



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA DE PROCESSOS



GUILHERME LUIZ DE OLIVEIRA NETO

**PROCESSO DE SEPARAÇÃO ÁGUA/ÓLEO USANDO SISTEMA MODULAR DE
MEMBRANAS CERÂMICAS: MODELAGEM AVANÇADA E SIMULAÇÃO VIA
CFD**

CAMPINA GRANDE – PB

2020

GUILHERME LUIZ DE OLIVEIRA NETO

PROCESSO DE SEPARAÇÃO ÁGUA/ÓLEO USANDO SISTEMA MODULAR DE MEMBRANAS CERÂMICAS: MODELAGEM AVANÇADA E SIMULAÇÃO VIA CFD

Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos da Universidade Federal de Campina Grande como requisito parcial para a obtenção do título de Doutor em Engenharia de Processos.

Área de Concentração: Desenvolvimento de Processos

Orientadores: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto

Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima

CAMPINA GRANDE – PB

2020

O48p

Oliveira Neto, Guilherme Luiz de.

Processo de separação água/óleo usando sistema modular de membranas cerâmicas: modelagem avançada e simulação via CFD / Guilherme Luiz de Oliveira Neto. – Campina Grande, 2020.

115 f. : il. color.

Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, 2020.

"Orientação: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto, Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima".

Referências.


1. Engenharia de Processos.
 2. Desenvolvimento de Processos.
 3. Água Produzida.
 4. Filtração por Membranas.
 5. Fluidodinâmica Computacional.
 6. Ansys Fluent.
- I. Farias Neto, Severino Rodrigues de.
II. Lima, Antonio Gilson Barbosa de.
III. Título.

CDU 66.095(043)

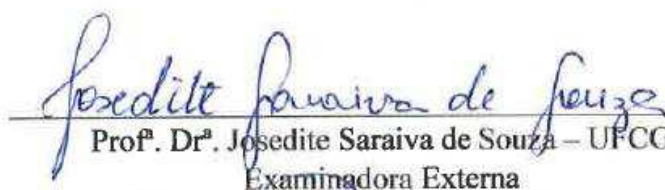
MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA TESE DE DOUTORADO DE **GUILHERME LUIZ DE OLIVEIRA NETO** APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS DO CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE.

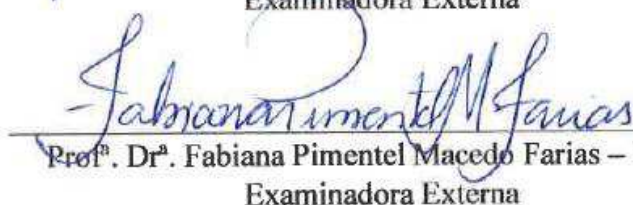
Tese de Doutorado aprovada em 27 de fevereiro de 2020.


Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto – UFCG
Orientador


Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima – UFCG
Orientador

Daniela Passos Simões de Almeida Tavares
Prof.^a. Dr.^a. Daniela Passos Simões de Almeida Tavares – IFPB
Examinadora Externa


Prof.^a. Dr.^a. Josédite Saraiva de Souza – UFCG
Examinadora Externa


Prof.^a. Dr.^a. Fabiana Pimentel Macedo Farias – UFCG
Examinadora Externa


Prof. Dr. Fernando Fernandes Vieira – UEPB
Examinador Externo

CAMPINA GRANDE – PB

2020

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho a Deus e a todos que, de alguma forma, contribuíram para a sua construção.

AGRADECIMENTOS

A Deus em primeiro lugar, pela força e coragem para superar todas as dificuldades durante toda esta longa caminhada.

Aos meus pais, Luiz Reginaldo de Oliveira (*in memoriam*) e Marili Farias de Oliveira, que dignamente me apresentaram a importância da família e o caminho da honestidade e da persistência.

A minha esposa Nívea Gomes Nascimento de Oliveira e a minha filha Sophia Gomes de Oliveira, pelo carinho, força e apoio incondicional em todos os momentos.

Aos meus irmãos, Luiz Gustavo Farias de Oliveira e Germana Luiza Farias de Oliveira, pelo carinho, apoio e força.

Ao Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos (LCTF/UAEM) e ao Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem (LPFI/UAEQ) da Universidade Federal de Campina Grande, aos quais colocaram à disposição toda a infraestrutura necessária.

Aos meus orientadores, professor Severino Rodrigues de Farias Neto e Antonio Gilson Barbosa de Lima, que me inspiraram a ser uma docente melhor, pela sua paciência, dedicação, compromisso e humanidade.

Às professoras Daniela Passos Simões de Almeida Tavares, Fabiana Pimentel Macedo Farias e Josedita Saraiva de Souza, por aceitarem compor a banca examinadora, pelas avaliações e sugestões que enriqueceram este trabalho.

Aos professores do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, com os quais cursei disciplina, pelo conhecimento transmitido, que me proporcionou o aprendizado necessário para o bom desenvolvimento deste trabalho.

Aos colegas Túlio, Ricardo, Maria José, Renato, Elayne, Daniel, Morgana, Rose, Boniek, Hortência, Wanderson e Sirlene pelas trocas de informações, dicas e pelas ajudas.

Aos meus amigos e companheiros da Matemática do IFPI: Marcelo, Gildon, Wilbertt, André, Odimógenes, Fábio, Creyton e Fernando, pelo apoio e incentivo, pela colaboração na minha liberação e pela amizade.

Ao Instituto Federal do Piauí, em especial, ao *Campus* Floriano, pelo apoio, incentivo e pela liberação para a conclusão do doutorado.

A todos que, de alguma forma, contribuíram para a concretização deste objetivo.

“A persistência é o menor caminho do êxito.”

Charles Chaplin

OLIVEIRA NETO, Guilherme Luiz de. **Processo de Separação Água/Óleo Usando Sistema Modular de Membranas Cerâmicas: Modelagem Avançada e Simulação via CFD.** Campina Grande: Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, Universidade Federal de Campina Grande, 2020. 115p. Tese (Doutorado).

RESUMO

O petróleo é a principal fonte de energia no mundo. Durante sua extração e purificação, é liberada uma grande quantidade de água residual, com elevada carga de óleo e outros compostos químicos altamente tóxicos ao meio ambiente e ao ser humano. Atualmente, o processo de separação água/óleo através de membranas é um dos principais métodos utilizados para o tratamento desta água produzida, devido ao seu custo-benefício, longa vida útil das membranas e baixo consumo de energia. Assim, este trabalho apresenta uma revisão aprofundada sobre os principais processos de tratamento de água produzida, destacando as membranas cerâmicas, o atual avanço dessa tecnologia e a aplicação da Dinâmica dos Fluidos Computacional (CFD) no processo de filtração por membranas. Adicionalmente, um estudo numérico do processo de separação de água/óleo através de membranas cerâmicas porosas foi realizado com o auxílio de uma malha estruturada usando o *software* comercial ANSYS FLUENT® 15.0. Um modelo numérico em regime permanente, aplicado a um fluido incompressível, escoando em regime turbulento e/ou laminar no interior do módulo de separação, baseado na abordagem Euleriana-Euleriana e no modelo de turbulência $k-\omega$ SST (*Shear-Stress Transport*). O objetivo principal foi estudar numericamente o comportamento do processo de separação água/óleo no módulo de filtração em função da variação no fluxo mássico (\dot{m}), concentração de óleo na entrada (C_0), diâmetro das partículas de óleo (d_p), permeabilidade (K) e porosidade (ε) das membranas. Os resultados indicam que o modelo gerado e aplicado simulou adequadamente o processo de filtração. O aumento de 0,5 para 1,5 kg/s do \dot{m} influenciou significativamente a pressão transmembrânica (ΔP), elevando-a em aproximadamente 6,71 vezes. Esse alto gradiente de pressão entre as superfícies externas e internas favoreceu maior fluxo de filtração. Ambas as variações em d_p e ε das membranas não influenciaram nas características de filtração do módulo. Por sua vez, quanto maior a K das membranas, menor a ΔP , maior a concentração média de óleo nas saídas dos permeados e do concentrado, maior o fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados, bem com, maior velocidade média do fluxo da mistura nas saídas dos permeados e menor o fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados. Esses resultados mostraram que o separador filtrante possui um bom potencial para a separação de água/óleo.

Palavras-chave: Água Produzida; Filtração por Membranas; Fluidodinâmica Computacional; Ansys Fluent.

OLIVEIRA NETO, Guilherme Luiz de. **Water/Oil Separation Process by Using Modular Ceramic Membrane System: Advanced Modeling and CFD Simulation.** Campina Grande: Post-Graduate Program in Process Engineering, Federal University of Campina Grande, 2020. 115p. Doctor's Thesis.

ABSTRACT

Petroleum is the main source of energy in the world. During its extraction and refining, a large amount of residual water is released, with a high percentage of oil and other chemical compounds highly toxic to the environment and humans. Currently, the water/ oil separation process through membranes is one of the main methods used to treat this produced water, due to its cost-benefit, long working life of the membranes and low energy consumption. In this sense, this work presents an in-depth review of the main processes for treating produced water, highlighting ceramic membranes, the current advancement of this technology and the application of Computational Fluid Dynamics (CFD) in the membrane filtration process. Additionally, a numerical study of the water/oil separation process using porous ceramic membranes was performed with the aid of a structured mesh using the commercial software ANSYS FLUENT[®] 15.0. A numerical model in steady state, applied to an incompressible fluid, flowing in a turbulent and/or laminar regime inside the separation module, based on the Eulerian-Eulerian approach and the $k-\omega$ SST (Shear-Stress Transport) turbulence model. The main objective was to numerically study the behavior of the water/oil separation process in the filtration module as a function of the variation in mass flow (\dot{m}), oil concentration at the entrance (C_0), diameter of the oil particles (d_p), permeability (K) and porosity (ε) of the membranes. The results indicate that the model generated and applied adequately simulated the filtration process. The increase from 0.5 to 1.5 kg/s of \dot{m} significantly influenced transmembrane pressure (ΔP), raising it approximately 6.71 times. This high-pressure gradient between the external and internal surfaces led to a greater filtration flow. Both variations in d_p and ε of the membranes did not influence the module filtration characteristics. In turn, the higher the K of the membranes, the lower the ΔP , the greater the average oil concentration in the permeate and concentrate outlets, the greater the average oil flow in the permeate outlets, as well as, the greater the average velocity of the permeate flow mixture at the permeate outlets and lower the average oil flow at the permeate outlets. These results showed that the filter separator has a good potential for water/oil separation process.

Keywords: Produced Water; Membrane Filtration; Computational Fluid Dynamics; Ansys Fluent.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Principais processos para a descontaminação de águas residuais industriais.	27
Figura 2.2. Esquema simplificado de um processo de flotação.....	28
Figura 2.3. Mecanismo básico do processo de coagulação com indicação das duas fases bem definidas.....	30
Figura 2.4. Representação esquemática da (a) filtração frontal e (b) filtração de fluxo tangencial.....	34
Figura 2.5. Tipos de configuração dos módulos de membranas: a) placa-quadro; b) módulo de fibra oca; c) módulo de membranas espirais; d) módulo tubular.	36
Figura 2. 6. (a) Membrana cerâmica de alumina-titânia fabricada usando o método de sol-gel assistido por dopagem de titânia e (b) Membrana cerâmica submetida a adaptação do tamanho dos poros pelo método de deposição de camada atômica.	39
Figura 2.7. Representações esquemáticas da destilação por membrana por contato direto (DCMD, a); destilação por membrana de vão de ar (AGMD, b); destilação por membrana de gás por varredura (SGMD, c); destilação por membrana a vácuo (VMD, d).	41
Figura 2.8. Etapas do processo de aplicação da dinâmica dos fluidos computacional.	48
Figura 3.1. Representação geométrica do módulo em estudo (a); vista frontal do separador (b); vista lateral do separador (c); vista superior do separador (d).....	55
Figura 3. 2. Malha 2 para o módulo de separação destacando as regiões do casco, membranas e permeados (a), vista frontal (b) e vista superior (c), utilizada durante a simulação CFD.	57
Figura 3. 3. Vistas da malha (em estudo) em cortes longitudinais verticais (a e b) e longitudinais transversais (c e d).	58
Figura 3. 4. Planos transversais, na região do casco, escolhidos para análise das características de filtração durante a simulação CFD.	59
Figura 3. 5. Planos longitudinais verticais (a e b) e planos longitudinais horizontais (c e d) na região do casco, escolhidos para análise das características de filtração durante a simulação CFD.	60
Figura 3. 6. Planos longitudinais verticais e planos longitudinais horizontais na região da membrana, escolhidos para avaliação da pressão na membrana durante a simulação CFD. ...	60
Figura 3. 7. Fluxogramas dos métodos de solução acoplada Coupled.....	73
Figura 4.1. Concentração média de óleo nas saídas dos permeados para as três malhas usadas (Casos 1, 2 e 3) na pesquisa.....	77
Figura 4.2. <i>Isosurfaces</i> da fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões do casco do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).	78

Figura 4.3. <i>Isosurfaces</i> da fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões no meio poroso (membranas) do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).....	79
Figura 4.4. <i>Isosurfaces</i> da fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões nos permeados do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).....	80
Figura 4.5. Campo de fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões do casco; (a) vista geral e no plano xy em (b) $z = 0$; (c) $z = 30$; (d) $z = 75$; (e) $z = 120$ e (f) $z = 150$ mm, do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).	81
Figura 4.6. Campo de fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões do casco: (a) no plano yz em $x = -15$ mm, $x = 0$ mm e $x = 15$ mm; (b) no plano xz em $y = -15$ mm, $y = 0$ mm e $y = 15$ mm; (c) $x = -15$ mm; (d) $y = -15$ mm; (e) $x = 0$ mm; (f) $y = 0$ mm; (g) $x = 15$ mm e (h) $y = 15$ mm, do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).....	83
Figura 4.7. Campo de fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões das membranas 1 (a), 2 (b), 3 (c) e 4 (d) que compõem o módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).....	84
Figura 4.8. Campo de pressão em diferentes regiões do casco. (a) vista geral e no plano xy em $z = 0$ (b), $z = 30$ (c), $z = 75$ (d), $z = 120$ e $z = 150$ mm (f), do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).	85
Figura 4.9. Campo de pressão em diferentes regiões das membranas: 1 (a), 2 (b), 3 (c) e 4 (d) do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).	86
Figura 4.10. Campo de velocidade da mistura em diferentes regiões do casco, (a) vista geral e em $z = 30$ (b); $z = 75$ (c) e $z = 120$ mm (d), do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).	87
Figura 4.11. Distribuição de velocidade da mistura fluida no interior das membranas e permeado no módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).	88
Figura 4.12. Campo vetorial de velocidade dos permeados oriundos das quatro membranas que compõem o módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).	90
Figura 4.13. Pressão na membrana em diferentes pontos verticais e horizontais na membrana em $z = 30$, $z = 75$ e $z = 120$ mm, do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).....	91
Figura 4.14. Velocidade axial do permeado em diferentes pontos verticais e horizontais ao longo do tubo coletor da membrana, em $z = 30$, $z = 75$ e $z = 120$ mm, do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).	92
Figura 4.15. Parâmetros do processo no módulo de filtração em função do fluxo mássico de alimentação. (a) Pressão transmembrânica (ΔP), (b) Concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP), (c) Concentração média de óleo na saída de concentrado (CMOC), (d) Fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (FMOP), (e) Velocidade média do fluido nas saídas dos permeados (VMP) e (f) Volume médio de óleo (VMO) presente no casco, nas membranas e nos permeados (Casos 2, 4 e 5).	94

Figura 4.16. Parâmetro do processo no módulo de filtração em função da concertação de óleo na alimentação. (a) Pressão transmembrânica (ΔP), (b) Concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP), (c) Concentração média de óleo na saída de concentrado (CMOC), (d) Fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (FMOP), (e) Velocidade média do fluido nas saídas dos permeados (VMP) e (f) Volume médio de óleo (VMO) presente no casco, nas membranas e nos permeados (Casos 5, 6 e 7). 96

Figura 4.17. Parâmetro do processo no módulo de filtração em função do diâmetro das partículas das gotas de óleo. (a) Pressão transmembrânica (ΔP), (b) Concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP), (c) Concentração média de óleo na saída de concentrado (CMOC), (d) Fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (FMOP), (e) Velocidade média do fluido nas saídas dos permeados (VMP) e (f) Volume médio de óleo (VMO) presente no casco, nas membranas e nos permeados (Casos 5, 8 e 9). 97

Figura 4.18. Parâmetro do processo no módulo de filtração em função da permeabilidade da membrana. (a) Pressão transmembrânica (ΔP), (b) Concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP), (c) Concentração média de óleo na saída de concentrado (CMOC), (d) Fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (FMOP), (e) Velocidade média do fluido nas saídas dos permeados (VMP) e (f) Volume médio de óleo (VMO) presente no casco, nas membranas e nos permeados (Casos 5, 10 e 11). 99

Figura 4.19. Parâmetro do processo no módulo de filtração em função da porosidade da membrana. (a) Pressão transmembrânica (ΔP), (b) Concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP), (c) Concentração média de óleo na saída de concentrado (CMOC), (d) Fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (FMOP), (e) Velocidade média do fluido nas saídas dos permeados (VMP) e (f) Volume médio de óleo (VMO) presente no casco, nas membranas e nos permeados (Casos 5, 12 e 13). 100

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1. Processo de separação por membranas e suas características de separação.	32
Tabela 2.2. Vantagens e desvantagens de diferentes tipos de polímeros.	35
Tabela 3.1. Dimensões geométricas do módulo de separação casco-tubo.	54
Tabela 3.2. Parâmetros de qualidade das malhas construídas.	57
Tabela 3.3. Constantes do modelo de turbulência $k-\omega$ SST (<i>Shear-Stress Transport</i>).....	70
Tabela 3.4. Condições de contorno usadas nas simulações.....	72
Tabela 3.5. Fatores de relaxação padrão do Ansys Fluent.	74
Tabela 3.6. Critérios de convergência utilizados.....	74
Tabela 3.7. Propriedades físicas do óleo e da água.	74
Tabela 3.8. Casos estudados na pesquisa com parâmetros baseados em Cunha (2014).	75
Tabela 4.1. Parâmetros operacionais usados no estudo de malha.	76

LISTA DE SIGLAS

LPFI	–	Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem
LCTF	–	Laboratório Computacional em Térmica e Fluidos
UFCG	–	Universidade Federal de Campina Grande
PSM	–	Processos de Separação por Membranas
CFD	–	<i>Computational Fluid Dynamics</i>
DCMD	–	<i>Direct Contact Membrane Distillation</i>
AGMD	–	<i>Air Gap Membrane Distillation</i>
SGMD	–	<i>Sweeping Gas Membrane Distillation</i>
VMD	–	<i>Vacuum Membrane Distillation</i>
SST	–	<i>Shear-Stress Transport</i>
PPM	–	Parte por Milhão
MF	–	Microfiltração
UF	–	Ultrafiltração
NF	–	Nanofiltração
RO	–	Osiose Reversa
PA	–	Poliamida
PP	–	Polipropileno
PSF	–	Polissulfona
PAN	–	Poliacrilonitrila
PES	–	Polietersulfona
CA	–	Acetato de Celulose
BSA	–	Albumina de Soro Bovino
PVDF	–	Fluoreto de Polivinilideno
CMOP	–	Concentração Média de Óleo nas Saídas dos Permeados
CMOC	–	Concentração Média de Óleo na Saída de Concentrado
FMOP	–	Fluxo Médio de Óleo nas Saídas dos Permeados
VMP	–	Velocidade Média do Fluido nas Saídas dos Permeados
VMOCa	–	Volume Médio de Óleo no Casco
VMOP	–	Volume Médio de Óleo nos Permeados
VMOM	–	Volume Médio de Óleo nas Membranas
VMO	–	Volume Médio de Óleo

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Descrição	Unidade
A_i	Área interfacial	[m ²]
C_D	Coeficiente de arraste	[-]
K_{pq}	Coeficiente interfacial de transferência de momento	[-]
C_0	Concentração volumétrica de óleo na corrente de alimentação	[kg.m ⁻³]
R_β	Constante do modelo de turbulência	[-]
R_k	Constante do modelo de turbulência	[-]
R_ω	Constante do modelo de turbulência	[-]
d_p	Diâmetro da partícula da gota de óleo	[m]
d	Diâmetro do tubo	[m]
D_ω	Difusão cruzada	[-]
Y_k	Dissipação de energia cinética de k	[J]
Y_ω	Dissipação de energia cinética de ω	[J]
d_g	Distância entre a posição estudada e a parede mais próxima	[m]
k	Energia cinética turbulenta	[m ² .s ⁻²]
p	Fase envolvida	[-]
q	Fase envolvida	[-]
C_2	Fator de resistência inercial	[-]
u'	Flutuações de velocidade	[-]
J_w	Fluxo do permeado para a água destilada	[L.m ⁻² .h ⁻¹]
\dot{m}	Fluxo mássico na corrente de alimentação	[kg.s ⁻¹]
\vec{R}_{pq}	Força interfacial de fase	[N]
F_1	Função de acoplamento entre os modelos $k-\omega$ e $k-\varepsilon$	[-]
F_2	Função de acoplamento entre os modelos $k-\omega$ e $k-\varepsilon$	[-]
f	Função de arraste	[-]
G_ω	Geração de energia cinética turbulenta	[J]
I	Intensidade turbulenta na condição de entrada de fluxo mássico	[%]
S	Magnitude da taxa de deformação do fluido	[-]

M, N	Matriz Diagonal	[-]
n	Número de fases existentes no processo físico	[-]
Re	Número de Reynolds	[-]
Re_t	Número de Reynolds turbulento	[-]
K_i	Permeabilidade das matrizes porosas	[m ²]
K	Permeabilidade do meio filtrante	[m ²]
P	Pressão	[Pa]
G_k	Produção de energia cinética turbulenta	[J]
R_μ	Razão de viscosidade turbulenta	[-]
R_{ads}	Resistência à adsorção das moléculas de soluto na membrana	[m ⁻¹]
R_i	Resistência a incrustações na membrana	[m ⁻¹]
R_p	Resistência à polarização da concentração	[m ⁻¹]
R_m	Resistência da membrana	[m ⁻¹]
R_t	Resistência hidráulica total	[m ⁻¹]
i, j	Subíndices i e j representam as componentes (x, y e z) dos eixos coordenados	[-]
$\overline{u'_i u'_j}$	Tensões de Reynolds	[-]
\bar{I}	Tensor unitário	[-]
W_ω	Termo fonte da equação de transporte	[-]
W_k	Termo fonte da equação de transporte	[-]
S_i	Termo fonte para a i -ésima coordenada	[-]
x	Variável de posição na direção x	[m]
y	Variável de posição na direção y	[m]
z	Variável de posição na direção z	[m]
v	Velocidade de escoamento do líquido	[m.s ⁻¹]
\bar{u}	Velocidade média do escoamento livre	[m.s ⁻¹]
X	Vetor posição	[m]
v	Vetor velocidade	[m.s ⁻¹]
\vec{v}_p	Vetor velocidade da fase p	[m.s ⁻¹]
\vec{v}_q	Vetor velocidade da fase q	[m.s ⁻¹]
u_i	Vetor velocidade das direções x, y e z	[m.s ⁻¹]
V	Volume de controle	[m ³]

Letras gregas

$\sigma_{k,1}, \sigma_{k,2}$	Constante do modelo de turbulência	[-]
$\sigma_{\omega,1}, \sigma_{\omega,2}$	Constante do modelo de turbulência	[-]
$\beta_{i,1}, \beta_{i,2}$	Constante do modelo de turbulência	[-]
α_{∞}^*	Constante do modelo de turbulência	[-]
λ	Constante do modelo de turbulência	[-]
ξ^*	Constante do modelo de turbulência	[-]
β_{∞}^*	Constante do modelo de turbulência	[-]
ρ	Densidade do fluido	[kg.m ⁻³]
$\hat{\rho}_q$	Densidade efetiva da fase q	[kg.m ⁻³]
ρ_q	Densidade física da fase q	[kg.m ⁻³]
Γ_k	Difusividade efetiva de k no modelo de turbulência k - ω	[m.s]
Γ_{ω}	Difusividade efetiva de ω no modelo de turbulência k - ω	[Pa.s]
α^*	Fator de amortecimento da viscosidade turbulenta	[-]
ζ	Fator de relaxação	[-]
α, α_0	Fração volumétrica das fases q e p e da fase p na entrada	[%]
α_q, α_p	Fração volumétrica das fases q e p	[%]
Σ	Número de Prandtl	[-]
ε	Porosidade	[%]
ΔP	Pressão transmembrânica	[Pa]
ω	Taxa de dissipação da energia cinética turbulenta do modelo k - ω	[m ² .s ⁻³]
τ_p	Tempo de relaxação do particulado	[s]
λ_q	Tensão de cisalhamento da fase q	[-]
$\bar{\tau}_q$	Tensor-tensão da fase q	[N.m ⁻²]
θ	Variável de modelo de turbulência	[-]
Φ	Variável de transporte genérica	[-]
μ	Viscosidade	[Pa.s]
μ_q	Viscosidade da fase q	[Pa.s]
μ_d	Viscosidade dinâmica do fluido	[Pa.s]
μ_t	Viscosidade turbulenta	[Pa.s]

SUMÁRIO

CAPÍTULO I	20
1. INTRODUÇÃO	20
1.1. Justificativa	22
1.2. Objetivo geral.....	23
1.2.1. Objetivos específicos.....	23
CAPÍTULO II.....	24
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	24
2.1. Fundamentos gerais	24
2.2. Água produzida.....	25
2.3. Principais tecnologias e processos para o tratamento de água produzida.....	26
2.3.1. Flotação	28
2.3.2. Coagulação	29
2.3.3. Hidrociclonação	30
2.3.4. Tratamento biológico	31
2.3.5. Tecnologia de separação por membranas.....	32
2.4. Membranas cerâmicas.....	37
2.4.1. Características e estrutura.....	37
2.4.2. Configurações de operação e mecanismos de separação	40
2.4.3. Polarização por concentração e incrustação das membranas	43
2.4.4. Desempenho do escoamento e transferência de massa	44
2.4.5. Modelagem computacional: princípio e aplicações a membranas	47
2.5. Revisão do capítulo.....	52
CAPÍTULO III	54
3. METODOLOGIA.....	54
3.1. Descrição do domínio em estudo	54
3.2. Malha numérica computacional	56
3.3. Planos, pontos e linhas estudados no módulo.....	58
3.4. Modelagem matemática	61
3.4.1. Modelagem do escoamento multifásico	61
3.4.1.1. Modelo Euleriano-Euleriano	61
3.4.1.2. Modelo de turbulência: $k-\omega$ SST (<i>Shear-Stress Transport</i>)	65

3.4.1.3. Modelo multifásico para meio poroso.....	70
3.5. Condições de contorno.....	71
3.5.1. Entrada com fluxo mássico prescrito	71
3.5.2. Saída com pressão prescrita	71
3.5.3. Condição de parede e das membranas.....	72
3.6. Métodos de solução numérica.....	72
3.6.1. Acoplamento pressão-velocidade.....	72
3.6.2. Fatores de relaxação	73
3.6.3. Critérios de convergência.....	74
3.7. Propriedades físicas das fases	74
3.8. Casos estudados	75
CAPÍTULO IV	76
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	76
4.1. Análise da independência de malha.....	76
4.2. Análise hidrodinâmica e de desempenho do módulo de filtração	78
4.2.1. Distribuição dos parâmetros do processo.....	78
4.2.1.1. Fração volumétrica relativa do óleo no módulo de filtração.....	78
4.2.1.2. Campo de pressão no módulo de filtração	84
4.2.1.3. Campo de velocidade da mistura no módulo de filtração	87
4.2.2. Perfis dos parâmetros do processo	90
4.2.2.1. Pressão na membrana ao longo de linhas verticais e horizontais.....	90
4.2.2.2 Velocidade do fluido no tubo coletor.....	92
4.2.3. Avaliação comparativa dos parâmetros do processo: análise de desempenho.....	93
4.2.3.1. Efeito do fluxo mássico da mistura fluida na entrada do módulo de filtração..	93
4.2.3.2. Efeito da concentração de óleo na entrada do módulo de filtração.....	95
4.2.3.3. Efeito do diâmetro da partícula de óleo na entrada do módulo de filtração.....	96
4.2.3.4. Efeito da permeabilidade da membrana do módulo de filtração.....	98
4.2.3.5. Efeito da porosidade da membrana do módulo de filtração.....	100
CAPÍTULO V.....	102
5. CONCLUSÃO E SUGESTÕES PARA FUTURAS PESQUISAS.....	102
5.1. Conclusão.....	102
5.2. Sugestões para futuras pesquisas.....	103
REFERÊNCIAS	104

CAPÍTULO I

1. INTRODUÇÃO

O consumo de petróleo aumentou exponencialmente nas últimas décadas, sobretudo em países mais desenvolvidos, em decorrência do desenvolvimento industrial e econômico (LIU *et al.*, 2019). Isso vem causando um aumento associado da contaminação de água e/ou da liberação de água residual imprópria para o consumo ou liberação no meio ambiente, oriunda da extração de petróleo. De fato, a indústria do petróleo gera aproximadamente 3 barris de água residual para cada 1 barril de óleo produzido (FAKHRU`L-RAZI *et al.*, 2009). Essa água produzida é caracterizada pela presença de grandes quantidades de compostos de óleo dissolvidos e dispersos, minerais e gases dissolvidos, químicos de produção e diversos sólidos suspensos (IGUNNU e CHEN, 2012; JIMÉNEZ *et al.*, 2018). Assim, o tratamento desse efluente é obrigatório antes do seu descarte no meio ambiente, uma vez que esse fluido é extremamente salino, oleoso e tóxico para os seres vivos.

O tratamento dos efluentes antes do seu descarte ou reutilização é um dos maiores problemas da indústria de petróleo, pois esses rejeitos são uma mistura de partículas sólidas e líquidas de difícil separação (CAVALCANTE, 2017), o que torna os processos de tratamento caros e dispendiosos. Além disso, de acordo com as regulamentações legais, o processo de tratamento deve ocorrer de tal forma que a água tratada (ou permeado final) seja descartada ou reutilizada sem riscos ambientais ou para a saúde (JIMÉNEZ *et al.*, 2018; KHAN *et al.*, 2019).

O processo de separação por membranas (PSM) tem se destacado como um método vantajoso no tratamento dos efluentes oleosos, sobretudo no que se refere ao baixo custo energético e financeiro, como também por ser de fácil manuseio, quando comparado aos processos clássicos (tradicionais) de separação, tais como clarificadores, flotadores, absorvedores, sedimentação, entre outros (HABERT *et al.*, 2006).

Desde o século XVIII, os PSM vêm se desenvolvendo, mas, somente no final da década de 50, esses estudos deixaram de ser uma curiosidade científica e laboratorial. Surgiram então, estudos que viabilizavam a técnica e a economia dos processos de separação por membranas. Nesse contexto, as aplicações dos PSM foram expandindo-se em diversas áreas, tais como na indústria alimentícia (DORNIER *et al.*, 2018; SHI *et al.*, 2019), em diversas aplicações na medicina e na farmacologia (REZAKAZEMI *et al.*, 2018; BRANDL *et al.*, 2018), na dessalinização de água (CHU *et al.*, 2019) e na indústria petroquímica (separação água/óleo)

para o tratamento de água e/ou efluentes (PADAKI *et al.*, 2015; ALMOJILY *et al.*, 2019; HU *et al.*, 2019).

As propriedades qualitativas das membranas incluem diferentes tamanho de poros, molhabilidade, rugosidade, resistência térmica, estabilidade química, permeabilidade, espessura e resistência mecânica, entre outras, o que permite a existência/fabricação de uma gama de variedades de membranas e aplicações (WARSINGER *et al.*, 2018). Apesar da crescente aplicação dos PSM, no entanto, o grande desafio dos pesquisadores é a eficiência do processo. Na maioria dos casos, os principais causadores da perda de eficácia das operações com os PSM são decorrentes dos fenômenos de polarização por concentração e/ou *fouling* (incrustações), os quais reduzem significativamente o fluxo do permeado, aumentam o custo de operação e, às vezes, diminuem o tempo de vida útil da membrana (ZHOU *et al.*, 2010; CHENG *et al.*, 2018; FARD *et al.*, 2018).

Como a membrana é seletiva, ocorre o acúmulo de solutos que são rejeitados próximo à superfície da mesma, resultando em uma camada limite de concentração denominada de polarização por concentração (CHENG *et al.*, 2018). Já o *fouling* é a disposição, adsorção e/ou acúmulo de partículas sobre a superfície ou no interior dos poros das membranas (FARD *et al.*, 2018).

Avanços na tecnologia de membranas, incluindo novos materiais, revestimentos e métodos de fabricação, bem como processos emergentes, como biorreatores de membrana e osmose reversa, foram desenvolvidos para melhorar a seletividade, o consumo de energia, a resistência à incrustação e/ou custo de capital (WARSINGER *et al.*, 2018).

Nesse contexto, a Dinâmica dos Fluidos Computacional ou CFD (*Computational Fluid Dynamics*) vem se destacando como ferramenta poderosa para o entendimento dos mecanismos de filtração, o estabelecimento de novas diretrizes para a maximização do processo e a obtenção de novos modelos e protocolos de operação (SHIRAZIAN *et al.*, 2012a; MAGALHÃES *et al.*, 2017; REZAKAZEMI, 2018). Assim, a CFD vem auxiliando na obtenção de dados experimentalmente que, muitas vezes, seriam ou são impossíveis de serem obtidos sem a modelagem computacional, a exemplo do comportamento detalhado dos fenômenos de distribuição de concentração, velocidade, pressão, reações, entre outros, no interior da membrana (meio poroso).

Existe uma crescente relevância em relação à aplicação da fluidodinâmica computacional no tratamento de efluentes gerados pelo petróleo, em especial, nos processos de separação usando membranas cerâmicas, assim como na dessalinização no tratamento de águas

de rios, açudes, poços artesianos ou mesmo do mar. Apesar do aumento no número de trabalhos científicos que buscam soluções teóricas, sejam analíticas ou numéricas, a partir de equações que descrevam o fenômeno de separação empregando membranas, ainda existem muitos fenômenos pouco estudados e de difícil controle os quais carecem de mais estudos, para maximizar o tratamento de água produzida.

O foco desta tese é o estudo do tratamento de efluentes da indústria de petróleo via membranas cerâmicas. Trata-se de um estudo numérico dos PSM, utilizando um simulador comercial (*software* ANSYS FLUENT[®] 15.0), com a finalidade de auxiliar na compreensão do comportamento da distribuição de pressão, velocidade e campo de concentração dos componentes no módulo de separação (separador), bem como o efeito das porosidade e permeabilidade da membrana no desempenho de filtração do efluente oleoso.

1.1. Justificativa

Com o avanço tecnológico, surgem o aumento da poluição e a consequente redução de água potável, havendo, então, a necessidade de efetuar o tratamento de água e/ou efluentes para o consumo.

Segundo Benito *et al.* (2005), Linn (2008), Jeong e Vigneswaran (2015) e Linn *et al.* (2015), a busca por tecnologias de melhorias das membranas tem proporcionado melhor qualidade e maior facilidade em processos de tratamento. Trata-se de um dos principais temas estudados e vem ganhando destaque, por causa de suas vantagens em comparação aos processos de separação convencional.

Devido à sua importância, diversos estudos teóricos e experimentais relacionados ao uso de membranas em processos de separação têm sido conduzidos, sobretudo no tratamento de águas salinas. Em menor número, contudo, estão os trabalhos relacionados à indústria do petróleo (tratamento de água produzida), especialmente aqueles focados no uso dos simuladores comerciais que usam a dinâmica dos fluidos computacionais como ferramenta de análise. Nesse contexto, escassos são os trabalhos envolvendo o uso de mais de uma membrana no equipamento de separação bem como o comportamento do fluxo de fluido no interior da membrana durante o processo.

Assim, esta tese justifica-se pela relevância dos estudos de evolução em relação aos processos de separação utilizando membranas cerâmicas, com a aplicação da Fluidodinâmica Computacional (CFD), motivada pela grande necessidade de apresentação de trabalhos que

possam contribuir para a compreensão física do processo de separação água/óleo usando um sistema modular com quatro membranas cerâmicas tubulares na presença de um escoamento turbulento com entrada tangencial.

O problema de pesquisa desta tese é estudar/avaliar os parâmetros operacionais do processo de separação água/óleo em um sistema modular, por intermédio do estudo da modelagem matemática e da simulação numérica.

A tese tem como hipótese a compreensão física do comportamento do processo de separação água/óleo, o qual implica a busca pela melhor eficiência do processo de separação com o uso de membranas cerâmicas. A ideia central é a minimização dos impactos ambientais, a coleta do óleo contida na água produzida e a minimização do consumo de energia.

1.2. Objetivo geral

Estudar numericamente o comportamento do processo de separação água/óleo usando um sistema modular com quatro membranas cerâmicas tubulares com entrada tangencial, na presença de um escoamento turbulento.

1.2.1. Objetivos específicos

- Desenvolver uma modelagem matemática tridimensional permanente, fundamentada nas equações de conservação e na simulação numérica para prever o processo de separação água/óleo usando membranas cerâmicas;
- Estudar o comportamento da distribuição de pressão, velocidade e campo de concentração das fases envolvidas no módulo de separação contendo as membranas cerâmicas tubulares;
- Analisar o efeito dos parâmetros operacionais (pressão, velocidade, vazão de alimentação e diâmetro da partícula de óleo) sobre o processo de separação com as membranas cerâmicas tubulares;
- Prever o efeito da permeabilidade e da porosidade das membranas sobre o processo de separação desenvolvido no módulo de separação contendo as membranas cerâmicas tubulares.

CAPÍTULO II

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Fundamentos gerais

A indústria de petróleo e gás produz uma grande quantidade de água residual com elevada carga de compostos orgânicos e inorgânicos, caracterizando um efluente extremamente salino, oleoso e tóxico para os seres vivos. Estima-se que, para cada 1 barril de óleo produzido, cerca de 3 barris de água residual são liberados (FAKHRU`L-RAZI *et al.*, 2009). O derramamento acidental e o descarte deste resíduo industrial podem levar à poluição da superfície, especialmente de fontes de água e solo, oferecendo riscos à saúde e desequilíbrio ambiental (IGUNNU e CHEN, 2012; JIMÉNEZ *et al.*, 2018).

As regulamentações ambientais brasileiras e internacionais conduzem a indústria de petróleo ao tratamento obrigatório desta água produzida antes do seu descarte ou reutilização (HUANG *et al.*, 2019). As tecnologias aplicadas para tratar a água resultante são geralmente baseadas em princípios físicos, físico-químicos, químicos e biológicos, aplicados por meio dos processos de floculação, coagulação, filtração, tratamentos biológicos, diferentes tipos de membranas de separação, entre outros (CRINI e LICHTFOUSE, 2019; JIMÉNEZ *et al.*, 2018). Notadamente, muitos desses processos de tratamento da água residual são complexos, caros, lentos, de difícil manutenção e de alto consumo de energia (YU *et al.*, 2017).

Nesse contexto, as tecnologias de membranas, com grande destaque para as membranas cerâmicas, apresentam excelentes propriedades químicas, térmicas e mecânicas, favorecendo elevado desempenho em condições de operação severas, como altas temperaturas e presença de produtos químicos agressivos (WAN IKHSAN *et al.*, 2017).

Outra vantagem da tecnologia de membranas está relacionada ao grande volume de água tratada: mesmo com alta carga de sólidos dispersos e contaminantes oleosos sem necessariamente a adição de produtos químicos, as membranas podem ser lavadas, oferecendo desempenho confiável por longos períodos de tempo. Em conjunto, a separação por membranas tornou-se mais eficiente em comparação com as técnicas convencionais, e essa eficiência depende inteiramente das propriedades da membrana (PADAKI *et al.*, 2015). O objetivo desta revisão é apresentar os principais processos de tratamento de águas residuais da indústria do

petróleo e gás, destacando a aplicação de membranas cerâmicas e o atual avanço desta tecnologia.

2.2. Água produzida

Água produzida é o efluente da indústria de petróleo e gás emitido em grande quantidade quando a água dos reservatórios subterrâneos é trazida para a superfície durante as atividades no mar ou em terra. Trata-se de uma grande quantidade de água residual com características distintas, uma vez que carrega muitos contaminantes diferentes, principalmente devido à variação de compostos orgânicos e inorgânicos dos poços (JIMÉNEZ *et al.*, 2018; HUANG *et al.*, 2019).

Os principais componentes da água produzida são compostos de óleo dissolvidos e dispersos (tais como benzeno, tolueno, etilbenzeno e xileno, bem como hidrocarbonetos poliaromáticos e fenóis), minerais dissolvidos (Na^+ , Cl^- , SO_4^{2-} , CO_3^{2-} , HCO_3^- , K^+ , Ca^{2+} , Ba^{2+} , Mg^{2+} , Fe^{2+} e Sr^{2+} , além de elementos radioativos como ^{226}Ra e ^{228}Ra), químicos de produção (demulsificador, polieletrólito, metanol e glicol), gases dissolvidos (incluindo CO_2 e H_2S) e diversos sólidos suspensos, tais como areia e silte (IGUNNU e CHEN, 2012; JIMÉNEZ *et al.*, 2018).

De acordo com Igunnu e Chen (2012), aproximadamente 250 milhões de barris de água produzida são gerados diariamente a partir dos campos de petróleo e gás, e mais de 40% deste efluente são lançados no meio ambiente. No entanto, o derramamento de água produzida ou sua descarga na superfície, sem tratamentos prévios ou tratada de forma inadequada, podem contaminar os recursos hídricos e gerar preocupações com a saúde, principalmente pela elevada carga de compostos químicos (incluindo metais pesados), caráter extremamente salino, ligeiro potencial corrosivo, além dos compostos que se formam a partir de reações espontâneas, como é o caso de compostos bromados, derivados do brometo (HUANG *et al.*, 2019).

Atualmente, existem rigorosas regulamentações que obrigam as empresas da atividade de petróleo e gás a aplicarem diferentes métodos para o tratamento da água produzida, visando à sua descontaminação de tal forma que, a água tratada (ou permeado final) seja descartada ou reutilizada sem riscos ambientais ou para a saúde (JIMÉNEZ *et al.*, 2018; KHAN *et al.*, 2019). No Brasil, o Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) é o principal órgão regulamentador das condições e dos padrões de lançamento de efluentes, estabelecendo um teor de óleos e graxas máximo de 20 mg/L para descarte (CONAMA N°430/Art.4, 2011). Nesse

contexto, Jiménez *et al.* (2018) relataram que o método ideal para o tratamento de água produzida deve ser selecionado de acordo com os principais constituintes do efluente, bem como fatores ambientais, fatores econômicos e estrutura regulatória local.

2.3. Principais tecnologias e processos para o tratamento de água produzida

Atualmente existem diversos processos convencionais ou excepcionalmente utilizados para o tratamento de água produzida contendo óleo e/ou resíduos sólidos. Dentre esses métodos, destacam-se principalmente a flotação (SATHTHASIVAM *et al.*, 2016; WAN IKHSAN *et al.*, 2017; KYZAS e MATIS, 2018), a coagulação (WAN IKHSAN *et al.*, 2017; YOU *et al.*, 2018; KHAN *et al.*, 2019), o uso de hidrociclones (JEPSEN *et al.*, 2016; MOGNON *et al.*, 2016; LIU *et al.*, 2018), o tratamento biológico (WAN IKHSAN *et al.*, 2017; KHAN *et al.*, 2019) e as tecnologias de separação por membranas (WESCHENFELDER *et al.*, 2015; KHAN *et al.*, 2019).

Os processos mais recentes, como os que utilizam membranas, surgiram principalmente para atender a certas demandas, em que os métodos convencionais são pouco eficientes, como quando a amostra envolvida tem micro e/ou nanopartículas de óleo e baixas concentrações (WAN IKHSAN *et al.*, 2017). Segundo Jiménez *et al.* (2018), os métodos convencionais de purificação da água produzida estão baseados principalmente em processos físicos, químicos e biológicos, separando óleo e água. Os diferentes resíduos em águas produzidas oleosas tornam os métodos tradicionais frequentemente falhos na obtenção de resultados de alta separação.

De acordo com Jepsen *et al.* (2016), as tecnologias tradicionais de tratamento de água produzida (como o uso de hidrociclones) já estão trabalhando dentro do seu limite fundamental, portanto novas tecnologias de filtragem devem ser propostas no sentido de potencializar a purificação da água.

Vale ressaltar que a descontaminação de águas deve alcançar os objetivos estabelecidos pela legislação vigente (JIMÉNEZ *et al.*, 2018; KHAN *et al.*, 2019). Nessa perspectiva, Crini e Lichtfouse (2019) recomendam cinco etapas sucessivas para o tratamento de água residual, conforme descrito na Figura 2.1. Após uma análise dessa figura, pode-se observar que todo o processo compreende a aplicação sucessiva ou simultânea de vários métodos, tais como físico e mecânico, físico-químico e químico, químico e biológico, físico e químico, além do tratamento do lodo (ou concentrado) formado durante o processo de tratamento, que pode contemplar sua reciclagem ou incineração. Além disso, a aplicação de alguns métodos, tais

como coagulação e filtração, são aplicados sucessivas vezes, em etapas distintas durante o processo.

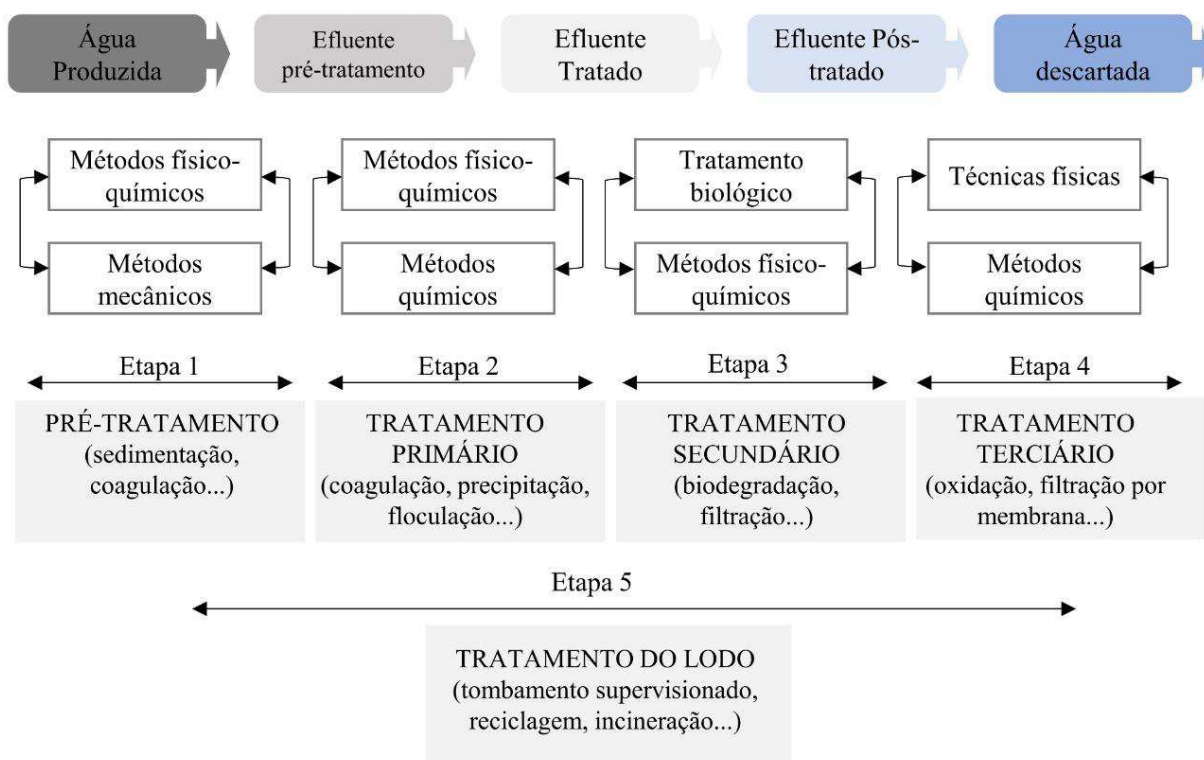


Figura 2.1. Principais processos para a descontaminação de águas residuais industriais. Fonte: Adaptado de Crini e Lichtfouse (2019).

Difícilmente um único método de tratamento de água produzida é suficiente para a obtenção de um permeado constituído de apenas água potável. Mesmo as tecnologias de separação por membranas precisam ser combinadas com métodos tradicionais de tratamento de efluentes (YU *et al.*, 2017). De fato, Khan *et al.* (2019) combinaram coagulação e floculação para remover grandes partículas de óleo e matéria inorgânica de água produzida e, como resultado, obtiveram um ambiente favorável para os microrganismos de biodegradação e por fim, removeram microgotículas de óleo dissolvidas, remanescentes, utilizando membrana de microfiltração.

Nesse cenário, Cho *et al.* (2016) investigaram o efeito do pré-tratamento de águas residuais sobre o desempenho do processo de filtração por membranas. Esses autores observaram que, sem o pré-tratamento da água residual, após 600 min do início do processo, o fluxo inicial de $8,7 \text{ kg.m}^2.\text{h}^{-1}$ de água tratada caiu para $1 \text{ kg.m}^2.\text{h}^{-1}$. Por outro lado, após o pré-tratamento por microbolhas, o fluxo manteve-se constante, mesmo após 700 min do início do

processo. Isso foi atribuído à remoção das partículas coloidais na água de alimentação, efetuada por meio da aplicação de microbolhas.

De maneira geral, quanto maior o teor de óleo bruto na água, menor a eficiência de sua remoção, mas a combinação de diferentes métodos pode potencializar os processos e a purificação da água (PARHAMFAR *et al.*, 2018). Assim, considerando o exposto, os principais processos de pré-tratamento e de tratamento, aplicados individualmente ou associados às tecnologias de membranas para a purificação de água produzida, serão detalhados a seguir quanto aos seus princípios, vantagens e desvantagens. Um enfoque maior será dado aos processos que envolvem a aplicação de tecnologias de membranas, sobretudo membranas cerâmicas.

2.3.1. Flotação

O processo de flotação é baseado na suspensão de pequenas partículas de materiais distintos sobre a água, promovida por diferentes métodos de formação de bolhas de ar e envolvendo a adição de agentes químicos de flotação, com posterior remoção das partículas aderidas às bolhas de ar que sobem à superfície (WAN IKHSAN *et al.*, 2017; KYZAS e MATIS, 2018). Dessa forma, esse método tem melhor eficiência na remoção de partículas menores e mais leves (SATHTHASIVAM *et al.*, 2016). Um esquema simplificado de um sistema de flotação pode ser visualizado na Figura 2.2.

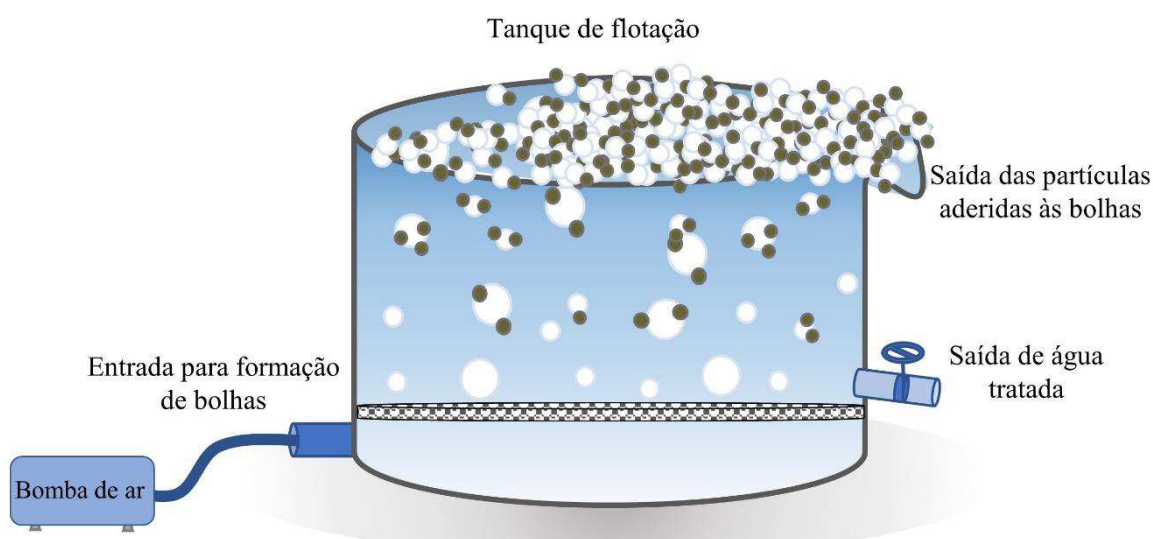


Figura 2.2. Esquema simplificado de um processo de flotação. Fonte: Adaptado de Wu *et al.* (2019).

Diferentes sistemas de flotação podem variar de acordo com os utensílios e agentes envolvidos no processo. Nessa situação, os processos de flotação mais utilizados em águas residuais oleosas são a flotação por ar dissolvido (ALMOJJLY *et al.*, 2018; LEE *et al.*, 2019), o impulsor de flotação e a flotação a jato (YU *et al.*, 2017). A flotação por ar dissolvido e o impulsor de flotação são mais dispendiosos, pois são processos lentos, com complexa manutenção de dispositivos, além de alto consumo de energia. Por outro lado, a flotação a jato apresenta maior economia de energia, fácil instalação e operação, recursos de segurança e, portanto, maior perspectiva de aplicação (YU *et al.*, 2017).

Recentemente, um estudo desenvolvido por Lee *et al.* (2019) examinou o padrão de fluxo interno de um sistema de flotação por ar dissolvido, simulando várias condições de operação e estabelecendo novos parâmetros operacionais, considerados ideais no processo de tratamento de águas. De fato, novos ajustes nos processos de tratamento de águas residuais têm tornado os sistemas cada vez mais eficientes, como a aplicação de Fe^{3+} para gerar e regular os precipitados em um sistema de flotação, aumentando a remoção de íons metálicos (WU *et al.*, 2019).

2.3.2. Coagulação

A coagulação baseia-se na neutralização das forças que separam os coloides por meio de agentes coagulantes, promovendo a aglomeração das partículas suspensas em flocos maiores, possibilitando sua posterior remoção por processos físicos (WAN IKHSAN *et al.*, 2017; ALMOJJLY *et al.*, 2019). Os coloides dispersos geralmente apresentam cargas elétricas negativas, enquanto os coagulantes têm carga positiva. Assim, a adição dos coagulantes neutraliza as partículas e as mantém unidas após o contato entre elas (BARANCHESHME e MUNIR, 2018). Mas, vale mencionar a existência de diferentes tipos de coagulantes, tais como cloreto férrico de polialumínio, cloreto de polialumínio, alúmen e $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, e diferentes potenciais no tratamento de água oleosa (YOU *et al.*, 2018).

Em resumo, o processo de separação por coagulação compreende dois estágios bem definidos, que são a mistura rápida de coagulante disperso em água e a posterior floculação por meio de agitação suave para aglomeração de partículas pequenas em flocos maiores (WAN IKHSAN *et al.*, 2017), como pode ser visto na Figura 2.3. Além disso, esse método é relativamente simples de operação, de baixo consumo de energia e pode ser aplicado em diferentes etapas do tratamento de águas residuais (TEH *et al.*, 2014).

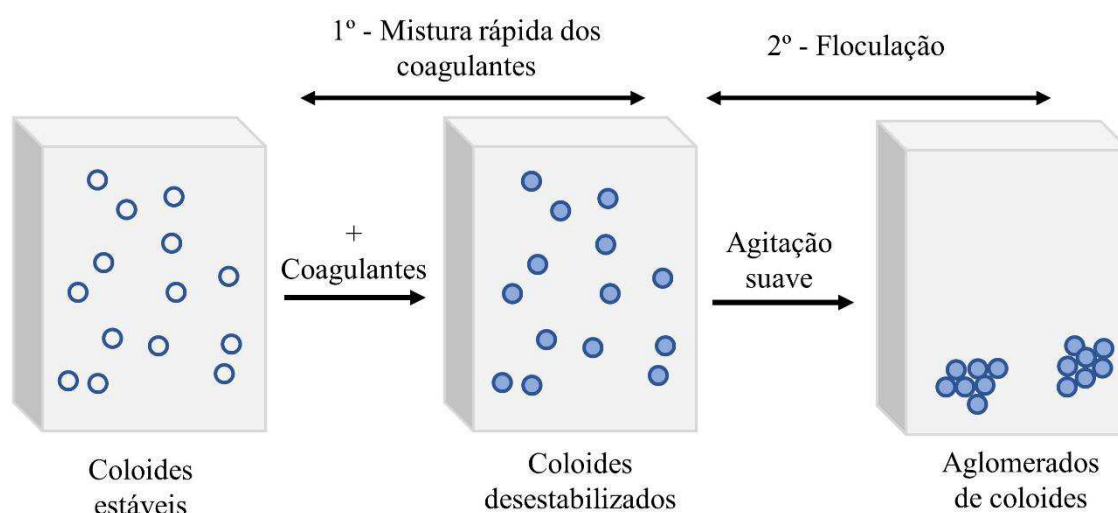


Figura 2.3. Mecanismo básico do processo de coagulação com indicação das duas fases bem definidas. Fonte: Adaptado de Wan Ikhsan *et al.* (2017).

De acordo com Crini e Lichtfouse (2019), o processo de coagulação é considerado um método ideal para o pré-tratamento e tratamento primário, eficiente para remoção de grandes quantidades de colóides dispersos. Mas, esse método também pode ser aplicado após biodegradação por bactérias para remoção de microgotículas de óleo (PARHAMFAR *et al.*, 2018).

A dosagem do coagulante desempenha um papel importante na eficácia do processo de coagulação (YOU *et al.*, 2018), principalmente porque a dosagem acima do ideal pode provocar a reestabilização das partículas (WAN IKHSAN *et al.*, 2017). Além disso, a utilização de coagulantes químicos é um fator de risco em termos de toxicidade para o meio ambiente e a saúde humana. Nesse contexto, é necessário maior atenção na seleção dos coagulantes, na dosagem bem como nas características da água residual, como temperatura e pH (PARHAMFAR *et al.*, 2018; YOU *et al.*, 2018).

2.3.3. Hidrociclonação

O hidrociclone é uma instalação projetada de tal forma que utiliza o princípio de separação por gravidade aprimorado (GUL *et al.*, 2015; MOGNON *et al.*, 2016). Por exemplo, um hidrociclone típico pode construir campos de gravidade de 2000-3000g, e a força centrípeta pode ser ajustada, alterando-se a quantidade de energia cinética na entrada, isto é, a velocidade de injeção (YANG *et al.*, 2016). Durante o processo, o hidrociclone emprega força centrífuga e diferença de densidade para separar as partículas de óleo da água. A mistura flui de duas entradas tangenciais retangulares na parte superior do hidrociclone e forma um fluxo bifásico

de água/óleo em turbilhão, assim, a fase aquosa (mais densa) é empurrada para a saída inferior (*underflow*) do equipamento, e a fase oleosa (mais leve), para a saída de descarga superior (*overflow*) (LIU *et al.*, 2018).

De acordo com Drioli *et al.* (2016), as principais vantagens dos hidrociclones e do processo de filtração por hidrociclone são: a estrutura não apresentar partes móveis; não haver a necessidade de pós ou pré-tratamento e não haver há a necessidade de produtos químicos. Por outro lado, as principais desvantagens são problemas com óleos e graxas solúveis, queda de pressão e susceptibilidade à abrasão. Além disso, os hidrociclones não conseguem remover gotículas de óleo menores que 10 microns (MOTIN *et al.*, 2014; DRIOLI *et al.*, 2016).

2.3.4. Tratamento biológico

O tratamento de águas residuais oleosas, a partir do metabolismo microbiano para degradação dos poluentes orgânicos dissolvidos, é denominado de tratamento biológico (JAMALY *et al.*, 2015). Essa conversão biológica de resíduos orgânicos envolve quatro fenômenos fundamentais que são a hidrólise, a fermentação, a acetogênese e a metanogênese (SADHUKHAN *et al.*, 2016). Para tanto, ambas as digestões anaeróbicas e facultativas têm sido empregadas no tratamento de efluente oleoso (WAN IKHSAN *et al.*, 2017). O ideal é remover contaminantes indesejáveis que atrapalham as atividades biológicas e manter a alimentação dos micro-organismos, o que cria um ambiente propício (KHAN *et al.*, 2019). Os tratamentos biológicos são geralmente considerados como tratamento secundário, envolvendo processos aeróbicos e anaeróbicos (WAN IKHSAN *et al.*, 2017).

O tratamento biológico de água produzida ainda não está bem desenvolvido, principalmente devido à natureza e aos comportamentos diversos dos micro-organismos sob diferentes condições ambientais (JAMALY *et al.*, 2015), mas os resultados recentes de pesquisas nessa área demonstram grande potencial desse método para a remoção dos contaminantes. Em um estudo realizado por Cappello *et al.* (2016), foi isolada e confirmada alta atividade de bactérias relacionadas aos gêneros *Alcanivorax*, *Rheinheimera*, *Rhodococcus* e *Muricauda*, com potencial de aplicação dessas bactérias na remediação de águas residuais oleosas salinas. Adicionalmente, bactérias como *Pseudomonas* sp., isoladas de ambientes hipersalinos, são uma excelente alternativa para o tratamento de água produzida, uma vez que possuem elevada capacidade de degradação da matéria orgânica, como compostos aromáticos e demanda química de oxigênio (KHAN *et al.*, 2019), no entanto estas bactérias são de difícil obtenção e manutenção.

2.3.5. Tecnologia de separação por membranas

As membranas são filmes utilizados para separar seletivamente um fluido de seus componentes através dos microporos (YU *et al.*, 2017). No processo de separação, a membrana atua como uma camada semipermeável e regula o transporte entre duas fases do efluente. Especificamente, o filtro deixará a água fluir através da membrana, resultando no permeado, enquanto captura sólidos suspensos e outras substâncias, obtendo-se o concentrado. Esse processo de separação do efluente em permeado e concentrado é governado basicamente pelos princípios de adsorção, interações eletrostáticas entre a membrana e as espécies carregadas com exclusão por tamanho das espécies (coloides, gotas de óleo, micro-organismos etc.) (PADAKI *et al.*, 2015).

O tamanho dos poros da membrana determina as propriedades de filtração das emulsões de água/óleo, as quais também podem variar, dependendo da concentração do óleo na emulsão e, conseqüentemente, do tamanho da gota de óleo (ALMOJJLY *et al.*, 2019; HU *et al.*, 2019). Existem quatro processos bem estabelecidos de separação por membranas, que são microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e osmose reversa (RO) (MUNIRASU *et al.*, 2016; GOH *et al.*, 2019). Tais processos foram estabelecidos principalmente pelo tamanho dos poros das membranas e, conseqüentemente, das partículas filtradas por estas (Tabela 2.1).

Tabela 2.1. Processo de separação por membranas e suas características de separação.

Tipo de poro (tamanho, nm)	Tipo de membrana (poro, nm)	Espécies	Dimensões (nm)
Macroporos (>50)	Microfiltração (50-500)	Leveduras e fungos	1000 -10.000
		Bactérias	300 -10.000
		Emulsão de óleo	100 -10.000
Mesoporos (2-50)	Ultrafiltração (2-50)	Sólidos coloidais	100 - 1.000
		Vírus	30 - 300
		Proteínas/polissacarídeos	3 - 10
		Húmicas/ácidos nucleicos	< 3
Microporos (0,2-2)	Nanofiltração (≤ 2)	Antibióticos comuns	0,6 - 1,2
	Osmose reversa (0,3-0,6)	Antibióticos orgânicos	0,3 - 0,8
		Íons inorgânicos	0,2 - 0,4
		Água	0,2

Fonte: Padaki *et al.* (2015).

De acordo com Wan Ikhsan *et al.* (2017), as membranas para microfiltração apresentam uma camada excepcional de tamanho de poros a qual retém partículas suspensas; as membranas para ultrafiltração são finamente porosas e permitem separar a água e os microssolutos das macromoléculas e coloides; a nanofiltração é aplicada por membranas com poros variando de 1 a 10 nanômetros, enquanto as membranas utilizadas na osmose reversa apresentam tamanhos de poros variando de 0,0001 μm a 0,001 μm .

A osmose reversa e a nanofiltração são geralmente empregadas na remoção de sais e outros minerais de águas, enquanto a microfiltração e a ultrafiltração podem ser usadas como uma tecnologia independente para o tratamento de águas residuais industriais (IGUNNU e CHEN, 2012), sobretudo para a remoção de grandes quantidades de óleo. Adicionalmente, a ultrafiltração é um dos tratamentos por membranas mais eficazes para águas residuais oleosas (PADAKI *et al.*, 2015).

Sabe-se que os parâmetros operacionais também desempenham um papel importante no potencial da separação por membranas. Por exemplo, a velocidade do fluxo da alimentação (CUI *et al.*, 2008), a pressão transmembrânica (LI *et al.*, 2007), a temperatura, o pH e o tamanho das moléculas dissolvidas (PADAKI *et al.*, 2015) são muito importantes durante os processos de separação de águas residuais oleosas, mas seus efeitos nos processos de separação por membrana ainda são pouco compreendidos.

As tecnologias de membranas operam sob duas formas de escoamento, a filtração frontal (ou sem saída) e a filtração de fluxo cruzado, como ilustrado na Figura 2.4. No processo de filtração frontal, o permeado passa através da membrana, e os materiais em suspensão ficam retidos na superfície da membrana. Por sua vez, na filtração de fluxo cruzado, enquanto o permeado passa através da membrana, os materiais em suspensão são carregados paralelamente à superfície da membrana (IGUNNU e CHEN, 2012). Desse modo, considerando uma pressão de operação constante, na filtração frontal, o material concentrado se acumula na superfície da membrana com maior facilidade e diminui gradativamente a vazão do processo, enquanto a filtração de fluxo cruzado atua no sentido de minimizar a incrustação da membrana e, conseqüentemente, mantém maior taxa de filtração e por maior período de tempo, proporcionando maior recuperação do produto (KOLTUNIEWICZ *et al.*, 1995).

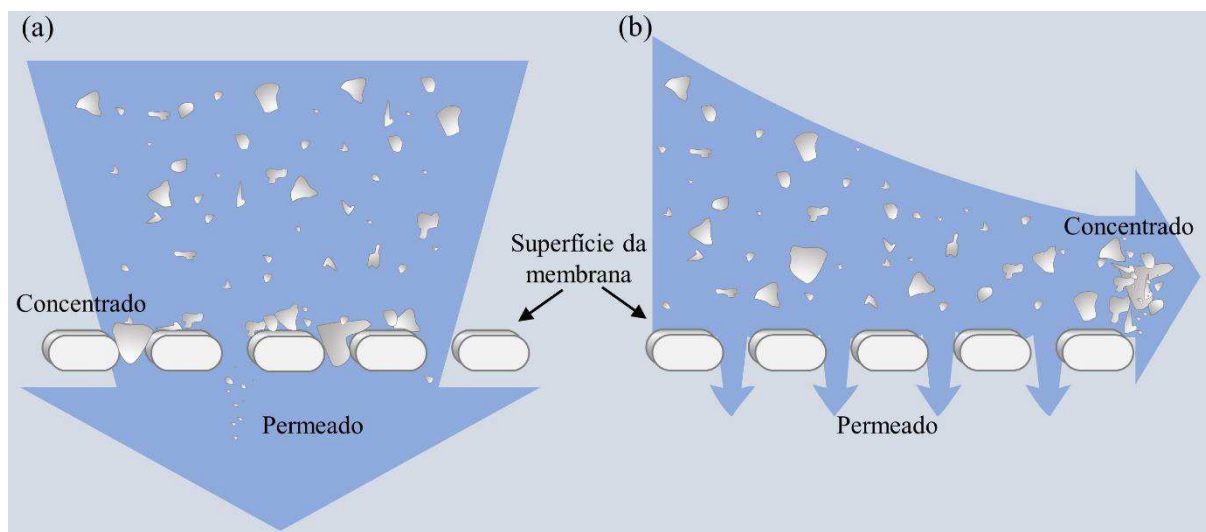


Figura 2.4. Representação esquemática da (a) filtração frontal e (b) filtração de fluxo tangencial. Fonte: Adaptado de Igunnu e Chen (2012).

As tecnologias de separação por membranas geralmente não apresentam mudança de fase nas fases envolvidas, ou seja, a separação de água/óleo é realizada diretamente pelo separador, não precisa de adição de aditivos químicos, logo polui menos, apresenta baixo custo de reprocessamento e menor consumo de energia (YU *et al.*, 2017).

As membranas podem ser do tipo polimérica ou membranas cerâmicas, originadas de materiais poliméricos e materiais inorgânicos, respectivamente (ALMOJJLY *et al.*, 2019). Ambas podem ser fabricadas em uma grande diversidade de configurações, como fibra oca, espiral e estrutura tubular, levando a diferentes graus de separação (PADAKI *et al.*, 2015). Polissulfona (PSF) é um material comumente utilizado para fabricação de membranas poliméricas, inclusive para a obtenção de ambas, membranas de microfiltração e de ultrafiltração (dependendo do tamanho dos poros) (ABBASI *et al.*, 2010). A mesma ideia é válida para outros materiais, como poliacrilonitrila (PAN), polissulfona (PSF), polietersulfona (PES), fluoreto de polivinilideno (PVDF) e acetato de celulose (CA). Abdullah *et al.* (2018) descreveram as principais vantagens e desvantagens dos diferentes tipos de polímeros constituintes de membranas, como pode ser visto na Tabela 2.2.

Tabela 2.2. Vantagens e desvantagens de diferentes tipos de polímeros.

Polímero^a	Vantagens	Desvantagens	Processo^b
CA	Barato Mais resistente à incrustação que PA	Uma fraca resistência ao pH. variando de 4 a 6,5	RO, NF, UF
PA	Mais estabilidade geral do que CA Mais permeoseletividade do que CA	Tolerância de cloro muito limitada (<0,1 mg L ⁻¹)	RO, NF
PAN	Alta resistência à hidrólise Alta resistência à oxidação	Hidrofóbico Requer copolímeros para tornar menos frágil	UF, RO Substrato
PSF, PES	Muito boa estabilidade geral Mecanicamente forte	Hidrofóbico	UF, RO substrato
PVDF, PTFE	Estabilidade química extremamente alta Alta estabilidade térmica	Altamente hidrofóbico Estabilidade mecânica limitada Permeabilidade intrínseca limitada Caro	UF, MF
PEI	Alta estabilidade química Estabilidade térmica muito alta Mecanicamente forte	Hidrofóbico Menos resistente a solventes do que PVDF Estabilidade alcalina menor do que PSF ou PAN	UF, RO substrato
PP	Barato	Hidrofóbico	UF, MF

^aCA, acetato de celulose (predominantemente di- ou tri-acetato); PA, poliamida (aromática); PAN, poliacrilonitrilo; PEI, polieterimida; PES, polietersulfona; PP, polipropileno; PSF, polissulfona; PVDF, poli (fluoreto de vinilideno); PTFE, politetrafluoroetileno.

^bAplicação mais usual em negrito.

Fonte: Adaptado de Abdullah *et al.* (2018).

Tecnologias de membranas sintéticas como as poliméricas têm sido amplamente desenvolvidas para o tratamento de águas residuais oleosas, principalmente pelas suas variedades de estruturas, propriedades de barreira e robustez, que possibilitam controlar densidade, tamanho, distribuição, forma e alinhamento dos poros na membrana, facilitando a personalização para atender às mais diversas demandas na área (WAN IKHSAN *et al.*, 2017). Mas, a incrustação de resíduos nas membranas poliméricas continua sendo um grande desafio para a operação a longo prazo, durante o tratamento de água contendo óleo. Além disso, os principais métodos utilizados para recuperar as membranas sujas utilizam poluentes orgânicos de difícil degradação e podem causar danos às membranas dos filtros (ZHU *et al.*, 2018).

O arranjo estrutural ou configurações dos sistemas com membranas são basicamente de quatro tipos: módulo de membrana placa-quadro (Figura 2.5a); módulo de membrana fibra oca (Figura 2.5b); módulo de membrana espiral (Figura 2.5c) e módulo de membrana tubular (Figura 2.5d) (BINIAZ *et al.*, 2019). No módulo placa-quadro, as membranas são dispostas paralelamente, intercaladas por espaçadores e suportes (Figura 2.5a). Assim, a alimentação ocorre, simultaneamente, em todas as membranas, sendo o concentrado retirado por um duto central. Quando o sistema está operando sob diferenças de pressão elevadas, os suportes fornecem resistência mecânica para as membranas (BINIAZ *et al.*, 2019; SIYAL *et al.*, 2019).

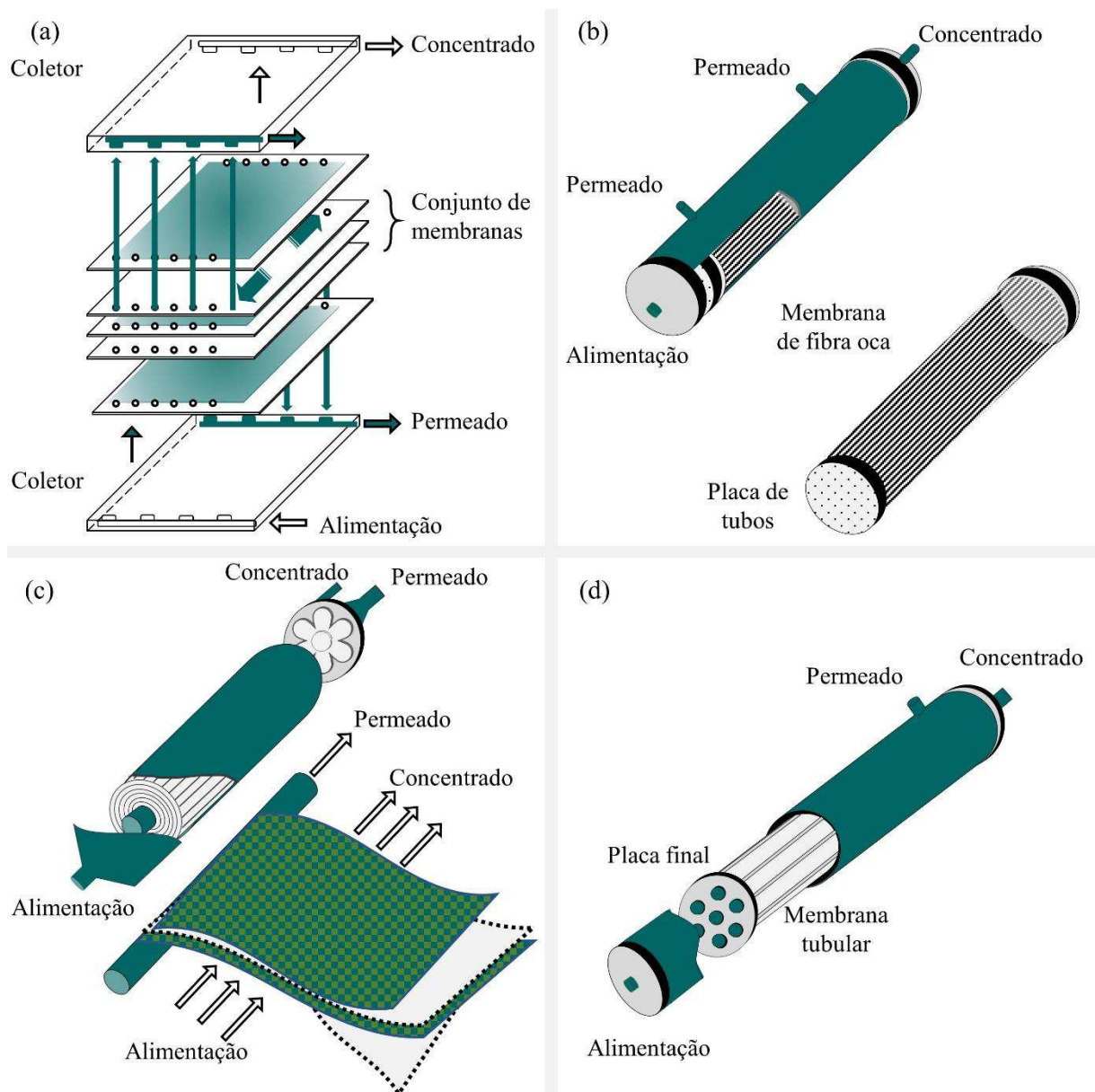


Figura 2.5. Tipos de configuração dos módulos de membranas: a) placa-quadro; b) módulo de fibra oca; c) módulo de membranas espirais; d) módulo tubular. Fonte: Adaptado de www.labvirtual.eq.uc.pt.

A estrutura do módulo de fibra oca caracteriza-se por milhares de fibras ocas agrupadas e seladas dentro de um tubo de revestimento (SIYAL *et al.*, 2019), como pode ser visualizado na Figura 2.5b. A solução de alimentação flui através da fibra oca, e o permeado é coletado na parte externa da fibra da membrana (dentro-fora), ou a solução de alimentação flui por fora das fibras ocas, e o permeado é coletado dentro da fibra oca (fora-dentro). Nesse módulo, a densidade de empacotamento (área superficial de membrana por volume de módulo, A/V) é muito alta, e o consumo de energia é baixo, mas é um sistema com alta tendência a incrustar, difícil de limpar e manter (BINIAZ *et al.*, 2019).

No módulo de membranas espirais, a membrana de folha plana e os espaçadores são envolvidos e enrolados em torno de um tubo de coleta central perfurado (Figura 2.5c). Enquanto a solução de alimentação move-se axialmente por meio da superfície da membrana, o permeado flui radialmente para o centro e sai através do tubo de recolha (WANG e CHUNG, 2015). O módulo espiral tem boa densidade de empacotamento, tendência média para incrustação e consumo de energia aceitável (BINIAZ *et al.*, 2019). Adicionalmente, contempla as possibilidades de filtração por fluxo frontal e a filtração de fluxo tangencial.

No tipo de módulo tubular, conforme Figura 2.5d, as membranas são em forma de tubo, inseridas em um tubo cilíndrico, e o fluxo de alimentação ocorre de dentro para fora (SIYAL *et al.*, 2019). No campo comercial, o módulo de membrana tubular é o mais atrativo, pois possui baixa tendência a incrustações, facilidade de limpeza e alta área efetiva. A densidade de empacotamento desse módulo, no entanto, é baixa, além do alto custo operacional (BINIAZ *et al.*, 2019).

2.4. Membranas cerâmicas

2.4.1. Características e estrutura

As membranas cerâmicas têm vida útil superior a 10 anos e não carecem de produtos químicos durante o tratamento de água produzida, exceto durante a limpeza periódica das próprias membranas (IGUNNU e CHEN, 2012). A utilização de membranas cerâmicas para tratamento de efluentes oleosos cresceu consideravelmente, desde membranas orgânicas afetadas por solventes polares, solventes clorados e alta fração de óleo.

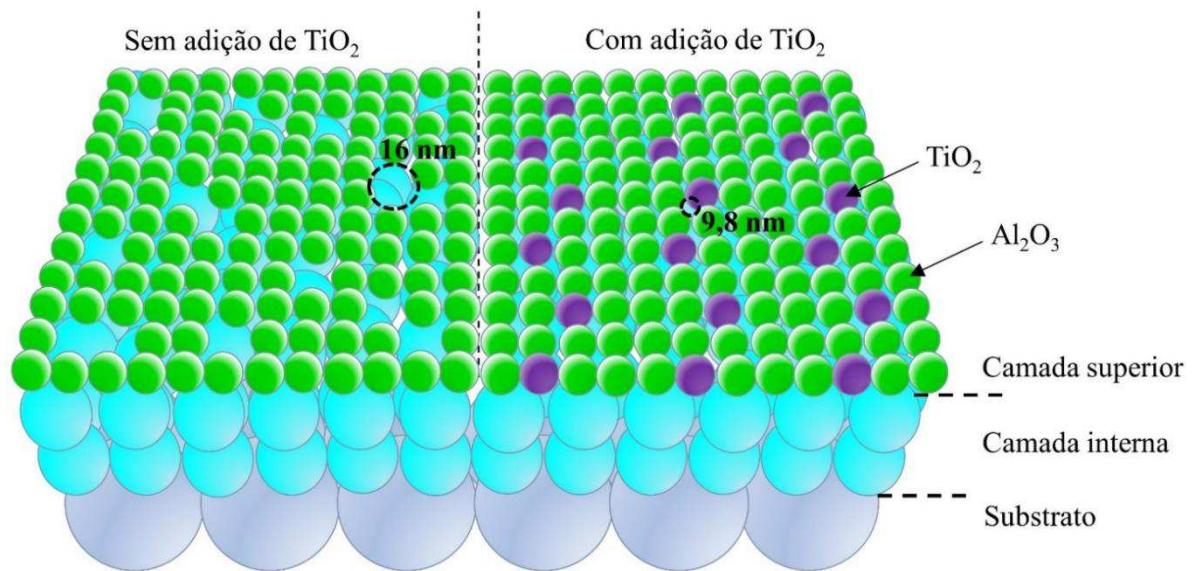
Tradicionalmente as membranas cerâmicas são preparadas sobretudo de materiais cerâmicos, como Al_2O_3 , ZrO_2 , TiO_2 e materiais inorgânicos emergentes, como cordierita,

carbeto de silício e nitreto de silício (SONG *et al.*, 2017). Tais membranas cerâmicas são comumente utilizadas em ambos os processos de microfiltração e de ultrafiltração, em adição às possibilidades de filtração por fluxo tangencial ou filtração frontal.

A argila também vem sendo utilizada como fonte de material natural para a obtenção de membranas cerâmicas (SILVA, 2015). De acordo com este autor, a argila é um material natural, com facilidade de obtenção, de preparo e o baixo custo, além de possibilitar a produção de membranas assimétricas, com diâmetro de poro e porosidade ótimas para aplicações nos variados processos de microfiltração.

As membranas cerâmicas típicas são geralmente produzidas a partir do processo sol-gel, em que uma solução coloidal na fase sol é a base para uma rede integrada de partículas discretas na fase gel. Nesse processo, camadas contínuas e porosas podem se formar pela deposição de partículas com tamanhos decrescentes e sob temperaturas extremas. Isso resulta em estrutura assimétrica típica das membranas cerâmicas (WAN IKHSAN *et al.*, 2017).

O tamanho dos poros e as características das camadas da membrana também podem ser personalizados usando como base diferentes tamanhos de grão e tipo de partículas. Por exemplo, Chen *et al.* (2018) desenvolveram uma membrana alumina-titânia usando o método sol-gel assistido por dopagem de titânia. Dois tipos de sol de titânia aquoso com diferentes distribuições de tamanho de partícula foram introduzidos em um sol de boemita. Uma ilustração destas membranas pode ser visualizada na Figura 2.6a. A membrana resultante da combinação α -alumina mais titânia ($\text{Al}_2\text{O}_3\text{-TiO}_2$) apresentou uma melhor precisão de separação, principalmente devido ao menor tamanho médio dos poros e à maior permeabilidade à água em comparação com a membrana de α -alumina sem a adição de titânia.

(a) Membrana cerâmica assimétrica típica: processo *sol-gel*

(b) Membrana cerâmica submetida ao processo de deposição de camada atômica

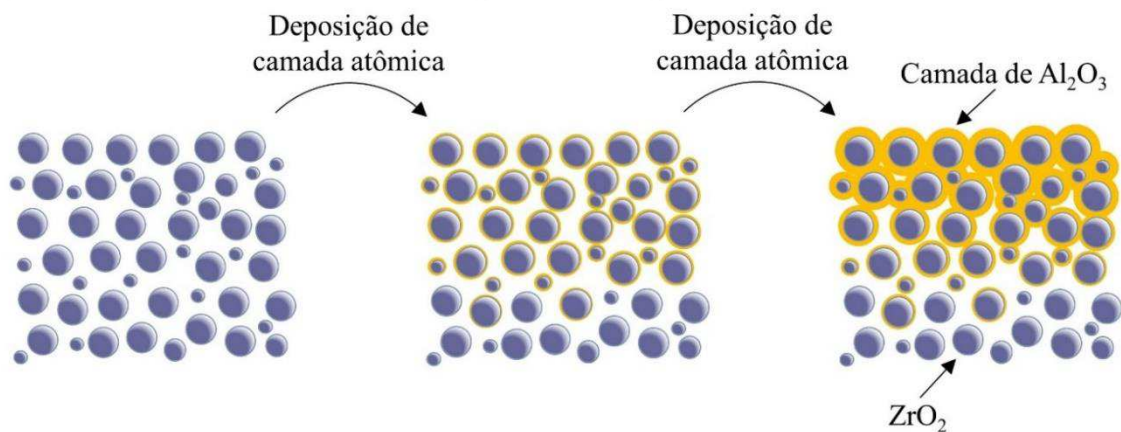


Figura 2. 6. (a) Membrana cerâmica de alumina-titânia fabricada usando o método de sol-gel assistido por dopagem de titânia. (Fonte: Adaptado de Chen *et al.*, 2018) e (b) Membrana cerâmica submetida a adaptação do tamanho dos poros pelo método de deposição de camada atômica. Fonte: Adaptado de Li *et al.* (2012).

Abordagens diferentes para a fabricação de membranas cerâmicas podem resultar em materiais com estruturas ligeiramente distintas e propriedades específicas. Por exemplo, Li *et al.* (2012) aplicaram a deposição de camada atômica para modificar a estrutura e adaptar o tamanho dos poros de membranas cerâmicas (Figura 2.6b). Os autores partiram de uma membrana cerâmica de microfiltração com tamanho médio dos poros de 50 nm e aplicaram Al_2O_3 a partir da técnica de deposição de camada atômica. Coerentemente, a espessura da camada de Al_2O_3 aumentou com o número de ciclos de deposição de camada atômica. Consequentemente, o tamanho dos poros da membrana cerâmica diminuiu gradativamente, até

que os poros ficassem completamente selados. A deposição do Al_2O_3 reduziu o fluxo de água e aumentou a retenção de albumina de soro bovino (BSA). Por fim, uma membrana submetida a 600 ciclos de deposição de camada atômica resultou em 97,1% de retenção de BSA, enquanto, para uma membrana não depositada de Al_2O_3 , a retenção da proteína foi de apenas 2,9%.

Uma grande diversidade de membranas cerâmicas, tais como as descritas acima, tem sido proposta e aplicada no tratamento de água produzida. Os resultados são extremamente satisfatórios, mas problemas como a formação de incrustação e polarização de concentração são recorrentes, isso diminui o fluxo do permeado e compromete a qualidade do mesmo. Nos próximos tópicos, esses problemas serão descritos, e os modos de funcionamento das membranas cerâmicas serão abordados, juntamente com as técnicas mais recentes para superação destas limitações.

2.4.2. Configurações de operação e mecanismos de separação

Os processos de filtração por membranas podem operar em quatro configurações bem definidas, a saber, a destilação com membranas por contato direto (DCMD - *Direct Contact Membrane Distillation*), destilação por membrana de vão de ar (AGMD - *Air Gap Membrane Distillation*), destilação por membrana de gás por varredura (SGMD - *Sweeping Gas Membrane Distillation*) e destilação por membrana a vácuo (VMD - *Vacuum Membrane Distillation*) (WANG e CHUNG, 2015; BINIAZ *et al.*, 2019; HUBADILLAH *et al.*, 2019). Na Figura 2.7, é possível visualizar os princípios de funcionamento dessas configurações a partir de seus esquemas representados.

Na configuração DCMD, a solução de alimentação (quente) está em contato direto com a superfície lateral da membrana quente. Assim, a evaporação ocorre na superfície da membrana de alimentação, e o vapor passa através da membrana, impulsionado pela diferença de pressão (ASHOOR *et al.*, 2016). Do outro lado, o permeado condensa-se dentro do módulo da membrana (Figura 2.7a). Por causa da característica hidrofóbica, a solução de alimentação não penetra na membrana (somente a fase gasosa existe dentro dos poros da membrana) (HUBADILLAH *et al.*, 2019). Essa é a configuração de separação por membranas mais simples e é amplamente empregada em processos de tratamento de águas residuais (ALKHUDHIRI *et al.*, 2012). O tratamento de água produzida usando DCMD é uma aplicação potencial com promessa futura para recuperação massiva de água doce (ASHOOR *et al.*, 2016).

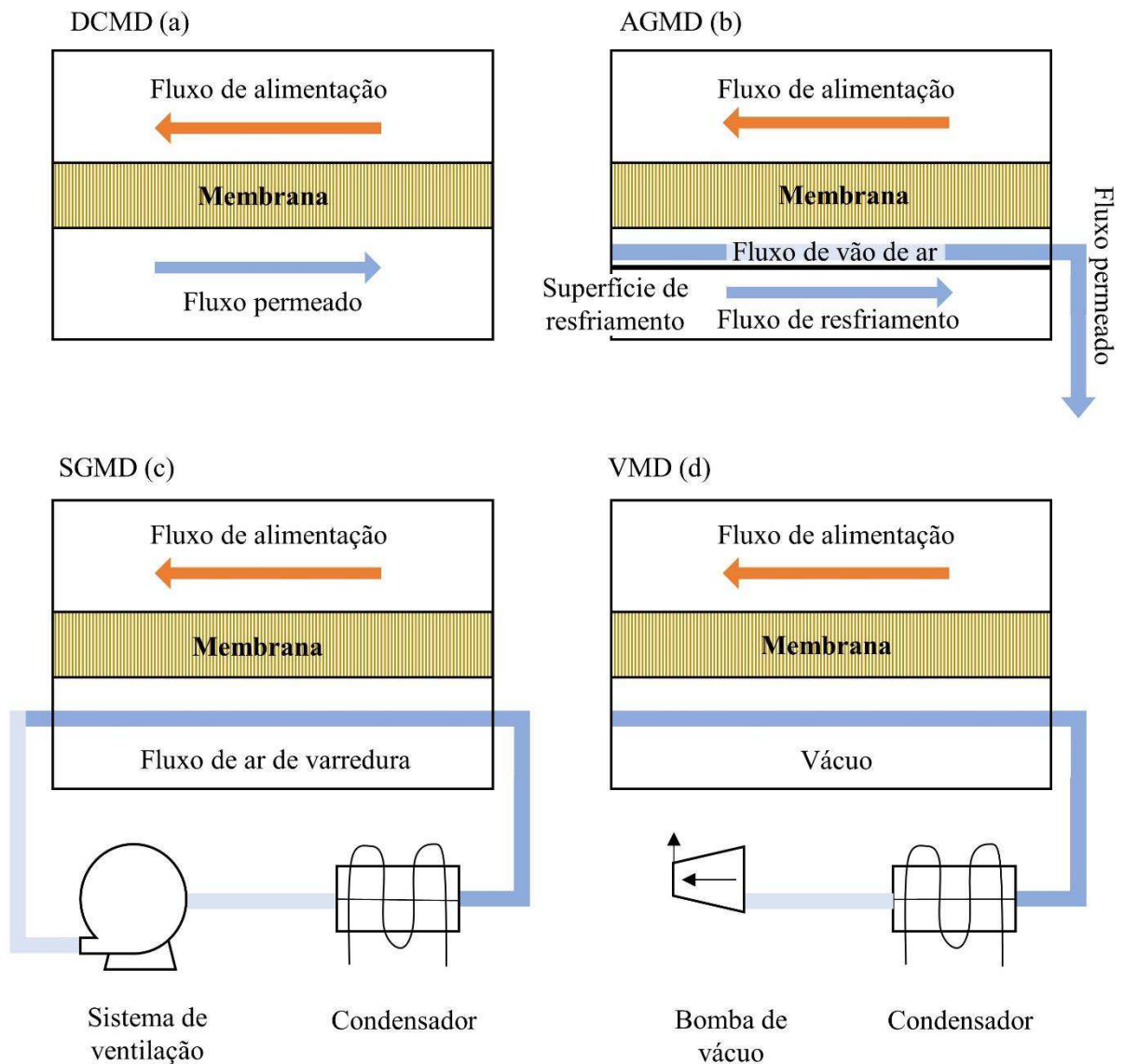


Figura 2.7. Representações esquemáticas da destilação por membrana por contato direto (DCMD, a); destilação por membrana de vão de ar (AGMD, b); destilação por membrana de gás por varredura (SGMD, c); destilação por membrana a vácuo (VMD, d). Fonte: Adaptada de Wang e Chung (2015).

Na configuração AGMD, a solução de alimentação também está em contato direto com o lado quente da superfície da membrana, e o vapor atravessa o entreferro para condensar sobre a superfície fria no interior da célula da membrana (WANG e CHUNG, 2015; HUBADILLAH *et al.*, 2019). No entanto, a superfície de condensação é separada da membrana por vão de ar (Figura 2.7b). A principal vantagem dessa configuração, em relação à DCMD, é a menor perda de calor pela condução. Por outro lado, gera-se uma resistência adicional à transferência de massa (ALKHUDHIRI *et al.*, 2012; HUBADILLAH *et al.*, 2019).

Na SGMD, o destilado é removido ainda na forma de vapor por um gás inerte, do lado do permeado da membrana, para ser condensado fora do módulo de membrana (Figura 2.7c). Assim como na AGMD, existe uma barreira de gases que reduz a perda de calor (WANG e CHUNG, 2015; BINIAZ *et al.*, 2019), mas a corrente de gás não é estacionária, o que favorece maior coeficiente de transferência de massa em relação à AGMD. A principal desvantagem dessa configuração é que um pequeno volume do permeado se difunde em um grande volume de gás de arraste, exigindo um grande condensador (ALKHUDHIRI *et al.*, 2012).

Na configuração VMD, o vapor permeado é removido por um vácuo aplicado no lado do permeado da membrana (Figura 2.7d). Assim, a condensação também ocorre fora do módulo da membrana (SAFAVI e MOHAMMADI, 2009). Nessa configuração, o calor perdido é insignificante, o que é considerada uma grande vantagem sobre os demais sistemas (ALKHUDHIRI *et al.*, 2012). Sob elevada temperatura de alimentação, o fluxo no sistema VMD é mais alto do que em DCMD, favorecido pela transferência de calor através da fase gasosa e de materiais de membrana sob condições de pressão reduzida (KOO *et al.*, 2013).

A configuração AGMD é mais comumente utilizada para os estudos de destilação com membranas cerâmicas devido à sua capacidade de produzir alto fluxo. No entanto, devido ao fato de a configuração do sistema AGMD ser mais complicada em comparação com a do DCMD, Hubadillah *et al.* (2019) sugerem que pesquisas futuras devam se concentrar na otimização das propriedades da membrana cerâmica para aplicações DCMD. As configurações DCMD, AGMD e VMD foram empregadas em membranas cerâmicas tubulares com o objetivo de comparar a eficiência de cada método na remoção de NaCl. Os resultados demonstraram que todas as configurações investigadas favoreceram remoção de mais de 99% do sal (CERNEAUX *et al.*, 2009).

Para além dos mecanismos de separação por membrana já explorados no tópico 2.3.6, as membranas cerâmicas apresentam alta eficiência de filtração também devido as suas excelentes propriedades hidrofílicas e à estabilidade química e hidrotermal (KWAŚNY *et al.*, 2018).

As membranas cerâmicas são consideradas uma tecnologia econômica e promissora para tratamento e purificação de água devido a sua capacidade de atingir quase 100% de rejeição de sólidos dissolvidos. Isso se deve também ao fato de as membranas serem adicionadas de componentes com propriedades hidrofóbicas (tais como os agentes de Silano), que favorecem

apenas o transporte de vapor, enquanto retêm os solutos indesejados na fase líquida no lado da alimentação (HUBADILLAH *et al.*, 2019).

Como já mencionado anteriormente, o peneiramento, a adsorção e as pontes são os principais mecanismos pelos quais a filtração por membrana cerâmica ocorre. O peneiramento acontece para as partículas, os micro-organismos e as moléculas orgânicas cujo tamanho é superior ao tamanho dos poros da membrana; estes ficam retidos na superfície. A adsorção segue os princípios da força de *Van der Waals*, força de ligação química ou atração eletrostática, sendo, através desta, os contaminantes retidos na superfície e poros da membrana, mesmo as partículas de tamanho pequeno. Por sua vez, as pontes ocorrem devido a interação entre os poluentes, que se unem em um corpo inteiro e são interceptados pela membrana cerâmica (KWAŚNY *et al.*, 2018).

Em conjunto, as forças exercidas pela pressão, adsorção e carga elétrica provocam deformação das partículas de óleo com diâmetro pequeno de tal forma que, estas partículas não conseguem passar pelos orifícios maiores da membrana. Esse fenômeno ocorre, porque a fase orgânica (fase oleosa) no sistema de dispersão líquido-líquido é separada da fase aquosa por meio de propriedades lipofílicas ou hidrofílicas da membrana porosa. Sabendo que os dois líquidos não são miscíveis entre si e que há diferenças na afinidade da membrana para os diferentes líquidos, um destes líquidos formará uma camada líquida pura com uma certa espessura na superfície da membrana sob forças hidráulicas e externas. Assim, a concentração do outro líquido forma um gradiente com a camada líquida pura que estimula a separação destes (KWAŚNY *et al.*, 2018).

2.4.3. Polarização por concentração e incrustação das membranas

O fenômeno de polarização por concentração se estabelece a partir da formação de uma camada de óleo e de outros contaminantes do efluente paralelo à superfície da membrana (BIRON *et al.*, 2017; CHENG *et al.*, 2018). O aumento na concentração desses materiais retidos favorece um gradiente de concentração que provoca uma resistência adicional à transferência de massa através da membrana (FARD *et al.*, 2018). De fato, essa polarização por concentração do soluto na superfície da membrana é a razão primária para o declínio do fluxo durante o período inicial de um processo de separação por membrana. Isso pode ocorrer em conjunto com incrustações irreversíveis da membrana e/ou formação reversível de uma camada de incrustação (MOHAMMADI *et al.*, 2003).

Aumentar a velocidade do fluxo do efluente é uma das estratégias para potencializar a taxa de transferência de massa e diminuir a polarização por concentração. Esse efeito foi claramente observado por Cui *et al.* (2008), quando aplicaram membranas cerâmicas de microfiltração combinadas com zeólita para o tratamento de água contaminada com óleo. Os autores observaram que uma maior velocidade de fluxo tangencial ($0,01 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$) duplicou o fluxo através da membrana sem afetar o coeficiente de rejeição de óleo. Adicionalmente, o desempenho da membrana permaneceu excelente, mesmo com elevada concentração de óleo na solução de alimentação ($500 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$).

Como já mencionado anteriormente, a incrustação de membranas geralmente ocorre como resultado da adsorção de componentes da solução de alimentação na superfície da membrana (LI *et al.*, 2006). Essa incrustação reduz o desempenho de separação da membrana, mas a ocorrência desse fenômeno pode ser mitigada pela modificação da superfície da membrana. Por exemplo, Zhou *et al.* (2010) modificaram membranas comerciais de microfiltração à base de Al_2O_3 por revestimento com ZrO_2 de tamanho manométrico, para reduzir o entupimento da membrana por gotículas de óleo. O fluxo constante da membrana modificada foi obtido em um tempo muito curto, mantendo-se 88% do fluxo inicial e a rejeição do óleo acima de 97,8%. Adicionalmente, a combinação deste revestimento com a retrolavagem e a velocidade de fluxo cruzado apropriada contribuem para reduzir a obstrução da membrana por gotículas de óleo.

Outro método eficaz para retardar a polarização por concentração, reduzir a incrustação e, conseqüentemente, aumentar o fluxo de permeação é o uso de fluxo pulsado e a promoção de fluxo turbulento (HUA *et al.*, 2007; CHENG *et al.*, 2018). Este método será abordado com mais detalhe no próximo tópico.

Apesar dos problemas com polarização por concentração e incrustação, as membranas cerâmicas são mais resistentes à contaminação do que as orgânicas, quando se trata de efluentes petroquímicos (CHENG *et al.*, 2018). Todo esse potencial das membranas cerâmicas justifica a intensificação dos trabalhos científicos que buscam potencializar o tratamento da água produzida usando este dispositivo.

2.4.4. Desempenho do escoamento e transferência de massa

A resistência da própria membrana é um dos fatores que influenciam o desempenho do fluxo através da membrana e, necessariamente, deve ser considerada, pois vai sempre existir do

início até o final do processo de filtração. Essa resistência é devida a fatores geométricos, como tamanho e distribuição de poros, espessura e afinidade da superfície da membrana com o solvente (LI *et al.*, 2007; BIRON *et al.*, 2017). Como já mencionado, a incrustação e a polarização por concentração também oferecem resistência ao transporte de massa através da membrana, e, de acordo com Biron *et al.* (2017), as resistências da membrana, incrustação e da camada de polarização, denotadas por R_m , R_i e R_p , respectivamente, podem ser dadas pelas equações descritas abaixo (Eq. 2.1 a 2.3).

a) Resistência é a resistência intrínseca da membrana (R_m)

$$R_m = \frac{\Delta P}{\mu_d \cdot J_w}, \quad (2.1)$$

em que ΔP é a variação da pressão, μ_d é a viscosidade dinâmica do líquido, e J_w é o fluxo do permeado para a água destilada.

b) Resistência associada às incrustações (R_i)

$$R_i = \frac{\Delta P}{\mu_d \cdot J_w} - R_m, \quad (2.2)$$

em que, neste caso, μ_d diz respeito às propriedades da emulsão água/óleo.

c) Resistência da camada de polarização (R_p)

$$R_p = R_t - R_m - R_i, \quad (2.3)$$

em que R_t é a resistência hidráulica total da membrana, ou seja, toda a resistência observada durante a ultrafiltração. Assim, a R_t da membrana deve ser determinada considerando o fluxo do permeado para a emulsão água/óleo, o volume do permeado, a área útil da membrana e o tempo de permeação.

Assim, pode-se observar que diferentes tipos de resistência estão envolvidos no processo de filtração por membranas, oferecendo resistência hidrodinâmica para a permeação do fluxo. O efeito conjunto dessas resistências pode ser modelado, sob pressão constante, pelo modelo de resistência em série (LI *et al.*, 2007). De acordo com Lobo *et al.* (2006), estudando a influência do pH e da velocidade do fluxo cruzado na ultrafiltração de emulsões de água/óleo com membranas cerâmicas, no modelo de resistência em série, a resistência total à filtração pode ser dada pela soma de todas as fontes de resistência (DAMAK *et al.*, 2004; CUNHA, 2014;

SOUZA, 2014). Já Damak *et al.* (2004), Cunha (2014) e Souza (2014) definem o fluxo de permeado, J , como segue:

$$J = \frac{\Delta P}{\mu_p R_t} = \frac{\Delta P}{\mu_p (R_m + R_{ads} + R_p)}. \quad (2.4)$$

Onde J é a taxa de filtração, ΔP é a pressão transmembrânica, μ_p é a viscosidade do permeado, e R_t é a resistência hidráulica total. Por sua vez, na obtenção da R_t , R_m é a resistência intrínseca da membrana, R_{ads} é a resistência à adsorção das moléculas de soluto na membrana e R_p é a resistência à polarização da concentração. Vale mencionar novamente que R_m pode ser obtido a partir de um ensaio de ultrafiltração com água pura, pois, nessa condição, R_{ads} e R_p são iguais a zero.

A resistência associada à adsorção (R_{ads}) é iniciada logo que a solução de alimentação entra em contato com a membrana e pode ocorrer tanto na superfície quanto no interior dos poros da membrana (LOBO *et al.*, 2006). Independentemente do fenômeno de adsorção, alguns solutos podem depositar-se na entrada dos poros e bloqueá-los, resultando em uma resistência adicional ao transporte.

Um outro coeficiente utilizado para descrever o regime de escoamento sobre a superfície das membranas, o qual merece ser mencionado, é o número ou módulo de Reynolds (HUA *et al.*, 2007). Esse parâmetro é obtido como descrito na Equação 2.5.

$$Re = \frac{\rho v d}{\mu_d}, \quad (2.5)$$

onde ρ é a densidade do líquido, v é a velocidade de escoamento do líquido, d é o diâmetro do tubo, e μ_d , a viscosidade dinâmica do fluido.

Como pode ser visto pela Equação 2.5, quanto maior a velocidade do fluido, maior será o número de Re (DAMAK *et al.*, 2004; HUA *et al.*, 2007; ABBASI *et al.*, 2010; CUNHA, 2014; SOUZA, 2014). De acordo com Hua *et al.* (2007), quando o número de Re excede 4000 (número adimensional), o fluxo é definido como turbulento. Por sua vez, o fluxo turbulento pode enfraquecer o efeito da polarização por concentração e, conseqüentemente, aumentar o fluxo do permeado.

Todavia, Rai *et al.* (2006) observaram que, com um número de Reynolds mais elevado ($1,7 \times 10^5$ e $2,1 \times 10^5$), a resistência ao entupimento dos poros é muito inferior em magnitude em comparação com a observada quando o número de Reynolds foi mais baixo ($1,4 \times 10^5$). Com um número de Reynolds mais alto, a turbulência criada na interface da solução com a membrana favorece a elevação ascendente dos solutos, levando a uma menor transmissão deles através da membrana, resultando em valores mais baixos de resistência de entupimento dos poros. A variação da resistência ao entupimento dos poros é bastante próxima para o maior número de Reynolds e pode ser ajustada por uma única curva. Portanto, a seleção de um número de Reynolds maior que $2,1 \times 10^5$ não será muito eficaz, para minimizar a resistência de entupimento dos poros.

2.4.5. Modelagem computacional: princípio e aplicações a membranas

Recentemente, além da modelagem matemática, a simulação de filtração por membranas realizada por computador tem sido amplamente utilizada como ferramenta poderosa para o entendimento do comportamento dinâmico dos fluidos em módulos de membrana (SHIRAZIAN *et al.*, 2012a; SHIRAZIAN *et al.*, 2012b; SHIRAZIAN e ASHRAFIZADEH, 2012; CUNHA, 2014; SOUZA, 2014; MAGALHÃES *et al.*, 2017; REZAKAZEMI, 2018).

Essa técnica é conhecida como dinâmica dos fluidos computacional (CFD, *Computational Fluid Dynamics*) e pode ser esquematizada em três etapas bem definidas (Figura 2.8). Na primeira etapa, é criada a geometria do estudo, e, sequencialmente, é confeccionada a malha numérica. Ainda no pré-processamento, também são definidos o material, as condições de contorno e inicial, regime de operação, inserção de pontos de monitoramento e definição de esquemas numéricos. Na etapa seguinte, de solução numérica, são realizados os cálculos sobre a malha, de acordo com os métodos numéricos escolhidos na fase anterior. Nessa etapa, vale a pena mencionar os módulos físicos empregados pelo solucionador numérico para as soluções das equações governantes sobre a malha, principalmente o modelo de turbulência, que será adotado neste trabalho. E, por fim, os resultados gerados são analisados na etapa de pós-processamento, última etapa (TU *et al.*, 2008).

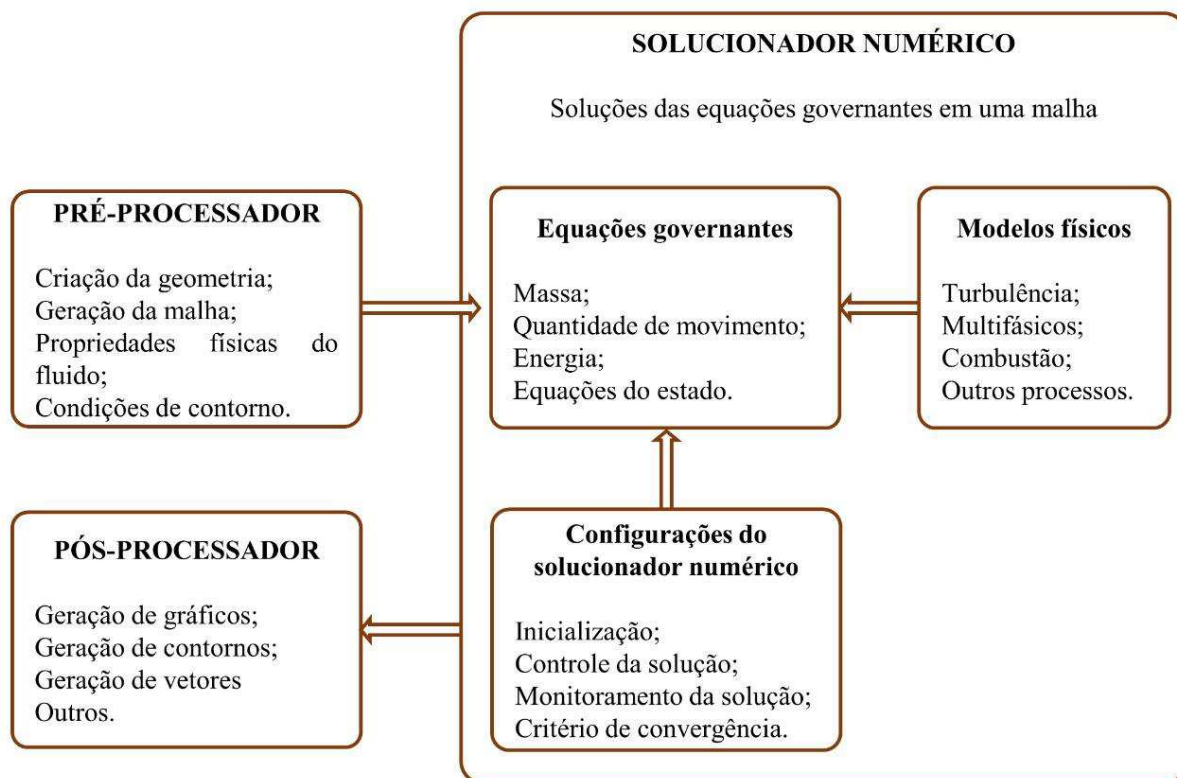


Figura 2.8. Etapas do processo de aplicação da dinâmica dos fluidos computacional. Fonte: Adaptado de Tu *et al.* (2008).

Os *softwares* de CFD são aplicados para simular, com o máximo de realismo, o que ocorre na prática em um sistema de filtração. A taxa de transporte e deposição das partículas nas superfícies da membrana pode ser modelada de duas maneiras diferentes (e complementares), que são as abordagens Euleriana e Lagrangeana (NELSON e GINN, 2005; MARRUFO-HERNÁNDEZ *et al.*, 2018). A abordagem Euleriana considera a distribuição da concentração das partículas no espaço e no tempo. Esse método, aplicado à deposição de partículas, resulta em uma equação diferencial conhecida como equação de *Smoluchowski*, e o uso desta equação, por sua vez, requer uma função potencial descrevendo as forças de interação entre as partículas coloidais e a superfície sólida (NELSON e GINN, 2005). Assim, na abordagem Euleriana, o fluido coloidal é considerado como um meio contínuo e é orientado para fornecer o perfil da concentração das partículas bem como descrever o efeito da polarização por concentração na superfície da membrana, quando em operação (KUMAR e UPADHYAY, 2000; MARRUFO-HERNÁNDEZ *et al.*, 2018).

Por sua vez, a abordagem Lagrangeana foca em uma única partícula e acompanha sua posição ao longo do tempo de acordo com a segunda Lei de Newton. Uma desvantagem dessa abordagem é que ela é computacionalmente robusta, no entanto fornece uma descrição

mecanicista direta do transporte de partículas a qual pode ser útil para elucidar os mecanismos e os processos relevantes. Em geral, a abordagem Euleriana é mais atraente do que a abordagem Lagrangeana para modelagem de deposição de partículas devido à sua relativa eficiência computacional e à relativa facilidade com que a difusão Browniana pode ser incorporada (NELSON e GINN, 2005).

A técnica CFD tem, cada dia mais, fornecido informações e novos modelos para aplicação e entendimento dos mecanismos de filtração por membranas, facilitando a seleção de membranas para processos de filtração industrial e/ou científica, inclusive considerando características pré-definidas para o filtrado, por exemplo: Marrufo-Hernández *et al.* (2018) apresentaram um modelo computacional que descreve a difusão de um fluido coloidal de esferas rígidas através de uma membrana. A matriz da membrana foi modelada como sendo uma série de planos paralelos achatados com poros circulares de diferentes tamanhos e distribuição espacial aleatória. Essa membrana modelo foi empregada para avaliar como a distribuição de tamanho do filtrado coloidal depende das distribuições de tamanho de ambas, — as partículas na solução de alimentação e os poros da membrana — bem como descrever a cinética de filtração. Esse modelo, proposto pelos autores, prevê as características da distribuição das partículas filtradas, uma vez que a distribuição inicial do tamanho das partículas e a distribuição do tamanho dos poros da membrana tenham sido fornecidas. Adicionalmente, uma vez sabendo as propriedades do fluido inicial não filtrado, o modelo poderia ajudar a definir as características de uma membrana de filtração, para obter um fluido filtrado com algumas propriedades desejadas.

Chang *et al.* (2015) simularam o processo de destilação por membrana no módulo DCMD pela técnica de CFD. A ideia foi explorar duas problemáticas reais: (I) o fluxo de água é restrito pelas camadas térmicas próximas à superfície das membranas durante o processo de filtração, mas a aplicação de equações propostas para essas trocas de calor é questionável; (II) a definição das características internas de transferência de calor e massa, quando se utilizam canais quentes e frios com superfície áspera, para melhorar o desempenho do processo de filtração por membranas. Além de a superfície rugosa simulada ter fornecido estimativas aproximadas dos resultados experimentais, os resultados da simulação revelaram que o efeito de entrada térmica, que fornece fluxo de massa e coeficiente de transferência de calor muito altos, é significativo para os módulos simulados, portanto não podem ser negligenciados. Eles também observaram que o uso de canais preenchidos com espaçador aumenta o fluxo de água no processo de filtração, bem como a eficiência de utilização de energia.

Sabe-se que a forma e as orientações dos espaçadores em canais de membranas têm efeito significativo na transferência de massa e de calor no sistema (SHAKAIB *et al.*, 2012), portanto afetam o desempenho do processo de filtração. Nesse contexto, Cipollina *et al.* (2011) usaram simulação de CFD para modelar gradientes de temperatura e o padrão do fluxo em membranas preenchidos com espaçador de diferentes geometrias. As geometrias comerciais e customizadas foram simuladas para identificar os parâmetros mais importantes que afetam a eficiência do processo. Os resultados forneceram informações valiosas para a identificação das principais características que um espaçador otimizado deve possuir, a fim de minimizar a polarização por temperatura e as quedas de pressão ao longo do canal.

De acordo com Shakaib *et al.* (2012), se os filamentos do espaçador tocarem na superfície superior ou inferior da membrana, a polarização por temperatura é alta, o que resulta em baixas taxas de transferência de calor. Por outro lado, quando os filamentos são destacados da membrana, a polarização por temperatura é menor. Além disso, a tensão de cisalhamento também é maior, e os índices de polarização por temperatura e tensão de cisalhamento são mais uniformemente distribuídos no modo destacado, tornando essa orientação particular mais favorável para uso em módulos de destilação de membrana.

Frederic *et al.* (2018) aplicaram CFD à filtração de água produzida para modelar a distribuição de fluxo em membrana cerâmica multicanal. Os objetivos foram, principalmente, demonstrar a influência do contraste de permeabilidade entre o suporte da membrana e as camadas seletivas e o impacto da incrustação na distribuição do fluxo do fluido para diferentes geometrias da membrana cerâmica. Os autores observaram que, para filtração com água pura, a transferência de massa é heterogênea entre os vários canais e depende da taxa de permeabilidade entre as regiões macroporosa e microporosa. Quanto à filtração de água produzida, a incrustação também influenciou significativamente os campos de pressão e a distribuição espacial da velocidade do permeado entre os canais. Após um determinado tempo de filtragem, todos os canais passaram a operar no mesmo fluxo, mas com uma permeabilidade significativamente menor do que a inicial. Assim, um maior contraste de permeabilidade entre meios microporosos e macroporosos é, portanto, um dos principais parâmetros que impactam, no início, na distribuição do fluxo de fluido nos canais. Então, essas informações das condições iniciais de filtração podem contribuir para a atenuação da incrustação, limitando as altas velocidades locais de incrustação induzidas.

Por sua vez, Magalhães *et al.* (2017) estudaram o desempenho do fluxo de fluido em um módulo de separação com membrana cerâmica tubular para o tratamento de água produzida. Para tanto, os pesquisadores empregaram equações de conservação para massa, momento linear e transporte de massa em conjunto com o modelo de turbulência do grupo de renormalização k - ϵ . O modelo matemático proposto foi capaz de estimar o comportamento do fluxo dentro do módulo de separação e proporcionou uma compreensão da dinâmica dos fluidos no interior do dispositivo. Adicionalmente, observou-se que o aumento no nível de turbulência dentro do módulo de separação favoreceu uma maior concentração de soluto, reduzindo o efeito da camada de polarização. A introdução de uma seção impermeável na região de entrada da membrana reduziu a área de permeação e a espessura da camada de polarização por concentração. Portanto, um módulo de separação mais eficiente deve considerar o controle do regime de fluxo, sobretudo para níveis onde praticamente não há acúmulo de partículas na interface fluido-membrana porosa.

O modelo de turbulência do grupo de renormalização k - ϵ também foi empregado por Vieira *et al.* (2012) e Alves *et al.* (2016). Alves *et al.* (2016) estudaram numericamente o processo de separação água/óleo, utilizando um módulo do tipo tubo duplo e com entrada de fluxo tangencial em um sistema com membrana cerâmica. A modelagem matemática foi capaz de prever os fenômenos físicos envolvidos no processo de separação da mistura água/óleo via membrana cerâmica. Nesse contexto, à medida que a corrente de fluido se afastava da seção de entrada tangencial, houve um decaimento do efeito de vórtice do fluido dentro do módulo de separação. Além disso, observaram-se alterações significativas da mistura das componentes da velocidade axial na presença do efeito de turbulência. Por fim, ficou claro que, quanto menor a porosidade, maior a área de membrana que provavelmente contém zonas de recirculação e maior a eficiência de separação.

O trabalho realizado por Vieira *et al.* (2012) comparou membranas com geometrias tubular e anular. Foi observado um comportamento tridimensional do fluxo dentro de ambas as geometrias, e houve diminuição na intensidade de turbulência dos fluidos a partir da entrada tangencial da membrana. Além disso, o aumento na corrente de alimentação proporcionou um aumento na taxa de fluxo de água filtrada e de massa de óleo. A geometria anular apresentou valores mais elevados de água filtrada em comparação com a geometria tubular. No entanto, a geometria anular requer um exame adicional dos parâmetros do meio poroso, para minimizar a presença de óleo no permeado final.

Com base no exposto, pode-se entender o processo de separação por membranas cerâmicas como sendo dinâmico para diferentes características/constituição dos efluentes oleosos e da própria membrana. Adicionalmente, a grande variação de vários parâmetros operacionais resulta em distinto potencial de filtração e também deve se adequar às propriedades específicas de cada efluente e tipo de membrana em operação. A aplicação das técnicas de CFD tem avançado tecnologicamente e auxiliado na compreensão e desenvolvimento de novos processos de separação por membranas, mas problemas como incrustação, polarização por concentração e entupimentos dos poros, os quais reduzem a taxa de filtração e favorecem a contaminação do permeado, permanecem como desafios a serem superados. Nesse contexto, a construção de novos modelos de membranas cerâmicas, sobretudo com adaptações da malha e disposição de poros, desponta como um dos primeiros passos para o desenvolvimento de novos protótipos de aplicação prática e eficiente no tratamento de água produzida.

Para além do desenvolvimento de novos modelos de membranas, a simulação do processo de filtração é essencial para o estabelecimento das características operacionais, entendimento e maximização do processo de filtração. Nessa premissa, vale destacar o comportamento da distribuição de pressão, velocidade e campo de concentração dos componentes no módulo de separação bem como a porosidade e permeabilidade na membrana.

2.5. Revisão do capítulo

A indústria do petróleo e gás produz uma grande quantidade de água residual contendo elevada carga de compostos químicos, óleo e sólidos suspensos, conferindo características extremamente agressivas ao meio ambiente, como alta salinidade, corrosividade e toxicidade para plantas e animais. O tratamento desta água é obrigatório antes do seu descarte no meio ambiente. Os processos de tratamento para águas residuais contendo óleo normalmente são caros, dispendiosos e exigem mão de obra técnica e qualificada. Os principais processos, aplicados individualmente ou combinados, para a purificação de água produzida foram detalhados nesta revisão. Um enfoque maior foi dado aos processos que envolvem a aplicação de tecnologias de membranas, sobretudo membranas cerâmicas. Por fim, o uso e a aplicação da modelagem computacional para criação de modelos de membranas e simulação do processo de separação de água/óleo por membranas cerâmicas foram discutidos.

Os principais métodos empregados no tratamento de água produzida são flotação, coagulação, tratamento biológico e tecnologias de separação por membranas. A separação por

membranas geralmente não tem mudança de fase, ou seja, a separação de água/óleo é realizada diretamente pelo separador, não precisa de adição de aditivos químicos, portanto apresenta menos poluição, baixo custo, menor consumo de energia, e, dependendo das características do efluente, a filtração por membranas pode ser suficiente para o tratamento completo da água residual.

Uma grande diversidade de membranas cerâmicas tem sido proposta e aplicada no tratamento de água produzida. Os resultados são extremamente satisfatórios, mas problemas como a formação de incrustação e polarização por concentração são recorrentes, diminuem o fluxo e comprometem a qualidade do permeado. De maneira geral, quanto maior o teor de óleo bruto na água, menor a eficiência do processo de separação. A estrutura, propriedades e disposição dos poros das membranas bem como os parâmetros de operação, tais como módulos de filtração, direção do fluxo de alimentação e velocidade do fluxo, são fatores que podem ser manipulados para minimizar incrustação, polarização por concentração e bloqueio dos poros, além de potencializar a transferência de massa e remoção dos contaminantes.

Devido, principalmente, à grande complexidade dos processos de filtração por membranas, o estudo dos mecanismos e modelos de fluxos através das membranas tem sido realizado, mais recentemente, a partir de simulações computacionais. Nesse contexto, a dinâmica dos fluidos computacional tem fortalecido o entendimento dos mecanismos de filtração, estabelecido novas diretrizes na manipulação para maximização do processo e direcionado novos modelos e protocolos para procedimentos de grande escala industrial.

Na busca por processos mais eficientes e rentáveis, novos modelos de membranas devem ser propostos e simulados para o tratamento de água produzida, sobretudo manipulando-se os diferentes parâmetros operacionais e acompanhando-se a dinâmica dos fluidos.

CAPÍTULO III

3. METODOLOGIA

3.1. Descrição do domínio em estudo

Neste estudo, foi adotado um módulo de filtração por membrana cerâmica baseado no módulo de separação estudado por Cunha (2014), do tipo casco-tubo (domínio em estudo), o qual é constituído de um cilindro principal (casco) munido de uma entrada e uma saída tangencial e quatro cilindros internos correspondendo às membranas cerâmicas porosas (membranas 1, 2, 3 e 4), conforme ilustra a Figura 3.1a. Em especial, neste trabalho foi considerada a espessura da membrana para determinar o fluxo do filtrado, ou seja, foi considerado o fluxo de fluido que passa efetivamente pela membrana, ao passo que Cunha (2014) utilizou o modelo de resistência em série.

Portanto, o módulo de separação atua por meio de nove domínios estruturais, a saber: os quatro volumes de fluidos relativos às quatro membranas, os quatro permeados (parte interna da membrana) e o casco cilíndrico, compreendido entre as superfícies internas, que limitam o separador e as superfícies externas às membranas. As Figuras 3.1a – 3.1d ilustram diferentes vistas do módulo com seus respectivos domínios. As dimensões geométricas deste módulo, utilizadas nas simulações numéricas, estão descritas também na Tabela 3.1.

Tabela 3.1. Dimensões geométricas do módulo de separação casco-tubo.

Parâmetros	Dimensões do módulo (mm)
Comprimento do módulo de separação	150
Comprimento útil de cada membrana	114
Comprimento de cada suporte das membranas	18
Diâmetro do módulo de separação	80
Diâmetro interno de cada membrana	10
Diâmetro externo de cada membrana	20
Diâmetro externo de cada suporte	22
Diâmetro do duto de entrada	10
Diâmetro do duto de saída	10
Comprimento do duto de entrada	60
Comprimento do duto de saída	60
Espessura da membrana	10

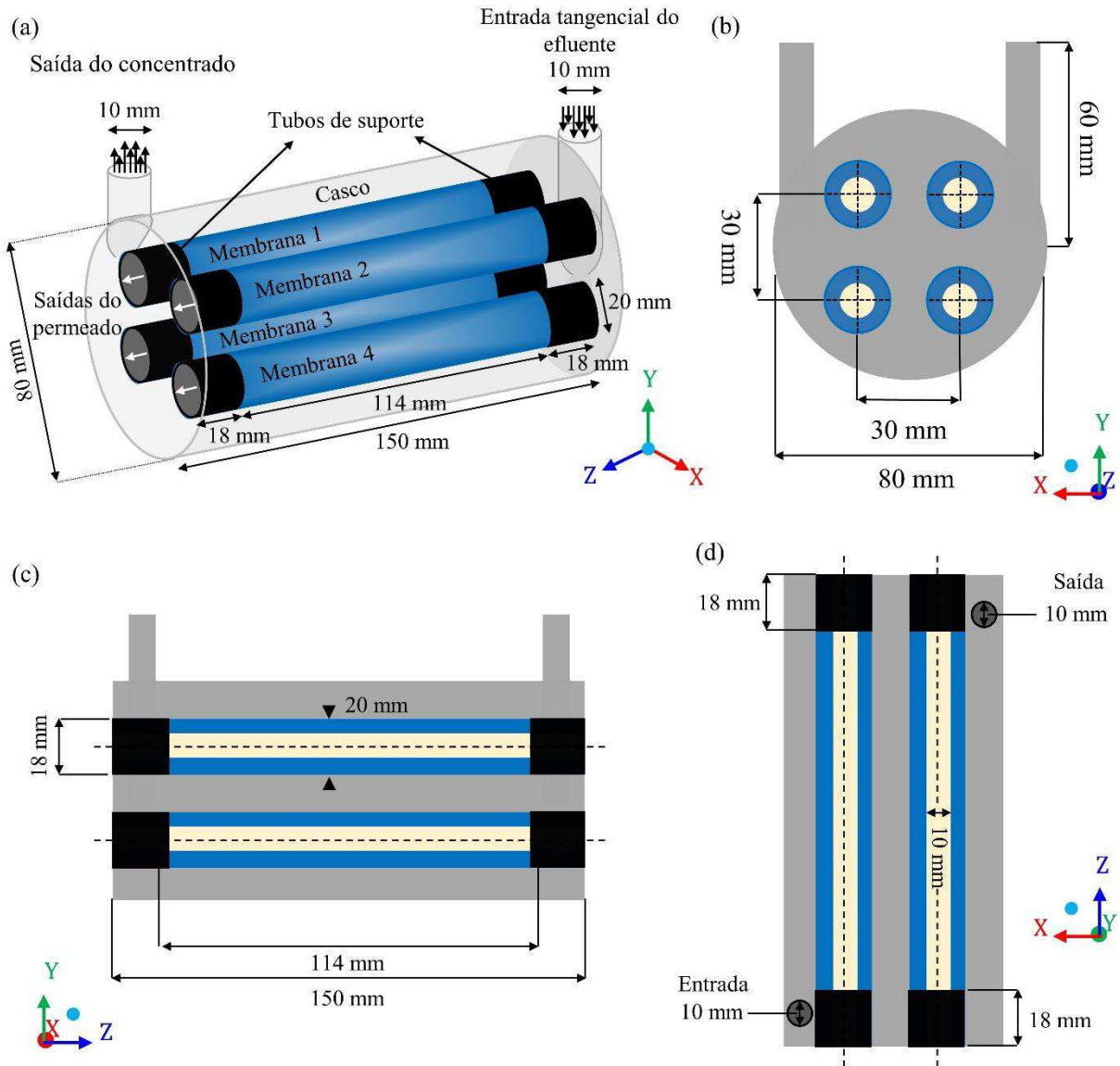


Figura 3.1. Representação geométrica do módulo em estudo (a); vista frontal do separador (b); vista lateral do separador (c); vista superior do separador (d).

A entrada do módulo é um tubo circular tangencial por onde o efluente contaminado entra no sistema. O tubo de saída, também circular tangencial, é destinado à evasão do concentrado. O filtrado é retido no interior das membranas após a filtração. O fato de se considerar o fluxo de fluido na membrana, não contemplada na literatura para este tipo de separador, torna a proposta desta pesquisa inovadora. Assim, a separação entre óleo e água ocorre, à medida que a mistura de alimentação, contendo uma determinada concentração de óleo (C_0), adentra tangencialmente no separador. Devido principalmente à diferença de pressão, a mistura é forçada a atravessar as membranas, mas a fração oleosa é retida na estrutura porosa, e apenas a fase aquosa atravessa facilmente, gerando o permeado. Por fim, as quatro saídas

provenientes das membranas recebem o fluxo do permeado, enquanto a saída no casco recebe o concentrado (mistura rica em óleo).

3.2. Malha numérica computacional

Para solução numérica das equações de conservação que governam o domínio em estudo, faz-se necessária a conversão do domínio contínuo em um domínio discreto. O método de discretização aplicado neste trabalho foi o de volumes finitos, método de discretização utilizado pelo *software*, o qual realiza um balanço das equações de conservação para cada volume de controle, que constitui a malha numérica. Estes volumes de controle são partições tridimensionais do domínio geométrico, compostos por arestas e pontos nodais, em que as equações governantes discretizadas devem ser resolvidas, para representação do fenômeno físico. O método numérico acarreta erros de truncamento e idealizações, que diminuem, à medida que a malha é acrescida de elementos, ou seja, à medida que os limites finitos de solução são reduzidos.

Para resolução do problema proposto, foram desenvolvidas três malhas híbridas (elementos tetraédricos e hexaédricos) com diferentes densidades de volumes de controle (elementos), conforme Tabela 3.2, no âmbito do *software* Ansys Meshing[®]. Para o domínio do casco, construiu-se elementos hexaédricos próximos às paredes externas das membranas e do próprio casco, e elementos tetraédricos foram construídos para as demais regiões. Nas membranas, construíram-se malhas estruturadas apenas com elementos hexaédricos, o que se manteve para os domínios cilíndricos, referentes aos volumes dos permeados, em que se estabeleceu uma técnica de construção de malha denominada *o-grid*, que permite estruturar elementos hexaédricos em geometrias cilíndricas. Com essa metodologia de construção de malha, foi possível associar a capacidade de adequação geométrica dos elementos tetraédricos com a qualidade de resultados, características dos elementos hexaédricos.

A Tabela 3.2 descreve os parâmetros de qualidade de malha, ortogonalidade (mínima e média), deformação (máxima e média) e número de elementos, referentes às três malhas, com 218.704, 508.325 e 853.536 elementos, desenvolvidas ao longo da pesquisa. Observa-se, a partir do *software* Ansys Meshing[®], que todas as malhas se encontram dentro dos limites recomendados para valores de deformação (abaixo de 0,95) e de ortogonalidade (acima de 0,1). Essas malhas foram avaliadas quanto à dependência dos resultados em relação ao número de elementos, como será discutido no próximo capítulo.

Tabela 3.2. Parâmetros de qualidade das malhas construídas.

Malha	Ortogonalidade (ANSYS)		Deformação (ANSYS)		N° de elementos
	Mínima	Média	Máxima	Média	
1	0,205	0,897	0,848	0,203	218.704
2	0,146	0,897	0,872	0,196	508.325
3	0,192	0,904	0,847	0,179	853.536

As Figuras 3.2a – 3.2c e 3.3 ilustram aspectos da malha 2, com ênfase nos domínios estudados. Especialmente na Figura 3.2a, pode-se observar a malha dos domínios do casco, membranas e permeados. Observa-se ainda um corte transversal de todo o módulo, com enfoque na malha da membrana (Figura 3.2b), bem como as regiões de entrada e saída da malha (Figura 3.2c).

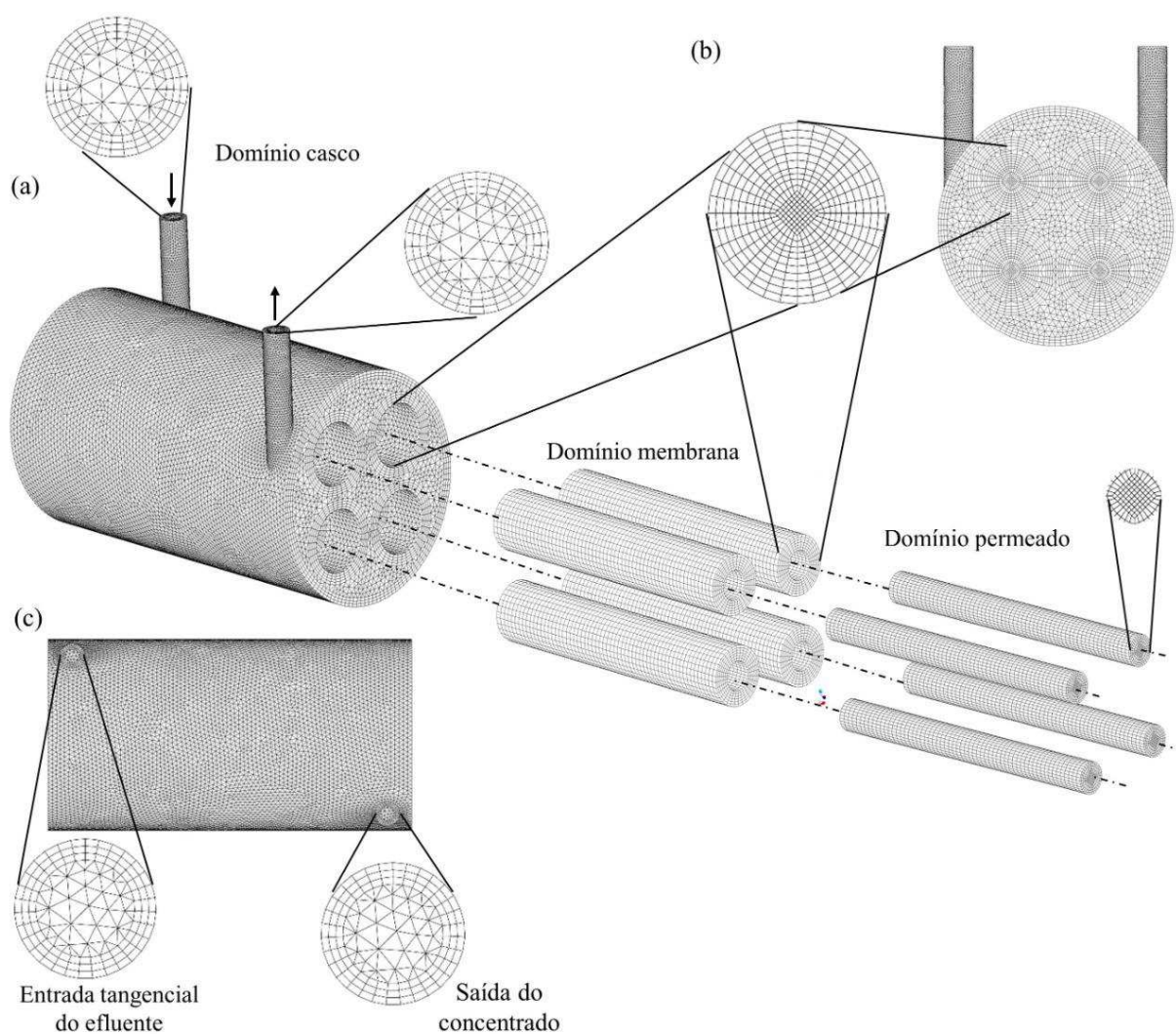


Figura 3. 2. Malha 2 para o módulo de separação destacando as regiões do casco, membranas e permeados (a), vista frontal (b) e vista superior (c), utilizada durante a simulação CFD.

As Figuras 3.3a – 3.3d, tem-se uma vista interna da malha, detalhada a partir de cortes longitudinais verticais (Figuras 3.3a e 3.3b) e longitudinais transversais (Figuras 3.3c e 3.3d). Dessa forma, pode-se visualizar a malha interna dos domínios do casco, membranas e permeados.

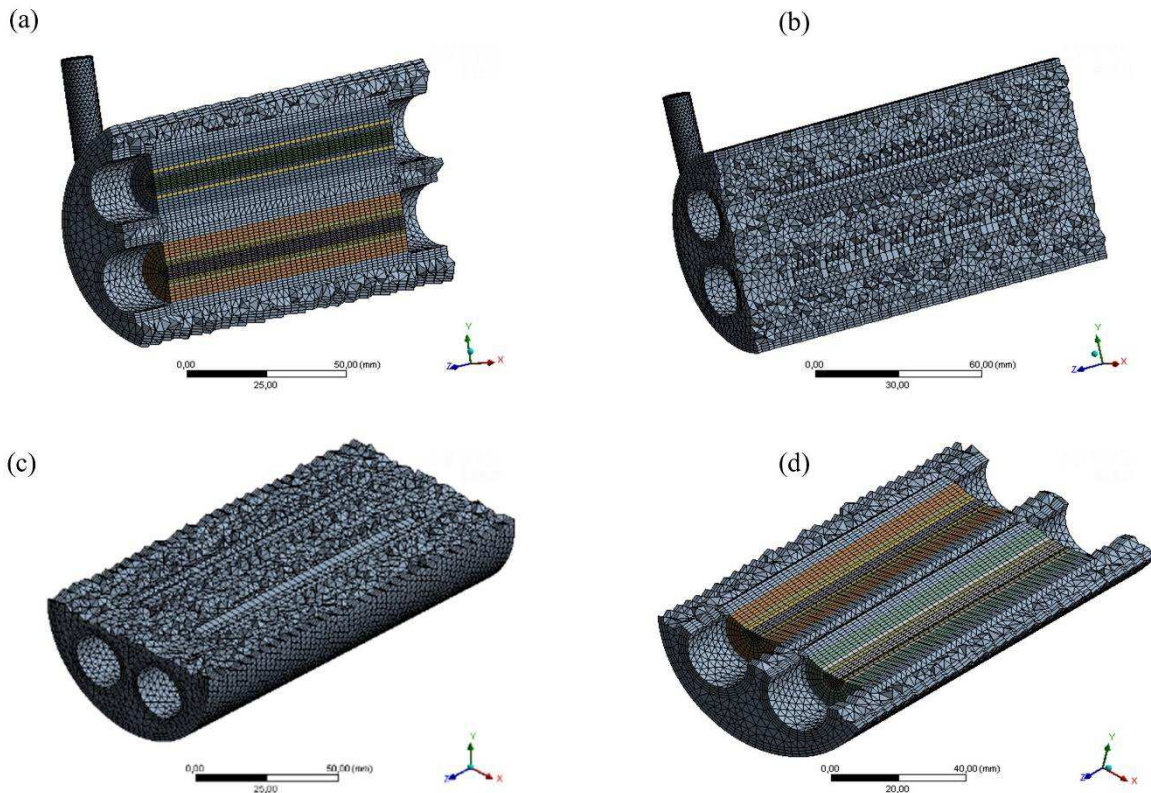


Figura 3.3. Vistas da malha (em estudo) em cortes longitudinais verticais (a e b) e longitudinais transversais (c e d).

3.3. Planos, pontos e linhas estudados no módulo

Para estudar as características do processo de filtração durante a simulação por CFD, diferentes planos (transversais e longitudinais, horizontais e verticais) foram traçados ao longo do módulo de filtração. As geometrias apresentadas foram construídas no *software* ANSYS DesignModeler® 15.0. As figuras estão inseridas em planos cartesianos, considerando o eixo x (comprimento transversal), y (altura) e z (comprimento longitudinal) e diferentes pontos para cada um desses eixos. A Figura 3.4 ilustra o esquema de planos estudados na região do casco. Assim, para a região do casco, as características foram avaliadas nos planos xy , em $z = 0$ mm, 30 mm, 75 mm, 120 mm e 150 mm.

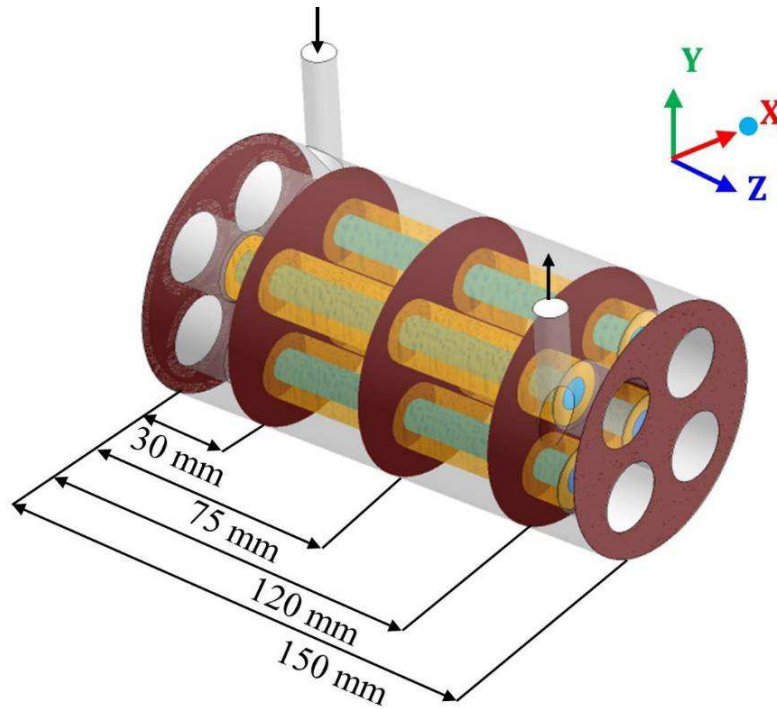


Figura 3. 4. Planos transversais, na região do casco, escolhidos para análise das características de filtração durante a simulação CFD.

O domínio do casco também foi avaliado, considerando os planos yz , em $x = -15$, $x = 0$ e $x = 15$ mm (onde $x = 0$ compreende o centro do domínio) e os planos xz , em $y = -15$, $y = 0$ e $y = 15$ mm (onde $y = 0$ compreende o centro do domínio) (Figura 3.5a – 3.5d). As características avaliadas no domínio do casco foram a fração volumétrica relativa de óleo, a pressão e o campo de velocidade da mistura.

Para avaliação da pressão na membrana, foram consideradas linhas horizontais (eixo x), uma linha à direita (x variando de $-0,025$ m até $-0,020$ m) e outra à esquerda (x variando de $-0,005$ m até $-0,010$ m), de tal forma que a pressão foi mensurada desde a superfície externa (lado da mistura água/óleo) até a superfície interna da membrana (lado do permeado), e linhas verticais (eixo y), uma linha na posição superior (y variando de $0,025$ m até $0,020$ m) e outra na posição inferior (y variando de $0,005$ m até $0,010$ m). Ambas as linhas foram avaliadas aos 30, 75 e 120 mm a partir da origem da membrana (sentido do eixo z), como representado na Figura 3.6. Assim, avaliou-se um total de 12 (doze) linhas transmembrânicas em 3 pontos no sentido longitudinal.

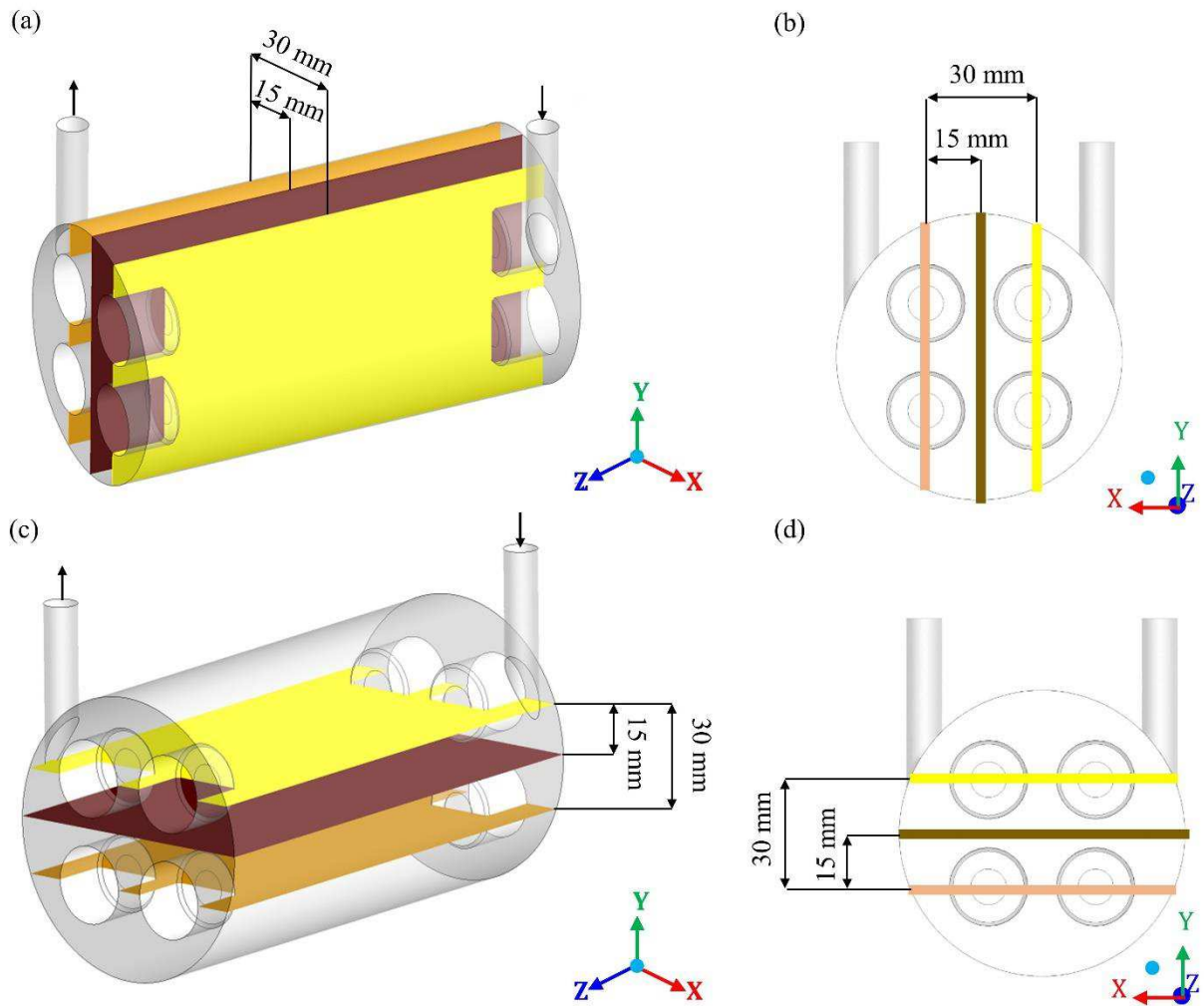


Figura 3. 5. Planos longitudinais verticais (a e b) e planos longitudinais horizontais (c e d) na região do casco, escolhidos para análise das características de filtração durante a simulação CFD.

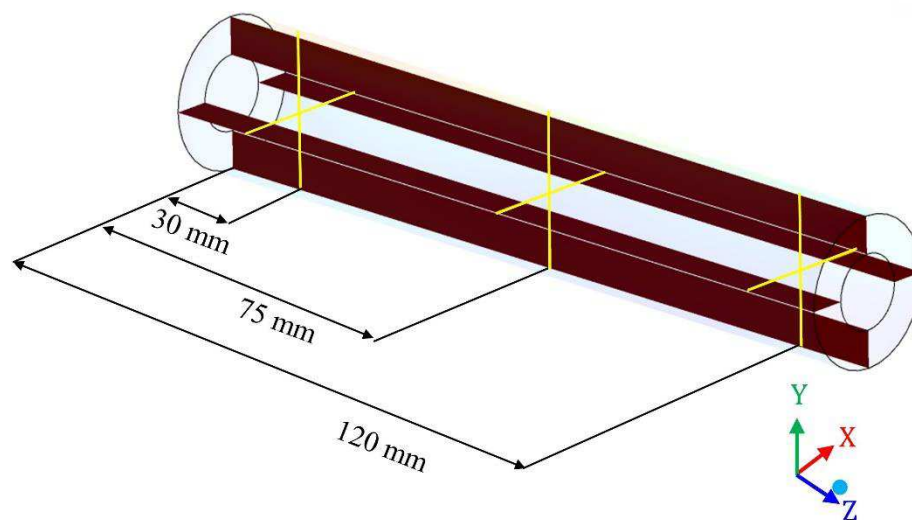


Figura 3. 6. Planos longitudinais verticais e planos longitudinais horizontais na região da membrana, escolhidos para avaliação da pressão na membrana durante a simulação CFD.

3.4. Modelagem matemática

As equações de conservação que descrevem a operação do módulo separador foram tratadas nesta seção. Fez-se necessário desenvolver uma modelagem para análise dos processos fluidodinâmicos, multifásicos, turbulentos, laminares, além de uma modelagem de meio poroso. O escoamento multifásico, desenvolvido no separador, ocorreu no regime de escoamento turbulento, nas regiões do casco, e no laminar, nas membranas e nos permeados. Dessa forma, foi utilizado o modelo de turbulência $k-\omega$ SST (*Shear-Stress Transport*), que possibilitou a análise do escoamento em todos os regimes referidos, associado com o modelo de escoamento multifásico de abordagem Euleriana-Euleriana mais a modelagem associada ao de meios porosos, desenvolvida no âmbito do *Software ANSYS FLUENT® Release 15.0*.

3.4.1. Modelagem do escoamento multifásico

3.4.1.1. Modelo Euleriano-Euleriano

O modelo multifásico Euleriano-Euleriano é capaz de modelar múltiplas fases, tratadas como separadas, porém interativas. As fases podem ser líquida, gasosa ou sólida, em praticamente qualquer combinação. Um tratamento Euleriano-Euleriano de solução é usado para cada fase separadamente, mesmo que uma das fases seja constituída de partículas. O modelo não faz distinção entre escoamento fluido-fluido e fluidos-sólidos (granulares). Um fluxo granular é simplesmente aquele que envolve, pelo menos, uma fase designada como granular. Uma única pressão é compartilhada por todas as fases, e as equações de momento e continuidade são resolvidas para cada fase (ANSYS FLUENT, 2013).

- Fração volumétrica

A formulação do modelo parte do pressuposto de que duas ou mais fases são contínuas e interpenetráveis. Para cada fase adicionada ao modelo matemático, uma variável é introduzida: a fração volumétrica (α_q), da respectiva fase “ q ”. As frações volumétricas representam o volume ocupado por cada fase, e as leis de conservação de massa e momento são satisfeitas para cada fase individualmente. Em cada volume de controle (V), a soma das frações volumétricas das fases é igual a um, como descrito nas Equações 3.1 e 3.2.

$$V_q = \int_V \alpha_q dV, \quad (3.1)$$

onde:

$$\sum_{q=1}^n \alpha_q = 1. \quad (3.2)$$

A densidade efetiva da fase q é definida por:

$$\hat{\rho}_q = \alpha_q \rho_q, \quad (3.3)$$

onde ρ_q é a densidade física da fase q .

Dessa forma, seguem-se três possibilidades:

$\alpha_q = 1$: indica que o volume está totalmente preenchido pela fase q .

$\alpha_q = 0$: indica que o volume não tem nem uma região preenchida pela fase q .

$0 < \alpha_q < 1$: indica que o volume possui uma interface entre a fase q e uma ou mais fases.

Baseado no valor local de α_q , das n fases existentes no processo físico, as propriedades e as variáveis adequadas são ponderadas em cada região do escoamento multifásico.

Nessa tese, considera-se que as equações de conservação de massa e momento linear são resolvidas para cada uma das fases presentes (contínua e dispersa). Para cada uma das situações, foram adotadas algumas considerações que possibilitam resolver as equações de conservação de massa e as de momento linear:

- Fluido newtoniano incompressível com propriedades físico-químicas constantes;
- Fluxo em regime permanente e isotérmico;
- Transferência de massa, *momentum* interfacial e fonte de massa desconsiderada;
- As forças interfaciais de não arraste (forças de sustentação, lubrificação de parede, massa virtual, dispersão turbulenta e pressão de sólido) foram desprezadas;
- Não há transferência de massa interfacial;
- As paredes das geometrias são estáticas e com rugosidade nula;
- A corrente de água é considerada como uma mistura de água e óleo;
- A viscosidade e densidade da mistura são constantes;
- O meio poroso (membrana cerâmica) possui distribuição isotrópica dos poros e da permeabilidade;

- Não há reação nem adsorção do soluto na superfície de contato no meio poroso.

Para o módulo separador, foram usadas as equações de conservação de massa e conservação de momento linear, descritas abaixo:

- Equação de conservação de massa

A equação de conservação de massa para o escoamento multifásico é definida como segue pela Equação 3.4:

$$\nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = 0, \quad (3.4)$$

onde o subíndice "q" representa a fase envolvida na mistura bifásica água/óleo; α , ρ e \vec{v} são respectivamente a fração volumétrica, densidade e o vetor velocidade.

- Equação de conservação de momento linear

A equação de conservação de momento linear para o escoamento multifásico é definida pela Equação 3.5, como segue:

$$\nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = -\alpha_q \nabla P + \nabla \cdot \bar{\tau}_q + \alpha_q \rho_q \vec{g} + \sum_{p=1}^n \vec{R}_{pq}, \quad (3.5)$$

onde $\bar{\tau}_q$ é o tensor-tensão referente à fase q, o qual pode ser definido por:

$$\bar{\tau}_q = \alpha_q \mu_q (\nabla \vec{v}_q + \nabla \vec{v}_q^T) + \alpha_q \left(\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \nabla \cdot \vec{v}_q \bar{I}, \quad (3.6)$$

onde μ_q e λ_q são, respetivamente, a viscosidade e a tensão de cisalhamento da fase q, \vec{R}_{pq} é a força de interação entre as fases p e q, P é a pressão, compartilhada por todas as fases existentes, e \bar{I} é o tensor unitário.

\vec{R}_{pq} é o termo referente às forças de interface. Essa força depende da fricção, pressão, coesão e outros efeitos e está sujeita à seguinte condição:

$$\vec{R}_{pq} = \vec{R}_{qp} \quad \text{e} \quad \vec{R}_{qq} = 0. \quad (3.7)$$

O *solver* do FLUENT utiliza um termo de interação simplificado, como segue:

$$\sum_{p=1}^n \vec{R}_{pq} = \sum_{p=1}^n K_{pq} (\vec{v}_p - \vec{v}_q), \quad (3.8)$$

onde $K_{pq} = K_{qp}$ é o coeficiente interfacial de transferência de momento; \vec{v}_p e \vec{v}_q são as velocidades das fases.

Para um escoamento bifásico, é assumido que a fase secundária tem a forma de gotas. Isso tem impacto na forma como cada fluido é atribuído a cada fase, por exemplo: nos fluxos onde existem quantidades desiguais de dois fluidos, o fluido predominante deve ser modelado como o fluido primário, uma vez que o fluido mais esperso é mais provável de formar gotículas ou bolhas (KLEINSTREUER, 2017). O coeficiente de troca para misturas borbulhantes, líquido-líquido ou gás-líquido pode ser escrito da seguinte forma geral:

$$K_{pq} = \frac{\rho_p f}{6\tau_p} d_p A_i, \quad (3.9)$$

onde A_i é a área interfacial definida por $A_i = \frac{6\alpha_p(1-\alpha_p)}{d_p}$, f é a função de arraste, que é definido de acordo com o modelo de coeficiente de troca utilizado, e o termo τ_p é o “tempo de relaxação do particulado”, definido como segue:

$$\tau_p = \frac{\rho_p d_p^2}{18\mu_q}, \quad (3.10)$$

onde d_p é o diâmetro da gota.

Para determinação da função de arraste f , foi utilizado o modelo Schiller e Naumann (SCHILLER, 1933), como segue:

$$f = \frac{C_D Re}{24}, \quad (3.11)$$

onde C_D , é o coeficiente de arraste, dado por:

$$C_D = \begin{cases} 24(1 + 0,15Re^{0,687})/Re, & Re \leq 1000 \\ 0,44, & Re > 1000' \end{cases} \quad (3.12)$$

sendo Re o número de Reynolds relativo, definido para a fase primária q e para a fase secundária p , como o segue:

$$Re = \frac{\rho_p |\vec{v}_p - \vec{v}_q| d_p}{\mu_q}. \quad (3.13)$$

3.4.1.2. Modelo de turbulência: k - ω SST (*Shear-Stress Transport*)

Nesta seção, será apresentado o modelo utilizado para descrever o escoamento turbulento, desenvolvido no módulo de separação. O tratamento matemático apresentado refere-se a um escoamento monofásico. Este, quando inserido nas equações de conservação do modelo multifásico Euleriano-Euleriano, para cada fase envolvida no separador, descreve o escoamento multifásico turbulento.

O modelo de transporte de tensões (k - ω SST (*Shear-Stress Transport*)) utilizado nas simulações foi desenvolvido por Menter (MENTER, 1994). Esse modelo fundamenta-se no acoplamento dos modelos k - ω padrão (WILCOX, 1998) com o modelo k - ε (LAUNDER e SPALDING, 1972), os quais, respectivamente, são característicos por apresentar bons resultados nas proximidades das paredes e nas regiões distantes da parede do domínio numérico.

Para tanto, funções de acoplamento são utilizadas para ativar as equações dos modelos k - ω e k - ε nas células próximas e distantes das paredes, respectivamente. A variável k representa a energia cinética turbulenta de um escoamento, e a variável ω , a taxa de dissipação dessa energia. O transporte dessas variáveis é descrito pelas Equações 3.14 e 3.15, como segue:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho k u_i)}{\partial X_i} = \frac{\partial}{\partial X} \left(\Gamma_k \frac{\partial k}{\partial X_j} \right) + G_k - Y_k + W_k \quad (3.14)$$

e

$$\frac{\partial(\rho \omega)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \omega u_i)}{\partial X_i} = \frac{\partial}{\partial X} \left(\Gamma_\omega \frac{\partial \omega}{\partial X_j} \right) + G_\omega - Y_\omega + D_\omega + W_\omega, \quad (3.15)$$

onde t é o tempo, X é o vetor posição, u_i o vetor velocidade, os subíndices i e j representam as componentes (x, y e z) dos eixos coordenados, de modo que, sendo i ou $j = 1$ tem-se a componente na direção x ; sendo i ou $j = 2$, tem-se a componente na direção y , sendo i ou $j = 3$, tem-se a componente na direção z .

Além disso, o termo G_k representa a produção de energia cinética turbulenta, G_ω representa a geração de ω , e Γ_k e Γ_ω são a difusividade efetiva de k e ω , respectivamente, devido à turbulência. As variáveis Y_k e Y_ω , representam a dissipação de k e ω , o termo D_ω representa a difusão cruzada, e os termos W_k e W_ω são os termos fonte das referidas equações.

▪ *Difusividades efetivas*

As difusividades efetivas de k e ω (Γ_k e Γ_ω) são dadas pelas Equações 3.16 e 3.17, como seguem:

$$\Gamma_k = \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \quad (3.16)$$

e

$$\Gamma_\omega = \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\omega}, \quad (3.17)$$

onde σ_k e σ_ω são os números de Prandtl turbulentos, os quais estão descritos nas Equações 3.18 e 3.19, abaixo:

$$\sigma_k = \frac{1}{\frac{F_1}{\sigma_{k,1}} + \frac{(1-F_1)}{\sigma_{k,2}}} \quad (3.18)$$

e

$$\sigma_\omega = \frac{1}{\frac{F_1}{\sigma_{\omega,1}} + \frac{(1-F_1)}{\sigma_{\omega,2}}}, \quad (3.19)$$

de sorte que F_1 é uma das funções de acoplamento entre os modelos $k-\omega$ e $k-\varepsilon$, descrita na Equação 3.20, em que $\sigma_{k,1}$, $\sigma_{k,2}$, $\sigma_{\omega,1}$ e $\sigma_{\omega,2}$ são constantes do modelo as quais estão descritas na Tabela 3.3.

A função de acoplamento F_1 é dada pela Equação 3.20:

$$F_1 = \tanh(\theta_1^4). \quad (3.20)$$

O termo θ_1 , da Equação 3.20, é determinado pela Equação 3.21, dada por:

$$\theta_1 = \min \left[\max \left(\frac{\sqrt{k}}{0,09\omega d_g}, \frac{500\mu}{\rho d_g^2 \omega} \right), \frac{4\rho k}{\sigma_{\omega,2} D_\omega^+ d_g^2} \right], \quad (3.21)$$

onde d_g é a distância entre a posição estudada no domínio e a parede mais próxima.

O termo D_ω^+ , que aparece na Equação 3.21, é calculado pela Equação 3.22, como segue:

$$D_{\omega}^{+} = \max \left[2\rho \frac{1}{\sigma_{\omega,2}} \frac{1}{\omega} \frac{\partial k}{\partial X_j} \frac{\partial \omega}{\partial X_j}, 10^{-10} \right]. \quad (3.22)$$

Para determinar a viscosidade turbulenta μ_t , usou-se a Equação 3.23, como segue:

$$\mu_t = \frac{\rho k}{\omega \cdot \max \left[\frac{1}{\alpha^*}, \frac{SF_2}{\alpha_1 \omega} \right]}, \quad (3.23)$$

onde $\alpha_1 = 0,31$ é um dado obtido do *software* ANSYS (2013) e α^* é o fator de amortecimento relativo à viscosidade turbulenta, usado para corrigir o valor da mesma, para números de Reynolds baixos. Esse fator é dado pela Equação 3.24:

$$\alpha^* = \alpha_{\infty}^* \left(\frac{\alpha_0^* + \frac{Re_t}{R_k}}{1 + \frac{Re_t}{R_k}} \right), \quad (3.24)$$

sendo Re_t o número de Reynolds turbulento, que é calculado pela Equação 3.25, abaixo, e R_k e α_{∞}^* são constantes do modelo definidas na Tabela 3.3. Pelas Equações 3.25 e 3.26, obtêm-se o Re_t e α_0^* , respectivamente. Dados por:

$$Re_t = \frac{\rho k}{\mu \omega} \quad (3.25)$$

e

$$\alpha_0^* = \frac{\beta_i}{3}, \quad (3.26)$$

onde,

$$\beta_i = F_1 \beta_{i,1} - (1 - F_1) \beta_{i,2}, \quad (3.27)$$

sendo $\beta_{i,1}$ e $\beta_{i,2}$ constantes do modelo, descritas na Tabela 3.3.

O termo F_2 , da Equação 3.23, é outra função de acoplamento entre os modelos $k-\omega$ e $k-\varepsilon$, a qual é definida, pela Equação 3.28, como segue:

$$F_2 = \tanh(\theta_2^2), \quad (3.28)$$

onde,

$$\theta_2 = \max \left[2 \frac{\sqrt{k}}{0,09\omega d_g}, \frac{500\mu}{\rho d_g^2 \omega} \right]. \quad (3.29)$$

O termo S da Equação 3.23 é a magnitude da taxa de deformação do fluido, que é dado pela Equação 3.30:

$$S \equiv \sqrt{2S_{ij}S_{ij}}, \quad (3.30)$$

onde,

$$S_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_j}{\partial X_i} + \frac{\partial u_i}{\partial X_j} \right). \quad (3.31)$$

- *Geração de energia cinética turbulenta*

O termo G_k da Equação 3.14 e definido pela Equação 3.32 representa a produção de energia cinética turbulenta (k):

$$G_k = -\rho \overline{u'_i u'_j} \frac{\partial u_j}{\partial X_i}, \quad (3.32)$$

onde o termo $\overline{u'_i u'_j}$ representa as tensões de Reynolds, derivadas do escoamento turbulento.

- *Geração de dissipação de energia cinética turbulenta.*

O termo G_ω , da Equação 3.15, representa a produção da taxa de dissipação turbulenta, e é dado por:

$$G_\omega = \alpha \frac{\omega}{k} G_k, \quad (3.33)$$

onde,

$$\alpha = \frac{\alpha_\infty}{\alpha^*} \left(\frac{\alpha_0 + \frac{Re_t}{R_\omega}}{1 + \frac{Re_t}{R_\omega}} \right), \quad (3.34)$$

sendo R_ω uma constante do modelo (ver Tabela 3.3), e α_∞ definido pela Equação 3.35.

$$\alpha_\infty = F_1 \alpha_{\infty,1} + (1 - F_1) \alpha_{\infty,2}, \quad (3.35)$$

onde $\alpha_{\infty,1}$ e $\alpha_{\infty,2}$ são dados por:

$$\alpha_{\infty,1} = \frac{\beta_{i,1}}{\beta_{\infty}^*} - \frac{\lambda^2}{\sigma_{\omega,1}\sqrt{\beta_{\infty}^*}} \quad (3.36)$$

e

$$\alpha_{\infty,2} = \frac{\beta_{i,2}}{\beta_{\infty}^*} - \frac{\lambda^2}{\sigma_{\omega,2}\sqrt{\beta_{\infty}^*}}, \quad (3.37)$$

sendo λ uma constante do modelo (ver Tabela 3.3).

- *Dissipação de k*

O termo Y_k , da Equação 3.14, representa a dissipação de k , que está definida pela Equação 3.38.

$$Y_k = \rho\beta^*k\omega, \quad (3.38)$$

onde,

$$\beta^* = \beta_i^*[1 + \xi^*]. \quad (3.39)$$

O termo β_i^* da Equação 3.39 é dado por:

$$\beta_i^* = \beta_{\infty}^* \left(\frac{\frac{4}{15} + \left(\frac{Re_t}{R_{\beta}}\right)^4}{1 + \left(\frac{Re_t}{R_{\beta}}\right)^4} \right), \quad (3.40)$$

sendo ξ^* , R_{β} e β_{∞}^* constantes do modelo (ver Tabela 3.3).

- *Dissipação de ω*

O termo Y_{ω} da Equação 3.15 representa a dissipação de ω , que pode ser calculado pela Equação 3.41, a seguir:

$$Y_{\omega} = \rho\beta^*\omega^2. \quad (3.41)$$

A Tabela 3.3 descreve as constantes apresentadas nas equações do modelo de turbulência, as quais são utilizadas nas simulações:

Tabela 3.3. Constantes do modelo de turbulência k - ω SST (*Shear-Stress Transport*).

Constantes	Valor numérico
$\sigma_{k,1}$	1,176
$\sigma_{k,2}$	1,0
$\sigma_{\omega,1}$	2,0
$\sigma_{\omega,2}$	1,168
R_k	6
α_{∞}^*	1
$\beta_{i,1}$	0,075
$\beta_{i,2}$	0,0828
R_{ω}	2,95
λ	0,41
ξ^*	1,5
R_{β}	8
β_{∞}^*	0,09

Fonte: Ansys Fluent Theory Guide (2013).

3.4.1.3. Modelo multifásico para meio poroso

No modelo multifásico Euleriano-Euleriano, a abordagem geral de modelagem de meios porosos, leis físicas e equações é aplicada à fase correspondente para conservação de massa e do momento linear.

No programa Fluent os meios porosos são modelados como uma região contendo elementos de fluido, onde a equação da quantidade de movimento do fluido é modificada pela adição de um termo fonte de dissipação. Esse termo fonte é composto de duas partes: uma referente à perda de carga viscosa (Darcy, o primeiro termo do lado direito da Equação 3.42) e uma referente à perda de carga inercial (o segundo termo do lado direito da Equação 3.42),

$$S_i = - \left(\sum_{j=1}^3 M_{ij} \mu v_j + \sum_{j=1}^3 N_{ij} \frac{1}{2} \rho |v| v_j \right), \quad (3.42)$$

onde S_i é o termo fonte para a i -ésima (x, y ou z) equação do momento, $|v|$ é a magnitude da velocidade, e M e N são matrizes prescritas. Esse sumidouro de momento contribui para o

gradiente de pressão na célula porosa, criando uma queda de pressão que é proporcional à velocidade do fluido na célula. Meios porosos homogêneos são definidos como segue:

$$S_i = -\left(\frac{\mu}{K_i} v_i + C_2 \frac{1}{2} \rho |v| v_i\right), \quad (3.43)$$

onde K_i é a permeabilidade, e C_2 é o fator de resistência inercial, simplificando as matrizes M e N como matrizes diagonais com $\frac{1}{K_i}$ e C_2 , respectivamente, ocupando os valores nas diagonais da matriz. Dadas as baixas velocidades desenvolvidas nos volumes relativos ao meio poroso, o termo referente à resistência inercial foi desprezado nesta pesquisa.

3.5. Condições de contorno

3.5.1. Entrada com fluxo mássico prescrito

A condição de fluxo mássico prescrita foi estabelecida na entrada do módulo separador. A especificação do fluxo mássico permite que a pressão total varie, em resposta à solução numérica. Nessa condição de contorno, foram estabelecidos o sistema de referência absoluto, a direção do fluxo (normal à superfície de entrada), a intensidade de turbulência, I , que é de 5%, e a razão de viscosidade turbulenta R_μ , cujo valor adimensional é 10 e são dados pelas Equações 3.44 e 3.45:

$$I \equiv \frac{u'}{\bar{u}} \quad (3.44)$$

e

$$R_\mu = \frac{\mu_t}{\mu}, \quad (3.45)$$

onde u' é a razão da flutuação da velocidade, e \bar{u} a velocidade média do escoamento livre. Os valores de k e ε são computados em função dessa intensidade (ANSYS FLUENT, 2013).

3.5.2. Saída com pressão prescrita

Esta condição de contorno foi aplicada para as saídas do permeado e do fluxo de concentrado, requerendo apenas que seja determinada a pressão manométrica nas referidas saídas, em que foram mantidas em zero Pa , ou seja, a pressão ambiente. A diferença de pressão entre a entrada do módulo de separação e as saídas (pressão atmosférica) impulsiona o fluxo de água produzida através do módulo de separação.

3.5.3. Condição de parede e das membranas

As condições da parede foram utilizadas para ligar as regiões fluida e sólida, superfícies do módulo e das membranas, em contato, externamente, com o volume do casco e, internamente, com os domínios relativos aos permeados. Condições de contorno de não-deslizamento e rugosidade desprezível foram aplicadas nas superfícies externas do casco, superfícies dos suportes, extremidades das membranas, casco e permeado. Já para as superfícies internas e externas das membranas, foi utilizada a condição de parede interior (superfície aberta), a qual permitiu o fluxo de água produzida através das membranas, onde, devido ao termo fonte relativo ao meio poroso, ocorreu a separação das fases. A Tabela 3.4 descreve as regiões limites do módulo em estudo e suas respectivas condições de contorno.

Tabela 3.4. Condições de contorno usadas nas simulações.

Regiões	Condição de contorno
Entrada do separador	Fluxo mássico prescrito
Saídas do separador (permeado 1, 2, 3 e 4 e rejeitado)	Pressão prescrita
Superfícies internas e externas das membranas	Interior (<i>Software</i>)
Superfícies externas do casco	Parede com velocidade nula
Superfícies dos suportes	Parede com velocidade nula
Extremidades das membranas, casco e permeado	Parede com velocidade nula

Fonte: Autoria própria.

3.6. Métodos de solução numérica

3.6.1. Acoplamento pressão-velocidade

Nesta pesquisa foi utilizado o algoritmo *Coupled*, disponível no *software* ANSYS FLUENT® Release 15.0. O algoritmo *Coupled* resolve as equações de continuidade, baseadas nos resultados do cálculo da conservação do momento e da pressão, de forma acoplada, o que lhe confere, em relação aos algoritmos de solução segregada, um alcance de convergência, com um número menor de iterações. A Figura 3.7 ilustra o fluxograma de solução do método *Coupled* (ANSYS FLUENT, 2013).

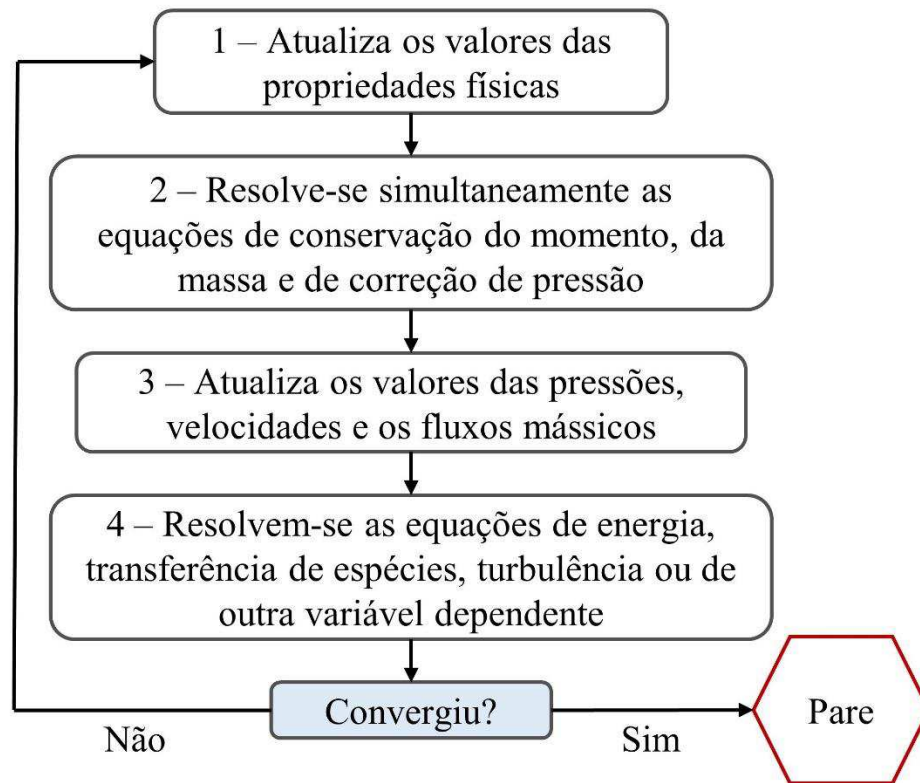


Figura 3. 7. Fluxogramas dos métodos de solução acoplada Coupled. Fonte: Ansys Fluent Theory Guide (2013).

3.6.2. Fatores de relaxação

Devido à não linearidade das equações de conservação, o *solver* utiliza fatores de relaxação para controlar as mudanças nas variáveis, ao longo das iterações realizadas, tanto em problemas resolvidos no regime permanente quanto dentro de cada passo de tempo, nos casos transientes.

Como descrito na Equação 3.46, o valor atualizado da variável genérica Φ , dentro do passo de tempo, é dependente do valor da iteração anterior Φ_0 , da diferença calculada na iteração $\Delta\Phi$ e do fator de relaxação ζ . Esses fatores são inseridos nas equações de conservação e promovem estabilidade na solução das mesmas.

$$\Phi^n = \Phi^{n-1} + \zeta\Delta\Phi. \quad (3.46)$$

Os fatores de relaxação, utilizados nos métodos de acoplamento pressão-velocidade *Coupled*, estão ilustrados na Tabela 3.5.

Tabela 3.5. Fatores de relaxação padrão do Ansys Fluent.

Fatores de relaxação	
Densidade	1
Forças de corpo	1
Energia cinética turbulenta	0,8
Taxa de dissipação de turbulência	0,8
Viscosidade turbulenta	1
Fração Volumétrica	0,5
<i>Momentum</i>	0,75
Pressão	0,75
Número de Courant	200

Fonte: Ansys Fluent Theory Guide (2013).

3.6.3. Critérios de convergência

Os critérios de convergência utilizados nas simulações são descritos na Tabela 3.6.

Tabela 3.6. Critérios de convergência utilizados.

Equações	Critério de convergência
Velocidades nas direções x , y e z	0,001
Continuidade	0,001
k	0,001
ω	0,001
Fração volumétrica	0,001

Fonte: Ansys Fluent Theory Guide (2013).

3.7. Propriedades físicas das fases

As propriedades físicas das substâncias utilizadas nas simulações numéricas estão descritas na Tabela 3.7.

Tabela 3.7. Propriedades físicas do óleo e da água.

Propriedades físicas	Óleo	Água
ρ (kg/m ³)	997	998,2
μ (Pa.s)	0,05	0,001003

Fonte: Cunha (2014).

3.8. Casos estudados

As simulações foram realizadas utilizando o *software* computacional *ANSYS FLUENT*[®] 15.0, em um computador Intel Core i7-3770 de 3.40 GHz e 16 GB de memória RAM disponibilizado no laboratório LCTF (Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos) da Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica e LPFI (Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem) da Unidade Acadêmica de Engenharia Química, da Universidade Federal de Campina Grande. Nas simulações efetuadas, variou-se o fluxo mássico, \dot{m} , a concentração volumétrica de óleo na entrada, C_0 , o diâmetro médio das partículas de gotas de óleo, d_p , a permeabilidade das membranas, K , a porosidade das membranas, ε . Os valores dessas variáveis em cada caso estudado estão representados na Tabela 3.8.

Tabela 3.8. Casos estudados na pesquisa com parâmetros baseados em Cunha (2014).

Caso	Mistura			Membrana		Malha	Análise
	\dot{m} (kg/s)	C_0 (kg/m ³)	d_p (μ m)	K (m ²)	ε (%)		
1	1,5	1	63	3×10^{-13}	30	1	Estudo de malha
2	1,5	1	63	3×10^{-13}	30	2	
3	1,5	1	63	3×10^{-13}	30	3	
4	0,5	1	63	3×10^{-13}	30	2	Fluxo mássico
5	1	1	63	3×10^{-13}	30	2	
6	1	1,5	63	3×10^{-13}	30	2	Concentração
7	1	0,7	63	3×10^{-13}	30	2	
8	1	1	53	3×10^{-13}	30	2	Diâmetro de partícula
9	1	1	73	3×10^{-13}	30	2	
10	1	1	63	3×10^{-14}	30	2	Permeabilidade
11	1	1	63	3×10^{-15}	30	2	
12	1	1	63	3×10^{-13}	35	2	Porosidade
13	1	1	63	3×10^{-13}	25	2	

A Tabela 3.8 ilustra os casos estudados nas simulações efetuadas (Caso padrão 5), os quais investigam a influência da malha (Casos 1, 2 e 3), do fluxo mássico na entrada do módulo de separação, \dot{m} (Casos 2, 4 e 5), da concentração volumétrica de óleo na entrada, C_0 (Casos 5, 6 e 7), do diâmetro médio das partículas de gotas de óleo, d_p (Casos 5, 8 e 9), da permeabilidade das membranas, K (Casos 5, 10 e 11) e da porosidade das membranas, ε (Casos 5, 12 e 13).

CAPÍTULO IV

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1. Análise da independência de malha

A etapa de geração de malha computacional é uma das mais importantes para se gerarem bons resultados em uma simulação CFD. Em resumo, uma malha inadequada pode inviabilizar sua simulação CFD, ou gerar resultados muito negativos, principalmente no que diz respeito à precisão da solução, ao tempo de simulação requerido e à taxa de convergência (ou divergência) dos resultados, visto que a qualidade dos resultados é dependente da malha.

Então, para se alcançarem resultados coerentes em CFD, torna-se necessário realizar um estudo de malha, em que se devem comparar os resultados obtidos com malhas mais refinadas, com resultados de outras, menos refinadas, de modo que os resultados se tornem independente da malha (em relação ao número de elementos). Para tanto, foi feito um estudo do efeito da malha utilizando-se os resultados obtidos com os Casos 1, 2 e 3 da Tabela 3.8, que estão relacionados com as três malhas indicadas na Tabela 3.2.

A Tabela 4.1 ilustra resultados obtidos com os Casos estudados para o teste de independência de malha. Os resultados são apresentados em termos dos seguintes parâmetros: pressão transmembrânica (ΔP); concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP); concentração média de óleo no concentrado (CMOC); fluxo médio de óleo nas saídas dos permeado (FMOP); velocidade média da mistura nas saídas dos permeados (VMP); volume médio de óleo no casco (VMOCa); volume médio de óleo nos permeados (VMOP) e volume médio de óleo nas membranas (VMOM).

Tabela 4.1. Parâmetros operacionais usados no estudo de malha.

Malhas	ΔP	CMOP	CMOC	FMOP	VMP	VMOCa	VMOP	VMOM
1	227,236	0,0537395	1,216620	3,80E-6	0,848601	0,001658	0,00022	0,002674
2	221,322	0,0487558	1,210770	3,30E-6	0,829478	0,00163397	0,00024	0,002431
3	218,739	0,0483874	1,207950	3,25E-6	0,815305	0,00163811	0,00023	0,002403
Erro₁₂	2,67%	10,22%	0,48%	13,19%	2,31%	1,45%	8,98%	9,95%
Erro₂₃	1,18%	0,76%	0,23%	1,93%	1,74%	0,25%	2,31%	1,17%

Pressão transmembrânica (ΔP); concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP); concentração média de óleo no concentrado (CMOC); fluxo médio de óleo na saída dos permeados (FMOP); velocidade média da mistura nas saídas dos permeados (VMP); volume médio de óleo no casco (VMOCa); volume médio de óleo nos permeados (VMOP); volume médio de óleo nas membranas (VMOM).

Pode-se constatar, pela análise da Tabela 4.1, que os resultados obtidos com as malhas 1 (218.704 elementos) e 2 (508.325 elementos) não apresentaram variações significativas, ao passo que um erro máximo de 13,19% foi atingido no fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados. Por sua vez, uma comparação entre os resultados obtidos com as malhas 2 (508.325 elementos) e 3 (853.536 elementos) também evidencia variações pouco significativas, ou seja, menos significativas quando comparados com os resultados entre as malhas 1 e 2, pois apresenta um erro máximo de 1,93% relativo ao fluxo médio nas saídas dos permeados.

Observa-se que os menores erros são atingidos ao se compararem as malhas 2 e 3. Logo, escolheu-se a malha 2 para as simulações, por ter um grau de refinamento intermediário entre as malhas estudadas e um tempo computacional mais reduzido, pois quanto menos elementos menor o tempo computacional.

Na Figura 4.1, observa-se que as malhas 1, 2 e 3, para os três refinamentos de malha, possuem o mesmo comportamento relacionado com a concentração média de óleo nas saídas dos permeados, ou seja, as malhas construídas não interferem nos resultados obtidos mantendo-os inalterados ou com poucas variações, ratificando a escolha da malha 2 para ser aplicada na obtenção dos resultados oriundos das simulações numéricas dos Casos 3 a 13, indicados na Tabela 3.8.

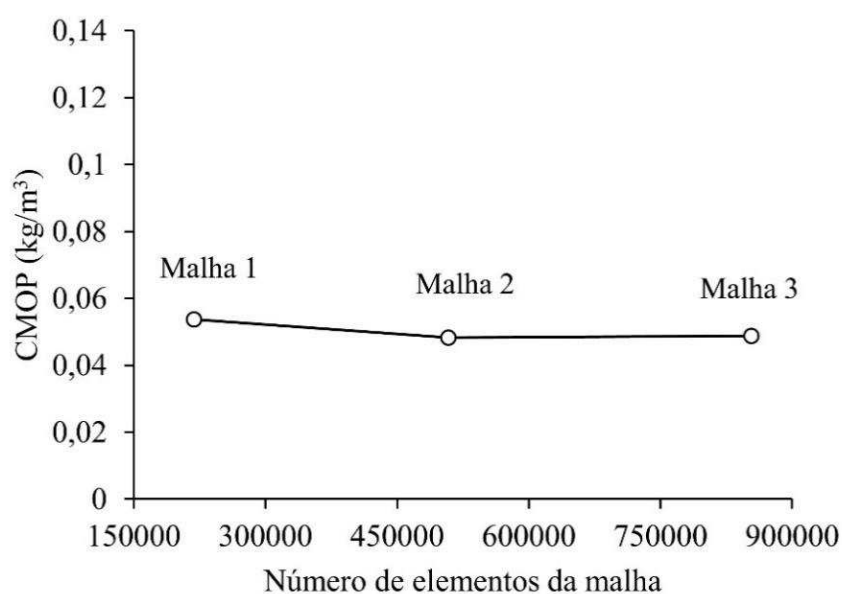


Figura 4.1. Concentração média de óleo nas saídas dos permeados para as três malhas usadas (Casos 1, 2 e 3) na pesquisa.

4.2. Análise hidrodinâmica e de desempenho do módulo de filtração

4.2.1. Distribuição dos parâmetros do processo

4.2.1.1. Fração volumétrica relativa do óleo no módulo de filtração

Na Figura 4.2, está representada as *isosurfaces* da fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões do casco, iniciando da região mais externa até a região próxima à superfície das membranas, obtida com a simulação computacional do processo de filtração para o Caso 4. Nessa análise, α_0 é comparado à fração volumétrica de óleo na mistura de alimentação. Pode-se observar que a fração volumétrica de óleo é mínima na região mais externa do casco ($\alpha/\alpha_0 = 100\%$), indicando que o óleo flui juntamente com a mistura de alimentação (Figura 4.2a).

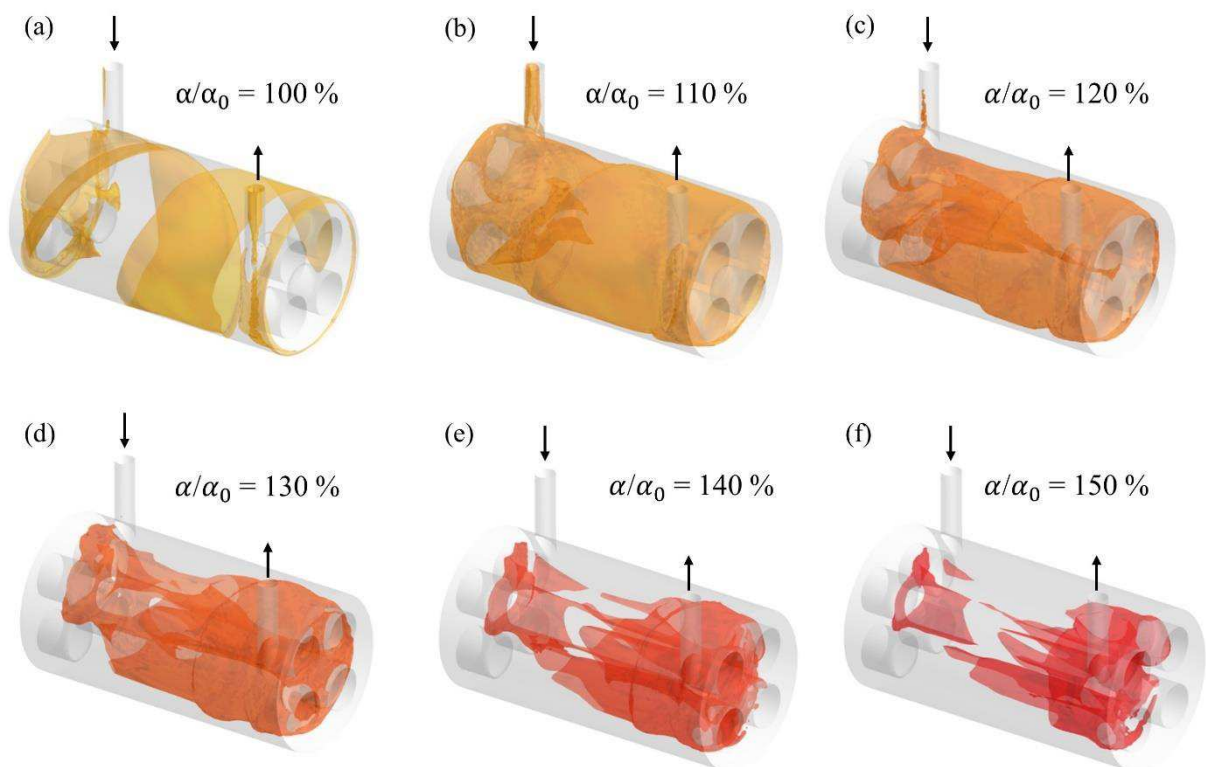


Figura 4.2. *Isosurfaces* da fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões do casco do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

Quanto mais distante da parte externa do casco, indo em direção às membranas, observa-se aumento gradual da concentração do óleo α/α_0 de 110%, 120%, 130%, 140% e 150% sequencialmente (Figuras 4.2b, 4.2c, 4.2d, 4.2e, 4.2f). É importante observar que a fração volumétrica do óleo também é maior próximo à região terminal do casco, em direção à saída

do efluente. Para se ter uma ideia, uma fração volumétrica de 1% corresponde a uma concentração de óleo de $9,97 \text{ kg/m}^3$ ou $9,97 \text{ g/l}$ ou 9970 ppm .

Observando a dinâmica do acúmulo de óleo no meio poroso para o Caso 4, verifica-se que a menor fração volumétrica de óleo ocorre na região mais interna das membranas ($\alpha/\alpha_0 = 75\%$), junto ao tubo coletor do permeado (Figura 4.3a). Adicionalmente, na extremidade terminal da membrana, próximo à saída do permeado, praticamente não se observa presença de óleo. No entanto, um acúmulo de óleo é observado, à medida que se avança do interior (lado do permeado) para o exterior da membrana (lado da mistura água/óleo), atingindo $\alpha/\alpha_0 = 200\%$ na superfície externa da membrana (Figuras 4.3b, 4.3c, 4.3d, 4.3e, 4.3f).

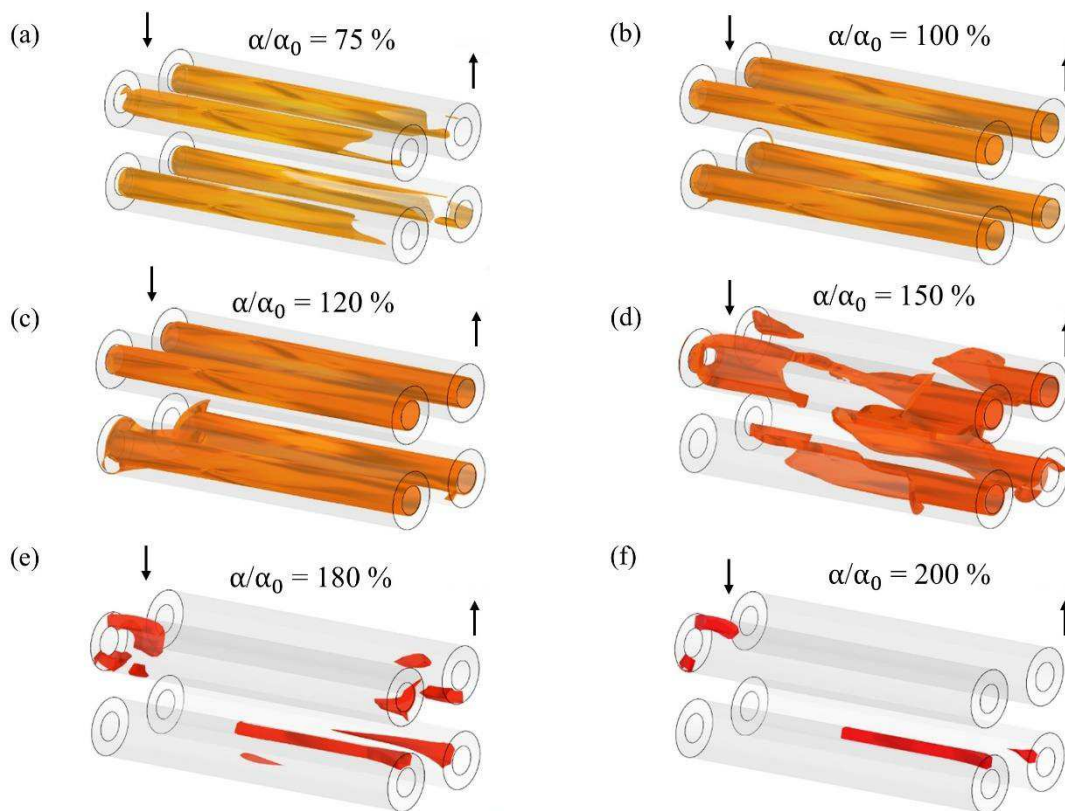


Figura 4.3. *Isosurfaces* da fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões no meio poroso (membranas) do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

Observa-se ainda, na superfície mais externa das membranas, elevado acúmulo de óleo e de forma concentrada em poucos pontos do meio poroso (Figuras 4.3c e 4.3f). Por sua vez, no interior do meio poroso (Figuras 4.3c e 4.3d), o óleo está uniformemente distribuído ou ligeiramente acumulado na parte final da membrana. Esse comportamento é característico do processo de filtração por membranas, em que a redução do teor de óleo na água ocorre, à medida

que a mistura adentra tangencialmente o separador, e as membranas retêm as frações de óleo em sua estrutura porosa, permitindo a passagem do permeado (IGUNNU e CHEN, 2012).

Ao analisar as *isosurfaces* da fração volumétrica relativa de óleo nos permeados (para o Caso 4), observa-se ausência de óleo na região mais interna do permeado (saída do permeado) ou fração volumétrica muito baixa de óleo ($\alpha/\alpha_0 = 0,25\%$), localizado principalmente na parte do tubo coletor do permeado, a qual fica próxima à região de alimentação (Figura 4.4a). Por outro lado, no permeado junto à interface da membrana, observa-se maior concentração de óleo ($\alpha/\alpha_0 = 75\%$), localizado principalmente na parte de saída dos permeados (Figura 4.4f). Nesse sentido, a concentração de óleo retido aumentou gradativamente para regiões mais distantes do tubo coletor do permeado.

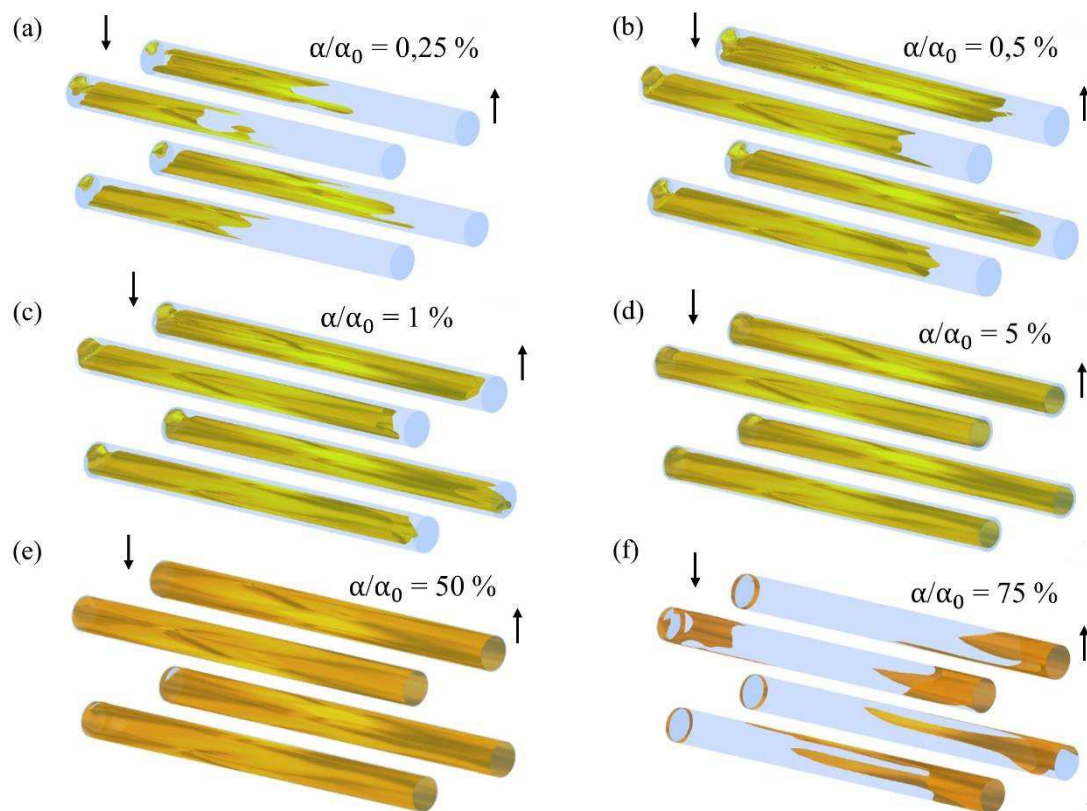


Figura 4.4. *Isosurfaces* da fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões nos permeados do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

Em conjunto, ambos os comportamentos da fração relativa de óleo no casco, membranas e permeados, ocorreram devido à força de arraste e sentido do fluxo tangencial, carregando as partículas retidas para a extremidade terminal do módulo.

Para uma compreensão mais detalhada das características do módulo de filtração para o Caso 4, a fração volumétrica de óleo, a pressão e a velocidade do fluido foram avaliadas em

diferentes planos para o casco, membranas e permeados, considerando os eixos x (comprimento transversal), y (altura) e z (comprimento longitudinal) e diferentes pontos localizados nesses eixos. Para a seleção dos pontos e planos tomados, o ponto de origem do módulo foi adotado como sendo a parte de entrada/alimentação do sistema e, conseqüentemente, a região terminal como sendo a parte onde se localiza a saída dos permeados e concentrado.

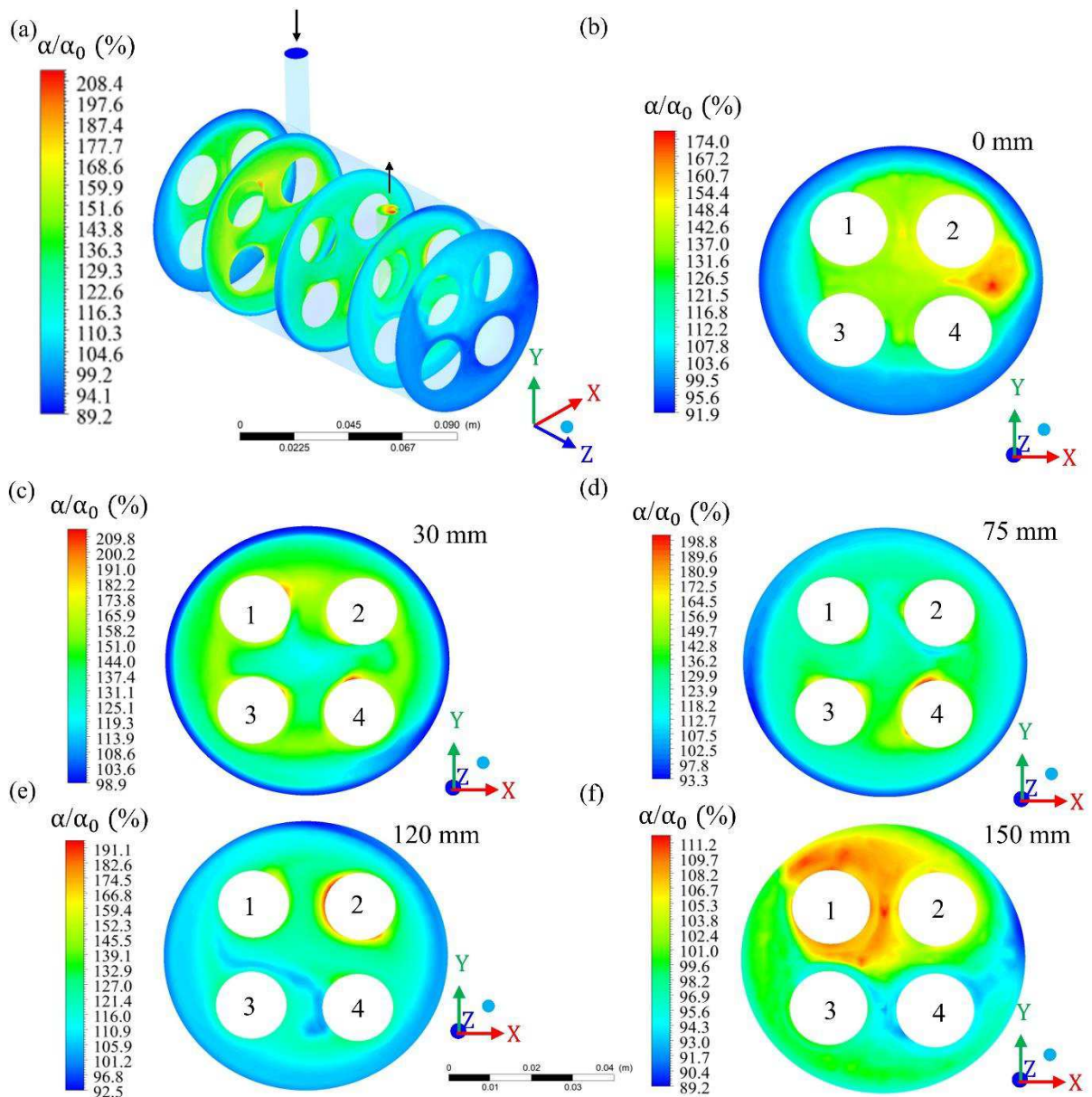


Figura 4.5. Campo de fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões do casco; (a) vista geral e no plano xy em (b) $z = 0$; (c) $z = 30$; (d) $z = 75$; (e) $z = 120$ e (f) $z = 150$ mm, do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

Considerando a região do casco como um todo (Figura 4.5a), observa-se que a fração volumétrica de óleo variou de 89,2% até 208,4%. Exatamente na origem do casco (considerando o plano xy quando $z = 0$ mm), é possível observar elevada fração volumétrica

de óleo (de 154,4 até 174%) no local do tubo de alimentação do módulo (Figura 4.5b), indicando que o óleo está presente na solução água/óleo fornecida ao sistema. Ainda no plano de origem do casco, pode-se observar menor concentração de óleo nas laterais externas do casco.

Aos 30 mm da origem do módulo ($z = 30$ mm), observa-se uma fração volumétrica de óleo variando de 98,9 até 209,8%, distribuída de forma mais homogênea em relação ao plano anterior e estando mais concentrado na região entre membranas e junto à superfície das mesmas, conforme Figura 4.5c. A partir dos 30 mm, ao longo do eixo z , a fração volumétrica máxima de óleo reduziu gradativamente para os planos $z = 75$ mm (198,8%), $z = 120$ mm (191,1%) e $z = 150$ mm (111,2%), indicando que a presença de óleo no casco se reduz, à medida que o fluido segue em direção à saída do módulo (Figuras 4.5d, 4.5e e 4.5f).

A fração volumétrica de óleo no casco (Caso 4) também foi avaliada considerando os planos paralelos ao plano yz em $x = -15$ mm, $x = 0$ mm e $x = 15$ mm (onde $x = 0$ mm compreende o centro do módulo, Figura 4.6a) e os planos xz em $y = -15$ mm, $y = 0$ mm e $y = 15$ mm (onde $y = 0$ mm compreende o centro do módulo, conforme ilustrado na Figura 4.6b). As frações volumétricas médias do óleo nos planos em diferentes pontos ao longo dos eixos x e y variaram de 92,4 até 167,9% e de 91,3 até 170,2%, respectivamente.

Pode-se observar que os planos laterais ($x = -15$ mm e 15 mm (Figura 4.6c e 4.6g) e $y = -15$ mm e 15 mm (Figura 4.6d e 4.6h)) apresentam maior fração volumétrica máxima de óleo quando comparado com seus respectivos planos centrais, $x = 0$ mm e $y = 0$ mm, conforme ilustrado nas Figura 4.6e e Figura 4.6f, respectivamente.

Segundo Habert *et al.*, (2006), Cunha (2014) e Souza (2014) esse comportamento ocorre, porque a fração oleosa fica retida principalmente na superfície externa do meio poroso, à medida que o fluxo de fluido adentra o módulo de filtração. Uma resistência adicional à transferência de massa ocorre devido ao estabelecimento de um gradiente de concentração, levando à diminuição do fluxo de permeado. Portanto, segundo Cunha (2014) este é um fenômeno que deve ser controlado e minimizado, pois diminuem o fluxo de permeado e podem afetar a qualidade do produto.

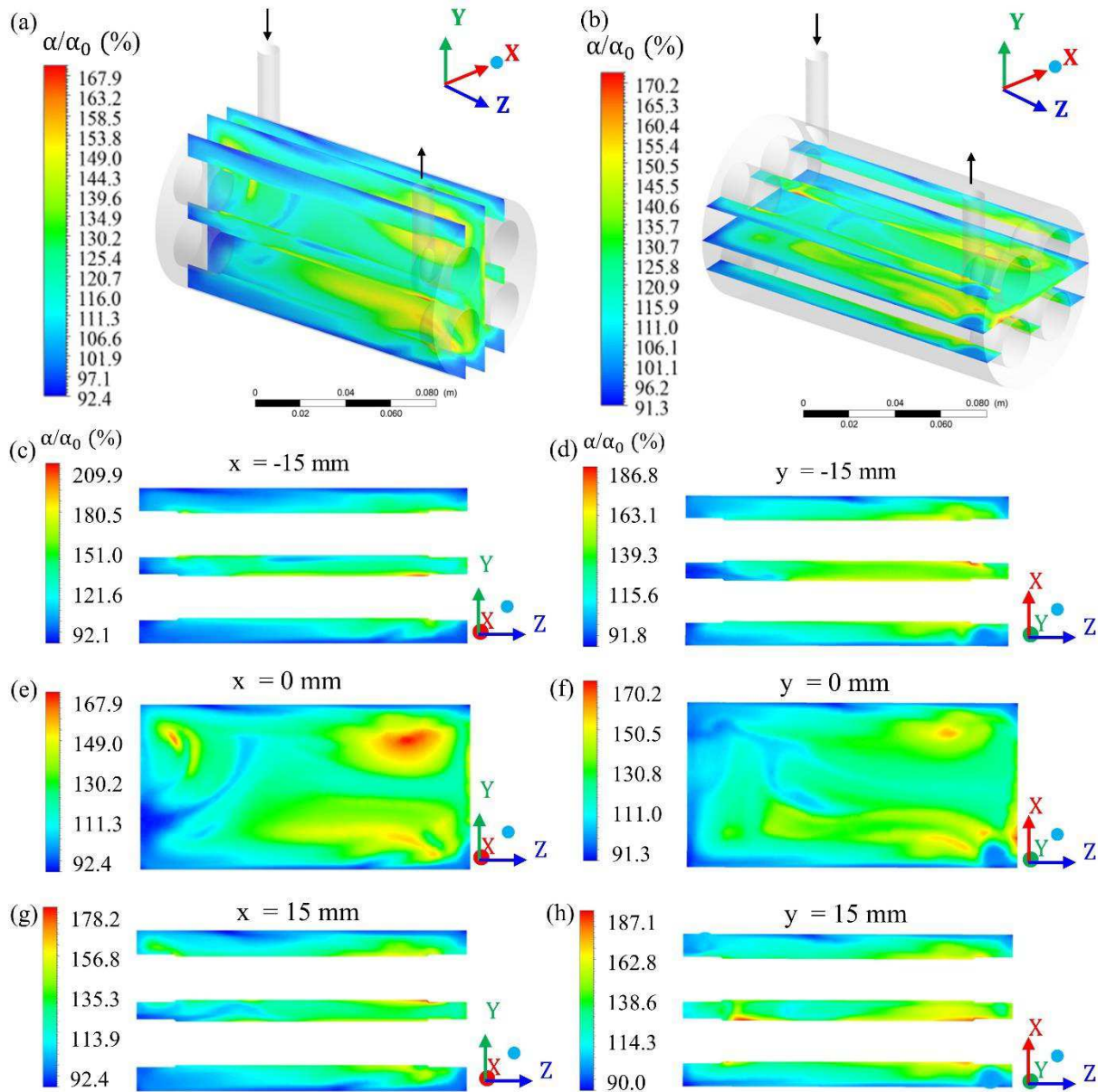


Figura 4.6. Campo de fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões do casco: (a) no plano yz em $x = -15$ mm, $x = 0$ mm e $x = 15$ mm; (b) no plano xz em $y = -15$ mm, $y = 0$ mm e $y = 15$ mm; (c) $x = -15$ mm; (d) $y = -15$ mm; (e) $x = 0$ mm; (f) $y = 0$ mm; (g) $x = 15$ mm e (h) $y = 15$ mm, do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

Ao se avaliar a fração volumétrica relativa de óleo (Caso 4) nas quatro membranas que compõem o módulo de filtração (Figura 4.7), observa-se uma ligeira variação nas frações volumétricas máximas de óleo entre as membranas bem como nas regiões de maior presença de óleo em cada membrana. Por exemplo, na membrana 1 (Figura 4.7a), a fração volumétrica relativa de óleo variou de 57,9 até 185,7%, enquanto, na membrana 3 (Figura 4.7c), a concentração de óleo variou de 47,3 até 208,7%. Além disso, a região com maior fração

volumétrica relativa de óleo na membrana 1 foi próximo à região de saída do módulo, enquanto, na membrana 3, esta mesma região apresentou a menor concentração de óleo.

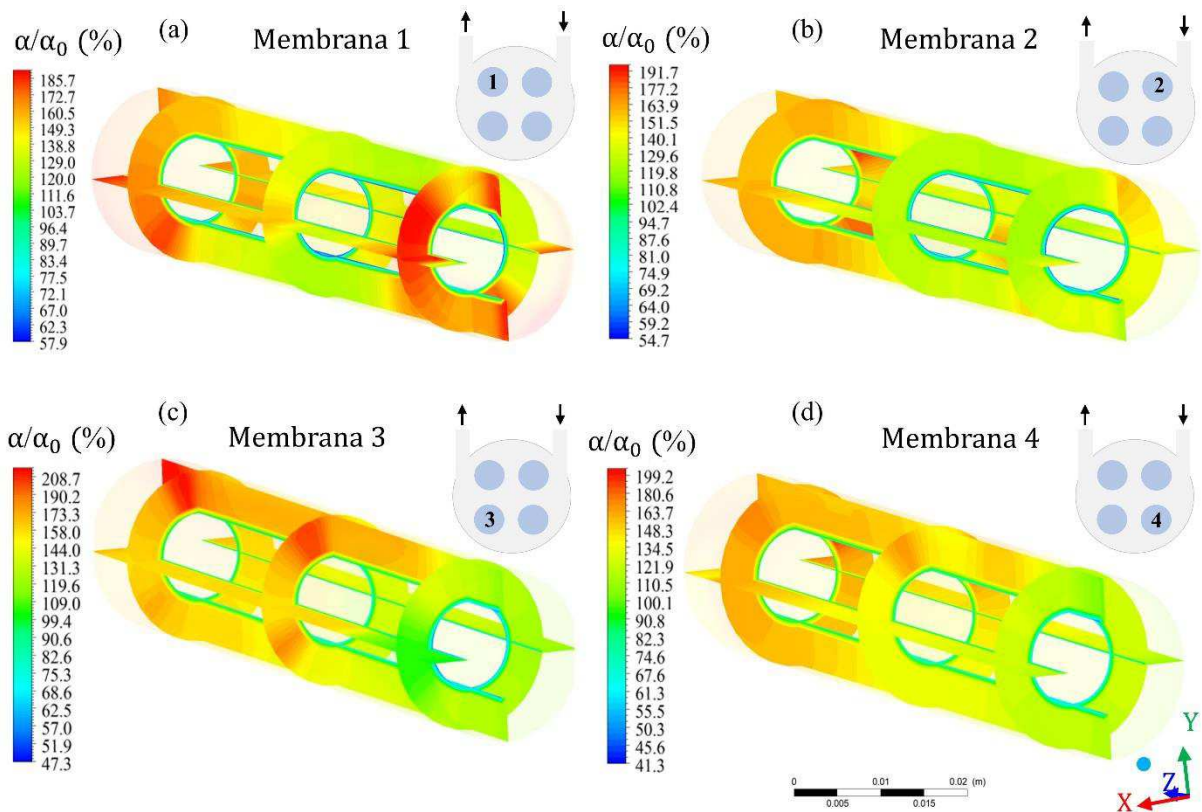


Figura 4.7. Campo de fração volumétrica relativa de óleo em diferentes regiões das membranas 1 (a), 2 (b), 3 (c) e 4 (d) que compõem o módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

O campo de fração volumétrica relativa de óleo foi ligeiramente similar entre as membranas 2 e 4 (Figura 4.7b, 4.7d), que, por sua vez, diferiu um pouco do observado nas membranas 1 e 3. Em geral, a região terminal (próximo à saída do módulo) das membranas 2, 3 e 4 apresentou menores frações volumétricas relativas de óleo em relação à região que compreende 2/3 iniciais da membrana.

4.2.1.2. Campo de pressão no módulo de filtração

A Figura 4.8 ilustra o campo de pressão em diferentes regiões do casco. De uma análise dessa figura, verifica-se que a pressão no casco foi mais elevada na região de entrada e próximo a esta região atingindo uma pressão média máxima de 39,08 kPa. Por outro lado, na saída do permeado, foram observados os menores valores de pressão. Essa informação é ratificada ao se comparar a pressão máxima no plano xy em $z = 0$ mm (entrada; Figura 4.8b) com $z = 150$ mm (saída; Figura 4.8f). Comparando os resultados obtidos nos diferentes planos ao longo do

eixo x , nas posições $z = 0, 30, 75, 120$ e 150 mm, nota-se uma redução na pressão do sistema que ocorre gradativamente a partir da entrada até a saída.

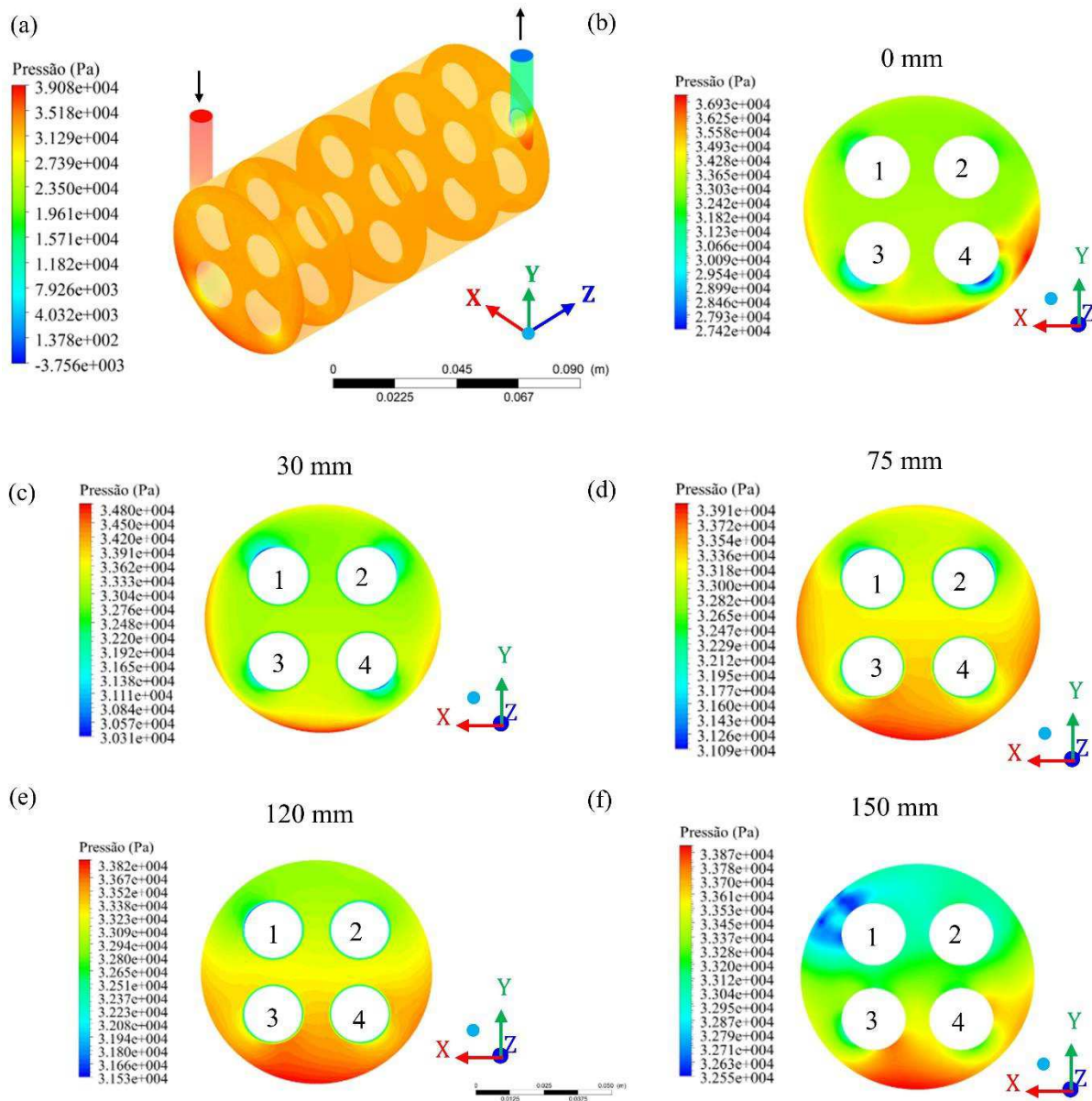


Figura 4.8. Campo de pressão em diferentes regiões do casco. (a) vista geral e no plano xy em $z = 0$ (b), $z = 30$ (c), $z = 75$ (d), $z = 120$ e $z = 150$ mm (f), do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

Observando-se os planos transversais nas posições $z = 0, 30, 75, 120$ e 150 mm do casco e analisando plano a plano, nota-se que a pressão tende a ser maior na região inferior do casco, principalmente na região abaixo e entre as membranas 3 e 4. Nos planos transversais de posição $z = 0$ mm e $z = 30$ mm, observam-se maiores pressões (36,93 e 34,80 kPa, respectivamente), concentrada nas regiões inferiores e laterais, enquanto as menores pressões ocorrem junto às membranas (27,42 e 30,31 kPa, respectivamente). Nos planos transversais de

posição $z = 75$ mm e $z = 120$ mm, a pressão variou de 31,09 até 33,91 kPa e de 31,53 até 33,82 kPa, respectivamente. Em ambos os planos, podem-se observar pressões mais elevadas e mais distribuídas na região inferior do casco, sobretudo na região próxima à superfície das membranas. No plano transversal de posição 150 mm, a pressão variou de 32,55 até 33,87 kPa, sendo que a maior pressão está localizada na região inferior, e a menor pressão, localizada na região de saída do permeado.

A Figura 4.9 ilustra o campo de pressão em diferentes regiões da membrana. Ao se analisar essa figura, percebe-se que a maior pressão foi na superfície externa das membranas (30,93 kPa), superfície de contato com o fluxo de água/óleo, e reduziu gradativamente até atingir valores mínimos (1,53 kPa) no interior das membranas, no lado do permeado. Este comportamento foi observado de maneira uniforme entre as quatro membranas que compõem o módulo de filtração (membranas 1, 2, 3 e 4). É importante ressaltar que a pressão foi constante no sentido longitudinal das membranas (eixo z), da região de entrada até a região de saída do módulo.

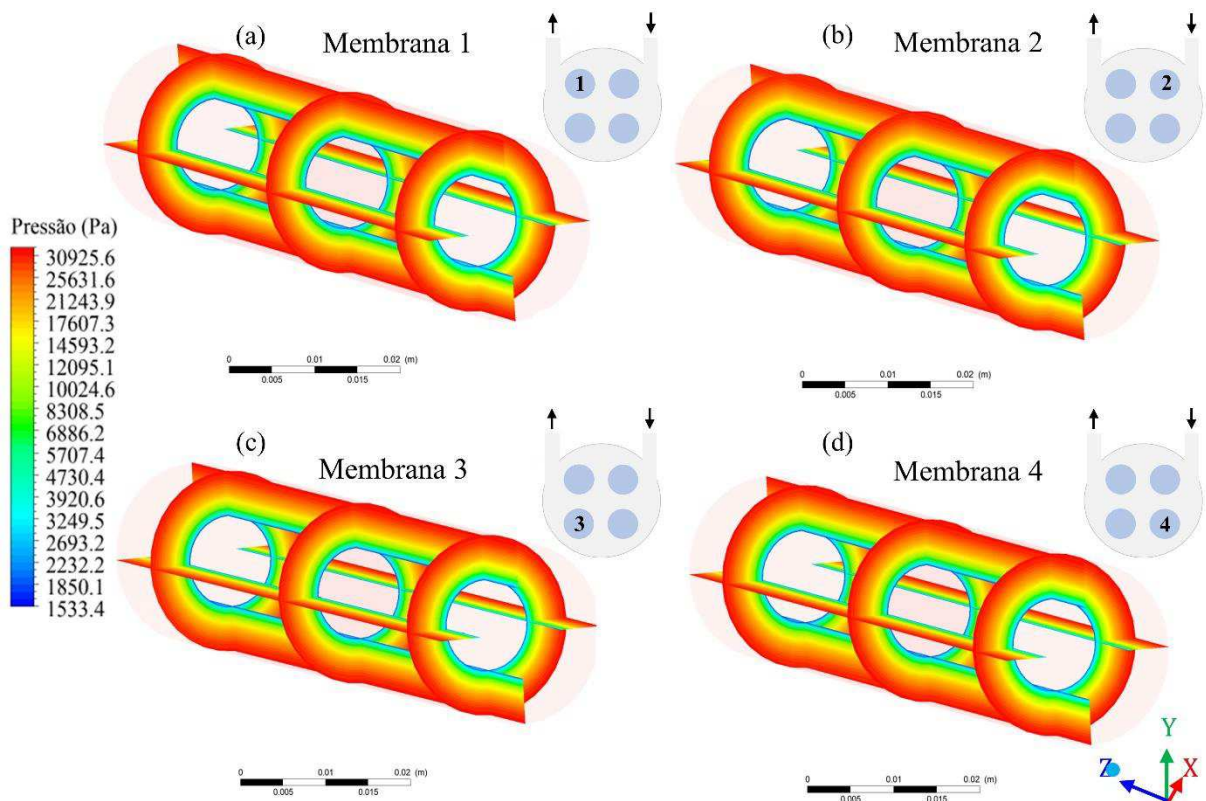


Figura 4.9. Campo de pressão em diferentes regiões das membranas: 1 (a), 2 (b), 3 (c) e 4 (d) do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

4.2.1.3. Campo de velocidade da mistura no módulo de filtração

Na Figura 4.10, estão ilustrados os campos de velocidades da mistura água/óleo no casco do módulo de filtração em diferentes posições ao longo do eixo z . Pode-se verificar que a velocidade da mistura na região do casco foi maior na entrada do sistema (3,73 m/s) bem como na região mais externa do casco (Figura 4.10a). Assim, quanto mais distante da entrada de alimentação do módulo, menor a velocidade da mistura fluida. Esse efeito pode ser melhor visualizado a partir dos planos transversais do casco nas posições de $z = 30, 75$ e 120 mm. Na posição de $z = 30$ mm, a velocidade máxima foi de 3,73 m/s, observada para uma pequena parte do fluxo localizada na região mais externa do casco (Figura 4.10b). Por sua vez, a velocidade máxima do fluxo observada no plano transversal de posição $z = 75$ mm foi de 2,04 m/s (Figura 4.10c), enquanto, no plano de $z = 120$ mm, a velocidade máxima foi de apenas 1,27 m/s (Figura 4.10d). Esse comportamento é perfeitamente justificado pelo atrito/cisalhamento dos fluidos com as paredes dos componentes do módulo, o qual resulta em perda de carga no sistema, além da penetração da mistura fluida na membrana porosa, o que colabora para a redução da velocidade do escoamento (CUNHA, 2014).

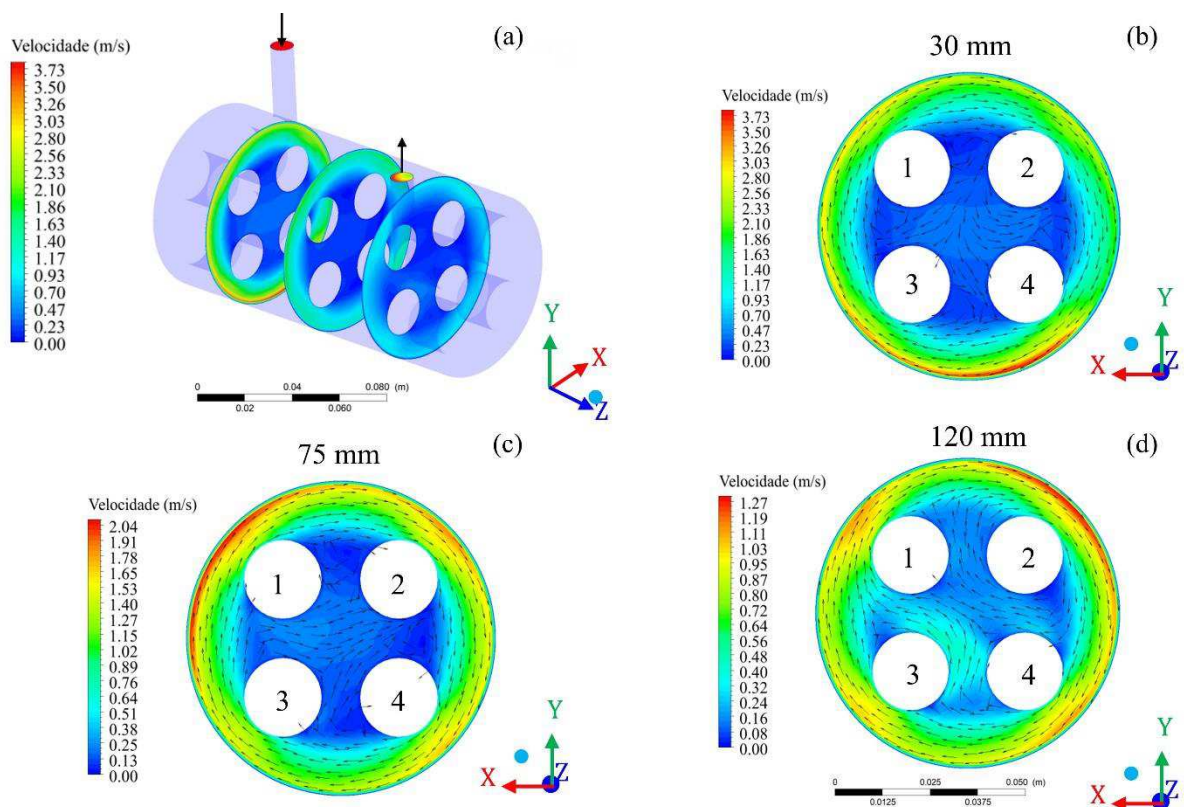


Figura 4.10. Campo de velocidade da mistura em diferentes regiões do casco, (a) vista geral e em $z = 30$ (b); $z = 75$ (c) e $z = 120$ mm (d), do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

Observa-se ainda, na Figura 4.10a – 4.10d, um movimento rotacional do fluido ao longo da direção tangencial às membranas, especialmente próximo à parede do casco.

Adicionalmente, à medida que se aproxima das membranas, região mais interna do módulo, há uma diminuição da velocidade da mistura fluida, provocada pelo atrito com a superfície das membranas e pela resistência da mesma ao escoamento (CUNHA, 2014).

A Figura 4.11 ilustra o campo de velocidade da mistura água/óleo na região da membrana e no permeado. Diferentemente do observado na região do casco, a velocidade na superfície das membranas aumentou no sentido entrada-saída, ou seja, quanto mais distante da região de entrada do módulo, maior a velocidade da mistura fluida na superfície das membranas (Figura 4.11). De fato, a velocidade na posição inicial da superfície das membranas foi nula ou muito próxima a zero. Esse mesmo comportamento foi observado nas 4 membranas dentro do módulo, no entanto a velocidade máxima nas membranas 1 e 2 (Figura 4.11a, 4.11b) foi superior à velocidade máxima nas membranas 3 e 4 (Figura 4.11c, 4.11d).

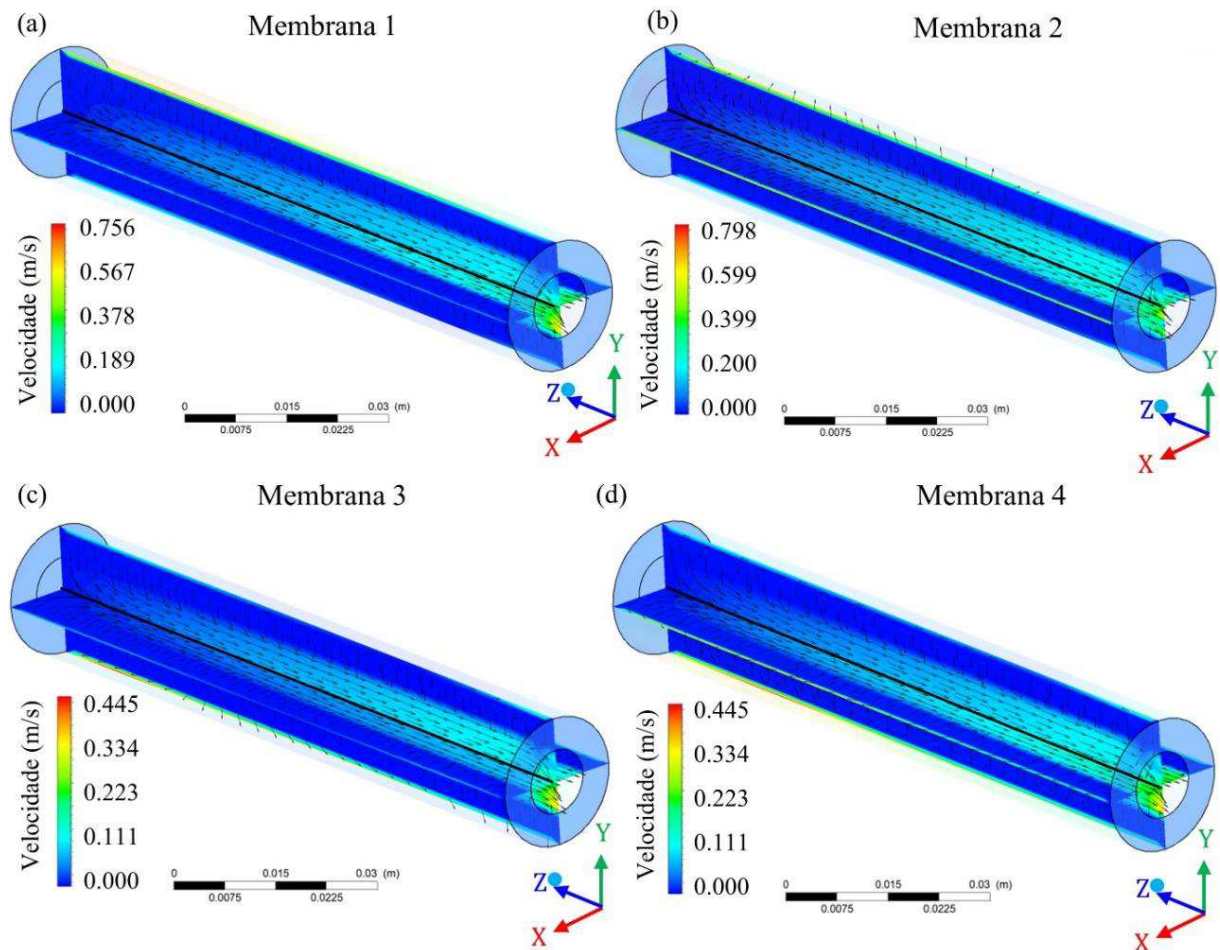


Figura 4.11. Distribuição de velocidade da mistura fluida no interior das membranas e permeado no módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

O aumento da velocidade ao longo da superfície da membrana ocorre, porque o fluxo tangencial percorre o espaço livre dentro do módulo paralelamente à superfície das membranas e na forma de vórtice. Dessa forma, em vários pontos ao longo do eixo z , o comportamento dos fluidos presentes provoca um aumento na velocidade da mistura que segue paralela à superfície das membranas.

E, nesse sentido, é importante mencionar que as maiores velocidades foram observadas nos planos transversais (Figura 4.10), como resultado do fluxo tangencial, e, nos sentidos longitudinais, as velocidades máximas foram menores (Figura 4.11). Resultados semelhantes foram reportados por Cipollina *et al.* (2009), ao simularem os campos de fluxo e temperatura em uma região de um módulo de membranas em espirais, com espaçador de filamentos de dupla camada, através de CFD e considerando um domínio de tamanho 25 x 25 x 3 mm nas direções x , y e z , respectivamente.

A velocidade do permeado no interior das membranas (tubo coletor do permeado) aumentou gradativamente a partir da região de entrada até a região de saída do sistema (Figura 4.12). Esse comportamento foi comum a todos os escoamentos e ocorre, porque, ao longo do eixo longitudinal da membrana (eixo z), o fluxo vai sendo continuamente filtrado, atravessando a membrana e alimentando o tubo do permeado, com isso, aumentando a vazão mássica do permeado. Assim, quanto mais fluxo mássico do permeado é adicionado ao tubo coletor, tem-se um aumento na velocidade total do escoamento.

Apesar da membrana 1 ter apresentado elevada velocidade máxima de fluxo na superfície, principalmente quando comparada com as membranas 3 e 4, a velocidade máxima do permeado da membrana 1, conforme ilustrado na Figura 4.12a, foi, pelo menos, 4 vezes inferior ao observado para as membranas 3 (Figura 4.12c) e 4 (Figura 4.12d). A diminuição do fluxo através das membranas durante o processo de filtração ocorreu devido ao entupimento dos poros das membranas (HABERT *et al.*, 2006; RAI *et al.*, 2006; CUNHA, 2014; SOUZA, 2014) bem como à formação de uma camada de polarização por concentração, que se estabelece na superfície das membranas e que pode reduzir o volume do permeado por unidade de tempo (CHENG *et al.*, 2018). De fato, esses fenômenos podem ser visualizados, conforme ilustrado nas Figuras 4.13 e 4.14.

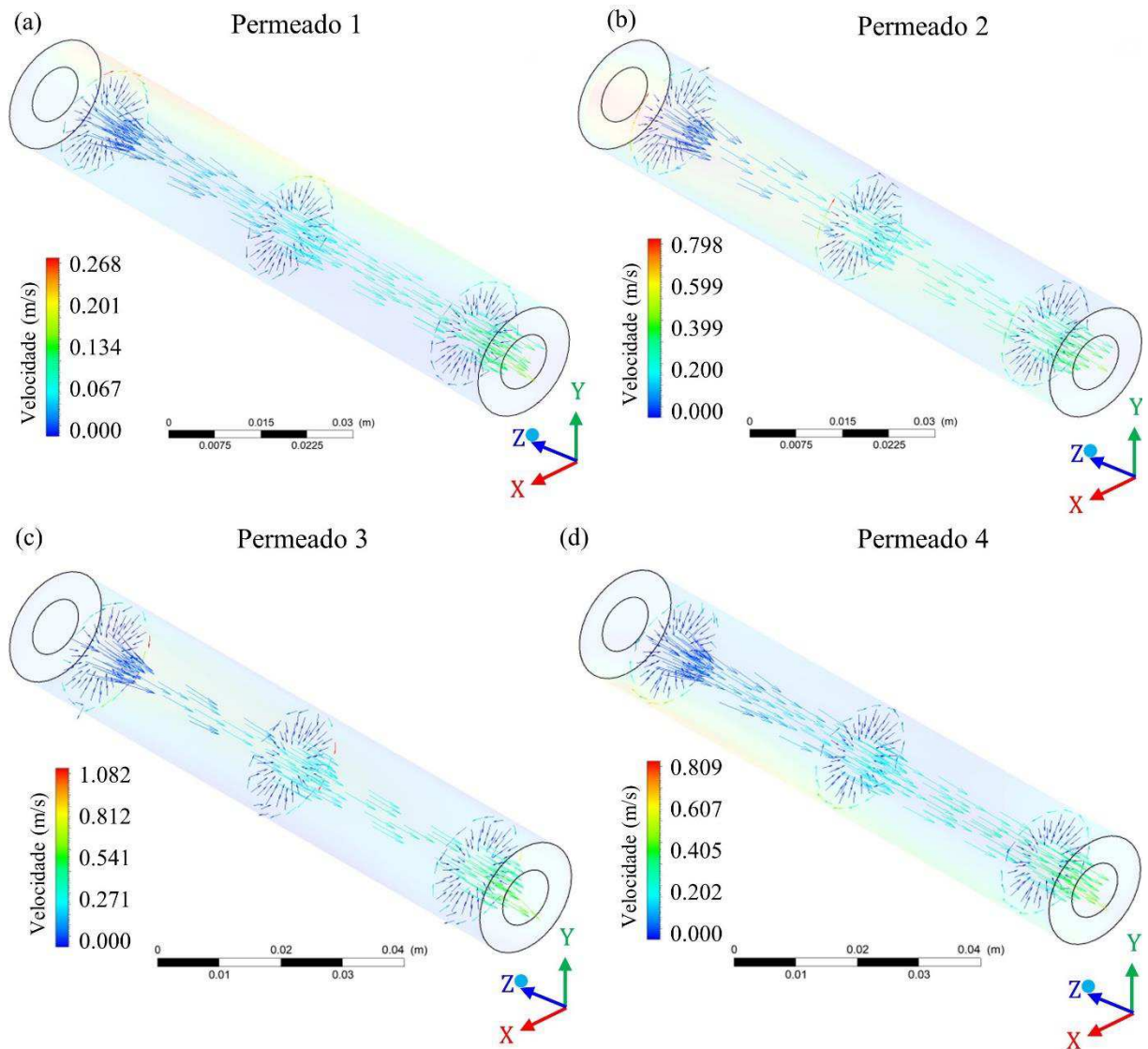


Figura 4.12. Campo vetorial de velocidade dos permeados oriundos das quatro membranas que compõem o módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

4.2.2. Perfis dos parâmetros do processo

4.2.2.1. Pressão na membrana ao longo de linhas verticais e horizontais

A pressão ao longo da membrana foi avaliada em duas linhas horizontais (eixo x): uma linha à direita (x variando de $-0,025$ m até $-0,020$ m) e outra à esquerda (x variando de $-0,005$ m até $-0,010$ m), de tal forma que esse parâmetro foi mensurado desde a superfície externa (lado da mistura água/óleo) até a superfície interna da membrana (lado do permeado) e avaliada em $z = 30, 75$ e 120 mm, a partir da origem da membrana (sentido do eixo z), como representado na Figura 4.13a. Além disso, a pressão transmembrânica também foi avaliada em duas linhas verticais (eixo y): uma linha na posição superior (y variando de $0,025$ m até $0,020$ m) e outra na posição inferior (y variando de $0,005$ m até $0,010$ m), também em $z = 30, 75$ e 120 mm, a partir da origem da membrana (sentido do eixo z), como representado na Figura 4.13b.

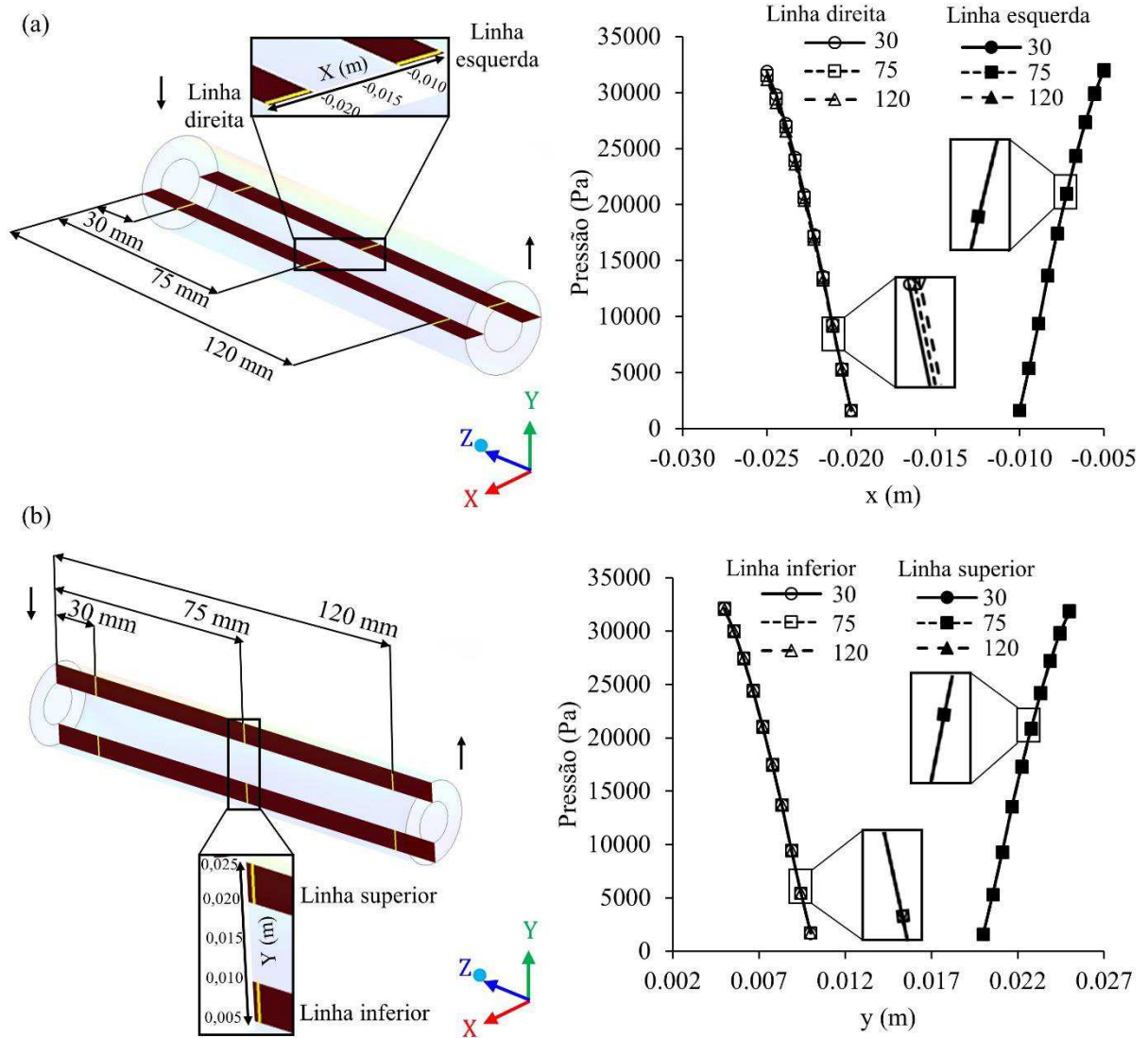


Figura 4.13. Pressão na membrana em diferentes pontos verticais e horizontais na membrana em $z = 30$, $z = 75$ e $z = 120$ mm, do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

Após análise da Figura 4.13, verificou-se que a pressão na membrana foi praticamente constante ao longo do eixo z (comprimento longitudinal) da membrana, observada pelos valores similares nas posições $z = 30$, 75 e 120 mm da entrada e em todas as linhas direita e esquerda (direção x) e superior e inferior (direção y). Esse comportamento indica um sistema eficiente em manter a mesma pressão ao longo do módulo de filtração. Por sua vez, o diferencial de pressão no sistema é um fator determinante, para assegurar o fluxo através da membrana, mantendo o processo de filtração elevado por um maior período de tempo (LI *et al.*, 2007; PADAKI *et al.*, 2015).

4.2.2.2 Velocidade do fluido no tubo coletor

A velocidade da mistura fluida no tubo coletor da membrana (Figura 4.14) foi avaliada em linhas horizontais (eixo x , variando de $-0,020$ m até $-0,010$ m) e linhas verticais (eixo y , variando de $0,010$ m até $0,020$ m) nas posições $z = 30, 75$ e 120 mm, a partir da origem do módulo (sentido do eixo z), como representado nas Figuras 4.14a e 4.14b. Como já discutido anteriormente, a velocidade do fluido foi baixa na posição $z = 30$ mm, da origem da membrana, aumentando no sentido do eixo z , como observado para as posições de $z = 75$ e $z = 120$ mm. Essas mudanças na velocidade da mistura no interior do tubo foram muito similares entre as linhas horizontais e verticais.

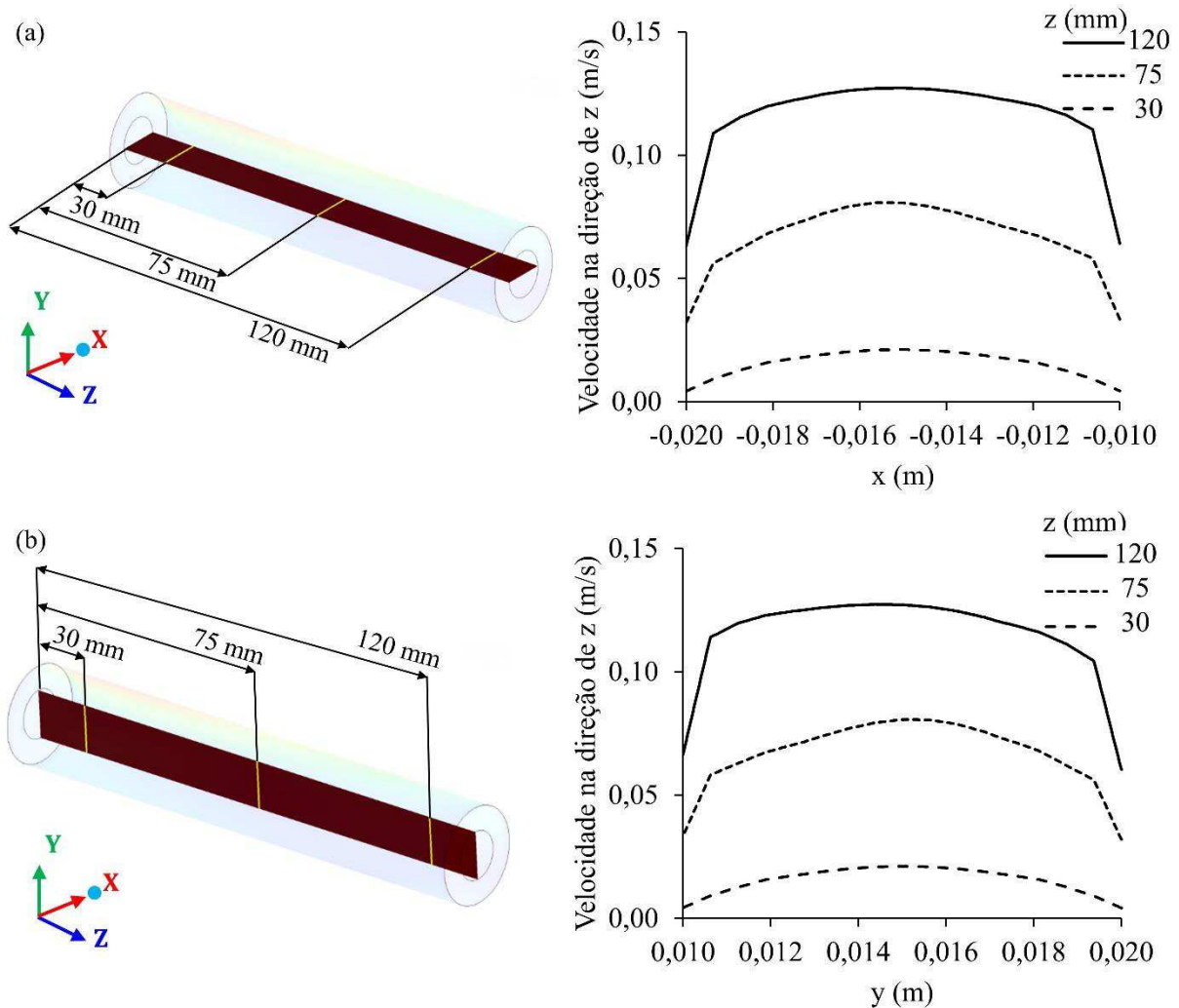


Figura 4.14. Velocidade axial do permeado em diferentes pontos verticais e horizontais ao longo do tubo coletor da membrana, em $z = 30$, $z = 75$ e $z = 120$ mm, do módulo de filtração durante o processo de separação água/óleo (Caso 4).

No centro do tubo coletor do permeado (centroide dos eixos x e y , $-0,015$ e $0,015$ respectivamente), a velocidade do permeado foi mais elevada e diminuiu, à medida que se

aproximou da superfície interna da membrana (região de contato membrana-permeado). É um perfil de velocidade que está se desenvolvendo, desde o comportamento de um escoamento laminar (perfil de velocidade parabólico) até um escoamento turbulento (perfil de velocidade mais achatado).

4.2.3. Avaliação comparativa dos parâmetros do processo: análise de desempenho

4.2.3.1. Efeito do fluxo mássico da mistura fluida na entrada do módulo de filtração

As variações na pressão transmembrânica, na concentração média de óleo nas saídas dos permeados e concentrado, na vazão mássica média de óleo nas saídas dos permeados, na velocidade média da mistura nas saídas dos permeados e nos volumes médios de óleo presente no casco, nas membranas e nos permeados em função do fluxo mássico da mistura fluida na entrada estão representados na Figura 4.15. O aumento no fluxo mássico (\dot{m}) de 0,5 para 1,0 kg/s e depois de 1,0 para 1,5 kg/s elevou a pressão transmembrânica de 33,00 kPa para 221,32 kPa, o que representa um aumento percentual de 570,67%, na pressão transmembrânica, ou seja, um aumento de aproximadamente 6,71 vezes que corresponde a um aumento médio de 2,592 vezes para cada aumento de 0,5 kg/s, dentro da faixa estudada (Figura 4.15a).

O aumento do fluxo mássico de alimentação também elevou a concentração média de óleo nas saídas dos permeados (Figura 4.15b), a concentração média de óleo na saída do concentrado (Figura 4.15c) e a velocidade média da mistura nas saídas dos permeados (Figura 4.15e). É importante mencionar a variação na concentração média de óleo na saída de concentrado, a qual foi de 1,09 a 1,21 kg de óleo por m^3 , enquanto a variação na concentração média de óleo nas saídas dos permeados foi de 0,029 a 0,049 kg de óleo por m^3 , superior ao exigido pela legislação brasileira, que é de 0,020 kg/m^3 (20 mg/L) (CONAMA N°430/Art.4, 2011).

A velocidade média nas saídas dos permeados aumentou de 0,19 para 0,83 m/s, o que representa um aumento de 336,84%. Vale salientar que, para a mesma variação do fluxo mássico de alimentação de 0,5 para 1,5 kg/s, o aumento na concentração média de óleo nas saídas dos permeados foi de 68,96%, indicando que o sistema pode ser considerado mais eficiente para valores mais elevados de fluxo mássico de alimentação. Apesar do aumento na concentração de óleo nas saídas dos permeados, o efeito sobre a velocidade do permeado foi 4,37 vezes superior. Assim, o aumento no fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (Figura 4.15d) pode ser atribuído principalmente ao aumento na velocidade do fluxo nas saídas dos permeados.

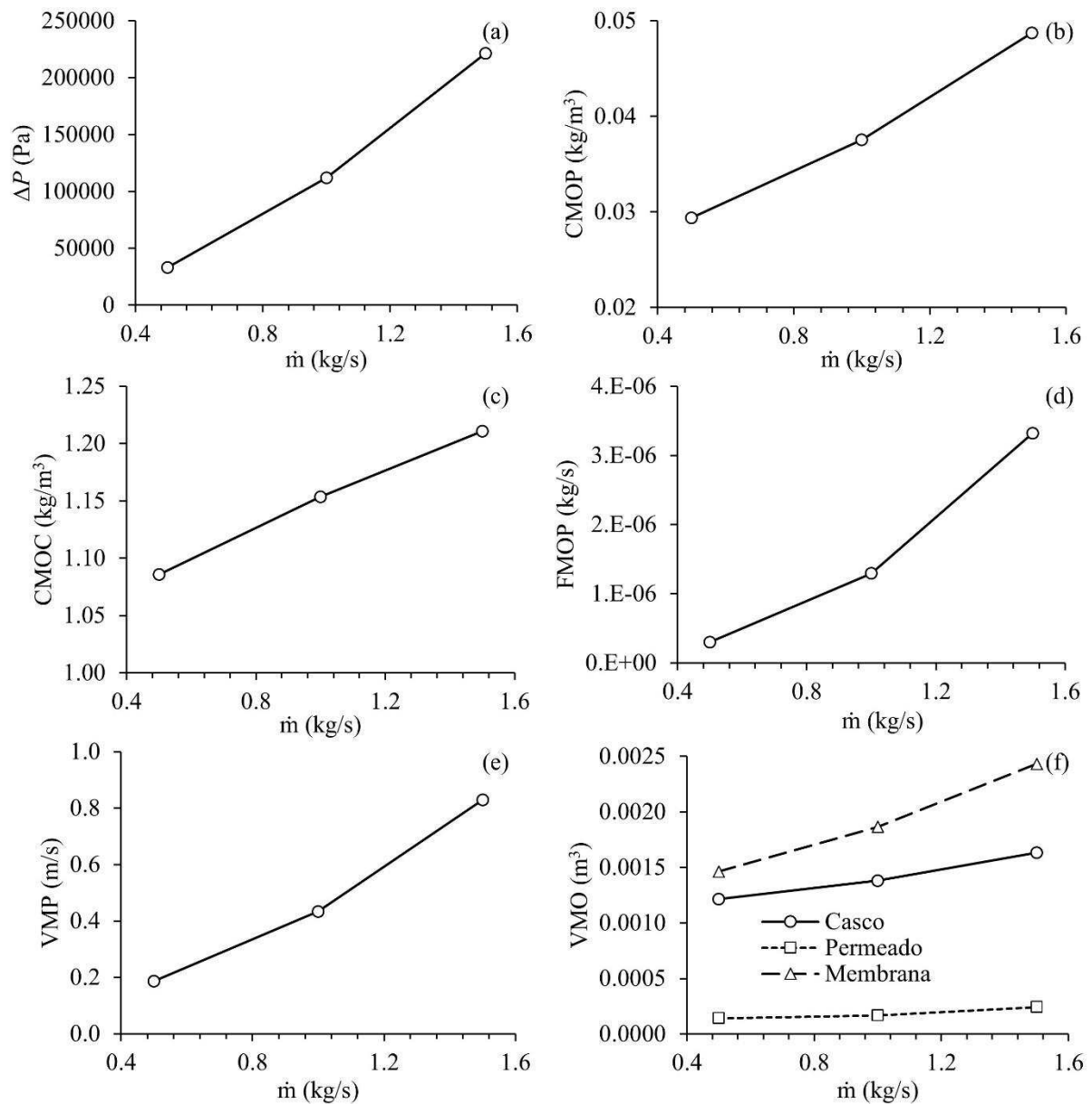


Figura 4.15. Parâmetros do processo no módulo de filtração em função do fluxo mássico de alimentação. (a) Pressão transmembrânica (ΔP), (b) Concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP), (c) Concentração média de óleo na saída de concentrado (CMOC), (d) Fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (FMOP), (e) Velocidade média do fluido nas saídas dos permeados (VMP) e (f) Volume médio de óleo (VMO) presente no casco, nas membranas e nos permeados (Casos 2, 4 e 5).

Em conjunto, a pressão elevada na superfície interna das membranas, favorecido principalmente pelo aumento no fluxo mássico de alimentação, elevou o gradiente de pressão entre as superfícies externas e internas das membranas, como ilustrado na Figura 4.9. Como a filtração ocorre preferencialmente sob um maior gradiente de pressão, em que a resistência hidráulica também é menor (FREDERIC *et al.*, 2018), o aumento no fluxo mássico favorece

maior fluxo de filtração, porém aumenta a camada polarizada, principalmente por elevar a pressão no sistema.

Quanto maior o fluxo mássico da alimentação, maior o volume de óleo no meio poroso (Figura 4.15f). O volume de óleo no casco também elevou com o aumento do fluxo mássico de alimentação, no entanto, em menor intensidade que o observado para as membranas. Finalmente, o aumento no fluxo mássico de alimentação praticamente não influenciou o volume de óleo no permeado, indicando que a membrana conseguiu atingir seu objetivo de reter o óleo presente na mistura de alimentação.

4.2.3.2. Efeito da concentração de óleo na entrada do módulo de filtração

As variações na pressão transmembrânica, na concentração média de óleo nas saídas dos permeados e do concentrado, na vazão mássica média de óleo nas saídas dos permeados, na velocidade média da mistura nas saídas dos permeados e nos volumes médios de óleo presente no casco, nas membranas e nos permeados em função da concentração de óleo na entrada do módulo de filtração estão representadas na Figura 4.16.

O efeito da concentração de óleo na entrada do sistema sobre a pressão transmembrânica foi muito baixo, variando de 111,86 até 111,92 kPa, que corresponde a um aumento percentual de 0,05% (Figura 4.16a). Por sua vez, quanto maior a concentração de óleo na entrada do sistema, maior a concentração média de óleo nas saídas dos permeados (Figura 4.16b), maior a concentração média de óleo na saída do concentrado (Figura 4.16c) e maior o fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (Figura 4.16d).

A concentração de óleo na entrada do sistema não influenciou na velocidade média da mistura nas saídas dos permeados, observando-se a velocidade média de 0,425 m/s (Figura 4.16e). No entanto, a maior concentração de óleo na entrada do sistema resultou em aumento no volume de óleo no casco, na membrana e com menor intensidade no permeado, conforme ilustrado na Figura 4.16f.

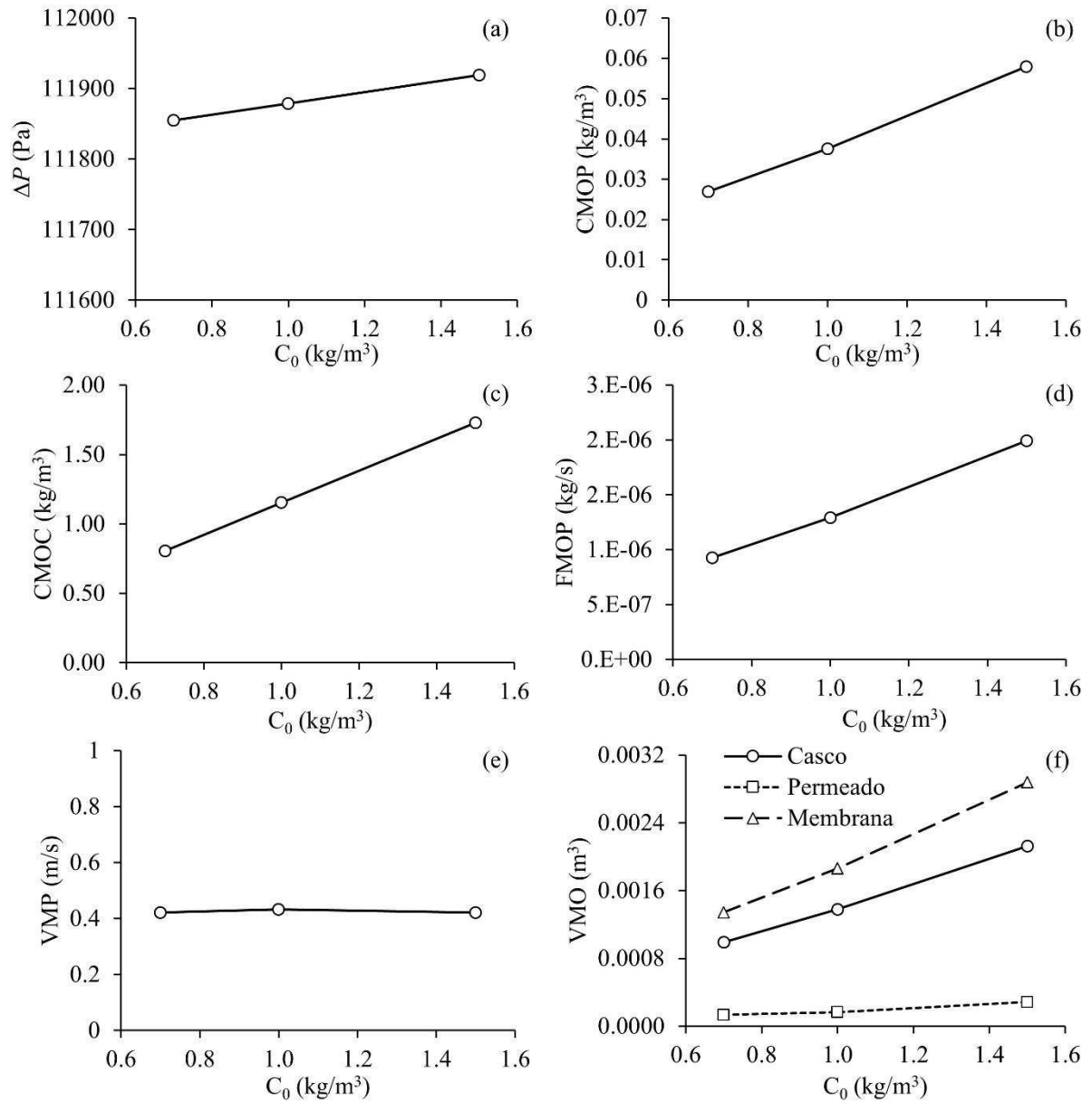


Figura 4.16. Parâmetro do processo no módulo de filtração em função da concertação de óleo na alimentação. (a) Pressão transmembrânica (ΔP), (b) Concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP), (c) Concentração média de óleo na saída de concentrado (CMOC), (d) Fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (FMOP), (e) Velocidade média do fluido nas saídas dos permeados (VMP) e (f) Volume médio de óleo (VMO) presente no casco, nas membranas e nos permeados (Casos 5, 6 e 7).

4.2.3.3. Efeito do diâmetro da partícula de óleo na entrada do módulo de filtração

As variações na pressão transmembrânica, na concentração média de óleo nas saídas dos permeados e concentrado, na vazão mássica média de óleo nas saídas dos permeados, na velocidade média da mistura nas saídas dos permeados e nos volumes médios de óleo presente no casco, nas membranas e nos permeados em função do diâmetro da partícula de óleo na entrada estão representados na Figura 4.17.

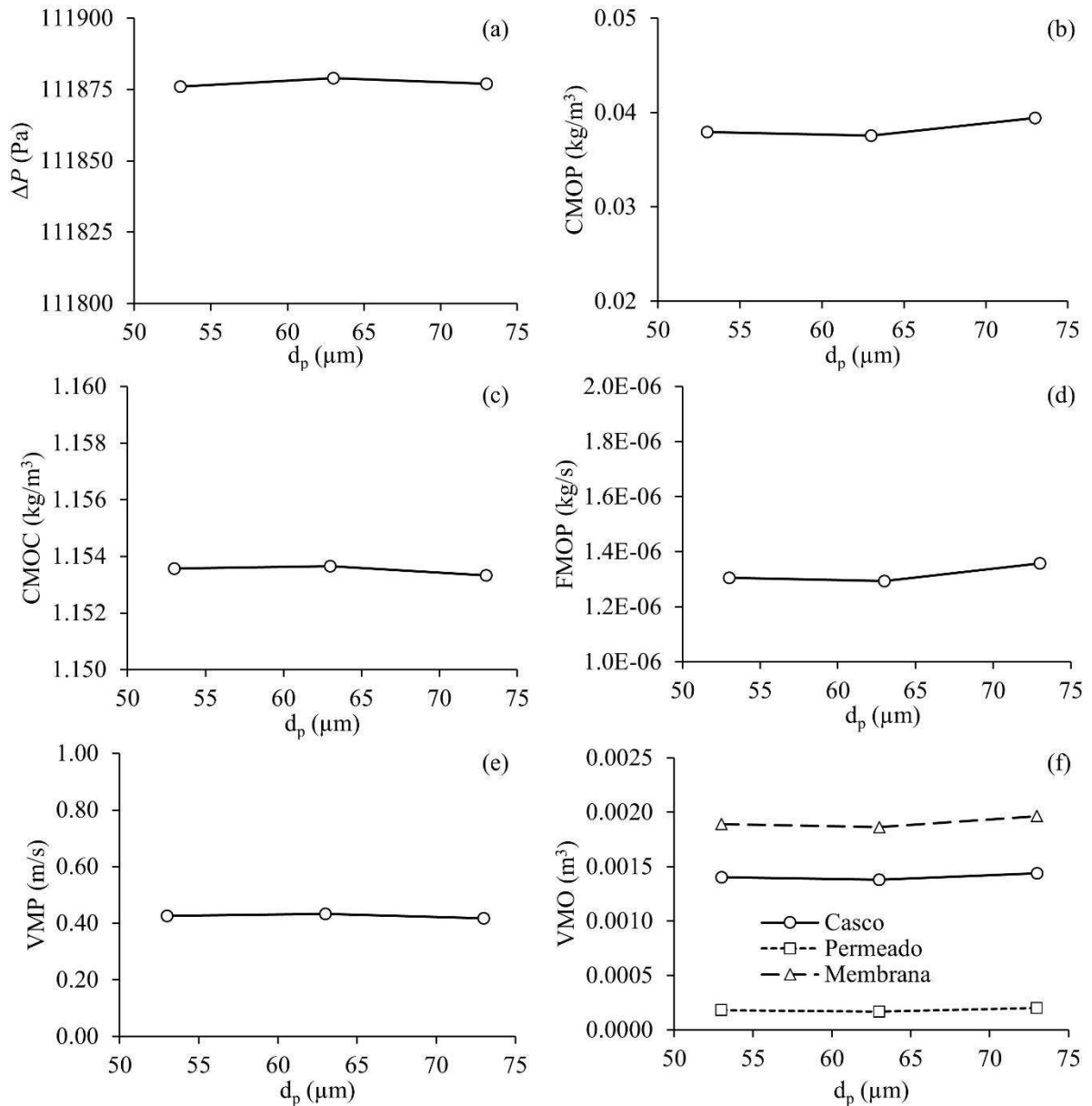


Figura 4.17. Parâmetro do processo no módulo de filtração em função do diâmetro das partículas das gotas de óleo. (a) Pressão transmembrânica (ΔP), (b) Concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP), (c) Concentração média de óleo na saída de concentrado (CMOC), (d) Fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (FMOP), (e) Velocidade média do fluido nas saídas dos permeados (VMP) e (f) Volume médio de óleo (VMO) presente no casco, nas membranas e nos permeados (Casos 5, 8 e 9).

O diâmetro das partículas de óleo praticamente não influenciou nos parâmetros do processo de filtração (Figura 4.17). Observou-se que a pressão transmembrânica, a concentração média de óleo nas saídas dos permeados e concentrado, o fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados, a velocidade média da mistura nas saídas dos permeados e o volumes médio de óleo presente no casco, nas membranas e no permeado, permaneceram praticamente constantes para diferentes diâmetros da partícula de óleo (Casos 5, 8 e 9). Isso se deve

principalmente aos parâmetros da membrana, permeabilidade e porosidade, que estão elevados para esta faixa de diâmetro da gota de óleo.

4.2.3.4. Efeito da permeabilidade da membrana do módulo de filtração

As variações na pressão transmembrânica, na concentração média de óleo nas saídas dos permeados e concentrado, na vazão mássica média de óleo nas saídas dos permeados, na velocidade média da mistura nas saídas dos permeados e nos volumes médios de óleo presente no casco, nas membranas e nos permeados em função da permeabilidade da membrana estão representados na Figura 4.18.

O aumento na permeabilidade das membranas resultou em menor pressão no sistema de filtração (Figura 4.18a). Nos Casos 5, 10 e 11, foi avaliada a permeabilidade, que reduziu a pressão de 15,38 para 11,88 kPa, que corresponde a uma redução de 22,77%. Por outro lado, o aumento na permeabilidade das membranas resultou em maior concentração média de óleo nas saídas dos permeados e na saída de concentrado, maior fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados bem como maior velocidade média da mistura nas saídas dos permeados.

Uma alta permeabilidade entre as camadas porosas é a chave para se obter uma boa distribuição de fluxo durante a filtração por membranas e limitar o fenômeno de incrustação (FREDERIC *et al.*, 2018), favorecendo maior taxa de filtração. De fato, quanto maior a permeabilidade das membranas, observou-se maior velocidade média do fluido nas saídas dos permeados (Figura 4.18e) e, conseqüentemente, maior concentração média de óleo nas saídas dos permeados (Figura 4.18b) e do concentrado (Figura 4.18c), simultaneamente.

Dessa forma, pode-se considerar que o aumento na concentração média de óleo nas saídas dos permeados foi devido, principalmente, pela diminuição na eficiência de filtração. Quanto maior a permeabilidade, maior o fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados, demonstrando que, além de o aumento na permeabilidade ter favorecido maior velocidade média nas saídas dos permeados, aumentou paralelamente o fluxo de óleo nos permeados, indicando menor potencial de filtração e pior qualidade da água filtrada, porém houve um aumento significativo na velocidade média do fluido nas saídas dos permeados.

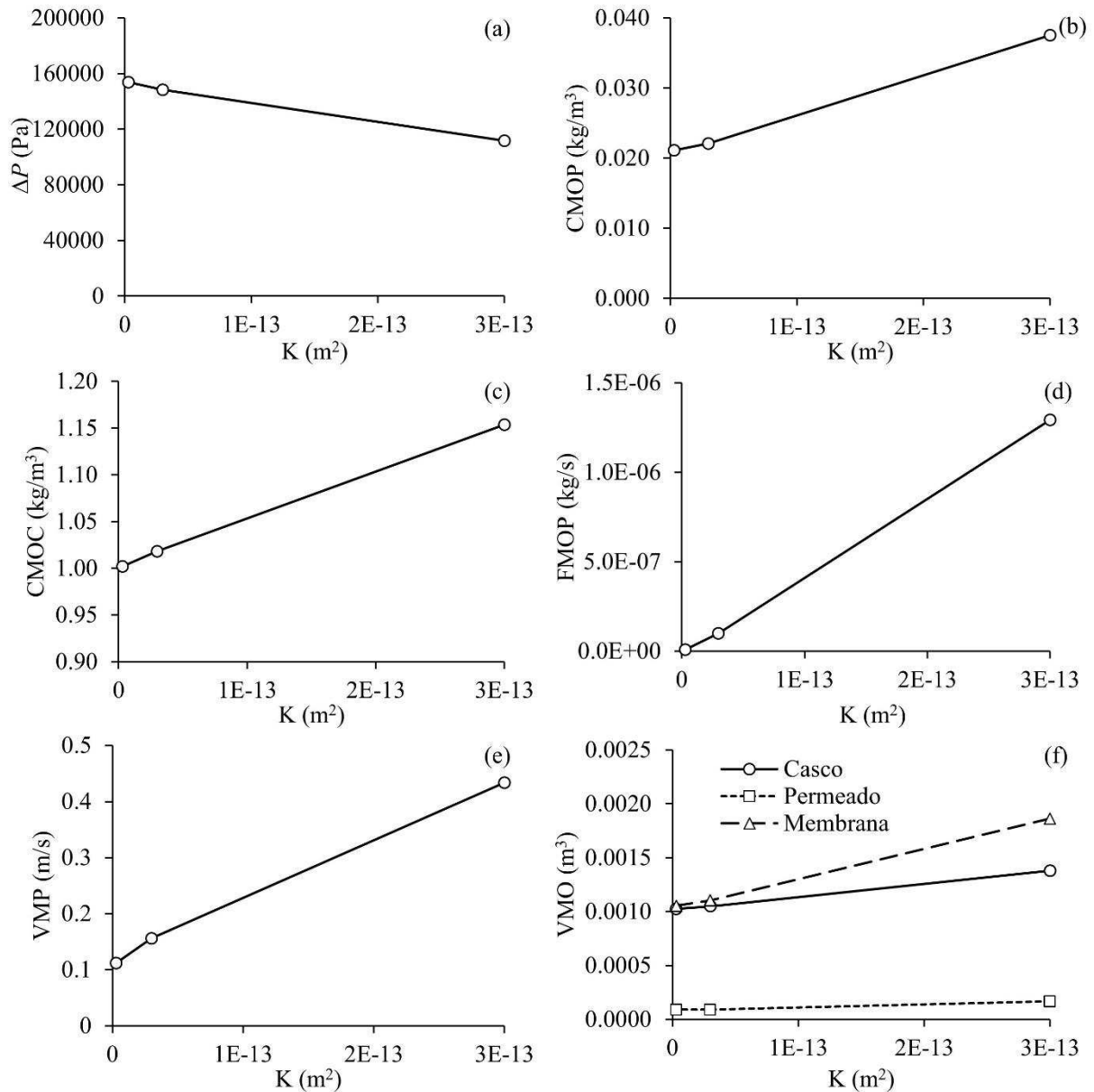


Figura 4.18. Parâmetro do processo no módulo de filtração em função da permeabilidade da membrana. (a) Pressão transmembrânica (ΔP), (b) Concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP), (c) Concentração média de óleo na saída de concentrado (CMOC), (d) Fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (FMOP), (e) Velocidade média do fluido nas saídas dos permeados (VMP) e (f) Volume médio de óleo (VMO) presente no casco, nas membranas e nos permeados (Casos 5, 10 e 11).

Por fim, o aumento na permeabilidade das membranas também elevou o volume de óleo presente nas membranas, o que indica maior separação da mistura água/óleo (Figura 4.18f), enquanto o efeito da permeabilidade sobre o volume de óleo presente no casco foi baixo e praticamente não influenciou no volume de óleo presente no permeado, mas praticamente dobrou a concentração de óleo no permeado.

4.2.3.5. Efeito da porosidade da membrana do módulo de filtração

As variações na pressão transmembrânica, na concentração média de óleo nas saídas dos permeados e concentrado, na vazão mássica média de óleo nas saídas dos permeados, na velocidade média da mistura nas saídas dos permeados e nos volumes médios de óleo presente no casco, nas membranas e nos permeados em função da porosidade da membrana estão representados na Figura 4.19.

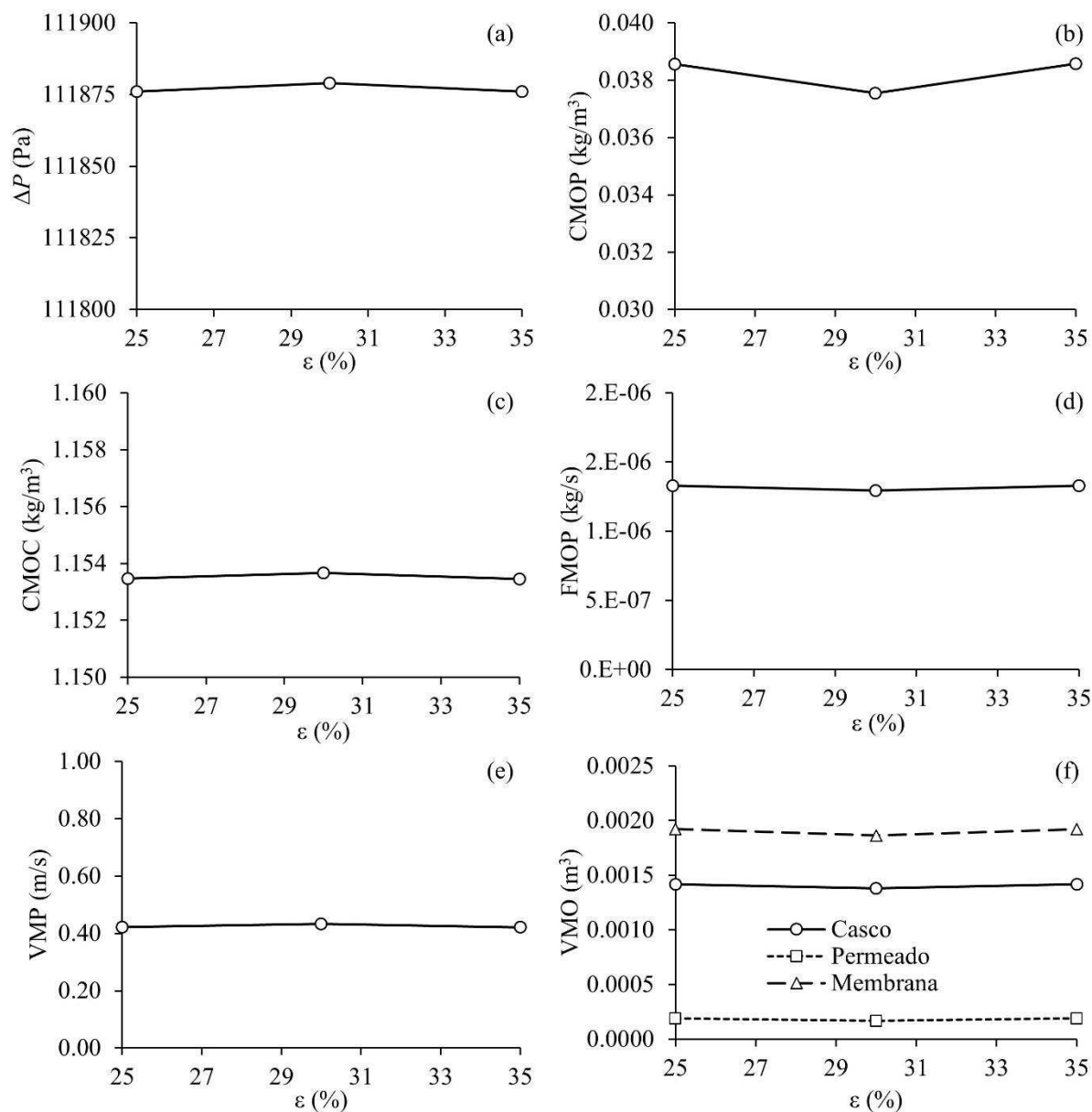


Figura 4.19. Parâmetro do processo no módulo de filtração em função da porosidade da membrana. (a) Pressão transmembrânica (ΔP), (b) Concentração média de óleo nas saídas dos permeados (CMOP), (c) Concentração média de óleo na saída de concentrado (CMOC), (d) Fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados (FMOP), (e) Velocidade média do fluido nas saídas dos permeados (VMP) e (f) Volume médio de óleo (VMO) presente no casco, nas membranas e nos permeados (Casos 5, 12 e 13).

O aumento na porosidade das membranas de 25% para 30% e depois para 35% praticamente não influenciou nos parâmetros de filtração avaliados, dentro da faixa estudado, casos 5, 12 e 13, conforme ilustrado na Figura 4.19, ou seja, a pressão transmembrânica, a concentração média de óleo nas saídas dos permeados e concentrado, o fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados, a velocidade média da mistura nas saídas dos permeados e o volume médio de óleo presentes no casco, membranas e permeados permaneceram praticamente constantes para os diferentes níveis de porosidade, dentro da faixa estudada.

Alves *et al.* (2016) estudaram numericamente o processo de separação água/óleo, utilizando um módulo do tipo tubo duplo e com entrada de fluxo tangencial em um sistema de membrana cerâmica. Diferentemente do observado neste trabalho, esses autores reportaram que a porosidade influencia nas propriedades de filtração. Por exemplo, quanto menor a porosidade, maior o gradiente de velocidade no espaço anular, maior a área de membrana que contém zonas de recirculação e maior a eficiência de separação. No entanto, vale ressaltar que o maior percentual de porosidade aplicado neste trabalho é igual ao menor percentual estudado por Alves *et al.* (2016), que aplicaram porosidade variando de 35 até 44%.

CAPÍTULO V

5. CONCLUSÃO E SUGESTÕES PARA FUTURAS PESQUISAS

5.1. Conclusão

Dos resultados obtidos nas simulações numéricas do processo de separação água/óleo no módulo separador com membranas cerâmicas, pode-se concluir que:

- Os modelos de malha 3D gerados computacionalmente foram comparados durante um processo de separação água/óleo no módulo de filtração, o qual demonstrou grande similaridade entre si, não diferindo significativamente quanto às variações nas propriedades de filtração.
- Durante a simulação do processo de filtração, as variações na concentração de óleo e na pressão no casco, membrana e permeado, bem como a velocidade dos fluxos de óleo-água e permeados demonstraram comportamento esperado para um processo de filtração em fluxo tangencial.
- A pressão transmembrânica foi constante ao longo do comprimento longitudinal das membranas, indicando um sistema eficiente em manter a mesma pressão ao longo do módulo de filtração, favorecendo a transferência de massa e retenção óleo.
- O fluxo mássico, dentro da faixa adotada, influenciou significativamente a pressão transmembrânica, pois o aumento de 0,5 para 1,5 kg/s do fluxo mássico, elevou a pressão transmembrânica em aproximadamente 6,71 vezes.
- O alto gradiente de pressão entre as superfícies externas e internas favoreceu maior fluxo de filtração, observado pela maior velocidade média e menor fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados.
- O diâmetro das partículas de óleo e a porosidade das membranas não influenciaram nas características de filtração do módulo, dentro da faixa adotada, durante o processo de simulação por CFD.

- Quanto maior a permeabilidade das membranas, menor a pressão transmembrânica, maior a concentração média de óleo nas saídas dos permeados e na saída do concentrado, maior o fluxo médio de óleo nas saídas dos permeados bem como maior velocidade média do fluido nas saídas dos permeados.

5.2. Sugestões para futuras pesquisas

Como sugestão para futuras pesquisas, pode-se citar:

- Avaliar a influência das forças interfaciais (sustentação, massa virtual e lubrificação parietal) sobre o desempenho das membranas filtrantes;
- Estudar a influência dos diferentes modelos de turbulência sobre o processo de separação água/óleo no módulo casco/membrana tubular proposto;
- Investigar o comportamento do módulo de filtração em regime transiente e em outras condições operacionais;
- Analisar o efeito da geometria do módulo de filtração no processo de separação água/óleo visando a sua otimização.

REFERÊNCIAS

- ABBASI, M., SALAHI, A., MIRFENDERESKI, M., MOHAMMADI, T., & PAK, A. Dimensional analysis of permeation flux for microfiltration of oily wastewaters using mullite ceramic membranes. **Desalination**, v. 252, n. 1-3, p. 113-119, 2010.
- ABDULLAH, N., RAHMAN, M. A., OTHMAN, M. H. D., JAAFAR, J., & ISMAIL, A. F. Membranes and Membrane Processes: Fundamentals. In: **Current Trends and Future Developments on (Bio-) Membranes**. Elsevier, 2018. p. 45-70.
- ALKHUDHIRI, A., DARWISH, N., & HILAL, N. Membrane distillation: a comprehensive review. **Desalination**, v. 287, p. 2-18, 2012.
- ALMOJJLY, A., JOHNSON, D., & HILAL, N. Investigations of the effect of pore size of ceramic membranes on the pilot-scale removal of oil from oil-water emulsion. **Journal of Water Process Engineering**, v. 31, p. 100868, 2019.
- ALMOJJLY, A., JOHNSON, D., OATLEY-RADCLIFFE, D. L., & HILAL, N. Removal of oil from oil-water emulsion by hybrid coagulation/sand filter as pre-treatment. **Journal of Water Process Engineering**, v. 26, p. 17-27, 2018.
- ALVES, H. G., MAGALHÃES, H. L. F., DOS SANTOS, W. R. G., DE VASCONCELLOS ARAÚJO, M., DE FARIAS NETO, S. R., & DE LIMA, A. G. B. Water/oil separation process via ceramic membranes: Modeling and Simulation. **International Journal of Modeling and Simulation for the Petroleum Industry**, v. 9, n. 2, p. 23-32, 2016.
- ANSYS INC. ANSYS FLUENT Theory Guide. Release 15.0, v. 15317, n. November, p. 373–464, 2013.
- ASHOOR, B. B., MANSOUR, S., GIWA, A., DUFOUR, V., & HASAN, S. W. Principles and applications of direct contact membrane distillation (DCMD): a comprehensive review. **Desalination**, v. 398, p. 222-246, 2016.

BARANCHESHME, F., & MUNIR, M. Strategies to combat antibiotic resistance in the wastewater treatment plants. **Frontiers in Microbiology**, v. 8, p. 2603, 2018.

BENITO, J. M., CONESA, A., RUBIO, F., RODRÍGUEZ, M. A. Preparation and characterization of tubular ceramic membranes for treatment of oil emulsions. **Journal of the European Ceramic Society**. v. 25, n. 11, p. 1895-1903, 2005.

BINIAZ, P., TORABI ARDEKANI, N., MAKAREM, M. A., & RAHIMPOUR, M. R. Water and Wastewater Treatment Systems by Novel Integrated Membrane Distillation (MD). **Chemical Engineering**, v. 3, n. 1, p. 8, 2019.

BIRON, D. D. S., ZENI, M., BERGMANN, C. P., & SANTOS, V. D. Analysis of Composite Membranes in the Separation of Emulsions Sunflower oil/water. **Materials Research**, v. 20, n. 3, p. 843-852, 2017.

BRANDL, M., HERRENBAUER, M., & WEHMEYER, W. **Medical Functional Device, Process Fluid, and Medical Treatment Apparatus**. U.S. Patent n. 9,937,286, 10 abr. 2018.

CAPPELLO, S., VOLTA, A., SANTISI, S., MORICI, C., MANCINI, G., QUATRINI, P., GENOVESE, M. YAKIMOV, M. M. & TORREGROSSA, M. Oil-degrading bacteria from a membrane bioreactor (BF-MBR) system for treatment of saline oily waste: Isolation, identification and characterization of the biotechnological potential. **International Biodeterioration & Biodegradation**, v. 110, p. 235-244, 2016.

CAVALCANTE, D. C. de M. **Estudo da fluidodinâmica do processo de separação partícula sólida/água via hidrociclone filtrante: modelagem e simulação**. Tese, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande-PB, 113p, 2017.

CERNEAUX, S., STRUŻYŃSKA, I., KUJAWSKI, W. M., PERSIN, M., & LARBOT, A. Comparison of various membrane distillation methods for desalination using hydrophobic ceramic membranes. **Journal of Membrane Science**, v. 337, n. 1-2, p. 55-60, 2009.

CHANG, H., HSU, J. A., CHANG, C. L., & HO, C. D. CFD simulation of direct contact membrane distillation modules with rough surface channels. **Energy Procedia**, v. 75, p. 3083-3090, 2015.

CHEN, X., ZOU, D., LIN, Y., ZHANG, W., QIU, M., & FAN, Y. Enhanced performance arising from low-temperature preparation of α -alumina membranes via titania doping assisted sol-gel method. **Journal of Membrane Science**, v. 559, p. 19-27, 2018.

CHENG, R. Z., QIU, L. P., LIU, G. C., QIU, Q., HAN, Q., & WANG, Y. Application Prospect of Ceramic Membrane Coupling Process in Refinery Wastewater. In: **IOP Conference Series: Materials Science and Engineering**. IOP Publishing, 2018. p. 022038.

CHO, H., JANG, Y., KOO, J., CHOI, Y., LEE, S., & SOHN, J. Effect of pretreatment on *fouling* propensity of shale gas wastewater in membrane distillation process. **Desalination and Water Treatment**, v. 57, n. 51, p. 24566-24573, 2016.

CHU, B., HSIAO, B. S., MA, H., & WANG, Z. **Porous Graphene Based Composite Membranes for Nanofiltration, Desalination, and Pervaporation**. U.S. Patent Application n. 10/272,392, 30 abr. 2019.

CIPOLLINA, A., DI MICELI, A., KOSCHIKOWSKI, J., MICALÉ, G., & RIZZUTI, L. CFD simulation of a membrane distillation module channel. **Desalination and Water Treatment**, v. 6, n. 1-3, p. 177-183, 2009.

CIPOLLINA, A., MICALÉ, G., & RIZZUTI, L. Membrane distillation heat transfer enhancement by CFD analysis of internal module geometry. **Desalination and Water Treatment**, v. 25, n. 1-3, p. 195-209, 2011.

CONAMA N°430/Art.4, RE. Resolução CONAMA n°430 de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução n° 357, de 17 de março de 2005, do **Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA**.

CRINI, G., & LICHTFOUSE, E. Advantages and disadvantages of techniques used for wastewater treatment. **Environmental Chemistry Letters**, v. 17, n. 1, p. 145-155, 2019.

CUI, J., ZHANG, X., LIU, H., LIU, S., & YEUNG, K. L. Preparation and application of zeolite/ceramic microfiltration membranes for treatment of oil contaminated water. **Journal of Membrane Science**, v. 325, n. 1, p. 420-426, 2008.

CUNHA, A. L., **Tratamento de efluentes da indústria de petróleo via membranas cerâmicas–modelagem e simulação**, Tese (Doutorado em Engenharia de Processos), Universidade Federal de Campina Grande, PB, Brasil, 201p, 2014.

DAMAK, K., AYADI, A., ZEGHMATI, B., SCHMITZ, P., Concentration polarisation in tubular membranes - a numerical approach, **Desalination**, v.171, p. 139-153, 2004.

DORNIER, M., BELLEVILLE, M. P., & VAILLANT, F. Membrane technologies for fruit juice processing. In: **Fruit Preservation**. Springer, New York, NY, 2018. p. 211-248.

DRIOLI, E., ALI, A., LEE, Y. M., AL-SHARIF, S. F., AL-BEIRUTTY, M., & MACEDONIO, F. Membrane operations for produced water treatment. **Desalination and Water Treatment**, v. 57, n. 31, p. 14317-14335, 2016.

FAKHRU'L-RAZI, A., PENDASHTEH, A., ABDULLAH, L. C., BIAK, D. R. A., MADAENI, S. S., & ABIDIN, Z. Z. Review of technologies for oil and gas produced water treatment. **Journal of Hazardous Materials**, v. 170, n. 2-3, p. 530-551, 2009.

FARD, A. K., BUKENHOUDT, A., JACOBS, M., MCKAY, G., & ATIEH, M. A. Novel hybrid ceramic/carbon membrane for oil removal. **Journal of Membrane Science**, v. 559, p. 42-53, 2018.

FREDERIC, E., GUIGUI, C., JACOB, M., MACHINAL, C., KRIFI, A., LINE, A., & SCHMITZ, P. Modelling of fluid flow distribution in multichannel ceramic membrane: Application to the filtration of produced water. **Journal of Membrane Science**, v. 567, p. 290-302, 2018.

GOH, P. S., ONG, C. S., NG, B. C., & ISMAIL, A. F. Applications of Emerging Nanomaterials for Oily Wastewater Treatment. In: **Nanotechnology in Water and Wastewater Treatment**. Elsevier, 2019. p. 101-113.

GUL, K., YIN, X., & GRAVE, E. Enabling Subsea Produced Water Reinjection through In-line Water Treating and Monitoring Technologies for Deep Water Applications. **Deep Offshore Technology International**, Copyright, 2015.

HABERT, A.C.; BORGES, C.P.; NOBREGA, R. **Processos de Separação com Membranas, Escola Piloto em Engenharia Química**, COPPE /UFRJ - Programa de Engenharia Química, 2006.

HU, M. Z., BISCHOFF, B. L., MORALES-RODRIGUEZ, M. E., GRAY, K. A., & DAVISON, B. H. Superhydrophobic or Hydrophilic Porous Metallic/Ceramic Tubular Membranes for Continuous Separations of Biodiesel–Water W/O and O/W Emulsions. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 58, n. 2, p. 1114-1122, 2019.

HUA, F. L., TSANG, Y. F., WANG, Y. J., CHAN, S. Y., CHUA, H., & SIN, S. N. Performance study of ceramic microfiltration membrane for oily wastewater treatment. **Chemical Engineering Journal**, v. 128, n. 2-3, p. 169-175, 2007.

HUANG, K. Z., XIE, Y. F., & TANG, H. L. Formation of disinfection by-products under influence of shale gas produced water. **Science of the Total Environment**, v. 647, p. 744-751, 2019.

HUBADILLAH, S. K., TAI, Z. S., OTHMAN, M. H. D., HARUN, Z., JAMALLUDIN, M. R., RAHMAN, M. A., ... & ISMAIL, A. F. Hydrophobic ceramic membrane for membrane distillation: A mini review on preparation, characterization, and applications. **Separation and Purification Technology**, 2019. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2019.02.014>

IGUNNU, E. T., & CHEN, G. Z. Produced water treatment technologies. **International Journal of Low-Carbon Technologies**, v. 9, n. 3, p. 157-177, 2012.

JAMALY, S., GIWA, A., & HASAN, S. W. Recent improvements in oily wastewater treatment: Progress, challenges, and future opportunities. **Journal of Environmental Sciences**, v. 37, p. 15-30, 2015.

JEONG, S., VIGNESWARAN, S. Practical use of standard pore blocking index as an indicator of biofouling potential in seawater desalination. **Desalination**. 2015:365:8-14.

JEPSEN, K., HANSEN, L., MAI, C., & YANG, Z. Challenges of membrane filtration for produced water treatment in offshore oil & gas production. In: **OCEANS 2016 MTS/IEEE Monterey**. IEEE, 2016. p. 1-8.

JIMÉNEZ, S., MICÓ, M. M., ARNALDOS, M., MEDINA, F., & CONTRERAS, S. State of the art of produced water treatment. **Chemosphere**, v. 192, p. 186-208, 2018.

KHAN, F. A., HISHAM, S., & GHASEMI, M. Oil field produced water recovery and boosting the quality for using in membrane less fuel cell. **SN Applied Sciences**, v. 1, n. 6, p. 510, 2019.

KLEINSTREUER, C. **Two-phase flow: theory and applications**. Routledge, 2017.

KOLTUNIEWICZ, A. B., FIELD, R. W., & ARNOT, T. C. Cross-flow and dead-end microfiltration of oily-water emulsion. Part I: Experimental study and analysis of flux decline. **Journal of Membrane Science**, v. 102, p. 193-207, 1995.

KOO, J., HAN, J., SOHN, J., LEE, S., & HWANG, T. M. Experimental comparison of direct contact membrane distillation (DCMD) with vacuum membrane distillation (VMD). **Desalination and Water Treatment**, v. 51, n. 31-33, p. 6299-6309, 2013.

KUMAR, V., & UPADHYAY, S. N. Computer simulation of membrane processes: ultrafiltration and dialysis units. **Computers & Chemical Engineering**, v. 23, n. 11-12, p. 1713-1724, 2000.

KWAŚNY, J. A., KRYŁÓW, M., & BALCERZAK, W. Oily wastewater treatment using a zirconia ceramic membrane—a literature review. **Archives of Environmental Protection**, 2018.

KYZAS, G., & MATIS, K. Flotation in water and wastewater treatment. **Processes**, v. 6, n. 8, p. 116, 2018.

LAUNDER, B. E., SPALDING, D. B. **Mathematical Models of Turbulence**. Academic press, 1972.

LEE, K. H., KIM, H., KUK, J. W., CHUNG, J. D., PARK, S., & KWON, E. E. Micro-bubble flow simulation of the dissolved air flotation process for water treatment using Computational Fluid Dynamics. **Environmental Pollution**, 2019. doi: <https://doi.org/10.1016/j.envpol.2019.01.011>.

LI, H. J., CAO, Y. M., QIN, J. J., JIE, X. M., WANG, T. H., LIU, J. H., & YUAN, Q. Development and characterization of anti-*fouling* cellulose hollow fiber UF membranes for oil-water separation. **Journal of Membrane Science**, v. 279, n. 1-2, p. 328-335, 2006.

LI, M., ZHAO, Y., ZHOU, S., XING, W., & WONG, F. S. Resistance analysis for ceramic membrane microfiltration of raw soy sauce. **Journal of Membrane Science**, v. 299, n. 1-2, p. 122-129, 2007.

LI, F., YANG, Y., FAN, Y., XING, W., & WANG, Y. Modification of ceramic membranes for pore structure tailoring: The atomic layer deposition route. **Journal of Membrane Science**, v. 397, p. 17-23, 2012.

LINN, Fane AG, Ho WS, Matsuura T. **Advanced Membrane Technology and Applications**. New Jersey: Wiley & Sons; 2008.

LINNF, X. K., REN, H., DING, L., GENG, J., ZHANG, Y. Combined effects of organic matter and calcium on biofouling of nanofiltration membranes. **Journal of Membrane Science**. v. 250, p. 177-188, 2015.

LIU, G. X., WU, M., JIA, F. R., YUE, Q., & WANG, H. M. Material flow analysis and spatial pattern analysis of petroleum products consumption and petroleum-related CO₂ emissions in China during 1995–2017. **Journal of Cleaner Production**, v. 209, p. 40-52, 2019.

LIU, S., YAN, Y., & GAO, Y. Optimization of geometry parameters with separation efficiency and flow split ratio for downhole oil-water hydrocyclone. **Thermal Science and Engineering Progress**, v. 8, p. 370-374, 2018.

LOBO, A., CAMBIELLA, Á., BENITO, J. M., PAZOS, C., & COCA, J. Ultrafiltration of oil-in-water emulsions with ceramic membranes: Influence of pH and crossflow velocity. **Journal of Membrane Science**, v. 278, n. 1-2, p. 328-334, 2006.

MAGALHÃES, H. L. F., DE LIMA, A. G. B., DE FARIAS NETO, S. R., ALVES, H. G., & DE SOUZA, J. S. Produced water treatment by ceramic membrane: A numerical investigation by computational fluid dynamics. **Advances in Mechanical Engineering**, v. 9, n. 3, p.1-20, 2017.

MARRUFO-HERNÁNDEZ, N. A., HERNÁNDEZ-GUERRERO, M., NÁPOLES-DUARTE, J. M., PALOMARES-BÁEZ, J. P., & CHÁVEZ-ROJO, M. A. Prediction of the filtrate particle size distribution from the pore size distribution in membrane filtration: Numerical correlations from computer simulations. **AIP Advances**, v. 8, n. 3, p. 035308, 2018.

MENTER, F. R. Two-equation eddy-viscosity turbulence models for engineering applications. **AIAA Journal**, v. 32, n. 8, p. 1598-1605, 1994.

MOGNON, J. L., BICALHO, I. C., & ATAÍDE, C. H. Mini-hydrocyclones application in the reduction of the total oil-grease (TOG) in a prepared sample of produced water. **Separation Science and Technology**, v. 51, n. 2, p. 370-379, 2016.

MOHAMMADI, T., KAZEMIMOGHADAM, M., & SAADABADI, M. Modeling of membrane *fouling* and flux decline in reverse osmosis during separation of oil in water emulsions. **Desalination**, v. 157, n. 1-3, p. 369-375, 2003.

MOTIN, A., TARABARA, V. V., & BÉNARD, A. CFD study of hydrodynamics and separation performance of a novel crossflow filtration hydrocyclone (CFFH). In: **ASME 2014 4th Joint US-European Fluids Engineering Division Summer Meeting collocated with the ASME 2014 12th International Conference on Nanochannels, Microchannels, and Minichannels**. American Society of Mechanical Engineers Digital Collection, 2014.

MUNIRASU, S., HAIJA, M. A., & BANAT, F. Use of membrane technology for oil field and refinery produced water treatment—A review. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 100, p. 183-202, 2016.

NELSON, K. E., & GINN, T. R. Colloid filtration theory and the Happel sphere-in-cell model revisited with direct numerical simulation of colloids. **Langmuir**, v. 21, n. 6, p. 2173-2184, 2005.

PADAKI, M., MURALI, R. S., ABDULLAH, M. S., MISDAN, N., MOSLEHYANI, A., KASSIM, M. A., Hilal, N., & ISMAIL, A. F. Membrane technology enhancement in oil–water separation. A review. **Desalination**, 357, 197-207, 2015.

PARHAMFAR, M., BAYAT, Z., PARHAMFAR, M., HASSANSHAHIAN, M., & HOSSEINI, S. S. Investigation of Oil-in-Water Emulsions Treatment by Crude Oil Degrading Bacteria and Coagulation with Cationic Polyacrylamide. **J Pet Environ Biotechnol**, v. 9, n. 369, p. 2, 2018.

RAI, P., RAI, C., MAJUMDAR, G. C., DASGUPTA, S., & DE, S. Resistance in series model for ultrafiltration of mosambi (*Citrus sinensis* (L.) Osbeck) juice in a stirred continuous mode. **Journal of Membrane Science**, v. 283, n. 1-2, p. 116-122, 2006.

REZAKAZEMI, M. CFD simulation of seawater purification using direct contact membrane desalination (DCMD) system. **Desalination**, v. 443, p. 323-332, 2018.

REZAKAZEMI, M., ROSMAN, N., SALLEH, W. N. W., MOHAMED, M. A., JAAFAR, J., ISMAIL, A. F., & HARUN, Z. Hybrid membrane filtration-advanced oxidation processes for removal of pharmaceutical residue. **Journal of Colloid and Interface Science**, v. 532, p. 236-260, 2018.

SADHUKHAN, J., LLOYD, J. R., SCOTT, K., PREMIER, G. C., EILEEN, H. Y., CURTIS, T., & HEAD, I. M. A critical review of integration analysis of microbial electrosynthesis (MES) systems with waste biorefineries for the production of biofuel and chemical from reuse of CO₂. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 56, p. 116-132, 2016.

SAFAVI, M., & MOHAMMADI, T. High-salinity water desalination using VMD. **Chemical Engineering Journal**, v. 149, n. 1-3, p. 191-195, 2009.

SATHTHASIVAM, J., LOGANATHAN, K., & SARP, S. An overview of oil–water separation using gas flotation systems. **Chemosphere**, v. 144, p. 671-680, 2016.

SCHILLER, L. A drag coefficient correlation. *Zeit. Ver. Deutsch. Ing.*, v. 77, p. 318–320, 1933.

SHAKAIB, M., HASANI, S. M. F., AHMED, I., & YUNUS, R. M. A CFD study on the effect of spacer orientation on temperature polarization in membrane distillation modules. **Desalination**, v. 284, p. 332-340, 2012.

SHI, C., RACKEMANN, D. W., MOGHADDAM, L., WEI, B., LI, K., LU, H., ... & DOHERTY, W. O. Ceramic membrane filtration of factory sugarcane juice: Effect of pretreatment on permeate flux, juice quality and *fouling*. **Journal of Food Engineering**, v. 243, p. 101-113, 2019.

SHIRAZIAN, S., & ASHRAFIZADEH, S. N. Simulation of ammonia removal from industrial wastewater streams by means of a hollow-fiber membrane contactor. **Desalination**, v. 285, p. 383-392, 2012.

SHIRAZIAN, S., PISHNAMAZI, M., REZAKAZEMI, M., NOURI, A., JAFARI, M., NOROOZI, S., & MARJANI, A. Implementation of the finite element method for simulation of mass transfer in membrane contactors. **Chemical Engineering & Technology**, v. 35, n. 6, p. 1077-1084, 2012a.

SHIRAZIAN, S., REZAKAZEMI, M., MARJANI, A., & MORADI, S. Hydrodynamics and mass transfer simulation of wastewater treatment in membrane reactors. **Desalination**, v. 286, p. 290-295, 2012b.

SILVA, M. C.; DANIEL, M. C. S.; LIRA, S.; FREITAS, N. L.; LIRA, H. L. Membranas cerâmicas assimétricas tubulares: influência do tempo de deposição da camada filtrante na morfologia das membranas, **Revista Matéria**, v.20, n. 02, ISSN 1517-7076 artigo 11601, p.335-343, 2015.

SIYAL, M. I., LEE, C. K., PARK, C., KHAN, A. A., & KIM, J. O. A review of membrane development in membrane distillation for emulsified industrial or shale gas wastewater treatments with feed containing hybrid impurities. **Journal of Environmental Management**, v. 243, p. 45-66, 2019.

SONG, Q., QIU, L., QIU, Q., & CHENG, R. Development and application of ceramic membrane in oily wastewater treatment. In: **2017 6th International Conference on Energy and Environmental Protection (ICEEP 2017)**. Atlantis Press, 2017.

SOUZA, J. S., **Estudo teórico do processo de microfiltração em membranas cerâmicas**, Tese (Doutorado em Engenharia de Processos), Universidade Federal de Campina Grande, PB, Brasil, 134p, 2014.

TEH, C. Y., WU, T. Y., & JUAN, J. C. Optimization of agro-industrial wastewater treatment using unmodified rice starch as a natural coagulant. **Industrial Crops and Products**, v. 56, p. 17-26, 2014.

TU, J; YEOH, G. H.; CHAOQUN, L. **Computational Fluid Dynamics**. 1ed. 2008. 470p.

VIEIRA, T. M., SOUZA, J. S., BARBOSA, E. S., CUNHA, A. L., FARIAS NETO, S. R., & LIMA, A. G. B. Numerical study of oil/water separation by ceramic membranes in the presence of turbulent flow. **Advances in Chemical Engineering and Science**, v. 2, n. 2, p. 257-265, 2012.

WAN IKHSAN, S. N., YUSOF, N., AZIZ, F, MISDAN, N. A review of oilfield wastewater treatment using membrane filtration over conventional technology. **Malaysian Journal of Analytical Sciences**, v. 21, n. 3, p. 643-658, 2017.

WANG, P., & CHUNG, T. S. Recent advances in membrane distillation processes: Membrane development, configuration design and application exploring. **Journal of Membrane Science**, v. 474, p. 39-56, 2015.

WARSINGER, D. M., CHAKRABORTY, S., TOW, E. W., PLUMLEE, M. H., BELLONA, C., LOUTATIDOU, S., ... & PADHYE, L. P. A review of polymeric membranes and processes for potable water reuse. **Progress in Polymer Science**, v. 81, p. 209-237, 2018.

WESCHENFELDER, S. E., BORGES, C. P., & CAMPOS, J. C. Oilfield produced water treatment by ceramic membranes: Bench and pilot scale evaluation. **Journal of Membrane Science**, v. 495, p. 242-251, 2015.

WILCOX, D. C. **Turbulence modeling for CFD**. DCW industries La Canada, CA, 1998.

WU, H., WANG, W., HUANG, Y., HAN, G., YANG, S., SU, S., SANA, H. PENG, W. CAO, Y., & LIU, J. Comprehensive evaluation on a prospective precipitation-flotation process for metal-ions removal from wastewater simulants. **Journal of Hazardous Materials**, v. 371, p. 592-602, 2019.

WWW.LABVIRTUAL.EQ.UC.PT, Portal Laboratórios Virtuais de Processos Químicos. **Processos Biológicos-Processos de Separação: Membranas**. Disponível em: http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com_content&task=view&id=57&Itemid=206. Acesso em: 01/07/2019.

YANG, Z., PEDERSEN, S., DURDEVIC, P., MAI, C., HANSEN, L., JEPSEN, K., ... & ANDREASEN, A. Plant-wide control strategy for improving produced water treatment. **International Field Exploration and Development Conference (IFEDC)**. p 22-8, 2016.

YOU, Z., XU, H., SUN, Y., ZHANG, S., & ZHANG, L. Effective treatment of emulsified oil wastewater by the coagulation–flotation process. **RSC Advances**, v. 8, n. 71, p. 40639-40646, 2018.

YU, L., HAN, M., & HE, F. A review of treating oily wastewater. **Arabian Journal of Chemistry**, v. 10, p. S1913-S1922, 2017.

ZHOU, J. E., CHANG, Q., WANG, Y., WANG, J., & MENG, G. Separation of stable oil–water emulsion by the hydrophilic nano-sized ZrO₂ modified Al₂O₃ microfiltration membrane. **Separation and Purification Technology**, v. 75, n. 3, p. 243-248, 2010.

ZHU, Z., WANG, W., QI, D., LUO, Y., LIU, Y., XU, Y., ... & CHEN, X. Calcinable Polymer Membrane with Revivability for Efficient Oily-Water Remediation. **Advanced Materials**, v. 30, n. 30, p. 1801870, 2018.