

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 37 - Compressores disponíveis - Estudo de Caso 3

Compressores	Vazão Máxima da Operação (Sm ³ /s)	Pressão de Entrada (kPa)	Pressão de Saída (kPa)
K1	12,72	1379,00	13790,00
K2	28,08	1379,00	13790,00
K3	0,05	1379,00	4137,00
K4	0,46	1379,00	4137,00
K5	1,82	1379,00	3447,00
K6	12,73	1379,00	3447,00
K7	0,19	1379,00	3447,00
K8	0,01	1379,00	3447,00
K9	2,35	1379,00	3447,00
K10	1,66	1379,00	3447,00
K11	0,06	1379,00	2068,00

Fonte: Elaboração Própria.

Logo após, foi avaliada a necessidade de uso de compressores em cada corrente (Tabela 38), com base nas pressões na qual a corrente de alimentação se encontra (pressão disponível) e na exigida nos processos (pressão requerida).

Tabela 38 - Avaliação da necessidade de compressores - Estudo de Caso 3

Corrente	Vazão Requerida (Sm ³ /s)	Pressão Disponível (kPa)	Pressão Requerida (kPa)	É necessário utilizar compressor?
HC/H2Plant	12,72	2068,00	13790,00	Sim
CNHT/H2Plant	2,21	2068,00	3447,00	Sim
DHT/HC	3,71	8274,00	4137,00	Não
DHT/CNHT	0,27	2413,00	4137,00	Sim
DHT/H2Plant	0,05	2068,00	4137,00	Sim
DHT/CCR	0,19	2068,00	4137,00	Sim
IS4/CCR	0,01	2068,00	2068,00	Não
JHT/DHT	2,33	2758,00	3447,00	Sim
JHT/CCR	1,69	2068,00	3447,00	Sim
NHT/JHT	2,60	2413,00	2068,00	Não
NHT/CCR	1,36	2068,00	2068,00	Não
FS/NHT	3,15	1379,00	1379,00	Não
FS/CCR	0,09	2068,00	1379,00	Não

Fonte: Elaboração Própria.

Sabendo quais correntes necessitam de compressão, foram determinados quais compressores seriam utilizados em cada uma das correntes (Tabela 39), levando em consideração a vazão máxima de cada compressor, obtendo assim os compressores necessários nas plantas (Tabela 40).

Tabela 39 - Avaliação do uso de compressores - Estudo de Caso 3

Corrente	Compressor	Vazão Disponível (Sm ³ /s)	Vazão Requerida (Sm ³ /s)	Vazão Restante (Sm ³ /s)
HC/H2Plant	K1	12,72	12,72	0,00
CNHT/H2Plant	K9	2,35	2,21	0,15
DHT/CNHT	K4	0,46	0,27	0,19
DHT/H2Plant	K3	0,05	0,05	0,00
DHT/CCR	K4	0,19	0,19	0,00
JHT/DHT	K6	12,73	2,33	10,40
JHT/CCR	K6	10,40	1,69	8,71

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 40 - Compressores necessários - Estudo de Caso 3

Compressor	Vazão de Operação (Sm ³ /s)	Pressão de Entrada (kPa)	Pressão de Saída (kPa)
K1	12,72	1379,00	13790,00
K3	0,46	1379,00	4137,00
K4	1,82	1379,00	3447,00
K6	12,73	1379,00	3447,00
K9	2,35	1379,00	3447,00

Fonte: Elaboração Própria.

A partir das Tabelas 38, 39 e 40 e dos dados obtidos, foi possível estabelecer o uso de compressores, sintetizado na Tabela 41.

Tabela 41 - Uso de compressores - Estudo de Caso 3

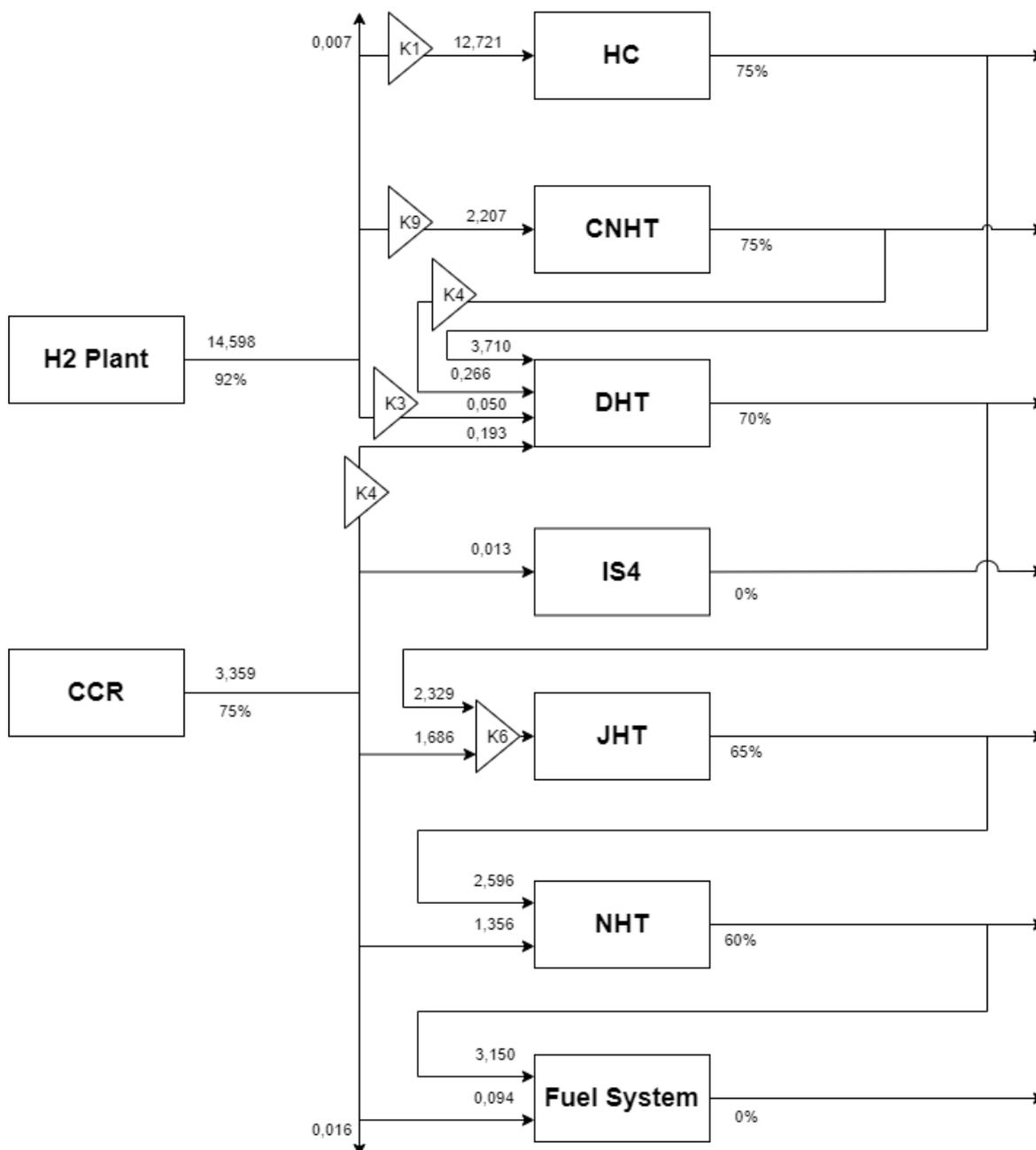
Corrente	Vazão Requerida (Sm ³ /s)	Pressão Disponível (kPa)	Pressão Requerida (kPa)	É necessário utilizar compressor?	Compressores Utilizados
HC/H2Plant	12,72	2068,00	13790,00	Sim	K1
CNHT/H2Plant	2,21	2068,00	3447,00	Sim	K9
DHT/HC	3,71	8274,00	4137,00	Não	-
DHT/CNHT	0,27	2413,00	4137,00	Sim	K4
DHT/H2Plant	0,05	2068,00	4137,00	Sim	K3
DHT/CCR	0,19	2068,00	4137,00	Sim	K4
IS4/CCR	0,01	2068,00	2068,00	Não	-
JHT/DHT	2,33	2758,00	3447,00	Sim	K6
JHT/CCR	1,69	2068,00	3447,00	Sim	K6
NHT/JHT	2,60	2413,00	2068,00	Não	-
NHT/CCR	1,36	2068,00	2068,00	Não	-
FS/NHT	3,15	1379,00	1379,00	Não	-
FS/CCR	0,09	2068,00	1379,00	Não	-

Fonte: Elaboração Própria.

V.3.10 – Diagrama de Blocos com Compressores

A Figura 32 apresenta o diagrama de blocos obtido no Estudo de Caso 3, adicionando os compressores encontrados nas etapas anteriores.

Figura 32 - Diagrama de blocos com compressores do Estudo de Caso 3



Fonte: Elaboração Própria.

V.3.11 – Discussões dos Resultados

Com base nos resultados obtidos no presente trabalho, foi possível confrontar o consumo de fontes externas com a metodologia apresentada por Deng et al. (2018). A Tabela 42 sintetiza a comparação dos consumos das fontes externas entre os diferentes métodos.

Tabela 42 - Comparação dos resultados de vazão - Estudo de Caso 3

Fonte Externa	Consumo da Fonte Externa (Sm ³ /s)	
	Deng <i>et al.</i> (2018)	Presente trabalho (2020)
H2 Plant (92 %)	14,60	14,59
CCR (75 %)	3,36	3,34

Fonte: Elaboração Própria.

Através da análise dos resultados obtidos pelas duas metodologias pode-se observar que houve uma redução no consumo das fontes externas, 0,05 % na H2 Plant e 0,5 % na CCR. Devido ao fato de que ambas as metodologias são baseadas no método de análise pinch, os resultados obtidos foram bem próximos. Entretanto, a metodologia do presente trabalho apresentou resultados consideráveis com relação à rede de compressores, sendo comparados com os resultados obtido por Deng et al. (2018) na Tabela 43.

Tabela 43 - Comparação dos resultados de pressão - Estudo de Caso 3

Compressores	Pressão de Operação (kPa)		Vazão Utilizada (Sm ³ /s)	
	Entrada	Saída	Deng <i>et al.</i> (2018)	Presente trabalho
K1	1379,00	13790,00	12,72	12,72
K2	1379,00	13790,00	28,08	-
K3	1379,00	4137,00	0,05	0,46
K4	1379,00	4137,00	0,46	1,82
K5	1379,00	3447,00	1,82	-
K6	1379,00	3447,00	12,73	12,73
K7	1379,00	3447,00	0,19	-
K8	1379,00	3447,00	-	-
K9	1379,00	3447,00	2,35	2,35
K10	1379,00	3447,00	-	-
K11	1379,00	2068,00	0,06	-

Fonte: Elaboração Própria.

O trabalho desenvolvido por Deng et al. (2018) apresenta a disponibilidade de 11 compressores, sendo que destes, 9 foram utilizados. Para estabelecer quais seriam utilizados, o autor considerou como critério a faixa de pressão na qual os compressores trabalham, sendo possível que compressores que tivessem as mesmas faixas de pressão pudessem ser agrupados

em um único compressor. Por isso, foi possível somar as vazões de dois compressores (K5 e K7), formando um único, e eliminar dois compressores (K8 e K10).

Com a utilização da atual metodologia para determinação da rede de compressores, ocorreu a possibilidade da retirada de quatro compressores, se comparado ao trabalho de Deng et al. (2018). Este trabalho foi desenvolvido avaliando todas as correntes para cada consumidor, não considerando, em uma primeira análise, a possibilidade de comprimir correntes de processos distintos. Somente na finalização da síntese da rede de compressores ele verifica a viabilidade da redução do número de compressores que possuam a mesma faixa de pressão.

A diferença entre os resultados é justificada pelas particularidades das heurísticas de cada caso. No presente trabalho, a escolha de compressores leva em consideração a pressão requerida em cada processo e a pressão disponível do processo a ser utilizado. Dessa forma, é possível eliminar as correntes que não necessitam de compressores e, assim, é possível alocar os compressores nas correntes que realmente necessitam de compressão.

Somente após isso, as vazões máximas de operação de cada compressor são levadas em consideração para a distribuição nas correntes, sendo possível a utilização das vazões restantes (vazão disponível – vazão requerida) para compressão das correntes subjacentes.

Tal redução no número de compressores na planta é um aspecto benéfico economicamente, uma vez que cada compressor possui um custo individual, sendo este associado a aderência física, consumo de energia e custo de capital associado a novas máquinas (FIGUEIREDO, 2013). Sendo assim, buscou-se analisar os custos associados aos compressores para verificar se, a partir de tal redução, os custos de fato diminuiriam.

É possível realizar uma comparação dos resultados obtidos por Deng et al. (2018) com os resultados obtidos pela atual metodologia a partir de equações de custo de capital anualizado e dos custos operacionais, as quais foram apresentadas por Hallale e Liu (2001). Todos os custos em dólar foram atualizados para 2021, considerando o efeito da inflação pelo índice de preços ao consumidor ou CPI⁸.

O custo de capital anualizado é descrito pelo conjunto de Equações (5.1-5.6) .

⁸ Em inglês: *Consumer Price Index*.

$$C_{cap} = C_{comp} + C_{pipe} + C_{PSA} \quad (5.1)$$

Em que:

C_{cap} = custo de capital (\$)

C_{comp} = custo de capital do compressor (\$)

C_{pipe} = custo de capital de tubulações do processo (\$)

C_{PSA} = custo de capital da PSA (\$)

$$C_{comp} = a_{comp} + b_{comp} \times Power \quad (5.2)$$

Em que:

C_{comp} = custo de capital do compressor (k\$)

$Power$ = potência do compressor (kW)

Sendo constantes $a_{comp} = 115$ $b_{comp} = 1,1$

$$Power = \frac{C_p \times T}{\eta} \left(\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\gamma-1/\gamma} - 1 \right) \times \frac{\rho_0}{\rho} \times F \quad (5.3)$$

Em que:

$Power$ = potência do compressor (kW)

C_p = capacidade calorífica da corrente a pressão constante (kJ/(kg.K))

T = temperatura de entrada (K)

η = eficiência do compressor

P_{out} = pressão de saída do compressor (MPa)

P_{in} = pressão de entrada do compressor (MPa)

γ = razão entre as capacidades caloríficas à pressão constante e à volume constante

de um gás

ρ_0 = densidade do gás na condição padrão (kg/m³)

ρ = densidade do gás na condição do processo (kg/m³)

F = vazão comprimida (m³/s)

$$C_{pipe} = (a_{pipe} + b_{pipe} \times D^2) \times L \quad (5.4)$$

Em que:

C_{pipe} = custo capital de tubulações do processo (\$)

D = diâmetro da tubulação (in)

L = comprimento da tubulação (m)

Sendo constantes $a_{pipe} = 3,2$ e $b_{pipe} = 11,42$

$$D^2 = \frac{4 \times F \times \rho_0}{\pi \times u \times \rho} \quad (5.5)$$

Em que:

D = diâmetro da tubulação (m)

ρ_0 = densidade do gás na condição padrão (kg/m³)

ρ = densidade do gás na condição do processo (kg/m³)

F = vazão comprimida (m³/s)

u = velocidade superficial do gás (m/s)

$$C_{PSA} = a_{PSA} + b_{PSA} \times F_{in} \quad (5.6)$$

Onde:

C_{PSA} = custo de capital de uma PSA (k\$)

F_{in} = vazão interna que vai para PSA (MMscfd)

Sendo constantes $a_{PSA} = 503,8$ e $b_{PSA} = 347,4$

Para obtenção dos valores do custo de capital das plantas, utilizou-se as seguintes considerações:

- a temperatura considerada é a média das temperaturas encontradas nas operações avaliadas dos processos do presente trabalho, de 600 °C;

- a eficiência dos compressores foi padronizada como 80 % Touza (2015);
- a velocidade superficial do gás adotada foi de 22,5 m/s, que é a velocidade média da faixa apresentada na literatura (15-30 m/s) Deng et al. (2017);
- a distância entre as unidades (L) foi obtida a partir das informações do trabalho de Hallale e Liu (2001).

Os custos operacionais envolvem o custo do hidrogênio e o custo de eletricidade. Em Hallale e Liu (2001) tem-se que: o custo de hidrogênio é \$2000/MMscfd e o custo de eletricidade é igual a \$0,03/kWh. Para transformar o valor de *Power* de kW par kWh considera-se que em um ano de operação o compressor seja utilizado por 2000 horas. Assim, define-se uma nova equação (Equação 5.7):

$$C_{op}(\$) = 2000F_{hid} + 0,03Power \quad (5.7)$$

Onde:

C_{op} = custo operacional (\$)

F_{hid} = vazão utilizada (MMscfd)

$Power$ = potência do compressor (kWh)

Com as considerações e Equações (5.1) a (5.7) é possível estimar o custo total (custo de capital + custo de operação) obtido utilizando a metodologia desenvolvida no presente trabalho e compará-lo, utilizando o mesmo conjunto de equações, com o custo total obtido através dos resultados apresentados por Deng et al. (2018), como mostrados na Tabela 44.

Tabela 44 – Tabela de custos – Estudo de Caso 3

Custos de Capital e Operação	Custo de Deng et al. (2018) (M\$/ano)	Custo do Presente Trabalho (M\$/ano)	Redução/Aumento
Compressores (Capital)	2,16	1,20	↓ 44,51 %
Tubulação (Capital)	0,47	0,35	↓ 25,43 %
Energia (Operação)	9,46	4,69	↓ 50,47 %
Hidrogênio (Operação)	0,89	0,38	↓ 56,92 %
Custo Total	12,89	6,62	↓ 49,02 %

Fonte: Elaboração Própria.

A comparação dos custos foi realizada considerando uma quantidade maior de algoritmos significativos do que os apresentados na Tabela 44, utilizando como base os dados disponíveis nos apêndices para o cálculo do percentual de redução ou aumento.

Tais resultados obtidos a partir da análise econômica, refletem a afirmativa de Figueiredo (2013) sobre o impacto do custo associado aos compressores no custo total, uma vez que a diminuição do uso de quatro compressores no presente trabalho, quando comparado com Deng et al. (2018), resultou na redução de 49,36 % no custo associado aos compressores (custo de compressores + custo de energia).

Tais reduções impactaram positivamente no custo total da planta, sendo considerada uma redução total de 49,02 %. Dessa forma, é possível inferir que a presente metodologia resulta em uma melhor rede de compressores e, também, em uma rede hidrogênio mais otimizada.

A Tabela 45 sintetiza os resultados encontrados:

Tabela 45 - Resumo dos resultados – Estudo de Caso 3

Método	Tipo	Resultado
Deng et al. (2018)	<i>Pinch</i>	Redes de hidrogênio e compressores apresentam um custo elevado.
Presente trabalho	<i>Pinch</i>	Resultados mais satisfatórios quanto ao custo total, resultando em um processo 49,02 % mais econômico.

Fonte: Elaboração Própria.

V.4 – Quarto Estudo de Caso

V.4.1 – Descrição

O quarto estudo de caso é o mais complexo, pois envolve tanto as variáveis de vazão e pressão, como também a integração de diferentes plantas. O número de unidades aumenta consideravelmente e com isso também as possibilidades de readequação de entradas e saídas, possibilitando assim a minimização de custos de utilidades.

Os dados utilizados foram retirados do trabalho de Deng et al., (2017), no qual é retratado uma planta integrada de produção de hidrogênio em Nanjing, China. O sistema é composto de uma planta A, uma planta D, uma PSA (que é integrada à planta D) e uma unidade de fertilizante (FER).

V.4.2 – Tabela de Consumidores

A Tabela 46 apresenta o sistema da planta A sendo composto pelas seguintes unidades consumidoras: hidrocraqueamento (HCU), hidrotreatamento de gasóleo (GOHT), hidrotreatamento de resíduos (RHT), hidrotreatamento de diesel (DHT) e hidrotreatamento de nafta (NHT).

Tabela 46 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 4 – Planta A

Processos	Entrada		Saída	
	Vazão Nm ³ /h	Composição (%molH ₂)	Vazão Nm ³ /h	Composição (%molH ₂)
HCU	41730	95,00	9101	80,00
GOHT	38976	93,20	11601	75,00
RHT	19762	90,00	6468	75,00
DHT	6069	80,00	1601	70,00
NHT	4381	75,00	2496	65,00

Fonte: Elaboração Própria.

A Tabela 47 apresenta as unidades consumidoras da planta D, sendo composta pelas seguintes unidades consumidoras: hidrotreatamento de diesel (DHT), hidrotreatamento de querosene, hidrotreatamento de diesel de destilação direta (SDHT), hidrotreatamento de diesel catalítico (CDHT), hidrotreatamento de *wash-oil* (WHT) e hidrocraqueamento (HC).

Tabela 47 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 4 – Planta D

Processos	Entrada		Saída	
	Vazão Nm ³ /h	Composição (%molH ₂)	Vazão Nm ³ /h	Composição (%molH ₂)
DHT	5960	90,00	430	60,00
KHT	3800	87,00	1670	46,30
SDHT	12500	92,00	1060	71,00
CDHT	24000	96,00	1990	83,00
WHT	23000	98,00	7250	76,00
HC	44000	94,00	4900	64,80

Fonte: Elaboração Própria.

Juntando as unidades consumidoras das plantas A e D têm-se a Tabela 48, que representa os consumidores da Planta A + D.

Tabela 48 - Tabela de consumidores do Estudo de Caso 4 – Planta A + D

Processos	Entrada		Saída	
	Vazão Nm ³ /h	Composição (%molH ₂)	Vazão Nm ³ /h	Composição (%molH ₂)
WHT	23000	98,00	7250	76,00
CDHT	24000	96,00	1990	83,00
HCU	41730	95,00	9101	80,00
HC	44000	94,00	4900	64,80
GOHT	38976	93,20	11601	75,00
SDHT	12500	92,00	1060	71,00
DHT1	5960	90,00	430	60,00
RHT	19762	90,00	6468	75,00
KHT	3800	87,00	1670	46,30
DHT2	6069	80,00	1601	70,00
NHT	4381	75,00	2496	65,00

Fonte: Elaboração Própria.

V.4.3 – Tabela de Produtores

As unidades produtoras da planta A são apresentadas na Tabela 49 tendo as seguintes unidades: reforma catalítica (CRU), planta de hidrogênio (HP-A) e planta de fertilizante (FER), esta última é compartilhada com a planta D.

Tabela 49 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 4 – Planta A

Processos	Vazão Máxima de Saída Nm³/h	Composição de Saída (%molH₂)
CRU	17303	80,00
HP-A	89304	95,00
FER	70600	97,00

Fonte: Elaboração Própria.

Enquanto as unidades produtoras da planta D são apresentadas na Tabela 50, tendo as seguintes unidades: reforma catalítica de semi-regeneração (SCR), reforma catalítica contínua (RCC), planta de hidrogênio 1 (HP1-D), planta de hidrogênio 1-2 (HP12-D), planta de fertilizante compartilhada com a planta A (FER) e PSA.

Tabela 50 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 4 – Planta D

Processos	Vazão Máxima de Saída Nm³/h	Composição de Saída (%molH₂)
SCR	10000	90,00
CCR	43000	92,00
HP1-D	25000	95,00
HP12-D	25000	95,00
FER	70600	97,00
PSA	50000	99,00

Fonte: Elaboração Própria.

Na Tabela 51 é apresentada a junção das plantas produtoras, que configuram a tabela de unidade produtores da planta A + D.

Tabela 51 - Tabela de produtores do Estudo de Caso 4 – Planta A + D

Processos	Vazão Máxima de Saída	Composição de Saída
	Nm ³ /h	(%molH ₂)
PSA	50000	99,00
FER	70600	97,00
HP-A	89304	95,00
HP1-D	25000	95,00
HP12-D	25000	95,00
CCR	43000	92,00
SCR	10000	90,00
CRU	17303	80,00

Fonte: Elaboração Própria.

V.4.4 – Tabela de Oportunidades e Tabela de Operações

Constroi-se a Tabela de Oportunidades (Tabela 52) com todas as unidades do processo e a Tabela de Operações (Tabela 53), na qual separam-se as unidades consumidoras em dois tipos de operação, as de vazão constante e as de consumo total, para a Planta A.

Tabela 52 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 4 – Planta A

Processos	Entrada		Saída	
	Vazão de Entrada Nm ³ /h	Composição de Entrada (%molH ₂)	Vazão de Saída Nm ³ /h	Composição de Saída (%molH ₂)
HCU	41730	95,00	9101	80,00
GOHT	38976	93,20	11601	75,00
RHT	19762	90,00	6468	75,00
DHT	6069	80,00	1601	70,00
NHT	4381	75,00	2496	65,00
CRU	-	-	17303	80,00
HP-A	-	-	89304	95,00
FER	-	-	70600	97,00

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 53 - Tabela de operações do Estudo de Caso 4 – Planta A

Processos	Vazão de Entrada Original Nm ³ /h	Tipo de Operação	Vazão de Operação Fictícia Correspondente Nm ³ /h	Composição da Entrada (%molH ₂)	Composição da Saída (%molH ₂)
HCU	41730	Vazão Constante	9101	95,00	80,00
		Consumo total H ₂	32629	95,00	0,00
GOHT	38976	Vazão Constante	11601	93,20	75,00
		Consumo total H ₂	27375	93,20	0,00
RHT	19762	Vazão Constante	6468	90,00	75,00
		Consumo total H ₂	13294	90,00	0,00
DHT	6069	Vazão Constante	1601	80,00	70,00
		Consumo total H ₂	4468	80,00	0,00
NHT	4381	Vazão Constante	2496	75,00	65,00
		Consumo total H ₂	1885	75,00	0,00

Fonte: Elaboração Própria.

As mesmas tabelas são geradas para a planta D, são elas: Tabela de Oportunidades (Tabela 54) e Tabela de Operações (Tabela 55).

Tabela 54 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 4 – Planta D

Processos	Entrada		Saída	
	Vazão de Entrada Nm ³ /h	Composição de Entrada (%molH ₂)	Vazão de Saída Nm ³ /h	Composição de Saída (%molH ₂)
DHT	5960	90,00	430	60,00
KHT	3800	87,00	1670	46,30
SDHT	12500	92,00	1060	71,00
CDHT	24000	96,00	1990	83,00
WHT	23000	98,00	7250	76,00
HC	44000	94,00	4900	64,80
SCR	-	-	10000	90,00
CCR	-	-	43000	92,00
HP1-D	-	-	25000	95,00
HP12-D	-	-	25000	95,00
FER	-	-	70600	97,00
PSA	-	-	50000	99,00

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 55 - Tabela de operações do Estudo de Caso 4 – Planta D

Processos	Vazão de Entrada Original Nm ³ /h	Tipo de Operação	Vazão de Operação Fictícia Correspondente Nm ³ /h	Composição da Entrada (%molH ₂)	Composição da Saída (%molH ₂)
DHT	5960	Vazão Constante	430	90,00	60,00
		Consumo total H ₂	5530	90,00	0,00
KHT	3800	Vazão Constante	1670	87,00	46,30
		Consumo total H ₂	2130	87,00	0,00
SDHT	12500	Vazão Constante	1060	92,00	71,00
		Consumo total H ₂	11440	92,00	0,00
CDHT	23000	Vazão Constante	1990	98,00	83,00
		Consumo total H ₃	22010	98,00	0,00
WHT	23000	Vazão Constante	7250	98,00	76,00
		Consumo total H ₂	15750	98,00	0,00
HC	44000	Vazão Constante	4900	94,00	64,80
		Consumo total H ₂	39100	94,00	0,00

Fonte: Elaboração Própria.

E, por fim, as mesmas tabelas são geradas também para a planta A+D, são elas: Tabela de Oportunidades (Tabela 56) e Tabela de Operações (Tabela 57).

Tabela 56 - Tabela de oportunidades do Estudo de Caso 4 – Planta A + D

Processos	Entrada		Saída	
	Vazão de Entrada Nm ³ /h	Composição de Entrada (%molH ₂)	Vazão de Saída Nm ³ /h	Composição de Saída (%molH ₂)
WHT	23000	98,00	7250	76,00
CDHT	24000	96,00	1990	83,00
HCU	41730	95,00	9101	80,00
HC	44000	94,00	4900	64,80
GOHT	38976	93,20	11601	75,00
SDHT	12500	92,00	1060	71,00
DHT1	5960	90,00	430	60,00
RHT	19762	90,00	6468	75,00
KHT	3800	87,00	1670	46,30
DHT2	6069	80,00	1601	70,00
NHT	4381	75,00	2496	65,00
PSA	-	-	50000	99,00
FER	-	-	70600	97,00
HP-A	-	-	89304	95,00
HP1-D	-	-	25000	95,00
HP12-D	-	-	25000	95,00
CCR	-	-	43000	92,00
SCR	-	-	10000	90,00
CRU	-	-	17303	80,00

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 57 - Tabela de operações do Estudo de Caso 4 – Planta A + D

Processos	Vazão de Entrada Original Nm ³ /h	Tipo de Operação	Vazão de Operação Fictícia Correspondente Nm ³ /h	Composição da Entrada (%molH ₂)	Composição da Saída (%molH ₂)
WHT	23000	Vazão Constante	7250	98,00	76,00
		Consumo total H ₂	15750	98,00	0,00
CDHT	24000	Vazão Constante	1990	96,00	83,00
		Consumo total H ₂	22010	96,00	0,00
HCU	41730	Vazão Constante	9101	95,00	80,00
		Consumo total H ₂	32629	95,00	0,00
HC	44000	Vazão Constante	11601	93,20	64,80
		Consumo total H ₃	27375	93,20	0,00
GOHT	38976	Vazão Constante	11601	93,20	75,00
		Consumo total H ₂	27375	93,20	0,00
SDHT	12500	Vazão Constante	1060	92,00	71,00
		Consumo total H ₂	11440	92,00	0,00
DHT1	5960	Vazão Constante	430	90,00	60,00
		Consumo total H ₂	5530	90,00	0,00
RHT	19762	Vazão Constante	6468	90,00	75,00
		Consumo total H ₂	13294	90,00	0,00
KHT	3800	Vazão Constante	1670	87,00	46,30
		Consumo total H ₂	2130	87,00	0,00
DHT2	6069	Vazão Constante	1601	80,00	70,00
		Consumo total H ₂	4468	80,00	0,00
NHT	4381	Vazão Constante	2496	75,00	65,00
		Consumo total H ₂	1885	75,00	0,00

Fonte: Elaboração Própria.

V.4.5 – Intervalos de Concentração e Diagrama de Fontes de Hidrogênio

Organizando-se os processos segundo a composição da corrente: para a planta A (Tabela 58), para a planta D (Tabela 59) e para a planta A + D (Tabela 60), facilita-se a montagem dos DFH, os quais são apresentados nas Figuras 33, 34 e 35, para as plantas A, D e A + D, respectivamente.

Tabela 58 - Intervalos de concentração do Estudo de Caso 4 – Planta A

Entrada		Saída	
Processos	Composição de Entrada (%H ₂)	Processos	Composição de Saída (%H ₂)
HCU	95,00	FER	97,00
GOHT	93,20	HP-A	95,00
RHT	90,00	HCU	80,00
DHT	80,00	CRU	80,00
NHT	75,00	GOHT	75,00
-	-	RHT	75,00
-	-	DHT	70,00
-	-	NHT	65,00

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 59 - Intervalos de concentração do Estudo de Caso 4 – Planta D

Entrada		Saída	
Processos	Composição de Entrada (%H ₂)	Processos	Composição de Saída (%H ₂)
WHT	98,00	PSA	99,00
CDHT	96,00	FER	97,00
HC	94,00	HP1-D	95,00
SDHT	92,00	HP12-D	95,00
DHT	90,00	CCR	92,00
KHT	87,00	SCR	90,00
-	-	CDHT	83,00
-	-	WHT	76,00
-	-	SDHT	71,00
-	-	HC	64,80
-	-	DHT	60,00
-	-	KHT	46,30

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 60 - Intervalos de concentração do Estudo de Caso 4 – Planta A + D

Entrada		Saída	
Processos	Composição de Entrada (%H ₂)	Processos	Composição de Saída (%H ₂)
WHT	98,00	PSA	99,00
CDHT	96,00	FER	97,00
HCU	95,00	HP-A	95,00
HC	94,00	HP1-D	95,00
GOHT	93,20	HP12-D	95,00
SDHT	92,00	CCR	92,00
DHT1	90,00	SCR	90,00
RHT	90,00	CDHT	83,00
KHT	87,00	HCU	80,00
DHT2	80,00	CRU	80,00
NHT	75,00	WHT	76,00
-	-	GOHT	75,00
-	-	RHT	75,00
-	-	SDHT	71,00
-	-	DHT2	70,00
-	-	NHT	65,00
-	-	HC	64,80
-	-	DHT1	60,00
-	-	KHT	46,30

Fonte: Elaboração Própria.

Figura 33 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Caso 4 – Planta A

Processos	Vazão de Operação (MMscfd)	Concentração (%H ₂)								
		97	95	93,2	90	80	75	70	65	0
HCU	9101									
	32629									
GOHT	11601									
	27375									
RHT	6468									
	13294									
DHT	1601									
	4468									
NHT	2496									
	1885									

Fonte: Elaboração Própria.

Figura 34 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Caso 4 – Planta D

Processos	Vazão de Operação (MMscfd)	Concentração (%H ₂)															
		99	98	97	96	95	94	92	90	87	83	76	71	64,8	60	46,3	0
WHT	7250																
	15750																
CDHT	1990																
	22010																
HC	4900																
	39100																
SDHT	1060																
	11440																
DHT	430																
	5530																
KHT	1670																
	2130																

Fonte: Elaboração Própria.

Figura 35 - Diagrama de Fontes de Hidrogênio do Caso 4 – Planta A + D

Processos	Vazão de Operação Nm³/h	Concentração (%H ₂)																				
		99	98	97	96	95	94	93,2	92	90	87	83	80	76	75	71	70	65	64,8	60	46,3	0
WHT	7250																					
	15750																					
CDHT	1990																					
	22010																					
HCU	9101																					
	32629																					
HC	11601																					
	27375																					
GOHT	11601																					
	27375																					
SDHT	1060																					
	11440																					
DHT1	430																					
	5530																					
RHT	6468																					
	13294																					
KHT	1670																					
	2130																					
DHT2	1601																					
	4468																					
NHT	2496																					
	1885																					

Fonte: Elaboração Própria.

V.4.6 – Tabela de Demanda

A partir dos dados da Tabela 58, torna-se possível a elaboração da Figura 36.

Figura 36 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 4 – Planta A

Vazão de Operação (Nm ³ /h)			9101	32629	11601	27375	6468	13294	1601	4468	2496	1885
n	C (%H ₂)	ΔC	HCU		GOHT		RHT		DHT		NHT	
			Vazão Const.	Consumo total								
	95											
1		1,8	163,82	587,32								
	93,2											
2		3,2	291,23	1044,13	371,23	876,00						
	90											
3		10	910,10	3262,90	1160,10	2737,50	646,80	1329,40				
	80											
4		5		1631,45	580,05	1368,75	323,40	664,70	80,05	223,40		
	75											
5		5		1631,45		1368,75		664,70	80,05	223,40	124,80	94,25
	70											
6		5		1631,45		1368,75		664,70		223,40	124,80	94,25
	65											
7		65		21208,85		17793,75		8641,10		2904,20		1225,25
	0											

Fonte: Elaboração Própria.

A partir dos dados da Tabela 59, torna-se possível a elaboração da Figura 37.

Figura 37 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 4 – Planta D

Vazão de Operação (Nm ³ /h)			7250	15750	1990	22010	4900	39100	1060	11440	430	5530	1670	2130
n	C (%H ₂)	ΔC	WHT		CDHT		HC		SDHT		DHT		KHT	
			Vazão Const.	Consumo total										
	98													
1		1	72,50	157,50										
	97													
2		1	72,50	157,50	19,90	220,10								
	96													
3		1	72,50	157,50	19,90	220,10								
	95													
4		1	72,50	157,50	19,90	220,10								
	94													
5		2	145,00	315,00	39,80	440,20	98,00	782,00						
	92													
6		2	145,00	315,00	39,80	440,20	98,00	782,00	21,20	228,80				
	90													
7		3	217,50	472,50	59,70	660,30	147,00	1173,00	31,80	343,20	12,90	165,90		
	87													
8		4	290,00	630,00	79,60	880,40	196,00	1564,00	42,40	457,60	17,20	221,20	66,80	85,20
	83													
9		7	507,50	1102,50		1540,70	343,00	2737,00	74,20	800,80	30,10	387,10	116,90	149,10
	76													
10		5		787,50		1100,50	245,00	1955,00	53,00	572,00	21,50	276,50	83,50	106,50
	71													
11		6,2		976,50		1364,62	303,80	2424,20		709,28	26,66	342,86	103,54	132,06
	64,8													
12		4,8		756,00		1056,48		1876,80		549,12	20,64	265,44	80,16	102,24
	60													
13		13,7		2157,75		3015,37		5356,70		1567,28		757,61	228,79	291,81
	46,3													
14		46,3		7292,25		10190,63		18103,30		5296,72		2560,39		986,19
	0													

Fonte: Elaboração Própria.

A partir dos dados da Tabela 60, torna-se possível a elaboração da Figura 38.

Figura 38 - Tabela de demanda do Estudo de Caso 4 – Planta A + D

Vazão de Operação (Nm³/h)			7250	15750	1990	22010	9101	32629	11601	27375	11601	27375	1060	11440	430	5530	6468	13294	1670	2130	1601	4468	2496	1885		
n	C (%H2)	ΔC	A		B		C		D		E		F		G		H		I		J		K			
			Vazão Const.	Consumo total																						
1	98	1	72,5	157,5																						
2	97	1	72,5	157,5																						
3	96	1	72,5	157,5	19,9	220,1																				
4	95	1	72,5	157,5	19,9	220,1	91,01	326,29																		
5	94	0,8	58	126	15,92	176,08	72,808	261,032	92,808	219																
6	93,2	1,2	87	189	23,88	264,12	109,212	391,548	139,212	328,5	139,212	328,5														
7	92	2	145	315	39,8	440,2	182,02	652,58	232,02	547,5	232,02	547,5	21,2	228,8												
8	90	3	217,5	472,5	59,7	660,3	273,03	978,87	348,03	821,25	348,03	821,25	31,8	343,2	12,9	165,9	194,04	398,82								
9	87	4	290	630	79,6	880,4	364,04	1305,16	464,04	1095	464,04	1095	42,4	457,6	17,2	221,2	258,72	531,76	66,8	85,2						
10	83	3	217,5	472,5		660,3	273,03	978,87	348,03	821,25	348,03	821,25	31,8	343,2	12,9	165,9	194,04	398,82	50,1	63,9						
11	80	4	290	630		880,4		1305,16	464,04	1095	464,04	1095	42,4	457,6	17,2	221,2	258,72	531,76	66,8	85,2	64,04	178,72				
12	76	1		157,5		220,1		326,29	116,01	273,75	116,01	273,75	10,6	114,4	4,3	55,3	64,68	132,94	16,7	21,3	16,01	44,68				
13	75	4		630		880,4		1305,16	464,04	1095		1095	42,4	457,6	17,2	221,2	258,72	531,76	66,8	85,2	64,04	178,72	99,84	75,4		
14	71	1		157,5		220,1		326,29	116,01	273,75		273,75		114,4	4,3	55,3		132,94	16,7	21,3	16,01	44,68	24,96	18,85		
15	70	5		787,5		1100,5		1631,45	580,05	1368,75		1368,75		572	21,5	276,5		664,7	83,5	106,5		223,4	124,8	94,25		
16	65	0,2		31,5		44,02		65,258	23,202	54,75		54,75		22,88	0,86	11,06		26,588	3,34	4,26		8,936		3,77		
17	64,8	4,8		756		1056,48		1566,192		1314		1314		549,12	20,64	265,44		638,112	80,16	102,24		214,464		90,48		
18	60	13,7		2157,75		3015,37		4470,173		3750,375		3750,375		1567,28		757,61		1821,278	228,79	291,81		612,116		258,245		
19	46,3	46,3		7292,25		10190,63		15107,227		12674,625		12674,625		5296,72		2560,39		6155,122		986,19		2068,684		872,755		
0																										

Fonte: Elaboração Própria.

V.4.7 – Tabela de Uso de Correntes e Cálculo de Vazões

A Tabela 61 mostra o uso de correntes (das fontes externas) e o cálculo de vazões para cada intervalo dos processos consumidores na planta A. As Tabelas 62 e 63, mostram as mesmas informações, para as plantas D e A + D, respectivamente.

Tabela 61 - Tabela de uso de correntes e cálculo de vazões do Estudo de Caso 4 - Planta A

Consumidores	Vazão Constante			Consumo total		
	Intervalo	Fonte da Corrente utilizada	Vazão (Nm ³ /h)	Intervalo	Fonte da Corrente utilizada	Vazão (Nm ³ /h)
HCU	1	HP-A	9101,00	1	HP-A	32629,00
	2	HP-A	7424,64	2	HP-A	17520,00
GOHT	3	HP-A	2784,24	3	HP-A	6570,00
	3	HP-A	4312,00	3	HP-A	8862,67
RHT	3	HP-A	4312,00	3	HP-A	8862,67
DHT	4	CRU	1601,00	4	CRU	4468,00
NHT	-	-	-	-	-	-

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 62 - Tabela de uso de correntes e cálculo de vazões do Estudo de Caso 4 - Planta D

Consumidores	Vazão Constante			Consumo total		
	Intervalo	Fonte da Corrente utilizada	Vazão (Nm ³ /h)	Intervalo	Fonte da Corrente utilizada	Vazão (Nm ³ /h)
WHT	1	PSA	3625,00	1	PSA	7875,00
	2	FER	3625,00	2	FER	7875,00
CDHT	2	FER	1990,00	2	FER	22010,00
HC	5	HP2-D	3266,67	5	HP2-D	21733,33
	5	HP1-D	3266,67	5	HP1-D	2888,89
6	CCR	1633,33	6	CCR	14477,78	
SDHT	6	CCR	1060,00	6	CCR	11440,00
DHT	7	SCR	430,00	7	SCR	5530,00
KHT	8	SCR	954,29	8	SCR	1217,14

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 63 - Tabela de uso de correntes e cálculo de vazões do Estudo de Caso 4 - Planta A + D

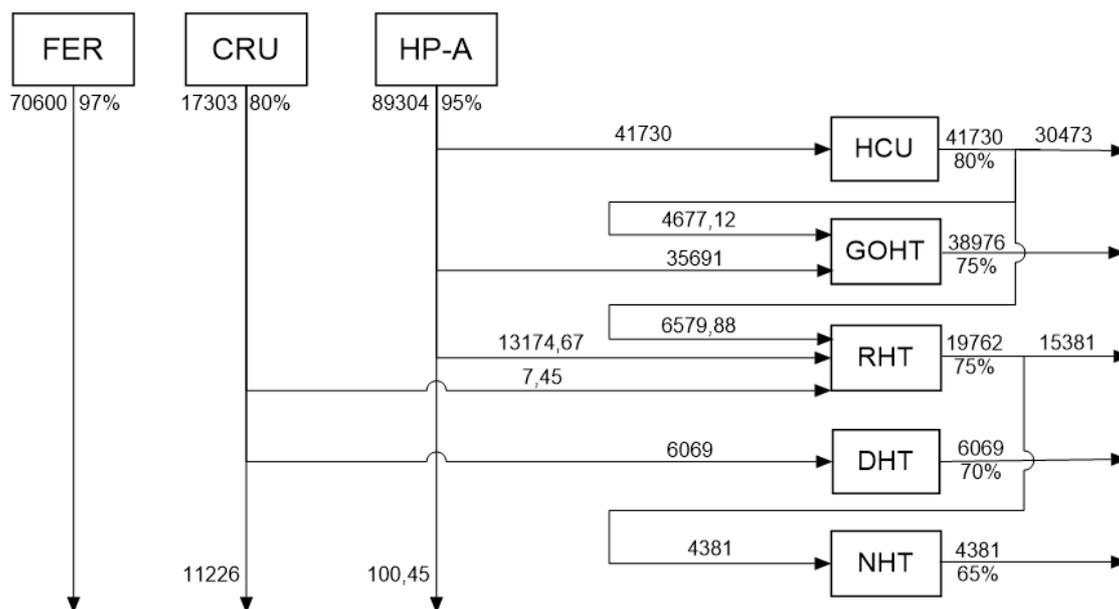
Consumidores	Vazão Constante			Consumo total		
	Intervalo	Fonte da Corrente utilizada	Vazão (Nm ³ /h)	Intervalo	Fonte da Corrente utilizada	Vazão (Nm ³ /h)
A	1	PSA	3625	1	PSA	7875
	2	FER	3625	2	FER	7875
B	3	FER	995	3	FER	11005
	4	HP-4	995	4	HP-4	11005
C	4	HP-4	9101	4	HP-4	32629
D	5	HP-4	5156	5	HP-4	12167
	6	HP-4	2578	6	HP-4	6083
	7	CCR	3867	7	CCR	9125
E	6	HP-4	4640	6	HP-4	10950
	7	CCR	6961	7	CCR	16425
F	7	CCR	1060	7	CCR	5562
					HP-4	2351
	-	-	-	8	SCR	3527
G	8	SCR	430	8	SCR	3957
					HP-4	590
	-	-	-	9	HP-4	328
H	8	HP-4	2426	8	HP-4	4985
	9	HP-4	1035	9	HP-4	2770
I	9	HP-4	557	9	HP-4	710
	10	HP-4	223	10	HP-4	284
J	-	-	-	-	-	-
K	-	-	-	-	-	-

Fonte: Elaboração Própria.

V.4.8 – Diagrama de Blocos

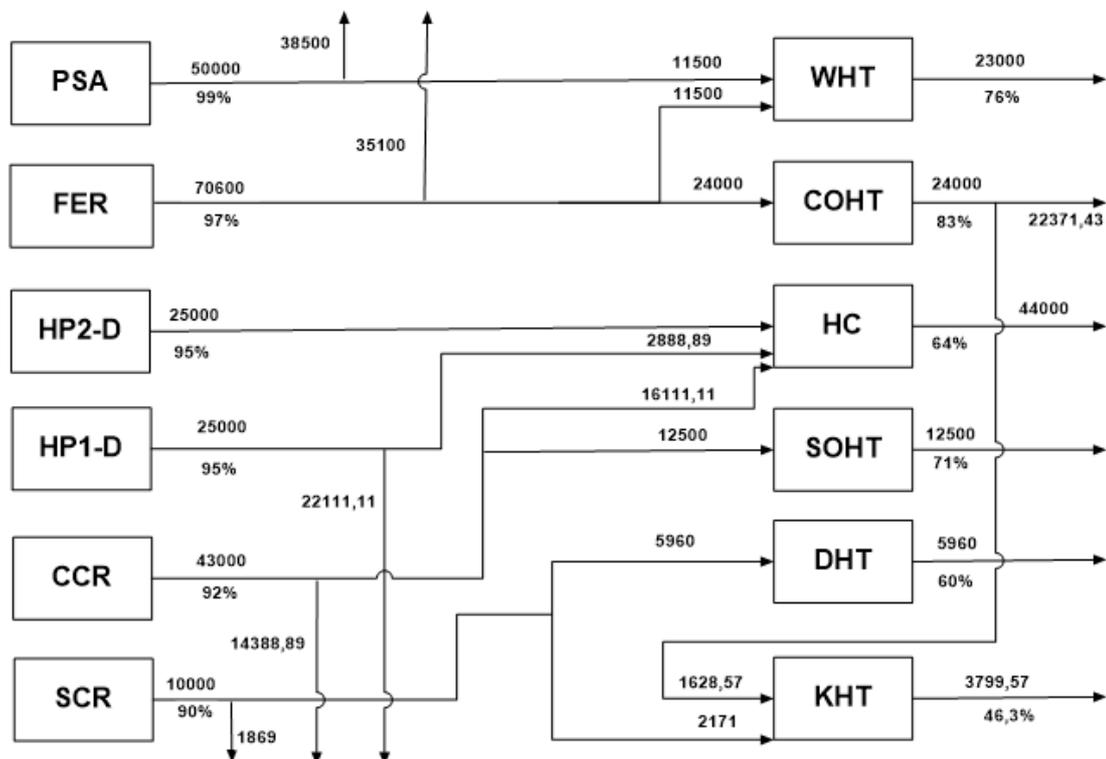
As plantas com a rede de hidrogênio obtida pelo DFH são representadas nas Figuras 39 (planta A), 40 (planta D) e 41 (planta A + D), as quais representam as redes de hidrogênio do Estudo de Caso 4, apresentando os processos e as informações das correntes, gerada após aplicação do método DFH.

Figura 39 - Diagrama de blocos do Estudo de Caso 4 – Planta A



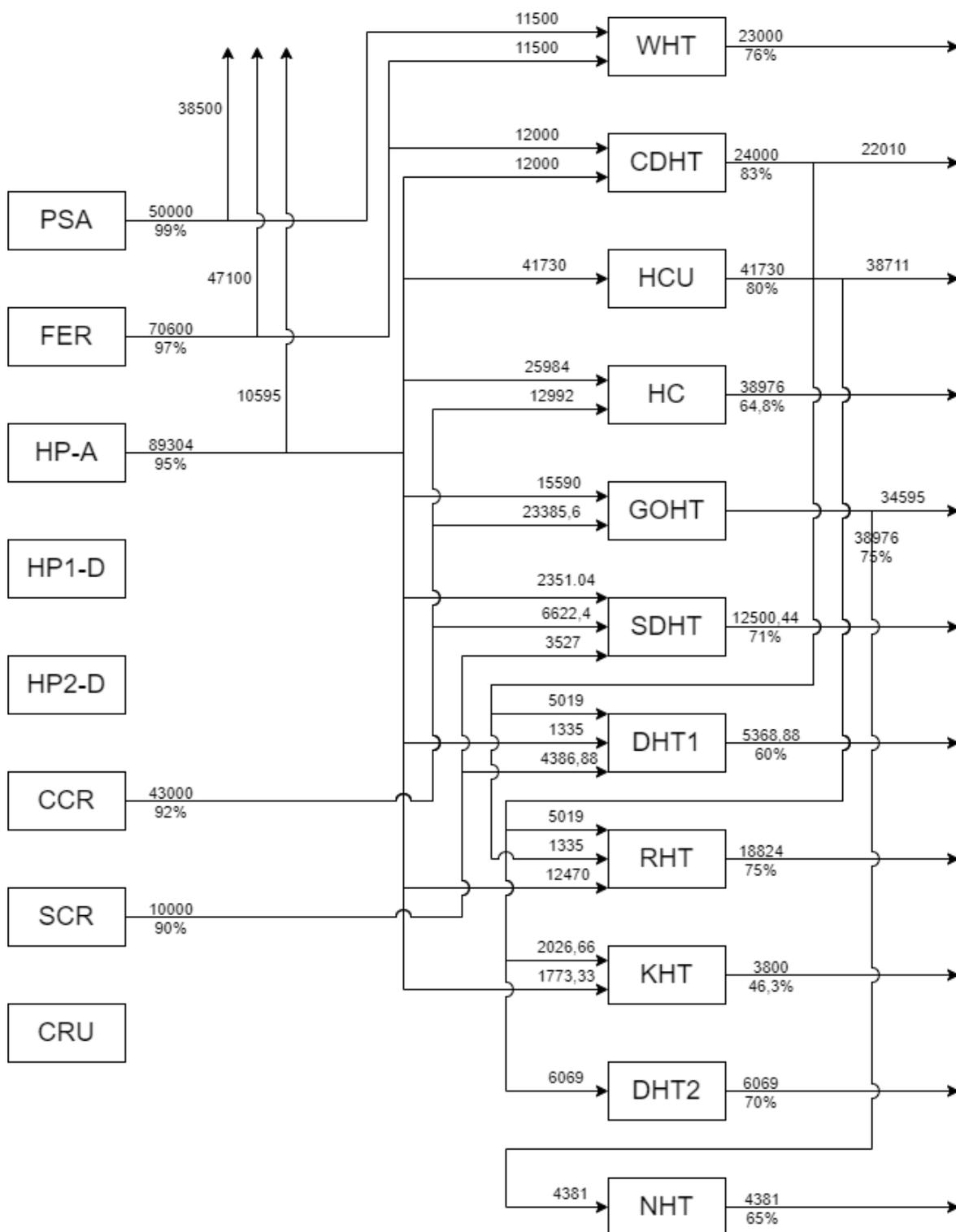
Fonte: Elaboração Própria.

Figura 40 - Diagrama de blocos do Estudo de Caso 4 – Planta D



Fonte: Elaboração Própria.

Figura 41 - Diagrama de blocos do Estudo de Caso 4 – Planta A + D



Fonte: Elaboração Própria.

V.4.9 – Tabela de Uso de Compressores

Aplica-se a metodologia descrita no item IV.8, de modo a estabelecer a rede de compressores do sistema, avaliando o uso dos compressores disponíveis e verificando se há a necessidade de aquisição de novos compressores. É importante salientar que os novos compressores foram avaliados considerando as condições operacionais das correntes em que serão aplicados.

Para isto, primeiramente foram organizados os dados operacionais da planta nas Tabelas 64-69, indicando as pressões de operação em cada processo e dos compressores disponíveis. Além disso foi apresentada a vazão máxima que pode ser comprimida em cada compressor.

Tabela 64 - Pressões relativas dos processos do Estudo de Caso 4 - Planta A

Corrente	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Saída (MPa)
HCU	13,79	8,28
GOHT	3,45	2,41
RHT	4,14	2,76
DHT	3,45	2,41
NHT	2,07	1,38
CRU	-	2,07
HP-A	-	2,07
FER	-	7,00

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 65 - Compressores disponíveis do Estudo de Caso 4 - Planta A

Compressor	Vazão Máxima da Operação (Nm ³ /h)	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Saída (MPa)
K1-A	35163,00	2,07	13,79
K2-A	35163,00	2,07	13,79
K3-A	35163,00	2,07	4,14

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 66 – Pressões relativas dos processos do Estudo de Caso 4 - Planta D

Corrente	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Saída (MPa)
WHT	10,00	1,50
CDHT	7,00	1,60
HC	20,00	1,50
SDHT	7,00	1,40
DHT	7,00	1,40
KHT	5,00	1,10
SCR	-	1,20
CCR	-	1,20
HP1-D	-	1,20
HP2-D	-	1,20
FER	-	7,00
PSA	-	1,20

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 67 - Compressores disponíveis do Estudo de Caso 4 – Planta D

Compressor	Vazão Máxima da Operação (Nm ³ /h)	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Saída (MPa)
K4-D	22000,00	1,20	7,00
K5-D	23000,00	1,20	10,00
K6-D	44000,00	1,20	20,00

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 68 - Pressões relativas dos processos do Estudo de Caso 4 - Planta A + D

Corrente	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Saída (MPa)
WHT	10,00	1,50
CDHT	7,00	1,60
HCU	13,79	8,28
HC	20,00	1,50
GOHT	3,45	2,41
SDHT	7,00	1,40
DHT1	7,00	1,40
RHT	4,14	2,76
KHT	5,00	1,10
DHT2	3,45	2,41
NHT	2,07	1,38
PSA	-	1,20
FER	-	7,00
HP-A	-	2,07
HP1-D	-	1,20
HP2-D	-	1,20
CCR	-	1,20
SCR	-	1,20
CRU	-	2,07

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 69 - Compressores disponíveis do Estudo de Caso 4 - Planta A + D

Compressor	Vazão Máxima da Operação (Nm ³ /h)	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Saída (MPa)
K1-A	35163,00	2,07	13,79
K2-A	35163,00	2,07	13,79
K3-A	35163,00	2,07	4,14
K4-D	22000,00	1,20	7,00
K5-D	23000,00	1,20	10,00
K6-D	44000,00	1,20	20,00

Fonte: Elaboração Própria.

Nas Tabelas 70-72 é avaliada a necessidade de uso de compressores em cada corrente, com base nas pressões nas quais a corrente de alimentação se encontra (pressão disponível) e na exigida nos processos (pressão requerida).

Tabela 70 - Avaliação da necessidade de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A

Corrente	Vazão Requerida (Nm ³ /h)	Pressão Disponível (MPa)	Pressão Requerida (MPa)	É necessário utilizar compressor?
HCU/HP-A	41730,00	2,07	13,79	Sim
GOHT/HP-A	35691,00	2,07	3,45	Sim
GOHT/HCU	4677,12	8,28	3,45	Não
RHT/HPA	13174,67	2,07	4,14	Sim
RHT/CRU	7,45	2,07	4,14	Sim
RHT/HCU	6579,88	8,28	4,14	Não
DHT/CRU	6069,00	2,07	3,45	Sim
NHT/RHT	4381,00	2,76	2,07	Não

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 71 - Avaliação da necessidade de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta D

Corrente	Vazão Requerida (Nm ³ /h)	Pressão Disponível (MPa)	Pressão Requerida (MPa)	É necessário utilizar compressor?
WHT/PSA	11500,00	1,20	10,00	Sim
WHT/FER	11500,00	7,00	10,00	Sim
CDHT/FER	24000,00	7,00	7,00	Não
HC/HP2-D	25000,00	1,20	20,00	Sim
HC/HP1-D	2888,89	1,20	20,00	Sim
HC/CCR	16111,11	1,20	20,00	Sim
SDHT/CCR	12500,00	1,20	7,00	Sim
DHT/SCR	5960,00	1,20	7,00	Sim
KHT/SCR	2171,00	1,20	5,00	Sim
KHT/CDHT	1628,57	1,60	5,00	Sim

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 72 - Avaliação da necessidade de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A + D

Corrente	Vazão Requerida (Nm ³ /h)	Pressão Disponível (MPa)	Pressão Requerida (MPa)	É necessário utilizar compressor?
WHT/PSA	11500,00	1,20	10,00	Sim
WHT/FER	11500,00	7,00	10,00	Sim
CDHT/FER	12000,00	7,00	7,00	Não
CDHT/HP-A	12000,00	2,07	7,00	Sim
HCU/HP-A	41730,00	2,07	13,79	Sim
HC/HP-A	25984,00	2,07	20,00	Sim
HC/CCR	12992,00	1,20	20,00	Sim
GOHT/HP-A	15590,40	2,07	3,45	Sim
GOHT/CCR	23385,60	1,20	3,45	Sim
SDHT/CCR	6622,40	1,20	7,00	Sim
SDHT/HP-A	2351,04	2,07	7,00	Sim
SDHT/SCR	3527,00	1,20	7,00	Sim
DHT1/CDHT	655,00	1,60	7,00	Sim
DHT1/HP-A	327,00	2,07	7,00	Sim
DHT1/SCR	4386,88	1,20	7,00	Sim
RHT/HCU	5019,00	8,28	4,14	Não
RHT/CDHT	1335,00	1,60	4,14	Sim
RHT/HP-A	12470,00	2,07	4,14	Sim
KHT/HCU	2026,66	8,28	5,00	Não
KHT/HP-A	1773,33	2,07	5,00	Sim
DHT2/HCU	6069,00	8,28	3,45	Não
NHT/GOHT	4381,00	2,41	2,07	Não

Fonte: Elaboração Própria.

Sabendo quais correntes necessitavam de compressão, foram determinados nas Tabelas 73-75 quais compressores seriam utilizados em cada uma das correntes, levando em consideração a vazão máxima de cada compressor, obtendo assim as Tabelas 76-78 com os compressores necessários nas plantas.

Tabela 73 - Avaliação do uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A

Processo	Compressor	Vazão Disponível (Nm ³ /h)	Vazão Requerida (Nm ³ /h)	Vazão Restante (Nm ³ /h)
HCU/HP-A	K1-A	35163,00	41730,00	0,00
HCU/HP-A	K2-A	35163,00	6567,00	28596,00
GOHT/HP-A	K3-A	35163,00	35691,00	0,00
GOHT/HCU	K4-A*	-	528,00	-
RHT/HP-A	K4-A*	-	13174,67	-
RHT/CRU	K5-A*	-	7,45	-
DHT/CRU	K5-A*	-	6069,00	-

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 74 - Avaliação do uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta D

Processo	Compressor	Vazão Disponível (Nm ³ /h)	Vazão Requerida (Nm ³ /h)	Vazão Restante (Nm ³ /h)
WHT/PSA	K5-D	23000,00	11500,00	11500,00
WHT/FER	K7-D*	-	11500,00	-
CDHT/FER	K7-D*	-	24000,00	-
HC/HP2-D	K6-D	44000,00	25000,00	19000,00
HC/HP1-D	K6-D	19000,00	2888,89	16111,11
HC/CCR	K6-D	16111,11	16111,11	0,00
SDHT/CCR	K8-D*	-	12500,00	-
DHT/SCR	K4-D	22000,00	5960,00	16040,00
KHT/SCR	K4-D	16040,00	2171,00	13869,00
KHT/CDHT	K9-D*	-	1628,57	-

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 75 - Avaliação do uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A + D

Corrente	Compressor	Vazão Disponível (Nm ³ /h)	Vazão Requerida (Nm ³ /h)	Vazão Restante (Nm ³ /h)
WHT/PSA	K5-D	23000,00	11500,00	11500,00
WHT/FER	K5-D	11500,00	11500,00	0,00
CDHT/HP-A	K1-A	35163,00	12000,00	23163,00
HCU/HP-A	K1-A	23163,00	41730,00	0,00
HCU/HP-A	K2-A	35163,00	18567,00	16596,00
HC/HP-A	K6-D	44000,00	25984,00	18016,00
HC/CCR	K6-D	18016,00	12992,00	5024,00
GOHT/HP-A	K4-D	22000,00	15590,40	6409,60
GOHT/CCR	K4-D	6409,60	23385,60	0,00
GOHT/CCR	K7*	-	16976,00	-
SDHT/CCR	K7*	-	6622,40	-
SDHT/HP-A	K2-A	16596,00	2351,04	14244,96
SDHT/SCR	K8*	-	3527,00	-
DHT1/CDHT	K9*	-	655,00	-
DHT1/HP-A	K2-A	14244,96	327,00	13917,96
DHT1/SCR	K8*	-	4386,88	-
RHT/CDHT	K9*	-	1335,00	-
RHT/HP-A	K3-A	35163,00	12470,00	22693,00
KHT/HP-A	K2-A	13917,96	1773,33	12144,63

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 76 - Compressores necessários do Estudo de Caso 4 - Planta A

Compressor	Vazão de Operação (Nm ³ /h)	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Saída (MPa)
K1-A	35163,00	2,07	13,79
K2-A	35163,00	2,07	13,79
K3-A	35163,00	2,07	4,14
K4-A*	13702,67	2,07	4,14
K5-A*	6076,45	2,07	4,14

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 77 - Compressores necessários do Estudo de Caso 4 - Planta D

Compressor	Vazão de Operação (Nm ³ /h)	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Saída (MPa)
K4-D	22000,00	1,20	7,00
K5-D	23000,00	1,20	10,00
K6-D	44000,00	1,20	20,00
K7-D*	35500,00	7,00	10,00
K8-D*	12500,00	1,20	7,00

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 78 - Compressores necessários do Estudo de Caso 4 - Planta A + D

Compressor	Vazão de Operação (Nm ³ /h)	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Saída (MPa)
K1-A	35163,00	2,07	13,79
K2-A	23018,37	2,07	13,79
K3-A	12470,00	2,07	4,14
K4-D	22000,00	1,20	7,00
K5-D	23000,00	1,20	10,00
K6-D	38976,00	1,20	20,00
K7*	23598,40	1,20	7,00
K8*	7913,88	1,20	7,00
K9*	1990,00	1,60	7,00

Fonte: Elaboração Própria.

A partir das Tabelas 73-78 e dos dados obtidos, foi possível estabelecer o uso de compressores, sintetizado nas Tabelas 79-81.

Tabela 79 - Uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A

Corrente	Vazão Requerida (Nm ³ /h)	Pressão Disponível (MPa)	Pressão Requerida (MPa)	É necessário utilizar compressor?	Compressores Utilizados
HCU/HP-A	41730,00	2,07	13,79	Sim	K1-A e K2-A
GOHT/HP-A	35691,00	2,07	3,45	Sim	K3-A e K4-A*
GOHT/HCU	4677,12	8,28	3,45	Não	-
RHT/HPA	13174,67	2,07	4,14	Sim	K4-A*
RHT/CRU	7,45	2,07	4,14	Sim	K5-A*
RHT/HCU	6579,88	8,28	4,14	Não	-
DHT/CRU	6069,00	2,07	3,45	Sim	K5-A*
NHT/RHT	4381,00	2,76	2,07	Não	-

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 80 - Uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta D

Corrente	Vazão Requerida (Nm ³ /h)	Pressão Disponível (MPa)	Pressão Requerida (MPa)	É necessário utilizar compressor?	Compressores Utilizados
WHT/PSA	11500,00	1,20	10,00	Sim	K5-D
WHT/FER	11500,00	7,00	10,00	Sim	K7-D*
CDHT/FER	24000,00	7,00	7,00	Não	K7-D*
HC/HP2-D	25000,00	1,20	20,00	Sim	K6-D
HC/HP1-D	2888,89	1,20	20,00	Sim	K6-D
HC/CCR	16111,11	1,20	20,00	Sim	K6-D
SDHT/CCR	12500,00	1,20	7,00	Sim	K8-D*
DHT/SCR	5960,00	1,20	7,00	Sim	K4-D
KHT/SCR	2171,00	1,20	5,00	Sim	K4-D
KHT/CDHT	1628,57	1,60	5,00	Sim	K9-D*

Fonte: Elaboração Própria.

Tabela 81 - Uso de compressores do Estudo de Caso 4 - Planta A + D

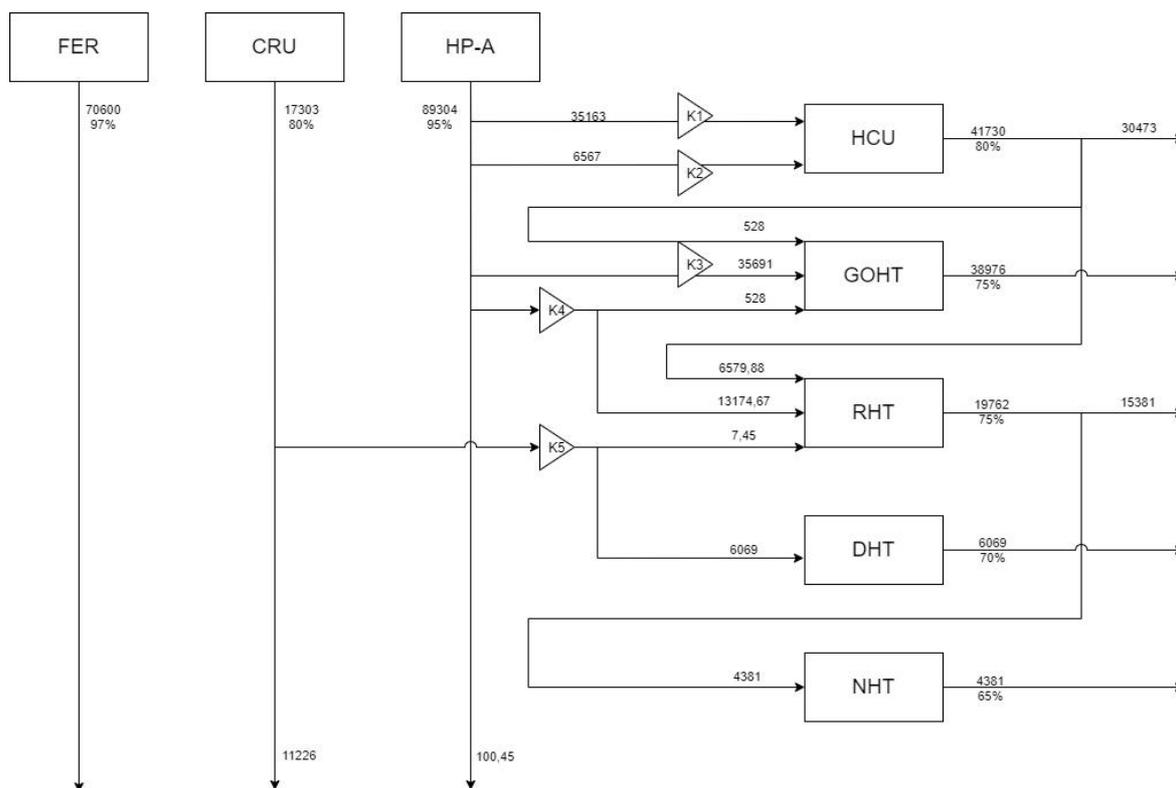
Corrente	Vazão Requerida (Nm ³ /h)	Pressão Disponível (MPa)	Pressão Requerida (MPa)	É necessário utilizar compressor?	Compressores Utilizados
WHT/PSA	11500,00	1,20	10,00	Sim	K5-D
WHT/FER	11500,00	7,00	10,00	Sim	K5-D
CDHT/FER	12000,00	7,00	7,00	Não	-
CDHT/HP-A	12000,00	2,07	7,00	Sim	K1-A
HCU/HP-A	41730,00	2,07	13,79	Sim	K1-A+K2-A
HC/HP-A	25984,00	2,07	20,00	Sim	K6-D
HC/CCR	12992,00	1,20	20,00	Sim	K6-D
GOHT/HP-A	15590,40	2,07	3,45	Sim	K4-D
GOHT/CCR	23385,60	1,20	3,45	Sim	K4-D+K7*
SDHT/CCR	6622,40	1,20	7,00	Sim	K7*
SDHT/HP-A	2351,04	2,07	7,00	Sim	K2-A
SDHT/SCR	3527,00	1,20	7,00	Sim	K8*
DHT1/CDHT	655,00	1,60	7,00	Sim	K9*
DHT1/HP-A	327,00	2,07	7,00	Sim	K2-A
DHT1/SCR	4386,88	1,20	7,00	Sim	K8*
RHT/HCU	5019,00	8,28	4,14	Não	-
RHT/CDHT	1335,00	1,60	4,14	Sim	K9*
RHT/HP-A	12470,00	2,07	4,14	Sim	K3-A
KHT/HCU	2026,66	8,28	5,00	Não	-
KHT/HP-A	1773,33	2,07	5,00	Sim	K2-A
DHT2/HCU	6069,00	8,28	3,45	Não	-
NHT/GOHT	4381,00	2,41	2,07	Não	-

Fonte: Elaboração Própria.

V.4.10 – Diagrama de Blocos com Compressores

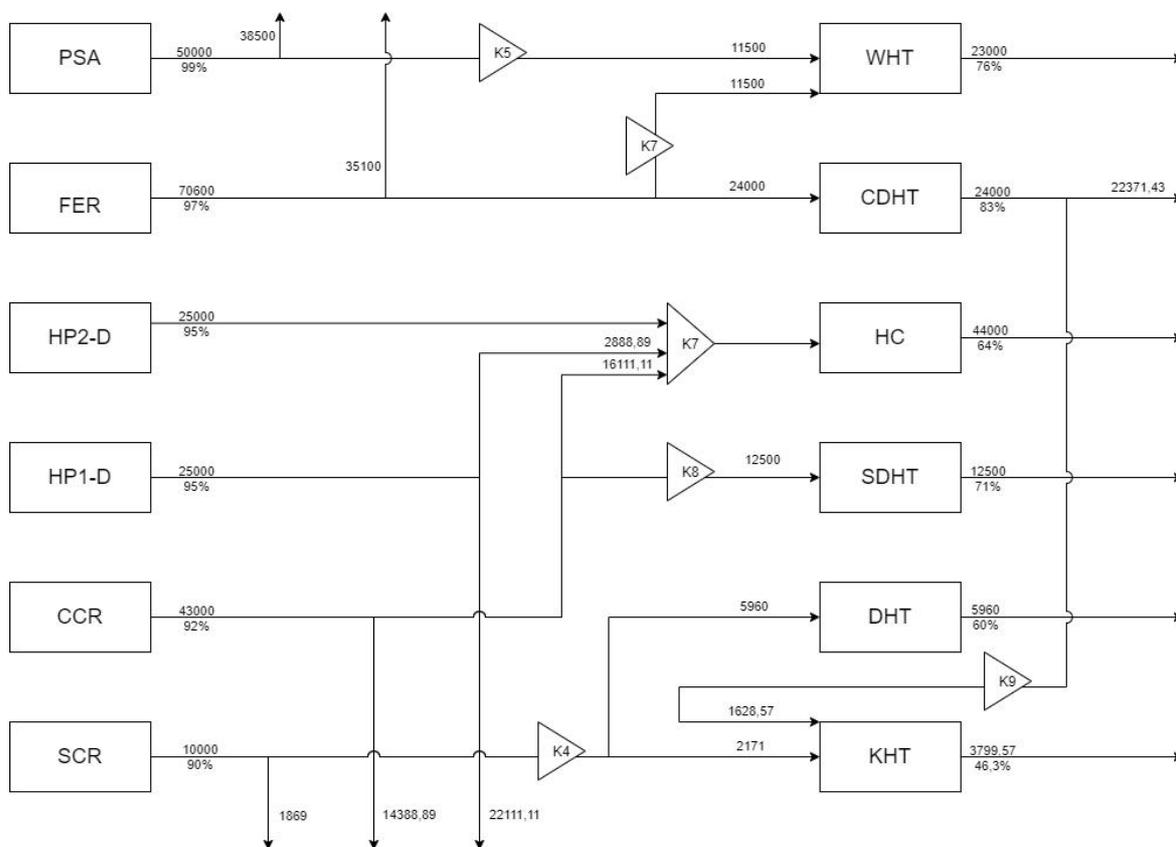
As Figuras 42 (planta A), 43 (planta D) e 44 (planta A + D) apresentam os diagramas de blocos obtidos no Estudo de Caso 4, adicionando os respectivos compressores encontrados nas etapas anteriores.

Figura 42 - Diagrama de blocos com compressores do Estudo de Caso 4 – Planta A



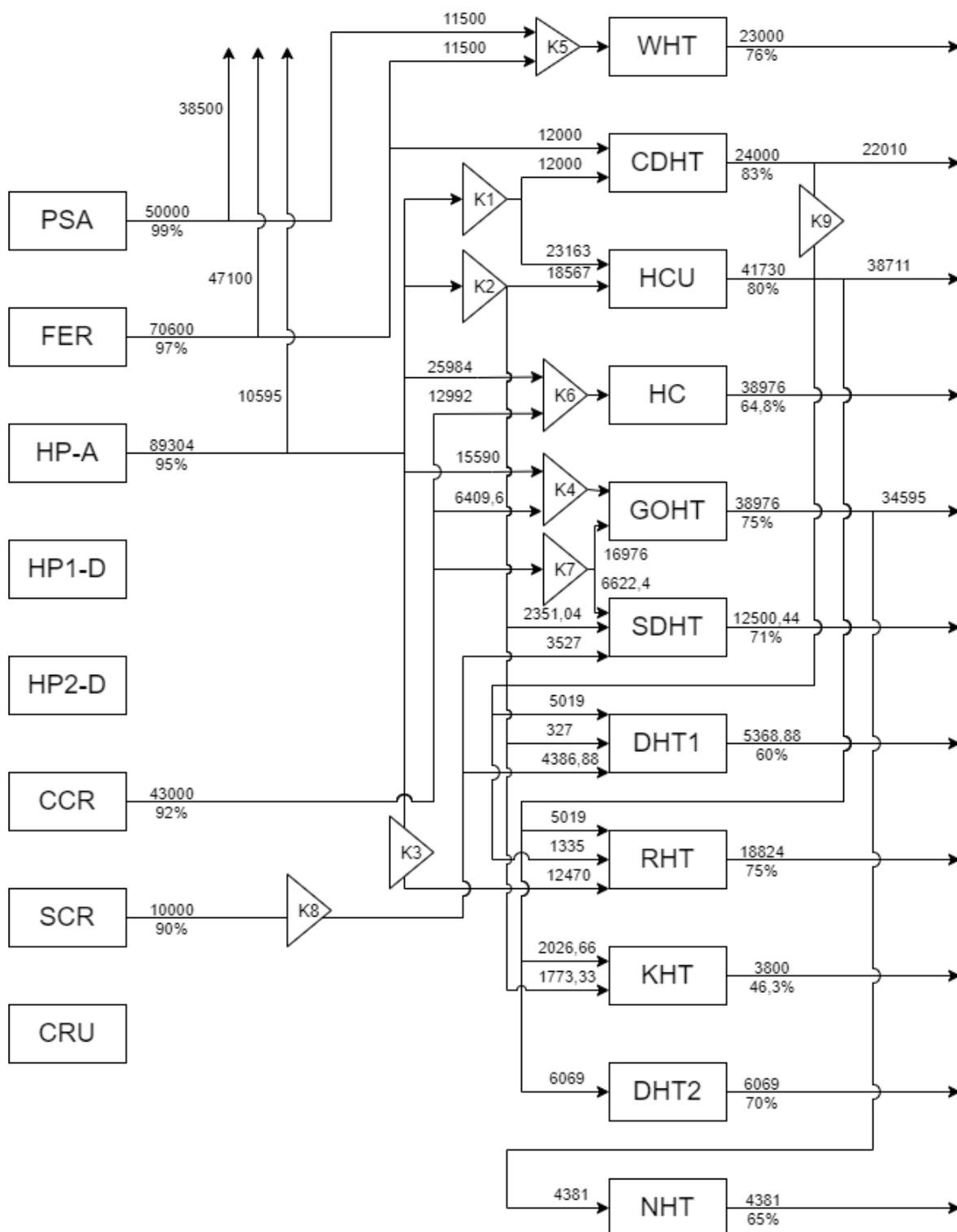
Fonte: Elaboração Própria.

Figura 43 - Diagrama de blocos com compressores do Estudo de Caso 4 – Planta D



Fonte: Elaboração Própria.

Figura 44 - Diagrama de blocos com compressores do Estudo de Caso 4 – Planta A + D



Fonte: Elaboração Própria.

V.4.11 – Discussões dos Resultados

A partir dos resultados obtidos, é possível comparar o consumo de fontes externas utilizando a metodologia apresentada por Deng et al. (2017) e a metodologia do presente trabalho. A Tabela 82 apresenta uma comparação dos consumos da fonte externa entre os diferentes métodos.

Tabela 82 - Comparação dos resultados de vazão - Estudo de Caso 4

Fonte Externa	Consumo da Fonte Externa (Nm ³ /h)	
	Deng <i>et al.</i> (2017)	Presente trabalho
PSA (99 %)	32286,00	11500,00
FER (97 %)	70600,00	23500,00
HP-A (95 %)	49903,00	78709,00
HP1-D (95 %)	0,00	0,00
HP2-D (95 %)	0,00	0,00
CCR (92 %)	43000,00	43000,00
SCR (90 %)	10000,00	10000,00
CRU (80 %)	17303,00	0,00

Fonte: Elaboração Própria.

Com a utilização da nova metodologia ocorreu tanto o aumento quanto a redução do consumo de algumas fontes externas, umas de forma mais expressivas e outras menos. O aumento de 58 % de consumo de HP-A, é compensado com a redução de 64 % de consumo de PSA, de 67% no consumo de FER e 100 % no consumo de CRU, tornando evidente a eficiência do método DFH adotado para a escolha das correntes de alimentação dos processos.

A metodologia apresentada por Deng et al. (2017), assim com a apresentada por Jiao et al. (2012), busca encontrar o menor custo anual do processo através da utilização de um método matemático que leva em consideração a junção dos custos operacionais e dos custos de capitais anualizados, além disso, Deng et al. (2017) leva em consideração a capacidade da planta de hidrogênio e a pureza das correntes.

Devido às formas distintas de obtenção da solução ótima para o problema, a seleção das correntes assim como a quantidade utilizada em cada uma delas trará resultados diferentes.

A Tabela 83 apresenta uma comparação das pressões requeridas na rede de compressores entre o método de Deng et al. (2017) e o presente trabalho.

Tabela 83 - Comparação dos resultados de pressão - Estudo de Caso 4

Compressores	Pressão de Operação (MPa)		Vazão Utilizada (Nm ³ /h)	
	Entrada	Saída	Deng <i>et al.</i> (2017)	Presente trabalho
K1-A	2,07	13,79	6923,00	35163,00
K2-A	2,07	13,79	34807,00	23018,37
K3-A	2,07	4,14	25796,00	12470,00
K4-D	1,20	7,00	11100,00	22000,00
K5-D	1,20	10,00	23000,00	23000,00
K6-D	1,20	20,00	44000,00	38976,00
K7	1,20	7,00	0,00	23598,00
K8	1,20	7,00	0,00	7913,88
K9	1,60	7,00	0,00	1990,00

Fonte: Elaboração Própria.

Com a utilização da metodologia para determinação da rede de compressores, ocorreu o aumento da necessidade de três compressores quando comparada à planta inicial. O consumo dos compressores já disponíveis foi alterado de tal forma que houvessem mais correntes sendo comprimidas a pressões mais elevadas, evidenciado nos compressores K3-A e K4-D.

Assim, a metodologia adotada por Deng *et al.* (2017) apresenta aparente melhoria quanto à utilização dos compressores, utilizando uma quantidade menor destes. Porém, o consumo de hidrogênio foi menor no presente trabalho, sendo necessário, assim, a partir de uma avaliação mais criteriosa dos aspectos econômicos, verificar qual das duas metodologias apresenta um resultado mais vantajoso, em termos monetários, para atingir objetivos específicos.

A Tabela 84 faz a comparação entre os resultados encontrados no estudo de caso 4, no que concerne à integração entre as plantas A e D.

Tabela 84 - Comparação dos resultados: planta integrada x planta sem integração - Estudo de Caso 4

Fonte Externa	Consumo da Fonte Externa (Nm ³ /h)	
	Planta A e Planta D sem integração	Planta A e Planta D integradas
PSA (99 %)	11500,00	11500,00
FER (97 %)	35500,00	23500,00
HP-A (95 %)	89203,55	78709,00
HP1-D (95 %)	22111,11	0,00
HP2-D (95 %)	25000,00	0,00
CCR (92 %)	28611,11	43000,00
SCR (90 %)	8131,00	10000,00
CRU (80 %)	6077,00	0,00

Fonte: Elaboração Própria.

Com a integração das plantas A e D, ocorreu tanto o aumento quanto a redução do consumo de algumas fontes externas, umas de forma mais expressiva e outras menos. O aumento de 50 % de consumo de CCR e de 22 % de SCR equiponderam a redução de 34 % de consumo de FER, de 12 % no consumo de HP-A e 100 % nos consumos de HP1-D, HP2-D e CRU, tornando evidente a eficiência da integração das plantas.

A redução do consumo de duas fonte de hidrogênio com alta pureza, FER (97 %) e HP-A (95 %), é um fator positivo, uma vez que obter hidrogênio em maior grau de pureza pode

gerar maiores custos. Apesar disto, há utilização de uma maior quantidade de hidrogênio proveniente de fontes de menor pureza, CCR (92 %) e SCR (90 %).

Com a inutilização de três fontes externas de hidrogênio há uma simplificação na malha de distribuição de correntes da planta, sendo vantajoso para a operação da planta industrial. Dessa forma, para verificar a real eficácia da integração entre as plantas é realizada uma análise econômica.

Utilizando o conjunto de Equações (5.1) - (5.7), descritas na item V.3.10, é possível realizar uma avaliação econômica dos resultados obtidos no presente trabalho e compará-los com os resultados obtidos por Deng et al. (2017).

As mesmas considerações apresentadas no estudo de caso 3 são mantidas nesta avaliação, com a adição de novas em relação à distância entre as unidades:

- a distância entre as unidades (L) da planta D foi obtida a partir do trabalho de Liao et al. (2010);
- a distância entre as unidades (L) da planta A foi obtida a partir da correspondência entre as unidades apresentadas na planta D (Deng et al., 2017), uma vez que não foram encontrados dados na literatura;
- a distância entre a planta A e a planta D, assim como a distância entre elas e a planta de fertilizante (FER) foi considerada como sendo de 1000 m.

Dessa maneira é possível avaliar economicamente, primeiramente, os conjuntos de dados obtido no presente trabalho, levando em consideração tanto as plantas A e D independentes uma da outra, quanto integradas. Após isso, compara-se a planta integrada com os resultados apresentados por Deng et al. (2017).

A comparação dos custos foi realizada considerando uma quantidade maior de algarismos significativos do que os apresentados nas Tabelas 85 e 86, utilizando como base os dados disponíveis nos apêndices para o cálculo do percentual de redução ou aumento.

O primeiro cenário compara os custos das plantas integradas e não integradas, apresentando os resultados dessa comparação na Tabela 85.

Tabela 85 – Tabela de custos do primeiro cenário - Estudo de Caso 4

Custos de Capital e Operação	Custo do Presente Trabalho Sem Integração (M\$/ano)	Custo do Presente Trabalho Com Integração (M\$/ano)	Redução/Aumento
Compressores (Capital)	2,41	2,17	↓ 9,95 %
Tubulação (Capital)	0,48	0,74	↑ 54,17 %
PSA (Capital)	8,44	8,44	0,00 %
Energia (Operação)	14,47	14,05	↓ 2,90 %
Hidrogênio (Operação)	0,84	0,81	↓ 3,57 %
Custo Total	26,64	26,21	↓ 1,61 %

Fonte: Elaboração Própria.

Com o presente resultado, conclui-se que a operação das plantas A e D de forma não integrada não é a forma mais eficiente, uma vez que há uma redução de 1,61 % no custo total quando operadas de forma integrada.

O segundo cenário compara os custos da planta integrada do presente trabalho e Deng et al. (2017). Os resultados dessa comparação são apresentados na Tabela 86.

Tabela 86 – Tabela de custos do segundo cenário - Estudo de Caso 4

Custos de Capital e Operação	Custo de Deng et al. (2017) (M\$/ano)	Custo do Presente Trabalho Com Integração (M\$/ano)	Redução/Aumento
Compressores (Capital)	1,43	2,17	↑ 52,11 %
Tubulação (Capital)	0,55	0,74	↑ 35,63 %
PSA (Capital)	21,90	8,44	↓ 61,44 %
Energia (Operação)	10,94	14,05	↑ 28,49 %
Hidrogênio (Operação)	0,84	0,81	↓ 3,36 %
Total	36,66	26,21	↓ 26,46 %

Fonte: Elaboração Própria.

É possível aferir que houve melhoria nos custos obtidos através da presente metodologia, quando comparado ao trabalho de Deng et al. (2017), já que houve uma redução de 26,46 % no custo total da rede.

Uma possível explicação para tal fato reside na diferença das redes obtidas entre os trabalhos, em especial no baixo consumo da fonte proveniente da PSA pelo método DFH, que acabou refletindo nos custos, uma vez que essa unidade é a que mais impacta nos custos de

operação, exercendo também uma grande influência no custo total (conforme Tabela 86).

Como o DFH prioriza a utilização das fontes de menor qualidade, ocorreu a priorização da utilização da fonte gerada *in situ* (heurística V) pela unidade geradora de hidrogênio da planta A (HP-A); enquanto o trabalho de Deng et al. (2017) privilegiou a utilização das fontes provenientes da PSA e da planta de fertilizante (FER) que são mais puras e mais caras.

Um motivo para tal situação é a restrição da variável pressão ao longo da otimização, que acaba privilegiando o uso da fonte FER em demandas que possuem pressão igual à desta fonte. Já o DFH, não considera a variável pressão ao longo do seu desenvolvimento, só a considerando no momento da geração da rede de compressores. Isso acarretou em uma maior utilização de compressores por parte do DFH.

Além disso, o método utilizado por Deng et al. (2017) apresenta maior complexidade, exigindo maior conhecimento matemático e sem a possibilidade de intervir na obtenção da estrutura final. Em contrapartida, a presente metodologia desenvolve uma rede de hidrogênio e uma rede de compressores de forma sinótica, sendo assim passível de uso por pessoas de diferentes habilidades computacionais. A Tabela 88 sintetiza os resultados encontrados:

Tabela 87 - Resumo dos resultados – Estudo de Caso 4.

Método	Tipo	Resultado
Deng et al. (2017)	Programação Matemática	Método mais complexo e resultado menos eficiente quanto à utilização de fontes externas de hidrogênio, porém, mais eficiente quanto à síntese de rede de compressores.
Presente trabalho	<i>Pinch</i>	Método mais simples e resultado mais eficiente quanto à utilização de fontes externas de hidrogênio e uso da PSA, apresentando uma redução de 26,46 % no custo total.

Fonte: Elaboração Própria.

Capítulo VI – Conclusões e Sugestões

A busca pela melhoria do meio ambiente e da qualidade de vida das pessoas impulsiona as indústrias, principalmente do setor químico, a buscarem novas soluções para processos e produtos. Nesse sentido, a otimização de processos industriais em refinarias que utilizam hidrogênio vem sendo cada vez mais requeridas, já que o aumento do consumo dessa utilidade se faz mais necessário para redução de sulfurados dos combustíveis, como previsto nas legislações ambientais e resoluções ANP.

Além disso, o hidrogênio vem ganhando destaque já que sua capacidade de armazenar energia é notória e sua utilização como vetor energético está sendo bastante discutida pelas refinarias e empresas do setor. Atualmente, a possibilidade do hidrogênio ser usado como combustível não é uma realidade tão distante, sendo já utilizado em diversos países da Europa. Dessa maneira, refinarias podem começar a pensar em investir em hidrogênio, não só como uma de suas utilidades, mas também como um de seus produtos finais.

Nesta perspectiva, o hidrogênio passa a ser um fator preponderante no custo operacional das refinarias e, por isso, a exploração de possibilidades do aumento de sinergias entre os processos e a estruturação de uma rede de hidrogênio com a utilização de funções objetivo bem determinadas é crucial para o aumento do lucro das indústrias do refino. Se faz imprescindível, portanto, avaliar a metodologia mais apropriada para este fim.

Pensando nos modelos matemáticos mais propícios a encontrar soluções ótimas, poucos estudos de otimização da rede de hidrogênio testaram a sensibilidade de sua análise a suposições sobre as impurezas ou contenção de gases leves na vazão de gás reciclado, onde o hidrogênio tem uma alta concentração. Esta informação tem um efeito importante no *benchmarking* da operação da rede de hidrogênio e pode ser agrupado para estimar os benefícios potenciais das diferentes opções de remoção de gargalos. Além disso, sempre haverá uma incerteza embutida no uso de modelos lineares generalizados e esta só pode ser superada através da modelagem por um sistema não linear.

O presente trabalho não tem essa ambição, se atendo somente a realizar uma atualização bibliográfica dos estudos nessa área, principalmente ao que concerne a melhoria do método DFH e a adição de novos estudos de caso que envolvam pressão e integração de processos.

O primeiro estudo de caso abordado faz uma comparação entre um método *pinch* gráfico, utilizado por Marques et al. (2017) e o método DFH, desenvolvido por Borges (2009), usando apenas vazão como variável. Os resultados encontrados foram iguais aos de Borges (2009), o que valida a metodologia do presente trabalho. Somado a isso, a corrente de importação encontrada no trabalho atual é menor em comparação com Marques et al. (2017).

Já o segundo estudo de caso apresenta a comparação entre a metodologia matemática de Jiao et al. (2012) e o DFH, também apenas introduzindo a vazão como variável de interesse. Neste estudo de caso o mesmo objetivo foi cumprido, já que com a utilização da nova metodologia ocorreu a redução do consumo de algumas fontes externas, além da extinção da queima de hidrogênio.

O terceiro estudo de caso compara a metodologia do presente trabalho e a desenvolvida por Deng et al. (2018). Neste, além de utilizar a vazão como variável, faz-se uma abordagem heurística da rede de compressores, para otimização da variável pressão. Os resultados encontrados pelo presente trabalho foram satisfatórios, apesar de não haver expressiva melhoria na rede de hidrogênio. No entanto, a melhoria se deu na rede de compressores; reduziu-se de 9 compressores para somente 5 compressores na presente metodologia, permitindo a obtenção de custos menores do que o trabalho de Deng et al. (2018).

O quarto estudo de caso compara a metodologia proposta com o trabalho de Deng et al. (2017). Neste caso foram avaliados os resultados obtidos para a síntese da rede de hidrogênio e, também, para a rede de compressores. Ademais, esse estudo de caso realiza a comparação entre a aplicação da metodologia em dois cenários distintos, duas plantas operando de maneira separada ou de forma integrada, este último cenário apresentou menor custo total. O método de Deng *et al.* (2017) apresentou uma quantidade menor de compressores (6 contra 9 obtidos pelo DFH), porém, o consumo de hidrogênio e principalmente o custo com a PSA foram menores no presente trabalho, gerando um custo total inferior frente ao trabalho de Deng et al. (2017).

Como sugestões de trabalhos futuros, esperam-se: melhorias relacionadas à inserção de diferentes metodologias de avaliação da variável pressão para construção da rede de compressores, avaliação de novos passos ou utilização de novas regras heurísticas e maior rigor nas análises econômicas (não só a nível comparativo como foi feito no presente trabalho), para resultados mais precisos.

Referências Bibliográficas

- AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, G. N. E B. **Óleo Diesel**. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/petroleo-derivados/155-combustiveis/1857-oleo-diesel>>. Acesso em: 19 jul. 2020.
- AGRAWAL, V.; SHENOY, U. V. Unified conceptual approach to targeting and design of water and hydrogen networks. **AIChE Journal**, v. 52, n. 3, p. 1071–1082, 1 mar. 2006.
- AHMED, S.; KRUMPELT, M. Hydrogen from hydrocarbon fuels for fuel cells. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 26, n. 4, p. 291–301, 2001.
- ALVES, H. J. **Tecnologias de Produção de Hidrogênio**. Disponível em: <<http://www.palotina.ufpr.br/portal/bioenergia/wp-content/uploads/sites/5/2017/05/Aula-H2-Bioenergia-1.pdf>>. Acesso em: 11 jun. 2020.
- ALVES, J. J. **Analysis and design of refinery hydrogen distribution systems**. University of Manchester, 1999.
- ALVES, J. J.; TOWLER, G. P. Analysis of refinery hydrogen distribution systems. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 41, n. 23, p. 5759–5769, 2002.
- ARMOR, J. N. **The multiple roles for catalysis in the production of H₂** *Applied Catalysis A: General*. Elsevier, 1999.
- AZEVEDO, A. M. M. DE. **Regulação ambiental e mudança técnica na indústria de refino de petróleo : o caso da refinaria de Paulínia**. Universidade Federal de Campinas, 2005.
- BANDYOPADHYAY, S. Source composite curve for waste reduction. **Chemical Engineering Journal**, v. 125, n. 2, p. 99–110, 15 dez. 2006.
- BARCZA, M. V. **Hidrotratamento**. Disponível em: <<http://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/1285870/58/Hidrotratamento.pdf>>. Acesso em: 13 ago. 2020.
- BIONDI, C. O. **Modelagem e otimização do planejamento da produção de uma refinaria de petróleo**. Universidade Estadual de Campinas, 2016.
- BORGES, J. L. **Diagrama de Fontes de Hidrogênio**. Rio de Janeiro/RJ: Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2009.
- BORGES, J. L.; PESSOA, F. L. P.; QUEIROZ, E. M. Hydrogen source diagram: A procedure for minimization of hydrogen demand in petroleum refineries. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 51, n. 39, p. 12877–12885, 3 out. 2012.
- BROWN, L. F. A comparative study of fuels for on-board hydrogen production for fuel-cell-powered automobiles. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 26, n. 4, p. 381–397, 1 abr. 2001.

CASTRO, P. et al. Improvements for mass-exchange networks design. **Chemical Engineering Science**, v. 54, n. 11, p. 1649–1665, 1 jun. 1999.

CGEE. **Hidrogênio energético no Brasil: subsídios para políticas de competitividade, 2010-2025; Tecnologias críticas e sensíveis em setores prioritários.** Centro de gestão e estudos estratégicos. Brasília, 2010.

CORTEZ, K. A. **Produção de hidrogênio a partir da oxidação parcial do metano empregando carbeto de molibdênio em óxido de cério como catalisador.** Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

CRUZ, F. E. DA. **Produção de hidrogênio em refinarias de petróleo: avaliação exérgica e custo de produção.** 2010. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica de Energia de Fluidos). São Paulo: Universidade de São Paulo, 2010.
doi:10.11606/D.3.2010.tde-17082010-123008.

DE SOUZA, A. C. C.; SILVEIRA, J. L.; DE SOUZA, A. C. C. Ensinando os princípios básicos da reforma a vapor para a produção de hidrogênio. **Conferência Brasileira de Ensino da Engenharia**, p. 13, 2004.

DENG, C. *et al.* **Synthesis of hydrogen network with hydrogen header of intermediate purity.** International Journal of Hydrogen Energy. **Anais...Elsevier Ltd**, 22 ago. 2014a

DENG, C. *et al.* Comparative analysis of different scenarios for the synthesis of refinery hydrogen network. **Applied Thermal Engineering**, v. 70, n. 2, p. 1162–1179, 22 set. 2014b.

DENG, C. *et al.* Optimal design of inter-plant hydrogen network with purification reuse/recycle. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 42, n. 31, p. 19984–20002, 3 ago. 2017.

DENG, C. *et al.* Novel conceptual methodology for hydrogen network design with minimum compression work. **Energy**, v. 159, p. 203–215, 15 set. 2018.

DENG, C. *et al.* Systematic retrofit method for refinery hydrogen network with light hydrocarbons recovery. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 45, n. 38, p. 19391–19404, 2020.

DIAS, B. B. *et al.* Ação do enxofre em chuva ácida simulada sobre parâmetros morfofisiológicos de *Phaseolus vulgaris* L. (Fabaceae). **Acta Scientiarum - Agronomy**, v. 32, n. 3, p. 433–439, 2010.

DIETZ, A. C. **Modelagem E Simulação De Reatores De Hidrotratamento (HDT) De Correntes De Diesel.** Porto Alegre, RS: Universidade Federal Do Rio Grande Do Sul, 2014.

DING, Y.; FENG, X.; CHU, K. H. Optimization of hydrogen distribution systems with pressure constraints. **Journal of Cleaner Production**, v. 19, n. 2–3, p. 204–211, 1 jan. 2011.

EL-HALWAGI, M. M.; GABRIEL, F.; HARELL, D. Rigorous graphical targeting for resource conservation via material recycle/reuse networks. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 42, n. 19, p. 4319–4328, 17 set. 2003.

FAHIM, M. A.; AL-SAHHAF, T. A. **Introdução Ao Refino de Petróleo**. Elsevier Editora, 2011.

FIGUEIREDO, E. A. H. **Aplicação do Diagrama de Fontes de Hidrogênio a Refinarias de Petróleo**. Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2013.

FONSECA, A. *et al.* Hydrogen distribution network optimization: a refinery case study. **Journal of Cleaner Production**, v. 16, n. 16, p. 1755–1763, 1 nov. 2008.

FOO, D. C. Y.; MANAN, Z. A. Setting the minimum utility gas flowrate targets using cascade analysis technique. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 45, n. 17, p. 5986–5995, 16 ago. 2006.

GOMES, J. F. S. **Procedimento para a minimização de efluentes aquosos**. Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2002.

GOMES, J. F. S.; QUEIROZ, E. M.; PESSOA, F. L. P. Design procedure for water/wastewater minimization: single contaminant. **Journal of Cleaner Production**, v. 15, n. 5, p. 474–485, 1 jan. 2007.

GYNGAZOVA, M. S. *et al.* Reactor modeling and simulation of moving-bed catalytic reforming process. **Chemical Engineering Journal**, v. 176–177, p. 134–143, 1 dez. 2011.

HALLALE, N.; LIU, F. Refinery hydrogen management for clean fuels production. **Advances in Environmental Research**, v. 6, n. 1, p. 81–98, 1 dez. 2001.

HOFF, S. **Desenvolvimento de modificações em reatores de leito catalítico de planta industrial de hidrotreatamento de diesel**. Rio de Grande do Sul: Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2015.

ICCT. **Global progress toward soot-free diesel vehicles in 2019**. Disponível em: <<https://theicct.org/publications/global-progress-toward-soot-free-diesel-vehicles-2019>>. Acesso em: 19 jul. 2020.

JIAO, Y. *et al.* Optimization of refinery hydrogen network based on chance constrained programming. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 90, n. 10, p. 1553–1567, 2012.

KHAJEHPOUR, M.; FARHADI, F.; PISHVAIE, M. R. Reduced superstructure solution of MINLP problem in refinery hydrogen management. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 34, n. 22, p. 9233–9238, 1 nov. 2009.

KRAUSE, B. B. **Simulação da Desativação de Catalisadores de NiMo/Al₂O₃ em uma Unidade Industrial de Hidrotreatamento/**. Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2011.

- KULKARNI, A. **Who discovered hydrogen?** Disponível em: <<https://science.visualstories.com/who-discovered-hydrogen>>. Acesso em: 28 jun. 2020.
- KUMAR, A.; GAUTAMI, G.; KHANAM, S. Hydrogen distribution in the refinery using mathematical modeling. **Energy**, v. 35, n. 9, p. 3763–3772, 1 set. 2010.
- LEE, C. H. *et al.* A P-graph approach for the synthesis of national-wide bio-hydrogen network from palm oil mill effluent. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 45, n. 35, p. 17200–17219, 10 jul. 2020.
- LIAO, Z. *et al.* Integrating purifiers in refinery hydrogen networks: a retrofit case study. **Journal of Cleaner Production**, v. 18, n. 3, p. 233–241, 2010.
- LIAO, Z. W. *et al.* Rigorous algorithmic targeting methods for hydrogen networks-Part I: Systems with no hydrogen purification. **Chemical Engineering Science**, v. 66, n. 5, p. 813–820, 1 mar. 2011.
- LINNHOFF, B. *et al.* **User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy**. Rugby, 1982. v. 28
- LIU, F.; ZHANG, N. Strategy of purifier selection and integration in hydrogen networks. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 82, n. 10, p. 1315–1330, 1 out. 2004.
- LIU, G. *et al.* A conceptual method for targeting the maximum purification feed flow rate of hydrogen network. **Chemical Engineering Science**, v. 88, p. 33–47, 25 jan. 2013a.
- LIU, G. *et al.* Novel method for targeting the optimal purification feed flow rate of hydrogen network with purification reuse/recycle. **AIChE Journal**, v. 59, n. 6, p. 1964–1980, 1 jun. 2013b.
- LOU, Y. *et al.* A novel two-step method to design inter-plant hydrogen network. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 44, n. 12, p. 5686–5695, 2019.
- MADEIRA, A. C. DA F. **Avaliação Da Tecnologia De Adsorção “Psa” Para Remoção De Nitrogênio Do Gás Natural Avaliação Da Tecnologia De Adsorção “Psa” Para Remoção De**. Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.
- MARQUES, J. P. *et al.* **State-of-the-art review of targeting and design methodologies for hydrogen network synthesis** **International Journal of Hydrogen Energy**. Elsevier Ltd, , 5 jan. 2017.
- MENDES, A. P. DO A.; TEIXEIRA, C. A. N.; ROCIO, M. A. R.; PRATES, H. F. Mercado De Refino De Petróleo No Brasil. v. 48, p. 7–44, 2018.
- MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA/AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, G. N. E B. **Resolução Nº 789**. Disponível em: <<https://www.in.gov.br/web/dou/-/resolucao-n-789-de-22-de-maio-de-2019-122631742>>. Acesso em: 19 jul. 2020.
- MOHANTY, S.; KUNZRU, D.; SARAF, D. N. Hydrocracking: a review. **Fuel**, v. 69, n. 12, p. 1467–1473, 1 dez. 1990.

NG, D. K. S.; FOO, D. C. Y.; TAN, R. R. Automated targeting technique for single-impurity resource conservation networks. part 2: A single-pass and partitioning waste-interception systems. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 48, n. 16, p. 7647–7661, 19 ago. 2009a.

NG, D. K. S.; FOO, D. C. Y.; TAN, R. R. Automated targeting technique for single-impurity resource conservation networks. part 1: Direct reuse/recycle. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 48, n. 16, p. 7637–7646, 19 ago. 2009b.

ODUOLA, M. K.; OGUNTOLA, T. B. Hydrogen Pinch Analysis of a Petroleum Refinery as an Energy Management Strategy. **American Journal of Chemical Engineering. Special Issue: Developments in Petroleum Refining and Petrochemical Sector of the Oil and Gas Industry**, v. 3, n. 1, p. 47–54, 2015.

OLIVEIRA, D. Antenados às tendências. 2020.

PASSOS DE SOUZA, V. **Reforma a vapor do metano sobre catalisadores de Pt-Ni/ α -Al₂O₃: efeito das condições de síntese e do teor de Pt nas propriedades de oxidação, estruturais e catalíticas**. São Paulo: Universidade Federal de São Carlos, 2011.

PERISSÉ, J. B. **Evolução do refino de petróleo no Brasil**. [s.l.] Universidade do Estado do Rio de Janeiro, 2007.

PERLINGEIRO, C. A. . **Engenharia de Processos: análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos**. São Paulo: Edgard Blücher, 2005.

PERLINGEIRO, C. A. G. Engenharia de Processos: Complemento Indispensável à Formação do Engenheiro Químico. **Rev. Bras. de Engenharia Química**, v. 17, n. 4, p. 10–15, 1997.

PETROBRAS. **REPAR**. Disponível em: <<https://petrobras.com.br/pt/nossas-atividades/principais-operacoes/teste-galeria/repar.htm>>. Acesso em: 25 jul. 2020.

PETROBRAS. **Resultado proporcionou novo recorde mensal na produção de diesel S10**. Disponível em: <<https://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/resultado-proporcionou-novo-recorde-mensal-na-producao-de-diesel-s-10.htm>>. Acesso em: 30 jul. 2020.

PETROBRAS. **Lei de Criação da Petrobras**. Disponível em: <<https://www.investidorpetrobras.com.br/governanca-corporativa/lei-de-criacao-da-petrobras/>>. Acesso em: 25 jul. 2020.

PILLAI, H. K.; BANDYOPADHYAY, S. A rigorous targeting algorithm for resource allocation networks. **Chemical Engineering Science**, v. 62, n. 22, p. 6212–6221, 1 nov. 2007.

PIRES, C. A. DE M. **Reforma catalítica da nafta : modelagem, simulação e controle do processo**. 2000.

PORTAL DE LABORATÓRIOS VIRTUAIS DE PROCESSOS QUÍMICOS. **Integração de Processos: Metodologias e estratégias**. Disponível em:

<http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com_content&task=view&id=86&Itemid=184>. Acesso em: 20 ago. 2020.

POSDZIECH, O.; SCHWARZE, K.; BRABANDT, J. Efficient hydrogen production for industry and electricity storage via high-temperature electrolysis. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 4, p. 19089–19101, 2019.

QUEIROZ, E.M.; PESSOA, F. L. Integração de Processos: uma ferramenta para minimizar o consumo energético e o impacto ambiental. In: **MELO Jr., P.A. (Org.), Fronteiras da Engenharia Química 1**. Rio de Janeiro, 2005.

RIBEIRO, O. M. DOS S. et al. Modelagem Cinética Da Reforma Catalítica Do N-Octano Sobre O Catalisador Pt/L. **3o Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás**, p. 4, 2005.

ROCHA, M. F.; PINHEIRO, M. J. Modelagem e otimização de hidrocrackeamento. p. 27, 2014.

SECCHI, A. R. **Aula Piloto: COQ897 - Otimização de Processos**. Disponível em: <http://www2.peq.coppe.ufrj.br/Pessoal/Professores/Arge/COQ897/Naturais/aulas_piloto/aula1.pdf>. Acesso em: 2 fev. 2021.

SINGH, R. P. *et al.* **An overview for exploring the possibilities of energy generation from municipal solid waste (MSW) in Indian scenario** *Renewable and Sustainable Energy Reviews* Pergamon, , 1 dez. 2011.

SOUZA, A. C. C. ; SILVEIRA, J. L. **Ensinando Os Princípios Básicos Da Reforma A Vapor Para A Produção De Hidrogênio**. Disponível em: <www.celuladecombustivel.com.br>. Acesso em: 13 mar. 2021.

TORRES, R. C. S. **Maximização da Produção de Paraxileno**. Porto: Instituto Politécnico do Porto. Instituto Superior de Engenharia do Porto, 2010.

TOUZA, V. A. **Análise Da Performance De Compressores Pelo Modelo De Redlich/Kwong**. 2015.

TOWLER, G. P. *et al.* Refinery Hydrogen Management: Cost Analysis of Chemically-Integrated Facilities. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, n. 7, p. 35, 1996.

WANG, Y. *et al.* Graphical method for simultaneous optimization of the hydrogen recovery and purification feed. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 41, n. 4, p. 2631–2648, 2016.

WANG, Y. P.; SMITH, R. Wastewater minimisation. **Chemical Engineering Science**, v. 49, n. 7, p. 981–1006, 1 abr. 1994.

XU, J.; FROMENT, G. F. Methane steam reforming, methanation and water-gas shift: I. Intrinsic kinetics. **AIChE Journal**, v. 35, n. 1, p. 88–96, 1 jan. 1989.

YANG, M. *et al.* Graphical method for integrating purification processes in hydrogen

systems with constraints of flow rate and concentration. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 53, n. 8, p. 3246–3256, 26 fev. 2014.

ZAKON, A.; PESSOA, F. L. P. As Engenharias De Processo, Projeto Eprocessos Químicos Industriais. p. 11, 2001.

ZHANG, Q. *et al.* A novel graphical method for the integration of hydrogen distribution systems with purification reuse. **Chemical Engineering Science**, v. 66, n. 4, p. 797–809, 15 fev. 2011.

ZHANG, Q. *et al.* Relative concentration based pinch analysis for targeting and design of hydrogen and water networks with single contaminant. **Journal of Cleaner Production**, v. 112, p. 4799–4814, 20 jan. 2016.

ZHAO, Z.; LIU, G.; FENG, X. The integration of the hydrogen distribution system with multiple impurities. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 85, n. 9 A, p. 1295–1304, 1 jan. 2007.

ZHENMIN, L. Pinch analysis of hydrogen system in refineries. **Computer Aided Chemical Engineering**, v. 15, n. C, p. 952–955, 1 jan. 2003.

ZHOU, L. *et al.* Hydrogen sulfide removal process embedded optimization of hydrogen network. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 37, n. 23, p. 18163–18174, 1 dez. 2012.

APÊNDICE A – Custos do Estudo de Caso Três – Presente Trabalho

Custo - Compressores																	
Compressor	Pressão de Entrada (KPa)	Pressão de Entrada (Bar)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Saída (KPa)	Pressão de Saída (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão de Operação (Sm³/s)	Vazão de Operação (Sm³/h)	Vazão de Operação (Nm³/h)	Vazão de Operação (m³/h)	Vazão de Operação (m³/s)	Densidade (kg/m³)	Energia (KJ/s)	Energia (KWh)	Custo do Compressor (k\$)	Custo (k\$) (2021)
K1	1379	13,79	1379000	13790	137,9	92%	12,6868	12,72	45792	43392,50	32868,95	9,13	0,38	28350,09	28350,09	\$ 119,33	\$ 245,82
K3	1379	13,79	1379000	4137	41,37	92%	12,6868	0,46	1656	1569,23	1188,66	0,33	0,38	409,54	409,54	\$ 115,06	\$ 237,03
K4	1379	13,79	1379000	3447	34,47	75%	10,3425	1,82	6552	6208,68	3332,37	0,93	0,38	932,74	932,74	\$ 115,14	\$ 237,19
K6	1379	13,79	1379000	3447	34,47	75%	10,3425	12,73	45828	43426,61	23308,31	6,47	0,38	6524,06	6524,06	\$ 116,00	\$ 238,95
K9	1379	13,79	1379000	3447	34,47	92%	12,6868	2,35	8460	8016,70	6072,49	1,69	0,38	1699,71	1699,71	\$ 115,26	\$ 237,43
TOTAL								30,08	108288	102613,71	66770,77	18,55		37916,13	37916,13	\$ 580,79	\$ 1.196,43
Custo - Correntes																	
Correntes	Vazão de Operação (Sm³/s)	Vazão de Operação (Sm³/h)	Vazão de Operação (MMscfd)	Vazão de Operação (Nm³/h)	Pressão de Entrada (KPa)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Entrada (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão (m³/s)	Densidade (kg/m³)	D² (m2)	D² (in2)	Custo (\$/m)	Distância (m)	Custo (\$)	Custo (\$) (2021)
HC/H2Plant	12,72	45792	38,9232	43392,50	13790	13790000	137,90	92%	126,87	0,91	3,83	0,001130	1,7514	\$ 23,20	250	\$ 5.800,39	\$ 11.948,79
CNHT/H2Plant	2,21	7956	6,7626	7539,11	3447	3447000	34,47	92%	31,71	0,63	0,96	0,003142	4,8702	\$ 58,82	550	\$ 32.349,84	\$ 66.640,68
DHT/HC	3,71	13356	11,3526	12656,15	4137	4137000	41,37	75%	31,03	0,63	1,15	0,002595	4,0218	\$ 49,13	200	\$ 9.825,89	\$ 20.241,34
DHT/CNHT	0,27	972	0,8262	921,07	4137	4137000	41,37	75%	31,03	0,05	1,15	0,000189	0,2927	\$ 6,54	150	\$ 981,39	\$ 2.021,66
DHT/H2Plant	0,05	180	0,153	170,57	4137	4137000	41,37	92%	38,06	0,01	1,15	0,000049	0,0765	\$ 4,07	350	\$ 1.425,75	\$ 2.937,05
DHT/CCR	0,19	684	0,5814	648,16	4137	4137000	41,37	75%	31,03	0,03	1,15	0,000133	0,2060	\$ 5,55	250	\$ 1.388,05	\$ 2.859,37
IS4/CCR	0,01	36	0,0306	34,11	2068	2068000	20,68	75%	15,51	0,00	0,57	0,000028	0,0434	\$ 3,70	250	\$ 923,86	\$ 1.903,15
JHT/DHT	2,33	8388	7,1298	7948,47	3447	3447000	34,47	70%	24,13	0,44	0,96	0,002162	3,3510	\$ 41,47	300	\$ 12.440,68	\$ 25.627,80
JHT/CCR	1,69	6084	5,1714	5765,20	3447	3447000	34,47	75%	25,85	0,34	0,96	0,001703	2,6389	\$ 33,34	550	\$ 18.335,07	\$ 37.770,24
NHT/JHT	2,6	9360	7,956	8869,54	2068	2068000	20,68	65%	13,44	0,75	0,57	0,006212	9,6289	\$ 113,16	300	\$ 33.948,78	\$ 69.934,48
NHT/CCR	1,36	4896	4,1616	4639,45	2068	2068000	20,68	75%	15,51	0,46	0,57	0,003807	5,9001	\$ 70,58	450	\$ 31.760,68	\$ 65.426,99
FS/NHT	3,15	11340	9,639	10745,78	1379	1379000	13,79	60%	8,27	1,27	0,38	0,015772	24,4467	\$ 282,38	50	\$ 14.119,05	\$ 29.085,25
FS/CCR	0,09	324	0,2754	307,02	1379	1379000	13,79	75%	10,34	0,05	0,38	0,000567	0,8781	\$ 13,23	450	\$ 5.952,48	\$ 12.262,10
TOTAL		109368	92,9628	103637,12	49641					5,585				\$ 705,17		\$ 169,25	\$ 348,66

Fonte: Elaboração Própria.

APÊNDICE B – Custos do Estudo de Caso Três - Deng et al. (2018)

Custo - Compressores														
Compressor	Pressão de Entrada (KPa)	Pressão de Saída (KPa)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão de Operação (Sm ³ /s)	Vazão de Operação (Sm ³ /h)	Vazão de Operação (Nm ³ /h)	Vazão de Operação (m ³ /h)	Vazão de Operação (m ³ /s)	Densidade (kg/m ³)	Energia (KJ/s)	Energia (KWh)	Custo do Compressor (k\$/ano)	Custo (k\$) (2021)
K1	1379	13790	75%	10,34	12,72	45792	43392,50	23290,00	6,47	0,38	20088,06	20088,06	\$ 118,07	\$ 243,22
K2	1379	13790	75%	10,34	28,08	101088	95790,99	51413,77	14,28	0,38	44345,35	44345,35	\$ 121,77	\$ 250,86
K3	1379	4137	92%	12,69	0,05	180	170,57	129,20	0,04	0,38	44,52	44,52	\$ 115,01	\$ 236,91
K4	1379	4137	75%	10,34	0,46	1656	1569,23	842,25	0,23	0,38	290,19	290,19	\$ 115,04	\$ 236,99
K5	1379	3447	92%	12,69	1,82	6552	6208,68	4702,95	1,31	0,38	1316,37	1316,37	\$ 115,20	\$ 237,31
K6	1379	3447	92%	12,69	12,73	45828	43426,61	32894,79	9,14	0,38	9207,34	9207,34	\$ 116,41	\$ 239,80
K7	1379	3447	92%	12,69	0,19	684	648,16	490,97	0,14	0,38	137,42	137,42	\$ 115,02	\$ 236,94
K9	1379	3447	70%	9,65	2,35	8460	8016,70	3963,10	1,10	0,38	1109,28	1109,28	\$ 115,17	\$ 237,25
K11	1379	2068	60%	8,27	0,06	216	204,68	87,39	0,02	0,38	10,07	10,07	\$ 115,00	\$ 236,90
TOTAL					17,15	61740	58504,82	117814,40	32,73		76548,59	76548,59	\$ 1.046,69	\$ 2.156,19
Custo - Correntes														
Correntes	Vazão de Operação (Sm ³ /s)	Vazão de Operação (Nm ³ /h)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Entrada (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão (m ³ /s)	Densidade (kg/m ³)	D ² (m ²)	D ² (in ²)	Custo (\$/m)	Distância (m)	Custo (\$)	Custo (\$) (2021)
IS4/CCR	0,013	44,35	2068000	20,68	75%	15,51	0,00	0,57	0,000036	0,0564	3,84	250	\$ 961,02	\$ 1.979,69
JHT/DHT	2,352	8023,52	13790000	137,90	70%	96,53	0,11	3,83	0,000136	0,2114	5,61	300	\$ 1.684,11	\$ 3.469,26
JHT/K5	1,663	5673,09	3447000	34,47	76%	26,33	0,35	0,96	0,001716	2,6599	33,58	900	\$ 30.218,94	\$ 62.251,02
CNHT/K5	0,349	1190,56	3447000	34,47	76%	26,33	0,07	0,96	0,000360	0,5582	9,57	900	\$ 8.617,40	\$ 17.751,84
CNHT/CNHT K1	12,725	43409,56	13790000	137,90	75%	103,43	0,65	3,83	0,000801	1,2415	17,38	350	\$ 6.082,33	\$ 12.529,60
HC/H2P	12,721	43395,91	3447000	34,47	92%	31,71	3,65	0,96	0,018086	28,0335	323,34	250	\$ 80.835,67	\$ 166.521,48
HC/HC K2	28,081	95794,40	13790000	137,90	75%	103,43	1,43	3,83	0,001768	2,7397	34,49	300	\$ 10.346,29	\$ 21.313,35
NHT/DHT	0,981	3346,54	2758000	27,58	70%	19,31	0,23	0,77	0,001422	2,2039	28,37	200	\$ 5.673,65	\$ 11.687,73
NHT/JHT	2,596	8855,89	2413000	24,13	65%	15,68	0,64	0,67	0,004556	7,0615	83,84	300	\$ 25.152,68	\$ 51.814,52
NHT/CCR	1,498	5110,22	2068000	20,68	75%	15,51	0,51	0,57	0,004193	6,4988	77,42	450	\$ 34.837,33	\$ 71.764,90
NHT/NHT K11	0,061	208,09	2068000	20,68	60%	12,41	0,02	0,57	0,000136	0,2105	5,60	400	\$ 2.241,60	\$ 4.617,69
DHT/HC	3,71	12656,15	8274000	82,74	75%	62,06	0,31	2,30	0,000649	1,0055	14,68	200	\$ 2.936,47	\$ 6.049,13
DHT/CNHT	0,458	1562,40	4137000	41,37	75%	31,03	0,08	1,15	0,000320	0,4965	8,87	150	\$ 1.330,50	\$ 2.740,83
DHT/H2P	0,05	170,57	4137000	41,37	92%	38,06	0,01	1,15	0,000049	0,0765	4,07	350	\$ 1.425,75	\$ 2.937,05
FS/NHT	3,263	11131,27	1379000	13,79	60%	8,27	1,32	0,38	0,016338	25,3237	292,40	50	\$ 14.619,80	\$ 30.116,80
TOTAL													R\$ 226,96	R\$ 467,54

Fonte: Elaboração Própria.

APÊNDICE C – Custos do Estudo de Caso Quatro – Presente Trabalho Planta A

Custo - Compressores															
Compressor	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Entrada (Bar)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Saída (MPa)	Pressão de Saída (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão de Operação (Nm³/h)	Vazão de Operação (m³/h)	Vazão de Operação (m³/s)	Densidade (kg/m³)	Energia (KJ/s)	Energia (KWh)	Custo do Compressor (k\$)	Custo (2021) (\$)
K1-A	2,069	20,69	2069000	13,79	137,9	95%	19,66	35163,00	19141,88	5,32	0,57	8529,94	8529,94	\$ 116,30	\$ 239,58
K2-A	2,069	20,69	2069000	13,79	137,9	95%	19,66	35163,00	19141,88	5,32	0,57	8529,94	8529,94	\$ 116,30	\$ 239,58
K3-A	2,069	20,69	2069000	4,138	41,38	95%	19,66	35163,00	19141,88	5,32	0,57	2617,61	2617,61	\$ 115,40	\$ 237,72
K4-A*	2,069	20,69	2069000	4,138	41,38	95%	19,66	13702,67	7459,40	2,07	0,57	1020,06	1020,06	\$ 115,16	\$ 237,22
K5-A*	2,069	20,69	2069000	4,138	41,38	80%	16,55	6076,45	2377,53	0,66	0,57	325,12	325,12	\$ 115,05	\$ 237,00
TOTAL												21022,67	21022,67	\$ 578,21	\$ 1.191,12

Custo - Correntes															
Correntes	Vazão (Nm³/h)	Vazão de Operação (MMscfd)	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Entrada (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão (m³/s)	Densidade (kg/m³)	D² (m2)	D² (in2)	Custo (\$/m)	Distância (m)	Custo (\$)	Custo (2021) (\$)
HCU/HP-A	41730,00	37,56	13,79	13790000	137,9	95%	131,01	0,95	3,83	0,001172	1,8162	23,94	150	\$ 3.591,09	\$ 7.397,64
GOHT/HP-A	35691,00	32,12	3,45	3450000	34,5	95%	32,78	3,24	0,96	0,016011	24,8174	286,61	400	\$ 114.645,70	\$236.170,15
GOHT/HCU	4677,12	4,21	3,45	3450000	34,5	80%	27,60	0,30	0,96	0,001508	2,3375	29,89	400	\$ 11.957,74	\$ 24.632,94
RHT/HPA	13174,67	11,86	4,14	4140000	41,4	95%	39,33	1,00	1,15	0,004104	6,3617	75,85	450	\$ 34.132,85	\$ 70.313,67
RHT/CRU	7,45	0,01	4,14	4140000	41,4	80%	33,12	0,00	1,15	0,000002	0,0026	3,23	400	\$ 1.291,81	\$ 2.661,13
RHT/HCU	6579,88	5,92	4,14	4140000	41,4	80%	33,12	0,36	1,15	0,001473	2,2837	29,28	400	\$ 11.711,73	\$ 24.126,16
DHT/CRU	6069,00	5,46	3,45	3450000	34,5	80%	27,60	0,40	0,96	0,001957	3,0331	37,84	400	\$ 15.135,36	\$ 31.178,85
NHT/RHT	4381,00	3,94	2,07	2070000	20,7	75%	15,53	0,44	0,57	0,003588	5,5607	66,70	50	\$ 3.335,14	\$ 6.870,40
TOTAL	112310,12	101,079108												\$ 195,80	\$ 403,35

Fonte: Elaboração Própria.

APÊNDICE D – Custos do Estudo de Caso Quatro – Presente Trabalho Planta D

Custo - Compressores															
Compressor	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Entrada (Bar)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Saída (MPa)	Pressão de Saída (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão de Operação (Nm³/h)	Vazão de Operação (m³/h)	Vazão de Operação (m³/s)	Densidade (kg/m³)	Energia (KJ/s)	Energia (KWh)	Custo do Compressor (k\$)	Custo (\$) (2021)
K4-D	1,20	12,00	1200000	7	70	90%	10,8	22000	18266,49	5,07	0,33	12792,79	12792,79	\$ 116,95	\$ 240,93
K5-D	1,20	12,00	1200000	10	100	99%	11,88	23000	24102,74	6,70	0,33	21402,20	21402,20	\$ 118,27	\$ 243,64
K6-D	1,20	12,00	1200000	20	200	95%	11,4	44000	41298,16	11,47	0,33	54076,24	54076,24	\$ 123,26	\$ 253,92
K7-D*	7,00	70,00	7000000	10	100	97%	67,9	35500	6026,44	1,67	1,94	119,56	119,56	\$ 115,02	\$ 236,94
K8-D*	1,20	12,00	1200000	7	70	92%	11,04	12500	10880,88	3,02	0,33	7620,34	7620,34	\$ 116,16	\$ 239,30
TOTAL												96011,12	96011,12	\$ 589,67	\$ 1.214,72
Custo - Correntes															
Correntes	Vazão (Nm³/h)	Vazão de Operação (MMscfd)	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Entrada (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão (m³/s)	Densidade (kg/m³)	D² (m2)	D² (in2)	Custo (\$/m)	Distância (m)	Custo (\$)	Custo (\$) (2021)
WHT/PSA	11500	10,35	10	10000000	100	99%	99,00	0,40	2,78	0,000686	1,0627	15,34	150	\$ 2.300,33	\$ 4.738,69
WHT/FER	11500	10,35	10	10000000	100	97%	97,00	0,38	2,78	0,000648	1,0042	14,67	450	\$ 6.600,39	\$ 13.596,81
CDHT/FER	24000	21,60	7	7000000	70	97%	67,90	1,13	1,94	0,002759	4,2768	52,04	200	\$ 10.408,27	\$ 21.441,04
HC/HP2-D	25000	22,50	20	20000000	200	95%	190,00	0,39	5,55	0,000334	0,5173	9,11	150	\$ 1.366,08	\$ 2.814,12
HC/HP1-D	2889	2,60	20	20000000	200	95%	190,00	0,05	5,55	0,000039	0,0598	3,88	150	\$ 582,39	\$ 1.199,73
HC/CCR	16111	14,50	20	20000000	200	92%	184,00	0,23	5,55	0,000199	0,3092	6,73	200	\$ 1.346,11	\$ 2.772,99
SDHT/CCR	12500	11,25	7	7000000	70	92%	64,40	0,52	1,94	0,001263	1,9581	25,56	300	\$ 7.668,30	\$ 15.796,70
DHT/SCR	5960	5,36	7	7000000	70	90%	63,00	0,24	1,94	0,000575	0,8905	13,37	400	\$ 5.347,86	\$ 11.016,59
KHT/SCR	2171	1,95	5	5000000	50	90%	45,00	0,12	1,39	0,000410	0,6358	10,46	300	\$ 3.138,19	\$ 6.464,68
KHT/CDHT	1628,57	1,47	5	5000000	50	83%	41,50	0,08	1,39	0,000265	0,4106	7,89	100	\$ 788,91	\$ 1.625,15
TOTAL		101,933613												\$ 39,55	\$ 81,47

Fonte: Elaboração Própria.

APÊNDICE E – Custo do Compressor do Estudo de Caso Quatro – Presente Trabalho
Planta A + D

Custo - Compressores															
Compressor	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Entrada (Bar)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Saída (MPa)	Pressão de Saída (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão de Operação (Nm³/h)	Vazão de Operação (m³/h)	Vazão de Operação (m³/s)	Densidade (kg/m³)	Energia (KJ/s)	Energia (KWh)	Custo do Compressor (k\$)	Custo (\$) (2021)
K1-A	2,1	20,7	2070000	13,79	137,90	95%	19,67	35163,00	19132,64	5,31	0,57	8518,92	8518,92	\$ 116,30	\$ 239,58
K2-A	2,1	20,7	2070000	13,79	137,90	95%	19,67	23018,37	12524,59	3,48	0,57	5576,65	5576,65	\$ 115,85	\$ 238,66
K3-A	2,1	20,7	2070000	4,14	41,40	95%	19,67	12470,00	6785,09	1,88	0,57	927,40	927,40	\$ 115,14	\$ 237,19
K4-D	1,2	12,0	1200000	7,00	70,00	92%	11,04	22000,00	19150,36	5,32	0,33	13411,79	13411,79	\$ 117,05	\$ 241,12
K5-D	1,2	12,0	1200000	10,00	100,00	99%	11,88	23000,00	24102,74	6,70	0,33	21402,20	21402,20	\$ 118,27	\$ 243,64
K6-D	1,2	12,0	1200000	20,00	200,00	92%	11,04	38976,00	33927,47	9,42	0,33	44424,98	44424,98	\$ 121,79	\$ 250,88
K7*	1,2	12,0	1200000	7,00	70,00	92%	11,04	23598,40	20541,72	5,71	0,33	14386,22	14386,22	\$ 117,20	\$ 241,43
K8*	1,2	12,0	1200000	7,00	70,00	90%	10,80	7913,88	6570,86	1,83	0,33	4601,84	4601,84	\$ 115,70	\$ 238,35
K9*	1,6	16,0	1600000	7,00	70,00	83%	13,28	1990,00	1066,87	0,30	0,44	449,54	449,54	\$ 115,07	\$ 237,04
TOTAL												113699,54	113699,54	\$ 1.052,37	\$ 2.167,88

Fonte: Elaboração Própria.

**APÊNDICE F – Custo de Tubulação do Estudo de Caso Quatro – Presente Trabalho Planta
A + D**

Custo - Correntes															
Correntes	Vazão (Nm³/h)	Vazão de Operação (MMscfd)	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Entrada (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão (m³/s)	Densidade (kg/m³)	D² (m2)	D² (in2)	Custo (\$/m)	Distância (m)	Custo (\$)	Custo (\$) (2021)
WHT/PSA	11500	10,35	10,00	10000000	100	99%	99,00	0,40	2,78	0,000686	1,0627	15,34	150	\$ 2.300,33	\$ 4.738,69
WHT/FER	11500	10,35	10,00	10000000	100	97%	97,00	0,38	2,78	0,000648	1,0042	14,67	1000	\$ 14.667,54	\$ 30.215,14
CDHT/FER	12000	10,80	7,00	7000000	70	97%	67,90	0,57	1,94	0,001380	2,1384	27,62	1000	\$ 27.620,68	\$ 56.898,59
CDHT/HP-A	12000	10,80	7,00	7000000	70	95%	66,50	0,54	1,94	0,001308	2,0268	26,35	1000	\$ 26.346,55	\$ 54.273,90
HCU/HP-A	41730	37,56	13,79	13790000	138	95%	131,01	0,95	3,83	0,001172	1,8162	23,94	150	\$ 3.591,09	\$ 7.397,64
HC/HP-A	25984	23,39	20,00	20000000	200	95%	190,00	0,41	5,55	0,000347	0,5376	9,34	1000	\$ 9.339,70	\$ 19.239,78
HC/CCR	12992	11,69	20,00	20000000	200	92%	184,00	0,19	5,55	0,000161	0,2493	6,05	200	\$ 1.209,41	\$ 2.491,38
GOHT/HP-A	15590	14,03	3,45	3450000	35	95%	32,78	1,41	0,96	0,006994	10,8406	127,00	400	\$ 50.799,95	\$104.647,90
GOHT/CCR	23386	21,05	3,45	3450000	35	92%	31,74	1,97	0,96	0,009729	15,0807	175,42	450	\$ 78.939,73	\$162.615,84
SDHT/CCR	6622	5,96	7,00	7000000	70	92%	64,40	0,27	1,94	0,000669	1,0374	15,05	300	\$ 4.514,00	\$ 9.298,85
SDHT/HP-A	2351	2,12	7,00	7000000	70	95%	66,50	0,11	1,94	0,000256	0,3971	7,73	1000	\$ 7.734,87	\$ 15.933,84
SDHT/SCR	3527	3,17	7,00	7000000	70	90%	63,00	0,14	1,94	0,000340	0,5270	9,22	350	\$ 3.226,36	\$ 6.646,31
DHT1/CDHT	655	0,59	7,00	7000000	70	83%	58,10	0,02	1,94	0,000054	0,0843	4,16	1000	\$ 4.162,20	\$ 8.574,14
DHT1/HP-A	327	0,29	7,00	7000000	70	95%	66,50	0,01	1,94	0,000036	0,0552	3,83	500	\$ 1.915,37	\$ 3.945,67
DHT1/SCR	4387	3,95	7,00	7000000	70	90%	63,00	0,17	1,94	0,000423	0,6555	10,69	350	\$ 3.739,89	\$ 7.704,18
RHT/HCU	5019	4,52	4,14	4140000	41	80%	33,12	0,27	1,15	0,001124	1,7419	23,09	400	\$ 9.237,11	\$ 19.028,45
RHT/CDHT	1335	1,20	4,14	4140000	41	83%	34,36	0,08	1,15	0,000317	0,4909	8,81	1000	\$ 8.806,64	\$ 18.141,68
RHT/HP-A	12470	11,22	4,14	4140000	41	95%	39,33	0,94	1,15	0,003885	6,0214	71,96	300	\$ 21.589,48	\$ 44.474,32
KHT/HCU	2027	1,82	5,00	5000000	50	80%	40,00	0,09	1,39	0,000311	0,4822	8,71	1000	\$ 8.707,06	\$ 17.936,55
KHT/HP-A	1773	1,60	5,00	5000000	50	95%	47,50	0,11	1,39	0,000379	0,5871	9,90	1000	\$ 9.904,26	\$ 20.402,77
DHT2/HCU	6069	5,46	3,45	3450000	35	80%	27,60	0,40	0,96	0,001957	3,0331	37,84	1000	\$ 37.838,41	\$ 77.947,13
NHT/GOHT	4381	3,94	2,07	2070000	21	75%	15,53	0,44	0,57	0,003588	5,5607	66,70	350	\$ 23.346,01	\$ 48.092,79
TOTAL		195,862779												\$ 359,54	\$ 740,65

Fonte: Elaboração Própria.

APÊNDICE G – Custos do Estudo de Caso Quatro - Deng et al. (2018) planta A

Custo - Compressores															
Compressor	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Entrada (Bar)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Saída (MPa)	Pressão de Saída (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão de Operação (Nm³/h)	Vazão de Operação (m³/h)	Vazão de Operação (m³/s)	Densidade (kg/m³)	Energia (KJ/s)	Energia (KWh)	Custo do Compressor (k\$)	Custo (\$) (2021)
K1-A	2,069	20,69	2069000	13,79	137,9	95%	19,66	6923	3768,71	1,05	0,57	1679,40	1679,40	\$ 115,26	\$ 237,43
K2-A	2,069	20,69	2069000	13,79	137,9	95%	19,66	34807	18948,09	5,26	0,57	8443,59	8443,59	\$ 116,29	\$ 239,56
K3-A	2,069	20,69	2069000	4,138	41,38	84%	17,46	35163	14989,32	4,16	0,57	2049,75	2049,75	\$ 115,31	\$ 237,55
TOTAL												12172,74	12172,74	\$ 346,86	\$ 714,53
Custo - Correntes															
Correntes	Vazão (Nm³/h)	Vazão de Operação (MMscfd)	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Entrada (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão (m³/s)	Densidade (kg/m³)	D² (m2)	D² (in2)	Custo (\$/m)	Distância (m)	Custo (\$)	Custo (\$) (2021)
HCU/HP-A	41730	37,56	13,79	13790000	137,90	95%	131,01	0,95	3,83	0,001172	1,8162	23,94	150	\$ 3.591,09	\$ 7.397,64
GOHT/FER	27240	24,52	7,00	7000000	70,00	97%	67,90	1,28	1,94	0,003132	4,8542	58,63	1000	\$ 58.634,93	\$120.787,96
GOHT/X	11736	10,56	4,14	4138000	41,38	84%	34,92	0,69	1,15	0,002866	4,4419	53,93	300	\$ 16.178,04	\$ 33.326,77
RHT/FER	8800	7,92	7,00	7000000	70,00	97%	67,90	0,41	1,94	0,001012	1,5682	21,11	1000	\$ 21.108,50	\$ 43.483,50
RHT/X	10962	9,87	4,14	4140000	41,40	84%	34,93	0,65	1,15	0,002674	4,1450	50,54	450	\$ 22.741,00	\$ 46.846,47
DHT/HCU	2970	2,67	8,28	8276000	82,76	80%	66,21	0,08	2,30	0,000166	0,2579	6,15	400	\$ 2.458,30	\$ 5.064,09
DHT/X	3099	2,79	4,14	4138000	41,38	84%	34,92	0,18	1,15	0,000757	1,1729	16,59	350	\$ 5.808,21	\$ 11.964,91
NHT/DHT	1025	0,92	2,41	2414000	24,14	70%	16,90	0,08	0,67	0,000568	0,8811	13,26	350	\$ 4.641,78	\$ 9.562,08
NHT/HP-A	1281	1,15	2,07	2069000	20,69	95%	19,66	0,19	0,57	0,001598	2,4766	31,48	300	\$ 9.444,98	\$ 19.456,65
NHT/GOHT	3100	2,79	2,41	2414000	24,14	75%	18,11	0,26	0,67	0,001867	2,8932	36,24	300	\$ 10.872,18	\$ 22.396,70
TOTAL		100,75												\$ 155,48	\$ 320,29

Fonte: Elaboração Própria.

APÊNDICE H – Custos do Estudo de Caso Quatro - Deng et al. (2018) planta D

Custo - Compressores															
Compressor	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Entrada (Bar)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Saída (MPa)	Pressão de Saída (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão de Operação (Nm ³ /h)	Vazão de Operação (m ³ /h)	Vazão de Operação (m ³ /s)	Densidade (kg/m ³)	Energia (KJ/s)	Energia (KWh)	Custo do Compressor (k\$)	Custo (\$) (2021)
K4-D	1,2	12	1200000	7	70	84%	10,03	5570,00	4027,82	1,12	0,33	2820,85	2820,85	\$ 115,00	\$ 236,90
K5-D	1,2	12	1200000	10	100	98%	11,76	23000,00	23420,53	6,51	0,33	20796,42	20796,42	\$ 115,00	\$ 236,90
K6-D	1,2	12	1200000	20	200	94%	11,28	44000,00	40248,13	11,18	0,33	52701,33	52701,33	\$ 115,00	\$ 236,90
TOTAL												76318,60	76318,60	\$ 345,00	\$ 710,70
Custo - Correntes															
Correntes	Vazão (Nm ³ /h)	Vazão de Operação (MMscfd)	Pressão de Entrada (MPa)	Pressão de Entrada (Pa)	Pressão de Entrada (Bar)	Concentração de Entrada de H2	Pressão Parcial (Bar)	Vazão (m ³ /s)	Densidade (kg/m ³)	D ² (m2)	D ² (in2)	Custo (\$/m)	Distância (m)	Custo (\$)	Custo (\$) (2021)
CDHT/FER	22230	20,01	7,00	7000000	70,00	97%	67,90	1,05	1,94	0,002556	3,9614	48,44	200	\$ 9.687,86	\$ 19.956,99
CDHT/C1	1770	1,59	7,00	7000000	70,00	88%	61,38	0,07	1,94	0,000162	0,2510	6,07	450	\$ 2.730,13	\$ 5.624,07
KHT/C1	3800	3,42	7,00	7000000	70,00	88%	61,38	0,14	1,94	0,000348	0,5390	9,36	400	\$ 3.742,02	\$ 7.708,55
DHT/FER	3506	3,16	7,00	7000000	70,00	97%	67,90	0,17	1,94	0,000403	0,6248	10,33	1000	\$10.334,91	\$ 21.289,91
DHT/HCU*	2454	2,21	8,28	8276000	82,76	80%	66,21	0,07	2,30	0,000138	0,2131	5,63	1000	\$ 5.633,96	\$ 11.605,95
SDHT/FER	8824	7,94	7,00	7000000	70,00	97%	67,90	0,42	1,94	0,001014	1,5724	21,16	1000	\$21.157,34	\$ 43.584,11
SDHT/HCU	3676	3,31	8,28	8276000	82,76	80%	66,21	0,10	2,30	0,000206	0,3193	6,85	1000	\$ 6.845,97	\$ 14.102,71
WHT/C2	23000	20,70	10,00	10000000	100,00	98%	98,00	0,78	2,78	0,001332	2,0652	26,78	1250	\$33.480,17	\$ 68.969,14
HC/C2	44000	39,60	20,00	20000000	200,00	94%	188,00	0,67	5,55	0,000572	0,8872	13,33	1200	\$15.998,79	\$ 32.957,50
TOTAL		101,934												\$ 109,61	\$ 225,80

Fonte: Elaboração Própria.