



Bruno Wellausen Canario

**Desenvolvimento de Modelos 3D para Avaliação
de Módulos de Membrana na Separação de CO₂
do Gás Natural no Pré-Sal Brasileiro**

Dissertação de Mestrado

Dissertação apresentada como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, de Materiais e Processos Ambientais do Departamento de Engenharia Química e de Materiais da PUC-Rio.

Orientador: Prof. Brunno Ferreira dos Santos
Co-orientador: Prof. Roberto Bentes de Carvalho

**Rio de Janeiro
Outubro de 2023**



Bruno Wellausen Canario

**Desenvolvimento de Modelos 3D para Avaliação
de Módulos de Membrana na Separação de CO₂
do Gás Natural no Pré-Sal Brasileiro**

Dissertação apresentada como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, de Materiais e Processos Ambientais da PUC-Rio.
Aprovada pela comissão examinadora abaixo.

Prof. Brunno Ferreira dos Santos

Orientador
PUC-Rio

Prof. Roberto Bentes de Carvalho

Co-orientador
PUC-Rio

Dra. Flávia de Miranda Gonçalves

PUC-Rio

Dr. João Victor Nicolini

UFRRJ

Rio de Janeiro, 09 de outubro de 2023

Todos os direitos reservados. É proibida a reprodução total ou parcial do trabalho sem autorização do autor, do orientador e da universidade.

Bruno Wellausen Canario

Graduou-se em Engenharia Química na Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro (PUC-Rio) em 2020.

Ficha Catalográfica

Canario, Bruno Wellausen

Desenvolvimento de modelos 3D para avaliação de módulos de membrana na separação de CO₂ do gás natural no pré-sal brasileiro / Bruno Wellausen Canario ; orientador: Brunno Ferreira dos Santos ; co-orientador: Roberto Bentes de Carvalho. – 2023.

128 f. : il. color. ; 30 cm

Dissertação (mestrado)—Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, Departamento de Engenharia Química e de Materiais, 2023.

Inclui bibliografia

1. Engenharia Química e de Materiais – Teses. 2. Captura de carbono. 3. Gás natural do pré-sal. 4. Separação de gases por membrana. 5. Maquete 3D. 6. Footprint da planta. I. Santos, Brunno Ferreira dos. II. Carvalho, Roberto Bentes de. III. Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro. Departamento de Engenharia Química e de Materiais. IV. Título.

CDD: 620.11

Agradecimentos

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Brasil (CAPES) - Código de Financiamento 001.

Aos meus pais, Karen e Gastão, por todo amor, incentivo e suporte dados, não somente na minha vida acadêmica, como ao longo de toda minha vida, através de uma excelente criação, conselhos e investimento na minha pessoa.

Ao restante da minha família e aos meus amigos, cujo apoio e encorajamento constantes foram fundamentais em minha jornada acadêmica.

À PUC- Rio e a ANP, pelos auxílios concedidos, sem os quais este trabalho não poderia ter sido realizado.

Aos meus orientadores, professores Brunno Santos e Roberto Bentes, pelo apoio ao longo do desenvolvimento deste trabalho.

A todos do laboratório LaMAC pela disponibilidade de infraestrutura e auxílio.

Resumo

Canario, Bruno Wellausen; dos Santos, Brunno Ferreira; de Carvalho, Roberto Bentes. **Desenvolvimento de Modelos 3D para Avaliação de Módulos de Membrana na Separação de CO₂ do Gás Natural no Pré-Sal Brasileiro**. Rio de Janeiro, 2023. 128p. Dissertação de Mestrado – Departamento de Engenharia Química e de Materiais, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro.

Devido a sua ampla gama de aplicações, o gás natural ocupa papel importante na matriz energética global. No Brasil, a descoberta do pré-sal transformou a história do país em relação a exploração de óleo e gás. Porém, o gás lá encontrado possui grandes quantidades de CO₂ associado, que requerem remoção por existirem normas da ANP que limitam o gás natural comercializado a 3% mol. Diversas tecnologias se mostraram capazes de realizar essa remoção, porém para altas quantidades de CO₂, a tecnologia de membranas vem sendo destaque nas plataformas *offshore* de extração de petróleo. Seu reduzido *footprint* é um grande atrativo, devido ao espaço limitado das plataformas. O presente trabalho compara a área e volume ocupados e os pesos totais dos arranjos 3D de módulos de membranas fibra oca e espiral para a separação de CO₂ do gás natural no pré-sal brasileiro. Para isso, foram construídas maquetes 3D no *software Solidworks*[®], baseando-se em dados de plantas reais *offshore* em operação e dados disponibilizados pelos principais fornecedores dos módulos de membrana, para tentar alcançar valores mais próximos da realidade. Foi constatado que os módulos fibra oca apresentam grande vantagem sobre os espirais em relação a área do módulo individual (8.340,91 m² vs 26,24 m²) e ao número de módulos necessários (48 vs 15.120), e também em relação às plantas completas, tanto em área e volume, quanto em peso. Uma planta completa de módulos fibra oca ocuparia apenas 7,75% do volume da planta de módulos espirais. O peso da primeira totalizaria 38,42 t em oposição a 765,62 t da segunda planta.

Palavras-chave

Captura de carbono; Gás natural do pré-sal; Separação de gases por membrana; Maquete 3D; *Footprint* da planta

Abstract

Canario, Bruno Wellausen; dos Santos, Brunno Ferreira (Advisor); de Carvalho, Roberto Bentes (Advisor). *Development of 3D Models for the Assessment of Membrane Modules in the Separation of CO₂ from Natural Gas in the Brazilian Pre-Salt*. Rio de Janeiro, 2023. 128p. Dissertação de Mestrado – Departamento de Engenharia Química e de Materiais, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro.

Due to its wide range of applications, natural gas plays an important role in the global energy matrix. In Brazil, the discovery of the pre-salt transformed the country's history in relation to oil and gas exploration. However, the gas found there has large amounts of associated CO₂, which require removal because there are ANP standards that limit commercialized natural gas to 3% mol. Several technologies have proven capable of achieving this removal, but for high amounts of CO₂, membrane technology has been on the spotlight on offshore oil extraction platforms. Its reduced footprint is a major attraction, due to the limited space on the platforms. The present work compares the occupied area and volume and the total weights of 3D arrangements of hollow fiber and spiral wound membrane modules for the separation of CO₂ from natural gas in the Brazilian pre-salt. To achieve this, 3D models were built in *Solidworks*[®] software, based on real offshore plants in operation and data provided by leading membrane module suppliers, in an attempt to achieve results closer to reality. It was found that hollow fiber modules offer significant advantages over spiral wound modules in relation to the membrane area of the individual module (8,340.91 m² vs 26.24 m²) and the number of modules required (48 vs 15,120), and also in relation to complete plants, both in area and volume, as well as in weight. A complete hollow fiber module plant would occupy only 7.75% of the volume of the spiral wound module plant. The weight of the first would total 38.42 t as opposed to 765.62 t of the second plant.

Keywords

Carbon capture; Pre-Salt natural gas; Membrane-based gas separation; 3D model; Plant footprint

Sumário

1	Introdução	18
1.1	Motivação	18
1.2	Objetivos	19
1.2.1	Objetivo Geral.....	19
1.2.2	Objetivos Específicos	19
2	Revisão Bibliográfica	21
2.1	Pré-sal	21
2.2	Gás Natural	22
2.3	Dióxido de Carbono (CO ₂).....	25
2.4	Tecnologias de Remoção de CO ₂	28
2.4.1	Absorção Química	28
2.4.2	Absorção Física.....	30
2.4.3	Destilação Criogênica.....	31
2.4.4	Adsorção	32
2.5	Separação de Gases por Membrana.....	33
2.5.1	Conceituação	34
2.5.2	Morfologia das membranas	36
2.5.3	Tipos de módulos de membrana	38
2.5.4	Materiais Utilizados	40
2.5.5	Mecanismo de Transporte	42
2.5.6	Problemáticas da Permeação por Membranas	46
2.5.6.1	Balanco entre permeabilidade e seletividade.....	46
2.5.6.2	Plastificação	48
2.5.6.3	Condicionamento	49
2.5.6.4	Envelhecimento físico	49

2.6	<i>Digital Twin</i> no Ambiente de Simulação.....	50
2.6.1	Estratégia Computacional	52
3	Metodologia.....	54
3.1	Área de membrana total da planta	54
3.2	Área de membrana de um módulo individual	57
3.3	Número de módulos necessários	61
3.4	Construção da maquete/modelo 3D	61
3.4.1	Construção da maquete 3D fibra oca	62
3.4.2	Construção da maquete 3D espiral	63
3.5	Cálculo do peso das plantas	65
3.5.1	Peso dos módulos.....	65
3.5.2	Peso dos tubos.....	65
3.5.3	Peso dos cotovelos	66
3.5.4	Peso dos flanges	68
3.5.5	Peso do gás	69
3.5.6	Peso total	70
4	Resultados e Discussões	71
4.1	Cálculo de área de membrana	71
4.2	Construção dos módulos individuais	72
4.2.1	Módulo fibra oca individual	72
4.2.2	Módulo espiral individual	82
4.3	Construção dos <i>skid</i> individuais	84
4.3.1	<i>Skid</i> da planta de módulos fibra oca.....	84
4.3.2	<i>Skid</i> da planta de módulos espirais	91
4.4	Comparação entre as plantas.....	100
4.5	Discussões	102

5	Conclusão	104
6	Sugestões para Trabalhos Futuros.....	106
7	Referências Bibliográficas	107
8	Anexo	127
8.1	<i>Datasheet</i> do vaso de pressão modelo 80S30 da <i>Pentair</i>	127
8.2	Dados do fornecedor do material (aço duplex) escolhido.....	128

Lista de Figuras

Figura 1: Camada do pré-sal. Fonte: Petrobras, 2023	21
Figura 2: Matriz Energética Mundial em 2020. Fonte: Adaptado de BP (2021)	23
Figura 3: Total de emissões globais de CO ₂ . Fonte: Adaptado de Crippa et al. (2021).....	26
Figura 4: Módulo de Permeação de Membranas e suas correntes.	35
Figura 5: Velocidade com que os diferentes componentes do gás natural se dissolvem em uma membrana. Fonte: Adaptado de Choudhury et al. (2022).....	35
Figura 6: Representação esquemática da seção transversal dos diferentes tipos de morfologia das membranas. Fonte: Habert et al. (2006)	37
Figura 7: Representação esquemática da seção transversal de uma membrana anisotrópica composta (parte superior é a camada seletiva). Fonte: Habert et al. (2006)	37
Figura 8: Representação esquemática de módulo de membrana fibra oca.....	38
Figura 9: Representação esquemática de módulo de membrana espiral.....	39
Figura 10: Representação esquemática dos mecanismos de difusão para membranas porosa. Fonte: Adaptado de Zou & Zhu (2018).....	42
Figura 11: Representação esquemática do mecanismo de sorção-difusão e do perfil de concentração dos gases ao longo da seção transversal da membrana anisotrópica densa. Fonte: Desenvolvido pelo autor	43
Figura 12: Correlação de limite superior de Robeson de 2008 para CO ₂ /CH ₄	47
Figura 13: Efeito de partícula plastificante na T _g (a) e volume livre (b) de um polímero. Fonte: Adaptado de Wypych (2017)	48

Figura 14: Fotografia que ilustra a evolução do desenvolvimento dos módulos de membrana fibra oca da Cynara. Fonte: Baker & Lokhandwala (2008).....	59
Figura 15: Módulo de membrana fibra oca da empresa <i>Schlumberger</i>	59
Figura 16: Divisão do módulo fibra oca em 3 peças.....	63
Figura 17: Representação esquemática de um toro.....	66
Figura 18: Representação esquemática das variáveis de um toro	67
Figura 19: Representação esquemática de um flange semelhante ao utilizado nos <i>skids</i> . Fonte: Desenvolvida pelo autor	68
Figura 20: Medição do comprimento e diâmetro externo do módulo fibra oca com o <i>Image Tool</i>	73
Figura 21: Medidas em <i>pixels</i> da peça 1 do módulo fibra oca	73
Figura 22: Medidas D, E, E' em <i>pixels</i> da peça 2 do módulo fibra oca	74
Figura 23: Medidas F, G, H em <i>pixels</i> da peça 2 do módulo fibra oca	75
Figura 24: Medidas I, J, K, L em <i>pixels</i> da peça 2 do módulo fibra oca	76
Figura 25: Medidas M, M', N em <i>pixels</i> da peça 2 do módulo fibra oca	76
Figura 26: Medidas O, O', P em <i>pixels</i> da peça 3 do módulo fibra oca	77
Figura 27: Medidas Q, R, S, T em <i>pixels</i> da peça 3 do módulo fibra oca	78
Figura 28: Medidas U, V, W em <i>pixels</i> da peça 3 do módulo fibra oca	78
Figura 29: Peça 1 do módulo de membranas fibra oca.....	79
Figura 30: Peça 2 do módulo de membranas fibra oca.....	80
Figura 31: Peça 3 do módulo de membranas fibra oca.....	81
Figura 32: Módulo fibra oca individual.....	82

Figura 33: Vaso de pressão do módulo espiral individual encontrado no <i>grabcad.com</i>	83
Figura 34: Vaso de pressão do módulo espiral após modificações	84
Figura 35: Imagem de um <i>skid</i> de módulos fibra oca <i>Cynara</i> da <i>Schlumberger</i>	85
Figura 36: Construção 3D do <i>skid</i> individual da planta de módulos fibra oca	86
Figura 37: Imagem de um <i>skid</i> típico de módulos espirais horizontais.....	91
Figura 38: Identificação das linhas de tubulação do <i>skid</i> de módulos espirais.	93
Figura 39: Construção 3D do <i>skid</i> de módulos espirais	94
Figura 40: Construção 3D da planta completa de módulos fibra oca	102

Lista de Tabelas

Tabela 1: Composição do gás natural bruto. Fonte: Adaptado de Imtiaz et al. (2022).....	24
Tabela 2: Composição do gás natural bruto. Fonte: Adaptado de Scholz et al. (2013)	25
Tabela 3: Especificações do Gás Natural para a Região Sudeste.	27
Tabela 4: Capacidade de processamento de gás das FPSOs do pré-sal brasileiro.....	56
Tabela 5: Parâmetros utilizados no cálculo de área de membrana total	56
Tabela 6: Dimensões apresentadas pela Schlumberger para seus módulos de fibra oca. Fonte: Schlumberger (2023).....	58
Tabela 7: Dimensões estabelecidas para o cálculo de área de membrana do módulo fibra oca.....	60
Tabela 8: Dimensões estabelecidas para o cálculo de área de membrana do módulo espiral.....	61
Tabela 9: Dimensões calculadas para o módulo de membrana espiral.....	71
Tabela 10: Conversão das medidas de <i>pixels</i> para centímetros da peça 1.....	74
Tabela 11: Conversão das medidas D, E, E' de <i>pixels</i> para centímetros da peça 2.....	74
Tabela 12: Conversão das medidas F, G, H de <i>pixels</i> para centímetros da peça 2.....	75
Tabela 13: Conversão das medidas I, J, K, L de <i>pixels</i> para centímetros da peça 2.....	76
Tabela 14: Conversão das medidas M, M', N de <i>pixels</i> para centímetros da peça 2.....	77
Tabela 15: Conversão das medidas O, O', P de <i>pixels</i> para centímetros da peça 3.....	77

Tabela 16: Conversão das medidas Q, R, S, T de <i>pixels</i> para centímetros da peça 3.....	78
Tabela 17: Conversão das medidas U, V, W de <i>pixels</i> para centímetros da peça 3.....	79
Tabela 18: Medidas do vaso de pressão do módulo espiral individual	83
Tabela 19: Valores das variáveis dos tubos NPS24, NPS12 e NPS8.....	88
Tabela 20: Peso referente aos tubos do <i>skid</i> individual de módulos fibra oca	88
Tabela 21: Valores das variáveis dos cotovelos NPS8.....	89
Tabela 22: Peso referente aos cotovelos do <i>skid</i> individual de módulos fibra oca	89
Tabela 23: Valores das variáveis dos flanges NPS24, NPS12 e NPS8.....	89
Tabela 24: Peso referente aos flanges do <i>skid</i> individual de módulos fibra oca	90
Tabela 25: Peso referente ao gás presente no <i>skid</i> individual de módulos fibra oca	90
Tabela 26: Resumo dos valores peso para o <i>skid</i> individual de módulos fibra oca	91
Tabela 27: Valores das variáveis dos tubos NPS6, NPS5, NPS4, NPS3,5, NPS3 e NPS2	96
Tabela 28: Peso referente aos tubos do <i>skid</i> individual de módulos espirais	96
Tabela 29: Valores das variáveis dos cotovelos NPS4, NPS3,5 e NPS3.....	97
Tabela 30: Peso referente aos cotovelos do <i>skid</i> individual de módulos espirais	97
Tabela 31: Valores das variáveis dos flanges NPS6, NPS5, NPS4, NPS3,5, NPS3 e NPS2	98
Tabela 32: Peso referente aos flanges do <i>skid</i> individual de módulos espirais	98

Tabela 33: Peso referente ao gás presente no <i>skid</i> individual de módulos espirais	99
Tabela 34: Resumo dos valores peso para o <i>skid</i> individual de módulos espirais	99
Tabela 35: Áreas, volumes e pesos dos <i>skids</i> individuais de módulos fibra oca e espiral.....	100
Tabela 36: Áreas, volumes e pesos das plantas completas de módulos fibra oca e espiral.....	102

Lista de Abreviações e Siglas

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás e Biocombustíveis

BTU – Unidade Térmica Britânica (*British Thermal Unit*)

C₂H₆ – Etano

C₃H₈ – Propano

C₄H₁₀ – Butano

CA – Acetato de Celulose

CED – Densidade de Energia Coesiva (*Cohesive energy density*)

CO – Monóxido de Carbono

CO₂ – Dióxido de Carbono

CP – Carbonato de Propileno

DEA – Dietanolamina

EPE – Empresa de Energia Elétrica

ESA – Adsorção elétrica (*Electro-Swing Adsorption*)

FPSO – Unidade Flutuante de Armazenamento e Transferência (*Floating Production Storage and Offloading*)

GN – Gás Natural

GPU – Unidade de Permeância de Gás (*Gas Permeance Unit*)

H₂ – Gás Hidrogênio

H₂O – Água

H₂S – Dióxido de Enxofre ou Sulfeto de Hidrogênio ou Gás Sulfídrico

HC – Hidrocarbonetos

LNG – Gás Natural Liquefeito (*Liquified Natural Gas*)

LPG – Gás Liquefeito do Petróleo (*Liquified Petroleum Gas*)

MDEA – Metildietanolamina

MEA – Monoetanolamina

MS – Abordagem Modular Sequencial

N₂ – Gás Nitrogênio

NGL – Líquidos de Gás Natural (*Natural Gas Liquids*)

NH₃ – Amônia

NPS – Diâmetro Nominal de Tubos (*Nominal Pipe Size*)

O₂ – Gás Oxigênio

OE – Abordagem Orientada a Equações

PC – Policarbonato

PDMS – Polidimetilsiloxano

PES – Poliétersulfona

PI – Poliimida

PMP – Polimetilpenteno

PSA – Adsorção por oscilação de pressão (*Pressure Swing Adsorption*)

PSf – Polissulfona

TSA – Adsorção por oscilação de temperatura (*Temperature Swing Adsorption*)

VSA – Adsorção por oscilação de vácuo (*Vacuum Swing Adsorption*)

EIA – Departamento de Energia dos Estados Unidos (*U.S. Energy Information Administration*)

1 Introdução

1.1 Motivação

O gás natural atualmente já é uma das fontes de energias mais utilizadas no mundo, ocupando a terceira colocação na matriz energética mundial, com aproximadamente 25% (BP, 2021). Entre 2010 e 2020, a produção mundial apresentou um aumento de 25%, e é previsto que entre 2020 e 2050 haja um crescimento de cerca de 30% (IEO, 2021). Isso mostra o protagonismo e importância que esse recurso já demonstrou e que ainda há de exercer sobre a energia mundial.

No que diz respeito à situação no Brasil, a EPE (Empresa de Pesquisa Energética) revelou que em 2022 o gás natural configurou 10,5% do total da matriz energética brasileira (EPE, 2023). Sendo sua utilização feita em diversos ramos da indústria, como na indústria química, automotiva, têxtil, alimentícia, papel e celulose, mineração, entre outras.

O Brasil possui papel importante na tendência mundial. O pré-sal, localizado na costa brasileira, representou em sua descoberta um marco de mudança na história da produção de óleo e gás do país, por apresentar grandes quantidades de recursos. Por exemplo, no mês de março de 2023 foram produzidos 2,363 milhões de barris de petróleo por dia (bbl/d) e 102,43 milhões de metros cúbicos de gás natural por dia (m^3/d) em um total de 142 poços (ANP, 2023).

Tudo que envolve o pré-sal gerou uma expressiva demanda por avanços tecnológicos, que, fora a busca por desempenho, devem levar em conta os cuidados ambientais, respeitando as leis, regulamentos e restrições vigentes. Uma característica negativa do pré-sal é que o gás de lá extraído possui altas quantidades de CO_2 , podendo chegar a valores de cerca de 60% (mol) (Souza et al., 2022). E por motivos ambientais, é determinado por Resolução da ANP, que o gás natural para ser comercializado no território brasileiro é preciso conter no máximo 3% mol de CO_2 (ANP, 2008). Portanto, é essencial incluir nos projetos das Unidades Flutuantes de Produção, Armazenamento e Transferência de Petróleo - FPSOs (*Floating Production Storage and Offloading*) etapa de tratamento para remoção de CO_2 , que representa grande impacto econômico e um grande desafio tecnológico.

Projetos como este de remoção de CO_2 , além de precisarem apresentar a melhor eficiência possível, estão sujeitos ao ambiente de uma plataforma flutuante,

a qual possui certas limitações de espaço e de peso. É sabido que a tecnologia de separação por membranas leva vantagem de eficiência sobre outras tecnologias para a remoção de altas quantidades de CO₂. Fora isso, é uma tecnologia mais eficiente energeticamente e economicamente e possui outras vantagens como modularidade, maior adaptabilidade a variações de vazão e composição, alimentação e menores custos de capital e de manutenção (Fontoura et al., 2022). Porém, outro aspecto a se considerar é o *footprint* da planta e o peso por ela ocupada. Sabe-se que em relação às demais tecnologias, a separação por membranas leva vantagem para esse processo. Entretanto, é necessário definir qual concepção de módulos de separação de gases com membranas apresenta superioridade nessas características restritivas.

Portanto, o atual trabalho visa elucidar possíveis dúvidas quanto ao *footprint* e peso entre as plantas de módulos fibra oca e de módulos espirais, duas principais concepções existentes, que são utilizadas no pré-sal brasileiro para realizar o processo de separação de CO₂ do gás natural.

Isso foi feito através de uma comparação entre os dois casos, a partir da construção de maquetes 3D das plantas, baseando-se em dados de plantas reais localizadas em plataformas flutuantes na costa brasileira. Trabalhos nesse caráter, nos quais busca-se a visualização tridimensional prática do processo instalado, são escassos na literatura e, se encontrados, não tentam remeter a dados usados na realidade de uma FPSO. Dessa forma, o atual trabalho visou retratar situações postas que de fato acontecem na exploração no pré-sal.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo Geral

O atual trabalho teve como objetivo principal a comparação entre plantas de separação de CO₂ de gás natural por meio de módulos de membrana fibra oca e espiral utilizadas no ambiente *offshore* do pré-sal brasileiro, através da construção de maquetes 3D no *software Solidworks*[®].

1.2.2 Objetivos Específicos

Os objetivos específicos do presente trabalho foram:

- Determinar os dados de entrada das plantas com base em dados disponíveis dos poços produtores do pré-sal;

- Levantar os principais fornecedores de módulos de membranas fibra oca e espiral para a separação de CO₂ de gás natural no pré-sal brasileiro, e demais informações quanto ao dimensionamento dos módulos e material utilizado nas camadas seletivas das membranas utilizadas;
- Calcular a área de membrana total necessária para tratar a vazão das plantas instaladas em poços do Pré-Sal;
- Calcular as áreas de membranas dos módulos individuais tanto para o módulo fibra oca quanto para o módulo espiral;
- Calcular a quantidade de módulos necessários para atender a área de membrana total da planta para cada caso;
- Esquematizar quantos módulos devem ser construídos em cada *skid* individuais para cada caso e determinar, portanto, quantos *skids* são necessários no total;
- Construir os módulos fibra oca e espiral individuais no *software* de construção 3D *Solidworks*[®];
- Montar os *skids* individuais para cada caso, alocando a quantidade de módulos e a tubulação devidos;
- Determinar as medidas das dimensões de cada *skid* individual utilizando o *software Solidworks*[®];
- Calcular o peso total de um *skid* individual ao calcular o peso de cada componente nele presente;
- Simular as áreas e volumes ocupados e o peso total das plantas completas, considerando a quantidade de *skids* exigidos;
- Comparar as plantas completas quanto a área e volume ocupados e peso total da planta;
- Construir no *Solidworks*[®] a maquete eletrônica 3D da planta completa que levar vantagem nas comparações e confirmar as dimensões simuladas.

2 Revisão Bibliográfica

2.1 Pré-sal

Dentre as formas de obtenção do gás natural, as reservas do pré-sal brasileiro, desde sua descoberta em 2007, se mostraram de grande potencial de exploração devido à grandes volumes de recursos no local, a alta produtividade do reservatório e a presença de óleo de alta qualidade (aproximadamente Gravidade API 28–30°) (Souza et al., 2022). Sua descoberta foi responsável pela transformação do Brasil em um país exportador de petróleo e gás, alterando a geopolítica na América do Sul (Priest, 2016).

O pré-sal representa a terceira camada abaixo do nível do mar, estando a mais de 5.000 metros de profundidade, embaixo das camadas de sal e pós-sal, como é verificado na Figura 1 abaixo. Estende-se por uma faixa de cerca de 800 quilômetros de litoral, entre o sul do estado do Espírito Santo e o estado de Santa Catarina, desde o norte da Bacia de Campos até o sul da Bacia de Santos, com largura de 200 quilômetros (Morais, 2013).

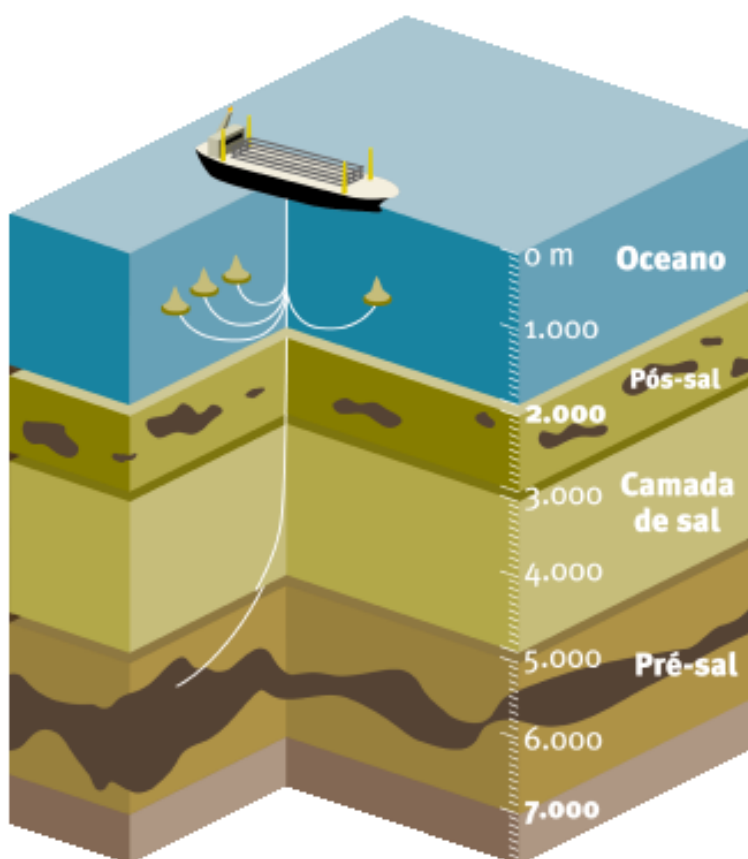


Figura 1: Camada do pré-sal. Fonte: Petrobras, 2023

2.2 Gás Natural

Por definição, o gás natural é, de acordo com o artigo 3º, inciso XXI, da Lei nº 14.134, de 8 de abril de 2021, “todo hidrocarboneto que permanece em estado gasoso nas condições atmosféricas normais, extraído diretamente a partir de reservatórios petrolíferos ou gaseíferos, cuja composição poderá conter gases úmidos, secos e residuais” (BRASIL, 2021).

O gás natural, apesar de ser esgotável e não renovável, é uma fonte de energia limpa que realiza função relevante no suprimento da demanda de diversos ramos (Mesbah et al., 2019). Na área de transportes, substitui o diesel, gasolina e álcool (Dyr et al., 2019). Na indústria, é aproveitado como combustível para fornecimento de calor, geração de eletricidade e de força motriz (OECD, 2022). Além disso, ainda pode ser aproveitado como matéria-prima nos setores de fertilizantes, para a produção de amônia e ureia (Mohamed & Bicer, 2021), e setores químicos e petroquímico, para a produção de metanol (Salahudeen et al., 2022).

A origem do gás natural provém de um ou mais dos três seguintes processos principais: termogênicos, biogênicos e abiogênicos. O processo termogênico ocorre a partir da decomposição de material orgânico em bacias sedimentares sob a influência da temperatura e pressão, que aumentam conforme a profundidade. A matéria orgânica é degradada por organismos vivos em ambiente anaeróbico e ocorre de forma lenta e incompleta. Os resíduos acumulados são chamados de querogênio que, através da degradação térmica geram hidrocarbonetos, CO_2 , H_2S , H_2 , H_2O e N_2 . Então acontece um processo chamado de maturação, no qual o querogênio é convertido em óleo e posteriormente em gás térmico.

No processo biogênico, a matéria orgânica sofre ação de bactérias metanogênicas durante a deposição dos sedimentos e no início do soterramento, para formar metano. Estas bactérias são encontradas em maior escala em locais onde aceitadores de elétrons como O_2 , NO_3^- , Fe^{3+} e SO_4^{2-} são limitantes, que ocorre em digestores anaeróbicos, sedimentos anóxicos, solos inundados e tratos gastrointestinais. A formação do metano, a metanogênese, a partir do petróleo ou carvão, é precedida pela acidogênese, onde grandes polímeros orgânicos são hidrolisados em substratos menores, e pela acetogênese, que promove a fermentação destes substratos, transformando-os em acetato, formato, H_2 e CO_2 .

Por fim, o processo abiogênico possui uma origem diferente. O metano não é formado pela matéria orgânica, mas sim pelos gases vulcânicos, onde ocorre a

redução do CO₂ durante o resfriamento do magma durante a interação água-rocha (Faramawy et al., 2016).

A importância do gás natural para os dias atuais e para um futuro de médio a longo prazo pode ser vista através da observação da matriz energética mundial, onde ele ocupa a terceira posição, atrás somente de petróleo e seus derivados e de carvão. Em 2020 apresentou um valor de 24,7% da participação total, contra 31,3% e 27,2% dos seus concorrentes mencionados, conforme ilustrado na Figura 2 abaixo (BP, 2021). De acordo com a *U.S. Energy Information Administration* (EIA) do Departamento de Energia dos Estados Unidos, a tendência é de um aumento de 31% no consumo de gás natural de 2020 até 2050, aproximando-se de 200 quadrilhões de BTUs (IEO, 2021).

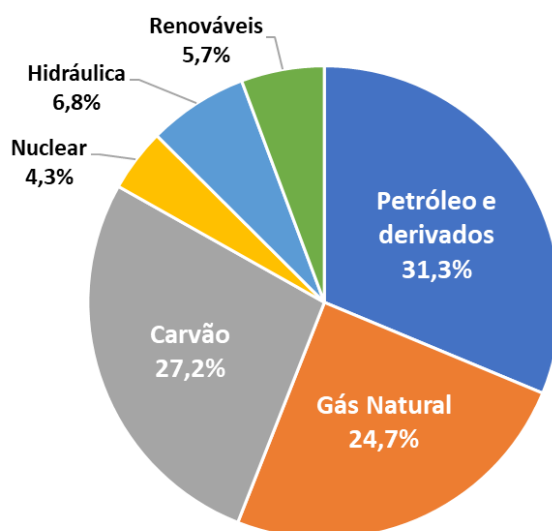


Figura 2: Matriz Energética Mundial em 2020. Fonte: Adaptado de BP (2021)

Outro fator que mostra a importância do gás natural é a recente desestabilização da economia europeia devido à crise energética ligada à elevada dependência de alguns países do gás natural proveniente da Rússia, cujo abastecimento ficou ameaçado após a invasão russa à Ucrânia e as consequentes sanções políticas e econômicas contra a Rússia. O abastecimento de gás foi reduzido em mais de 80% em novembro de 2022, levando a um aumento exacerbado dos preços de energia durante o inverno europeu, que afetou toda a economia europeia e os demais países ao redor do mundo (Mannhardt et al., 2023).

O gás natural ocupa essa posição de importância por apresentar diversas vantagens, como, por exemplo, alto potencial energético e pouca perda no processo;

fonte de energia segura (baixo risco de acidente e não é tóxico); custo relativamente baixo, principalmente para armazenagem, e fonte energética estável, devido ao fornecimento contínuo através de gasodutos.

Porém, o gás natural tem consigo algumas desvantagens, como a necessidade de infraestrutura robusta; concentração geográfica em jazidas, não podendo ser explorado em qualquer localização; e o fato de ser uma fonte poluente. Esse último ponto está atrelado à composição que o gás é encontrado na natureza, sem considerar o seu tratamento.

O gás natural é formado por uma mistura de gases, sendo o metano (CH_4) o de maior predominância, além de etano (C_2H_6), propano (C_3H_8) e butano (C_4H_{10}), e outros hidrocarbonetos de cadeias maiores, porém em menor quantidade. Porém, quando extraído, possui algumas impurezas associadas a si também, das quais se destacam o gás sulfídrico (H_2S), gás nitrogênio (N_2), gás carbônico (CO_2) e água (H_2O). As quantidades de cada componente variam de acordo com alguns fatores, sendo o principal deles a localização geográfica da extração do gás, as quais são características próprias dos poços de produção. Incluem-se ainda como fatores de influência, a época do ano e os tratamentos aplicados durante a produção ou transporte. Dependendo das quantidades de H_2S e de CO_2 , outros compostos podem ser formados através de reações químicas. Exemplos de produtos formados são o sulfeto de carbono (CS_2), mercaptanos (RSH), sulfetos (R-S-R') e sulfeto de carbonila (COS) (dos Santos, 2014). Na Tabela 1 se encontram as faixas de concentrações típicas de cada componente do gás natural bruto ao redor do mundo.

Tabela 1: Composição do gás natural bruto. Fonte: Adaptado de Imtiaz et al. (2022)

Componente	Fórmula	Composição (mol%)
Metano	CH_4	70 – 90
Etano	C_2H_6	0 – 20
Propano	C_3H_8	0 – 20
N-Butano	C_4H_{10}	2,54
Dióxido de carbono	CO_2	0,1 – 5
Oxigênio	O_2	0 – 0,2
Nitrogênio	N_2	0 – 5
Sulfeto de hidrogênio	H_2S	0 – 5
Gases raros	Ar, He, Xe, Ne	Traços

Apesar de suas inúmeras qualidades e utilidades, o gás natural não pode ser utilizado ou comercializado da mesma forma que é encontrado em sua extração. É necessário que haja tratamentos para que sejam atingidos pré-requisitos de acordo com a legislação estabelecida no local. Países como Estados Unidos, Alemanha e Áustria, por exemplo, possuem restrições para a injeção de gás na rede de distribuição, conforme exposto na Tabela 2 a seguir.

Tabela 2: Composição do gás natural bruto. Fonte: Adaptado de Scholz et al. (2013)

Componente	Unidade	Alemanha	Áustria	EUA
Índice de Wobbe	kW / (m ³ /h)	12,8 a 15,7	13,3 a 15,7	-
Poder calorífico superior	kW / (m ³ /h)	8,4 a 13,1	10,7 a 12,8	-
Poder calorífico inferior	kW / (m ³ /h)	8,4 a 13,1	10,7 a 12,8	9,8 a 11,4
O ₂ no gás desidratado	mol %	< 3	< 4	< 0,2 a 1,0
O ₂ no gás não desidratado	mol %	< 0,5	< 0,5	< 0,2 a 1,0
H ₂ S	mol %	< 0,0003	< 0,0004	< 0,00037
H ₂ O	-	< ponto de orvalho	< ponto de orvalho	< 120 ppm
CO ₂	mol %	-	-	< 2 a 4

2.3 Dióxido de Carbono (CO₂)

O maior problema dentre as substâncias contaminantes está ligado ao dióxido de carbono (CO₂), o qual é considerado o gás de efeito estufa que mais contribui para os efeitos do aquecimento global. Em 2018, as emissões de CO₂ no mundo foram de cerca de 37,7 Gt, o que correspondeu a mais de 70% da contribuição sobre o total de emissões de gases de efeito estufa. Pelo gráfico apresentado na Figura 3 abaixo podemos ver ao longo dos anos, desde 1990 até 2020, o aumento gradativo das emissões de CO₂ total no mundo. Somente no ano de 2020 que ocorreu uma diminuição, ao contrário da tendência prévia, por se tratar de um ano incomum. Nele ocorreu uma redução de 5,1% das emissões totais em relação ao ano anterior, sendo a maior redução no setor de transporte com 12% (Crippa et al., 2021).

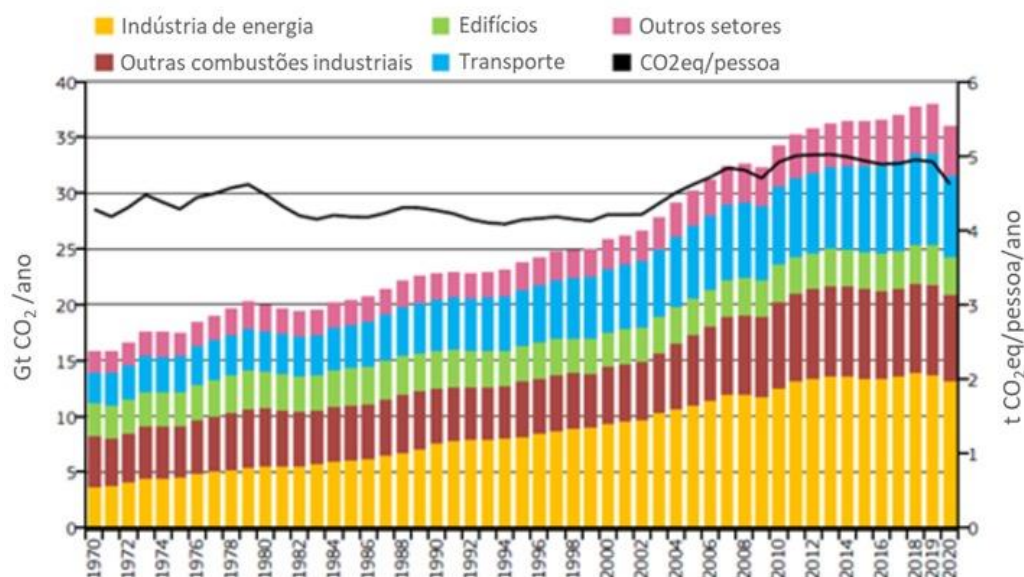


Figura 3: Total de emissões globais de CO₂. Fonte: Adaptado de Crippa et al. (2021)

Além de ser um gás poluente e possuir forte impacto ambiental, a presença do CO₂ provoca a diminuição do poder calorífico do gás natural, aumenta a corrosão de equipamentos e gasodutos, por ser um gás ácido, e em alguns casos pode promover o envenenamento de catalisadores, o que torna interessante a sua remoção (Alcheikhhamdon & Hoorfar, 2017; Gu, 2022). Mas é um outro problema que torna imprescindível a necessidade de separação do CO₂ do gás de interesse.

Apesar da razão gás-óleo ser elevada, o gás natural presente no pré-sal brasileiro apresenta uma quantidade de dióxido de carbono considerada alta (Beltrão et al., 2009). Souza e colaboradores (2022) fizeram um extenso estudo de caracterização geoquímica de várias amostras de gás natural extraídas da Bacia de Santos, medindo quantidades dos hidrocarbonetos e de CO₂, H₂S, He, H₂ e N₂. As quantidades de CO₂ variaram entre 19,7% (mol) até 68% (mol). Então, por causa disso, e pelo fato de ser o gás que mais contribui para o efeito estufa, foi determinado um limite para o gás contaminante no gás natural comercializado.

A agência governamental brasileira ANP (Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis) estipulou através da Resolução nº 16, de 17 de junho de 2008, que é permitido somente até 3% em mol de gás carbônico na mistura gasosa comercializada (ANP, 2008). Na Tabela 3 abaixo é possível ver os limites de alguns componentes para que seja permitida a comercialização do gás natural no Brasil.

Tabela 3: Especificações do Gás Natural para a Região Sudeste.

Fonte: Adaptado de CNI (2019)

Componente	Unidade	Limite		
		Norte	Nordeste	Centro-Oeste, Sudeste e Sul
Poder calorífico superior	kJ/m ³	34.000 a 38.400	35.000 a 43.000	35.000 a 43.000
Índice de Wobbe	kJ/m ³	40.500 a 45.000	46.500 a 53.500	46.500 a 53.500
Ponto de orvalho de água a 1 atm, máx.	°C	-39	-39	-45
Ponto de orvalho de HC a 4,5 MPa, máx.	°C	15	15	0
Metano (CH ₄), min.	% mol	68,0	85,0	85,0
Etano (C ₂ H ₆), máx.	% mol	12,0	12,0	12,0
Propano (C ₃ H ₈), máx.	% mol	3,0	6,0	6,0
Butanos (C ₄ H ₁₀) e HC mais pesados, máx.	% mol	1,5	3,0	3,0
Oxigênio (O ₂), máx.	% mol	0,8	0,5	0,5
Inertes (N ₂ + CO ₂), máx.	% mol	18,0	8,0	6,0
Dióxido de carbono (CO ₂), máx.	% mol	3,0	3,0	3,0
Enxofre Total, máx.	mg/m ³	70	70	70
Gás Sulfídrico (H ₂ S), máx.	mg/m ³	10	13	10

Todos esses fatores provocam extrema necessidade de remoção do CO₂ da mistura gasosa (Nascimento, 2012).

Na escolha de uma tecnologia para remoção de CO₂ do gás natural em FPSOs, as variáveis e as principais restrições do projeto estão diretamente relacionadas ao teor de CO₂ no gás natural bruto, à capacidade de processamento, aos custos operacionais e de investimento, ao *footprint*, relação entre a área ocupada em equipamento e a vazão volumétrica produzida de gás tratado, e ao peso dos equipamentos. Além destes, o desempenho ambiental acaba sendo também um critério decisivo na escolha da alternativa de tratamento (Mohd Pauzi et al., 2022).

Diversas tecnologias se provaram capazes de reduzir a quantidade de CO₂ do gás natural bruto. Dentre as opções possíveis para realizar o processo destacam-se a absorção química, absorção física, separação de gases por membranas, destilação criogênica e adsorção (Tengku Hassan et al., 2022).

Antes do contexto do pré-sal, a tecnologia de absorção química utilizando aminas, chamada de coluna de recheio gás-líquido, era o método padrão utilizado

para remoção do CO₂ do gás natural (Rufford et al., 2012). Porém, com o cenário apresentado de maior concentração de CO₂ nos campos e poços do pré-sal, a tecnologia de absorção química não se mostra viável em função do espaço ocupado e peso dos equipamentos necessários. Além disso, seu alto consumo de energia para regeneração do solvente; corrosão dos equipamentos; e problemas de fluxo causados pela mudança na viscosidade, acabam prejudicando seu uso contínuo.

Assim, foi necessário estudar mudanças na concepção do processo de tratamento do gás, alterando a tecnologia de remoção de CO₂ por tecnologias mais eficientes energeticamente e mais econômicas (Alcheikhhamdon & Hoorfar, 2017).

Vale ressaltar que no contexto de uma plataforma flutuante, o processamento do gás natural não se restringe somente à remoção do CO₂. Após a captação do óleo cru proveniente dos poços, ele é inserido no separador trifásico, onde são produzidas correntes de óleo, de gás e de água. Cada uma delas tem seu destino de processamento específico. No caso da corrente de gás, diferentes processos são necessários para que o gás natural bruto atinja as especificações para ser comercializado.

Dentre os processos, inclui-se a remoção dos gases ácidos H₂S e CO₂, que é conhecida como “*natural gas sweetening*”, a desidratação do gás para remoção da água residual e a remoção dos componentes traço, como H₂, O₂, N₂. Também é feita a separação dos Líquidos de Gás Natural - NGL (*Natural Gas Liquids*), os quais representam o etano, propano, butano e hidrocarbonetos mais pesados. Desses compostos, propano e butano correspondem ao Gás Liquefeito do Petróleo - LPG (*Liquified Petroleum Gas*), que é conhecido coloquialmente como gás de cozinha. Por fim, após a separação dos outros componentes, o metano passa por uma etapa de compressão e é submetido a uma temperatura de -162 °C para que seu volume seja reduzido. Nessa etapa ele passa do estado gasoso para o estado líquido, passando a ser chamado de Gás Natural Liquefeito - LNG (*Liquified Natural Gas*), com intuito de facilitar o transporte (Faramawy et al., 2016).

2.4 Tecnologias de Remoção de CO₂

2.4.1 Absorção Química

A absorção química utiliza-se de um solvente químico para realizar a captura do CO₂ com um ou mais absorventes básicos que têm como especialidade absorver o CO₂ em alta capacidade. Diferentes tipos de solvente podem ser adotados para a

remoção de CO₂ das correntes gasosas, mas são as aminas com propriedades alcalinas as mais utilizadas para absorção de gases ácidos (tanto CO₂ como H₂S) (Chen & Lin, 2018; Choi et al., 2009).

Aminas são compostos orgânicos derivados da amônia (NH₃) onde um ou mais átomos de hidrogênio foram substituídos por um grupo alquil ou aromático. É o grupo funcional (-NH₂) da molécula de amina que fornece uma base fraca capaz de absorver reversivelmente os gases ácidos (Rufford et al., 2012). Em especial, são muito utilizadas a amina primária monoetanolamina (MEA), a amina secundária dietanolamina (DEA) ou a amina terciária metildietanolamina (MDEA). O solvente aquoso alcanolamina é amplamente utilizado em plantas de purificação de gás devido às suas características que são boas em relação aos parâmetros físico-químicos e sua alta reatividade com o CO₂ (Luis, 2016).

A absorção de CO₂ ocorre por meio de um mecanismo de duas etapas. Na primeira o gás (CO₂) se dissolve na solução aquosa absorvente. Essa etapa de absorção química é governada pela pressão parcial do CO₂ na alimentação de gás e é necessária baixa temperatura para garantir uma alta afinidade com CO₂. A distribuição de CO₂ ocorre entre a interface gás-líquido e o gás-bulk e então ocorre a segunda etapa, onde acontece a absorção da solução de ácido fraco com a amina fracamente básica (Hasan et al., 2020; Rufford et al., 2012).

Essa tecnologia de absorção química com alcanolaminas, que é mais aplicável para um sistema de pressão parcial de CO₂ relativamente baixo (Cormos, 2017), possui como vantagens a alta afinidade das bases com o CO₂, baixo custo de produção e alta carga de CO₂ (Luis, 2016). Porém, como desvantagens apresenta alta taxa de corrosão, degradação de aminas, alto consumo de energia e requer um tamanho maior de equipamentos (Yu et al., 2012).

No processo, o gás e a solução de amina líquida interagem em um fluxo contracorrente, usualmente em um absorvedor ou torre de absorção, o qual atua como um contactor gás-líquido. Porém, há vários outros tipos de absorvedores, que inclui leito empacotado (*packed-bed*), coluna de placas (*tray-tower*) e coluna de bolhas (*bubble columns*) para o processo de absorção de CO₂.

A configuração básica do processo utiliza um absorvedor e um *stripper*, normalmente projetados como uma coluna de leito empacotado/bandeja (*packed-bed/tray column*). Este último é dispositivo primário para o processo de regeneração, no qual envolve transferência de massa. Ocorre alteração na

temperatura e na pressão da torre de *stripping* que separa o CO₂ absorvido no solvente rico (Desideri, 2010).

O gás de alimentação passa pela coluna absorvedora de baixo para cima, na qual aproximadamente 85–90% em volume de CO₂ é absorvido pelo solvente (Nanda et al., 2016). O solvente rico em CO₂ é ainda passado para o *stripper* para regenerar o solvente, antes da reciclagem, de volta ao absorvedor. A temperatura dentro do stripper precisa aumentar para que ocorra o processo de regeneração do solvente. O solvente regenerado é então enviado de volta ao absorvedor para o processo de adsorção, criando assim o processo de reciclagem contínua (Liang et al., 2015).

2.4.2 Absorção Física

A remoção do gás ácido depende somente de absorção física e sua eficiência é regida primariamente pela solubilidade do gás ácido em um solvente.

No processo de absorção física a remoção é feita através de dois estágios, o primeiro sendo uma coluna de absorção, onde ocorre de fato a absorção física do gás ácido (seja ele CO₂ ou H₂S) no solvente físico, e o segundo sendo um vaso de flash, onde ocorre a recuperação do solvente (dos Santos, 2014).

Enquanto a absorção química é proposta de ser utilizada em pressões parciais de CO₂ mais baixas, a absorção física é utilizada em pressões parciais mais elevadas. O ideal para que a absorção física seja competitiva com a química é que o gás de alimentação esteja disponível em altas pressões, geralmente acima de 20 bar ou quando a pressão parcial do gás ácido é 10 bar ou mais. Isso acontece porque a pressão parcial é a força motriz da absorção (Cormos, 2017).

Novamente comparando os dois tipos de absorção, enquanto na absorção química, pelo fato de serem utilizadas soluções aquosas, ocorre a hidratação da corrente gasosa, o que gera a necessidade de realizar a desidratação posterior na maioria das aplicações, na absorção química já ocorre uma desidratação parcial em conjunto com a remoção dos gases ácidos.

Em relação aos solventes, a sua escolha é um fator muito importante. Dentre os mais utilizados, destacam-se o *Selexol*[®] e o *Rectisol*[®], para os casos de concentrações mais elevadas. O *Selexol*[®] é um solvente da *The Dow Chemical Company*[®] e é uma mistura de etileno glicol dimetil éter que é capaz de remover CO₂, H₂S e água simultaneamente (dos Santos, 2014).

Outra opção é o processo com carbonato de propileno (CP), que é um solvente polar com alta afinidade com CO_2 , anidro, não corrosivo, não-tóxico e biodegradável. Processo licenciado em 1950 pela Fluor Daniel, Inc, ficou conhecido como Processo com Solvente Fluor. Enquanto a necessidade de energia térmica para regeneração do solvente já é mais baixa para a absorção física como um todo, no caso do uso de carbonato de propileno a exigência é nula.

Como desvantagens do processo é possível destacar que quanto maior a concentração de hidrocarbonetos pesados, menos eficiente se torna o processo. Isso porque os hidrocarbonetos pesados são fortemente absorvidos nos solventes tipicamente usados. Outro fator seria o alto custo dos solventes (Gadêlha, 2013).

2.4.3 Destilação Criogênica

A tecnologia da destilação tem o objetivo de separar duas ou mais substâncias de uma mistura de entrada baseado na diferença de volatilidade ou ponto de ebulição entre os compostos. Na coluna de destilação, a separação acontece através de uma transferência de massa em um contato líquido-vapor, onde o composto de menor ponto de ebulição flui em forma de líquido do topo da coluna para a base, enquanto o composto de maior ponto de ebulição flui em contracorrente da base para o topo (Blahušiak et al., 2016).

Alguns fatores são importantes para o desempenho da operação. Entre eles o número de bandejas, a manutenção da pressão operacional, o controle da taxa de resfriamento e aquecimento no condensador e refeedor. Além disso, realizar simulações na fase preliminar de projeto para avaliar a viabilidade, e controle operacional do processo são imprescindíveis para o sucesso da operação (Kolmetz et al., 2007; Taqvi et al., 2016).

No caso da destilação criogênica para a separação de CO_2 , o processo opera em temperaturas extremamente baixas e altas pressões para separar o CO_2 e outros componentes de acordo com suas diferentes temperaturas de ebulição. Isso produz diretamente CO_2 liquefeito ou vapor de CO_2 em alta pressão, economizando o custo adicional de compressão para armazenamento. Este método é adequado apenas para fluxo concentrado de CO_2 . Para fluxo diluído, esta técnica não é economicamente viável e nem energeticamente viável. Problemas operacionais de formação de sólidos e obstrução da coluna foram observados nas faixas de pressão mais baixas

e mais altas na parte superior mais fria das colunas de destilação (Maqsood et al., 2014).

2.4.4 Adsorção

A adsorção é uma das tecnologias mais tradicionais da indústria, possuindo diversas aplicações, sendo uma delas a purificação de gases, podendo ser nas indústrias petroquímica, ambiental, eletrônica e médica (Sircar, 2000). A aplicação de remoção de impurezas inclui remoção de impurezas orgânicas e inorgânicas, purificação de gases, controle de poluição do ar, secagem de gases, recuperação de vapor de solvente e gerenciamento de resíduos nucleares. Dentro da aplicação de separação de gases, inclui-se a separação de metano e dióxido de carbono, recuperação de hidrogênio, separação de ar, desidratação de álcool, produção de gás de síntese de amônia e separação de isoparafina (Sircar, 2001).

As variações de adsorção mais utilizadas são a adsorção por oscilação modulação de pressão (PSA), adsorção por oscilação de temperatura (TSA), adsorção por oscilação de vácuo (VSA) e adsorção elétrica (ESA) (Ling et al., 2015; Tao et al., 2019).

Para o exemplo de separação do CO₂, na adsorção (PSA) o fluxo de gás ácido que contém alto teor CO₂ entra em contato com adsorventes empacotados no vaso de pressão, que normalmente são dispostos em paralelo para aumentar a capacidade de tratamento (Ho et al., 2008). O gás de alimentação é inicialmente alimentado no vaso e pressurizado a uma pressão superior à pressão atmosférica. O CO₂ é ligado seletivamente e adsorvido pelos poros do adsorvente em alta pressão e baixa temperatura, percolando o leito fixo formado ao longo do vaso. A água adsorvida vai saturando o adsorvente com CO₂ adsorvido. Assim, a regeneração do adsorvente ocorre restringindo o fluxo de gás e despressurizando a coluna para liberar o CO₂ dos poros do adsorvente (Fouladi et al., 2020).

Em contraste, a regeneração do adsorvente no VSA é realizada em condições de vácuo, reduzindo a pressão abaixo da pressão atmosférica, enquanto no TSA, o CO₂ é liberado aumentando a temperatura a uma pressão constante (Bonnissel et al., 2001; Chaffee et al., 2007; Mérel et al., 2006). Enquanto isso, ESA recebeu esse nome devido à corrente elétrica de baixa tensão introduzida para aquecer o adsorvente pelo efeito Joule direto (Grande & Rodrigues, 2008). A diferença entre TSA e ESA é que o ESA aquece o adsorvente usando energia elétrica, enquanto o

TSA aquece o adsorvente através da passagem, em sentido contrário da adsorção, de gás desidratado produzido com ajuda também do arraste nessa etapa de dessorção de contaminantes (Le Cloirec, 2012). Para aplicação de GN, o TSA é usado para purificação de gás, enquanto a separação de gás bulk geralmente usa o processo PSA (Sircar, 2000).

Existem dois tipos de abordagens de adsorção, fisissorção ou quimissorção. O processo de fisissorção é um processo físico dirigido por ligações fracas de Van Der Waals entre o adsorvente e o adsorbato. Por outro lado, a quimissorção é governada pela formação de ligações entre os grupos funcionais que se fixam na superfície do adsorvente e do adsorbato (Berger & Brown, 2011). Devido aos grupos funcionais anexados, a quimissorção é geralmente mais eficiente do que a fisissorção, especificamente quando se utilizam grupos básicos e contendo oxigênio, já que o CO₂ é de natureza ácida; portanto, esses grupos funcionais desempenham um papel importante na remoção de CO₂ do gás natural (Xing et al., 2014). A área superficial específica do adsorvente também tem um efeito importante no processo de adsorção. É bem sabido que quanto maior a área superficial específica, maior a capacidade de adsorção.

Em relação ao adsorvente, existe uma ampla gama de possibilidades, que serão escolhidos baseados em seu nível de seletividade em relação aos contaminantes a serem removidos. Além disso, o aprimoramento do adsorvente pode ser alcançado através da síntese e acoplamento de outros compostos na superfície do adsorvente.

A principal desvantagem do sistema de adsorção é a geração de resíduos. Uma das soluções para superar esse problema é introduzir o processo de regeneração ao adsorvente. No entanto, a regeneração pode não ser eficaz a longo prazo (Kulkarni & Kaware, 2014).

2.5 Separação de Gases por Membrana

Diante do desafio de mudança na concepção do processo de remoção do CO₂ do gás natural, a utilização do processo de separação de gases por membranas se mostrou uma opção mais vantajosa e mais eficiente (Alcheikhhamdon & Hoorfar, 2017; Rufford et al., 2012).

Comparadas a outras tecnologias de separação mais tradicionais, como absorção (química e física) e destilação, as membranas se mostram superiores.

Além do fato de conseguir lidar com altas quantidades de CO₂, a tecnologia de membranas possui outras vantagens competitivas. Entre elas é possível destacar menor footprint, modularidade, menores custos de capital e manutenção, maior eficiência energética, maior adaptabilidade para variações de vazão e composição de alimentação, alto grau de seletividade, facilidade de operação e escalonamento, e a habilidade de ser combinada com outros processos (Baker & Low, 2014; Fard et al., 2018; Fontoura et al., 2022; Gu, 2022; Tong & Ho, 2017). Por causa desses motivos ela vem sendo muito utilizada nas FPSOs (da Costa et al., 2016).

A tecnologia de separação com membranas não se limita somente ao caso de separação de CO₂ do gás natural, mas também possui utilidade em outros setores. Dentre suas diversas aplicações pode-se incluir tratamento de águas residuais (Earar et al., 2022), separação de outros gases (Syrtsova et al., 2019), dessalinização (Li et al., 2019), além de outras atuações na indústria química, alimentícia (Yadav et al., 2022), farmacêutica (Rosman et al., 2018), biotecnologia e medicina (Liu et al., 2022; Valappil et al., 2021).

2.5.1 Conceituação

De maneira geral, uma membrana pode ser definida como uma barreira física, seletiva e semipermeável que separa a corrente de entrada em outras duas correntes, restringindo total ou parcialmente o transporte de uma ou mais espécies químicas presentes nas fases (Imtiaz et al., 2022). Dessa forma, somente alguns dos componentes da corrente de entrada permeiam através da membrana, enquanto alguns têm de fato seu escoamento restringido (Chadha et al., 2022). Assim, a corrente de alimentação é separada nas seguintes correntes: a de permeado, cujos compostos permearam através da membrana; e a de retentado, cujos compostos permaneceram retidos, como é visto na representação esquemática na Figura 4.

Geralmente, as propriedades para a separação de gases por membranas são controladas por alguns fatores, dentre os quais pode-se incluir o material, a morfologia, e o formato que a membrana foi construída. Esses fatores estão diretamente relacionados com a permeabilidade e seletividade da membrana, assim como a densidade de empacotamento. E assim, esses aspectos, juntamente com o tempo de vida da membrana, estão diretamente ligados a viabilidade econômica do projeto (Habert et al., 2006).

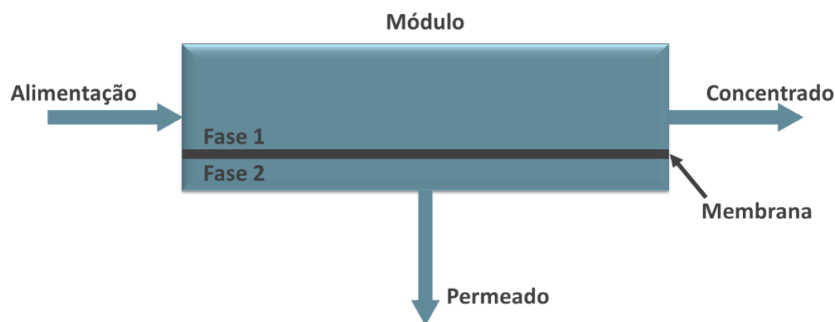


Figura 4: Módulo de Permeação de Membranas e suas correntes.

Fonte: Desenvolvida pelo autor

A separação da mistura gasosa através da membrana é promovida por um gradiente de potencial químico, caracterizada pela diferença de pressão ou concentração entre as duas fases. Com isso, a mobilidade das moléculas no material aplicado irá definir quais compostos atravessarão a membrana mais rapidamente que outros. A Figura 5 abaixo foi construída para ilustrar de forma geral a velocidade com que as espécies químicas presentes no gás natural se dissolvem através da membrana. Em alguns casos, isso se altera, porém o tamanho das moléculas possui grande influência nesse aspecto.

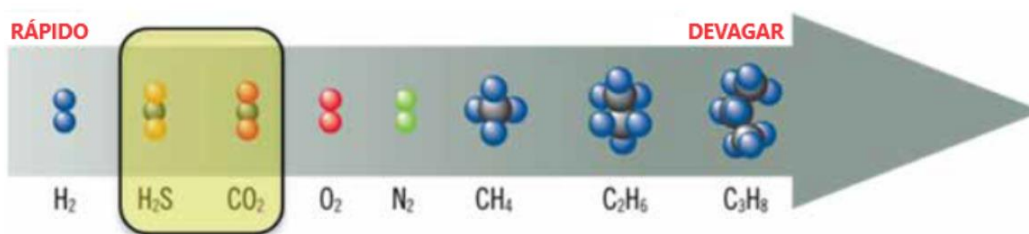


Figura 5: Velocidade com que os diferentes componentes do gás natural se dissolvem em uma membrana. Fonte: Adaptado de Choudhury et al. (2022)

A retenção e permeação das moléculas são governadas por um mecanismo, que pode ser de algumas formas. O mecanismo pode ser governado pelo tamanho das moléculas e dos poros da membrana, assim como pela afinidade dos compostos com o material que constitui a membrana (Zou & Zhu, 2018). E de acordo com a força motriz utilizada e a morfologia da membrana, o mecanismo de transporte das espécies poderá ser convecção ou de difusão. Além disso, a morfologia que estabelece os princípios da capacidade seletiva da membrana.

O material da membrana está diretamente relacionado com a permeabilidade P_i e a seletividade α_{ij} , parâmetros através dos quais avalia-se a performance de uma membrana, justamente por caracterizarem a velocidade que os componentes atravessam a mesma (Park et al., 2017).

A seletividade impacta diretamente na capacidade de recuperação de um determinado componente em relação a mistura gasosa e indiretamente na área de membrana requerida para realização do serviço desejado. Já a permeabilidade, define a área de membrana necessária para o processo. O tempo de vida da membrana afeta os custos de manutenção e de reposição.

2.5.2 Morfologia das membranas

As membranas podem ser classificadas em dois tipos de categorias principais, em função das suas características superficiais: as porosas e as densas.

Parâmetros de natureza morfológica e parâmetros relativos às suas propriedades de transporte são importantes aspectos que normalmente são empregados para caracterização de membranas. Para as membranas porosas, o tamanho e a distribuição de tamanho dos poros, a porosidade superficial e a espessura, são parâmetros de extrema relevância. Para as membranas densas, já que são utilizadas para separação de moléculas de baixa massa molar, não somente o tamanho das moléculas, mas as características físico-químicas que envolvem o material utilizado na construção da membrana, sua interação com as substâncias a serem separadas e a espessura da camada seletiva são os parâmetros relevantes. E independente da morfologia, a permeabilidade e seletividade são os parâmetros característicos dos processos (Habert et al., 2006).

Tanto as membranas densas, como as porosas, podem ser classificadas de dois tipos: isotrópicas (simétricas) ou anisotrópicas (assimétricas), e isso significa que podem ou não apresentar as mesmas características morfológicas ao longo de sua seção transversal. As membranas isotrópicas possuem estrutura unicamente, densa ou porosa, com poros de diâmetros regulares ao longo da espessura da membrana. As membranas anisotrópicas possuem duas regiões distintas: a camada seletiva, que é responsável pela seletividade das membranas, e o suporte poroso, que não oferece resistência ao transporte e ainda proporciona resistência mecânica à camada seletiva. Essas membranas anisotrópicas ainda podem ser classificadas como integrais, quando essas duas regiões são compostas pelo mesmo material, ou como

compostas, quando um material diferente da matriz polimérica é utilizado para a formação da camada seletiva (Baker, 2004).

A seguir, a Figura 6 apresenta os tipos de morfologias mais comuns observadas nas seções transversais das membranas comerciais.

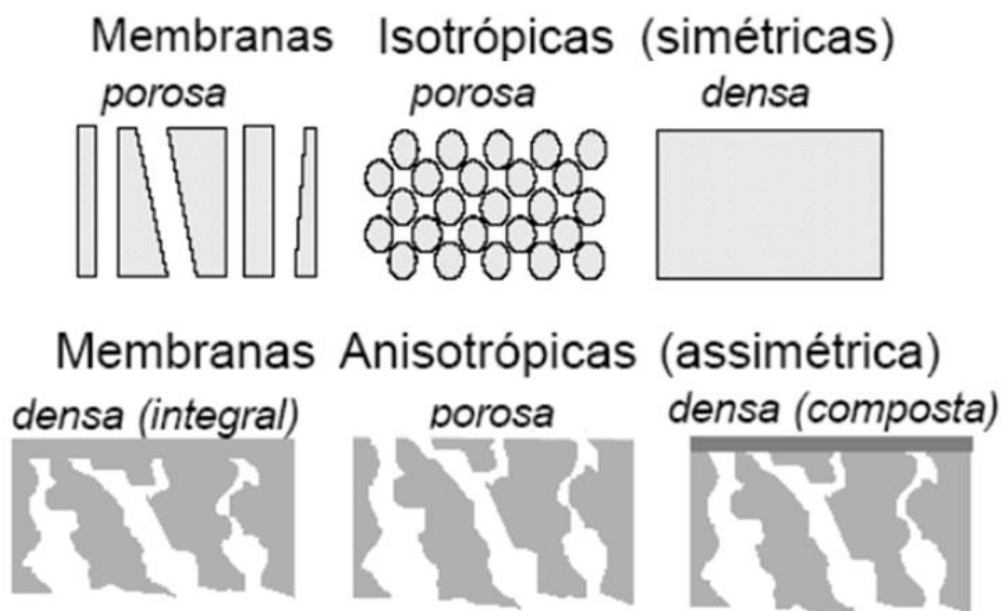


Figura 6: Representação esquemática da seção transversal dos diferentes tipos de morfologia das membranas. Fonte: Habert et al. (2006)

Para a separação de gases, a morfologia utilizada é a anisotrópica densa (Baker & Lokhandwala, 2008), como mostrado novamente abaixo na Figura 7.

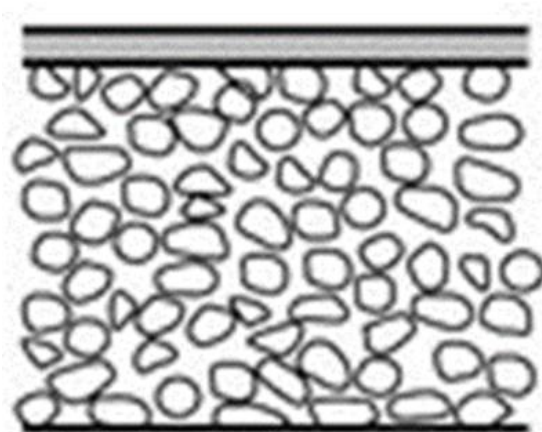


Figura 7: Representação esquemática da seção transversal de uma membrana anisotrópica composta (parte superior é a camada seletiva). Fonte: Habert et al. (2006)

2.5.3 Tipos de módulos de membrana

As membranas ainda podem ser fabricadas sob **duas** formas geométricas: as **planas** ou as **cilíndricas**. As membranas cilíndricas são divididas em: **tubular**, **capilar** e de **fibra oca**, dependendo do seu diâmetro, de milímetros a micrometros. Já as membranas planas são acondicionadas em módulos de permeação do tipo **placa/quadro** e **espiral** (Habert et al., 2006).

Os dois principais tipos de módulos de permeação utilizados na separação de gases por membranas são os de tipo fibra oca e membranas planas na configuração espiral. Atualmente, para separação de gases a maior parte deles é de fibra oca, principalmente por causa de sua maior vantagem, a maior razão entre área de permeação e volume ocupado pelo módulo, o que garante uma maior densidade de empacotamento (Fontoura et al., 2022).

A Figura 8 representa esquematicamente os módulos do tipo fibra oca. Esses são comparáveis a trocadores de calor casco e tubo, havendo uma grande carcaça (vaso de pressão) contendo milhares de fibras capilares em seu interior. Esses capilares estão fixados nas extremidades do módulo por uma resina epóxi para gerar sustentação a elas e garantir a separação dos dois compartimentos, de alimentação/retentado e de permeado, conforme indicado na figura. As saídas dos tubos capilares não são cobertas ou bloqueadas pela resina, tendo seus orifícios internos abertos.

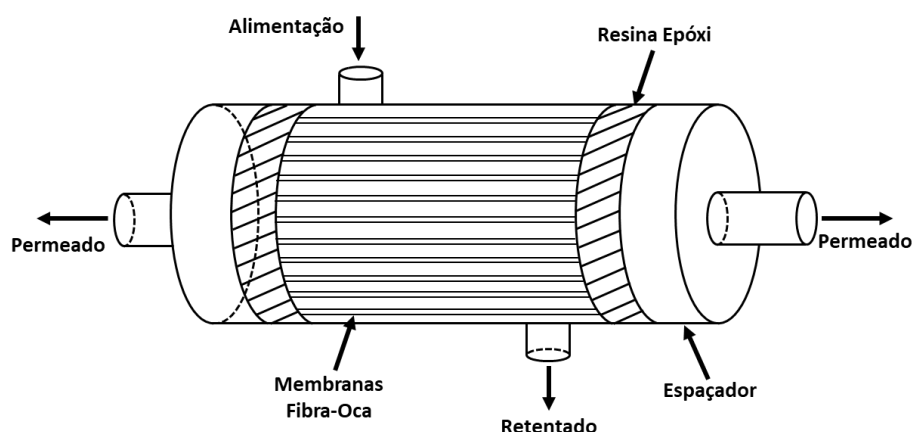


Figura 8: Representação esquemática de módulo de membrana fibra oca.

Fonte: Adaptado de Ismail et al. (2019)

Dependendo de como é construído o módulo, a alimentação será feita de formas diferentes. Caso a camada seletiva da fibra seja em sua superfície externa, a alimentação é feita através da pressurização do compartimento da carcaça. Então,

o componente com maior afinidade com o material da membrana presente no gás permeia para o interior das fibras através da parede de cada uma delas e será coletado em sua extremidade de saída em um compartimento próprio (*header*) como ilustrado na Figura 8. O retentado é, nesse caso, coletado pelo compartimento da carcaça, porém na extremidade oposta de onde é feita a alimentação.

Na possibilidade de a camada seletiva da fibra ser em sua superfície interna, os compartimentos de alimentação/retentado e permeado se invertem. Assim, a alimentação é feita pelo *header*, de dentro para fora das fibras, e o retentado é coletado na extremidade de saída oposta à de alimentação. E o permeado é coletado no compartimento da carcaça.

Na Figura 9 representa esquematicamente os módulos do tipo espiral. Esses consistem em envelopes de membrana planas, contendo um fino espaçador na parte interna, com três lados fechados e apenas um aberto. Além disso, é colocado outro espaçador, de espessura maior, entre as superfícies externas das membranas, o que é responsável pela distribuição da alimentação. Na sua produção, os lados abertos dos envelopes de membranas são colados em um tubo central perfurado, obtendo com isso dois compartimentos distintos: a parte externa das membranas, que contém a camada seletiva, e a região interna, que contém o espaçador fino. O fluido de alimentação só acessa o compartimento interno se tiver contato com a camada seletiva e permear a espessura da membrana plana. O tubo perfurado realiza a coleta do permeado de todos os envelopes de membranas presentes no módulo. Por fim, a parte externa do módulo é finalizada com uma camada de resina e fibra de vidro.

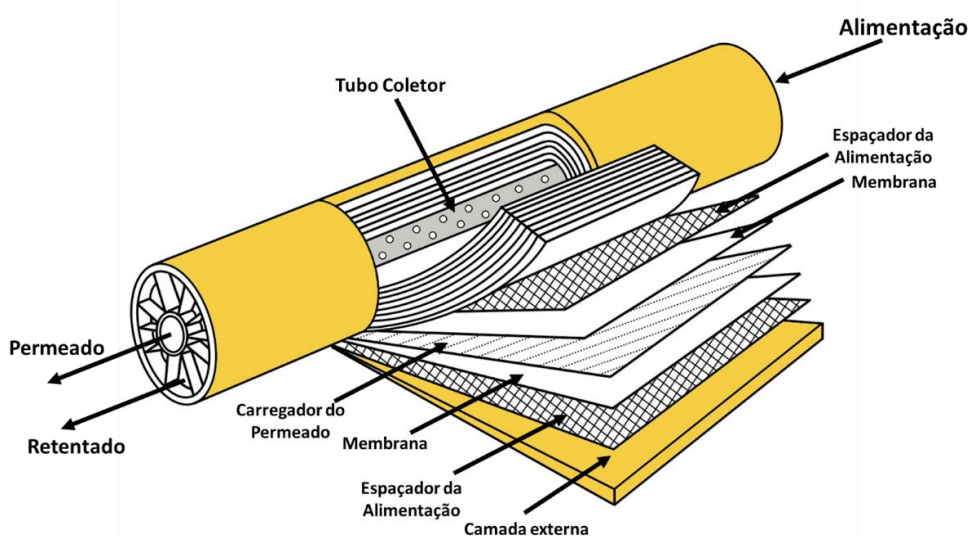


Figura 9: Representação esquemática de módulo de membrana espiral.

Fonte: Adaptado de Hasani et al. (2019)

Devido às altas pressões de operação na aplicação de separação de gases, o tubo perfurado no interior do módulo é de aço inox e possui uma espessura externa significativa. Os módulos espirais são instalados em vasos de pressão tubulares, com a possibilidade de serem instalados mais de um módulo no mesmo vaso, com conectores interligando os tubos perfurados centrais. Essa configuração de módulo foi consolidada industrialmente no processo de osmose inversa, na aplicação principal de dessalinização de água do mar (Ismail et al., 2019).

Comparando os dois tipos, os módulos fibra oca são aplicados em operações com fluxos/vazões menores, com o ponto positivo de possuir maior densidade de empacotamento e dessa forma ocupam menos espaço que os módulos espirais. Entretanto, os módulos espirais suportam maiores valores de pressão de operação, são mais baratos e são mais resistentes à incrustação (Rackley, 2017). Por causa das altas pressões de operação encontradas no ambiente *offshore*, os módulos espirais são largamente usados nos processos de separação de gases (Fontoura et al. 2022).

2.5.4 Materiais Utilizados

Um aspecto muito importante para a confecção das membranas é o seu material base. Isso porque será a escolha do material que definirá a permeabilidade e seletividade da membrana em relação aos componentes do fluido. As membranas comerciais são usualmente fabricadas de materiais orgânicos ou materiais inorgânicos. Na classe dos orgânicos se destacam os polímeros, enquanto para os inorgânicos seriam os metais e as cerâmicas (De Meis et al., 2018).

Além disso, alguns materiais estão sujeitos a um fenômeno chamado de transição vítrea, onde podem se encontrar no estado vítreo ou no estado elastomérico. Esse fenômeno consiste em uma transição reversível de efeito térmico que caracteriza materiais amorfos semicristalinos, proporcionando mudanças nas propriedades físicas do material sem que haja mudança estrutural ou que caracterize mudança de fase (fusão, solidificação).

A transição compreende um aumento na viscosidade do material e acontece em uma determinada temperatura, chamada de Temperatura de Transição Vítrea, a qual é definida de acordo com a parte amorfa do material, que é onde as cadeias moleculares estão desordenadas. Abaixo desta temperatura o material se encontra em estado vítreo, não possuindo energia interna o bastante para que as cadeias se

movimentem em relação às outras, por causa das alterações conformacionais que ocorreram e por isso ele apresenta um aspecto mais rígido e duro. Acima desta temperatura o material se encontra em estado flexível, onde as moléculas podem se mover em relação às outras, ocorrendo os chamados rearranjos cooperativos, os quais estão “congelados” no estado vítreo. Na realidade, esses rearranjos acontecem em uma determinada taxa, em uma determinada frequência, que são mais baixas em temperatura menores (abaixo da Temperatura de Transição Vítreo), assim os rearranjos acontecem de forma mais devagar (Baker, 2004).

Alta seletividade é uma característica conhecida de muitos polímeros vítreos, contudo apresentam baixas permeabilidades, além dela decrescer com o passar do tempo em razão do envelhecimento físico da membrana. O contrário já se vê nos polímeros flexíveis, que exibem alta permeabilidade, mas baixa seletividade (Adewole et al., 2013).

Para esse tipo de aplicação, os polímeros são mais favoráveis devido à maior flexibilidade de se obter a camada seletiva por causa da fácil processabilidade, facilidade de escalonamento, facilidade de produzir módulos fibra oca e espiral, além de serem mais baratos e mais fáceis de moldar e montar do que os materiais inorgânicos (Ahmad et al., 2022; Basu et al., 2010).

Dentre os polímeros, poliétersulfona (PES), polissulfona (PSf), poliimida (PI), polímero perfluorados, policarbonato (PC), polidimetilsiloxano (PDMS), polimetilpenteno (PMP) e acetato de celulose (CA) estão entre as escolhas populares como material para a aplicação de separação de gases, sendo o acetato de celulose e poliimida os mais escolhidos para membranas comerciais (Basuet al., 2010; Siagian et al., 2019). Para a remoção de CO₂ do gás natural acetato de celulose, triacetato de celulose e poliimida estão entre as mais utilizadas, sendo fabricadas principalmente por empresas como *Honeywell/UOP (Separex)*, *Schlumberger* (antigas *Natco/Cynara/Cameron*), *Evonik*, *UBE* e *Fujifilm* (Baker & Low, 2014; Baker, 2002).

As membranas inorgânicas oferecem melhor resistência mecânica, são resistentes aos produtos químicos em condições de alta pressão, bem como estabilidade em condições de alta temperatura. Elas permitem limpezas mais eficientes, possuem vida útil maior que as de material orgânico. Possuem alta seletividade e fluxos de gás, que se deve à discriminação bem definida de formato e tamanho que, por sua vez, leva a uma distribuição estreita do tamanho dos poros.

Também foram desenvolvidas membranas de matriz mista, com o intuito de superar os problemas encontrados tanto nas membranas de material orgânico quanto nas de material inorgânico. Assim, tentam combinar os pontos positivos de ambos, e assim obter maior resistência mecânica, bem como maior desempenho de separação ao mesmo tempo que possuem baixo custo. Elas tentam combinar as características dos materiais inorgânicos de melhores propriedades mecânicas, melhor capacidade de separação e estabilidade, juntamente com a processabilidade eficiente do material polimérico (Imtiaz et al., 2022).

2.5.5 Mecanismo de Transporte

Falando sobre a força motriz, no caso do processo de separação de gases por membranas, o que prevalece é o gradiente de potencial químico devido a um gradiente de pressão parcial dos componentes entre os lados da alimentação e do permeado (Zou & Zhu, 2018). Porém, a forma com que ocorre a permeação da mistura gasosa é dependente tanto do material da membrana como da composição da mistura e da morfologia da membrana.

Assim, é usualmente separado o mecanismo de permeação entre dois modelos distintos: o modelo de mecanismo *pore-flow* e o de sorção-difusão (*solution-diffusion*) (Jiang et al., 2006). E isso está atrelado a morfologia e ao tamanho dos poros. No modelo *pore-flow* os gases permeiam a membrana através de pequenos poros e a mistura gasosa é separada por uma forma de filtração molecular (Baker & Low, 2014). Para membranas macroporosas, o tamanho dos poros possui papel central. Para membranas microporosas, os mecanismos de transporte de gás podem ser divididos entre a difusão de *Knudsen*, difusão seletiva de superfície e peneiramento molecular (Zou & Zhu, 2018), os quais estão ilustradas na Figura 10.

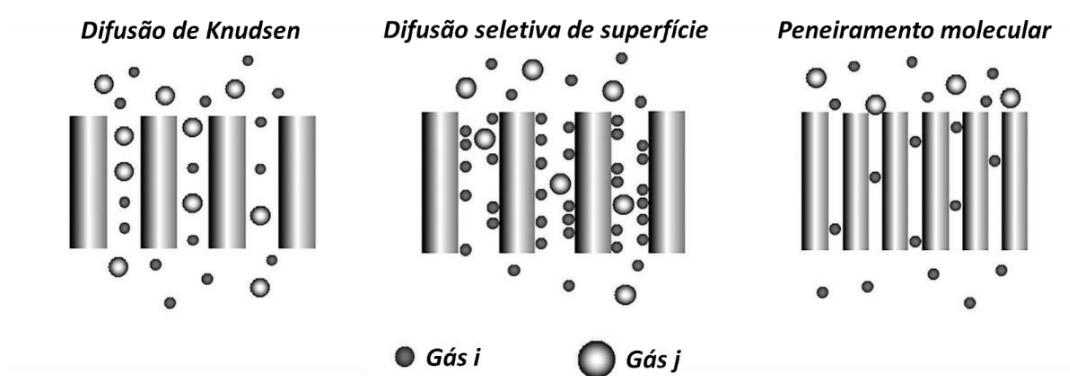


Figura 10: Representação esquemática dos mecanismos de difusão para membranas porosa. Fonte: Adaptado de Zou & Zhu (2018)

Entretanto, para a separação de gases, é utilizada a morfologia anisotrópica densa em materiais poliméricos. Nesse caso, é utilizado somente materiais poliméricos e o mecanismo presente é o de sorção-difusão (Baker & Low, 2014; Sanders et al., 2013), conforme mostrado na Figura 11.

Ao contrário do modelo *pore-flow*, no modelo de sorção-difusão os princípios são outros. Neste último assumem-se duas premissas. A primeira é que não há poros permanentes na superfície da camada densa. A segunda é de que o gás dissolve no material sólido da membrana por um gradiente de concentração da mesma maneira que estaria dissolvendo em um líquido (Baker & Low, 2014; Rongwong et al., 2012).

O mecanismo acontece em três etapas. Na primeira acontece a sorção das moléculas gasosas na parede do material da camada densa da membrana. A segunda etapa consiste na difusão das moléculas através da camada densa da membrana. A última etapa é a dessorção das moléculas do outro lado da camada densa. Após essa sequência, as moléculas passam pelos poros da camada porosa que serve como sustentação física à membrana e seguem para o compartimento de permeado.

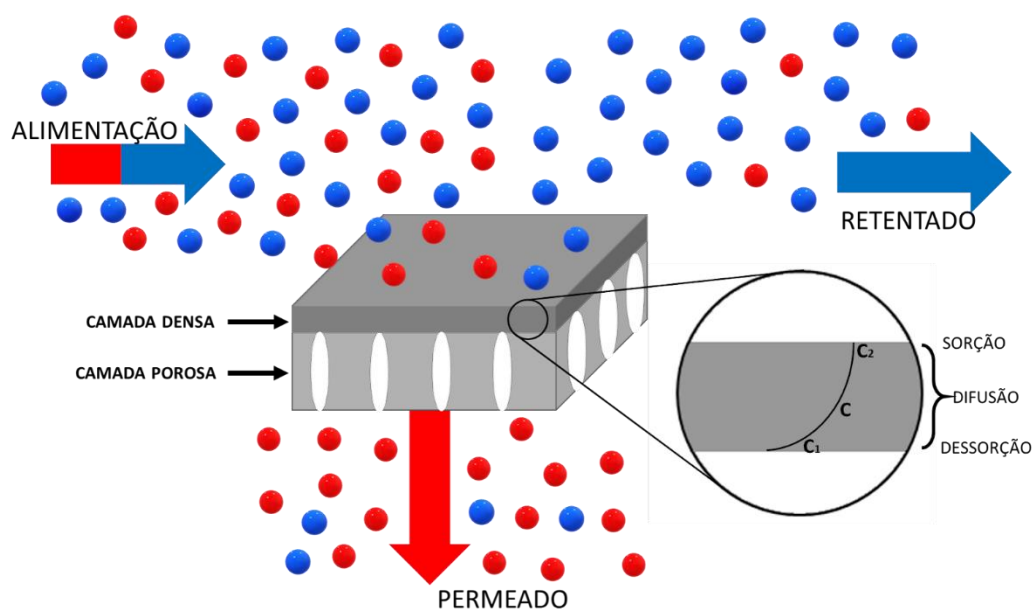


Figura 11: Representação esquemática do mecanismo de sorção-difusão e do perfil de concentração dos gases ao longo da seção transversal da membrana anisotrópica densa. Fonte: Desenvolvido pelo autor

Para desenvolver o mecanismo de permeação pelo modelo de sorção-difusão são necessários dois pressupostos. Primeiramente, deve-se assumir equilíbrio dos

gases com o material da membrana na interface de cada lado da camada densa. O segundo pressuposto é que as diferenças de concentração e pressão através das membranas são representadas apenas como o gradiente de concentração do permeado dissolvido dentro da membrana (Baker & Low, 2014).

Isso pode ser simulado através de equações, sendo a primeira delas o fluxo molar (volumétrico) de um componente i que permeia a membrana. O fluxo através de uma membrana é definido como a quantidade, em volume, de uma molécula que atravessa um metro quadrado de área disponível da membrana em um determinado tempo. Portanto, pode ser resumido como a razão entre a vazão volumétrica de um componente e a área, conforme a Equação (1) a seguir, onde J_i é o fluxo de permeado do componente i [$\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^2.\text{h}$], Q_i^P é a vazão do componente i no permeado [m^3/h] e A_m área total da membrana [m^2].

$$J_i = \frac{Q_i^P}{A_m} \quad (1)$$

Pela lei de *Fick*, o fluxo também pode ser definido como proporcional ao gradiente de concentração entre os dois lados da membrana (∇C_i), baseado em uma constante de proporcionalidade, D_i o coeficiente de difusão do componente i [cm^2/s], o qual é uma medida da mobilidade das moléculas em uma membrana.

$$J_i = -D_i \nabla C_i \quad (2)$$

Esta lei é aplicada ao estado estacionário, que é alcançado quando a concentração não varia com o tempo e o fluxo é constante. No caso unidirecional, onde a difusão ocorre apenas na direção x , a relação pode ser simplificada para:

$$J_i = -D_i \frac{\partial C_i}{\partial x} \quad (3)$$

Ao se integrar para a espessura da membrana:

$$J_i = D_i \frac{(C_i^F - C_i^P)}{t} \quad (4)$$

Onde C_i^F é a concentração do componente i na alimentação [g/cm^3], C_i^P é a concentração do componente i no permeado [g/cm^3] e t é a espessura da membrana [μm].

Pela lei de Henry é possível relacionar a concentração local do gás dissolvido no polímero a uma dada temperatura através de um coeficiente, como expresso na

Equação (5) abaixo. Nessa equação, p_i é a pressão parcial do componente i [bar], e S_i o coeficiente de solubilidade ou coeficiente de sorção [cm^3 (STP) do componente i / cm^3]. Essa lei apresentada é válida para baixas pressões e gás ideal, pois nessas condições o coeficiente de solubilidade não varia significativamente com a concentração.

$$C_i = S_i \cdot p_i \quad (5)$$

Combinando as Equações (4) e (5), obtém-se:

$$J_i = D_i S_i \frac{(p_i^F - p_i^P)}{t} \quad (6)$$

Por definição, o produto $D_i S_i$ pode ser escrito como P_i , chamado de coeficiente de permeabilidade [$\text{cm}^3(\text{STP}) \cdot \text{cm} / \text{cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{cmHg}$], que mede quantidade de gás permeando através de uma membrana com uma determinada área e espessura em determinado tempo sob uma diferença de pressão:

$$P_i = D_i S_i \quad (7)$$

A Equação (8) abaixo, que é obtida combinando as Equações (6) e (7), é fundamental na descrição do transporte de gases através de uma membrana e que justifica a unidade de permeabilidade, que é *Barrer* ou o equivalente $\text{cm}^3(\text{STP}) \cdot \text{cm} / \text{cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{cmHg}$. Nesta equação $\text{cm}^3(\text{STP})$ é a quantidade de gás e não uma unidade de volume. Isso representa o número de moléculas, ou número de mols, que ocupariam um centímetro cúbico sob temperatura e pressão sob condições normais. A unidade de tempo (s) e $\text{cm}^3(\text{STP})$ juntamente com a unidade de área (cm^2) são derivadas do fluxo, como expresso na Equação (1). A vazão é expressa em $\text{cm}^3(\text{STP})/\text{s}$ e a área em cm^2 . As unidades de cm e cmHg são derivadas da espessura da membrana e da diferença de pressão entre a alimentação e permeado, respectivamente.

$$J_i = P_i \frac{(p_i^F - p_i^P)}{t} \quad (8)$$

A quantidade de gás também pode ser expressa em termos do número de mols. Então fazendo essa conversão e passando para o sistema internacional (SI) 1 *Barrer* é equivalente a $3,35 \cdot 10^{-16} \text{ mol} \cdot \text{m} / \text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa}$. Outro aspecto que vale a pena destacar é que além da permeabilidade, é possível usar nos cálculos a permeância, que é a razão entre a permeabilidade e a espessura da membrana. Sua unidade de medida é

GPU (*Gas Permeance Unit*), onde **1 GPU equivale a $10^{-6} \text{ cm}^3(\text{STP})/\text{cm}^2.\text{cmHg}$ ou $7,501.10^{-12} \text{ m}^3(\text{STP})/\text{m}^2.\text{s.Pa}$ ou $3,35.10^{-10} \text{ mol}/\text{m}^2.\text{s.Pa}$.**

A medida de capacidade que uma membrana possui para separar dois gases, *i* e *j*, é a razão de suas respectivas permeabilidades, α_{ij} , que é a seletividade da membrana [-], representada pela Equação (9):

$$\alpha_{ij} = \frac{P_i}{P_j} \quad (9)$$

Expandindo a permeabilidade através da Equação (7), vemos a Equação (10) da seguinte maneira:

$$\alpha_{ij} = \frac{D_i S_i}{D_j S_j} \quad (10)$$

Nela D_i/D_j é a razão dos coeficientes de difusão dos dois gases e ao mesmo tempo é também a seletividade de mobilidade, se referindo aos tamanhos diferentes das duas moléculas. S_i/S_j é a razão dos coeficientes de sorção dos dois gases e ao mesmo tempo é também a seletividade da sorção, e refletindo a solubilidade dos dois gases no material da membrana.

2.5.6 Problemáticas da Permeação por Membranas

Apesar das diversas vantagens apresentadas pela tecnologia de permeação por membranas, existem alguns problemas que preocupam e que devem ser levados em conta na hora da escolha da rota conceitual do processo.

2.5.6.1 Balanço entre permeabilidade e seletividade

Uma das dificuldades na montagem do projeto é na escolha do material devido a uma compensação existente entre permeabilidade e seletividade. A produção de um material com alta permeabilidade que não comprometa a seletividade por muito tempo foi um dos desafios da tecnologia. Infelizmente, mudanças estruturais com o intuito de aumentar a permeabilidade de forma geral leva a redução da seletividade. Essa compensação entre permeabilidade e seletividade é bastante comum (Adewole et al., 2013; Xu et al., 2018).

Com a intenção de estipular uma relação entre os dois parâmetros, Lloyd M. Robeson criou, em 1991, o que é conhecido como *Robeson's Upper Bound* (Limite Superior de Robeson), uma relação empírica que estipulava um limite superior entre

as duas variáveis, acima do qual nenhum material era conhecido na época (Robeson, 1991). Com o avanço do desenvolvimento dos materiais foi possível ultrapassar esse limite, então, em 2008, Robeson revisitou seu trabalho estipulando um novo limite (Robeson, 2008). Contudo, não são muitos materiais que conseguiram superar o limite de 2008. A Figura 12 apresenta o gráfico produzido por Robeson em sua relação mais recente para o par de substâncias CO_2/CH_4 .

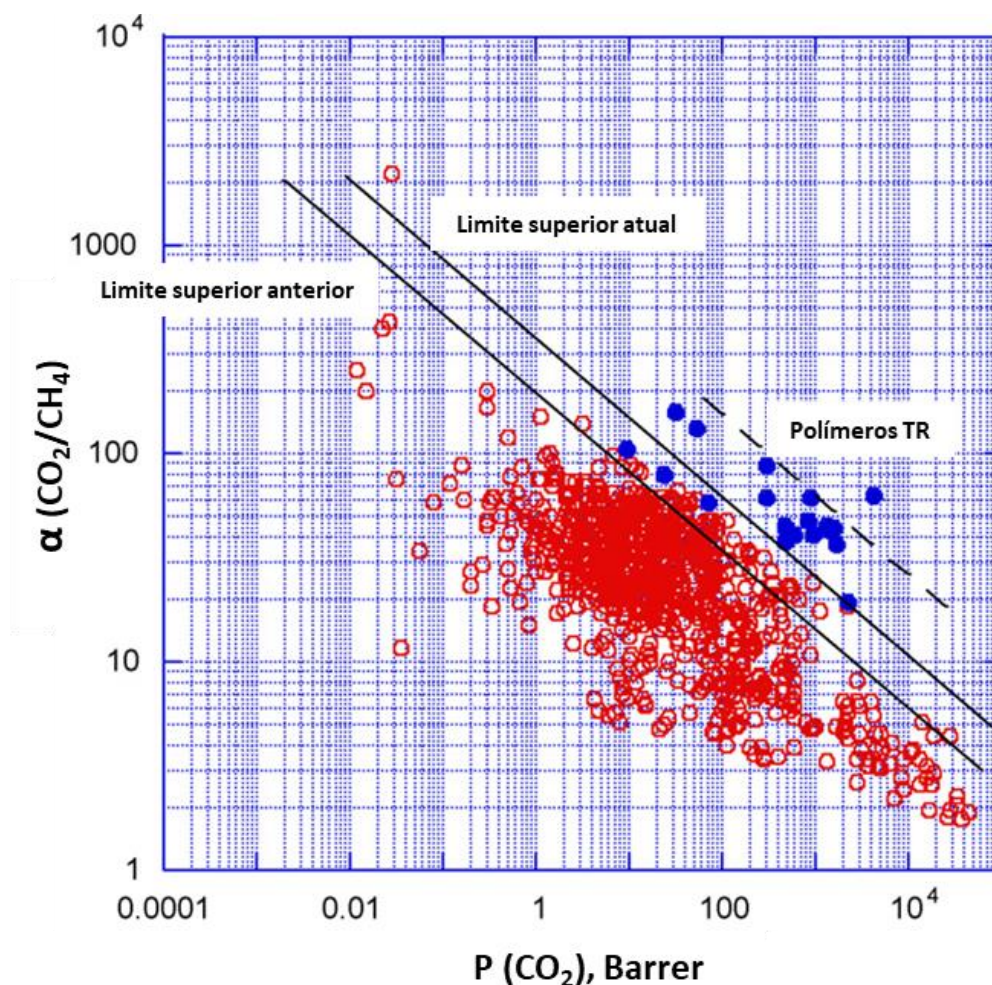


Figura 12: Correlação de limite superior de Robeson de 2008 para CO_2/CH_4 .

Fonte: Robeson (2008)

Atualmente, o objetivo central no momento da fabricação de uma membrana não é primariamente exceder o limite. Preocupa-se mais com a plastificação, o condicionamento e o envelhecimento físico induzidos por penetrantes. Entretanto, ultrapassar os valores estipulados sempre demonstra a superioridade das propriedades de transporte de uma membrana fabricada (Moon et al., 2020).

2.5.6.2 Plastificação

O fenômeno da plastificação ocorre porque o material da membrana possui uma mobilidade intrínseca e o empacotamento da cadeia de moléculas estão sujeitas a alterações diante de determinadas condições, como correntes de alimentação demasiadamente agressivas, assim como acontece na separação de CO₂ do gás natural (Serbanescu et al., 2020).

A plastificação, portanto, é definida como a dissolução física de moléculas de espécies penetrantes (plastificantes) na matriz polimérica, reestruturando a cadeia molecular do polímero, perturbando seu empacotamento e aumentando sua mobilidade intersegmentar (Li et al., 2019). Diante das altas pressões de entrada, no caso de separação de gases, o efeito de plastificação pode ser induzido por gases condensáveis como CO₂, H₂S, hidrocarbonetos pesados e outros vapores orgânicos (Kadir Khan et al., 2022; Li et al., 2019; Serbanescu et al., 2020; Wu et al., 2020).

A partir do aumento de mobilidade das cadeias, ocorre o aumento do espaçamento entre cadeias e do alongamento, e a diminuição da ductibilidade e resistência à tração e flexão, apesar de apresentar melhorias na resistência ao impacto do material (Wypych, 2017). Além disso, há uma redução da Temperatura de Transição Vítrea (T_g) e um aumento do volume livre. Na Figura 13 abaixo é possível verificar o efeito do plastificante na T_g e no volume livre, conforme ocorre o aumento de plastificante (Recio et al., 2008).

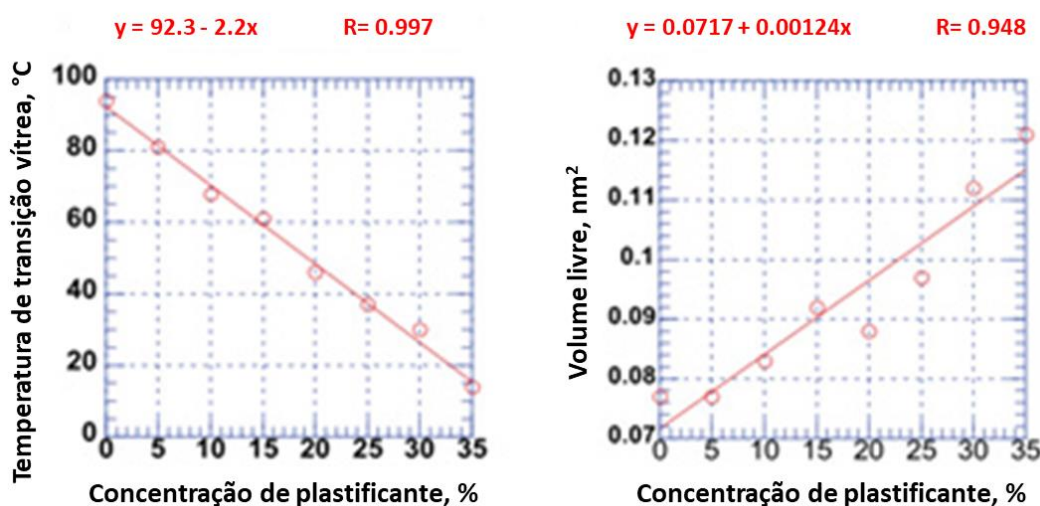


Figura 13: Efeito de partícula plastificante na T_g (a) e volume livre (b) de um polímero.

Fonte: Adaptado de Wypych (2017)

Porém, a consequência mais importante desse fenômeno é o aumento dos coeficientes de difusão de todos os compostos que estão em contato com a membrana. Dessa forma, gerando um aumento da permeabilidade da membrana, permitindo que as moléculas ultrapassem a camada seletiva com mais facilidade. Não somente o composto de interesse, mas todos têm sua permeabilidade aumentada, por isso há uma significativa perda de seletividade da membrana (Adewole et al., 2013; Murphy et al., 2009).

2.5.6.3 Condicionamento

Fora o efeito de plastificação, as membranas poliméricas em estado vítreo sofrem com outro problema, que se chama condicionamento. Ele ocorre através do mesmo princípio da plastificação, porém após a absorção pela membrana de grandes quantidades de compostos penetrantes. Com isso, o estado vítreo é modificado, alterando a morfologia e as propriedades mecânicas de transporte da membrana por causa de dilatação de volume. Porém, ao contrário da plastificação, o condicionamento é um estágio onde a situação se torna irreversível e a membrana não consegue retornar ao seu estado anterior, mesmo após a eliminação das moléculas plastificantes (Low et al., 2018).

2.5.6.4 Envelhecimento físico

O processo de envelhecimento físico é um processo gradual, onde algumas propriedades das membranas são afetadas. Para explicar esse processo é necessário entender que, abaixo da temperatura de transição vítrea, os polímeros estão em estado de desequilíbrio. E no envelhecimento físico acontece um rearranjo molecular, onde acontece um relaxamento gradual das cadeiras de polímeros em sua maior densidade de empacotamento (densificação), para que o estado de equilíbrio seja alcançado (He & Wang, 2018).

Em consequência a isso, são alteradas as propriedades de densidade, índice de refração, volume livre e permeabilidade. A energia de ativação de difusão (E_D) e sorção (E_s) sofrem um aumento, aumentando a dificuldade para que essas ações aconteçam. A primeira é resultado da diminuição do volume molar devido a densificação do envelhecimento. A segunda é resultado da diminuição do número disponível de locais para sorção, devido a diminuição dos microvazios e do espaço da cadeia intersticial. Ou seja, uma membrana sofre primeiramente o efeito da

plastificação, onde é visto o aumento da permeabilidade, mas após determinado tempo o envelhecimento físico prevalece e as propriedades de transporte são alteradas, diminuindo a permeabilidade do material (Suleman et al., 2016). Assim, é esperado que a produtividade dos módulos comerciais de membrana polimérica diminua significativamente ao longo da sua vida útil.

O efeito pode começar bem antes mesmo das membranas serem submetidas aos processos de separação (Koros & Zhang, 2017). Desde quando são expostas ao ar úmido e à contaminantes estão sujeitas ao fenômeno. Por isso é necessário que até mesmo o armazenamento seja feito de maneira correta, em embalagens seladas ou colocadas juntamente com um dessecador em temperatura ambiente durante a armazenagem (Wu et al., 2020).

Sabe-se que membranas com filmes finos ($<1\ \mu\text{m}$) sofrem muito mais acentuadamente o efeito do envelhecimento físico do que membranas de filme espesso (50-100 μm), as quais necessitam de muito mais tempo para sofrer com o efeito degradante e que, em testes, parecem não ter suas permeabilidades afetadas (Suleman et al., 2016). Uma membrana possuir a característica de filme fino ajuda a melhorar o fluxo de gás e reduzir custos de capital (Huang & Paul, 2005), porque menores espessuras garantem menor volume livre, maior densidade de energia coesiva - CED (*Cohesive energy density*), o que leva a menor mobilidade de gás e maior sorção de gás (McKeen, 2008). Mas o lado negativo, é que em poucos dias ou em horas podem começar a sofrer envelhecimento.

2.6 Digital Twin no Ambiente de Simulação

Uma etapa crucial de um projeto de engenharia é o estudo prévio do projeto, sendo necessário realizar diversos requisitos, como a construção de modelos 3D que são, entre outras finalidades, utilizados para a fabricação de sistemas *Digital Twin*, que, juntamente com o ambiente de simulação, permite manter o controle de toda a planta. *Aspen Hysys*, *PRO/II*, *AVEVA Process Simulation* e *ChemCAD* são algumas das ferramentas comerciais de simulação disponíveis no mercado para complementar um sistema *Digital Twin* e realizar esse monitoramento.

As ferramentas de simulação desempenham um papel essencial na etapa inicial do projeto, na qual, com base nos balanços de massa e energia, são geradas as especificações do projeto, como o dimensionamento dos equipamentos, e assim são construídos modelos de processo (Abubakar et al., 2015). Estas especificações

devem ser tão precisas quanto possível, pelo que é essencial um estudo prévio. Evitar especificações abaixo do ideal ou acima do ideal é um desafio devido à influência das incertezas presentes dentro e fora da planta de processo, que afetam a segurança, a confiabilidade e as decisões econômicas (Smith, 2005). Assim, os equipamentos precisam ser especificados considerando as futuras variações aleatórias de parâmetros chave, como pressão, temperatura, vazão, pH, concentração, dentre outras (Arellano-Garcia & Wozny, 2009; Ostrovsky et al., 2012; Sun & Lou, 2008).

No entanto, ao contrário do que se pensa de que a simulação está associada apenas à fase inicial do projeto, ela é essencial para investigar o desempenho da planta em tempo real, a fim de ajustar as variáveis do processo ao longo do seu ciclo de vida, garantindo a realização da manutenção e operação preditiva. O monitoramento da planta é feito através do uso de sensores (medidores e transmissores), com os quais são detectadas alterações nas variáveis de processo das correntes e demais problemas na planta. Eles estão conectados em sistemas integrados de coleta de dados em tempo real, que recebem as informações e calculam novos valores para novos pontos operacionais. Então, os elementos finais de controle, como válvulas, por exemplo, realizam ações com o intuito de controlar e resolver a situação. Com isso, possíveis variações nas correntes na planta e falhas de equipamentos são antecipadamente identificadas, controladas e solucionadas evitando consequências indesejáveis (Yuan et al., 2013).

Dentro da etapa anterior de projeto, o ideal é encontrar a melhor configuração do processo. Aquela que representará a otimização dos custos de capital e operacionais, o melhor custo-benefício em relação às variáveis que traduzem o desempenho do processo, tanto do ponto de vista técnico, econômico e ambiental. Para o processo de separação do CO₂ do gás natural, é desejável evitar ao máximo a passagem de CH₄ na corrente de permeado, que deve ser majoritariamente CO₂.

Hoorfar e colaboradores (2018) publicaram um trabalho de simulação utilizando *Aspen Hysys* tentando encontrar a melhor configuração de arranjos de membranas para otimizar este aspecto ao testar configurações com um, dois e três estágios, testando diferentes tipos de reciclagem. Já Chu & He (2018) realizaram um estudo investigando dois cenários de simulação do processo de separação de CO₂ do gás natural por membranas utilizando *Aspen Hysys* integrado ao *ChemBrane*. Projetos de dois estágios com diversas composições de alimentação,

pressão de alimentação, pressão de permeado e diferentes tipos de reciclagem foram conduzidos e o custo operacional de cada um foi avaliado. Bishop & Lima (2020, 2021a, b) publicaram uma sequência de trabalhos que, para a simulação de um reator de membrana para uma reação de deslocamento água-gás, utilizou pela primeira vez o *software AVEVA Process Simulation* (chamado *AVEVA SimCentral* na época dos estudos) e posteriormente utilizou o *software MATLAB®* e a linguagem *Python* para maximizar a otimização do processo.

2.6.1 Estratégia Computacional

Os *softwares* comerciais voltados para simulação se diferem na forma como são feitos os cálculos em seu interior, regidos pelas estratégias computacionais que foram instaladas. Existem basicamente três estratégias computacionais utilizadas:

- Abordagem Modular Sequencial (MS);
- Abordagem Orientada a Equações (OE);
- Abordagem Modular Simultânea.

A **abordagem modular sequencial (MS)** realiza os cálculos das unidades de processo de forma sequencial desde as correntes de alimentação até as correntes dos produtos. Em cada bloco são utilizados os dados das correntes de entrada para calcular os dados da corrente de saída. E esse dado de saída, por sua vez, servirá como entrada para o bloco seguinte.

Caso haja correntes de reciclo é necessária uma iteração através de um algoritmo. São utilizados mecanismos bem estabelecidos como, por exemplo, o método da matriz de conexão (Himmelblau, 1967) ou o método de busca em profundidade e retrocesso (Weinblatt, 1972). Através deles são identificadas todas as correntes de reciclo do processo para posteriormente quebrá-las em novas correntes e então resolver individual e sequencialmente cada operação unitária.

A abordagem modular sequencial tem como pontos fortes sua robustez e confiabilidade e por isso é a estratégia computacional padrão para os *softwares* comerciais, em particular em processos calculados em estado estacionário. Entretanto, se mostra vulnerável e consome muito tempo para processos com muitos reciclos, processos integrados de alta temperatura, otimização, simulações dinâmicas, fluxogramas simultâneos e loops de especificação de projeto (AspenTech, 2005).

Já na **abordagem orientada a equações (OE)**, não se tenta simplificar os cálculos do fluxograma explorando a natureza sequencial dos processos químicos. Na verdade, o processo como um todo é resolvido simultaneamente através da construção de um sistema de equações não lineares em grande escala que descreve o fluxograma do processo. Nesse sistema estão incluídos os modelos das operações unitárias, as correntes de processo e especificações de projeto. E é através de métodos numéricos específicos para essa situação que é resolvido o sistema.

Algumas das desvantagens desse tipo de abordagem são a necessidade de um operador mais experiente, a dificuldade de depurar/debugar e o fato de que o simulador funciona bem apenas quando o valor inicial está próximo da solução.

Os métodos numéricos para essa abordagem são normalmente do tipo Newton combinado com alguma estratégia/técnica de minimização de função objetivo e, muitas vezes, alguma abordagem de continuação paramétrica, o que ajuda a sequência de iterações a convergir sempre que as equações são altamente não lineares, sua matriz Jacobiana é localmente deficiente em classificação e/ou uma estimativa inicial adequada não pode ser calculada (Buzzi-Ferraris & Manenti, 2013).

Mas uma vantagem dessa abordagem é que se resolve qualquer tipo de fluxograma independentemente do método numérico utilizado pela ferramenta, da escala e da topologia, desde que haja capacidade computacional suficiente. Outro detalhe é que o desempenho não é afetado pela quantidade de ciclos do processo. Por esse motivo, o uso de ferramentas com essa estratégia computacional é usado principalmente para resolver fluxogramas de processo que contêm muitas reciclagens, pois abordagens de solução modular são mais eficientes computacionalmente para simulação de fluxogramas de processo com poucas reciclagens. Ou seja, *software* orientados a equações (OE) funcionam melhor em situações onde a abordagem modular sequencial (MS) não funciona tão bem (De Tommaso et al., 2020).

Por fim, a **abordagem modular simultânea** é simplesmente a combinação das duas anteriores, a modular sequencial e a orientada a equações (Chen & Stadtherr, 1985). A forma como a simulação é resolvida é similar à abordagem orientada a equações, sendo as unidades singulares do processo sendo resolvidas sequencialmente (Dimian et al., 2019).

3 Metodologia

Para cumprir o objetivo de comparar os *skids* de separação de CO₂ do gás natural compostos por módulos de membrana fibra oca e espiral em relação ao espaço (área e volume) ocupado e peso total foi necessária a prévia realização de determinados cálculos e estabelecimento de parâmetros para que esses fossem realizados.

Foi utilizado o *MS Excel*[®] para a realização dos cálculos, que serviram de embasamento para posterior construção das maquetes 3D no *Solidworks*[®].

3.1 Área de membrana total da planta

O primeiro dos cálculos seria o da área total de membrana necessária para tratar a vazão de gás extraída dos poços de exploração.

Para realizar esses cálculos, foi necessário fazer algumas transformações das equações apresentadas anteriormente. A primeira dessas modificações foi na Equação (8), onde as pressões parciais são expandidas. As pressões agora passam a ser consideradas a partir dos compartimentos de onde os gases estão presentes. Há dois compartimentos: o compartimento por onde é feita a alimentação e que na saída é produzido o retentado (*bore-side*), o qual possui pressão bem mais elevada; e o compartimento para onde permeia o componente de desejo, produzindo a corrente de permeado (*shell-side*), e que possui pressão reduzida.

A alimentação e retentado, onde se assume que possuem pressão constante, passam a ser tratadas como lado de maior pressão (*high-pressure side*). E o permeado passa a ser tratada como lado de menor pressão (*low-pressure side*). Com isso é produzida a Equação (11) abaixo, que rearranja a permeabilidade e a espessura da membrana (que podem ser substituídos pela permeância) e que realiza a expansão das pressões parciais. Nela p^H é a pressão no lado de maior pressão (*high-pressure side*) [bar], p^L é a pressão no lado de menor pressão (*low-pressure side*) [bar], x_i^R é a fração molar do componente i no retentado [-] e y_i^P é a fração molar do componente i no permeado [-].

$$J_i = \left(\frac{P_i}{t} \right) (p^H \cdot x_i^R - p^L \cdot y_i^P) \quad (11)$$

Em seguida a Equação (1) e a Equação (11), ambas que definem o fluxo, foram combinadas:

$$\frac{Q_i^P}{A_m} = \left(\frac{P_i}{t}\right) (p^H \cdot x_i^R - p^L \cdot y_i^P) \quad (12)$$

Em seguida o termo da vazão parcial de permeado foi desmembrado conforme as Equações (13) e (14) abaixo, onde Q^P é a vazão total de permeado [m³/h], Q^F é a vazão total de alimentação [m³/h] e θ é o *Membrane Cut Stage* [-], que representa a fração de gás que permeia a membrana e também serve como medida de grau de separação.

$$Q_i^P = Q^P \cdot y_i^P \quad (13)$$

$$Q^P = \theta \cdot Q^F \quad (14)$$

Substituindo as duas equações acima na Equação (12), obtém-se:

$$\frac{\theta \cdot Q^F \cdot y_i^P}{A_m} = \left(\frac{P_i}{t}\right) (p^H \cdot x_i^R - p^L \cdot y_i^P) \quad (15)$$

Isolando a área de membrana forma-se a Equação (16), expressa abaixo, que é usada no cálculo da área total da membrana para a planta:

$$A_m = \frac{\theta Q^F y_i^P}{(P_i/t)(p^H \cdot x_i^R - p^L \cdot y_i^P)} \quad (16)$$

Para fins de comparação, alguns parâmetros estabelecidos foram idênticos aos de Araújo e colaboradores (2017). Já outros, foram utilizados valores distintos. Neste trabalho é exposto que as FPSOs do pré-sal brasileiro possuem plantas cujas capacidades de processamento de gás variam entre 5 e 8 MMsm³/d, conforme exposto na Tabela 4. Levando isso em consideração, foi estabelecida a vazão de 6 MMsm³/d para realizar os cálculos da planta simulada no presente trabalho, mesmo valor utilizado no trabalho de referência.

Além disso, é necessário definir as pressões do lado de alta pressão (alimentação/retentado) e do lado de baixa pressão (permeado). Nessa definição das pressões, assume-se que não há queda de pressão no lado de alta pressão da membrana. Dessa forma, 52 bar e 4 bar foram as pressões estabelecidas para o lado de alta e de baixa pressão, respectivamente, conforme em Araújo e colaboradores (2017). Fora a vazão e a pressão de entrada, é estabelecida uma composição do gás de alimentação e é imposto uma condição de que a composição de CO₂ no retentado seja no máximo de 3% em mol, conforme estipulado pela legislação (Resolução ANP n° 16, de 17/06/2008) (ANP, 2008).

Tabela 4: Capacidade de processamento de gás das FPSOs do pré-sal brasileiro.

Fonte: de Andrade et al. (2015); Petrobras (2014, 2015)

FPSO	Localização (Campo)	Capacidade de Processamento de gás (MMsm³/d)
Cidade de Angra dos Reis	Lula	5
Cidade de São Paulo	Sapinhoá	5
Cidade de Paraty	Lula Nordeste	5
Cidade de Ilha Bela	Sapinhoá Norte	6
Cidade de Mangaratiba	Lula-Iracema Sul	8
Cidade de Itaguaí	Lula-Iracema Norte	8
Cidade de Maricá	Lula Alto	6
Cidade de Saquarema	Lula Central	6
Cidade de Caraguatatuba	Lapa	5
P-66 (Standard FPSO)	Lula Sul	6
P-67 (Standard FPSO)	Lula Norte	6
P-68 (Standard FPSO)	Lula Extremo Sul e C.O. Sul de Tupi	6
P-69 (Standard FPSO)	Lula Oeste	6
P-70 (Standard FPSO)	Iara Horst	6
P-71 (Standard FPSO)	Iara NW	6
P-72 (Standard FPSO)	C.O. Nordeste de Tupi	6
P-73 (Standard FPSO)	C.O. Entorno de Iara	6
P-74 (Transfer of Rights)	Búzios I	7
P-75 (Transfer of Rights)	Búzios II	7
P-76 (Transfer of Rights)	Búzios III	7
P-77 (Transfer of Rights)	Búzios IV	7

Para a corrente de alimentação, foi utilizada uma mistura gasosa de 75% de metano (CH₄) e 25% de dióxido de carbono (CO₂). O material utilizado para a membrana foi acetato de celulose para ambos os módulos e a permeabilidade foi de 90 GPU para CO₂ e 4,5 GPU para CH₄ (Abdul Latif, 2021). A

Tabela 5 expressa resumidamente todas as variáveis utilizadas.

Tabela 5: Parâmetros utilizados no cálculo de área de membrana total

Parâmetro	Unidade	Valor	Referência
Temperatura	°C	48	Araújo et al. (2017)
Pressão de alimentação/retentado	bar	52	Araújo et al. (2017)
Pressão de permeado	bar	4	Araújo et al. (2017)
Vazão molar	MMsm ³ /d	6	Araújo et al. (2017)
Composição de CH ₄ na alimentação	% Molar	75	arbitrário
Composição de CO ₂ na alimentação	% Molar	25	arbitrário
Composição limite de CO ₂ no retentado	% Molar	3	ANP (2008)
Permeabilidade CO ₂	GPU	90	Abdul Latif, (2021)
Permeabilidade CH ₄	GPU	4,5	Abdul Latif, (2021)

3.2 Área de membrana de um módulo individual

Com os dados da área total de membrana, foi necessário calcular o número de módulos necessários para tratar a vazão pré-determinada. Para isso, foi necessário calcular a área de membrana de um módulo individual para ambos os tipos, fibra oca e espiral. Portanto, para realizar os cálculos referentes ao módulo fibra oca, foram utilizadas as Equações (17) e (18) para área de membrana e volume do módulo, respectivamente. Nestas equações N_f é o número de fibras [-], A_{fib} é a área de membrana de uma fibra [m²], $D_{e,f}$ é o diâmetro externo da fibra [μm], L_{util} é o comprimento útil de fibra [m], $L_{tot,f}$ é o comprimento total da fibra [m], e L_{res} é o comprimento da resina epóxi [m], V_{mod} é o volume do módulo [m³], $D_{e,mod}$ é o diâmetro externo do módulo [m] e L_{mod} é o comprimento do módulo [m].

$$A_m = N_f \cdot A_{fib} = N_f \cdot (\pi \cdot D_{e,f} \cdot L_{util}) = N_f \cdot (\pi \cdot D_{e,f} \cdot (L_{tot,f} - 2 \cdot L_{res})) \quad (17)$$

$$V_{mod} = \frac{\pi \cdot D_{e,mod}^2 \cdot L_{mod}}{4} \quad (18)$$

As dimensões para os módulos de membrana fibra oca necessárias para a construção do desenho 3D do módulo e para os cálculos de área de membrana são distintas. Para a área de membrana são necessárias apenas algumas das diversas medidas utilizadas para construir a maquete 3D.

As primeiras medidas foram obtidas do principal fornecedor de módulos de membrana fibra oca das plantas encontradas nas plataformas, a Schlumberger, através do documento (Schlumberger, 2023). Ela disponibiliza as informações conforme exposto na Tabela 6 abaixo, as quais incluem o diâmetro externo,

comprimento nominal, peso dos módulos e configuração de fluxo, sendo que há disponíveis módulos na horizontal e na vertical.

Tabela 6: Dimensões apresentadas pela Schlumberger para seus módulos de fibra oca.

Fonte: Schlumberger (2023)

Orientação	Horizontal	Vertical			
Diâmetro externo Nominal, pol [cm]	8 [20,3] 8¼ [21]	5 [12]	12 [30,5]	16 [40,6]	30 [76,2]
Comprimento Nominal, pol [cm]	54 [137,2]	41 [104,1]	41 [104,1]	72 [182,9]	72 [182,9]
Peso, lb [kg]	65 [29,5]	20 [9,1]	75 [34]	225 [102,1]	720 [326,6]
Configuração de Fluxo	Contracorrente	Fluxo Cruzado	Fluxo Cruzado	Fluxo Cruzado	Fluxo Cruzado

O módulo vertical de maior comprimento foi o utilizado, ou seja, o que possui 76,2 cm de diâmetro externo nominal, 182,9 cm de comprimento nominal e 326,6 kg de peso (última coluna da Tabela 6). Ele foi o escolhido, pois é o aplicado nas FPSOs brasileiras. Ele foi o escolhido baseando-se na evolução histórica dos módulos fibra oca desenvolvidos pela *Cynara*, empresa a qual foi adquirida por outras e que hoje pertence a *Schlumberger*. Na década de 1980 eram produzidos módulos de 5 polegadas de diâmetro. Porém, com o passar do tempo, percebeu-se que o aumento do diâmetro e do comprimento dos módulos representava grande ganho de área de membrana, com redução de custos e pouca elevação do *footprint*. Assim, passou-se a adotar módulos de maior diâmetro e comprimento, sendo o de 30 polegadas de diâmetro e 72 polegadas de comprimento o de uso atual. A Figura 14 ilustra a evolução dos tamanhos dos módulos ao longo do tempo (Baker & Lokhandwala, 2008; Buonomenna, 2013; Morisato, 2017).

Entretanto, são apenas duas dimensões disponibilizadas. Dessa forma, para saber as demais dimensões, as que serão utilizadas para a construção do desenho 3D, foi necessária a utilização da imagem do módulo vertical presente no documento (Figura 15) e, com base no conhecimento do comprimento e diâmetro externo, realizar um processo de escalonamento.



Figura 14: Fotografia que ilustra a evolução do desenvolvimento dos módulos de membrana fibra oca da Cynara. Fonte: Baker & Lokhandwala (2008)

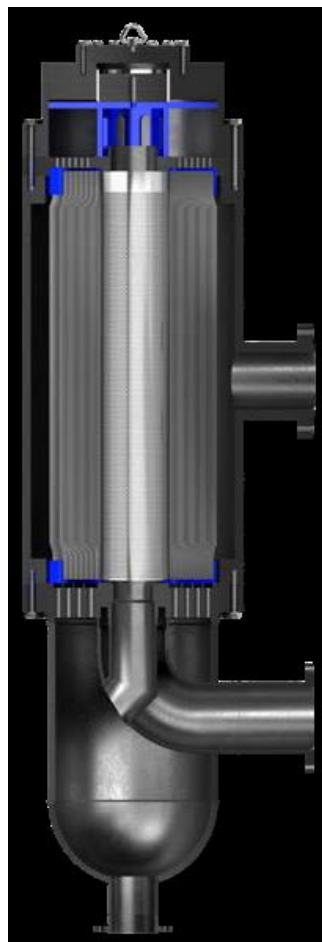


Figura 15: Módulo de membrana fibra oca da empresa *Schlumberger*.
Fonte: Schlumberger (2023)

Esse procedimento foi realizado com a ajuda da extensão do *Google Chrome* chamada *Image Tool* versão 1.3.10, a qual permite fazer medições de imagens, fornecendo o valor da dimensão em *pixels*. As medidas para os cálculos de área de membrana do módulo fibra oca individual são as expostas na Tabela 7 abaixo. Já as demais medidas necessárias para a construção da maquete 3D terão seu passo a passo de obtenção registradas nos resultados.

Tabela 7: Parâmetros para o cálculo de área de membrana do módulo fibra oca

Variável	Símbolo (U.M.)	Valor	
Diâmetro externo da fibra	$D_{e,f}$ (μm)	50	Baker (2002)
Comprimento da resina epóxi	L_{res} (m)	0,119	determinado por escalonamento
Comprimento total da fibra	$L_{tot,f}$ (m)	1,829	determinado por escalonamento
Comprimento útil da fibra	L_{util} (m)	1,591	calculado
Diâmetro externo do módulo	$D_{e,mod}$ (m)	0,762	Schlumberger (2023)
Comprimento do módulo	L_{mod} (m)	1,829	Schlumberger (2023)
Densidade de empacotamento	$D_{packing}$ (m ² /m ³)	10.000	Imtiaz et al. (2022)

O número de fibras, N_f [-], é uma das variáveis essenciais para o cálculo da área de membrana, no entanto, não é uma informação revelada pelos fornecedores. Para a obtenção da informação desejada, foi feito o cálculo a partir do valor de densidade de empacotamento. O cálculo é feito com base no conhecimento dos valores de volume do módulo e área de membrana de uma fibra, já calculados, e o valor da densidade de empacotamento, já definido. Assim, o valor do número de fibras é obtido pela expressão $N_f = D_{packing} \cdot V_{mod} / A_{fib}$, onde $D_{packing}$ é a densidade de empacotamento [m²/m³], V_{mod} é o volume do módulo [m³] e A_{fib} é a área de membrana correspondente a uma fibra individual [m²]. Para o caso dos módulos fibra oca foi usado o valor de densidade de empacotamento de 10.000 m²/m³ da razão área/volume (Imtiaz et al., 2022).

Já para os cálculos referentes ao módulo espiral, foram utilizadas as Equações (19) a (22) para a área da membrana como exposto em (Abdul Latif, 2021) e a Equação (23) para o volume do módulo.

$$h = k \cdot h_p + 2 \cdot k \cdot \delta + k \cdot h_f \quad (19)$$

$$N = \left(\frac{d_o - d_i}{2 \cdot h} \right) + 1 \quad (20)$$

$$W = \pi[N \cdot d_i + h \cdot N(N - 1)] \quad (21)$$

$$A_m = L \cdot W \quad (22)$$

$$V_{mod} = \frac{\pi \cdot D_{e,mod}^2 \cdot L_{mod}}{4} \quad (23)$$

Onde ***h*** representa a espessura dos envelopes [mm], ***N*** é o número de espirais [-], ***W*** é a largura da membrana [m] e ***A_m*** é a área efetiva de membrana [m²]. Os valores de cada dimensão, o nome de cada variável de entrada e as unidades de medida estão expostos na Tabela 8 abaixo.

Tabela 8: Parâmetros para o cálculo de área de membrana do módulo espiral

Variável	Símbolo (unidade)	Valor	Referência
Espessura do espaçador de alimentação	<i>h_f</i> (mm)	0,23	Dascalu et al. (2019)
Espessura do espaçador de permeado	<i>h_p</i> (mm)	0,71	Dascalu et al. (2019)
Espessura da membrana	<i>δ</i> (mm)	0,14	Dascalu et al. (2019)
Diâmetro externo do módulo	<i>d_o</i> (mm)	201,00	The Dow Chemical Company (2023)
Diâmetro do tubo coletor	<i>d_i</i> (mm)	29,00	The Dow Chemical Company (2023)
Número de folhas	<i>k</i> (-)	1	arbitrário
Comprimento do módulo	<i>L</i> (m)	1,016	The Dow Chemical Company (2023)

3.3 Número de módulos necessários

Com as dimensões estabelecidas, calculou-se a área de membrana dos módulos fibra oca e espiral e assim foi possível quantificar o número de módulos necessários para tratar a vazão de 6 MMsm³/d de gás natural. Isso foi feito dividindo o valor total da área de membrana pelo valor da área de membrana de um módulo individual. Foram considerados apenas valores inteiros, arredondando para cima.

3.4 Construção da maquete/modelo 3D

Em seguida, foi feito o desenvolvimento da construção 3D no *software Solidworks*[®]. Primeiramente, é necessário construir os módulos individuais a partir de referências que mostrem informações o mais próximas da realidade possíveis. E então, uma vez que foram calculados o número de módulos necessários, foram

montados os *skids* individuais. Com os *skids* prontos, foram obtidas as dimensões e, portanto, as medidas de área e volume ocupados. Também foi calculado o peso dos *skids* ao computar cada componente da maquete 3D.

Com essas informações foram simulados as medidas e o peso das plantas completas e então foram feitas comparações entre a planta completa de módulos fibra oca e a planta completa de módulos espiral. Após esta comparação, a planta mais vantajosa foi construída por completo no *Solidworks*® para que as medidas simuladas fossem confirmadas.

Fora o casco dos módulos fibra oca, vasos de pressão dos módulos espirais e a tubulação, os compressores e os trocadores de calor não foram incluídos nos desenhos 3D, devido a necessidade de um estudo mais aprofundado da melhor configuração para o processo, realizando simulações que envolvem balanços de massa e energia, otimização de outras variáveis de processo e cálculos mais profundos.

3.4.1 Construção da maquete 3D fibra oca

Para a construção dos módulos fibra oca individuais, conforme mencionado anteriormente, foi feito um processo de dimensionamento com base na imagem do módulo vertical de maior tamanho (76,2 cm de diâmetro externo, 182,9 cm de comprimento e 326,6 kg de peso) presente no documento (Schlumberger, 2023), reproduzida na imagem da Figura 15.

Assim, primeiramente foram medidos o comprimento e diâmetro externo do módulo na ferramenta de extensão do Google *Chrome Image Tool* versão 1.3.10 e obtidos seus valores em *pixels*. Com isso, foi calculado um valor de proporcionalidade na razão *cm/pixels*, o qual foi utilizada para que as demais dimensões fossem obtidas. Além disso, o módulo foi dividido em 3 peças para facilitar a organização das medições e futuramente a construção no *Solidworks*®. As partes estão explicitadas na Figura 16 apresentada a seguir.

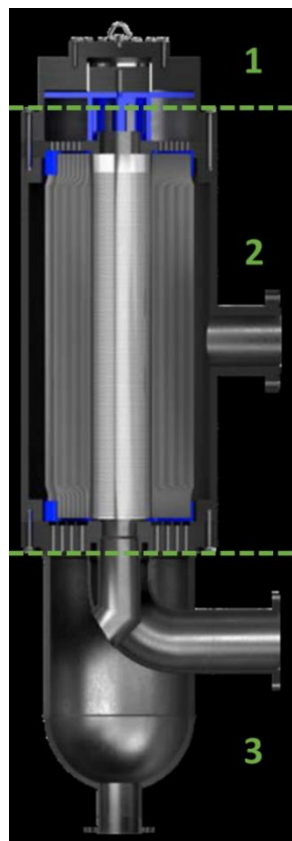


Figura 16: Divisão do módulo fibra oca em 3 peças.

Fonte: Adaptado de Schlumberger (2023)

Após todo o procedimento, tem-se o valor de todas as dimensões necessárias para construir o desenho 3D do módulo fibra oca no *Solidworks*®. Portanto, o desenho 3D de um módulo fibra oca individual pôde ser feito pela junção das 3 peças.

Com o módulo fibra oca individual construído e com as informações de número de módulos totais necessários para tratar os 6 MMsm³/d de gás natural, foi construído o *skid* de membranas do tipo fibra oca por completo com todas as unidades. E com a construção feita, foram tiradas as medidas totais pelo *software* e calculado o peso do *skid*.

3.4.2 Construção da maquete 3D espiral

Para a construção 3D dos módulos espirais, foi utilizado como modelo de inspiração o vaso de pressão da empresa *Pentair*®, mais especificamente o modelo 80S30 (Pentair Codeline, 2011) com tamanhos de 8614 mm, 8306 mm e 3048 mm e 88 kg de peso, conforme consta do documento, o qual está no anexo 8.1. Esse

tamanho de vaso de pressão escolhido comporta 7 módulos espirais e foi estabelecido porque em FPSOs os vasos possuem essa característica.

Entretanto, não foi utilizado um vaso de pressão fielmente idêntico ao da *Pentair*®, já que esse tipo de modelo é mais comumente aplicado para o tratamento de água. Então, ele possui características específicas para esse tipo de aplicação. Um exemplo dessas características é o uso de material plástico já que para líquidos as pressões não são tão elevadas quanto para gás. Outro exemplo é o formato arredondado característico dos vasos de pressão da *Pentair*® em suas extremidades, onde há um distribuidor/coletor de alimentação/retentado.

Dessa forma, o artigo (Choudhury et al., 2022) foi utilizado para obter outras informações sobre a realidade dos módulos utilizados na prática das plataformas flutuantes FPSOs e que foram implementadas na construção do módulo espiral individual. Neste artigo a empresa Schlumberger, uma das principais empresas fornecedoras dos módulos de membrana para tratamento de gás no pré-sal brasileiro, propôs a substituição de módulos defeituosos em uma de suas plantas de processamento de no oeste do Texas. Módulos espirais horizontais que estavam performando abaixo do desejado foram substituídos por módulos fibra oca horizontais intercambiáveis para poder elevar a performance da unidade industrial. Não foram propostos módulos fibra oca verticais, que são os mais comuns, pois a ideia principal era desenvolver módulos fibra oca intercambiáveis que precisassem de mínimas modificações nas instalações, assim mantendo a configuração horizontal.

Como descrito no artigo (Choudhury et al., 2022), foi desenvolvido um módulo fibra oca com 8 polegadas de diâmetro, 53,4 polegadas de comprimento e 63 libras de peso. Isso corresponde a 20,32 cm de diâmetro, 135,636 cm de comprimento e 28,63 kg. Considerando que um vaso de pressão comporta 7 módulos, isso representaria 373,8 polegadas (949,452 cm) de comprimento. Já o maior tamanho disponibilizado pela *Pentair*® é de 339,15 polegadas (861,4 cm). Dessa forma, optou-se por construir o vaso de pressão conforme apresentado no artigo, pensando na realização de posteriores cálculos de substituição dos módulos espirais por módulos fibra oca intercambiáveis.

Um arquivo do *Solidworks*® encontrado no *site grabcad.com* foi utilizado como ponto inicial para a construção o vaso de pressão do módulo espiral. Este arquivo continha o modelo exato da *Pentair*® (80S30) porém em seu menor

tamanho. Assim, foi preciso ajustar as dimensões para que ficasse conforme o desejado e foram feitas algumas alterações como, por exemplo, o formato do vaso nas suas extremidades para que se tornasse um cilindro mais uniforme. Também foi ajustada a quantidade de entradas/saídas de fluido (laterais, superior e inferior) conforme a necessidade do arranjo das conexões de tubulação.

3.5 Cálculo do peso das plantas

Para a obtenção do peso dos *skids* individuais e das plantas completas são necessários alguns cálculos, nos quais são utilizadas informações tanto dos fornecedores e referências bibliográficas, quanto informações disponíveis provenientes da maquete 3D construída.

Entre as informações necessárias inclui-se o peso de cada módulo e vaso de pressão, a tubulação (que inclui todos os tubos, flanges, cotovelos) e o peso do gás dentro da tubulação e módulos tanto da planta de módulos fibra oca quanto para a planta de módulos espirais.

3.5.1 Peso dos módulos

O peso dos módulos fibra oca foi fornecido pela empresa *Schlumberger* e estão disponíveis na Tabela 6. O peso do módulo espiral utilizado foi o mesmo do protótipo de módulo fibra oca intercambiável que substituiu os módulos espirais no artigo (Choudhury et al., 2022), ou seja, 63 libras ou 28,63 kg. Já o peso correspondente aos vasos de pressão que comportam os 7 módulos espirais foi calculado a partir dos valores de pesos fornecidos pelo vaso de pressão da *Pentair*[®].

3.5.2 Peso dos tubos

Para o cálculo do peso da tubulação foi primeiramente estipulado o material dos tubos, flanges e cotovelos. O material determinado foi o aço duplex, que é o mais comum utilizado em ambientes *offshore* atualmente. O cálculo do peso dos tubos é feito a partir da determinação do volume total de material que constitui os tubos, ou seja, o volume total ocupado pelo tubo subtraído do volume interno do tubo. O peso corresponde ao volume multiplicado pela densidade do material. As Equações (24) e (25) expõem o volume total de material e o peso.

$$V_{mat,tubo} = V_{e,tubo} - V_{i,tubo} = \pi \cdot \left[\left(\frac{D_{e,tubo}}{2} \right)^2 - \left(\frac{D_{i,tubo}}{2} \right)^2 \right] \cdot L_{tubo} \quad (24)$$

$$W_{tubo} = V_{mat,tubo} \cdot \rho_{mat} \quad (25)$$

Onde $V_{mat,tubo}$ é o volume total de material do tubo [cm³], $V_{e,tubo}$ é o volume externo de material do tubo [cm³], $V_{i,tubo}$ é o volume interno de material do tubo [cm³], $D_{e,tubo}$ é o diâmetro externo do tubo [cm], $D_{i,tubo}$ é o diâmetro interno do tubo [cm], L_{tubo} é o comprimento do tubo [cm], W_{tubo} é o peso do tubo [g] e ρ_{mat} é a densidade do material [g/cm³].

Alternativamente a essas equações acima, é possível utilizar o peso por comprimento, μ_{tubo} , no qual tem-se uma relação de kg/m ou g/cm baseado no comprimento dos tubos. As Equações (26) e (27) representam o peso por comprimento e o peso total do material.

$$\mu_{tubo} = \pi \cdot \left[\left(\frac{D_{e,tubo}}{2} \right)^2 - \left(\frac{D_{i,tubo}}{2} \right)^2 \right] \cdot \rho_{mat} \quad (26)$$

$$W_{tubo} = \mu_{tubo} \cdot L_{tubo} \quad (27)$$

3.5.3 Peso dos cotovelos

Os cotovelos são um pedaço de tubulação com formato de *donut* ou de câmara de pneu. Esse formato é chamado de toro ou toróide na geometria (Figura 17 abaixo). Por definição, é um objeto tridimensional formado pela rotação de uma superfície circular plana de raio r , em torno de uma circunferência de raio R .

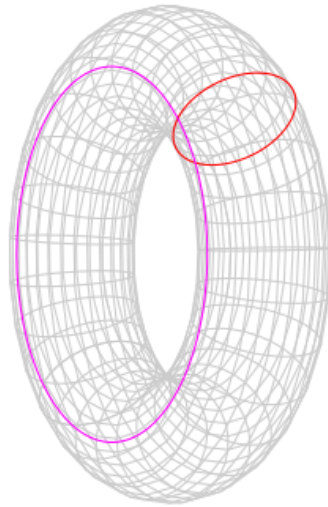


Figura 17: Representação esquemática de um toro

Porém, os cotovelos possuem uma diferença com um toro tradicional. Um toro usualmente é maciço, enquanto um cotovelo é oco possuindo uma espessura para sua parede. Dessa forma, é possível considerar que é um toro maciço de diâmetro externo maior subtraído de um toro maciço de diâmetro interno menor, restando assim somente a casca do cotovelo.

O volume de um toro tradicional V_{toro} [cm³] é calculado pela multiplicação da área da seção transversal de raio r ($\pi \cdot r^2$) pelo perímetro da circunferência média do toro ($2 \cdot \pi \cdot R$), cujo raio (R) vai do centro do objeto até a eixo central, conforme exposta na Equação (28) e ilustrado na Figura 18 abaixo.

$$V_{toro} = (\pi \cdot r^2) \cdot (2 \cdot \pi \cdot R) = 2 \cdot \pi^2 \cdot R \cdot r^2 \quad (28)$$

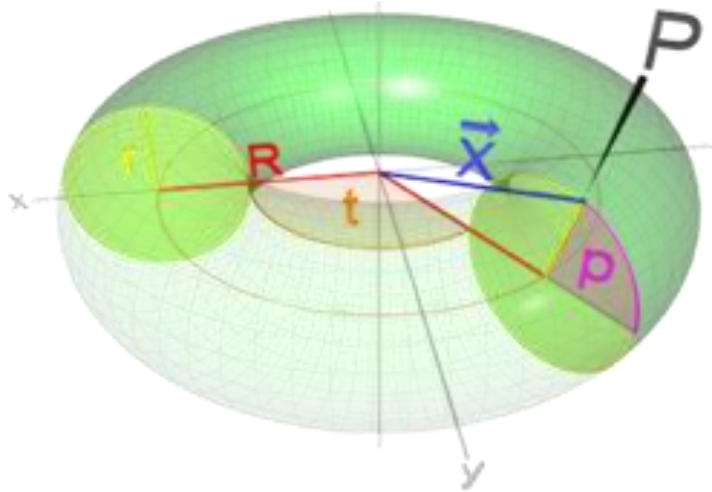


Figura 18: Representação esquemática das variáveis de um toro

É importante ressaltar que para um cotovelo de 90°, o volume é equivalente a um quarto (1/4) de um toro completo. E como um cotovelo corresponde somente a casca de um toro, há dois raios r , correspondentes ao raio externo ($r_{e,toro}$) e raio interno ($r_{i,toro}$). Sendo assim, o volume de um cotovelo V_{cot} [cm³] (Equação (31)) será equivale a um quarto (1/4) da subtração do volume externo do toro $V_{e,toro}$ [cm³] (Equação (29)) pelo volume interno do toro $V_{i,toro}$ [cm³] (Equação (30)). E o peso do componente W_{cot} [g] é alcançado após a multiplicação da quantidade de cotovelos N_{cot} [-] pelo volume de uma unidade e pela densidade do material ρ_{mat} [g/cm³] (Equação (32)).

$$V_{e,toro} = (\pi \cdot r_{e,toro}^2) \cdot (2 \cdot \pi \cdot R_{toro}) = 2 \cdot \pi^2 \cdot R \cdot r_{e,toro}^2 \quad (29)$$

$$V_{i,toro} = (\pi \cdot r_{i,toro}^2) \cdot (2 \cdot \pi \cdot R_{toro}) = 2 \cdot \pi^2 \cdot R \cdot r_{i,toro}^2 \quad (30)$$

$$V_{cot} = \frac{V_{e,toro} - V_{i,toro}}{4} = \frac{\pi^2 \cdot R \cdot (r_{e,toro}^2 - r_{i,toro}^2)}{2} \quad (31)$$

$$W_{cot} = N_{cot} \cdot V_{cot} \cdot \rho_{mat} \quad (32)$$

3.5.4 Peso dos flanges

O peso dos flanges também é calculado pela multiplicação do volume total de material e sua densidade. Entretanto, os flanges são peças vazadas, que possuem diversos furos. Dessa forma, é necessário considerar somente a parte que contém material de fato, fazendo uma subtração da parte sólida pela parte vazada. A Figura 19 abaixo mostra uma representação esquemática de um flange semelhante ao utilizado no *Solidworks*®.

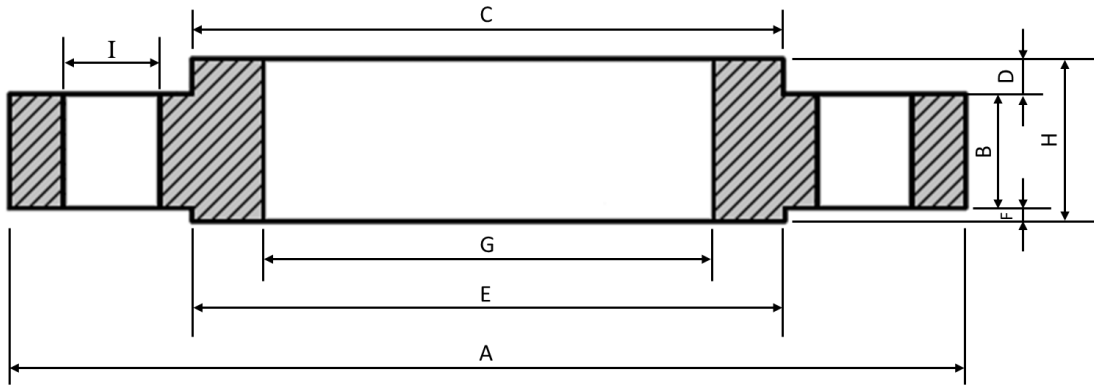


Figura 19: Representação esquemática de um flange semelhante ao utilizado nos *skids*.

Fonte: Desenvolvida pelo autor

Com isso, o volume de material do flange V_{flange} [cm³] é calculado pela Equação (33) abaixo, onde as letras correspondem ao que está representado na Figura 19, sendo A o diâmetro total do flange [cm], B a espessura da base do flange [cm], C o diâmetro da elevação maior [cm], D a espessura da elevação maior [cm], E o diâmetro da elevação menor [cm], F a espessura da elevação menor [cm], G o diâmetro do orifício central [cm], H a espessura total do flange [cm], I o diâmetro

dos furos [cm] e N o número de furos [-]. O peso do flange é calculado pela Equação (34), sendo W_{flange} o peso total dos flanges [g], N_{flange} o número de flanges [-].

$$V_{flange} = \frac{\pi}{4} \cdot [D_A^2 \cdot L_B + D_C^2 \cdot L_D + D_E^2 \cdot L_F - D_G^2 \cdot L_H - N \cdot D_I^2 \cdot L_B] \quad (33)$$

$$W_{flange} = N_{flange} \cdot V_{flange} \cdot \rho_{mat} \quad (34)$$

3.5.5 Peso do gás

O peso referente ao gás é calculado em relação a quantidade de gás dentro dos tubos, cotovelos e módulos. Isso inclui os tubos e cotovelos de diferentes diâmetros. Para esse cálculo o princípio é determinar o volume interno de cada compartimento e multiplicar pela densidade da mistura gasosa. Como está sendo considerado somente CH₄ e CO₂ nos cálculos, é uma mistura binária. A densidade de CH₄ e CO₂ utilizada é de 0,000657 g/cm³ e 0,001977 g/cm³, respectivamente.

Para o cálculo do peso de gás presente dentro dos módulos é utilizada a Equação (18) para a determinação do volume do módulo, associada a multiplicação pela densidade da mistura gasosa e pela quantidade de módulos. Como dentro dos módulos está acontecendo o processo de separação dos gases, não é possível determinar a composição exata do gás, já que ela se altera a todo ponto e a todo instante. Por isso, utilizou-se uma estimativa de 75% de CH₄ e 25% de CO₂, a composição de alimentação.

Para o gás presente nos tubos e cotovelos, também existem composições diferentes de gás dentro de componentes de mesmo diâmetro. Então para simplificar será utilizado também a composição de estimativa de 75% de CH₄ e 25% de CO₂, a composição de alimentação. Na Equação (35) é exposto o cálculo do volume interno dos tubos, e para o cálculo do peso, basta multiplicá-lo pela densidade do gás. Em relação aos cotovelos, o volume interior é calculado através da Equação (30) dividida por 4, já que ela representa o volume de um toro completo e um cotovelo é um quarto (1/4) de um toro. Assim o peso de gás dentro de um cotovelo leva em consideração esse volume interno calculado multiplicado pela densidade da mistura gasosa e pela quantidade de cotovelos.

$$V_{i,tubo} = \pi \cdot \left(\frac{D_{i,tubo}}{2} \right)^2 \cdot L_{tubo} \quad (35)$$

Com isso, o peso de gás total na planta, é a soma desses três fatores. Na Equação (36) $W_{gás,tot}$ é o peso total do gás no *skid* ou na planta [kg], $W_{gás,mod}$ é o peso total do gás dentro dos módulos [kg], $W_{gás,tubo}$ é o peso total do gás dentro dos tubos [kg] e $W_{gás,cot}$ é o peso total do gás dentro dos cotovelos [kg].

$$W_{gás,tot} = W_{gás,mod} + W_{gás,tubo} + W_{gás,cot} \quad (36)$$

3.5.6 Peso total

Com essas informações, foi obtido o peso total do *skid* individual através da soma de todas essas parcelas (Equação (37)). E posteriormente foi obtido o peso da planta completa, tanto para a planta de módulos fibra oca e a planta de módulos espirais.

$$W_{tot} = W_{mod} + W_{tubo} + W_{cot} + W_{flange} + W_{gás,tot} \quad (37)$$

4 Resultados e Discussões

4.1 Cálculo de área de membrana

Dentro do passo a passo dos cálculos, a primeira coisa a ser feita era a área total de membrana necessária para tratar 6 MMsm³/d, que foi a vazão estabelecida para os cálculos com base nas informações das capacidades de processamento das plantas localizadas nos FPSOs no pré-sal brasileiro. Os dados de entrada para isso estão presentes na

Tabela 5. Para esses cálculos, a Equação (16) foi a usada. Assim, a área total de membrana calculada foi de aproximadamente 388.604,96 m².

Quanto à área de membrana dos módulos individuais, no caso do módulo espiral, foram utilizados os dados dimensionais apresentados na Tabela 8 e as Equações (19) a (22). Assim, os resultados das variáveis calculadas em cada uma dessas equações são apresentados na Tabela 9 abaixo, chegando assim ao valor de 26,24 m² de área da membrana do módulo espiral.

Tabela 9: Dimensões calculadas para o módulo de membrana espiral

Variável	Símbolo (unidade)	Valor
Espessura total dos envelopes	h (mm)	1,22
Número de espirais	N (-)	71,5
Largura da membrana	W (m)	25,8
Área de membrana	A_m (m ²)	26,24

Para a área de membrana do módulo fibra oca, foi calculado o valor de 8.340,91 m², sendo o número de fibras N_f calculado como 33.380.635. Para isso, foram utilizadas as dimensões apresentadas na Tabela 7 e na Equação (17). Com isso, foi possível calcular a quantidade de módulos necessários para o tratamento da vazão de 6 MMsm³/d e com essa informação construir os módulos no *software* de desenho 3D *Soliworks*[®]. E com os módulos construídos, foi possível verificar no *software* a largura, comprimento e altura ocupados pelos *skids* e, sabendo a quantidade de *skids* necessários, chegar à área total e volume ocupado pelas plantas, assim como o peso total das plantas. Segue abaixo a construção dos arranjos dos módulos de membrana de fibra oca e espiral.

4.2 Construção dos módulos individuais

Vale ressaltar que para a construção 3D dos módulos foi projetada apenas a parte externa das estruturas, ou seja, o casco do módulo fibra oca e o vaso de pressão do módulo espiral, sem realmente desenhar o interior dos módulos, sendo apenas calculadas suas áreas de membrana. Isso foi feito porque os detalhes internos dos módulos são muito exigentes computacionalmente para o *software* e para o computador, inviabilizando sua construção diversas vezes.

4.2.1 Módulo fibra oca individual

Como já explicitado, para fazer a construção no *Solidworks*[®] do módulo fibra oca, a imagem do módulo vertical (Figura 15) do documento (Schlumberger, 2023) foi inserida na ferramenta *Image Tool* versão 1.3.10, que é uma extensão do *Google Chrome*, com a qual se pode medir o número de *pixels* do que se deseja. A partir das medidas de comprimento (182,9 cm) e diâmetro externo (76,2 cm) do módulo fornecido pela empresa Schlumberger e suas respectivas medidas em *pixels*, foi feita uma relação cm/pixel que depois foi extrapolada para as demais dimensões necessárias para a construção do módulo no *Solidworks*[®]. Além disso, o módulo foi dividido em 3 peças para facilitar a organização das medições.

Como pode ser visto na Figura 20 a seguir, o comprimento do módulo representa 261 *pixels* e o diâmetro externo representa 107 *pixels*, os quais possuem 182,9 cm e 76,2 cm em valores na realidade. Calculando a proporção cm/*pixels*, encontra-se um valor de 0,7007663 para os valores encontrados a partir do comprimento (vertical) e 0,7121495 para os valores encontrados a partir do diâmetro externo (horizontal). Isso mostra que são bastante próximos (diferença apenas na segunda casa decimal), porém não exatamente iguais. Por causa disso, resolveu-se utilizar duas proporções, uma para as medições na vertical e outra para as medições na horizontal. E para a conversão das medidas de *pixels* para centímetros multiplica-se o valor em *pixels* pela proporção correspondente.

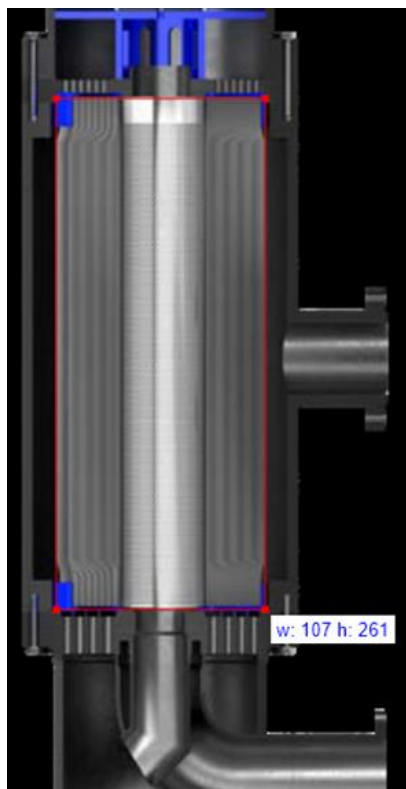


Figura 20: Medição do comprimento e diâmetro externo do módulo fibra oca com o *Image Tool*

Na peça 1, foram feitas as medidas nomeadas como A, A', B, C representadas na Figura 21 abaixo. Na Tabela 10, estão os valores em *pixels* e em centímetros correspondentes a cada uma dessas medidas.

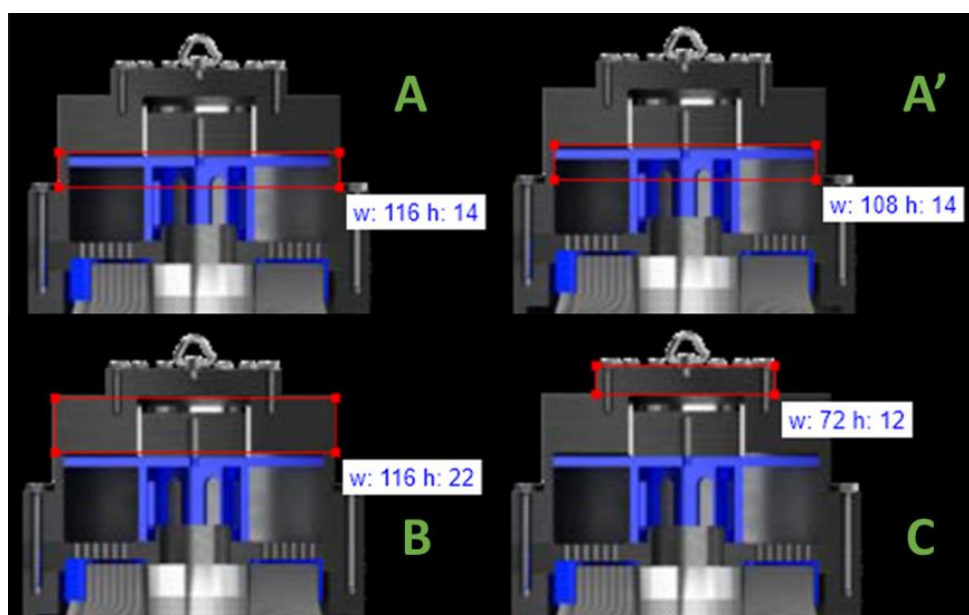
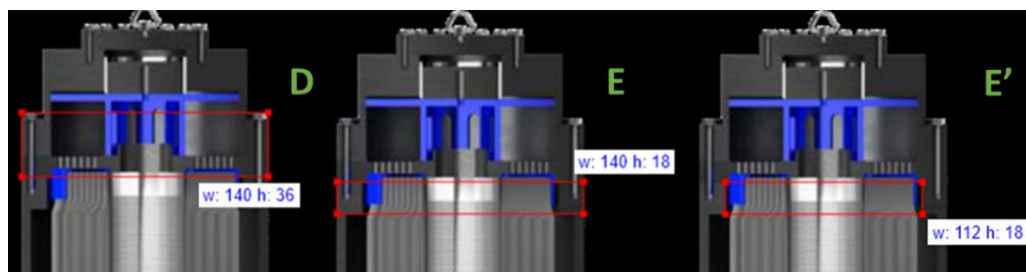


Figura 21: Medidas em *pixels* da peça 1 do módulo fibra oca

Tabela 10: Conversão das medidas de *pixels* para centímetros da peça 1

Parte	Relação Usada	Medida (pixels)	Medida (cm)
A	Horizontal	116	82,609
	Vertical	14	9,811
A'	Horizontal	108	76,912
	Vertical	14	9,811
B	Horizontal	116	82,609
	Vertical	22	15,417
C	Horizontal	72	51,275
	Vertical	12	8,409

Já para a peça 2, foram feitas as medidas nomeadas como D, E, E', F, G, H, I, J, K, L, M, M', N. Na Figura 22 abaixo estão representadas as medidas D, E, E', sendo que a E' foi feita somente para verificar o diâmetro interno enquanto E mediu o diâmetro externo do segmento. As medidas em *pixels* e centímetros estão na Tabela 11, calculadas conforme sua respectiva proporção correta.

Figura 22: Medidas D, E, E' em *pixels* da peça 2 do módulo fibra ocaTabela 11: Conversão das medidas D, E, E' de *pixels* para centímetros da peça 2

Parte	Relação Usada	Medida (pixels)	Medida (cm)
D	Horizontal	140	99,701
	Vertical	36	25,228
E	Horizontal	140	99,701
	Vertical	18	12,614
E'	Horizontal	112	79,761

As medidas F, G, H estão representadas na Figura 23 abaixo, sendo que H foi feita somente para verificar o diâmetro interno da carcaça, já que o diâmetro externo já foi calculado nas duas medidas anteriores. As medidas em *pixels* e centímetros estão na Tabela 12.

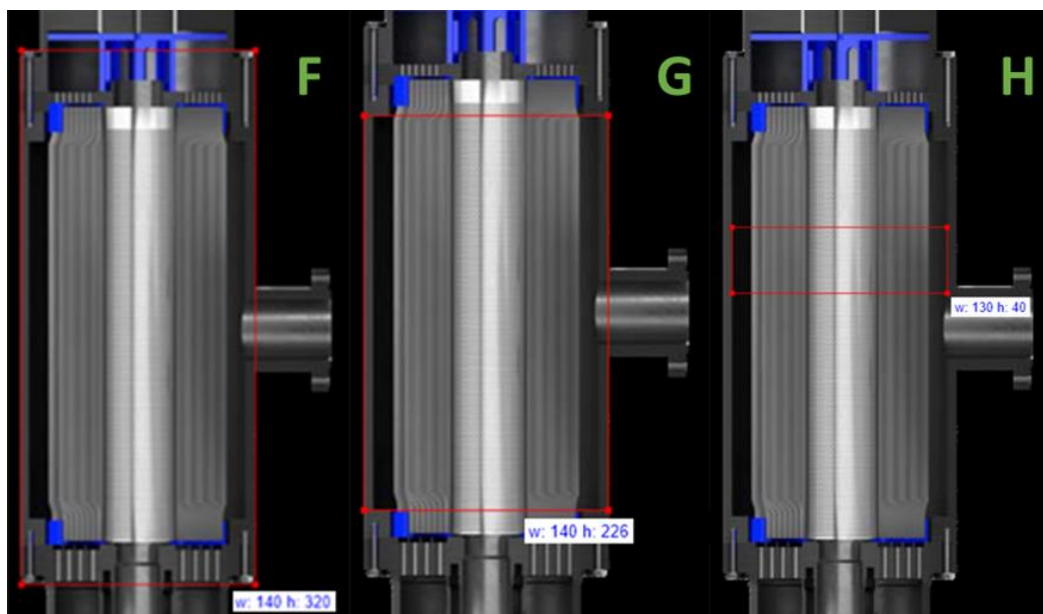


Figura 23: Medidas F, G, H em pixels da peça 2 do módulo fibra oca

Tabela 12: Conversão das medidas F, G, H de *pixels* para centímetros da peça 2

Parte	Relação Usada	Medida (<i>pixels</i>)	Medida (cm)
F	Horizontal	140	99,701
	Vertical	320	25,228
G	Horizontal	140	99,701
	Vertical	226	12,614
H	Horizontal	130	92,579

Na Figura 24 encontram-se as medidas I, J, K, L sendo que I representa o tubo coletor central, J representa a resina epóxi e K e L representam o tubo de alimentação lateral juntamente com o flange. Na Tabela 13 estão as medidas de I, J, K, L.

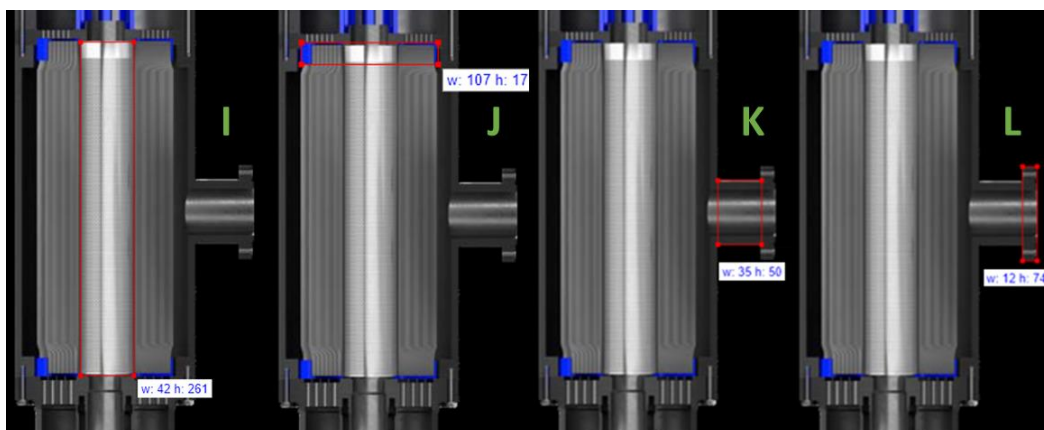


Figura 24: Medidas I, J, K, L em *pixels* da peça 2 do módulo fibra oca

Tabela 13: Conversão das medidas I, J, K, L de *pixels* para centímetros da peça 2

Parte	Relação Usada	Medida (<i>pixels</i>)	Medida (cm)
I	Horizontal	42	29,910
	Vertical	261	182,900
J	Horizontal	107	76,200
	Vertical	17	11,913
K	Horizontal	35	24,925
	Vertical	50	35,038
L	Horizontal	12	8,546
	Vertical	74	51,857

E para finalizar a peça 2, as medidas M, M', N foram feitas (Figura 25), sendo que M' foi realizada apenas com o intuito de medir o diâmetro interno do segmento já que M mediu somente o diâmetro externo. E assim, a Tabela 14 expõe as medidas em *pixels* e suas conversões em centímetros dessas medidas.

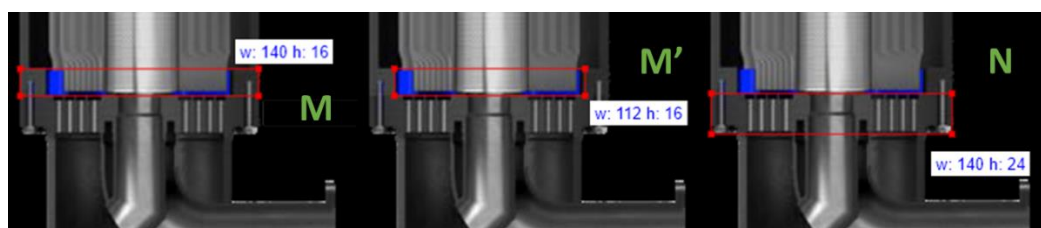
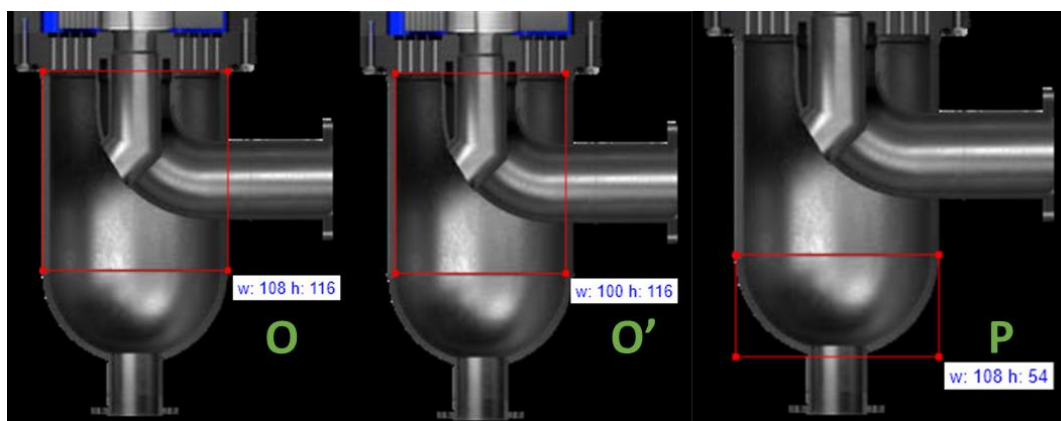


Figura 25: Medidas M, M', N em *pixels* da peça 2 do módulo fibra oca

Tabela 14: Conversão das medidas M, M', N de *pixels* para centímetros da peça 2

Parte	Relação Usada	Medida (<i>pixels</i>)	Medida (cm)
M	Horizontal	140	99,701
	Vertical	16	11,212
M'	Horizontal	112	79,761
N	Horizontal	140	99,701
	Vertical	24	16,818

Falando da peça 3, conforme mostrado na Figura 26 foram feitas primeiramente as medidas O, O', P, onde O' foi feita somente para verificar o diâmetro interno do segmento medido em O. A Tabela 15 mostra os valores das dimensões em *pixels* e centímetros.

Figura 26: Medidas O, O', P em *pixels* da peça 3 do módulo fibra ocaTabela 15: Conversão das medidas O, O', P de *pixels* para centímetros da peça 3

Parte	Relação Usada	Medida (<i>pixels</i>)	Medida (cm)
O	Horizontal	108	76,912
	Vertical	116	81,289
O'	Horizontal	100	71,215
P	Vertical	54	37,841

Em seguida, foram feitas as medidas Q, R, S, T, expostas na Figura 27. A Tabela 16 mostra os valores das dimensões em *pixels* e centímetros.

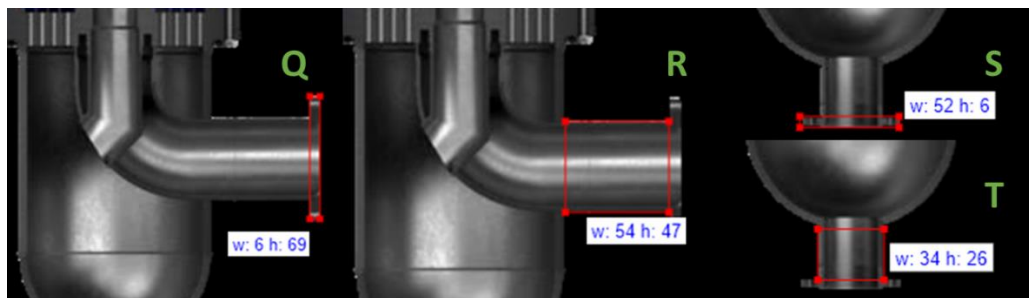


Figura 27: Medidas Q, R, S, T em *pixels* da peça 3 do módulo fibra oca

Tabela 16: Conversão das medidas Q, R, S, T de *pixels* para centímetros da peça 3

Parte	Relação Usada	Medida (<i>pixels</i>)	Medida (cm)
Q	Horizontal	6	4,273
	Vertical	69	48,353
R	Horizontal	54	38,456
	Vertical	47	32,936
S	Horizontal	52	37,032
	Vertical	6	4,205
T	Horizontal	34	24,213
	Vertical	26	18,220

E para finalizar a peça 3, U, V, W foram feitas e estão expostas na Figura 28, enquanto a Tabela 17 mostra os valores das dimensões.

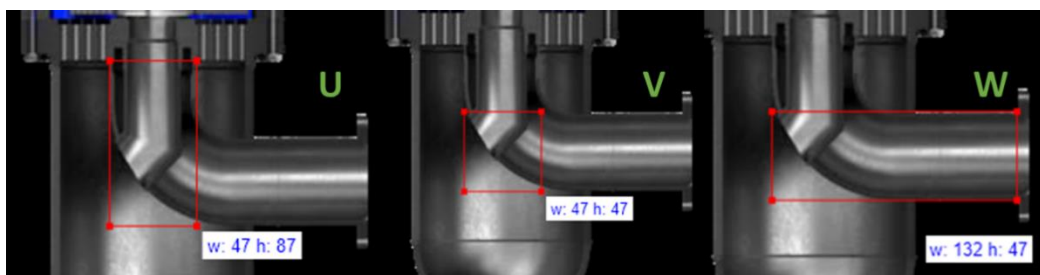


Figura 28: Medidas U, V, W em *pixels* da peça 3 do módulo fibra oca

Tabela 17: Conversão das medidas U, V, W de *pixels* para centímetros da peça 3

Parte	Relação Usada	Medida (<i>pixels</i>)	Medida (cm)
U	Horizontal	47	33,471
	Vertical	87	60,967
V*	Horizontal	47	33,471
	Vertical	47	32,936
W	Horizontal	132	94,004
	Vertical	47	32,936

Após a medição de cada dimensão possível em cada uma das três partes, elas foram construídas separadamente no *Solidworks*®, cada uma como uma peça individual. A peça 1 está representada abaixo na Figura 29.

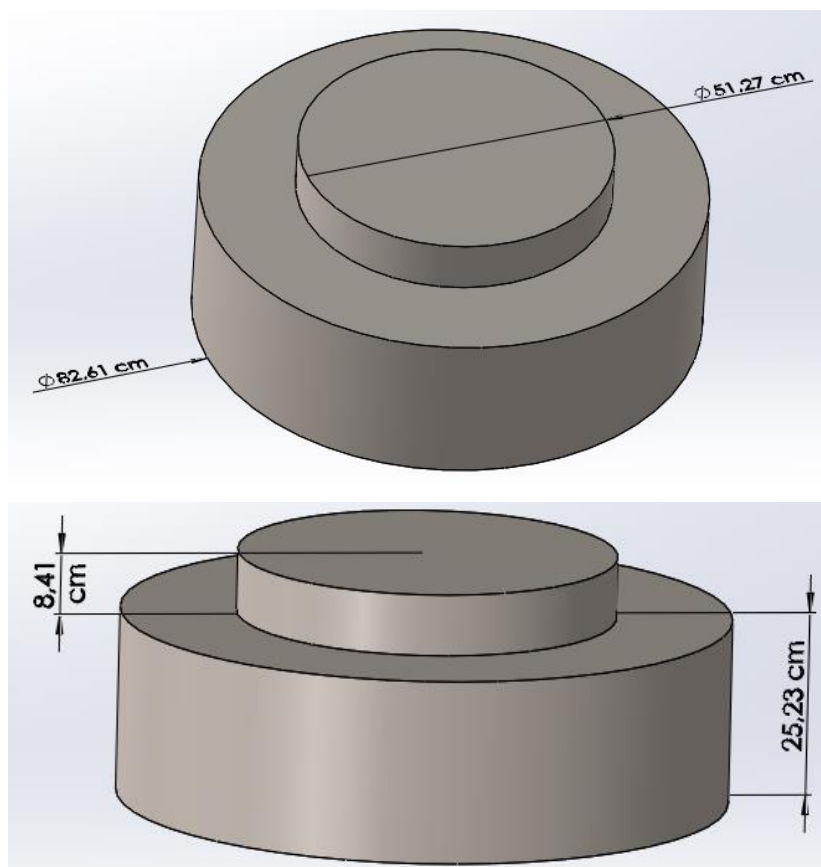


Figura 29: Peça 1 do módulo de membranas fibra oca

A peça 2 ficou conforme exposto na Figura 30 abaixo.

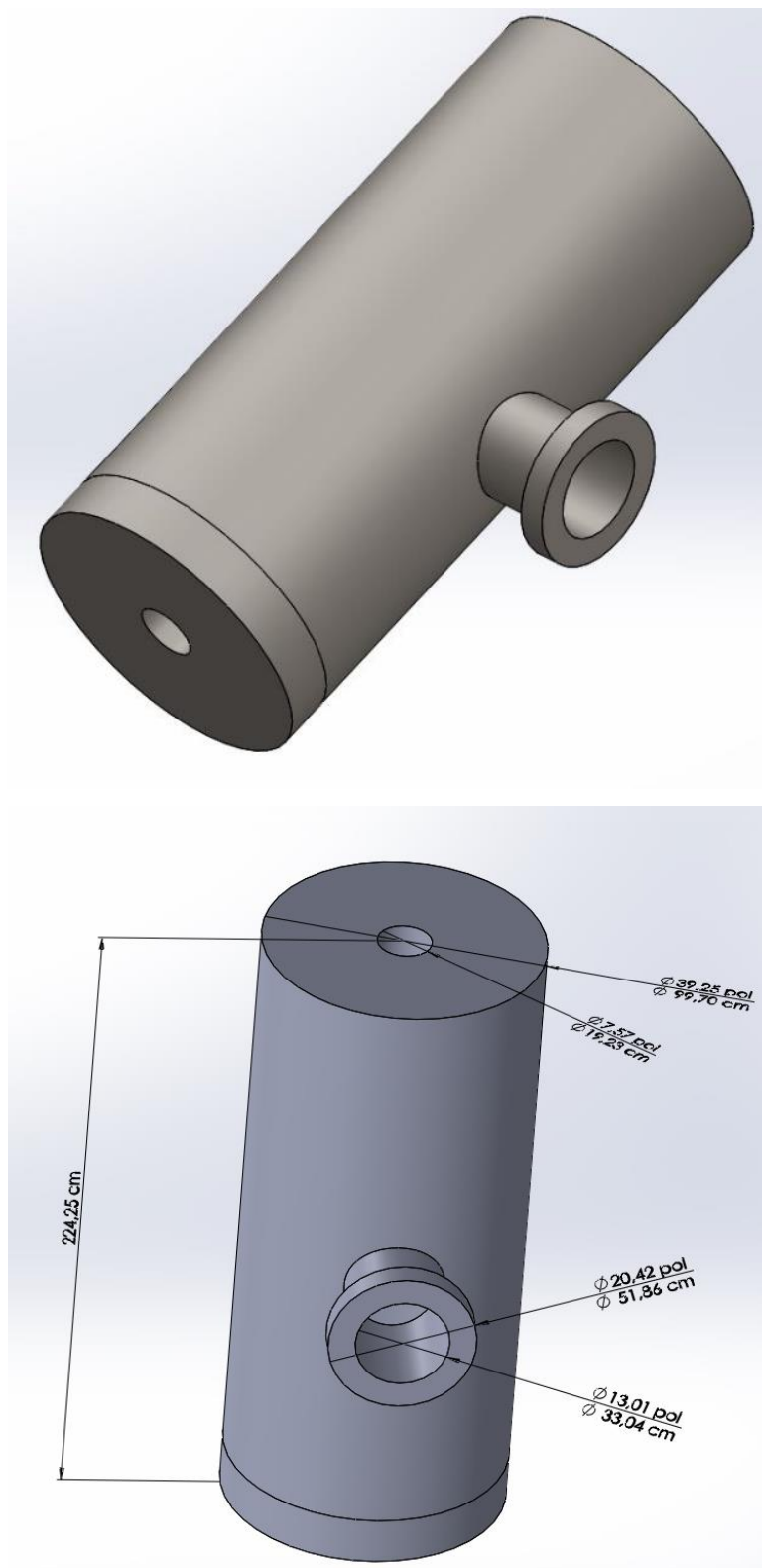


Figura 30: Peça 2 do módulo de membranas fibra oca

E por fim, a peça 3 está reproduzida abaixo na Figura 31.

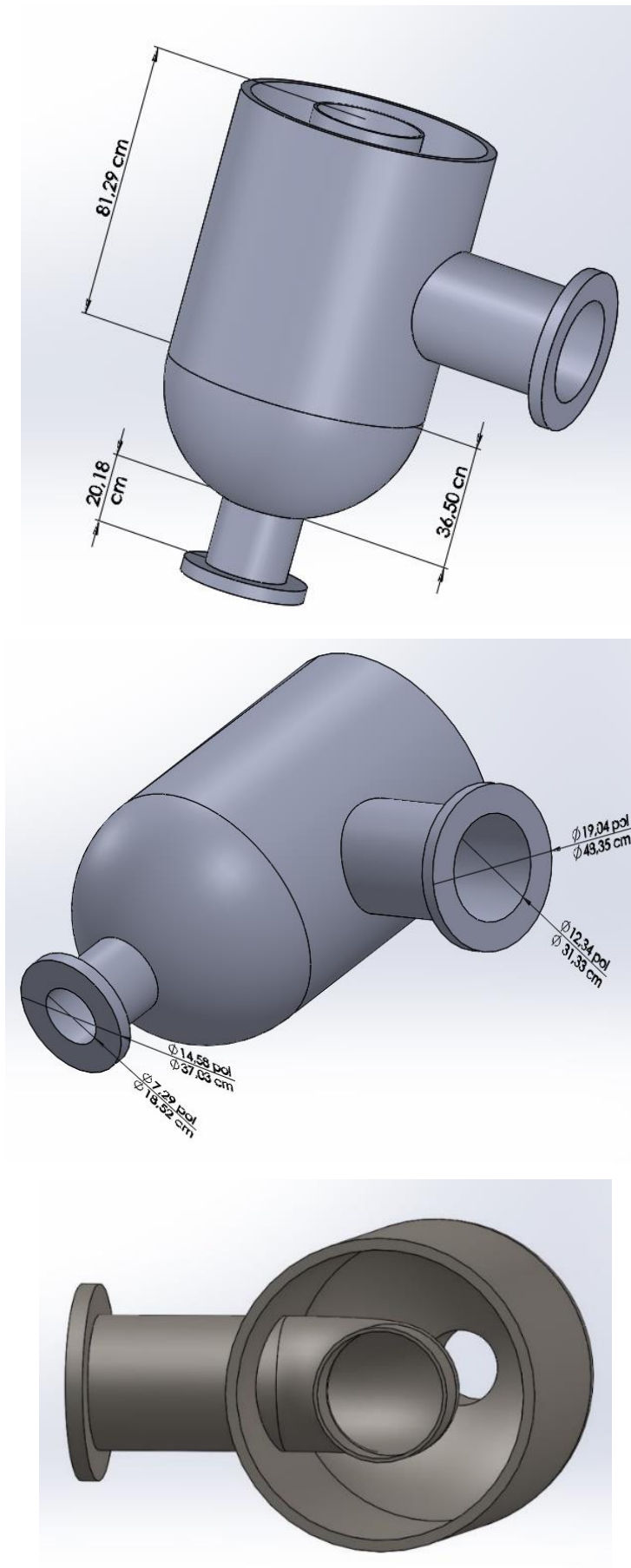


Figura 31: Peça 3 do módulo de membranas fibra oca

O aspecto final da junção das três peças foi o módulo individual completo conforme a Figura 32 abaixo.

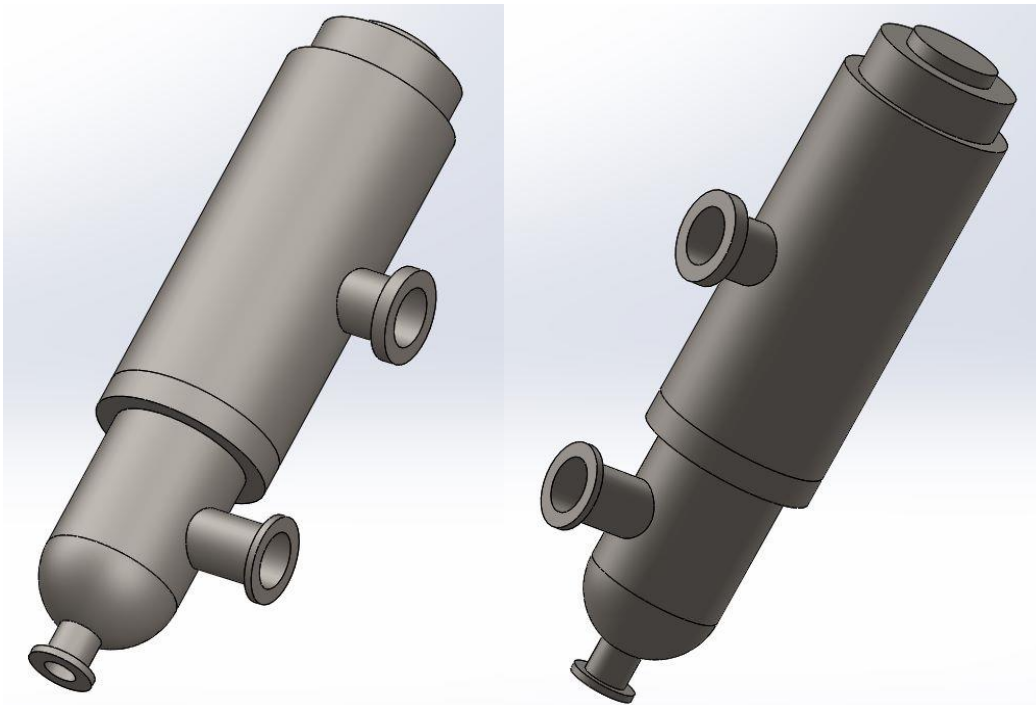


Figura 32: Módulo fibra oca individual

4.2.2 Módulo espiral individual

A construção do 3D do módulo espiral individual no *Solidworks*® foi feita a partir de duas referências, conforme citado na Metodologia. A primeira foi o *datasheet* do vaso de pressão da *Pentair*® modelo 80S30 (Pentair Codeline, 2011). A segunda foi o artigo produzido pela *Schlumberger*, no qual produziu-se protótipos de módulos fibra oca intercambiáveis para substituir os módulos espirais que estavam abaixo de performance (Choudhury et al., 2022).

Foi encontrado já pronto um arquivo do *Solidworks*® do modelo 80S30 no site *grabcad.com*, um ambiente gratuito de colaboração baseado em nuvem onde as pessoas podem compartilhar arquivos CAD. Neste arquivo, o modelo construído havia sido o de menor tamanho, cujas medidas são de 1502 mm (59,15 pol) de comprimento total e 32 kg (71 lb) de massa, conforme ilustrado na Figura 33 a seguir.

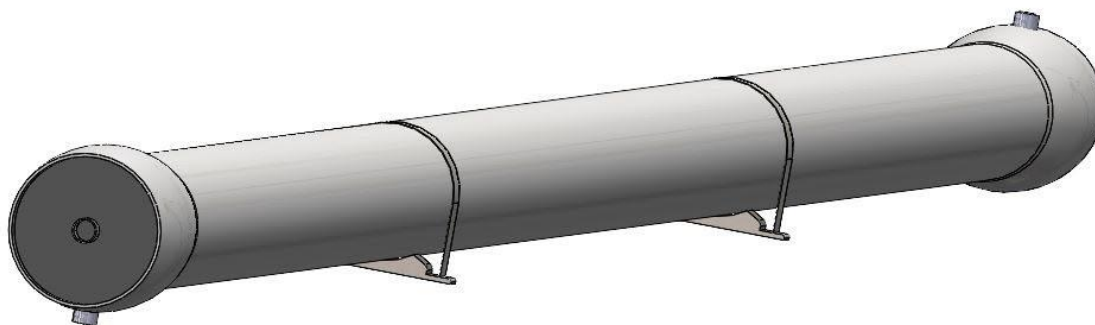


Figura 33: Vaso de pressão do módulo espiral individual encontrado no *grabcad.com*

A partir desse arquivo foi necessária a realização de modificações para que o vaso de pressão ficasse conforme desejado. A primeira alteração foi a alteração de tamanho. Baseado no que foi visto no artigo da *Schlumberger* (Choudhury et al., 2022), foram produzidos módulos fibra oca cujas medidas foram de 20,32 cm (8 pol) de diâmetro, 135,636 cm (53,4 pol) de comprimento) e 28,63 kg (63 lb) de peso. Como um vaso de pressão pode ser ocupado por 7 módulos, o tamanho total do vaso seria de 949,452 cm (373,8 pol) de comprimento.

O vaso da *Pentair*[®] de maior tamanho é de 861,4 cm (339,15 pol). Entretanto optou-se por seguir a construção conforme as informações apresentadas no artigo, já que retrata a realidade de uma planta em operação, e o objetivo do atual trabalho é retratar o mais próximo da realidade, e também levando em conta a realização de cálculos futuros de substituição dos módulos espirais por módulos fibra oca intercambiáveis.

A única modificação feita nas medidas além do citado, foi o aumento do diâmetro para 9 polegadas (22,86 cm) pensando em uma folga entre o módulo (8 polegadas) e o vaso, para que possa comportá-los sem que haja danificações. Assim, as medidas do vaso de pressão do módulo espiral individual estão resumidas na Tabela 18 a seguir.

Tabela 18: Medidas do vaso de pressão do módulo espiral individual

Variável	Valor	
Diâmetro	89 pol	22,86 cm
Comprimento	53,4 pol	135,636 cm
Peso	63 lb	28,63 kg

Outras alterações foram feitas, como o formato do distribuidor/coletor de alimentação/retentado localizado nas extremidades do vaso, para que se tornasse um cilindro mais uniforme, e a quantidade de entradas/saídas do fluido (laterais, superiores e inferiores) baseado necessidade do arranjo de conexões apresentado no artigo da *Schlumberger* (Choudhury et al., 2022), o qual detalha-se mais adiante, na seção de construção do *skid* individual de módulos espirais.

Com isso, o vaso de pressão correspondente aos módulos espirais ficou conforme ilustrado na Figura 34.

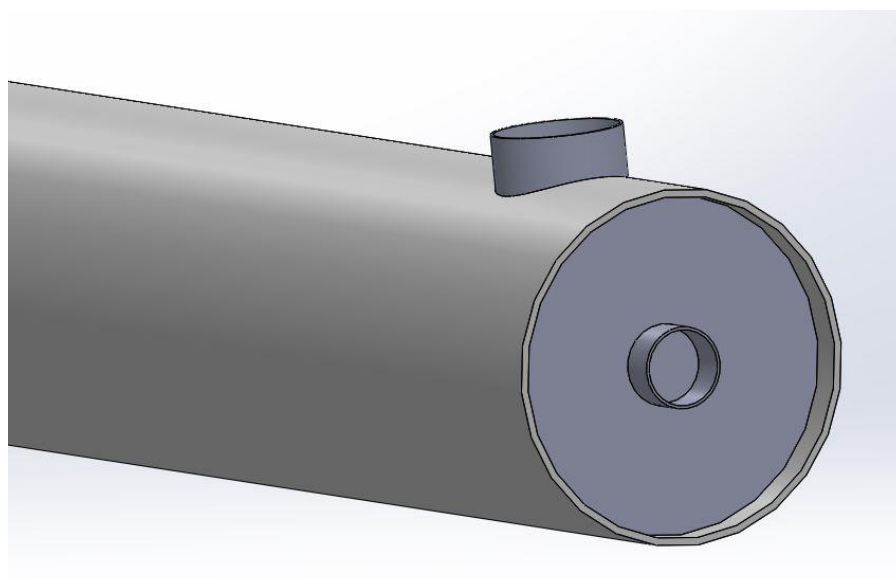


Figura 34: Vaso de pressão do módulo espiral após modificações

4.3 Construção dos *skid* individuais

4.3.1 *Skid* da planta de módulos fibra oca

A partir dos cálculos de área de membrana, cujo valor para os módulos fibra oca foi de $8.340,91 \text{ m}^2$, calculou-se o número de módulos necessários para a lidar com a vazão total de gás da planta da FPSO. Com o valor de área de membrana total necessário para a planta sendo $388.604,96 \text{ m}^2$, o cálculo foi feito fazendo a divisão entre a área de membrana total da planta e a área de membrana de um módulo fibra oca individual. Dessa forma, constata-se que são necessários 46,6 módulos, o que arredondando para cima, para obtenção de um valor inteiro,

representa 47 módulos. Para combinar melhor o arranjo é preferível que seja feito uso de 48 módulos.

A construção do desenho 3D foi dividida em *skids*, para segmentar melhor a planta. Dessa maneira, a organização dos *skids* foi baseada na Figura 35 abaixo, uma planta de remoção de gases ácidos por módulos de membrana *Cynara*, da empresa *Schlumberger* (GMS Interneer, 2023). Nela os módulos ficam frente a frente, com as tubulações de coleta e distribuição de alimentação, permeado e retentado alinhadas ao centro e entre as duas fileiras de módulos. Devido ao número de módulos necessários, optou-se por um *skid* que consiste de 12 módulos, sendo 6 de cada lado.



Figura 35: Imagem de um *skid* de módulos fibra oca *Cynara* da *Schlumberger*.

Fonte: GMS Interneer (2023)

O resultado da construção da maquete 3D no *Solidworks*® de um *skid* individual da planta de módulos fibra oca está demonstrado na Figura 36 abaixo. Como é possível ver na imagem, as medidas do arranjo 3D do *skid* individual são 850,95 cm de comprimento; 466,34 cm de largura; e 491,81 cm de altura, o que significa que o *skid* ocuparia 39,68 m² de área e 195,17 m³ de volume.

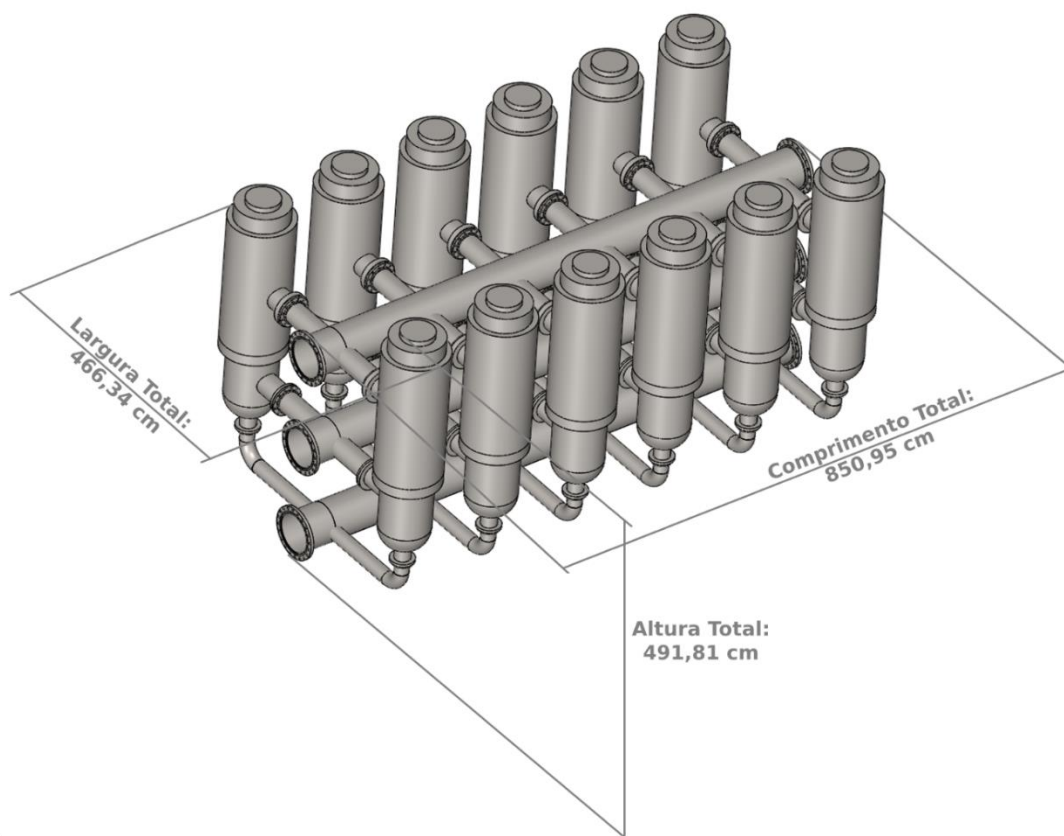


Figura 36: Construção 3D do *skid* individual da planta de módulos fibra oca

Alguns aspectos definidos na construção do *skid* influenciam nas dimensões finais, dessa forma sendo necessário serem elucidados. Na construção do desenho 3D foram estabelecidas distâncias entre os equipamentos pensando na mobilidade dos operadores das plantas em uma eventual necessidade de manutenção de determinadas peças. Assim, os 6 módulos alinhados na mesma fileira foram colocados lado a lado com uma distância de 150 cm de centro a centro, o que resulta em uma distância de 50,3 cm entre suas faces mais próximas, de modo que seus flanges de alimentação (de cima), retentado (do meio) e de permeado (de baixo) estivessem alinhados entre si horizontalmente e verticalmente. Já os 6 módulos na fileira oposta estão distanciados dos 6 primeiros em 200 cm, da face de um flange de alimentação até o outro.

A alimentação, flange mais acima, possui diâmetro de 12 polegadas (NPS12), assim como o retentado, que possui as mesmas 12 polegadas de diâmetro (NPS12) em seu flange. Em ambos foi utilizado o componente “*Slip On Flange 150-NPS12*” para o flange e para a tubulação “*90 LR Inch 12 Sch20*”, sendo que nessas duas

linhas não há cotovelos. Já a saída de permeado por baixo foi construída com 8 polegadas (NPS8) com o componente “*Slip On Flange 150-NPS8*” para o flange, conforme as medidas estipuladas pelo desenho da *Schlumberger*, sendo a tubulação formada por “*Pipe 8 in, Sch 20*” e os cotovelos “90 LR Inch 8 Sch20”.

A tubulação central localizada entre as duas fileiras de módulos presente na Figura 36 acima tem como funcionalidade fazer a distribuição da alimentação ou coletar o retentado e o permeado. Para ela foi utilizada uma tubulação de 24 polegadas de diâmetro (NPS24), com o flange “*Slip On Flange 150-NPS24*” e tubos “*Pipe 24 in, Sch 20*” com um comprimento total de 850 cm. Os tubos se localizam exatamente equidistantes dos módulos. Assim, do centro do tubo distribuidor da alimentação para a face do flange de alimentação são 100 cm, do centro do tubo coletor de retentado para a face do flange do retentado são 101,65 cm e do centro do tubo coletor de permeado para a face do flange do permeado são 165,46 cm.

Apesar de essas serem as distâncias entre os centros dos tubos distribuidores ou coletores até os flanges dos módulos, os tamanhos dos tubos são levemente diferentes devido a espessura dos contra flanges. E isso terá certa influência, mesmo que pequena, no cálculo do peso da tubulação. Com isso, os tubos NPS12 de alimentação possuem 99,365 cm de comprimento e os NPS12 de retentado possuem 101,01 cm de comprimento. Já os tubos NPS8 do permeado possuem 20 cm entre o contra flange do permeado e o cotovelo (“90 LR Inch 8 Sch20”) e 152,84 cm entre o acidente e o tubo coletor central.

Em relação ao peso, há alguns aspectos a se considerar. O primeiro seria o peso dos módulos individuais. Além disso, teria a tubulação, que inclui os tubos, flanges e cotovelos de diferentes tamanhos. E por fim, o peso total de gás que ocupa a tubulação da planta. Cada módulo fibra oca (incluindo módulo e carcaça) possui 326,6 kg, como apresentado na Tabela 6. Já que cada *skid* possui 12 módulos em seu arranjo, o peso total referente aos módulos equivale a 3919,2 kg ou 3,919 t.

Para o peso da tubulação, foi estipulado o uso de aço duplex como material de todos os tubos, flanges e cotovelos. Foi utilizado como densidade o valor de 7,7 g/cm³, obtido da fornecedora *Ninesteel*[®] modelo UNS S32760 – EN 1.4501 (*Ninesteel*, 2023).

Para os tubos, foi utilizado a Equação (26) de peso por comprimento e consequentemente a Equação (27) também. A Tabela 19 abaixo mostra os valores

de diâmetro externo, diâmetro interno e comprimento utilizados nos cálculos para as tubulações NPS24, NPS12 e NPS8. Vale ressaltar que a sigla NPS significa *Nominal Pipe Size*, mas o número associado não corresponde ao valor exato do diâmetro. O comprimento da tubulação NPS24 são provindos de 3 tubos de 850 cm, que são os tubos centrais. Já para a tubulação NPS12 são 12 tubos de 99,365 cm e 12 tubos de 101,01 cm. Para a tubulação NPS8 são 12 tubos de 20 cm e 12 tubos de 152,84 cm.

Tabela 19: Valores das variáveis dos tubos NPS24, NPS12 e NPS8

Tubulação	NPS24	NPS12	NPS8
Diâmetro Externo (cm)	60,960	32,385	21,895
Diâmetro Interno (cm)	59,690	31,115	20,625
Comprimento (cm)	2.550,000	2.404,518	2.074,098

Os valores de peso por comprimento para o NPS24, NPS12 e NPS8 calculados pela Equação (26) foram de 926,6413 g/cm, 487,7059 g/cm e 326,571 g/cm, respectivamente. Multiplicando pelos comprimentos respectivos obteve-se os valores de peso expostos na Tabela 20 a seguir para as diferentes tubulações e para o peso total referente aos tubos.

Tabela 20: Peso referente aos tubos do *skid* individual de módulos fibra oca

Tubulação	Peso (g)	Peso (kg)
NPS24	2.362.935,3	2.362,9
NPS12	1.172.697,7	1.172,7
NPS8	677.340,2	677,3
Total	4.212.973,2	4.212,9

Para os cotovelos, foram utilizadas as Equações (29) a (32). Na Tabela 21 estão dispostos os valores de raio externo ($r_{e,toro}$), raio interno ($r_{i,toro}$) e raio até o eixo central (R_{toro}) dos cotovelos NPS8, que são os únicos presentes no *skid*. Com isso, conforme apresentados na Tabela 22, foram obtidos os valores de volume externo, volume interno, volume do cotovelo e peso do cotovelo.

Tabela 21: Valores das variáveis dos cotovelos NPS8

Cotovelo	NPS8
Raio Externo (r_e) [cm]	10,9475
Raio Interno (r_i) [cm]	10,3125
Raio até o eixo central (R) [cm]	30,48

Tabela 22: Peso referente aos cotovelos do *skid* individual de módulos fibra oca

Cotovelo	NPS8
Volume Externo do toróide (V_e) [cm ³]	72106,53
Volume Interno do toróide (V_i) [cm ³]	63984,18
Volume do cotovelo (V) [cm ³]	2.030,587
Peso unitário ($W_{cot,unit}$) [g]	15.635,52
Número de cotovelos (N_{cot}) [-]	12,00
Peso total (W_{cot}) [g]	187.626,3
Peso total (W_{cot}) [kg]	187,63

Para os flanges foram usadas as Equações (33) e (34), onde a Tabela 23 apresenta os valores das variáveis A, B, C, D, E, F, G, H, I, N. para o “*Slip On Flange 150-NPS24*”, “*Slip On Flange 150-NPS12*” e “*Slip On Flange 150-NPS8*”.

Tabela 23: Valores das variáveis dos flanges NPS24, NPS12 e NPS8

Variáveis	Flanges		
	NPS24	NPS12	NPS8
A (cm)	81,28	48,26	34,29
B (cm)	4,616	3,016	2,686
C (cm)	66,345	36,525	24,613
D (cm)	3,48	2,388	1,6
E (cm)	66,345	36,525	24,613
F (cm)	0,159	0,159	0,159
G (cm)	61,595	32,715	22,149
H (cm)	8,255	5,563	4,445
I (cm)	3,505	2,54	2,235
N (-)	20	12	8

Com isso, o peso final de cada um dos flanges NPS24, NPS12 e NPS8 está apresentado na Tabela 24, sendo o total de peso referente aos flanges correspondente a 1.265,3 kg.

Tabela 24: Peso referente aos flanges do *skid* individual de módulos fibra oca

Flanges	NPS24	NPS12	NPS8
Peso Unitário [g]	85.027,54	25.610,37	11.707,21
Peso Unitário [kg]	85,03	25,61	11,70
Quantidade de Flanges	6	24	12
Peso Total [kg]	510,17	614,65	140,49

Sobre o peso referente ao gás de dentro da tubulação e aos módulos, como citado, foi usada a densidade de $0,000657 \text{ g/cm}^3$ e $0,001977 \text{ g/cm}^3$ para o CH_4 e CO_2 , com uma composição de 75%/25%. Com isso, a densidade da mistura gasosa é de $0,000987 \text{ g/cm}^3$.

O volume interno, calculado utilizando as Equações (18), (35) e (30) para o módulo, tubos e cotovelos, respectivamente, estão expressos na Tabela 25 a seguir. Juntamente com o volume, estão expressos a quantidade e o peso em cada situação. No caso dos tubos a quantidade não se aplica porque é utilizado o comprimento total dos tubos para realizar os cálculos de volume. Com isso, com a Equação (36) obtém-se o valor de 19,60 kg de peso total referente ao gás presente nos módulos, tubos e cotovelos.

Tabela 25: Peso referente ao gás presente no *skid* individual de módulos fibra oca

Componentes	Volume Interno [cm^3]	Quantidade [-]	Peso [kg]
Módulos	834.091,2	12,00	9,88
Tubos NPS24	7.135.644,74	-	7,04
Tubos NPS12	1.828.342,37	-	1,80
Tubos NPS8	692.958,25	-	0,68
Cotovelos NPS8	15.996,05	12,00	0,19

Levando em conta todos os aspectos expostos acima, a Tabela 26 abaixo mostra de forma resumida os valores de peso para cada componente do peso final

do *skid* individual de módulos fibra oca. Finalmente, a soma dessas parcelas resulta no valor de 9.604,70 kg ou 9,6047 t para o *skid* individual de módulos fibra oca.

Tabela 26: Resumo dos valores peso para o *skid* individual de módulos fibra oca

Componente	Peso [kg]
Módulos	3.919,20
Tubos	4.212,97
Flanges	1.265,30
Cotovelos	187,63
Peso do gás	19,60

4.3.2 Skid da planta de módulos espirais

Para a configuração espiral, o cálculo de número de módulos necessários se dá pela divisão dos 388.604,96 m² de área de membrana total pelos 26,24 m² de área de membrana do módulo de membrana espiral individual. Isso resulta no valor de 14.808,49 módulos necessários. Cada vaso de pressão (Figura 34), comporta até 7 módulos, necessitando então de 2.115,50 vasos. Optou-se por construir um *skid* no *Solidworks*® onde o arranjo dos vasos de pressão se dispunha conforme exposto no artigo de módulos intercambiáveis da *Schlumberger* (Choudhury et al., 2022), ou seja, organizado em 4 linhas de 4 vasos, totalizando 16 vasos por *skid*, conforme reproduzido na Figura 39, e que serviu como base para o cálculo do arranjo da planta completa.



Figura 37: Imagem de um *skid* típico de módulos espirais horizontais.

Fonte: Choudhury et al. (2022)

Portanto, com um *skid* individual com 16 vasos de pressão, para a montagem da planta completa de módulos espirais, seriam necessários 132,22 *skids* mínimos, que arredondando para cima seriam 133 *skids*. Para comportar melhor os *skids* considerou-se 135 *skids* no total, sendo assim 2160 vasos e 15.120 módulos. O uso de 135 *skids* é devido ao fato de que as plataformas flutuantes possuem usualmente 5 andares. Assim, o número de 135 seria distribuído igualmente com 27 *skids* para cada andar, o que não seria possível caso fossem considerados 133 *skids*.

A quantidade de entradas/saídas também foi definida conforme as conexões estabelecidas no artigo da *Schlumberger* (Choudhury et al., 2022). A entrada da alimentação e saída do retentado foram posicionados acima dos vasos, enquanto que a saída do permeado foi posicionada a frente dos vasos e em somente um dos lados (o lado por onde entra a alimentação, já que o fluxo é contracorrente), mantendo o outro lado bloqueado. Dessa forma, as alterações nas conexões foram realizadas de modo que tivessem entradas/saídas somente no topo e a frente do vaso, sem qualquer conexão nas laterais ou abaixo.

Para definir os diâmetros da alimentação, retentado e permeado foi utilizado como referência o diâmetro de 9 polegadas do vaso novamente para um processo de escalonamento. Todas as três linhas de tubulação foram compostas por três diferentes tamanhos de tubos, sendo que para as linhas da alimentação e retentado, foram utilizados os mesmos diâmetros, já que as pressões das linhas são praticamente idênticas, enquanto que os diâmetros da linha de permeado foi levemente menor. Para facilitar a identificação das linhas de tubulação, elas foram nomeadas baseadas em suas correntes gasosas correspondentes e no diâmetro da tubulação. A Figura 38 possibilita melhor visualização das linhas, devidamente identificadas.

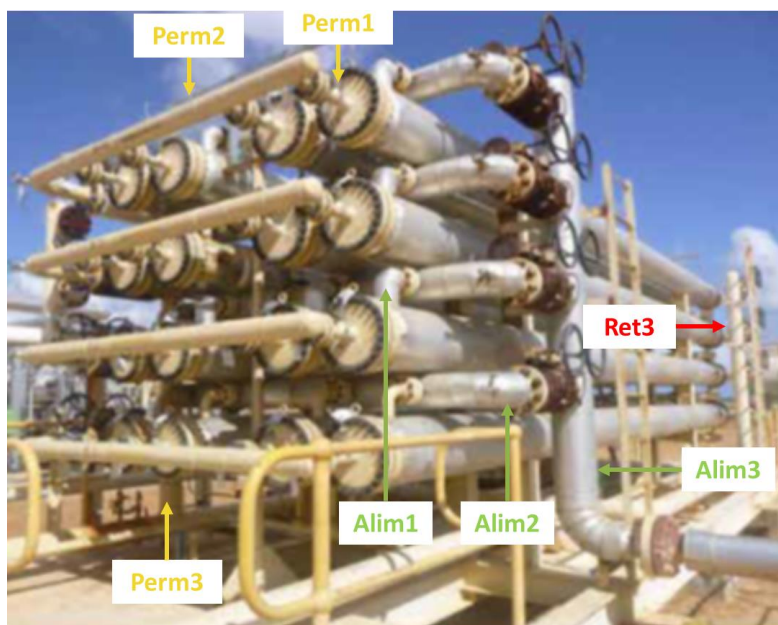


Figura 38: Identificação das linhas de tubulação do skid de módulos espirais.

Fonte: Adaptado de Choudhury et al. (2022)

A parte da tubulação de menor diâmetro está diretamente conectada ao vaso, e foi denominada como Alim1, Ret1 e Perm1. A de diâmetro médio coleta ou distribui de cada vaso em cada linha horizontal, chamadas de Alim2, Ret2 e Perm2. E a de diâmetro maior é a tubulação vertical que coleta ou distribui de cada linha, tituladas como Alim3, Ret3 e Perm3. A tubulação da corrente de retentado não está totalmente representada na ilustração, porém é idêntica à de alimentação e está espelhada do outro lado do *skid*.

Em relação às tubulações de alimentação e retentado, Alim1 e Ret1 foram construídas com 3,5 polegadas (NPS3,5) com especificação de “*Pipe 3,5 in, Sch 20*”. Nesse caso os flanges que conectam ao vaso foram “*Slip On Flange 150-NPS3,5*” e foi necessário o uso de cotovelos “*90 LR Inch 3,5 Sch20*”. Alim2 e Ret2 foram de 4 polegadas (NPS4) com especificação “*Pipe 4 in, Sch 20*”, com os flanges “*Slip On Flange 150-NPS4*” e cotovelos “*90 LR Inch 4 Sch20*”. E Alim3 e Ret3 foram de 6 polegadas (NPS6) com especificação “*Pipe 6 in, Sch 20*”, com os flanges “*Slip On Flange 150-NPS6*” e não foram necessários cotovelos.

Já para a tubulação de permeado, Perm1 foi de 2 polegadas (NPS2) com especificação de “*Pipe 2 in, Sch 20*”, flanges “*Slip On Flange 150-NPS2*” e não foram usados cotovelos. Perm2 foi de 3 polegadas (NPS3) com especificação de “*Pipe 3 in, Sch 20*”, flanges “*Slip On Flange 150-NPS3*” e cotovelos “*90 LR Inch*

3 Sch20". E Perm3 foi de 5 polegadas (NPS5) com especificação "Pipe 5 in, Sch 20" e com os flanges "Slip On Flange 150-NPS4", sem a necessidade de cotovelos.

O resultado da construção 3D é visto na Figura 39 abaixo, onde cada *skid* possui 950,86 m de comprimento, 217,75 m de largura e 249,92 m de altura. Isso representa uma área de 20,70 m² e um volume de 51,73 m³.

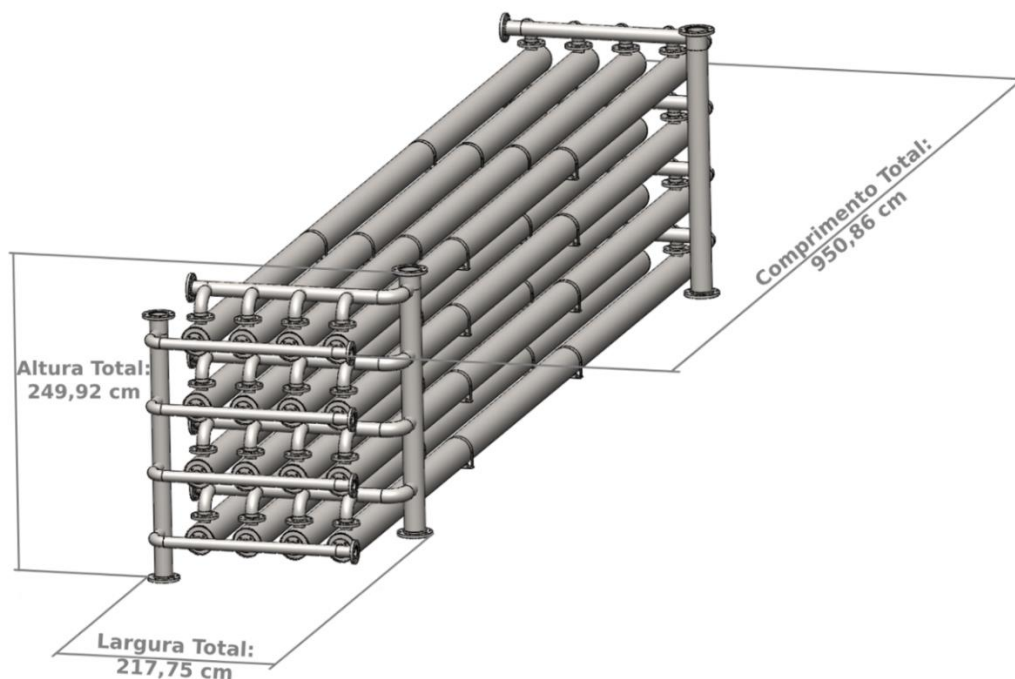


Figura 39: Construção 3D do *skid* de módulos espirais

Alguns detalhes definidos na construção do *skid* influenciam nas dimensões finais, sendo assim, são necessários serem esclarecidos. No desenvolvimento da maquete 3D do *skid* individual da planta de módulos espirais foram definidas algumas distâncias visando a melhor acomodação dos equipamentos e tubulação. Dessa forma, os 4 vasos de pressão da mesma linha foram posicionados lado a lado com uma distância horizontal mínima de 15 cm entre as faces mais próximas dos cilindros. Já os equipamentos localizados nas fileiras acima foram colocados em uma distância vertical mínima de 30 cm entre as faces mais próximas dos vasos, devido a necessidade de acomodar os tubos no espaço entre eles.

Na tubulação de alimentação e de retentado, o comprimento dos tubos NPS3,5 totalizaram 15 cm, sendo 5 cm logo após às entradas de alimentação ou às saídas de retentado dos vasos (Alim1 e Ret1) e 10 cm após os cotovelos NPS3,5, que se conectam aos tubos distribuidores/coletores NPS4 das linhas horizontais

(Alim2 e Ret2). Esses tubos foram de 155 cm até o cotovelo. Após o cotovelo foram utilizados mais 20 cm de tubo NPS4 até o tubo distribuidor/coletor vertical NPS6 (Alim3 e Ret3), o qual foi construído com 215 cm no total.

O comprimento dos tubos NPS2 logo após as saídas de permeado dos vasos (Perm1) foram de 10 cm, até se conectarem nos tubos coletores NPS3 das linhas horizontais (Perm2), os quais foram de 155 cm até o cotovelo. Após o cotovelo foram utilizados mais 20 cm de tubo NPS3 até o tubo coletor vertical NPS5 (Perm3), o qual foi construído com 215 cm no total.

Em relação ao peso, devem ser considerados os mesmos aspectos do que os descritos para o *skid* da planta de módulos fibra oca. Sendo o peso dos módulos o primeiro deles, para o caso do *skid* da planta de módulos espirais os vasos pressão e os módulos tem seus pesos computados separadamente.

O peso dos vasos de pressão foi estimado através da proporcionalidade dos dados apresentados no modelo 80S30 da *Pentair*[®] (Pentair Codeline, 2011). Portanto, o peso do mesmo foi aferido como 94,9 kg. Como há 16 vasos no *skid*, o peso total dos vasos de pressão do *skid* resulta no valor de 1.518,93 kg. Cada módulo espiral será considerado com o mesmo peso dos módulos fibra oca intercambiáveis produzidos pela *Schlumberger*[®] (Choudhury et al., 2022), ou seja, 28,63 kg cada. Havendo 16 vasos no *skid*, há 112 módulos no total, resultando em um valor de peso de 3.206,56 kg. Somando o valor dos vasos de pressão e dos módulos espirais, o valor correspondendo é de 4.725,49 kg.

Assim como para os módulos fibra oca foi estipulado o uso de aço duplex como material de todos os tubos, flanges e cotovelos. E também foi utilizado como densidade o valor de 7,7 g/cm³, obtido da fornecedora *Ninesteel*[®] modelo UNS S32760 – EN 1.4501 (Ninesteel, 2023), conforme mostrado no anexo no final do texto.

Em relação aos tubos foi utilizado a Equação (26) de peso por comprimento e por conseguinte a Equação (27). A Tabela 27 abaixo mostra os valores de diâmetro externo, diâmetro interno e comprimento utilizados nos cálculos para as tubulações NPS6, NPS5, NPS4, NPS3,5, NPS3 e NPS2. O comprimento da tubulação NPS6 são provindos de 2 tubos de 215 cm, que são os distribuidores de alimentação (Alim3) e coletores de retentado (Ret3). Já para a tubulação NPS5 é o tubo coletor de permeado de 215 cm (Perm3). A tubulação NPS4 são 4 tubos de 155 cm entre o flange e o cotovelo NPS4 de Alim2 somados a 4 tubos de 20 cm entre o cotovelo e

Alim3. Isso se replica para o retentado (Ret2 e Ret3), portanto é o dobro desses valores. A tubulação NPS3,5 são 16 tubos de 5 cm em Alim1 e Ret1 que antecedem o cotovelo NPS3,5 e 16 tubos de 10 cm após o cotovelo e que se acoplam em Alim2 e Ret2. O comprimento da tubulação de NPS3 são 4 tubos de 155 cm entre o flange e o cotovelo NPS4 de Perm2 somados a 4 tubos de 20 cm entre o cotovelo e Ret3. E por fim, a tubulação de NPS2 consiste em 16 tubos de 10 cm de Perm1 que partem da saída de permeado e se acoplam no tubo coletor Perm2.

Tabela 27: Valores das variáveis dos tubos NPS6, NPS5, NPS4, NPS3,5, NPS3 e NPS2

Tubulação	NPS6	NPS5	NPS4	NPS3,5	NPS3	NPS2
Diâmetro Externo (cm)	16,82	14,12	11,43	10,16	8,89	6,05
Diâmetro Interno (cm)	15,39	12,81	10,23	9,01	7,79	5,26
Comprimento (cm)	430,00	215,00	1400,00	480,00	700,00	160,00

Calculados pela Equação (26), os valores de peso por comprimento para o NPS6, NPS5, NPS4, NPS3,5, NPS3 e NPS2 foram de 277,16 g/cm, 213,38 g/cm, 157,68 g/cm, 133,10 g/cm, 110,68 g/cm e 53,48 g/cm respectivamente. A Tabela 28 abaixo apresenta os valores de peso para os tubos de diferentes diâmetros e o peso total dos tubos, após a multiplicação dos valores anteriores pelos respectivos comprimentos.

Tabela 28: Peso referente aos tubos do *skid* individual de módulos espirais

Tubos	Peso (g)	Peso (kg)
NPS6	119.180,20	119,18
NPS5	45.876,60	45,88
NPS4	220.756,40	220,76
NPS3,5	63.889,70	63,89
NPS3	77.474,60	77,45
NPS2	8.556,40	8,56
Total	535.734,10	535,73

Para os cotovelos do *skid* individual de módulos espirais também foram utilizadas as Equações (29) a (32). A Tabela 29 a seguir dispõe as variáveis necessárias para os cálculos dos cotovelos NPS4, NPS3,5 e NPS3.

Tabela 29: Valores das variáveis dos cotovelos NPS4, NPS3,5 e NPS3

Cotovelo	NPS4	NPS3,5	NPS3
Raio Externo (r_e) [cm]	5,72	5,08	4,45
Raio Interno (r_i) [cm]	5,11	4,51	3,90
Raio até o eixo central (R) [cm]	15,24	13,34	11,43

Os valores de volume externo, volume interno, volume do cotovelo e peso do cotovelo foram obtidos com os cálculos e estão apresentados na Tabela 30. Totalizaram-se, portanto 127,40 kg referente aos cotovelos usados no *skid* individual da planta de módulos espirais.

Tabela 30: Peso referente aos cotovelos do *skid* individual de módulos espirais

Cotovelo	NPS4	NPS3,5	NPS3
Volume Externo do toróide (V_e) [cm ³]	9.825,33	6.795,37	4.457,79
Volume Interno do toróide (V_i) [cm ³]	7.864,41	5.346,48	3.425,51
Volume do cotovelo (V) [cm ³]	490,23	362,22	258,07
Peso unitário ($W_{cot,unit}$) [g]	3.774,77	2.789,11	1.987,14
Número de cotovelos (N_{cot}) [-]	8,00	32,00	4,00
Peso total (W_{cot}) [g]	30.198,14	8.9251,52	7.948,54
Peso total (W_{cot}) [kg]	30,20	89,25	7,95

Para os flanges foram utilizadas as Equações (33) e (34) assim como anteriormente, e a Tabela 31 abaixo apresenta os valores das variáveis A, B, C, D, E, F, G, H, I, N para o “*Slip On Flange 150-NPS6*”, “*Slip On Flange 150-NPS5*”, “*Slip On Flange 150-NPS4*”, “*Slip On Flange 150-NPS3,5*”, “*Slip On Flange 150-NPS3*” e “*Slip On Flange 150-NPS2*”.

Tabela 31: Valores das variáveis dos flanges NPS6, NPS5, NPS4, NPS3,5, NPS3 e NPS2

Variáveis	Flanges					
	NPS6	NPS5	NPS4	NPS3,5	NPS3	NPS2
A (cm)	27,94	25,40	22,86	21,59	19,05	15,24
B (cm)	2,38	2,23	2,23	2,23	2,23	1,75
C (cm)	19,20	16,36	13,49	12,22	10,80	7,77
D (cm)	1,42	1,27	0,94	0,79	0,64	0,64
E (cm)	19,20	16,36	13,49	12,22	10,80	7,77
F (cm)	0,16	0,16	0,16	0,16	0,16	0,16
G (cm)	17,07	14,38	11,68	10,34	9,07	6,20
H (cm)	3,96	3,66	3,33	3,18	3,02	2,54
I (cm)	2,24	2,24	1,91	1,91	1,91	1,91
N (-)	8,00	8,00	8,00	8,00	4,00	4,00

Os valores finais dos cálculos do peso de cada um dos flanges NPS6, NPS5, NPS4, NPS3,5, NPS3 e NPS2 está apresentado na Tabela 32, sendo o total de peso referente aos flanges correspondente a 278,76 kg.

Tabela 32: Peso referente aos flanges do *skid* individual de módulos espirais

Flanges	NPS6	NPS5	NPS4	NPS3,5	NPS3	NPS2
Peso Unitário [g]	7.209,74	5.898,60	5.115,25	4.693,86	3.752,53	1.999,10
Peso Unitário [kg]	7,21	5,90	5,12	4,69	3,75	1,99
Quantidade de Flanges	4,00	2,00	8,00	32,00	4,00	16,00
Peso Total [kg]	28,8	11,8	40,9	150,2	15,0	31,99

Em relação ao peso de gás dentro da tubulação e dos módulos, foi utilizada a mesma densidade de $0,000657 \text{ g/cm}^3$ e $0,001977 \text{ g/cm}^3$ para o CH_4 e CO_2 , e a mesma composição de 75%/25%. Dessa forma, a densidade da mistura gasosa é idêntica à anterior e é de $0,000987 \text{ g/cm}^3$.

O volume interno do módulo, tubos e cotovelos foi calculado pelas Equações (23), (35) e (30), respectivamente, e na Tabela 33 abaixo estão expressos seus valores. Além do volume, a quantidade e o peso em cada situação também se

encontram na tabela. No caso dos tubos, a quantidade não se aplica porque é utilizado o comprimento total dos tubos para realizar os cálculos de volume.

Tabela 33: Peso referente ao gás presente no *skid* individual de módulos espirais

Componentes	Volume Interno [cm3]	Quantidade [-]	Peso [kg]
Módulos	32.238,57	112,00	3,56
Tubos NPS6	80.010,77	-	0,08
Tubos NPS5	27.718,02	-	0,03
Tubos NPS4	114.981,90	-	0,11
Tubos NPS3,5	30.617,76	-	0,03
Tubos NPS3	33.388,53	-	0,03
Tubos NPS2	3.480,78	-	0,003
Cotovelos NPS4	1.966,10	4,00	0,008
Cotovelos NPS3,5	1.336,62	16,00	0,02
Cotovelos NPS3	856,38	4,00	0,003

Utilizando a Equação (36) foi obtido o valor de 3,88 kg de peso total de gás dentro dos módulos, tubos e cotovelos.

Após o cálculo de todos os possíveis aspectos expostos acima que possam influenciar no peso do *skid*, encontram resumidamente na

Tabela 34 os valores de peso para cada componente do *skid*. Com esses valores o valor final de peso do *skid* individual de módulos espirais é de 5671,26 kg ou 5,671 t.

Tabela 34: Resumo dos valores peso para o *skid* individual de módulos espirais

Componente	Peso [kg]
Módulos e Vasos	4.725,49
Tubos	535,73
Flanges	278,76
Cotovelos	127,40
Peso do gás	3,88

4.4 Comparação entre as plantas

Para realizar um comparativo entre a plantas de módulos fibra oca e a planta de módulos espirais é necessário não somente comparar os dados dos *skids* individuais. É preciso considerar a quantidade total de módulos, ou seja, todos os *skids* das plantas.

Primeiramente, é importante lembrar que um *skid* individual de módulos fibra oca possui como medidas 850,95 cm de comprimento; 466,34 cm de largura; e 491,81 cm de altura, o que representa 39,68 m² de área e 195,17 m³ de volume. Já o *skid* individual de módulos espirais possui 950,86 m de comprimento; 217,75 m de largura; e 249,92 m de altura, portanto uma área de 20,70 m² e um volume de 51,75 m³. Em relação ao peso o primeiro possui 9.604,70 kg em sua totalidade, enquanto o segundo possui 5.671,26 kg. A Tabela 35 resume essas informações.

Tabela 35: Áreas, volumes e pesos dos *skids* individuais de módulos fibra oca e espiral

	Skid individual - fibra oca	Skid individual - espiral
Área [m ²]	39,68	20,70
Volume [m ³]	195,17	51,75
Peso [t]	9,60	5,67

No caso das plantas completas, para a planta de módulos fibra oca são necessários 48 módulos no total ou 4 *skids* individuais. É possível posicioná-los em um único andar da plataforma flutuante, enfileirados lado a lado. É razoável considerar um espaçamento dentre os *skids* para melhorar a mobilidade dos operadores caso haja exigências de monitoramento ou supervisão de equipamentos. Por causa disso foi determinada a distância mínima de 100 cm (um metro) entre as faces mais próximas dos módulos, o que corresponde a 199,7 cm do centro de um módulo a outro.

Com a união dos 4 *skids* o comprimento (850,95 cm) e a altura (491,81 cm) se manterão os mesmos. Porém a largura será alterada, já que haverá um espaçamento de 300 cm adicional, correspondentes a 3 espaçamentos de 100 cm. A largura da planta completa será 4 vezes a largura do *skid* individual adicionado de 300 cm, ou seja, um valor de 2165,36 cm. Multiplicando comprimento e largura,

obtem-se o valor de $184,26 \text{ m}^2$ de área. E multiplicando a área pela altura, obtém-se $906,22 \text{ m}^3$ de volume.

Em relação ao peso, a planta completa no caso dos módulos fibra oca possuiria um total de 38.418,8 kg ou 38,419 t.

No caso da planta completa de módulos espirais são necessários 135 *skids*, conforme mencionado anteriormente. Usualmente as plataformas flutuantes possuem 5 andares, então seriam enfileirados por andar 27 *skids* de 16 vasos de pressão lado a lado. Também foi estipulado um vão de 50 cm de altura entre os andares, de modo que as alturas do primeiro ao quarto pavimento passassem a ser de 299,92 m e do quinto e último andar permanecesse em 249,92 m. Dessa vez somente o comprimento total da planta se mantém em comparação com o comprimento do *skid* individual (9,5086m).

Considerando um espaçamento de 100 cm novamente, é preciso computar a largura com 26 espaçamentos de 100 cm por andar. A largura de um andar, portanto, será 27 vezes a largura do *skid* individual somado a 2600 cm, ou seja, 8479,25 cm.

Calculando o volume de um andar que não seja o último leva-se em conta a altura com folga (299,92 cm), a largura de um andar com os espaçamentos (8.479,25 cm) e o comprimento que é fixo (950,86 cm). Com isso, o volume desse tipo de andar é $2.418,13 \text{ m}^3$. Já para o último andar, que considera a altura sem folga (249,92 cm), o mesmo comprimento e mesma largura, o volume é de $2.015,00 \text{ m}^3$. Como são 4 andares com folga e 1 sem folga, o volume ocupado pela planta como um todo é de $11.687,52 \text{ m}^3$.

Em relação a área da planta completa, considera-se o comprimento fixo (950,86 cm) e a largura com espaçamentos (8.479,25 cm). A área de 1 andar será a multiplicação desses dois valores, ou seja, $806,258 \text{ m}^2$. E, como são 5 andares, multiplica-se esse valor por 5, obtendo um valor de $4.031,29 \text{ m}^2$ para a planta completa.

Por fim, o peso da planta no caso dos módulos espirais representaria um total de 765.620,60 kg ou 765,62 t. Resumidamente, a simulação dos dados das plantas completas se encontra na Tabela 36 abaixo.

Nesse caso, constata-se que a planta de módulos fibra oca leva grande vantagem sobre a planta de módulos espirais. Pensando nisso, foi construída a planta completa com os 4 *skids* lado a lado, conforme ilustrado na Figura 40 a seguir.

Tabela 36: Áreas, volumes e pesos das plantas completas de módulos fibra oca e espiral

	Planta completa - fibra oca	Planta completa - espiral
Área [m ²]	184,26	4.031,29
Volume [m ³]	906,22	11.687,52
Peso [t]	38,42	765,62

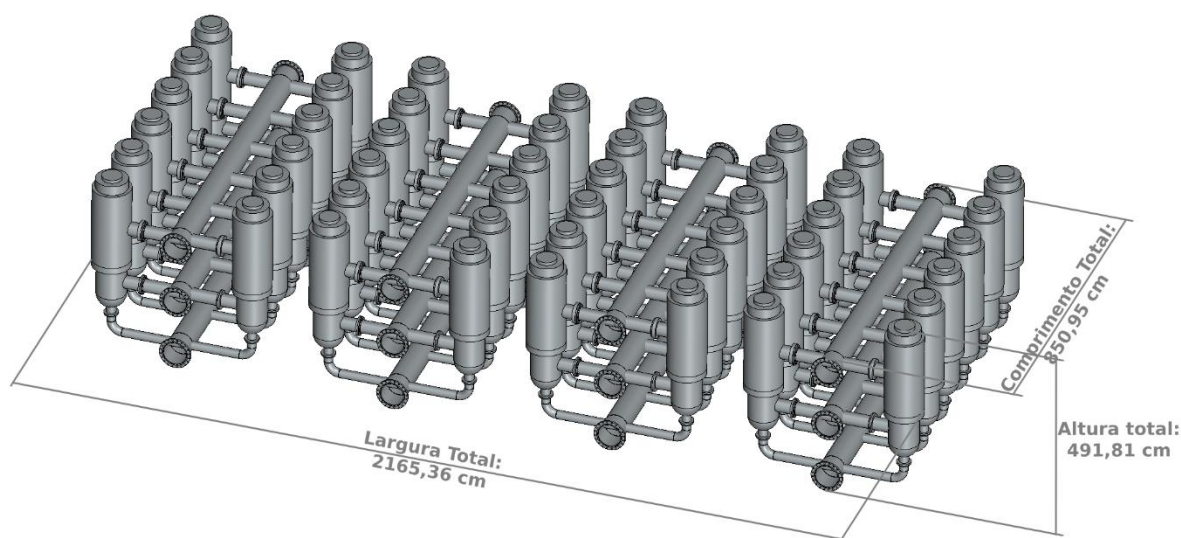


Figura 40: Construção 3D da planta completa de módulos fibra oca

Confirmam-se as medidas da simulação feita anteriormente. Dessa forma, o valor final das medidas da planta do módulo mais vantajoso é: 850,95 cm de comprimento; 2165,36 cm de largura; 491,81 cm de altura. Essas medidas correspondem a 184 m² de área e 906,22 m³ de volume. Em relação ao peso a planta completa possui 38.418,8 kg ou 38,42 t.

4.5 Discussões

Struyf (2011) reportou um *footprint* de 136 m² e peso de 341t para um *skid* de membrana com vazão de 4 MMsm³/d de gás natural com 25% CO₂ e produzindo um retentado com 5% de CO₂ em um arranjo de 2 estágios. Já Araújo e colaboradores (2017), utilizou 6MMsm³/d para um gás de alimentação com 30% de CO₂ e constatou que a área de membrana necessária para tratar essa quantidade de gás seria de 51.000 m² e obteve um *footprint* estimado de 150,8 m². Os valores obtidos no presente trabalho são compatíveis com esses dois trabalhos encontrados na literatura.

Este trabalho traz como contribuição a possibilidade de visualizar como plantas se comportam espacialmente em escala real em ambientes *offshore*, para o tratamento de grandes volumes de gás. E assim, ter uma ideia de possíveis comparações entre diferentes tecnologias para a separação de CO₂ do gás natural em trabalhos futuros, bem como a possibilidade de construir um sistema *Digital Twin* integrado para melhor manuseio da planta em uma plataforma.

5 Conclusão

Realizando uma retrospectiva sobre os objetivos do trabalho, pode-se tirar algumas conclusões sobre cada ponto previamente determinado.

O primeiro passo, de obtenção de dados técnicos sobre as condições operacionais das plantas e especificações dos módulos, não foi uma tarefa simples. Isso devido à escassez de dados disponíveis na literatura e na base de dados dos fornecedores. Como estamos tratando de um processo ainda com poucos fornecedores, com venda do pacote da tecnologia completo, não é uma prática comum a disponibilização dos *datasheets* e informações detalhadas para o público na aplicação de separação de gases pelos fabricantes de membranas. Isso dificulta a reprodução dos dados construtivos das plantas instaladas nas plataformas. Talvez esse seja o motivo da quantidade pequena de trabalhos na literatura sobre o assunto.

De acordo com os cálculos da área total de membrana ($388.604,96 \text{ m}^2$) para a planta de separação de CO_2 do gás natural, os módulos de membrana fibra oca mostraram-se mais eficientes do que os módulos espirais. Isso se deve ao fato de que a área de membrana de um módulo individual do tipo fibra oca ser significativamente maior do que a do módulo espiral. Para o primeiro, o valor da área é de $8.340,91 \text{ m}^2$ e para o último de $26,24 \text{ m}^2$. Isso faz com que o número de módulos necessários seja muito menor para o tipo de fibra oca, 48 em comparação com 15.120 para o tipo espiral.

Em função dessas características construtivas dos dois módulos, a área e o volume ocupados pelas plantas também são muito discrepantes. Em relação aos *skids* individuais, os valores de área e volume para o *skid* dos módulos de fibra oca foram de $39,68 \text{ m}^2$ e $195,17 \text{ m}^3$, respectivamente. Já para os módulos espirais, o *skid* ocupa $20,70 \text{ m}^2$ e $51,75 \text{ m}^3$ de área e volume. E para os pesos, os valores são $9.604,70 \text{ kg}$ e $5671,26 \text{ kg}$, respectivamente. Com isso, se vê que um *skid* de módulos espirais apresenta menor área, volume e peso em comparação com o *skid* de módulos fibra oca. Entretanto, não é possível comparar esses aspectos somente levando em consideração os *skids* individuais, porque o número de módulos e *skids* irá impactar diretamente no valor final.

Dessa forma, considerando os 48 módulos fibra oca e os 15.120 módulos espirais, a planta completa do primeiro caso possui $184,26 \text{ m}^2$ de área e $906,22 \text{ m}^3$ de volume. Já no segundo caso, $4.031,29 \text{ m}^2$ e $11.687,52 \text{ m}^3$ são os valores de área

e volume. Comparando o volume de ambas, a planta de módulos fibra oca representa apenas 7,75% do volume da planta de módulos espirais.

Já em relação aos pesos, contabilizando o peso dos módulos e vasos de pressão, tubos, flanges cotovelos e o peso do gás na tubulação, observou-se que a planta de módulos fibra oca apresentou 38,42 t, enquanto a planta de módulos espirais teve 765,62 t. Uma observação em relação aos pesos, é que o peso do gás na tubulação apresenta valores tão baixos comparados ao total (0,2% e 0,06% do peso total), que podem ser considerados não significativos. Já em relação aos outros componentes do peso, para a planta de módulos fibra oca os módulos e a tubulação representam a maior porcentagem do peso total, com 40,80% e 43,86%, respectivamente. Já para a planta de módulos espirais, os módulos e vasos de pressão representam a maior parte do peso total da planta, com 83,32%.

6 Sugestões para Trabalhos Futuros

Além das conclusões alcançadas no atual trabalho, é possível ir mais além em determinados aspectos do presente assunto. Os pontos citados a seguir servem de sugestão para trabalhos futuros.

Primeiramente, é possível realizar cálculos de ganhos potenciais com módulos fibra oca intercambiáveis para substituir os módulos espirais, de forma semelhante ao feito no artigo (Choudhury et al., 2022), porém expressos quantitativamente. Como visto nas investigações anteriores, as características construtivas dos módulos provocam diferenças significativas quanto aos valores de área de membrana dos módulos individuais, devido a densidade de empacotamento intrínseca de cada configuração. Com isso, sabe-se que a substituição dos módulos espirais por módulos fibra-oca com ajustes mínimos nas instalações geraria um ganho expressiva na área de membrana dos *skids* e consequentemente das plantas como um todo. Quantificar esses valores seria de grande interesse para constatar a melhoria de performance em potencial.

Outro aspecto passível de melhor elaboração é o conceito de *Digital Twin*. A integração das maquetes 3D com um ambiente interativo para melhor visualização das instalações é um passo importante para a transformação digital atual na indústria. Acesso fácil às diversas informações de uma planta permitiria uma navegação mais fluida sobre o ambiente da planta e um controle mais elaborado sobre a operação como um todo.

Valores de área de membrana total necessários para tratar a vazão determinada utilizando diferentes materiais para a camada seletiva da membrana também seria uma informação válida de ser calculada. Saber o efeito da mudança do material escolhido sobre a performance do projeto é imprescindível nas escolhas iniciais de projeto.

A realização de uma análise econômica, calculando CAPEX e OPEX dos *skids* e plantas completas de módulos fibra oca e espiral e a consequente comparação entre os dois, também é um possível escopo para trabalhos futuros. Assim, levaria-se em conta mais um aspecto na análise de custo-benefício da tecnologia.

7 Referências Bibliográficas

Abdul Latif, A.A.; Lau, K.K.; Low, S.C.; Azeem, B. (2021) **Multicomponent Spiral Wound Membrane Separation Model for CO₂ Removal from Natural Gas.** *Membranes*, vol. 11, pp. 654. doi: <https://doi.org/10.3390/membranes11090654>

Abubakar, U.; Sriramula, S.; Renton, N. C. (2015). **Reliability of Complex Chemical Engineering Processes.** *Computers & Chemical Engineering*, vol. 74, pp. 1–14. doi: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2014.12.013>

Adewole, J.K.; Ahmad, A.L.; Ismail, S.; Leo, C.P. (2013). **Current challenges in membrane separation of CO₂ from natural gas: A Review.** *International Journal of Greenhouse Gas Control*. vol. 17, pp. 46–65. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.04.012>

Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), 2008. **Resolução nº16.** Brasília, Brasil, 17 de junho de 2008. Disponível em: <https://atosoficiais.com.br/anp/resolucao-n-16-2008-alteracao-da-resolucao-anp-n-16-de-17-062008-especificacoes-do-gas-natural-nacional-ou-importado-a-ser-comercializado-em-todo-territorio-nacional>

Ahmad, A. L.; Zainuddin, M. I.; Shah Buddin, M. M.; Mohd Shafie, Z. M. (2022). **Poly(4-methyl-1-pentene) membrane for CO₂ Separation: Performance comparison of dense and anisotropic membrane.** *Arabian Journal for Science and Engineering*. doi: <https://doi.org/10.1007/s13369-022-06698-5>

Alcheikhhamdon, Y; Hoorfar, M. (2017). **Natural gas purification from acid gases using membranes: A review of the history, features, techno-commercial challenges, and process intensification of commercial membranes.** *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*. vol. 120, pp 105-113, doi: <https://doi.org/10.1016/j.cep.2017.07.009>

ANP divulga dados consolidados da produção de petróleo e gás natural em março. **Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP)**, 05 maio 2023. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/canais_atendimento/imprensa/noticias-comunicados/anp-divulga-dados-consolidados-da-producao-de-petroleo-e-gas-natural-em-marco>. Acessado em: 07 de junho de 2023

Araújo, O. de Q. F., Reis, A. de C., de Medeiros, J. L., Nascimento, J. F. do, Grava, W. M., & Musse, A. P. S. (2017). **Comparative analysis of separation technologies for processing carbon dioxide rich natural gas in ultra-deepwater oil fields**. *Journal of Cleaner Production*, vol. 155, pp. 12–22. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.06.073>

Arellano-Garcia, H., & Wozny, G. (2009). **Chance constrained optimization of process systems under uncertainty: I. Strict Monotonicity**. *Computers & Chemical Engineering*, vol. 33 (no. 10), pp. 1568–1583. doi: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2009.01.022>

Aspen Plus 2004.1 getting started using equation oriented modeling. **AspenTech**. 2005. Disponível em: <<https://sites.ualberta.ca/CMENG/che312/F06ChE416/HsysDocs/AspenPlus20041GettingStartedEOModeling>>. Acesso em: 28 jul. de 2023.

Baker, R. W. (2002). **Future directions of membrane gas separation technology**. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 41(no. 6), pp. 1393–1411. <https://doi.org/10.1021/ie0108088>

Baker, R. W., & Low, B. T. (2014). **Gas separation membrane materials: A perspective**. *Macromolecules*, vol. 47 (no. 20), pp. 6999–7013. doi: <https://doi.org/10.1021/ma501488s>

Baker, R.W. (2004). **Membrane Technology and Applications**. 2nd Edition, John Wiley & Sons, Ltd., Hoboken. doi: <https://doi.org/10.1002/0470020393>

Baker, R.W., & Lokhandwala, K. (2008). **Natural Gas Processing with Membranes: An Overview.** *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 47, pp. 2109–2121. doi: <https://doi.org/10.1021/ie071083w>

Basu, S.; Khan, A. L.; Cano-Odena, A.; Liu, C.; Vankelecom, I. F. (2010). **Membrane-based technologies for biogas separations.** *Chemical Society Reviews*, vol. 39 (no. 2), pp. 750–768. doi: <https://doi.org/10.1039/b817050a>

Beltrao, R. L. C.; Sombra, C. L.; Lage, A. C. V. M.; Netto, J. R. F.; Henriques, C. C. D. (2009). **SS: Pre-salt Santos basin - Challenges and New Technologies for the Development of the Pre-salt Cluster, Santos Basin, Brazil.** Paper presented at the *Offshore Technology Conference*, Houston, Texas, May 2009. doi: <https://doi.org/10.4043/19880-MS>

Berger, A.H.; Bhowan, A.S. (2011). **Comparing physisorption and chemisorption solid sorbents for use separating CO₂ from flue gas using temperature swing adsorption.** *Energy Procedia*. vol. 4, pp. 562–567. doi: <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2011.01.089>

Bernardo, P., & Drioli, E. (2010). **Membrane gas separation progresses for process intensification strategy in the petrochemical industry.** *Petroleum Chemistry*, vol. 50 (no. 4), pp. 271–282. doi: <https://doi.org/10.1134/s0965544110040043>

Bishop, B. A., & Lima, F. V. (2020). **Modeling, simulation, and operability analysis of a nonisothermal, Countercurrent, polymer membrane reactor.** *Processes*, vol. 8(no. 1), pp. 78. <https://doi.org/10.3390/pr8010078>

Bishop, B. A., & Lima, F. V. (2021a). **Novel module-based membrane reactor design approach for improved operability performance.** *Membranes*, vol. 11 (no.2), pp. 157. <https://doi.org/10.3390/membranes11020157>

Bishop, B. A., & Lima, F. V. (2021b). **Novel module-based design algorithm for intensified membrane reactor systems**. *Processes*, vol. 9 (no. 12), pp. 2165. doi: <https://doi.org/10.3390/pr91221651>

Blahušiak, M.; Kiss, A. A.; Kersten, S. R. A.; Schuur, B. (2016). **Quick assessment of binary distillation efficiency using a heat engine perspective**. *Energy*. vol. 116 (part 1), pp. 20–31. doi: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.09.097>

Bonnissel, M.P.; Luo, L.; Tondeur, D. (2001). **Rapid Thermal Swing Adsorption**. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 40 (no. 10), pp. 2322–2334. doi: <https://doi.org/10.1021/ie000809k>

BRASIL. Lei nº 14.134, de 8 de abril de 2021. (Dispõe sobre as atividades relativas ao transporte de gás natural, de que trata o art. 177 da Constituição Federal, e sobre as atividades de escoamento, tratamento, processamento, estocagem subterrânea, acondicionamento, liquefação, regaseificação e comercialização de gás natural; altera as Leis nºs 9.478, de 6 de agosto de 1997, e 9.847, de 26 de outubro de 1999; e revoga a Lei nº 11.909, de 4 de março de 2009, e dispositivo da Lei nº 10.438, de 26 de abril de 2002.) Diário Oficial da União: Seção: 1, Brasília, DF, p. 2, 09 abr. 2021. Disponível em: https://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2019-2022/2021/Lei/L14134.htm. Acesso em: 14 fev. 2022

Buonomenna, M. G. (2013). **Membrane processes for a sustainable industrial growth**. *RSC Advances*, vol. 3, pp. 5694. doi: <https://doi.org/10.1039/C2RA22580H>

Buzzi-Ferraris, G., Manenti F. (2013). **Nonlinear Systems and Optimization for the Chemical Engineer**. Wiley-VCH, Weinheim, Germany 2013.

Chadha, U., Selvaraj, S. K., Thanu, S. V., Chalapadath, V., Abraham, A. M., Zaiyan, M., Manikandan, M., & Paramasivam, V. (2022). **A review of the function of using carbon nanomaterials in membrane filtration for contaminant removal from wastewater**. *Materials Research Express*. vol. 9 (no. 1), article 012003. doi: <https://doi.org/10.1088/2053-1591/ac48b8>

Chaffee, A. L.; Knowles, G. P.; Liang, Z.; Zhang, J.; Xiao, P.; Webley, P. A. (2007). **CO₂ capture by adsorption: Materials and process development.** *International Journal of Greenhouse Gas Control*. vol. 1 (no. 1), pp. 11–18. doi: [https://doi.org/10.1016/S1750-5836\(07\)00031-X](https://doi.org/10.1016/S1750-5836(07)00031-X)

Chen, H.-S., Stadtherr, M. A. (1985). **A simultaneous-modular approach to process flowsheeting and optimization. Part I: Theory and implementation.** *AIChE Journal*, vol. 31 (no. 11), pp. 1843-1856. doi: <https://doi.org/10.1002/aic.690311110>

Chen, P. C.; Lin, S.-Z. (2018). **Optimization in the Absorption and Desorption of CO₂ Using Sodium Glycinate Solution.** *Applied Sciences*. vol. 8 (no. 11), pp. 2041. doi: <https://doi.org/10.3390/app8112041>

Choi, W.-J.; Seo, J.-B.; Jang, S.-Y.; Jung, J.-H.; Oh, K.-J. (2009). **Removal characteristics of CO₂ using aqueous MEA/AMP solutions in the absorption and regeneration process.** *Journal of Environmental Sciences*. vol. 21 (no 7), pp. 907–913. doi: [https://doi.org/10.1016/S1001-0742\(08\)62360-8](https://doi.org/10.1016/S1001-0742(08)62360-8)

Choudhury, T. A., Mahley, G., Sanghani, P., and Kumar, H. **"Advancements in CO₂ Membrane Separation Technologies: Reducing Emissions and Enabling CCS."** Paper presented at the ADIPEC, Abu Dhabi, UAE, October 2022. doi: <https://doi.org/10.2118/211191-MS>

Chu, Y., He, X. (2018). **Process Simulation and Cost Evaluation of Carbon Membranes for CO₂ Removal from High-Pressure Natural Gas.** *Membranes*, vol. 8 (no. 4), pp. 118. doi: <https://doi.org/10.3390/membranes8040118>

Confederação Nacional da Indústria (CNI). **Especificação do gás natural: oportunidades e experiência internacional.** Brasília: [s.n.], 2019.

Cormos, C.-C. (2017). **IGCC with Carbon Capture and Storage**. *Encyclopedia of Sustainable Technologies*. vol. 4, pp. 327–338. doi: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-409548-9.10139-3>

Crippa, M., Guizzardi, D., Solazzo, E., Muntean, M., Schaaf, E., Monforti-Ferrario, F., Banja, M., Olivier, J.G.J., Grassi, G., Rossi, S., Vignati, E., **GHG emissions of all world countries - 2021 Report**, EUR 30831 EN, Publications Office of the European Union, Luxembourg, 2021, ISBN 978-92-76-41546-6, doi: <https://doi.org/10.2760/173513>, JRC126363

CYNARA Acid Gas Removal Membrane Systems. **GMS Inerneer**, 2023. Disponível em: <<https://www.gmsthailand.com/product/cynara-acid-gas-removal-membrane-system/>>. Acesso em 08 de abril de 2023.

da Costa, I. V. L., Rochedo, P., Império, M., Szklo, A. S., & Schaeffer, R. (2016). **Geo.: Gas Production in Offshore Reservoirs in Brazil's Pre-salt Region**. Energy, Transportation and Global Warming; Green Energy and Technology; pp. 617–629. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-319-30127-3_45

Dascalu, M., Nedeff, F., Ciubotariu, V., Lopez-Ramirez, J.A., Sandu, I. (2019). **Calculation of the Cross Section Active Area for a Polymeric Spiral Wound Reverse Osmosis Membrane**. *Materiale Plastice*, vol. 56 (no. 2), pp. 426-428. doi: <https://doi.org/10.37358/MP.19.2.5200>

de Andrade, A. M. T., Vaz, C. E. M., Ribeiro, J., Lopreato, L. G. R., & do Nascimento, R. F. S. (2015). **Offshore Production Units for Pre-Salt Projects**. OTC-25691-MS. *Offshore Technology Conference*, Houston, USA, 2015. doi: <https://doi.org/10.4043/25691-ms>

De Meis, D., Richetta, M., & Serra, E. (2018). **Microporous Inorganic Membranes for Gas Separation and Purification**. *Interceram. - Internacional Ceramic Review*. vol. 67 (no. 4), pp. 16–21. doi: <https://doi.org/10.1007/s42411-018-0023-2>

De Tommaso, J., Rossi, F., Moradi, N., Pirola, C., Patience, G., Galli, F. (2020). **Experimental methods in chemical engineering: Process simulation.** *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 98 (no. 11), pp. 2301-2320. doi: <https://doi.org/10.1002/cjce.23857>

Desideri, U. (2010). **Advanced absorption processes and technology for carbon dioxide (CO₂) capture in power plants.** In *Developments and Innovation in Carbon Dioxide (CO₂) Capture and Storage Technology*; Woodhead Publishing; pp. 155–182. doi: <https://doi.org/10.1533/9781845699574.2.155>

Dimian, A. C., Bildea, C. S., Kiss, A. A., Applications in Design and Simulation of Sustainable Chemical Processes, Elsevier, Amsterdam, The Netherlands 2019.

dos Santos, D. S. **Análise comparativa de tecnologias de separação de CO₂ resultante do processamento de gás natural.** Rio de Janeiro, 2014. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

Dyr, T.; Misiurski, P.; Ziółkowska, K. (2019). **Costs and benefits of using buses fuelled by natural gas in public transport.** *Journal of Cleaner Production*, vol. 225, pp. 1134–1146. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.03.317>

Earar, K; Ciuca, I; Antohe, ME; Harabor, VR; Constantin, I; Calin, AM; Tiutiuca, C; Bratu, AM; Beznea, A; Olteanu, C. (2022). **Medical Waste Water Treatment by Membrane Filtration.** *Materiale Plastice*, vol. 59 (no. 1), pp. 188-193. doi: <https://doi.org/10.37358/Mat.Plust.1964>

Empresa de Pesquisa Energética (EPE). (2023). **Balanço Energético Nacional 2023.** Disponível em: <<https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/balanco-energetico-nacional-2023>>. Acessado em: 30 de abril de 2023

Encomendas a estaleiros: carta ao Valor Pro. **Petrobras**, 2014. Disponível em: <https://petrobras.com.br/fatos-e-dados/encomendas-a-estaleiros-carta-ao-valor-pro.htm>>. Acesso em: 28 de janeiro de 2023

Entenda mais sobre a formação do pré-sal e suas características. **Petrobras**. 2023. Disponível em: <https://petrobras.com.br/pre-sal#4500m>>. Acesso em: 01 out. 2023.

Faramawy, S., Zaki, T., Sakr, A. A.-E. (2016). **Natural gas origin, composition, and processing: A Review**. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 34, pp. 34–54. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2016.06.030>

Fard, K. A., McKay, G., Buekenhoudt, A., Sulaiti, H. A., Motmans, F., Khraisheh, M., & Atieh, M. (2018). **Inorganic Membranes: Preparation and Application for Water Treatment and Desalination**. *Materials*, vol. 11 (no. 1), pp. 74. doi: <https://doi.org/10.3390/ma11010074>

Fontoura, T. B., de Sá, M. C., de Menezes, D. Q., Oechsler, B. F., Melo, A., de O. Campos, L. F., Anzai, T. K., Diehl, F. C., Thompson, P. H., & Pinto, J. C. (2022). **Modeling of spiral wound membranes for gas separations. part III: A nonisothermal 2d permeation model**. *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 177, pp. 376–393. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2021.10.036>

Fouladi, N.; Makarem, M. A.; Sedghamiz, M. A.; Rahimpour, H. R. (2020). **Chapter 11 – CO₂ adsorption by swing technologies and challenges on industrialization**. In *Advances in Carbon Capture*; Rahimpour, M. R., Farsi, M., Makarem, M. A. Woodhead Publishing. pp. 241–267. doi: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-819657-1.00011-6>

Gadêlha, T. S.; **Análise das Tecnologias de Remoção de CO₂ do Gás Natural: Uma Comparação Técnico-Econômica de Absorção, Membranas e Híbridos**. Rio de Janeiro, 2013. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

Grande, C.A.; Rodrigues, A.E. (2008). **Electric Swing Adsorption for CO₂ removal from flue gases.** *International Journal of Greenhouse Gas Control*. vol. 2 (no. 2), pp. 194–202. doi: [https://doi.org/10.1016/S1750-5836\(07\)00116-8](https://doi.org/10.1016/S1750-5836(07)00116-8)

Gu, B. (2022). **Mathematical Modelling and Simulation of CO₂ Removal from Natural Gas Using Hollow Fibre Membrane Modules.** *Korean Chemical Engineering Research*, vol. 60 (no. 1), pp. 51–61. <https://doi.org/10.9713/KCER.2022.60.1.51>

Habert, A. C.; Borges, C. P.; Nobrega, R.; (2006). **Processos de Separação por Membranas.** Rio de Janeiro, E-Papers. ISBN: 85-7650-085-X.

Hasan, S.; Abbas, A. J.; Nasr, G. G. (2020). **Improving the Carbon Capture Efficiency for Gas Power Plants through Amine-Based Absorbents.** *Sustainability*, vol. 13 (no. 1), pp. 72. doi: <https://doi.org/10.3390/su13010072>

Hasani, S.M.F., Sowayan, A.S. & Shakaib, M. (2019). **The Effect of Spacer Orientations on Temperature Polarization in a Direct Contact Membrane Distillation Process Using 3-d CFD Modeling.** *Arabian Journal for Science and Engineering*, vol. 44, pp. 10269–10284. doi: <https://doi.org/10.1007/s13369-019-04089-x>

He, Z.; & Wang, K. (2018). **The “ideal selectivity” vs. “true selectivity” for permeation of gas mixture in nanoporous membranes.** In *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*. volume 323, article 012002. Doi: <https://doi.org/10.1088/1757-899X/323/1/012002>

Himmelblau, D.M. (1967). **Decomposition of large scale systems—II Systems containing nonlinear elements.** *Chemical Engineering Science*, vol 22 (no. 6), pp. 883-895. doi: [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(67\)80152-0](https://doi.org/10.1016/0009-2509(67)80152-0)

Ho, M.T.; Allinson, G.W.; Wiley, D.E. (2008). **Reducing the Cost of CO₂ Capture from Flue Gases Using Pressure Swing Adsorption.** *Industrial & Engineering*

Chemistry Research. vol. 47 (no. 14), pp. 4883–4890. doi: <https://doi.org/10.1021/ie070831e>

Hoorfar, M., Alcheikhhamdon, Y., & Chen, B. (2018). **A novel tool for the modeling, simulation and costing of membrane based gas separation processes using Aspen HYSYS: Optimization of the CO₂/CH₄ separation process.** *Computers & Chemical Engineering*, vol. 117, pp. 11–24. doi: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2018.05.013>

Huang, Y.; Paul, D.R. (2005). **Effect of temperature on physical aging of thin glassy polymer films.** *Macromolecules*. vol. 38 (no. 24), pp. 10148–10154. doi: <https://doi.org/10.1021/ma051284g>

Imtiaz, A.; Othman, M.H.D.; Jilani, A.; Khan, I.U.; Kamaludin, R.; Iqbal, J.; Al-Sehemi, A.G. (2022). **Challenges, Opportunities and Future Directions of Membrane Technology for Natural Gas Purification: A Critical Review.** *Membranes*, vol. 12, article 646. <https://doi.org/10.3390/membranes12070646>

Ismail, A. F., Khulbe, K. C., & Matsuura, T. (2019). **RO Membrane Module.** *Reverse Osmosis*, pp. 117–141. doi: <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-811468-1.00005-0>

Jiang, L. Y., Chung, T. S., Kulprathipanja, S. (2006). **An investigation to revitalize the separation performance of hollow fibers with a thin mixed matrix composite skin for gas separation.** *Journal of Membrane Science*, vol. 276 (no. 1–2), pp. 113–125. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2005.09.041>

Kadirkhan, F.; Goh, P. S.; Ismail, A. F.; Wan Mustapa, W. N. F.; Halim, M. H. M.; Soh, W. K.; Yeo, S.Y. (2022). **Recent Advances of Polymeric Membranes in Tackling Plasticization and Aging for Practical Industrial CO₂/CH₄ Applications—A Review.** *Membranes*. vol. 12 (no. 1), article 71. <https://doi.org/10.3390/membranes12010071>

Kolmetz, K.; Ng, W. K.; Lee, S. H.; Lim, T. Y.; Summers, D. R.; Soyza, C. A. (2007). **Optimize distillation column design for improved reliability in operation and maintenance.** *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*. vol. 2, pp. 294–307. doi: <https://doi.org/10.1002/apj.23>

Koros, W. J.; & Zhang, C. (2017). **Materials for next-generation molecularly selective synthetic membranes.** *Nature Materials*. vol. 16, pp. 289–297. doi: <https://doi.org/10.1038/NMAT4805>

Kulkarni, S.; Kaware, J. (2014). **Regeneration and Recovery in Adsorption- a Review.** *International Journal of Innovative Science, Engineering & Technology*. vol. 1 (no. 8), pp. 61–64.

Le Cloirec, P. (2012). **Adsorption onto Activated Carbon Fiber Cloth and Electrothermal Desorption of Volatile Organic Compound (VOCs): A Specific Review.** *Chinese Journal of Chemical Engineering*. vol. 20 (no. 3), pp. 461–468. doi: [https://doi.org/10.1016/S1004-9541\(11\)60207-3](https://doi.org/10.1016/S1004-9541(11)60207-3)

Li, Y.; Qi, S.; Tian, M.; Widjajanti, W.; Wang, R. (2019). **Fabrication of aquaporin-based biomimetic membrane for seawater desalination.** *Desalination*, vol. 467, pp. 103–112. doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2019.06.005>

Liang, Z. H.; Rongwong, W.; Liu, H.; Fu, K.; Gao, H.; Cao, F.; Zhang, R.; Sema, T.; Henni, A.; Sumon, K.; Nath, D.; Gelowitz, D.; Srisang, W.; Saiwan, C.; Benamor, A.; Al-Marri, M.; Shi, H.; Supap, T.; Chan, C.; Zhou, Q.; Abu-Zahra, M.; Wilson, M.; Olson, W.; Idem, R.; Tontiwachwuthikul, P. (2015). **Recent progress and new developments in post-combustion carbon-capture technology with amine based solvents.** *International Journal of Greenhouse Gas Control*. vol. 40, pp. 26–54. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.06.017>

Ling, J.; Ntiamoah, A.; Xiao, P.; Webley, P. A.; Zhai, Y. (2015). **Effects of feed gas concentration, temperature and process parameters on vacuum swing**

adsorption performance for CO₂ capture. *Chemical Engineering Journal*. vol. 265, pp. 47–57. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2014.11.121>

Liu, H.-B.; Li, B.; Guo, L.-W.; Pan, L.-M.; Zhu, H.-X.; Tang, Z.-S.; Xing, W.-H.; Cai, Y.-Y.; Duan, J.-A.; Wang, M.; Xu, S.-N.; Tao, X.-B. (2022). **Current and future use of membrane technology in the traditional Chinese Medicine Industry.** *Separation & Purification Reviews*. vol. 51 (no. 4), pp. 484–502. DOI: <https://doi.org/10.1080/15422119.2021.1995875>

Low, Z.-X., Budd, P. M., McKeown, N. B., & Patterson, D. A. (2018). **Gas permeation properties, physical aging, and its mitigation in high free volume glassy polymers.** *Chemical Reviews*, vol. 118 (no. 12), pp. 5871–5911. doi: <https://doi.org/10.1021/acs.chemrev.7b00629>

Luis, P. (2016). **Use of monoethanolamine (MEA) for CO₂ capture in a global scenario: Consequences and alternatives.** *Desalination*. vol. 380, pp. 93–99. doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2015.08.004>

Mannhardt, J., Gabrielli, P., & Sansavini, G. (2023). **Collaborative and selfish mitigation strategies to tackle energy scarcity: The case of the European Gas Crisis.** *iScience*, vol. 26 (no. 5), pp. 106750. doi: <https://doi.org/10.1016/j.isci.2023.106750>

Maqsood, K.; Mullick, A.; Ali, A.; Kargupta, K.; & Ganguly, S. (2014). **Cryogenic carbon dioxide separation from natural gas: A review based on Conventional and novel emerging technologies.** *Reviews in Chemical Engineering*, vol. 30 (no. 5), pp. 453–477. <https://doi.org/10.1515/revce-2014-0009>

McKeen, L.W. **The Effect of Temperature and Other factors on Plastics and Elastomers.** Elsevier: Amsterdam, The Netherlands, 2008; pp. 213–241.

Mérel, J.; Clausse, M.; Meunier, F. (2006). **Carbon dioxide capture by indirect thermal swing adsorption using 13X zeolite.** *Environmental Progress*. vol. 25 (no. 4), pp. 327–333. doi: <https://doi.org/10.1002/ep.10166>

Mesbah, M., Momeni M., Soroush E., Shahsavari S., Galledari S. A. (2019). **Theoretical study of CO₂ separation from CO₂/CH₄ gaseous mixture using 2-methyl piperazine -promoted potassium carbonate through hollow fiber membrane contactor.** *Journal of Environmental Chemical Engineering*, vol. 7 (no. 1), article 102781. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jece.2018.11.026>

Mohamed, A. M. O.; & Bicer, Y. (2021). **Development and assessment of concentrated solar energy driven ammonia synthesis from liquefied natural gas.** *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 46 (no. 16), pp. 10093–10103. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.07.075>

Mohd Pauzi, M. M.; Azmi, N.; Lau, K. K. (2022). **Emerging Solvent Regeneration Technologies for CO₂ Capture through Offshore Natural Gas Purification Processes.** *Sustainability*. vol. 14 (no. 7), article 4350. <https://doi.org/10.3390/su14074350>

Moon J. D.; Freeman B. D.; Hawker C. J.; & Segalman R. A. (2020). **“Can Self-Assembly Address the Permeability/Selectivity Trade-Offs in Polymer Membranes?”**. *Macromolecules*. vol. 53 (no. 14), pp. 5649-5654. doi: <https://doi.org/10.1021/acs.macromol.0c01111>

Morais, J. M.; (2013). **Petróleo em águas profundas: uma história tecnológica da Petrobras na exploração e produção offshore.** Ipea: Petrobras.

Morisato, A. (2017). **CO₂ Membrane Gas Separation Applications for Natural Gas Processing Plant.** *“The 6th Innovative CO₂ Membrane Separation Technology Symposium”*. Cameron, A Schlumberger Company. Disponível em: <https://www.rite.or.jp/news/events/pdf/4_Morisato_h28maku.pdf>. Acesso em: 05 de janeiro de 2023

Murphy, T. M., Offord, G. T., Paul, D. R. (2009). **Fundamentals of membrane gas separation.** In *Membrane Operations: Innovative Separations and*

Transformations. Drioli, E.; Giorno, L. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, pp. 63–82. doi: <https://doi.org/10.1002/9783527626779.ch4>

Nanda, S.; Reddy, S. N.; Mitra, S. K.; Kozinski, J. A. (2016). **The progressive routes for carbon capture and sequestration**. *Energy Science & Engineering*. vol. 4 (no. 2), pp. 99–122. doi: <https://doi.org/10.1002/ese3.117>

Nascimento, J. T. **Avaliação técnico-econômica de ultracentrífugas a gás para remoção de CO₂ em poços do pré-sal**. Rio de Janeiro, 2012. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

Navio-plataforma Cidade de Itaguaí chega ao Brasil para integração de módulos. **Petrobras**, 2015. Disponível em: <<https://petrobras.com.br/fatos-e-dados/navio-plataforma-cidade-de-itagua-i-chega-ao-brasil-para-integracao-de-modulos.htm>>. Acesso em: 27 de janeiro de 2023

OECD (2022), Competition in Energy Markets, OECD Competition Policy Roundtable Background Note, www.oecd.org/daf/competition/competition-in-energy-markets-2022.pdf.

Ostrovsky, G. M.; Ziyatdinov, N. N.; Lapteva, T. V.; Zaitsev, I. V. (2012). **Optimization of chemical processes with dependent uncertain parameters**. *Chemical Engineering Science*, vol. 83, pp. 119–127. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.10.074>

Park, H. B., Kamcev, J., Robeson, L. M., Elimelech, M., & Freeman, B. D. (2017). **Maximizing the right stuff: The trade-off between membrane permeability and selectivity**. *Science*, vol. 356 (no. 6343). <https://doi.org/10.1126/science.aab0530>

Pentair Codeline, “**Codeline Pressure Vessel model 80S30**”. Drawing number 99160. Jul. 2011

Priest, Tyler, '**Petrobras in the History of *Offshore Oil***', in Ben Ross Schneider (ed.), *New Order and Progress: Development and Democracy in Brazil* (New York, 2016; online edn, Oxford Academic, 23 June 2016), doi: <https://doi.org/10.1093/acprof:oso/9780190462888.003.0003>.

Rackley, S.A., 2017. **Carbon Capture and Storage**. Butterworth-Heinemann.

Recio, R.; Lozano, A. E.; Prádanos, P.; Tejerina, F.; Hernández, A. (2008). **Effect of Fractional Free Volume and Tg on Gas Separation Through Membranes Made with Different Glassy Polymers**. *Journal of Applied Polymer Sciences*. vol. 107, pp. 1039–1046. doi: <https://doi.org/10.1002/app.26542>

Robeson, L. M. (1991). **Correlation of separation factor versus permeability for polymeric membrane**. *Journal of Membrane Science*. vol. 62, pp. 165-185. doi: [https://doi.org/10.1016/0376-7388\(91\)80060-J](https://doi.org/10.1016/0376-7388(91)80060-J)

Robeson, L. M. (2008). **The upper bound revisited**. *Journal of Membrane Science*. vol. 320 (no. 1-2), pp. 390-400. doi: <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2008.04.030>

Rongwong, W., Boributh, S., Assabumrungrat, S., Laosiripojana, N., & Jiraratananon, R. (2012). **Simultaneous absorption of CO₂ and H₂S from biogas by capillary membrane contactor**. *Journal of Membrane Science*, vol. 392–393, pp. 38–47. doi: <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2011.11.050>

Rosman, N.; Salleh, W. N. W.; Mohamed, M. A.; Jaafar, J.; Ismail, A. F.; & Harun, Z. (2018). **Hybrid membrane filtration-advanced oxidation processes for removal of pharmaceutical residue**. *Journal of Colloid and Interface Science*, vol. 532, pp. 236–260. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jcis.2018.07.118>

Rufford, T.; Smart, S.; Watson, G.; Graham, B.; Boxall, J.; Diniz da Costa, J.; May, E. (2012). **The removal of CO₂ and N₂ from natural gas: a review of conventional and emerging process technologies**. *Journal of Petroleum Science*

and Engineering, vol. 95, pp. 123-154. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.petrol.2012.06.016>

Salahudeen, N.; Rasheed, A. A.; Babalola, A.; Moses, A. U. (2022). **Review on technologies for conversion of natural gas to methanol.** *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 108, article 104845. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2022.104845>

Sanders, D. F., Smith, Z. P., Guo, R., Robeson, L. M., McGrath, J. E., Paul, D. R., & Freeman, B. D. (2013). **Energy-efficient polymeric gas separation membranes for a sustainable future: A review.** *Polymer*, vol 54 (no. 18), pp. 4729–4761. doi: <https://doi.org/10.1016/j.polymer.2013.05.075>

Schlumberger (2023). **Cynara H₂S and CO₂ separation membranes for bulk acid gas removal from natural gas.** Disponível em: <https://www.slb.com/products-and-services/innovating-in-oil-and-gas/well-production/processing-and-separation/gas-treatment/cynara-h2s-and-co2-separation-membranes>>. Acesso em: 14 de fevereiro de 2023

Scholz, M., Melin, T., Wessling, M. (2013). **Transforming biogas into biomethane using membrane technology.** *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 17, pp. 199–212. doi: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.08.009>

Serbanescu, O. S.; Voicu, S. I.; Thakur, V. K. (2020). **Polysulfone functionalized membranes: Properties and challenges.** *Materials Today Chemistry*. vol. 17, article 100302. doi: <https://doi.org/10.1016/j.mtchem.2020.100302>

Siagian, U. W. R., Raksajati, A., Himma, N. F., Khoiruddin, K., & Wenten, I. G. (2019). **Membrane-based carbon capture technologies: Membrane gas separation vs. Membrane Contactor.** *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 67, pp. 172–195. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2019.04.008>

Sircar, S. (2000). **Publications on Adsorption Science and Technology.** *Adsorption*. vol. 6, pp. 359–365. doi: <https://doi.org/10.1023/A:1026521201309>

Sircar, S. (2001). **Applications of Gas Separation by Adsorption for the Future.** *Adsorption Science & Technology*. vol. 19, pp. 347–366. doi: <https://doi.org/10.1260/0263617011494222>

Smith, R. (2005). **Chemical Process Design and Integration.** John Wiley & Sons Ltd.

Souza, I. V. A. F., Ellis, G. S., Ferreira, A. A., Guzzo, J. V. P., Díaz, R. A., Albuquerque, A. L., & Amrani, A. (2022). **Geochemical characterization of natural gases in the pre-salt section of the Santos Basin (Brazil) focused on hydrocarbons and volatile organic sulfur compounds.** *Marine and Petroleum Geology*, 144, 105763. <https://doi.org/10.1016/j.marpetgeo.2022.105763>

Spencer D., **BP Statistical Review of World Energy Statistical Review of World;** 2021. doi: <https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2021-full-report.pdf>

Struyf, S., (2011). **Overview of UOP membrane technology for acid gas removal.** In: Sour Gas Meeting 30 January, 2011, United Arab Emirates. Disponível em: http://core.theenergyexchange.co.uk/agile_assets/1282/13.05-STEVENSTRUYF.pdf.>. Acessado em: 15 de março 2023

Suleman, M.S.; Lau, K.K.; Yeong, Y.F. (2016). **Plasticization and Swelling in Polymeric Membranes in CO₂ Removal from Natural Gas.** *Chemical Engineering Technology*. vol. 39 (no. 9), pp. 1604–1616. doi: <https://doi.org/10.1002/ceat.201500495>

Sun, L.; Lou, H. H. (2008). **A strategy for multi-objective optimization under uncertainty in Chemical Process Design.** *Chinese Journal of Chemical Engineering*, vol. 16 (no. 1), pp. 39–42. doi: [https://doi.org/10.1016/s1004-9541\(08\)60033-6](https://doi.org/10.1016/s1004-9541(08)60033-6)

Syrtsova, D. A.; Teplyakov, V. V.; Filistovich, V. A.; Savitskaya, T. A.; Kimlenka, I. M.; Makarevich, S. E.; Grinshpan, D. D. (2019). **Cellulose-based composite gas separation membranes**. *Membranes and Membrane Technologies*, vol. 1 (no. 6), pp. 353–360. doi: <https://doi.org/10.1134/s2517751619060052>

Tao, L.; Xiao, P.; Qader, A.; Webley, P. A. (2019). **CO₂ capture from high concentration CO₂ natural gas by pressure swing adsorption at the CO₂CRC Otway site, Australia**. *International Journal of Greenhouse Gas Control*. vol. 83, pp. 1–10. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2018.12.025>

Taqvi, S.A.; Tufa, L.D.; Muhadizir, S. (2016). **Optimization and Dynamics of Distillation Column Using Aspen Plus®**. *Procedia Engineering*. vol. 148, pp. 978–984. doi: <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2016.06.484>

Tengku Hassan, T. N. A.; Shariff, A. M.; Mohd Pauzi, M.M.; Khidzir, M. S.; Surmi, A. (2022). **Insights on Cryogenic Distillation Technology for Simultaneous CO₂ and H₂S Removal for Sour Gas Fields**. *Molecules*. vol. 27 (no. 4), pp. 1424. doi: <https://doi.org/10.3390/molecules27041424>

The Dow Chemical Company. (2023). FILMTECH™ Membranes. **FILMTECH SW30-8040 Seawater Reverse Osmosis Element**. Disponível em: <<https://www.lenntech.com/Data-sheets/Dow-Filmtec-SW30-8040.pdf>>. Acesso em: 30 de março de 2023.

Tong, Zi; Ho, W. S. W. (2017). **Facilitated transport membranes for CO₂ separation and capture**. *Separation Science and Technology*, vol. 52 (no. 2), pp. 156–167, doi: <http://dx.doi.org/10.1080/01496395.2016.1217885>

U.S. Energy Information Administration, *International Energy Outlook 2021* (IEO2021), 2021. doi: https://www.eia.gov/outlooks/ieo/pdf/IEO2021_Narrative.pdf

UNS S32760 - EN 1.4501. (2023) **Ninesteel**. Disponível em: <<https://www.ninesteel-ss.com/products/uns-s32760-en-1-4501>>. Acessado em: 05 de julho de 2023

Valappil, R. S. K., Ghasem, N., & Al-Marzouqi, M. (2021). **Current and future trends in polymer membrane-based gas separation technology: A comprehensive review**. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 98, pp. 103–129. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2021.03.030>

Weinblatt H. (1972). **A New Search Algorithm for Finding the Simple Cycles of a Finite Directed Graph**. *Journal of the Association for Computing Machinery*, vol. 19 (no. 1), pp. 43-56. doi: <https://doi.org/10.1145/321679.321684>

Wu, Y.; Guo, Z.; Wu, H.; Zhu, K.; Yang, L.; Ren, Y.; Liu, Y.; Wu, X.; Zhao, R.; Khan, N. A.; Ahmad, N. M.; Younas M.; Jiang Z. (2020). **Plasticization- and aging-resistant membranes with venation-like architecture for efficient carbon capture**. *Journal of Membrane Science*. vol. 609, article 118215. doi: <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2020.118215>

Wypych, G. **Handbook of Plasticizer**, 3rd ed.; ChemTec Publishing: Toronto, ON, Canada, 2017; ISBN 9781895198973.

Xing, W.; Liu, C.; Zhou, Z.; Zhou, J.; Wang, G.; Zhuo, S.; Xue, Q.; Song, L.; Yan, Z. (2014). **Oxygen-containing functional group-facilitated CO₂ capture by carbide-derived carbons**. *Nanoscale Research Letters*. vol. 9, article 189. doi: <https://doi.org/10.1186/1556-276X-9-189>

Xu, J., Wu, H., Wang, Z., Qiao, Z., Zhao, S., & Wang, J. (2018). **Recent advances on the membrane processes for CO₂ separation**. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, vol. 26 (no. 11), pp. 2280–2291. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2018.08.020>

Yadav, D.; Karki, S.; Ingole, P. G. (2022). **Nanofiltration (NF) membrane processing in the food industry.** *Food Engineering Reviews*, vol. 14 (no. 4), pp. 579–595. doi: <https://doi.org/10.1007/s12393-022-09320-4>

Yu, C. H.; Huang, C. H.; Tan, C. S. (2012). **A review of CO₂ capture by absorption and adsorption.** *Aerosol and Air Quality Research*. vol. 12, pp. 745–769. doi: <https://doi.org/10.4209/aaqr.2012.05.0132>

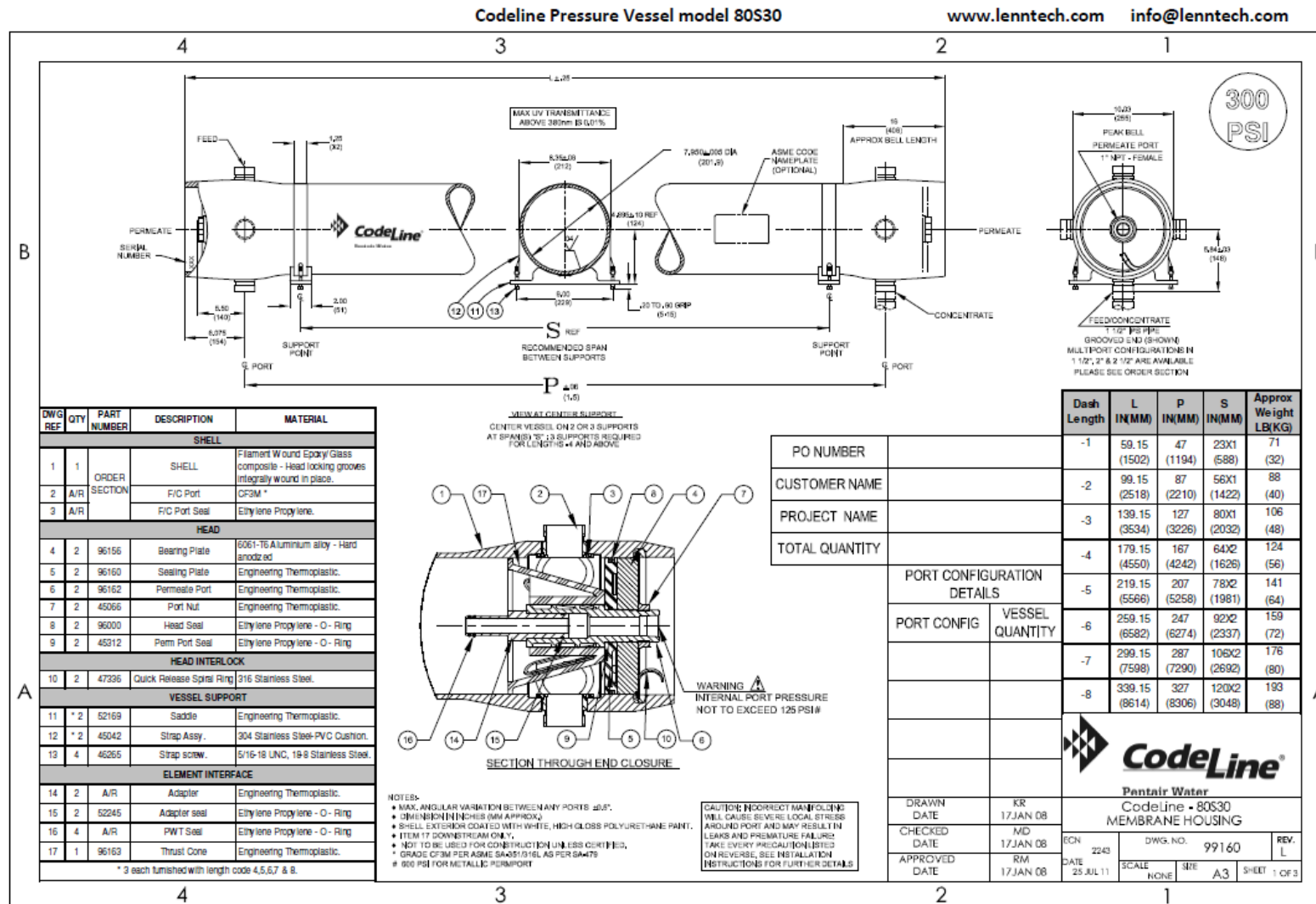
Yuan, Y., Jiang, X., & Liu, X. (2013). **Predictive maintenance of shield tunnels.** *Tunnelling and Underground Space Technology*, vol. 38, pp. 69–86. doi: <https://doi.org/10.1016/j.tust.2013.05.004>

Zhang, M.; Deng, L.; Xiang, D.; Cao, B.; Hosseini, S.S.; Li, P. (2019). **Approaches to Suppress CO₂-Induced Plasticization of Polyimide Membranes in Gas Separation Applications.** *Processes*. vol. 7 (no. 1), article 51. doi: <https://doi.org/10.3390/pr7010051>

Zou, X.; Zhu, G. (2018). **Microporous organic materials for membrane-based gas separation.** *Advanced Materials*, vol. 30, article 1700750. doi: <https://doi.org/10.1002/adma.201700750>

8 Anexo

8.1 Datasheet do vaso de pressão modelo 80S30 da Pentair



8.2 Dados do fornecedor do material (aço duplex) escolhido

[All Products](#)[Nickel Alloy](#) ▾[Stainless Steel](#) ▾[Carbon Steel](#)[Company](#) ▾[Contact](#)

UNS S32760 - EN 1.4501

This super duplex steel, 1.4501, contains austenitic-ferritic, high-alloy, and low-carbon components of chromium, nickel, molybdenum, and tungsten. It is resistant to chloride-rich media and is suitable in places where standard duplex steels are insufficient.

Chemical Composition ▾

Physical Property ▲

- Density: 7.7 g/cc
- Tensile Strength: 805 MPa
- Yield Strength: 507 MPa
- Modulus of Elasticity: 200 GPa
- Thermal Conductivity: 15.0 W/m-K

Stock & Dimensions ▾

Product Forms ▾

[INQUIRY NOW](#)