

CENTRO DE TECNOLOGIA DA INDÚSTRIA QUÍMICA E TÊXTIL
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA SENAI: CENTRO DE TECNOLOGIA DA
INDÚSTRIA QUÍMICA E TÊXTIL

Eduardo Oliveira Schmidt

Julia Suzano de Matos

Projeto de Reforma a Vapor do Gás Natural para produção de Hidrogênio Cinza

Rio de Janeiro

2024

Eduardo Oliveira Schmidt

Julia Suzano de Matos

Projeto de Reforma a Vapor do Gás Natural para produção de Hidrogênio Cinza

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de graduação em engenharia química, da Faculdade de Engenharia Química SENAI CETIQT, como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em engenharia química.

Orientador (a): Héctor Napoleão Cozendey da Silva

Rio de Janeiro

2024

Schmidt, Eduardo Oliveira; Matos, Julia Suzano de.

Projeto de reforma a vapor do gás natural para produção de hidrogênio cinza / Eduardo Oliveira Schmidt; Julia Suzano de Matos. -- 2024.
nº. f. : il.

Orientador: Héctor Napoleão Cozendey da Silva

Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharel) – Senai CETIQT, Barra da Tijuca, Rio de Janeiro, 2024.

1. Reforma do gás natural. 2. Produção de hidrogênio. 3. Hidrogênio Cinza. 4. Simulação. 5. Projeto. I. Projeto de reforma a vapor do gás natural para produção de hidrogênio cinza.

Eduardo Oliveira Schimidt

Julia Suzano de Matos

Projeto de Reforma a Vapor do Gás Natural para produção de Hidrogênio Cinza

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de graduação em engenharia química, da Faculdade de Engenharia Química SENAI CETIQT, como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em engenharia química.

Aprovada em: 26/11/2024

Aprovado por:

Assinado eletronicamente

Héctor Napoleão Cozendey da Silva, D.Sc.

Banca Examinadora:

Gilliani P. Miranda

Gilliani Peixoto Miranda, M.Sc, DNV

Marta Cristina Picardo

Marta Cristina Picardo, D.Sc, Senai CETIQT

Roberto Bentes de Carvalho

Roberto Bentes de Carvalho, D.Sc, Senai CETIQT

Rio de Janeiro

2024

AGRADECIMENTOS

Ao nosso orientador, Héctor Napoleão Cozendey da Silva. Sua orientação, paciência e dedicação não apenas enriqueceram o desenvolvimento deste Trabalho de Conclusão de Curso, mas também marcaram positivamente nossa trajetória acadêmica como um todo. Sua confiança e amizade foram fundamentais em cada etapa desse percurso.

Agradecemos às nossas famílias, que sempre nos apoiaram e incentivaram ao longo dessa jornada. Em especial, aos pais de Eduardo, Alteman Alfredo Schmidt e Fátima Oliveira da Silva, e aos pais de Julia, Carlos Alberto de Matos e Ana Claudia Suzano Ramalho, por sua presença constante, amor incondicional e por acreditarem em nosso potencial, mesmo diante dos desafios.

Ao corpo docente e à Coordenação do Curso de Engenharia Química da Faculdade Senai CETIQT, nossa admiração e gratidão pelo comprometimento e apoio durante toda nossa formação. Sempre estiveram dispostos a ajudar em momentos de dificuldade e a nos inspirar a buscar excelência.

Agradecemos aos professores Alex Vazzoler, Gilliani Peixoto Miranda e Tanise Mori Flores, que, mesmo não integrando mais o corpo docente do Senai CETIQT, desempenharam papéis decisivos em nossa formação acadêmica e pessoal.

Por fim, aos amigos e companheiros Alessandra Campos Khunner, Maria Clara de Carvalho, Leticia Leiroz Fanguiera Campos, Samara Coutinho Adame e Ana Beatriz Suzano de Matos, agradecemos o companheirismo, apoio e pelos momentos de descontração que tornaram nossa caminhada mais leve e significativa. Cada um de vocês contribuiu para tornar esta experiência ainda mais especial e memorável.

“Jamais considere seus estudos como uma obrigação, mas como uma oportunidade invejável para aprender a conhecer a beleza libertadora do intelecto para seu próprio prazer pessoal e para proveito da comunidade à qual seu futuro trabalho pertencer. ”

(Albert Einstein)

RESUMO

Neste trabalho, foi desenvolvido um projeto para o processo de reforma a vapor de metano (SMR) com o objetivo de produzir hidrogênio, focando no desenvolvimento técnico e no dimensionamento de uma planta industrial com capacidade para gerar 160 toneladas diárias de hidrogênio. A pesquisa incluiu a simulação do processo utilizando o software Aspen HYSYS, o dimensionamento detalhado dos equipamentos e a integração energética. O estudo apresentou as etapas principais do processo por meio de um memorial descritivo, abordando o pré-tratamento do gás natural, a reforma do metano, as reações de deslocamento gás-água (Water-Gás Shift) e a purificação final por adsorção por oscilação de pressão (PSA), para alcançar hidrogênio com pureza de 99,9%. Além disso, foram elaborados os desenhos de engenharia, como o Fluxograma de Processo (PFD) e o Diagrama de Tubulações e Instrumentação (P&ID). Uma Análise Preliminar de Riscos (APR) foi realizada para identificar e mitigar potenciais riscos associados ao processo, como fragilização de materiais por hidrogênio e emissões de monóxido de carbono, com recomendações para garantir segurança operacional e conformidade ambiental. O dimensionamento dos equipamentos, como compressores e trocadores de calor, foi realizado por meio de Memórias de Cálculo baseadas em condições operacionais reais, destacando a viabilidade técnica do projeto. Também foram desenvolvidas folhas de dados para os equipamentos e listas de documentos para garantir a organização e o gerenciamento do trabalho.

Palavras-chave: Reforma a vapor, hidrogênio, análise de risco, dimensionamento de equipamentos, projeto de engenharia.

ABSTRACT

This work presents a project on the steam methane reforming (SMR) process for hydrogen production, focusing on the technical development and sizing of an industrial plant with the capacity to produce 160 tons of hydrogen per day. The research included process simulation using Aspen HYSYS software, detailed equipment sizing, and energy integration. The study outlined the main stages of the process through a descriptive memorial, covering natural gas pre-treatment, methane reforming, water-gas shift reactions (WGS), and final purification by pressure swing adsorption (PSA), aiming to obtain hydrogen with 99.9% purity. Additionally, engineering drawings were developed, including the Process Flow Diagram (PFD) and the Piping and Instrumentation Diagram (P&ID). A Preliminary Risk Analysis (PRA) was conducted to identify and mitigate potential risks associated with the process, such as hydrogen embrittlement of materials and carbon monoxide emissions, with recommendations for ensuring operational safety and environmental compliance. The sizing of key equipment, such as compressors and heat exchangers, was performed through Calculation Memoranda based on real operational conditions, highlighting the technical feasibility of the project. Data sheets for the equipment and document lists were also developed to ensure proper organization and management of the work.

Keywords: Steam reforming, hydrogen, risk analysis, equipment sizing, engineering project

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1: REPRESENTAÇÃO DO PFD	32
FIGURA 2: REPRESENTAÇÃO DO P&ID	36
FIGURA 3: REPRESENTAÇÃO DA SIMULÇÃO NO ASPEN HYSYS	40
FIGURA 4: DETERMINAÇÃO DA CLASSE DE PRESSÃO PARA TUBULAÇÕES DE AÇO INOX 316L.	43
FIGURA 5: GRÁFICO PARA ESCOLHA DO COMPRESSOR	44
FIGURA 6: ESCOLHA DE COMPRESSOR ADEQUADO PARA AS CONDIÇÕES DE PROCESSO.....	45
FIGURA 7: TUBOS DE AÇO COMERCIAIS.....	49
FIGURA 8: ESQUEMA DE RESFRIAMENTO DA CORRENTE DE SAÍDA DO R-102002	51
FIGURA 9: REPRESENTAÇÃO DO TROCADOR E-103.....	53
FIGURA 10: PARÂMETROS DO TROCADOR E-103.....	54
FIGURA 11: PADRÃO DE TUBOS DO TROCADOR E-103.....	55
FIGURA 12: LAYOUT DO CASCO E DEFLETORES DO TROCADOR E-103.....	55
FIGURA 13: DADOS DE PROCESSO DO TROCADOR E-103	56
FIGURA 14: ESQUEMA DE RESFRIAMENTO DA CORRENTE DE SAÍDA DO R-102002	58
FIGURA 15:REPRESENTAÇÃO DO TROCADOR E-101.....	59
FIGURA 16: DIVISÃO DAS CORRENTES 36 E 38.....	61
FIGURA 17:PARÂMETROS DO TROCADOR E-101.....	62
FIGURA 18: PADRÃO DE TUBOS DO TROCADOR E-101.....	63
FIGURA 19: LAYOUT DO CASCO E DEFLETORES DO TROCADOR E-101.....	63
FIGURA 20: DADOS DE PROCESSO DO TROCADOR E-101	64
FIGURA 21:INTERVALOS DE TEMPERATURA.	70
FIGURA 22: MATRIZ DE TOLERABILIDADE.....	74

LISTA DE TABELAS

TABELA 1: COMPOSIÇÃO DE ALIMENTAÇÃO DO GÁS NATURAL	22
TABELA 2: COMPOSIÇÃO DO TAIL GAS DA PSA	27
TABELA 3: PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS DO PROCESSO	33
TABELA 4: DADOS DE ENTRADA E SAÍDA DO COMPRESSOR RETIRADAS DA SIMULAÇÃO HYSYS.	42
TABELA 5: CRITÉRIOS DE VELOCIDADE E PERDA DE CARGA.....	44
TABELA 6: RESULTADOS DA COMPARAÇÃO DE DIÂMETROS PARA A TUBULAÇÃO DE ENTRADA DO COMPRESSOR.....	48
TABELA 7: RESULTADOS DA COMPARAÇÃO DE DIÂMETROS PARA A TUBULAÇÃO DE SAÍDA DO COMPRESSOR.....	48
TABELA 8: RESULTADOS OBTIDOS O PARA O COMPRESSOR.....	49
TABELA 9: CONDIÇÕES DE ENTRADA E SAÍDA DO TROCADOR P-101002.....	51
TABELA 10: CONDIÇÕES DA CORRENTE DE SAÍDA DO REATOR R-102001	52
TABELA 11: CONDIÇÕES DE ENTRADA E SAÍDA DO TROCADOR P-102002.....	58
TABELA 12; DADOS DE ENTRADA E SAÍDA DOS TROCADORES RETIRADAS DA SIMULAÇÃO HYSYS.	66
TABELA 13: RESULTADO DO CASCATEAMENTO.	70
TABELA 14: RECOMENDAÇÕES PARA A APR	75
TABELA 15: CONSIDERAÇÕES DA APR.....	76
TABELA 16: DADOS OPERACIONAIS DA SIMULAÇÃO.....	87
TABELA 17: COMPOSIÇÕES MOLARES DAS CORRENTES DA SIMULAÇÃO	88

LISTA DE QUADROS

QUADRO 1: REGRA DE CODIFICAÇÃO DOS DOCUMENTOS	17
QUADRO 2: DOCUMENTOS DESENVOLVIDOS	19
QUADRO 3: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA PARA O MEMORIAL DESCRITIVO ..	21
QUADRO 4: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA PARA MC DE COMPRESSOR C-101001	41
QUADRO 5: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA PARA MC DO TROCADOR E-103	50
QUADRO 6: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIAS PARA MC DO TRACADOR E-101 ..	57
QUADRO 7: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA PARA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	65
QUADRO 8: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA PARA APR.....	72

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO	14
1.1. INTRODUÇÃO	14
1.2. OBJETIVOS.....	15
1.2.1 Objetivo Geral	15
1.2.2 Objetivos Específicos	16
CAPÍTULO 2 – LISTAS.....	17
2.1 LISTA DE DOCUMENTOS.....	17
2.1.1 Introdução.....	17
2.1.2 Listagem	18
CAPÍTULO 3 – MEMORIAL DESCRITIVO DO PROCESSO.....	20
3.1 OBJETIVO.....	20
3.2 METODOLOGIA	20
3.4 DESCRIÇÃO DO PROCESSO	21
3.4.1 Alimentação da Planta	22
3.4.2 Tratamento do Gás Natural.....	23
3.4.3 Reforma a Vapor	24
3.4.4 Conversão por Deslocamento em alta e baixa temperatura.....	25
3.4.5 Purificação do gás de processo por PSA	26
3.4.6 Geração de Vapor	27
3.4.8 Rendimento.....	28
CAPÍTULO 4 – DESENHOS DE ENGENHARIA.....	30
4.1 PFD.....	30
4.1.1 Etapas do Processo	30
4.1.2 Lista De Documentos	33
4.2 P&ID	33
CAPÍTULO 5 – SIMULAÇÃO.....	37

5.1 OBJETIVO	37
5.2 METODOLOGIA E CONSIDERAÇÕES	37
CAPÍTULO 6 – MEMÓRIAS DE CÁLCULO	41
6.1 MEMÓRIA DE CÁLCULO – COMPRESSOR C-101001	41
6.1.1 Objetivo	41
6.1.2 Documentos de Referência	41
6.1.3 Dados e Premissas	41
6.1.4 Cálculos	45
6.1.5 Resultados	47
6.2 MEMÓRIA DE CÁLCULO – TROCADOR E-103	49
6.2.1 Objetivo	49
6.2.2 Documentos de Referência	50
6.2.3 Dados e Premissas	50
6.2.4 Metodologia	53
6.2.5 Resultados	54
6.3 MEMÓRIA DE CÁLCULO – TROCADOR E-101	57
6.3.1 Objetivo	57
6.3.2 Documentos de Referência	57
6.3.3 Dados e Premissas	57
6.3.4 Metodologia	59
6.3.5 Resultados	60
6.4 MEMÓRIA DE CÁLCULO – INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	64
6.4.1 Objetivo	64
6.4.2 Documentos de Referência	65
6.4.3 Dados e Metodologia	65
6.4.4 Resultados	69
CAPÍTULO 7 – ANÁLISE PRELIMINAR DE RISCOS	72

7.1 OBJETIVO	72
DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA	72
7.2	72
7.3 JUSTIFICATIVA	72
7.4 METODOLOGIA	73
7.5 RESULTADOS	74
7.5.1 Lista de Recomendações	74
7.5.2 APR	76
CAPÍTULO 8 – CONCLUSÃO	80
8.1 TRABALHOS FUTUROS	81
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	83
APÊNDICE A – DADOS DA SIMULAÇÃO SI-SN-RVM-001	87
APÊNDICE B – PLANILHA DE MEMÓRIA CÁLCULO DE COMPRESSORES.....	91
APÊNDICE C – PLANILHA DE INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	95
APÊNDICE D – FOLHAS DE DADOS	97

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

1.1. INTRODUÇÃO

O hidrogênio (H) é o elemento mais abundante do universo, embora sua ocorrência na Terra seja rara em forma elementar. Para ser utilizado, o hidrogênio precisa ser obtido a partir de matérias-primas contendo este elemento, como água, biomassa, combustíveis fósseis ou resíduos, o que exige consumo energético significativo. O hidrogênio molecular (H₂) pode ser armazenado como líquido, gás ou em compostos químicos, sendo convertido em energia por combustão em motores, fornos e turbinas, ou por meio de processos eletroquímicos, como em células a combustível, além de ciclos combinados (U.S. DOE, 2020).

A importância do hidrogênio no contexto energético atual está ligada a uma série de fatores. A crescente preocupação global com o aquecimento global, impulsionada pelo aumento nas emissões de gases de efeito estufa (GEE), é uma das principais motivações para a busca por fontes de energia mais limpas. Em 2016, os combustíveis fósseis representavam mais de 80% do consumo energético mundial, contribuindo não apenas para mudanças climáticas, mas também para problemas ambientais como poluição do solo, água e ar (GONZÁLEZ-GARCÍA et al., 2016). Essa situação tem incentivado o desenvolvimento de processos mais limpos e eficientes para geração de energia, com foco no uso sustentável dos recursos naturais e na redução de emissões de GEE (DAHUNSI *et al.*, 2017).

Nesse cenário, o hidrogênio desponta como um dos principais vetores energéticos do futuro. Sua ampla disponibilidade de matérias-primas, alta versatilidade produtiva e potencial de geração de energia sem emissões de carbono tornam-no um elemento estratégico para a transição energética global. Adicionalmente, as diretrizes de desenvolvimento sustentável buscam harmonizar progresso econômico, social e ambiental, colocando o hidrogênio como protagonista na descarbonização do setor energético (SOUZA, 2018).

O processo de reforma a vapor do gás natural é atualmente a principal tecnologia utilizada para a produção de hidrogênio. Nesse processo, o gás natural,

predominantemente composto por metano (CH_4), passa por uma purificação para remoção de impurezas, como compostos sulfurados. Em seguida, o metano reage com vapor d'água em altas temperaturas ($700\text{--}1.000^\circ\text{C}$), na presença de catalisadores, gerando monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H_2). No processo subsequente de "shift gás-água", o monóxido de carbono reage com mais vapor d'água, formando dióxido de carbono (CO_2) e liberando hidrogênio adicional. Após a purificação, obtém-se um hidrogênio de alta pureza (LEE et al., 2021)

Essa rota, conhecida como "hidrogênio cinza", é economicamente viável, mas resulta na emissão de grandes volumes de CO_2 , o que tem incentivado o desenvolvimento de alternativas mais sustentáveis, como a captura de carbono e o uso de matérias-primas renováveis (EPE, 2021).

O uso do gás natural para a reforma do hidrogênio, em vez de seu emprego direto como combustível, deve-se ao fato de que o potencial de geração de gases de efeito estufa do gás natural é maior do que o do hidrogênio. Assim, mesmo que esse processo ainda gere CO_2 , é possível compensar as emissões e manter um crédito de carbono positivo (EPE, 2021).

Alternativas tecnológicas estão sendo exploradas para mitigar as emissões de CO_2 , incluindo a reforma a vapor com captura de carbono (hidrogênio azul), a eletrólise da água utilizando fontes renováveis (hidrogênio verde) e a pirólise do metano (hidrogênio turquesa), entre outras. Essas rotas fazem parte dos estudos sobre a transição energética e possuem grande potencial para a redução das emissões de gases de efeito estufa (EPE, 2021).

1.2. OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo Geral

O presente estudo tem como objetivo principal realizar o projeto de uma planta de reforma a vapor do gás natural para a produção de hidrogênio cinza, a rota mais utilizada atualmente. O trabalho busca abordar os aspectos técnicos dessa tecnologia, realizar uma

simulação preliminar de uma planta de produção de H_2 , e avaliar suas implicações e desafios. Além disso, pretende contribuir para uma visão abrangente sobre o papel do hidrogênio na matriz energética global, considerando suas limitações e potencialidades e então desenvolver um Livro de engenharia contendo todas as informações desenvolvidas ao longo do projeto de TCC.

1.2.2 Objetivos Específicos

- Simular o processo de produção de hidrogênio cinza através da tecnologia padrão;
- Desenvolver Listas de Equipamentos e Documentos do processo trabalhado;
- Desenvolver um Memorial Descritivo do processo trabalhado;
- Desenvolver Desenhos de engenharia para o processo incluindo Fluxograma de Processo (*PFD*) e o Diagrama de Tubulações e Instrumentação (*P&ID*);
- Dimensionar equipamentos específicos do processo e desenvolver suas folhas de dados;
- Desenvolver uma memória de cálculo para integração energética do processo;
- Desenvolver uma Análise Preliminar de Riscos para um setor específico do processo.

CAPÍTULO 2 – LISTAS

2.1 LISTA DE DOCUMENTOS

2.1.1 Introdução

A codificação de todos os documentos obedece à seguinte regra do quadro abaixo, onde os grupos de siglas indicam, respectivamente, o tipo de documento, a contratante do projeto, a identificação do projeto, a disciplina que realizou o documento, o sequencial e a revisão em que o documento se encontra.

QUADRO 1: REGRA DE CODIFICAÇÃO DOS DOCUMENTOS

Grupo 1	Grupo 2	Grupo 3	Grupo 4	Grupo 5	Grupo 6
LL-	SN-	RVM-	LLL-	NNN-	N

Fonte: Autoria Própria.

Os grupos básicos que constituem o número codificado são descritos abaixo:

Grupo 1 – Tipo de documento:

- DE – Desenho: Diagrama de Blocos de processo; Fluxograma de Processo; Fluxograma de Engenharia de Tubulação e Instrumentação; e Fluxograma de Engenharia de Nota Gerais e Legendas;
- MC – Memória de Cálculo;
- LI – Lista;
- TP – Tabela de Processos;
- MD – Memorial Descritivo;
- RT – Relatório Técnico.

Grupo 2 – Contratante do projeto

- SN - SENAI CETIQT.

Grupo 3 – Identificação do projeto:

- RVM – Reforma a Vapor do Metano

Grupo 4 – Disciplina:

- COO – Coordenação;
- ENG – Engenharia;
- PRO – Processo;
- INS – Instrumentação/Automação;
- MEC – Mecânica.

Grupo 5 – Sequencial:

- Ordem sequencial da numeração dos documentos do mesmo tipo.

Grupo 6 – Revisão:

- Versão da revisão realizada em ordem numérica.

2.1.2 Listagem

Seguindo a regra de codificação, foi elaborado o seguinte quadro, listando todos os documentos que fazem parte do escopo do projeto:

QUADRO 2: DOCUMENTOS DESENVOLVIDOS

Documento	Título	Revisão
Desenhos		
DE-SN-RVM-PRO-001	Fluxograma de processos	02
DE-SN-RVM-ENG-002	P&id – sistema de hidrogenação e dessulfurização do gás natural	02
Memória de cálculo		
MC-SN-RVM-PRO-001	Memória de cálculo – compressor c-101001	02
MC-SN-RVM-PRO-002	Memória de cálculo – trocador e-103	02
MC-SN-RVM-PRO-003	Memória de cálculo - trocador e-101	02
MC-SN-RVM-PRO-004	Memória de cálculo – integração energética	01
Folha de dados		
FD-SN-RVM-PRO-001	Folha de dados do compressor	01
FD-SN-RVM-PRO-002	Folha de dados – trocador e-103	02
FD-SN-RVM-PRO-003	Folha de dados - trocador e-101	02
Memorial descritivo		
MD-SN-RVM-ENG-001	Memorial descritivo de processo	02
Listas		
LI-SN-RVM-COO-001	Lista de documentos	02
LI-SN-RVM-PRO-001	Lista de equipamentos	02
Apr		
RL-SN-RVM-PRO-001	Análise preliminar de riscos	02

Fonte: Autoria Própria.

CAPÍTULO 3 – MEMORIAL DESCRITIVO DO PROCESSO

3.1 OBJETIVO

O objetivo deste memorial descritivo é fornecer uma descrição técnica detalhada e organizada de todas as etapas e condições envolvidas no processo de reforma a vapor do metano (*SMR*), visando orientar a execução, operação e controle da produção de hidrogênio. O documento deve especificar os materiais utilizados, as reações químicas envolvidas, os equipamentos e sistemas necessários, fornecendo uma base para otimizar o desempenho do processo.

3.2 METODOLOGIA

A metodologia deste memorial descritivo segue uma abordagem sistemática e objetiva, estruturada em etapas que garantem clareza e precisão das informações técnicas. Primeiramente, define-se claramente o processo a ser descrito — neste caso, a reforma a vapor do metano —, destacando seus objetivos, características principais e relevância no contexto industrial, energético e ambiental.

Em seguida, são coletadas informações técnicas relevantes a partir de fontes confiáveis, como livros, artigos e normativas. Esses dados envolvem matérias-primas (metano e vapor), reações químicas (reforma do metano e *shift*), propriedades dos produtos (hidrogênio e CO_2), subprodutos e parâmetros operacionais (temperatura, pressão e fluxogramas de processo).

Com as informações coletadas, realiza-se uma simulação do processo para realizar os cálculos de balanço de massa e energia, ajustando as condições operacionais e sistemas para otimizar o desempenho. Paralelamente, desenvolve-se um PFD, que proporciona uma visão clara das operações envolvidas, esses documentos devem ser consultados durante a leitura deste documento.

3.3 DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA

Para a elaboração desta memória de cálculo, utilizaram-se como base os seguintes documentos do quadro a seguir:

QUADRO 3: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA PARA O MEMORIAL DESCRITIVO

Documento	Título	Revisão
SI-SN-RVM-001=01	Projeto TCC - Simulação SMR	1
DE-SN-RVM-PRO-001=02	Fluxograma de processos	2

Fonte: Autoria Própria.

3.4 DESCRIÇÃO DO PROCESSO

A planta de obtenção de hidrogênio a partir do gás natural, projetada neste trabalho, possui capacidade para produzir aproximadamente 6720 kg/h de hidrogênio, ou cerca de 160 toneladas diárias, com uma pureza de 99,9%. Essa produção é baseada em uma alimentação de 25.000 kg/h de gás natural, utilizando como etapas principais a reforma a vapor, a conversão por deslocamento em alta temperatura (*HTS*) e a adsorção por variação de pressão (*PSA*) (MOLBURG e DOCTOR, 2003).

O processo foi escolhido devido à sua viabilidade econômica, facilidade de operação e alta confiabilidade, sendo atualmente a tecnologia predominante para a produção de hidrogênio (EPE, 2022).

A capacidade projetada da planta foi definida com base em exemplos de instalações existentes, conforme demonstrado na nota técnica sobre produção de hidrogênio cinza publicada pela Empresa de Pesquisa Energética (EPE, 2021).

As principais etapas de processamento incluem:

- Purificação da matéria-prima
- Reforma a vapor do metano
- Conversão por deslocamento em alta e baixa temperatura
- Purificação do gás de processo por PSA
- Geração de vapor

3.4.1 Alimentação da Planta

A reforma a vapor de metano é amplamente utilizada com matérias-primas como gás natural ou nafta; neste projeto, entretanto, foi escolhido o gás natural como fonte principal, com uma alimentação de 25 toneladas por hora. Como o gás natural possui uma composição variável, essa característica pode impactar significativamente o design ideal da planta. Em particular, é essencial considerar a presença de compostos de enxofre, que influenciam o desempenho e a durabilidade dos equipamentos e catalisadores. Assumir que o gás natural se comporta como metano puro resultaria em um projeto inadequado. Por essa razão, foram incorporados equipamentos capazes de processar uma ampla variedade de composições de gás natural (MOLBURG e DOCTOR, 2003).

TABELA 1: COMPOSIÇÃO DE ALIMENTAÇÃO DO GÁS NATURAL

Componentes	Composição molar
Metano	0,950
Etano	0,014
Dióxido de Carbono	0,002
Nitrogênio	0,025
Mercaptanos	0,010

Fonte: CNI (2019).

3.4.2 Tratamento do Gás Natural

A primeira etapa do processo de purificação do gás natural envolve a remoção de impurezas, como os compostos sulfurados. Esses compostos são prejudiciais, pois podem envenenar o catalisador, comprometendo a eficiência do processo e a integridade dos equipamentos (EPE, 2022).

O processo selecionado para purificar o gás e remover o enxofre é a Hidrodessulfurização (*HDS*). Esse processo utiliza hidrogênio para remover os compostos sulfurados de correntes de hidrocarbonetos, incluindo o gás natural (YAMAGUCHI, 2003). A corrente de alimentação do gás natural é misturada com hidrogênio reciclado da PSA a uma proporção molar de 1:1 em relação a composição de mercaptano presente no gás natural, a temperatura de 62°C e pressão 28 kgf/cm². Em seguida, a mistura é pressurizada a 45 kg/cm² no compressor C-101001A/B e aquecida no trocador de calor P-100102 até 370°C (MOLBURG e DOCTOR, 2003).

A mistura aquecida entra no hidrogenador R-100101, onde o enxofre da alimentação é hidrogenado a H₂S sobre um catalisador de cobalto/molibdênio. O reator de hidrogenação utiliza um catalisador de óxido de alumínio impregnado com cobalto/molibdênio para promover a reação de hidrogenação, conforme a equação 1. (GARY *et. al*, 2008).



A corrente contendo gás natural, hidrogênio e H₂S é então direcionada a um dos dessulfurizadores, R-101002A/B. Estes reatores operam alternadamente com 100% da capacidade, permitindo que, quando houver a saturação do leito, este possa ser retirado de linha para manutenção e substituição do leito saturado, ficando em stand by, enquanto a planta continua em operação, acionando o outro reator.

Esses dessulfurizadores removem o H₂S, fazendo com que este composto seja adsorvido pelo óxido de zinco (ZnO), reagindo e formando sulfeto de zinco (ZnS) que é retirado na manutenção como resíduo sólido e encaminhado para regeneração do

catalizador e água (H₂O) que segue para o processo. A reação que ocorre no dessulfurizador é representada pela equação 2. (GARY *et al.*, 2008).



Esse sistema de hidrodessulfurização é projetado para reduzir o conteúdo de enxofre no gás de alimentação para menos de 0,1 ppmv.

O volume do catalisador de hidrogenação é projetado para uma vida útil de 5 anos, enquanto cada leito de óxido de zinco tem uma vida média de 6 meses. Ao final do processo, o gás natural purificado está pronto para ser misturado com vapor e seguir para a etapa de Reforma e Shift. (HLA *et al.*, 2009).

3.4.3 Reforma a Vapor

Após o tratamento inicial, o gás natural é misturado com vapor e, em seguida, a corrente resultante é direcionada para o reformador F-102001, onde a relação molar de H₂O/CH₄ é mantida em 3:1. A principal reação que ocorre no reformador é a reforma do metano, conforme representado pela Equação 3. (ALVES *et al.*, 2013; YANG *et al.*, 2014).



O reformador é composto por feixes de tubos paralelos localizados dentro de um forno, onde o calor necessário para a reação é gerado pela combustão de combustível externo. O metano e o vapor de água fluem pelos tubos, entrando em contato com o catalisador à base de níquel. Durante esse processo, ocorre a formação predominante de hidrogênio (H₂) e monóxido de carbono (CO) na saída do reformador (MOLBURG e DOCTOR, 2003).

O gás resultante da reação deixa o reformador a uma temperatura de 871°C e pressão de 34,5 kgf/cm².

3.4.4 Conversão por Deslocamento em alta e baixa temperatura

Após a reforma, o gás gerado é resfriado no trocador P-102002 até atingir 340°C e 33,5 kgf/cm² de pressão. Em seguida, a corrente de gás é direcionada para a etapa de Conversão por deslocamento ou *shift*, onde o monóxido de carbono (CO) reage com vapor d'água (H₂O) para produzir mais hidrogênio (H₂) e dióxido de carbono (CO₂), conforme descrito na equação 4. (ALVES *et al*, 2013; YANG *et al.*, 2014).



A reação de *water-gas shift* é essencial para aumentar a produção de hidrogênio e reduzir o monóxido de carbono. Ela ocorre em dois estágios—Shift de Alta Temperatura (HTS) e Shift de Baixa Temperatura (LTS)— para otimizar tanto a velocidade da reação quanto o rendimento de hidrogênio. No primeiro estágio, a reação é realizada em condições de alta temperatura para acelerar a conversão do CO em CO₂ e H₂. No entanto, as altas temperaturas não favorecem totalmente a formação de hidrogênio devido ao equilíbrio termodinâmico da reação. A razão para dividir a reação em dois estágios é que, a temperaturas mais baixas, o equilíbrio favorece a produção de hidrogênio. Assim, no segundo estágio (LTS), a conversão de CO é otimizada. (WHEELER *et al.*, 2004; KUCZYNSKI *et al.*, 2019)

No estágio HTS, a reação ocorre no reator R-102001 a uma temperatura de 410°C e pressão de 33,5 kgf/cm², utilizando um catalisador à base de ferro, eficaz a altas temperaturas. A reação exotérmica gera uma alta velocidade de conversão de CO em CO₂ e H₂, com uma quantidade considerável de CO não convertido. (WHEELER *et al.*, 2004; QI *et al.*, 2004)

Após o estágio HTS, o gás é resfriado no trocador de calor P-102003, atingindo 205°C e 32,5 kgf/cm², antes de ser conduzido ao reator LTS. No LTS, a redução de

temperatura favorece a formação de hidrogênio, conforme o princípio de Le Chatelier, deslocando o equilíbrio da reação. Neste estágio, o catalisador à base de cobre permite uma conversão mais eficiente, e conseqüentemente, resultando em uma menor quantidade de CO residual no gás de saída. (AZZAM et al., 2007)

O gás deixa o reator LTS a uma temperatura de 226,3°C e 32,5 kgf/cm² de pressão.

3.4.5 Purificação do gás de processo por PSA

Após a saída do reator LTS, a mistura de gases, composta por hidrogênio (H₂), dióxido de carbono (CO₂), vapor d'água (H₂O), metano residual e pequenas quantidades de monóxido de carbono (CO), é direcionada para a purificação. Primeiramente, o gás passa pelo resfriador P-103001, onde sua temperatura é reduzida para 62°C, facilitando a condensação da água presente na mistura. A água condensada é separada no separador V-103001 e reciclada para a fase de reforma. O gás, agora livre de água, segue para a unidade de adsorção PSA (Pressure Swing Adsorption) V-103002, para purificação adicional. (SPATH et al, 2014)

A corrente de gás que entra na PSA deve ter pelo menos 70% de hidrogênio em sua composição para que o processo funcione de maneira eficiente. Na PSA, a mistura de gases passa por colunas preenchidas com materiais adsorventes, como zeólitas ou carvão ativado, que possuem afinidade seletiva por CO₂, metano e CO, retendo esses compostos. O hidrogênio, por ter menor afinidade pelo adsorvente, passa livremente pela coluna. O processo é cíclico, com cada vaso seguindo um ciclo de adsorção, despressurização gradual, purga e pressurização gradual. Isso maximiza a recuperação de hidrogênio, utilizando o hidrogênio residual no final do ciclo para pressurizar as colunas e fornecer hidrogênio para a purga. (SPATH et al, 2014)

Ao final do ciclo de adsorção, o hidrogênio recuperado da PSA atinge uma pureza de 99,90 mol%, com um conteúdo combinado de CO e CO₂ inferior a 10 ppmv, garantindo uma recuperação de 80% a 90%. O gás não recuperado, também chamado de tail gás, é separado e pode ter como destino o seu uso como combustível para o forno de reforma. A composição do Tail Gás que sai da PSA pode ser vista na tabela a seguir:

TABELA 2: COMPOSIÇÃO DO TAIL GAS DA PSA

Componentes	Composição molar
Metano	0,104
Dióxido de Carbono	0,419
Monóxido de Carbono	0,006
Hidrogênio	0,424
Água	0,020
Nitrogênio	0,014
Sulfeto de Hidrogênio	0,000
Etano	0,013

Fonte: Autoria Própria

A unidade PSA é projetada para ser robusta, com variações nas composições de gás do reator de shift tendo impacto mínimo em seu desempenho. Para monitorar a qualidade do hidrogênio produzido, um analisador on-line é utilizado para medir os níveis de CO no gás. (LINDE, 2019)

Ao final do processo, o hidrogênio purificado, com 99,9% de pureza, é produzido a uma vazão de 6720 kg/h.

3.4.6 Geração de Vapor

A geração de vapor na planta começa com a alimentação de água, que é composta pela junção de duas correntes: a de água de utilidade e a de água de reciclo. A água de utilidade, com uma vazão de 67.357 kg/h, chega à planta a temperatura ambiente e a uma pressão de 18,36 kgf/cm². Ela é complementada pela água de reciclo, que é separada do fluxo principal no processo de purificação do produto, antes do módulo de PSA, por meio de um vaso de flash V-103001, a uma vazão de 38.396 Kg/h. (SOLTANI et al., 2014)

Essa água de reciclo precisa passar por um desaerador, antes de ser misturada na corrente de água de utilidade, a fim de remover gases dissolvidos, como oxigênio e dióxido de carbono. A presença desses gases pode causar corrosão e reduzir a eficiência dos sistemas (WANG et al., 2024).

O desaerador funciona pelo princípio de contato entre água e vapor para remover os gases dissolvidos. Com isso, parte do vapor quente gerado na caldeira P-101001, vai para o desaerador. Esse vapor aquece a água, diminuindo a solubilidade dos gases e permitindo sua remoção eficaz por arraste. A água de reciclo, agora livre de gases dissolvidos, é então reintegrada ao fluxo principal. (MCCABE et al, 2001)

A corrente combinada de água é bombeada pela bomba B-101001, que eleva a pressão para 42 kgf/cm², conduzindo-a até a caldeira P-101001. Na caldeira, o vapor superaquecido é gerado a 251,6°C e 41 kgf/cm² de pressão. Desse vapor, 79.300 kg/h são direcionados ao processo de reforma, enquanto 42.302 kg/h retornam ao desaerador.

3.4.8 Rendimento

Mesmo seguindo os exemplos de outras unidades consolidadas no mercado trazidas pela nota técnica de produção de hidrogênio cinza trazida pela EPE, planta projetada neste trabalho apresenta um rendimento de 60,7%, posicionando-se abaixo do limite inferior da faixa típica de 65% a 75%, conforme estabelecido na literatura por Lu et al. (2015) e Liu et al. (2011).

Este desempenho evidencia que existem oportunidades significativas de otimização, seja na eficiência de conversão do metano, na recuperação de hidrogênio ou na integração térmica do processo, aspectos amplamente discutidos pela International Energy Agency (IEA). A análise do rendimento é essencial para identificar gargalos no processo e propor melhorias, especialmente em sistemas de produção de hidrogênio cinza, como destacado em *Petroleum Refining and Natural Gas Processing*. Rendimentos inferiores a 65% indicam a presença de perdas consideráveis no processo produtivo. Conforme Liu et al. (2011), essas perdas podem estar relacionadas a fatores críticos, como:

- Conversão incompleta do metano: A operação inadequada do reformador, com controle deficiente de temperatura e relação molar vapor/carbono, limita a eficiência da reação de reforma.
- Perdas no sistema PSA (Pressure Swing Adsorption): Foi considerado que apenas 75% do hidrogênio é recuperado na PSA neste projeto, portanto parte do hidrogênio pode ser descartada juntamente com a corrente residual, reduzindo a fração de hidrogênio recuperado.

Portanto, considerando o rendimento de 60,7%, a planta apresenta uma oportunidade de melhoria e otimização, que se faz necessária em trabalhos futuros. Alinhar seu desempenho com as faixas superiores da literatura não apenas garante maior eficiência energética e econômica, mas também contribui para a competitividade e sustentabilidade do processo de produção de hidrogênio. (LIU et al, 2011; LU et al, 2015)

CAPÍTULO 4 – DESENHOS DE ENGENHARIA

4.1 PFD

O PFD (*Process Flow Diagram*) ilustra o processo de produção de hidrogênio (H_2) a partir do gás natural, destacando a reforma a vapor do metano (SMR) como etapa principal. Este processo é amplamente empregado na indústria devido à sua alta eficiência na geração de H_2 em larga escala, sendo essencial em aplicações como refino de petróleo, produção de amônia e outros produtos químicos. A descrição detalhada deste processo, bem como de suas etapas, foi apresentada no CAPÍTULO 3.

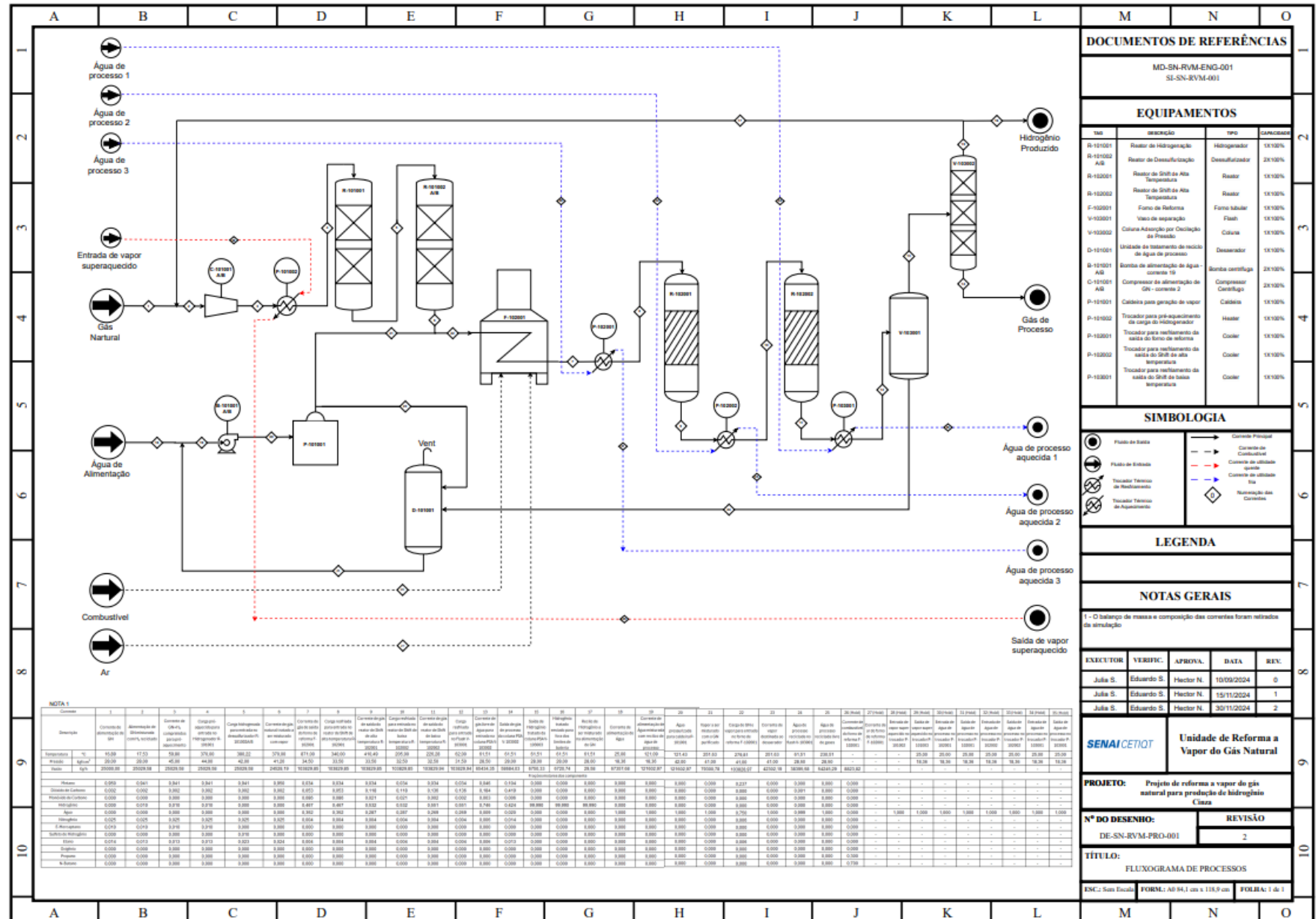
Nesta seção, busca-se apresentar de forma simplificada o diagrama exibido na Figura 1, realizando uma ilustração geral das etapas e enfatizando os principais equipamentos envolvidos. Além disso, a figura também exibe o balanço de massa e as composições das correntes do processo. Para informações mais detalhadas, recomenda-se consultar o Apêndice A, que contém os dados completos provenientes da simulação SI-SN-RVM-001.

4.1.1 Etapas do Processo

1. Pré-tratamento do Gás Natural: O gás natural (principalmente metano) é pré-tratado para remover compostos contaminantes, como o enxofre (S). Essa etapa é fundamental para evitar a desativação dos catalisadores usados nas etapas subsequentes.
 - Equipamentos principais: Reatores de Hidrogenação (R-101001) e de Dessulfurização (R101002A/B)
2. Reforma Primária a Vapor: O gás tratado é misturado com vapor d'água e aquecido a altas temperaturas (700–1000 °C) em um reator com catalisador à base de níquel.

- Equipamento principal: Reformador tubular (F102001): Inclui tubos catalíticos aquecidos externamente, frequentemente por queimadores que utilizam gás residual ou combustível.
3. Reação de Shift Gás-Água (*Water-Gas Shift - WGS*): O monóxido de carbono (CO) produzido no reformador reage com vapor d'água para gerar mais hidrogênio e dióxido de carbono.
- Equipamentos principais: Reatores de Shift de Alta (R-102001) e Baixa temperatura (R-102002).
4. Purificação do Hidrogênio: O gás resultante é purificado para alcançar alta pureza de hidrogênio (tipicamente >99,9%). O método mais comum utilizado é a adsorção por oscilação de pressão (*PSA - Pressure Swing Adsorption*).
- Equipamento principal: Unidade de PSA (V-103002)

FIGURA 1: REPRESENTAÇÃO DO PFD



Fonte: Autoria Própria

4.1.2 Lista De Documentos

Com a elaboração do Memorial Descritivo, detalhando todas as etapas principais do processo, e com a ilustração do fluxo deste contemplada em um Fluxograma de Processo (PFD), foi realizada a seguinte tabela abaixo, listando todos os equipamentos presentes no PFD. O tagueamento destes equipamentos foram desenvolvidos seguindo a norma ISA 5.1.

TABELA 3: PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS DO PROCESSO

TAG	EQUIPAMENTO
B-101001A/B	Bomba
P-101001	Caldeira
D-101001	Desaerador
C-101001A/B	Compressor
P-101002	Trocador de calor - Heater
R-101001	Reator de Hidrogenação
R-101002A/B	Reator de Dessulfurização
F-102001	Forno
P-102001	Trocador de calor - Cooler
R-102001	Reator de Shift de Alta Temperatura
P-102002	Trocador de Calor - Cooler
R-102002	Reator de Shift de Baixa Temperatura
P-103001	Trocador de Calor - Cooler
V-103001	Vaso de flash
V-103002	Coluna PSA

Fonte: Aatoria Própria

4.2 P&ID

O *P&ID (Piping and Instrumentation Diagram)* fornecido refere-se à etapa de purificação do gás natural no processo de produção de hidrogênio. Essa fase é crítica devido à presença de compostos sulfurados no gás natural, que representam o maior risco aos equipamentos envolvidos.

Por conta disso, a tubulação utilizada ao longo do fluxo principal do processo, é especificada como aço inoxidável 316L, um material apropriado para lidar com a presença de hidrogênio e H_2S , reforçando a segurança e a durabilidade do sistema. Já as tubulações de purga de nitrogênio são de aço carbono.

No diagrama, destacam-se os principais equipamentos como o dessulfurizador e o hidrogenador, que desempenham papéis fundamentais na remoção dos contaminantes sulfurados. Os dessulfurizadores operam com 100% da capacidade, logo, um opera enquanto o outro fica de stand-by, ocorrendo a troca quando aquele que estiver em funcionamento necessitar da troca do leito catalítico saturado. Para isso, a linha de alimentação destes reatores apresenta uma válvula de bloqueio automática, que servirá para o desligue ou acionamento do subsistema.

Tendo em vista que as condições de pressão e temperatura são variáveis importantes para essa etapa de pré-tratamento, onde a mudança abrupta destas podem comprometer a eficácia da operação, foram colocados em todos os reatores, sensores com alarmes para casos de temperatura e pressão muito alta ou baixa. Além disso, também foram colocados sensores para monitoramento da pressão e temperatura, nas correntes de alimentação de cada reator.

Como o sistema opera a altas condições de pressão, e levando em consideração a presença de reações exotérmicas, por motivos de segurança, foram colocadas válvulas para alívio de pressão (*PSVs*) na entrada de todos os reatores. Ademais, se tratando de gases inflamáveis e tóxicos, as aberturas das PSVs encaminham os gases para um sistema de *flare*, onde serão queimados antes de irem para a atmosfera.

Nas saídas de todos os reatores e nas entradas dos reatores de dessulfurização, foram incluídas figuras oito, que contribuem para garantir estanqueidade das tubulações e isolamento dos sistemas, para etapas de limpeza e manutenção.

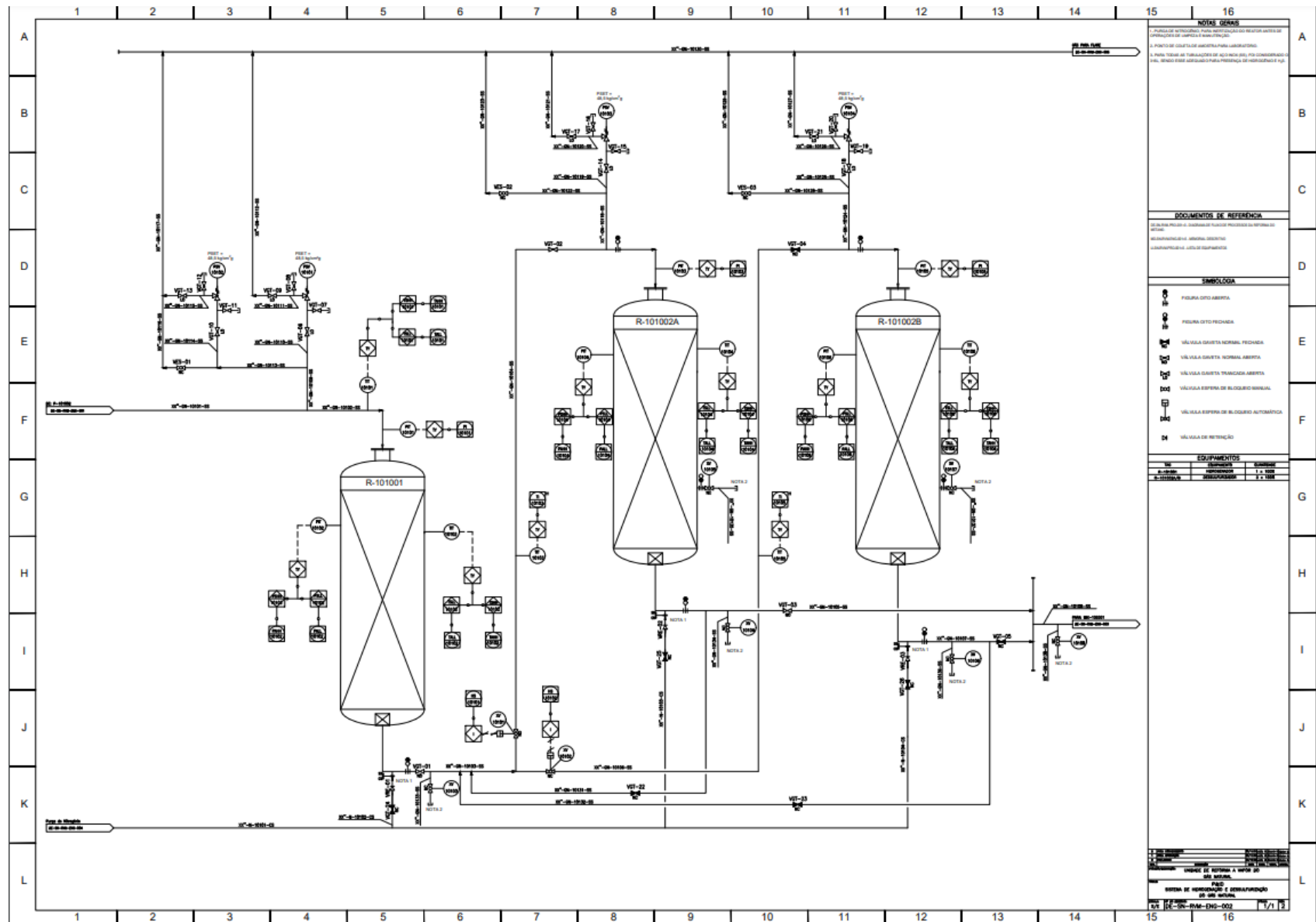
Além disso, o *P&ID* inclui pontos de amostragem para controle laboratorial das concentrações de Sulfeto de hidrogênio (H_2S) ao longo do processo de pré-tratamento, sendo abertas e fechadas por válvulas de bloqueio manuais.

Por fim, antes de realizar as etapas de limpeza e manutenção nos reatores e instrumentos do sistema, por conta da toxicidade e inflamabilidade dos gases, deverá

existir uma etapa de inertização destes com purga de nitrogênio, que também pode ser observada no *P&ID*.

Para mais detalhes técnicos e informações sobre os componentes, é possível consultar a simbologia e as notas associadas ao diagrama.

FIGURA 2: REPRESENTAÇÃO DO P&ID



Fonte: Autoria Própria

CAPÍTULO 5 – SIMULAÇÃO

5.1 OBJETIVO

Esta seção tem como objetivo apresentar a metodologia e considerações utilizadas para o desenvolvimento da simulação SI-SN-RVM-001 utilizada principalmente para realizar o balanço de massa e energia do processo.

5.2 METODOLOGIA E CONSIDERAÇÕES

Para a realização das simulações, utilizou-se o software Aspen Hysys v11. Inicialmente, foram inseridos os elementos químicos e os parâmetros operacionais no software, incluindo vazões, temperaturas, pressões de operação dos equipamentos, composições, reações e rendimentos.

A partir dessas informações, foi possível realizar os balanços de massa e energia do sistema. Em seguida, selecionou-se o pacote de fluidos *Peng-Robinson*, e as equações relacionadas aos processos de Hidrogenação do Gás Natural (1), Dessulfurização (2), Reforma do Metano (3) e *Water Gas Shift* (4) foram incorporadas ao ambiente de simulação. Os resultados obtidos, como balanços de massa e energia e composições das correntes, estão detalhados no Apêndice A, enquanto os dados operacionais podem ser consultados tanto no Memorial Descritivo do CAPÍTULO 3 quanto no Apêndice A.

Assim como descrito no Memorial Descritivo do CAPÍTULO 3, a simulação foi estruturada em etapas.

A primeira etapa consiste na purificação do gás natural. Nesse processo, o gás natural que chega à planta com uma pressão de 45 kgf/cm² é despressurizado por uma válvula até 28 kgf/cm², tornando-se adequado para a mistura com o hidrogênio reciclado na etapa de PSA (*Pressure Swing Adsorption*). O reciclador é representado pelo módulo RCY-1, sendo fundamental nesta etapa garantir que as frações molares de hidrogênio e E-mercaptano estejam na proporção 1:1. Esse controle é realizado pelo módulo SET-1.

Após o ajuste, a mistura é pressurizada e pré-aquecida antes de entrar no hidrogenador R-101001. Os trocadores de calor P-101002 e E-103, responsáveis pelo pré-aquecimento, são discutidos em detalhes no CAPÍTULO 6. A simulação do R-101001 utilizou um modelo de reator de equilíbrio disponível no Hysys e a equação de Hidrogenação (1). Já para o dessulfurizador R-101002, foi empregado um módulo de *Split* de componentes, representando o processo de separação associado à reação catalítica de dessulfurização.

O gás natural purificado é misturado com vapor no equipamento MIX-102001, em uma proporção de 3 mols de vapor para cada 1 mol de metano. Esse controle é realizado pelo módulo SET-2. A mistura resultante é então direcionada para o forno de reforma.

Para a simulação do forno tubular, foi necessário dividir o modelo em dois equipamentos distintos. Primeiramente, o trocador de calor P-102001 representa a seção convectiva do forno, responsável pelo pré-aquecimento da corrente de entrada. Já a seção tubular, onde está localizado o catalisador e onde ocorrem as reações de reforma e *Water Gas Shift*, foi representada por um reator de equilíbrio utilizando as equações (3) e (4).

Embora a alimentação de combustível do forno não tenha sido simulada diretamente, a quantidade de combustível necessária foi calculada a partir da soma das demandas energéticas do trocador P-102001 e do reator F-101001.

Após a etapa de reforma, a corrente é resfriada e direcionada para a etapa de *Water Gas Shift*, ou deslocamento da água. Essa seção conta com dois reatores de equilíbrio, que representam, respectivamente, o reator de shift de alta temperatura (R-102001) e o reator de shift de baixa temperatura (R-102002).

Os trocadores de calor P-103001 e E-101, responsáveis por reduzir a temperatura da corrente de saída do reator de shift de baixa temperatura, são detalhadamente discutidos no CAPÍTULO 6.

A próxima etapa é a purificação do hidrogênio. Inicialmente, a água presente na corrente previamente resfriada é separada no equipamento V-103001, que representa um vaso de *flash*. A água extraída é então direcionada para o desaerador D-101001.

A purificação do hidrogênio é realizada em uma coluna de PSA, representada na simulação por um módulo de *Split* de componentes, similar ao utilizado no

dessulfurizador. Nesse processo, o hidrogênio é separado até alcançar uma pureza de 99,99%. Conforme discutido no CAPÍTULO 3, a corrente que alimenta a PSA deve conter pelo menos 70% de hidrogênio, com a recuperação também situada nessa faixa.

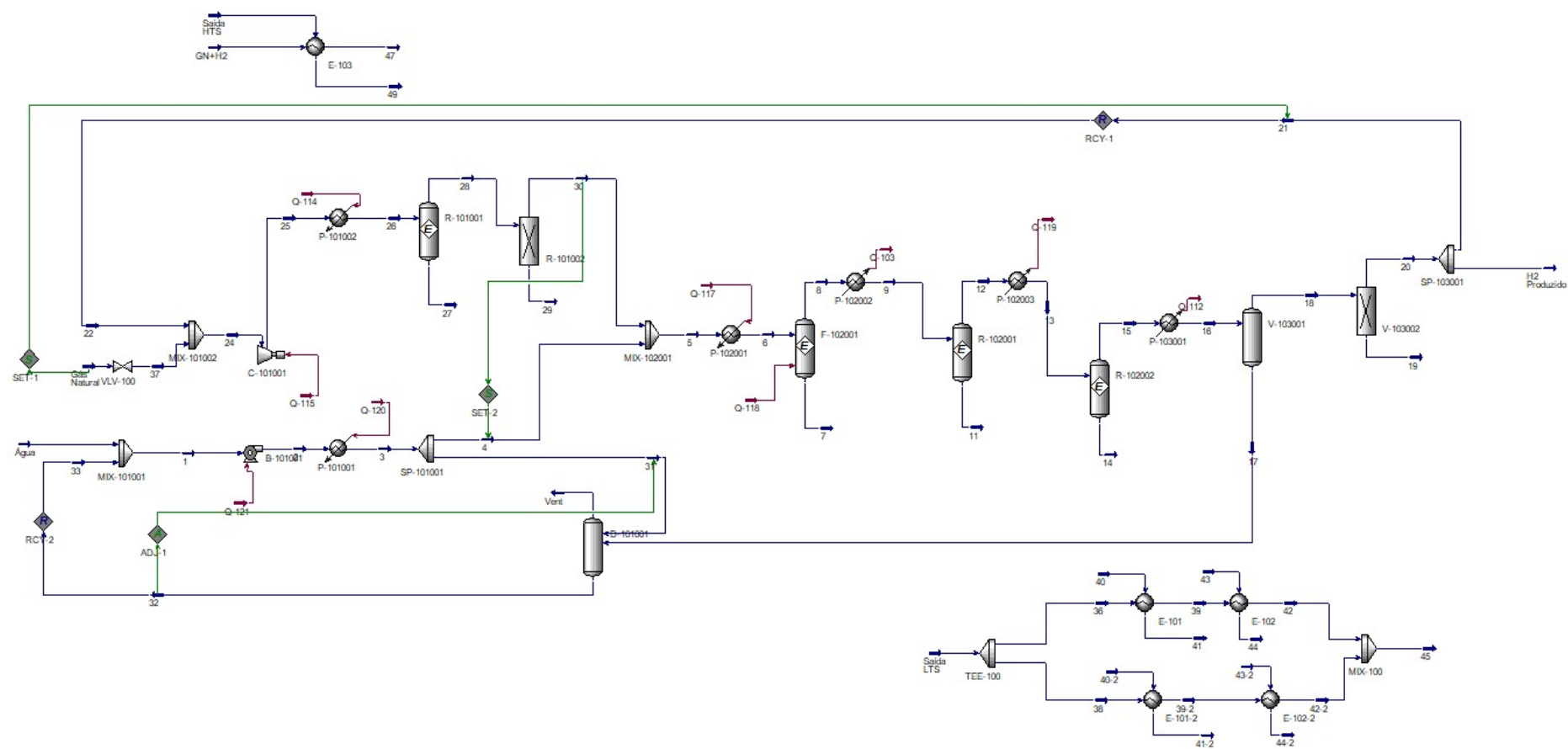
O hidrogênio purificado é, por fim, dividido em duas correntes: uma de produto e outra destinada ao reciclo.

A próxima etapa é a geração de vapor. Nesse processo, a mistura de água de alimentação e água reciclada do sistema é pressurizada pela bomba B-101001. A geração de vapor ocorre no trocador de calor P-101001, que representa a caldeira do sistema.

O vapor gerado é dividido em duas correntes: uma segue para o fluxo principal do processo, enquanto a outra é direcionada ao desaerador, onde auxilia na remoção de impurezas da água reciclada. Para garantir a quantidade exata de vapor necessária para essa operação, utiliza-se o módulo de ajuste ADJ-1.

A figura 3 apresenta a simulação:

FIGURA 3: REPRESENTAÇÃO DA SIMULAÇÃO NO ASPEN HYSYS



Fonte: Autoria Própria

CAPÍTULO 6 – MEMÓRIAS DE CÁLCULO

6.1 MEMÓRIA DE CÁLCULO – COMPRESSOR C-101001

6.1.1 Objetivo

Esta seção tem como objetivo apresentar a metodologia e os resultados obtidos nos cálculos de dimensionamento do compressor C-101001, instalado a montante do sistema de purificação do gás natural de uma unidade de produção de hidrogênio via reforma a vapor de metano (*SMR – Steam Methane Reforming*). Ademais, também foi estudado diâmetros apropriados para as tubulações de entrada e saída deste compressor.

6.1.2 Documentos de Referência

QUADRO 4: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA PARA MC DE COMPRESSOR C-101001

Documento	Título	Revisão
SI-SN-RVM-001=01	Projeto TCC - Simulação SMR	1
DE-SN-RVM-PRO-001=02	Fluxograma de processos	2
MD-SN-RVM-ENG-001=02	Memorial Descritivo de Processos	2

Fonte: Autoria Própria.

6.1.3 Dados e Premissas

Para que as operações de purificação do gás natural ocorram de maneira eficiente, a mistura de gás natural e hidrogênio precisa chegar na coluna de hidrogenação com uma

pressão de 45 kgf/cm², ao mesmo tempo em que, para que ocorra a mistura dos gases, a pressão do gás natural deve ser igualada a do hidrogênio reciclado, que sai da unidade de PSA (sistema de purificação do hidrogênio produzido) a uma pressão de 28 kg/cm² (MOLBURG e DOCTOR, 2003).

Por conta disso, é então aplicado um compressor após a mistura dos gases para reajustar a pressão para a condição apropriada para a coluna de hidrogenação. Pode-se observar os dados de entrada e saída deste compressor na tabela abaixo:

TABELA 4: DADOS DE ENTRADA E SAÍDA DO COMPRESSOR RETIRADAS DA SIMULAÇÃO HYSYS.

Parâmetro	Linha de Entrada	Linha de Saída
Temperatura (K)	290,65	332,95
Pressão (kPa)	2745,90	4413,00
Pressão (Pa)	2745860,00	4412990,00
Densidade (kg/m ³)	20,50	28,70
Vazão volumétrica (m ³ /h)	1219,50	872,70
Vazão volumétrica Standard (m ³ /h)	34950,30	34950,30
Vazão mássica (kg/s)	6,95	6,95
Peso molecular (kg/kmol)	16,89	16,89
Z	0,94	0,94
Zm	0,94	0,94
R (kJ/kmol.K)	8,31	8,31
Cp (kJ/kg.C)	2,32	2,45
Cv (kJ/kg.C)	1,66	1,77
Cp/Cv	1,40	1,39
k	1,39	1,39

Fonte: Autoria Própria.

Abaixo encontram-se as premissas adotadas:

1. A escolha do material para o compressor deve considerar a fragilização por hidrogênio, um fenômeno em que átomos de hidrogênio penetram no metal,

comprometendo suas propriedades mecânicas e podendo causar falhas estruturais. A Seção II do Código *ASME BPVC* oferece diretrizes para selecionar materiais resistentes a esse efeito, recomendando aços inoxidáveis de alta resistência. Para esta aplicação, optou-se pelo aço inoxidável 316L, por sua resistência ao hidrogênio e viabilidade econômica em relação a outras ligas. O aço 316L combina resistência à corrosão, tenacidade e durabilidade em ambientes severos, oferecendo excelente desempenho e minimizando o risco de fragilização a longo prazo.

2. A classe de pressão das tubulações e os Schedules correspondentes foram definidos de acordo com a *ASME B16.34*, onde a tubulação de entrada é de classe 300 e a de saída é de classe 600. Para ambas, um Schedule de 80 é suficiente.

FIGURA 4: DETERMINAÇÃO DA CLASSE DE PRESSÃO PARA TUBULAÇÕES DE AÇO INOX 316L.

Table 2-2.3 Ratings for Group 2.3 Material							
A 182 Gr. F304L (1) A 182 Gr. F316L	A 240 Gr. 304L (1) A 240 Gr. 316L	A 312 Gr. TP304L (1) A 312 Gr. TP316L	A 479 Gr. 304L (1) A 479 Gr. 316L				
NOTE: (1) Not to be used over 425°C.							
A – Standard Class							
Temperature, °C	Working Pressures by Class, bar						
	150	300	600	900	1500	2500	4500
-29 to 38	15.9	41.4	82.7	124.1	206.8	344.7	620.5
50	15.3	40.0	80.0	120.1	200.1	333.5	600.3
100	13.3	34.8	69.6	104.4	173.9	289.9	521.8
150	12.0	31.4	62.8	94.2	157.0	261.6	470.9
200	11.2	29.2	58.3	87.5	145.8	243.0	437.3
250	10.5	27.5	54.9	82.4	137.3	228.9	412.0
300	10.0	26.1	52.1	78.2	130.3	217.2	391.0
325	9.3	25.5	51.0	76.4	127.4	212.3	382.2
350	8.4	25.1	50.1	75.2	125.4	208.9	376.1
375	7.4	24.8	49.5	74.3	123.8	206.3	371.3
400	6.5	24.3	48.6	72.9	121.5	202.5	364.6
425	5.5	23.9	47.7	71.6	119.3	198.8	357.9
450	4.6	23.4	46.8	70.2	117.1	195.1	351.2

Fonte: Asme-B16.34.

3. Para a escolha dos diâmetros das tubulações é necessário que estas se encontrem em conformidade com os critérios de velocidade e perda de carga definidos na Tabela abaixo:

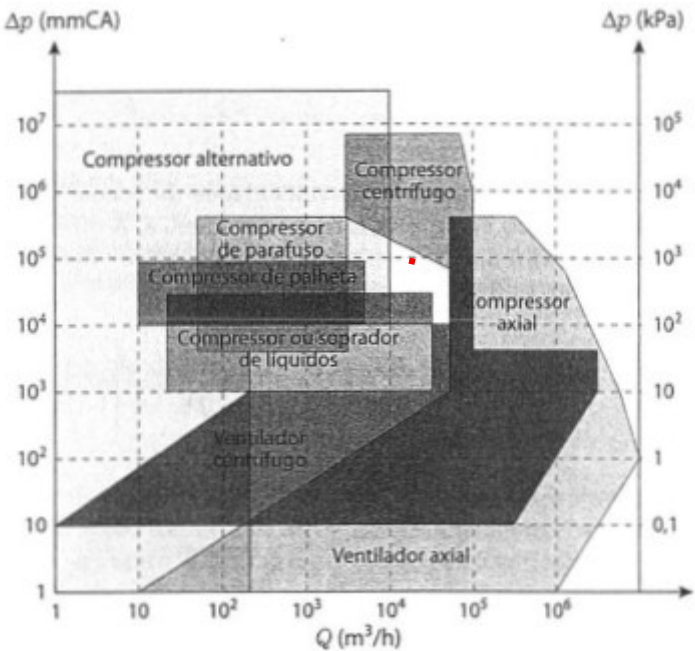
TABELA 5: CRITÉRIOS DE VELOCIDADE E PERDA DE CARGA.

Serviço	ΔP (bar/100m) (psi/100ft)	Velocidade (m/s) (ft/s)
Pressão inferior à pressão atmosférica (vácuo)	0,01 - 0,06 (0,05 - 0,25)	60 (200)
$P \leq 7$ bar ($P \leq 100$ psi)	0,06 - 0,12 (0,25 - 0,5)	45 (150)
$7 < P \leq 70$ bar ($100 < P \leq 1000$ psi)	0,12 - 0,45 (0,5 - 2,0)	30 (100)
$P > 70$ bar ($P > 1000$ psi)	2%	30 (100)

Fonte: CRANE (1982).

4. Para escolha do tipo de compressor, utilizou-se como base as figuras abaixo. A partir deles foi analisado que o mais adequado é a aplicação de um compressor centrífugo.

FIGURA 5: GRÁFICO PARA ESCOLHA DO COMPRESSOR



Fonte: Cremasco (2018).

FIGURA 6: ESCOLHA DE COMPRESSOR ADEQUADO PARA AS CONDIÇÕES DE PROCESSO

Tipo de Compressor	Vazão Aspirada, m ³ /h	P ₂ (máx.), kPa	P ₂ /P ₁ (máx.)	T ₂ (máx.), °C
Alternativo	Até 250	250.000 ou mais	4 (por cilindro)	204,4
Palhetas	De 2 a 80	900	4 (por carcaça)	204,4
Parafusos	De 10 a 700	4.500	4 (por carcaça)	204,4
Centrifugos	De 50 a 2.800	70.000	10 (por carcaça de múltiplos estágios)	232,2
Axiais	De 1.500 a 25.000	1.000	6 (por carcaça de múltiplos estágios)	315,6

Fonte: Dimoplon (1978).

5. As eficiências politrópica (η_p) e mecânica (η_{mec}) foram estipuladas respeitando as seguintes margens da literatura: $\eta_p = 0,75$ a $0,88$ e $\eta_{mec} = 0,92$ a $0,98$. A partir disso, foi considerado então, $0,81$ para η_p e $0,95$ para η_{mec} .

6.1.4 Cálculos

A determinação dos diâmetros ideais para as tubulações de entrada e saída do compressor, foi realizada a partir de testes, onde foram aplicadas as seguintes equações empíricas de velocidade e perda de carga (considerando 100 pés de comprimento) para diferentes diâmetros em ambas as correntes:

$$V_g = \frac{60 * Q_g * T * Z}{D^2 * P} \quad (5)$$

Onde,

V_g = Velocidade do gás (ft/s)

Q_g = Vazão do gás (MMSCFD)

T = Temperatura (Rankine)

D = Diâmetro interno (in)

P = Pressão de operação (psia)

Z = Fator de compressibilidade

$$\Delta P = \frac{0,41 * Q_g^2 * L * S_g * T * Z}{P * D^{5,34}} \quad (6)$$

Onde,

L = Comprimento (ft)

Sg = Densidade relativa

Sendo Sg calculada a partir de:

$$S_g = \frac{PM_{gás}}{PM_{ar}} \quad (7)$$

Já para o cálculo de dimensionamento do compressor, foi realizado o seguinte passo a passo:

Cálculo de n –

$$\frac{n - 1}{n} = \frac{k - 1}{k * n_p} \quad (8)$$

Onde,

k = Relação Cp/Cv

HEAD Adiabático (kJ/kg) –

$$HEAD = \frac{n}{n-1} * \frac{R * T_s}{MM} * \left[\left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] * Z_m \quad (9)$$

Onde,

T_s = Temperatura de sucção (K)

R = Constante universal dos gases (kJ/kmol.K)

MM = Massa molar (kg/kmol)

P_d = Pressão de descarga (Pa)

P_s = Pressão de sucção (Pa)

Z_m = Fator de compressibilidade médio

Potência consumida (kW) –

$$\dot{W}_c = \frac{\dot{m} * HEAD}{n_p * n_{mec}} \quad (10)$$

Onde,

$\dot{W}_c$ = Potência consumida (kW)

$\dot{m}$ = Vazão mássica (kg/s)

6.1.5 Resultados

Com isso, foram obtidos os seguintes resultados para as tubulações de entrada e saída do compressor, onde é possível observar que para ambas as tubulações, os únicos diâmetros que ficaram dentro dos critérios de velocidade e perda de carga, foram os de 6 e 7 polegadas.

TABELA 6: RESULTADOS DA COMPARAÇÃO DE DIÂMETROS PARA A TUBULAÇÃO DE ENTRADA DO COMPRESSOR.

Dimensionamento de tubulação - Entrada do compressor - Classe #300

Vazão (MMSCFD)	Temperatura (Rankine)	Pressão (psia)	PMgás	PMar	Sg	Schedule	DN (in)	L (ft)	Fator Z	Critério de velocidade máxima(ft/s)	Velocidade calculada (ft/s)	Critério de ΔP (psi/100ft)	ΔP calculada (psi/100ft)
29,62	523,17	398,25	16,89	28,97	0,583	80	3	100	0,9349	100	242,519	0,5 - 2,0	72,956
29,62	523,17	398,25	16,89	28,97	0,583	80	4	100	0,9349	100	136,417	0,5 - 2,0	15,700
29,62	523,17	398,25	16,89	28,97	0,583	80	5	100	0,9349	100	87,307	0,5 - 2,0	4,769
29,62	523,17	398,25	16,89	28,97	0,583	80	6	100	0,9349	100	60,630	0,5 - 2,0	1,801
29,62	523,17	398,25	16,89	28,97	0,583	80	7	100	0,9349	100	44,544	0,5 - 2,0	0,791
29,62	523,17	398,25	16,89	28,97	0,583	80	8	100	0,9349	100	34,104	0,5 - 2,0	0,388

Fonte: Autoria Própria.

TABELA 7: RESULTADOS DA COMPARAÇÃO DE DIÂMETROS PARA A TUBULAÇÃO DE SAÍDA DO COMPRESSOR.

Dimensionamento de tubulação - Saída do compressor - Classe #600

Vazão (MMSCFD)	Temperatura (Rankine)	Pressão (psia)	PMgás	PMar	Sg	Schedule	DN (in)	L (ft)	Fator Z	Critério de velocidade (ft/s)	Velocidade calculada (ft/s)	Critério de ΔP (psi/100ft)	ΔP calculada (psi/100ft)
29,62	599,31	640,05	16,89	28,97	0,58302	80	3	100	0,9387	100	173,563	0,5 - 2,0	52,212
29,62	599,31	640,05	16,89	28,97	0,58302	80	4	100	0,9387	100	97,629	0,5 - 2,0	11,236
29,62	599,31	640,05	16,89	28,97	0,58302	80	5	100	0,9387	100	62,483	0,5 - 2,0	3,413
29,62	599,31	640,05	16,89	28,97	0,58302	80	6	100	0,9387	100	43,391	0,5 - 2,0	1,289
29,62	599,31	640,05	16,89	28,97	0,58302	80	7	100	0,9387	100	31,879	0,5 - 2,0	0,566
29,62	599,31	640,05	16,89	28,97	0,58302	80	8	100	0,9387	100	24,407	0,5 - 2,0	0,277

Fonte: Autoria Própria

Assim, foi analisado o catálogo de tubos de aço comerciais do Crane para Schedule 80, levando assim à escolha do diâmetro de 6 polegadas para ambas as tubulações.

FIGURA 7: TUBOS DE AÇO COMERCIAIS.

Nominal Pipe Size Inches		Outside Diam- eter mm	Thick- ness mm	Inside Diameter mm
Schedule 80 – cont.	3½	101.6	8.08	85.4
	4	114.3	8.56	97.2
	5	141.3	9.52	122.3
	6	168.3	10.97	146.4
	8	219.1	12.70	193.7
	10	273.0	15.09	242.8
	12	323.9	17.47	289.0
	14	355.6	19.05	317.5
	16	406.4	21.44	363.5
	18	457.2	23.82	409.6
	20	508.0	26.19	455.6
	24	609.6	30.96	547.7

Fonte: CRANE (1982).

Já para o dimensionamento do compressor, foram obtidos os seguintes resultados:

TABELA 8: RESULTADOS OBTIDOS O PARA O COMPRESSOR

Dados do compressor			
n	1,536		
HEAD	69,17		kJ/kg
Wc	625		kW

Fonte: Autoria Própria.

6.2 MEMÓRIA DE CÁLCULO – TROCADOR E-103

6.2.1 Objetivo

O objetivo deste documento é apresentar a metodologia e os resultados obtidos no dimensionamento rigoroso do trocador de calor E-103, utilizando o *Software Aspen HYSYS v11* junto ao pacote *Exchanger Design and Rating (EDR)*, para uma unidade de produção de hidrogênio via reforma a vapor de metano (*SMR*).

6.2.2 Documentos de Referência

Para a elaboração desta memória de cálculo, utilizaram-se como base os seguintes documentos do quadro a seguir:

QUADRO 5: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA PARA MC DO TROCADOR E-103

Documento	Título	Revisão
SI-SN-RVM-001=01	Projeto TCC - Simulação SMR	1
DE-SN-RVM-PRO-001=02	Fluxograma de processos	2
MD-SN-RVM-ENG-001=02	Memorial Descritivo de Processos	2

Fonte: Autoria própria.

6.2.3 Dados e Premissas

O Memorial descritivo de processos, MD-SN-RVM-ENG-001, descreve que trocador de calor P-101002 integra o sistema de pré-aquecimento do gás natural na seção de purificação. A corrente 25, que consiste em uma mistura de gás natural e hidrogênio, necessita ser aquecida a 370°C para poder ser alimentada no hidrogenador R-101001.

TABELA 10: CONDIÇÕES DA CORRENTE DE SAÍDA DO REATOR R-102001

Parâmetros	Unidades	Valores
Corrente	-	Saída do HTS
Fração de Vapor	-	1,00
Temperatura	°C	410,49
Pressão	kg/cm ²	33,50
Fluxo Molar	Kmol/h	8110,05
Fluxo Mássico	Kg/h	103829,90
Fluxo Volumétrico	m ³ /h	242,18
Fluxo de Calor	KJ/h	-8,80E+08

Fonte: Autoria própria.

Abaixo encontram-se as premissas adotadas:

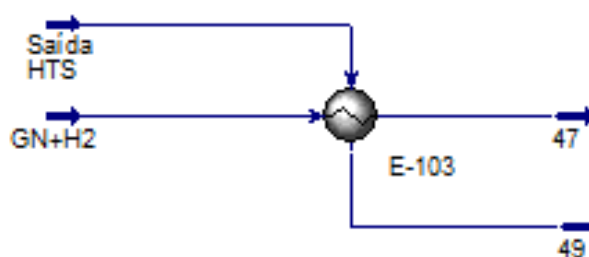
1. Para efetuar o aquecimento dessa corrente, será utilizada a corrente de saída do reator de shift de alta temperatura R-102001 (*HTS*) como uma sugestão de uma possível integração energética do processo.
2. Os fatores de resistência a incrustação (*Fouling Resistance*) adotados para o processo foram baseados na literatura, para o gás natural valor utilizado foi de 0,00018 m².k/w e para o gás proveniente do reator de shift de alta temperatura foi adotado o valor de $8,805 \cdot 10^{-5}$ m².k/w referente ao hidrogênio, já que é a principal espécie da corrente. (TEMA, 2020)
3. A escolha do material para o trocador de calor deve considerar a fragilização por hidrogênio, um fenômeno em que átomos de hidrogênio penetram no metal, comprometendo suas propriedades mecânicas e podendo causar falhas estruturais. A Seção II do Código ASME BPVC oferece diretrizes para selecionar materiais resistentes a esse efeito, recomendando aços inoxidáveis de alta resistência. Para esta aplicação, optou-se pelo aço inoxidável 316L, por sua resistência ao hidrogênio e viabilidade econômica em relação a outras ligas. O aço 316L combina resistência à corrosão, tenacidade e durabilidade

em ambientes severos, oferecendo excelente desempenho e minimizando o risco de fragilização a longo prazo. (TEMA, 2020; ASME, 2021c)

6.2.4 Metodologia

Para facilitar a simulação, um trocador de calor modelo, chamado E-103, foi criado separadamente da simulação principal.

FIGURA 9: REPRESENTAÇÃO DO TROCADOR E-103



Fonte: Autoria própria.

As condições operacionais do E-103 são idênticas às do trocador P-101002. A corrente GN+H₂ (gás natural e hidrogênio), que será aquecida, corresponde à corrente 25; a corrente 47 representa o gás aquecido destinado ao hidrogenador R-101001; e a corrente 49 refere-se ao fluxo resfriado do reator HTS.

Inicialmente, o Aspen HYSYS foi usado para simular um modelo básico do trocador de calor, com valores de temperatura, pressão e vazão das correntes inseridos manualmente. O gás de processo do reator R-102001 passa pelo lado do casco, mesmo sendo o fluido mais quente, pois a corrente GN+H₂, devido à alta pressão, circula pelo lado dos tubos. Foi utilizado o pacote de fluidos *Peng-Robinson*, e a perda de carga foi ajustada para 0,141 kgf/cm². (ASME, 2021a; ASPEN TECHNOLOGY, 2021a)

Para o dimensionamento detalhado, foi utilizada a ferramenta *Aspen Exchanger Design and Rating*. O EDR permite selecionar o tipo de trocador de calor e configurar seus parâmetros de design. Com a configuração definida, o EDR realiza cálculos

detalhados de transferência de calor para garantir que o trocador atenda aos requisitos de aquecimento ou resfriamento especificados. O software então determina as dimensões ideais do trocador. (ASPEN TECHNOLOGY, 2021b)

Após o dimensionamento automático, foram realizados ajustes manuais seguindo a metodologia descrita por Kern (2003) no livro Trocadores de Calor, 2ed. Esses ajustes incluíram a otimização do design, abrangendo o diâmetro e a configuração dos tubos, o número de passes, o comprimento do trocador e a seleção de materiais. Além disso, foi realizada uma avaliação de custos com base nos resultados obtidos no Hysys. Os resultados finais do projeto estão apresentados na seção seguinte

6.2.5 Resultados

A figura 10 mostra os dados e parâmetros obtidos para o trocador E-103 através da simulação:

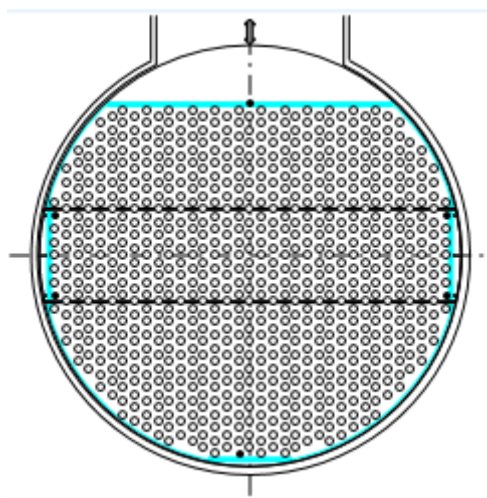
FIGURA 10: PARÂMETROS DO TROCADOR E-103

✓ Geometry		✓ Process		✓ Errors & Warnings		✓ Run Status	
Calculation mode				Simulation		Recent	
Configuration							
TEMA Type	B -		E -		L -		BEL
Tube layout option	New (optimum) layout						New (optimum) layout
Location of hot fluid	Shell side						Shell side
Tube OD / Pitch	in	0,75	/	0,9375	0,75	/	0,9375
Tube pattern	60-Rotated Tri.						60
Tubes are in baffle window	Yes						Yes
Baffle type	Single segmental						Single segmental
Baffle cut orientation	Horizontal						H
Default exchanger material	SS 316L		9				SS 316L
Size							
Specify some sizes for Design				Set default			
Shell ID / OD	cm	76,2	/	79,44	76,2	/	79,44
Tube length	m	3					3
Baffle spacing center-center (Bc)	m	0,58					1,4185
Number of baffles	1						1
Number of tubes / Tube passes	785	/	1	785	/	1	
Shells in series	1						1
Shells in parallel	2						2
Overall Results							
Excess surface (%)							0
Dp-ratio Shellside / Tubeside							0,9289 / 0,6306
Total cost (all shells)	Dollar(US)						238496

Fonte: Autoria própria.

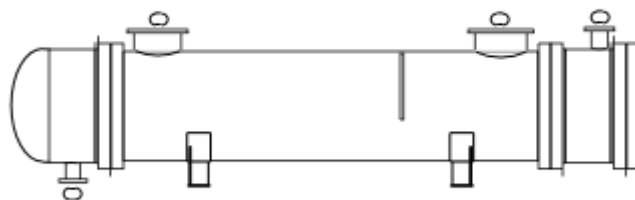
A configuração do trocador de calor foi definida no software de simulação com layout triangular de tubos a 60 graus, 795 tubos e um passe. O gás quente, de menor pressão, foi alocado no casco, e foi incluído um único defletor para otimizar a troca térmica. Essa quantidade foi escolhida para direcionar o fluxo do fluido de modo a aumentar a turbulência e melhorar a transferência de calor, respeitando o limite de perda de carga. As figuras 11 e 12 mostram a disposição dos tubos e o *layout* do trocador.

FIGURA 11: PADRÃO DE TUBOS DO TROCADOR E-103



Fonte: Autoria própria.

FIGURA 12: LAYOUT DO CASCO E DEFLETORES DO TROCADOR E-103



Fonte: Autoria própria.

O trocador de calor possui um diâmetro interno do casco de 76,2 cm, diâmetro externo de 79,44 cm e tubos de 3 m de comprimento e ¼ de polegada de diâmetro, dimensões que garantem a capacidade necessária para a troca térmica. O custo total estimado automaticamente pelo *Aspen Hysys* do trocador de calor é de 238.493 dólares.

Com essas especificações, a corrente GN+H₂ foi aquecida até 339,44°C, enquanto a saída do reator HTS foi resfriada para 343,02°C, ambos dentro dos limites máximos de perda de carga, demonstrando que o trocador está otimizado. No entanto, será necessária uma etapa adicional de aquecimento para a corrente GN+H₂ para alcançar a temperatura desejada de 370°C. Na figura 13 podem ser visualizados os dados do processo referentes a essas condições:

FIGURA 13: DADOS DE PROCESSO DO TROCADOR E-103

		HotSide	ColdSide	Recent	
				HotSide	ColdSide
Calculation mode		Simulation			
Process Conditions					
Mass flow rate	kg/h	103830	25030	103830	25030
Mass flow rate multiplier		1	1		
Inlet pressure	kgf/cm ²	33,5	45	33,5	45
Outlet pressure	kgf/cm ²	33,359	44,859	33,369	44,911
Pressure at liquid surface in column	kgf/cm ²				
Inlet Temperature	°C	410,49	59,8	410,49	59,8
Outlet Temperature	°C		370	343,02	339,44
Inlet vapor mass fraction		1	1	1	1
Outlet vapor mass fraction			1	1	1
Heat exchanged	kW			5392,2	
Heat exchanged multiplier		1			
Process Input					
Allowable pressure drop	kgf/cm ²	0,141	0,141	0,141	0,141
Fouling resistance	m ² -K/W	9E-05	0,00018	9E-05	0,00018
Calculated Results					
Pressure drop	kgf/cm ²			0,131	0,089

Fonte: Autoria própria.

Os demais dados podem ser consultados no documento FD-SN-RVM-PRO-OO2, referente à folha de dados do trocador E-103.

6.3 MEMÓRIA DE CÁLCULO – TROCADOR E-101

6.3.1 Objetivo

O objetivo desta seção é apresentar a metodologia e os resultados obtidos no dimensionamento rigoroso do trocador de calor E-101, utilizando o *Software Aspen HYSYS v11* junto ao pacote *Exchanger Design and Rating (EDR)*, para uma unidade de produção de hidrogênio via reforma a vapor de metano (*SMR*).

6.3.2 Documentos de Referência

QUADRO 6: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIAS PARA MC DO TROCADOR E-101

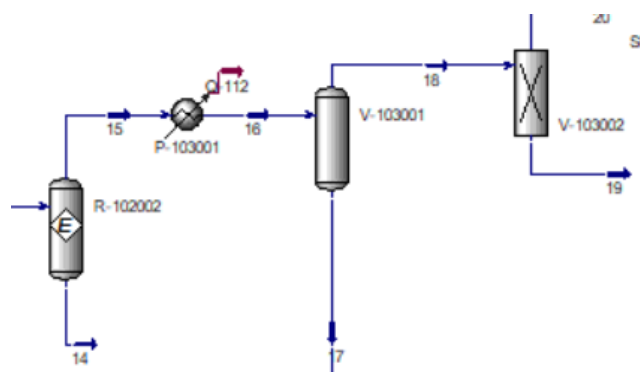
Documento	Título	Revisão
SI-SN-RVM-001=01	Projeto TCC - Simulação SMR	1
DE-SN-RVM-PRO-001=02	Fluxograma de Processos	2
MD-SN-RVM-ENG-001=02	Memorial Descritivo de Processos	2

Fonte: Autoria própria.

6.3.3 Dados e Premissas

O Memorial descritivo de processos, MD-SN-RVM-ENG-001=01, descreve que o trocador de calor P-103001 faz parte do sistema de resfriamento de gases de saída do Reator de *Shift* de baixa temperatura. A corrente 15 que representa a saída do R-102002 precisa ser resfriada a uma temperatura de 62°C para que o vapor presente seja condensado e possa ser separado no Vaso de flash V-101001.

FIGURA 14: ESQUEMA DE RESFRIAMENTO DA CORRENTE DE SAÍDA DO R-102002



Fonte: Autoria própria.

As condições operacionais das correntes de entrada e saída do trocador retiradas da simulação SI-SN-RVM-001, podem ser visualizadas na tabela 11:

TABELA 11: CONDIÇÕES DE ENTRADA E SAÍDA DO TROCADOR P-102002

Parâmetros	Unidades	Valores	
Correntes	-	15	26
Fração de Vapor	-	1	0,74
Temperatura	°C	226,28	62,00
Pressão	kg/cm ²	32,5	31,50
Fluxo Molar	Kmol/h	8110,07	8110,07
Fluxo Mássico	Kg/h	103829,90	103829,90
Fluxo Volumétrico	m ³ /h	246,56	246,56
Fluxo de Calor	KJ/h	-9,40E+08	-1,10E+09

Fonte: Autoria própria.

Abaixo encontram-se as premissas adotadas:

1. O fluido de resfriamento selecionado para esta aplicação foi a água de processo, em função da elevada demanda de resfriamento da corrente e da

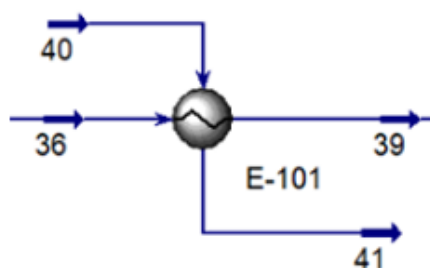
superior capacidade térmica da água em comparação ao ar. Água de processo é alimentada a planta a uma temperatura de 25°C e pressão de 1,174 Kgf/cm². (TEMA, 2020)

2. Os fatores de resistência a incrustação (*Fouling Resistance*) adotados para o processo foram baseados na literatura, para água o valor utilizado foi de 0,0001 m².k/w e para o gás quente foi adotado o valor de 0,000008805 referente ao hidrogênio, já que é a principal espécie da corrente. (TEMA, 2020)
3. A escolha do material para o trocador de calor deve considerar a fragilização por hidrogênio, um fenômeno em que átomos de hidrogênio penetram no metal, comprometendo suas propriedades mecânicas e podendo causar falhas estruturais. A Seção II do Código *ASME BPVC* oferece diretrizes para selecionar materiais resistentes a esse efeito, recomendando aços inoxidáveis de alta resistência. Para esta aplicação, optou-se pelo aço inoxidável 316L, por sua resistência ao hidrogênio e viabilidade econômica em relação a outras ligas. O aço 316L combina resistência à corrosão, tenacidade e durabilidade em ambientes severos, oferecendo excelente desempenho e minimizando o risco de fragilização a longo prazo. (TEMA, 2020; ASME, 2021c)

6.3.4 Metodologia

A fim de facilitar a simulação, um trocador modelo foi criado a parte da simulação principal, sendo chamado de E-101.

FIGURA 15:REPRESENTAÇÃO DO TROCADOR E-101



Fonte: Autoria própria.

As condições operacionais são idênticas às do trocador P-102002. A corrente 36 é idêntica a corrente 16 e representa a saída do reator de shift de baixa temperatura, a corrente 39 representa o gás resfriado, a corrente 40 é a água de processo que entra no casco do trocador e por fim, a corrente 41 representa a água aquecida.

Primeiro, o *Aspen HYSYS* foi utilizado para simular um modelo simples de trocador de calor e determinar a vazão de água necessária para atingir a temperatura de 62°C. Os valores de temperatura, pressão e vazão das correntes de entrada e saída foram inseridos manualmente. O gás de processo proveniente do reator R-102002 passa pelo lado dos tubos, que suportam condições de maior pressão e temperatura, enquanto a água circula pelo lado do casco. O pacote de fluidos *Peng-Robinson* foi utilizado, com perdas de carga padrão de 0,141 kgf/cm² para o gás nos tubos e 0,703 kgf/cm² para a água no casco. (ASME, 2021b; ASPEN TECHNOLOGY, 2021a)

Para o dimensionamento detalhado, foi utilizada a ferramenta *Aspen Exchanger Design and Rating*. O *EDR* permite selecionar o tipo de trocador de calor e configurar seus parâmetros de design. Com a configuração definida, o *EDR* realiza cálculos detalhados de transferência de calor para garantir que o trocador atenda aos requisitos de aquecimento ou resfriamento especificados. O software então determina as dimensões ideais do trocador. (ASPEN TECHNOLOGY, 2021b)

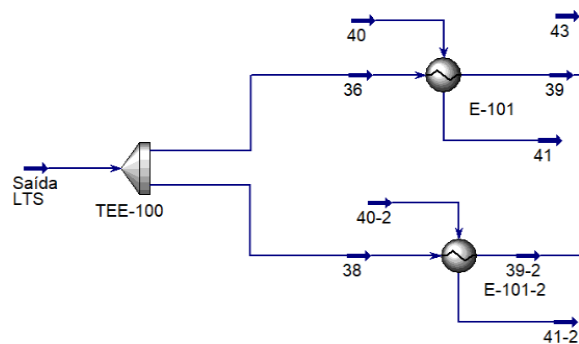
Após o dimensionamento automático, foram realizados ajustes manuais seguindo a metodologia descrita por Kern (2003) no livro *Trocadores de Calor*, 2ed. Esses ajustes incluíram a otimização do design, abrangendo o diâmetro e a configuração dos tubos, o número de passes, o comprimento do trocador e a seleção de materiais. Além disso, foi realizada uma avaliação de custos com base nos resultados obtidos no Hysys. Os resultados finais do projeto estão apresentados na seção seguinte

6.3.5 Resultados

O primeiro teste do trocador E-101 demonstrou que a vazão na corrente de entrada 36 era grande demais para as condições de processo estabelecidas. Isso gerou erros na simulação e um trocador com valor inicial superior a 300.000 dólares. Diante

disso foi proposto que corrente fosse separada em dois trocadores em paralelo, como mostra a figura 16:

FIGURA 16: DIVISÃO DAS CORRENTES 36 E 38.



Fonte: Autoria própria.

Os trocadores E-101 e E-101-2 são idênticos, por isso para fins de discussão só será abordado o primeiro trocador. A figura 17 mostra os dados e parâmetros obtidos para o trocador E-101 através da simulação:

FIGURA 17:PARÂMETROS DO TROCADOR E-101

✓ Geometry

✓ Process

✓ Errors & Warnings

✓ Run Status

Calculation mode

Simulation

Recent

Configuration

TEMA Type

B -

E -

M

Tube layout option

New (optimum) layout

Location of hot fluid

Tube side

Tube OD / Pitch

in

0,75

/

0,9375

Tube pattern

45-Rotated Sqr.

Tubes are in baffle window

Yes

Baffle type

Single segmental

Baffle cut orientation

Horizontal

Default exchanger material

SS 316L

9

BEM

New (optimum) layout

Tube side

0,75 / 0,9375

45

Yes

Single segmental

H

SS 316L

Size

Specify some sizes for Design

Set default

Shell ID / OD

cm

70,0001

/

72,0001

70,0001 / 72,0001

Tube length

m

4,05

4,05

Baffle spacing center-center (Bc)

m

0,4

0,4

Number of baffles

6

6

Number of tubes / Tube passes

475

/

1

475 / 1

Shells in series

1

1

Shells in parallel

1

1

Overall Results

Excess surface (%)

0

Dp-ratio Shellside / Tubeside

0,9868 / 0,6471

Total cost (all shells)

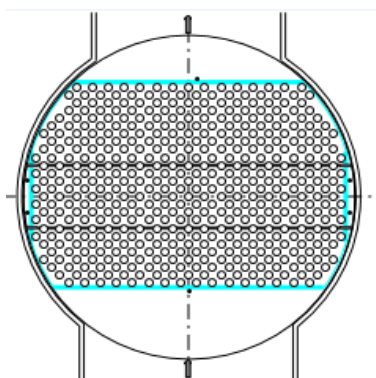
Dollar(US)

81149

Fonte: Autoria própria.

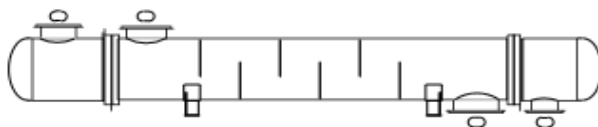
A configuração do trocador de calor foi definida no software de simulação com *layout* quadrado de tubos a 45 graus, 475 tubos e um passe. As figuras 18 e 19 mostram a disposição dos tubos e o layout do trocador.

FIGURA 18: PADRÃO DE TUBOS DO TROCADOR E-101



Fonte: Autoria própria.

FIGURA 19: LAYOUT DO CASCO E DEFLETORES DO TROCADOR E-101



Fonte: Autoria própria

As dimensões do trocador de calor incluem um diâmetro interno do casco de 70 cm e um diâmetro externo de 72 cm, com tubos de 4,05 m de comprimento e $\frac{1}{4}$ de polegada de diâmetro. O espaçamento entre os defletores foi estabelecido em 40 cm, com um total de 6 defletores projetados para otimizar o fluxo do fluido. O design com 475 tubos e uma única passagem de fluido se mostrou suficiente para a operação. O custo total estimado automaticamente pelo *Aspen Hysys* é de 81.149 dólares.

Com essas configurações, foi possível resfriar a corrente 36 até a temperatura de 115,78 °C, dentro dos limites máximos de perda de carga, demonstrando que o trocador está otimizado. Esse valor de temperatura mostra que há a necessidade de um segundo trocador de calor, posto em série com o E-101 para a corrente 39 possa ser resfriada até a temperatura alvo de 62°C. Na figura 20 podem ser visualizados os dados do processo referentes a essas condições:

FIGURA 20: DADOS DE PROCESSO DO TROCADOR E-101

✓ Geometry

✓ Process

✓ Errors & Warnings

✓ Run Status

		Hotside	ColdSide	Recent	
				Hotside	ColdSide
Calculation mode Simulation					
Process Conditions					
Mass flow rate	kg/h	51915	772165	51915	772165
Mass flow rate multiplier		1	1		
Inlet pressure	kgf/cm ²	32,5	1,174	32,5	1,174
Outlet pressure	kgf/cm ²	32,359	0,471	32,409	0,48
Pressure at liquid surface in column	kgf/cm ²				
Inlet Temperature	°C	226,28	25	226,28	25
Outlet Temperature	°C	62	45	115,78	40,1
Inlet vapor mass fraction		1	0	1	0
Outlet vapor mass fraction				0,6888939	0
Heat exchanged	kW			13955,8	
Heat exchanged multiplier		1			
Process Input					
Allowable pressure drop	kgf/cm ²	0,141	0,703	0,141	0,703
Fouling resistance	m ² -K/W	9E-05	0,0001	9E-05	0,0001
Calculated Results					
Pressure drop	kgf/cm ²			0,091	0,694

Fonte: Autoria própria.

Os demais dados podem ser consultados no documento FD-SN-RVM-PRO-003, referente à folha de dados do trocador E-103.

6.4 MEMÓRIA DE CÁLCULO – INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

6.4.1 Objetivo

A presente seção tem como objetivo apresentar a metodologia e os resultados obtidos para a integração energética de uma unidade de produção de hidrogênio via reforma a vapor de metano (*SMR – Steam Methane Reforming*). Essa integração é realizada a fim de reaproveitar o calor das correntes de processo, aplicando uma troca energética entre correntes que precisam ser resfriadas e as que precisam ser aquecidas,

através da instalação de trocadores de calor. Dessa forma, é possível reduzir o consumo com correntes de utilidades.

6.4.2 Documentos de Referência

QUADRO 7: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA PARA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

Documento	Título	Revisão
SI-SN-RVM-001=01	Projeto TCC - Simulação SMR	1
DE-SN-RVM-PRO-001=02	Fluxograma de processos	2
MD-SN-RVM-ENG-001=02	Memorial Descritivo de Processos	2

Fonte: Autoria Própria.

6.4.3 Dados e Metodologia

Durante todo o sistema existe a necessidade de aumentar ou reduzir a temperatura das correntes de processo, criando-se uma demanda por correntes de utilidade. Ao realizar o estudo de fluxo do processo e suas respectivas condições operacionais, desenvolvendo o memorial descritivo (MD-SN-RVM-PRO-001), e o PFD (DE-SN-RVM-PRO-001), foi constatada a existência de 6 pontos principais onde haveria a necessidade dessa troca térmica, sendo 3 correntes frias e 3 correntes quentes no total.

Com isso, foi construída uma simulação do processo no *Software Aspen HYSYS v11*, onde foi possível retirar os dados, para cada ponto, de temperaturas iniciais (fonte) e finais (meta), vazão, e capacidade térmica, sendo possível calcular a capacidade calorífica (mcp). Sendo esses dados importantes para a aplicação da metodologia *Pinch*.

A Tecnologia *Pinch* é um método termodinâmico que identifica oportunidades de melhoria no consumo de energia, combinando a síntese de redes de trocadores de calor necessária para atingir a devida economia de utilidades. Atualmente, a Tecnologia *Pinch* é uma das melhores alternativas para a otimização do manuseio dos recursos, sendo uma das mais utilizadas (VAZZOLER, 2020).

Para aplicação desta metodologia, foi então inicialmente construída a tabela abaixo com os dados de processo citados anteriormente, além do calor necessário ou disponível para a troca, e a diferença mínima de temperatura.

TABELA 12; DADOS DE ENTRADA E SAÍDA DOS TROCADORES RETIRADAS DA SIMULAÇÃO HYSYS.

Parâmetro	Trocador 1	Trocador 2	Trocador 3	Trocador 4	Trocador 5	Trocador 6
Temperatura ent. (°C)	123	242	281	871	405	224
Temperatura sai (°C)	256	370	512	340	205	40
Vazão (kg/h)	21590,6	5005,92	20765,84	20766,01	20765,98	20765,98
Capacidade térmica (kJ/kg°C)	4,45	2,88	2,44	3,03	2,76	2,64
mcp (kJ/°C.h)	96078,17	14417,05	50668,65	62921,01	57314,10	54822,19
mcp (kW/°C)	26,69	4,00	14,07	17,48	15,92	15,23
Q necessário/disponível (kW)	-3549,55	-512,61	-3251,24	9280,85	3184,12	2802,02
ΔT_{min} (°C)	10	10	10	10	10	10

Fonte: Autoria Própria.

O valor de calor necessário ou disponível foi calculado a partir da equação abaixo:

$$Q = mcp * (T_{ent} - T_{sai}) \quad (1)$$

Onde,

Q = calor necessário ou disponível (kW)

mcp = capacidade calorífica (kW/°C)

T_{ent} = Temperatura de entrada (°C)

T_{sai} = Temperatura de saída (°C)

Nota-se que aqueles que retornaram valores negativos, são as correntes frias que necessitam de calor para atingir a temperatura de saída, enquanto as de valores positivos são as correntes quentes que podem fornecer calor até atingir a temperatura desejada na saída. Ao somar esses valores é possível dizer que sem a integração energética, precisaria de 7313,4 kW de utilidade quente, e de 15267 kW de utilidade fria.

Vale ressaltar que para o valor de ΔT_{min} , este foi escolhido de acordo com valores típicos que geralmente são utilizados e apresentados na literatura, onde, tendo em vista que se trata de uma planta pequena de baixa capacidade, foi considerado um ΔT_{min} de 10°C (VAZZOLER, 2020).

Esse conceito de diferença mínima de temperatura é aplicado em qualquer técnica de integração energética, que consiste em proibir quaisquer troca de calor abaixo desse valor mínimo determinado. Essa diferença é aplicada para diminuir a área utilizada pelas redes de trocadores de calor, considerando que a área de troca térmica e as diferenças médias de temperatura possuem uma relação inversamente proporcional.

Com a diferença mínima de temperatura já estabelecida, e a partir das temperaturas de entrada e saída das correntes na rede, é identificado os intervalos de temperatura do sistema, que irão delimitar regiões de superposição das correntes quentes ou frias, ou ausência desta. Logo, sempre que houver o início e fim de uma corrente, deve-se criar um intervalo (VAZZOLER, 2020).

Em seguida, deve ser determinada a carga térmica líquida em cada intervalo, sendo essa a diferença entre as entalpias das correntes quentes e frias. Pode-se calcular esta carga a partir da seguinte equação:

$$Q_{LIQ} = \sum (mcp)_h * \Delta T - \sum (mcp)_c * \Delta T \quad (2)$$

Onde,

$Q_{LIQ,k}$ = Carga térmica líquida (kW)

$(mcp)_h$ = Capacidade calorífica da corrente quente (kW/°C)

$(mcp)_c$ = Capacidade calorífica da corrente fria (kW/°C)

ΔT = Variação de temperatura do intervalo (°C)

Para obter o consumo mínimo de utilidades, é realizado um “cascateamento” das cargas calculadas, obtendo a carga de saída (Q_{out}) ao somar ou subtrair a carga de entrada (Q_{in}) com a carga líquida do intervalo em específico. Tendo em vista que só é possível cascadear sobra de energia, de acordo com o segundo princípio da termodinâmica, deverá ser adicionado a mesma quantidade de calor do Q_{out} mais negativo, realizando novamente o cascateamento (VAZZOLER, 2020).

Com isso, será obtido um intervalo de temperatura onde o cascateamento se anulará, dividindo o problema em dois subproblemas, sendo este ponto denominado como temperatura de *Pinch* ou temperatura do ponto de estrangulamento energético (VAZZOLER, 2020).

A partir da temperatura de *Pinch* é possível calcular uma quantidade mínima de trocadores de calor, respeitando a divisão realizada pela presença do *Pinch*, através das seguintes equações:

$$NHE^{MIN} = NHP + NCP + NHU + NCU - 1 \quad (3)$$

$$NHE_{C/PINCH}^{MIN} = NHE_{ACIMA}^{MIN} + NHE_{ABAIXO}^{MIN} \quad (4)$$

Onde,

NHE^{MIN} = Número mínimo de trocadores de calor

NHP = Número de correntes quentes de processo

NCP = Número de correntes frias de processo

NHU = Número de utilidades quentes

NCU = Número de utilidades frias

Por fim, é construída uma rede de trocas térmicas, onde deve ser respeitado o mínimo consumo de utilidades e a quantidade mínima de trocadores. Também deve ser

respeitada a divisão dos subproblemas, sendo eles a síntese acima do *pinch* e abaixo do *pinch* (VAZZOLER, 2020; SANTOS, 2015).

Para a síntese acima do *pinch*, primeiramente deve ser verificado se a quantidade de correntes frias no *pinch* é maior ou igual ao número de correntes quentes, caso contrário, será necessário dividir uma corrente fria. Então se deve verificar se cada corrente quente no *pinch* pode trocar calor com uma corrente fria respeitando a condição: $(mcp)_c \geq (mcp)_h$, caso contrário, deve-se dividir uma corrente (geralmente uma corrente quente) (VAZZOLER, 2020; SANTOS, 2015).

Com isso, é possível, realizar primeiro as trocas ao longo do *pinch*, e em seguida, as mais afastadas do *pinch*, na parte de cima. Essa ordem é aplicada visto que no *pinch* a diferença de temperaturas entre as correntes é a menor possível (VAZZOLER, 2020; SANTOS, 2015).

Para a síntese abaixo do *pinch*, deve ser verificado se a quantidade de correntes quentes no *pinch* é maior ou igual ao número de correntes frias, caso contrário, será necessário dividir uma corrente quente. Então se deve verificar se cada corrente fria no *pinch* pode trocar calor com uma corrente quente respeitando a condição: $(mcp)_c \leq (mcp)_h$, caso contrário, deve-se dividir uma corrente (geralmente uma corrente fria) (VAZZOLER, 2020; SANTOS, 2015).

Com isso, é possível, realizar primeiro as trocas ao longo do *pinch*, e em seguida, as mais afastadas do *pinch*, na parte de baixo

6.4.4 Resultados

Ao identificar os intervalos de temperatura do sistema, e calcular a carga térmica líquida de cada, obteve-se:

FIGURA 21:INTERVALOS DE TEMPERATURA.

	871	866	861	Q_{LiQ} (kW)
	522	517	512	6099,84
	405	400	395	398,20
	380	375	370	483,10
	340	335	330	612,77
	291	286	281	-105,78
	266	261	256	297,90
	252	247	242	-206,82
	224	219	214	-301,50
	205	200	195	84,75
	133	128	123	-825,12
	40	35	30	1416,24

Fonte: Autoria Própria.

Ao realizar o cascadeamento, obteve-se os seguintes resultados para Q_{in} e Q_{out} :

TABELA 13: RESULTADO DO CASCADEAMENTO.

Q_{in}	Q_{out}
0	6099,84
6099,84	6498,04
6498,04	6981,14
6981,14	7593,92
7593,92	7488,14
7488,14	7786,03
7786,03	7579,22
7579,22	7277,72
7277,72	7362,47
7362,47	6537,35
6537,35	7953,59

Fonte: Autoria Própria.

Pode-se observar que por conta de a demanda por utilidade fria ser consideravelmente superior a demanda por utilidade quente, não se obteve valores negativos na coluna de Q_{out} , não sendo possível reajustar o cascadeamento de forma a obter a presença do intervalo nulo, que seria a temperatura de *Pinch*. Como não foi obtido o valor de *Pinch*, não houve possibilidade de dar seguimento a integração energética para a planta estudada no atual trabalho.

Contudo, algumas sugestões para futuras continuações deste estudo, seria analisar a viabilidade de instalação de um sistema de produção de vapor, para aproveitamento do calor gerado pela planta em questão, ou então, analisar a possibilidade de troca térmica das correntes apresentadas, com as de outra planta instalada na redondeza.

CAPÍTULO 7 – ANÁLISE PRELIMINAR DE RISCOS

7.1 OBJETIVO

O objetivo desta seção é apresentar a Análise Preliminar de Riscos (APR) da unidade de reforma a vapor do gás natural, com foco no subsistema de purificação do gás natural, bem como os resultados da avaliação de risco.

7.2 DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA

QUADRO 8: DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA PARA APR

Documento	Título	Revisão
DE-SN-RVM-PRO-002=02	P&ID – Sistema de hidrogenação e dessulfurização do gás natural	2
MD-SN-RVM-ENG-001=02	Memorial Descritivo de Processos	2

Fonte: Autoria Própria.

7.3 JUSTIFICATIVA

A justificativa para a realização do estudo de Análise Preliminar de Riscos (APR) para o subsistema de purificação do gás natural em uma planta de produção de hidrogênio por reforma a vapor do gás natural baseia-se na importância crítica dessa fase para a operação segura e eficiente da planta.

O gás natural, ao ser utilizado como matéria-prima, contém compostos sulfurados que representam o maior risco aos equipamentos envolvidos, como válvulas, trocadores de calor e reatores. Esses compostos podem causar corrosão e degradação dos componentes, comprometendo a integridade e a longevidade dos equipamentos. A

purificação do gás natural é, portanto, essencial não apenas para proteger os ativos da planta, mas também para garantir a eficiência operacional do sistema como um todo, prevenindo falhas inesperadas, aumentando a confiabilidade e contribuindo para a manutenção dos padrões de qualidade do hidrogênio produzido.

Dessa forma, a realização da APR visa identificar e mitigar potenciais riscos associados a essa etapa crítica, assegurando a operação segura e o desempenho ideal da planta de produção de hidrogênio.

7.4 METODOLOGIA

Para realizar esta análise, foram identificados os possíveis tipos de vazamentos que poderiam acontecer na área de pré-tratamento do gás natural, destrinchando quais poderiam ser as causas e consequências destes vazamentos, além de apontar as detecções e salvaguardas que já existem na planta, considerando o P&ID realizado. Com isso, foi analisada a tolerabilidade desse risco, considerando a frequência em que ele pode ocorrer, e o dano que este pode causar para as pessoas, as instalações, meio ambiente e imagem da empresa, determinando se o risco é tolerável, moderado ou não tolerável a partir da seguinte matriz:

FIGURA 22: MATRIZ DE TOLERABILIDADE

						Categorias de Frequência				
		Descrição / características				A Extremamente remota	B Remota	C Pouco provável	D Possível	E Frequente
		Pessoas	Patrimônio / continuidade operacional	Meio ambiente (ver Nota 1)	Imagem	Conceitualmente possível, mas sem referências na indústria	Não esperado ocorrer, apesar de haver referências em instalações similares na indústria	Pouco provável de ocorrer durante a vida útil de um conjunto de instalações similares	Possível de ocorrer uma vez durante a vida útil da instalação	Possível de ocorrer muitas vezes durante a vida útil da instalação
Categorias de Severidade das Consequências	V	Catastrófica	Múltiplas fatalidades intramuros ou fatalidade extramuros (ver Nota 2)	Danos catastróficos podendo levar à perda da instalação industrial	Danos severos em áreas sensíveis ou com efeitos se estendendo para outros locais	Impacto internacional	M	M	NT	NT
	IV	Crítica	Fatalidade intramuros ou lesões graves extramuros (ver Nota 3)	Danos severos a sistemas (reparação lenta)	Danos severos com efeito localizado	Impacto nacional	T	M	M	NT
	III	Média	Lesões graves intramuros ou lesões leves extramuros	Danos moderados a sistemas	Danos moderados	Impacto regional	T	T	M	M
	II	Marginal	Lesões leves	Danos leves a sistemas / equipamentos	Danos leves	Impacto local	T	T	T	M
	I	Desprezível	Sem lesões ou no máximo casos de primeiros socorros	Danos leves a equipamentos sem comprometimento da continuidade operacional	Danos insignificantes	Impacto insignificante	T	T	T	T

Fonte: Adaptado de Moura (2018)

Com isso, foram acrescentadas recomendações para os casos em que havia risco moderado, a fim de reduzir a frequência, os tornando toleráveis após realizar as devidas implementações.

7.5 RESULTADOS

7.5.1 Lista de Recomendações

A tabela 14 a seguir, apresenta as recomendações desenvolvidas para esta APR:

TABELA 14: RECOMENDAÇÕES PARA A APR

	ANÁLISE PRELIMINAR DE RISCO (APR)			GERÊNCIA	
Unidade:	Unidade de reforma a vapor do gás natural	Sistema:	Purificação do gás de alimentação	Data:	30/11/2024
Subsistema: Sistema de hidrodessulfurização e dessulfurização do gás natural			Descrição: Lista de Recomendações	Desenhos: DE-SN-RVM-ENG-002=02	
Nº da recomendação	Descrição das Recomendações				
R001	Implementação de sensor de vazão com alarme para caso de vazão baixa (FAL) a montante do hidrogenador				
R002	Implementação de alarmes para caso de pressão muito alta (PAHH) ou muito baixa (PALL) a montante do hidrogenador				
R003	Implementação de válvula de bloqueio automática a montante do hidrogenador, fechando em caso de pressão muito baixa (PSLL)				
R004	Fazer uso de cupons e/ou sondas para monitoramento de corrosão				
R005	Implementação de alarmes de temperatura alta (TAH) ou muito alta (TAHH) na montante dos reatores de dessulfurização				
R006	Fechamento da válvula de bloqueio a montante do dessulfurizador ativo, para caso de temperatura muito alta (TAHH)				
R007	Instalação de uma PCV nas entradas dos dessulfurizadores, para controle de pressão (sendo necessário a implantação de chaves para set de pressão alta (PSH) e pressão baixa (PSL) nos PITs já existentes, enviando o sinal de ajuste para as PCVs)				
R008	Implementação de alarmes para caso de pressão muito alta (PAHH) ou muito baixa (PALL) na malha dos PITs a montante dos dessulfurizadores				
R009	Implementação de sensor de vazão a montante dos dessulfurizadores				
R010	Implementação de sensor de pressão com alarmes para caso de pressão muito baixa (PALL) ou muito alta (PAHH) a montante dos dessulfurizadores				

Fonte: Autoria Própria.

7.5.2 APR

TABELA 15: CONSIDERAÇÕES DA APR

SENAI CETIQT		ANÁLISE PRELIMINAR DE RISCO (APR)										GERÊNCIA	
Unidade:	Unidade de reforma a vapor do gás natural				Sistema:	Purificação do gás de alimentação					Data:	30/11/2024	
Subsistema: Sistema de hidrodessulfurização e dessulfurização do gás natural		Descrição: Planilha APR								Desenhos: DE-SN-RVM-ENG-002=02			
Perigo	Causas	Consequências	Detecções/Salvaguarda	Freq	Pessoal		Instalações		Meio Ambiente		Imagem		Recomendações/Observações
					S	R	S	R	S	R	S	R	
Pequeno vazamento de gás a montante do reator de hidrogenação (GN+H2)	- Falha estrutural (Corrosão, falhas em juntas, trincas em soldas, pequenos furos ao longo das tubulações) - Vazamento em tomada de instrumentos - Falha de montagem	- Geração de atmosfera inflamável - Incêndio de jato de fogo	- Detectores de Gás Inflamável - Alarme de Vazamento (D) - Sistema de Combate a Incêndio (S) - Auditiva (D)	C	III	M	III	M	II	T	III	M	R001) Implementação de FT com alarme para caso de vazão baixa (FAL) a montante do hidrogenador

Grande vazamento de gás a montante do reator de hidrogenação (GN+H ₂)	- Ruptura de tubulação por falha de material ou por falha de especificação de material - Sobrepressão na tubulação	- Geração de atmosfera inflamável - Incêndio de jato de fogo - Possibilidade de explosão - Lesão pessoal	- Sistema de Detecção de Gás e Fogo (ESD-3P) - Sistema de desligamento de emergência - PSVs - Válvulas de alívio de pressão para caso de ultrapassar o limite estabelecido - PIT enviando sinal para indicador de pressão na sala de controle - Auditiva (D) - Visual (D)	B	IV	M	IV	M	III	M	IV	M	R002) Implementação de alarmes para caso de pressão muito alta (PAHH) ou muito baixa (PALL) a montante do hidrogenador R003) Implementação de válvula de bloqueio automática a montante do hidrogenador, fechando em caso de pressão muito baixa (PSLL)
Pequeno vazamento de gás a jusante do reator de hidrogenação (Com teor de H ₂ S)	- Falha estrutural (Corrosão, falhas em juntas, trincas em soldas, pequenos furos ao longo das tubulações) - Vazamento em tomada de instrumentos - Falha de montagem - Abertura indevida de pontos de coleta de amostra - Fragilização por temperatura	- Incêndio de jato de fogo - Dispersão de gás inflamável e tóxico - Possibilidade de lesão por intoxicação	- Detectores de H₂S (H₂S-Det) - Sistema de Combate a Incêndio (D/S) - Alarme de Detecção de Gás (D) - Alerta em caso de pequeno vazamento - TIT enviando sinal para indicador de temperatura na sala de controle - Auditiva (D)	D	III	M	III	M	III	M	III	M	R004) Fazer uso de cupons e/ou sondas para monitoramento de corrosão R005) Implementação de alarmes de temperatura alta (TAH) ou muito alta (TAHH) na montante dos reatores de dessulfurização

Grande vazamento de gás a jusante do reator de hidrogenação (Com teor de H ₂ S)	- Ruptura de tubulação por falha de material ou por falha de especificação de material - Sobrepressão na tubulação - Fragilização por temperatura - Rompimento de tubing	- Incêndio de jato de fogo - Possibilidade de explosão - Vazamento de gás inflamável e tóxico - Lesão por intoxicação	- Detectores de H₂S (H₂S-Det) - Sistema de Detecção de Gás e Fogo (ESD-3P) - Sistema de desligamento de emergência em caso de grandes vazamentos - PSV - Válvula de alívio de pressão para caso de ultrapassar o limite estabelecido - TIT enviando sinal para indicador de temperatura na sala de controle - PIT enviando sinal para indicador de pressão na sala de controle - Auditiva (D) - Visual (D)	B	V	M	IV	M	IV	M	V	M	R006) Fechamento da válvula de bloqueio a montante do dessulfurizador ativo, para caso de temperatura muito alta (TAHH) R007) Instalação de uma PCV nas entradas dos dessulfurizadores, para controle de pressão (sendo necessário a implantação de chaves para set de pressão alta (PSH) e pressão baixa (PSL) nos PITs já existentes, enviando o sinal de ajuste para as PCVs) R008) Implementação de alarmes para caso de pressão muito alta (PAHH) ou muito baixa (PALL) na malha dos PITs a montante dos dessulfurizadores Obs.: Aplicar-se recomendação R004
Pequeno vazamento de Gás natural purificado a jusante dos reatores de dessulfurização	- Falha estrutural (Corrosão, falhas em juntas, trincas em soldas, pequenos furos ao longo das tubulações) - Vazamento em tomada de instrumentos - Falha de montagem - Abertura indevida de pontos de	- Incêndio de jato de fogo - Dispersão de gás inflamável	- Detectores de Gás Inflamável - Alarme de Vazamento (D) - Sistema de Combate a Incêndio (S) - Auditiva (D)	C	II	T	II	T	II	T	II	T	-

	coleta de amostra												
Grande vazamento de Gás Natural purificado a jusante dos reatores de dessulfurização	- Ruptura de tubulação por falha de material ou por falha de especificação de material - Sobrepressão na tubulação - Rompimento de tubing	- Incêndio de jato de fogo - Possibilidade de explosão - Dispersão de gás inflamável	- Detectores de Gás Inflamável - Alarme de Vazamento (D) - Sistema de Combate a Incêndio (S) - Auditiva (D) - Visual (D)	B	III	M	III	M	III	M	III	M	R009) Implementação de sensor de vazão a montante dos dessulfurizadores R010) Implementação de sensor de pressão com alarmes para caso de pressão muito baixa (PALL) ou muito alta (PAHH) a montante dos dessulfurizadores

Fonte: Autoria Própria.

CAPÍTULO 8 – CONCLUSÃO

Este trabalho teve como objetivo consolidar conhecimentos técnicos e práticas de engenharia na produção de hidrogênio por meio da reforma a vapor de metano (SMR), abrangendo desde os conceitos teóricos até o desenvolvimento de cálculos, simulações, análises de risco e integração energética. A elaboração do memorial descritivo do processo permitiu compreender as etapas principais, desde o pré-tratamento do gás natural até a purificação do hidrogênio gerado, abordando as reações químicas, condições operacionais e equipamentos envolvidos. A partir do memorial descritivo e do balanço de massa, observou-se que o processo gera uma quantidade considerável de CO₂, embora inferior àquela que seria emitida pela queima do gás natural, o que garante a viabilidade ambiental do processo, mantendo o crédito de carbono positivo. No entanto, há a possibilidade de integrar tecnologias como a captura de carbono, que poderão ser avaliadas futuramente para reduzir as emissões da planta.

Essas etapas operacionais foram analisadas detalhadamente com o suporte de simulações computacionais no Aspen HYSYS, que contribuiu para o cálculo e validação dos balanços de massa e energia. O software também possibilitou o cálculo das condições operacionais ausentes, assegurando que as taxas de conversão desejadas fossem atingidas. Assim, a purificação final por PSA garantiu um hidrogênio com pureza superior a 99,9%. No entanto, embora a capacidade da planta tenha sido baseada em exemplos fornecidos pela EPE, o que tornaria o processo viável economicamente, o rendimento de 60,7% ficou abaixo do esperado. Portanto, será necessário realizar um estudo futuro para otimizar a planta projetada e garantir a viabilidade econômica.

A partir das memórias de cálculo dos equipamentos, foi possível realizar o dimensionamento dos dispositivos selecionados, gerando dados essenciais para a elaboração das folhas de dados, que serão fundamentais para a futura aquisição dos equipamentos. Vale destacar que, com o uso do Aspen HYSYS, foi possível otimizar os trocadores de calor dimensionados, maximizando a eficiência térmica e minimizando as perdas de carga.

Além disso, pela memória de cálculo da integração energética, foi possível identificar desafios na realização de trocas de calor entre as correntes do processo, devido à significativa diferença nas demandas por utilidades quentes e frias. Diante disso, sugere-

se a viabilidade de incluir um sistema de geração de vapor para aproveitar o calor gerado ou realizar trocas térmicas com uma planta vizinha.

A Análise Preliminar de Riscos (APR) identificou os principais perigos associados ao processo, destacando os riscos relacionados à mistura de gases inflamáveis e/ou tóxicos, como gás natural, hidrogênio e H₂S. Com isso, foram desenvolvidas recomendações para a redução e mitigação desses riscos.

Por fim, o trabalho demonstrou não apenas a viabilidade técnica do processo, mas também sua complexidade, ao abordar detalhadamente os desafios relacionados à segurança operacional e eficiência energética. A abordagem adotada reforça a importância de combinar ferramentas avançadas de engenharia, como simulações e análises de risco, com práticas robustas de planejamento e operação.

8.1 TRABALHOS FUTUROS

A partir do projeto desenvolvido foi possível obter uma base para futuras investigações mais detalhadas, destacando o potencial do hidrogênio como vetor energético estratégico na transição para uma matriz energética mais limpa e sustentável.

Com isso, é interessante que seja estudada e desenvolvida a aplicação de um sistema de captura de carbono, para que seja possível reduzir as emissões de CO₂ da planta, deixando o processo mais sustentável no quesito ambiental. Exemplos de tecnologias de captura de carbono incluem a captura de carbono por aminas, que utiliza solventes líquidos para absorver o CO₂ diretamente das correntes gasosas, e a captura direta do ar (DAC), que retira o CO₂ do ar ambiente através de processos químicos ou físicos, podendo depois armazená-lo em reservatórios subterrâneos ou utilizá-lo em processos industriais em plantas anexas.

Já no quesito econômico, vale ressaltar a importância de se desenvolver uma integração energética que respeite os princípios da termodinâmica, realizando trocas eficientes de calor, contribuindo para a redução nos custos com correntes de utilidades. Para isso, pode-se considerar para um futuro trabalho, o acréscimo de um sistema de geração de vapor, que aproveite a grande quantidade de calor produzida pela planta. Outra possibilidade, é realizar uma análise acerca da possibilidade de integrar calor com outras

plantas nas proximidades, visto que o processo de produção de hidrogênio não se trata de um sistema independente, mas secundário.

Ademais, tendo em vista o rendimento de 60,7% do presente projeto, abre-se espaço para a otimização deste, onde é cabível uma análise exploratória a partir da construção de novas simulações, observando a influência de cada condição de processo nas conversões, e quais seriam as mais adequadas de se aplicar a fim de tornar o processo mais viável.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALVES, H. J. et al. Overview of hydrogen production technologies from biogas and the applications in fuel cells. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 38, p. 5215–5225, 2013.
- ASME BPVC. *ASME Boiler and Pressure Vessel Code: Section II - Materials*. New York: ASME, 2021a.
- ASME BPVC. *ASME Boiler and Pressure Vessel Code: Section VIII - Rules for Construction of Pressure Vessels*. New York: ASME, 2021b.
- ASME. *ASME Performance Test Code 11 - Testing of Industrial Heat Exchangers*. New York: ASME, 2021c.
- ASPEN TECHNOLOGY, Inc. *Aspen HYSYS User Guide*. Version 12.1. 2021a.
- ASPEN TECHNOLOGY, Inc. *Aspen HYSYS Design and Rating User Guide*. Version 12.1. 2021b.
- AZZAM, K. G.; BABICH, I. V.; SESHAN, K.; LEFFERTS, L. Bifunctional catalysts for single-stage water–gas shift reaction in fuel cell applications: Part 1. Effect of the support on the reaction sequence. *Journal of Catalysis*, v. 251, p. 153, 2007.
- CONFEDERAÇÃO NACIONAL DA INDÚSTRIA. Especificação do gás natural: oportunidades e experiência internacional. Brasília: CNI, 2019. 111 p.
- CRANE, C., NY. *Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipes*. Metria Edition – SI Units, Technical Paper No. 410M, Crane Co., New York, 1982.
- CREMASCO, M. A. *Operações Unitárias em Sistemas Particulados e Fluidomecânicos*. 3. ed. São Paulo: Blucher, 2018.
- DAHUNSI, S. O.; ORANUSI, S.; EFEOVBOKHAN, V. E. Cleaner energy for cleaner production: Modeling and optimization of biogas generation from Carica papayas (Pawpaw) fruit peels. *Journal of Environmental Management*, v. 156, p. 19-29, 2017.
- DIMOPLON, W. What process engineers need to know about compressors. *Hydrocarbon Processing*, p. 221-227, maio 1978.

EPE. Empresa de Pesquisa Energética. Nota Técnica “Bases para a Consolidação da Estratégia Brasileira do Hidrogênio”. 2021. Disponível em: [https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-](https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao569/Hidroge%CC%82nio_23Fev2021NT%20(2).pdf)

[abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao569/Hidroge%CC%82nio_23Fev2021NT%20\(2\).pdf](https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao569/Hidroge%CC%82nio_23Fev2021NT%20(2).pdf). Acesso em: abr. 2024.

EPE. Empresa de Pesquisa Energética. Nota Técnica “Hidrogênio Cinza: Produção a partir da reforma a vapor do gás natural”. 2022. Disponível em:

[https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-](https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-654/NT%20Hidrog%C3%AAnio%20Cinza.pdf)

[abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-](https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-654/NT%20Hidrog%C3%AAnio%20Cinza.pdf)

[654/NT%20Hidrog%C3%AAnio%20Cinza.pdf](https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-654/NT%20Hidrog%C3%AAnio%20Cinza.pdf). Acesso em: abr. 2024.

GARY, J. H.; HANDWERK, G. E.; KAISER, M. J. *Refinaria de petróleo: tecnologia e economia*. 5. ed. Porto Alegre: Bookman, 2008.

GONZÁLEZ-GARCÍA, S. et al. Environmental sustainability of bark valorisation into biofoam and syngas. *Journal of Cleaner Production*, v. 125, p. 33-43, 2016.

HLA, S. S.; PARK, D.; DUFFY, G. J.; EDWARDS, J. H.; ROBERTS, D. G.; ILYUSHECHKIN, A. et al. Kinetics of high-temperature water–gas shift reaction over two iron-based commercial catalysts using simulated coal-derived syngas. *Chemical Engineering Journal*, v. 146, p. 148–154, 2009.

INTERNATIONAL SOCIETY OF AUTOMATION. *ISA-5.1: Instrumentation symbols and identification*. [S.l.]: ISA, 2009.

KEMP, I. C., *Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*. 2. ed. Butterworth-Heinemann, 2007.

KERN, D. Q. *Trocadores de calor*. 2. ed. São Paulo: Editora Blucher, 2003.

KUCZYNSKI, S.; ŁACIAK, M.; OLIJNYK, A.; SZURLEJ, A.; WŁODEK, T. Thermodynamic and technical issues of hydrogen and methane-hydrogen mixtures pipeline transmission. *Energies*, v. 12, p. 569, 2019. Disponível em: <https://www.mdpi.com/1996-1073/12/3/569>. Acesso em: abr. 2024.

LEE, S.; KIM, H.; PARK, J.; et al. Scenario-Based Techno-Economic Analysis of Steam Methane Reforming Process for Hydrogen Production. *Applied Sciences*, v. 11, n. 13, p.

6021, 2021. Disponível em: <https://www.mdpi.com/2076-3417/11/13/6021>. Acesso em: jun. 2024.

LINDE. *Hydrogen Recovery by Pressure Swing Adsorption*. Disponível em: https://www.linde-engineering.com/en/images/HA_H_1_1_e_09_150dpi_NB_tcm19-6130.pdf. Acesso em: 14 abr. 2024.

LIU, K.; SONG, C.; SUBRAMANI, V. *Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies*. Hoboken: Wiley, 2011

LU, Y.; WANG, C.; CHEN, H. *Hydrogen Production: Processes and Technologies*. Cambridge: Elsevier, 2015.

MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. *Operações unitárias na engenharia química*. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2001.

MOLBURG, J.; DOCTOR, R. *Hydrogen from Steam-Methane Reforming with CO₂ Capture*. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/229028684_Hydrogen_from_Steam-Methane_Reforming_with_CO2_Capture. Acesso em: abr. 2024.

MOURA, T. R. L.; NUNES, J. D. C.; SAMPAIO, P. G. V. *Análise de riscos em uma caldeiraria: uma abordagem para a prevenção de acidentes*. 2018. 14 f. TCC (Graduação) - Curso de Ciência e Tecnologia, Universidade Federal Rural do Semi-Árido, Mossoró, 2018.

PETROLEUM Refining and Natural Gas Processing. Gulf Publishing, 2010.

RATNASAMY, C.; WAGNER, J. P. Water gas shift catalysis. *Catalysis Reviews*, v. 51, p. 325-440, 2009.

SANTOS, W. S.; JESUS, W. S. A TECNOLOGIA PINCH: uma proposta para o consumo sustentável de energia. VII Simprod, São Cristóvão, p. 395-404, out. 2015.

SOLTANI, R.; ROSEN, M. A.; DINCER, I. Assessment of CO₂ capture options from various points in steam methane reforming for hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2014. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com>. Acesso em: jun. 2024.

SOUZA, M. M. V. M. *Hidrogênio e células a combustível*. 1. ed. Rio de Janeiro: Synergia Editora, 2018.

SPATH, P. et al. Biomass to hydrogen production detailed design and economics utilizing the Battelle Columbus Laboratory indirectly-heated gasifier.

TEMA – Tubular Exchanger Manufacturers Association. *Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association*. 9. ed. New York: TEMA, 2020.

U.S. DOE. Department of Energy Hydrogen Program Plan. 2020. Disponível em: <https://www.hydrogen.energy.gov/pdfs/hydrogen-program-plan-2020.pdf>. Acesso em: abr. 2024.

VAZZOLER, A. Doze questionamentos sobre integração energética e a tecnologia pinch. *Redige*, v. 2, n. 7, p. 84-127, 2020.

WANG, S; WANG, B; DING, S; YU, Y. Modeling and analysis of deaerator using constant pressure operation strategy for SMR. *Nuclear Engineering and Design*, v. 424, p. 113206, 2024. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.nucengdes.2024.113206>. Acesso em: set. 2024.

WHEELER, C.; JHALANI, A.; KLEIN, E. J.; TUMMALA, S.; SCHMIDT, L. D. The water-gas-shift reaction at short contact times. *Journal of Catalysis*, v. 223, p. 191-199, 2004.

YAMAGUCHI, N. Hydrodesulfurization Technologies and Costs. *Trans Energy Associates, William and Flora Hewlett Foundation Sulfur Workshop*, Mexico City, May 29-30, 2003.

Stream	Unit	1	Gás Natural	3	5	6	8	7	9	13	15	14	18	17	20
Vapour Fraction		0	1	1	1	1	1	0	1	1	1	0	1	0	1
Temperature	C	121,09	25,00	251,63	279,81	512,00	871,00	871,00	340,00	205,00	226,28	226,28	61,51	61,51	61,51
Pressure	kg/cm2	18,36	45,03	41,00	41,00	39,00	34,50	34,50	33,50	32,50	32,50	32,50	28,50	28,50	28,00
Mass Flow	kg/h	121602,97	25000,00	121602,97	103828,97	103828,97	103829,85	0,00	103829,85	103829,85	103829,94	0,00	65434,35	38395,58	6750,33
Liquid Volume Flow	m3/h	121,85	78,86	121,85	158,47	158,47	226,85	0,00	226,85	242,18	246,56	0,00	208,06	38,50	96,63
Heat Flow	kJ/h	-1,88E+09	-1,09E+08	-1,59E+09	-1,12E+09	-1,06E+09	-7,20E+08	0,00E+00	-8,78E+08	-9,36E+08	-9,36E+08	0,00E+00	-4,66E+08	-6,03E+08	9,31E+06
Stream	Unit	28	27	24	25	30	29	2	19	22	H2 Produzido	16	21	Água	4
Vapour Fraction		1	0	1	1	1	1	0	0,981244	1	1	0,737211911	1	0	1
Temperature	C	380,22	380,22	17,53	59,80	370,00	370,00	121,43	61,51	61,51	61,51	62,00	61,51	25,00	251,63
Pressure	kg/cm2	42,00	42,00	28,00	45,00	41,20	42,63	42,00	38,00	28,00	28,00	31,50	28,00	18,36	41,00
Molar Flow	kgmole/h	1481,97	0,00	1481,97	1481,97	1467,29	14,67	6750,02	2633,95	14,67	3333,70	8110,07	14,67	3738,96	4401,88
Mass Flow	kg/h	25029,58	0,00	25029,58	25029,58	24528,19	501,39	121602,97	58684,03	29,58	6720,74	103829,94	29,58	67357,68	79300,78
Liquid Volume Flow	m3/h	79,64	0,00	79,28	79,28	79,00	0,64	121,85	111,43	0,42	96,20	246,56	0,42	67,49	79,46
Heat Flow	kJ/h	-8,49E+07	0,00E+00	-1,09E+08	-1,07E+08	-8,57E+07	-1,19E+05	-1,88E+09	-4,76E+08	4,08E+04	9,27E+06	-1,07E+09	4,08E+04	-1,07E+09	-1,04E+09
Stream	Unit	31	32	Vent	33	26	37	11	12	Saída LTS	38	36	40	41	39-2
Vapour Fraction		1	0	1	9,46E-06	1	1	0	1	1	1	1	0	0	0,779132949
Temperature	C	251,63	230,52	230,52	230,51	370,00	16,89	410,49	410,49	226,28	226,28	226,28	25,00	40,10	115,78
Pressure	kg/cm2	41,00	28,50	28,50	28,50	44,00	28,00	33,50	33,50	32,50	32,50	32,50	1,17	0,48	32,41
Molar Flow	kgmole/h	2348,14	3011,07	1464,82	3011,06	1481,97	1467,30	0,00	8110,05	8110,07	4055,04	4055,04	42862,13	42862,13	4055,04
Mass Flow	kg/h	42302,19	54245,38	26452,39	54245,29	25029,58	25000,00	0,00	103829,85	103829,94	51914,97	51914,97	772165,59	772165,59	51914,97
Liquid Volume Flow	m3/h	42,39	54,36	26,53	54,36	79,28	78,86	0,00	242,18	246,56	123,28	123,28	773,72	773,72	123,28
Heat Flow	kJ/h	-5,54E+08	-8,11E+08	-3,46E+08	-8,11E+08	-8,49E+07	-1,09E+08	0,00E+00	-8,78E+08	-9,36E+08	-4,68E+08	-4,68E+08	-1,23E+10	-1,22E+10	-5,18E+08

Stream	Unit	40-2	41-2	45	GN+H2	47	Saída HTS	49	39	43	42	44	43-2	42-2	44-2
Vapour Fraction		0	0	0,73607	1	1	1	1	0,779133	0	0,736069772	0	0	0,73607	0
Temperature	C	25,00	40,10	58,08	59,80	339,44	410,49	343,02	115,78	25,00	58,08	38,09	25,00	58,08	38,09
Pressure	kg/cm2	1,17	0,48	32,32	45,00	44,91	33,50	33,37	32,41	1,17	32,32	0,71	1,00	32,32	0,54
Molar Flow	kgmole/h	42862,13	42862,13	8110,07	1481,97	1481,97	8110,05	8110,05	4055,04	16936,09	4055,04	16936,09	16936,09	4055,04	16936,09
Mass Flow	kg/h	772165,59	772165,59	103829,94	25029,58	25029,58	103829,85	103829,85	51914,97	305105,33	51914,97	305105,33	305105,33	51914,97	305105,33
Liquid Volume Flow	m3/h	773,72	773,72	246,56	79,28	79,28	242,18	242,18	123,28	305,72	123,28	305,72	305,72	123,28	305,72
Heat Flow	kJ/h	-1,23E+10	-1,22E+10	-1,07E+09	-1,07E+08	-8,74E+07	-8,78E+08	-8,98E+08	-5,18E+08	-4,85E+09	-5,36E+08	-4,83E+09	-4,85E+09	-5,36E+08	-4,83E+09

Fonte: Autoria Própria

TABELA 17: COMPOSIÇÕES MOLARES DAS CORRENTES DA SIMULAÇÃO

Species (Comp Mole Frac)	1	Gás Natural	3	5	6	8	7	9	13	15	14	18	17	20
Methane	0,000	0,950	0,000	0,237	0,237	0,034	0,034	0,034	0,034	0,034	0,000	0,046	0,000	0,000
CO2	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,053	0,053	0,053	0,118	0,136	0,002	0,184	0,001	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,086	0,086	0,086	0,021	0,002	0,000	0,003	0,000	0,000
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,467	0,467	0,467	0,532	0,551	0,003	0,746	0,000	1,000
H2O	1,000	0,000	1,000	0,750	0,750	0,352	0,352	0,352	0,287	0,269	0,995	0,009	0,999	0,000
Nitrogen	0,000	0,025	0,000	0,006	0,006	0,004	0,004	0,004	0,004	0,004	0,000	0,006	0,000	0,000
E-Mercaptan	0,000	0,010	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,014	0,000	0,006	0,006	0,004	0,004	0,004	0,004	0,004	0,000	0,006	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Species (Comp Mole Frac)	28	27	24	25	30	29	2	19	22	H2 Produzido	16	21	Água	4
Methane	0,941	0,941	0,941	0,941	0,950	0,000	0,000	0,104	0,000	0,000	0,034	0,000	0,000	0,000
CO2	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002	0,000	0,000	0,419	0,000	0,000	0,136	0,000	0,000	0,000

CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,006	0,000	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	0,000	0,000	0,010	0,010	0,000	0,000	0,000	0,424	1,000	1,000	0,551	1,000	0,000	0,000
H2O	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	0,020	0,000	0,000	0,269	0,000	1,000	1,000
Nitrogen	0,025	0,025	0,025	0,025	0,025	0,000	0,000	0,014	0,000	0,000	0,004	0,000	0,000	0,000
E-Mercaptan	0,000	0,000	0,010	0,010	0,000	0,003	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	0,010	0,010	0,000	0,000	0,000	0,997	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,023	0,023	0,013	0,013	0,024	0,000	0,000	0,013	0,000	0,000	0,004	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Species (Comp Mole Frac)	31	32	Vent	33	26	37	11	12	Saída LTS	38	36	40	41	39-2
Methane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,941	0,950	0,034	0,034	0,034	0,034	0,034	0,000	0,000	0,034
CO2	0,000	0,000	0,002	0,000	0,002	0,002	0,118	0,118	0,136	0,136	0,136	0,000	0,000	0,136
CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,021	0,021	0,002	0,002	0,002	0,000	0,000	0,002
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,010	0,000	0,532	0,532	0,551	0,551	0,551	0,000	0,000	0,551
H2O	1,000	1,000	0,998	1,000	0,000	0,000	0,287	0,287	0,269	0,269	0,269	1,000	1,000	0,269
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,025	0,025	0,004	0,004	0,004	0,004	0,004	0,000	0,000	0,004
E-Mercaptan	0,000	0,000	0,000	0,000	0,010	0,010	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,013	0,014	0,004	0,004	0,004	0,004	0,004	0,000	0,000	0,004
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Species (Comp Mole Frac)	40-2	41-2	45	GN+H2	47	Saída HTS	49	39	43	42	44	43-2	42-2	44-2
Methane	0,000	0,000	0,034	0,941	0,941	0,034	0,034	0,034	0,000	0,034	0,000	0,000	0,034	0,000
CO2	0,000	0,000	0,136	0,002	0,002	0,118	0,118	0,136	0,000	0,136	0,000	0,000	0,136	0,000
CO	0,000	0,000	0,002	0,000	0,000	0,021	0,021	0,002	0,000	0,002	0,000	0,000	0,002	0,000

Hydrogen	0,000	0,000	0,551	0,010	0,010	0,532	0,532	0,551	0,000	0,551	0,000	0,000	0,551	0,000
H2O	1,000	1,000	0,269	0,000	0,000	0,287	0,287	0,269	1,000	0,269	1,000	1,000	0,269	1,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,004	0,025	0,025	0,004	0,004	0,004	0,000	0,004	0,000	0,000	0,004	0,000
E-Mercaptan	0,000	0,000	0,000	0,010	0,010	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,004	0,013	0,013	0,004	0,004	0,004	0,000	0,004	0,000	0,000	0,004	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

Fonte: Autoria Própria

APÊNDICE B – PLANILHA DE MEMÓRIA CÁLCULO DE COMPRESSORES

		UNIDADE DE REFORMA A VAPOR DO GÁS NATURAL				
TÍTULO MEMÓRIA DE CÁLCULO - COMPRESSOR	Nº CLIENTE SENAI		PÁGINA 1/4			
	Nº DO DOCUMENTO MC-SN-RVM-PRO-001=1		REV. 1			
REVISÕES						
TE: TIPO EMIÇÃO	A - PRELIMINAR B - PARA APROVAÇÃO	C - PARA CONHECIMENTO D - PARA COTAÇÃO	E - PARA CONSTRUÇÃO / CERTIFICADO F - CONFORME COMPRADO		G - CONFORME CONSTRUÍDO H - CANCELADO	
Rev.	TE	Descrição	Por	Ver.	Apr.	Data
0	A	PRELIMINAR	J.S	E.S	H.N	08/10/2024
1	B	PARA APROVAÇÃO	J.S	E.S	H.N	15/11/2024

SENAI CETIQT	MEMÓRIA DE CÁLCULO		Nº.	Rev.	1
	CLIENTE:	SENAI		FOLHA:	2 de 4
	PROJETO:	UNIDADE DE REFORMA A VAPOR DO GÁS NATURAL		ESC:	SEM ESCALA
	TÍTULO:	MEMÓRIA DE CÁLCULO - COMPRESSOR			
	NOME ARQUIVO:	MC-SN-RVM-PRO-001=1.xls			

Dados das correntes de entrada e saída do compressor retiradas da simulação (com excessão das eficiências, que foram premissadas de acordo com a literatura):

	Linha de entrada	Linha de saída
Temperatura (K)	290,65	332,95
Pressão (kPa)	2745,9	4413,0
Pressão (Pa)	2745860	4412990
Densidade (kg/m3)	20,5	28,7
Vazão volumétrica (m3/h)	1219,5	872,7
Vazão volumétrica Standard (m3/h)	34950,3	34950,3
Vazão mássica (kg/s)	6,95	6,95Peso
molecular (kg/kmol)		
Z	0,935	16,89
Zm		0,937
R (kJ/kmol.K)		8,314
Cp (kJ/kg.C)	2,321	2,452
Cv (kJ/kg.C)	1,658	1,766
Cp/Cv	1,400	1,388
k		1,394
np		0,81
nmec		0,95

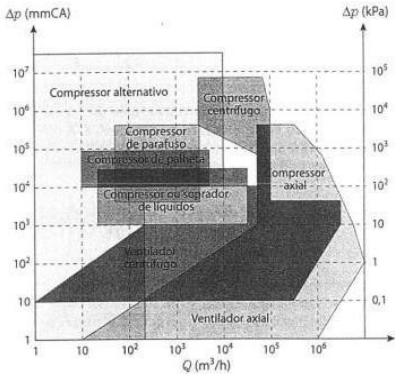


Figura 4.6 Campo de aplicação de ventiladores e compressores, (baseada em LEVINGSTON, 1973).

De acordo com as condições operacionais do processo, o compressor centrífugo foi o indicado.

Rev.	DESCRIÇÃO	EXECUTOR	REVISOR	APROVAÇÃO	DATA
0	PRELIMINAR	J.S	E.S	H.N	08/10/2024
1	PARA APROVAÇÃO	J.S	E.S	H.N	15/11/2024

AS INFORMAÇÕES DESTES DOCUMENTO SÃO PROPRIEDADE DA PUC-RIO, SENDO PROIBIDA A UTILIZAÇÃO FORA DA SUA FINALIDADE.

	MEMORIA DE CALCULO		Nº.	Rev.	1
	CLIENTE:	SENAI		FOLHA:	3 de 4
	PROJETO:	UNIDADE DE REFORMA A VAPOR DO GÁS NATURAL		ESC:	SEM ESCALA
	TÍTULO:	MEMÓRIA DE CÁLCULO - COMPRESSOR			
	NOME ARQUIVO:	MC-SN-RVM-PRO-001=1.xls			
Determinação do valor de n: $\frac{n-1}{n} = \frac{k-1}{k \cdot \eta_p}$ n = 1,536 Determinação do HEAD adiabático: $HEAD = \frac{n}{n-1} \cdot \frac{R \cdot T_s}{MM} \cdot \left[\left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \cdot Z_m$ HEAD = 69,17 kJ/kg Determinação da potência consumida: $\dot{W}_c = \frac{\dot{m} \cdot HEAD}{\eta_p \cdot \eta_{mec}}$ Wc = 625 kW					
Rev.	DESCRIÇÃO	EXECUTOR	REVISOR	APROVAÇÃO	DATA
0	PRELIMINAR	J.S	E.S	H.N	08/10/2024
1	PARA APROVAÇÃO	J.S	E.S	H.N	15/11/2024
AS INFORMAÇÕES DESTES DOCUMENTOS SÃO PROPRIEDADE DA PUC-RIO, SENDO PROIBIDA A UTILIZAÇÃO FORA DA SUA FINALIDADE.					

SENAI CETIQT

MEMORIA DE CALCULO

Nº.

Rev 1

CLIENTE: SENAI

FOLHA: 4 de 4

PROJETO: UNIDADE DE REFORMA A VAPOR DO GÁS NATURAL

ESC: SEM ESCALA

TÍTULO: MEMÓRIA DE CÁLCULO - COMPRESSOR

NOME ARQUIVO: MC-SN-RVM-PRO-001=1.xls

Determinação da velocidade do gás:

$$V_g = \frac{60 * Q_g * T * Z}{D^2 * P}$$

(Equação 1)

Determinação da perda de carga:

$$\Delta P = \frac{0,41 * Q_g^2 * L * S_g * T * Z}{P * D^{5,34}}$$

(Equação 2)

Determinação da densidade relativa:

$$S_g = \frac{PM_{gás}}{PM_{ar}}$$

(Equação 3)

Dimensionamento de tubulação - Entrada do compressor - Classe #300

Vazão (MMSCFD)	Temperatura (Rankine)	Pressão (psia)	PMgás	PMar	Sg	Schedule	DN (in)	L (ft)	Fator Z	Critério de velocidade máxima(ft/s)	Velocidade calculada (ft/s)	Critério de ΔP (psi/100 ft)	ΔP calculada (psi/100ft)
29.62	523.17	398.25	16.89	28.97	0.583	80	3	100	0.9349	100	242.519	0.5 - 2.0	72.956
29.62	523.17	398.25	16.89	28.97	0.583	80	4	100	0.9349	100	136.417	0.5 - 2.0	15.700
29.62	523.17	398.25	16.89	28.97	0.583	80	5	100	0.9349	100	87.307	0.5 - 2.0	4.769
29.62	523.17	398.25	16.89	28.97	0.583	80	6	100	0.9349	100	60.630	0.5 - 2.0	1.801
29.62	523.17	398.25	16.89	28.97	0.583	80	7	100	0.9349	100	44.544	0.5 - 2.0	0.791
29.62	523.17	398.25	16.89	28.97	0.583	80	8	100	0.9349	100	34.104	0.5 - 2.0	0.388

Dimensionamento de tubulação - Saída do compressor - Classe #600

Vazão (MMSCFD)	Temperatura (Rankine)	Pressão (psia)	PMgás	PMar	Sg	Schedule	DN (in)	L (ft)	Fator Z	Critério de velocidade (ft/s)	Velocidade calculada (ft/s)	Critério de ΔP (psi/100 ft)	ΔP calculada (psi/100ft)
29.62	599.31	640.05	16.89	28.97	0.58301691	80	3	100	0.9387	100	173.563	0.5 - 2.0	52.212
29.62	599.31	640.05	16.89	28.97	0.58301691	80	4	100	0.9387	100	97.629	0.5 - 2.0	11.236
29.62	599.31	640.05	16.89	28.97	0.58301691	80	5	100	0.9387	100	62.483	0.5 - 2.0	3.413
29.62	599.31	640.05	16.89	28.97	0.58301691	80	6	100	0.9387	100	43.391	0.5 - 2.0	1.289
29.62	599.31	640.05	16.89	28.97	0.58301691	80	7	100	0.9387	100	31.879	0.5 - 2.0	0.566
29.62	599.31	640.05	16.89	28.97	0.58301691	80	8	100	0.9387	100	24.407	0.5 - 2.0	0.277

Rev.

0

1

DESCRIÇÃO

PRELIMINAR

PARA APROVAÇÃO

EXECUTOR

J.S

J.S

REVISOR

E.S

E.S

APROVAÇÃO

H.N

H.N

DATA

08/10/2024

15/11/2024

AS INFORMAÇÕES DESTES DOCUMENTOS SÃO PROPRIEDADE DA PUC-RIO, SENDO PROIBIDA A UTILIZAÇÃO FORA DA SUA FINALIDADE.

APÊNDICE C – PLANILHA DE INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

		UNIDADE DE REFORMA A VAPOR DO GÁS NATURAL				
TÍTULO MEMÓRIA DE CÁLCULO - INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	Nº CLIENTE SENAI			PÁGINA 1/2		
	Nº DO DOCUMENTO MC-SN-RVM-PRO-004=0			REV. 0		
REVISÕES						
TE: TIPO EMIÇÃO	A - PRELIMINAR		C - PARA CONHECIMENTO		E - PARA CONSTRUÇÃO / CERTIFICADO	
	B - PARA APROVAÇÃO		D - PARA COTAÇÃO		F - CONFORME COMPRADO	
G - CONFORME CONSTRUÍDO						
H - CANCELADO						
Rev.	TE	Descrição	Por	Ver.	Apr.	Data
0	A	PRELIMINAR	J.S	E.S	H.N	29/10/2024

SENAI CETIQT

MEMORIA DE CALCULO

Nº:

Rev. 0

CLIENTE: SENAI

FOLHA: 2 de 2

PROJETO: UNIDADE DE REFORMA A VAPOR DO GÁS NATURAL

ESC: SEM ESCALA

TÍTULO: MEMÓRIA DE CÁLCULO - INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

NOME ARQUIVO: MC-SN-RVM-PRO-004=0.xls

Tent (°C)

123

Tsai (°C)

256

Vazão (kg/h)

21590,6

Capacidade térmica (kJ/kg°C)

4,45

mcp (kJ/°Ch)

96078,2

mcp (kW/°C)

26,69

Q necessário/disponível (kW)

-3549,55

ΔT_{min} (°C)

10,00

Sem a integração energética, precisaria de:

7313,40

15266,99

Linha (2 - 3)

242

370

5005,92

14417,05

4,00

Linha (25 - 26)

281

512

20765,84

2,44

14,07

Linha (5 - 6)

871

340

20766,01

3,03

17,48

Linha (8 - 9)

405

205

20765,98

2,76

15,92

Linha (12-13)

224

40

20765,98

2,64

15,23

Linha (15 - 16)

224

40

20765,98

2,64

15,23

Wj

4

8

2

0

2

4

Qin

0

7593,92

7786,03

7579,22

7362,47

6537,35

Qout

6099,84

7488,14

7579,22

7277,72

6537,35

7953,59

6099,84

6498,04

6981,14

7593,92

7488,14

7786,03

7277,72

7362,47

6537,35

7953,59

Como não foram obtidos valores negativos no Qout, não foi possível reajustar o cascadeamento para encontrar a temperatura de pinch.
Dessa forma, não é possível continuar.

Rev

0

DESCRIÇÃO

PRELIMINAR

EXECUTOR

JS

REVISOR

ES

APROVAÇÃO

HN

DATA

29/10/2024

AS INFORMAÇÕES DESTES DOCUMENTOS SÃO PROPRIEDADE DA PUC-RIO, SENDO PROIBIDA A UTILIZAÇÃO FORA DA SUA FINALIDADE.

APÊNDICE D – FOLHAS DE DADOS

1. FOLHA DE DADOS – COMPRESSOR C-101001

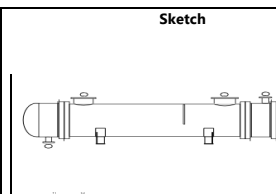
SENAI CETIQT		UNIDADE DE REFORMA A VAPOR DO GÁS NATURAL				
TÍTULO FOLHA DE DADOS DO COMPRESSOR		Nº CLIENTE SENAI			PÁGINA 1/2	
		Nº DO DOCUMENTO FD-SN-RVM-PRO-001=01			REV. 1	
REVISÕES						
TE: TIPO EMISSÃO	A - PRELIMINAR C - PARA CONHECIMENTO E - PARA CONSTRUÇÃO / CERTIFICADO G - CONFORME CONSTRUÍDO B - PARA APROVAÇÃO D - PARA COTAÇÃO F - CONFORME COMPRADO H - CANCELADO					
Rev.	TE	Descrição	Por	Ver.	Apr.	Data
0	C	PARA CONHECIMENTO	J.S	E.S	H.N	15/10/2024
1	B	PARA APROVAÇÃO	J.S	E.S	H.N	30/10/2024

		FOLHA DE DADOS - COMPRESSOR		GERÊNCIA	
Unidade:	Unidade de reforma a vapor do gás natural	Documentos:	SM-SN-RVM-001=13 DE-SN-RVM-PRO-001=01 MD-SN-RVM-ENG-001=01 MC-SN-RVM-PRO-001=01	Data:	30/11/2024
1	Identificação:			C-101001	
2	Serviço			Compressão da mistura de gás natural e H ₂	
3	Geral	tipo		Centrífugo	
4		diâmetro nom. da linha de sucção (in)		6	
5		diâmetro nom. da linha de descarga (in)		6	
6		pressão de operação na sucção (kpa)		2746	
7		pressão de operação na descarga (kpa)		4413	
8		temperatura de operação na sucção (°c)		17,5	
9		temperatura de operação na descarga (°c)		59,8	
10		partículas sólidas		não	
11		teor de óleo		não	
12		vazão de operação na sucção (m3/h)		1219,5	
13		vazão de operação na descarga (m3/h)		872,7	
14		vazão mássica (kg/h)		25029,6	
15		material		Aço Inox 316L	
16		head (kj/kg)		69,2	
17		potência consumida (kw)		625	
notas aplicáveis:				-	-

2. FOLHA DE DADOS – TROCADOR E-103

		UNIDADE DE REFORMA A VAPOR DO GÁS NATURAL				
TÍTULO FOLHA DE DADOS - E-103	Nº CLIENTE SENAI			PÁGINA 1/2		
	Nº DO DOCUMENTO RL-SN-RVM-PRO-002=01			REV. 1		
REVISÕES						
TE: TIPO EMISSÃO	A - PRELIMINAR C - PARA CONHECIMENTO		E - PARA CONSTRUÇÃO / CERTIFICADO		G - CONFORME CONSTRUÍDO	
	B - PARA APROVAÇÃO D - PARA COTAÇÃO		F - CONFORME COMPRADO		H - CANCELADO	
Rev.	TE	Descrição	Por	Ver.	Apr.	Data
0	A	PRELIMINAR	J.S	E.S	H.N	08/10/2024
1	B	PARA APROVAÇÃO	J.S	E.S	H.N	15/11/2024

SENAI CETIQT				FOLHA DE DADOS - E-103				GERÊNCIA								
Unidade:		Unidade de reforma a vapor do gás natural				Documentos:		SM-SN-RVM-001-13 DE-SN-RVM-PRO-001-01 MD-SN-RVM-ENG-001-01 MC-SN-RVM-PRO-002-01		Data: 15/11/2024						
1	Company: Senai CETIQT															
2	Location: Rio de Janeiro, RJ															
3	Service of Unit: E-103					Our Reference:										
4	Item No.:					Your Reference:										
5	Date: 15/11/2024					Rev No.: 1		Job No.:								
6	Size :	0,70	4,05	m	m	Type: B -	E -	M	Horizontal	Connected in :	1 parallel 2 series					
7	Surf/unit(eff.)				Shells/unit				Surf/shell(eff.)							
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT															
9	Fluid allocation					Shell Side			Tube Side							
10	Fluid name					Saída HTS 49			GN+H2 47							
11	Fluid quantity kg/h / Mass flow rate multiplier					108230 / 1			25030 / 1							
12	Vapor (In/Out)															
13	Liquid															
14	Noncondensable															
15	Vapor mass fraction					0 0			0 0							
16	Temperature (In/Out) °C					410,49 343,02			59,80 339,44							
17	Bubble / Dew point					- -			- -							
18	Density					7,40 8,01			28,68 16,10							
19	Viscosity					0,02 0,02			0,01 0,02							
20	Molecular wt, Vap															
21	Molecular wt, NC															
22	Specific heat					35,76 35,32			41,41 50,79							
23	Thermal conductivity															
24	Latent heat															
25	Pressure (abs) kgf/cm²					33,50 33,36			45,00 44,91							
26	Velocity (Mean/Max)															
27	Pressure drop, allow./calc. kgf/cm²					0,141 0,131			0,141 0,089							
28	Fouling resistance (min) m²-K/W					0,00008805			0,00018							
29	Heat exchanged kW					5392,2 /		Heat exchanged multiplier 1		MTD (corrected) 198,01						
30	Transfer rate, Service					Dirty			Clean							
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL															
32	Shell Side					Tube Side										
33	Design/Vacuum/test pressure kgf/cm²					45 / /			60 / /							
34	Design temperature/MDMT °C °C					500 /			450 /							
35	Number passes per shell					1			1							
36	Corrosion allowance mm					0			0							
37	Connections In					1 / -			1 / -							
38	Size/Rating Out					1 / -			1 / -							
39	Intermediate					1 / -			1 / -							
40	Tube #	: 785	OD:	0,75	in	Tks.	0,0017	m	Length:	3,	m	Pitch:	1,25	in	Tube pattern:	60-Rot
41	Tube type: Plain					Insert: None					Fin#: Material: SS 316L 9					
42	Shell SS 316L 9		ID	0,7620	OD	0,7944	m		Shell cover							
43	Channel or bonnet SS 316L 9					Channel cover										
44	Tubesheet-stationary SS 316L 9					Set		0	Tubesheet-floating							
45	Floating head cover					Impingement protection None										
46	Baffle-cross SS 316L 9		Type	Single segmental		Cut(%d)		Spacing: c/c -		m						
47	Baffle-long Seal Type					Inlet m										
48	Supports-tube U-bend					Type										
49	Bypass seal					Tube-tubesheet joint					Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')					



50	Expansion joint		Type	
51	RhoV2-Inlet nozzle	Bundle entrance		Bundle exit
52	Gaskets - Shell side		0	Tube side
				Flat metal jacket
				82
53	Floating head			

3. FOLHA DE DADOS – TROCADOR E-101

[illegible]

SENAI CETIQT		FOLHA DE DADOS - E-101				GERÊNCIA	
Unidade:	Unidade de reforma a vapor do gás natural			Documentos:	SM-SN-RVM-001=13 DE-SN-RVM-PRO-001=01 MD-SN-RVM-ENG-001=01 MC-SN-RVM-PRO-003=01		Data: 15/11/2024
1	Company: Senai CETIQT						
2	Location: Rio de Janeiro, RJ						
3	Service of Unit: E-101			Our Reference:			
4	Item No.:			Your Reference:			
5	Date: 15/10/2024		Rev No.: 1		Job No.:		
6	Size :	0,70	4,05	m	Type: B -	E -	M
7	Surf/unit(eff.)		Shells/unit		Surf/shell(eff.)		
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT						
9	Fluid allocation			Shell Side		Tube Side	
10	Fluid name			40		41	
11	Fluid quantity kg/h / Mass flow rate multiplier			772165 /		1	
12	Vapor (In/Out)						
13	Liquid						
14	Noncondensable						
15	Vapor mass fraction			0		1	
16	Temperature (In/Ou) °C			25		40,10	
17	Bubble / Dew point			0,03		0,09	
18	Density			9,93		17,47	
19	Viscosity			0,02		0,01	
20	Molecular wt, Vap						
21	Molecular wt, NC						
22	Specific heat			77,71		77,77	
23	Thermal conductivity						
24	Latent heat						
25	Pressure (abs) kgf/cm²			1,174		0,818	
26	Velocity (Mean/Max)						
27	Pressure drop, allow./calc. kgf/cm²			0,703		0,694	
28	Fouling resistance (min) m²-K/W			0,00010000		0,00008805	
29	Heat exchanged kW			13995,8 /		Heat exchanged multiplier 1	
30	Transfer rate, Service			Dirty		Clean	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch
32	Shell Side			Tube Side			
33	Design/Vacuum/test pressure kgf/cm²			2 / /			
34	Design temperature/MDMT °C °C			80 / /			
35	Number passes per shell			1			
36	Corrosion allowance mm			0			
37	Connections In			1 / -			
38	Size/Rating Out			1 / -			
39	Intermediate			1 / -			
40	Tube # : 475			OD: 0,75 in			
41	Tube type: Plain			Insert: None			Material: SS 316L
42	Shell SS 316L			ID 0,7000			OD 0,7201
43	Channel or bonnet			9			Channel cover
44	Tubesheet-stationary SS 316L			9			Tubesheet-floating
45	Floating head cover			Impingement protection			None
46	Baffle-cross SS 316L			9			Spacing: c/c 0,40
47	Baffle-long			Seal Type			Inlet
48	Supports-tube			U-bend			Type
49	Bypass seal			Tube-tubesheet joint			Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')

50	Expansion joint					Type
51	RhoV2-Inlet nozzle	Bundle entrance			Bundle exit	
52	Gaskets - Shell side		0	Tube side	Flat metal jacket	82
53	Floating head					

Página de assinaturas



Marta Picardo
084.224.917-61
Signatário



Roberto Carvalho
575.651.982-34
Signatário

Assinado eletronicamente

Héctor Silva
132.388.197-20
Signatário



Gilliani Miranda
124.206.337-41
Signatário

HISTÓRICO

05 dez 2024 16:12:13		Eduardo Oliveira Schimidt criou este documento. (Email: schimidt54@gmail.com, CPF: 190.025.547-29)
05 dez 2024 23:31:23		Gilliani Peixoto Miranda (Email: gilliani.miranda@gmail.com, CPF: 124.206.337-41) visualizou este documento por meio do IP 177.12.17.181 localizado em Niterói - Rio de Janeiro - Brazil
05 dez 2024 23:31:34		Gilliani Peixoto Miranda (Email: gilliani.miranda@gmail.com, CPF: 124.206.337-41) assinou este documento por meio do IP 177.12.17.181 localizado em Niterói - Rio de Janeiro - Brazil
05 dez 2024 16:30:34		Marta Cristina Picardo (Email: mcpicardo@cetiqt.senai.br, CPF: 084.224.917-61) visualizou este documento por meio do IP 200.225.199.125 localizado em Belo Horizonte - Minas Gerais - Brazil
05 dez 2024 16:30:57		Marta Cristina Picardo (Email: mcpicardo@cetiqt.senai.br, CPF: 084.224.917-61) assinou este documento por meio do IP 200.225.199.125 localizado em Belo Horizonte - Minas Gerais - Brazil
05 dez 2024 16:31:10		Roberto Bentes de Carvalho (Email: rbcarvalho@cetiqt.senai.br, CPF: 575.651.982-34) visualizou este documento por meio do IP 177.47.105.2 localizado em Rio de Janeiro - Rio de Janeiro - Brazil
05 dez 2024 16:31:19		Roberto Bentes de Carvalho (Email: rbcarvalho@cetiqt.senai.br, CPF: 575.651.982-34) assinou este documento por meio do IP 200.225.199.125 localizado em Belo Horizonte - Minas Gerais - Brazil
05 dez 2024 16:58:49		Héctor Napoleão Cozendey da Silva (Email: hnsilva@cetiqt.senai.br, CPF: 132.388.197-20) visualizou este documento por meio do IP 200.225.199.125 localizado em Belo Horizonte - Minas Gerais - Brazil



05 dez 2024

16:59:37



Héctor Napoleão Cozendey da Silva (Email: hnsilva@cetiqt.senai.br, CPF: 132.388.197-20) assinou este documento por meio do IP 200.225.199.125 localizado em Belo Horizonte - Minas Gerais - Brazil

05 dez 2024

17:10:26



Julia Suzano de Matos (Email: juliasuzano2@gmail.com, CPF: 176.450.257-43) visualizou este documento por meio do IP 187.16.111.84 localizado em Rio de Janeiro - Rio de Janeiro - Brazil

