

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

Karina Souza Ximenes

**Produção de energia elétrica via Célula a Combustível de Óxido Sólido (SOFC): Análise
técnica e estimativas de custos de capital e operacionais.**

Rio de Janeiro

2024



SENAI CETIQT



Karina Souza Ximenes

Produção de energia elétrica via Célula a Combustível de Óxido Sólido (SOFC): Análise técnica e estimativas de custos de capital e operacionais.

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 Conzendey da Silva

Rio de Janeiro

2024

n. autor Ximenes, Karina Souza

Produção de energia elétrica via Célula a Combustível de Óxido Sólido (SOFC): Análise técnica e estimativas de custos de capital e operacionais. / Karina Souza Ximenes. -- 2024
49. f. : il.

Orientador: Hector Napoleão Conzendey da Silva

Trabalho de conclusão de curso (graduação) – Faculdade Senai Cetiq, Barra da Tijuca, Rio de Janeiro, 2024.

1. SOFC. 2. Aspen Hysys. 3. Simulação CaC. 4. Viabilidade técnica. I. Título.

CDD

Karina Souza Ximenes

Produção de energia elétrica via Célula a Combustível de Óxido Sólido (SOFC): Análise técnica e estimativas de custos de capital e operacionais.

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:

Aprovado por:

Assinado eletronicamente

Prof. Héctor Napoleão Conzendey da Silva, D.Sc., Senai Cetiqt

Banca Examinadora:



Prof. Marta Cristina Picardo, D.Sc., Senai Cetiqt



Prof. Mônica Pinto Maia, D.Sc., Universidade Federal Fluminense



Prof. Roberto Bentes de Carvalho, D.Sc., Senai Cetiqt

Rio de Janeiro

2024

Dedico este trabalho primeiramente a Deus,
por ser fundamental em minha vida e aos meus
pais maravilhosos, que não mediram esforços
para que eu chegasse até essa etapa da vida.

AGRADECIMENTOS

A realização deste Trabalho de Conclusão de Curso representa o fechamento de um ciclo muito importante em minha vida, que só foi possível graças ao apoio, incentivo e dedicação de muitas pessoas especiais. Primeiramente, à minha maravilhosa mãe Angela, meu pai Walmyr, meu esposo Marcelo, minha irmã Vanessa, ao meu tio Luiz, tia Irete, minha afilhada Sarah, aos meus primos Carlos Alberto, Rafael e Vagner, meus mais sinceros agradecimentos por toda força, amor e apoio incondicional, mesmo nos momentos mais difíceis.

Segundo, ao meu orientador Héctor Napoleão Conzendey da Silva, pela paciência e orientação precisa e por compartilhar seu vasto conhecimento de maneira generosa e inspiradora.

A todos os meus amigos da enfermagem do Hospital Federal de Bonsucesso, principalmente ao plantão SNA, Jaderson, Cristiane, Marco, Denise, Renata e a querida Marilda Dometh, que me deixavam sair mais cedo do plantão para ir estudar, ou que me ajudavam trocando plantões comigo em semana de prova. Vocês foram fundamentais em todas etapas desta conquista.

Aos amigos de Belford Roxo Jéssica Barbosa, Alice Filgueiras, Tânia Monteiro, Renata Vieira, Guilherme Couto, Karine Barreto, Guilherme Alexandre, Júlio César Martins, que contribuíram com palavras de encorajamento, apoio moral e compreensão durante os períodos mais intenso desta jornada.

Aos amigos do Cetiqt Maria Eduarda Magalhães, Laura Bezerra, Gabriela Rodrigues, Matheus Sodré que dividiram comigo a tarefa árdua de cursarem um curso de Engenharia Química, com sucesso e louvor.

E por último e não menos importante, aos meus professores do SENAI CETIQT, que ao longo do curso me proporcionaram uma formação sólida e de qualidade. A todos vocês, meu mais profundo agradecimento, pois este trabalho é, em grande parte, resultado da contribuição e do apoio de cada um de vocês.

*“Noventa por cento do sucesso se
baseia simplesmente em insistir.”*

Woody Allen

RESUMO

Este estudo realizou a análise técnica da produção de energia elétrica via Célula a Combustível de Óxido Sólido (SOFC). Essa tecnologia possui um funcionamento semelhante ao de uma bateria, é capaz de converter a energia química do combustível em calor e energia elétrica. Para alcançar este objetivo, foi proposto o *design* de uma planta de geração de eletricidade pela conversão do hidrogênio produzido na reforma a vapor do gás natural. Foi usado o Aspen Hysys para determinar as condições operacionais, o balanço de massa e energia e o dimensionamento dos equipamentos. Também foram realizadas as estimativas dos custos de capital (CAPEX) e operacionais (OPEX) do processo simulado. Foi desenvolvido os Fluxogramas de Processos (PFDs) e em seguida, foi realizada a simulação da unidade. Obteve-se a conversão do metano em hidrogênio de 70,4%, o rendimento da reforma de 80,1% e a capacidade de geração de energia da planta simulada, de 1599,5 kWh. Foi encontrado o valor de CAPEX de US\$ 7.290.988,30, do OPEX de 12,88 US\$/kg de H₂ e do preço produzido de 4556,9 US\$/kWh, preço este, ainda alto para se tornar competitivo. Contudo, conclui-se que o processo é tecnicamente viável e apresenta potencial para se tornar uma alternativa na inserção da matriz energética atual.

Palavras-chave: SOFC, Aspen Hysys, Simulação, Célula a combustível, Viabilidade técnica.

ABSTRACT

This conducted a technical analysis of electricity generation by a Solid Oxide Fuel Cell (SOFC). This technology operates similar to a battery, can convert the chemical energy of fuel into heat and electrical energy. To achieve this objective, the design of a power generation plant by converting hydrogen produced in the steam reforming of natural gas was proposed. The Aspen Hysys software was used to determine the operational conditions, mass and energy balances, and equipment sizing. Capital expenditure (CAPEX) and operational expenditure (OPEX) of the simulated process were also carries out. The process Flow Diagram (PFD) was created, and then the unit was simulated. A methane to hydrogen conversion rate of 70.4% was obtained, reforming efficiency of 80.1%, and a power generation capacity of 1599.5 kWh were obtained for the simulated plant. The CAPEX value was found to be US\$ 7,290,988.30, OPEX was 12.88 US\$/kg of H₂, and the produced energy cost was 4556.9 US\$/kWh, wich remains high for competitiveness. Nevertheless, it is concluded that the process is technically feasible and holds potential as an alternative in the current energy matrix.

Keywords: SOFC, Aspen Hysys, Fuel cell simulation, Technical feasibility.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

FIGURA 1 -	Tipos de configurações da SOFC.....	21
FIGURA 2 -	Esquema da SOFC.....	24
FIGURA 3 -	Tipos de produção de hidrogênio.....	28
FIGURA 4 -	Metodologia.....	32
FIGURA 5 -	Simulação Hysys.....	34
GRÁFICO 1-	Oferta de energia no Brasil.....	19
GRÁFICO 2-	Resultados OPEX.....	47
GRÁFICO 3-	Comparação dos valores do custo de fabricação.....	48

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 -	Dados de entrada da simulação.....	42
TABELA 2 -	Resultados da simulação.....	43
TABELA 3 -	Resultados CAPEX.....	46
TABELA 4 -	Resultados OPEX.....	48

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

BCY	Óxido de bário e cério
CaC	Célula a Combustível
CAPEX	<i>Capital expenditure</i>
CBM	<i>Cost bare module</i>
CEPCI	Índice de Custo da Planta de Engenharia Química
CGR	<i>Grassroots Cost</i>
CTM	<i>Cost Total Module</i>
DIR	Reformador Interno Direto
FBM	<i>Factor Bare Module</i>
GDC	Óxido de cério dopado
IIR	Reformador Interno Indireto
IPT	Instituto de Pesquisas de São Paulo
MCT	Ministério da Ciência e Tecnologia
MME	Ministério de Minas e Energia
OIEE	Oferta Interna de Energia Elétrica
OPEX	Operational Expenditure
PCI	Poder Calorífico Inferior
PCS	Poder Calorífico Superior
PROCAC	Programa Brasileiro de Hidrogênio e sistema de células a combustível
PROINFA	Programa de Incentivo as Fontes Alternativas de Energia elétrica
PROGD	Programa Desenvolvimento da Geração Distribuída de Energia
P&ID	Diagrama de tubulação e instrumentação
PD&I	Programa de desenvolvimento e inovação
PH ₂	Pressão parcial H ₂
PO ₂	Pressão parcial O ₂
PH ₂ O	Pressão parcial H ₂ O
SOFC	Célula a Combustível Óxido Sólido
UFC	Universidade Federal do Ceará
UFRJ	Universidade Federal do Rio de Janeiro
W _{EL}	Trabalho elétrico máximo

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO	16
1.1. INTRODUÇÃO	16
1.2. OBJETIVOS.....	17
1.2.1. Objetivo Geral.....	17
1.2.2. Objetivos Específicos	17
1.3. JUSTIFICATIVA.....	18
CAPÍTULO 2 – FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	19
2.1. PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA NO BRASIL	19
2.2. PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA POR CÉLULAS A COMBUSTÍVEL.....	19
2.2.1. Aplicações das células a combustível	20
2.2.1.1. Tipos de células a combustíveis	21
2.3. ASPECTOS TÉCNICOS DA PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA VIA CÉLULA A COMBUSTÍVEL DE ÓXIDO SÓLIDO – (<i>SOLID OXIDE FUEL CELL- SOFC</i>).....	21
2.3.1. Funcionamento das SOFCs.....	23
2.3.2. Termodinâmica da SOFC	24
2.3.3. Materiais da SOFC.....	25
2.3.3.1. Cátodo	25
2.3.3.2. Ânodo	25
2.3.3.3. Eletrólito.....	26
2.3.4. Configurações da SOFC	26
2.3.5. Combustíveis da SOFC.....	27
2.3.6. Processo de reforma.....	27
2.3.6.1. Reforma a vapor	28
2.4. CENÁRIO DAS CÉLULAS A COMBUSTÍVEL NO BRASIL	29
2.5. POLÍTICAS GOVERNAMENTAIS E REGULAMENTAÇÕES	29
2.5.1. Incentivos fiscais.....	30

2.6. ESTIMATIVAS DE CUSTOS DE CAPITAL E OPERACIONAIS.....	30
CAPÍTULO 3 – METODOLOGIA.....	32
3.1 AVALIAÇÃO DOS ASPECTOS TÉCNICOS.....	32
3.1.1 Descrição do processo realizado no simulador computacional	33
3.1.2 Descrição do processo realizado no PFD 1.....	35
3.2 ESTIMATIVAS DE CUSTOS DA SIMULAÇÃO	36
3.2.1 Identificação e estimativa dos Custos de Capital (CAPEX).....	36
3.2.2 Identificação e estimativa dos custos operacionais (OPEX)	39
CAPÍTULO 4 – DISCUSSÕES E RESULTADOS.....	41
4.1 APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS	42
4.1.1 Simulação do processo.....	42
4.1.2 Fluxograma de processo (PFD)	45
4.2.1 Custo de capital (CAPEX).....	45
4.2.2 Custos operacionais (OPEX)	47
CAPÍTULO 5- CONCLUSÃO	50
5.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	51
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	52
APÊNDICE A – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DESCRITO POR ALVES (2005) DA REFORMA A VAPOR (PFD 1A)	58
APÊNDICE B – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DESCRITO POR ALVES (2005) DA REFORMA A VAPOR (PFD 1B).....	59
APÊNDICE C – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DESCRITO POR ALVES (2005) DA REFORMA A VAPOR (PFD 1C).....	60
APÊNDICE D – FLUXOGRAMA DO PROCESSO SIMPLIFICADO PARA SIMULAÇÃO (PFD2A)	61
APÊNDICE E – FLUXOGRAMA DO PROCESSO SIMPLIFICADO PARA SIMULAÇÃO (PFD2B)	62
APÊNDICE F – TABELA COM INFORMAÇÕES DA SIMULAÇÃO	63

APÊNDICE G – PLANILHA COM INFORMAÇÕES DO CAPEX.....	64
APÊNDICE H – TABELA COM INFORMAÇÕES DO OPEX.....	65

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

1.1. INTRODUÇÃO

A crescente demanda por energia elétrica representa um grande desafio mundial, impulsionando a busca por alternativas inovadoras de fontes energéticas. A ascensão do padrão de vida da sociedade está intimamente ligada à qualidade da energia distribuída e dos serviços que são oferecidos por meio dela (Chum, 2002). Nesse contexto, a produção de energia elétrica por meio de Células a Combustível de Óxido Sólido (SOFC), emerge como uma promissora alternativa, direcionada para a conversão eficiente do hidrogênio em eletricidade (De castro *et al.*, 2023).

As células a combustível são tecnologias capazes de converter a energia química do combustível em calor e energia elétrica (Gabriel, 2020). Possui um funcionamento semelhante ao de uma bateria, contendo em seu interior, o ânodo, onde ocorre a oxidação do combustível; o cátodo, onde há a redução do agente oxidante; e o eletrólito que é o meio condutor situado entre os dois primeiros (Gabriel, 2020).

Para analisar tecnicamente o processo, este estudo envolveu a criação do Fluxograma de Processos (PFD) utilizando o *site* oficial do *Draw io*, e a simulação do processo com o simulador computacional *Aspen Hysys*. A simulação fornece informações importantes como balanço de massa e energia, conversão do metano em hidrogênio e o rendimento da reforma a vapor. Além disso, os cálculos do Custo de capital (CAPEX) e Custo operacionais (OPEX) são realizados com planilhas desenvolvidas no *Excel*.

Portanto, o presente trabalho se propõe a realizar a análise técnica da conversão do hidrogênio em eletricidade por meio de Células a Combustível de Óxido Sólido (SOFC), considerando o processo de produção, quanto os custos de capital e operacionais envolvidos.

1.2. OBJETIVOS

1.2.1. Objetivo Geral

Realizar a análise técnica da produção de energia elétrica pela conversão de hidrogênio via Célula a Combustível de Óxido Sólido (SOFC), avaliando o processo de produção e os custos de capital e operacionais envolvidos.

1.2.2. Objetivos Específicos

- Propor o *design* de um processo de produção de energia a partir do gás natural usando células a combustível do tipo SOFC;
- Determinar as condições operacionais;
- Realizar o balanço de massa e energia pela simulação do processo;
- Dimensionar os principais equipamentos do processo;
- Estimar os custos de capital (CAPEX) e operacionais (OPEX).

1.3. JUSTIFICATIVA

A energia elétrica é um recurso imprescindível para as indústrias, pois mantém ativas as linhas de produção. O Brasil enfrenta um dos maiores custos energéticos do mundo, o que afeta a população brasileira e a competitividade da indústria nacional (Firjan, 2024).

Nesse contexto, buscar alternativas eficientes e econômicas para a geração de energia elétrica é essencial para melhorar a competitividade industrial e reduzir os custos operacionais. Por isso, evidencia-se a necessidade de obter alternativas tecnológicas (EPE, 2022). A fim de realizar a transição da matriz mundial, a utilização de hidrogênio para a conversão em energia, traz segurança energética, e amplia as opções de fornecimento frente às alternativas de produção (Irena, 2019).

Uma das alternativas viáveis é a utilização de Células a Combustível de Óxido Sólido (SOFC) para a conversão do hidrogênio em eletricidade. Este hidrogênio pode ser produzido a partir da reforma a vapor do metano, um combustível fóssil abundante e relativamente barato quando comparado a outros combustíveis. Além disso, a reforma a vapor do metano é um processo bem estabelecido, que pode ser integrado com sistemas SOFCs para fornecer uma fonte contínua e confiável de hidrogênio. Essa combinação pode resultar em um processo de geração de energia mais eficiente e potencialmente mais econômico.

Atualmente, a pesquisa sobre o uso de SOFCs tem se destacado para a mobilidade elétrica de veículos leves. Esse sistema vem apresentando vantagens como alta densidade de potência, alta eficiência e transporte do próprio combustível, evitando assim, os tempos de recarga, fortalecendo a autonomia e reduzindo a dependência da indústria de produção de bateria, que tem importantes desafios ambientais (Schneider, 2019; Dicks e Ramp, 2018).

Portanto, este trabalho fundamenta sua relevância e a necessidade do estudo proposto ao analisar tecnicamente a produção de energia elétrica a partir da reforma a vapor do metano, utilizando célula a combustível tipo SOFC. Ao avaliar o processo de produção e os custos de capital e operacionais envolvidos, este estudo busca oferecer uma solução eficiente para a geração de energia elétrica, contribuindo para a competitividade da indústria nacional.

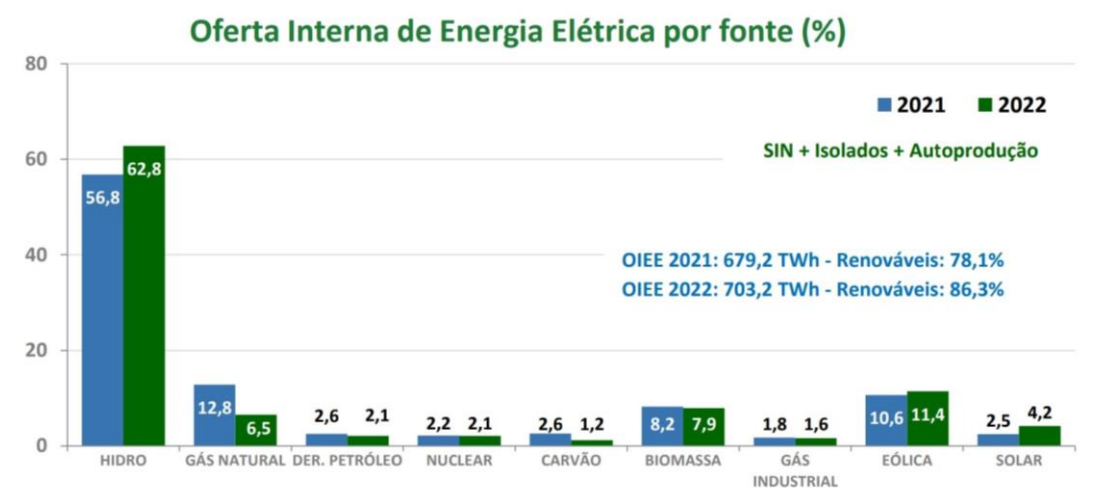
CAPÍTULO 2 – FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1. PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA NO BRASIL

Indispensável para o ser humano e para o desenvolvimento tecnológico, a energia elétrica é utilizada para diversos fins, desde o uso para aparelhos eletrônicos, até as atividades industriais. A energia elétrica não é uma fonte primária, assim, para produzi-la são necessárias fontes primárias como: Petróleo, gás natural, carvão, urânio, hidrogênio, sol, águas marítimas e fluviais e vento (Ferreira *et al.*, 2019).

No Brasil, a principal fonte da matriz energética são as hidroelétricas, cerca de 81,7% (EPE, 2011). Porém, o cenário vem se modificando desde 2020 devido à escassez hídrica, dando espaço a outras fontes de energia elétrica (EPE, 2022). O Gráfico 1, mostra o cenário da oferta interna de energia no Brasil nos anos de 2021 e 2022.

GRÁFICO 1 – OFERTA DE ENERGIA NO BRASIL



FONTE: MME (2022).

Houve aumento na renovabilidade de oferta interna de energia elétrica (OIEE) entre 2021 e 2022 (EPE, 2023). O percentual da utilização de energia renováveis passou de 45% em 2021 para 47,4% em 2022, de acordo com o Relatório Síntese do Balanço Energético Nacional (EPE, 2023).

2.2. PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA POR CÉLULAS A COMBUSTÍVEL

As células a combustível são equipamentos eletroquímicos que convertem a energia presente em uma reação química, em energia elétrica. A estrutura básica de uma célula a combustível é constituída de um eletrólito em contato com um cátodo e um ânodo poroso em ambos os lados (U.S. Department Of Energy, 2004).

É um tipo de geração de energia elétrica semelhante à pilha, porém esta, tem uma quantidade de energia armazenada, quando se esgota, a pilha deve ser descartada ou recarregada (Fuel cell today, 2012). No entanto, a célula a combustível é alimentada com hidrogênio e oxigênio, obtendo como produto a água e a energia elétrica. Existem alguns modelos que podem ser alimentados com outros tipos de combustíveis e geram também, energia térmica além da elétrica.

Quando são associados a reformadores de combustíveis fósseis, o conjunto reformador/célula, apresenta eficiência global superior a outros sistemas de geração. A emissão de gases para uma mesma quantidade de energia gerada é inferior. Soma-se ainda o fato de não apresentarem emissão de particulados para o meio ambiente e de possuir mínima emissão de ruídos (Wendt *et al.*, 2000).

Todo combustível pode liberar uma energia com quantidade fixa quando reage com o oxigênio para a formação da água. Essa energia é medida experimentalmente e quantificada por meio do poder calorífico superior (PCS ou HHV, *higher heating value*) e poder calorífico inferior (PCI ou LHV, *lower heating value*).

Portanto, destaca-se o hidrogênio, que possui a mais alta energia por unidade de peso em comparação com qualquer outro combustível. O hidrogênio é o elemento mais leve da tabela periódica e não tem átomos pesados do carbono (Gomes, 2013).

2.2.1. Aplicações das células a combustível

Existem diversos tipos de células combustíveis, com diferentes especificidades, então é necessário saber qual tecnologia se adapta melhor a finalidade desejada (Mekhilef *et al.*, 2012).

A variação da geração de energia das células de combustível é ampla, variando entre kW e MW, assim as células de pequena escala podem ser aplicadas nos equipamentos eletrônicos como computadores e celulares. Aplicações em média escala podem ser utilizadas em veículos automotivos, aplicações militares e aparelhos domésticos (Mekhilef *et al.*, 2012).

As aplicações podem ser classificadas como:

- I. Alta confiabilidade de potência como nas instalações de produção de alta tecnologia e processamento de dados e no setor de telecomunicações (Franchi, 2009; Robalinho & Santos, 2021);
- II. Minimização ou eliminação de emissões como em automóveis, áreas industriais, e regiões com rigorosas normas de emissão de gases (Brito *et al.*, 2020; Saron, 2007);
- III. Áreas com acesso limitado à rede de distribuição, como em áreas remotas e em dispositivos portáteis (Vieira *et al.*, 2019);
- IV. Gestão biológica de resíduos como em uso de biocélulas de combustível para o tratamento de águas residuárias (Franciscon, 2020).

2.2.1.1. Tipos de células a combustíveis

É importante lembrar que existem diversos tipos de células a combustível, que variam desde dispositivos pequenos, a grandes usinas produtoras de Megawatts. A classificação se deve ao tipo de eletrólito utilizado e pela temperatura de operação (Gomes, 2013).

Existem cinco tipos de células a combustíveis: Alcalina, membrana polimérica ou trocadora de prótons, de ácido fosfórico, de carbono fundido e a de óxido sólido. A célula a combustível de óxido sólido, que por possuir diversas vantagens em comparação às outras quatro, foi o dispositivo escolhido para o desenvolvimento deste trabalho, e será discutido com mais aprofundamento.

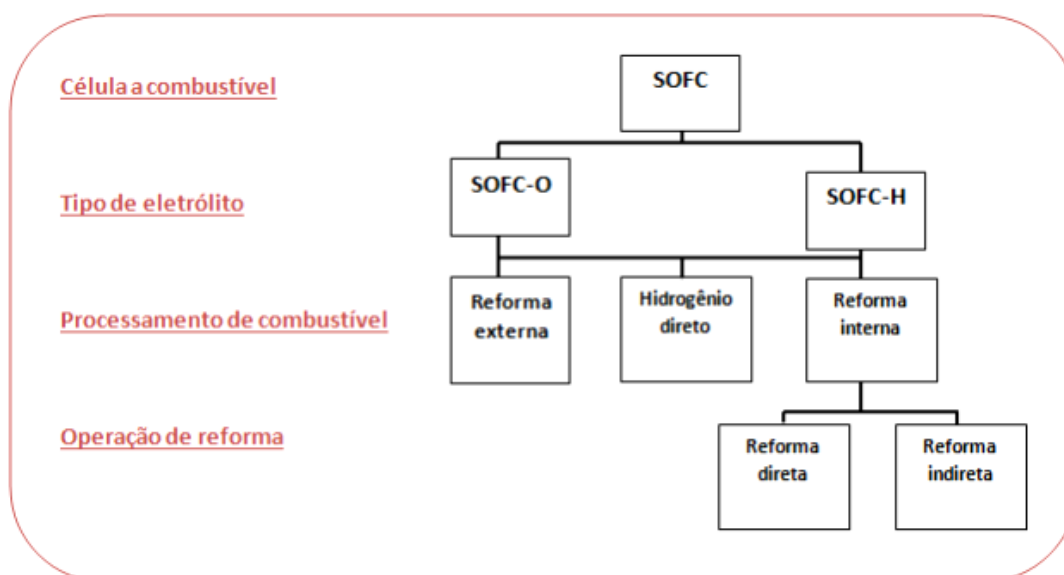
2.3. ASPECTOS TÉCNICOS DA PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA VIA CÉLULA A COMBUSTÍVEL DE ÓXIDO SÓLIDO – (*SOLID OXIDE FUEL CELL*- SOFC)

A Célula a Combustível de Óxido Sólido (SOFC), é um dispositivo que possui internamente ânodo, cátodo e eletrólito, como os outros tipos de células. Porém o eletrólito possui materiais como o metal denso óxido ou o cerâmico (Rodrigues, 2022). Existem diversos tipos de configurações para aplicação da SOFC, como mostra a Figura 1.

As SOFCs são classificadas de acordo com o tipo de íon que conduzem por meio do eletrólito. Para facilitar o transporte dos íons de oxigênio, são utilizados alguns tipos de eletrólitos sólidos conhecidos como *Oxygen Ion-Conducting Solide Fuel Cell* (SOFC-O).

Os tipos transportadores de íons de hidrogênio (prótons) são os *Hydrogen Próton-Conducting Solide Fuel Cell* (SOFC-H) (Ishak, 2011). Devido sua alta faixa de temperatura de operação, de 800 a 1000 °C, a Célula a Combustível de Óxido Sólido é flexível quanto ao tipo de combustível, tendo a opção de operar diretamente com o hidrogênio ou em reforma, com diferentes misturas de hidrocarbonetos a fim de produzir o hidrogênio.

FIGURA 1 – REPRESENTAÇÃO DAS CONFIGURAÇÕES APLICADAS NAS SOFCS.



FONTE: Adaptado de Ishak (2011).

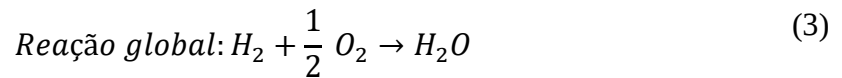
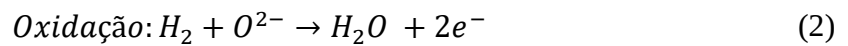
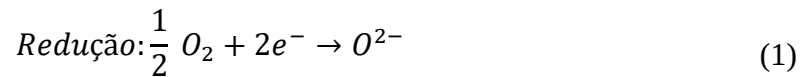
Os materiais utilizados na SOFC-O, são óxido de Zircônio Itrado (YSZ), óxido de Cério Dopado (GDC) e óxido de Lantânio Estrôncio (LSGM). Já na célula que conduz íons de hidrogênio, os eletrólitos geralmente são constituídos de cerâmica dopada que promovem a condução de prótons, como o óxido de Cério Dopado com Estrôncio e Ítrio e Perovskitas dopadas com Bário (BZY) (Ishak, 2011).

Além disso, a alta temperatura de operação resulta em altas eficiências, porque torna o sistema mais compacto e independente de materiais nobres e caros para a construção. Em contrapartida, exige um longo tempo de partida e problemas relacionados aos componentes que são submetidos a temperaturas elevadas (Barroso, 2011).

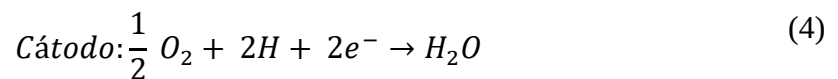
2.3.1. Funcionamento das SOFCs

A conversão da energia química em energia elétrica ocorre por meio de duas reações eletroquímicas de oxirredução no ânodo e cátodo. Quando há o contato com o ânodo, os íons promovem a oxidação do hidrogênio, produzindo elétrons que circulam por um circuito externo, realizando trabalho elétrico e liberando água como produto da reação (Guaitolini *et al.*, 2018).

Para as células do tipo SOFC-O, a molécula de oxigênio no cátodo é reduzida gerando assim os íons de O^{2-} , que são difundidos por meio do eletrólito para o ânodo (Guaitolini *et al.*, 2018). As reações eletroquímicas são representadas nas Equações 1, 2 e 3.

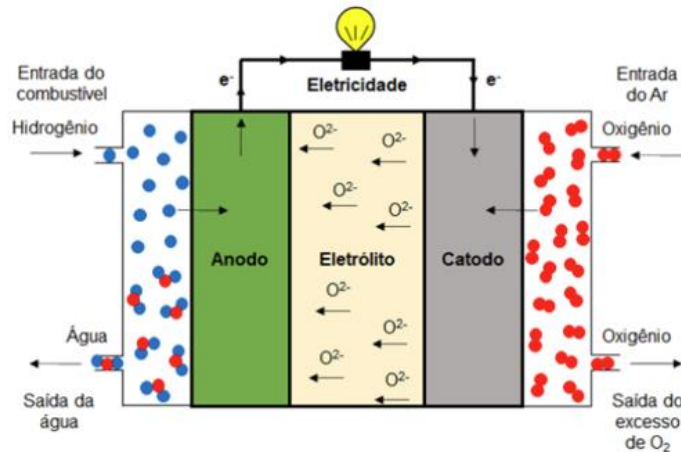


Para as células do tipo SOFC-H, o hidrogênio é ionizado no ânodo, produzindo íons de H^+ . Esses íons são difundidos por meio do eletrólito até o cátodo. No cátodo, o H^+ reage com o oxigênio e forma água, como mostra as Equações 4 e 5 (Guaitolini *et al.*, 2018).



As células apresentam uma alta eficiência teórica de conversão, sendo capazes de co-gerar calor e corrente elétrica. (Rodrigues, 2022). Uma das vantagens perante as células a baixas temperaturas, é a tolerância ao monóxido de carbono, permitindo a flexibilidade dos tipos de combustíveis que possam ser utilizados. A Figura 2 ilustra a representação esquemática dos componentes e do funcionamento das Células a Combustível de Óxido Sólido (SOFCs).

FIGURA 2 – REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA E OS COMPONENTES DA SOFC.



FONTE: Rodrigues (2022).

As reações químicas que ocorrem nas células apresentam eficiência termodinâmica que não é limitada pelo ciclo de Carnot, atingindo assim, valores teóricos de eficiência aproximadamente 80%. Este valor é bem superior aos números alcançados pelas máquinas térmicas e motores a combustão interna (Rodrigues, 2022).

2.3.2. Termodinâmica da SOFC

A liberação de calor acontece durante a operação da SOFC, devido à entalpia de formação e eficiência térmica da célula. Pode-se determinar o trabalho elétrico máximo (W_{el}), obtido pela variação da energia livre de Gibbs ao considerar pressão e temperatura constante (Larminie e Dicks, 2003), como é mostrado nas Equações 6 e 7:

$$W_{el} = \Delta G \quad (6)$$

$$\Delta G = \Delta H - T \Delta S \quad (7)$$

Onde o W_{el} é o trabalho elétrico realizado pela célula a combustível, o ΔG é a variação da energia livre, o ΔH é a variação de entalpia, T é a temperatura e ΔS é variação da entropia.

A energia da reação global é definida pela variação de entalpia. Ao considerar um sistema sem perdas (ideal), pode-se determinar a máxima eficiência de operação da SOFC, chamada de eficiência termodinâmica (Larminie e Dicks, 2003). O ΔG também tem relação com o potencial teórico da SOFC, como mostra as Equações 8 e 9:

$$\eta = \frac{\Delta G}{\Delta H} \cdot 100\% \quad (8)$$

$$\Delta G^0 = -n F E^0 \quad (9)$$

Onde n é o número de elétrons da reação, F é a constante de Faraday e E^0 é o potencial teórico. Esses parâmetros representam a voltagem da célula para o equilíbrio termodinâmico, na falta do fluxo de corrente (Larminie e Dicks, 2003). O potencial da célula é determinado pelas pressões parciais dos gases reagentes que são utilizados na SOFC e obtidos pela equação de Nernst, como mostra a Equação 10.

(10)

$$E = E^0 - \frac{RT}{2F} \ln \left(\frac{p_{H_2} \cdot p_{O_2}^{\frac{1}{2}}}{p_{H_2O}} \right)$$

Onde T é a temperatura, R é a constante dos gases, F é a constante de Faraday, E^0 é o potencial padrão e p_{H_2} , p_{O_2} e p_{H_2O} são as pressões parciais do H_2 , O_2 , H_2O , respectivamente.

2.3.3. Materiais da SOFC

2.3.3.1. Cátodo

É o eletrodo onde ocorre a redução do oxigênio, formando o íon O^{2-} , que é conduzido pelo eletrólito. O cátodo precisa apresentar condutividade mista, uma boa atividade catalítica, possuir alta porosidade para a difusão do gás na interface eletrólito/eletrodo, para as reações na tripla fase reacional e compatibilidade térmica e química com o eletrólito (Minh, 1993; Minh e Takahashi, 2011).

A condutividade mista é a capacidade de o material conduzir os elétrons e os íons simultaneamente. Essa característica é muito importante para o cátodo, pois lá ocorre a movimentação tanto do e^- como do H^+ (Minh, 1993; Minh e Takahashi, 2011).

2.3.3.2. Ânodo

É o eletrodo onde ocorre a oxidação do combustível, é necessário ser poroso, para aumentar a superfície relativa, favorecendo a difusão do combustível e sua oxidação nos sítios ativos (Minh e Takahashi, 2011).

O cermet, que é um compósito caracterizado como condutor misto, é o material mais utilizado de ânodo, possui duas fases: Uma fase é o suporte cerâmico responsável pela condução iônica e a outra é a fase condutora eletrônica (Minh, 1993). A primeira fase geralmente possui o mesmo material do eletrólito, óxidos de cério e de zircônio, e a fase eletrônica é de metal, comumente é usado o Níquel (Mahato *et al.*, 2015).

2.3.3.3. Eletrólito

Este componente é responsável por transportar os íons O^{2-} do cátodo para o ânodo. As principais características do eletrólito são a disposição de alta resistência mecânica e térmica; alta condutividade iônica e estabilidade química; ser denso e isolante eletrônico (Hui *et al.*, 2007; Hussain e Yangping, 2020).

Os materiais mais utilizados são os óxidos de cério e de zircônio, ambos podem formar estruturas cúbicas centradas do tipo fluorita (Minh e Takahashi, 2011). Outros materiais como óxido de Zircônio Itrado (YSZ), óxido de Cério Dopado (GDC) e óxido de Bário e Cério (BCY) também podem ser usados, devido à boa estabilidade térmica e compatibilidade com outros componentes (Atkinson *et al.*, 2004).

2.3.4. Configurações da SOFC

Os dois *designs* mais utilizados das SOFCs, que são os planares ou tubulares. As células planares podem ser conectadas em paralelo ou em série e possuem maior densidade de potência por área do que as tubulares (Singhal e Kendall, 2003). A configuração tubular apresenta problemas devido ao processamento de camadas, compatibilidade térmica e química, e selagem dos materiais constituintes, podendo ocorrer problemas de desempenho e durabilidade das células (Minh, 1993; Prodromidis e Coutelieris, 2020).

As células a combustível do tipo tubulares são bastante empregadas nos sistemas com maiores potências (100 kW), do tipo estacionário, atuando em aplicados em dispositivos portáteis, no comércio e hospitais (Singhal e Kendall, 2003).

Nesses dois tipos de *designs* existem configurações diferentes, referentes aos seus suportes, podendo ser no cátodo, eletrólito ou ânodo. Existem três tipos de configurações de SOFCs, de acordo com o tipo de combustível de alimentação, podendo operar por meio do reformador externo (ER-SOFC), por reformador interno indireto (IIR-SOFC) e por reformador interno direto (DIR-SOFC) (Fiuza *et al.*, 2012).

2.3.5. Combustíveis da SOFC

Existem vários combustíveis que podem ser utilizados através das diferentes células a combustíveis existentes no mercado. Alguns desses combustíveis são utilizados quase diretamente e outros precisam de um processamento prévio adequado (Cobas, 2006).

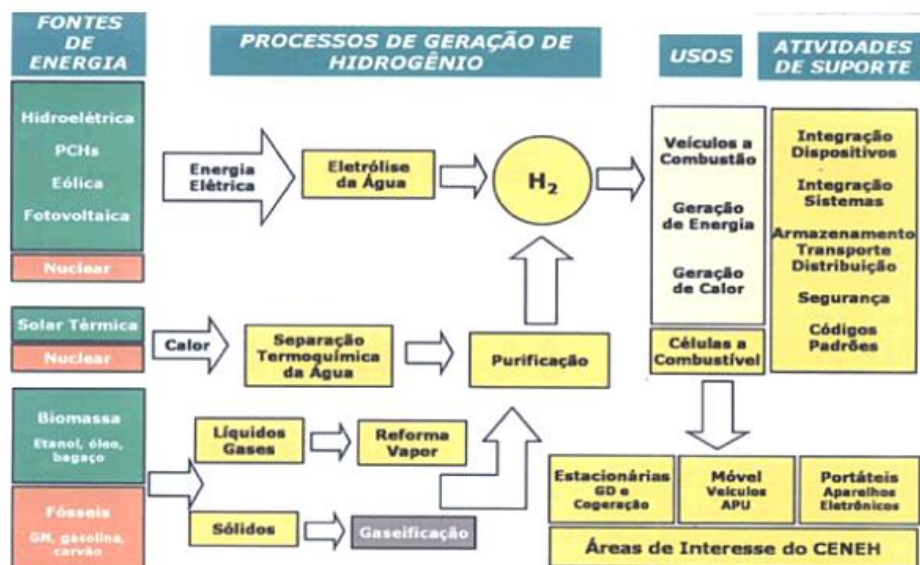
Em virtude da elevada temperatura de operação das SOFCs (500 a 1000°C), por possuir elevado grau de flexibilidade para processar o combustível, pode-se operar diretamente com o hidrogênio, ou com reforma de diferentes misturas de combustíveis (gás natural, derivados de biomassa) para extrair o hidrogênio (Silva *et al.*, 2007; Sordi *et al.*, 2009). Na escolha do bioetanol ou do gás natural, pode se fazer a transformação prévia do combustível em hidrogênio (reforma) ou alimentá-los diretamente na célula (Lim, *et al.*, 2010).

2.3.6. Processos de obtenção do combustível da SOFC

As possibilidades de produção de hidrogênio podem ser divididas em três principais rotas: Térmica, eletrolítica e fotolítica, divididas em sete processo principais, sendo aplicadas a vários recursos, tanto fósseis quanto de biomassa (Santos, 2023). A Figura 3 mostra as alternativas para a produção do hidrogênio.

São produzidos de 90 milhões de toneladas de hidrogênio no mundo por ano, sendo a maioria produzida pela utilização de matérias-primas advindas de combustíveis fósseis. A metade da produção é utilizada para a produção de amoníaco, um quarto para o hidrocrackeamento no refino do petróleo e o restante é utilizado para a produção de metanol e outras aplicações industriais (Fundação Getúlio Vargas, 2023).

FIGURA 3 – ALTERNATIVAS PARA A PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO.

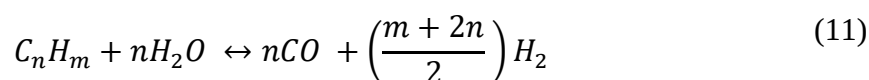


FONTE: Capaz e Marvulle, (2006).

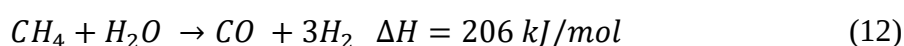
Os processos que utilizam os combustíveis fósseis incluem reforma (a vapor, seca, autotérmica ou oxidativa) do gás natural ou de outros hidrocarbonetos. Os processos de produção a partir de fontes renováveis, são obtidos por gaseificação de biomassa e pirólises ou por eletrólise da água e fotobiológico. Todos os processos necessitam de energia sobre alguma forma seja por eletricidade, luz ou calor (Santos, 2023).

2.3.6.1. Reforma a vapor

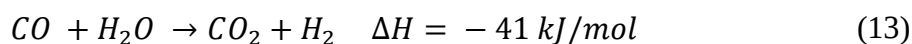
Baseia-se na reação de um hidrocarboneto no estado gasoso mais vapor d'água, na presença de um catalisador, a elevadas temperaturas na faixa de 800 a 1000°C e pressão de 30 a 40 bar. A Equação 11 mostra a reação de reforma a vapor de hidrocarbonetos (Barroso, 2011).



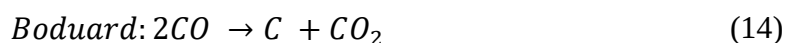
Este processo é um dos mais utilizado industrialmente. Além do que, também é a mais usada para a produção de células a combustível. Nessas circunstâncias, os reformadores de capacidades pequenas, têm sido desenvolvidos para as células de elevadas e baixas temperaturas (Cobas, 2006). A Equação 12 mostra a reforma a vapor do metano:



O gás que foi produzido após a reação do metano em presença de vapor d'água, é chamado de gás de síntese, é uma mistura de gases ricos em hidrogênio e monóxido de carbono (Ramos *et al.*, 2011). O gás de síntese que foi produzido é seguido pela reação de *Shift* mostrada na Equação 13.



A reforma a vapor do metano utiliza catalisadores de níquel com temperaturas na faixa de 750 a 1000°C, sobre um suporte refratário. É necessária a utilização de excesso de vapor para a prevenção de deposição de carbono no catalisador, essa deposição ocorre pelas reações de Boduard e/ou pirólise representadas nas Equações 14 e 15, respectivamente.



2.4. CENÁRIO DAS CÉLULAS A COMBUSTÍVEL NO BRASIL

Da década de 70 em diante, vem sendo realizadas atividades na área de desenvolvimento de células a combustível. Algumas instituições como Universidade Federal do Ceará (UFC); Instituto de Pesquisas Tecnológicas de São Paulo (IPT); Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ) já desenvolveram alguma forma de tecnologia nesse contexto (Gomes, 2013).

Um marco significativo foi a criação do Programa Brasileiro de Hidrogênio e Sistemas Células a Combustível (PROCAC) em 2002, iniciativa liderada pelo Ministério de Ciência e Tecnologia e Inovação (MCTI) com a participação de empresas brasileiras, universidades e centros de pesquisa (PROCAC, 2012).

Como objetivo, teve a promoção de ações integradas e cooperadas de forma a viabilizar o desenvolvimento nacional da tecnologia do hidrogênio e de sistemas de célula a combustível (PROCAC, 2012).

2.5. POLÍTICAS GOVERNAMENTAIS E REGULAMENTAÇÕES

O Brasil possui políticas e programas de estímulo às energias renováveis como o Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (PROINFA) e o Programa de

Desenvolvimento da Geração Distribuída de Energia Elétrica (PROGD), que podem beneficiar bastante a tecnologia das células a combustível (MME, 2024).

O PROINFA (Lei nº 10.438/2002) tem o propósito de estimular projetos e empreendimentos que ainda precisam ganhar mais espaço no país, fomentando a presença de fontes de energia alternativas, diversificando assim, a matriz energética brasileira (PROINFA, 2024). Já o PROGD possui o intuito de incentivar a geração distribuída no país, ou seja, gerando energia próxima às unidades consumidoras, reduzindo a emissão de gases do efeito estufa (MME, 2018).

2.5.1. Incentivos fiscais

No Brasil existem em algumas regiões, incentivos fiscais para investimentos em Projetos de Desenvolvimento e Inovação (PD&I), que podem ser aplicados em tecnologias como as SOFCs. Por exemplo, em 30 de agosto de 2023 a Comissão de Ciência e Tecnologia (CCT), aprovou o projeto de lei 2.838/2020 que amplia os benefícios fiscais para as empresas que investirem em pesquisa e desenvolvimento tecnológico na concepção de novos produtos e no aprimoramento daqueles que já existem ou na melhoria dos processos de fabricação (Agência senado, 2023).

Incentivos fiscais como a redução do Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços aplicados em algumas tecnologias, são importantes para estimular vários tipos de novas tecnologias como novas opções de combustíveis (Biometano, bioetanol) e para produção de energia elétrica via célula a combustível (Larizzatti e Peyerl, 2022).

O projeto de lei 1880/2022, criou um programa de incentivos para a produção em escala de células de combustível, aproveitando o potencial das cadeias de valor do biogás, Hidrogênio e etanol (Senado Federal, 2022). Além dos incentivos fiscais, existem linhas de créditos e financiamentos específicas para projetos nesta área, geralmente oferecidas por bancos públicos (Larizzatti e Peyerl, 2022).

2.6. ESTIMATIVAS DE CUSTOS DE CAPITAL E OPERACIONAIS

O Capital Expenditure (CAPEX), ou Custo de Capital, representa os investimentos em bens de capital, necessários para a produção de produtos. São fundos usados para a aquisição de materiais de construção, equipamentos, serviços e elementos que ajudarão a criar ou ampliar a capacidade de uma empresa a gerar lucro (Turton *et al.*, 2018). No entanto, os ativos comprados podem ser para um item que eleva a produtividade de um setor ou equipamento, ou pode se referir a uma nova aquisição. É preciso se atentar ao fato de que o segmento em que o negócio está inserido influenciará no CAPEX (Turton *et al.*, 2018).

O Operational Expenditure (OPEX), ou Custos Operacionais, se refere às despesas operacionais, que são pagamentos relativos a atividade de gestão empresarial e venda de serviços e produtos (Turton *et al.*, 2018). É como um “aluguel” de prestação de serviços e bens, onde seus custos se relacionam à manutenção dos equipamentos, ao gasto de consumíveis e mais despesas operacionais (Turton *et al.*, 2018).

Este tipo de custo é realizado cotidianamente e também envolve sérios terceirizados. Vale a pena destacar que são dedutíveis de impostos no mesmo ano de sua realização, além disso, é importante realizar um bom gerenciamento desses gastos para tentar reduzi-los sem haver prejuízos ao nível e qualidade de produção (Turton *et al.*, 2018).

CAPÍTULO 3 – METODOLOGIA

Neste capítulo é apresentada a metodologia utilizada para atingir os objetivos propostos neste trabalho, utilizando como recurso metodológico, uma análise de viabilidade técnica de caráter predominantemente quantitativa, considerando que se fundamenta na modelagem via simulação computacional, de um sistema de produção de energia elétrica por conversão do hidrogênio utilizando SOFC.

A partir da simulação, são obtidos dados numéricos, avaliação dos resultados e comparação com a literatura. A pesquisa também é classificada como exploratória e descritiva. A Figura 4 mostra o fluxograma da metodologia do Trabalho de Conclusão de Curso.

FIGURA 4 – FLUXOGRAMA DA METODOLOGIA DO TCC.



FONTE: Elaboração própria.

3.1 AVALIAÇÃO DOS ASPECTOS TÉCNICOS

Os aspectos técnicos da produção de energia elétrica via SOFC, foram abordados por meio do passo a passo descrito. Os dados resultantes desta avaliação foram apresentados no capítulo 4 e no Apêndice, em forma de planilhas, tabelas e gráficos.

O estudo iniciou-se com a leitura e a compreensão do processo descrito por Alves (2005), com o objetivo de identificar as matérias-primas e equipamentos utilizados para a simulação. A partir dessas informações, foram construídos os Fluxogramas de Processo (PFDs) no *site Draw. Io*. Esses fluxogramas são documentos de engenharia que ilustram o esquema geral do processo, incluindo fluxos de substâncias, materiais, subprodutos e efluentes. O PFD 1, correspondente à descrição do processo feita por Alves (2005), está no Apêndice A, B e C deste trabalho. O documento foi dividido em 3 partes para melhor visualização do processo.

Em seguida, foi realizada uma simulação simplificada do processo utilizando o *software* Aspen Hysys v.11, com base no PFD 1. O estudo de Alves (2005) forneceu informações importantes sobre as condições operacionais, permitindo uma replicação precisa do processo e o dimensionamento adequado dos equipamentos. O *software* Hysys foi o utilizado para calcular o balanço de massa e energia do processo. Os principais parâmetros e procedimentos considerados para a modelagem do processo incluíram pressão, temperatura, vazão e composição das correntes.

O regime do processo foi estacionário e o pacote termodinâmico escolhido foi o Peng-Robinson. Todos os parâmetros obtidos no Hysys foram organizados em uma planilha *Excel*, que pode ser encontrado no Apêndice F. A descrição do processo simplificado, relatada a seguir, refere-se ao PFD 2, que pode ser encontrado no Apêndice D e E deste trabalho.

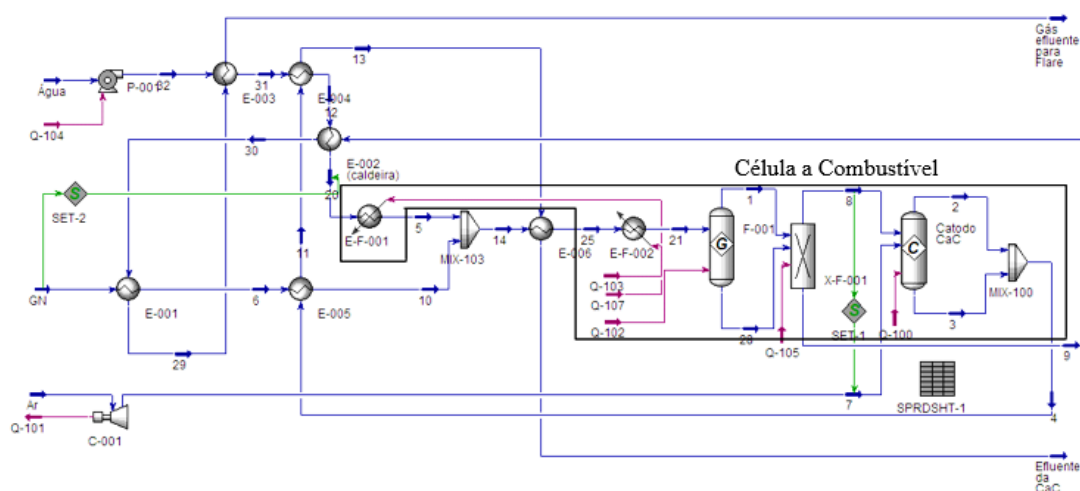
3.1.1 Descrição do processo realizado no simulador computacional

O processo descrito neste trabalho está ilustrado na Figura 5, foi baseado no estudo de Alves (2005), com algumas modificações, para simplificar o entendimento e a análise. A vazão de alimentação do gás natural e da água de caldeira foi calculada pelo Hysys, por meio do balanço de massa e energia, com base na capacidade de geração de Hidrogênio da planta é de 120 Nm³/h ou 10,78 kg/h. E a razão de vapor/carbono (S/C) foi de 2,7: 1.

Embora o estudo de Alves (2005) descreva somente a reforma do metano, constatou-se que existe a possibilidade de alimentar o processo, recirculando correntes de purga e combustível líquido que é evaporado.

A planta é alimentada por gás natural a 10 kmol/h, à 30°C e pressão de 45 bar. O gás natural entra pelo primeiro trocador de calor E-001, saindo a 253,1°C, na mesma pressão e vazão (corrente 6).

FIGURA 5 – SIMULAÇÃO DO PROCESSO REALIZADO NO SOFTWARE ASPEN HYSYS.



FONTE: Elaboração própria.

Em seguida, passa pelo segundo trocador de calor E-005, onde sua temperatura é elevada a 361°C (corrente 10).

A segunda alimentação da planta é da água de caldeira, que entra à pressão atmosférica e temperatura ambiente, com uma vazão de 30 kmol/h (corrente água). A água passa pela bomba P-001 saindo a 45 bar na mesma temperatura e vazão (corrente 32). Em seguida, a água é aquecida nos trocadores de calor E-003, E-004 antes de entrar na caldeira a 258°C e 45 bar (corrente 12).

Na caldeira E-002 ocorre a troca de energia e a formação de vapor, saindo a mesma temperatura e pressão (corrente 20). A corrente então passa pela primeira serpentina do forno EF-001 (corrente 5), e é misturada com a corrente de gás natural (corrente 10), no MIX-103, saindo pela corrente 14 totalmente vaporizada, a 45 bar, temperatura de 280,1°C e vazão de 40 kmol/h. Esta corrente é então aquecida no trocador de calor E-006, saindo à 500°C, na mesma pressão e vazão (corrente 25) e passa pela segunda serpentina EF-002 onde sua temperatura é elevada para 512°C (corrente 21).

A célula a combustível é representada pelos equipamentos EF-001, EF-002, F-001, XF-001 e Cátodo da célula a combustível (CaC). A corrente 21 entra no reator de Gibbs F-001 com uma composição de 0,25 de metano e 0,75 de água para que ocorra a reação de formação de hidrogênio. A corrente 1 sai pelo topo do reator à temperatura de 871°C, na mesma pressão e

vazão. Essa corrente contém o produto formado (H_2), uma parte dos reagentes (CH_4 e água) e subprodutos (CO , CO_2).

No split XF-001, ocorre a separação do H_2 dos outros componentes. O H_2 que irá alimentar a célula SOFC (corrente 8), à temperatura de $871^\circ C$, pressão de 40 bar e vazão de 24,04 kmol/h. O Split é um artifício do Hysys que possui a função de simular a percolação da substância pela célula a combustível, visto que o módulo da CaC não existe no *software*.

A corrente que sai pelo fundo do *split* (corrente 9), contendo os outros componentes da corrente 1, sai a $871^\circ C$, pressão de 40 bar e vazão de 30,04 kmol/h sendo enviada para a caldeira E-002 para o reaproveitamento de energia e geração de vapor. Após sair da caldeira, essa corrente passa pelos trocadores de calor E-001 e E-003, resfriando-se e diminuindo a fração vaporizada, obtendo o reaproveitamento energético, antes de ser direcionada para o *flare*, a $207^\circ C$, na mesma pressão e vazão.

A terceira alimentação do processo é de ar, com composição de 0,21 de O_2 e 0,79 de N_2 , a $28^\circ C$ e pressão atmosférica com vazão de 57,24 kmol/h (corrente ar). O ar passa pelo compressor C-001, onde há o aumento da pressão para 40 bar e temperatura para $423,4^\circ C$ (corrente 7). Essa corrente alimenta o cátodo CaC (representada na simulação pelo reator de conversão), alimentando a célula pelo lado do cátodo enquanto a corrente 8 alimenta o ânodo. O H_2 e o ar são convertidos em eletricidade e água, saindo pelo topo (corrente 2) e pelo fundo (corrente 3).

A corrente 2 a $871^\circ C$, pressão de 40 bar e vazão de 69,27 kmol/h, é misturada com a corrente 3 no MIX-100, saindo como corrente 4, o efluente da CaC. Esta corrente passa pelos trocadores de calor E-005, E-004 e E-006 resfriando-se e trocando calor com a corrente principal, antes de sair a $625,3^\circ C$, na mesma pressão e vazão. As informações sobre todas as correntes desta simulação foram organizadas em uma planilha no *Excel*, que está disponível no Apêndice C deste trabalho.

3.1.2 Descrição do processo realizado no PFD 1

O requisito de projeto para as duas usinas de hidrogênio duplicadas é produzir 120 Nm^3/h cada um de hidrogênio 99,9% puro a partir de uma variedade de matérias-primas usando a reforma a vapor, conversão por mudança de alta temperatura e adsorção por oscilação de pressão como principais etapas do processo.

As principais etapas de processamento envolvidas são: A compressão e purificação de alimentação, a reforma do metano a vapor, a recuperação de calor da seção de convecção, a conversão de mudança de alta temperatura (HTS), o resfriamento do gás de processo, a purificação do gás de processo com PSA e a geração de vapor.

Existem várias alimentações disponíveis e qualquer uma das quais pode ser utilizada em combinação com outra, em qualquer proporção. Além disso, ambas as plantas podem funcionar simultaneamente com diferentes alimentações. As opções de alimentação são: Gás natural, Off-gas (vazão máxima de 18 t/h por planta), GLP (30% em peso de propano + 70% em peso de butano) e o Butano.

3.2 ESTIMATIVAS DE CUSTOS DA SIMULAÇÃO

As estimativas de Custos de Capital (CAPEX) e Operacionais (OPEX) da simulação foram obtidas seguindo a metodologia proposta por Turton *et al.*, (2018). Para simplificar a obtenção dos resultados, os cinco trocadores de calor e o compressor foram dimensionados, e suas capacidades foram determinadas e seus custos estimados por meio do simulador computacional Aspen Hysys v.11.

As constantes (K_1 , K_2 , K_3 , B_1 , B_2 , C_1 , C_2 , C_3) necessárias para ajustar os custos, assim como os valores do Fator de temperatura (F_T), Fator de material (F_M) e Fator de pressão (F_P), foram encontradas na Tabela do C_{BM} , no Apêndice A de Turton *et al.* (2018). O autor não especifica o significado dessas constantes, apenas fornece seus valores para uso nas estimativas.

3.2.1 Identificação e estimativa dos Custos de Capital (CAPEX)

Após a conclusão da simulação, foram obtidos os balanços de massa e energia de todos os equipamentos. Estes foram listados em uma planilha no *Excel*, juntamente com os valores do *Bare Module Cost* (C_{BM}). Os valores foram atualizados de acordo com o índice de custo da planta de engenharia química do ano (CEPCI) de 2023 encontrado em Maxwell (2024).

Para a simulação dos custos dessa planta, considerou-se um tempo de operação de 50 anos. Todos os equipamentos utilizados na simulação foram incluídos para determinar o valor do CAPEX. No total são nove equipamentos: Cinco trocadores de calor, um compressor, uma bomba, uma caldeira e um reformador.

Os C_{BM} s dos trocadores de calor (E-001, 003, 004, 005 e 006) foram adquiridos no Hysys através de seus dimensionamentos. Foi realizado utilizando as funcionalidades, *Size exchanger* e *size interactively* na janela dos trocadores de calor. Foram selecionados na aba *default* do *software*: O tipo de trocador de calor (tipo BEM) pela nomenclatura TEMA; a localização da entrada do fluido quente; o padrão do tubo (triangular ou quadrado); o tipo de defletor (segmentado duplo); A orientação de corte do defletor (vertical); o tipo do material do trocador (aço carbono).

Os valores do fator de incrustação foram $0,00035 \text{ m}^2\text{K/W}$ para a água e o ar. A queda de pressão permitida foi de 0,69 bar para líquidos e 0,14 bar para gases e vapores. Após essas etapas, foi encontrado o valor do C_{BM} , e o tamanho do equipamento.

O C_{BM} do compressor C-001 também foi obtido no Hysys. Na aba *Design*, em *Parameters* foram determinados: A operação no modo centrífugo e uma eficiência adiabática de 80%. Após a sequência: *Economics*, *Economics active*, *Maps*, *Map all unit operations*, *Default*, *Size equipment*, *Evaluate cost*, a selecionar o compressor desejado, foi possível obter o valor do C_{BM} .

O C_{BM} da bomba P-001 foi calculado utilizando a metodologia do Turton *et al.* (2018) como mostra a Equação 16.

$$C_{BM \text{ bomba}} = [10^{[K_1 + K_2 \times \log(Pot) + K_3 \times \log pot^2 \times (B_1 + B_2 \times F_P \times F_M)]}] \times \frac{CEPCI \text{ 2023}}{CEPCI \text{ 2016}} \quad (16)$$

Onde a pot é a potência da bomba, que é a corrente de energia fornecida no Hysys, e os valores das constantes utilizadas são: $K_1 = 3,477$, $K_2 = 0,135$, $K_3 = 0,144$, $B_1 = 1,89$, $B_2 = 1,35$, $F_M = 1,41$ e $F_P = 1$.

O fator de pressão (F_P) foi considerado 1, conforme indicado em Turton *et al.* (2018), para pressões inferiores a 5 bar. O índice de custo da planta de engenharia química do ano (CEPCI) de 2023 foi de 800,3, conforme reportado por Maxwell (2024), enquanto o índice de 2016 foi de 541,7 como fornecido por Turton *et al.* (2018). O C_{BM} da caldeira E-002 Foi calculado conforme mostrado na Equação 17.

$$C_{BM \text{ Caldeira}} = [10^{[K_1 + K_2 \times \log(A) + K_3 \times \log A^2 \times (B_1 + B_2 \times F_P)]}] \times \frac{CEPCI \text{ 2023}}{CEPCI \text{ 2016}} \quad (17)$$

Onde $A = 10 \text{ m}^2$, que é a área da caldeira obtida no Hysys e os valores das constantes utilizadas são: $K_1 = 4,4646$, $K_2 = -0,5277$, $K_3 = 0,3955$, $B_1 = 1,63$, $B_2 = 1,66$, $C_1 = -0,0016$, $C_2 = -0,00627$, $C_3 = 0,0123$. O valor de F_P não foi retirado da tabela, pois a pressão de entrada do equipamento é de 45 bar e para pressões nesse valor é necessário realizar o cálculo, conforme mostrado na Equação 18.

$$F_{P \text{ caldeira}} = 10^{[C_1 + C_2 \times \log(P) + C_3 \times \log(P^2)]} \quad (18)$$

O C_{BM} do forno F-001 é mostrado na Equação 19. Os valores de Temperatura 1= 512°C, Temperatura 2= 871°C e Pressão= 45 bar, foram obtidos no balanço de massa e energia. Os valores de $F_P = 1,12$ (calculado conforme foi mostrado na Equação 18), o fator de temperatura = 1,66 (F_T) foi calculado pelo método do Turton *et al.* (2018) como mostra a Equação 21.

$$C_{BM \text{ Forno}} = [10^{[K_1 + K_2 \times \log(S) + K_3 \times \log(S^2 \times (F_T \times F_M \times F_P))]}] \times \frac{CEPCI \ 2023}{CEPCI \ 2016} \quad (19)$$

$$S = Q_{102} + Q_{103} + Q_{107} \quad (20)$$

$$F_T = 1 + 0,00184 \Delta T - 0,00000335 (\Delta T) \quad (21)$$

Onde S é a área de troca térmica do forno, que foi obtida no Hysys através da soma das três correntes de energia (Q-102, Q-103 e Q-107) conforme mostrado na Equação 20. Os valores das constantes utilizadas são: $K_1 = 3,07$, $K_2 = 0,66$, $K_3 = 0,02$, $C_1 = 0,14$, $C_2 = -0,27$, $C_3 = 0,13$ e fator de material= 2,13 (F_M) foram obtidas nas tabelas de C_{BM} no apêndice A do Turton *et al.*, (2018). O próximo passo foi calcular o C_{BM} total de todos os equipamentos como mostrado na Equação 22.

$$C_{BM} = \sum C_{BM \text{ equipamentos}} \quad (22)$$

Para finalizar, o cálculo do CAPEX foi realizado de duas maneiras distintas. A primeira foi por meio do *Cost Total Module* (C_{TM}) e a segunda pelo *Grassroots Cost* (C_{GR}) conforme mostram as Equações 23 e 24. O C_{TM} considera a estimativa de custos de capital para a instalação do novo processo proposto, incluindo uma extensão em uma fábrica já existente. Por outro lado, o C_{GR} considera a estimativa de custos de capital a instalação de um novo processo, construindo uma fábrica do zero, conforme com a metodologia do Turton *et al.* (2018). Todos os detalhes dos cálculos realizados estão disponíveis na planilha no Apêndice D deste trabalho.

$$C_{TM} = 1,18 \times \sum C_{BM_{equipamentos}} \quad (23)$$

$$C_{GR} = 0,50 + \sum C_{TM} \quad (24)$$

3.2.2 Identificação e estimativa dos custos operacionais (OPEX)

Os cálculos do OPEX foram realizados pelo método do Turton *et al.*, (2018), obedecendo à ordem a seguir. Primeiro foi calculado o *Operator Labor Number* (N_{OL}) e *Cost Operator Labor* (C_{OL}) utilizando as Equações 25 e 26.

$$N_{OL} = [(6,29 + 31,7 P^2 + 0,23 N_{np})^{0,5}] \times 4,5 \quad (25)$$

$$C_{OL} = N_{OL} \times \frac{SALÁRIO}{ANO} \quad (26)$$

Onde P é o número de equipamentos que processa sólidos particulados, N_{np} é o número de equipamentos totais menos os equipamentos classificados no P. O valor do salário/ano foi retirado da tabela no apêndice B do Turton *et al.* (2018).

Para calcular as utilidades, foram considerados os custos anuais de gás natural e eletricidade. A energia consumida por meio do gás natural foi calculada somando as três correntes de energia (Q-102, Q-103 e Q-107) conforme mostrado na Equação 20. O preço do gás natural de 16,84 dólares/ MMbtu, foi obtido de Campos (2024).

O custo anual do gás natural foi calculado utilizando a Equação 27. O preço da energia elétrica é de 0,0674 US\$/ kWh, conforme encontrado em Turton *et al.* (2018), e o custo anual foi calculado como mostra a Equação 28. Foi considerado que a fábrica opera 95% do ano, com 5% de tempo para paradas de limpeza e manutenção. O custo total com as utilidades (C_{UT}) foi calculado somando dos dois custos calculados, mostrado na Equação 29.

$$custo\ anual\ GN = preço\ GN \left(\frac{US\$}{btu/h} \right) \times 24h \times 365\ dias \times 0,95 \quad (27)$$

$$custo\ anual\ elet = preço\ energia\ elétrica \left(\frac{US\$}{h} \right) \times 24h \times 365\ dias \times 0,95 \quad (28)$$

$$C_{UT} = custo\ anual\ GN + custo\ anual\ eletricidade \quad (29)$$

Em seguida, foram calculados os custos das matérias-primas (ar, água de caldeira e gás natural). As vazões de alimentação dessas três matérias-primas foram obtidas do Hysys. Para o

cálculo do custo anual do ar, foram utilizados o valor da massa específica do ar e o preço de 0,055 US\$/m³, conforme reportado em Turton *et al.*, (2018). O custo total anual (C_{RM}) com o ar é mostrado na Equação 30 e os cálculos do custo anual da água foram feitos de acordo com a Equação 31.

$$C_{RM} Ar = \left[\text{preço}(m^3) \times Vazão \left(\frac{m^3}{h} \right) \times 24h \times 365 \text{ dias} \times 0,95 \right] \quad (30)$$

$$\text{custo anual água} = \text{preço} \left(\frac{US\$}{h} \right) \times 24h \times 365 \text{ dias} \times 0,95 \quad (31)$$

O C_{RM} é a soma do custo anual de todas as matérias-primas e foi calculada conforme mostra a Equação 32.

$$C_{RM} = \sum \text{Custos matérias – primas} \quad (32)$$

O Custo de fabricação sem considerar a depreciação (C_{OM}), foi calculado a partir do C_{TM} e do C_{GR} , conforme mostram as Equações 33 e 35, respectivamente. O Custo de fabricação considerando a depreciação (C_{OMd}) também foi calculado a partir do C_{TM} e do C_{GR} , conforme mostram as Equações 34 e 36. Os custos com tratamento de efluentes (C_{WT}), foram considerados zero neste trabalho, pois os efluentes do processo são de pequena quantidade e considerados de baixa periculosidade.

$$C_{OM} = 1,23 (C_{RM} + C_{WT} + C_{UT}) + 2,73C_{OL} + 0,280 FCI (C_{TM}) \quad (33)$$

$$C_{OMd} = 1,23 (C_{RM} + C_{WT} + C_{UT}) + 2,73C_{OL} + 0,180 FCI (C_{TM}) \quad (34)$$

$$C_{OM} = 1,23 (C_{RM} + C_{WT} + C_{UT}) + 2,73C_{OL} + 0,280 FCI (C_{GR}) \quad (35)$$

$$C_{OMd} = 1,23 (C_{RM} + C_{WT} + C_{UT}) + 2,73C_{OL} + 0,180 FCI (C_{GR}) \quad (36)$$

A última etapa foi calcular a possível produção de energia elétrica da planta utilizando a vazão da corrente de H₂ produzido e a quantidade de eletricidade gerada por kg de H₂, conforme encontrado em Ecotx (2022), e mostrado nas Equações 37 e 38. A conversão do metano em H₂ e o rendimento do processo simulado foram calculados através das Equações 39, 40 e 41. As Equações 42 e 43 referem-se aos custos por energia (US\$/kWh) da planta, calculados com base no C_{TM} e no C_{GR} . Todas as informações dos cálculos realizados estão na Tabela 4 no Apêndice E.

$$1 \text{ kg de } H_2 = \text{produz } 33\text{kWh de energia elétrica} \quad (37)$$

$$\text{Produção de energia elétrica da planta} = \text{Vazão do produto} \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) \times 33(\text{kWh}) \quad (38)$$

$$\text{Conversão } CH_4 = \frac{nCH_{4,entra} - nCH_{4,sai}}{nCH_{4,entra}} \times 100\% \quad (39)$$

$$n H_{2,teórico} = 3 \times nCH_{4,entra} \quad (40)$$

$$\text{Rendimento} = \frac{nH_{2,sai}}{nH_{2,teórico}} \times 100\% \quad (41)$$

$$\text{custo} = \frac{c_{TM}}{\text{produção de energia elétrica da planta}} \quad (42)$$

$$\text{custo} = \frac{c_{GR}}{\text{produção de energia elétrica da planta}} \quad (43)$$

CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS

Os resultados deste trabalho sobre produção de energia elétrica via Célula a Combustível de Óxido Sólido (SOFC), são apresentados em relação ao cumprimento dos objetivos geral e específicos estabelecidos. Foram desenvolvidos dois Fluxogramas de Processos (PFDs 1 e 2), realizada a simulação computacional de uma planta simplificada utilizando o *software* Aspen Hysys e elaborada uma planilha no *Excel* contendo os cálculos de custos de capital (CAPEX) e custos operacionais (OPEX) da planta simulada.

4.1.1 Simulação do processo

Os resultados da simulação estão detalhados na planilha no Apêndice F deste trabalho. Para facilitar a análise e discussão, foi gerada a Tabela 1 com as informações de entrada da simulação.

TABELA 1 – PARÂMETROS DE ENTRADA INSERIDOS NO HYSYS.

APARATO	PARÂMETRO
COMBUSTÍVEL	100% metano, pressão de entrada= 45 bar, temperatura= 30°C e vazão mássica= 10 kmol/h
AR	Composição: 0,21 de O ₂ e 0,79 de N ₂ . pressão de entrada= atmosférica, temperatura= 28°C e vazão mássica= 57,2 kmol/h
ÁGUA	pressão de entrada= atmosférica, temperatura= 30°C e vazão mássica= 30 kmol/h
REFORMADOR	Razão S/C entre 2,0 e 3,0. Temperatura de operação= 871°C e pressão= 45 bar

FONTE: Elaboração própria.

A Tabela 2 apresenta os valores da conversão do metano em hidrogênio no reator de Gibbs, rendimento do hidrogênio, vazão da produção de hidrogênio, capacidade de geração de energia elétrica da planta, custo por produção de energia elétrica pelo C_{TM} e C_{GR} . A vazão de

alimentação do ar considerou as composições dos elementos presentes no ar (0,21 de O₂ e 0,79 N₂), garantindo uma composição de oxigênio suficiente para a reação no cátodo.

TABELA 2 – VALORES DE CONVERSÃO DO METANO EM HIDROGÊNIO, RENDIMENTO, PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO, CAPACIDADE DE ENERGIA ELÉTRICA DA PLANTA.

Simulação da planta no Aspen Hysys		
Conversão de metano em H ₂ =	70,45	%
Rendimento de H ₂ =	80,17	%
Produção de hidrogênio=	48,47	kg/h
Produção de energia elétrica=	1599,5	kWh/h

FONTE: Elaboração própria.

O uso do Aspen Hysys foi essencial para a simulação, resolvendo o problema com base no equilíbrio químico e na termodinâmica, utilizando o modelo de Minimização de Gibbs. A temperatura e pressão são variáveis fundamentais neste processo, pois ao aumentar a pressão de operação, há um aumento nas pressões parciais dos reagentes, aumentando assim, suas solubilidades e as taxas de transferência de massa.

O processo de reforma é influenciado pela quantidade de vapor utilizada e pela temperatura de operação, que varia conforme o combustível. Os reformadores convencionais operam na faixa de 750 a 900°C. A SOFC também opera a altas temperaturas, possibilitando a reforma interna, devido ao calor gerado, que alimenta as reações da reforma a vapor. A proporção de vapor/carbono (S/C) e a temperatura do forno determinadas para a simulação são variáveis mínimas necessárias para que haja uma conversão do metano em hidrogênio, acima de 60%.

No entanto, um excesso de pressão pode favorecer a deposição de carbono (reação de Boudouard), suprimindo a reforma do metano (Princípio de Le Chatelier), prejudicando a reforma do metano e reduzindo o fluxo de gases e a disponibilidade de combustível.

A geração e reaproveitamento dos gases no processo são cruciais. Aproveitando a alta temperatura dos gases, é possível fornecer energia suficiente para aquecer a água de caldeira, promover a reação endotérmica da reforma e garantir que o gás de síntese saia na temperatura ideal. Não foi realizado um estudo de integração energética para simular o processo. As temperaturas utilizadas foram as encontradas na literatura, sendo suficientes para realizar a simulação.

Os resultados da análise técnica demonstraram a eficácia do processo, apresentando uma conversão do metano em hidrogênio de 70,4%, rendimento de H_2 de 80,1% e capacidade de geração de energia elétrica da planta de aproximadamente 1600 kWh. O dimensionamento dos equipamentos foi adequado e coerente, pois foi possível realizar a simulação no *software* e trazendo resultados compatíveis com o que é encontrado em Yuan *et al.* (2024).

Esses resultados permitiram a realização da comparação da tecnologia proposta neste trabalho com outros tipos de alternativas de geração de energia utilizadas atualmente, ajudando a compreender se a SOFC é competitiva em termos de benefícios e custos.

No estudo de Silva (2019), foi realizada uma análise técnica de um sistema híbrido, composto por célula a combustível e uma máquina térmica, utilizando célula do tipo carbonato fundido e uma turbina a gás. Ambos são considerados como sistemas híbridos, pois produzem energia a partir de duas fontes distintas, maximizando o aproveitamento de energia, e utilizam os mesmos combustíveis de alimentação, com parâmetros bem semelhantes.

A conversão de 70,45% encontrada neste estudo está alinhada com os valores reportados por Cui *et al.* (2021), que encontraram conversões entre 68 e 72% utilizando condições operacionais semelhantes. Por outro lado, segundo Lucena *et al.* (2018), que realizou a modelagem da SOFC utilizando o Aspen Hysys, a conversão encontrada foi de 86,17%. Essa alta conversão pode ser atribuída à razão de H_2/CO do gás de síntese que foi de 6,461.

O rendimento de 80,1% obtido neste trabalho é muito próximo do intervalo de 78 a 82% reportado por Kim *et al.* (2015). Em termos de produção de hidrogênio, a simulação mostrou 48,4 kg/h, próximo dos 50 kg/h reportados por Lee *et al.* (2011) em condições otimizadas, utilizando processos diferentes.

A capacidade de geração de energia calculada neste estudo de 1599,5 kW é consistente com os valores descritos por Yuan *et al.* (2024), que reportaram capacidades entre 1500 e 1700 kW. Além disso, Guaitolini *et al.* (2017), realizou a modelagem de uma SOFC utilizando o *software* Aspen, utilizando também o gás natural com 100% de metano, e um reator de conversão para simular a célula a combustível.

O Aspen Hysys foi imprescindível, pois além de proporcionar a simulação do processo, através dele foi possível realizar os cálculos dos balanços de massa e energia, demonstrando assim, detalhes sobre os valores de vazão, temperaturas e pressões de todas as correntes, que são fundamentais para o funcionamento eficiente e seguro do sistema.

Esta etapa foi fundamental para determinar os requisitos de infraestrutura e investimentos necessários para a implementação bem-sucedida do projeto. O dimensionamento dos equipamentos foi adequado e coerente, permitindo a simulação no *software* e a obtenção dos resultados mostrados na Tabela 2. Uma infraestrutura adequada suporta a implementação bem-sucedida de projetos como os de células a combustível. A avaliação dos parâmetros operacionais garantiu um desempenho suficiente em termos de eficiência energética e produção de eletricidade.

4.1.2 Fluxograma de processo (PFD)

O desenvolvimento dos PFDs, foi importante para alcançar um entendimento completo do processo, detalhando cada etapa, os equipamentos e materiais utilizados, pois permitiram uma compreensão clara das composições e parâmetros das correntes de alimentação, principais e secundárias, incluindo informações necessárias de temperatura e pressão.

A elaboração dos PFDs foi facilitada pela utilização de uma ferramenta utilizada *open source*, intuitiva, que simplificou o processo de criação. Os fluxogramas forneceram uma visão geral do processo de forma concisa, destacando as principais operações unitárias e fluxos de materiais e energia, essa representação visual auxiliou o entendimento do *layout* e a complexidade do processo.

Em comparação com estudos encontrados na literatura, o PFD desenvolvido neste trabalho também foi um documento padronizado, que poderá ser usado por diversos profissionais na fábrica, para melhorar o gerenciamento e a coordenação, como reportado em Bojorge (2017). Durante fase de *design*, que é a etapa proposta neste estudo, foi considerado o ponto de vista do processo, representando a classe de desenhos mais importantes da fase de instalação.

4.2.1 Custo de capital (CAPEX)

Os resultados dos cálculos do CAPEX estão detalhados na planilha no Apêndice G deste trabalho. Para facilitar a análise e discussão, foi criada a Tabela 3, que inclui as informações de *Cost Bare Module* (C_{BM}), *Cost Total Module* (C_{TM}), *Grassroots Cost* (C_{GR}), custos por capacidade pelo C_{TM} e C_{GR} .

TABELA 3 – VALORES ENCONTRADOS E CALCULADOS DE C_{BM} , C_{TM} E C_{GR} , CUSTO POR CAPACIDADE (C_{TM}) E CUSTO POR CAPACIDADE (C_{GR}).

CAPEX		
C_{BM} E-001=	\$	13.497,00
C_{BM} E-002=	\$	276.152,98
C_{BM} E-003=	\$	13.628,00
C_{BM} E-004=	\$	12.896,00
C_{BM} E-005=	\$	12.847,00
C_{BM} E-006=	\$	13.348,00
C_{BM} C-001=	\$	1.242.000,00
C_{BM} P-001=	\$	4.431,94
C_{BM} F-001=	\$	4.590.002,73
C_{BM} total=	\$	6.178.803,65
C_{TM} =	\$	7.290.988,30
C_{GR} =	\$	10.936.482,45
Custo por capacidade (C_{TM})=	4556,9	US\$/kWh
Custo por capacidade (C_{GR})=	6835,3	US\$/kWh

FONTE: Elaboração própria.

O conhecimento desses valores foi importante para o planejamento financeiro da planta simulada e a obtenção do possível financiamento necessário para futuras análises de viabilidade econômica. Um CAPEX muito elevado pode tornar o projeto inviável desde o início, principalmente se os recursos financeiros são limitados, ou se o retorno esperado não justifica o investimento.

A partir desses custos será possível realizar uma avaliação da rentabilidade do projeto por meio de indicadores financeiros como *payback period*, taxa interna de retorno, valor presente líquido e fluxo de caixa. Esses indicadores são importantes para avaliar a atratividade financeira do projeto.

Os valores encontrados do C_{TM} de US\$ 7.290.988,30, para a extensão de uma fábrica já existente, e do C_{GR} de US\$ 10.936.482,45, para uma instalação do zero. Um desses valores será o CAPEX, dependendo do que o empreendedor determinar para seu projeto. Quando comparado, o CAPEX C_{TM} encontrado nesse estudo é próximo ao valor de US\$ 6.891.200 de uma planta que também utiliza o gás natural reportado por (Cigolotti e Genovese, 2021).

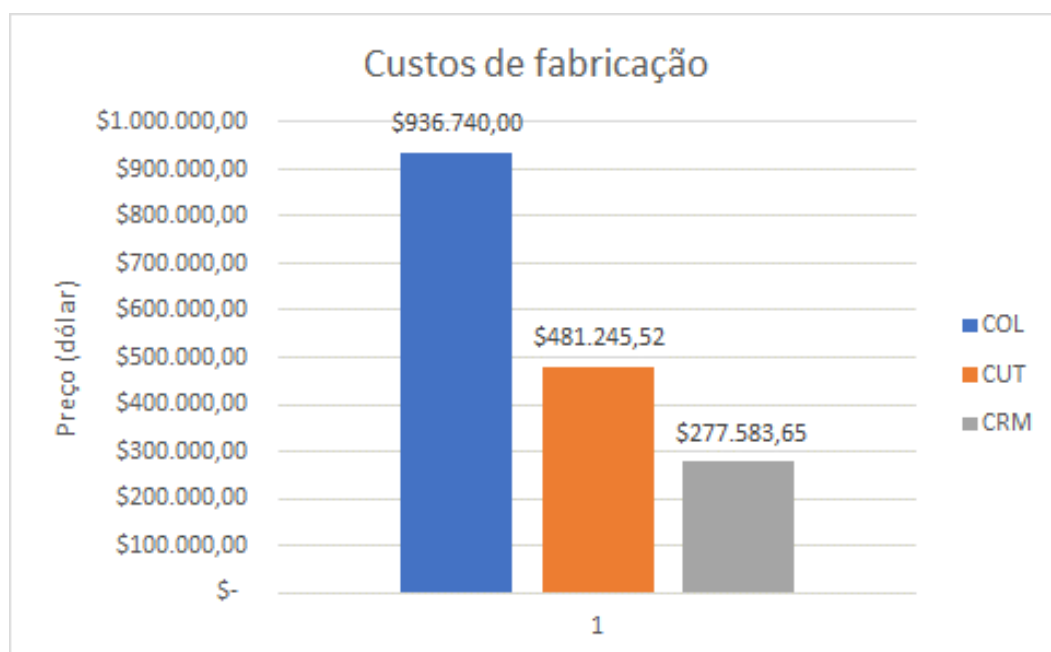
A análise dos custos por capacidade (C_{TM} e C_{GR}) de 4556,9 e 6635,3 US\$/ kWh, respectivamente, mostra que os valores encontrados neste estudo, estão acima do valor economicamente atrativo encontrado em (International Energy Agency, 2024) que é de 1695 a

2825 US\$/ kWh. Esse alto preço encontrado pode ser devido a alguns equipamentos utilizados neste trabalho, ou a especificações técnicas mais rigorosas. Além disso, a escala da planta simulada neste estudo é relativamente pequena, resultando em economias de escala menos pronunciadas.

4.2.2 Custos operacionais (OPEX)

Os resultados dos cálculos do OPEX estão detalhados na planilha no Apêndice H deste trabalho. O Gráfico 2 mostra os custos com operários, utilidades e matérias-primas.

GRÁFICO 2 – CUSTOS COM OPERÁRIOS, UTILIDADES E MATÉRIAS-PRIMAS.



FONTE: Elaboração própria.

Para a análise e discussão, foi criada a Tabela 4, que contém as informações dos cálculos para obter o OPEX da planta simulada no Hysys. O Gráfico 3 faz a comparação dos valores do custo de fabricação com e sem depreciação calculado e do custo de fabricação encontrado na literatura.

O OPEX incluiu todos os custos recorrentes para operar a planta, como utilidades, matérias-primas e mão de obra. A avaliação desses custos foram importantes para garantir que o processo proposto por esse estudo, seja economicamente sustentável a longo prazo.

TABELA 4 – VALORES ENCONTRADOS E CALCULADOS DE N_{OL} , C_{OL} , C_{UT} , C_{RM} , C_{WT} , C_{OM} E C_{OMd} .

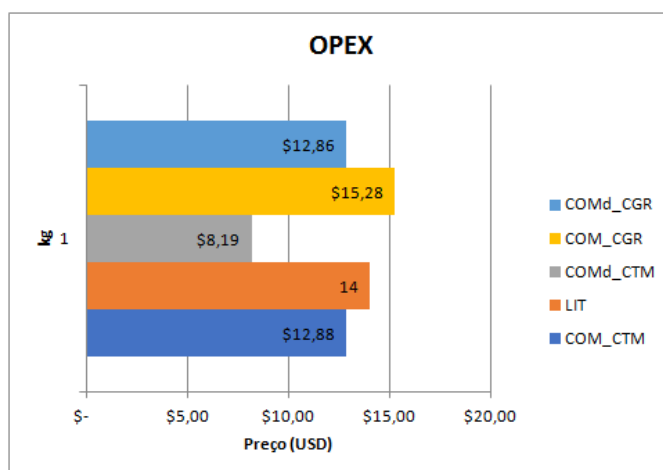
OPEX	
$N_{OL} =$	14
$C_{OL} =$	\$ 936.740,00
$C_{UT} =$	\$ 481.245,52
$C_{RM} =$	\$ 277.583,65
$C_{WT} =$	0
$C_{OM} =$	\$ 12,88
$C_{OMd} =$	\$ 8,19
$C_{OM} =$	\$ 15,28
$C_{OMd} =$	\$ 12,86

calculados pelo C_{TM}

calculados pelo C_{GR}

FONTE: Elaboração própria.

GRÁFICO 3 – COMPARAÇÃO DOS VALORES DO CUSTO DE FABRICAÇÃO COM E SEM DEPRECIAÇÃO CALCULADO E DO CUSTO DE FABRICAÇÃO ENCONTRADO NA LITERATURA.



FONTE: Elaboração própria.

O maior custo do OPEX foi com o salário dos operadores, que é o *Cost Operator Labor* (C_{OL}) de US\$ 936.740,00, pois foram necessários 14 operários para o funcionamento da fábrica. O custo intermediário foi com as utilidades (C_{UT}) de US\$ 481.245,52. Este custo não foi tão significativo porque a planta simulada possui apenas duas utilidades que são o gás natural e a eletricidade. O custo mais baixo foi com as matérias-primas que incluem o ar, gás natural e água de caldeira.

Os custos operacionais calculados que são: *Cost Of Manufacture* (C_{OM}) do C_{TM} de 12,88 US\$/kg, *Cost Of Manufacture depreciation* (C_{OMd}) de 8,19 US\$/kg, do C_{TM} respectivamente, e C_{OM} de 15,28 US\$/kg e C_{OMd} de 12,86 US\$/kg do C_{GR} respectivamente, equiparam com os valores operacionais dos processos convencionais atuais de conversão de metano em H_2 , que variam de 14 a 16 US\$/kg, como reportado em PIN (2022). Contudo,

possuem um custo bem maior quando comparado ao preço do hidrogênio produzido por eletrólise, de 3 a 6 US\$/kg (PIN, 2022).

Os custos que consideram a depreciação foram menores, pois estão relacionados ao método de alocação de custos. A depreciação distribuiu o custo inicial do ativo ao longo de sua vida útil, representando uma despesa contábil. Portanto, o OPEX com depreciação parece menor, pois distribui o custo ativo afetando os devidos impostos.

Entender esses resultados permitirá calcular a margem de lucro operacional para a rentabilidade do projeto. Isso também contribuirá para o planejamento adequado da manutenção preventiva e corretiva, evitando custos desnecessários, falhas inesperadas e para a análise do ciclo de vida dos componentes principais, permitindo uma melhor previsão de quando serão necessários reparos ou substituições.

CAPÍTULO 5 – CONCLUSÃO

5.1 CONCLUSÃO

Este estudo realizou a análise técnica e a estimativas de custos de capital e operacionais para a produção de energia elétrica por meio da conversão de hidrogênio na Célula a Combustível de Óxido Sólido (SOFC), utilizando a reforma a vapor do metano (gás natural) como processo principal. Os resultados da análise técnica indicaram a eficácia do processo, alcançando uma conversão do metano em hidrogênio de 70,4%, rendimento de H_2 de 80,1% e capacidade de geração de energia elétrica da planta de aproximadamente 1600 kWh. O dimensionamento dos equipamentos foi adequado e coerente, pois foi possível realizar permitindo a simulação no *software*, que produziram resultados compatíveis com os encontrados na literatura.

Os valores encontrados do *Capital Expenditure* (CAPEX) pelo *Cost Total Module* (C_{TM}) de US\$ 7.290.988,30 e o *Cost Grassroots* (C_{GR}) de US\$ 10.936.482,45, são essenciais para o planejamento financeiro e proporcionam uma visão clara dos recursos necessários para investimentos. Em relação ao *Operational Expenditure* (OPEX) do C_{TM} foram o C_{OM} de 12,88 US\$/kg, C_{OM} depreciação de 8,19 US\$/kg. Pelo C_{GR} , foram do C_{OM} de 15,28 US\$/kg e C_{OM} depreciação de 12,86 US\$/kg. Estas estimativas de custos contribuem com a sustentabilidade do processo a longo prazo.

Os custos estimados pelo C_{TM} de 4556,9 US\$/kWh e pelo C_{GR} de 6835,3 US\$/kWh são superiores aos valores economicamente viáveis, que variam de 1695 a 2825 US\$/ kWh. Essa disparidade pode ser atribuída a utilização de equipamentos ou especificações técnicas mais rigorosas usados na simulação.

A análise técnica destacou a importância da escolha adequada de matérias-primas e equipamentos para a compreensão, eficiência e durabilidade do processo, através da seleção apropriada de materiais, aplicação dos princípios de engenharia e da incorporação de novas tecnologias.

5.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Para pesquisas futuras na área de produção de energia elétrica via célula a combustível de óxido sólido propõe-se:

- Realização da viabilidade econômica da planta simulada no Aspen Hysys;
- Estudo de integração energética;
- Analisar o ciclo de vida para a avaliação do impacto ambiental e a sustentabilidade do processo, considerando aspectos como uso de recursos naturais e emissões de gases de efeito estufa;
- Substituição do gás natural pelo biometano.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Agência Senado. Aprovada ampliação de benefícios fiscais para empresas que investem em pesquisa. Site. 2023. Disponível em: <https://www12.senado.leg.br/noticias/materias/2023/08/30/aprovada-ampliacao-de-beneficios-fiscais-para-empresas-que-investem-em-pesquisa>. Acesso em 23 de fev de 2024.

Alves, S. de C. Reforma a vapor do metano para produção de hidrogênio: Estudo termodinâmico e protótipo de modelo matemático de reator com membrana. Universidade Federal de Uberlândia. 2005. Disponível em: <https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/15269/1/SCAlvesDISSPRT.pdf> . Acesso em 13 de mai de 2024.

Atkinson, A.; Barnett, S.; Gorte, R.; Irvine, J.T.S.; McEvoy, A.J.; Mongensen, M.; Singhal, S.C.; Vohs, J. Advanced anodes for high-temperature fuel cells. *Nature materials*, v.3, n.1, p.17-27, 2004.

Barroso, D.G., Estudo de Cogeração em gerador de células a combustível de membrana polimérica. Projeto de graduação, UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, 2011. Disponível em: <https://pantheon.ufrj.br/bitstream/11422/9556/1/monopoli10006402.pdf>. Acesso em 21 de fev de 2024.

Bojorge, N. Diagramas P&ID em Engenharia Química. UERJ. 2017. Disponível em: https://www.professores.uff.br/ninoska/wp-content/uploads/sites/57/2017/08/UERJ_Instrumen_Diagrama_PID_2sem2014.pdf. Acesso em 19 de junho de 2024.

Brito, m. l.; Ferreira júnior, J. m.; Santos, L. C. L. dos; & Simonelli, G. Advances in ethanol autothermal reform for hydrogen gas production: a review. *Research, Society and Development*, 9(5), e126953070. 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.33448/rsd-v9i5.3070>. Acesso em 16 de jan de 2024.

Campos, G. Preço do gás natural no Brasil. Poder 360. 2024. Site. Disponível em: [https://www.poder360.com.br/economia/preco-do-gas-natural-no-brasil-deve-cair-138-em-2024-projeta-cbie/#:~:text=O%20pre%C3%A7o%20do%20g%C3%A1s%20natural,8%20m%C2%B3%20\(metros%20c%C3%ABabicos\)](https://www.poder360.com.br/economia/preco-do-gas-natural-no-brasil-deve-cair-138-em-2024-projeta-cbie/#:~:text=O%20pre%C3%A7o%20do%20g%C3%A1s%20natural,8%20m%C2%B3%20(metros%20c%C3%ABabicos)). Acesso em 16 de mai de 2024.

Capaz, R.S.; Marvulle, V. Arte da Tecnologia do Hidrogênio – Review, An. 6. Encontro Energ. Meio Rural, Campinas, São Paulo, 2006.

Chum, H. Programa brasileiro de células a combustível: a proposta. Centro de Gestão e Estudos Estratégicos Ciência, Tecnologia e Inovação (CGEE). 2002. Disponível em: <http://www.finep.gov.br/images/a-finep/fontes-de-orcamento/fundos-setoriais/ct-energ/programa-brasileiro-de-celulas-a-combustivel.pdf>. Acesso em 24 de abril de 2024.

Cobas, V.R.M., Análise de sistemas híbridos com células a combustível de oxido sólido e Microturbinas a gás. Tese de D.Sc., Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, MG, 2006.

Cui, X.; Huang, R.; Deng, D. Catalytic conversion of C1 molecules under mild conditions. *EnergyChem*. Volume 3, Issue 1, January 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.enchem.2020.100050>. Acesso em 23 de mai. De 2024.

De Castro, N.; Braga, S.L.; Pradelle, F.; Chaves, A.C.; Chantre, C. A economia do hidrogênio: Transição, descarbonização e oportunidades para o Brasil. *Energy assets do Brasil, Gesel/UFRJ e PUC-Rio*, 2023. Disponível em: https://gesel.ie.ufrj.br/wp-content/uploads/2023/04/livro_economia_do_h2.pdf . Acesso em: 2 de mai. de 2024.

Dicks, A.L; Rand, D.A.J. *Fuels cell systems explained*. Wiley. 2018.

Draw io. Disponível em: <https://app.diagrams.net/>. Acesso em 20 de mar de 2024.

Ecotx Energy Data. América Latina é o futuro da produção de hidrogênio. 2022. Site. Disponível em: <https://www.ecotx.com.br/america-latina-e-futuro-na-producao-de-hidrogenio-verde/#:~:text=A%20capacidade%20dessa%20fonte%20energ%C3%A9tica,alta%20produ%C3%A7%C3%A3o%20energ%C3%A9tica%20por%20massa>. Acesso em 12 de mai de 2024.

EPE - Empresa de pesquisa energética. Brasil. Balanço Energético Nacional. Relatório de 2011. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/balanco-energetico-nacional-2011>. Acesso em 15 de jan de 2024.

EPE - Empresa de pesquisa energética. Brasil. Balanço Energético Nacional. Relatório 2022. Disponível em: <https://acrobat.adobe.com/id/urn:aaid:sc:VA6C2:9f8f78b4-e4c0-4d38-b3d0-84a00f6f4d76>. Acesso em 17 de jan de 2024.

EPE - Empresa de pesquisa energética. Brasil. Balanço Energético Nacional. Relatório 2023. Disponível em: [https://www.gov.br/mme/pt-br/assuntos/noticias/balanco-energetico-nacional-ressalta-crescimento-da-renovabilidade-da-matriz-brasileira#:~:text=O%20Brasil%20aumentou%20a%20renovabilidade,Balan%C3%A7o%20Energ%C3%A9tico%20Nacional%20\(BEN\)](https://www.gov.br/mme/pt-br/assuntos/noticias/balanco-energetico-nacional-ressalta-crescimento-da-renovabilidade-da-matriz-brasileira#:~:text=O%20Brasil%20aumentou%20a%20renovabilidade,Balan%C3%A7o%20Energ%C3%A9tico%20Nacional%20(BEN)). Acesso em 18 de jun de 2024.

Ferreira, R. C. de A. P.; Canuto, E. D.; Nunes, L.F. Eletricidade: da geração à distribuição; aspectos históricos e proposta didática para o ensino. *Revista Científica Multidisciplinar Núcleo do Conhecimento*. Ano 04, Ed. 03, Vol. 04, pp. 51-102. Março de 2019. ISSN: 2448-0959, Disponível em: <https://www.nucleodoconhecimento.com.br/fisica/eletricidade>, DOI: 10.32749/nucleodoconhecimento.com.br/fisica/eletricidade. Acesso em 22 de jan de 2024.

Firjan. Quanto custa a energia elétrica. Site. Disponível em <https://www.firjan.com.br/publicacoes/publicacoes-de-economia/quanto-custa-a-energia-eletrica.htm>. Acesso em 2 de mai de 2024.

Fiuzza, R. da P.; Da Silva, M. A.; Pontes, L.A.M ; Teixeira, L.S.G ; Boaventura, J. S. A utilização de etanol em célula a combustível de óxido sólido. *Quim. Nova*, Vol. 35, No. 8, 1635-1643, 2012. Scielo. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/qn/a/C8nWyn3pm7fxLvHVwdTQ7Kr/> > Acesso em 02 de fev de 2024.

Franchi, T. P. Utilização de células a combustível tipo PEM como alternativa na geração auxiliar em instalações elétricas de grande porte. Programa de Pós-Graduação em Engenharia. Universidade de São Paulo, São Paulo, SP. 2009. Disponível em:

<https://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/3/3143/tde-01072009-130017/pt-br.php#:~:text=As%20c%C3%A9lulas%20a%20combust%C3%ADvel%20possuem,hidrog%C3%AAnio%20e%20como%20estoc%C3%A1%2Dlo>. Acesso em 02 de fev de 2024.

Franciscon, A. Produção de energia como subproduto em estações de tratamento de esgoto sanitário. *Revista Geografia, Meio Ambiente e Ensino*, 11(1), 75–90. 2020. Disponível em: <https://periodicos.unespar.edu.br/index.php/geomae/article/view/7692>. Acesso em 14 de fev de 2024.

Fuel cell today. "Current State of the Industry ", *The Fuel Cell Industry Review*, 2012.

Fundação Getúlio Vargas- FGV. Panorama internacional dos desafios do hidrogênio verde. 2023. Site. Disponível em: <https://portal.fgv.br/artigos/panorama-internacional-desafios-hidrogenio-verde>. Acesso em 18 de jun de 2024.

Gabriel, R. O. Análises energética, econômica e ambiental de um micro-CHP com célula a combustível usando gás natural e painéis fotovoltaicos para aplicações residenciais e industriais. 2020. 214 f. Dissertação de Mestrado. Departamento de Engenharia Mecânica- Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, 2020.

Cigolotti,V.; Genovese, M. Stationary fuel cell applications: current and future technologies - costs, performances, and potential. IEA Technology collaboration programme advanced fuel cells. 2021. Disponível em: https://www.ieafuelcell.com/fileadmin/publications/2021/2021_AFCTCP_Stationary_Application_Performance.pdf. Acesso em 3 de junho de 2024.

Gomes, C.A.P.M. Estudo de cogeração em ciclo com células a combustível de óxido sólido. Escola Politécnica da UFRJ. 2013. PDF. Disponível em: <https://acrobat.adobe.com/id/urn:aaid:sc:VA6C2:cae3d272-72a7-4af1-a8bf-b0c2afddca57>. Acesso em 30 de jan de 2024.

Guaitolini, S.V.M.; Yahyaoui, I.; Fardin, F.J.; Encarnação, F.L.; Tadeo, F. A review of fuel cell and energy cogeneration technologies. 2018. 9 th International Renewable Energy Congress (IREC), Hammamet: IEE, 2018, p. 1-6. Disponível em: <https://www.ieee.org/security-privacy.html>. Acesso em 3 de mar de 2024.

Guaitolini, S.V.M; Fardin, J. F. ; Encarnação, L. F. Modelagem de uma célula a combustível a óxido sólido no software Aspen Plus. 2017, vol. 4, num. 1 - VIII Encontro Científico de Física Aplicada. Disponível em: <https://www.proceedings.blucher.com.br/article-details/modelagem-de-uma-clula-a-combustvel-a-xido-slido-no-software-aspen-plus-27747>. Acesso em 22 de mai de 2024.

Hui, S et al. A brief review of the ionic conductivity enhancement for selected oxide electrolytes. *Journal of Power Sources*, v.172, n.2, p. 493-502. 2007.

Hussain, S; Yangping, L. Review of solid oxide fuel cell materials: cathode, anode, and electrolyte. *Energy transitions*, v.4, n.2, p.113-126. 2020.

International Energy Agency. High-Temperature Fuel Cell - Solid Oxide Fuel Cell (SOFC). Disponível em: <https://ieafuelcell.com/index.php?id=49>. Acesso em 29 de mai de 2024.

Irena – International Renewable Energy Agency. Hydrogen: A renewable energy perspective. 2019. Disponível em: https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2019/Sep/IRENA_Hydrogen_2019.pdf. Acesso em: 3 de ma de 2024.

Ishak, F., *Thermodynamic Analysis of Ammonia and Urea fed Solid Oxide Fuel Cells*, Tese de M.Sc., University of Ontario Institute of Technology, Ontario, Estados Unidos, 2011.

Larminie, J; Dicks, A. Fuel cell systems explained. West Sussex, England: John Wiley & Sons, Ltd, 2003.

Larizatti, L.G.; Peyerl, D. Incentivos estatais são essenciais para estimular o uso de combustíveis alternativos. Disponível em: <https://jornal.usp.br/ciencias/incentivos-estatais-sao-essenciais-para-estimular-o-uso-de-combustiveis-alternativos/>. Acesso em 18 de jun de 2024.

Lee, J.Y; Lee, D.W; Hong, Y.K; Lee, K.Y. Hydrogen energy. Int J, 2011, v.36.

Lim, K. L.; Kazemian, H.; Yaakob, Z.; Daud, W. R. W.; Chem. Eng. Technol. 2010, 33,213.

Lucena, S.; Calazans, R. L. T. De L.; Medeiros, N. De L. F. Simulação da produção de hidrogênio industrial e gás de síntese via gás natural utilizando o software aspen hysys. Departamento de Engenharia Química- UFPE-EQ. 2018. Disponível em: <https://www.abq.org.br/rqi/2014/758/RQI-758-pagina53-Artigo-Tecnico.pdf>. Acesso em 19 de mai de 2024.

Mahato, N; et al. Progress in material selection for solid oxide fuel cell technology: A review. Progress in material science, v.72, p. 141-337, 2015.

Maxwell, C. Towering skills. Cost indices.2024. Site. Disponível em: <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>. Acesso em 15 de mai de 2024.

Mekhilef, S.; Saidur, R.; Safari, A. Comparative study of different fuel cell technologies. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 16(1), 981–989. 2012. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032111004709>. Acesso em 18 de fev de 2024.

MME- Ministério de Minas e Energia. Brasil. Boletim mensal de energia. 2022. Disponível em: <https://www.gov.br/mme/pt-br/assuntos/noticias/geracao-renovavel-cresce-em-2022/BoletimMensaldeEnergiasetembro22.pdf>. Acesso em 10 de fev de 2024.

MME- Ministério de Minas e Energia. Brasil. Programa de Desenvolvimento da Geração Distribuída de Energia Elétrica. 2018. Disponível em: <https://antigo.mme.gov.br/documents/20182/6dac9bf7-78c7-ff43-1f03-8a7322476a08>. Acesso em 23 de fev de 2024.

Minh, N.Q. Ceramic fuel cells. Journal of the American ceramic society. v.76, n.3, p. 563-588, 1993.

Minh, N.Q; TAKAHASHI, T. Science and technology of ceramic fuel cells. ELSEVIER Science, 2011.

PIN- Petrochemical, Chemical & Energy. How Much Does a Gallon of Hydrogen Fuel Cost? 2022. Disponível em: <https://www.petro-online.com/news/measurement-and-testing/14/breaking-news/how-much-does-a-gallon-of-hydrogen-fuel-cost/57718>. Acesso em 28 de mai de 2024.

PROCAC. Sistemas célula a combustível: Programa brasileiro. Brasil. Ministério da Ciência e Tecnologia. 2012. Disponível em: <https://livroaberto.ibict.br/handle/1/977>. Acesso em 22 de fev de 2024.

Prodromidis, G.N.; Coutelieris, F.A. Solid oxide fuel cell systems for electricity generation: An optimization prospect. Renewable energy, v.146, p. 38-43, 2020.

PROINFA -Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica. Brasil. 2024. Disponível em: <https://proinfa.enbpar.gov.br/>. Acesso em 23 de fev de 2024.

Ramos, D. A.L.; et al. Atual estágio de desenvolvimento da tecnologia gtl e perspectivas para o Brasil. Quim. Nova, Vol. 34, No. 10, 1704-1716, 2011. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/qn/a/hfjXTsy6RpFF88mFYJBD9Pr/?format=pdf#:~:text=O%20g%C3%A1s%20de%20s%C3%ADntese%20um,puro%20ou%20mon%C3%B3xido%20de%20carbono>. Acesso em 3 de mai de 2024.

Robalinho, E.; Santos, K. A. dos. Célula a combustível tipo PEMFC: energia renovável e eficiente. Revista de Engenharia e Tecnologia, 13(3), 1–9. 2021. Disponível em: <http://orcid.org/0000-0003-1105-3792>. Acesso em 15 de fev de 2024.

Rodrigues, L.N. Desenvolvimento de célula a combustível de óxido sólido pelo método de colagem de fita e co-sinterização. Instituto de Pesquisas Energéticas e Nucleares – IPEN. São Paulo, 2022. Disponível em: <https://repositorio.ipen.br/entities/publication/6df366bd-8f9f-4932-92bc-bc2fe96ae7dd> . Acesso em 30 de jan de 2023.

Santos, P.A.B. As formas de produção de hidrogênio. 2023. Disponível em: <https://mitsidi.com/as-formas-de-producao-de-hidrogenio/>. Acesso em 29 de mai de 2024.

Saron, C. Mudanças climáticas globais e o desenvolvimento da tecnologia de células a combustível. Revista Eletrônica de Materiais e Processos, 2(2), 16–28. 2007. Disponível em: <http://www2.ufcg.edu.br/revista-remap/index.php/REMAP/article/viewFile/36/67>. Acesso em 17 de fev de 2024.

Senado Federal. Brasil. 2022. Site. Projeto de Lei nº 1880, de 2022. Disponível em: <https://legis.senado.leg.br/sdleg-getter/documento?dm=9180656&disposition=inline>. Acesso em: 19 de jun de 2024.

Schneider, G. Power 2 Hydrogen: Electrolysis, Silyzer. In: Power2X Event. Bruxelas, Belgica. 2019. Disponível em: <https://assets.new.siemens.com/siemens/2019-10-23-power2x-silyzer-gernot-schneider.pdf>. Acesso em: 12 abr. 2024.

Silva, M. A.; Boaventura, J. S.; Alencar, M. G.; Cerqueira, C. P.; Revista Matéria 2007,12,99.

Silva, S. E. B. Análise técnica de um sistema híbrido composto de célula a combustível de carbonato fundido e turbina a gás. 2019. 95 f. Monografia (Graduação em Engenharia Mecânica) - Escola de Minas, Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto, 2019. Disponível em: <http://www.monografias.ufop.br/handle/35400000/2192>. Acesso em 25 de mai de 2024.

Singhal, S.C.; Kendall, K. High-temperature Solid Oxide Fuel Cells: Fundamentals, Design and Applications. Elsevier Science. 1st edition. 2003.

Sordi, A.; Silva, E. P.; Marin Netto, A. J.; Lopes, D. G.; Pinto, C. S.; Araujo, P. D.; Braz, J. Chem. Eng. 2009, 26, 745.

U.S. Department Of Energy, 2004, *Fuel Cell Handbook*. 7ed., Morgantown, West Virginia, EG&G Technical Services, Inc.

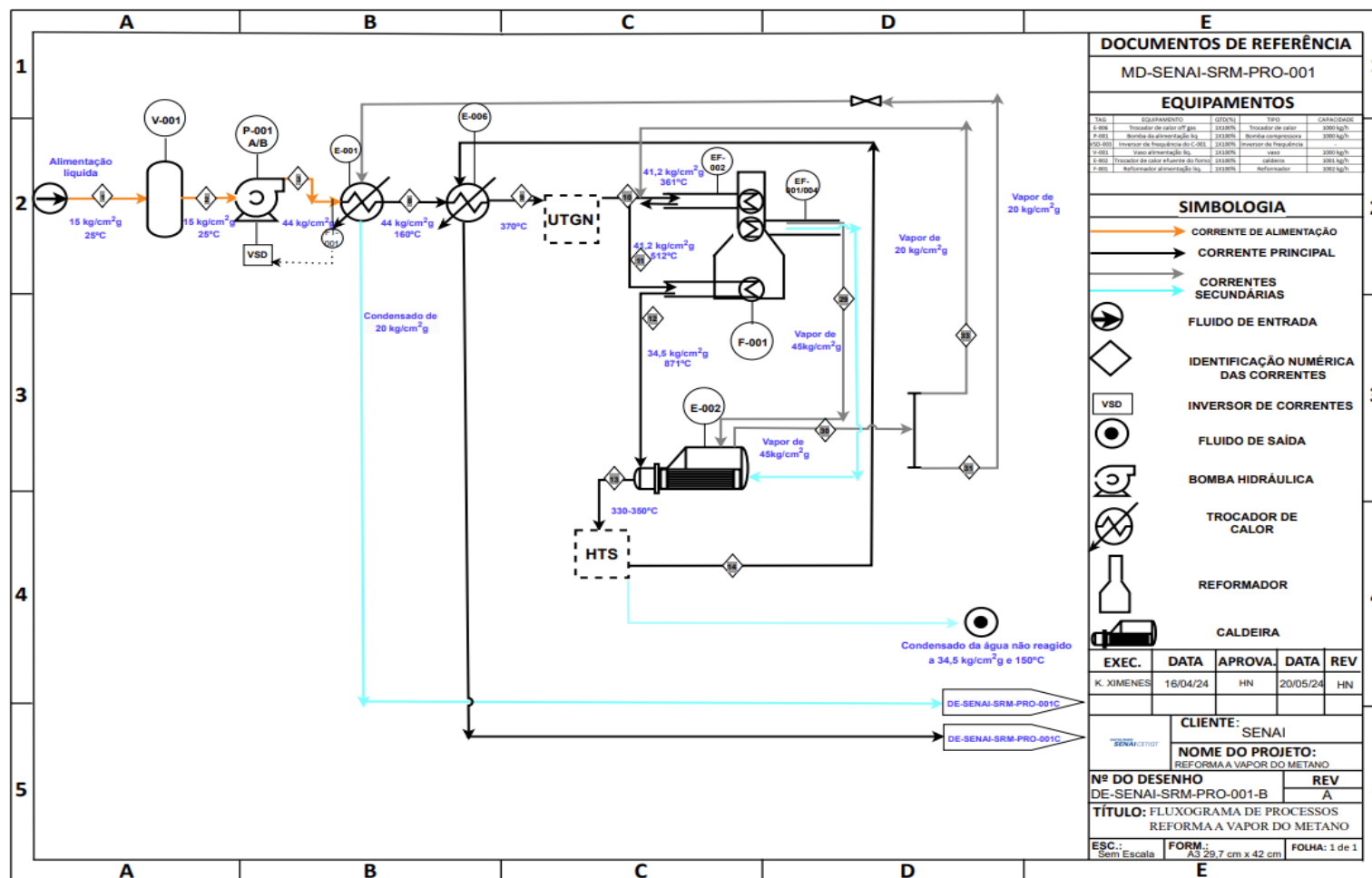
Turton, R.; Shaeiwitz, A.J.; Bhattacharyya, D.; Withing, W.B. Analysis, synthesis, and design of chemical process. Prentice hall. 4th edition. 2018. Disponível em: <https://ptgmedia.pearsoncmg.com/images/9780132618120/samplepages/0132618125.pdf>. Acesso em 20 de abr de 2024.

Vieira, L. DE S., Souza, I. R. De, & Brabo, D. R. Análise da necessidade de alternativas energéticas para lugares de difícil acesso: São Sebastião da Boa Vista (Marajó), viabilidade e alternativas menos poluidoras (1. ed). Ananindeua, PA: Editora Tacaiúnas. 2019. Disponível em: https://editoraitacaiunas.com.br/wp-content/uploads/2019/ebook/ebook_alternativas_energeticas.pdf?tm-epo-counter=1&tcaddtocart=3988 Acesso em: 26jan. 2024.

Wendt, H.; Götz, M.; Linardi, M. – Tecnologia de células a combustí el. In: *Quím. Nova*, vol.23, nº4, São Paulo, Julho. 2000.

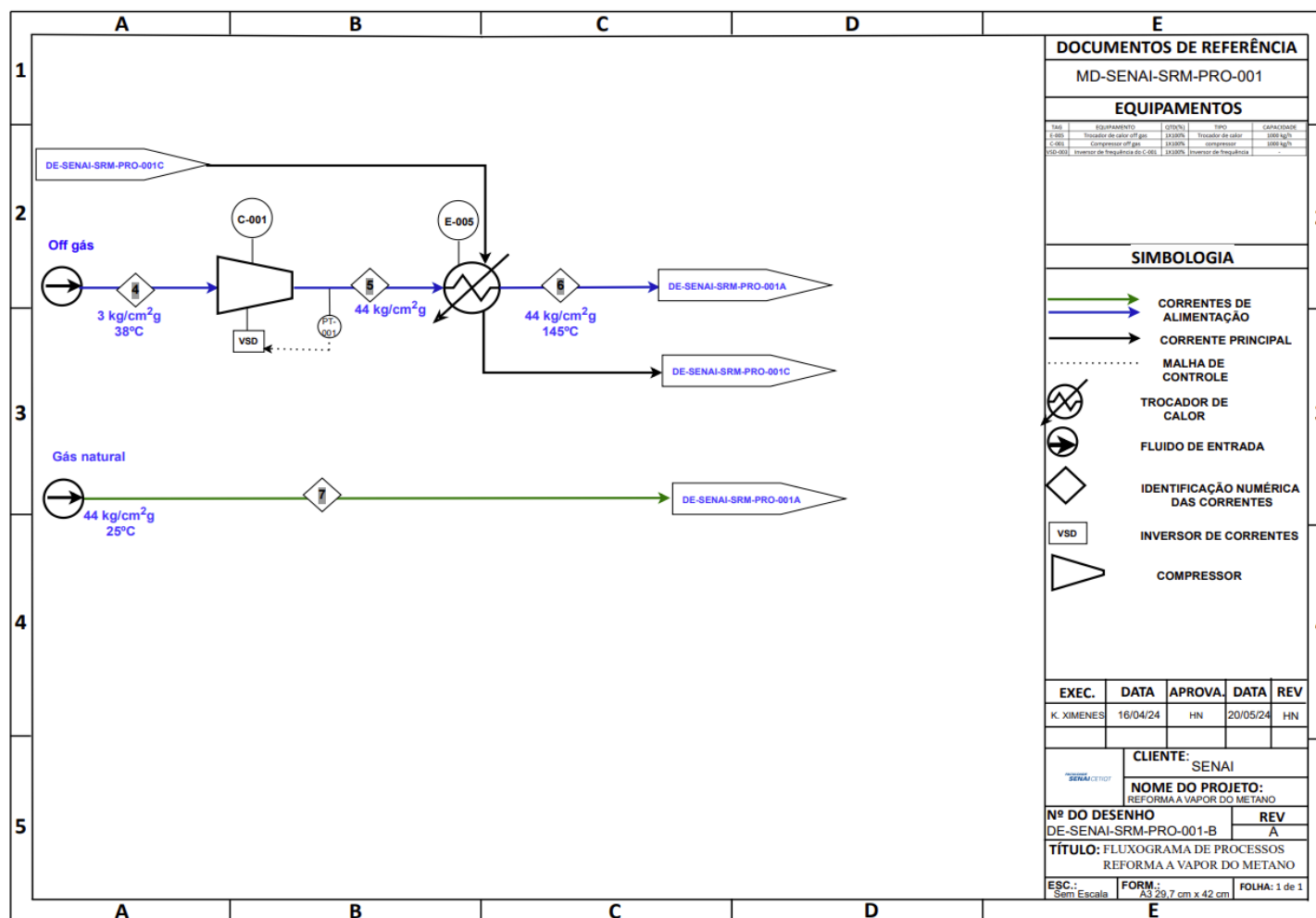
Yuan, Q.; et al. Performance Analysis and Optimization of SOFC/GT Hybrid Systems: A Review. School of Energy and Power, Jiangsu University of Science and Technology, Zhenjiang 212003, China Institute of Mechanics and Energy, National Research Ogarev Mordovia State University, Russia. 2024. Disponível em: <https://doi.org/10.3390/en17051265>. Acesso em 23 de mai de 2024.

APÊNDICE A – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DESCRITO POR ALVES (2005) DA REFORMA A VAPOR (PFD 1A)



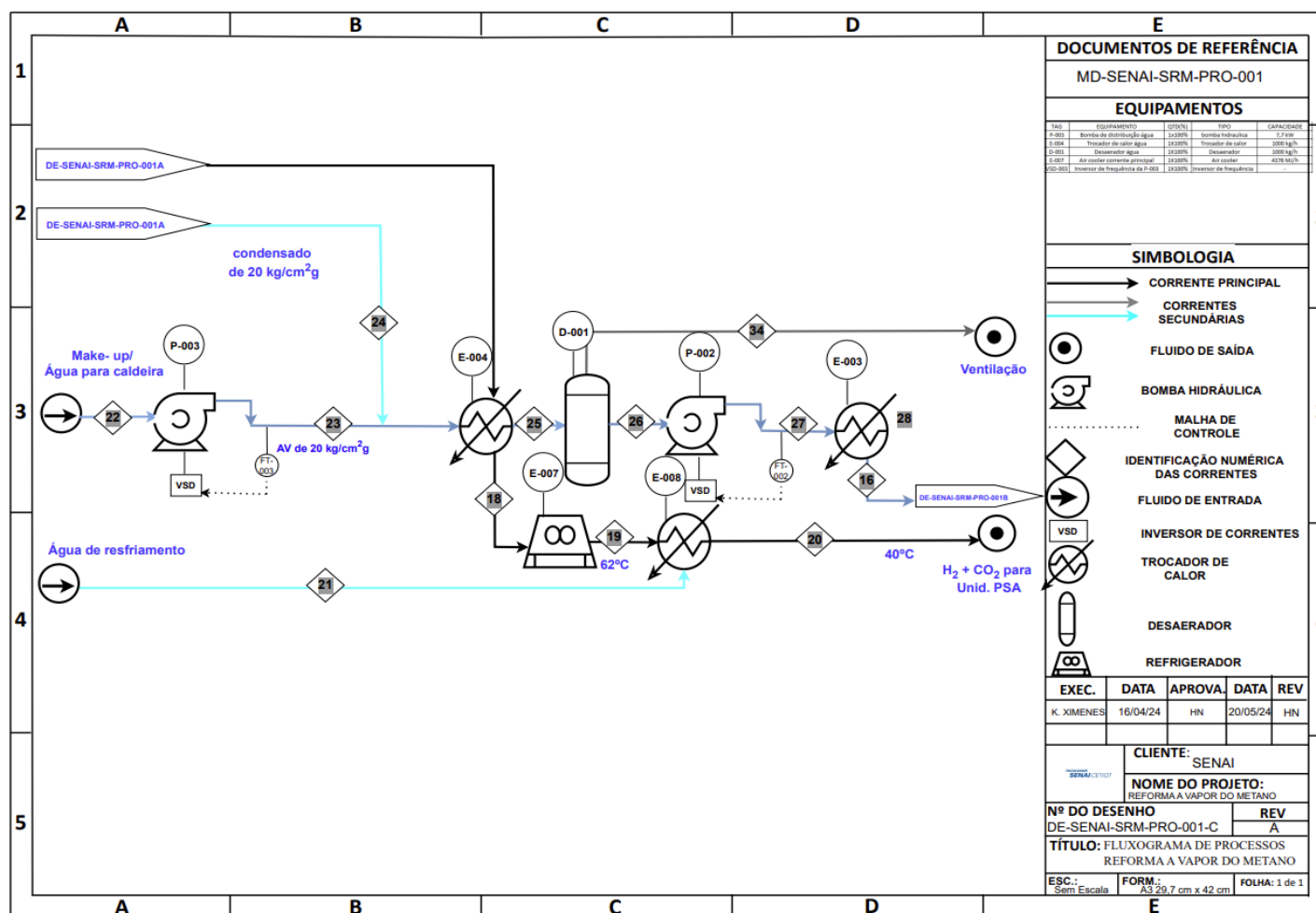
FONTE: Adaptado de Alves (2005).

APÊNDICE B – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DESCRITO POR ALVES (2005) DA REFORMA A VAPOR (PFD 1B)



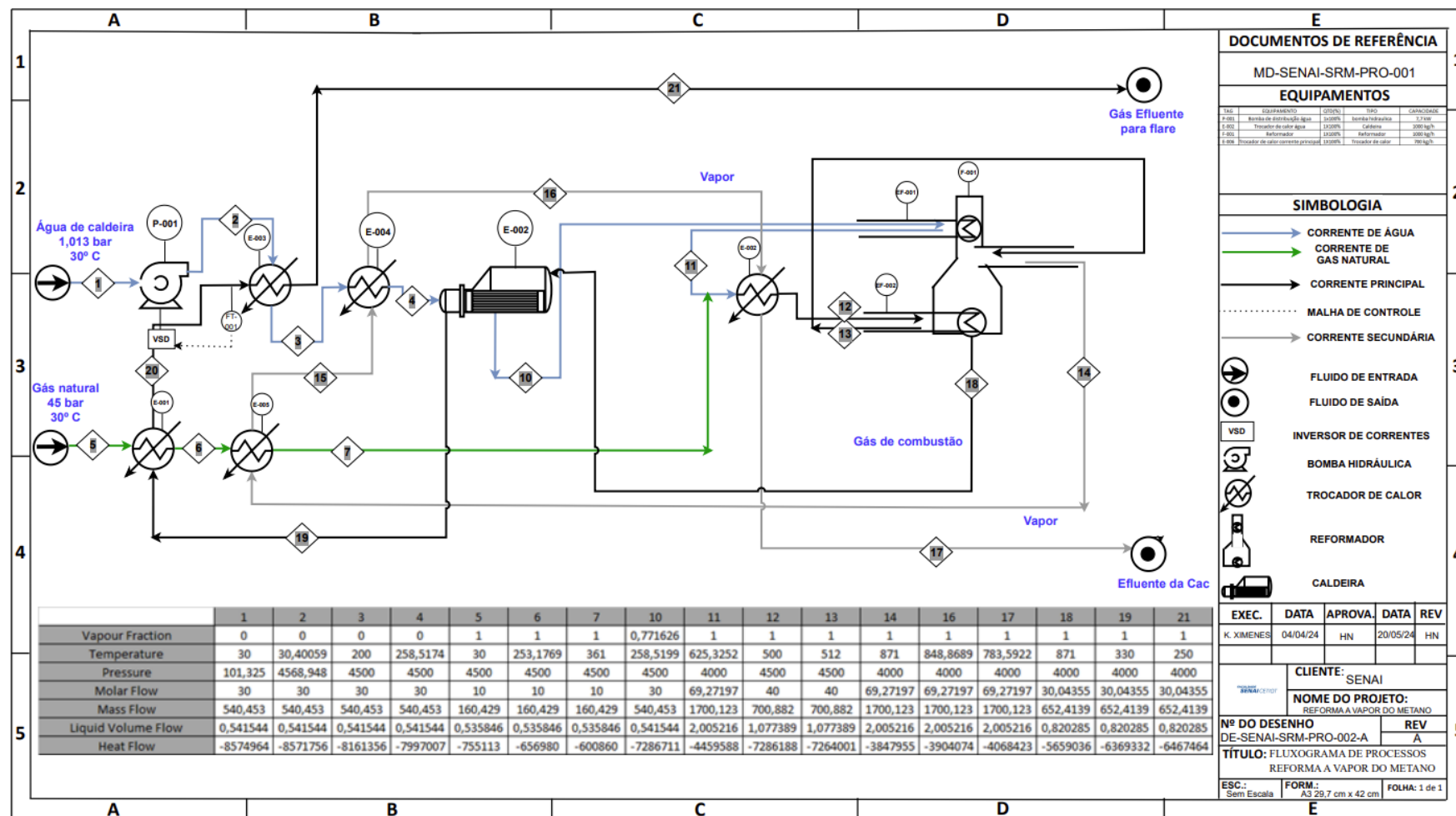
FONTE: Adaptado de Alves (2005).

APÊNDICE C – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DESCRITO POR ALVES (2005) DA REFORMA A VAPOR (PFD 1C)



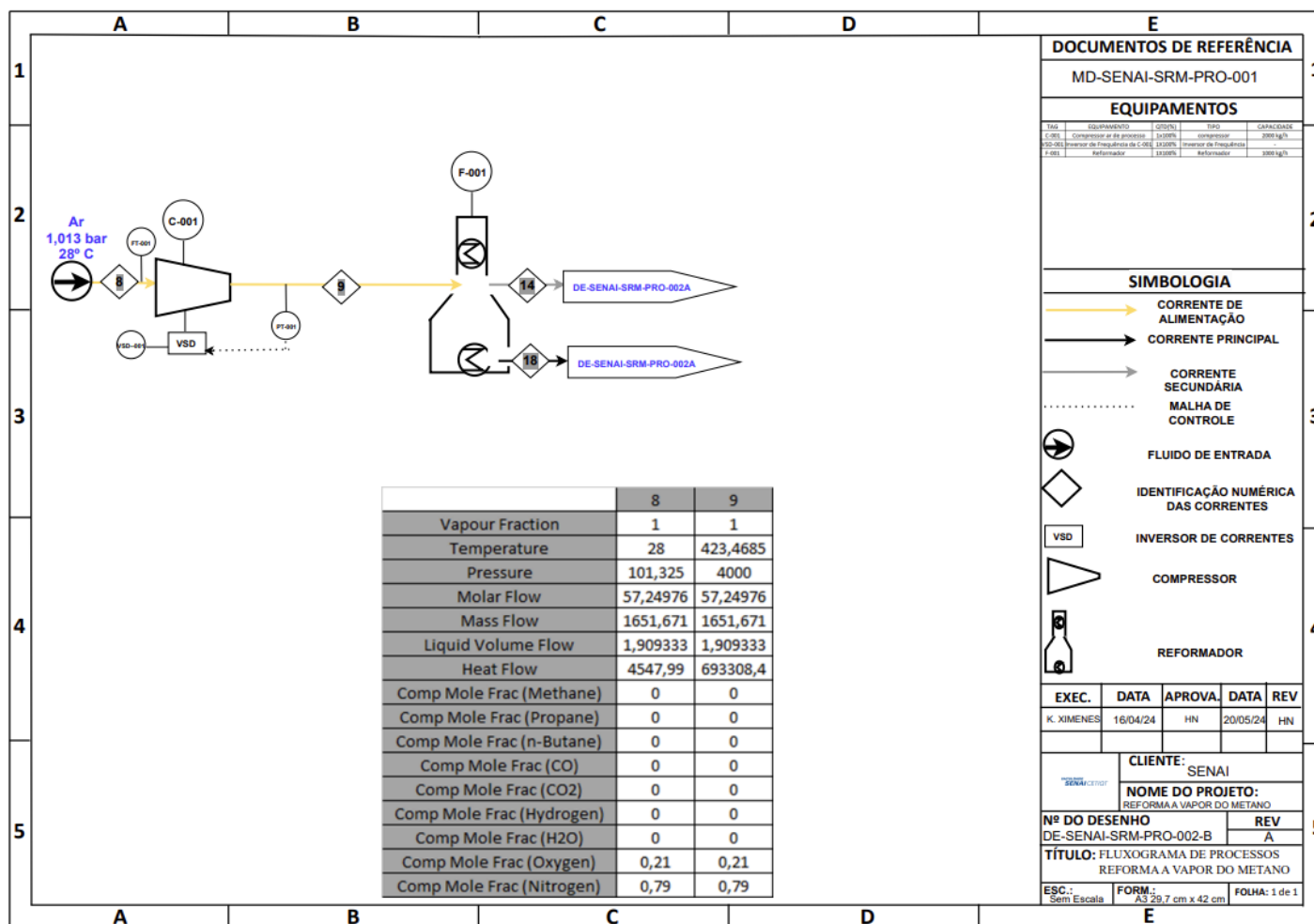
FONTE: Adaptado de Alves (2005).

APÊNDICE D – FLUXOGRAMA DO PROCESSO SIMPLIFICADO PARA SIMULAÇÃO (PFD 2A)



FONTE: Elaboração própria.

APÊNDICE E – FLUXOGRAMA DO PROCESSO SIMPLIFICADO PARA SIMULAÇÃO (PFD 2B)



FONTE: Elaboração própria.

APÊNDICE F – TABELA COM INFORMAÇÕES DA SIMULAÇÃO

	Unit	GN	20	6	21	25	28	29	30	31	32	Gás effluente para Flare		Água	7	1	2	3	Ar	8	9	4	10	11	12	13
Vapour Fraction		1	0,771626	1	1	1	0	1	1	0	0	0,648105088	0	1	1	1	0	1	1	1	1	1	1	0	1	
Temperature	C	30	258,5199	253,1769	512	500	871	250	330	200	30,40059	207,0643885	30	423,4685	871	871	871	871	28	871	871	871	361	848,8689	258,5174	783,5922
Pressure	kPa	4500	4500	4500	4500	4500	4500	4000	4000	4500	4568,948	4000	101,325	4000	4500	4000	4000	4000	101,325	4000	4000	4000	4500	4000	4000	
Molar Flow	kgmole/h	10	30	10	40	40	0	30,04355	30,04355	30	30	30,04354598	30	57,24976	54,08796	69,27197	0	57,24976	24,04442	30,04355	69,27197	10	69,27197	30	69,27197	
Mass Flow	kg/h	160,429	540,453	160,429	700,882	700,882	0	652,4139	652,4139	540,453	540,453	652,4139325	540,453	1651,671	700,8875	1700,123	0	1651,671	48,47355	652,4139	1700,123	160,429	1700,123	540,453	1700,123	
Liquid Volume Flow	m3/h	0,535846	0,541544	0,535846	1,077389	1,077389	0	0,820285	0,820285	0,541544	0,541544	0,820285049	0,541544	1,909333	1,514161	2,005216	0	1,909333	0,693876	0,820285	2,005216	0,535846	2,005216	0,541544	2,005216	
Heat Flow	kJ/h	-755113	-7286711	-656980	-7264001	-7286188	0	-6467464	-6369332	-8161356	-8571756	-6877864,847	-8574964	693308,4	-5052886	-3847955	0	4547,99	603817,7	-5659036	-3847955	-600860	-3904074	-7997007	-4068423	
Comp Mole Frac (Methane)		1	0	1	0,25	0,25	0,054652	0,098391	0,098391	0	0	0,098391109	0	0	0,054652	0	0	0	0	0	0,098391	0	1	0	0	0
Comp Mole Frac (Propane)		0	0	0	0	0	7,40E-49	1,33E-48	1,33E-48	0	0	1,33E-48	0	0	7,40E-49	0	0	0	0	0	1,33E-48	0	0	0	0	0
Comp Mole Frac (n-Butane)		0	0	0	0	0	7,40E-49	1,33E-48	1,33E-48	0	0	1,33E-48	0	0	7,40E-49	0	0	0	0	0	1,33E-48	0	0	0	0	0
Comp Mole Frac (CO)		0	0	0	0	0	0,076385	0,137517	0,137517	0	0	0,137517401	0	0	0,076385	0	0	0	0	0	0,137517	0	0	0	0	0
Comp Mole Frac (CO2)		0	0	0	0	0	0,053847	0,096942	0,096942	0	0	0,09694168	0	0	0,053847	0	0	0	0	0	0,096942	0	0	0	0	0
Comp Mole Frac (Hydrogen)		0	0	0	0	0	0,444543	0	0	0	0	0	0	0	0,444543	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0
Comp Mole Frac (H2O)		0	1	0	0,75	0,75	0,370573	0,66715	0,66715	1	1	0,66714981	1	0	0,370573	0,347102	0,347085	0	0	0	0,66715	0,347102	0	0,347102	1	0,347102
Comp Mole Frac (Oxygen)		0	0	0	0	0	7,40E-49	1,33E-48	1,33E-48	0	0	1,33E-48	0	0,21	7,40E-49	3,47E-06	3,47E-06	0,21	0	1,33E-48	3,47E-06	0	3,47E-06	0	3,47E-06	
Comp Mole Frac (Nitrogen)		0	0	0	0	0	7,40E-49	1,33E-48	1,33E-48	0	0	1,33E-48	0	0,79	7,40E-49	0,652895	0,652911	0,79	0	1,33E-48	0,652895	0	0,652895	0	0,652895	

FONTE: Elaboração própria.

	Unit	14	Effluente da CaC	5	15	16	17	18	19	22	23	24	26	27	33	35	36	37	38	39	40	41	42	43	INLET	OUTLET
Vapour Fraction		1	1	1	0,635084	1	0	0	1	1	0,673276	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Temperature	C	280,1966	625,3251601	258,5187	205,8862	250	205,7899	30,40059	530,9527	848,8689	258,3936	200	248,1553	257,772	30	330	775,9802	653,2904	871	253,1769	629,9157	494,0585	783,5922	280,1966	28	381,861
Pressure	kPa	4500	4000	4500	3998,618	4000	4567,984	4568,948	3997,826	4000	4490,943	4500	3998,31	4496,876	4500	4000	3996,811	4496,029	4000	4500	3990,753	4488,315	4000	4500	100	1100
Molar Flow	kgmole/h	40	69,2719694	30	30,04355	30,04355	30	30	69,27197	69,27197	30	30	30,04355	10	10	30,04355	69,27197	10	69,27197	10	69,27197	40	69,27197	40	57,25	57,25
Mass Flow	kg/h	700,882	1700,12298	540,453	652,4139	652,4139	540,453	540,453	1700,123	1700,123	540,453	540,4530144	652,4139	160,429	160,429	652,4139	1700,123	160,429	1700,123	160,429	1700,123	700,882	1700,123	700,882	1651,678	1651,678
Liquid Volume Flow	m3/h	1,077389	2,005215995	0,541544	0,820285	0,820285	0,541544	0,541544	2,005216	2,005216	0,541544	0,541543671	0,820285	0,535846	0,535846	0,820285	2,005216	0,535846	2,005216	0,535846	2,005216	1,077389	2,005216	1,077389	1,909341	1,909341
Heat Flow	kJ/h	-7677353	-4459587,893	-7076493	-6893179	-6467464	-8146042	-8571756	-4688051	-3904074	-7377379	-8161355,734	-6469723	-654720	-755113	-6369332	-4087471	-417464	-3847955	-656980	-4448373	-7297073	-4068423	-7677353	4554,005	617797,8
Comp Mole Frac (Methane)		0,25	0	0	0,098391	0,098391	0	0	0	0	0	0	0,098391	1	1	0,098391	0	1	0	0	1	0	0,25	0	0,25	0
Comp Mole Frac (Propane)		0	0	0	1,33E-48	1,33E-48	0	0	0	0	0	0	1,33E-48	0	0	1,33E-48	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mole Frac (n-Butane)		0	0	0	1,33E-48	1,33E-48	0	0	0	0	0	0	1,33E-48	0	0	1,33E-48	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mole Frac (CO)		0	0	0	0,137517	0,137517	0	0	0	0	0	0	0,137517	0	0	0,137517	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mole Frac (CO2)		0	0	0	0,096942	0,096942	0	0	0	0	0	0	0,096942	0	0	0,096942	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mole Frac (Hydrogen)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Comp Mole Frac (H2O)		0,75	0,347101701	1	0,66715	0,66715	1	1	0,347102	0,347102	1	1	0,66715	0	0	0,66715	0,347102	0	0,347102	0	0,347102	0,75	0,347102	0,75	0	0
Comp Mole Frac (Oxygen)		0	3,47E-06	0	1,33E-48	1,33E-48	0	0	3,47E-06	3,47E-06	0	0	1,33E-48	0	0	1,33E-48	3,47E-06	0	3,47E-06	0	3,47E-06	0	3,47E-06	0	0,21	0,21
Comp Mole Frac (Nitrogen)		0	0,652894828	0	1,33E-48	1,33E-48	0	0	0,652895	0,652895	0	0	1,33E-48	0	0	1,33E-48	0,652895	0	0,652895	0	0,652895	0	0,652895	0	0,79	0,79

FONTE: Elaboração própria.

APÊNDICE G – PLANILHA COM INFORMAÇÕES DO CAPEX

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T
6	Trocador de calor E-003					Trocador de calor E-004					Trocador de calor E-001									
9	C _{bm} (2024)=	\$	13.628,00			C _{bm} (2024)=	\$	12.896,00			C _{bm} (2024)=	\$	13.497,00							
14	Trocador de calor E-005					Trocador de calor E-006					Compressor C-001									
17	C _{bm} (2024)=	\$	12.847,00			C _{bm} (2024)=	\$	13.348,00			C _{bm} (2024)=	\$	1.242.000,00							
23	Bomba P-001					Caldeira E-002					Forno F-001									
28	$C_{BH} = 10^{[K1+K2*\log(Pot) + K3 [\log(Pot)]^2 * (B1+B2*Fp*Fm)]}$					$C_{BH} = 10^{[K1+K2*\log(A) + K3 [\log(A)]^2 * (B1+B2*Fp)]}$					$C_{BH} = 10^{[K1+K2*\log(S) + K3 [\log(S)]^2 + (F_p*F_m*F_s)]}$									
29	C1=	-0,25			B1=	1,89		C1=	-0,0016		B1=	1,63		S=εQ=	6,836E+03	kw				
30	C2=	0,26			B2=	1,35		C2=	-0,00627		B2=	1,66		C1=	0,14		t1=	512	°C	
31	C3=	-0,01			K1=	3,477		C3=	0,0123		K1=	4,4646		C2=	-0,27		t2=	871	°C	
32	Pot=	1	kw		K2=	0,135		A=	10	m²	K2=	-0,5277		C3=	0,13		K1=	3,07		
33	P=	1	bar		K3=	0,144		P=	45	bar	K3=	0,3955		FM=	2,13		K2=	0,66		
34														P=	45	bar	K3=	0,02		
35	Log(A)=	0						Log(P)=	1,6532					Log(P)=	1,6532					
36	Fm=	1,41						Log(A)=	1,0					Log(S)=	3,8					
37	F _p =	1,00												F _m =	2,13					
38	C _{bm} (2016)=	\$	2.999,85					F _p =	1,05		C _{BH} (2024)=	\$	276.152,98		F _r = 1 + 0.00184ΔT - 0.00000335(ΔT)		C _{BH} (2024)=	\$	4.590.002,73	
39	C _{BH} (2024)=	\$	4.431,94					C _{bm} (2016)=	\$	186.919,99					F _r =	1,66				
40														F _p =	1,12					
41														C _{bm} (2016)=	\$	3.106.840,53				
46	Valores do índice de custos de engenharia (CEPCI)					CAPEX					LEGENDA									
48	CECPI(2016)=	541,7				Equip.	Cmb(2024)	C _{TH} = 1,18*εC _{BH}	C _{GR} = 1,5 *C _{BH}											
49	CECPI(2024)=	800,3				Compressor	\$ 1.242.000,00													
50	CECPI(1982)=	314,0				Trocadores	\$ 66.216,00													
51						Caldeira	\$ 276.152,98	FCI (C _{TH})=	\$ 7.290.988,30											
52						Bomba	\$ 4.431,94	FCI(C _{GR})=	\$ 10.936.482,45											
53						Forno	\$ 4.590.002,73													
54						C _{BH} Total=	\$ 6.178.803,65													
						C _{BH} Total=	\$ 4.870.587,65													

LEGENDA

	DADOS DE ENTRADA
	DADOS CALCULADOS

FONTE: Elaboração própria.

APÊNDICE H – TABELA COM INFORMAÇÕES DO OPEX

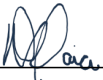
	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	U
7																					
8																					
9																					
10																					
11																					
12																					
13																					
14																					
15																					
16																					
17																					
18																					
19																					
20																					
21																					
22																					
23																					
24																					
25																					
26																					
27																					
28																					
29																					
30																					
31																					
32																					
33																					
34																					
35																					
36																					
37																					
38																					
39																					
40																					
41																					
42																					
43																					
44																					
45																					
46																					
47																					
48																					
49																					
50																					
51																					
52																					
53																					
54																					
55																					
56																					
57																					
58																					
59																					
60																					
61																					
62																					
63																					
64																					
65																					
66																					
67																					
68																					
69																					
70																					
71																					
72																					
73																					
74																					
75																					
76																					
77																					
78																					
79																					
80																					
81																					
82																					
83																					
84																					
85																					
86																					
87																					
88																					
89																					
90																					
91																					
92																					
93																					
94																					
95																					
96																					
97																					
98																					
99																					
100																					

FONTE: Elaboração própria.

Página de assinaturas


Roberto Carvalho
575.651.982-34
Signatário


Marta Picardo
084.224.917-61
Signatário


Mônica Maia
018.929.727-19
Signatário

Assinado eletronicamente
Héctor Silva
132.388.197-20
Signatário

HISTÓRICO

24 jun 2024 11:00:37		Karina Souza Ximenes criou este documento. (Email: karinaximenes_federal@yahoo.com)
25 jun 2024 10:27:58		Mônica Pinto Maia (Email: monicamaia@id.uff.br, CPF: 018.929.727-19) visualizou este documento por meio do IP 177.12.49.21 localizado em Niterói - Rio de Janeiro - Brazil
25 jun 2024 10:29:58		Mônica Pinto Maia (Email: monicamaia@id.uff.br, CPF: 018.929.727-19) assinou este documento por meio do IP 177.12.49.21 localizado em Niterói - Rio de Janeiro - Brazil
24 jun 2024 11:01:33		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
24 jun 2024 11:03:12		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 Curitiba - Paraná - Brazil
24 jun 2024 11:29:32		Marta Cristina Picardo (Email: mcpicardo@cetiqt.senai.br, CPF: 084.224.917-61) visualizou este documento por meio do IP 177.47.105.2 localizado em Rio de Janeiro - Rio de Janeiro - Brazil
24 jun 2024 11:29:44		Marta Cristina Picardo (Email: mcpicardo@cetiqt.senai.br, CPF: 084.224.917-61) assinou este documento por meio do IP 177.47.105.2 localizado em Rio de Janeiro - Rio de Janeiro - Brazil
26 jun 2024 08:04:54		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 Curitiba - Paraná - Brazil



26 jun 2024
08:07:29



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 Curitiba - Paraná - Brazil

