



# UFBA

UNIVERSIDADE FEDERAL DA BAHIA  
ESCOLA POLITÉCNICA  
PROGRAMA DE PÓS GRADUAÇÃO EM  
ENGENHARIA INDUSTRIAL - PEI

2021

MESTRADO EM ENGENHARIA INDUSTRIAL

JADE SPINOLA ÁVILA

Processo Integrado para Produção  
de  $H_2$  Offshore via Reforma a Vapor  
de Metano com Captura de  $CO_2$





**UNIVERSIDADE FEDERAL DA BAHIA**  
**ESCOLA POLITÉCNICA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA INDUSTRIAL**

**JADE SPINOLA ÁVILA**

**PROCESSO INTEGRADO PARA PRODUÇÃO DE H<sub>2</sub> OFFSHORE VIA  
REFORMA A VAPOR DE METANO COM CAPTURA DE CO<sub>2</sub>**

Salvador  
2023

**JADE SPINOLA ÁVILA**

**PROCESSO INTEGRADO PARA PRODUÇÃO DE H<sub>2</sub> OFFSHORE VIA  
REFORMA A VAPOR DE METANO COM CAPTURA DE CO<sub>2</sub>**

Dissertação submetida ao programa de Pós-graduação em Engenharia Industrial da Escola Politécnica da Universidade Federal da Bahia como requisito para obtenção de grau de mestre em Engenharia Industrial.

Orientador: Prof. Dr. Julio Augusto Mendes da Silva  
Co-orientador: Prof. Dr. Fernando Luiz Pellegrini  
Pessoa

Salvador  
2023

Ficha catalográfica elaborada pelo Sistema Universitário de Bibliotecas (SIBI/UFBA),  
com os dados fornecidos pelo(a) autor(a).

Spinola Ávila, Jade

PROCESSO INTEGRADO PARA PRODUÇÃO DE H<sub>2</sub> OFFSHORE  
VIA REFORMA A VAPOR DE METANO COM CAPTURA DE CO<sub>2</sub> /  
Jade Spinola Ávila. -- Salvador, 2023.

86 f. : il

Orientador: Julio Augusto Mendes da Silva.

Coorientador: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa.

Dissertação (Mestrado - Pós-graduação em Engenharia  
Industrial) -- Universidade Federal da Bahia, Escola  
Politécnica da Universidade Federal da Bahia, 2023.

1. Reforma a vapor de metano. 2. Produção de  
hidrogênio. 3. Captura de carbono. 4. Absorção Química.  
5. Separação supersônica. I. Augusto Mendes da Silva,  
Julio. II. Luiz Pellegrini Pessoa, Fernando. III.  
Título.


**JADE SPINOLA ÁVILA**

**PROCESSO INTEGRADO PARA PRODUÇÃO DE H<sub>2</sub> OFFSHORE VIA  
REFORMA A VAPOR DE METANO COM CAPTURA DE CO<sub>2</sub>**

Dissertação submetida ao programa de Pós-graduação em Engenharia Industrial da Escola Politécnica da Universidade Federal da Bahia como requisito para obtenção de grau de mestre em Engenharia Industrial.

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Julio Augusto Mendes da Silva

Documento assinado digitalmente  
 **JULIO AUGUSTO MENDES DA SILVA**  
Data: 11/10/2023 09:23:27-0300  
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>

Doutor em Engenharia Mecânica pela Escola Politécnica da Universidade de São Paulo  
DEM/Universidade Federal da Bahia


Prof. Dr. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa

Assinado eletronicamente por:  
Fernando Luiz Pellegrini Pessoa  
CPF: \*\*\*.470.585-\*\*  
Data: 10/10/2023 21:04:09 -03:00



Doutor em Engenharia Química pela Universidade Federal do Rio de Janeiro  
Professor Visitante no PEI/ Universidade Federal da Bahia e Professor Titular no Centro  
Universitário SENAI CIMATEC

Prof. Dr. José Joaquim Conceição Soares Santos

Documento assinado digitalmente  
 **JOSE JOAQUIM CONCEICAO SOARES SANTOS**  
Data: 09/10/2023 19:26:38-0300  
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>

Doutor em Engenharia Mecânica pela Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI)  
DEM/Universidade Federal do Espírito Santos

Prof. Dr. Alex Álisson Bandeira Santos

Assinado eletronicamente por:  
Alex Álisson Bandeira Santos  
CPF: \*\*\*.191.765-\*\*  
Data: 10/10/2023 08:24:00 -03:00



Doutor pelo Centro Interdisciplinar de Energia e Ambiente (CIEnAm) da Universidade Federal da Bahia MCTI/ SENAI CIMATEC



## MANIFESTO DE ASSINATURAS



Código de validação: Z3L7A-8J6VT-3FKZD-W2L6F

Esse documento foi assinado pelos seguintes signatários nas datas indicadas (Fuso horário de Brasília):

✓ JOSE JOAQUIM CONCEICAO SOARES SANTOS (CPF \*\*\*.245.326-\*\*) em 09/10/2023 19:26

✓ Alex Álisson Bandeira Santos (CPF \*\*\*.191.765-\*\*) em 10/10/2023 08:24 -  
Assinado eletronicamente

Endereço IP	Geolocalização
200.128.24.81	Não disponível
Autenticação	alex.santos@fieb.org.br (Verificado)
Login	
mpmKyGS38Pxsh5IRJdPUMdcu+cpVP6bpLZSnsi35JXI=	
SHA-256	

✓ Fernando Luiz Pellegrini Pessoa (CPF \*\*\*.470.585-\*\*) em 10/10/2023 21:04 -  
Assinado eletronicamente

Endereço IP	Geolocalização
177.42.214.139	Não disponível
Autenticação	fernando.pessoa@fieb.org.br
Email verificado	
KJ+FxtSxqHATBQHPnDc3ZER4crtn2awQBnICzjhLJsE=	
SHA-256	

Para verificar as assinaturas, acesse o link direto de validação deste documento:

<https://assinatura.senaibahia.com.br/validate/Z3L7A-8J6VT-3FKZD-W2L6F>

Ou acesse a consulta de documentos assinados disponível no link abaixo e informe o código de validação:

<https://assinatura.senaibahia.com.br/validate>

## **DEDICATÓRIA**

Dedico este trabalho ao meu pai, Salvador Ávila Filho, por sempre me inspirar e ser o meu exemplo de ser humano e pesquisador. Esta dissertação simboliza todos os trabalhos que já escrevemos juntos e tive o prazer de ser orientada pelo senhor. Que a nossa busca pelo conhecimento nunca tenha fim. Também dedico este trabalho ao meu avô, Salvador Ávila, e ao meu bisavô, Domingos, por perpetuarem na família o prazer de lidar com a Engenharia Química, que naturalmente também compartilho.



## **AGRADECIMENTOS**

À Deus, por sobreviver à pandemia da COVID-19 e conseguir chegar até aqui. Foram anos difíceis, de muita insegurança e incertezas.

À minha família, que sempre esteve ao meu lado nos momentos felizes e nas angústias. Sem o apoio de vocês nada disso seria possível.

À minha mãe, por ser uma referência de mulher e resiliência. Por me mostrar diariamente o quão longe podemos ir dando o melhor de si e superando grandes desafios. O seu retorno para a universidade é fonte de inspiração e motivação para mim. Obrigada por ser mãe, amiga e exemplo.

À minha irmã, que além de ser minha confidente, é minha referência em dedicação, comprometimento e capricho nos estudos.

Ao meu noivo, Petrucio, por ser o melhor companheiro que eu poderia ter para enfretar essa reta final e começar outros desafios. Teremos muitas conquistas pela frente.

Ao Prof. Dr. Julio Augusto Mendes da Silva, que aceitou o desafio de me orientar. Obrigada por todos os ensinamentos ao longo dessa longa trajetória, os quais me fizeram crescer academicamente e profissionalmente.

Ao Prof. Dr. Fernando Pellegrini, por toda a orientação e apoio nos momentos de insegurança, me guiando e incentivando a alçar voos cada vez maiores.

À engenheira Jislane Santana, por toda a entrega e ensinamento para o desenvolvimento deste trabalho.

À Ivone Cerqueira por ser um exemplo de força, resiliência e perseverança.

Aos meus

À instituição SENAI CIMATEC e aos meus colegas de trabalho, pelo apoio e incentivo para finalização deste trabalho. Em especial ao engenheiro João Antonio Fonseca Neto, que compartilhou comigo sua experiência profissional trazendo discussões importantes para este trabalho.

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – Brasil (CAPES) – código de financiamento 001.

*Imagine uma partícula de poeira ao lado de um planeta bilhões de vezes o tamanho da Terra.*

*A partícula de poeira representa a probabilidade a favor do seu nascimento; o planeta gigantesco seria a probabilidade contra. Portanto, deixe de se preocupar com pequenas coisas. Não seja como o ingrato que ganhou um castelo de presente e preocupou-se com o mofo no banheiro. Pare de olhar os dentes do cavalo que ganhou de presente – lembre-se de que você é um Cisne Negro.*

*Taleb, 2007.*

## RESUMO

A produção do hidrogênio proveniente da reforma a vapor do metano (SMR – Steam Methane Reform) com captura de carbono, H<sub>2</sub> azul, é considerada uma rota de transição para a produção exclusiva do H<sub>2</sub> verde. O H<sub>2</sub> azul pode ser fornecido em grande escala a partir da melhoria das tecnologias existentes, adoção de novas tecnologias ou pela integração dos processos envolvidos. A produção do H<sub>2</sub> offshore apresenta vantagens em relação a disponibilidade de gás natural e água, além da possibilidade de capturar e injetar CO<sub>2</sub> em campos de petróleo (CCS - Carbon Capture and Storage). O objetivo deste trabalho é avaliar e comparar a produção de H<sub>2</sub> offshore do ponto de vista energético e de emissão de CO<sub>2</sub> pela reforma a vapor do metano com captura de carbono por absorção química e pela separação supersônica. Um modelo para o sistema integrado envolvendo os processos de produção de H<sub>2</sub>, dessalinização da água do mar, captura de carbono e compressão de CO<sub>2</sub> foi desenvolvido usando os softwares Aspen Plus® e Hysys®. Os resultados foram verificados usando dados da literatura. A partir dos balanços de massa e energia, foi possível quantificar as demandas térmicas e elétricas dos processos e uma planta de utilidades simplificada foi utilizada para produção das correntes demandadas. O processo integrado da conversão do gás natural em H<sub>2</sub> usando absorção química para captura de carbono, dessalinização da água do mar e compressão de CO<sub>2</sub>, apresentou uma eficiência de 49%, consideravelmente menor que a eficiência obtida pelo sistema integrado utilizando a separação supersônica (69%). Ao considerar o fator de emissão específica de CO<sub>2</sub> de todo o sistema integrado de produção de H<sub>2</sub>, foi obtido 8,13 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> com absorção química e 4,56 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> utilizando a separação supersônica. A emissão de CO<sub>2</sub> em base energética a partir do uso direto de gás natural (56,10 kgCO<sub>2</sub>/MJGN) é menor que a emissão de CO<sub>2</sub> pelo H<sub>2</sub> gerado no sistema integrado de produção de H<sub>2</sub> offshore via SMR com captura de carbono por absorção química (67,71 kgCO<sub>2</sub>/MJH<sub>2</sub>) e maior que a emissão de CO<sub>2</sub> pelo sistema integrado com a separação supersônica (37,97 kgCO<sub>2</sub>/MJH<sub>2</sub>). Foi observado que o consumo específico de energia do sistema integrado com o processo de absorção química é 50% superior ao da separação supersônica, uma vez que a absorção química é alimentada por uma grande carga térmica. Em termos de consumo de gás natural no sistema integrado, utilizando a separação supersônica foi requerido 50% menos combustível que adotando a absorção química. Portanto, as análises desenvolvidas indicaram que a tecnologia de separação supersônica apresenta um menor consumo de energia, redução das emissões de CO<sub>2</sub>, além de apresentar vantagens associadas à sua modularidade e menor espaço requerido, favorecendo a sua instalação em plataformas *offshore*.

**Palavras-chave:** Reforma a vapor de metano. Produção de hidrogênio. Captura de carbono. Absorção Química. Separação supersônica. Offshore. Simulação.

## ABSTRACT

The hydrogen production from steam methane reforming (SMR) with carbon capture, blue H<sub>2</sub>, is considered a transition route to the exclusive green H<sub>2</sub> production. Blue H<sub>2</sub> can be supplied on a large scale by improving existing technologies, adopting new technologies, or integrating the processes involved. Offshore H<sub>2</sub> production has advantages in relation the availability of natural gas and water, and the possibility of capturing and injecting CO<sub>2</sub> into mature oil production wells (CCS). The objective of this work is to evaluate and compare the offshore H<sub>2</sub> production from an energy and CO<sub>2</sub> emission point of view by steam methane reforming with carbon capture by chemical absorption and by supersonic separation. A model for the integrated system involving the processes of H<sub>2</sub> production, seawater desalination, carbon capture and CO<sub>2</sub> compression was developed and simulated using Aspen Plus® and Hysys® software. The results were verified using data from the literature. From the mass and energy balances, was possible to quantify the thermal and electrical demands of the processes and a simplified utility plant was used to produce the demanded streams. The integrated process of converting natural gas into H<sub>2</sub> using chemical absorption for carbon capture, seawater desalinization and CO<sub>2</sub> compression presented an efficiency of 49%, considerably lower than the efficiency obtained by the integrated system using supersonic separation (69%). Considering the specific CO<sub>2</sub> emission factor of the whole integrated H<sub>2</sub> production system, 8.13 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> was obtained with chemical absorption and 4.56 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> using supersonic separation. The CO<sub>2</sub> emission from the direct use of methane (56.10 kgCO<sub>2</sub>/MJGN) is lower than the CO<sub>2</sub> emission from the H<sub>2</sub> generated in the integrated offshore H<sub>2</sub> production system via SMR with carbon capture by chemical absorption (67.71 kgCO<sub>2</sub>/MJH<sub>2</sub>) and higher than the CO<sub>2</sub> emission from the integrated system with supersonic separation (37.97 kgCO<sub>2</sub>/MJH<sub>2</sub>). Was observed that the specific energy consumption of the chemical absorption process is 50% higher than that of supersonic separation, because chemical absorption is supplied by a large thermal demand. In terms of natural gas consumption in the integrated system, using supersonic separation required 50% less fuel than adopting chemical absorption. Therefore, the developed analyses indicated that the supersonic separation technology presents lower energy consumption, reduced CO<sub>2</sub> emissions, besides presenting advantages associated with its modularity and better use of space, favoring its installation on offshore platforms.

**Keywords:** Steam methane reforming. Hydrogen production. Carbon capture. Chemical Absorption. Supersonic Separation. Offshore. Simulation.

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1</b> - Potenciais usos do H <sub>2</sub> .	20
<b>Figura 2</b> - Tipologia da produção de H <sub>2</sub> .	22
<b>Figura 3</b> - Principais etapas da produção de H <sub>2</sub> via SMR.	30
<b>Figura 4</b> - Esquema simplificado de um sistema de absorção/ regeneração.	34
<b>Figura 5</b> – Separador Supersônico.	37
<b>Figura 6</b> – Fluxograma da produção de H <sub>2</sub> offshore com CCUS.	42
<b>Figura 7</b> - Número de registros por grupo nas bases Web of Science e Scopus.	44
<b>Figura 8</b> - <i>Word cloud</i> da pesquisa bibliométrica.	47
<b>Figura 9</b> - Número de ocorrência das principais palavras-chave.	48
<b>Figura 10</b> - Número de publicações anual.	48
<b>Figura 11</b> - Número de registros por países ao longo dos anos.	49
<b>Figura 12</b> - Número de publicações por ano.	50
<b>Figura 13</b> - Publicações por país anual - Absorção Química.	51
<b>Figura 14</b> - Publicações por país anual - Separação Supersônica.	51
<b>Figura 15</b> - Metodologia proposta.	53
<b>Figura 16</b> - Volume de controle integrado.	54
<b>Figura 17</b> - Planta de produção de H <sub>2</sub> .	55
<b>Figura 18</b> - Planta de absorção química.	57
<b>Figura 19</b> - Separação Supersônica.	59
<b>Figura 20</b> - Planta de dessalinização.	60
<b>Figura 21</b> - Planta de compressão de CO <sub>2</sub> após absorção química.	61
<b>Figura 22</b> - Planta de compressão de CO <sub>2</sub> após separação supersônica.	62
<b>Figura 23</b> - Planta de utilidades térmicas para os processos de reforma a vapor do metano e dessalinização.	63
<b>Figura 24</b> – Planta de utilidades - absorção química.	64
<b>Figura 25</b> – Planta de utilidades - separação supersônica.	64
<b>Figura 26</b> - Intensidade de CO <sub>2</sub> emitido na produção de H <sub>2</sub> .	76
<b>Figura 27</b> – Capa do artigo publicado no ENCIT 2022.	87
<b>Figura 28</b> – Capa do artigo publicado no SIINTEC 2022.	88

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 1</b> - Número de registros por combinações. ....	45
<b>Tabela 2</b> - Número de registros por combinações – Complemento da Tabela 1. ....	49
<b>Tabela 3</b> - Parâmetros de simulação da planta de H <sub>2</sub> . ....	56
<b>Tabela 4</b> - Parâmetros de simulação da planta de absorção química. ....	58
<b>Tabela 5</b> - Parâmetros de simulação da planta de separação supersônica. ....	59
<b>Tabela 6</b> - Parâmetros de simulação da planta de dessalinização. ....	60
<b>Tabela 7</b> - Parâmetros de simulação da planta de compressão de CO <sub>2</sub> após absorção química. ....	62
<b>Tabela 8</b> - Parâmetros de simulação da planta de compressão de CO <sub>2</sub> após separação supersônica. ....	62
<b>Tabela 9</b> - Parâmetros de simulação da planta de utilidades da reforma a vapor do metano e dessalinização. ....	65
<b>Tabela 10</b> - Parâmetros de simulação da planta de utilidades do sistema integrado com absorção química. ....	65
<b>Tabela 11</b> - Parâmetros de simulação da planta de utilidades do sistema integrado com separação supersônica. ....	66
<b>Tabela 12</b> - Consumo específico da planta de reforma a vapor do metano. ....	69
<b>Tabela 13</b> - Consumo específico da planta de absorção química. ....	70
<b>Tabela 14</b> - Resultados da separação supersônica. ....	71
<b>Tabela 15</b> - Consumo específico da planta de dessalinização. ....	71
<b>Tabela 16</b> - Consumo específico da planta de compressão de carbono. ....	72
<b>Tabela 17</b> - Propriedades termodinâmicas do sistema integrado com absorção química. ....	73
<b>Tabela 18</b> - Propriedades termodinâmicas do sistema integrado com separação supersônica. ....	74
<b>Tabela 19</b> - Demanda termica e elétrica do sistema integrado com absorção química e separação supersônica. ....	75
<b>Tabela 20</b> - Consumo específico de energia dos processos de captura de carbono. ...	76
<b>Tabela 21</b> - Indicadores calculados para o volume de controle integrado com absorção química e separação supersônica. ....	77

## LISTA DE QUADROS

<b>Quadro 1</b> - Vantagens e desvantagens das principais tecnologias de separação de gás. .....	26
<b>Quadro 2</b> - Etapas consideradas na produção de H <sub>2</sub> por SMR. ....	30
<b>Quadro 3</b> – Plantas de Produção de H <sub>2</sub> via SMR em operação. ....	39
<b>Quadro 4</b> - Grupos de palavras-chave. ....	43
<b>Quadro 5</b> - Referências mais aderentes. ....	46
<b>Quadro 6</b> - Poder calorífico inferior dos componentes das correntes do volume de controle integrado. ....	86

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CCS	<i>Carbon capture and storage</i> (Captura e armazenamento de carbono)
CCUS	<i>Carbon capture, utilization and storage</i> (Captura, utilização e armazenamento de carbono)
CH <sub>4</sub>	Gás Metano
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono
DEA	Dietanolamina
DI	<i>Inner diameter</i> (Diâmetro interno)
DO	<i>Outer diameter</i> (Diâmetro externo)
EOR	<i>Enhanced oil recovery</i> (Recuperação aprimorada de petróleo)
FPSO	<i>Floating Production Storage and Offloading</i> (Sistema flutuante de produção, armazenamento e transferência)
GN	Gás natural
H <sub>2</sub>	Gás hidrogênio
HGU	<i>Hydrogen generation unit</i> (Unidade Geradora de Hidrogênio)
LC	<i>Convergent section length</i> (bico convergente)
LD	<i>Divergent section length</i> (bico divergente)
MDEA	Metildietanolamina
MEA	Monoetanolamina
O <sub>2</sub>	Gás Oxigênio
SMR	<i>Steam methane reforming</i> (Reforma a vapor de metano)
SS	<i>Supersonic Separation</i> (Separador supersônico)
TRL	<i>Technology Readiness Level</i> (Nível de maturidade tecnológica)
UOE	<i>Unit Operation Extension</i> (Extensão de operação)
WGS	<i>Water gas shift</i> (Deslocamento de gás d'água)



## SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	18
1.1 PROCESSOS DE OBTENÇÃO DE H <sub>2</sub> : ASPECTOS ECONÔMICOS E AMBIENTAIS	21
1.2 TECNOLOGIAS DE CAPTURA DE CARBONO	25
1.3 OBJETIVOS	28
1.4 ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO	29
2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	30
2.1 REFORMA A VAPOR DO METANO	30
2.2 CAPTURA DE CARBONO	32
2.2.1 Absorção Química	32
2.2.2 Separação Supersônica	36
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	39
3.1 PRODUÇÃO DE H <sub>2</sub> VIA SMR COM CCS OFFSHORE	39
3.2 ANÁLISE BIBLIOMÉTRICA	43
4 METODOLOGIA	53
4.1 MODELAGEM E SIMULAÇÃO DOS PROCESSOS	54
4.1.1 Reforma a vapor do metano	55
4.1.2 Absorção química	57
4.1.3 Separação supersônica	58
4.1.4 Evaporação de Múltiplo Efeito	60
4.1.5 Compressão de CO <sub>2</sub>	61
4.2 PLANTA DE UTILIDADES	63
4.3 INDICADORES DE DESEMPENHO	67
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES	69
5.1 VERIFICAÇÃO DA SIMULAÇÃO	69
5.2 BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA	72
5.3 INDICADORES	75
6 CONSIDERAÇÕES FINAIS	78
6.1 SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS	79
APÊNDICE A - PODER CALORÍFICO INFERIOR DOS COMPONENTES	86
APÊNDICE B - PUBLICAÇÕES	87

## 1. INTRODUÇÃO

Atualmente, o mundo encontra-se em meio da sua primeira crise energética verdadeiramente global, com impactos que se prolongarão pelos próximos anos, devido a pandemia da COVID-19 e invasão da Rússia na Ucrânia em fevereiro de 2022 (IEA, 2022).

A princípio, a crise energética mundial entre 2021 e 2022 foi desencadeada por três fatores principais: o primeiro fator está relacionado a corrida global pela redução das emissões de carbono por fontes de energia fósseis, que começou no início da década de 2000; em segundo lugar tem-se o impacto do abastecimento mundial de energia durante a pandemia da COVID-19, período que houve um aumento da demanda energética; por fim têm-se a escassez de energia proveniente de combustíveis fósseis em relação a crescente demanda, que ainda não pode ser suprida exclusivamente pelas fontes de energia renováveis (OZILI & OZEN, 2023).

OZILI & OZEN (2023), defendem que estes acontecimentos mostraram que o desinvestimento na energia proveniente de combustíveis fósseis foi precoce, pois o setor mundial de energias renováveis ainda estava em desenvolvimento ou subdesenvolvido. Desta forma, destaca-se que o desafio energético atual é reduzir as emissões de carbono provenientes de combustíveis fósseis e continuar a transição para uso de energias renováveis, assegurando a disponibilidade de reserva energética caso haja um inesperado aumento da demanda durante esta transição.

A crise energética global atual é significativamente mais ampla e complexa do que a crise do Petróleo de 1970 que teve como desafio reduzir a dependência pelas importações do petróleo. Atualmente, o necessário não é apenas diversificar a matriz energética para evitar o aumento de consumo de um único produto energético, mas mudar a natureza do sistema energético e, ao mesmo tempo, manter a prestação de serviços energéticos seguros e acessíveis (IEA, 2022). Associado, também, ao desenvolvimento de formas mais eficientes, justas e adequadas de utilização da energia, a partir da redução do consumo desnecessário de energia (IRENA, 2022b).

Portanto, a transição energética tornou-se um desafio relevante para os próximos 30 anos devido a necessidade de reduzir em contexto global as emissões de gases de efeito estufa (YU; WANG; VREDENBURG, 2021) e pela necessidade por energias futuras limpas (sem carbono ou de baixo carbono), renováveis ou recicláveis (FU et al., 2021).

O fornecimento dessas energias livres ou quase livres de CO<sub>2</sub>, é um desafio tecnológico que exige avanços significativos, iniciativas governamentais e inovações com potencial de contribuir para a mitigação do aquecimento global (QYYUM et al., 2021).

Dado o Acordo Climático de Paris, que visa limitar o aumento da temperatura global abaixo de 2 °C, o hidrogênio está recebendo cada vez mais atenção como portador de energia do futuro (YU; WANG; VREDENBURG, 2021). Embora o componente demonstre um alto potencial na transição para uso de energias renováveis, constitui uma fonte secundária de energia, gerado a partir de várias fontes, incluindo os combustíveis fósseis (YU; WANG; VREDENBURG, 2021).

Com objetivo de consolidar sistemas de energia descarbonizados, à medida que as aplicações do H<sub>2</sub> alcançam determinado grau de maturidade, espera-se que a produção total desse gás atinja 614 MtH<sub>2</sub>/ano, satisfazendo 12% da demanda final de energia até 2050. Essa previsão está associada ao crescimento dos setores industrial e de transporte, em que o hidrogênio pode mitigar cerca de 12% a 26% das emissões de CO<sub>2</sub>, respectivamente (IRENA, 2022a).

Associada a descarbonização dos processos a partir da utilização do H<sub>2</sub>, verifica-se também a busca pela descarbonização dos processos de geração do mesmo. A produção do H<sub>2</sub> pode ocorrer a partir de tecnologias de baixo carbono ou carbono zero, em que o desempenho ambiental dos processos é altamente dependente (mas não exclusivamente) da sua fonte.

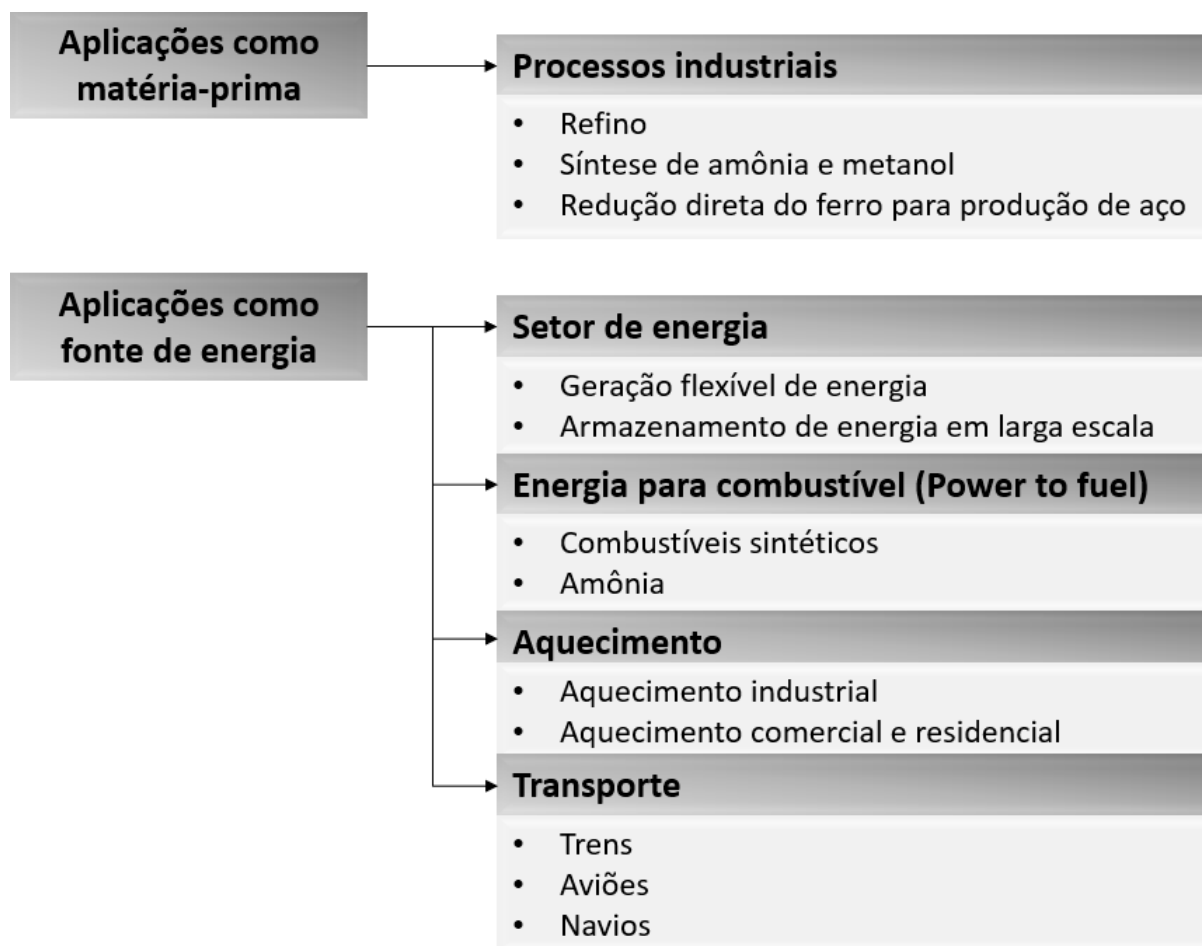
Atualmente, são produzidas cerca de 87 megatoneladas de hidrogênio por ano (MtH<sub>2</sub>/ano), equivalente a cerca de 2,5% da demanda final de energia em 2020 (IEA, 2021). Estima-se que as emissões de CO<sub>2</sub> associadas a esta produção sejam cerca de 800 megatoneladas de dióxido de carbono (MtCO<sub>2</sub>/ano), equivalentes a quase 2,2% das emissões globais de CO<sub>2</sub> relacionadas à energia (IRENA, 2022a).

A produção de hidrogênio com baixo teor de carbono é a chave para descarbonizar grandes setores da economia global (YU; WANG; VREDENBURG, 2021). As pressões globais associadas ao consumo de combustíveis fósseis e a necessidade de diminuir as emissões de CO<sub>2</sub>, fazem com que a produção de H<sub>2</sub> seja um tema de bastante interesse social, ambiental e econômico.

Aproximadamente, 95% da produção de H<sub>2</sub> é utilizada em refinarias no hidrotratamento de combustíveis para reduzir a concentração de enxofre e como matéria-prima em indústrias de fertilizantes e plantas petroquímicas (ADAM et al., 2020). No entanto, espera-se um aumento na utilização do hidrogênio como combustível em carros, caminhões, navios e aviões, ou no

aquecimento ou geração de eletricidade em turbinas, sendo considerado uma alternativa benéfica para reduzir as emissões de CO<sub>2</sub> no setor de transportes. Na Figura 1 são apresentadas as diversas oportunidades de uso do H<sub>2</sub>.

**Figura 1** - Potenciais usos do H<sub>2</sub>.



Fonte: Adaptado de IRENA (2022b).

O hidrogênio pode ser usado como matéria-prima para a indústria petroquímica, no refino de petróleo bruto, na síntese de amônia, produção de fertilizantes, na produção de metanol para uma ampla variedade de produtos e na redução direta do ferro, na produção de aço (IRENA, 2022b).

Como combustível, o hidrogênio fornece todos os requisitos e características de um transportador de energia limpo e confiável como uma alternativa adequada aos combustíveis fósseis, sendo considerado um combustível de baixo carbono (YU; WANG; VREDENBURG, 2021).

Na aplicação de H<sub>2</sub> em células de combustível, o gás reage quimicamente com o oxigênio para produzir eletricidade sem emitir poluentes ou gases de efeito estufa, na

distribuição e conversão de energias renováveis (“power to fuel”) em combustíveis sintéticos, gases renováveis e amônia, na geração de energia térmica, podendo gerar calor com temperaturas superiores a 1000 °C na sua combustão sem emissão de CO<sub>2</sub>, e no setor de transportes, sendo utilizado como combustível em aviões, navios e trens a partir da instalação de uma tecnologia adequada (IRENA, 2022b).

Para que a produção de H<sub>2</sub> seja um processo econômico, técnico e ambientalmente viável, é importante, também, avaliar a sua cadeia de produção, considerando a sua logística, transporte e armazenamento. Desta forma, no IRENA (2022b) foi discutido que o fator que determina a relação custo-benefício da economia do hidrogênio é se a escala, as tecnologias e outras eficiências compensam o custo de transporte do hidrogênio das áreas de produção para as áreas de demanda.

Atualmente, cerca de 85% do gás hidrogênio produzido é consumido no local de fornecimento, ao invés de ser comprado e vendido no mercado mais amplo (IEA, 2019). Porém, mesmo onde o hidrogênio é vendido, geralmente não é transportado por grandes distâncias devido às dificuldades e custos logísticos associados. Dessa forma, em longo prazo, o hidrogênio pode se tornar uma commodity comercializada internacionalmente. (IRENA, 2022b).

Para atender a crescente demanda pelo H<sub>2</sub> e propor facilidades relacionadas ao seu transporte e distribuição, é proposta a produção dos seus derivados como amônia, metanol e combustíveis sintéticos, uma vez que são mais fáceis de transportar e armazenar do que o próprio hidrogênio e mais adequados para aplicações específicas (ex. transporte marítimo, aviação) (IRENA, 2022a).








A conversão de hidrogênio em amônia é uma tecnologia já comercialmente viável e aplicada em larga escala. A amônia pode ser usada diretamente como matéria-prima e combustível e não precisa necessariamente ser reconvertida em hidrogênio (IRENA, 2022a).

## 1.1 PROCESSOS DE OBTENÇÃO DE H<sub>2</sub>: ASPECTOS ECONÔMICOS E AMBIENTAIS

O H<sub>2</sub> pode ser obtido por diversas tecnologias rotuladas por um sistema de cores. Dessa forma, os principais tipos de H<sub>2</sub> estão associados à sua matéria prima, ao processo utilizado e aos produtos gerados conforme apresentado na Figura 2. As principais rotas da produção de H<sub>2</sub>

são a reforma a vapor do metano e a eletrólise, tendo como diferencial a matéria prima necessária e os produtos gerados.

**Figura 2 - Tipologia da produção de H<sub>2</sub>.**

Cor		Combustível	Processo	Produtos
	Preto/ Marrom	Carvão	Gaseificação	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub>
	Branco	-	Ocorrência natural	H <sub>2</sub>
	Cinza	Gás natural	Reforma a vapor sem captura de carbono	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub>
	Azul	Gás natural	Reforma a vapor com captura de carbono	H <sub>2</sub> + CO <sub>2</sub>
	Turquesa	Gás natural	Pirólise	H <sub>2</sub> + C
	Roxo/Rosa	Energia nuclear	Eletrólise da água	H <sub>2</sub> + O <sub>2</sub>
	Amarelo	Energia solar	Eletrólise da água	H <sub>2</sub> + O <sub>2</sub>
	Verde	Eletricidade renovável	Eletrólise da água	H <sub>2</sub> + O <sub>2</sub>

Fonte: Adaptado de SUSTAINABLE NORTHERN IRELAND (2022).

O hidrogênio pode ser produzido a partir de fontes renováveis e não renováveis, com custos e emissões de dióxido de carbono amplamente variados (YU; WANG; VREDENBURG, 2021), uma vez que a sua rota de produção é um fator determinante para sua viabilidade ambiental. A produção do H<sub>2</sub> pode ocorrer por eletrólise da água a partir de diferentes fontes de energia: renováveis - H<sub>2</sub> verde, energia solar, H<sub>2</sub> amarelo ou por energia nuclear, H<sub>2</sub> roxo. Os métodos da produção de H<sub>2</sub> por fontes não renováveis são: por reforma a vapor de metano (SMR) - H<sub>2</sub> cinza, por SMR associado à captura e armazenamento de carbono - H<sub>2</sub> azul (IEA, 2019), pela gaseificação do carvão, H<sub>2</sub> preto ou marrom e pela extração de hidrogênio de areias betuminosas e campos petrolíferos convencionais sem emissões de CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> aqua (YU; WANG; VREDENBURG, 2021), além de considerarmos a ocorrência natural do gás, H<sub>2</sub> branco.

Atualmente, quase 96% da atual produção mundial de hidrogênio é por fontes não renováveis pelo processo de reforma a vapor do metano, contribuindo para as emissões globais de gases de efeito estufa (SCOLARO; KITTNER, 2022), sendo caracterizados pelo H<sub>2</sub> cinza e azul.

O H<sub>2</sub> cinza é gerado pela reforma a vapor do metano proveniente do gás natural sem captura de carbono, ou seja, todo CO<sub>2</sub> gerado no processo é emitido. Porém, diante do contexto global de emissão de CO<sub>2</sub> e consumo de energia, esta rota está em processo de substituição pela rota de produção do H<sub>2</sub> azul, caracterizada pela reforma a vapor do metano associada a captura e armazenamento de carbono (YU; WANG; VREDENBURG, 2021).

A adaptação das tecnologias de captura de carbono às instalações de produção de hidrogênio cinza permite o uso contínuo desses ativos com menores emissões de gases de efeito estufa (IRENA, 2022b). Porém, a produção do hidrogênio azul como tecnologia de transição energética ainda enfrenta alguns desafios, pois as tecnologias de captura, utilização e armazenamento de carbono ainda estão nos estágios iniciais de maturidade técnica com alto consumo de energia (YU; WANG; VREDENBURG, 2021) e é dependente das flutuações de preço do gás natural (IRENA, 2022b).

A produção de hidrogênio azul ainda emite gases de efeito estufa e por isso não é considerada zero carbono (YU; WANG; VREDENBURG, 2021). Associado a isso, é considerada a possibilidade da geração do H<sub>2</sub> azul não atender as metas ambientais e climáticas referentes as emissões de CO<sub>2</sub> e apresentar altos custos de transporte e armazenamento de CO<sub>2</sub> (IRENA, 2022b). A intensidade de emissão de CO<sub>2</sub> em relação a produção de H<sub>2</sub> depende do combustível e da tecnologia utilizados, da taxa de captura de CO<sub>2</sub> e do nível de emissões a montante e a jusante do processo de produção de H<sub>2</sub> com captura de carbono.

Este fator pode variar entre 8,50 – 9,50 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> para a produção de H<sub>2</sub> cinza, 20,00 – 20,32 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> para geração do H<sub>2</sub> preto, 2,22 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> para o H<sub>2</sub> preto com 90% de CO<sub>2</sub> capturado, 1,07 – 1,8 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> para o H<sub>2</sub> azul (YU; WANG; VREDENBURG, 2021; IEA, 2019) e 2 - 16 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> azul turquesa (IEA, 2023). A intensidade média das emissões da produção mundial de hidrogênio, considerando as emissões a montante e a jusante da produção de H<sub>2</sub> com captura, em 2021 foi entre 12 - 13 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub>, espera-se que a intensidade média atinja 6 - 7 kgCO<sub>2</sub>/kg H<sub>2</sub> em 2030, e para menos de 1 kg CO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> em 2050 (IEA, 2023).

Em relação aos tipos de H<sub>2</sub> que envolvem a eletrólise da água, a geração do H<sub>2</sub> verde vem ganhando destaque pois é produzido por eletrólise a partir de fontes de energia renováveis, sendo considerado hidrogênio de zero carbono. (IRENA, 2022b; YU; WANG; VREDENBURG, 2021). No entanto, a obtenção de hidrogênio verde está atualmente associada a altos custos, cerca de US\$ 2,28 e 7,43/kgH<sub>2</sub> (IRENA, 2022b), valores maiores que os custos associados à obtenção do hidrogênio preto, cinza e azul, fator que não favorece a ampla implementação da tecnologia. O maior componente de custo da produção de hidrogênio verde é o custo da eletricidade (IRENA, 2019), pois o custo das energias renováveis difere significativamente entre as regiões e o preço do hidrogênio também deve ser diferente (IRENA, 2022b), além dos custos de instalação das plantas de captação de energias renováveis.

O hidrogênio verde é produzido mais economicamente em locais que tenham uma combinação ideal de recursos renováveis abundantes, terra disponível, acesso à água e

capacidade de transportar e exportar energia para grandes centros de demanda (IRENA, 2022b). Tendo como fatores-chave para o desenvolvimento do hidrogênio verde a redução dos custos de eletrólise e a redução dos preços da eletricidade verde.

Tendo em vista o custo excessivamente alto da eletrólise, é necessário encontrar materiais ideais para a produção de células eletrolíticas e estabelecer um sistema de cadeia de fornecimento de eletrólise em grande escala (YU; WANG; VREDENBURG, 2021). Embora o hidrogênio verde ainda enfrente muitos desafios, é o principal caminho para a produção de hidrogênio com baixo teor de carbono no futuro (YU; WANG; VREDENBURG, 2021).

A produção de hidrogênio a base de combustíveis fósseis ainda é a opção mais econômica em comparação ao hidrogênio gerado por energias renováveis (YU; WANG; VREDENBURG, 2021). A geração de  $H_2$  por reforma a vapor do metano sem captura de carbono custa 1 – 2,5 USD/kg $H_2$ , enquanto com a captura custa 1,5-3,2 USD/kg $H_2$  (IEA, 2023), valores significativamente inferiores ao obtido com a eletrólise da água e fontes renováveis, 3,1 – 9,0 USD/kg $H_2$  (IEA, 2023). A diferença de valor está associada ao alto custo das usinas juntamente com o fornecimento intermitente de energia, que geralmente resulta em subutilização das plantas (fator de baixa capacidade). Portanto, uma premissa fundamental da economia do hidrogênio é um suprimento com baixo ou zero carbono e uma rota de produção barata e acessível (YU; WANG; VREDENBURG, 2021). Assim, para que o hidrogênio seja amplamente utilizado na futura matriz energética de baixo carbono, sua produção deve conter baixas emissões de carbono e ser economicamente viável tanto a curto como a longo prazo (YU; WANG; VREDENBURG, 2021).

O hidrogênio de baixo carbono é definido como o hidrogênio produzido a partir de processos de carbono zero, energia renovável - hidrogênio verde, ou com baixa emissão de  $CO_2$  como o  $H_2$  produzido a partir de combustíveis fósseis com o processo de captura, utilização e armazenamento de carbono (hidrogênio azul), o  $H_2$  produzido a partir de reservatórios de petróleo com uma nova tecnologia (hidrogênio aqua) (YU; WANG; VREDENBURG, 2021) e o  $H_2$  produzido por pirólise do metano ( $H_2$  turquesa) (IRENA, 2022b). Vale ressaltar que, conforme a Agência Internacional de Energia (IEA, 2023), a implementação de projetos de produção de hidrogênio em larga escala com baixas emissões de carbono enfrenta grandes desafios, devido a incerteza quanto à procura futura, a falta de infraestruturas disponíveis para fornecer hidrogênio aos consumidores finais e a falta de clareza dos regulamentos e certificações aplicáveis.



Para acompanhar o aumento da demanda pelo H<sub>2</sub> associada a necessidade de reduzir as emissões de CO<sub>2</sub>, a produção do H<sub>2</sub> deve deixar de ser baseada em combustíveis fósseis com captura e armazenamento de CO<sub>2</sub> (“hidrogênio azul”) para ser gerado por fontes de energia renovável (“hidrogênio verde”) (IRENA, 2022a).

A produção do H<sub>2</sub> azul é a tecnologia mais indicada para a produção do H<sub>2</sub> atualmente, impulsionando o desenvolvimento de infraestrutura e tecnologias relacionadas a sua produção ao longo da cadeia de valor (IRENA, 2022b) e aproveitando as tecnologias já existentes sendo esta, uma opção rentável a curto prazo para descarbonizar parcialmente a produção (IEA, 2023).

Dessa forma, destaca-se que o hidrogênio azul é um método economicamente vantajoso e viável que pode ser implementado na indústria e utilizado como um transportador de energia de transição, além de utilizar a infraestrutura e ativos existentes, sendo possível atingir as metas climáticas a um custo aceitável e aumentar a diversidade energética, especialmente em uma economia de baixo carbono, se configurando como uma tecnologia de curto e médio prazo para a transição de uso do H<sub>2</sub> verde (YU; WANG; VREDENBURG, 2021).

## 1.2 TECNOLOGIAS DE CAPTURA DE CARBONO

A captura de carbono tem se mostrado uma alternativa vantajosa, visto que o CO<sub>2</sub> capturado pode ser transportado para um local de armazenamento geológico ou para poços de produção de petróleo, onde a injeção de CO<sub>2</sub> proporciona recuperação aprimorada de petróleo (EOR) (ARAÚJO *et al.*, 2017).

O processo de captura de carbono é caracterizado pela aplicação de tecnologias de separação de gás para atingir especificações requeridas de pureza do gás a ser purificado (sem CO<sub>2</sub>). Atualmente, existem diferentes tecnologias para captura ou separação do CO<sub>2</sub> de uma corrente gasosa, tendo destaque: absorção (física ou química), adsorção (física ou química), separação por membranas (KOHL *et al.*, 1985; FLORES, 2015) e a separação supersônica (CAO e BIAN, 2019). No Quadro 1, são listadas as vantagens e desvantagens e o nível de maturidade tecnológica (TRL - *Technology Readiness Level*) das principais tecnologias de separação de gás listadas acima.

**Quadro 1** - Vantagens e desvantagens das principais tecnologias de separação de gás.

<b>Tecnologia</b>	<b>Vantagens</b>	<b>Desvantagens</b>	<b>TRL</b>
Absorção	<ul style="list-style-type: none"><li>▪ Grande capacidade de absorção de CO<sub>2</sub>;</li><li>▪ Capacidade flexível;</li><li>▪ Solvente de fácil regeneração;</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>▪ Para gás rico em CO<sub>2</sub> há alta taxa de recirculação de solvente e de calor para regeneração;</li><li>▪ CO<sub>2</sub> extraído em baixa pressão exigindo grandes trens de compressão para EOR;</li><li>▪ Possível reação com outros componentes do gás de entrada;</li><li>▪ Requer controle de temperatura devido a degradação térmica do solvente;</li><li>▪ Formação de solução corrosiva aos equipamentos e tubulações;</li></ul>	9 (KEARN <i>et al.</i> , 2021; HONG, 2022)
Adsorção	<ul style="list-style-type: none"><li>▪ Adequada para associação à separação criogênica;</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>▪ Alto investimento;</li><li>▪ Alta perda de pressão exigindo grandes trens de compressão para EOR;</li><li>▪ Não é aplicável para fluxo de alta concentração de CO<sub>2</sub>;</li></ul>	9 (KEARN <i>et al.</i> , 2021; HONG, 2022)
Permeação por membrana	<ul style="list-style-type: none"><li>▪ Flexível em relação ao teor de CO<sub>2</sub> da alimentação;</li><li>▪ Ocupa pouco espaço;</li><li>▪ Baixo consumo de energia;</li><li>▪ Fácil escalonamento;</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>▪ Alta porcentagem de CO<sub>2</sub> implica em alta área de permeação;</li><li>▪ CO<sub>2</sub> de baixa pressão que requer uma grande unidade de compressão para EOR;</li><li>▪ Para alto teor de CO<sub>2</sub> o consumo de energia é maior;</li><li>▪ Não aplicado quando temperaturas e pressões elevadas;</li></ul>	7 (KEARN <i>et al.</i> , 2021; HONG, 2022)
Separação supersônica	<ul style="list-style-type: none"><li>▪ Modularidade;</li><li>▪ Ausência de peças móveis;</li><li>▪ Robustez;</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>▪ Evita os problemas da geração de hidratos;</li><li>▪ Tem curto tempo de residência no dispositivo;</li><li>▪ Ocupa pouco espaço;</li><li>▪ Tem melhor eficiência de separação.</li></ul>	5 (BHADOLA <i>et al.</i> , 2020)

Fonte: Adaptado de PESSOA et al. (2022).

Para a seleção da tecnologia de separação de CO<sub>2</sub> mais indicada em FPSOs, devem ser consideradas as seguintes variáveis e restrições de projeto: (a) conteúdo de CO<sub>2</sub> no gás não tratado e no tratado; (b) capacidade de tratamento; (c) custos operacionais; (d) custos de investimento; (e) área ocupada; (f) peso do equipamento e principalmente, por razões de sustentabilidade, (g) deve ser considerado o desempenho ambiental da tecnologia (MEDEIROS *et al.*, 2019). O nível de maturidade tecnológica (TRL) também é um parâmetro importante a ser considerado pois define a maturidade das tecnologias dentro de uma escala crescente de implantação comercial.

A absorção química consiste em uma coluna de absorção com solvente químico, geralmente alcanolaminas aquosas e uma segunda coluna para regeneração de solvente. A absorção física também compreende etapas de absorção e regeneração, tendo como principais solventes para a absorção física do CO<sub>2</sub> o metanol, carbonato de propileno e éteres dimetílicos de polietilenoglicol (IMAEV *et al.*, 2014).

O processo de adsorção é caracterizado pela adsorção química ou física do fluido em um leito líquido ou sólido. Os adsorventes sólidos mais comuns são alumina ativada, gel de sílica e peneira molecular (CAO e BIAN, 2019), geralmente usados para reduzir o conteúdo de CO<sub>2</sub> de 3% para 0,5% (IMAEV *et al.*, 2014). Esta tecnologia apresenta desvantagens devido ao elevado custo para fornecimento de energia para a regeneração do adsorvente, além do longo período da operação (até 24 horas). Dessa forma, a adsorção é eficiente apenas na remoção de percentuais pequenos de contaminantes na alimentação (KELLER, 2005).

O processo de permeação por membrana é baseado nas diferentes permeabilidades dos componentes através das membranas (IMAEV *et al.*, 2014). As membranas sintéticas podem ser de polímeros, como poliamida ou acetato de celulose, ou materiais cerâmicos. Esse processo é usado atualmente para captura de CO<sub>2</sub> em plataformas offshore que recebem gás dos campos do Pré-sal do Brasil com até 20% (mol) de CO<sub>2</sub> (MEDEIROS *et al.*, 2019).

Já a separação supersônica consiste em expandir o gás a velocidades supersônicas através de um bocal convergente-divergente, resultando em uma grande queda de temperatura e promovendo a condensação de espécies mais pesadas (HAGHIGHI *et al.*, 2015). É considerada uma tecnologia vantajosa devido a utilização eficiente da energia e seu tamanho compacto (CASTIER, 2016), além de ser um equipamento estático sendo adequado para operações em plataformas (CAO e BIAN, 2019) e apresentar baixa formação de hidratos devido ao curto tempo de residência no dispositivo e não requer processos de regeneração (CAO e BIAN, 2019), sendo considerado um diferencial entre as outras tecnologias de separação de gases. Atualmente o fenômeno da separação supersônica está sendo considerado para separação de gás em processos de grande escala nas indústrias petrolífera, de gás e química (MACHADO *et al.*, 2012). Segundo CAO e BIAN (2019), devido ao bom desempenho desta tecnologia, muitos autores têm estudado a concepção, desempenho e eficiência, viabilidade econômica e aplicações industriais dos separadores supersônicos.

A tecnologia mais avançada usada para remoção de CO<sub>2</sub> de gases ácidos é o processo de absorção com amina por apresentar uma maior taxa de remoção em relação aos outros métodos (ZARZYCKI; CHACUK, 1993; KOHL *et al.*, 1985; FLORES, 2015). Principalmente quando aplicada para correntes de baixa pressão e baixo teor de CO<sub>2</sub> (3-25% em mol), pois quanto maior a concentração de CO<sub>2</sub> maior a vazão e recirculação de solvente, além de demandar mais energia na etapa de regeneração do mesmo. Embora esta tecnologia apresente desvantagens econômicas e ambientais como perda de solvente, alta demanda energética e corrosão dos equipamentos, é destacada por um excelente desempenho em termos de

solubilidade e seletividade (BARBOSA, 2018) e por apresentar o nível máximo de maturidade tecnológica, sendo comercialmente empregado. Em contrapartida a separação supersônica está se tornando gradativamente uma opção atraente, pois possui características únicas de modularidade, ausência de peças móveis e robustez que a tornam competitiva em plataformas offshore, porém apresenta um nível de maturidade tecnológica intermediário, estando em estágio de validação em condições relevantes.

Adotando-se a produção de  $H_2$  via reforma a vapor do metano com captura de carbono destaca-se o potencial de descarbonização do cenário energético e cumprimento das metas climáticas. Espera-se que, a longo prazo, os custos de investimento e produção do hidrogênio verde obtido por eletrólise sejam reduzidos, devido as aplicações em larga escala, melhores processos de produção e possíveis novas tecnologias (ADAM et al., 2020). No entanto, a curto e médio prazo, o  $H_2$  azul pode ser fornecido em larga escala a partir de novas tecnologias e otimização e aprimoramento das tecnologias existentes, sendo considerada uma rota de transição para o consumo exclusivo de  $H_2$  verde do futuro.

Neste trabalho é proposto um sistema integrado da produção do  $H_2$  azul em plataformas offshore. As plataformas offshore são consideradas tecnologia de ponta, pois há máquinas sofisticadas para a exploração, perfuração e produção de petróleo, bem como de processamento químico e refino (MEIER, 2014). A proposição do cenário offshore é justificada pela disponibilidade do gás natural e da água marinha e a possibilidade de injetar o  $CO_2$  em poços maduros, representando uma alternativa com potencial de inovação, sendo considerada uma oportunidade para diversificar a matriz energética brasileira, além de representar uma alternativa de monetização das reservas gasíferas do pré-sal (EPE, 2022). Além desses fatores os processos envolvidos no sistema integrado podem usar água do mar como fluido de resfriamento (CUCHIVAGUE, 2015).

Portanto, a presente pesquisa aborda o sistema integrado da produção de  $H_2$  via reforma a vapor do metano offshore com captura de carbono pelas tecnologias de absorção química e separação supersônica, além da dessalinização da água do mar e compressão de  $CO_2$ .

### 1.3 OBJETIVOS

Esta pesquisa tem como objetivo avaliar e comparar, em termos de energia e emissões de  $CO_2$ , o processo integrado de geração de  $H_2$  via reforma a vapor do metano com captura de carbono por absorção química e separação supersônica no cenário offshore.

### 1.3.1 Objetivos específicos

- Modelar e simular os seguintes processos: produção de  $H_2$ , absorção química, separação supersônica, dessalinização da água do mar e compressão de  $CO_2$ ;
- Desenvolver balanços de massa e energia para integração dos processos de acordo com o volume de controle integrado;
- Quantificar as demandas térmica e elétrica dos processos e propor uma planta de utilidades capaz de suprir estas demandas;
- Comparar o desempenho dos processos de absorção química e separação supersônica separadamente;
- Analisar e comparar o volume de controle integrado em termos energéticos e de emissões de  $CO_2$  a partir da adoção de duas tecnologias de captura de  $CO_2$  propostas.

## 1.4 ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO

Inicialmente é feita uma fundamentação teórica sobre o processo de produção de  $H_2$  via reforma a vapor do metano e a captura de carbono por absorção química e separação supersônica (Capítulo 2). No Capítulo 3 é apresentada uma revisão bibliográfica caracterizada por uma análise bibliométrica além da apresentação das principais referências encontradas sobre a produção de  $H_2$  via reforma a vapor do metano com captura de carbono offshore. Posteriormente, a sequência metodológica é apresentada incluindo o volume de controle integrado dos processos considerados, suas configurações, parâmetros e dados de entrada utilizados na modelagem e simulação dos processos avaliados (Capítulo 4). O Capítulo 5 apresenta os resultados obtidos pelas simulações executadas e o Capítulo 6 apresenta as conclusões do trabalho e sugestões para trabalhos futuros. Por fim são apresentados os apêndices A e B, referentes ao poder calorífico inferior dos componentes e as publicações, respectivamente.

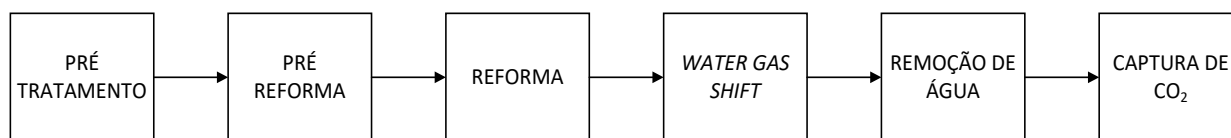
## 2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Na fundamentação teórica são discutidos aspectos técnicos do processo de produção de  $H_2$  via reforma a vapor do metano e das tecnologias de captura de carbono por absorção química e separação supersônica.

### 2.1 REFORMA A VAPOR DO METANO

A produção convencional de  $H_2$  via reforma a vapor do metano (SMR) envolve, principalmente, uma combinação das reações de reforma e deslocamento de gás d'água, denominado em inglês *water gas shift* (WGS) (SONG *et al.*, 2015; WU; KUO, 2015). Na literatura há diversos trabalhos que abordam a modelagem e simulação da produção de  $H_2$  envolvendo as etapas de pré-tratamento, pré-reforma, reforma, WGS e remoção de água, bem como a captura de carbono, como apresentado na Figura 3.

**Figura 3** - Principais etapas da produção de  $H_2$  via SMR.



Fonte: Autoria própria (2022).

Desta forma, no Quadro 2 são apresentadas as principais referências adotadas neste trabalho e as etapas discutidas em cada referência.

**Quadro 2** - Etapas consideradas na produção de  $H_2$  por SMR.

Referência	Pré tratamento	Pré reforma	Reforma	WGS	Remoção de água	Captura de $CO_2$
Song <i>et al.</i> (2015)			x	x	x	
Melaina, Antonia e Penev (2013)	x		x	x		x
Boyano <i>et al.</i> (2011)			x	x		x
Wu e Kuo (2015)			x	x	x	x
Stenberg <i>et al.</i> (2018)			x	x	x	x
Fan <i>et al.</i> (2016)			x	x		x

Posada e Manousiouthakis (2005)			x	x	x	x
Al Khusaibi e Rao (2016)	x	x	x	x		x
NYSERDA (2018)			x	x	x	x
Jakobsen e Åtland (2016)	x	x	x	x		x
Molburg (2003)	x	x	x	x	x	x
Cruz (2008)	x		x	x		x
Bahadori e Kashiwao (2019)			x	x		x

No pré-tratamento do gás natural, os componentes líquidos e o enxofre são removidos (MOLBURG; DOCTOR, 2003). A remoção do enxofre é necessária para evitar sua adsorção na superfície do catalisador reformador, o que pode causar uma redução na atividade catalítica e uma consequente redução na eficiência total da planta (JAKOBSEN; ÅTLAND, 2016).

A pré-reforma é caracterizada pela conversão de hidrocarbonetos pesados em metano antes da etapa de reforma. Em geral, o reator pré-reformador contém um leito de catalisador de níquel e é basicamente um forno reformador a vapor adiabático de baixa temperatura, entre 350 e 550 °C (JAKOBSEN; ÅTLAND, 2016).

Já a reforma a vapor do metano concentra a maior demanda térmica na planta devido as reações endotérmicas que ocorrem no reformador a temperaturas entre 500 e 1.000 °C (BOYANO *et al.*, 2011; CRUZ, 2010; FAN *et al.*, 2016; JAKOBSEN; ÅTLAND, 2016; STENBERG *et al.*, 2018; WU; KUO, 2015).

O reformador consiste em vários tubos internos preenchidos com um catalisador à base de níquel (JAKOBSEN; ÅTLAND, 2016), onde ocorre a conversão de hidrocarbonetos em monóxido e hidrogênio (BOYANO *et al.*, 2011; MOLBURG, 2003; POSADA; MANOUSIOUTHAKIS, 2005) e dióxido de carbono e hidrogênio (POSADA; MANOUSIOUTHAKIS, 2005; WU; KUO, 2015), como representado nas Eqs. (1) e (2) com uma razão de massa vapor/gás natural de 3:1 na entrada do reformador (AL KHUSAIBI; RAO, 2016; LIRA, LIMA; LUCENA, 2018).



Após a reforma, o fluxo de gás rico em CO, H<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O, conhecido como gás de síntese, é direcionado para a etapa de deslocamento de gás da água, caracterizada pela conversão de CO em H<sub>2</sub> por uma reação exotérmica, Eq. (3) (POSADA; MANOUSIOUTHAKIS, 2005). Esta etapa é composta por dois reatores (SONG *et al.*, 2015). O primeiro reator opera a temperaturas entre 350 e 500 °C (BOYANO *et al.*, 2011; FAN *et al.*, 2016; SONG *et al.*, 2015; STENBERG *et al.*, 2018), destacando-se por uma apresentar maior velocidade de reação (MOLBURG e DOCTOR, 2003). Já o segundo reator opera entre 200 e 204 °C (BOYANO *et al.*, 2011; FAN *et al.*, 2016; SONG *et al.*, 2015), favorecendo a concentração de equilíbrio do produto, já que a reação é exotérmica (FAN *et al.*, 2016).



Após a etapa de WGS, o gás rico em H<sub>2</sub> é direcionado para um vaso separador para remoção de água não reagida nas etapas de reforma e WGS, sendo obtida uma corrente de gás rica, principalmente, em H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> (SONG *et al.*, 2015; STENBERG *et al.*, 2018).

Por fim, a corrente de gás rica em H<sub>2</sub> e livre de condensados, com 79,60% em massa de H<sub>2</sub> (SONG *et al.*, 2015) é direcionada para uma planta de captura de carbono. Na planta, é possível obter uma corrente de H<sub>2</sub> com elevada concentração, entre 99,4% e 99,8% em massa, (POSADA; MANOUSIOUTHAKIS, 2005; SONG *et al.*, 2015) e uma corrente quase pura ou pura em CO<sub>2</sub> (SONG, 2015).

## 2.2 CAPTURA DE CARBONO

Os processos de captura de carbono a serem descritos são absorção química e separação supersônica.

### 2.2.1 Absorção Química

A absorção química consiste, em linhas gerais, na transferência de massa de um componente em fase gasosa (soluto) para uma fase líquida (solvente), em que são utilizados solventes de natureza reativa com o componente gasoso (BIANCHINI, 2018). O processo de separação de CO<sub>2</sub> por absorção química é caracterizado pela reação exotérmica e reversível entre o gás CO<sub>2</sub> e o solvente (ALIE *et al.*, 2005) e consequente dessorção do gás e regeneração do solvente utilizado.



A escolha do solvente está associada a alta capacidade de solubilidade do soluto no solvente, reduzindo a quantidade requerida de solvente no processo, além de não ser volátil, corrosivo, viscoso e, principalmente, inflamável (MARTINS, 2011). Dessa forma, o solvente deve apresentar alta capacidade de absorção do CO<sub>2</sub>, isto é absorver grande quantidade de moles de gás para cada mol de solvente utilizado, e necessitar de baixa energia térmica para a regeneração (BIANCHINI, 2018).

Os solventes usualmente utilizados nos processos de absorção química do CO<sub>2</sub> são soluções aquosas de alcanolaminas devido a sua alta solubilidade (KOHL; NIELSEN, 1997), sendo uma das tecnologias mais utilizadas comercialmente (BIANCHINI, 2018). Nos processos industriais de absorção de CO<sub>2</sub>, os principais solventes são as aminas primária (monoetanolamina - MEA), secundária (dietanolamina - DEA) e terciária (metil dietanolamina - MDEA) (FLORES, 2015; MARIN et al., 2016; MARTINS, 2011), sendo a MEA e a MDEA as aminas utilizadas em larga escala (BIANCHINI, 2018). Estes solventes são comumente empregados nas refinarias brasileiras, destacando-se nas unidades de tratamento de gás, craqueamento catalítico fluidizado e no hidrotratamento (MARTINS, 2011). Esta classificação está associada a diferenças estruturais químicas que apresentam modelos reacionais com variações nos efeitos térmicos relacionados às reações e ao equilíbrio químico do processo, que por sua vez, influencia na estabilidade do solvente e nos fatores de corrosão (BIANCHINI, 2018).

No mecanismo de reação do CO<sub>2</sub> com as aminas primárias e secundárias, denominado “zwitterion”, o principal produto formado é o complexo conhecido como carbamato (BIANCHINI, 2018). Tal mecanismo é representado pelas seguintes equações reversíveis para o solvente a base de MEA (BATISTA et al., 2016; MOIOLI; PELLEGRINI; GAMBA, 2012).

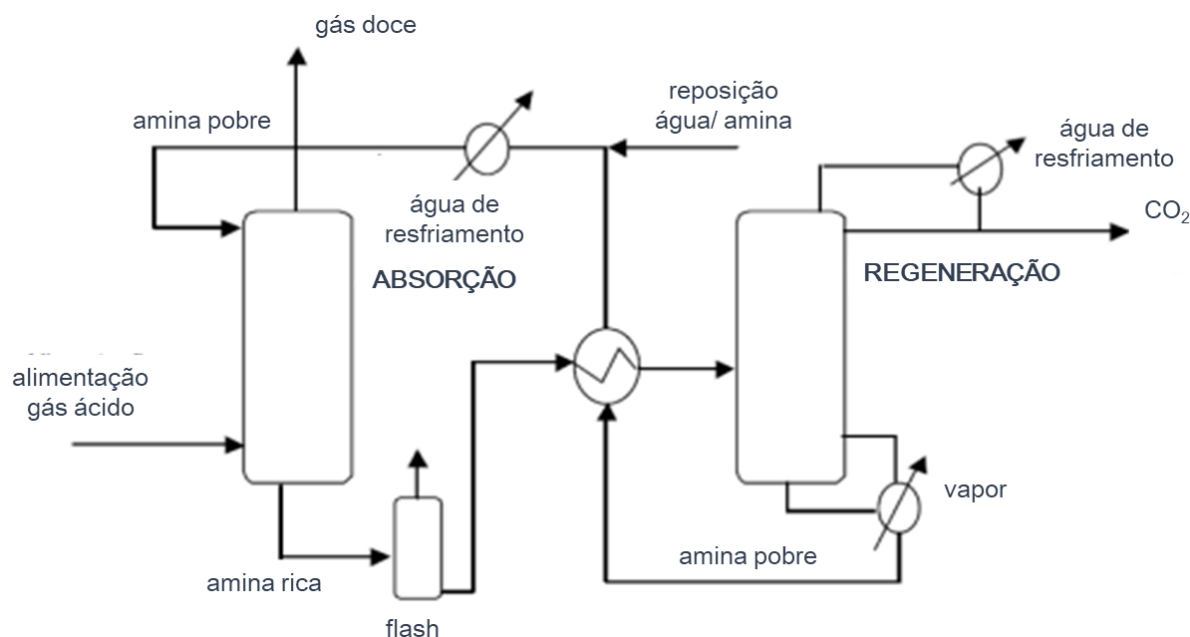


A metildietanolamina (MDEA) é a amina que requer menor demanda térmica para a etapa de regeneração, sendo usada para remoção de H<sub>2</sub>S e no tratamento de correntes ricas em CO<sub>2</sub> (MARTINS, 2011). A dietanolamina – DEA é comumente utilizada no tratamento de correntes de gás ácida na refinaria devido a sua corrosividade moderada, boa reatividade e necessitar menor energia para a regeneração da solução em relação as outras aminas

(MARTINS, 2011). Já o solvente MEA é destacado por possuir alta capacidade de absorção, baixo custo e maior reatividade quando comparada com outras alcanolaminas, sendo considerado o mais usual nos processos de absorção química pois possui maior velocidade de reação na absorção (ALIE, 2004; BIANCHINI, 2018), além de apresentar uma taxa de reação suficiente para assegurar que as colunas de absorção e dessorção tenham comprimento razoável. (BATISTA et al., 2016). Porém apresenta alto custo de operação devido à grande demanda térmica para regeneração do solvente e por problemas operacionais relacionados à degradação e corrosão dos sistemas de absorção e de regeneração da amina (MARTINS, 2011; BIANCHINI, 2018).

No que diz respeito a produção de  $H_2$ , o solvente MEA é utilizado nas Unidades Geradoras de Hidrogênio (HGU) para purificar o gás de síntese por absorção química, ao invés de adsorção física com objetivo de obter maior pureza (MARTINS, 2011). O solvente a ser considerado na absorção química do  $CO_2$  é o MEA. A Figura 4 apresenta um esquema simplificado da absorção química e posterior regeneração.

**Figura 4** - Esquema simplificado de um sistema de absorção/ regeneração.



Fonte: Adaptado de Martins (2011).

Na coluna de absorção o fluxo de gás ácido entra pela base da coluna, a qual pode ser de pratos ou recheio, e o solvente reciclado (amina pobre) e a água de make-up entram pelo topo (MARTINS 2011). Dessa forma, é formado um fluxo contracorrente dentro da coluna absorvedora, favorecendo a transferência de massa e a remoção do  $CO_2$  pela reação exotérmica

do CO<sub>2</sub> com o grupo funcional amina da alcanolamina (BIANCHINI, 2018) a baixas temperaturas (BATISTA et al., 2016).

A absorção química pode ocorrer dispositivos de contato, principalmente em colunas de recheio ou de pratos (BIANCHINI, 2018). O diâmetro da coluna de absorção depende da vazão, das propriedades das correntes de gás e de líquido e do tipo de coluna utilizado. A altura da coluna depende da concentração final do soluto requerida e da taxa de transferência de massa (MARTINS 2011).

Já a temperatura de operação varia desde a temperatura ambiente até aproximadamente 60°C, visto que para temperaturas maiores a qualidade do produto tratado piora significativamente (MARTINS, 2011) e deve operar a altas pressões favorecendo a solubilidade do gás no solvente.

Os processos que utilizam soluções de aminas permitem a remoção eficiente de CO<sub>2</sub> de correntes gasosas entre 15% a 20% (massa) de CO<sub>2</sub> (KOHL; NIELSEN, 1997; MARTINS, 2011) em condições entre 20°C e 60°C e baixas pressões (BATISTA et al., 2016).

As taxas de absorção, a cinética da reação e as condições de equilíbrio são fatores limitantes no processo de absorção de CO<sub>2</sub>, o que impede a captura completa de CO<sub>2</sub> de uma corrente gasosa (BATISTA et al., 2016).

Usualmente a absorção de CO<sub>2</sub> por solvente MEA ocorre com uma solução de 20% a 30% (massa) de monoetanolamina (MEA) em água (BATISTA et al., 2016) e a taxa de circulação do solvente líquido é determinada pela capacidade do solvente em absorver o CO<sub>2</sub> (BIANCHINI, 2018). Esta taxa pode ser estimada com base no fluxo de solvente reciclado e a reposição do mesmo devido as perdas no processo (BATISTA et al., 2016).

Já a etapa de regeneração se refere a dessorção do CO<sub>2</sub> do solvente utilizado em uma coluna de pratos ou recheio, com condensador de topo e refeedor no fundo (FLORES, 2015). Nesta etapa a solução rica em MEA (com o CO<sub>2</sub> em equilíbrio) é pré-aquecida e direcionada para a base da coluna de regeneração em que o CO<sub>2</sub> é capturado pelo topo da coluna e o solvente utilizado sai pela base e é reciclado para a coluna de absorção (amina pobre) (MARTINS, 2011).

A dessorção é endotérmica pois requer alta demanda térmica para aquecimento da solução em que o vapor gerado pelo refeedor inverte a reação de absorção onde ocorre a decomposição do composto MEA/CO<sub>2</sub> e consequente desprendimento do CO<sub>2</sub> (MARTINS, 2011). A regeneração geralmente ocorre a baixas pressões, aproximadamente 1 a 2 bar (FLORES, 2015; MARTINS, 2011; BIANCHINI, 2018; BATISTA et al., 2016). Já a temperatura apresenta grande influência na solubilidade do CO<sub>2</sub> e no equilíbrio químico das

reações de absorção/dessorção, portanto é necessário operar a regeneração a uma temperatura mais alta do que a absorção, entre 103 e 124 °C (BIANCHINI, 2018). Porém esta temperatura não deve exceder 130 °C para evitar a degradação do solvente (BARBOSA, 2018), sendo determinada pela pressão de operação no equipamento (FLORES, 2015). Dessa forma, a tecnologia de absorção química representa elevado custo pois demanda uma quantidade significativa de energia (MARTINS, 2011).

A razão de refluxo é ajustada de modo que a solução rica em MEA alimentada no topo da coluna de absorção coincida com a corrente de fundo da coluna de dessorção (BATISTA et al., 2016). A mistura vapor/ CO<sub>2</sub> que sai pelo topo da coluna de regeneração é resfriada por um condensador, em que o vapor condensado formado é separado do CO<sub>2</sub> (BIANCHINI, 2018). Os parâmetros como pressão nas colunas, taxa de destilado e taxa de refluxo na coluna de regeneração devem ser determinados a partir de uma análise de sensibilidade para obter uma maior pureza do CO<sub>2</sub> capturado e uma menor demanda térmica do refeedor da coluna de regeneração.

### **2.2.2 Separação Supersônica**

A separação supersônica é capaz de condensar e separar água, hidrocarbonetos pesados e outras impurezas de uma corrente gasosa (CAO e BIAN, 2019) a partir de equipamentos que promovem a redução de pressão e temperatura do fluido.

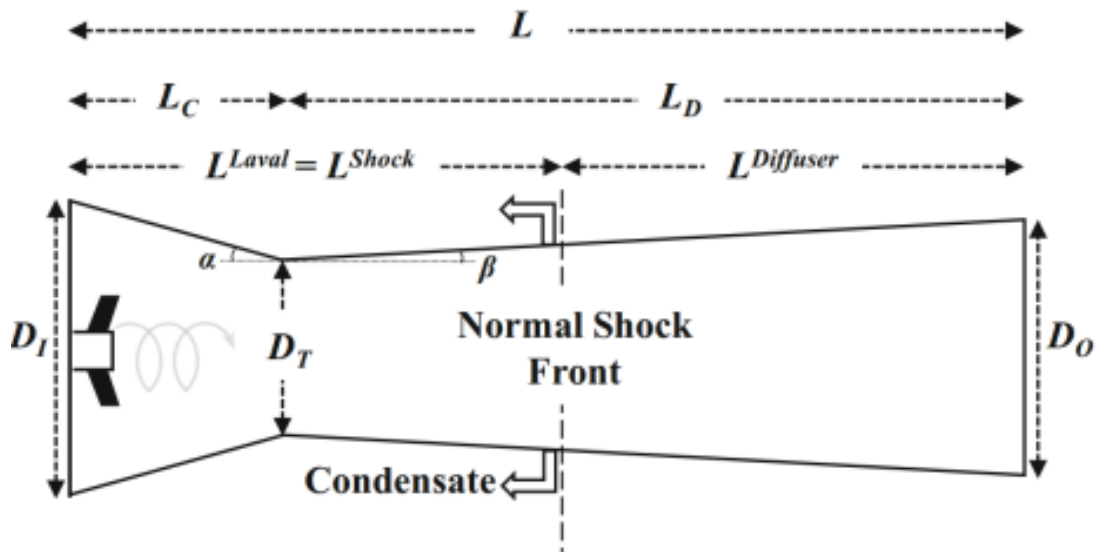
O separador supersônico é considerado um equipamento estático, que por sua vez não possui peças rotativas e evita problemas de fadiga e disponibilidade, sendo adequado para operações em plataformas (CAO e BIAN, 2019). Esta tecnologia é vantajosa devido a utilização eficiente da energia em separações de gás (apenas para compressão na entrada do equipamento) e seu tamanho compacto (CASTIER, 2016). Adicionado a isso, sua operação reduz a formação de hidratos devido ao curto tempo de residência no dispositivo e não requer processos de regeneração (CAO e BIAN, 2019), sendo considerado um diferencial entre as outras tecnologias de separação de gases.

Atualmente estes fenômenos estão sendo abordados nas indústrias petrolífera, de gás e química para separação de gás em processos de grande escala (MACHADO et al., 2012). Segundo (CAO e BIAN, 2019), devido ao bom desempenho desta tecnologia, muitos autores têm estudado a concepção, desempenho e eficiência, viabilidade econômica e aplicações industriais dos separadores supersônicos.

Uma vez que a temperatura é um fator importante para a separação líquido-gás, a geometria do separador supersônico direciona o escoamento do fluido por um bocal convergente-divergente acelerando-o até velocidades supersônicas promovendo a redução da temperatura e consequente condensação dos componentes mais pesados do gás (HAGHIGHI *et al.*, 2015). Portanto, destaca-se que a eficiência desses equipamentos está relacionada às propriedades de resfriamento dos bocais convergentes-divergentes com os princípios da separação centrífuga (HAGHIGHI *et al.*, 2015).

O separador supersônico é representado pela Figura 5 Onde:  $DI$  é o diâmetro interno (m),  $DT$  é o diâmetro da garganta (m),  $Do$  é o diâmetro de saída (m),  $L_C$  é o comprimento do bocal convergente (m),  $L_D$  é o comprimento do bocal divergente (m),  $L_{Diffuser}$  é o comprimento do difusor (m),  $L_{shock}$  é o comprimento da região na qual se formam as ondas de choque,  $L$  é o comprimento total do separador supersônico - SS (m),  $\alpha$  é o ângulo do bocal convergente e  $\beta$  é o ângulo do bocal divergente.

**Figura 5 – Separador Supersônico.**



Fonte: Medeiros et al. (2019).

Inicialmente um fluxo de gás (alimentação) entra no separador supersônico passando por um bocal ( $DI$ ) e escoa pela seção convergente ( $LC$ ) com  $Mach < 1$ , onde ocorre o processo de aceleração/expansão do gás. Ao ao passar pelo menor diâmetro ( $DT$ ), garganta do separador, o gás atinge  $Mach = 1$  (CASTIER, 2016).

Após a garganta, o fluido escoar por uma seção divergente (LD) atingindo a velocidade supersônica. De acordo com a teoria da condensação espontânea, após o gás se expandir a alta velocidade ( $Mach > 1$ ) parte do gás estará em estado supersaturado e formará núcleos de condensação (CAO e BIAN, 2019), devido à queda na temperatura e pressão do fluido. Nesta região do separador supersônico, antes da saída da seção divergente, são instalados coletores de fluido condensado que fluem junto a parede da seção (CASTIER, 2016).

Devido a presença dos coletores, logo antes da saída da seção divergente, é gerado um choque supersônico que promove o colapso do regime supersônico (CASTIER, 2016). Dessa forma, é promovido o retorno do escoamento do gás a níveis subsônicos com recuperação parcial da pressão inicial e a saída do gás ao final do separador (DO). Em funcionamento estável, esta onda de choque é estacionária e ocorre numa posição bem definida (CASTIER, 2016).

### 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A revisão bibliográfica se refere à apresentação das principais referências encontradas sobre a produção de H<sub>2</sub> via reforma a vapor do metano com captura de carbono offshore, além de uma análise bibliométrica envolvendo o sistema integrado da de geração de H<sub>2</sub> via reforma a vapor do metano com captura de carbono por absorção química e separação supersônica no cenário offshore.

#### 3.1 PRODUÇÃO DE H<sub>2</sub> VIA SMR COM CCS OFFSHORE

Atualmente existem 30 (trinta) plantas de captura de carbono em operação no mundo, sendo distribuídas pelas indústrias de processamento de gás natural, geração de potência e gás natural sintético, produção de fertilizantes, químicos, etanol, metanol e hidrogênio (STEYN et al., 2022). Sendo 13 (treze) destas plantas localizadas nos Estados Unidos, 5 (cinco) no Canadá, 3 (três) na China, 2 (duas) na Noruega e outras na Arabia Saudita, Qatar, Australia, Emirados Árabes, Hungria, Islândia e Brasil. No Brasil, a planta de captura de carbono - Petrobras Santos Basin Pre-Salt Oil Field CCS, é dedicada ao processamento de gás natural, está localizada na Bacia de Santos e teve seu início de operação em 2011 (STEYN et al., 2022). Nesta planta o CO<sub>2</sub> proveniente do gás natural produzido é separado e, posteriormente comprimido e injetado em poços, tendo atingido 7 Mt de CO<sub>2</sub> injetado em 2021 (EPE, 2022).

No que se refere a captura de carbono associada a produção de H<sub>2</sub>, foram encontradas 4 (quatro) plantas em operação, conforme o Quadro 3.

**Quadro 3** – Plantas de Produção de H<sub>2</sub> via SMR em operação.

<b>Título</b>	<b>País</b>	<b>Início de Operação</b>	<b>Destino do CO<sub>2</sub></b>	<b>Referência</b>
Air Products Steam Methane Reformer	Estados Unidos	2013	Enhanced Oil Recovery	Steyn et al. (2022)
Quest	Canada	2015	Aquífero Salino	Steyn et al. (2022)
Port-Jérôme	França	2015	-	Dermühl & Riedel (2023)
Tomakomai	Japão	2016	Reservatório de Arenito	Dermühl & Riedel (2023)

Na Air Products já foram capturadas cerca de 6 Mt de CO<sub>2</sub> desde que a planta entrou em operação. Nesta planta são utilizados dois reformadores de metano a vapor associado a captura de CO<sub>2</sub> em uma refinaria em Port Arthur, no Texas. A capacidade desta planta é cerca de 1 Mt de CO<sub>2</sub> capturado por ano, o qual é transportado para campos de petróleo no Texas para ser injetado nos poços (EPE, 2022). Já a Quest, localizada em Alberta - Canadá, contém três reformadores de metano associados a planta de captura de carbono, com capacidade para capturar aproximadamente 1 MtCO<sub>2</sub>/ano, em que o CO<sub>2</sub> capturado é transportado por meio de um gasoduto para um local de armazenamento geológico dedicado (PAGE et al., 2020).

De acordo com Steyn et al. (2022), também estão em desenvolvimento avançado, para operação em 2024, outras 6 (seis) plantas de produção de H<sub>2</sub> com captura de carbono, sendo estas: Air Liquide Refinery Rotterdam CCS (Holanda), ExxonMobil Benelux Refinery CCS, Shell Refinery Rotterdam CCS (Holanda), Air Products Refinery Rotterdam CCS (Holanda), Polaris Carbon Storage (Noruega) e Air Products Net-Zero Hydrogen Energy Complex (Canadá).

A oportunidade de produzir o hidrogênio azul (via SMR com captura de carbono) em cenário offshore está associada a produção de petróleo nos casos em que o gás natural produzido apresenta uma alta concentração de CO<sub>2</sub>, sendo possível produzir hidrogênio em unidades de processamento de gás natural que devem estar localizadas próximas às unidades de produção de petróleo (EPE, 2022).

A discussão sobre a conversão de recursos de energia offshore em H<sub>2</sub> não é recente, porém ainda há estudos limitados sobre essa abordagem, sendo a maioria dos projetos concentrados na Holanda, Noruega, Itália e Japão (GONDAL, 2019). Apesar disso, na Agência Internacional de Energia (IEA, 2019), foram apresentadas oportunidades de curto prazo para aumentar o uso de hidrogênio, reduzindo custos e riscos de investimento para governos e o setor privado. Uma das oportunidades baseia-se no incentivo à produção de H<sub>2</sub> em áreas costeiras, locais onde há intensa atividade de refino e processos químicos que utilizam hidrogênio à base de combustível fóssil em zonas industriais ao redor do mundo, como o Mar do Norte na Europa, o Golfo Costa na América do Norte e sudeste da China. Essas plantas de produção de H<sub>2</sub> podem abastecer navios e caminhões que atendem portos e alimentam outras instalações industriais próximas (IRENA, 2019).

Na literatura, no que diz respeito a produção offshore do hidrogênio, foram encontrados trabalhos que remetem a produção do hidrogênio verde, a partir de fontes de energia renováveis como a eólica, solar e das ondas. Serna et al. (2017) propõem um balanço do consumo de



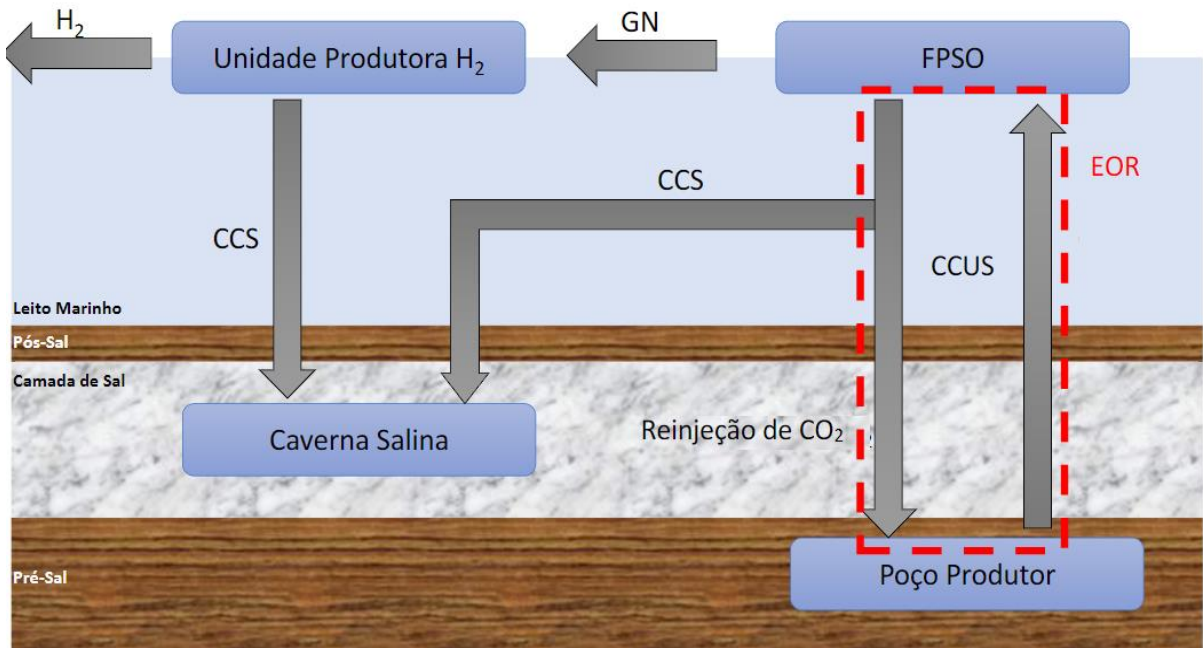
energia em um conjunto de eletrolisadores numa plataforma offshore, em que a energia renovável pode ser gerada localmente por turbinas eólicas e conversores de energia das ondas e utilizada pelos eletrolisadores. Ibrahim et al. (2022) discutem a instalação de parques eólicos offshore flutuantes para a produção de hidrogénio em larga escala. Scolaro e Kittner (2022) propõem a produção de hidrogênio verde utilizando eletricidade eólica offshore, sendo uma via de geração de  $H_2$  de baixo teor de carbono e um modelo de negócio emergente, a partir da investigação sobre a competitividade da produção, além de avaliar a dimensão ótima de um eletrolisador de hidrogênio. Enquanto Serna & Tadeo (2014), apresentam e avaliam uma proposta de uma usina de eletrólise offshore movida a energia das ondas, incluindo os eletrolisadores, um sistema de osmose reversa para produzir água com condutividade adequada, uma unidade de compressão para armazenar o hidrogênio para transporte e baterias para armazenamento temporário de eletricidade.

Gondal e Masood (2019) discutem que a energia eólica offshore, juntamente com outras energias renováveis, tem o potencial de reduzir a taxa de absorção de  $CO_2$  no ecossistema global e propõem a tecnologia P2G. Esta tecnologia, power-to-gas (P2G) é um novo conceito para o armazenamento do excesso de energia renovável, especialmente em áreas que não estão conectadas à rede elétrica, caracterizado pelo processo de reforma a vapor do metano inverso, processo denominado Sabatier. Em que são reagidos o  $CO_2$  oriundo de processos de captura de carbono do gás, e o  $H_2$  gerado pela eletrólise da água mar. Já Qiu et al. (2019) simulam a geração de  $H_2$  azul utilizando a energia solar como fonte de energia térmica na etapa da reforma a vapor do metano.

Em relação a produção de  $H_2$  via reforma a vapor do metano offshore com captura de carbono, a Empresa de Pesquisa Energética em parceria com o Governo Federal Brasileiro – Ministério de Minas e Energia e o Governo Britânico, publicou um report “Hidrogênio azul: produção a partir da reforma do gás natural com CCUS”, o qual aborda, principalmente, a produção de  $H_2$  azul offshore.

Na Figura 6 é apresentado um esquema da produção de  $H_2$  offshore com captura e armazenamento de  $CO_2$  (EPE, 2022).

**Figura 6** – Fluxograma da produção de H<sub>2</sub> offshore com CCUS.



Fonte: EPE (2022).

Inicialmente o gás natural do pré sal é explorado a partir de um poço produtor, este gás passa por um condicionamento em uma plataforma de petróleo offshore, em que são removidos o CO<sub>2</sub> e outros contaminantes. O CO<sub>2</sub> capturado pode ser reinjetado em poços maduros de produção, representando a etapa de recuperação avançada de petróleo (EOR) ou injetado em aquíferos salinos. O gás natural é, então, transportado para uma unidade produtora de H<sub>2</sub> com captura de carbono offshore, gerando o H<sub>2</sub> a ser transportado e distribuído e o CO<sub>2</sub> injetado (EPE, 2022).

A Empresa de Pesquisa Energética (EPE, 2022) relatou que não foi encontrado nenhum projeto no qual a produção de H<sub>2</sub> por reforma do metano (SMR) ocorre offshore, fato que é reforçado pelos resultados da pesquisa bibliométrica a serem apresentados no Tópico 3.2.

Destaca-se que há um grande potencial de inovação na proposta de aproveitar a infraestrutura das plataformas para instalação de unidades de produção de H<sub>2</sub> no mar, de modo a facilitar o acesso à matéria-prima (gás natural do pré-sal), assim como o destino do CO<sub>2</sub> (EPE, 2022).

### 3.2 ANÁLISE BIBLIOMÉTRICA

A análise bibliométrica desenvolvida neste trabalho, foi baseada na metodologia descrita e utilizada por Ávila et al. (2022), a qual teve como principal referência Reis e Vale (2022).

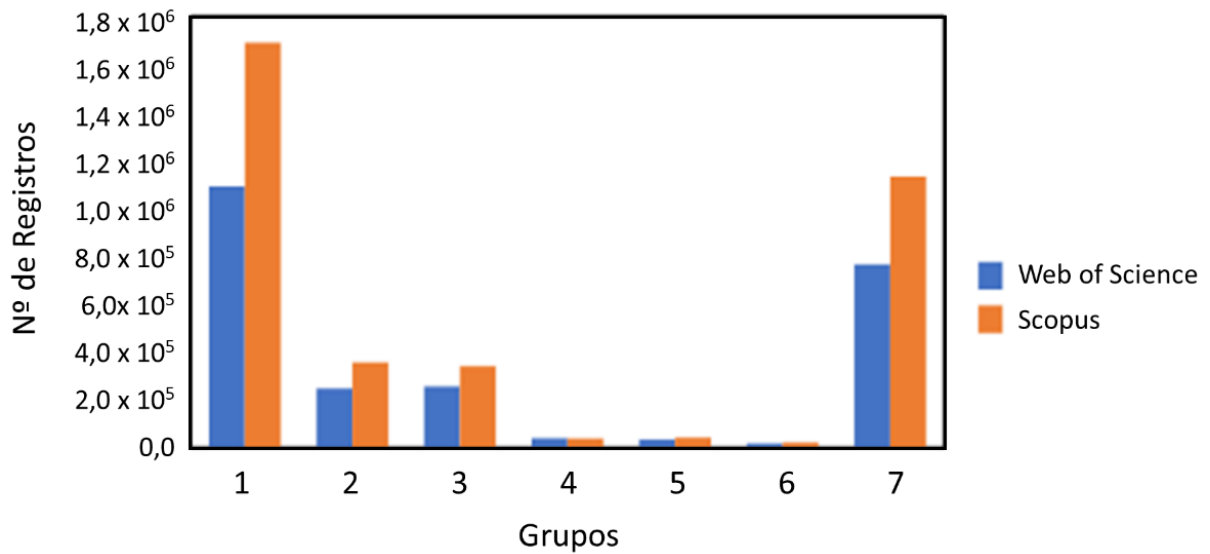
Inicialmente foram definidos os grupos de palavras-chave associados ao sistema integrado da produção de H<sub>2</sub> offshore por reforma a vapor do metano com captura de carbono e posterior compressão de CO<sub>2</sub> para injeção em poços maduros, tendo como fonte de vapor a água proveniente do processo de dessalinização. Dessa forma, 7 (sete) grupos foram retratados de forma independente: produto principal, matéria prima, processo de geração de H<sub>2</sub>, captura de carbono, dessalinização, compressão de CO<sub>2</sub> e o cenário, indicados no Quadro 4.

**Quadro 4** - Grupos de palavras-chave.

<b>Grupo 1 - Produto principal</b>	<b>Grupo 2 - Matéria-prima</b>	<b>Grupo 3 - Produção H<sub>2</sub></b>	<b>Grupo 4 - Captura de Carbono</b>	<b>Grupo 5 - Dessalinização</b>	<b>Grupo 6 - Compressão CO<sub>2</sub></b>	<b>Grupo 7 - Cenário</b>
Hydrogen	Methane	Steam methane reforming	Carbon capture	Desalinization	Carbon compression	FPSO
H <sub>2</sub>	Natural gas	Reform	CO <sub>2</sub> removal	Desalination	CO <sub>2</sub> injection	Offshore
Blue Hydrogen	-	Reforming	CO <sub>2</sub> capture	Desalinated water	CO <sub>2</sub> compression	Platform
Blue H <sub>2</sub>	-	SMR	CO <sub>2</sub> separation	-	carbon storage	-

Cada grupo de palavras-chave foi pesquisado nas bases Web of Science (WOS) e Scopus em que foi possível verificar o quantitativo de trabalhos depositados nas duas bases, como indicado na Figura 7.

**Figura 7** - Número de registros por grupo nas bases Web of Science e Scopus.



Fonte: Autoria própria (2023).

Os grupos 1 e 7 apresentaram maior número de registros, os grupos 2 e 3 são destacados em seguida e por fim os grupos 4, 5 e 6 apresentaram números de registros inferiores aos demais. É possível notar que a pesquisa de palavras-chave dos grupos de forma independente não apontou informações pertinentes. Uma vez que o trabalho considera um sistema integrado, dessa forma, uma pesquisa das combinações entre os grupos de palavras-chave foi conduzida.

### 3.2.1. Sistema Integrado

Conforme a Tabela 1, ao avaliar a combinação dos grupos de palavras-chave, observou-se que a combinação dos grupos 1, 2, 3 e 4 (linha C) apresentou um considerável quantitativo de trabalhos, visto que é um assunto de bastante relevância atualmente – Produção de H<sub>2</sub> (azul) via Reforma a Vapor do Metano com Captura de CO<sub>2</sub>. Ao inserir o grupo de palavras relacionado a dessalinização (linha D), houve apenas um trabalho, destacando que nessa busca há um gap de publicações que envolva este processo e evidenciando a “inovação” do presente trabalho. Verificou-se que o trabalho mapeado pela pesquisa da linha D, também contempla o cenário offshore (linha E).

Ao considerar o grupo 6 na pesquisa da linha C, refinando a busca para os trabalhos que abordam além da remoção, a compressão de CO<sub>2</sub> (linha F), o número de registros obtidos caiu consideravelmente. E, quando incluído o termo associado ao cenário offshore, não houve nenhum registro (linha G). Este fato é inesperado, visto que há muitas publicações associadas

a captura e armazenamento de CO<sub>2</sub> em poços maduros, porém pode ser justificado devido aos outros grupos de palavras considerados, como os grupos do produto principal e da matéria prima. Como já evidenciado nas linhas D, G e E, quando incluídos todos os termos na mesma string de busca – dessalinização, compressão de CO<sub>2</sub> e cenário offshore (linha H), não foram encontrados registros.

**Tabela 1** - Número de registros por combinações.

<b>Linhas de busca</b>	<b>Combinações de grupos</b>	<b>Descrição</b>	<b>Nº de registros no WOS</b>	<b>Nº de registros no SCOPUS</b>
A	1 e 2	(Hydrogen or H2 or "Blue hydrogen" or "Blue H2") and (Methane or "Natural gas")	48.420	59.727
B	1, 2 e 3	(Hydrogen or H2 or "Blue hydrogen" or "Blue H2") and (Methane or "Natural gas") and ("Steam methane reforming" or Reform or Reforming or SMR)	8.597	9.338
C	1, 2, 3 e 4	(Hydrogen or H2 or "Blue hydrogen" or "Blue H2") and (Methane or "Natural gas") and ("Steam methane reforming" or Reform or Reforming or SMR) and ("Carbon capture" or "CO2 removal" or "CO2 capture" or "CO2 separation")	793	667
D	1, 2, 3, 4 e 5	(Hydrogen or H2 or "Blue hydrogen" or "Blue H2") and (Methane or "Natural gas") and ("Steam methane reforming" or Reform or Reforming or SMR) and ("Carbon capture" or "CO2 removal" or "CO2 capture" or "CO2 separation") and (Desalinization or desalination or "desalinated water")	0	1
E	1, 2, 3, 4, 5 e 7	(Hydrogen or H2 or "Blue hydrogen" or "Blue H2") and (Methane or "Natural gas") and ("Steam methane reforming" or Reform or Reforming or SMR) and ("Carbon capture" or "CO2 removal" or "CO2 capture" or "CO2 separation") and (Desalinization or desalination or "desalinated water") and (FPSO or Offshore or Platform)	0	1
F	1, 2, 3, 4 e 6	(Hydrogen or H2 or "Blue hydrogen" or "Blue H2") and (Methane or "Natural gas") and ("Steam methane reforming" or Reform or Reforming or SMR) and ("Carbon capture" or "CO2 removal" or "CO2 capture" or "CO2 separation") and	14	14

		("Carbon compression" or "CO2 injection" or " CO2 compression" or "carbon storage")		
G	1, 2, 3, 4, 6 e 7	(Hydrogen or H2 or "Blue hydrogen" or "Blue H2") and (Methane or "Natural gas") and ("Steam methane reforming" or Reform or Reforming or SMR) and ("Carbon capture" or "CO2 removal" or "CO2 capture" or "CO2 separation") and ("Carbon compression" or "co2 injection" or "co2 compression" or "carbon storage") and (FPSO or Offshore or Platform)	0	0
H	1, 2, 3, 4, 5, 6 e 7	(Hydrogen or H2 or "Blue hydrogen" or "Blue H2") and (Methane or "Natural gas") and ("Steam methane reforming" or Reform or Reforming or SMR) and ("Carbon capture" or "CO2 removal" or "CO2 capture" or "CO2 separation") and (Desalinization or desalination or "desalinated water") and ("Carbon compression" or " CO2 injection" or " CO2 compression" or "carbon storage") and (FPSO or Offshore or Platform)	0	0

Devido ao baixo número de registros encontrados quando da combinação dos grupos descritos nas linhas D a H nas duas bases de pesquisa, foi desenvolvida uma análise manual dos registros obtidos e foram mapeados os 3 (três) trabalhos mais aderentes à linha de pesquisa e objetivos deste trabalho, Quadro 5.

**Quadro 5 - Referências mais aderentes.**

<b>Título</b>	<b>Referência</b>
Hydrogen production from natural gas, sequestration of recovered CO <sub>2</sub> in depleted gas wells and enhanced natural gas recovery	Blok et al. (1997)
A framework for assessing economics of blue hydrogen production from steam methane reforming using carbon capture storage & utilization	Ali Khan et al. (2021)
Life Cycle Assessment of Natural gas-based Chemical Looping for Hydrogen Production	Petrescu, Müller e Cormos (2014)

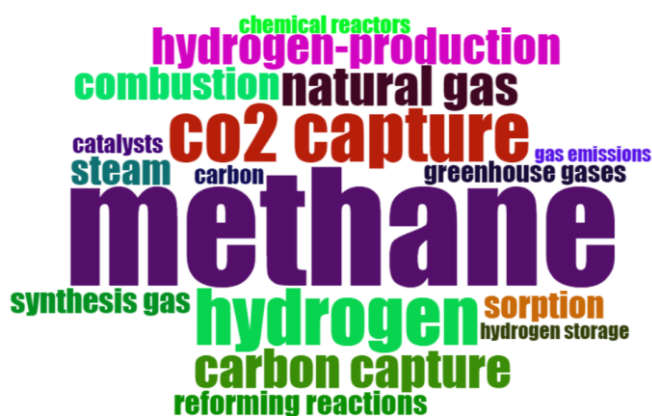
Dessa forma, Blok et al. (1997) discutem a viabilidade de produção de hidrogênio a partir do gás natural com captura de CO<sub>2</sub>, podendo ser injetado em poços quando produzido próximo de campos de gás natural. Já Ali Khan et al. (2021), apresentam um estudo de caso do ponto de vista técnico e econômico de um hub de produção de H<sub>2</sub> via SMR com captura,

utilização e armazenamento de carbono (CCUS) na Austrália. Em contrapartida, Petrescu, Müller e Cormos (2014) avaliam o ciclo de vida da produção de H<sub>2</sub> a partir do gás natural com captura de carbono em comparação ao método convencional (sem captura de CO<sub>2</sub>), utilizando o software CHEMCAD. Ambos os trabalhos remetem ao contexto desta dissertação reforçando que a pesquisa apresentou, de forma geral, registros aderentes ao tema, e que há lacunas de publicações que associem a produção de H<sub>2</sub> via SMR com captura de carbono aos processos de dessalinização da água do mar, compressão de CO<sub>2</sub> e, principalmente, o cenário offshore.

Devido a quantidade de registros encontrados pelas buscas apresentadas na Tabela 1, foi adotada a string de busca da linha C para o desenvolvimento da Análise Bibliométrica utilizando o pacote Bibliometrix (ARIA; CUCCURULLO, 2017), disponível na linguagem de programação R.

A pesquisa se refere a combinação dos grupos de palavras-chave 1, 2, 3 e 4, relacionados a produção de H<sub>2</sub> via reforma a vapor do metano com captura de CO<sub>2</sub>. Verificou-se que entre os dados obtidos pelas duas bases havia 443 trabalhos duplicados, os quais foram desconsiderados a duplicata. Dessa forma, foram obtidos 1.008 trabalhos com uma taxa de crescimento anual de 21,27%. Na Figura 8 é apresentada a word cloud representativa da pesquisa.

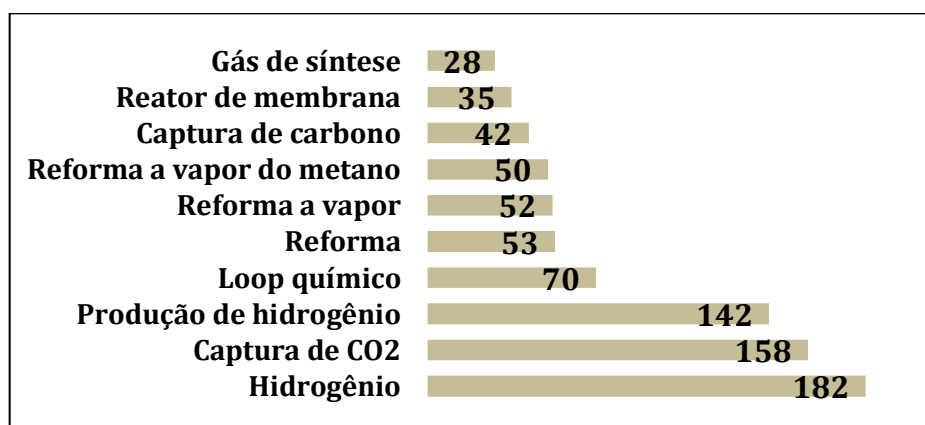
**Figura 8** - *Word cloud* da pesquisa bibliométrica.



Fonte: Autoria própria (2023).

As palavras-chave mais citadas pelos registros encontrados na pesquisa são “hidrogênio”, “captura de CO<sub>2</sub>” e “produção de hidrogênio”, Figura 9.

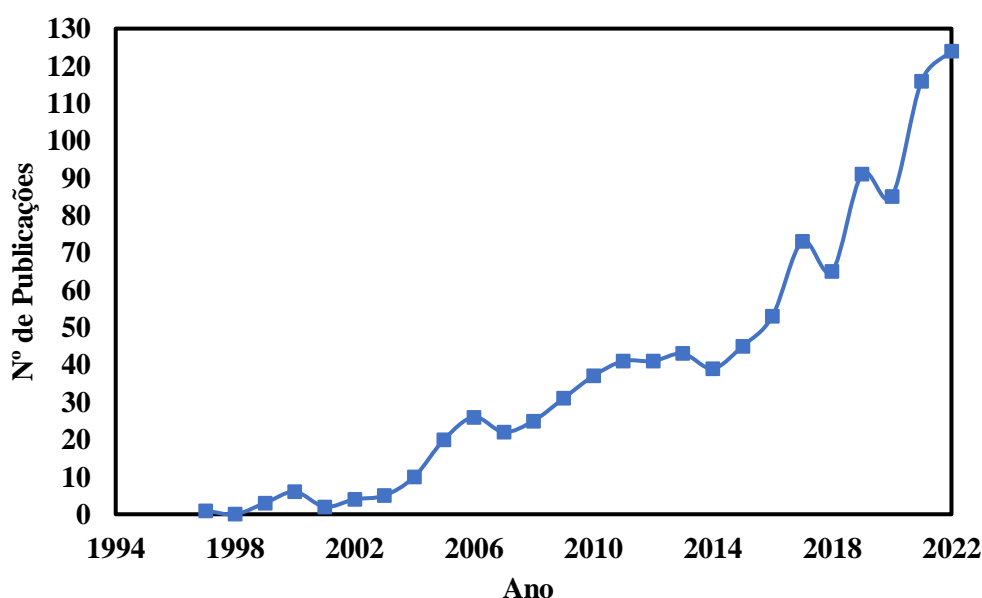
**Figura 9** - Número de ocorrência das principais palavras-chave.



Fonte: Autoria própria (2023).

A partir da Figura 10, verifica-se que as primeiras publicações encontradas para esta combinação de palavras-chave surgiram em 1997 e, apesar de apresentar decaimento em alguns anos específicos, a tendência geral de publicações aumentou ao longo do tempo. Este fato pode ser justificado pela busca e aprimoramento de novas matrizes energéticas e a necessidade de reduzir as emissões de CO<sub>2</sub>.

**Figura 10** - Número de publicações anual.

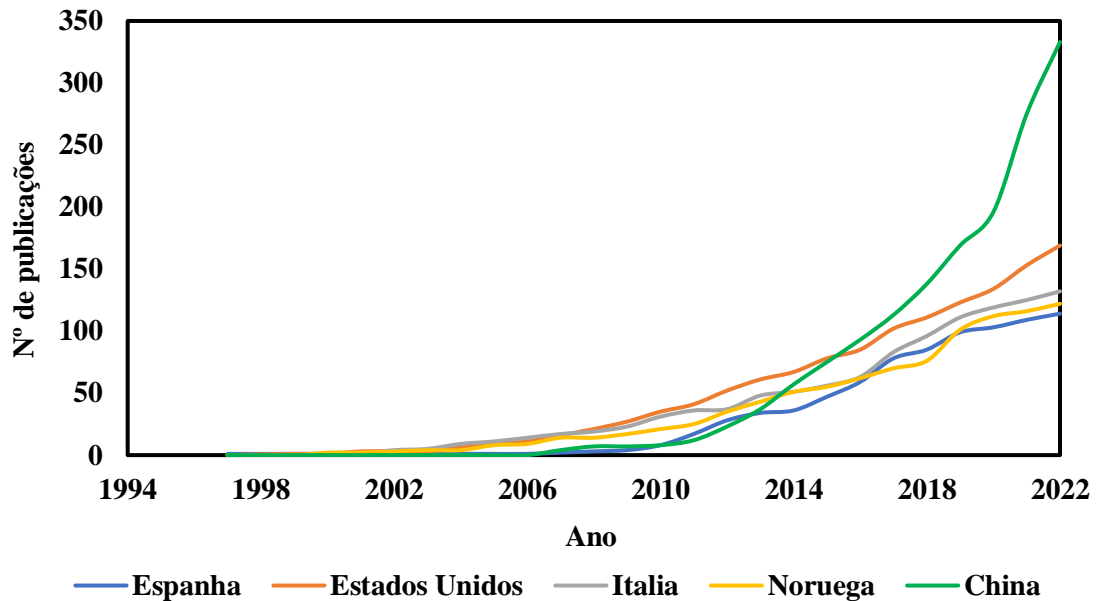


Fonte: Autoria própria (2023).

A partir da análise bibliométrica verificou-se que os países que mais publicam nesse tema são China, Estados Unidos, Itália, Noruega e Espanha, sendo que a China está entre as pioneiras no tema e lidera o número de publicações desde 2016 até os dias atuais. Isso pode ser verificado na Figura 11.



**Figura 11** - Número de registros por países ao longo dos anos.



Fonte: Autoria própria (2023).

### 3.1.2. Produção de H<sub>2</sub> via reforma a vapor do metano com captura de carbono

Ao abordar os processos específicos da captura de carbono associado a produção de H<sub>2</sub> via reforma a vapor do metano, verificou-se que há registros sobre a absorção química. No entanto, não foram verificados registros sobre separação supersônica, conforme indicado na Tabela 2.

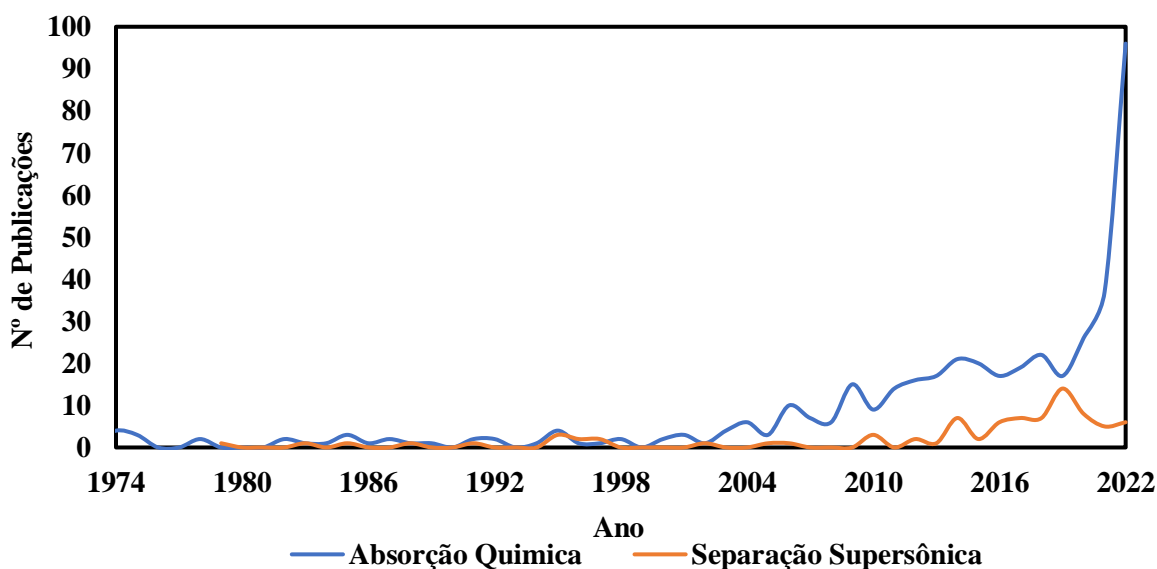
**Tabela 2** - Número de registros por combinações – Complemento da Tabela 1.

Linhas de busca	Combinações de grupos	Descrição	Nº de registros no WOS	Nº de registros no SCOPUS
I	1, 2, 3, 4 e 5a	(Hydrogen or H2 or "Blue hydrogen" or "Blue H2") and (Methane or "Natural gas") and ("Steam methane reforming" or Reform or Reforming or SMR) and ("Carbon capture" or "CO2 removal" or "CO2 capture" or "CO2 separation") and (" <b>chemical absorption</b> ")	11	16
J	1, 2, 3, 4 e 5b	(Hydrogen or H2 or "Blue hydrogen" or "Blue H2") and (Methane or "Natural gas") and ("Steam methane reforming" or Reform or Reforming or SMR) and ("Carbon capture" or "CO2 removal" or "CO2 capture" or "CO2 separation") and (" <b>supersonic separation</b> ")	0	0

Este fato pode ser justificado pelo nível de maturidade dos processos. Desta forma, foi desenvolvida uma análise bibliométrica comparativa específica das duas tecnologias. A partir dos resultados obtidos, verificou-se que as primeiras publicações relacionadas a absorção química surgiram em 1972 e a separação supersônica 1979.

Além disso, foram registrados 424 documentos sobre absorção química e 83 trabalhos relacionados a separação supersônica, com uma taxa de crescimento anual de 9,56% e 4,25%, respectivamente. A partir da Figura 12, observa-se que entre 1980 e 2000, a tendência de publicações das duas tecnologias foi similar. Entretanto, entre 2000 e 2022, a absorção química apresentou mais publicações que a separação supersônica.

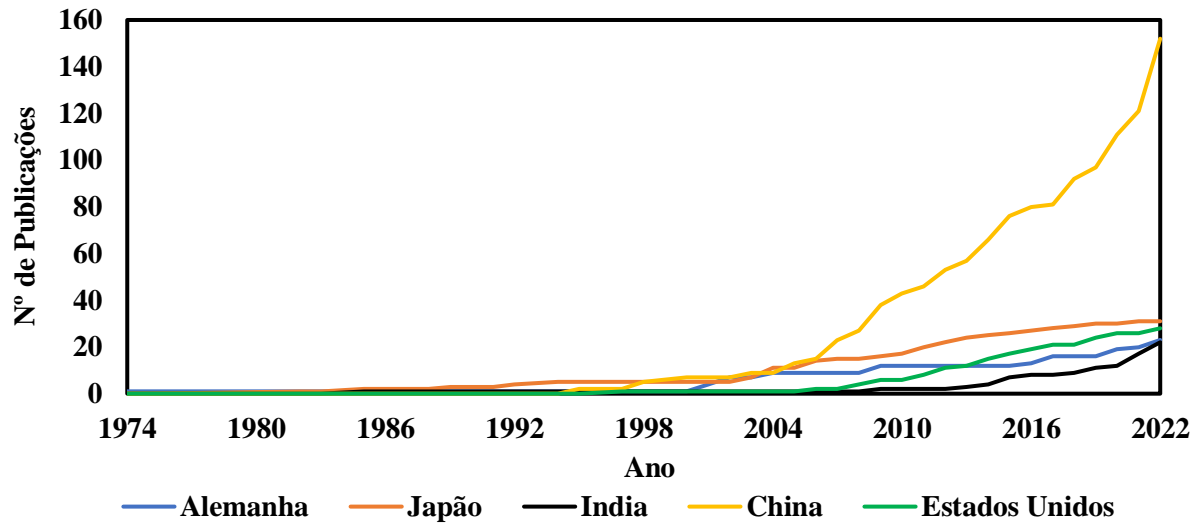
**Figura 12** - Número de publicações por ano.



Fonte: Autoria própria (2023).

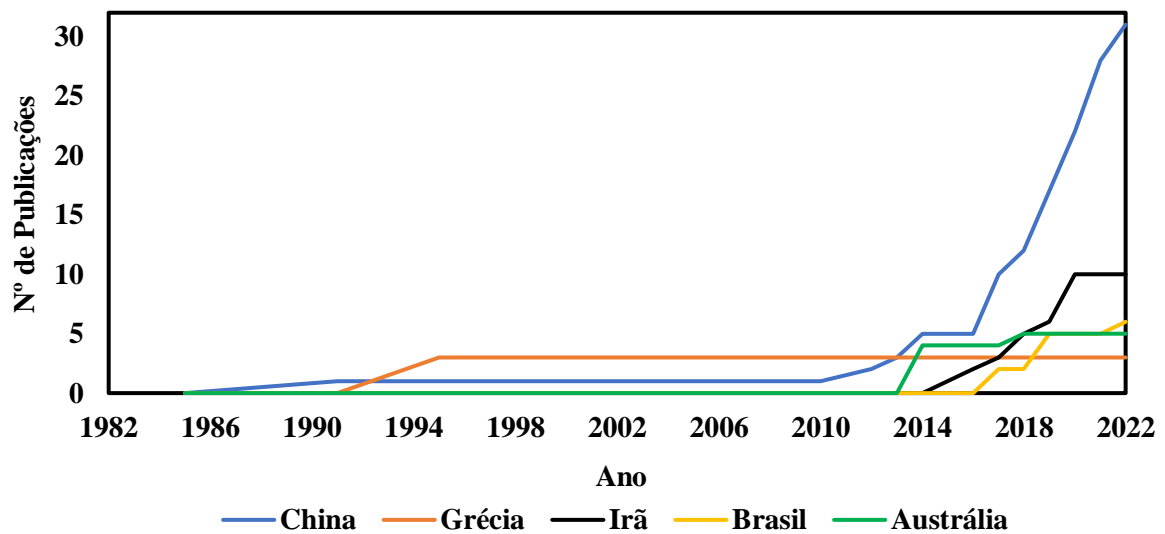
Em relação aos principais países que publicam sobre os processos de absorção química e separação supersônica, verifica-se pelas Figuras 13 e 14 que a China possui uma atuação superior, na liderança para ambas as tecnologias. Para a absorção química destaca-se também o Japão seguido dos Estados Unidos, Alemanha e Índia. Já para a separação supersônica observa-se que a Grécia se manteve constante em publicações desde 1994, e que o Irã, o Brasil e a Austrália vêm crescendo no tema e superando até a Grécia.

**Figura 13** - Publicações por país anual - Absorção Química.



Fonte: Autoria própria (2023).

**Figura 14** - Publicações por país anual - Separação Supersônica.



Fonte: Autoria própria (2023).

A partir da análise bibliométrica relacionada ao sistema integrado, observou-se que não foram encontradas publicações que abordam todos os grupos de palavras-chave (produto principal, matéria prima, processo de geração de H<sub>2</sub> azul, captura de carbono, dessalinização, compressão de CO<sub>2</sub> e cenário) simultaneamente, reforçando a lacuna de pesquisa neste tema.

Quando da pesquisa usando a combinação dos grupos de palavras-chave 1, 2, 3 e 4, relacionados a produção de H<sub>2</sub> via reforma a vapor do metano com captura de CO<sub>2</sub>, já existe

um considerável quantitativo de publicações, tendo um pico em 2022 devido a corrida global pela redução de emissão de CO<sub>2</sub> e diversificação da matriz energética atual.

No que se refere a comparação entre as tecnologias de captura de carbono – absorção química e separação supersônica, observou-se que a absorção química lidera as publicações, destacando sua maturidade tecnológica em relação a separação supersônica. Já a separação supersônica, desde 2014 vem aumentando a quantidade de publicações, fato que pode ser justificado pela busca de novas tecnologias de tratamento de gases e captura de CO<sub>2</sub>. Há destaque pelo posicionamento do Brasil como um dos cinco países que mais publicam neste tema, fato que pode estar relacionado a produção de gás natural como considerável teor de CO<sub>2</sub> no pré-sal Brasileiro, como discutido por Medeiros et al. (2019).

Portanto, o diferencial deste trabalho é avaliar em termos de energia e emissões de CO<sub>2</sub> a produção de H<sub>2</sub> via reforma a vapor do metano com captura de carbono, compressão de CO<sub>2</sub> e dessalinização de forma integrada em cenário offshore. Adicionando a comparação entre duas tecnologias de captura de carbono, a absorção química – tecnologia amplamente utilizada e a separação supersônica – tecnologia em ascensão.

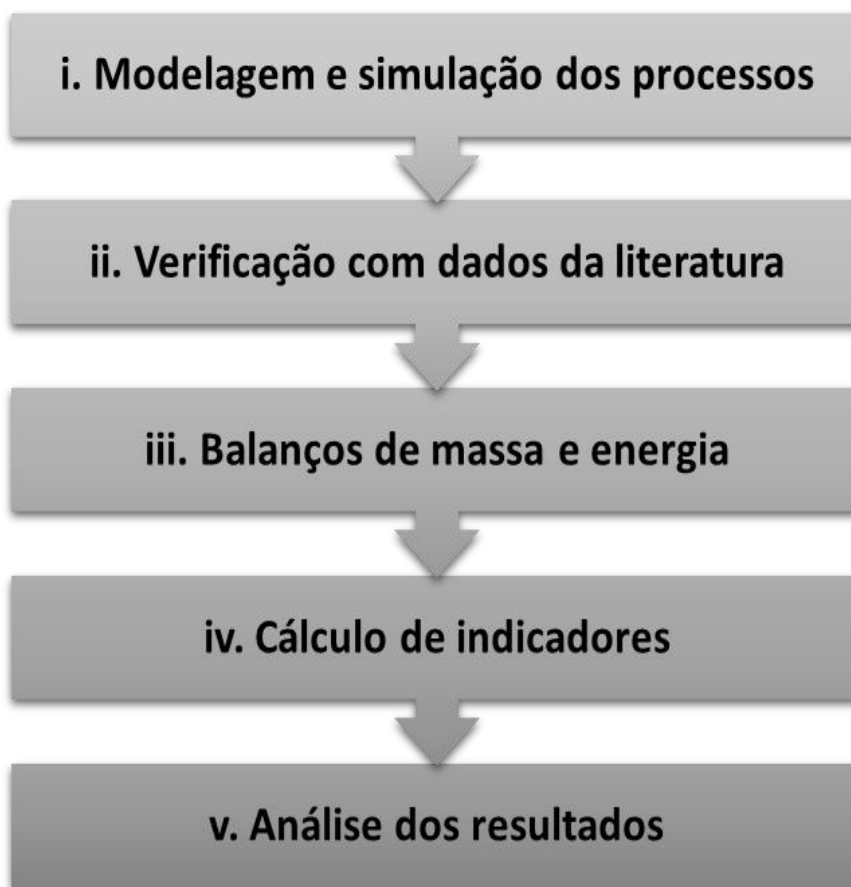
## 4 METODOLOGIA

A sequência metodológica adotada neste trabalho é apresentada pela Figura 15. Inicialmente, os processos de: a) reforma a vapor do metano; b) captura de carbono por absorção química e separação supersônica; c) compressão de CO<sub>2</sub> e d) dessalinização da água do mar foram estudados e simulados.

A partir das simulações desenvolvidas, os resultados foram verificados com dados disponíveis na literatura. Para representar o sistema de forma integrada, as correntes de entrada dos processos foram ajustadas de acordo com as saídas do processo anterior e, portanto, adequando o balanço de massa do volume de controle integrado.

Dessa forma, as demandas térmicas e elétricas de cada processo foram computadas e foi possível simular a planta de utilidades requerida para atender os sistemas integrados. Por fim, os indicadores de emissões de CO<sub>2</sub> e eficiência energética foram calculados e analisados.

**Figura 15** - Metodologia proposta.



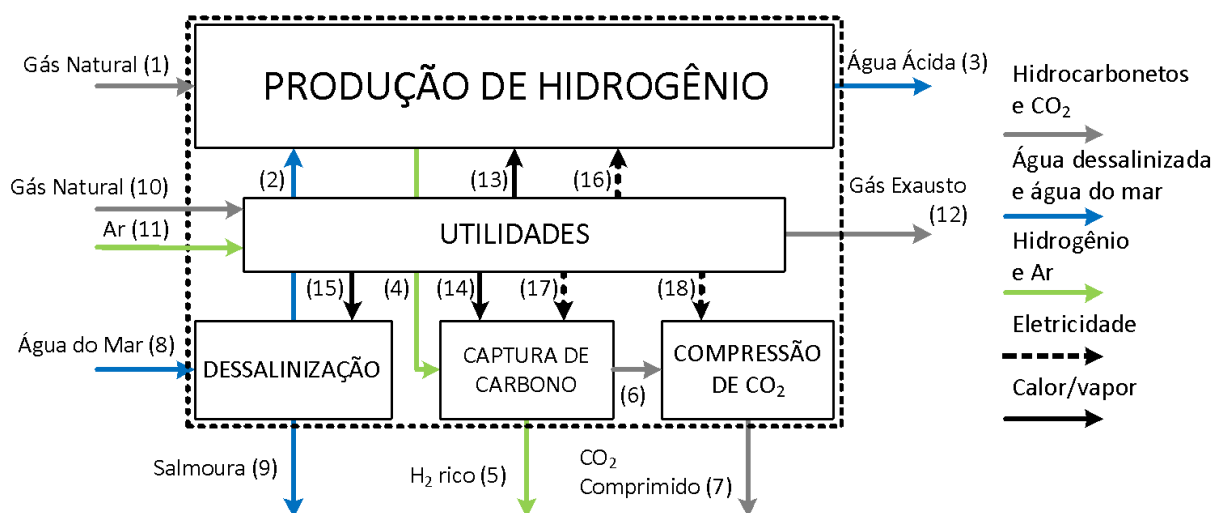
Fonte: Autoria própria (2023).

#### 4.1 MODELAGEM E SIMULAÇÃO DOS PROCESSOS

Os processos químicos foram simulados usando os softwares Aspen Plus® (ASPENTECH, Aspen Plus) e Hysys® (ASPENTECH, Aspen Hysys), com a utilização de equações de estado específicas para o cálculo rigoroso das propriedades termodinâmicas necessárias para a simulação em estado estacionário.

Para a produção de  $H_2$ , separação supersônica e planta de compressão de  $CO_2$ , foi utilizada a equação de estado de Peng Robinson (PR) devido a presença de componentes não-polares. Para a planta de dessalinização e absorção, a equação não aleatória para eletrólitos (ELECNRTL) foi utilizada devido a presença de soluções e eletrólitos. A Figura 16 apresenta o sistema integrado da produção de  $H_2$  via reforma a vapor do metano com captura de carbono, compressão de  $CO_2$ , dessalinização da água do mar e planta de utilidades.

**Figura 16** - Volume de controle integrado.



Fonte: Autoria própria (2022).

A planta de hidrogênio utiliza gás natural (1) e água do mar após dessalinização (2), para produzir uma corrente gasosa rica em  $H_2$  (4) e como subproduto gera água ácida (3). A planta de captura de carbono recebe o fluxo rico em  $H_2$  (4). No final do processo uma corrente com maior concentração de  $H_2$  (5) e outra rica em  $CO_2$  (6) são geradas. Sendo a corrente (6) direcionada para a planta de compressão e tendo sua pressão aumentada para possibilitar injeção em poços (7). A planta de dessalinização recebe água do mar (8) e produz água dessalinizada (2) e salmoura (9). Os processos citados são alimentados por calor e eletricidade gerados pela planta de utilidades juntamente com o forno reformador. As plantas de utilidades são





Após a reforma, o gás de síntese é direcionado para a etapa de deslocamento de gás da água (WGS), caracterizada por dois reatores. Para esta etapa, foram utilizados reatores estequiométricos com fator de conversão da reação de 90%, Eq. (3) (MOLBURG; DOCTOR, 2003). A temperatura do primeiro reator (R-01) foi de 320 °C e a do segundo reator (R-02) 200 °C.

Após a etapa de WGS, a corrente rica em H<sub>2</sub> é resfriada (TC-05) e enviada para um separador do tipo *Flash* (V-01), onde as fases líquida e gasosa são separadas (JAKOBSEN; ÅTLAND, 2016). A fase líquida contém traços de hidrocarbonetos, ou seja, água ácida (3), enquanto a corrente gasosa rica em H<sub>2</sub> (4) é enviada para a planta de captura de carbono. Na Tabela 3 são apresentados os parâmetros operacionais utilizados na simulação.

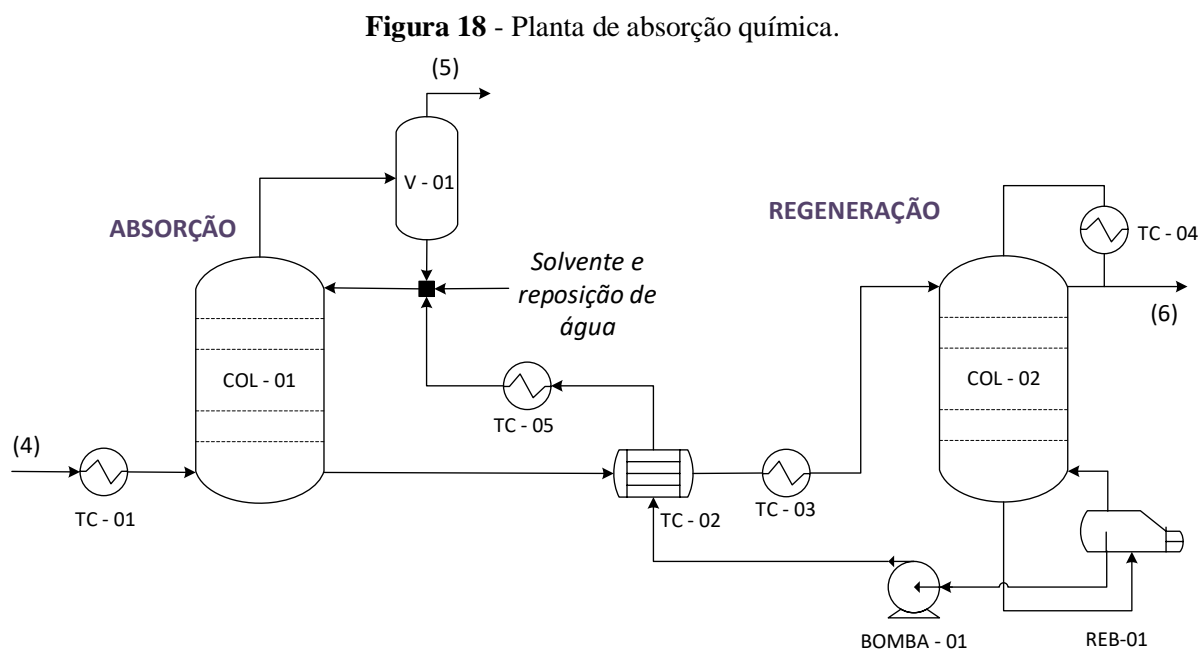
**Tabela 3** - Parâmetros de simulação da planta de H<sub>2</sub>.

Equipamento	Parâmetros
COMP -01	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 5 bar
TC – 01	Temperatura: 500 °C Pressão: 5 bar
TC – 02	Temperatura: 420 °C Pressão: 5 bar
TC – 03	Temperatura de saída quente: 320 °C Pressão: 11 bar
TC – 04	Temperatura de saída quente: 200 °C Pressão: 9 bar
TC – 05	Temperatura: 30 °C Pressão: 4 bar
F – 01	Reator RGibbs Temperatura: 950°C Pressão: 12 bar
R – 01	Reator RStoic Temperatura: 320°C $\Delta P$ : 1,03 bar
R – 02	Reator RStoic Temperatura: 200°C $\Delta P$ : 1,03 bar
BOMBA - 01	Eficiência ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 5 bar
V - 01	Temperatura: 30 °C Pressão: 4 bar



### 4.1.2 Absorção química

A Figura 18 apresenta o fluxograma do processo de absorção química simulado no Aspen Plus®. A planta de captura de carbono desenvolvida neste trabalho consiste em uma coluna de absorção seguida de uma coluna de regeneração.



Fonte: Autoria própria (2023).

Inicialmente a corrente de gás rica em  $H_2$  é aquecida pelo trocador de calor (TC-01) e segue para a coluna de absorção (COL-01). A corrente de gás (4) entra no absorvedor através da base da coluna e o solvente reciclado, MEA, pelo topo. O fluxo de solvente necessário para a captura foi 12 vezes (em massa) o fluxo de gás de entrada, a 40 °C e 2 bar, com 20% (em massa) de MEA, considerando o solvente e a água reciclados e a reposição de água. O gás rico em  $H_2$  (5) sai pelo topo do absorvedor e segue para um vaso tipo Flash (V-01) para remoção de condensado, enquanto o  $CO_2$  capturado pelo solvente deixa a base do absorvedor, é aquecido pelos trocadores TC-02 e TC-03, e segue para a coluna de regeneração (COL-02).

Parâmetros como pressão nas colunas, taxa de destilado e taxa de refluxo na coluna de regeneração foram determinados a partir de uma análise de sensibilidade para obter uma pureza elevada do  $CO_2$  capturado e uma menor demanda térmica na etapa de regeneração. Após a regeneração, a corrente rica em  $CO_2$  (6) é enviada para o trem de compressão para atingir a pressão necessária para injeção. Enquanto a corrente de solvente regenerada é resfriada pelos trocadores de calor TC-02 e TC-05 e reciclada para a coluna de absorção. Na Tabela 4 são apresentados os parâmetros operacionais utilizados na simulação.

**Tabela 4** - Parâmetros de simulação da planta de absorção química.

<b>Equipamento</b>	<b>Parâmetros</b>
TC – 01	Temperatura: 37,7 °C Pressão: 2,1 bar
TC – 02	Temperatura de saída fria: 114 °C Pressão: 2 bar
TC – 03	Temperatura: 120 °C Pressão: 2 bar
TC – 04	Temperatura: 20 °C Pressão: 2 bar
TC – 05	Temperatura: 40 °C Pressão: 3 bar
COL - 01	5 estágios $\Delta P$ : 0,09 bar Sem condensador Sem refeedor
COL – 02	13 estágios Pressão: 2 bar Condensador parcial líquido-vapor Refeedor Kettle Taxa de destilado: 52.000,00 kg/h
REB - 01	Carga térmica do refeedor: 28.000 kW
V - 01	Temperatura: 25 °C Pressão: 3 bar
BOMBA - 01	Eficiência ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 3 bar

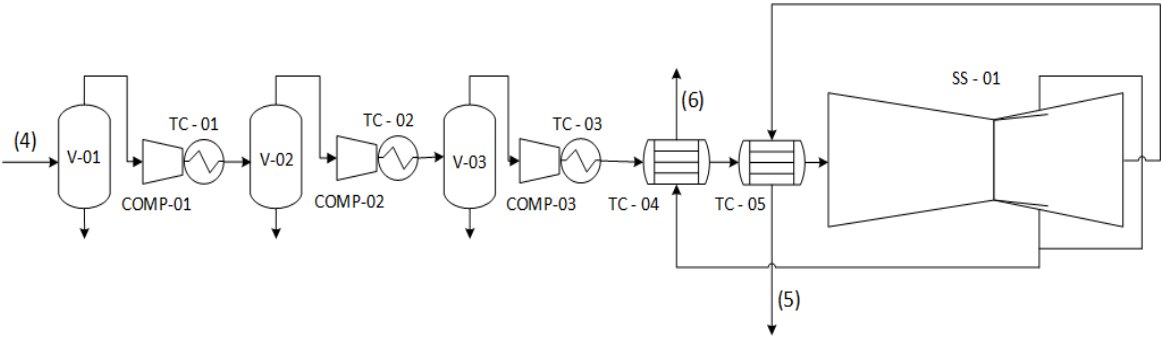
#### 4.1.3 Separação supersônica

A simulação da separação supersônica foi feita a partir de uma unidade de extensão de operação (*Unit Operation Extension* - UOE) desenvolvida no Visual Studio na linguagem *Visual Basic* que é acoplada ao Aspen Hysys®<sup>TM</sup>.

Na Figura 19 é representado o fluxograma de processo da separação supersônica, em que inicialmente a alimentação (4) é comprimida e resfriada por um trem de compressão de três estágios e resfriada pelos trocadores de calor TC-04 e TC-05 para entrar no separador supersônico. No separador, o gás passa pelas regiões convergente, garganta e divergente, gerando uma corrente de gás rica em H<sub>2</sub> (5) que deixa o separador pelo difusor no prolongamento da seção divergente, e uma corrente de condensado rica em CO<sub>2</sub> (6) que é

removida do separador pelos coletores de condensado e é direcionada para a planta de compressão. As correntes geradas pelo separador supersônico, (5) e (6), deixam o separador à baixas temperaturas, que por sua vez, são aquecidas pelos trocadores TC-05 e TC-06, a partir da troca térmica com o gás de alimentação do separador.

**Figura 19 - Separação Supersônica.**



Fonte: Autoria própria (2023).

Na Tabela 5 são apresentados os parâmetros operacionais utilizados na simulação.

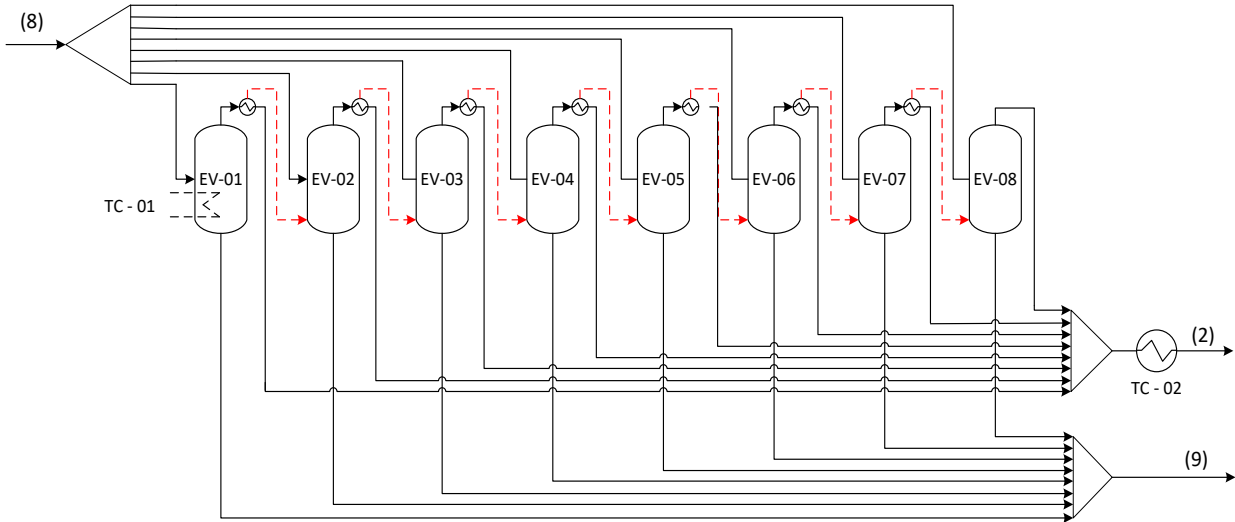
**Tabela 5** - Parâmetros de simulação da planta de separação supersônica.

Equipamento	Parâmetros
COMP -01	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 30 bar
COMP -02	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 90 bar
COMP -03	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 250 bar
TC – 01, TC – 02 e TC - 03	Temperatura: 40 °C
SS – 01	Diâmetro entrada: 0,20m Diâmetro saída: 0,20 m Comprimento seção convergente: 1,00 m Comprimento seção divergente: 1,00 m Número de Mach no Shock: 1,80
TC - 04	Temperatura de saída quente: 6,35 °C Pressão: 250 bar
TC - 05	Temperatura de saída quente: -29,61 °C Pressão: 250 bar

#### 4.1.4 Evaporação de Múltiplo Efeito

Foi desenvolvida uma planta de dessalinização com base em evaporação por múltiplos efeitos. A configuração de oito evaporadores foi adotada, com a água do mar (8) distribuída igualmente entre os evaporadores como mostrado na Figura 20. O primeiro estágio opera a 57,7 °C e 0,17 bar, recebendo uma carga térmica suficiente para vaporizar a água (TC-01), e o último evaporador opera a 40 °C e 0,07 bar, com os outros estágios operando em condições intermediárias. O principal produto é uma corrente de água pura (2) que é condensada pelo TC-02, e como subproduto tem-se uma corrente de salmoura (9).

**Figura 20** - Planta de dessalinização.



Fonte: Autoria própria (2023).

Na Tabela 6 são apresentados os parâmetros operacionais utilizados na simulação.

**Tabela 6** - Parâmetros de simulação da planta de dessalinização.

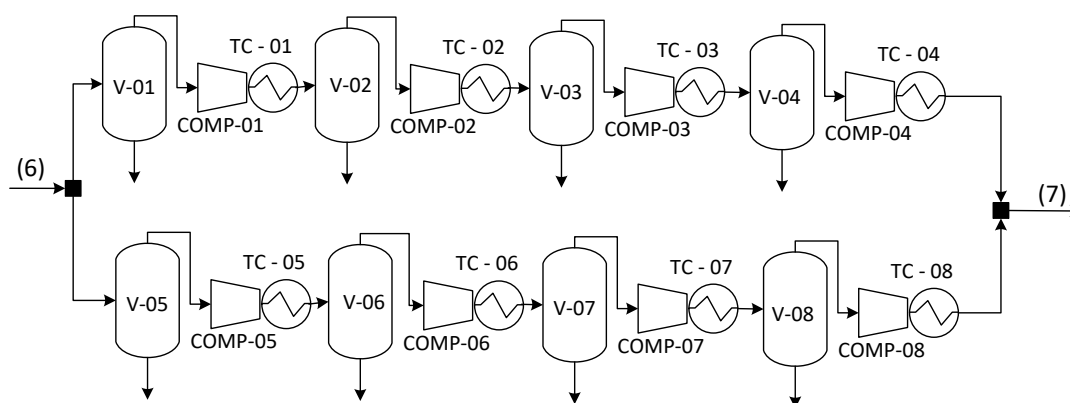
Equipamento	Parâmetros
TC - 01	Carga térmica: 1.390,00 kW
EV - 01	Temperatura: 57,7 °C Pressão: 0,17 bar
EV - 02	Temperatura: 55,10 °C Pressão: 0,15 bar
EV - 03	Temperatura: 52,80 °C Pressão: 0,14 bar

EV - 04	Temperatura: 50,10 °C Pressão: 0,12 bar
EV - 05	Temperatura: 47,80 °C Pressão: 0,11 bar
EV - 06	Temperatura: 45,10 °C Pressão: 0,09 bar
EV - 07	Temperatura: 42,50 °C Pressão: 0,08 bar
EV - 08	Temperatura: 40,00 °C Pressão: 0,07 bar
TC - 02	Temperatura: 40,00 °C Pressão: 1 bar

#### 4.1.5 Compressão de CO<sub>2</sub>

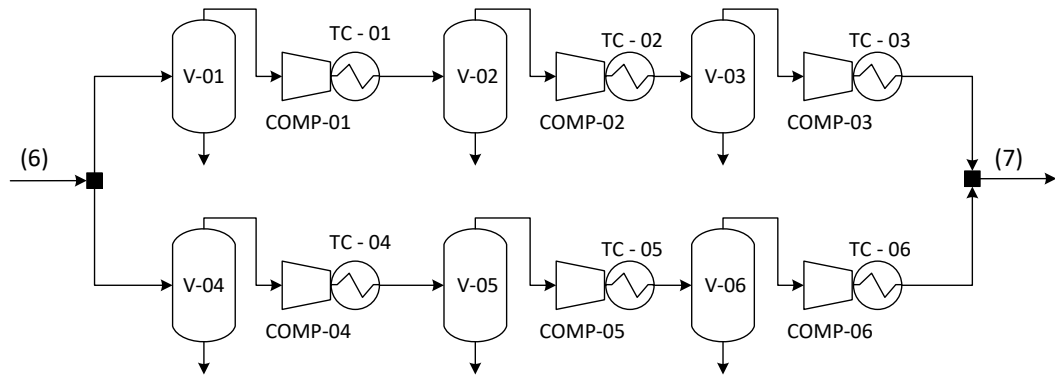
Foram simuladas duas plantas de compressão de CO<sub>2</sub> para injeção das correntes de CO<sub>2</sub> oriundas dos processos de absorção química e separação supersônica. A planta de compressão de CO<sub>2</sub> após absorção química é composta por dois trens de compressão com quatro estágios, Figura 21. Já a planta de compressão de CO<sub>2</sub> após a separação supersônica é composta por dois trens de compressão com três estágios, Figura 22. A corrente de gás rica em CO<sub>2</sub> que sai da planta de captura de CO<sub>2</sub> (6) alimenta o sistema de compressão, gerando uma corrente de CO<sub>2</sub> de alta pressão (7). Foi assumida uma eficiência isentrópica de 75% e uma temperatura de inter-resfriamento de 40 °C.

**Figura 21** - Planta de compressão de CO<sub>2</sub> após absorção química.



Fonte: Autoria própria (2023).

**Figura 22** - Planta de compressão de CO<sub>2</sub> após separação supersônica.



Fonte: Autoria própria (2023).

Nas Tabelas 7 e 8 são apresentados os parâmetros operacionais utilizados na simulação.

**Tabela 7** - Parâmetros de simulação da planta de compressão de CO<sub>2</sub> após absorção química.

Equipamento	Parâmetros
COMP - 01 e COMP - 05	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 100 bar
COMP - 02 e COMP - 06	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 250 bar
COMP - 03 e COMP - 07	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 350 bar
COMP - 04 e COMP - 08	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 450 bar
TC - 01 a TC - 08	Temperatura: 40 °C

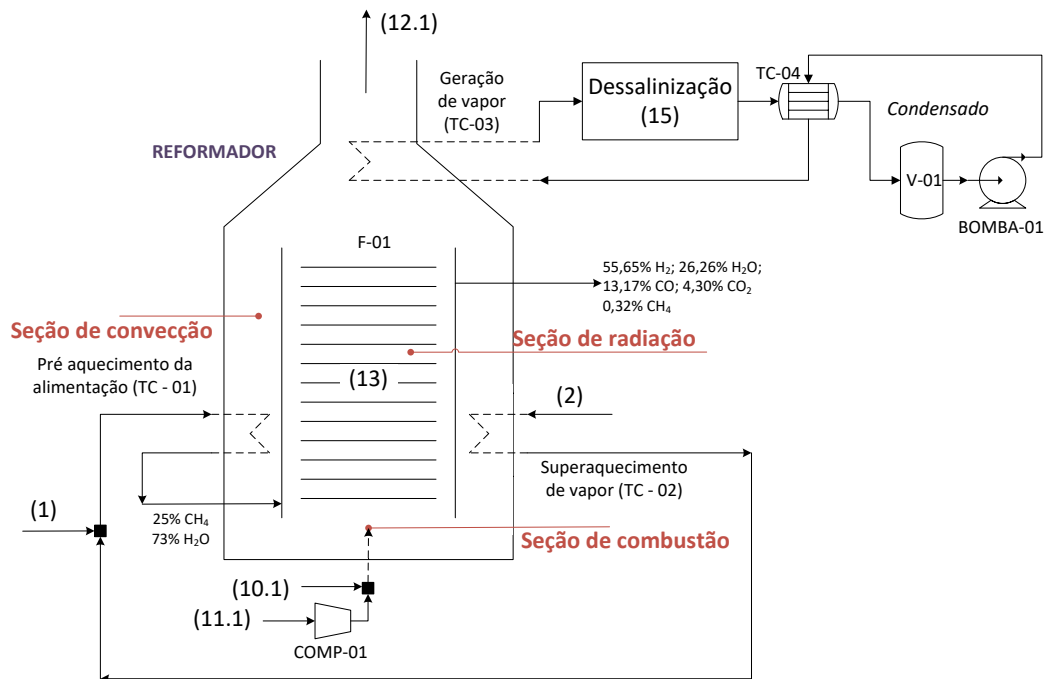
**Tabela 8** - Parâmetros de simulação da planta de compressão de CO<sub>2</sub> após separação supersônica.

Equipamento	Parâmetros
COMP - 01 e COMP - 04	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 250 bar
COMP - 02 e COMP - 05	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 350 bar
COMP - 03 e COMP - 06	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 450 bar
TC - 01 a TC - 06	Temperatura: 40 °C

## 4.2 PLANTA DE UTILIDADES

A demanda de energia térmica para as plantas de produção de  $H_2$  e dessalinização é suprida pela combustão que ocorre no reator reformador da planta de  $H_2$ , sendo esta planta comum aos dois sistemas integrados representada pela Figura 23.

**Figura 23** - Planta de utilidades térmicas para os processos de reforma a vapor do metano e dessalinização.

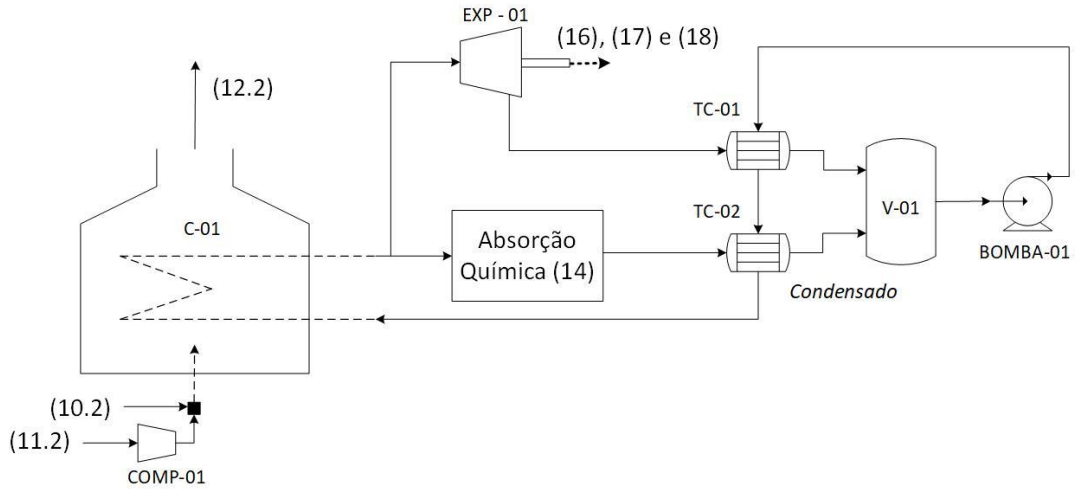


Fonte: Autoria própria (2023).

De acordo com a Figura 23, o gás natural (10.1) é queimado na presença de ar (11.1), na seção de combustão, para fornecer calor para a reação de reforma na seção de radiação, e para o aquecimento da alimentação do reformador (TC-01) e superaquecimento de vapor para a reação de reforma (TC-02), além da geração de vapor (TC-03) para suprir a planta de dessalinização (15) na seção de convecção. O vapor utilizado na dessalinização é condensado (TC-04) e reciclado para a geração de vapor.

Para suprir a demanda térmica da absorção química (14), e de potência de todos o sistema integrado adotando a captura de carbono por absorção química (16, 17 e 18), além das plantas de utilidades é proposta uma planta de geração de vapor e potência, Figura 24.

**Figura 24** – Planta de utilidades - absorção química.

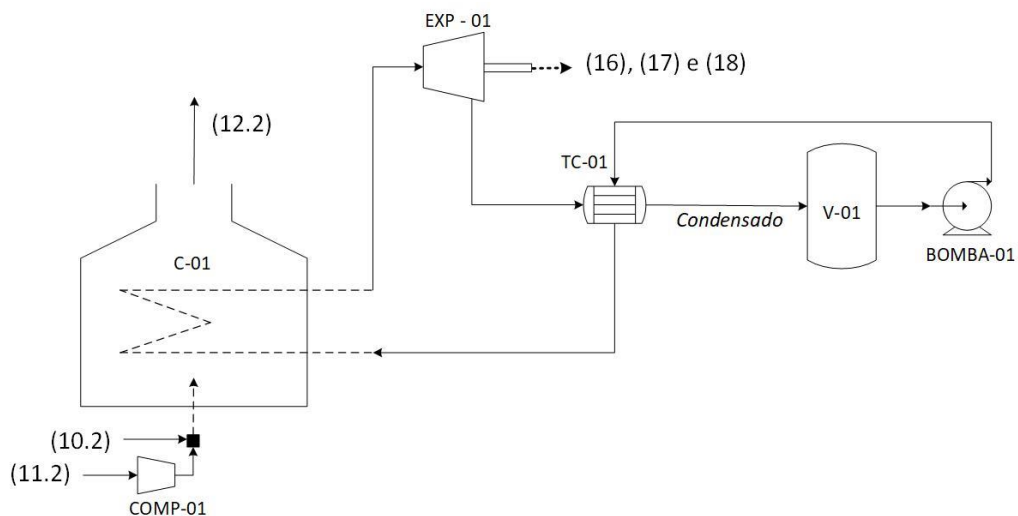


Fonte: Autoria própria (2023).

Inicialmente o gás natural (10.2) é queimado na presença de ar (11.2), na seção de combustão da caldeira, para fornecer calor para geração de vapor superaquecido. Parte desse vapor é direcionado para um expansor (EXP-01) e a outra parte é utilizado para suprir a demanda térmica do processo de absorção química (14). O vapor resfriado é, então, condensado e reciclado para a caldeira em um ciclo fechado.

Já para atender a demanda de potência elétrica de todos o sistema integrado adotando a captura de carbono por separação supersônica (16, 17 e 18), além das plantas de utilidades, é proposta a planta de geração de potência apresentada na Figura 25.

**Figura 25** – Planta de utilidades - separação supersônica.



Fonte: Autoria própria (2023).



Inicialmente o gás natural (10.2) é queimado na presença de ar (11.2), na seção de combustão da caldeira, para fornecer calor para geração de vapor superaquecido. O vapor é direcionado para a turbina (EXP-01). O vapor resfriado é, então, condensado e reciclado para a caldeira em um ciclo fechado.

Vale ressaltar que, para estimar a vazão de gás natural requerida para suprir os dois sistemas integrados foi assumida uma eficiência de 80% no forno reformador e na caldeira. Nas Tabelas 9, 10, e 11 são apresentados os parâmetros operacionais utilizados nas simulações.

**Tabela 9** - Parâmetros de simulação da planta de utilidades da reforma a vapor do metano e dessalinização.

<b>Equipamento</b>	<b>Parâmetros</b>
COMP – 01	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 2 bar
F – 01 (Seção de radiação)	Temperatura: 950 °C Pressão: 12 bar
TC - 01 Pré aquecimento da alimentação (Seção de convecção)	Temperatura: 500 °C Pressão: 5 bar
TC-02 Superaquecimento de vapor (Seção de convecção)	Temperatura: 420 °C Pressão: 5 bar
TC-03 Geração de vapor (Seção de convecção)	Temperatura: 300 °C Pressão: 3 bar
BOMBA – 01	Eficiência ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 3 bar

**Tabela 10** - Parâmetros de simulação da planta de utilidades do sistema integrado com absorção química.

<b>Equipamento</b>	<b>Parâmetros</b>
COMP – 01	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 2 bar
C - 01 (recuperador de calor)	Temperatura: 500 °C Pressão: 7 bar
EXP - 01	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 0,10 bar
BOMBA - 01	Eficiência ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 8 bar

**Tabela 11** - Parâmetros de simulação da planta de utilidades do sistema integrado com separação supersônica.

<b>Equipamento</b>	<b>Parâmetros</b>
COMP – 01	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 2 bar
C - 01 (recuperador de calor)	Temperatura: 318,80 °C Pressão: 81,00 bar
EXP - 02	Eficiência isentrópica ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 0,10 bar
BOMBA - 01	Eficiência ( $\eta$ ): 75% Pressão de descarga: 82 bar

### 4.3 INDICADORES DE DESEMPENHO

Com objetivo de verificar se os volumes de controle globais propostos neste trabalho são factíveis em termos de emissão de CO<sub>2</sub> e consumo de energia, foram calculados indicadores de desempenho. Os indicadores adotados são emissões específicas de CO<sub>2</sub> em base energética, eficiência energética, além do consumo específico de energia por massa de H<sub>2</sub> produzido.

Todos os indicadores foram calculados considerando os sistemas integrados com a aplicação das tecnologias de captura de carbono por absorção química e separação supersônica.

Inicialmente, para determinar os indicadores de desempenho, a energia da corrente de gás natural que entra no volume de controle integrado e da corrente de H<sub>2</sub> que sai, em MJ/kg, foi calculada pela Eq. (4).

$$Energy (e) = PCI + \Delta h \quad (4)$$

Em que, o PCI é o poder calorífico inferior e o  $\Delta h$  representa a variação de entalpia da corrente à temperatura de processo em relação à temperatura de referência do poder calorífico inferior. No Apêndice A são apresentados os valores do poder calorífico inferior dos componentes das correntes.

A emissão de CO<sub>2</sub> do volume de controle integrado ( $\dot{m}_{CO_2\_Emitido}$ ) foi calculada nos cenários avaliados a partir da vazão de CO<sub>2</sub> gerada na planta de utilidades ( $\dot{m}_{CO_2\_Utilidades}$ ), quantidade de CO<sub>2</sub> gerada no processo da reforma do metano ( $\dot{m}_{CO_2\_Reforma}$ ) e a vazão de CO<sub>2</sub> capturada pela absorção química e separação supersônica ( $\dot{m}_{CO_2\_Capturado}$ ), respectivamente, como indicado na Eq. 5.

$$\dot{m}_{CO_2\_Emitido} (kg/h) = \dot{m}_{CO_2\_Utilidades} + \dot{m}_{CO_2\_Reforma} - \dot{m}_{CO_2\_Capturado} \quad (5)$$

O fator de emissão de CO<sub>2</sub> em base energética ( $\alpha_{CO_2}$ ) considera a quantidade de carbono que foi emitida para a atmosfera ( $\dot{m}_{CO_2\_Emitido}$ ) e a quantidade de energia contida na corrente de hidrogênio produzida ( $\dot{m}_{H_2\_Produzido}$ ), Eq. (6).

$$\alpha_{CO_2} (g_{CO_2}/MJ_{H_2}) = \left[ \frac{\dot{m}_{CO_2\_Emitido}}{e_{H_2} \cdot \dot{m}_{H_2\_Produzido}} \right] \cdot 1000 \quad (6)$$

Já a intensidade de emissão de CO<sub>2</sub> em base mássica ( $\lambda_{CO_2}$ ) considera a quantidade de carbono que foi emitida para a atmosfera ( $\dot{m}_{CO_2\text{-Emitido}}$ ) e a massa de H<sub>2</sub> contida na corrente proveniente da captura de carbono ( $\dot{m}_{H_2\text{-Produzido}}$ ), Eq. (7).

$$\lambda_{CO_2} (kg_{CO_2}/kg_{H_2}) = \left[ \frac{\dot{m}_{CO_2\text{Emitido}}}{\dot{m}_{H_2\text{Produzido}}} \right] \cdot 1000 \quad (7)$$

A eficiência energética foi avaliada considerando a relação entre a energia do gás natural consumido na reforma e na planta de utilidades e a energia contida no hidrogênio produzido, Eq. 8.

$$\eta_{Energia} (\%) = \frac{e_{H_2} \cdot \dot{m}_{H_2\text{Produzido}}}{e_{GN} \cdot \dot{m}_{GN\text{Consumido}}} \quad (8)$$

O consumo de energia específico é determinado pela quantidade de energia requerida no sistema integrado em relação a quantidade de H<sub>2</sub> produzida, Eq. 9.

$$e_{\text{específico}} (kW/kg_{H_2}) = \left[ \frac{e_{\text{consumido}}}{\dot{m}_{H_2\text{Produzido}}} \right] \cdot 1000 \quad (9)$$

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

A partir dos resultados obtidos pela simulação dos processos de reforma a vapor do metano, absorção química, separação supersônica, compressão de CO<sub>2</sub> e dessalinização, foi possível verificar os resultados obtidos em relação aos dados da literatura e comparar a performance dos sistemas integrados em termos de consumo energético e emissões de CO<sub>2</sub> utilizando as tecnologias de absorção química e separação supersônica, respectivamente.

### 5.1 VERIFICAÇÃO DA SIMULAÇÃO

A simulação do processo de reforma a vapor do metano indicou uma eficiência energética (Eq. 8) para a conversão de CH<sub>4</sub> em H<sub>2</sub> de 80,62%, considerando 950 °C no reformador. Esse valor está em acordo com o valor indicado por Cruz (2008), 81,70%, e por Jakobsen e Åtland (2016), 82,00%, os quais consideraram temperaturas para o reator de reforma 840°C e 850 °C, respectivamente. Porém, difere dos valores indicados por Molburg e Doctor (2003) e Boyano et al. (2011) conforme indicado na Tabela 12, devido a temperatura utilizada pelos autores para o reator de reforma, 815 °C e 700 °C, respectivamente.

**Tabela 12** - Consumo específico da planta de reforma a vapor do metano.

Indicadores	Al Khusaibi e Rao (2016)	Jakobse e Åtland (2016)	Molbur e Doctor (2003)	Boyano et al. (2011)	Cruz (2008)	Simulação
H <sub>2</sub> rico produzido por GN consumido (kg <sub>H2</sub> <sup>a</sup> /kg <sub>GN</sub> )	0,32	0,27	0,38	0,38	0,25	0,47
Vapor consumido por corrente de gás rica em H <sub>2</sub> produzida (kg <sub>H2O</sub> /kg <sub>H2</sub> <sup>b</sup> )	-	0,81	1,09	1,21	-	0,92
Demanda de energia térmica por corrente rica em H <sub>2</sub> (kJ/kg <sub>H2</sub> <sup>a</sup> )	22,9x10 <sup>3</sup>	40,9x10 <sup>3</sup>	-	37,3x10 <sup>3</sup>	-	40,83x10 <sup>3</sup>
Eficiência do processo (%)	-	82,00	75,16	70,43	81,70	80,62

<sup>a</sup> Fluxo de apenas H<sub>2</sub> gerado na planta.

<sup>b</sup> Fluxo de gás rico em H<sub>2</sub> gerado na planta.

Quanto à captura de carbono por absorção química, Tabela 13, os desvios se devem a diferentes condições operacionais: (i) Silva (2018) simulou a captura de CO<sub>2</sub> de um gás com 5,78% de CO<sub>2</sub> (mol) usando 50% de solvente (por massa) de MDEA e PZ; (ii) Martins (2011) simulou a captura de CO<sub>2</sub> de um gás com 24,48% de CO<sub>2</sub> (mol) usando 20% (por massa) de MEA. Neste trabalho foi utilizado o solvente MEA 20% (por massa) para capturar o carbono de uma corrente de gás com 19% de CO<sub>2</sub> (mol).

**Tabela 13** - Consumo específico da planta de absorção química.

Indicadores	Martins (2011)	Silva (2018)	Simulação
Demanda de solvente por H <sub>2</sub> rico (kg <sub>Solvente</sub> /kg <sub>Gas</sub> <sup>a</sup> )	24,20	15,00	13,74
Demanda de solvente por CO <sub>2</sub> capturado (kg <sub>Solvente</sub> /kg <sub>Topo</sub> <sup>b</sup> )	27,50	21,07	20,75
Demanda térmica por taxa de destilado da coluna de regeneração (kJ <sub>t</sub> /kg <sub>DR</sub> <sup>c</sup> )	4,3x10 <sup>3</sup>	1,8x10 <sup>3</sup>	1,9x10 <sup>3</sup>

<sup>a</sup> Fluxo de gás na entrada da coluna de absorção.

<sup>b</sup> Fluxo de gás capturado pelo topo da coluna de regeneração.

<sup>c</sup> Taxa de destilado da coluna de regeneração.

A separação supersônica é considerada uma nova tecnologia, o que torna a obtenção de dados para a simulação desse processo um desafio. Portanto, os parâmetros necessários para a simulação como dados geométricos (DI, DO, LC e LD), condições de temperatura e pressão da corrente de entrada do separador e número de *Mach* no choque foram determinados a partir de testes que partiram de estimativas baseadas na literatura até obter a convergência e melhor desempenho da separação entre o H<sub>2</sub> e o CO<sub>2</sub>.

A simulação foi realizada com o objetivo de obter correntes de gás ricas em H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> de vazão e pureza maiores que as obtidas por absorção química. A partir dos resultados da simulação foi possível observar uma separação satisfatória dos componentes, em que o H<sub>2</sub> foi concentrado no fluxo de gás e a água e o CO<sub>2</sub> foram condensados, atingindo o objetivo desejado. A Tabela 14 apresenta os dados da separação supersônica coletados na literatura e os obtidos na simulação.

**Tabela 14** - Resultados da separação supersônica.

Parametros	Arina (2004)	Wen et al. (2012)	Arinelli et al. (2017)	Simulação
Ângulo convergente (°)	4,94	23,06	22,39	5,36
Ângulo divergente (°)	2,65	4,72	2,26	5,36
Mach na entrada	0,15	0,04	0,05	0,0021
Pressão no shock (bar)	27,58	17,90	11,60	49,20
Área da garganta (m <sup>2</sup> )	0,0001	0,001	0,0012	0,0001

A principal diferença entre os casos simulados é a composição do fluido na entrada do separador. O fluxo de gás reportado por Arina (2004) foi composto de ar enquanto os demais autores utilizaram CH<sub>4</sub>, hidrocarbonetos pesados e CO<sub>2</sub>. Arina (2004) apresentou uma geometria semelhante ao simulado, este fato pode ser explicado devido à composição similar do gás (sem hidrocarbonetos pesados). Vale ressaltar que não foram encontrados na literatura trabalhos que abordam a separação supersônica para captura de CO<sub>2</sub> de correntes gás de proveniente da reforma a vapor do metano.

A Tabela 15 mostra os resultados encontrados na literatura para a planta de dessalinização. Hamad *et al.* (2018) e Guimard *et al.* (2019), utilizaram um compressor térmico a vapor que melhora o processo e consome menos energia térmica, já neste trabalho esta tecnologia não foi considerada. Elsayed *et al.* (2018) simularam com 12 evaporadores e obtiveram maior indicador com base na água do mar usada por água purificada, enquanto a planta de dessalinização simulada utilizada com 8 evaporadores obteve um indicador menor. Outras diferenças, como a salinidade da água, também podem contribuir para as discrepâncias encontradas no resultado.

**Tabela 15** - Consumo específico da planta de dessalinização.

Indicadores	Hamad <i>et al.</i> (2018)	Guimard <i>et al.</i> (2019)	Dong <i>et al.</i> (2019)	Elsayed <i>et al.</i> (2018)	Simulação
Água do mar usada por água purificada (kg <sub>água</sub> mar/kg <sub>água</sub> )	2,62	-	2,45	2,94	2,52
Produziu salmoura por água purificada (kg <sub>salmoura</sub> /kg <sub>água</sub> )	1,62	2,02	1,45	1,95	1,52

Concentração de sal em salmoura (kg <sub>sal</sub> /kg <sub>salmoura</sub> )	0,058	-	-	0,07	0,065
Demanda térmica por água purificada (kJ <sub>t</sub> /kg <sub>água</sub> )	252,00	252,00	-	-	360,00

Com relação à compressão de CO<sub>2</sub>, a Tabela 16 compara os resultados da literatura com os obtidos pelas simulações que são dependentes da variação da pressão. No caso apresentado por Cuchivague (2015), a compressão avaliada utilizou dois trens de compressão (quatro estágios cada) com uma variação de pressão de 249 bar e 74,73% de eficiência isentrópica, enquanto Rodrigues (2013) utilizou uma variação de pressão de 567 bar e foram utilizados três estágios de compressão, porém não cita a eficiência utilizada. Para Silva (2018), foi considerada uma variação de pressão de 449 bar com 3 estágios e 90% de eficiência. Já neste trabalho foram considerados dois trens de compressão. Quando da compressão do CO<sub>2</sub> oriundo da absorção química, foram considerados 4 estágios de compressão, com uma variação de pressão de 448 bar. Para a compressão da corrente de gás rica em CO<sub>2</sub> gerada pela separação supersônica, foram adotados 3 estágios de compressão visto que o gás obtido já está em elevada pressão, 123 bar, sendo considerada uma variação de pressão de 327 bar. Em ambos os casos foi considerada uma eficiência isentrópica de 75%.

**Tabela 16** - Consumo específico da planta de compressão de carbono.

Indicadores	Cuchivague (2015)	Rodrigues (2013)	Silva (2018)	Simulação <sup>a</sup>	Simulação <sup>b</sup>
Demanda elétrica por CO <sub>2</sub> comprimido e variação de pressão (kJ <sub>e</sub> /kg <sub>CO2</sub> .bar)	1,00	1,00	0,90	1,11	0,16

<sup>a</sup> Compressão de CO<sub>2</sub> após absorção química (Pressão de sucção: 2 bar).

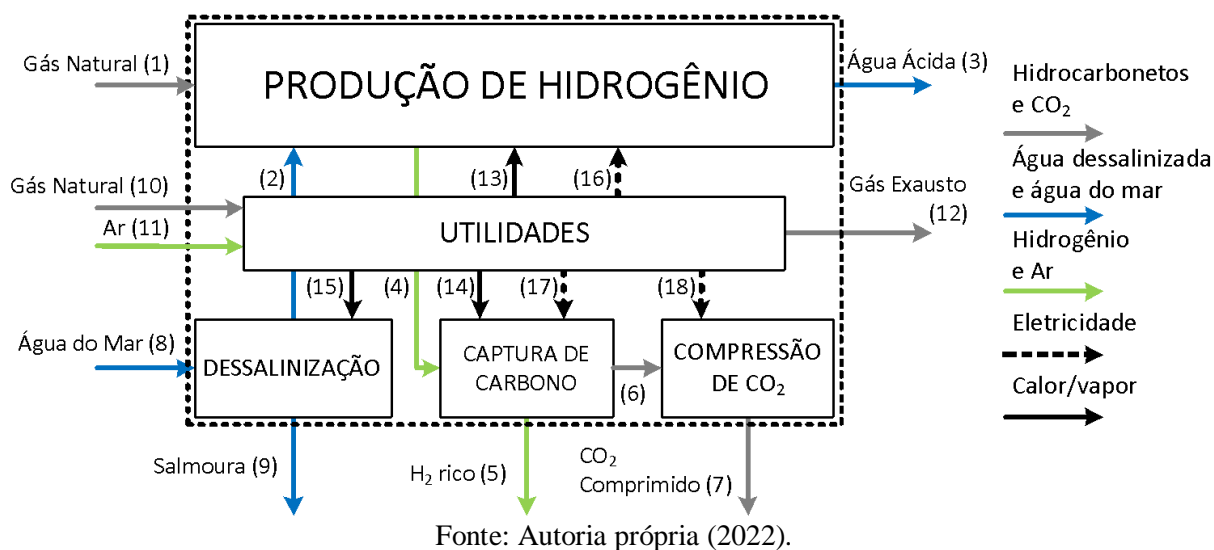
<sup>b</sup> Compressão de CO<sub>2</sub> após separação supersônica (Pressão de sucção: 123 bar).

## 5.2 BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA

Após a modelagem, simulação e verificação dos processos, foi possível ajustar o balanço de massa do sistema integrado conforme Figura 16.



**Figura 16** - Volume de controle integrado.



As Tabelas 17 e 18 apresentam as propriedades termodinâmicas das principais correntes do sistema considerando a captura de carbono por absorção química e separação supersônica, respectivamente.

**Tabela 17** - Propriedades termodinâmicas do sistema integrado com absorção química.

Corrente	Vazão mássica (kg/s)	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Composição (mol)
1	1,25	21,11	2,00	0,95CH <sub>4</sub> ; 0,0001CO <sub>2</sub> ; 0,007N <sub>2</sub> ; 0,044HCs
2	3,64	40,00	2,00	1,00 H <sub>2</sub> O
3	0,95	30,00	4,00	0,9999H <sub>2</sub> O; 0,00001CO <sub>2</sub>
4	3,94	30,00	4,00	0,0037CH <sub>4</sub> ; 0,7845H <sub>2</sub> ; 0,0089H <sub>2</sub> O; 0,1980CO <sub>2</sub> ; 0,0032N <sub>2</sub> ; 0,0015CO
5	0,71	25,00	3,00	0,0046CH <sub>4</sub> ; 0,9788H <sub>2</sub> ; 0,0106H <sub>2</sub> O; 0,0039N <sub>2</sub> ; 0,0018CO
6	2,64	20,00	2,00	0,0119H <sub>2</sub> O; 0,9881CO <sub>2</sub>
7	2,64	40,00	450,00	0,0118H <sub>2</sub> O; 0,9882CO <sub>2</sub>
8	9,17	37,00	1,00	0,98 H <sub>2</sub> O; 0,01Na <sup>+</sup> ; 0,01Cl <sup>-</sup>
9	5,53	40,00	0,07	0,96 H <sub>2</sub> O; 0,02Na <sup>+</sup> ; 0,02Cl <sup>-</sup>
10	1,69	21,11	2,00	0,95CH <sub>4</sub> ; 0,0001CO <sub>2</sub> ; 0,007N <sub>2</sub> ; 0,044HCs
11	29,50	25,00	1,00	0,21O <sub>2</sub> ; 0,79N <sub>2</sub>
12	31,19	43,00	1,00	0,0008CH <sub>4</sub> ; 0,1671H <sub>2</sub> O; 0,0842CO <sub>2</sub> ; 0,0241O <sub>2</sub> ; 0,7211N <sub>2</sub> ; 0,0024HCs

**Tabela 18** - Propriedades termodinâmicas do sistema integrado com separação supersônica.

Corrente	Vazão mássica (kg/s)	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Composição (mol)
1	1,25	21,11	2,00	0,95CH <sub>4</sub> ; 0,0001CO <sub>2</sub> ; 0,007N <sub>2</sub> ; 0,044HCs
2	3,64	40,00	2,00	1,00 H <sub>2</sub> O
3	0,95	30,00	4,00	0,9999H <sub>2</sub> O; 0,00001CO <sub>2</sub>
4	3,94	30,00	4,00	0,0037CH <sub>4</sub> ; 0,7845H <sub>2</sub> ; 0,0089H <sub>2</sub> O; 0,1980CO <sub>2</sub> ; 0,0032N <sub>2</sub> ; 0,0015CO
5	1,24	40,00	123,2	0,0043CH <sub>4</sub> ; 0,9464H <sub>2</sub> ; 0,0038N <sub>2</sub> ; 0,0438CO <sub>2</sub>
6	2,65	50,00	123,2	0,0013CH <sub>4</sub> ; 0,0175H <sub>2</sub> ; 0,0082H <sub>2</sub> O; 0,9723CO <sub>2</sub> ; 0,0005N <sub>2</sub>
7	2,65	40,00	450,00	0,0013CH <sub>4</sub> ; 0,0175H <sub>2</sub> ; 0,0082H <sub>2</sub> O; 0,9723CO <sub>2</sub> ; 0,0005N <sub>2</sub>
8	9,17	37,00	1,00	0,98 H <sub>2</sub> O; 0,01Na <sup>+</sup> ; 0,01Cl <sup>-</sup>
9	5,53	40,00	0,07	0,96 H <sub>2</sub> O; 0,02Na <sup>+</sup> ; 0,02Cl <sup>-</sup>
10	0,84	21,11	2,00	0,95CH <sub>4</sub> ; 0,0001CO <sub>2</sub> ; 0,007N <sub>2</sub> ; 0,044HCs
11	14,70	25,00	1,00	0,21O <sub>2</sub> ; 0,79N <sub>2</sub>
12	15,54	33,00	1,00	0,0008CH <sub>4</sub> ; 0,1671H <sub>2</sub> O; 0,0842CO <sub>2</sub> ; 0,0241O <sub>2</sub> ; 0,7211N <sub>2</sub> ; 0,0024HCs

Foi possível verificar que utilizando a absorção química foi obtida uma corrente de H<sub>2</sub> (5) com pureza de 97,88% (mol) e 0,59 kgH<sub>2</sub>/s, já ao adotar a separação supersônica obteve-se 94,64% (mol) de pureza e 0,58 kgH<sub>2</sub>/s. A pureza da corrente rica em H<sub>2</sub> e a vazão de H<sub>2</sub> gerada pela captura de carbono por absorção química foram ligeiramente maiores em comparação a adoção da separação supersônica.

A corrente de CO<sub>2</sub> possui 98,80% (mol) e 97,23% (mol) de pureza, e 2,64 e 2,65 kg/s para os processos de absorção química e separação supersônica, respectivamente. Embora a pureza de CO<sub>2</sub> obtida tenha sido maior pela captura de carbono por absorção química, a vazão de CO<sub>2</sub> obtida pela absorção química é menor devido a parcela de CO<sub>2</sub> que não foi regenerado pelo solvente.

Na Tabela 19 são indicadas as potências térmica e elétrica requeridas dos processos que compõem o volume de controle integrado com absorção química e separação supersônica, conforme identificação das correntes da Figura 16, além do meio de fornecimento de cada utilidade.

Foi possível verificar que para a absorção é necessária uma alta quantidade de vapor no processo de regeneração e pouca potência elétrica, já para a separação supersônica é requerida elevada quantidade de potência elétrica para compressão de gás antes de entrar no separador. Como tanto a potência térmica como a potência elétrica são oriundas da mesma fonte de energia, i.e. gás natural consumido, os indicadores propostos abordarão as vantagens e desvantagens dos sistemas integrados com absorção química e separação supersônica sem necessidade de uma análise termodinâmica mais profunda.

**Tabela 19** - Demanda termica e elétrica do sistema integrado com absorção química e separação supersônica.

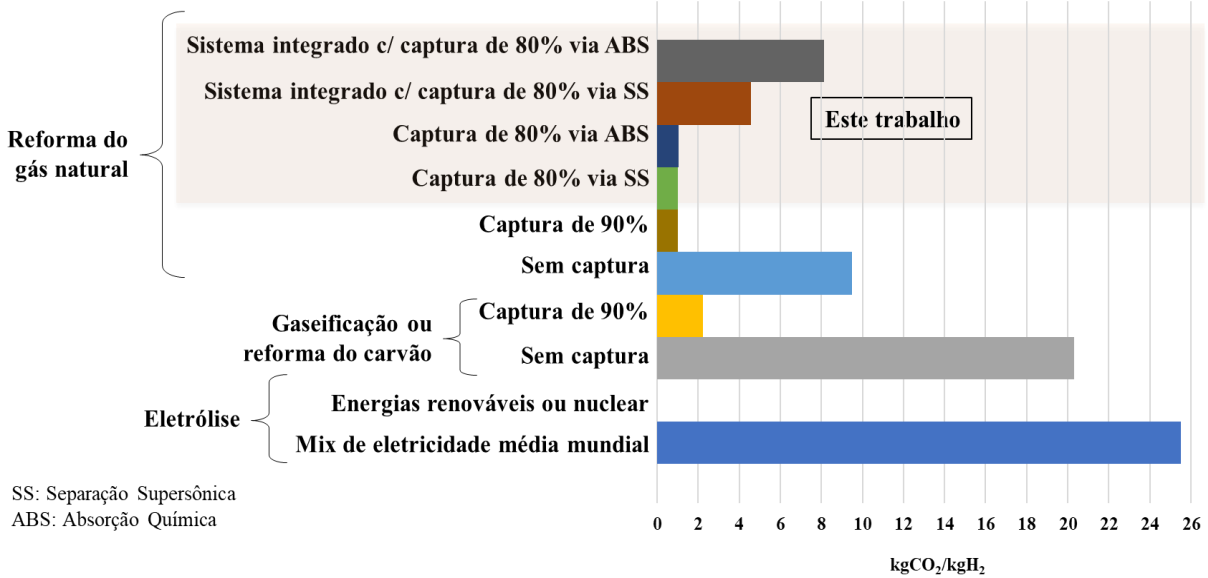
<b>Corrente</b>	<b>Energia (kW) – Absorção Química</b>	<b>Fonte</b>	<b>Energia (kW) – Separação Supersônica</b>	<b>Fonte</b>
13	25.213,64	Seções de combustão, radiação e convecção do reformador	25.213,64	Seções de combustão, radiação e convecção do reformador
14	42.545,57	Vapor	-	Vapor
15	1.390,00	Vapor	1.390,00	Vapor
16	254,40	Expansor	254,40	Expansor
17	7,76	Expansor	7.549,70	Expansor
18	1.315,34	Expansor	155,35	Expansor

### 5.3 INDICADORES

Na Figura 26, é apresentada a intensidade de CO<sub>2</sub> emitida na produção do H<sub>2</sub> por diferentes métodos. Verifica-se que a intensidade de CO<sub>2</sub> emitida considerando os processos de absorção química (1,03 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub>) e separação supersônica (1,01 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub>) com 80% de captura de carbono são ligeiramente maiores ao reportado na literatura para 90% de captura de CO<sub>2</sub>. Ao considerar a intensidade de emissão de CO<sub>2</sub> de todo o sistema integrado da produção de H<sub>2</sub>, que conforme Eq. (5), são considerados o CO<sub>2</sub> emitido na combustão, o gerado na reforma e o capturado, foi obtido 8,13 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> com absorção química e 4,56 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> utilizando a separação supersônica, ambos valores menores que a média de intensidade de emissão considerando os processos a montante e a jusante da produção de H<sub>2</sub> de 11 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub>. Vale ressaltar que também é possível capturar o CO<sub>2</sub> resultante da utilização de gás natural como combustível para a produção das utilidades, sendo os custos de captura

relativamente maiores devido a elevada vazão de gases de combustão, podendo alcançar 0,7 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> para uma taxa de captura de CO<sub>2</sub> de 93% (IEA, 2023).

**Figura 26** - Intensidade de CO<sub>2</sub> emitido na produção de H<sub>2</sub>.



Fonte: Adaptado de IEA (2019).

A fim de desenvolver a comparação dos processos de captura de carbono independentes do sistema integrado, as utilidades são avaliadas em termos específicos. De acordo com os consumos específicos da Tabela 20, foi observado que o consumo específico de energia do processo de absorção química é 86,71% superior ao da separação supersônica, uma vez que a absorção química é alimentada por uma grande carga de energia térmica.

**Tabela 20** - Consumo específico de energia dos processos de captura de carbono.

Indicadores	Absorção Química	Separação Supersônica
Demanda de energia por H <sub>2</sub> produzido (kW/kgH <sub>2</sub> )	20,20	2,68

Ao avaliar a demanda de energia de cada processo de captura de carbono em relação ao consumo de energia do volume de controle integrado, nota-se que a absorção química foi responsável por aproximadamente 60,16% da demanda de energia de todo o sistema integrado, ao passo que a separação supersônica representou apenas 17,26%. Esse fato está associado ao tipo de energia requerida no processo, uma vez que a absorção química emprega alto consumo

de energia térmica principalmente na etapa de regeneração (REB-01), enquanto a separação supersônica demanda elevada energia elétrica (COMP-01, COMP-02 e COMP-03) devido à compressão de gás na entrada do separador supersônico. Em termos de consumo de gás natural no sistema integrado, utilizando a separação supersônica foi requerido 50,18% menos combustível que adotando a absorção química, sendo a vazão de H<sub>2</sub> produzida aproximadamente a mesma.

No processo de reforma a vapor do metano o gás natural é utilizado tanto como combustível para fornecer utilidades e como matéria-prima para a produção de hidrogênio, sendo consumido cerca de 45 kWh de gás natural por kgH<sub>2</sub> produzido (IEA, 2023), já neste trabalho obteve-se 41,04 kW/kgH<sub>2</sub>.

Do ponto de vista energético do sistema integrado, a conversão do gás natural em H<sub>2</sub> utilizando a separação supersônica para a captura de carbono apresentou 31,09% maior eficiência que a adoção da separação por absorção química, conforme apresentado na Tabela 21. Estes fatores refletem diretamente em um menor fator de emissão de CO<sub>2</sub> em relação ao potencial energético do H<sub>2</sub> produzido pelo sistema integrado.

**Tabela 21** - Indicadores calculados para o volume de controle integrado com absorção química e separação supersônica.

<b>Indicadores</b>	<b>SMR com CCS (Absorção Química)</b>	<b>SMR com CCS (Separação Supersônica)</b>
Fator de emissão (gCO <sub>2</sub> /MJ)	67,71	37,97
Eficiência Energética (%)	49,09	68,73

A emissão de CO<sub>2</sub> a partir do uso direto de metano (56,10 gCO<sub>2</sub>/MJGN) é 21% menor que a emissão de CO<sub>2</sub> gerada no sistema integrado de produção de H<sub>2</sub> offshore via SMR com captura de carbono por absorção química (67,71 gCO<sub>2</sub>/MJH<sub>2</sub>), e 32% maior à emissão de CO<sub>2</sub> pelo sistema integrado com a separação supersônica (37,97 gCO<sub>2</sub>/MJH<sub>2</sub>). Tais dados possibilitam inferir que há significativa vantagem ambiental no uso de H<sub>2</sub> azul com captura de carbono por separação supersônica em detrimento ao uso direto de gás natural.

Adicionalmente, as análises indicam que a tecnologia da separação supersônica apresenta menor consumo de gás natural, além de evidenciar vantagens associadas à sua modularidade, uma vez que ocupa menos espaço e tem menor peso favorecendo a instalação em plataformas offshore.

## 6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

A utilização do  $H_2$  como vetor energético é considerada uma solução promissora para reduzir a dependência de combustíveis fósseis e atender às demandas futuras por energia sustentável. A produção de  $H_2$  via reforma a vapor do metano com captura de carbono destaca-se pelo potencial de descarbonização do cenário energético e cumprimento das metas climáticas, a curto e médio prazo. O  $H_2$  azul é considerado uma rota de transição para o consumo exclusivo de  $H_2$  verde do futuro, que pode ser fornecido em larga escala a partir de novas tecnologias, e otimização e aprimoramento das tecnologias existentes.

Neste trabalho é proposto um sistema integrado para produção de  $H_2$  azul em plataformas offshore via reforma a vapor do metano com captura de carbono pelas tecnologias de absorção química e separação supersônica, além da dessalinização da água do mar e compressão de  $CO_2$ . A proposição do cenário offshore é justificada pela disponibilidade do gás natural e da água do mar, e a possibilidade de injetar o  $CO_2$  em poços maduros.

Os processos que compõem os sistemas integrados foram simulados e verificados com dados disponíveis na literatura. A partir dos resultados obtidos as demandas térmicas e elétricas de cada processo foram computadas e foi possível simular a planta de utilidades requerida para atender os sistemas integrados. Por fim, os indicadores de emissões de  $CO_2$  e eficiência energética foram calculados e analisados, sendo possível comparar a adoção das diferentes tecnologias de captura de carbono, absorção química e separação supersônica, no sistema integrado em cenário offshore.

Do ponto de vista energético do sistema integrado, a conversão do gás natural em  $H_2$  utilizando a separação supersônica (69%) para a captura de carbono foi 29% mais eficiente que a adoção da absorção química (49%), além de apresentar um menor fator de emissão de  $CO_2$ .

Com a separação supersônica foi possível capturar 80% de  $CO_2$ , sendo obtido uma intensidade de emissão de  $CO_2$  de  $1,01 \text{ kgCO}_2/\text{kgH}_2$ . Considerando a absorção química, foi capturado 80% do  $CO_2$  e obtido uma intensidade de emissão de  $1,03 \text{ kgCO}_2/\text{kgH}_2$ . Ao considerar a intensidade de emissão de  $CO_2$  de todo o sistema integrado da produção de  $H_2$ , foi obtido  $8,55 \text{ kgCO}_2/\text{kgH}_2$  com absorção química e  $4,56 \text{ kgCO}_2/\text{kgH}_2$  utilizando a separação supersônica, conforme esperado, ambos inferiores à intensidade de emissão de uma planta SMR sem captura de carbono ( $9,5 \text{ kgCO}_2/\text{kgH}_2$ ).

A emissão de  $CO_2$  a partir do uso direto de metano ( $56,1 \text{ gCO}_2/\text{MJGN}$ ) é 21% menor que a emissão de  $CO_2$  gerada no sistema integrado de produção de  $H_2$  offshore via SMR com

captura de carbono por absorção química (67,71 gCO<sub>2</sub>/MJH<sub>2</sub>), e 32% maior à emissão de CO<sub>2</sub> pelo sistema integrado com a separação supersônica (37,97 gCO<sub>2</sub>/MJH<sub>2</sub>). Portanto, observou-se que há significativa vantagem ambiental no uso de H<sub>2</sub> azul com captura de carbono por separação supersônica em detrimento ao uso direto de gás natural. Foi observado que o consumo específico de energia (kW/kgH<sub>2</sub>) do processo de absorção química é 53% superior ao da separação supersônica, uma vez que a absorção química é alimentada por uma grande carga de energia térmica.

As análises indicam que a tecnologia da separação supersônica apresenta menor consumo de gás natural, além de evidenciar vantagens associadas à sua modularidade, uma vez que ocupa menos espaço e tem menor peso favorecendo a instalação em plataformas offshore.

## 6.1 SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS

A adoção da separação supersônica para captura de carbono na produção de H<sub>2</sub> via reforma a vapor do metano é inovadora. Dessa forma, é sugerida uma verificação futura sobre esta aplicação, com objetivo de encontrar outros trabalhos teóricos e experimentais para avanço no grau de maturidade (TRL).

Diante da necessidade de avaliar o processo de purificação do H<sub>2</sub> para aumentar as possibilidades da sua aplicação e aumentar o seu valor agregado, é possível considerar a purificação do gás através da separação supersônica. Assim, propõe-se uma planta de separação supersônica em série, que contemple a captura de CO<sub>2</sub> e a remoção de contaminantes.

Associada a viabilidade técnica, se propõe uma análise de viabilidade econômica do sistema integrado, com intuito de avaliar se este sistema é economicamente viável tendo em vista o aumento nos custos relacionados a substituição de uma atividade que pode ser feita onshore por outra offshore.

Sugere-se também, uma otimização da planta de utilidades, pois há tecnologias mais eficientes, que por sua vez podem reduzir o consumo de combustível e a emissão de CO<sub>2</sub>, sendo possível obter custos operacionais reduzidos, e o custo dos equipamentos aumentado.

Dentro do contexto da produção de H<sub>2</sub> offshore, é importante avaliar a viabilidade técnica e econômica do transporte de gás. Dessa forma, dois cenários podem ser avaliados: i) *offshore* - transporte do H<sub>2</sub> produzido para a costa; ii) *onshore* - transporte de gás natural para a costa onde o H<sub>2</sub> é produzido e do CO<sub>2</sub> de volta à plataforma para ser injetado em poços maduros.

## REFERÊNCIAS

- ADAM, P. *et al.* Hydrogen infrastructure – the pillar of energy transition gas networks to hydrogen operation. **Whitepaper Siemens**, p. 32, 2020.
- AL KHUSAIBI, S. S. S.; RAO, L. N. Design and Production of Hydrogen Gas by Steam Methane Reforming Process - A Theoretical Approach. **International Journal of Science Technology & Engineering**, v. 3, n. 01, p. 472–476, 2016.
- ALI KHAN, M. H. *et al.* A framework for assessing economics of blue hydrogen production from steam methane reforming using carbon capture storage & utilisation. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 46, n. 44, p. 22685–22706, jun. 2021.
- ALIE, C. *et al.* Simulation of CO<sub>2</sub> capture using MEA scrubbing: A flowsheet decomposition method. **Energy Conversion and Management**, v. 46, n. 3, p. 475–487, fev. 2005.
- ARAÚJO, O. Q. F. *et al.* Comparative analysis of separation technologies for processing carbon dioxide rich natural gas in ultra-deepwater oil fields. **Journal of Cleaner Production**, v. 155, p. 12–22, 2017.
- ARIA, M.; CUCCURULLO, C. Bibliometrix: An R-tool for comprehensive science mapping analysis. **Journal of Informetrics**, vol. 11, no. 4, pp. 959–975, Nov. 2017.
- ARINA, R. Numerical simulation of near-critical fluids. **Applied numerical mathematics**, v. 51, n. 4, p. 409–426, 2004.
- ARINELLI, L. O. *et al.* Offshore processing of CO<sub>2</sub> rich natural gas with supersonic separator versus conventional routes. **Journal of Natural Gas Science and Engineering**, v. 46, p. 199–221, 2017.
- ASPENTECH. **Aspen Plus®** - Process Simulation for Chemicals. Disponível em: <https://www.aspentech.com/products/engineering/aspen-plus>. Acesso em: 23 abr. 2019.
- ASPENTECH. **Aspen Hysys®**. Disponível em: <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-hysys> Acesso em: 23 abr. 2019.
- ÁVILA, J. S. *et al.* Hydrogen Production via SMR with Carbon Capture: A Bibliometric Analysis. **Journal Of Bioengineering of and Technology Applied To Health**, v. 5, n. 4, p. 335–340, 2022.
- BAHADORI, A.; KASHIWAU, T. Modeling and analysis of hydrogen production in steam methane reforming (SMR) process. **Petroleum Science and Technology**, v. 37, n. 12, p. 1425–1435, 2019.
- BAKEY, K. The production of hydrogen gas: steam methane reforming. **ENGL 202C - Process Description**, 2015.
- BARBOSA, L. C. **Análise de tecnologias para separação de CO<sub>2</sub> em plataformas offshore: absorção física por líquidos iônicos, absorção química por aminas e permeação por**



**membranas**. 2018. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2018.

BATISTA, M. O. *et al.* Simulação e análise de processos de captura de CO<sub>2</sub> gerados em refinaria e usina termoeletrica de gás natural usando o método de absorção. **XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química**, 2016.

BHADOLA, A. *et al.* Technology Scouting - Carbon Capture: From Today's to Novel Technologies. **Report Concawe Environmental Science for European Refining**. 2020.

BIANCHINI, R. H. L. **Estudo comparativo da absorção e dessorção de dióxido de carbono em colunas para solução de aminas: monoetilenoamina e monodietilamina/ piperazina**. 2018. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2018.

BLOK, Kornelis *et al.* Hydrogen production from natural gas, sequestration of recovered CO<sub>2</sub> in depleted gas wells and enhanced natural gas recovery. **Energy**, v. 22, n. 2-3, p. 161-168, 1997.

BOYANO, A. *et al.* Exergoenvironmental analysis of a steam methane reforming process for hydrogen production. **Energy**, v. 36, n. 4, p. 2202–2214, 2011.

CAO, X.; BIAN, J. Supersonic separation technology for natural gas processing: A review. **Chemical Engineering and Processing - Process Intensification**, v. 136, p. 138–151, oct. 2019.

CASTIER, M. Thermodynamic speed of sound in multiphase systems. **Fluid phase equilibria**, v. 306, n. 2, p. 204-211, 2011.

CRUZ, F. E. **Produção de hidrogênio em refinarias de petróleo: avaliação exergética e custo de produção**. 2010. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2010.

CRUZ, F.; OLIVEIRA, S. Petroleum refinery hydrogen production unit: Exergy and production cost evaluation. **International Journal of Thermodynamics**, v. 11, n. 4, p. 187–193, 2008.

CUCHIVAGUE, H. Y. O. **Análise exergética de um sistema de injeção de CO<sub>2</sub> para uma plataforma FPSO e sua integração com Ciclo Combinado e Captura de Carbono**. 2015. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Estadual de Campinas. 2015.

DERMÜHL, S.; RIEDEL, U. A comparison of the most promising low-carbon hydrogen production technologies. **Fuel**, 340. 2023.

DONG, Z. *et al.* Dynamical modeling and simulation analysis of a nuclear desalination plant based on the MED-TVC process Reactor Core. **Desalination**, v. 456, p. 121–135, may. 2019.

ELSAYED, M. L. *et al.* Transient performance of MED processes with different feed configurations. **Desalination**. v. 438, p. 37–53, feb. 2018.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE). **Hidrogênio Azul: Produção a partir da reforma do gás natural com CCUS**. 2022.

FAN, J. *et al.* Comparative exergy analysis of chemical looping combustion thermally coupled and conventional steam methane reforming for hydrogen production. **Journal of Cleaner Production**, v. 131, p. 247–258, 2016.

FLORES, H. A. R. **Estudo do processo de absorção e dessorção de CO<sub>2</sub> na solução aquosa de metildietanolamina e piperazina**. 2015. Tese (Doutorado em Engenharia) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. 2015.

FU, Q. *et al.* Towards hydrogen production from waste activated sludge: Principles, challenges and perspectives. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 135, p. 110283, aug. 2021.

GONDAL, I. A. Offshore renewable energy resources and their potential in a green hydrogen supply chain through power-to-gas. **Sustainable Energy and Fuels**, v. 3, n. 6, p. 1468–1489, 2019.

GONDAL, I. A.; MASOOD, S. A. Synergies in offshore wind and oil industry for carbon capture and utilization. **Greenhouse Gases Science and Technology**, 871, 856–871. 2019.

GUIMARD, L. *et al.* New considerations for modelling a MED-TVC plant under dynamic conditions. **Desalination**, v. 452, p. 94–113, nov. 2019.

HAGHIGHI, M.; HAWBOLDT, K. A.; ABDI, M. A. Supersonic gas separators: Review of latest developments. **Journal of Natural Gas Science and Engineering**, v. 27, p. 109–121, 2015.

HAMAD, M. B. *et al.* Minimizing the total annualized cost of “SIDEM” seawater desalination unit. **Desalination and Water Treatment**. v. 115, p. 22467, 2018.

HONG, W. Y. A techno-economic review on carbon capture, utilisation and storage systems for achieving a net-zero CO<sub>2</sub> emissions future. **Journal Carbon Capture Science & Technology** (Vol. 3). Elsevier Ltd. 2022.

IMAEV, S. Z. *et al.* New low temperature process of CO<sub>2</sub> recovery from natural gases. **Society of Petroleum Engineers - SPE Asia Pacific Oil and Gas Conference and Exhibition, APOGCE 2014 - Changing the Game: Opportunities, Challenges and Solutions**, v. 1, p. 245–255, oct. 2014.

IBRAHIM, O. S. *et al.* Dedicated large-scale floating offshore wind to hydrogen: Assessing design variables in proposed typologies. In **Renewable and Sustainable Energy Reviews** (Vol. 160). Elsevier Ltd. 2022.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA). **The Future of Hydrogen**. 2019.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA). **Global Hydrogen Review 2021**. 2021.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA). **World Energy Outlook**. 2022.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA). **Towards hydrogen definitions based on their emissions intensity**. 2023.

INTERNATIONAL RENEWABLE ENERGY AGENCY (IRENA). **Global hydrogen trade to meet the 1.5 °C climate goal: Part II – Technology review of hydrogen carriers**. 2022a.

INTERNATIONAL RENEWABLE ENERGY AGENCY (IRENA). **Geopolitics of the energy transformation: the hydrogen factor**. 2022b.

INTERNATIONAL RENEWABLE ENERGY AGENCY (IRENA). **Hydrogen: A Renewable Energy Perspective–Report prepared for the 2nd Hydrogen Energy Ministerial Meeting in Tokyo**. 2019.

JAKOBSEN, D.; ÅTLAND, V. **Concepts for Large Scale Hydrogen Production**. [s.l.] Norwegian University of Science and Technology, 2016.

KELLER, J.; STAUDT, R. **GAS ADSORPTION EQUILIBRIA Experimental Methods and Adsorptive Isotherms**. Springer. 2005.

KEARNS, D. *et al.* Technology Readiness and Costs of CCS. **Global CCS Institute**. 2021.

KOHL, A. L.; NIELSEN, R. B. Alkanolamines for Hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide Removal. Em: **Gas Purification**. 5th. ed. 40–186. 1997.

LIRA, R. L. T. C.; LIMA, N. M.; LUCENA, S. Simulation of the production of industrial hydrogen and synthesis gas via natural gas using Aspen Hysys® software. **Revista de Química Industrial**. Anais. 2018.

MACHADO, P. B. *et al.* Supersonic separation in onshore natural gas dew point plant. **Journal of Natural Gas Science and Engineering**, 6, 43–49. 2012.

MARIN, M. P. A. *et al.* Estudo do processo de captura do CO<sub>2</sub> proveniente dos fumos da queima do gás natural em caldeiras. **XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química**. Fortaleza-CE: 2016.

MARTINS, P. R. L. **Avaliação do processo de absorção de CO<sub>2</sub> com aminas utilizando HYSYS®**. 2011. Dissertação (Mestrado em Ciências em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2011.

MEDEIROS, J. L. *et al.* **Offshore Processing of CO<sub>2</sub>-Rich Natural Gas with Supersonic Separator**. Springer. 2019.

MEIER, K. Hydrogen production with sea water electrolysis using Norwegian offshore wind energy potentials. **Int J Energy Environ Eng**, v. 5, n. 104, 2014.

MOIOLI, S.; PELLEGRINI, L. A.; GAMBA, S. Simulation of CO<sub>2</sub> capture by MEA scrubbing with a rate-based model. **Procedia Engineering**. Anais. Elsevier Ltd, 2012.

MOLBURG, J. C.; DOCTOR, R. D. Hydrogen from Steam-Methane Reforming with CO<sub>2</sub> Capture. **20th Annual International Pittsburgh Coal Conference**. Anais. 2003.

MORAN, M. J. *et al.* **Fundamentals of Engineering Thermodynamics**. Wiley. 2014.

NEW YORK STATE ENERGY AND DEVELOPMENT AUTHORITY (NYSERDA). **Hydrogen Production - Steam Methane Reforming Process**. 2018.

OZILI, P. K.; OZEN, E. Global energy crisis: impact on the global economy. In Book: **The Impact of Climate Change and Sustainability Standards on the Insurance Market**. Available at SSRN: <https://ssrn.com/abstract=4309828>. 2023.

PAGE, B. *et al.* Global status of CCS. **Global CCS Institute**. 2020.

PESSOA, L. F. P. *et al.* Supersonic separation: natural gas conditioning case study. **VI International Symposium on Innovation and Technology (SIINTEC)**, Salvador – BA. 2022.

PETRESCU, L.; MÜLLER, C. R.; CORMOS, C. C. Life cycle assessment of natural gas-based chemical looping for hydrogen production. **Energy Procedia. Anais**. Elsevier Ltd, 2014.

POSADA, A.; MANOUSIOUTHAKIS, V. Heat and power integration of methane reforming based hydrogen production. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 44, n. 24, p. 9113–9119, 2005.

QIU, J. *et al.* Solar-driven novel methane reforming with carbon looping for hydrogen production. **International Journal of Hydrogen Energy**, 44(45), 24441–24449. 2019.

QYYUM, M. A. *et al.* Availability, versatility, and viability of feedstocks for hydrogen production: Product space perspective. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 145, p. 110843, sep. 2021.

REIS, M. A.; VALE, Q. **Bir-mini-bili-method**. 2021. Available at: <https://github.com/Brazilian-Institute-of-Robotics/bir-mini-bili-method>. Accessed on: 02 July. 2022.

RODRIGUES, L. C. **Avaliação de cenários de recuperação de líquidos de gás natural e injeção de CO<sub>2</sub> no contexto do pré-sal**. 2013. Dissertação (Mestrado em Ciências) – Escola de Química Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2013.

SERNA, A. *et al.* Predictive control for hydrogen production by electrolysis in an offshore platform using renewable energies. **International Journal of Hydrogen Energy**, 42 (17), 12865–12876. 2017.

SERNA, A.; TADEO, F. Offshore hydrogen production from wave energy. **International Journal of Hydrogen Energy**, 39(3), 1549–1557. 2014.

SCOLARO, M.; KITTNER, N. Optimizing hybrid offshore wind farms for cost-competitive hydrogen production in Germany. **International Journal of Hydrogen Energy**, 47 (10), 6478–6493. 2022.

SILVA, R. P. F. **Avaliação de Sistemas Termelétricos e de Captura e Sequestro de Carbono em Processamento Offshore de Gás Natural Rico em CO<sub>2</sub>**. 2018. Dissertação (Mestrado em

Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2018.

SONG, C. *et al.* Optimization of steam methane reforming coupled with pressure swing adsorption hydrogen production process by heat integration. **Applied Energy**, v. 154, p. 392–401, 2015.

STEYN, M. *et al.* Global Status of CCS 2022. Global CCS Institute. 2022.

MELAINA, M. W., ANTONIA, O., PENEV, M. Blending hydrogen into natural gas pipelines networks: A review of key issues. In **Technical Report NREL/TP-500-51995** (Issue March). 2013.

STENBERG, V. *et al.* Control Exploring novel hydrogen production processes by integration of steam methane reforming with chemical-looping combustion (CLC-SMR) and oxygen carrier aided combustion (OCAC-SMR). **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 74, p. 28–39, aug. 2018.

SUSTAINABLE NORTHERN IRELAND. **The many colours of hydrogen**. Disponível em: <https://nelhydrogen.com/podcasts/the-many-colours-of-hydrogen/>. Acesso em: 25 nov. 2022.

SMITH, J. M. *et al.* **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química**. 8ª Ed. ISBN: 9788521636847. 2020.

WEN, C. *et al.* Evaluation of natural gas dehydration in supersonic swirling separators applying the Discrete Particle Method. **Advanced Powder Technology**, v. 23, n. 2, p. 228–233, 2012.

WU, W.; KUO, P. C. Conceptual designs of hydrogen production, purification, compression and carbon dioxide capture. **Energy Conversion and Management**, v. 103, p. 73–81, 2015.

YU, M.; WANG, K.; VREDENBURG, H. Insights into low-carbon hydrogen production methods: Green, blue and aqua hydrogen. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 46, n. 41, p. 21261–21273, 2021.

ZARZYCKI, R; CHACUK, A. **Absorption, fundamentals and applications**. Pergamon Press, England, 1993.

## APÊNDICE A - PODER CALORÍFICO INFERIOR DOS COMPONENTES

**Quadro 6** - Poder calorífico inferior dos componentes das correntes do volume de controle integrado.

Componente	PCI (MJ/kg)
Hidrogênio	119,95
Metano	50,02
Etano	47,48
Propano	46,36
i-Butano	45,72
n-Butano	45,72

Fonte: Moran et al. (2014).

## APÊNDICE B - PUBLICAÇÕES

Figura 27 – Capa do artigo publicado no ENCIT 2022.



19<sup>th</sup> Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering  
November 06th-10th, 2022, Bento Gonçalves - RS - Brazil

ENC-2022-0241

### OFFSHORE H<sub>2</sub> PRODUCTION VIA STEAM METHANE REFORMING WITH CARBON CAPTURE

**Jade Spinola Ávila**

**Julio Augusto Mendes da Silva**

**Fernando Luiz Pellegrini Pessoa**

Industrial Engineering Program, Federal University of Bahia, Salvador, Brazil

jade.engavila@gmail.com

jamsilva08@gmail.com

pessoa@cq.ufrrj.br

**Jislane Santana dos Santos**

Post-graduate Program in Chemical Engineering, Federal University of Campina Grande, Campina Grande, Brazil

santosjislane@gmail.com

**Ewerton Emmanuel da Silva Calixto**

Computational Modeling Department, University Center SENAI CIMATEC, Salvador, Brazil

ewerton.calixto@fieb.org.br

**Marcelo da Costa Amaral**

Petroleo Brasileiro S.A., R&D Center (CENPES), Rio de Janeiro, Brazil

marceloamaral@petrobras.com.br

**Abstract.** Hydrogen from steam methane reforming (SMR) can be supplied on a large scale from optimized and improved existing technologies. It is being considered a transition route to the green H<sub>2</sub> future. The objective of this work is to evaluate the offshore H<sub>2</sub> production by SMR method with carbon capture, from an energetic, exergetic and CO<sub>2</sub> emission viewpoint, considering carbon capture by chemical absorption and supersonic separation. An integrated system involving the processes of H<sub>2</sub> production, seawater desalinization, carbon capture and CO<sub>2</sub> compression was developed and simulated using Aspen Plus and Hysys softwares, which results were verified using data from the literature. From the mass and energy balances, it was possible to quantify the thermal and electrical demands of the processes which are supplied by a simplified utility plant. From an energy and exergy global analyses, the conversion of natural gas to H<sub>2</sub> using chemical absorption has lower efficiency than adopting supersonic separation. Therefore, the developed analyses indicates that the supersonic separation technology, in addition to having advantages associated with its modularity and occupy less space favoring its installation on offshore platforms, presents lower energy consumption.

**Keywords:** steam methane reforming, hydrogen production, carbon capture, simulation

#### 1. INTRODUCTION

The global energy demand is expected to double by 2030, reaching a peak of 80 to 120 million barrels of oil per day (Qyyum et al., 2021), generating CO<sub>2</sub> emissions and climate changes. Therefore, to mitigate climate change, future energies must be clean (carbon-free), renewable or recyclable (Fu et al., 2021). It is evident that the provision of these energy, free or nearly CO<sub>2</sub> free is a major technological challenge that requires significant advances in government initiatives and industry innovations (Yu et al., 2021). A promising solution to reduce dependence on fossil fuels and meet future demands for sustainable energy is to use H<sub>2</sub> as an energy vector, then its molecule is carbon-free and has a high energy content, being an important pillar in the energy transformation that can contribute to the global warming mitigation (Qyyum et al., 2021). Annually, about 75 million tons of hydrogen are generated worldwide (Adam & Engelshove, 2020), with about 95% of the H<sub>2</sub> production used in refineries in the hydro treatment of fuels to reduce sulfur concentration and as raw material in fertilizer industries and petrochemical plants. However, in the future, an increase in the hydrogen uses as fuel in cars, trucks, ships, and planes, in the process heating and in the electricity generation in turbines is expected.

The hydrogen can be produced from renewable and non-renewable sources, with widely varying costs and CO<sub>2</sub> emissions (Yu et al., 2021), being the production route a determining factor for its environmental feasibility. The hydrogen can be produced by water electrolysis using renewable energy sources, known as green H<sub>2</sub>, by steam methane

Figura 28 – Capa do artigo publicado no SIINTEC 2022.





UFBA  
UNIVERSIDADE FEDERAL DA BAHIA  
ESCOLA POLITÉCNICA

PROGRAMA DE PÓS GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA  
INDUSTRIAL - PEI

Rua Aristides Novis, 02, 6º andar, Federação, Salvador BA  
CEP: 40.210-630

Telefone: (71) 3283-9800

E-mail: [pei@ufba.br](mailto:pei@ufba.br)

Home page: <http://www.pei.ufba.br>

