



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



SIRLENE ALVES NUNES

MODELAGEM E SIMULAÇÃO DO TRATAMENTO DE ÁGUA PRODUZIDA  
USANDO UM SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE

CAMPINA GRANDE

2019

SIRLENE ALVES NUNES

MODELAGEM E SIMULAÇÃO DO TRATAMENTO DE ÁGUA PRODUZIDA  
USANDO UM SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, Centro de Ciências e Tecnologia, da Universidade Federal de Campina Grande, como parte dos requisitos necessários para obtenção do título de Doutora em Engenharia de Processos.

Área de Concentração: Desenvolvimento de Processos  
Orientador: Prof<sup>o</sup> Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto

CAMPINA GRANDE

2019

N972m Nunes, Sirlene Alves.

Modelagem e simulação do tratamento de água produzida usando um separador ciclônico filtrante / Sirlene Alves Nunes. – Campina Grande, 2019.

170 f.: il. color.

Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciência e Tecnologia, 2019.

"Orientação: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto".

Referências.

1. Separação água/óleo. 2. Hidrociclone. 3. Membrana Cerâmica. 4. Escoamento Multifásico. 5. Fluidodinâmica Computacional. I. Farias Neto, Severino Rodrigues de. II. Título.

CDU 621.928.3(043)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA TESE DE DOUTORADO DE SIRLENE ALVES NUNES 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 11 de Abril de 2019.



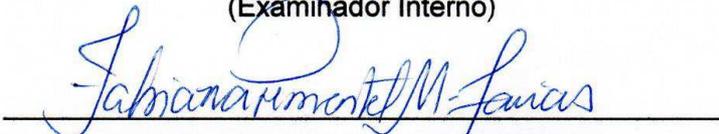
---

Profº Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto  
UAEQ/CCT/UFCG  
(Orientador)



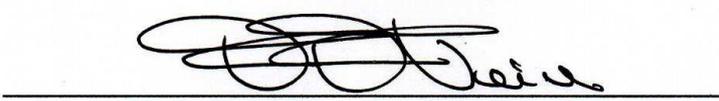
---

Profº Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima  
UAEM/CCT/UFCG  
(Examinador Interno)



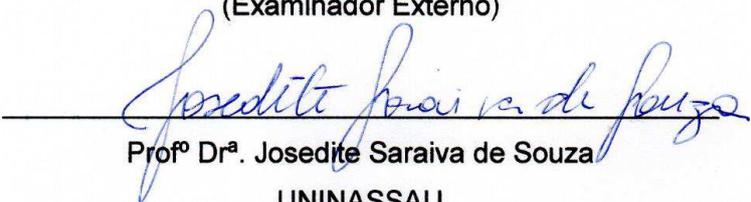
---

Profª Drª. Fabiana Pimentel Macêdo de Farias  
UATEC/CDSA/UFCG  
(Examinador Externo)



---

Profº Dr. Fernando Fernandes Vieira  
DESA/CCT/UEPB  
(Examinador Externo)



---

Profª Drª. Josedita Saraiva de Souza  
UNINASSAU  
(Examinador Externo)

A minha mãe, Severina Trajano Alves,  
por todo esforço e sacrifício que sempre  
fez para proporcionar-me uma boa  
educação.

## **AGRADECIMENTOS**

O caminho percorrido foi árduo, mas o incomparável gosto da vitória faz com que o que era cansativo, se torne gratificante e compensador. Durante a jornada, pude contar com a colaboração de diversas pessoas que direto ou indiretamente me ajudaram nesta conquista.

Minha eterna gratidão a Deus por mais esta oportunidade que me foi dada. Em cada etapa deste processo pude sentir seu cuidado, me guiando, fortalecendo e colocando pessoas em meu caminho, que me apoiaram diante dos obstáculos e sem quais não teria conseguido.

Ao marido, Kennedy L. Nunes, pela parceria, pela compreensão, amor, cuidado e disposição em ajudar.

Aos meus pais, José A. Pequeno e Severina T. Alves, pelos valores ensinados, por serem meus maiores incentivadores e acreditarem sempre em mim.

Ao melhor orientador que eu podia ter, professor Severino R. de Farias Neto, que me inspira a ser uma docente melhor, pela sua paciência, dedicação, compromisso e humanidade.

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

Aos professores Antonio Gilson B. de Lima, Fernando F. Vieira e as professoras Fabiana P. M. de Farias e Josedite S. de Souza por aceitarem compor a banca examinadora, pelas avaliações e sugestões dadas que enriqueceram este trabalho.

Aos colegas Rose, Boniek, Daniel Lira, Hortência, Marina e Ranieri pelas trocas de informações, dicas e pelas ajudas.

A Universidade Federal da Paraíba, em especial, o Departamento de Ciências Fundamentais e Sociais pela liberação para conclusão das atividades do doutorado.

Consagre ao Senhor tudo o que você faz, e os seus planos serão bem-sucedidos.

(Provérbios 16:3)

## RESUMO

As indústrias petrolíferas, em geral, trabalham com elevados volumes de águas produzidas, as quais, apresentam grande complexidade na sua composição, podendo apresentar altas concentrações de óleo, o que as tornam potencialmente perigosas ao meio ambiente. O processo de separação água/óleo que utiliza hidrociclones vêm sendo uma alternativa para atender as exigências dos órgãos ambientais. Contudo, tal equipamento não é eficiente no tratamento de águas oleosas bastante diluídas. Neste sentido, o presente trabalho propõe a utilização de um equipamento, denominado separador ciclônico filtrante, com princípios de funcionamento semelhante ao hidrociclone tradicional e possui a parede cônica formada por uma membrana cerâmica e duas saídas (concentrado e diluído) na base do equipamento. Para o estudo do escoamento água/óleo no separador ciclônico filtrante foi utilizado o pacote comercial Ansys CFX<sup>®</sup> 15 adotando a abordagem euleriana-euleriana para a resolução das equações diferenciais de conservação de massa e movimento. Foram adotadas as equações constitutivas pertinentes para o fechamento das equações com as fases envolvidas. Adotou-se o modelo de turbulência SST. Foi utilizado o Índice de Convergência de Malha para analisar a independência dos resultados numéricos com a malha utilizada. Foi avaliada a dinâmica de escoamento, bem como a influência da variação da velocidade de alimentação, da fração volumétrica de óleo da mistura, a influência da camada de concentração polarizada e o coeficiente de rejeição da membrana no processo de separação. Os resultados numéricos ratificam o comportamento tridimensional do escoamento multifásico no interior do separador ciclônico filtrante. A formação da polarização por concentração mostrou-se influenciada pelo comportamento hidrodinâmico do escoamento, propriedades da mistura e do meio poroso. Os altos níveis de turbulência no interior do separador ciclônico filtrante favorecem substancialmente a transferência de massa e uma dispersão da camada limite de concentração. Estes resultados mostraram que o separador ciclônico filtrante possui um bom potencial para a separação de água/óleo.

**Palavras-chave:** Separação água/óleo; Hidrociclone; Membrana Cerâmica; Escoamento Multifásico; Fluidodinâmica Computacional.

## ABSTRACT

The oil industry, in general, function with elevated produced water volumes, which, present great complexity in its composition, presenting high oil content, which makes it potentially damaging to the environment. The oil/water separation process that utilizes hydro-cyclones has been being an alternative to attend the requirements of the environmental agencies. However, such equipment is not efficient for the treatment of very diluted oily waters. In this sense, the present work proposes the use of an equipment, denominated as a filtrating cyclone separator, which has functioning principles similar to a hydro-cyclone, which has a conical wall formed by a ceramic membrane, and two outlets (concentrate and dilute) at the bottom of the equipment. For the study of the oi/water flow in the filtrating cyclone separator, the computational package ANSYS CFX<sup>®</sup> 15 was used, adopting an eulerian-eulerian approach for the solution of the mass and momentum conservation differential equations. The constitutive equations pertinent to the closure of the involved phases were adopted. The SST turbulence model was adopted. The Grid Convergence Index was used to analyze the independence of the numerical results from the utilized mesh. The dynamics of the flow, as well as the influence of the variation of the inlet velocity, the mixture's oil volume fraction, the influence of the concentration polarization layer and the membrane rejection coefficient in the separation process were analyzed. The numerical results confirm the three dimensional behavior of the multi-phase flow at the interior of the filtrating cyclone separator. The formation of a concentration polarization layer was shown to be influenced by the hydrodynamic behavior of the flow, mixture properties and the porous media. The high levels of turbulence at the interior of the filtrating cyclone separator substantially favor the mass transport and the dispersion of the concentration boundary layer. These results have shown that the filtrating cyclone separator has good potential for oil/water separation.

**Keywords:** Oil/water separation; hydro-cyclone; ceramic membrane; multiphase flow; Computational Fluid Dynamics.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Representação da geometria de um hidrociclone .....	7
Figura 2 – Representação esquemática das componentes de velocidade de um hidrociclone .....	10
Figura 3 – Descrição das importantes dimensões para a classificação de uma família de hidrociclones .....	12
Figura 4 – Hidrociclone três produtos.....	18
Figura 5 – Diferentes modificações nos hidrociclones: (D) 30° – cone, (E) 45° – cone, (F) 60° – cone, (G) 180°– canal guia, (H) 270°– canal guia. ....	19
Figura 6 – Hidrociclone com mais de uma entrada: (O) original; (A) Duas entradas com metade da largura original; (B) Dupla entrada com a mesma largura de O; (C) Quatro entradas com metade da largura original. ....	20
Figura 7 – Representação do separador ciclônico proposto por Luna e Farias Neto.....	21
Figura 8 – Representação do separador ciclônico proposto por Silva e Farias Neto	22
Figura 9 – Representação do separador ciclônico proposto por Honorato. ....	23
Figura 10 – Representação do separador ciclônico proposto por Luna. ....	23
Figura 11 – Representação do separador ciclônico porposto por Zimmermann. Tronco cônico: (A) 50 mm; (B)75 mm e (C) 100 mm.....	24
Figura 12 – Alongamento interno de 25 mm e 50 mm com a saída: (A) original; (B) tipo boca de sino; (C) tipo losango.....	25
Figura 13 – Esquema de um hidrociclone convencional e um hidrociclone filtrante..	26
Figura 14 – Esquema de filtração: (A) Convencional; (B) Tangencial. ....	33
Figura 15 – Polarização por concentração .....	36
Figura 16 – Fluxo ao longo do tempo com destaque para os fenômenos de polarização por concentração e fouling. ....	39
Figura 17 – Resistências à transferência de massa através da membrana em processos que utilizam a pressão como força motriz .....	42
Figura 18 – Representação do Separador ciclônico filtrante .....	57
Figura 19 – Representação da Malha de estudo.....	59
Figura 20 – Localização das linhas de estudo realizadas ao longo do separador ciclônico .....	69

Figura 21 – Detalhes das malhas produzidas: (a) Malha 01; (b) Malha 02; (c) Malha 03. ....	69
Figura 22 – Vazão volumétrica de óleo na saída do óleo para diferentes tamanho de malhas utilizadas na determinação do ICM.....	71
Figura 23 – Vazão volumétrica de água na saída do óleo para diferentes tamanho de malhas utilizadas na determinação do ICM.....	71
Figura 24 – Eficiência de Separação para diferentes tamanho de malhas utilizadas na determinação do ICM.....	73
Figura 25 – Perfis da Velocidade Tangencial da água para as malhas M1, M2, e M3 em comparação à solução assintótica. Nas posições (a) $z = 0,15$ m; (b) $z = 0,45$ m e (c) $z = 0,75$ m. ....	74
Figura 26 – Velocidade Tangencial da água para a malha M1 com $ICM_{21}$ em forma de barra de erro. Nas posições (a) $z = 0,15$ m; (b) $z = 0,45$ m e (c) $z = 0,75$ m. ....	75
Figura 27 – Vazão volumétrica de óleo na saída do óleo para diferentes tamanho de malhas utilizadas na determinação do ICM.....	77
Figura 28 – Vazão volumétrica de água na saída do óleo para diferentes tamanho de malhas utilizadas na determinação do ICM.....	78
Figura 29 – Eficiência de Separação para diferentes tamanho de malhas utilizadas na determinação do ICM.....	79
Figura 30 – Velocidade na direção x ou tangencial da água para a malha M1 com $ICM_{21}$ em forma de barra de erro. Nas posições (a) $z = 0,15$ m; (b) $z = 0,45$ m e (c) $z = 0,75$ m.....	80
Figura 31 – Linhas de fluxo de água e óleo no interior do separador ciclônico (a) Separador ciclônico; (b) Separador ciclônico filtrante (c) saída do separador ciclônico; (d) saída do separador ciclônico filtrante.....	82
Figura 32 – Campo de pressão sobre o plano xy e sobre os planos xz (a) Separador ciclônico; (b) Separador ciclônico filtrante.....	83
Figura 33 – Perfis de pressão nas posições: (a) $y = 0,15$ m;(b) $y = 0,45$ m; (c) $y = 0,75$ m. ....	84
Figura 34 – Representação do campo da componente da velocidade tangencial da água sobre o plano yz no separador ciclônico. (a) Separador ciclônico; (b) Separador ciclônico filtrante.....	85
Figura 35 – Perfis de velocidade Tangencial nas posições: (a) $y = 0,15$ m; (b) $y = 0,45$ m; (c) $y = 0,75$ m. ....	86

Figura 36 – Representação do campo da componente da velocidade axiais da água sobre o plano yz no separador ciclônico. (a) Separador ciclônico; (b) Separador ciclônico filtrante.....	87
Figura 37 – Comparativo entre os perfis de velocidade Axial nas posições axiais: (a) $y= 0,15$ m; (b) $y= 0,45$ m e (c) $y= 0,75$ m. ....	88
Figura 38 – Representação do campo de concentração de óleo (a) Separador ciclônico: Planos yx; $y= 0,15$ m; $y= 0,45$ m; $y= 0,75$ m. (b) Separador ciclônico filtrante: Planos yx; $y= 0,15$ m; $y= 0,45$ m; $y= 0,75$ m. ....	90
Figura 39 – Perfis de concentração de óleo nas posições: (a) $y= 0,15$ m; (b) $y= 0,45$ m e (c) $y= 0,75$ m. ....	91
Figura 40 – Perfil de pressão em função da posição radial para diferentes velocidades de entrada. :(a) 0,15m; (b) 0,45m e (c) 0,75 m.....	94
Figura 41 – Perfil de velocidade axial da água em função da posição radial para diferentes velocidades de entrada. (a) 0,15m; (b) 0,45m e (c) 0,75 m. ....	96
Figura 42 – Perfil de velocidade tangencial da água em função da posição radial para diferentes velocidades de entrada. (a) 0,15m; (b) 0,45m e (c) 0,75 m. ....	97
Figura 43 – Perfil de concentração de óleo em função da posição radial para diferentes velocidades de entrada. (a) 0,15m; (b) 0,45m e (c) 0,75 m.....	98
Figura 44 – Campo de concentração de óleo para variações de velocidade de entrada: (a) 5 m/s; (b) 8 m/s; (c) 10m/s; (d) 12m/s; (e) 15 m/s. ....	99
Figura 45 – Pressão Transmembrana em função da velocidade de entrada da mistura .....	100
Figura 46 – Fluxo de Permeado em função da velocidade de entrada da mistura..	101
Figura 47 – Fluxo de Permeado em função da Pressão Transmembrana .....	101
Figura 48 – Campo do Fluxo de Permeado para variações de velocidade de entrada: (a) 5 m/s; (b) 8m/s; (c) 10m/s; (d) 12m/s; (e) 15 m/s. ....	102
Figura 49 – Eficiência de Separação em função da velocidade de entrada da mistura .....	103
Figura 50 – Perfil de pressão em função da posição radial para diferentes velocidades de entrada. (a) 0,15m; (b) 0,45m e (c) 0,75 m.....	105
Figura 51 – Perfil de velocidade axial da água em função da posição radial para diferentes velocidades de entrada. (a) 0,15m; (b) 0,45m e (c) 0,75 m. ....	106
Figura 52 – Perfil de velocidade tangencial da água em função da posição radial para diferentes velocidades de entrada. (a) 0,15m; (b) 0,45m e (c) 0,75 m. ....	107

Figura 53 – Perfil de concentração de óleo em função da posição radial para diferentes velocidades de entrada. (a) 0,15m; (b) 0,45m e (c) 0,75 m.....	108
Figura 54 – Campo de concentração de óleo sobre o plano yz com diferentes concentrações volumétrica de óleo: (a) 5%; (b) 7,5%; (c) 10%; (d) 15% e (e) 20%.....	109
Figura 55 – Pressão Transmembrana em função da fração volumétrica de óleo ...	110
Figura 56 – Fluxo de Permeado em função da fração volumétrica de óleo da mistura .....	111
Figura 57 – Fluxo de Permeado em função da pressão transmembrana.....	111
Figura 58 – Campo do fluxo de permeado sobre a parede porosa para diferentes concentrações volumétrica de óleo: (a) 5%; (b) 7,5%; (c) 10%; (d) 15% e (e) 20%.....	112
Figura 59 – Eficiência de Separação em função da fração volumétrica de óleo da mistura .....	113
Figura 60 – Localização das linhas de estudo realizadas ao longo do separador ciclônico .....	114
Figura 61 – Campo de Concentração de Óleo no plano xy para os casos: (a) 5%; (b) 7,5% e (c) 20% para velocidade de alimentação de 15 m/s com $\delta p = 0$ mm e $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm.....	115
Figura 62 – Perfis de concentração de óleo nas posições: (a) $y = 0,15$ m; (b) $y = 0,30$ m (c) $y = 0,45$ m; (d) $y = 0,60$ m; (e) $y = 0,75$ m com $\delta p = 0$ , $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm e $f_o = 5\%$ . Casos 07 e 20.....	116
Figura 63 – Perfis de concentração de óleo nas posições: (a) $y = 0,15$ m; (b) $y = 0,30$ m (c) $y = 0,45$ m; (d) $y = 0,60$ m; (e) $y = 0,75$ m com $\delta p = 0$ , $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm e $f_o = 7,5\%$ . Casos 08 e 21.....	118
Figura 64 – Perfis de concentração de óleo nas posições: (a) $y = 0,15$ m; (b) $y = 0,30$ m (c) $y = 0,45$ m; (d) $y = 0,60$ m; (e) $y = 0,75$ m com $\delta p = 0$ , $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm e $f_o = 20\%$ . Casos 09 e 22.....	119
Figura 65 – Concentração média de óleo na membrana para diferentes frações volumétricas de óleo .....	120
Figura 66 – Perfis de concentração de óleo na linha logitudinal na superfície da membrana: (a) 5% (b) 7,5% (c) 20% com $\delta p = 0$ e $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm.....	121

Figura 67 – Campo de concentração de óleo na superfície da membrana para as frações volumétricas de óleo na entrada (a) 5%; (b) 7,5% e (c) 20% com velocidade de alimentação de 15 m/s e $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm. ....	122
Figura 68 – Pressão Transmembrana para diferentes frações volumétricas de óleo .....	123
Figura 69 – Fluxo de Permeado para diferentes frações volumétricas de óleo.....	123
Figura 70 – Campo do Fluxo de Permeado para diferentes Concentrações: (a) 5%; (b) 7,5% e (c) 20% para velocidade de alimentação de 15 m/s com $\delta p = 0$ mm $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm.....	124
Figura 71 – Eficiência Reduzida de Separação.....	125
Figura 72 – Campo de Concentração de Óleo no plano xy para os casos: (a) 5m/s; (b) 10m/s; (c) 12m/s para fração Volumétrica de óleo 5% com $\delta p = 0$ mm e $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm.....	126
Figura 73 – Perfis de concentração de óleo nas posições: (a) $y = 0,15$ m; (b) $y = 0,30$ m (c) $y = 0,45$ m; (d) $y = 0,60$ m; (e) $y = 0,75$ m com $\delta p = 0$ $\delta p = 1,88 \times 10^{-1}$ mm e $v = 5$ m/s. Casos 03 e 17. ....	127
Figura 74 – Perfis de concentração de óleo nas posições: (a) $y = 0,15$ m; (b) $y = 0,30$ m (c) $y = 0,45$ m; (d) $y = 0,60$ m; (e) $y = 0,75$ m com $\delta p = 0$ $\delta p = 1,88 \times 10^{-1}$ mm e $v = 10$ m/s. Casos 05 e 18. ....	128
Figura 75 – Perfis de concentração de óleo nas posições: (a) $y = 0,15$ m; (b) $y = 0,30$ m (c) $y = 0,45$ m; (d) $y = 0,60$ m; (e) $y = 0,75$ m com $\delta p = 0$ $\delta p = 1,88 \times 10^{-1}$ mm e $v = 12$ m/s. Casos 06 e 19. ....	129
Figura 76 – Campo de concentração de óleo na parede da membrana para as velocidades de alimentação (a) 5 m/s; (b) 10 m/s; (c) 12 m/s com fração volumétrica de óleo de 5% e $\delta p = 1,88 \times 10^{-1}$ mm. ....	130
Figura 77 – Perfis de concentração de óleo na linha logitudinal na superfície da membrana: (a) 5m/s (b) 10m/s e (c) 12m/s com $\delta p = 0$ , $\delta p = 1,88 \times 10^{-1}$ mm. ....	132
Figura 78 – Concentração média de óleo na membrana para diferentes velocidades de alimentação.....	133
Figura 79 – Pressão Transmembrana para diferentes velocidades de alimentação dos fluidos.....	134

Figura 80 – Campo do Fluxo de Permeado para diferentes velocidades de alimentação: (a) 5m/s; (b) 10m/s; (c) 12m/s e (D) 15m/s para fração volumétrica de óleo de 5% com $\delta p = 0$ mm e $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm.....	135
Figura 81 – Fluxo de Permeado para diferentes velocidades de alimentação dos fluidos.....	136
Figura 82 – Eficiência Reduzida de Separação para diferentes velocidades de alimentação dos fluidos.....	137
Figura 83 – Perfis de concentração de óleo para diferentes valores do coeficiente de rejeição (R) da membrana nas posições: (a) $y = 0,15$ m; (b) $y = 0,45$ m e (c) $y = 0,75$ m, com $\delta p = 0$ mm. ....	139
Figura 84 – Perfis de concentração de óleo para diferentes valores do coeficiente de rejeição (R) da membrana nas posições: (a) $y = 0,15$ m; (b) $y = 0,45$ m e (c) $y = 0,75$ m, com $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm. ....	140
Figura 85 – Campo de concentração de óleo para diferentes valores do coeficiente de rejeição da membrana (a) $R = 0,96$ ; (b) $R = 0,97$ ; (c) $R = 0,98$ ; (d) $R = 0,99$ ; (e) $R = 1$ , com $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm. ....	141
Figura 86 – Campo de concentração de óleo na parede da membrana para diferentes valores do coeficiente de rejeição da membrana (a) $R = 0,96$ ; (b) $R = 0,97$ ; (c) $R = 0,98$ ; (d) $R = 0,99$ ; (e) $R = 1$ , com $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm. ....	142
Figura 87 – Linhas de fluxo de água e óleo no interior do Separador ciclônico filtrante (a) $R = 0,96$ ; (b) $R = 1$ , com $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm. ....	143
Figura 88 – Perfis de concentração de óleo em função da posição longitudinal na vizinhança da membrana para diferentes valores do coeficiente de rejeição, com (a) $\delta p = 0$ mm; (b) $\delta p = 7,82 \times 10^{-2}$ mm. ....	144
Figura 89 – Pressão Transmembrana ( $P_T$ ) Em função do coeficiente de rejeição da membrana.....	145
Figura 90 – Fluxo de Permeado em função do coeficiente de rejeição da membrana.....	146
Figura 91 – Concentração de óleo no Permeado para diferentes valores do coeficiente de rejeição da membrana.....	147
Figura 92 – Eficiência Reduzida para diferentes valores do coeficiente de rejeição da membrana.....	147

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Razões entre as principais relações geométricas para algumas famílias de Hidrociclones conhecidas.....	11
Tabela 2 – Dimensões dos Separadores Ciclônicos .....	57
Tabela 3 – Parâmetros e Propriedades dos componentes da Mistura.....	65
Tabela 4 – Relação dos casos estudados desconsiderando a espessura da camada de polarização por concentração .....	66
Tabela 5 – Relação dos casos estudados considerando a espessura da camada de polarização por concentração .....	67
Tabela 6 – Informações das malhas criadas para análise do índice de convergência.....	68
Tabela 7 – Resultados do estudo da convergência de malha para a vazão volumétrica de óleo na saída do óleo .....	70
Tabela 8 – Resultados do estudo da convergência de malha para a vazão volumétrica de água na saída do óleo .....	70
Tabela 9 – Resultados do estudo da convergência de malha para a eficiência reduzida .....	72
Tabela 10 – Resultados do estudo da convergência de malha para a vazão volumétrica de óleo na saída de óleo .....	76
Tabela 11 – Resultados do estudo da convergência de malha para a vazão volumétrica de água na saída de óleo .....	76
Tabela 12 – Resultados do estudo da convergência de malha para a eficiência reduzida .....	78
Tabela 13 – Valores das vazões volumétrica dos fluidos na entradas e nas saídas dos separadores .....	92
Tabela 14 – Valores das eficiências de Separação de Óleo e da razão de líquido dos separadores .....	92

## LISTA DE SIGLAS

CFD	–	<i>Computational Fluid Dynamics</i>
CONAMA	–	Conselho Nacional do Meio Ambiente
GB	–	Gigabyte
HD	–	<i>Hard Disk</i>
ICM	–	Índice de convergência de Malha
LCTF	–	Laboratório Computacional em Térmica e Fluidos
LPFI	–	Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica Computacional
PDA	–	<i>Particles Dynamics Analyzer</i>
PPM	–	Parte por milhão
MF	–	Microfiltração
RANS	–	<i>Reynolds Averaged Navier-Stokes</i>
RAM	–	<i>Random Access Memory</i>
RAS	–	Razão de Adsorção de sódio
RMS	–	<i>Root Mean Square</i>
RNG	–	<i>Renormalization Group</i>
SST	–	<i>Reynold Stress Model</i>
TSS	–	Teor de Sólidos Suspensos
TOC	–	Carbono Orgânico Total
UEPB	–	Universidade Estadual da Paraíba
UFCG	–	Universidade Federal de Campina Grande

## LISTA DE SÍMBOLOS

$A$	- Área superficial interna da membrana	$[m^{-2}]$
$A_1$	- Altura de cada entrada do separador ciclônico	$[mm]$
$A_2$	- Altura do tronco cônico e da seção cilíndrica	$[mm]$
$A_3$	- Altura da seção cônica	$[mm]$
$A_4$	- Altura da saída tubular	$[mm]$
$C_D$	- Coeficiente de arraste	$[-]$
$C$	- Concentração de soluto	$[kg.m^{-3}]$
$C_1$	- Comprimento de cada entrada do separador ciclônico	$[mm]$
$C_0$	- Concentração Inicial de soluto	$[kg.m^{-3}]$
$C_p$	- Concentração de soluto no permeado	$[kg.m^{-3}]$
$C_m$	- Concentração de soluto na superfície da membrana	$[kg.m^{-3}]$
$C_\mu$	- Constante Empírica	$[-]$
$D$	- Diâmetro da membrana	$[m]$
$D_{AB}$	- Coeficiente de difusão de massa	$[m^2.s^{-1}]$
$D_C$	- Diâmetro da região cilíndrica do hidrociclone	$[m]$
$D_i$	- Diâmetro do duto de alimentação do hidrociclone	$[m]$
$D_O$	- Diâmetro do duto <i>overflow</i>	$[m]$
$d_h$	- Diâmetro hidráulico	$[m]$
$d_p$	- Diâmetro da partícula	$[m]$
$D_U$	- Comprimento do duto " <i>underflow</i> " no interior do hidrociclone	$[m]$
$D_1$	- Diâmetro superior do tronco cônico	$[mm]$
$D_2$	- Diâmetro inferior do tronco cônico	$[mm]$
$D_3$	- Diâmetro da saída anular	$[mm]$
$D_4$	- Diâmetro da saída tubular	$[mm]$
$E$	- Eficiência de separação	$[\%]$
$e$	- Espessura da membrana	$[m]$
$e_a^{21}, e_a^{32}$	- Erros relativos	$[-]$
$F$	- Fator de segurança empírico	$[-]$
$f_o$	- Fração volumétrica de óleo	$[\%]$

$G$	–	Eficiência Granulométrica	[%]
$G'$	–	Eficiência Granulométrica Reduzida	[%]
$h_i$	–	Número de elementos da malha $i$	[–]
$\vec{M}_\alpha$	–	Forças interfaciais, por unidade de volume, agindo na fase $\alpha$	[N]
$f$	–	Fração volumétrica	[–]
$f_\alpha$	–	Fração volumétrica da fase $\alpha$	[–]
$g$	–	Gravidade	[m.s <sup>-2</sup> ]
$h$	–	Tamanho representativo da malha	[–]
$J$	–	Fluxo volumétrico de Permeado	[m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> ]
$J_P$	–	Fluxo mássico de Permeado	[kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> ]
$J_i$	–	Fluxo difusivo	[m <sup>3</sup> .s <sup>-1</sup> ]
$k$	–	Coeficiente de Transferência de massa	[m.s <sup>-1</sup> ]
$K_A$	–	Fluxo da mistura na entrada	[m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> ]
$k_m$	–	Permeabilidade da membrana	[m <sup>-1</sup> ]
$K_u$	–	Fluxo de óleo no <i>underflow</i>	[m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> ]
$L$	–	Comprimento total do hidrociclone	[m]
$L_1$	–	Largura de cada entrada do separador ciclônico	[mm]
$L_2$	–	Largura do tronco cônico	[mm]
$M_i$	–	Massa do componente $i$	[kg]
$\vec{M}_\alpha$	–	Forças interfaciais atuando sobre a fase $\alpha$	[N]
$M_{\alpha\beta}$	–	Momento interfacial	[N]
$N$	–	Número de elementos da malha	[–]
$N_p$	–	Número de fases	[–]
$P$	–	Pressão	[kPa]
$p$	–	Ordem de discretização do método de Richardson	[–]
$P_{kb}$	–	Termo de produção de flutuação	[kg.m <sup>-1</sup> .s <sup>-3</sup> ]
$P_k$	–	Termo de produção pelo efeito do cisalhamento	[–]
$P_T$	–	Pressão Transmembrana	[kPa]
$Q$	–	Vazão volumétrica de alimentação	[m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> ]
$Q_p$	–	Vazão do permeado com água destilada	[m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> ]
$Q_o$	–	Vazão volumétrica no <i>overflow</i>	[m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> ]

$Q_U$	– Vazão volumétrica no <i>underflow</i>	$[m^3 \cdot h^{-1}]$
$Q_F$	– Corrente de fluido da coleta do filtrado	$[m]$
$r$	– Raio	$[m]$
$r_{ij}$	– Razão de refinamento entre as malhas $i$ e $j$	$[-]$
$R$	– Coeficiente de Rejeição da Membrana	$[\%]$
$R_a$	– Resistência da alimentação	$[m^{-1}]$
$R_b$	– Resistência adicional ao transporte	$[m^{-1}]$
$R_{cp}$	– Resistência da camada gel	$[m^{-1}]$
$Re$	– Número de Reynolds	$[-]$
$R_f$	– Razão de Fluido	$[-]$
$R_g$	– Resistência associada a adsorção	$[m^{-1}]$
$R_m$	– Resistência da membrana	$[m^{-1}]$
$R_p$	– Resistência específica devido a camada de polarização de concentração	$[m^{-1}]$
$R_t$	– Resistência total	$[m^{-1}]$
$S_c$	– Número de Schmidt	$[-]$
$Sh$	– Número de Sherwood	$[-]$
$S_{MS\alpha}$	– Fonte de massa específica	$[N \cdot m^{-3}]$
$w_{go}$	– Vazão mássica de óleo no <i>overflow</i>	$[kg \cdot s^{-1}]$
$w_g$	– Vazão mássica de óleo na alimentação	$[kg \cdot s^{-1}]$
$W_{lo}$	– Vazão mássica de água coletada no <i>overflow</i>	$[kg \cdot s^{-1}]$
$W_l$	– Vazão mássica de água coletada alimentada no hidrociclone	$[kg \cdot s^{-1}]$
$\vec{U}$	– Vetor velocidade	$[m \cdot s^{-1}]$
$U_C$	– Velocidade de alimentação do separador ciclônico	$[m \cdot s^{-1}]$
$U_r$	– Velocidade Radial	$[m \cdot s^{-1}]$
$U_x$	– Velocidade na direção $x$	$[m \cdot s^{-1}]$
$U_y$	– Velocidade na direção $y$	$[m \cdot s^{-1}]$
$\bar{U}_y$	– Velocidade média na direção $y$	$[m \cdot s^{-1}]$
$U_w$	– Velocidade de Permeação	$[m \cdot s^{-1}]$
$\vec{U}_\alpha$	– Vetor velocidade da fase $\alpha$	$[m \cdot s^{-1}]$
$\vec{U}_\beta$	– Vetor velocidade da fase $\beta$	$[m \cdot s^{-1}]$

$V$	-	Velocidade	$[m \cdot s^{-1}]$
$V$	-	Volume da mistura	$[m^{-3}]$
$V_i$	-	Volume parcial da mistura	$[m^{-3}]$
$x_i$	-	Fração mássica do componente i	$[-]$

### Letras Gregas

$\alpha, \beta$	-	Fases envolvidas	$[-]$
$\delta, \delta_p$	-	Espessura da camada de polarização por concentração	$[m]$
$\delta$	-	Matriz identidade	$[-]$
$\Delta P$	-	Pressão transmembrana	$[Pa]$
$\Delta V_i$	-	Volume ocupado pelo elemento i	
$\varepsilon$	-	Taxa de dissipação turbulenta	$[m^2 \cdot s^{-3}]$
$\varepsilon$	-	Erro relativo entre duas soluções – método ICM	$[-]$
$\varepsilon_{ij}$	-	Diferença entre as soluções i e j no método ICM	$[-]$
$\varepsilon_\alpha$	-	Taxa de dissipação de energia cinética da fase alfa	$[m^2 \cdot s^{-3}]$
$\varepsilon_p$	-	Porosidade da camada de polarização de concentração	$[-]$
$\rho$	-	Densidade	$[kg \cdot m^{-3}]$
$\rho_m$	-	Densidade da mistura	$[kg \cdot m^{-3}]$
$\bar{\rho}_i$	-	Massa específica	$[kg]$
$\rho_i$	-	Densidade do componente i	$[kg \cdot m^{-3}]$
$\rho_\alpha$	-	Densidade da fase $\alpha$	$[kg \cdot m^{-3}]$
$\eta$	-	Eficiência total de separação	$[\%]$
$\theta$	-	Ângulo da região cônica do hidrociclone	$[^\circ]$
$\kappa$	-	Energia cinética turbulenta	$[m^2 \cdot s^{-2}]$
$\mu$	-	Viscosidade dinâmica	$[Pa \cdot s]$
$\mu_{ef}$	-	Viscosidade efetiva	$[Pa \cdot s]$
$\mu_t$	-	Viscosidade turbulenta	$[Pa \cdot s]$
$\sigma$	-	Tensão Superficial	$N \cdot m^{-1}$
$\sigma_\rho$	-	Número de Prandtl turbulento	$[-]$
$\phi_1, \phi_2$	-	Soluções do método ICM	$[-]$
$\phi_{ext}^{21}$	-	Solução extrapolada do método ICM	$[-]$

$\Gamma_{\alpha\beta}$  – Taxa de fluxo de massa por unidade de volume da fase alfa para beta  $[kg.m^{-3}s^{-1}]$

$\nu$  – Viscosidade cinética  $[Pa.s]$

#### Letras Especiais

$\nabla$  – Operador nabla  $[-]$

$\frac{\partial}{\partial t}$  – Derivada parcial em relação ao tempo  $[s^{-1}]$

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
1.1	OBJETIVOS .....	3
<b>2</b>	<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>5</b>
2.1	ÁGUAS PRODUZIDAS.....	5
2.2	HIDROCICLONES.....	7
2.2.1	Perfis de velocidade .....	9
2.2.2	Tipos de hidrociclones .....	11
2.2.3	Eficiência do hidrociclone em separação líquido-líquido .....	12
2.2.4	O uso de hidrociclone no processo de separação água/óleo .....	14
2.2.5	Hidrociclones não convencionais .....	17
2.2.6	Separador ciclônico .....	20
2.2.7	Hidrociclone filtrante .....	25
2.3	MEMBRANAS .....	30
2.3.1	Separação por membranas .....	32
2.3.2	Caracterização dos processos de separação por membranas.....	35
2.3.3	Redução do fluxo de permeado.....	35
2.3.4	Modelos das resistências em série.....	41
2.3.5	O uso membranas no processo de separação água/óleo .....	43
2.4	EQUACIONAMENTO DO ESCOAMENTO MULTIFÁSICO .....	47
2.4.1	Equações governantes para escoamento multifásico.....	49
2.4.2	Modelo de turbulência .....	50
2.5	FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL.....	52
2.5.1	Índice de convergência de malha .....	53
<b>3</b>	<b>METODOLOGIA.....</b>	<b>56</b>
3.1	DESCRIÇÃO DO PROBLEMA .....	56
3.2	GERAÇÃO DO DOMÍNIO COMPUTACIONAL .....	58

3.3	MODELAGEM MATEMÁTICA DO ESCOAMENTO BIFÁSICO .....	58
3.4	CONDIÇÕES DE CONTORNO .....	62
3.5	CASOS ESTUDADOS .....	65
<b>4</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÕES .....</b>	<b>68</b>
4.1	AVALIAÇÃO DA QUALIDADE DA MALHA .....	68
4.1.1	Índice de convergência de malha do separador ciclônico .....	69
4.1.2	Índice de convergência de malha do separador ciclônico filtrante.....	76
4.2	ESTUDO COMPARATIVO ENTRE O SEPARADOR CICLÔNICO E O SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE.....	81
4.3	EFEITO DA VARIAÇÃO DA VELOCIDADE DE ALIMENTAÇÃO DO SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE.....	93
4.4	EFEITO DA VARIAÇÃO DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO.....	103
4.5	EFEITO DA CAMADA POLARIZADA.....	113
4.5.1	Influência da fração volumétrica de óleo .....	114
4.5.2	Influência da velocidade de alimentação do separador ciclônico filtrante...	125
4.6	COEFICIENTE DE REJEIÇÃO DA MEMBRANA .....	138
<b>5</b>	<b>CONCLUSÕES .....</b>	<b>148</b>
5.1	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	149
	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>150</b>
	<b>APÊNDICE A – COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA.....</b>	<b>162</b>
	<b>APÊNDICE B – TABELAS DA VARIAÇÃO DA VELOCIDADE DE ENTRADA E DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO.....</b>	<b>166</b>
	<b>APÊNDICE C – TABELAS DAS VARIÁVEIS DA ESPESSURA DA CAMADA POLARIZADA.....</b>	<b>167</b>
	<b>APÊNDICE D – TABELAS DAS VARIÁVEIS DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO .....</b>	<b>169</b>

## 1 INTRODUÇÃO

Durante a vida produtiva de reservatórios petrolíferos é comum a produção de água, geralmente do próprio reservatório ou de volumes empregados na recuperação secundária do petróleo, que utiliza de operações que conduzam ao aumento da eficiência de recuperação. Esses processos utilizam-se de poços de injeção e de produção arranjados de forma a otimizar a produção de petróleo. Nos poços de injeção são introduzidos fluidos, normalmente água, em virtude de sua disponibilidade, custos e outras características no meio poroso, visando manter a pressão e, conseqüentemente, deslocar o óleo na direção dos poços produtores. Este efluente, chamado de água produzida, apresenta uma composição química vasta e complexa, de compostos orgânicos e inorgânicos. A presença de óleo nessas águas é uma situação bastante comum, proporcionando assim uma preocupação contínua da qualidade das águas que geralmente são descartadas no mar. Antes de serem descartadas ou mesmo reutilizadas, as águas produzidas devem passar por um tratamento específico e criterioso.

O tratamento da água produzida pode variar de acordo com a fundamentação em que é baseada os processos de separação. No caso da remoção de óleo livre, os hidrociclones tem se mostrado um equipamento eficaz no processo de separação água/óleo. Além disso, esses equipamentos possuem uma elevada capacidade de processamento, bem como necessitam de pouco espaço físico para instalação, facilidade de operação e baixa necessidade de manutenção. Essas vantagens fazem os hidrociclones serem considerados economicamente viáveis, quantificado pela relação custo/benefício.

Diversos trabalhos têm sido reportados na literatura empregando hidrociclones no processo de separação água/óleo, os quais mostram a eficiência do equipamento no tratamento de águas oleosas (WANG e YU, 2006; VIEIRA, 2006; FARIAS et al., 2008,2009; FARIAS et al., 2011; SOUZA et al., 2011; BARBOSA, 2011; LUNA, 2014). Em virtude de seu potencial de aplicação, diversas configurações vêm sendo propostas de hidrociclones não convencionais, seja alterando a geometria ou agregando outra operação no processo de hidrociclonagem.

Apesar de sua boa eficiência na remoção de óleo livre, os hidrociclones não são eficientes o suficiente para tratar óleo disperso com gotículas de pequenos diâmetros, especialmente quando a concentração de óleo é bastante baixa.

Nessas condições, os processos de separação por membrana representam uma solução potencial para o problema do efluente oleoso com gotículas de pequenos diâmetros. As principais vantagens dos processos de membranas são: retenção de gotas de óleo com dimensões abaixo de 10  $\mu\text{m}$ ; dispensa a utilização de produtos químicos, e a capacidade de gerar permeados com qualidade aceitável.

O conhecimento da estrutura das membranas e sua relação com as propriedades de transporte são de fundamental importância para uma melhor compreensão dos fenômenos envolvidos nos problemas de separação e fornece informações que permitem a seleção da melhor estrutura para uma dada separação. Os materiais cerâmicos geralmente apresentam boa inércia química, resistência à abrasão elevada e considerável refratariedade. Com essa combinação de propriedades, as membranas cerâmicas têm sido cada vez mais utilizadas para confecções de vários tipos de membranas.

Desde as primeiras tentativas de tratamento de efluentes oleosos por membrana no início dos anos 70, vários estudos foram feitos, utilizando diferentes tipos de membranas (MULLER et al., 1997; YANG et al., 1998; LAI e SMITH, 2001; SILVA et al., 2003; ZHONG et al., 2003; DAMAK et al., 2004; PAK et al., 2008; ZAINI et al., 2010; ABADI et al., 2011; SOUZA, 2014; CUNHA, 2014, LIRA, 2018). Um dos principais problemas reportados, associados aos processos de separação por membranas, é a queda de fluxo de permeado em consequência do acúmulo de soluto na superfície da membrana e da impregnação na superfície permeável (*Fouling* ou incrustação).

Nessas circunstâncias, levando em consideração às limitações apresentadas pelos hidrociclones e pelas membranas cerâmicas no processo de separação água/óleo, quando utilizados de forma isolada, propõe-se a utilização de um novo aparato que aborda simultaneamente os fenômenos de hidrociclonagem e filtração, doravante denominado separador ciclônico filtrante. Este dispositivo tem as mesmas características de um hidrociclone convencional a exceção da saída superior ou "*vórtex finder*", ou seja, as duas saídas ficam juntas na saída inferior. A parede ou superfície cônica corresponde a uma membrana cerâmica.

O equipamento proposto neste trabalho constitui-se de uma tecnologia bastante atrativa a ser utilizada devido ao formato inovador da geometria que é capaz de reduzir significativamente o efeito da camada de polarização por concentração em consequência do escoamento turbilhonar induzido pelas entradas tangenciais da

mistura. Além disso, o equipamento permite a retirada adicional do fluxo de permeado através dos poros da membrana e devido ao núcleo de óleo formado no interior do equipamento, há um condicionamento na redução de óleo nas proximidades da membrana. Isto previne o rápido declínio de fluxo na membrana, uma vez que, a membrana tratará apenas uma solução oleosa mais diluída. Dessa forma, a água resultante no processo final da separação fica isenta de componentes oleosos indesejados.

Para avaliar o escoamento no interior do separador ciclônico e compreender fisicamente os fenômenos envolvidos foi utilizada a fluidodinâmica computacional (CFD), mais especificamente, o Ansys CFX. Assim, as causas principais dos fenômenos de turbulência e os mecanismos de transferência de massa são compreendidos à luz dos princípios de conservação de massa, conservação de momento linear e transferência de massa.

## 1.1 OBJETIVOS

Modelar e simular o comportamento do processo de separação de água/óleo usando um hidrociclone não convencional com uma membrana cerâmica cônica.

Por sua vez, os objetivos específicos são:

- Propor uma modelagem matemática capaz de prever o escoamento turbilhonar e o processo de separação das fases envolvidas no separador ciclônico filtrante;
- Avaliar a qualidade da malha computacional aplicando o método do Índice de Convergência Malha (ICM);
- Avaliar o comportamento da camada de concentração polarizada no separador ciclônico filtrante no processo de separação água/óleo;
- Avaliar os efeitos dos parâmetros operacionais sobre a eficiência de separação e a redução ou eliminação da camada de polarização de concentração;
- Comparar o comportamento fluidodinâmico e a eficiência de separação entre o separador ciclônico com ou sem membrana cerâmica cônica com dimensões semelhantes.

- Analisar o comportamento hidrodinâmico e a transferência de matéria para diferentes coeficientes de rejeição da membrana;
- Comparar os resultados das simulações numéricas do separador ciclônico com ou sem membrana cerâmica cônica com os resultados reportados na literatura de um hidrociclone convencional.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo apresenta uma revisão bibliográfica dos temas relevantes ao desenvolvimento da pesquisa, e tem como objetivo apresentar conceitos e definições do processo de tratamento água/óleo, bem como, alguns trabalhos com temas similares já desenvolvidos, que levarão ao melhor entendimento do problema estudado.

### 2.1 ÁGUAS PRODUZIDAS

Durante a vida produtiva de reservatórios petrolíferos é comum a utilização de operações que conduzam ao aumento da eficiência de recuperação, conhecidos por processos de recuperação primária. Esses processos utilizam-se de poços de injeção e de produção arranjadas de forma a otimizar a produção de petróleo. Nestes poços de injeção, normalmente se introduz, no meio poroso, fluidos, como por exemplo a água, em virtude de sua disponibilidade e custos, visando manter a pressão e, conseqüentemente, deslocar o óleo na direção dos poços produtores. No entanto como a água apresenta uma viscosidade, em muitas situações, muito inferior ao óleo é possível, que regiões do meio poroso (reservatório) não cheguem a ser varridas pela água. Percebe-se, portanto, a irrupção prematura e crescente da água nos poços produtores, comprometendo a vazão de óleo produzido e, com ela, a recuperação final.

A água aprisionada nas formações subterrâneas que é trazida à superfície juntamente com petróleo e seus derivados durante as atividades de produção desses fluidos é chamada de água produzida.

Os elevados volumes da água produzida e a complexidade da sua composição, estão entre os aspectos que merecem maior atenção na indústria petrolífera. Esses aspectos fazem com que o gerenciamento dessas correntes requeira cuidados específicos, não apenas os relacionados com aspectos técnicos e operacionais, mas, também, os ambientais. Como consequência, o gerenciamento desta água resulta em custos consideravelmente elevados e que representam um percentual significativo dos custos de produção (AMINI et al., 2012).

A água produzida contém diversos parâmetros, que a torna potencialmente perigosas ao meio ambiente. Como exemplos: concentrações de óleo, que variam de

50 a 5000 ppm; elevada salinidade, a exemplo do Cloreto de Sódio (NaCl) em concentrações entre 40.000 e 150.000 mg/L; e teor de sólidos suspensos (TSS), variando entre 5 a 2000 ppm. Além disso, podem estar presentes, microrganismos e gases dissolvidos, carbônico e sulfídrico (SILVA et al., 2007).

Um dos elementos presentes em águas produzidas que mais tem preocupado, devido aos danos que podem causar ao meio ambiente, é o óleo, que pode estar presente em três formas distintas:

- Óleo livre: óleo disperso sob a forma de gotas de grandes diâmetros, acima de 100  $\mu\text{m}$ , que por já se encontrar completamente estratificado na água, pode ser removido com relativa facilidade, bastando para tal um decantador, ou hidrociclone, ou centrífuga ou flotador que seja capaz de proporcionar as condições necessárias para que, as menores gotículas de óleo em suspensão na água oleosa, sejam separadas por diferença de densidade e formem uma fase contínua e independente. A separação do óleo livre é, em geral, um processo exclusivamente físico, e não apresenta maiores complexidades.
- Óleo solúvel: composto pelos hidrocarbonetos menos insolúveis na água, como benzeno, tolueno, etilbenzeno e xileno (BTEX) e por fenóis.
- Óleo emulsionado: óleo na forma dispersa em pequenas gotas na água, com diâmetro variando entre 20 e 100  $\mu\text{m}$ .

As alternativas usualmente adotadas para o destino dessas águas são o descarte, a injeção ou o reuso. Os efeitos ambientais causados pela água produzida quando descartada são, em sua maioria, avaliados pela toxicidade e quantificação de compostos orgânicos e inorgânicos. Assim, devido à complexidade da qualidade, o local de descarte deve ser avaliado para verificar os possíveis impactos ambientais. Normalmente este descarte é feito apenas no mar, quer diretamente, como é o caso de plataformas marítimas de produção de petróleo, quer através de emissários submarinos, como é o caso de algumas unidades *onshore* (em terra firme).

O descarte da água produzida deve atender a critérios específicos definidos pelos órgãos reguladores ambientais de modo a minimizar os impactos ambientais. No Brasil, a resolução estabelecida pelo Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) nº 397/2007 dispõe sobre o descarte contínuo de água de processo ou de produção em plataformas marítimas de petróleo e gás natural, e determina uma concentração média aritmética simples mensal de óleo e graxas de até 29 mg/L, não

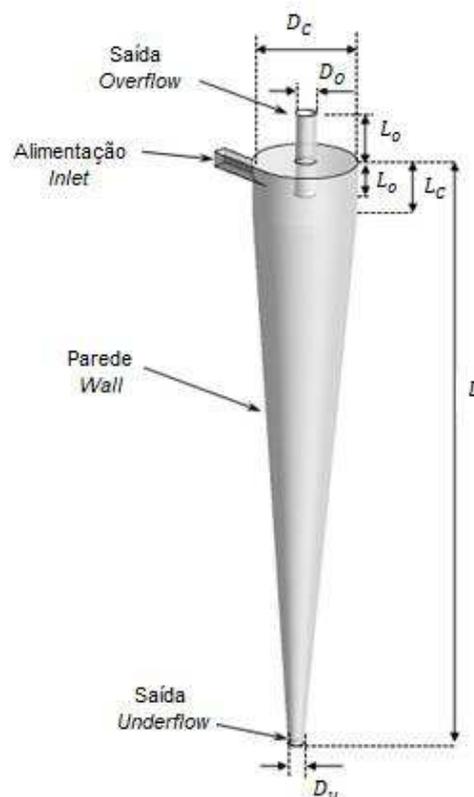
podendo ultrapassar o limite diário de 42 mg/L. Para que sejam atendidos os padrões ambientais de descarte e/ou as características necessárias para o reúso da água, o tratamento pode se tornar uma operação complexa e dependente de processos altamente eficientes.

Frente às exigências cada vez mais rigorosas, o enquadramento da água produzida constitui atualmente em um dos maiores desafios à perfeita adequação ambiental, e as tecnologias usualmente utilizadas para o tratamento da água produzida nem sempre são capazes de atingir os níveis requeridos de eficiência aplicando apenas uma única técnica, sendo necessário recorrer a dois ou mais sistemas de tratamentos em série (SOUZA, 2014).

## 2.2 HIDROCICLONES

O hidrociclone é um dispositivo constituído de uma seção cônica unida a uma seção cilíndrica, na qual está acoplado tangencialmente um duto retangular ou cilíndrico que alimenta o equipamento, conforme pode ser observado na Figura 1.

FIGURA 1 – REPRESENTAÇÃO DA GEOMETRIA DE UM HIDROCICLONE



FONTE: Farias et al. (2009).

Uma alimentação, dotada de energia e pressão é injetada tangencialmente no hidrociclone em alta velocidade para produzir um campo de grande força centrífuga. A alimentação se move para baixo na parede de forma rápida e gera um vórtice helicoidal descendente, que se estende além da extremidade inferior do *vortex finder*. No campo centrífugo, as partículas se movem, em relação ao fluido, no que diz respeito ao equilíbrio de forças centrífugas e de arraste, atuando sobre as partículas na direção radial, tal que a classificação ocorre. Quanto mais o fluido adentra na parte cônica do hidrociclone maiores são as componentes de velocidade do fluido (axial, radial e tangencial), visto que a seção disponível de escoamento vai se reduzindo. As partículas maiores ou mais pesadas se movem em direção à parede e são conduzidas para baixo, *underflow*. A fase que carrega as partículas menores e mais leves se aproxima da extremidade inferior do cone e inverte na direção axial em espiral para cima, deixando o hidrociclone através do *vortex finder*.

Graças ao *vortex finder*, as partículas são induzidas a fluir para baixo, guiadas pela parede externa. A coleta de partículas ocorre em um hidrociclone devido à atuação de forças decorrentes do movimento rotacional do fluido: empuxo (devido à diferença de densidade do fluido e partícula) e arraste (inerente ao escoamento envolvendo mais de uma fase). O balanço dessas forças determina a velocidade terminal da partícula, que depende da sua forma e de seu tamanho, bem como das propriedades do fluido. Quando uma partícula a ser separada tem densidade diferente daquela da fase líquida dispersa, ela adquire uma velocidade radial em relação ao líquido por causa das forças centrífugas. Desta forma, para partículas maiores, ou que possuam densidades mais elevadas que o fluido, esta velocidade radial é dirigida para fora, e, quando as centrífugas são fortes o bastante, as partículas atingem a parede do hidrociclone em seu caminho descendente a partir da entrada, sendo então separadas no *underflow*. Enquanto isso, as partículas menores não terão tempo para alcançar a parede, serão arrastadas para o vórtice interno e descarregadas no *overflow*.

Detalhes do princípio de funcionamento do hidrociclone são reportados na literatura por diversos autores (SVAROVSKY, 2000; HUSVEG et al., 2007).

Os hidrociclones estão entre os equipamentos mais utilizados no processo de separação, pois podem ser utilizados, tanto para suspensões diluídas quanto concentradas, e as partículas dispersas podem ser sólidas, líquidas ou bolhas de gás. Seu baixo custo operacional, alta capacidade de processamento, facilidade de

operação, pouco espaço físico necessário para a sua instalação e pequenas dimensões em relação aos outros equipamentos, torna-o economicamente viável no quesito custo/benefício. Além disso, apresenta a possibilidade de uso à pressões e temperaturas elevadas, sendo as condições de operação determinadas pelo material utilizado em sua construção. Possui como desvantagens a baixa eficiência para partículas menores que  $5\ \mu\text{m}$  e alta queda de pressão (LEAHY-DIOS E MEDRONHO, 2003; FARIAS et al., 2011).

Apesar de toda a sua simplicidade, os hidrociclones apresentam um complicado comportamento fluidodinâmico que precisa ser melhor entendido: presença de núcleo de ar, zonas de recirculação e de fluxo reverso, alta intensidade turbilhonar (relação entre momento angular e momento axial), entre outros (KRISHNA et al., 2010). Além disso, uma série de fatores, tais como: diferença de densidade entre as fases, tamanho de partículas, viscosidade e temperatura dos fluidos, influenciam consideravelmente o perfil de escoamento no interior do hidrociclone e, conseqüentemente, a eficiência no processo de separação (BARBOSA, 2011; SVAROVSKY, 2000).

### 2.2.1 Perfis de velocidade

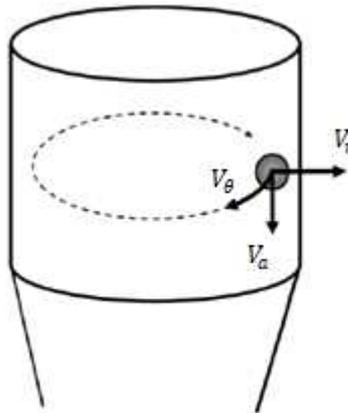
Os perfis de velocidade no interior de um hidrociclone são complexos devido ao escoamento altamente turbulento, mas são de grande importância para avaliar o bom funcionamento do equipamento. A velocidade pode ser representada por três componentes: velocidade tangencial, velocidade axial e velocidade radial. A Figura 2 ilustra esquematicamente as componentes do vetor velocidade em coordenadas cilíndricas.

Dentre as três componentes, a velocidade tangencial é de grande relevância, uma vez que, mantém a parede ausente de acúmulo de sólidos, é responsável pela geração das forças centrífugas e de cisalhamento atuantes em um hidrociclone enquanto as forças centrífugas, dependentes da posição axial e radial no hidrociclone, são diretamente responsáveis pela coleta de uma determinada partícula (ALMEIDA, 2008).

A velocidade tangencial tem uma relação direta com a pressão dentro do separador ciclônico. A pressão estática aumenta radialmente no hidrociclone devido

ao escoamento turbilhonar. Este efeito é determinado pela distribuição da velocidade tangencial no escoamento, e contribui para a maior queda total de pressão no hidrociclone em funcionamento. Como consequência, as distribuições de velocidade tangencial podem ser estimadas por meio de medidas de pressão estática radial. A velocidade tangencial aumenta a partir da parede com o decréscimo do raio, passando então, por um máximo, diminuindo na direção do núcleo central.

FIGURA 2 – REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DAS COMPONENTES DE VELOCIDADE DE UM HIDROCICLONE



FONTE: Adaptada de Bergstrom (2006).

Wang e Yu (2006) avaliaram a influência do comprimento da parte cilíndrica e cônica do hidrociclone no perfil da velocidade tangencial. Com os resultados obtidos observaram que o hidrociclone de menor parte cônica apresentava uma maior velocidade tangencial e comparando a parte cilíndrica, verificaram que a velocidade tangencial e a queda de pressão eram maiores para cilindro curto, quando comparados com o cilindro longo.

O perfil da velocidade axial em um hidrociclone, tanto na parte cônica quanto na cilíndrica, apresenta um fluxo descendente próximo à parede. Já na região central, o fluxo é ascendente. Slack et al. (2000) verificaram que, imediatamente antes do *vortex finder*, ocorre o pico da velocidade axial positiva e que o seu valor mínimo ocorre em regiões próximas ao *underflow*.

Quando comparada com as outras duas componentes de velocidade, a contribuição da velocidade radial é muito pequena e tem sido desprezada em alguns estudos. O perfil da velocidade radial no hidrociclone decresce com o decréscimo do raio e, próximo ao topo do hidrociclone, e acima da borda do *vortex finder*, há fortes

velocidades radiais em direção ao centro e à base do *vortex finder*. Chu e Chen (1993) verificaram que a velocidade radial atingiu um valor máximo próximo ao centro do ciclone, o estudo foi realizado usando partículas de estireno utilizando o método PDA (*Particles Dynamics Analyzer*).

### 2.2.2 Tipos de hidrociclones

Os hidrociclones podem ser agrupados em famílias. Uma família de hidrociclone consiste de um conjunto específico de separadores que mantêm entre si uma proporção constante e exclusiva de suas principais dimensões geométricas com o diâmetro da parte cilíndrica ( $D_C$ ) (VIEIRA, 2006). Essa proporcionalidade existente entre as dimensões geométricas é importante no processo de separação, pois está diretamente relacionada com a capacidade de separação destes equipamentos. A Figura 3 apresenta as principais dimensões de projeto para um hidrociclone convencional. A Tabela 1 apresenta as principais relações geométricas referentes a essas famílias de hidrociclones.

TABELA 1 – RAZÕES ENTRE AS PRINCIPAIS RELAÇÕES GEOMÉTRICAS PARA ALGUMAS FAMÍLIAS DE HIDROCICLONÉS CONHECIDAS

Família de Hidrociclones	$D_C$ (m)	Proporções Geométricas				
		$D_i/D_C$	$D_o/D_C$	$D_u/D_C$	$L/D_C$	$\theta$
Rietema	0,075	0,280	0,340	0,400	5,00	20°
Bradley	0,038	0,133	0,200	0,330	6,85	9°
Mosley	0,022	0,154	0,214	0,570	7,43	6°
Mosley	0,044	0,160	0,250	0,570	7,71	6°
Warman	0,076	0,290	0,200	0,310	4,00	15°
Hi-Klone	0,097	0,175	0,250	0,920	5,60	10°
RW 2515	0,125	0,200	0,320	0,800	6,24	15°
Demco	0,051	0,217	0,500	1,000	4,70	25°
Demco	0,102	0,244	0,313	0,833	3,90	20°

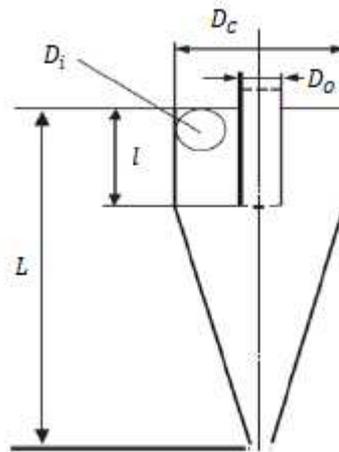
FONTE: Svarovsky (1984).

onde  $D_C$  é o diâmetro da região cilíndrica;  $D_i$  é o diâmetro do duto de alimentação;  $D_o$  é o diâmetro do duto do “*overflow*”;  $D_u$  é o comprimento do duto “*underflow*” no

interior do equipamento;  $L$  é o comprimento total do hidrociclone;  $\theta$  é o ângulo da região cônica.

De acordo com a necessidade de equipamentos com alto poder classificador (baseado no tamanho das partículas) ou com grande poder concentrador (baseado na concentração da suspensão de fundo) é empregado uma determinada família de hidrociclones em um processo.

FIGURA 3 – DESCRIÇÃO DAS IMPORTANTES DIMENSÕES PARA A CLASSIFICAÇÃO DE UMA FAMÍLIA DE HIDROCICLONES



FONTE: Adaptado de Svarovsky (1984).

### 2.2.3 Eficiência do hidrociclone em separação líquido-líquido

O avanço do poder computacional e modelagens numéricas e fenomenológicas, as simulações em CFD vem sendo utilizadas para prever o desempenho de hidrociclones assim como ajudar a entender, mais detalhadamente, o comportamento do escoamento. O conhecimento do escoamento de suspensão no interior de um hidrociclone é essencial para compreender a sua função e avaliar a trajetória das partículas, que por sua vez, está intimamente relacionado com a eficiência de separação.

Existem diversos parâmetros que influenciam o desempenho dos hidrociclones, que podem ser divididos em geométricos e operacionais. Na primeira classe estão: as dimensões do hidrociclone (diâmetro de entrada, corpos cilíndricos e cônicos, por exemplo) e na segunda classe estão às propriedades termo físicas dos fluidos e sólidos (peso específico dos sólidos, viscosidade do fluido na alimentação,

porcentagem de sólidos na alimentação, pressão de admissão e granulométrica do sólido) (SVAROVSKY, 1984).

Os principais parâmetros para avaliar a eficiência de separação em um hidrociclone são: eficiência total, razão de líquido, eficiência reduzida, além das curvas de distribuição de tamanhos.

A eficiência total ( $G$ ), também conhecida como eficiência de tamanho, é uma grandeza relacionada ao poder de separação do hidrociclone em relação a um tamanho específico de partícula e é tipificada com características de probabilidade. Essa eficiência aplicada a separação água/óleo, por exemplo, pode ser calculado como sendo a razão da vazão mássica de gotículas de óleo de um dado tamanho ( $d$ ) encontradas no *overflow*  $W_{go}(d)$  e a vazão mássica do óleo na alimentação  $W_g(d)$ , como definida na Equação (2. 1):

$$G(d) = 100 \times \frac{W_{go}(d)}{W_g(d)}. \quad (2. 1)$$

A razão de líquido  $R_L$  é um parâmetro que relaciona a vazão mássica de água coletada no *overflow* ( $W_{lo}$ ) e a vazão mássica de água alimentada no hidrociclone ( $W_l$ ).

$$R_L = \frac{W_{lo}(d)}{W_l(d)}. \quad (2. 2)$$

A eficiência de separação reduzida ( $G'$ ), por sua vez, considera apenas a quantidade de óleo coletado no *overflow* pelo efeito exclusivo do campo centrífugo do hidrociclone. Deste modo, a influência da divisão do fluxo (efeito T) é desconsiderada e subtraída da eficiência total, conforme Equação (2. 3):

$$G' = \frac{(G - R_L)}{(1 - R_L)}, \quad (2. 3)$$

onde  $G$  é a eficiência total e  $R_L$  a razão de líquido.

Husveg et al. (2007) analisaram o comportamento de um hidrociclone submetido a variações na vazão de alimentação, analisando a influência da fração de separação entre a vazão do *overflow* e da alimentação e a razão de queda de pressão que, durante o experimento foram mantidos constantes, além da eficiência de separação do equipamento. Verificou-se que, para um aumento na vazão de

alimentação a eficiência da separação caía ligeiramente devido à redução da queda de pressão, mas posteriormente, ao se atingir o estado estacionário, tornava-se maior que a inicial, como era esperado. Já quando a vazão de alimentação foi reduzida, foi verificado comportamento contrário. Com base nisso, observou-se que a maior eficiência de separação obtida ocorreu quando a vazão de alimentação foi máxima. Para uma variação senoidal na vazão de alimentação nenhum efeito global sobre a eficiência foi verificado, possivelmente porque os desvios positivos anularam os desvios negativos. A equação utilizada pelos autores para determinar a eficiência é dada por:

$$E = 1 - \left( \frac{K_u}{K_A} \right), \quad (2.4)$$

onde  $K_u$  e  $K_A$  são o fluxo de óleo no *underflow* e o fluxo da mistura na alimentação, respectivamente.

#### 2.2.4 O uso de hidrociclone no processo de separação água/óleo

Os hidrociclones vêm sendo utilizados industrialmente a mais de meio século, contudo, somente no início da década de 80, com o trabalho pioneiro de Colman e Thew (1980), é que estes separadores começaram a ser utilizados para separação de águas oleosas.

Heyes et al. (1985) estudaram o desempenho de hidrociclones com 35 mm e 60 mm de diâmetro da região cilíndrica, produzidos por BWM (Austrália), para separação de água oleosa em plataformas de petróleo. Os pesquisadores adotaram um hidrociclone com duas seções angulares, com uma única entrada circular e operando com quedas de pressão diferentes nas saídas. Foram conduzidos experimentos em cinco plataformas de petróleo. Para as condições de operação de três das cinco plataformas, foram obtidas concentrações menores que 30 ppm. Em uma delas, foram obtidas concentrações abaixo de 120 ppm com um arranjo em série. Porém, para todas essas, foram admitidas concentrações muito diluídas na entrada, menores que 700 ppm. Já na quinta plataforma, a concentração da entrada foi de 3700 ppm e a concentração de saída obtida foi de 60 ppm. Este último experimento foi conduzido com equipamentos em série.

Posteriormente, Meldrun (1987) aumentando o tamanho da entrada do equipamento de 35 mm de diâmetro da região cilíndrica também conduziu testes com os hidrociclones estudados por Heyes et al. (1985). Todos os experimentos operaram com quedas de pressão diferentes nas saídas. Para a operação do hidrociclone de 35 mm contendo 40 ppm, em média, na entrada, foram obtidas concentrações entre 5 e 10 ppm na saída diluída. Para os hidrociclones que operaram com a entrada maior houve grandes variações de concentração de óleo na saída de água. Porém, observa-se que, para os maiores valores de concentração na entrada deste hidrociclone (1,6%-8,3%), operando com uma razão de líquido entre 10% e 20%, foram obtidas concentrações de óleo na saída inferior menores que 10 ppm. Neste estudo também foram geradas curvas que relacionam a eficiência com a vazão e com a razão de líquido, e a pressão com a vazão.

Simões et al. (2003) utilizaram um hidrociclone para avaliar numericamente o processo de separação água/óleo/areia. Para areia com diâmetro de 250  $\mu\text{m}$ , os resultados mostraram uma eficiência de separação de 97% e para gotas de óleo com diâmetro de 100  $\mu\text{m}$ , 85%, evidenciando o elevado potencial de separação do ciclone estudado.

Farias et al. (2009) constataram em um estudo numérico, variando a velocidade de entrada em 20, 25 e 30 m/s e o diâmetro da gota de óleo 0,1; 1 e 10  $\mu\text{m}$ , no processo de separação água/óleo, que devido a ação dos campos de aceleração e a força de arraste exercida pelo fluido, o óleo migra para parte central do hidrociclone e a água tende a migrar para as paredes do equipamento.

Amini et al. (2011) consideraram a influência da geometria, do tamanho médio da partícula e da taxa de fluxo na eficiência do hidrociclone. No modelo proposto foi considerado que a concentração de gotas na direção radial não é uniforme no interior do hidrociclone, e assumido que não existe qualquer interação entre as gotículas de óleo. Os resultados obtidos mostraram, por meio da comparação entre dados experimentais e os resultados do modelo, que a nova modelagem matemática proposta, responde bem às mudanças feitas na geometria do hidrociclone e nas condições de operação, evidenciando que a eficiência de separação aumenta à medida que o diâmetro das partículas de óleo e a taxa de fluxo de entrada também aumentam.

Souza et al. (2011) avaliaram a influência da velocidade de entrada, do diâmetro da gota de óleo e da viscosidade dos fluidos (como função da temperatura e

independente da temperatura) num processo não isotérmico de separação água/óleo pesado. Os resultados obtidos mostraram que a eficiência de separação foi maior, aumentando a velocidade de entrada; quando a temperatura média do fluido no hidrociclone foi aumentada e para um maior tamanho das gotas de óleo. Observou-se ainda que, o aumento da temperatura do fluido através do plano yz do hidrociclone foi maior para o caso do diâmetro maior das gotículas de óleo, devido à maior capacidade de transferência de calor das gotículas de óleo.

No processo trifásico: água/óleo/areia, Farias et al. (2011) investigaram os efeitos da concentração de areia e do diâmetro do *vórtex finder*. Os resultados obtidos mostraram que a medida que o diâmetro do duto do *overflow* aumenta a eficiência de *underflow* diminui para todas as fases. Além disso, observou-se que o aumento da concentração de areia na entrada do hidrociclone proporcionou maior intensidade de momento angular na fase dispersa, contribuiu para a variação na queda de pressão do equipamento e para o aumento da eficiência geral do hidrociclone. Contudo, houve um aumento na quantidade de areia e água na saída de *overflow*.

Barbosa (2011), com o intuito de analisar os aspectos geométrico e hidrodinâmicos do hidrociclone, utilizou o modelo matemático baseado na abordagem Euleriana-Euleriana e avaliou a influência dos modelos de turbulência:  $k - \varepsilon$ , SST, RSM-SSG, RNG  $k - \varepsilon$  padrão e modificado, no processo de separação areia/água/gás de uma corrente de óleo. Em relação aos modelos de turbulência, constatou-se que os modelos RNG  $k - \varepsilon$  modificado e RSM apresentaram comportamentos equivalentes do escoamento no hidrociclone. Os resultados numéricos apresentaram boa concordância quando comparados aos resultados experimentais. Observou-se que o aumento da vazão da mistura na entrada proporcionou um aumento na eficiência de separação água/óleo, tal eficiência variou de 96% a 100%.

Diversos pesquisadores como Amini et al. (2011 e 2012), Farias et al. (2008 e 2009), Luna (2014), Luna e Farias Neto (2011), Silva e Farias Neto (2012), entre outros, têm desenvolvido trabalhos através de estudos experimentais e numéricos com o intuito de aumentar a eficiência de separação água/óleo utilizando hidrociclones, analisando a influência da geometria e variando alguns parâmetros operacionais. Os hidrociclones vêm apresentando resultados satisfatórios quando aplicados no tratamento de águas oleosas, o que tem permitido o uso desses equipamentos para lidar com teores crescentes de óleo. Contudo, verifica-se na

literatura a grande dificuldade de obtenção de dados experimentais para validar os modelos escolhidos. Pois, para isso é desejável dados de perfil de velocidade, distribuição granulométrica na entrada, eficiência granulométrica das partículas nas saídas, dados de razão de líquido, vazão da alimentação e pressão nas saídas.

### 2.2.5 Hidrociclones não convencionais

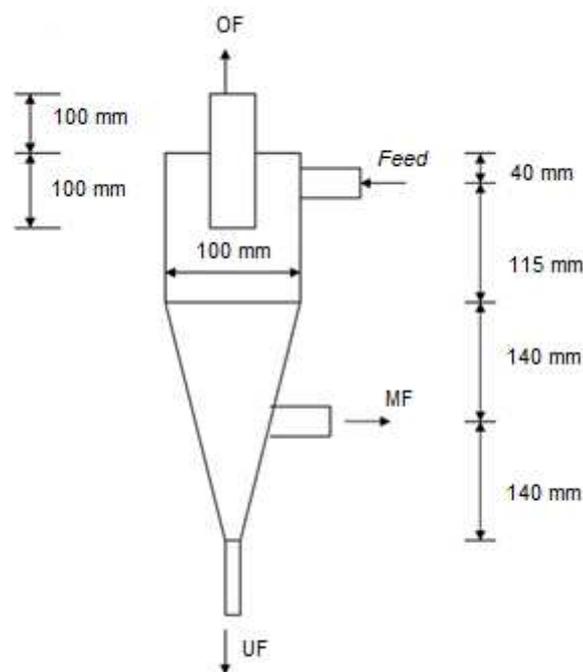
Segundo Svarovsky (1984), o primeiro registro de patente de um hidrociclone data de 1891. No entanto este equipamento começa a despertar o interesse da indústria somente em meados da década de 40. Inicialmente os hidrociclones foram utilizados no beneficiamento de minérios. Porém, atualmente este equipamento é empregado em diversos campos da indústria sempre que há a necessidade de um processo de separação de partículas dispersas em um líquido, e, devido ao grande potencial de aplicabilidade, nos últimos anos, têm-se buscado novos formatos para hidrociclones e diversas configurações vem sendo propostas, tendo em vista melhorias na eficiência de separação, como também diminuição dos gastos de confecção. Essas modificações, que alteram a geometria dos hidrociclones tradicionais ou agregam outra operação no processo de separação, são feitas pela criação de equipamentos não convencionais, muitas vezes com o intuito de atender necessidades individuais de cada processo industrial.

A literatura tem apresentado um grande número de trabalhos com várias configurações de hidrociclones, quase na sua totalidade das vezes com o objetivo de aumentar a eficiência ou diminuir a queda de pressão.

Ahmed et al. (2008), visando melhorar o desempenho do processo de separação sólido-líquido, projetou um hidrociclone constituído por uma entrada e três saídas. O mesmo consistia de um hidrociclone convencional modificado com uma terceira abertura na parte cônica ao longo do lado da abertura de alimentação, como apresentado na Figura 4. Desta forma eram produzidas três correntes de produtos: um *overflow* e duas de *underflow* (a abertura convencional e a abertura de fluxo mediano que classificavam de acordo com o tamanho das partículas). Vários ensaios, em escala piloto, foram realizados visando à coleta de dados sobre o desempenho operacional do mesmo. Estes experimentos foram realizados utilizando uma alimentação que possuía a água e partículas de quartzo. Ahmed et al. (2008) observaram que havia duas tendências na porcentagem do tamanho das partículas

coletadas. A corrente de *underflow* coletava partículas mais grosseiras que a corrente de *overflow*, que por sua vez, coletava partículas mais finas que a corrente de *underflow* mediana. Na outra situação, a corrente de *overflow* continuava a produzir partículas mais finas, porém eram produzidas duas correntes grosseiras de *underflow*. Assim concluíram que as características dos produtos dependiam, principalmente, dos tamanhos relativos das três aberturas.

FIGURA 4 – HIDROCICLONE TRÊS PRODUTOS

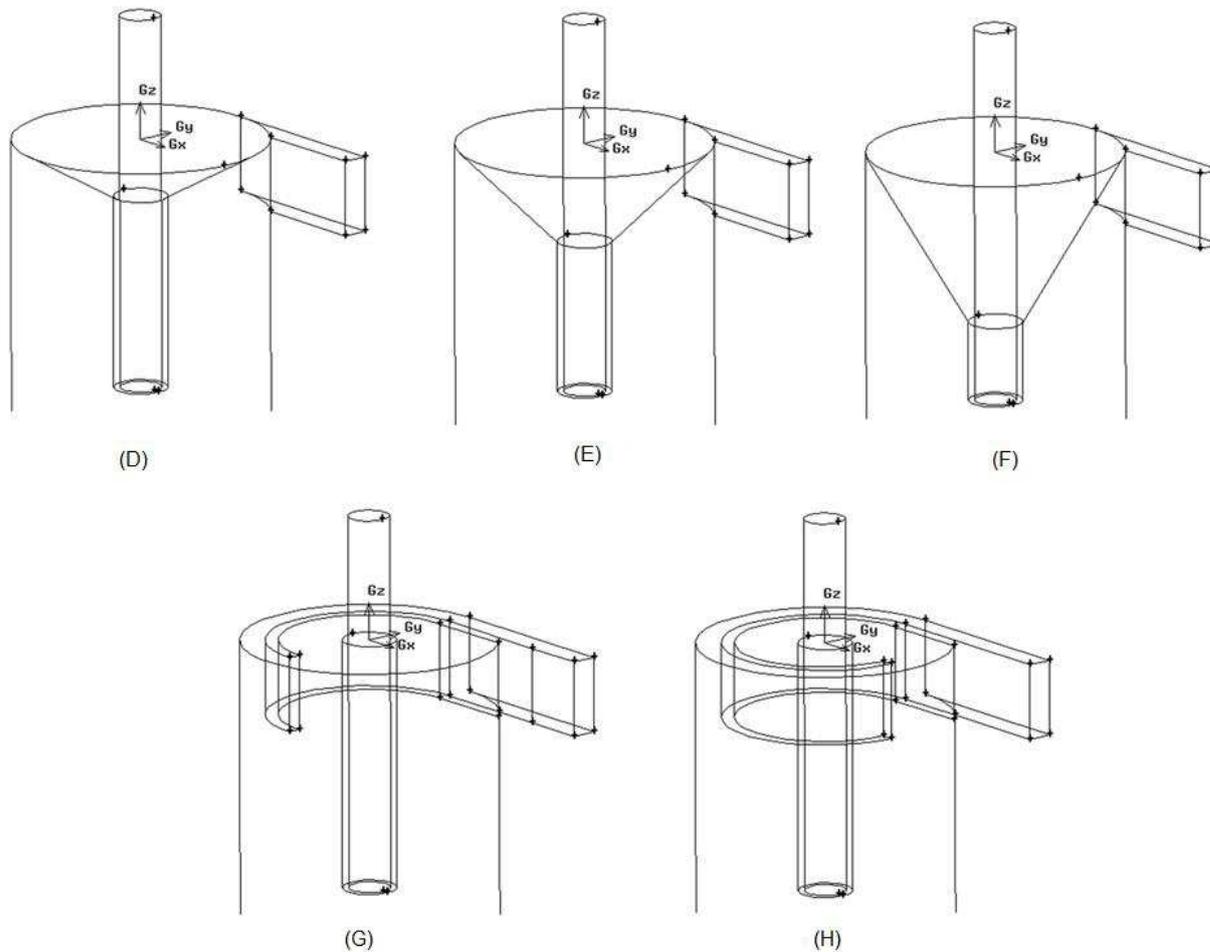


FONTE: Ahmed et al. (2008).

Hwang et al. (2012), tanto usando métodos experimentais como também fazendo uso do CFD, fizeram a inserção de um cone na parte cilíndrica, a fim de estudar o desempenho do hidrociclone. O mesmo grupo de pesquisadores (Hwang et al., 2013) propuseram a extensão do duto de alimentação utilizando um canal guia, conforme ilustrada na Figura 5. Fazendo uso do *software* FLUENT® foi analisado a distribuição de velocidades dos hidrociclones com um cone no topo. Nos tipos D, E, F, esta distribuição foi similar à do hidrociclone convencional. No entanto, a inserção do cone na parte superior pôde diminuir a área de baixa velocidade em torno da superfície externa “*vortex finder*” para reduzir a circulação de partículas finas. Assim sendo, a eficiência de separação pôde ser significativamente melhorada (HWANG et al., 2013). Nos tipos G e H as distribuições de velocidades foram semelhantes às do

tipo O, sendo que não foi observado nenhum efeito significativo do canal guia na distribuição de velocidade. A classificação das partículas não é eficaz pela instalação de um canal guia, uma vez que aumentou a eficiência de separação de partículas mais finas, porém diminuiu o rendimento de separação de partículas maiores do que 3 mm.

FIGURA 5 – DIFERENTES MODIFICAÇÕES NOS HIDROCICLONES: (D) 30° – CONE, (E) 45° – CONE, (F) 60° – CONE, (G) 180° – CANAL GUIA, (H) 270° – CANAL GUIA.



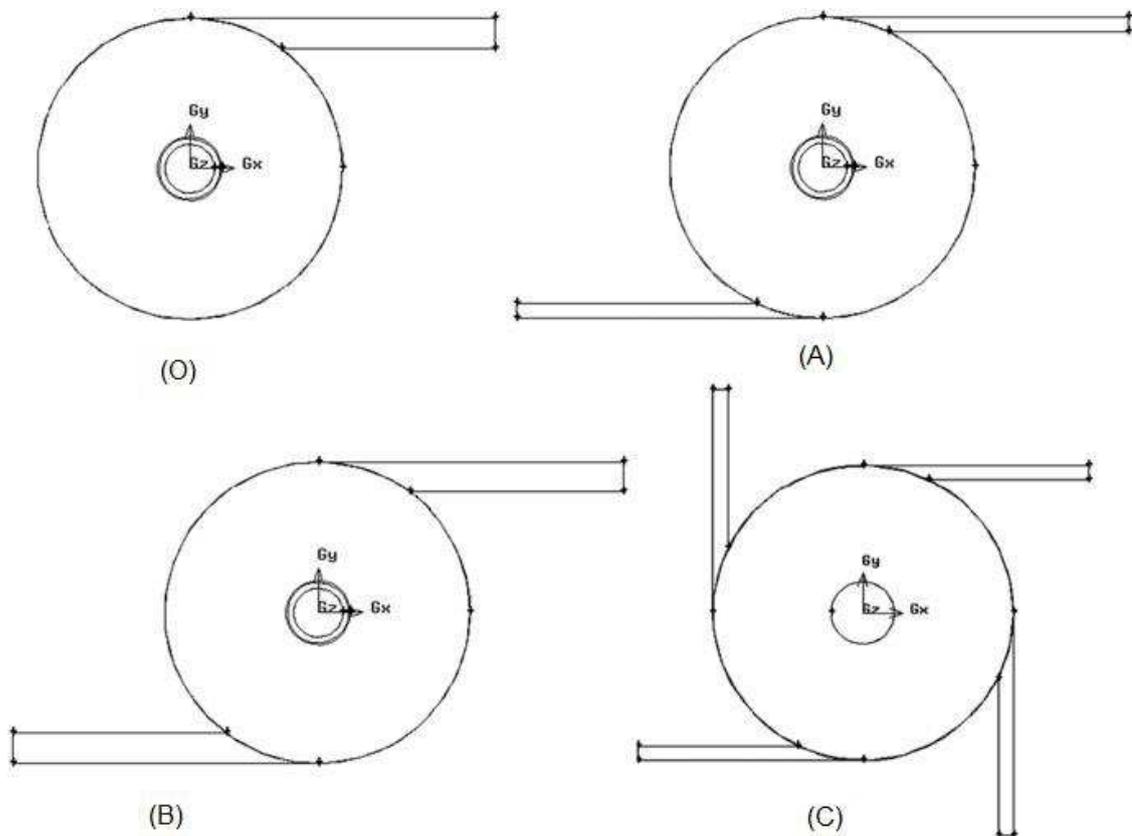
FONTE: Hwang et al. (2013).

Outro fator que tem sido alvo de várias indagações e pesquisas é a quantidade de tubos existentes na alimentação de hidrociclones, onde se deseja avaliar a influência em relação à eficiência de separação.

Hwang et al. (2013) estudaram, empregando a fluidodinâmica, o efeito da modificação da quantidade de dutos de alimentação em hidrociclone. Eles modificaram a quantidade das entradas no separador que, inicialmente possuía uma entrada simples e posteriormente múltiplas entradas, conforme a Figura 6,

observando se essas modificações alteravam de forma significativa o processo de separação. Todas as entradas propostas possuíam 6 mm de altura. O tipo C com quatro entradas de 1 mm de largura, os tipos A e B possuíam duas entradas com 1 e 2 mm de largura, respectivamente, e o tipo O com 2 mm de largura e uma única entrada. Com os resultados os autores perceberam que a mudança de uma entrada simples para múltiplas entradas afeta significativamente a performance do processo de separação, e que em alguns casos estudados melhora a sua eficiência.

FIGURA 6 – HIDROCICLONE COM MAIS DE UMA ENTRADA: (O) ORIGINAL; (A) DUAS ENTRADAS COM METADE DA LARGURA ORIGINAL; (B) DUPLA ENTRADA COM A MESMA LARGURA DE O; (C) QUATRO ENTRADAS COM METADE DA LARGURA ORIGINAL.



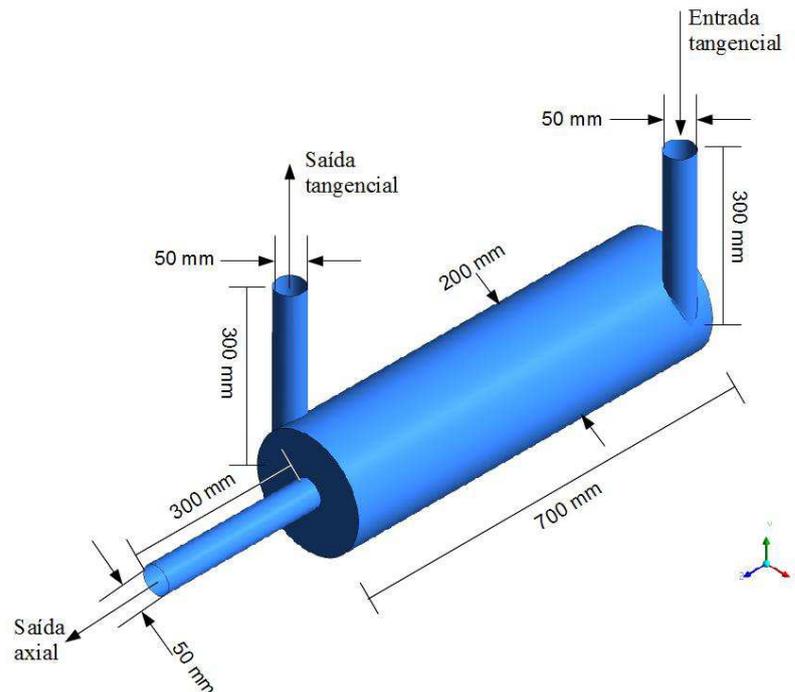
FONTE: Hwang et al. (2013).

### 2.2.6 Separador ciclônico

Luna e Farias Neto (2011), baseados nos conceitos do trabalho de Farias Neto (1997), propuseram uma concepção diferente para um hidrociclone, visando aumentar a intensidade turbilhonar. O equipamento proposto é formado por um corpo cilíndrico munido de uma entrada tangencial e duas saídas, uma tangencial e outra axial, o qual

denominaram separador ciclônico (Figura 7). Esse separador, conservava praticamente os mesmos princípios de funcionamento de um hidrociclone convencional. Foi verificado que o movimento turbilhonar proporcionou, juntamente com a diferença de densidade entre as fases, o surgimento de duas correntes em espiral, uma delas formando um núcleo de óleo no centro do dispositivo, que foi coletado por uma saída axial na extremidade oposta à entrada tangencial.

FIGURA 7 – REPRESENTAÇÃO DO SEPARADOR CICLÔNICO PROPOSTO POR LUNA E FARIAS NETO.

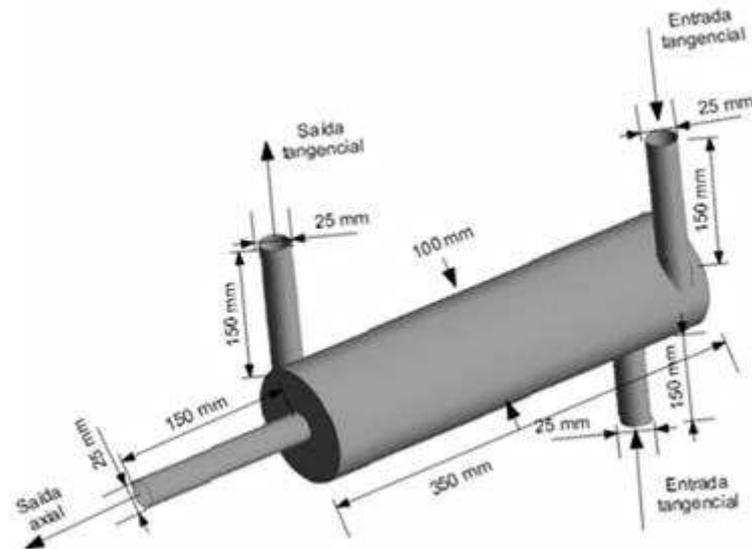


FONTE: Luna e Farias Neto (2011).

Mais tarde, Silva e Farias Neto (2012), visando aumentar a eficiência de separação água/óleo, propuseram modificações nas dimensões do separador ciclônico reduzindo o tamanho em 50% em relação ao tamanho do equipamento proposto por Luna e Farias Neto (2011) e introduziram uma segunda entrada tangencial, conforme pode ser observado na Figura 8. Ao comparar os resultados obtidos com os resultados de Luna e Farias Neto (2011) verificaram que a redução no tamanho do separador ciclônico não afetou de forma significativa o processo de separação água/óleo e observou-se uma melhora na eficiência no processo de separação água/óleo. Os resultados obtidos ratificaram o movimento turbilhonar com as duas correntes em espiral observados por Luna e Farias Neto (2011), porém com uma maior intensidade turbilhonar. No entanto, para as duas configurações (Figura 7

e Figura 8) observou-se uma zona de mistura nas proximidades da seção de entrada prejudicando o processo de separação água/óleo.

FIGURA 8 – REPRESENTAÇÃO DO SEPARADOR CICLÔNICO PROPOSTO POR SILVA E FARIAS NETO



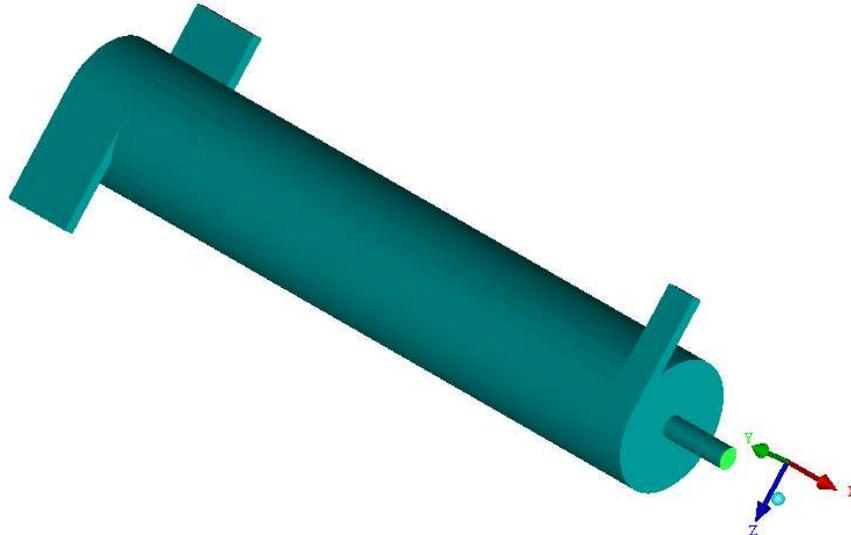
FONTE: Silva e Farias Neto (2012).

Honorato (2013), com o objetivo de eliminar a zona de mistura observada nos trabalhos de Luna e Farias Neto (2011) e de Silva e Farias Neto (2012), substituiu as entradas tangenciais e cilíndrica do separador ciclônico, por dutos retangulares, igualmente tangenciais, e inseriu um tubo perpendicular aos dutos de alimentação formando, assim, um espaço anular com o corpo cilíndrico do separador ciclônico. O domínio de estudo referente ao separador ciclônico foi constituído de uma secção cilíndrica de 80 cm de comprimento e 15 cm de diâmetro, munido de dois dutos de entrada com 8 cm de altura e 1,5 cm de largura posicionados simétrica e tangencialmente, conforme ilustrado na Figura 9. No lado oposto tem-se duas saídas, sendo uma posicionada no centro do cilindro e a outra tangencial. O duto tangencial possuía 2,5 cm de altura, 1,5 cm de largura e 3,5 cm de comprimento. Na proximidade da secção de alimentação foi introduzido um tubo com 8 cm de comprimento e 2,5 cm de diâmetro. Com o equipamento proposto, Honorato obteve uma eficiência de separação de 99,3%.

Luna (2014) propôs modificações significativas na geometria original (Figura 7) proposta por Luna e Farias Neto (2011). O separador ciclônico (Figura 10) é constituído de um cone principal munido de duas entradas tangenciais e duas saídas axiais de raios diferentes. Na secção cilíndrica, nas proximidades das entradas

tangenciais foi introduzido um tronco cônico, com o propósito de direcionar o fluxo de óleo para a saída axial.

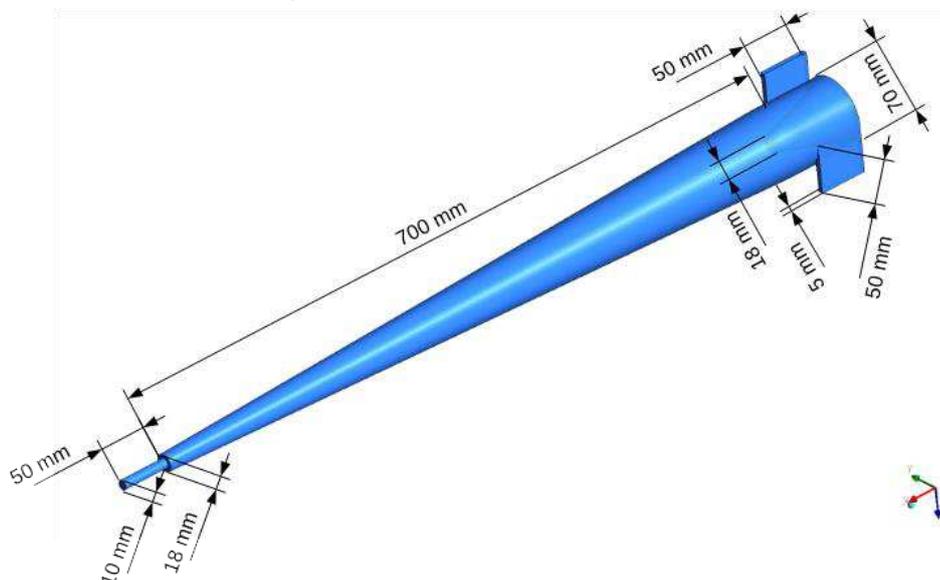
FIGURA 9 – REPRESENTAÇÃO DO SEPARADOR CICLÔNICO PROPOSTO POR HONORATO.



FONTE: Honorato (2013).

Luna (2014) avaliou a influência da vazão de alimentação e da concentração de óleo da mistura sobre a eficiência de separação água/ óleo. Os resultados obtidos mostraram que a maior eficiência de separação (99,5%) ocorreu para uma vazão de entrada de  $9 \text{ m}^3/\text{h}$  e para concentração de 5% de óleo. O aumento da vazão de alimentação da mistura acelerou a concentração de óleo na região central e proporcionou uma maior eficiência de separação água/óleo, semelhante a resultados de hidrociclones tradicionais apresentados na literatura.

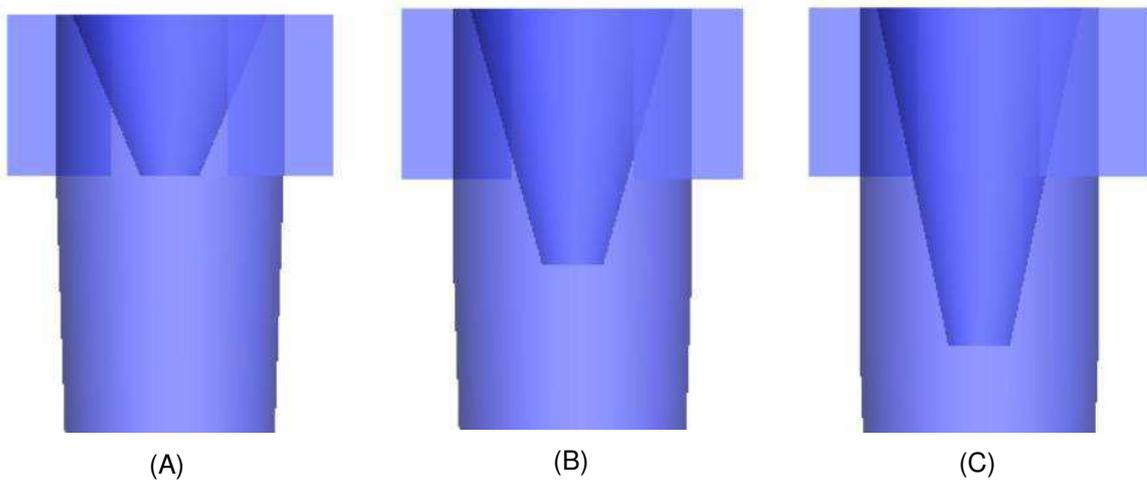
FIGURA 10 – REPRESENTAÇÃO DO SEPARADOR CICLÔNICO PROPOSTO POR LUNA.



FONTE: Luna (2014).

Zimmermann (2015) avaliou numericamente a influência das dimensões do tronco cônico posicionado perpendicularmente as entradas tangenciais do separador ciclônico no processo de separação gás/óleo. Foram estudados troncos cônicos de 50, 75 e 100 mm (Figura 11). O tronco de 75 mm apresentou os melhores resultados, no quesito separação, com 99,63% em relação à pureza do óleo. Em 2018, Zimmermann utilizou este equipamento no processo de separação chumbo/ar, o qual para uma velocidade de entrada de 10 m/s apresentou uma eficiência de separação do chumbo de 98,2%.

FIGURA 11 – REPRESENTAÇÃO DO SEPARADOR CICLÔNICO PORPOSTO POR ZIMMERMANN. TRONCO CÔNICO: (A) 50 MM; (B) 75 MM E (C) 100 MM.



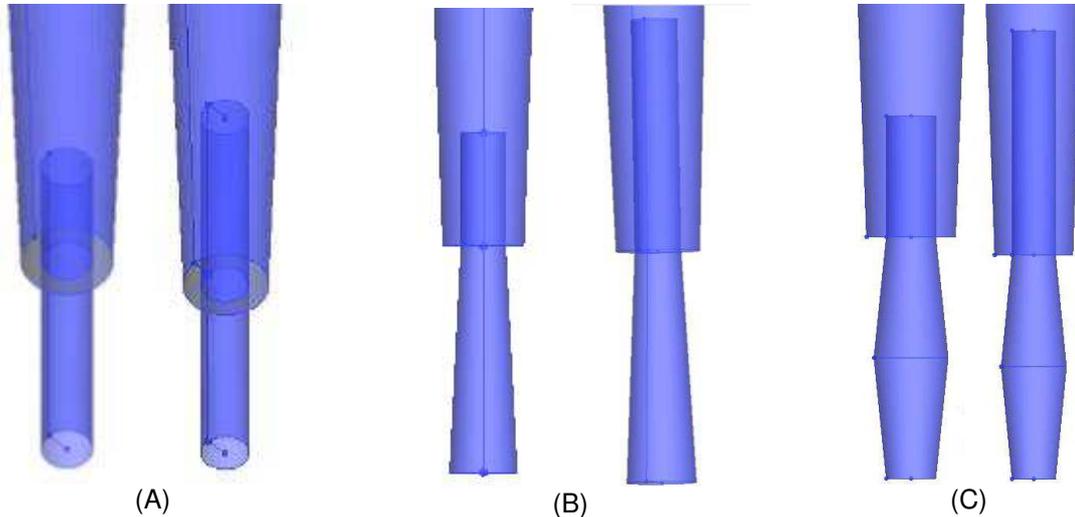
FONTE: Zimmermann (2015).

Zimmermann (2015) avaliou numericamente a influência da adição de um alongamento interno na saída de gás e dois novos tipos de saída, uma em forma de boca de sino e outra em forma de losango (Figura 12). Dentre as diferentes formas geométricas analisadas verificou-se que o separador ciclônico, com um alongamento do tubo de saída de gás, proporcionou uma maior pureza do óleo, atingindo uma pureza de 100% na saída de óleo.

A proposta da modificação do hidrociclone tradicional levou a diferentes desafios e curiosidades, em especial no que tange o tratamento de águas oleosas. Modelar e prever a distribuição de fases que ocorre no escoamento real no separador ciclônico é uma tarefa complexa, em especial pela escassez de publicações e de experimentos para que sejam feitas as comparações e validação dos resultados numéricos. No entanto, a ideia é obter uma forma geométrica que apresente um melhor comportamento das fases no interior do dispositivo e as melhores condições

teóricas do processo de tratamento de águas oleosas empregando a fluidodinâmica computacional.

FIGURA 12 – A LONGAMENTO INTERNO DE 25 MM E 50 MM COM A SAÍDA: (A) ORIGINAL; (B) TIPO BOCA DE SINO; (C) TIPO LOSANGO.



FONTE: Zimmermann (2015).

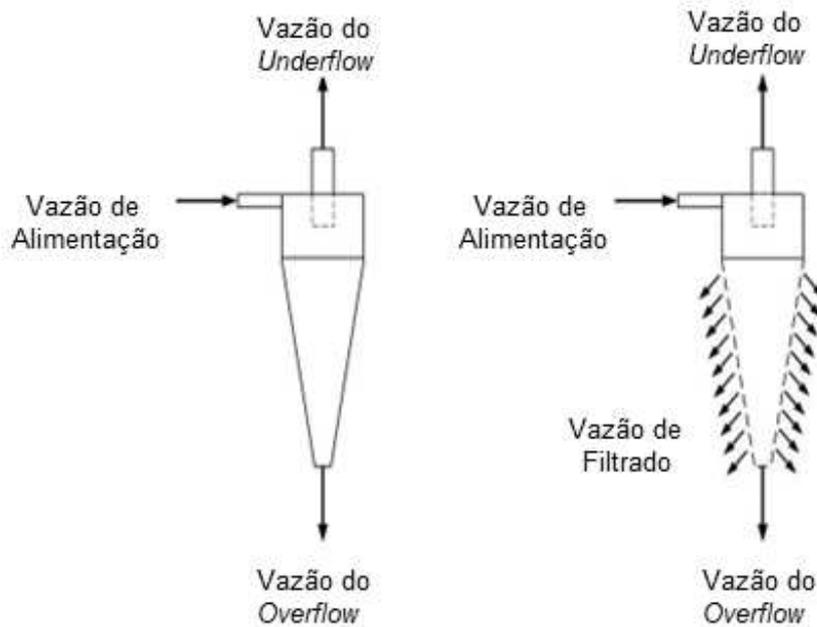
### 2.2.7 Hidrociclone filtrante

O hidrociclone filtrante foi patenteado pelo Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia em 1991, e foi desenvolvido com o intuito de melhorar o desempenho dos hidrociclones, reduzir custos operacionais e elevar o potencial de separação. O hidrociclone filtrante é semelhante ao equipamento convencional, diferenciado apenas na existência de uma corrente de filtrado, proveniente de uma parede cônica feita de material poroso, conforme pode ser observado na Figura 13, que apresenta um esquema descrevendo as correntes do hidrociclone convencional e de um hidrociclone filtrante.

Lanna et al. (1992) realizaram o primeiro estudo com hidrociclone filtrante, segundo a geometria de Bradley, com uma seção cilíndrica de 30 mm de diâmetro e diâmetros de *underflow* com 3, 4 e 5 mm. O equipamento proposto operou com uma queda de pressão variando entre 0,55 e 2,25 kgf/cm<sup>2</sup> e a região cônica foi construída de um tecido de nylon. O material particulado durante os experimentos foram o carbonato de cálcio e a sulfato de bário (barita). O objetivo proposto era estudar o desempenho, a eficiência total de separação e o diâmetro de corte em relação ao equipamento convencional. Foi verificado um acréscimo na vazão volumétrica de

alimentação, bem como na concentração de sólidos na corrente de *underflow* em relação ao convencional. Ainda notou-se, um decréscimo nos custos energéticos devido à queda do número de Euler. Contudo, houve uma diminuição na eficiência total e um aumento no diâmetro de corte reduzido.

FIGURA 13 – ESQUEMA DE UM HIDROCICLONE CONVENCIONAL E UM HIDROCICLONE FILTRANTE



FONTE: Adpatado de Salvador (2013).

Vieira e Barrozo (1997) introduziram o meio filtrante, um tecido de polipropileno, na seção cônica, e utilizaram as mesmas condições operacionais de Lanna et al. (1992). O material particulado utilizado foi a barita. Observaram que o hidrociclone com meio filtrante de polipropileno apresentou resultados semelhantes àqueles com meio filtrante de nylon, se comparado ao convencional, diferindo apenas na ordem de grandeza. Os resultados obtidos por Lanna et al. (1992) e Vieira e Barrozo (1997) são válidos apenas com cones filtrantes do material específico proposto e não são válidos para outros hidrociclones de Brandley, devido ao fato de que não foi considerado a resistência do meio filtrante.

Souza (1999) propôs uma formulação para as equações de projeto do hidrociclone filtrante acrescentando as variáveis relacionadas a filtração, resistência do meio filtrante e resistividade da torta. Como não havia a formação de torta no interior do hidrociclone, devido às altas forças cisalhantes na parede do equipamento, a resistividade da torta mostrou-se irrelevante no processo.

Souza (1999), após grande esforço experimental, obteve as equações que previam a performance dos hidrociclones filtrantes segundo a geometria Brandley. Nas mesmas condições operacionais do hidrociclone convencional, o hidrociclone da família de Brandley apresentou acréscimo na vazão volumétrica, esse acréscimo era inversamente proporcional a resistência do meio filtrante. A medida que a resistência do meio filtrante aumentava, a razão de líquido também sofria acréscimos. Devido ao fato de que a corrente de filtrado pode interferir nos perfis de vórtices internos e externos, gerados pela turbulência através da modificação nas relações entre os volumes das correntes de *overflow* e *underflow* que compõem esses vórtices. Assim, para um meio filtrante de baixa resistência esse efeito seria mais intenso, direcionando um maior volume da suspensão da corrente de *overflow*. Consequentemente, haveria uma diminuição no valor da razão de líquido, pois um volume de suspensão menor, deixaria o hidrociclone pelo orifício *underflow*.

Vieira (2001) avaliou hidrociclones da família de Rietema com três cones filtrantes de diferentes resistências de filtração, construídos de bronze sinterizado e material particulado utilizado no experimento pirocloro, com o objetivo de verificar a influência do meio filtrante nesta geometria. Foi verificado que as razões de líquido para o hidrociclone filtrante sofreram um aumento em relação ao hidrociclone convencional da família Rietema, gerando correntes de *underflow* mais diluídas. Considerando as mesmas condições de vazão volumétrica de um hidrociclone convencional, os hidrociclones de Rietema apresentaram um aumento na razão de líquido e assim valores menores para o diâmetro de corte reduzido e, por consequência, um aumento na eficiência total.

Vieira (2006) dando continuidade aos estudos com hidrociclones filtrantes, objetivou encontrar as dimensões geométricas e condições operacionais ótimas, nas quais os hidrociclones filtrantes apresentassem uma máxima eficiência de classificação (diminuição do diâmetro de corte) associada a um custo energético mínimo (baixos números de Euler). Para tanto, realizou um estudo no qual as relações geométricas empregadas alcançassem toda faixa de famílias de hidrociclones utilizadas comercialmente.

Almeida (2008) dando continuidade ao trabalho de Vieira (2006) realizou um estudo experimental da influência do diâmetro de *underflow* e do comprimento do *vortex finder* na performance do hidrociclone filtrante (HF11) proposto por Vieira (2006). Além disso, para melhor compreender o escoamento interno, realizou estudos

na fluidodinâmica computacional. Os resultados obtidos experimentalmente e via CFD mostraram que a filtração foi um fenômeno benéfico para a separação, independente dos diâmetros de *underflow* e do comprimento do *vortex finder*. O número de Euler da configuração filtrante foi inferior ao apresentado na configuração convencional e os diâmetros de corte obtidos para o hidrociclone filtrante foram menores do que para o convencional, refletindo assim em maiores eficiências de separação.

Vieira et al. (2012) utilizaram técnicas experimentais e simulação fluidodinâmica computacional e analisou o diâmetro de alimentação, o diâmetro de *overflow*, o comprimento total do hidrociclone e o ângulo do tronco do cone. Foi verificado que um incremento no diâmetro de alimentação de um hidrociclone filtrante proporcionou um acréscimo na capacidade volumétrica do equipamento, e, portanto, uma menor energia foi necessária para o bombeamento da suspensão. Um incremento no diâmetro de *overflow* gerou um acréscimo na capacidade volumétrica de alimentação e diminuiu a eficiência total. A diminuição do ângulo do tronco do cone favoreceu a eficiência total em virtude das maiores razões de líquidos e menores velocidades radiais. Por fim, um aumento no comprimento do hidrociclone filtrante influenciou apenas na capacidade de processamento do equipamento, já que numa mesma queda de pressão, o hidrociclone filtrante foi capaz de processar volumes mais expressivos de suspensões, requerendo assim, menos energia de bombeamento.

Façanha (2012) avaliou o posicionamento do meio filtrante em seções distintas no hidrociclone, investigou a mudança da parede filtrante da seção cônica para a seção cilíndrica. Foi observado um decréscimo do número de Euler tanto no cilindro-filtrante como no cônico-filtrante em relação ao hidrociclone convencional. O desempenho do hidrociclone cilindro-filtrante foi alterado significativamente de acordo com a permeabilidade empregada. A partir dos dados experimentais, o autor observou que o número de Euler, a razão de líquido, a eficiência total reduzida e o diâmetro de corte reduzido não decaíram nem aumentaram de forma indefinida com o acréscimo da permeabilidade do cilindro.

Façanha (2012) concluiu que, nas condições operacionais utilizadas, a escolha da posição da matriz porosa depende do interesse do usuário e do tipo do material particulado. O hidrociclone cone-filtrante é mais indicado quando se faz uso de partículas mais finas, pois melhora a eficiência de separação e reduz simultaneamente os custos energéticos. Para materiais particulados mais grossos, o hidrociclone

cilíndrico-filtrante é mais vantajoso, pois é capaz de processar um volume maior de suspensão, ao mesmo tempo que mantém o desempenho de separação.

Salvador (2013) com o intuito de dar continuidade aos estudos de Vieira (2006), incorporou ao hidrociclone filtrante, de maneira simultânea um cilindro e um cone filtrante, a fim de avaliar a influência que distintas permeabilidades e o efeito do diâmetro de *underflow* teriam no desempenho dos separadores. Além disso, comparou o desempenho do hidrociclone com paredes totalmente porosas com aqueles oriundos de situações em que apenas se empregava o cone ou o cilindro permeável ou todas as paredes maciças. Após os estudos experimentais, constatou-se que o aumento do diâmetro do orifício do *underflow* provocou aumento na vazão de alimentação, provocou um decréscimo no número de Euler e apresentaram maiores eficiências totais de separação, tanto no hidrociclone convencional quanto nos hidrociclones filtrantes. Em relação a influência da permeabilidade, foi constatado que a vazão de alimentação diminuiu com o incremento da permeabilidade, o número de Euler sofreu acréscimo e houve uma queda na vazão de líquido dos hidrociclones filtrantes. Contudo, a permeabilidade do meio poroso não provocou modificações significativas na eficiência total. Com relação a influência do posicionamento do meio filtrante foi constatado que em mesmas condições operacionais, a filtração associada à operação de hidrociclonagem foi capaz de modificar o desempenho do hidrociclone convencional. Nas três modalidades de hidrociclones filtrantes, a retirada do filtrado fez com que os equipamentos, tivessem acréscimos em suas razões de líquido, em relação ao hidrociclone convencional.

Cavalcante (2017) avaliou, através de um estudo fluidodinâmico, o processo de separação água/partícula sólida em um hidrociclone com a parede cilíndrica filtrante. Na análise do efeito de alguns parâmetros operacionais (pressão, velocidade de alimentação) sobre o processo de separação, observou que, sobre as mesmas condições operacionais, o hidrociclone convencional apresentou maiores gradientes de pressão nas proximidades das paredes cilíndricas e mostrou-se mais eficiente, quando comparado ao hidrociclone filtrante. Além disso, ao analisar o aumento da permeabilidade, constatou que o número de Euler foi aumentado o que ocasionou numa diminuição das componentes da velocidade no interior do equipamento e um aumento da vazão volumétrica de filtrado.

Nesse contexto, observa-se alguns estudos de hidrociclones filtrantes de forma experimental, não sendo reportado na literatura, de forma significativa, estudos

numéricos. Ainda há diversas possibilidades de estudos do comportamento dos hidrociclones e acredita-se que os estudos numéricos podem dar suporte para possibilitar a potencialização, cada vez mais, destes equipamentos separadores.

## 2.3 MEMBRANAS

As membranas podem ser descritas como uma barreira que separa duas fases e que restringe, total ou parcialmente, o transporte de uma ou várias espécies químicas presentes nas fases (HABERT et al., 1997).

O campo de aplicações de membranas é bastante vasto, podendo ser utilizadas para separar componentes de correntes líquidas e também de correntes gasosas no tratamento de águas industriais, efluentes, reúso, potabilização de água do mar, dessalinização de água. Além disso, há diversas outras aplicações em outros segmentos, tais como: biotecnologia e farmácia, indústria alimentícia e de bebidas, hemodiálise, purificação de ar, entre outros.

As membranas podem ser classificadas em dois grandes grupos: porosas ou densas. As membranas porosas possuem espaços vazios ao longo da sua seção transversal, enquanto as densas são formadas por um filme denso, no qual o transporte ocorre pelos espaços inter segmentais da matriz polimérica que forma a membrana.

A porosidade definirá a capacidade de separação dos componentes a serem retidos conforme o seu tamanho, podendo assumir várias configurações e módulos, dependendo das características dos componentes a serem utilizadas no processo. Para cada categoria de membrana porosa, existe um diâmetro médio de poros pré-estabelecido. Na microfiltração (MF) esse diâmetro encontra-se entre 0,1 e 10  $\mu\text{m}$ , para ultrafiltração deve apresentar diâmetro médio entre 0,001 e 0,1  $\mu\text{m}$ . Já para membranas de nanofiltração esse valor está compreendido entre 0,0005 e 0,002  $\mu\text{m}$ ; sendo uma função da morfologia e tamanho das partículas (TAKETA et al., 2009). As membranas ainda podem ser classificadas quanto a sua estrutura, em isotrópica (ou simétrica) quando a membrana apresenta uma morfologia homogênea ao longo de sua estrutura ou anisotrópicas (ou assimétricas) quando a morfologia é heterogênea.

Quanto ao formato da membrana, as principais formas de classificação são: formato plano, espiral, tubulares e fibra oca.

Outra forma de classificação das membranas é quanto ao material de fabricação, as quais podem ser sintetizadas de diversos materiais, de acordo com sua finalidade, podendo ser orgânicas ou inorgânicas.

Dos orgânicos, os principais materiais utilizados são os poliméricos. As membranas poliméricas são caracterizadas por sua versatilidade em se obter diferentes morfologias e de apresentarem baixo custo de produção. Apresentando inúmeras aplicações baseadas nas características do material utilizado para sua fabricação. Contudo, existem poucos polímeros comerciais que podem ser aplicados na confecção de membranas, surgindo à necessidade, em diversos casos, de modificação ou combinação de polímeros para obtenção de material adequado para confecção de uma membrana.

Leite et al. (2009) relatam uma crescente utilização das membranas de segunda geração, produzidas a partir de polímeros sintéticos (como por polieterimida), por apresentarem resistência química e térmica elevada, possuindo também resistência a compostos clorados. Em contrapartida, a sua baixa resistência à compactação mecânica podendo ser utilizadas apenas com solventes não aquosos. Contudo, para que as membranas poliméricas possam ser empregadas, as mesmas devem possuir propriedades especiais, cuja relação como as estruturas molecular e morfológica do polímero deve ser devidamente conhecida para o bom desenvolvimento reacional da membrana.

Entre os materiais inorgânicos, um dos principais utilizados é a cerâmica. As membranas cerâmicas são compostas por um ou mais materiais cerâmicos diferentes, entre os quais se destacam  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{TiO}_2$ ,  $\text{ZrO}_2$ ,  $\text{SiO}_2$  ou a combinação deles (LI, 2007). Esse tipo de membrana geralmente apresenta um suporte macro poroso, uma ou duas camadas intermediárias contendo mesoporos e uma camada ativa microporosa ou densa na superfície. A camada inferior tem a função de suporte mecânico, enquanto que as camadas intermediárias são responsáveis pela transição entre a diferença de tamanho de poros do suporte e da camada superficial na qual ocorre a separação (LI, 2007).

Existe uma grande variedade de configurações de membranas cerâmicas disponíveis, que podem ser classificadas em dois tipos principais: plana, fabricada em formato de disco ou folha plana, e cilíndrica. A escolha do tipo de membrana depende da aplicação, bem como dos requisitos de operação e das condições da alimentação (LI, 2007).

As membranas cerâmicas apresentam vantagens em relação às poliméricas, no que se refere:

- A sua inércia química;
- Estabilidade biológica;
- Resistência a altas temperatura (as temperaturas das membranas cerâmicas podem ser elevadas até 800°C, enquanto que as membranas poliméricas podem ter estabilidade térmica nas temperaturas entre 100 e 300° C) e pressão.
- Facilidade de limpeza.

Zhu et al. (2016) também ressaltam algumas vantagens da utilização de membranas cerâmicas no processo de tratamento de águas oleosas. Os autores relatam que as membranas cerâmicas apresentam diversos benefícios quando comparadas as membranas poliméricas, devido ao seu desempenho mecânico e regeneração facilitada. Além disso, se sobressaem no tratamento de emulsões de pequenos diâmetros, quando comparadas com outras técnicas de tratamento, tais como sedimentação por gravidade, adsorção e flotação.

Segundo Cui et al. (2008), as membranas cerâmicas de microfiltração, comumente utilizadas nos processos de tratamento de águas oleosas possui normalmente tamanhos de poros que variam de 0,2  $\mu\text{m}$ -0,8  $\mu\text{m}$ , podendo ser preparadas por qualquer método de sintetização de partículas ou processo sol-gel, bastante difundido na literatura e tem como vantagem a flexibilidade na síntese, uniformidade no tamanho dos poros e ótima reprodutividade.

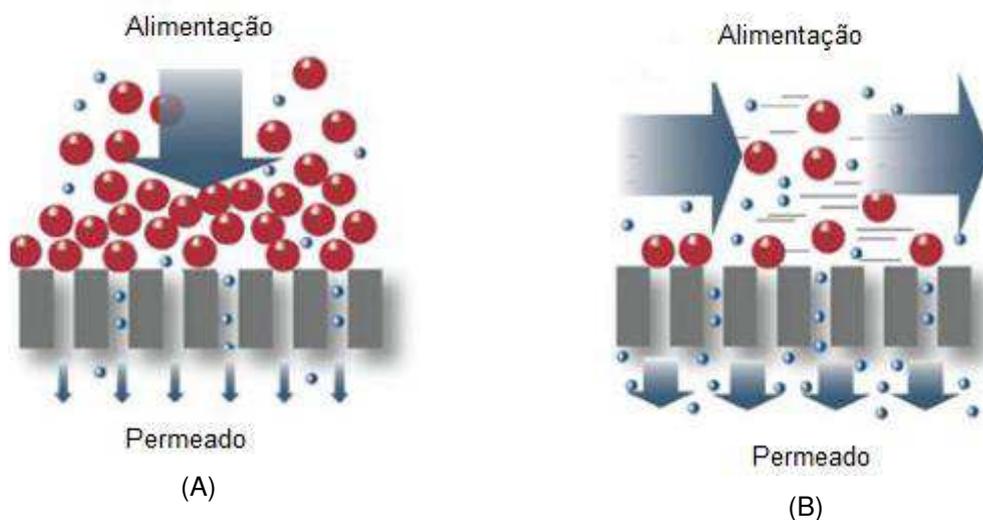
### 2.3.1 Separação por membranas

O processo de separação por membranas utiliza do princípio da filtração para separar sólidos imiscíveis e solutos que se encontram dissolvidos, atuando como uma barreira seletiva, permitindo a passagem de determinados componentes enquanto impede a passagem de outros. Nesse processo de separação, a corrente de alimentação é dividida em duas correntes: o concentrado, corrente que contém os contaminantes inicialmente presentes na corrente de alimentação, e o permeado ou purificado, fração de líquido que passou através da membrana.

Freeman (2012) descreve que o transporte de matéria através de uma membrana é determinado por diversos fatores, como a estrutura da membrana, o tamanho do componente a ser transportado e sua natureza química, e ainda a força motriz do processo. Essa força motriz pode ser: uma diferença de potencial elétrico, na eletrodialise; um gradiente de concentração, utilizado na diálise, que ocorre quando existe um gradiente de concentração entre duas fases de uma membrana semipermeável; E nos processos de microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose inversa esse gradiente pode ser um gradiente de pressão.

O escoamento através da membrana pode ocorrer de maneira convencional (*dead-end*) ou o escoamento pode ser de maneira tangencial também conhecido como fluxo cruzado (*cross-flow*), dependendo das características do fluido a ser permeado. O modo de operação pode influenciar na redução de acúmulo do soluto. A Figura 14 apresenta um esquema destes dois tipos de operação de processos com membranas.

FIGURA 14 – ESQUEMA DE FILTRAÇÃO: (A) CONVENCIONAL; (B) TANGENCIAL.



FONTE: Adaptada de Spectrum (2016).

Na filtração convencional, o permeado passa através da membrana de forma frontal e a concentração na superfície da mesma aumenta com o tempo, formando uma torta que diminui o fluxo permeado. Durante este processo, ocorrem condições favoráveis ao entupimento da membrana, devido à acumulação dos solutos rejeitados que conduzem à formação de uma camada concentrada e que acaba por oferecer uma resistência adicional à transferência de massa. Este fenômeno designa-se por polarização de concentração (FARRELL, 2008).

Na filtração tangencial, a solução a ser filtrada é escoada paralelamente à parede da membrana e o acúmulo de soluto na superfície é reduzido, fazendo com que seja possível obter um fluxo constante ao longo do tempo (HABERT et al., 1997).

Koltuniewicz et al. (1995) estudaram os métodos de operação (“*dead-end*” e “*cross-flow*”) na microfiltração de emulsão Óleo/Água (O/A) e concluíram que diferenças significativas entre os modos de operação se dão para número de Reynolds maior que 2.300, para o qual o aumento da velocidade tangencial reduz a espessura da camada limite, reduzindo, assim, sua resistência e os problemas com incrustações.

Segundo Baker (2004), dois mecanismos são usados para descrever o transporte de massa de permeantes através da membrana:

- Sorção-difusão: Admite que a separação dos componentes ocorre devido a uma diferença quantitativa de solubilização dos componentes na matriz da membrana e pela diferença na difusividade de cada permeante. Esse mecanismo é utilizado para descrever o comportamento de membranas densas em osmose inversa, permeação de gases e pervaporação;
- Escoamento em poros: considera que o permeado é transportado em um fluxo convectivo induzido por pressão através dos poros. Admite uma separação por tamanho de permeantes, resistências à fricção nas paredes dos poros e, ainda, a atuação de cargas elétricas. Esse mecanismo se aplica às membranas de microfiltração, ultrafiltração e nanofiltração.

Embora recentes, os processos de separação com membranas têm encontrado um rápido desenvolvimento. A principal característica desses processos está relacionada ao fato da maioria das separações ocorrerem sem mudança de fase, sendo, portanto, energeticamente mais vantajosos, quando comparadas com os processos térmicos tradicionais. Por apresentar alta eficiência, as membranas podem competir com outras tecnologias complexas para o tratamento da água, aplicada a baixos diâmetros de partículas e teor de óleo, porém com vazões superiores a 150 m<sup>3</sup>/h.

Pak et al. (2008) relatam que a eficiência de separação e viabilidade econômica, em processos que utilizam membranas no tratamento de águas residuais, dependem do custo, da energia de operação, do fluxo de permeado e da vida útil da membrana.

### 2.3.2 Caracterização dos processos de separação por membranas

A caracterização dos processos de separação por membrana pode ser obtida pelo desempenho de dois parâmetros:

- i. O fluxo ou taxa de permeado: que pode ser obtido em termos de vazão volumétrica, mássica ou molar do permeado, por unidade de área da membrana;
- ii. A capacidade seletiva da membrana ou retenção: que pode ser definida de várias formas, dependendo do tipo de processo aplicado.

Nos processos que utilizam o gradiente de pressão como força motriz, a seletividade de uma espécie é medida pelo coeficiente de rejeição ( $R$ ), que é definido pela relação entre as concentrações da espécie nas correntes de permeado ( $C_P$ ) e alimentação ( $C_A$ ), expresso por:

$$R = \left(1 - \frac{C_P}{C_A}\right). \quad (2.5)$$

Quando o valor de rejeição é nulo, isto é  $R = 0$ , significa que a concentração da espécie em questão é igual nas correntes de alimentação e permeado ( $C_A = C_P$ ) e, por este motivo, a membrana não apresenta seletividade na separação das espécies desejadas. Por outro lado, se o valor de  $R = 1$  significa que a concentração da espécie na corrente do permeado é muito menor comparada com a alimentação, isto é, a membrana foi capaz de reter totalmente a espécie de interesse (SILVA, 2010).

### 2.3.3 Redução do fluxo de permeado

Uma das maiores limitações na aplicação dos processos de separação por membranas está ligado a diversos fenômenos que ocorrem durante a operação. Estes fenômenos são: i) Polarização por Concentração; ii) Incrustação (ou *Fouling*), que estão diretamente relacionados com a diminuição e a qualidade do fluxo de permeação.

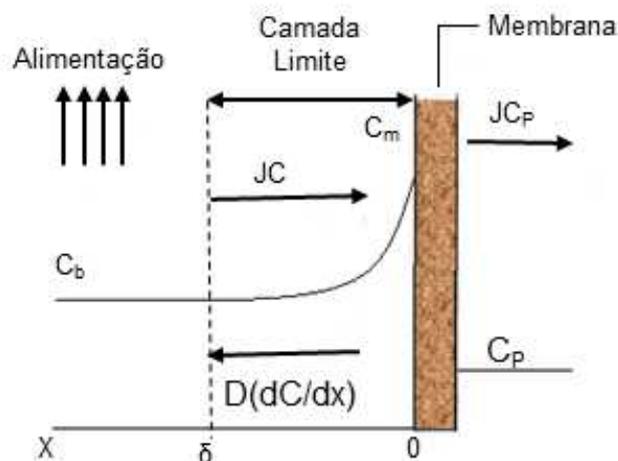
- Polarização por Concentração:

A polarização por concentração é um fenômeno intrínseco a todos os processos de separação por membranas, cuja seletividade origina um aumento de concentração do componente retido próximo à superfície da membrana (CHEW et al., 2015; CUNHA 2014; LIN et al., 2010) e aumenta a possibilidade de precipitação dos solutos sobre a superfície da membrana. Tal fenômeno consiste na formação de um gradiente de concentração na camada de solução imediatamente adjacente à superfície da membrana. No lado da alimentação ocorre um aumento na concentração do componente retido. A situação oposta ocorre no lado do permeado. (LI et al., 2013; LIN et al., 2010).

A polarização por concentração é considerada um fenômeno reversível e pode ser controlado por várias formas, como melhorar as condições hidrodinâmicas do sistema, pelo aumento da velocidade da corrente de alimentação, do borbulhamento de gases, para aumentar a agitação ou do aumento da temperatura da solução. O aumento da pressão ou do fluxo permeado tende a aumentar a polarização de concentração (LIN et al., 2010).

A Figura 15 é uma representação do fenômeno de polarização por concentração. Sua formação pode ser descrita pela teoria do filme, onde os mecanismos de transferência de massa em processos de microfiltração e ultrafiltração são baseados em três fluxos: o fluxo convectivo em direção à membrana ( $J_C$ ), o fluxo do soluto através da membrana ( $J_{C_p}$ ) e o fluxo difusivo da membrana para a solução ( $D \frac{dc}{dx}$ ) de acordo com a lei de Fick (MULDER, 1996; CUNHA, 2014).

FIGURA 15 – POLARIZAÇÃO POR CONCENTRAÇÃO



FONTE: Adaptado de Mulder (1996).

O balanço de massa para o soluto em estado estacionário, considerando que há uma mistura perfeita a uma distância  $\delta$  da superfície da membrana,  $C_b$  como a concentração de soluto na alimentação,  $C_p$  a concentração do soluto no permeado e  $C_m$  é o valor máximo da concentração de soluto próximo à superfície da membrana, é dado pela Equação (2. 6):

$$JC - D_{AB} \frac{dC}{dX} = JC_p. \quad (2. 6)$$

Integrando esta equação diferencial com as condições de fronteira:

$$x = 0 \Rightarrow C = C_m, \quad (2. 7)$$

$$x = \delta \Rightarrow C = C_b,$$

obtém-se:

$$\ln\left(\frac{C_m - C_p}{C_b - C_p}\right) = J \frac{\delta}{D_{AB}}. \quad (2. 8)$$

A razão entre o coeficiente de difusividade do soluto na solução e a espessura da camada limite é chamada de coeficiente de transferência de massa, e pode ser representado por  $k$ .

$$k = \frac{D_{AB}}{\delta}, \quad (2. 9)$$

Logo rearranjando a Expressão (2. 8), tem-se:

$$J = k \ln\left(\frac{C_m - C_p}{C_b - C_p}\right). \quad (2. 10)$$

Quando a membrana retém totalmente o soluto, é possível reduzir a equação do fluxo, uma vez que, se  $R = 1$ , tem-se  $C_p = 0$ .

$$J = k \ln\left(\frac{C_m}{C_b}\right), \quad (2. 11)$$

onde  $C_m/C_b$  é conhecido como módulo de polarização por concentração.

O coeficiente de transferência de massa depende fortemente da hidrodinâmica do sistema e pode, portanto, ser variado e otimizado. O coeficiente de transferência de massa  $k$  está relacionado com o número de Sherwood (Sh), ou seja,

$$Sh = \frac{kD_h}{D_{AB}} = a \cdot Re^b \cdot Sc^c, \quad (2.12)$$

onde  $Re$ ,  $Sc$ ,  $a, b, c$  e  $D_h$  são os números de Reynolds e de Schmidt e constantes e o diâmetro hidráulico, respectivamente.

$$Re = \frac{D_h \cdot V}{\nu} = \frac{\rho \cdot V \cdot D_h}{\mu}, \quad (2.13)$$

$$Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} = \frac{\mu}{\rho \cdot D_{AB}}, \quad (2.14)$$

onde  $\nu$  é a viscosidade cinemática,  $D_h$  é o diâmetro hidráulico,  $\mu$  é a viscosidade dinâmica e  $V$  é a velocidade do escoamento.

Segundo Mulder (1996), a relação semi-empírica para o coeficiente de transferência de massa em tubos com escoamento turbulento é dado por:

$$Sh = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Sc^{1/3}, \quad (2.15)$$

com  $0,4 \times 10^4 < Re < 7,0 \times 10^4$  e  $0,6 < Sh < 3,0 \times 10^3$ .

Logo, o coeficiente de transferência de massa pode ser escrito como:

$$k = 0,023 \cdot \frac{D_{AB}}{D_h} Re^{0,8} \cdot Sc^{1/3} \quad (2.16)$$

Hamam (1987) descreve o coeficiente de difusão do óleo ( $cm^3/h$ ) na água em função da temperatura ( $^{\circ}C$ ) da mistura, conforme Equação (2. 17):

$$D_{AB} = 4.13 \times 10^{-3} T^{1.53} \quad (2.17)$$

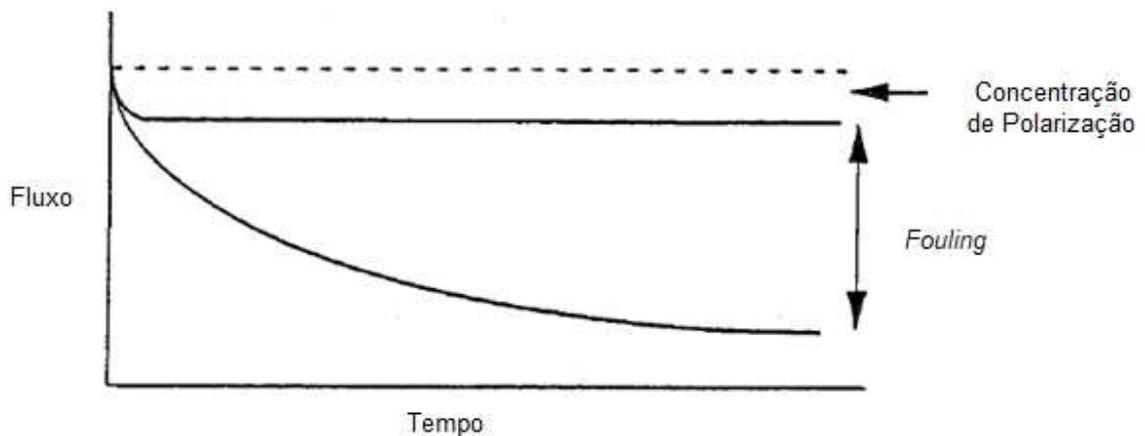
A polarização por concentração antecede a formação de incrustações, porém não é considerada incrustação pois o fenômeno desaparece quando o processo de permeação é interrompido, o que não ocorre com a incrustação.

Adams e Barbano (2016) relatam que o aumento da turbulência é um mecanismo útil para atenuar a polarização por concentração em membrana cerâmica de microfiltração. Segundo Souza (2014) é de fundamental importância, para o entendimento microscópico da deposição de soluto, a análise do balanço de forças que agem sobre uma partícula depositada na superfície da membrana. As forças que

atuam na superfície da membrana são: arraste, velocidade tangencial, atrito, gravidade, interação entre as partículas, suspensão inercial e as forças de difusão.

Com a polarização por concentração, o fluxo, em um tempo finito, tem sempre um valor menor que o seu valor original, como pode ser observado na Figura 16. Contudo, quando o estado estacionário é atingido, não se observa uma queda de fluxo adicional, o fluxo permanece constante com o tempo. Sob determinadas condições operacionais, contudo, o fluxo pode continuar a cair, o que caracteriza a incrustação.

FIGURA 16 – FLUXO AO LONGO DO TEMPO COM DESTAQUE PARA OS FENÔMENOS DE POLARIZAÇÃO POR CONCENTRAÇÃO E FOULING.



FONTE: Mulder (1996).

- Incrustação (*Fouling*):

Mulder (1996) define incrustação ou *fouling* como a deposição, reversível ou irreversível, de partículas retidas, coloides, emulsões, suspensões, macromoléculas e sais dentro ou sobre a superfície da membrana.

Field (2010) descreve quatro mecanismos que ocasionam a formação de incrustação:

- Bloqueio Total: ocorre quando uma partícula, maior do que o poro, bloqueia total ou parcialmente a passagem pelo poro;
- Deposição: partículas menores, do que o poro, são depositadas na superfície da parede da membrana, ocasionando a redução do diâmetro do poro;
- Bloqueio Parcial: há uma deposição de partículas na superfície da membrana de modo em que bloqueiam parcialmente os poros;

- Formação de camada gel: o acúmulo de partículas na superfície da membrana ocasiona a formação de uma camada gel, bloqueando totalmente os poros da superfície da membrana.

Segundo Sablani et al. (2001), a incrustação é um fenômeno mais complexo, quando comparado com a polarização por concentração, uma vez que envolve processos físicos, químicos e biológicos e que pode causar perda irreversível da permeabilidade da membrana. Alguns compostos formadores da incrustação podem ser removidos por meios físicos, como retrolavagem e agitação a ar. A maioria desses compostos, contudo, só pode ser removida por limpeza química. A limpeza química é uma parte integrante do processo operacional de um sistema de membranas, apresentando um impacto elevado na eficiência e aspectos econômicos do processo.

Há na literatura diversos trabalhos que visam estudar o comportamento tanto da camada de polarização como da incrustação e seus efeitos na membrana, a exemplo de Zhang et al. (2017) que propuseram uma modelagem para prever o fluxo de permeado, a espessura da camada da incrustação depositada na membrana utilizando promotores de turbulência, otimizando o arranjo desses promotores e parâmetros operacionais.

Para estudar o comportamento da camada limite em um escoamento multifásico de emulsões durante o processo de microfiltração, foi utilizado a abordagem Euleriana-Euleriana por Zare et al. (2013), os quais chegaram à conclusão que, apesar de conseguir prever o comportamento da camada de concentração, o modelo proposto ainda deveria ser ajustado para conseguir prever o fluxo de permeado da membrana.

O fenômeno de polarização por concentração, interferiu de maneira significativa no fluxo de permeado, no trabalho desenvolvido por Wang et al. (2007). No trabalho os autores processaram em diferentes concentrações, soluções aquosas de soro albumina bovina e observaram que, o comportamento depende muito das condições de pressão e temperatura; A elevação da concentração pôde reduzir o gradiente de concentração presente na camada de polarização e até mesmo intensificar fenômenos de deposição e adsorção na superfície da membrana e de modo geral concluíram que, para condições operacionais fixas, o aumento da concentração promoveu um decaimento do fluxo de permeado.

Pak et al. (2008) desenvolveram um código CFD 2D para simular a polarização por concentração em uma membrana porosa usando a lei de permeação de Darcy como uma condição limite para a membrana. Eles mostraram com isso que a suposição no modelo CFD pode ter um melhor resultado quando comparados com a experiência em outros estudos realizados.

Gu et al. (2017) estudaram quatro trançados diferentes de espaçadores e diferentes ângulos entre os filamentos para avaliar a influência das diversas configurações de espaçadores no fluxo e na polarização por concentração em membranas. Para os espaçadores totalmente retorcidos, apesar de apresentarem maiores quedas de pressão, mostraram-se mais eficientes em reduzir o efeito da polarização da concentração, e que um ângulo de filamento de 60° entre os filamentos profere o melhor fluxo.

#### 2.3.4 Modelos das resistências em série

No processo de separação por membranas é possível verificar, devido a concentração elevada de soluto escoando sobre a superfície da membrana, a formação de uma barreira, que ocasiona um declínio no fluxo de permeado que tende a se estabilizar com o passar do tempo. Este comportamento, em geral, se deve pela presença e aumento das resistências envolvidas no processo. Por sua vez, o aumento das resistências pode ser causado por diversos fatores, como entupimento dos poros, formação de camada gel, polarização da concentração, adsorção e pela própria resistência da membrana.

A resistência total, que pode ocorrer durante o processo é a soma de todas as resistências presentes no processo (MULDER, 1996; CUNHA, 2014), conforme descrita na Equação (2. 18):

$$R_t = R_m + R_a + R_b + R_g + R_{cp}, \quad (2. 18)$$

onde,  $R_m$  é a resistência da membrana (sempre presente no processo),  $R_a$  é a resistência que é iniciada logo que a solução de alimentação entra em contato com a membrana (pode ocorrer tanto na superfície como no interior da membrana),  $R_b$  é uma resistência adicional ao transporte, dada por alguns solutos que podem depositar-se na entrada dos poros e bloqueá-lo,  $R_g$  é uma resistência associada à adsorção e  $R_{cp}$

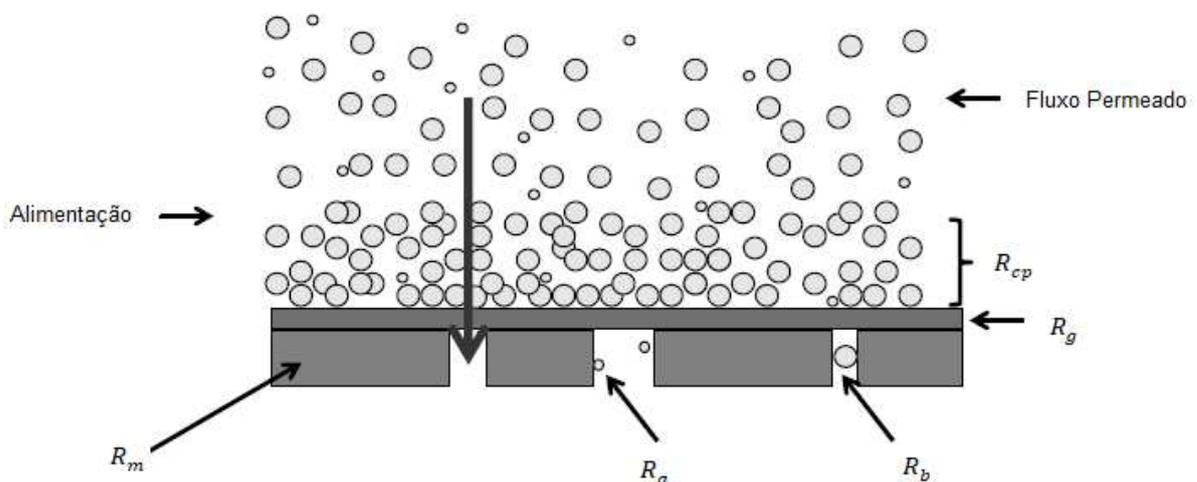
é a resistência da camada de gel formada na superfície filtrante. A Figura 17 ilustra a presença dessas diferentes resistências que podem ocorrer no processo de permeação.

A resistência em série e a pressão transmembrana  $\Delta P$  influenciam diretamente o fluxo de permeado, conforme Equação (2. 19):

$$J = \frac{\Delta P}{\mu R_t}, \quad (2. 19)$$

Pode-se observar, que o fluxo é inversamente proporcional ao somatório de várias resistências. Para impedir o surgimento dessas resistências, que reduzem o fluxo durante o processo de separação com membranas, várias medidas operacionais devem ser analisadas. De acordo com Mulder (1996), com o aumento na pressão aplicada, o fluxo através da membrana aumenta, porém diminui a taxa de rejeição  $R$ , isto é, diminui a seletividade da membrana.

FIGURA 17 – RESISTÊNCIAS À TRANSFERÊNCIA DE MASSA ATRAVÉS DA MEMBRANA EM PROCESSOS QUE UTILIZAM A PRESSÃO COMO FORÇA MOTRIZ



FONTE: Adaptado de Pereira (2011).

Vasanth et al. (2013) estudaram o efeito da pressão no fluxo de permeado e na rejeição de óleo em uma membrana, utilizando a microfiltração tangencial de emulsões de óleo em água, em três membranas cerâmicas com diâmetro médio de poro de 0,45; 1,06 e 1,30  $\mu\text{m}$ , porosidade de 23, 26 e 30%, e permeabilidade à água de 0,37, 2,34 e 3,97  $\times 10^{-6}$  m/s, respectivamente. Os experimentos de fluxo cruzado foram realizados utilizando a concentração de emulsão óleo/água de 100 mg/L, com

cinco pressões distintas (69 a 345 kPa) e diferentes velocidades de fluxo cruzado (2,78; 8,33 e  $13,9 \times 10^{-7}$  m<sup>3</sup>/s). Os resultados obtidos mostram que, embora o fluxo de permeado aumente com a pressão aplicada e com o aumento da velocidade de fluxo cruzado, o coeficiente de rejeição reduz com o aumento dessas variáveis. As experiências da microfiltração de fluxo cruzado indicaram que, os fluxos de permeado aumentam com pressão aplicada e com taxa de fluxo cruzado, enquanto que o coeficiente de rejeição reduz com o aumento da pressão aplicada e da taxa de fluxo cruzado.

### 2.3.5 O uso membranas no processo de separação água/óleo

Durante as últimas décadas, vários métodos físicos de tratamento de águas oleosas foram desenvolvidos para limitar a poluição e recuperar os hidrocarbonetos. O desenvolvimento da tecnologia de membranas tem sido incorporado na aplicação de separação de água/óleo e vários estudos têm relatado que a filtração com membranas de MF e UF são processos efetivos para tratamento destes efluentes.

As primeiras tentativas para tratar água oleosa por processos de separação por membrana foram feitas no início da década de 70, e desde então, os processos de separação por membrana acionados por pressão têm desempenhado um papel importante nas operações da unidade industrial.

Muller et al. (1997) estudaram duas membranas cerâmicas ( $\alpha$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) para tratar a água oleosa e obtiveram cerca de 98-99% na eficiência de remoção de óleo.

Yang et al. (1998) utilizaram três diferentes membranas cerâmicas de zircônia e de alumina para separar emulsão óleo/água obtida de águas da siderurgia para avaliar a permeabilidade e características de separação. Os resultados mostram que para os dois materiais utilizados a mesma eficiência de rejeição de óleo, contudo o fluxo de permeado nas membranas de zircônia foi maior do que na alumina. Além disso, segundo Yang et al. (1998), para que haja uma alta eficiência durante a microfiltração, o fluxo transmembrana deve ser da ordem de 15 a 90 (L/ m<sup>2</sup> h bar) e o coeficiente de rejeição maior que 99%.

Lipp et al. (1998) fizeram um estudo experimental da ultrafiltração de emulsões óleo/água levando em consideração a distribuição do tamanho de gotículas, que pode afetar tanto o fluxo de permeado como a rejeição de óleo. Medidas de distribuição de tamanho de gotículas forneceram evidência de coalescência (união das gotas) na

camada gel, devido a ocorrência de uma distribuição de tamanho de gotas mais ampla e tamanho médio de gotas substancialmente maior na camada gel polarizada. Para todas as membranas testadas foi constatada uma rejeição de óleo maior que 99,9%, equivalente a uma concentração de óleo menor do que 10 mg/kg no permeado.

Lai e Smith (2001) descreveram a filtração tangencial de óleo altamente viscoso (425 MPas a 80°C) através de membranas tubulares cerâmicas (tubo único e multicanais), com temperaturas entre 120 e 130°C, pressão transmembrana de aproximadamente 500 kPa e tamanhos de poro acima de 0,1  $\mu\text{m}$ . Estes autores obtiveram fluxos na faixa de 2,2 - 3,1 kg/m<sup>2</sup>h. A vida útil para as membranas a uma velocidade tangencial de aproximadamente 7 m/s foi entre 10 e 12 h.

Silva et al. (2003) utilizaram membrana cerâmica tubular (alumina), a fim de analisar a turbidez e as medidas do fluxo na separação água /óleo. As medidas de turbidez foram reduzidas em 30% em relação ao fluxo inicial da água de descarte, valor esse inferior aos exigidos pelo CONAMA. Além disso, a membrana apresentou um ótimo desempenho com relação a eficiência de separação, que ficou entre 95% e 99,9%, com concentrações de permeado inferior a 5 ppm.

Zhong et al. (2003) estudaram o desempenho de uma membrana cerâmica de MF, com poros de 0,2  $\mu\text{m}$ , combinada com método de floculação química tradicional como pré-tratamento. A eficiência de remoção do óleo foi de cerca de 99,4-99,9%.

Hua et al. (2007) utilizou no processo de separação de efluentes oleosos, membrana cerâmica ( $\alpha\text{Al}_2\text{O}_3$ ) e constatou que o processo foi bem-sucedido, chegando a uma eficiência de remoção entre 92,4% e 98,6%. Observaram que, com menores pressões transmembranas, com uma alta velocidade do fluxo e com uma baixa concentração de óleo na alimentação, obtiveram alto fluxo de permeado.

Zaini et al. (2010) estudaram um modelo de filtração que descreve o fenômeno de decaimento do fluxo durante a microfiltração, utilizando uma variação da Lei de Darcy. Além disso, avaliaram o modelo matemático de deformação da gota de óleo, com o objetivo de entender melhor o fenômeno de filtração do óleo disperso em água, bem como para analisar a rejeição do óleo. O modelo de filtração sugeriu que, a força hidrodinâmica exercida pela incorporação de uma hélice, reduz a resistência ao fluxo, varrendo a superfície da membrana e impedindo a deposição de óleo nos poros. Já o modelo de deformação da gota indicou uma baixa rejeição do óleo através do filtro, causada pela baixa tensão interfacial da emulsão água/óleo. Assim, o óleo pôde facilmente penetrar no filtro até mesmo em baixa pressão transmembrana. Os autores

propuseram aumentar a tensão superficial, através da adição de um surfactante, com o intuito de fazer com que as gotas se comportem como partículas sólidas para uma melhor rejeição de óleo.

Abadi et al. (2011) concluíram que o método de tratamento de efluentes oleosos utilizando membrana cerâmica ( $\alpha\text{Al}_2\text{O}_3$ ) tem alta eficiência e pode substituir o método biológico convencional. Constatou-se, utilizando a microfiltração, que a redução de 85% de conteúdos oleosos e graxa, 100% de TSS e 98,6% de turbidez. Além disso, a eficiência de remoção de TOC (carbono orgânico total) foi de 95%.

Souza (2014) estudou o escoamento de fluidos em membrana cerâmica porosa tubular (tubos permeáveis) em regime laminar, com o intuito de estudar o efeito do número de Reynolds e Schmidt, permeabilidade, concentração da camada limite polarizada e a influência dos parâmetros físicos e geométricos do módulo de separação. Os resultados numéricos constataram que a espessura do espaço anular, formando entre a parede externa da membrana cerâmica e a parede do módulo, afeta o coeficiente de rejeição de soluto, aumentando significativamente com a redução do espaço anular; Menores concentrações na parede permeável foram obtidas: em baixo número de Schmidt, permeabilidades e comprimentos da membrana, na análise bidimensional; Menores espessuras da camada limite polarizada foram obtidas em: altos de número de Reynolds, número de Schmidt e os parâmetros físicos e geométricos do módulo de separação afetaram diretamente o comportamento da camada limite polarizada.

Tashvigh et al. (2015), utilizando o método das diferenças finitas, desenvolveram uma modelagem matemática bidimensional, usando difusão induzida por cisalhamento, para prever o comportamento da polarização por concentração em um processo de microfiltração de fluxo cruzado de emulsão óleo/água. Ao comparar a modelagem, proposta utilizando a fluidodinâmica computacional, com dados experimentais, observaram concordância em quase todas as condições operacionais. Estudaram o efeito da concentração de óleo, a pressão transmembrana e a velocidade de fluxo cruzado sob o crescimento da camada polarizada e concluíram que a espessura da camada cresce com o aumento da taxa de alimentação, e se mantém constante após ultrapassar aproximadamente 40% do comprimento da membrana.

Cunha et al. (2016) estudaram numericamente a separação água/óleo usando módulos com uma ou mais membranas cerâmicas tubulares na presença de um

escoamento turbilhonar induzido por uma entrada tangencial. Os autores apresentaram uma análise geométrica do módulo de separação e a influência na dispersão da polarização por concentração; demonstrando, assim, a importância dos aspectos geométricos, e posicionamento das membranas sob o fluxo hidrodinâmico e formação da camada polarizada. Em geral, a concentração de óleo no permeado aumentou com o aumento do fluxo de permeado e das pressões do escoamento e transmembrana e que os parâmetros físicos e geométricos do módulo de separação afetaram diretamente a distribuição da concentração de óleo no interior do módulo, a pressão transmembrana e o fluxo de permeado.

Suresh et al. (2016) fabricaram, para o tratamento de emulsão água/óleo, uma membrana cerâmica de microfiltração à base de cinzas volantes. Os autores observaram que esse tipo de membrana apresenta maior fluxo de permeado e exigência de baixas pressões de operação se comparadas com as membranas de nanofiltração, ultrafiltração e osmose reversa. Uma vez que, as membranas de nanofiltração e ultrafiltração, comumente, produzem baixo fluxo de permeado e as de osmose reversa exigem alta pressão, quando aplicadas ao tratamento de águas residuais oleosas, além disso, apresentam elevados problemas de incrustações com redução da permeabilidade.

Alves et al. (2016) estudaram o processo de separação água/óleo em um módulo do tipo duplo tubo com uma entrada tangencial, munido de membrana cerâmica, utilizando simulação numérica. Consideraram o modelo de partículas para fase aquosa (fase contínua) e óleo (fase dispersa) e observaram que a redução da porosidade aumentou a área da membrana suscetível a zonas de recirculação aumentando, assim, a eficiência de separação. Em seu trabalho, mencionaram sobre a relevância, no cenário atual, das membranas como ferramenta no tratamento de águas oleosas oriundas da produção de petróleo, especialmente as cerâmicas, devido a seu custo-benefício e simplicidade de operação.

Zhu et al. (2017) relatam sobre o processo de tratamento de águas residuais oleosas contendo emulsões de óleo bem estabilizadas através de membranas, afirmando que esse mecanismo garante alta qualidade de permeado, porém são muito propensos a incrustações. Os autores estudaram sobre a utilização de surfactantes aniônicos, catiônicos e não iônicos em um sistema de filtração de fluxo cruzado objetivando a redução das incrustações; investigando o impacto desses surfactantes na superfície da membrana e sobre as propriedades das emulsões. Concluíram em

experimentos, que as emulsões estabilizadas com o tensoativo catiônico, em ultrafiltração, sujaram a membrana rapidamente, enquanto que as emulsões estabilizadas com tensoativo aniônico e não iônicos ocasionaram menos incrustações.

Zhang et al. (2017) modificou superficialmente membranas de osmose frontal, compostas por filmes finos com poli(arileno éter sulfona) sulfonado para obter características anti-incrustações, obtendo, após experiências com múltiplos ciclos, um desempenho ótimo para membranas modificada com 10 kg/mol de poli(arileno éter sulfona) sulfonado, onde mesmo sem nenhuma limpeza da membrana, manteve-se um fluxo de recuperação de água de 69,8% do seu valor inicial de 80%.

Magalhães (2017) utilizou a termofluidodinâmica no tratamento de águas oleosas em um módulo de separação com uma membrana cerâmica micro porosa. Em seus estudos observou que o aumento do diâmetro da partícula de óleo influenciou na formação da camada de polarização por concentração tornando-a mais permeável; O coeficiente de rejeição do soluto pela membrana influenciou o comportamento hidrodinâmico e de transferência de matéria; O aumento da temperatura proporcionou alteração nas propriedades do fluido, alterou as distribuições de concentração, pressão e ocasionou o acúmulo de uma maior concentração de partículas de óleo nas proximidades da membrana, causando a redução da velocidade permeação.

## 2.4 EQUACIONAMENTO DO ESCOAMENTO MULTIFÁSICO

O escoamento multifásico é caracterizado pelo fluxo simultâneo de duas ou mais fases em um meio. Segundo Rosa (2012) uma fase é subentendida como sendo uma região do espaço limitada por uma interface de espessura infinitesimal, que no seu interior a composição química é homogênea. Porém, às vezes, fica muito difícil distinguir de forma precisa a quantidade de fases existentes em um sistema. Na produção de petróleo não se faz uma distinção rigorosa do conceito de fase e componente; assim, quando da ocorrência de uma mistura de óleo (fase líquida), gás (fase gasosa) e água (fase líquida) diz estar frente a uma mistura multifásica, apesar de que, na realidade, se tem uma mistura bifásica de multicomponentes.

O escoamento multifásico está presente em uma série de fenômenos e sistemas que, de acordo com o nível de precisão exigido e as características específicas de cada aplicação, devem ser abordados de maneira distinta. Vários padrões de escoamentos podem ser observados, por exemplo, em tubos, onde cada

um deles é definido por apresentar um comportamento hidrodinâmico particular. Segundo Rosa (2012), o escoamento multifásico pode ser classificado de acordo com as fases envolvidas em: gás-líquido, gás-sólido, líquido-sólido e líquido-líquido.

O equacionamento do escoamento multifásico é a representação física da realidade na forma de um conjunto de equações consistentes. Os modelos matemáticos são componentes capazes de explicar qualquer fenômeno físico na engenharia, o qual corresponde a um conjunto de dados e ideias abstratas que permite propor uma explicação para o fenômeno em estudo (PINTO e LAGE, 2001).

A modelagem do escoamento multifásico possibilita, na grande maioria dos casos, a obtenção de um modelo matemático capaz de prever os fenômenos envolvidos no transporte desses fluidos. A modelagem matemática é uma ferramenta para a determinação de uma condição operacional na qual se obtenha maior rentabilidade dos processos envolvidos com um mínimo de recursos físico e de pessoal. Vários trabalhos têm sido reportados na literatura envolvendo estudo numérico de escoamentos multifásicos. De maneira geral, a modelagem matemática usada para descrever o escoamento multifásico adota duas abordagens: a Euleriana-Euleriana e a Euleriana-Lagrangeana.

Para problemas multifásicos utilizando a abordagem Euleriana-Euleriana, todas as fases são resolvidas como contínuas, sendo que as equações médias de conservação de massa, momento e energia são resolvidas para todas as fases (SCHUTZ et al., 2009). Nessa abordagem as interações partícula/partícula são levadas em consideração, ou seja, cada partícula (ou grupo de partículas) é simulada individualmente o que a torna mais indicada para elevadas concentrações de partículas e/ou escoamento líquido/líquido.

A abordagem Euleriana-Lagrangeana, resolve um sistema de equações de conservação (massa, quantidade de movimento, energia etc.) para a fase contínua (aproximação Euleriana) e, com os campos de velocidades desta fase, são calculadas as forças exercidas sobre as partículas dispersas (bolhas, gotas ou partículas sólidas), a partir das quais são calculadas as trajetórias destas partículas (aproximação Lagrangeana). O monitoramento dessa trajetória é realizado por meio de um conjunto de equações diferenciais ordinárias no tempo para cada partícula, constituído de equações para a posição, velocidade, temperatura e massas de espécies. Estas equações são, então, integradas utilizando um método simples para calcular o comportamento das partículas que atravessam o domínio de fluxo Lagrangeana.

A principal limitação na abordagem Euleriana-Lagrangeana está na restrição a escoamentos com baixas frações volumétricas das fases dispersas, já que serão necessárias tantas equações quanto o número de partículas presentes no domínio. Quando as partículas são pequenas, ainda que para baixas frações volumétricas, o número de partículas será muito grande, inviabilizando a utilização deste modelo (RENADE, 2002).

Na abordagem Euleriana-Euleriana as seguintes equações são consideradas:

#### 2.4.1 Equações governantes para escoamento multifásico

A equação de conservação de massa para o escoamento multifásico é definida pela relação apresentada na Equação (2. 20):

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_{\alpha}\rho_{\alpha}) + \nabla \cdot (f_{\alpha}\rho_{\alpha}\vec{U}_{\alpha}) = \sum_{\beta=1}^{N_p} \Gamma_{\alpha\beta} + S_{MS\alpha}, \quad (2. 20)$$

onde, os subíndices  $\alpha$  e  $\beta$  representam as fases envolvidas na mistura bifásica,  $f$ ,  $\rho$ , e  $\vec{U}$  são respectivamente a fração volumétrica, densidade e o vetor velocidade. Para a fase  $\alpha$ , o vetor velocidade é dado por  $\vec{U}_{\alpha} = (u, v, w)$ . O termo  $S_{MS\alpha}$  é o termo de fonte de massa,  $\Gamma_{\alpha\beta}$  é o termo de difusividade mássica na interface bifásica das fases  $\alpha$  e  $\beta$  envolvidas (ANSYS CFX, 2015).

A equação de momento linear para o escoamento multifásico é definida pela Equação (2. 21):

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_{\alpha}\rho_{\alpha}\vec{U}_{\alpha}) + \nabla \cdot [f_{\alpha}(\rho_{\alpha}\vec{U}_{\alpha} \otimes \vec{U}_{\alpha})] = -f_{\alpha}\nabla p_{\alpha} + \nabla \cdot \left\{ f_{\alpha}\mu_{\alpha} [\nabla\vec{U}_{\alpha} + (\nabla\vec{U}_{\alpha})^T] \right\} + \sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_{\beta} - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_{\alpha}) + \vec{S}_{M\alpha} + \vec{M}_{\alpha}, \quad (2. 21)$$

onde  $N_p$  é o número de fases,  $p$  é a pressão,  $\vec{U}_{\alpha} = (u, v, w)$  é a velocidade da fase  $\alpha$ ,  $\rho_{\alpha}$  é a densidade da fase  $\alpha$ ,  $\mu_{ef,\alpha}$  é a viscosidade efetiva da fase  $\alpha$ , ou seja, a soma da viscosidade molecular com a viscosidade turbulenta ( $\mu_{ef,\alpha} = \mu_{\alpha} + \mu_t$ ),  $\vec{S}_{M\alpha}$  descreve as fontes de momento devido as forças de corpo externas,  $\vec{M}_{\alpha}$  descreve as forças interfaciais atuando sobre a fase  $\alpha$  (forças de arraste interfacial, de sustentação, de lubrificação de parede, de massa virtual e de dispersão turbulenta) devido à presença

de outra fase. O termo  $\sum_{\beta=1}^{N_p} (\Gamma_{\alpha\beta}^+ \vec{U}_\beta - \Gamma_{\beta\alpha}^+ \vec{U}_\alpha)$  representa a transferência de momento induzido pela transferência de massa interfacial e  $\Gamma_{\alpha\beta}$  é a taxa de fluxo mássico por unidade de volume a partir da fase  $\beta$  para a fase  $\alpha$ .

A força de arraste é responsável pela maior parcela da transferência de quantidade de movimento interfacial. Assim, ao se desconsiderar as forças de não arraste, as forças interfaciais se reduzem a força de arraste da fase  $\alpha$  para da fase  $\beta$  que pode ser determinada por:

$$\vec{M}_\alpha = \frac{3}{4} \frac{C_D}{d_p} f_\beta \rho_\alpha |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha), \quad (2.22)$$

onde  $d_p$  é o diâmetro da partícula e  $C_D$  é o coeficiente de arraste. Quando o regime é turbulento ou inercial (regime de Newton), o coeficiente de arraste é considerado constante e igual a  $C_D = 0,44$ .

#### 2.4.2 Modelo de turbulência

Na presença de um escoamento turbulento as equações de conservação de massa e momento linear não conseguem prever adequadamente as oscilações oriundas deste fenômeno. Sendo assim, é necessária a adição de modelos de turbulência que possibilitem a previsão do comportamento do escoamento.

A escolha do modelo de turbulência é dada de acordo com o problema que se deseja solucionar. São encontrados modelos de turbulência de uma ou duas equações. Os modelos de duas equações, comumente utilizadas na fase contínua do escoamento, são os modelos  $k - \varepsilon$ , RNG  $k - \varepsilon$ . Existe ainda os modelos  $k - \omega$  e SST.

O modelo SST (*Shear Stress Transport*), é um modelo do tipo RANS (*Reynolds Averaged Navier-Stokes*). Seu funcionamento combina as vantagens modelos  $k - \varepsilon$  e  $k - \omega$ ; Na região externa do escoamento utiliza-se a formulação do modelo  $k - \varepsilon$ , e onde esse se mostra pouco eficiente, na região próxima à parede, utilizam-se as equações de transporte do modelo  $k - \omega$ . Desse modo, este modelo ajusta automaticamente a melhor forma de calcular a turbulência de acordo com a região do fluxo.

As equações de cinética turbulenta e da frequência turbulenta ( $\omega$  modificada) são dadas por:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U} k) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{k2}} \right) \nabla k \right] + P_k - \beta \rho k \omega, \quad (2.23)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U} \omega) &= \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{\omega 2}} \right) \nabla \omega \right] + (1 - F_1) 2\rho \frac{1}{\sigma_{\omega 2} \omega} \nabla k \nabla \omega + \\ &+ \alpha_2 \frac{\omega}{k} P_k - \beta_2 \rho \omega^2. \end{aligned} \quad (2.24)$$

Onde,

$$F_1 = \tanh(\arg_1), \quad (2.25)$$

$$(2.26)$$

$$\arg_1 = \min \left[ \max \left( \frac{\sqrt{k}}{\beta \omega y}, \frac{500\nu}{y^2 \omega} \right), \frac{4\rho k}{CD_{k\omega} \sigma_{\omega 2} y^2} \right],$$

$$CD_{k\omega} = \max \left( 2\rho \frac{1}{\sigma_{\omega 2} \omega} \nabla k \nabla \omega, 1.0 \times 10^{-10} \right), \quad (2.27)$$

em que  $y$  é a distância mais próxima da parede e  $\nu$  é a viscosidade cinemática. As novas constantes que aparecem são dadas por:

$$\alpha_2 = 0,44; \quad (2.28)$$

$$\beta_2 = 0,0828; \quad (2.29)$$

$$\sigma_{k2} = 1; \quad (2.30)$$

$$\sigma_{\omega 2} = 1/0,856. \quad (2.31)$$

A fase dispersa em um escoamento multifásico turbulento é, geralmente, modelada utilizando-se o modelo de zero equação dispersa. Neste modelo a viscosidade turbulenta da fase dispersa é proporcional a fase contínua, sendo determinado pela Equação (2.32):

$$\mu_{td} = \left( \frac{\rho_d}{\rho_c} \right) \frac{\mu_{tc}}{\sigma}, \quad (2.32)$$

onde,  $\mu_{td}$ ,  $\mu_{tc}$ ,  $\rho_d$ ,  $\rho_c$ , e  $\sigma$  representam a viscosidade turbulenta na fase dispersa, viscosidade turbulenta na fase contínua, densidade da fase dispersa, densidade da fase contínua e tensão de superficial, respectivamente.

## 2.5 FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL

A dinâmica dos fluidos computacional, também chamada de fluidodinâmica computacional - CFD (*Computational Fluid Dynamics*) é um conjunto de técnicas matemáticas, numéricas e computacionais, utilizadas para o estudo dos fenômenos de transporte que envolvem escoamento de fluidos, transferência de calor, transporte de massa e reações químicas, com a finalidade de prever os fenômenos físicos ou físico-químicos.

Projetos envolvendo o uso de solução empregando CFD tem despertado bastante interesse não apenas acadêmico, mas também industrial. Isto ocorre pelo fato de serem mais baratas e poderem proporcionar soluções mais rápidas do que os dados obtidos experimentalmente. Tais simulações permitem, em muitas situações, reduzir as repetições de experimentos em laboratórios. Além disso, é possível fornecer informações muito mais detalhadas do que as obtidas através de medições experimentais. Contudo, embora as simulações numéricas apresentem constantes aperfeiçoamentos estas não substituem os estudos experimentais. Uma vez que, os resultados experimentais servem tanto para avaliar a adequação dos resultados aos modelos numéricos (validação física), quanto para a elaboração de novos modelos.

Diversos trabalhos são reportados na literatura, referente a dinâmica de escoamento e a operação de separação, aplicando as técnicas de CFD no estudo do escoamento em hidrociclones.

Kelsall (1952) foi um dos pioneiros a realizar estudos relacionados à fluidodinâmica computacional em separadores centrífugos investigando padrões de escoamento. Os estudos realizados obtiveram pouco êxito e foram feitos mediante teorias extremamente simplificadas, contudo serviu de motivação para estudos posteriores de outros pesquisadores.

Pericleous (1987) empregou um modelo bidimensional utilizando as equações de Navier-Stokes para mistura sólido-líquido em um hidrociclone utilizando as técnicas de CFD. Apesar dos resultados obtidos não terem sido validados experimentalmente, o estudo realizado aplicando a técnica dos volumes finitos (empregando o código comercial Phoenics) promoveu uma resolução das equações diferenciais parciais associadas ao caso.

Com o desenvolvimento de algoritmos mais sofisticados para a solução das equações diferenciais parciais, a partir dos anos 90, houve uma considerável expansão das técnicas de CFD aplicadas aos problemas de engenharia.

O rápido avanço da capacidade computacional vem permitindo a utilização da fluidodinâmica computacional em casos cada vez mais complexos, possibilitando investigações experimentais mais eficientes e um entendimento mais profundo dos processos de escoamento. Contudo, é válido lembrar que as simulações envolvendo CFD ainda possuem limitações em diversas áreas como, turbulência, escoamentos multifásicos e os que envolvem mudanças de fase, dentre outros, e que o objetivo das simulações é proporcionar um entendimento mais claro do processo como um todo, complementando e não substituindo os estudos teóricos e experimentais sobre o movimento de fluidos.

Para representar numericamente um problema por meio de uma simulação computacional, deve-se levar em consideração algumas etapas: Elaboração de uma geometria que represente o domínio que será estudado; Discretização do domínio contínuo, a partir da geração da malha, empregando elementos ou volumes de controle; Descrição do modelo matemático, das propriedades dos fluidos e das condições de contorno do problema; Análise e avaliação da solução das equações algébricas geradas.

### 2.5.1 Índice de convergência de malha

As simulações são sujeitas a incertezas e erros, fazendo-se necessário à aplicação de uma metodologia de validação e verificação para estabelecer a credibilidade dos resultados. Sendo assim, uma das mais importantes etapas do processo de simulação numérica.

No processo de validação dos resultados deve-se constatar se o mesmo resolve corretamente as equações programadas e a verificação dos resultados para estimar o erro relativo a uma solução exata, geralmente desconhecida.

Para verificação dos erros de discretização, que ocorrem pela representação das equações governantes do escoamento como expressão algébrica em um domínio espacial e temporal discreto, foi feito um estudo de dependência de malha de acordo com a metodologia de verificação proposta por Roache (1994). Este método, que o

autor denomina Índice de Convergência de Malha (ICM), prevê uma abordagem objetiva para quantificação da incerteza quanto a convergência de malha.

O índice de convergência de malha, ou do inglês “*Grid Convergence Index*” é um método baseado na generalização de Richardson que envolve comparação de soluções discretas em dois intervalos de malhas diferentes. O ICM é estabelecido como uma porcentagem de erro e fornece uma estimativa quando a solução numérica está convergindo para a solução exata. Este índice fornece uma banda percentual da diferença entre o valor computado e o valor assintótico. Valores pequenos desse índice indicam que a solução está na região assintótica. Karatekin (1997) estabelece que se o valor deste índice não for superior a 10%, pode-se garantir que a solução se encontra no intervalo assintótico.

Para determinar o índice de convergência de malha e assim quantificar as incertezas em relação aos erros de discretização, e conseqüentemente determinar a melhor malha que não interfira nos resultados obtidos, determina-se inicialmente um tamanho representativo de malha  $h$ , dado pela Equação (2. 33).

$$h = \left[ \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \Delta V_i \right]^{1/3}, \quad (2. 33)$$

onde  $N$  é o número de elementos da malha utilizada para o cálculo computacional e  $\Delta V_i$  é o volume ocupado pelo elemento  $i$ .

Adota-se três malhas com  $h_1 < h_2 < h_3$ , com a razão de refino da malha  $r_{21} = h_2/h_1$  e  $r_{32} = h_3/h_2$ , de modo que o refinamento das malhas seja feito sistematicamente e esta razão seja maior que 1,3. Como as razões de refinamento diferem, a ordem de convergência é calculada usando a razão de refinamento entre a malha mais fina e a malha intermediária e entre a malha intermediária e a mais grosseira.

A ordem de convergência, ou ordem aparente, é calculada com o auxílio das Equações (2. 34) - (2. 36):

$$p = \frac{1}{\ln(r_{21})} |\ln|\varepsilon_{32}/\varepsilon_{21}| + q(p)|, \quad (2. 34)$$

$$q(p) = \ln \left( \frac{r_{21}^p - s}{r_{32}^p - s} \right), \quad (2. 35)$$

$$s = 1. \text{sign}(\varepsilon_{32}/\varepsilon_{21}), \quad (2. 36)$$

onde  $\varepsilon_{32} = \phi_3 - \phi_2$ ,  $\varepsilon_{21} = \phi_2 - \phi_1$ . Note que se,  $r_{21}$  e  $r_{32}$  são iguais e constantes então,  $q(p) = 0$ . Para verificar a convergência da solução, de acordo com Paudel e Saenger (2017), determina-se o valor da constante  $C$ , definida pela Equação (2. 37). Assim, se  $0 < C < 1$  indica que a convergência é monotônica,  $C < 0$  indica convergência oscilatória e  $C > 1$  divergência da solução.

$$C = \frac{\phi_1 - \phi_2}{\phi_2 - \phi_3} \quad (2. 37)$$

As soluções extrapoladas são determinadas de acordo com a Equação (2. 38).

$$\phi_{\text{ext}}^{21} = \frac{(r_{21}^p \phi_1 - \phi_2)}{(r_{21}^p - 1)} \quad (2. 38)$$

O erro relativo aproximado entre as malhas é então determinado de acordo com as Equações (2. 39) e (2. 40).

$$e_a^{21} = \left| \frac{\phi_1 - \phi_2}{\phi_1} \right| \quad (2. 39)$$

$$e_a^{32} = \left| \frac{\phi_2 - \phi_3}{\phi_2} \right| \quad (2. 40)$$

Logo, os Índices de Convergência de Malha são determinados utilizando as Equações (2. 41) e (2. 42), como segue:

$$\text{ICM}_{21} = \frac{1,25e_a^{21}}{r_{21}^p - 1} \quad (2. 41)$$

$$\text{ICM}_{32} = \frac{1,25e_a^{32}}{r_{32}^p - 1} \quad (2. 42)$$

Um aspecto importante na utilização dessa metodologia de verificação é determinar se um par de malhas representa uma sequência de refinamentos válidos para um estudo de dependência de malha, ou seja, garantir que as malhas estejam dentro de intervalo assintótico, desta forma, Roache (1994) afirma que em casos onde a solução exata não é conhecida, a fórmula dada pela Equação (2. 43) indica que o intervalo assintótico foi atingido.

$$\text{ICM}_{32} \approx r^p \text{ICM}_{21} \quad (2. 43)$$

### 3 METODOLOGIA

Neste capítulo é descrito informações acerca do domínio computacional de estudo, o modelo matemático implementado e as condições de contorno, assumidas com o objetivo de analisar o escoamento tanto em um separador ciclônico como em um separador ciclônico filtrante.

#### 3.1 DESCRIÇÃO DO PROBLEMA

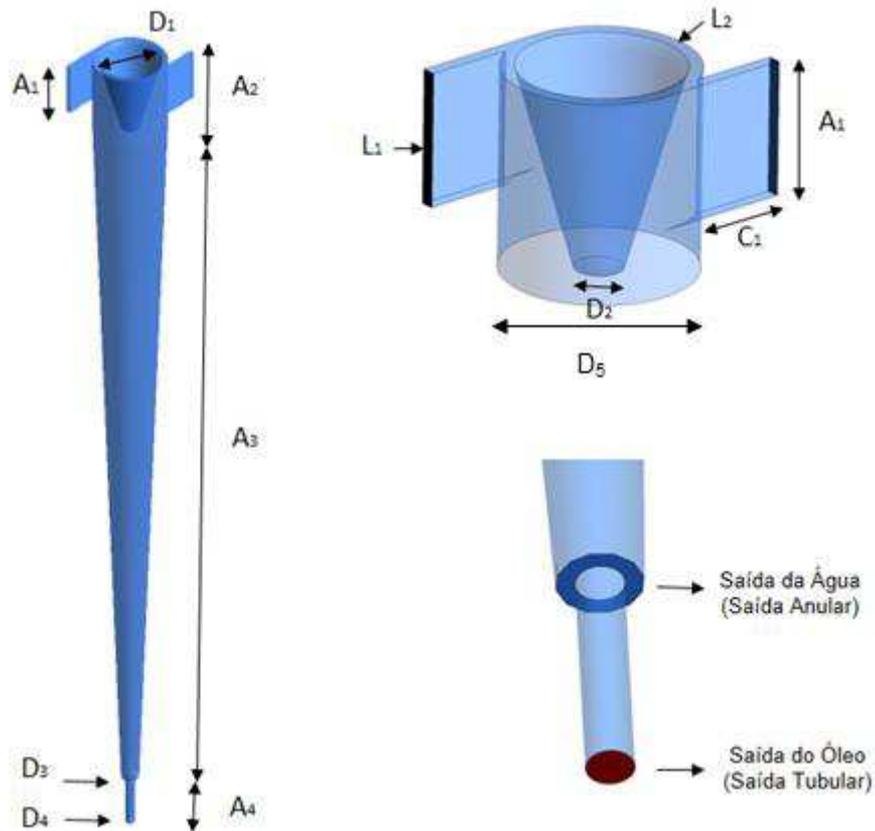
Conforme mencionado na subseção 2.2.6, diversos trabalhos vêm sendo desenvolvidos no LPFI e no LCTF, modificando a geometria de um hidrociclone convencional com o objetivo de obter uma maior estabilidade no núcleo de óleo e uma maior eficiência de separação dos fluidos. Além disso, pode-se observar na seção 2.3.5 que o grupo de pesquisa têm realizado diversos estudos utilizando membrana no tratamento de efluentes oleosos. Apesar das membranas de Microfiltração e Ultrafiltração terem se mostrado bastante eficientes na separação destes efluentes, apresentam uma limitação no seu uso devido ao problema do surgimento da camada de polarização por concentração que diminui o fluxo de permeação.

Com o objetivo de otimizar a separação água/óleo propõe-se a utilização de um equipamento que utilize de maneira conjunta o separador ciclônico com membrana cerâmica.

O domínio de estudo corresponde a um separador ciclônico, o qual foi denominado de Separador Ciclônico Filtrante, que é constituído de um cone principal munido de duas entradas tangenciais, e duas saídas axiais de raios diferentes. Nas proximidades das entradas tangenciais, foi introduzido um tronco cônico, com o propósito de direcionar o fluxo de óleo para uma das saídas axiais e a parede cônica é formada por uma membrana cerâmica. Para comparar o funcionamento hidrodinâmico do separador ciclônico filtrante foi usado um separador ciclônico com as mesmas dimensões do separador filtrante que não possui a parede cônica porosa.

As dimensões dos separadores ciclônicos são apresentadas na Figura 18 e na Tabela 2.

FIGURA 18 – REPRESENTAÇÃO DO SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE



FONTE: A autora (2019).

TABELA 2 – DIMENSÕES DOS SEPARADORES CICLÔNICOS

Entradas Tangenciais (mm)	Altura ( $A_1$ )	50
	Comprimento ( $C_1$ )	50
	Largura ( $L_1$ )	5
Tronco Cônico (mm)	Altura ( $A_2$ )	75
	Largura ( $L_2$ )	5
	Diâmetro Superior ( $D_1$ )	65
	Diâmetro Inferior ( $D_2$ )	18
Seção Cilíndrica (mm)	Altura ( $A_2$ )	75
	Diâmetro ( $D_5$ )	70
Seção Cônica (mm)	Altura ( $A_3$ )	725
Saída Anular (mm)	Diâmetro ( $D_3$ )	18
Saída Tubular (mm)	Diâmetro ( $D_4$ )	10
	Altura ( $A_4$ )	50

FONTE: A autora (2019).

### 3.2 GERAÇÃO DO DOMÍNIO COMPUTACIONAL

Para estudar numericamente o comportamento dos fluidos no interior do separador ciclônico filtrante, faz-se necessário criar uma representação do domínio computacional, o mais fiel possível da geometria do equipamento, de forma que as equações de momento, massa e conservação das espécies químicas fossem corretamente aplicadas, sem que a malha interfira nos resultados obtidos.

Para a criação do domínio e geração da malha do separador ciclônico, foi utilizado o *software* Ansys Icem CFD®.

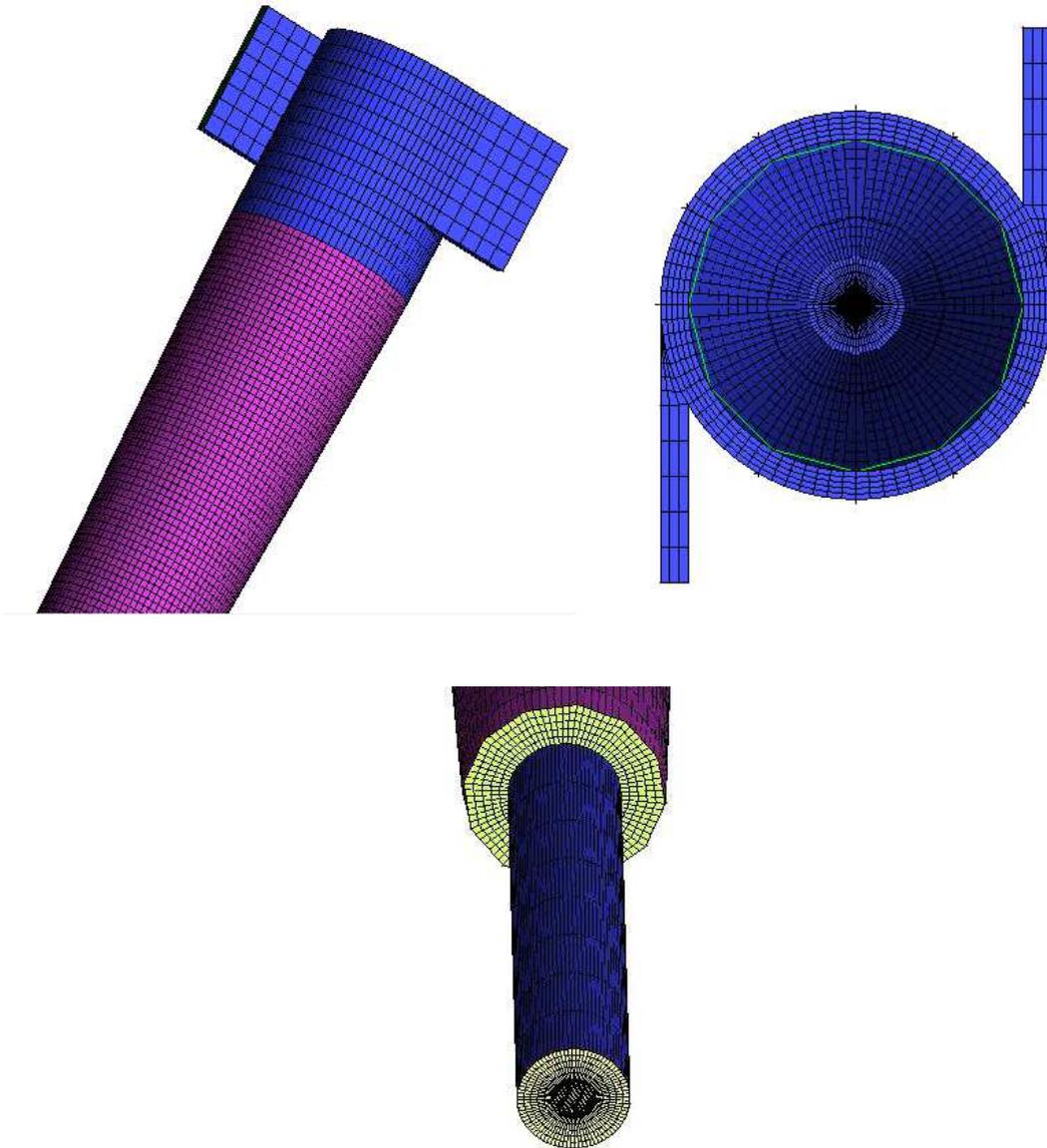
Para garantir que malha conduza resultados numéricos coerentes e que, ao mesmo tempo, apresente um menor esforço computacional, foram confeccionadas três malhas estruturadas com diferentes refinamentos para se obter uma boa distribuição dos elementos sobre o domínio de estudo. Foi realizado um teste de malha, utilizando o método do índice de convergência de malha (ICM) proposto por Roache (2004) a fim de mostrar que malhas de refinamento diferente promovem resultados que não sejam diferentes dentro dos critérios utilizados.

Na Figura 19 está representada uma das malhas confeccionadas e detalhes da região de entrada e saída de fluidos, onde pode ser observada a boa distribuição dos elementos sobre o domínio de estudo. A malha gerada possui refinamento na região central, com o intuito de capturar melhor os gradientes de velocidade próximos desta região, gerada pela formação do vórtice interno. A outra zona de refinamento ocorre nas paredes, para capturar o perfil de velocidade e concentração nas regiões de parede, influenciada também pela condição de aderência. As demais regiões são modificadas para garantir suavidade e coerência nos tamanhos de elementos, sendo desta forma possível garantir os critérios de qualidade para as diferentes malhas. Estes parâmetros se baseiam basicamente nos parâmetros de qualidade de malhas.

### 3.3 MODELAGEM MATEMÁTICA DO ESCOAMENTO BIFÁSICO

O modelo matemático usado para descrever o escoamento bifásico (Água/Óleo) no interior do separador ciclônico sem membrana, corresponde a uma generalização das equações de conservação de massa e quantidade de movimento linear (Navier-Stokes), aplicadas ao modelo Euleriano-Euleriano de transferência interfacial.

FIGURA 19 – REPRESENTAÇÃO DA MALHA DE ESTUDO



FONTE: A autora (2019).

Nesse modelo, considera-se que as equações de conservação de massa e momento linear são resolvidas para cada uma das fases presentes (contínua e dispersa) e o acoplamento entre as fases se dá pela transferência interfacial. Além destas considerações foram igualmente adotadas as seguintes hipóteses:

- 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;
- Coeficiente de arraste constante igual a 0,44, devido ao escoamento turbulento estabelecido;
- As paredes das geometrias são estáticas e com rugosidade nula.

Outras considerações foram adicionadas as anteriores quando o domínio de estudo considera a presença da membrana cerâmica (meio poroso) com base nos trabalhos de Cunha (2014), Damak et al. (2004), Souza (2014) e Lira (2018) descritas a seguir:

- A corrente de água é considerada como uma mistura multicomponente de água e óleo, aqui o óleo tem o papel do soluto;
- A mistura multicomponente água/óleo é considerada que sua composição é variável;
- A viscosidade e densidade da mistura são constantes;
- O coeficiente de difusão do óleo na água foi considerado constante;
- O meio poroso (membrana cerâmica) possui distribuição isotrópica dos poros e da permeabilidade;
- A obstrução dos poros pelo soluto foi desprezada;
- A camada de polarização de concentração está presente e a espessura é considerada uniforme e homogênea, assim, a resistência decorrente da presença desta camada foi definida na interface fluido-membrana (resistência da polarização de concentração);
- A velocidade de permeação local é determinada pela teoria das resistências em série;
- Foi adotado a condição de não deslizamento na superfície da membrana;
- Não há reação nem adsorção do soluto na superfície de contato no meio poroso;

Para o separador ciclônico foram usadas as equações de conservação de massa e conservação de movimento, descritas abaixo:

– Equação de Conservação de Massa:

$$\nabla \cdot (f_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = 0, \quad (3.1)$$

onde o sub-índice grego  $\alpha$  representa a fase envolvida na mistura bifásica água/óleo,  $f$ ,  $\rho$ , e  $\vec{U}$  são respectivamente a fração volumétrica, densidade e o vetor velocidade.

– Equação de Conservação de Movimento:

$$\nabla \cdot [f_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \otimes \vec{U}_\alpha)] = -f_\alpha \nabla p_\alpha + \nabla \cdot \{f_\alpha \mu_{ef} [\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T]\} + \vec{M}_\alpha, \quad (3.2)$$

onde  $p_\alpha$  é a pressão da fase  $\alpha$  e  $M_\alpha$  descreve a força de arraste por unidade de volume sobre a fase  $\alpha$  devido à interação com a fase  $\beta$ , sendo definida por:

$$\vec{M}_\alpha = \overline{M_{\alpha\beta}^D} = C_{\alpha\beta}^{(d)} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha), \quad (3.3)$$

onde  $C_{\alpha\beta}^{(d)}$  corresponde ao coeficiente de arraste adimensional dado por:

$$C_{\alpha\beta}^{(d)} = \frac{3 C_D}{4 d_p} f_\beta \rho_\alpha |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha|, \quad (3.4)$$

e  $\nabla \cdot \{f_\alpha \mu_{ef} [\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T]\}$  corresponde a transferência do momento induzida pela transferência de massa interfacial, e  $\mu_{ef}$  é a viscosidade efetiva, definida por:

$$\mu_{ef} = \mu + \mu_t, \quad (3.5)$$

onde  $\mu$  é a viscosidade dinâmica e  $\mu_t$  a viscosidade turbulenta. A viscosidade turbulenta é função da intensidade turbulenta do escoamento e é desconhecida. É necessário a utilização de modelos para prever o seu valor.

Além das equações já descritas, para o separador ciclônico filtrante foi utilizada a equação de transporte de massa, conforme Equações (3.6) e (3.7):

– Equação de Transporte de Massa:

$$\vec{U} \cdot \nabla C = D_{AB} \nabla^2 C, \quad (3.6)$$

sendo  $C$  a concentração do soluto e  $D_{AB}$  o coeficiente de difusão de massa, definido como:

$$D_{AB} = \frac{\mu}{\rho S_C}, \quad (3.7)$$

onde  $\mu$  é a viscosidade dinâmica e  $S_C$  corresponde ao número de Schmidt.

Considerando a Equação (2. 17) com  $T = 20^\circ\text{C}$ , o coeficiente de difusão utilizado foi  $D_{AB} = 1,12 \times 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$ .

O modelo de turbulência escolhido para fase contínua foi o Modelo de turbulência SST, uma vez que, próximo a interface fluido/membrana é descrito o modelo  $k - \omega$  e de acordo com a necessidade, onde este modelo não apresenta bons resultados, o modelo  $k - \varepsilon$  é aplicado. A escolha do modelo dar-se devido ao fato do caso estudado apresentar gradiente de pressão e concentração mais acentuados próximos a interface fluido/membrana.

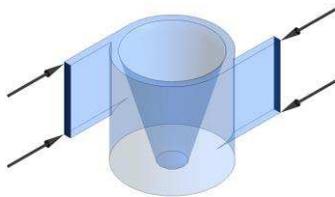
### 3.4 CONDIÇÕES DE CONTORNO

Nas condições de contorno, apresentadas a seguir, as componentes de velocidade radial foram calculadas usando a Equação (3. 8) que utiliza as componentes de velocidade  $U_x$  e  $U_y$  em coordenadas cartesianas.

$$U_r = U_x \cdot \cos \theta + U_y \cdot \sin \theta \quad (3.9)$$

Foram definidas as seguintes condições de contorno nas fronteiras do domínio:

1) Entrada:



$$U_z = U_C; \quad (3.10)$$

$$U_r = 0; \quad (3.11)$$

$$C = f_0, \quad (3.12)$$

onde  $U_C$  é uma constante e corresponde a velocidade normal a seção de entrada,  $f_0$  é a fração volumétrica do soluto.

2) Permeado: Adotou-se que o fluxo de permeado é igual ao fluxo de solvente na membrana dada pela Equação (3. 13). Assumiu-se igualmente que a condição de não deslizamento para a velocidade axial (Equação (3. 14)) como sendo nula e para a velocidade radial (Equação (3. 15)) como sendo igual a velocidade de permeação ( $U_r = U_w$ ).



$$RU_r C = RU_w C = D_{AB} \frac{\partial C}{\partial r}, \quad (3.13)$$

$$U_y = 0; \quad (3.14)$$

$$U_r = U_w = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_p)}; \quad (3.15)$$

onde,  $\Delta P$  é a pressão transmembrana,  $R$  é o coeficiente de rejeição do soluto pela membrana,  $R_m$  é a resistência da membrana, dada pela Equação (3.16) e  $R_p$  é a resistência específica devido à camada de polarização de concentração, definida pela Equação (3.18).

$$R_m = \frac{e}{k_m}, \quad (3.16)$$

onde  $e$  corresponde à espessura da membrana e  $k_m$  é a permeabilidade da membrana que foi assumida com valor igual a  $1,39 \times 10^{-15} \text{m}^2$  (LIRA, 2018).

A pressão transmembrana  $\Delta P$ , é definida como sendo a diferença entre a pressão média do permeado ( $\bar{P}_p$ ) e a pressão externa ( $P_{ex}$ ) a membrana que é a pressão atmosférica, dada pela Equação (3.17):

$$\Delta P = \bar{P}_p - P_{ex}, \quad (3.17)$$

A resistência específica devido a concentração de polarização  $R_p$  é definida como a variação da resistência ao longo da espessura da camada de polarização, dada por:

$$R_p = \int_{R-\delta_p}^R r_p d\delta_p, \quad (3.18)$$

Considerando que a camada de polarização tem uma resistência constante ao longo da espessura, a Equação (3.18) assume a forma:

$$R_p = r_p \delta_p, \quad (3.19)$$

onde,  $\delta_p$  corresponde a espessura da camada de polarização por concentração.

O valor de  $r_p$  é calculado utilizando a equação de Kozeny- Carman, descrita por:

$$r_p = 180 \frac{(1 - \varepsilon_p)^2}{d_p^2 \varepsilon_p^3}, \quad (3. 20)$$

onde  $\varepsilon_p$  é relativa à porosidade da camada de polarização de concentração e  $d_p$  é o diâmetro das partículas do soluto.

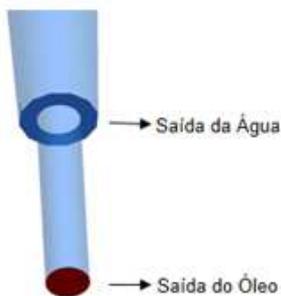
O valor da espessura da camada de polarização de concentração,  $\delta_p$ , que mede a distância da superfície da membrana até a posição onde os fluxos convectivo e difusivo estão em equilíbrio e a concentração da camada é próxima da concentração de entrada, foi calculado considerando que as expressões (2. 9) e (2. 16) do coeficiente de transferência de massa. Logo:

$$\delta_p = \frac{1}{0,023} D_h \cdot Re^{-0,8} \cdot Sc^{-1/3}, \quad (3. 21)$$

A espessura da camada polarizada é considerada constante ao longo de toda a membrana e  $D_h$  é o diâmetro hidráulico, calculado através da Equação (A - 2).

### 3) Concentrado e diluído:

Nas saídas foram consideradas a pressão de  $P = 2,1$  bar (LUNA, 2014) e as condições dadas pelas Equações (3. 21) e (3. 22):



$$\frac{\partial U_y}{\partial y} = 0, \quad (3. 22)$$

$$\frac{\partial C}{\partial y} = 0. \quad (3. 23)$$

### 4) Paredes:



$$U_x = U_y = U_z = 0 \quad (3. 24)$$



Na Tabela 3 estão representados os parâmetros e as propriedades adotadas no modelo matemático. Além disso, levou-se em consideração que a concentração de soluto é inserida na forma de fração mássica.

TABELA 3 – PARÂMETROS E PROPRIEDADES DOS COMPONENTES DA MISTURA

Membrana	Permeabilidade	$1,39 \times 10^{-15} m^2$ (LIRA, 2018)
	Espessura	0,255 mm (LIRA, 2018)
Água	Densidade	997 kg/m <sup>3</sup>
	Viscosidade	$8,889 \times 10^{-4} Pa.s$
	Massa Molar	18,05 kg/kmol
Óleo	Densidade	868,7 kg/m <sup>3</sup>
	Viscosidade	0,985 Pa.s
	Massa Molar	873 kg/kmol

FONTE: A autora (2019).

### 3.5 CASOS ESTUDADOS

Os separadores foram avaliados através de simulações numéricas empregando o pacote computacional Ansys CFX 15.0. Para os cálculos foram utilizadas máquinas com processador Intel Core I7-3770 3.40 Ghz e 16 GB de memória RAM disponibilizados nos laboratórios LCTF (Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos) e LPFI (Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem) da Universidade Federal de Campina Grande. As simulações foram feitas utilizando fixando o critério de convergência em relação ao erro residual - *Root Mean Square* (RMS) em  $10^{-7} Kg/s$  para as variáveis adicionais e de escoamento.

Na Tabela 4 é apresentado alguns dos diferentes casos estudados desconsiderando a espessura da camada de polarização por concentração. Os casos 01 e 03 foram utilizados no estudo do Índice de Convergência de malhas (com e sem a parede porosa, respectivamente); O caso 02 foi utilizado, juntamente com o caso 08, para comparar o comportamento fluidodinâmico com o separador ciclônico e do separador ciclônico filtrante. Os demais casos foram simulados utilizando o separador ciclônico filtrante, variando a velocidade de entrada, a fração volumétrica de óleo da mistura e o coeficiente de rejeição da membrana.

TABELA 4 – RELAÇÃO DOS CASOS ESTUDADOS DESCONSIDERANDO A ESPESSURA DA CAMADA DE POLARIZAÇÃO POR CONCENTRAÇÃO

Casos	Velocidade de Entrada (m/s)	Fração Volumétrica do óleo (%)	Índice de Rejeição da Membrana: R (-)
CASO 01	5	5	—
CASO 02	15	7,5	—
CASO 03	5	5	1
CASO 04	8	5	1
CASO 05	10	5	1
CASO 06	12	5	1
CASO 07	15	5	1
CASO 08	15	7,5	1
CASO 09	15	10	1
CASO 10	15	15	1
CASO 11	15	20	1
CASO 12	15	5	0,96
CASO 13	15	5	0,97
CASO 14	15	5	0,98
CASO 15	15	5	0,99

FONTE: A autora (2019).

Na Tabela 5 é apresentado os casos estudados considerando o efeito da espessura da camada de polarização por concentração em algumas variáveis de interesse. Inicialmente fixou-se a fração volumétrica de óleo, a espessura da camada polarizada e o coeficiente de rejeição e variou-se a velocidade de alimentação dos fluidos; Posteriormente fixou-se a velocidade de alimentação dos fluidos, a espessura da camada polarizada e o coeficiente de rejeição e variou-se a fração volumétrica de óleo. Finalmente, fixando a velocidade de alimentação, a fração volumétrica de óleo e a espessura da camada polarizada, variou-se o coeficiente de rejeição da membrana.

TABELA 5 – RELAÇÃO DOS CASOS ESTUDADOS CONSIDERANDO A ESPESSURA DA CAMADA DE POLARIZAÇÃO POR CONCENTRAÇÃO

Casos	Velocidade de Entrada (m/s)	Fração Volumétrica do óleo (%)	Coefficiente de Rejeição da Membrana: R (-)	Espessura da camada Polarizada (mm)
CASO 16	5	5	1	$1,88 \times 10^{-1}$
CASO 17	10	5	1	$1,88 \times 10^{-1}$
CASO 18	12	5	1	$1,88 \times 10^{-1}$
CASO 19	15	5	1	$7,82 \times 10^{-2}$
CASO 20	15	7,5	1	$7,82 \times 10^{-2}$
CASO 21	15	20	1	$7,82 \times 10^{-2}$
CASO 22	15	5	0,99	$7,82 \times 10^{-2}$
CASO 23	15	5	0,98	$7,82 \times 10^{-2}$
CASO 24	15	5	0,97	$7,82 \times 10^{-2}$
CASO 25	15	5	0,96	$7,82 \times 10^{-2}$

FONTE: A autora (2019).

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo é avaliado a qualidade da malha e são apresentados, analisados e discutidos os resultados referentes às simulações numéricas realizadas no separador ciclônico e no separador ciclônico filtrante.

### 4.1 AVALIAÇÃO DA QUALIDADE DA MALHA

A análise da qualidade da malha foi realizada utilizando o método do índice de convergência de malha – ICM. Para isso, foram geradas três malhas com diferentes refinamentos, utilizando a razão de refino entre as malhas 01 e 02 de 1,6 e entre as malhas 02 e 03 igual a 1,8, valores esses que estão dentro do proposto por Roache (1994). A Tabela 6 ilustra os casos analisados, descrevendo o tempo de simulação, em malhas de diferentes números de elementos.

TABELA 6 – INFORMAÇÕES DAS MALHAS CRIADAS PARA ANÁLISE DO ÍNDICE DE CONVERGÊNCIA

Malhas	Número de Elementos	Tempo de Simulação – Separador Ciclônico	Tempo de Simulação – Separador Filtrante
Malha 01 (M1)	337.360	1d 4h 17'26"	3d 8h 4' 2"
Malha 02 (M2)	71352	3h 10'44"	21h 38' 40"
Malha 03 (M3)	10571	23'22"	17'4"

FONTE: A autora (2019).

Foram analisadas as malhas para o separador ciclônico e para o separador ciclônico filtrante. Para resolver as equações de conservação de massa, momento linear e transferência de massa, além das condições de contorno descritas no capítulo anterior, foram consideradas:

- A velocidade de alimentação dos fluidos igual a 5,0 *m/s*.
- A mistura de alimentação do separador ciclônico tem 5% de fração volumétrica de óleo.

Para a análise do comportamento das variáveis de interesse, traçou-se linhas horizontais em três posições axiais ao longo do comprimento do domínio computacional (0,15 m; 0,45 m e 0,75 m), como mostra a Figura 20.

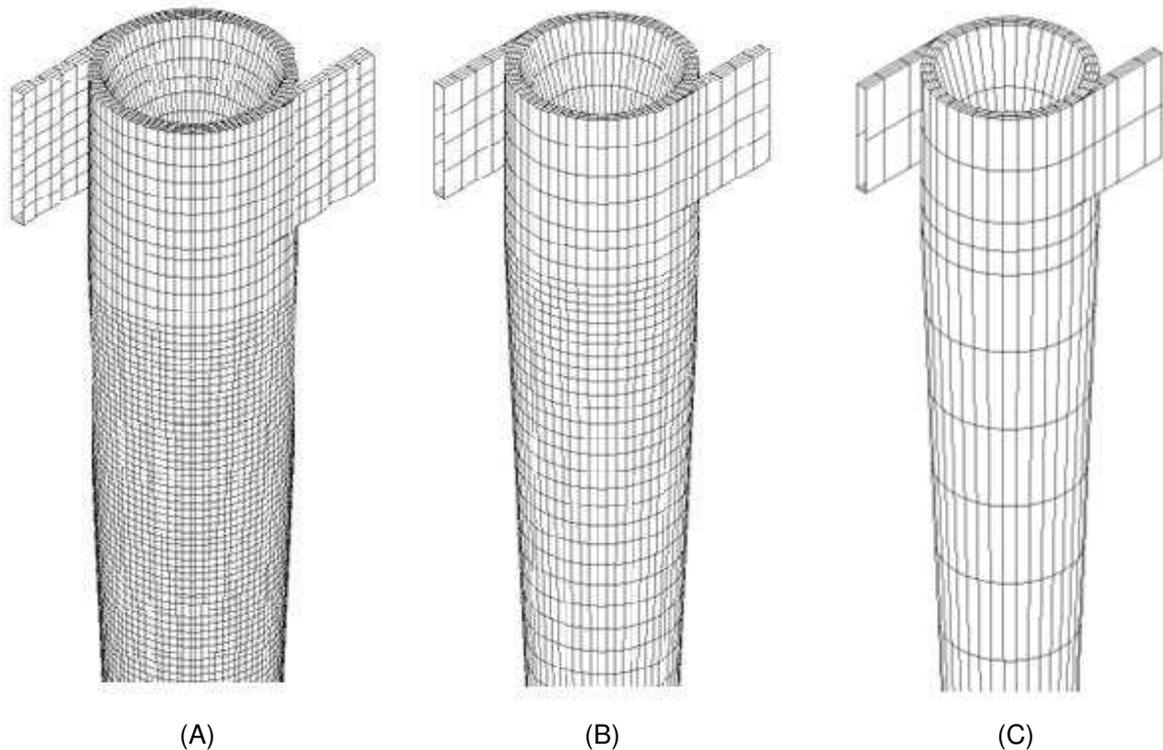
FIGURA 20 – LOCALIZAÇÃO DAS LINHAS DE ESTUDO REALIZADAS AO LONGO DO SEPARADOR CICLÔNICO



FONTE: A autora (2019).

Detalhes das malhas confeccionadas são apresentados na Figura 21. Um maior refinamento foi realizado na região cônica do domínio de estudo, devido a possibilidade da presença de altos gradientes de concentração juntos a essa região.

FIGURA 21 – DETALHES DAS MALHAS PRODUZIDAS: (A) MALHA 01; (B) MALHA 02; (C) MALHA 03.



FONTE: A autora (2019).

#### 4.1.1 Índice de convergência de malha do separador ciclônico

Para o estudo do efeito da malha sobre os resultados do processo de separação água/óleo no separador ciclônico, foi utilizado o modelo matemático baseado nos estudos de Luna (2014). Para isto, as considerações descritas na seção 3.3 para a modelagem matemática do escoamento no separador ciclônico foram

utilizadas. Levou-se em consideração ainda, as Equação (3. 1) a (3. 5) que descrevem a conservação de massa e de momento linear. As propriedades físico-químicas dos fluidos (água e óleo) a 293,15 K que foram utilizadas, estão representadas na Tabela 3 e considerou-se a Tensão Superficial de 0,01  $N/m$ .

A Tabela 7 e a Tabela 8 apresentam os resultados do estudo de convergência para a vazão volumétrica de óleo na saída de óleo e a vazão volumétrica de água na saída de óleo, respectivamente. É possível observar uma redução na condição de convergência, visto que  $ICM_{21} < ICM_{32}$ , o que indica que a dependência dos resultados no tamanho dos elementos da malha foi reduzido e se aproxima de uma solução independente da malha. Além disso, os valores de  $ICM_{21}$  e  $ICM_{32}$  estão dentro do limite de 10% conforme relatado por Karatekin (1997). Pelos critérios estabelecidos por Paudel e Saenger (2017), o valor de  $C$  indica convergência monotônica da solução. Por fim, é possível observar que a solução extrapolada está próxima da solução exata para esta variável, devido à proximidade dos valores de  $ICM_{32}$  e  $r^p ICM_{21}$ .

TABELA 7 – RESULTADOS DO ESTUDO DA CONVERGÊNCIA DE MALHA PARA A VAZÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO NA SAÍDA DO ÓLEO

$M1$ (kg/s)	$M2$ (kg/s)	$M3$ (kg/s)	$p$	$\phi_{ext}^{21}$ (kg/s)	$ICM_{21}$	$ICM_{32}$	$C$
0,109	0,107	0,098	3,340	0,109	0,374	1,400	0,16

FONTE: A autora (2019).

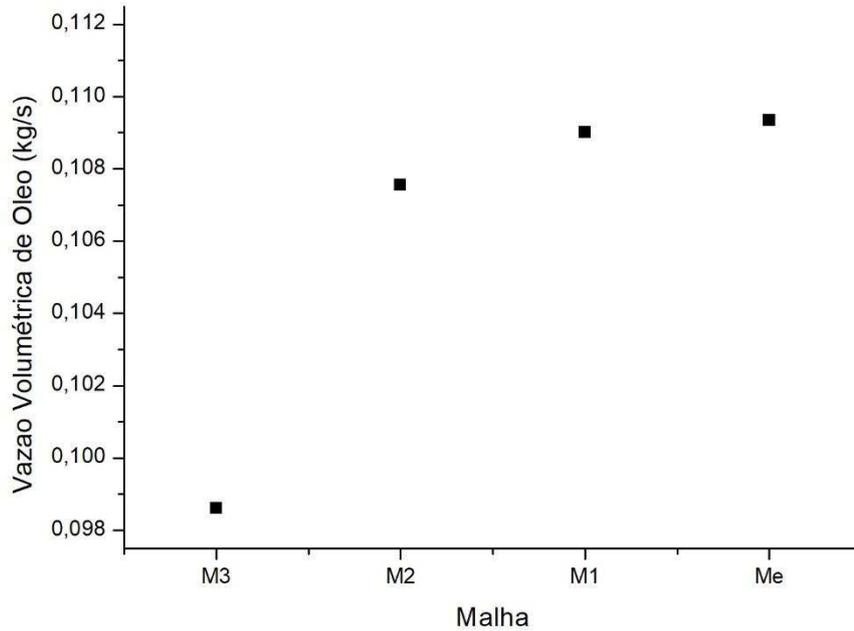
TABELA 8 – RESULTADOS DO ESTUDO DA CONVERGÊNCIA DE MALHA PARA A VAZÃO VOLUMÉTRICA DE ÁGUA NA SAÍDA DO ÓLEO

$M1$ (kg/s)	$M2$ (kg/s)	$M3$ (kg/s)	$p$	$\phi_{ext}^{21}$ (kg/s)	$ICM_{21}$	$ICM_{32}$	$C$	$r^p ICM_{21}$
0,635	0,643	0,667	2,110	0,632	0,322	1,676	0,29	1,240

FONTE: A autora (2019).

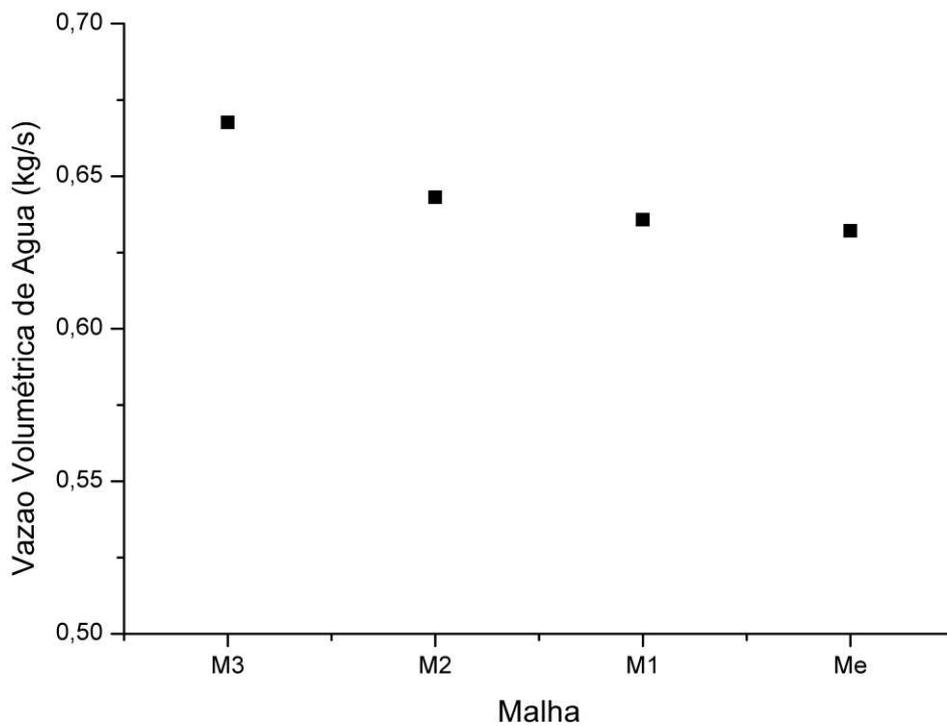
A Figura 22 e a Figura 23 apresentam os resultados obtidos para vazão volumétrica de óleo na saída de óleo e a vazão volumétrica de água na saída de óleo, respectivamente, para diferentes tamanho de malhas: M1, M2 e M3 em comparação com a solução extrapolada indicada por Me.

FIGURA 22 – VAZÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO NA SAÍDA DO ÓLEO PARA DIFERENTES TAMANHO DE MALHAS UTILIZADAS NA DETERMINAÇÃO DO ICM



FONTE: A autora (2019).

FIGURA 23 – VAZÃO VOLUMÉTRICA DE ÁGUA NA SAÍDA DO ÓLEO PARA DIFERENTES TAMANHO DE MALHAS UTILIZADAS NA DETERMINAÇÃO DO ICM



FONTE: A autora (2019).

É possível observar que, quanto mais refinada a malha, mais a solução se aproxima do valor assintótico da solução extrapolada, sendo a solução da malha M1 a que mais se aproximou. A solução extrapolada representa uma estimativa da solução exata da variável estudada. É possível observar ainda, um aumento da vazão volumétrica de óleo na saída do óleo e um decréscimo de óleo na saída da água, fato esse, que conduz a melhores resultados de eficiência de separação, conforme ver-se-a adiante.

A Tabela 9 apresentam os resultados do estudo de convergência para a eficiência reduzida, descrita na Equação (2. 4), de separação água/óleo do separador ciclônico.

TABELA 9 – RESULTADOS DO ESTUDO DA CONVERGÊNCIA DE MALHA PARA A EFICIÊNCIA REDUZIDA

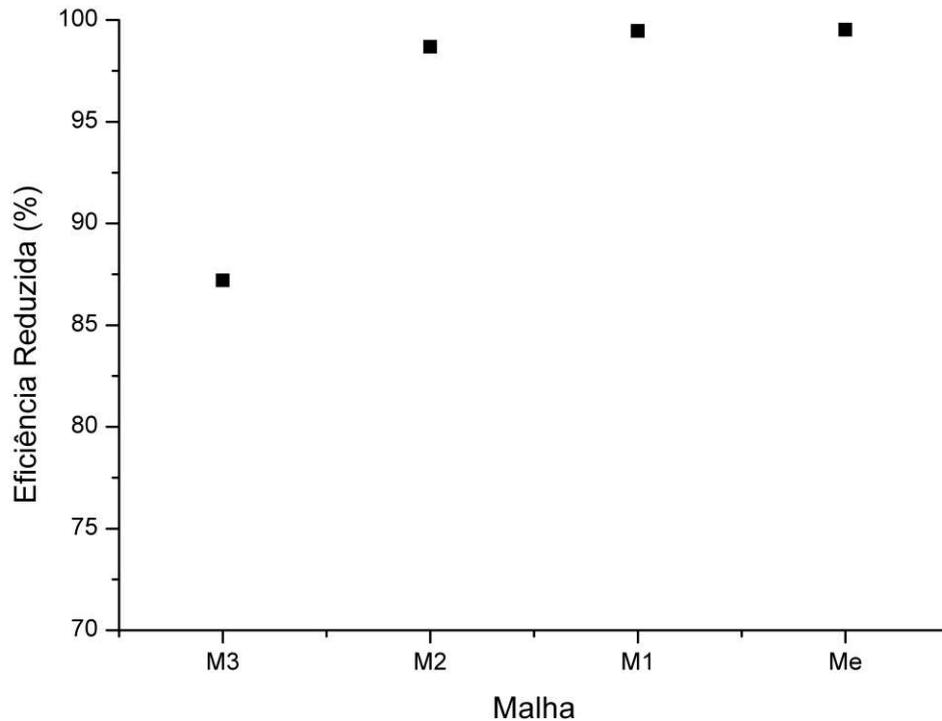
<i>M1</i>	<i>M2</i>	<i>M3</i>	<i>p</i>	$\phi_{ext}^{21}$	<i>ICM</i> <sub>21</sub>	<i>ICM</i> <sub>32</sub>	<i>C</i>
(%)	(%)	(%)		(%)			
99,46	98,69	87,20	5,13	99,99	0,21	0,57	0,06

FONTE: A autora (2019).

Para esta variável, também houve uma redução na condição de convergência, visto que  $ICM_{21} < ICM_{32}$ , o que indica redução da dependência dos resultados no tamanho dos elementos da malha e a aproximação de uma solução independente da malha. Também é possível observar que os valores de  $ICM_{21}$  e  $ICM_{32}$  estão dentro do limite de 10% conforme proposto por Karatekin (1997) e pelos critérios estabelecidos por Paudel e Saenger (2017), o valor de *C* indica convergência monotônica da solução.

Na Figura 24 é apresentado uma comparação da eficiência de separação água/óleo de cada malha em relação ao valor assintótico da solução, a qual é representada pela malha extrapolada. Estes resultados confirmam o que já foi observado na vazão volumétrica de óleo na saída de água e na vazão volumétrica de água na saída de óleo, os quais indicam que a malha mais refinada é a que apresenta eficiência de separação mais próxima do valor assintótico da solução extrapolada.

FIGURA 24 – EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO PARA DIFERENTES TAMANHO DE MALHAS UTILIZADAS NA DETERMINAÇÃO DO ICM

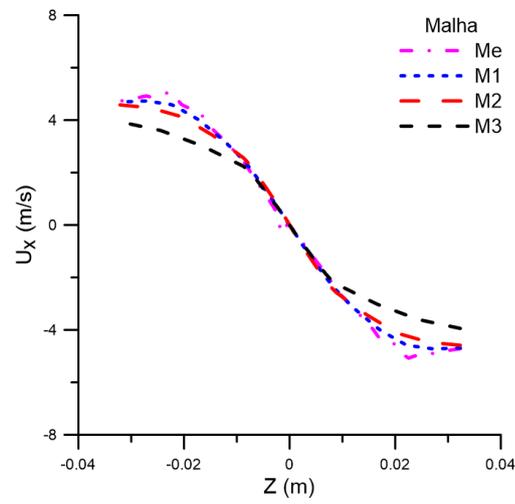


FONTE: A autora (2019).

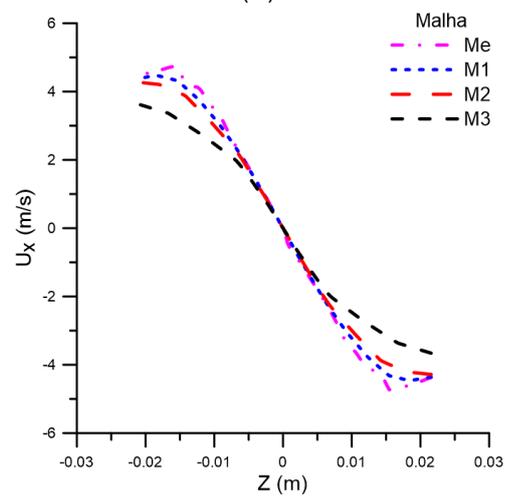
Na Figura 25 está ilustrado o comportamento dos perfis de velocidade na direção  $x$  (ou velocidade tangencial da água) para as malhas 01, 02, 03 em comparação com o resultado obtido para a malha extrapolada. É possível observar uma aproximação dos resultados das malhas ao resultado assintótico com aumento do número de elementos, sendo a malha M1 a que mais se aproximou da solução extrapolada. Pode-se verificar também uma melhor aproximação da solução extrapolada ao longo das posições axiais. Este fato ocorre, devido a zona de turbulência criada no início do separador ciclônico, logo após a entrada dos fluidos.

A Figura 26 apresenta os resultados da velocidade tangencial da água na malha M1 com  $ICM_{21}$  plotado em forma de barras de erro. Para as posições analisadas, a média do valor de  $p$  variou entre 1,55 e 1,75. O valor médio do  $ICM_{21}$  variou entre 6,88% e 9,43%, valores esses dentro do critério estabelecido por Karatekin (1997).

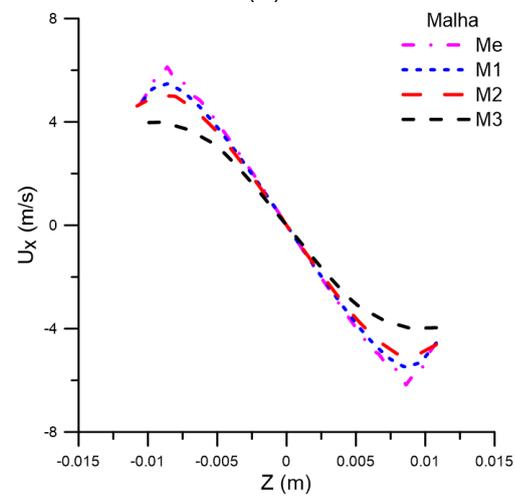
FIGURA 25 – PERFIS DA VELOCIDADE TANGENCIAL DA ÁGUA PARA AS MALHAS M1, M2, E M3 EM COMPARAÇÃO À SOLUÇÃO ASSINTÓTICA. NAS POSIÇÕES (A)  $Z = 0,15$  M; (B)  $Z = 0,45$  M E (C)  $Z = 0,75$  M.



(A)



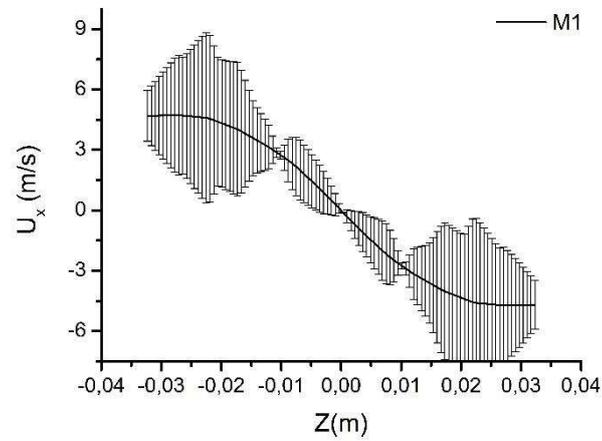
(B)



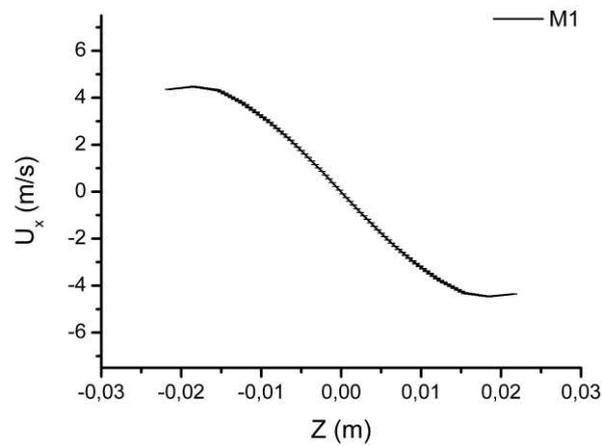
(C)

FONTE: A autora (2019).

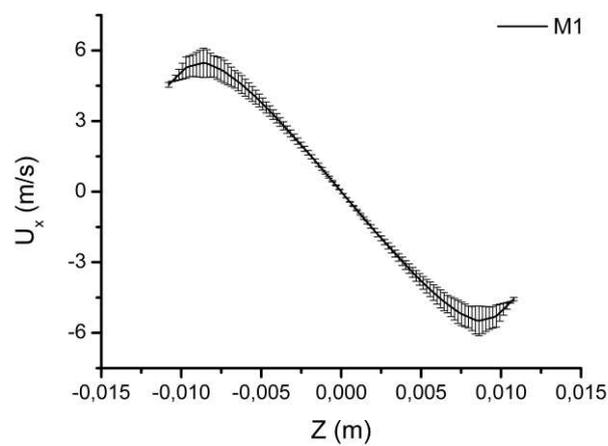
FIGURA 26 – VELOCIDADE TANGENCIAL DA ÁGUA PARA A MALHA M1 COM ICM<sub>21</sub> EM FORMA DE BARRA DE ERRO. NAS POSIÇÕES (A) Z = 0,15 M; (B) Z = 0,45 M E (C) Z = 0,75 M.



(A)



(B)



(C)

FONTE: A autora (2019).

#### 4.1.2 Índice de convergência de malha do separador ciclônico filtrante

Os testes de malha foram simulados considerando a modelagem matemática e as condições de contorno descritas no capítulo anterior para o escoamento bifásico água/óleo no separador ciclônico filtrante.

A Tabela 10 e a Tabela 11 apresentam os resultados do estudo de convergência para a vazão volumétrica de óleo, na saída do óleo, e a vazão volumétrica de água, na saída de óleo, respectivamente. Em ambos os casos, é possível observar uma redução na condição de convergência, visto que  $ICM_{21} < ICM_{32}$ , o que indica que a dependência dos resultados no tamanho dos elementos da malha foi reduzido e se aproxima de uma solução independente da malha. Além disso, os valores de  $ICM_{21}$  e  $ICM_{32}$  estão dentro do limite de 10% conforme relatado por Karatekin (1997). Pelos critérios estabelecidos por Paudel e Saenger (2017), o valor de  $C$  indica convergência monotônica da solução. Por fim, é possível observar que a solução extrapolada está próxima da solução exata para esta variável, devido à proximidade dos valores de  $ICM_{32}$  e  $r^p ICM_{21}$ .

TABELA 10 – RESULTADOS DO ESTUDO DA CONVERGÊNCIA DE MALHA PARA A VAZÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO NA SAÍDA DE ÓLEO

$M1$ (kg/s)	$M2$ (kg/s)	$M3$ (kg/s)	$p$	$\phi_{ext}^{21}$ (kg/s)	$ICM_{21}$	$ICM_{32}$	$r^p ICM_{21}$
0,106	0,103	0,101	1,36	0,108	0,641	1,683	1,298

FONTE: A autora (2019).

TABELA 11 – RESULTADOS DO ESTUDO DA CONVERGÊNCIA DE MALHA PARA A VAZÃO VOLUMÉTRICA DE ÁGUA NA SAÍDA DE ÓLEO

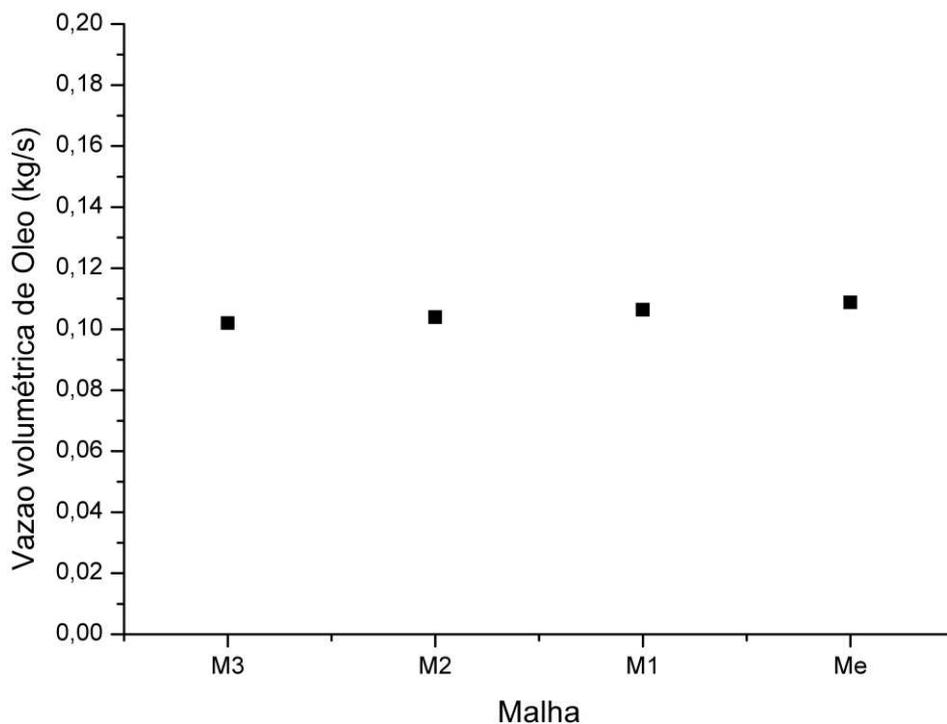
$M1$ (kg/s)	$M2$ (kg/s)	$M3$ (kg/s)	$p$	$\phi_{ext}^{21}$ (kg/s)	$ICM_{21}$	$ICM_{32}$	$C$	$r^p ICM_{21}$
0,626	0,632	0,653	1,96	0,622	0,291	1,611	0,32	0,805

FONTE: A autora (2019).

A Figura 27 e Figura 28 apresentam os resultados obtidos para vazão volumétrica de óleo na saída óleo e a vazão volumétrica de água na saída do óleo, respectivamente, para diferentes tamanho de malhas: M1, M2 e M3 em comparação com a solução extrapolada, indicada por Me. Estes resultados indicam que quanto

mais refinada a malha, mais a solução se aproxima do valor assintótico da solução extrapolada, sendo a solução da malha M1 a que mais se aproximou. A solução extrapolada representa uma estimativa da solução exata da variável estudada. É possível observar ainda, um aumento da vazão volumétrica de óleo na saída óleo e um decréscimo de óleo na saída da água, fato esse, que conduz a melhores resultados de eficiência de separação, conforme veremos adiante.

FIGURA 27 – VAZÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO NA SAÍDA DO ÓLEO PARA DIFERENTES TAMANHO DE MALHAS UTILIZADAS NA DETERMINAÇÃO DO ICM



FONTE: A autora (2019).

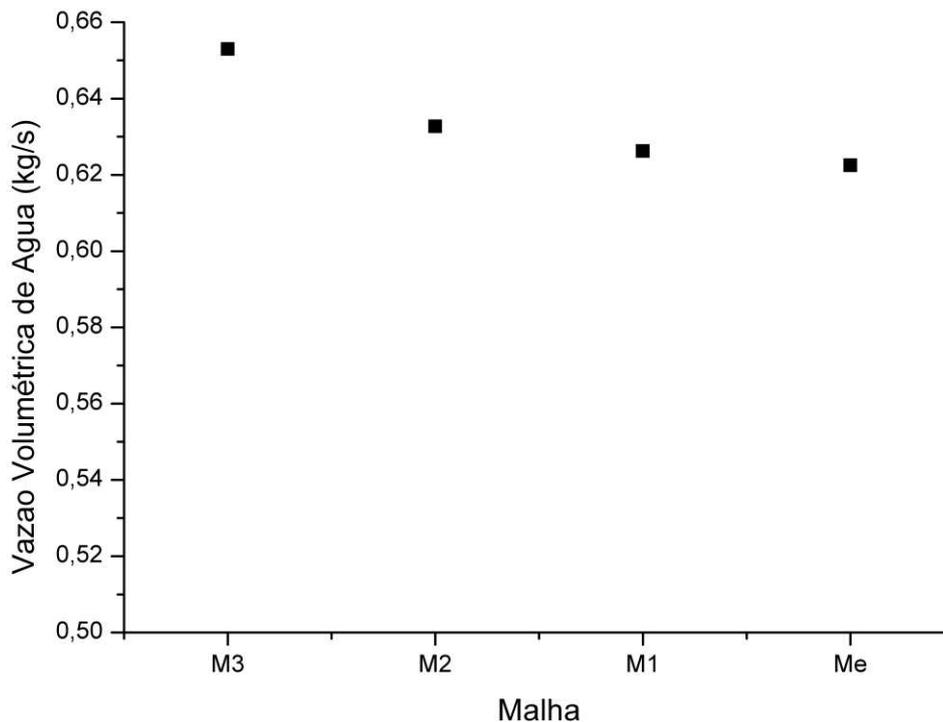
A Tabela 12 apresenta os resultados do estudo de convergência para a eficiência de separação reduzida. Nota-se uma redução na condição de convergência, visto que  $ICM_{21} < ICM_{32}$ , o que indica que a independência dos resultados no tamanho dos elementos da malha foi reduzido e se aproxima de uma solução independente da malha. Além disso, os valores de  $ICM_{21}$  e  $ICM_{32}$  estão dentro do limite de 10% conforme relatado por Karatekin (1997).

TABELA 12 – RESULTADOS DO ESTUDO DA CONVERGÊNCIA DE MALHA PARA A EFICIÊNCIA REDUZIDA

$M1$ (%)	$M2$ (%)	$M3$ (%)	$p$	$\phi_{ext}^{21}$ (%)	$ICM_{21}$	$ICM_{32}$
97,16	94,15	91,70	1,24	100	0,86	2,68

FONTE: A autora (2019).

FIGURA 28 – VAZÃO VOLUMÉTRICA DE ÁGUA NA SAÍDA DO ÓLEO PARA DIFERENTES TAMANHO DE MALHAS UTILIZADAS NA DETERMINAÇÃO DO ICM



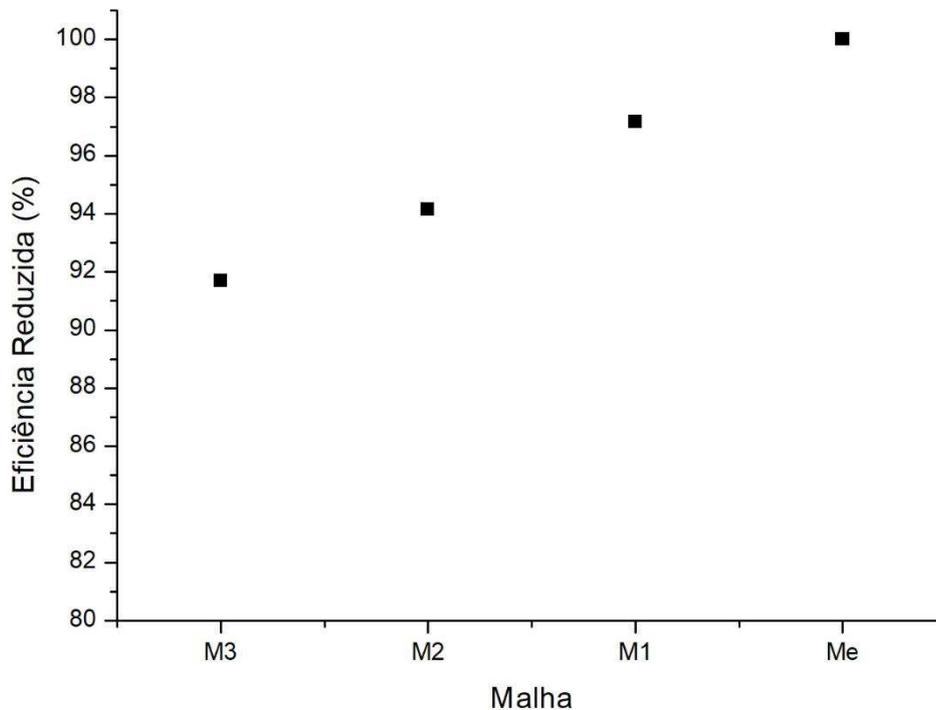
FONTE: A autora (2019).

A Figura 29 apresenta uma comparação da eficiência de separação água/óleo de cada malha em relação ao valor assintótico da solução, a qual é representada pela malha extrapolada. De modo semelhante ao observado no estudo do ICM do separador ciclônico, estes resultados confirmam o que já foi observado na vazão volumétrica de óleo na saída de água e na vazão volumétrica de água na saída de óleo, os quais indicam que a malha mais refinada é que apresenta uma maior eficiência de separação e conseqüentemente este valor se aproxima do valor assintótico da solução extrapolada.

A Figura 30 apresenta os resultados da velocidade tangencial da água ao longo das posições  $y = 0,15$  m,  $y = 0,45$  m e  $y = 0,75$  m na malha M1 com  $ICM_{21}$  plotado em forma de barras de erro. Para as posições analisadas, a média do valor de  $p$  variou

de 0,71 a 1,34. O valor médio do  $ICM_{21}$  variou entre 6,3% e 9,63%. Quando comparado com a Figura 26, que apresenta a velocidade tangencial da água da malha M1 com  $ICM_{21}$  apresentado em forma de barras de erro do separador ciclônico, observa-se uma mudança nas barras de erro, fato esse que pode ser explicado devido ao fato da parede filtrante modificar o comportamento da velocidade tangencial, conforme será descrito na seção posterior.

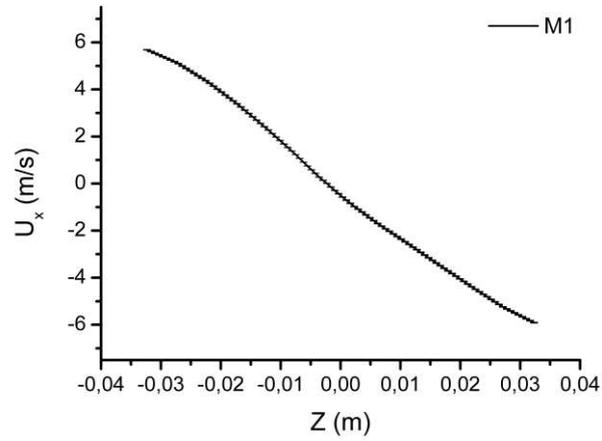
FIGURA 29 – EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO PARA DIFERENTES TAMANHO DE MALHAS UTILIZADAS NA DETERMINAÇÃO DO ICM



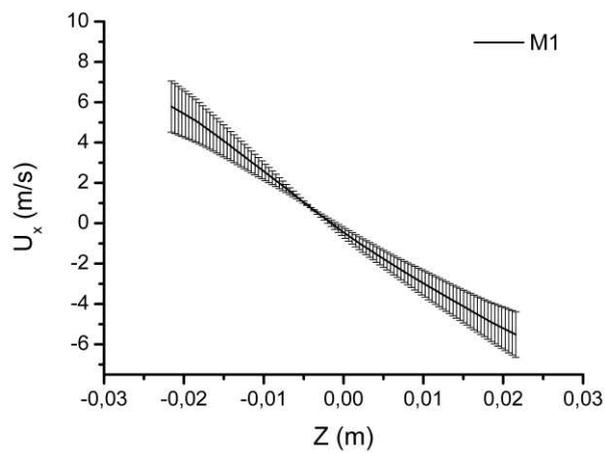
Fonte: A autora (2019).

De acordo com a análise das malhas, no separador ciclônico e no separador ciclônico filtrante, pode-se afirmar que, em ambos os casos, a malha mais refinada (M1), que contém aproximadamente 337 mil elementos, está dentro do intervalo assintótico, visto que  $ICM_{21} < ICM_{32}$  e os pontos estiveram a baixo de 10%, limite esse determinado nos estudos de Karatekin (1997). Assim, pode-se concluir que a malha M1 apresentou solução, para as variáveis estudadas, totalmente independente de malha.

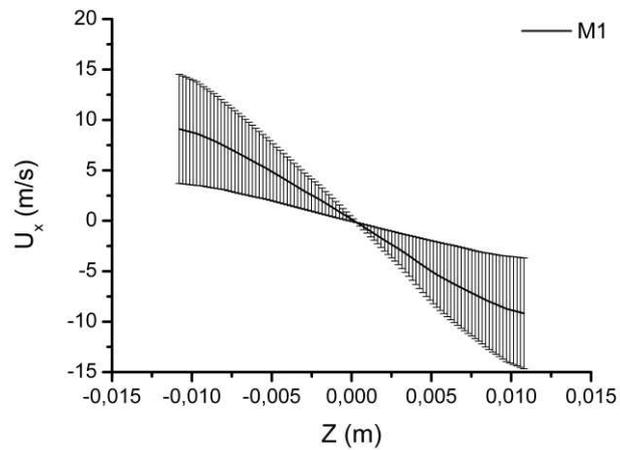
FIGURA 30 – VELOCIDADE NA DIREÇÃO X OU TANGENCIAL DA ÁGUA PARA A MALHA M1 COM  $ICM_{21}$  EM FORMA DE BARRA DE ERRO. NAS POSIÇÕES (A)  $Z = 0,15$  M; (B)  $Z = 0,45$  M E (C)  $Z = 0,75$  M



(A)



(B)



(C)

FONTE: A autora (2019).

## 4.2 ESTUDO COMPARATIVO ENTRE O SEPARADOR CICLÔNICO E O SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE

Nesta seção, é apresentado o funcionamento hidrodinâmico do separador ciclônico filtrante, comparando os resultados obtidos com o funcionamento de um separador ciclônico com a parte cônica impermeável. Os resultados numéricos utilizados foram obtidos utilizando as condições de contorno já descritas no capítulo anterior e considerando uma velocidade de entrada de 15 m/s e 7,5% de fração volumétrica de óleo na mistura. É avaliado a influência que a filtração, na parede porosa, exerce sobre algumas variáveis de interesse, como os perfis de pressão, perfis de velocidade, perfis de concentração de óleo e a performance de separação dos equipamentos.

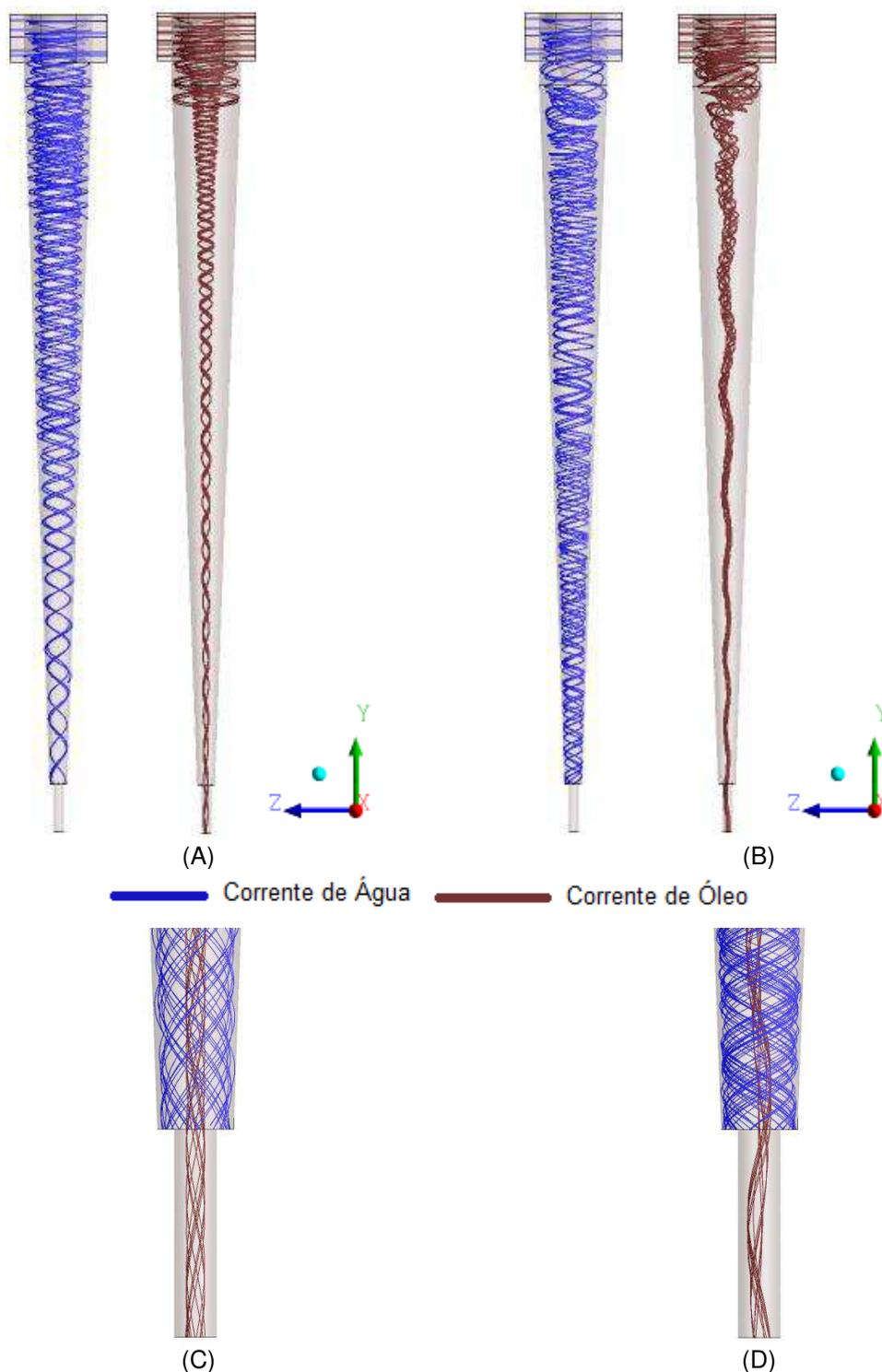
Na Figura 31, nota-se a presença de duas correntes fluidas, distintas, em forma espiral, espiralado descendente, próximo à parede e o espiralado ascendente na região central. Comportamento semelhante encontrado na literatura em hidrociclones convencionais, como nos trabalhos de Moraes (2004), Cullivan et al. (2004), Wang e Yu (2006), Ahmed et al. (2008), Souza et al. (2011), Farias et al. (2011), Vieira et al. (2012) e Luna (2014).

Devido a diferença de densidade, o fluxo espiral da corrente contínua (água) tende a escoar mais próximo da parede do separador, enquanto a corrente da fase dispersa (óleo) escoar no interior do separador. Percebe-se que este comportamento é mantido até o final do equipamento, apresentando assim, uma coleta ideal dos fluidos nas saídas de óleo e de água. No entanto, ao se comparar os dispositivos formados sem ou com a parede cônica porosa, Figura 31.(A) e Figura 31.(B) respectivamente, observa-se que a corrente de óleo no centro do separador apresenta um comportamento instável do núcleo de óleo se comparado com o separador ciclônico sem a parede cônica porosa. Fato este que pode ser explicado pela presença do fluxo de permeado perpendicular à membrana cerâmica. Todavia, percebe-se com o auxílio da Figura 31.(C) e Figura 31.(D), que o comportamento da coleta dos fluidos na região de saída dos separadores ciclônicos não é alterado.

A Figura 32 ilustra as distribuições de pressão ao longo do plano longitudinal yz. Nota-se que a pressão decresce radialmente em direção ao centro a partir da parede do separador, alcançando seu menor valor próximo as saídas. Comportamento semelhante foi observado por Souza et al. (2011); Farias et al. (2011)

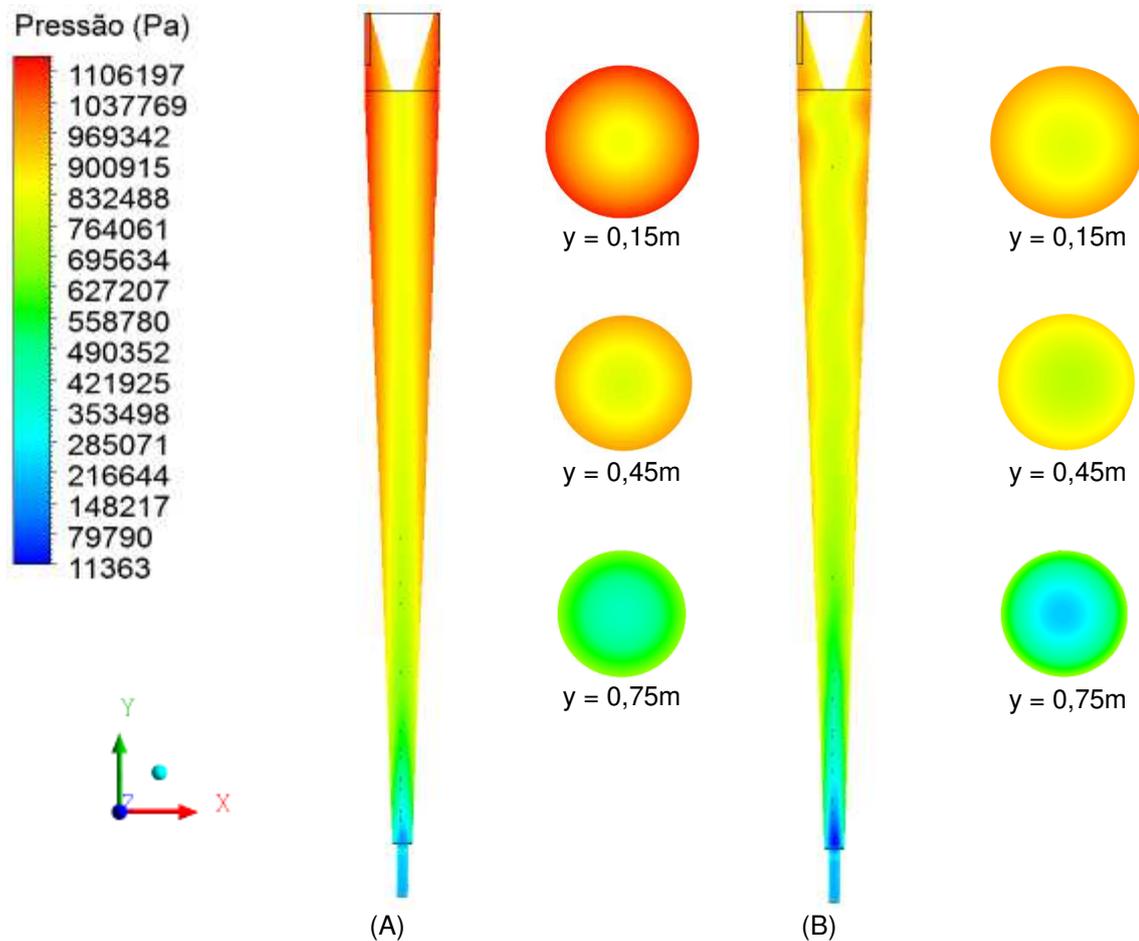
e Barbosa (2011) ao estudarem hidrociclones tradicionais e por Luna (2014) com geometria semelhante ao da presente pesquisa considerando a parede cônica impermeável.

FIGURA 31 – LINHAS DE FLUXO DE ÁGUA E ÓLEO NO INTERIOR DO SEPARADOR CICLÔNICO (A) SEPARADOR CICLÔNICO; (B) SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE (C) SAÍDA DO SEPARADOR CICLÔNICO; (D) SAÍDA DO SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE.



FONTE: A autora (2019).

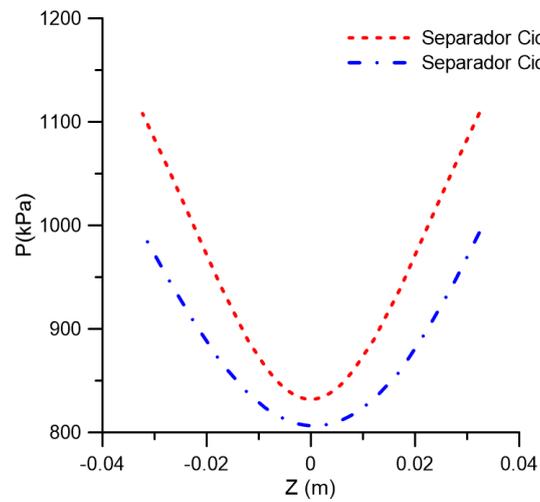
FIGURA 32 – CAMPO DE PRESSÃO SOBRE O PLANO XY E SOBRE OS PLANOS XZ (A) SEPARADOR CICLÔNICO; (B) SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE



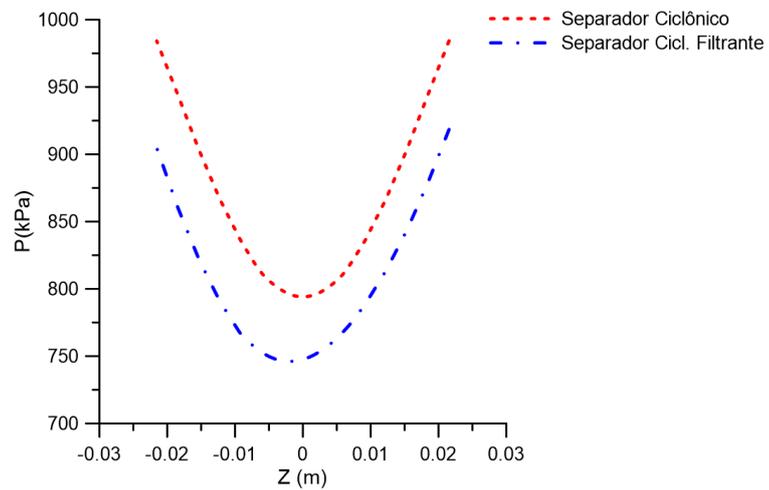
FONTE: A autora (2019).

Ao se comparar os separadores ciclônicos sem e com a membrana cerâmica, Figura 32.(A) e Figura 32.(B), respectivamente, observou-se que, para uma mesma velocidade de alimentação, o gradiente de pressão nas proximidades das paredes cilíndricas e cônica apresentam menor intensidade para o separador ciclônico filtrante do que o sem a membrana cerâmica. Comportamento semelhante também foi obtido por Calvalcante (2017) ao estudar um hidrociclone filtrante no processo de separação de partícula sólida/água. A menor intensidade do gradiente de pressão no separador filtrante deve-se ao fato que, os poros da membrana representam uma saída adicional de líquido, antes não disponível durante a operação do separador ciclônico (nestes, a água necessariamente tinha que sair pelos orifícios de *underflow* ou *overflow*). Este fato, pode ser observado também, na Figura 33, que apresenta os perfis de pressão nas posições axiais  $y = 0,15$  m;  $y = 0,45$  m; e  $y = 0,75$  m (Figura 20) ao longo dos separadores.

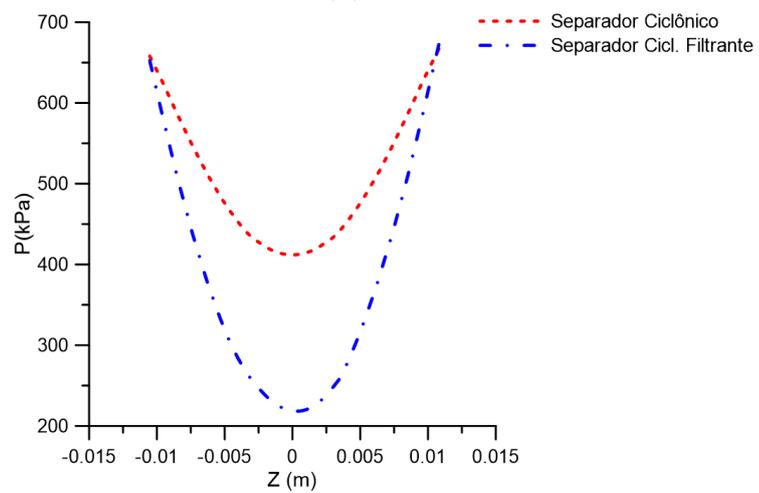
FIGURA 33 – PERFIS DE PRESSÃO NAS POSIÇÕES: (A)  $Y = 0,15$  M; (B)  $Y = 0,45$  M; (C)  $Y = 0,75$  M.



(A)



(B)

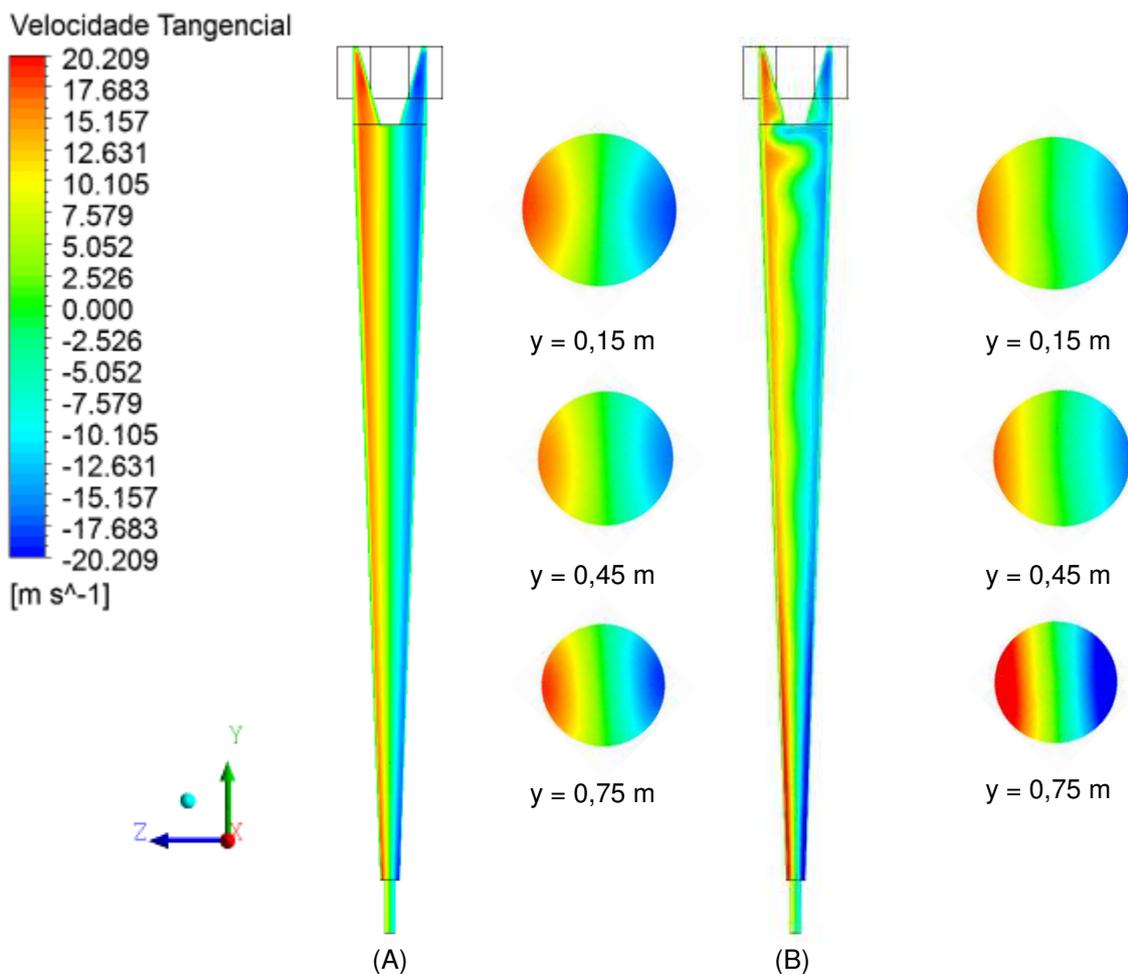


(C)

FONTE: A autora (2019).

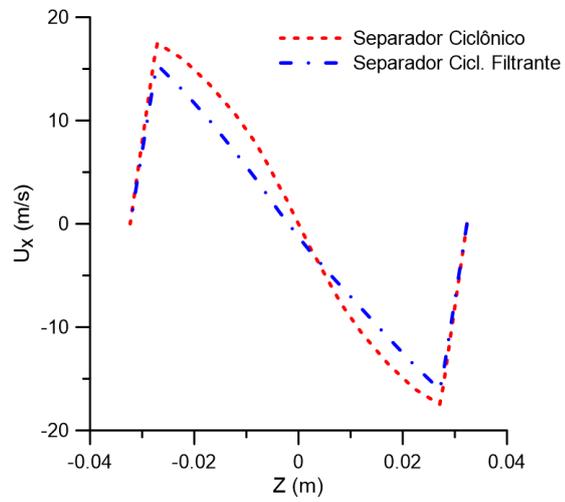
O campo de velocidade tangencial sobre o plano yz, passando pelo eixo central do separador ciclônico, é apresentado na Figura 34. Verifica-se que a velocidade tangencial aumenta de intensidade radialmente no sentido do eixo central (velocidade nula) para as paredes cilíndrica e cônica dos dispositivos avaliados e atingindo valores máximos nas proximidades das paredes do separador ciclônico. Comportamento semelhante é reportado por Svarovsky (1984), Farias et al. (2009), Buriti et al. (2009), Freitas (2009), Barbosa (2011) e Luna (2014). No entanto, ao se comparar os separadores sem e com a membrana cerâmica percebe-se nitidamente a influência do fluxo de permeado na membrana cerâmica sobre o comportamento das componentes de velocidades tangenciais. Este comportamento é ratificado pela Figura 35 que descreve os perfis de velocidade tangencial.

FIGURA 34 – REPRESENTAÇÃO DO CAMPO DA COMPONENTE DA VELOCIDADE TANGENCIAL DA ÁGUA SOBRE O PLANO YZ NO SEPARADOR CICLÔNICO. (A) SEPARADOR CICLÔNICO; (B) SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE.

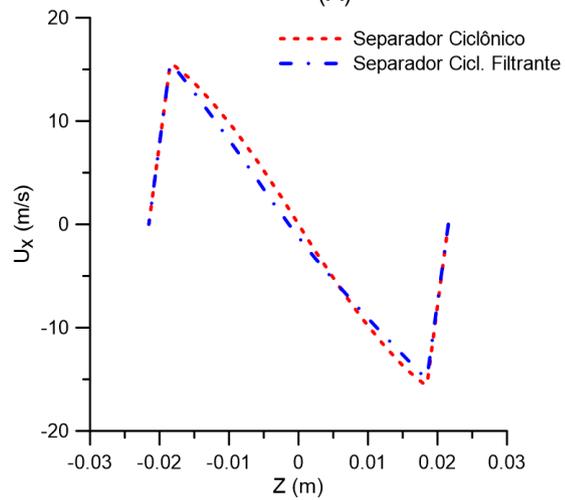


FONTE: A autora (2019).

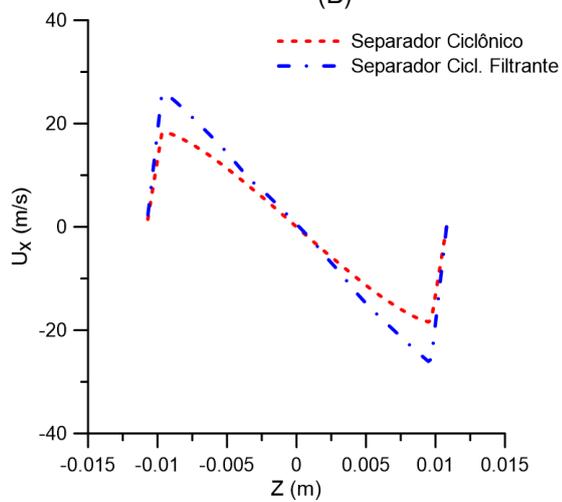
FIGURA 35 – PERFIS DE VELOCIDADE TANGENCIAL NAS POSIÇÕES: (A)  $Y= 0,15$  M; (B)  $Y= 0,45$  M; (C)  $Y= 0,75$  M.



(A)



(B)

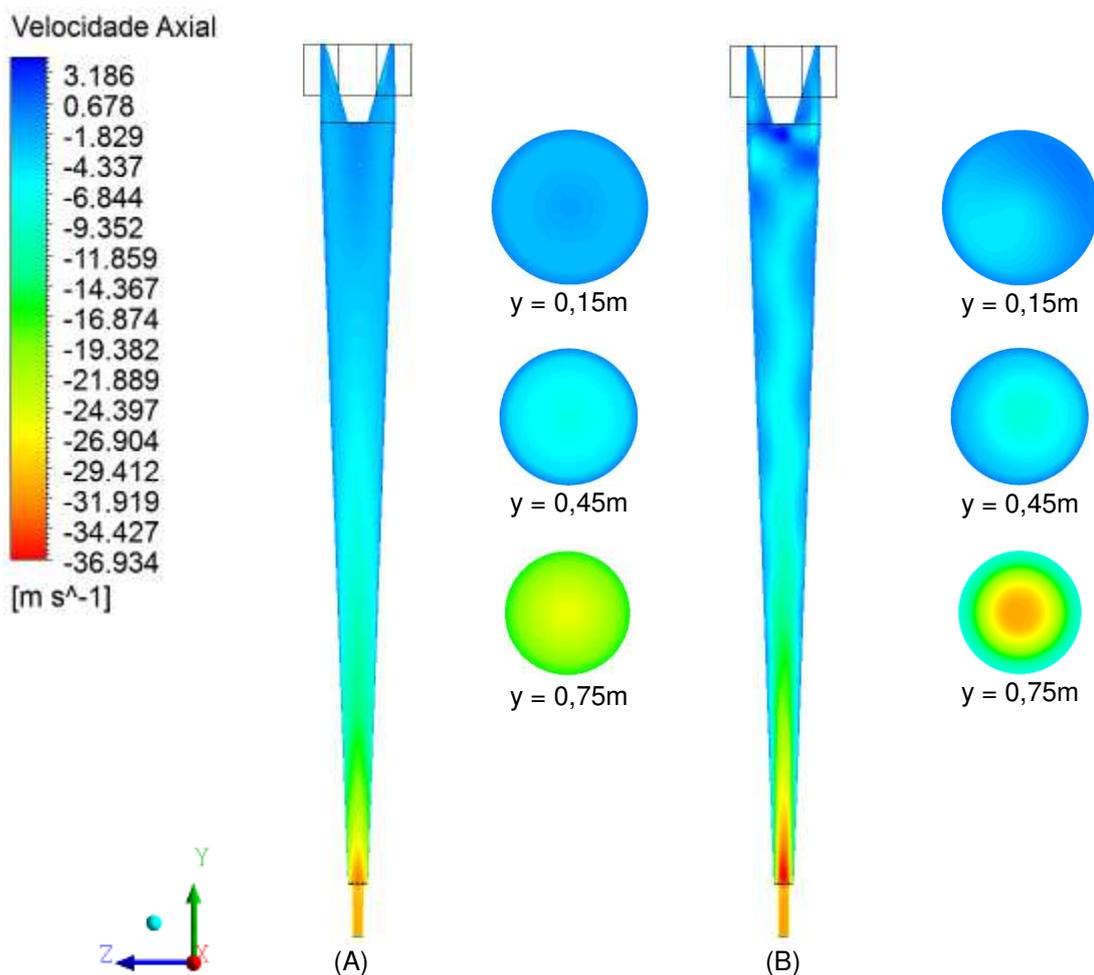


(C)

FONTE: A autora (2019).

O campo de velocidade axial sobre o plano yz, passando pelo eixo central do separador ciclônico, é apresentado na Figura 36. Observa-se, de uma maneira geral, que as componentes de velocidade axial aumentam à medida que se aproxima das saídas de óleo e de água e tendo as maiores intensidades nas proximidades do eixo do separador. Comportamento semelhante foi observado por Luna (2014) ao avaliar um dispositivo de forma semelhante. No entanto, a presença da membrana cerâmica conduz a um caráter desordenado no comportamento, se comparado com o separador ciclônico com parede impermeável.

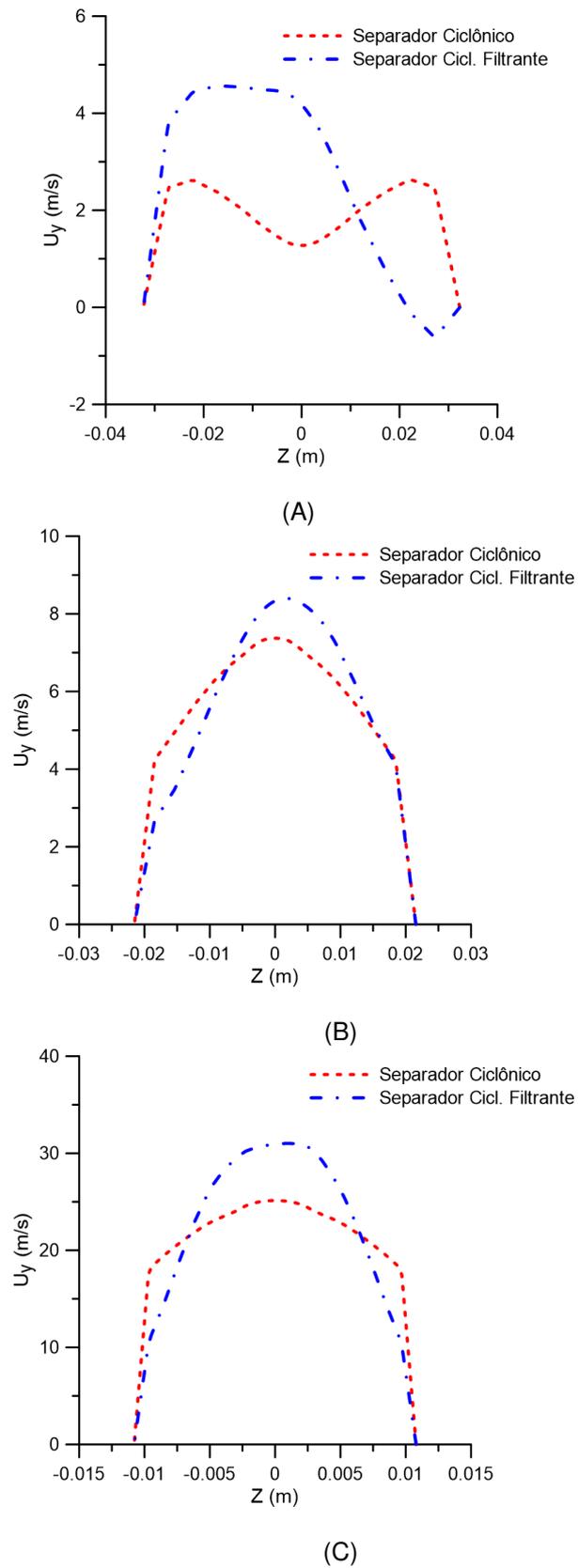
FIGURA 36 – REPRESENTAÇÃO DO CAMPO DA COMPONENTE DA VELOCIDADE AXIAIS DA ÁGUA SOBRE O PLANO YZ NO SEPARADOR CICLÔNICO. (A) SEPARADOR CICLÔNICO; (B) SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE



FONTE: A autora (2019).

É possível observar na Figura 37 que descreve os perfis de velocidade axial nas posições  $y = 0,15$  m,  $y = 0,45$  m e  $y = 0,75$  m, que a filtração modificou os perfis de velocidade axiais no separador ciclônico.

FIGURA 37 – COMPARATIVO ENTRE OS PERFIS DE VELOCIDADE AXIAL NAS POSIÇÕES AXIAIS: (A)  $Y=0,15$  M; (B)  $Y=0,45$  M E (C)  $Y=0,75$  M.



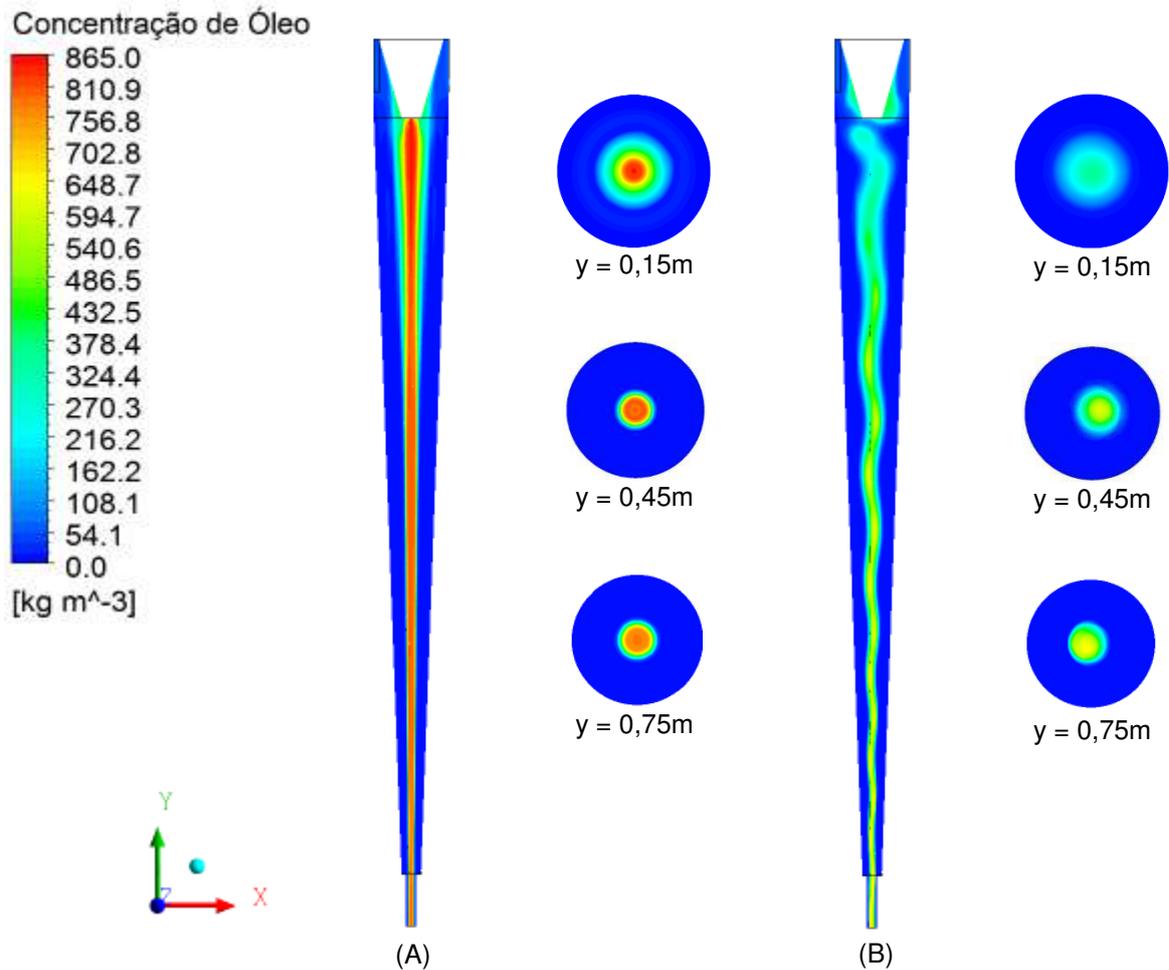
FONTE: A autora (2019).

Verifica-se que o separador ciclônico filtrante apresenta maiores velocidades axiais, na região central do equipamento, quando comparado ao separador ciclônico com parede impermeável. Observa-se, também, que os maiores valores obtidos de velocidade axial estão localizados no final do equipamento (próximo às saídas). Isto ocorre, porque, nessa região, o momento axial prevalece sobre o momento angular, reduzindo assim a intensidade da turbulência, principalmente nas proximidades das saídas de óleo e de água. Este comportamento também foi observado por Zimmermann (2018) e Barbosa (2011).

A Figura 38 representam o campo da concentração de óleo sobre o plano yz passando pelo eixo central do separador ciclônico, do separador ciclônico filtrante e em diferentes planos transversais. É possível observar que o óleo tende a se localizar no centro do separador desde o início do escoamento nos dois dispositivos, como já observado nas linhas de fluxo (Figura 31). Contudo, o comportamento do óleo na região central do separador ciclônico filtrante sofre uma alteração, formando uma corrente de óleo mais diluída e com ondulações. Este fato pode ser explicado pela mudança do comportamento fluidodinâmico dos fluidos devido a presença do fluxo de permeado perpendicular à membrana cerâmica. Bem como pelo aumento da velocidade axial da água observados na Figura 36 e Figura 37.

Os perfis de concentração de óleo representados na Figura 39, ratificam que a concentração de óleo (C) é menor no separador ciclônico com membrana cerâmica, este fato deve-se a migração de água no sentido da parede cônica do equipamento, que faz com que a corrente de óleo se disperse e sofra um maior efeito da mistura dos fluidos. Na Figura 39 também é apresentado os perfis de concentração de óleo dos separadores ciclônico com e sem a membrana cerâmica próximo à parede cônica (região destacada na Figura 39), calculados nas posições axiais de 0,15 m, 0,45 m e 0,75 m. É possível observar, na Figura 39.(A), uma maior concentração de óleo no separador ciclônico sem membrana cerâmica, como já havia sido observado ao longo da posição axial. Contudo, um comportamento diferenciado dos perfis de concentração de óleo nas proximidades da parede cônica, é observado na Figura 39.(C), na região próximo as saídas, em consequência da maior retirada de água pelos poros da membrana nesta região, que fez com que a concentração de óleo aumentasse em relação ao equipamento com parede impermeável, fato esse, que interfere na eficiência de separação dos fluidos, que será comentado em detalhes mais adiante.

FIGURA 38 – REPRESENTAÇÃO DO CAMPO DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO (A) SEPARADOR CICLÔNICO: PLANOS YX; Y= 0,15 M; Y= 0,45 M; Y= 0,75 M. (B) SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE: PLANOS YX; Y= 0,15 M; Y= 0,45 M; Y= 0,75 M.

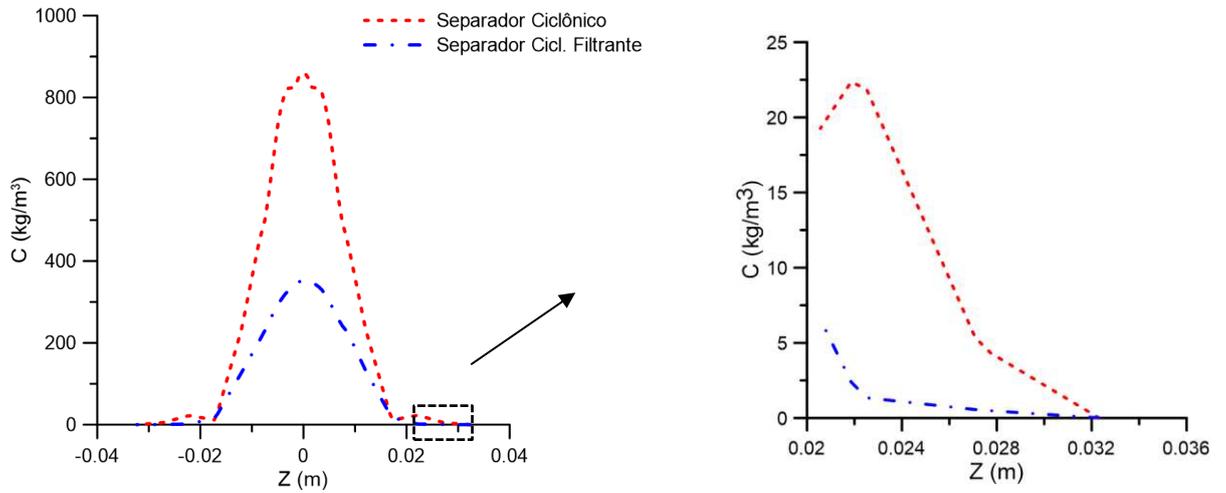


FONTE: A autora (2019).

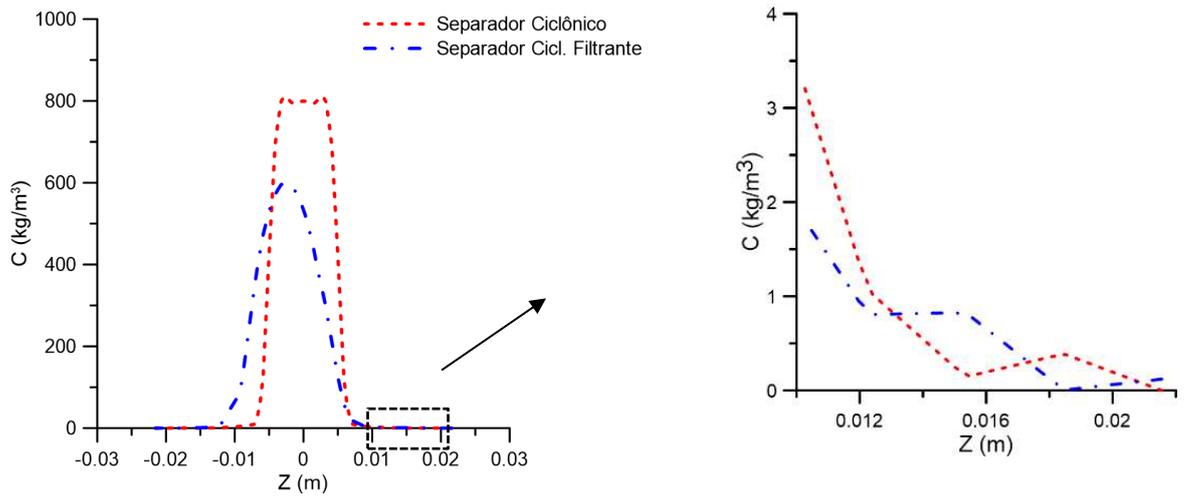
Na Tabela 13 é apresentada as vazões de entrada e saída para cada fluido no separador ciclônico e no separador ciclônico filtrante. É possível observar que a vazão de água na saída axial do separador ciclônico filtrante diminuiu quando comparado com o separador ciclônico, este fato ocorre devido a saída do fluxo de permeado através da membrana e devido ao aumento da concentração de óleo próximo à saída do concentrado.

Na Tabela 14 é apresentada a eficiência total, razão de líquido e eficiência reduzida, Equações (2.1) a (2.3), respectivamente, do separador ciclônico e do separador ciclônico filtrante. É possível observar que a filtração associada ao processo de separação foi capaz de modificar a razão de líquido, a qual foi majorada em relação ao separador ciclônico.

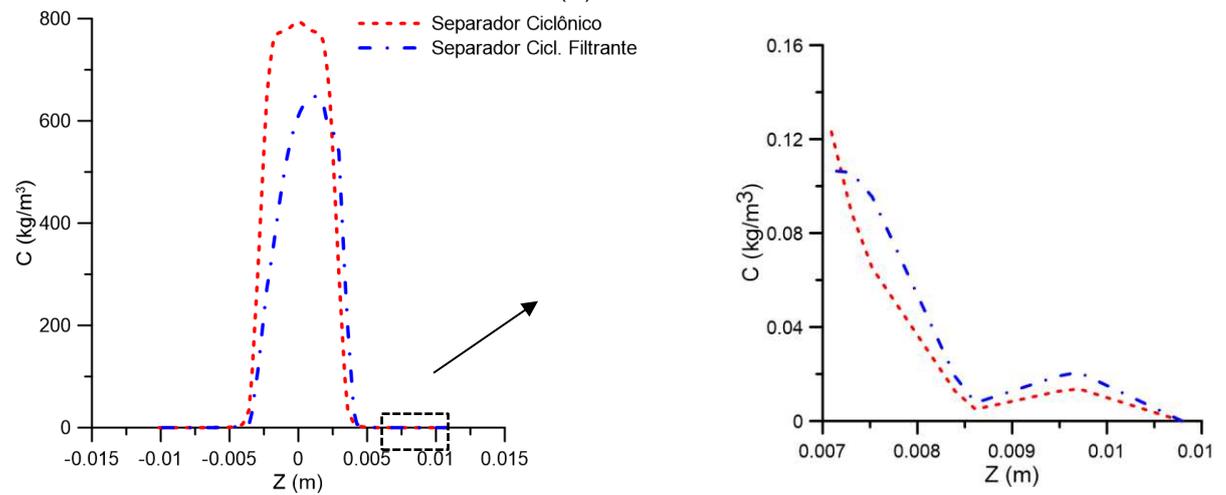
FIGURA 39 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NAS POSIÇÕES: (A)  $Y = 0,15$  M; (B)  $Y = 0,45$  M E (C)  $Y = 0,75$  M.



(A)



(B)



(C)

FONTE: A autora (2019).

TABELA 13 – VALORES DAS VAZÕES VOLUMÉTRICA DOS FLUIDOS NA ENTRADAS E NAS SAÍDAS DOS SEPARADORES

Separador	Vazão de água na Entrada (kg/s)	Vazão de óleo na Entrada (kg/s)	Vazão de água na saída Anular (kg/s)	Vazão de água na saída Tubular (kg/s)	Vazão de Óleo na saída Anular (kg/s)	Vazão de óleo na saída Tubular (kg/s)
Ciclônico	6,91	0,48	5,19	1,72	$2,02 \times 10^{-4}$	0,48
Filtrante	6,91	0,48	4,41	1,76	$1,99 \times 10^{-4}$	0,46

FONTE: A autora (2019).

TABELA 14 – VALORES DAS EFICIÊNCIAS DE SEPARAÇÃO DE ÓLEO E DA RAZÃO DE LÍQUIDO DOS SEPARADORES

Separador	Eficiência Total (%)	Razão de Líquido (%)	Eficiência Reduzida (%)
Ciclônico	99,95	24,94	99,94
Filtrante	96,07	25,46	94,72

FONTE: A autora (2019).

Acredita-se que a migração da corrente de suspensão no sentido da parede ocasionou uma interferência nas relações entre os volumes dos vórtices livre e forçado, os quais em função da turbulência gerada, colaboraram na modificação da fração de líquido que foi direcionada para cada uma das saídas. Deve-se destacar ainda que, o cálculo da eficiência de separação reduzida no separador ciclônico filtrante, não leva em consideração a corrente do permeado, a qual, devido ao fluxo adicional, minimiza a eficiência de separação reduzida. Fato semelhante foi observado por Salvador (2013) e Vieira (2006) ao estudar numericamente e experimentalmente, a otimização dos processos de separação em hidrociclones filtrantes.

Nas mesmas condições operacionais, a eficiência total e a eficiência reduzida do separador ciclônico filtrante sofreram uma diminuição, de aproximadamente 5 pontos percentuais, quando comparadas ao separador ciclônico sem a presença do meio poroso. É possível observar através dos perfis de velocidade tangencial, Figura 35, que o fluido sofreu uma amortização no movimento rotatório dentro do separador,

logo com a diminuição da intensidade do movimento espiralado do fluido, as forças centrífugas no interior do equipamento também diminuem, coletando assim uma menor quantidade de partículas. Isto conduz a um aumento da concentração de óleo próximo a membrana o que pode induzir a formação da camada de concentração de polarização. Este fato não pode ser afirmado, pois foi considerado nestes casos que a espessura da camada limite de concentração polarizada era nula.

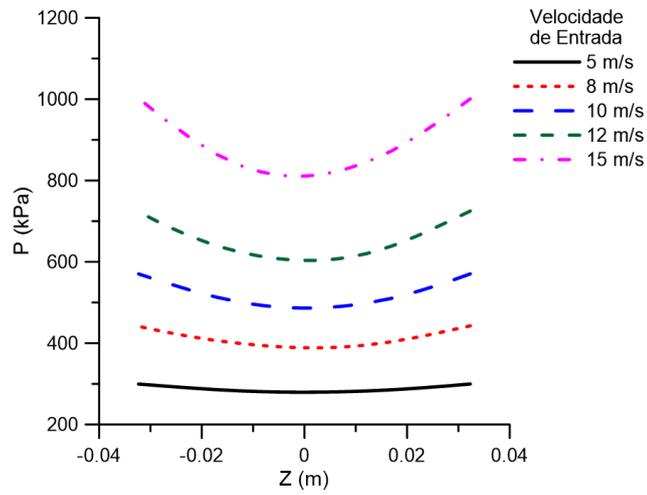
Nas seções 4.3, 4.4 e 4.5, foi assumido, de forma semelhante ao proposto por Damak et al. (2004), Cunha (2014) e Souza (2014) que a membrana retém totalmente o soluto, ou seja, o soluto é 100% rejeitado pela membrana. Foi analisado a influência da velocidade de entrada dos fluidos na alimentação, a influência da fração volumétrica de óleo da mistura, e a influência da camada de concentração por polarização sobre algumas variáveis de interesse.

#### 4.3 EFEITO DA VARIAÇÃO DA VELOCIDADE DE ALIMENTAÇÃO DO SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE

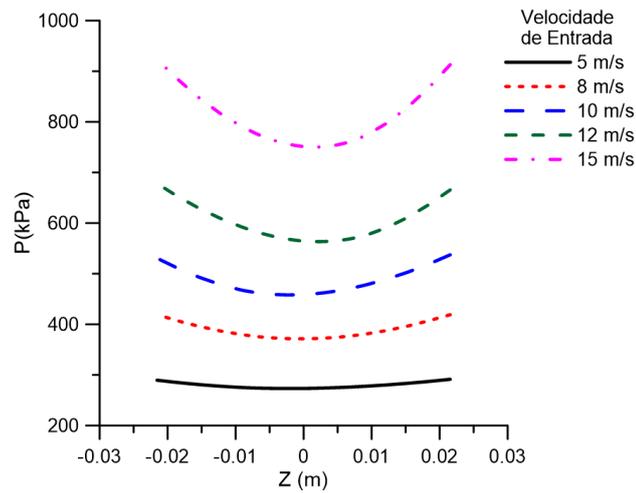
Para a análise da influência da velocidade de alimentação do separador ciclônico filtrante, considerou-se 5% de fração volumétrica de óleo na mistura e 5 m/s, 8m/s, 10 m/s, 12 m/s e 15 m/s de velocidades de alimentação.

A Figura 40 apresenta os perfis de pressão (P) em função da posição radial (Z), dentro do separador ciclônico filtrante, nas posições axiais (0,15 m, 0,45 m e 0,75 m), para diferentes velocidade nas seções de entrada (5,8,10,12 e 15 m/s). Observa-se que a variação da velocidade de entrada tem grande influência no campo da pressão, nota-se a proporcionalidade entre elas, quanto mais se aumenta a velocidade, mais cresce a pressão. Ressalta-se também que a variação do comportamento da pressão entre a parede e o centro do separador é maior com o aumento da velocidade, o mesmo pode ser observado nos trabalhos de Tue e Yoshida (2008), Buriti et al. (2009), Chu et al. (2000) em hidrociclones tradicionais e nos trabalhos de Luna (2014) e Zimmermann (2018), no separador ciclônico, com geometrias semelhantes, mas com condições operacionais e componentes de separação distintos.

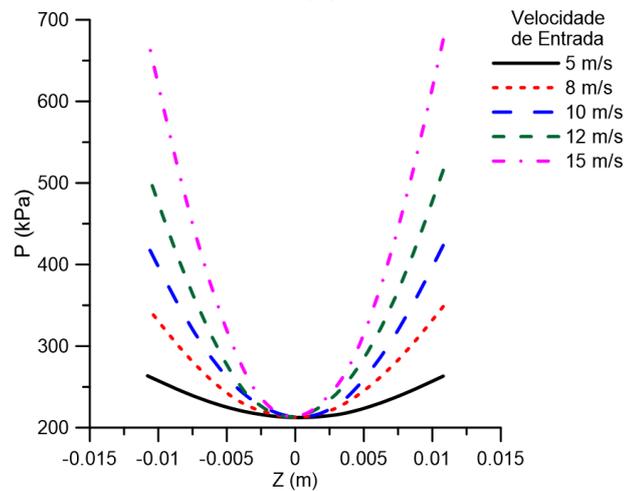
FIGURA 40 – PERFIL DE PRESSÃO EM FUNÇÃO DA POSIÇÃO RADIAL PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ENTRADA. : (A) 0,15M; (B) 0,45M E (C) 0,75 M.



(A)



(B)



(C)

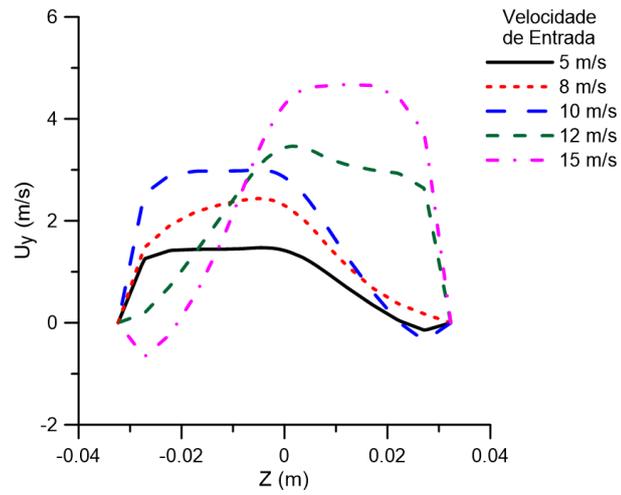
FONTE: A autora (2019).

Na Figura 41 estão representados os perfis das velocidades axiais ( $U_y$ ) da água variando na posição radial, representados nas posições axiais (0,15 m, 0,45 m e 0,75 m) para diferentes velocidades nas seções de entrada (5,8,10,12 e 15 m/s). Verifica-se que o aumento da velocidade inicial aumenta a velocidade axial consideravelmente. Observa-se, também, que os maiores valores obtidos de velocidade axial estão localizados no final do equipamento (próximo às saídas). Isto ocorre, porque, nessa região, o momento axial prevalece sobre o momento angular.

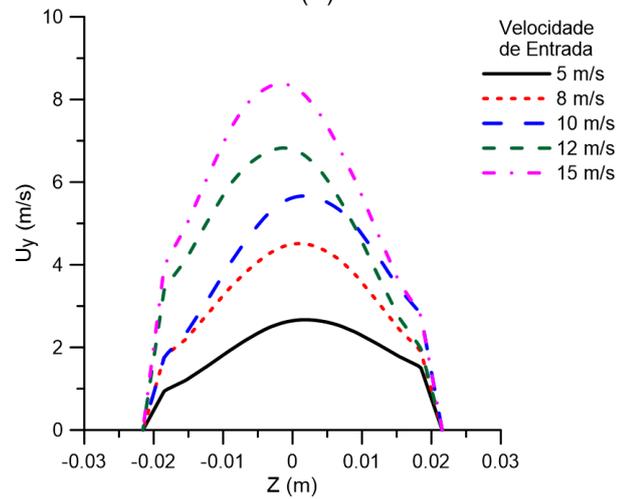
Na Figura 42 são representados os perfis de velocidade tangencial ( $U_x$ ) da água em função da posição radial, nas posições axiais (0,15 m, 0,45 m e 0,75 m) para diferentes velocidade nas seções de entrada (5,8,10,12 e 15 m/s). O aumento da velocidade inicial também aumenta a velocidade tangencial, porém de uma maneira bem menos latente do que a axial. A amplitude da velocidade tangencial aumenta ao longo do separador ciclônico filtrante. Este fato é explicado devido as perdas de quantidade de movimento reduzindo as grandezas das velocidades tangenciais. Comportamento semelhante foi obtido por Barbosa (2011), ao analisar o processo de separação água/óleo usando um hidrociclone de alta performance; bem como nos trabalhos de Luna (2014) na separação água/óleo e por Zimmermann (2018) na separação de chumbo/ar utilizando um separador ciclônico com dimensões semelhantes ao dispositivo do presente trabalho.

Na Figura 43 tem-se o perfil da concentração do óleo em função da posição radial, em metros, nas posições axiais (0,15 m, 0,45 m e 0,75 m) para diferentes velocidade nas seções de entrada (5,8,10,12 e 15 m/s). Percebe-se que, na Figura 43.(A), quanto maior a velocidade de entrada mais rapidamente o óleo se concentrará no centro do equipamento, comportamento semelhante já observados nos trabalhos de Luna (2014) e Zimmermann (2018). Na Figura 43.(B) e Figura 43.(C), é possível observar que o núcleo de óleo se modifica e tem um estreitamento ao longo das posições axiais e isso reflete a tendência da saída do núcleo de óleo, formado na região de central do separador filtrante, de sair através da saída tubular.

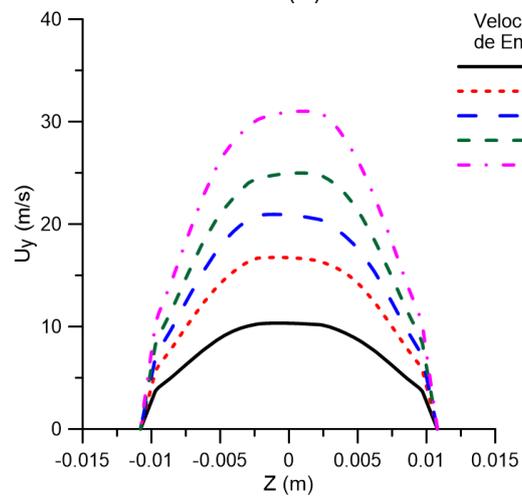
FIGURA 41 – PERFIL DE VELOCIDADE AXIAL DA ÁGUA EM FUNÇÃO DA POSIÇÃO RADIAL PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ENTRADA. (A) 0,15M; (B) 0,45M E (C) 0,75 M.



(A)



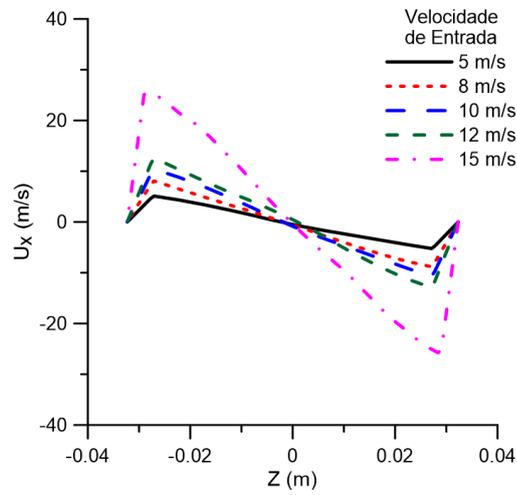
(B)



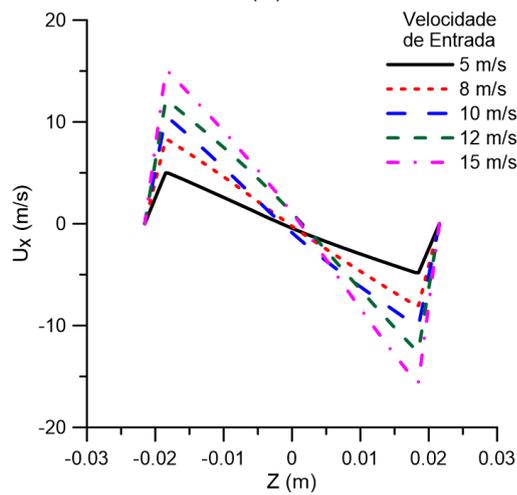
(C)

FONTE: A autora (2019).

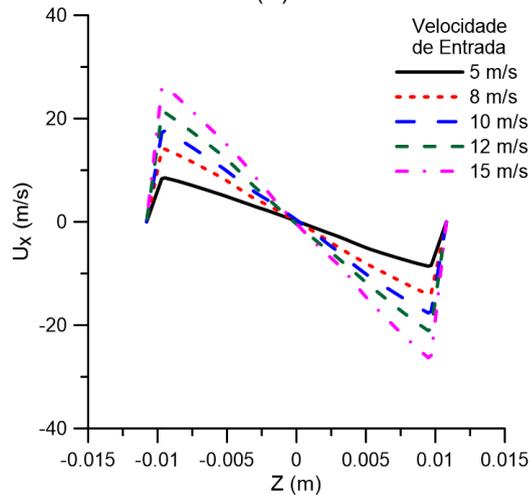
FIGURA 42 – PERFIL DE VELOCIDADE TANGENCIAL DA ÁGUA EM FUNÇÃO DA POSIÇÃO RADIAL PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ENTRADA. (A) 0,15M; (B) 0,45M E (C) 0,75 M.



(A)



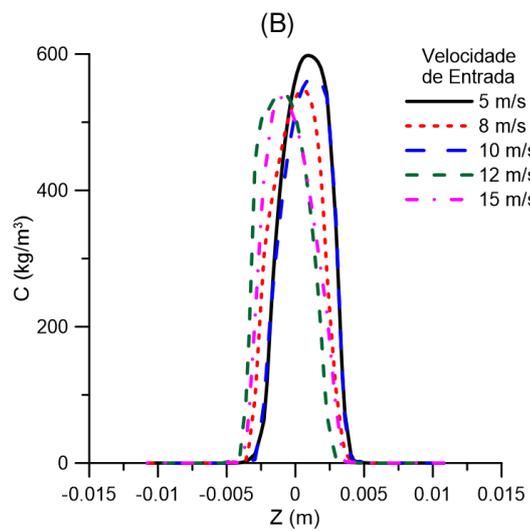
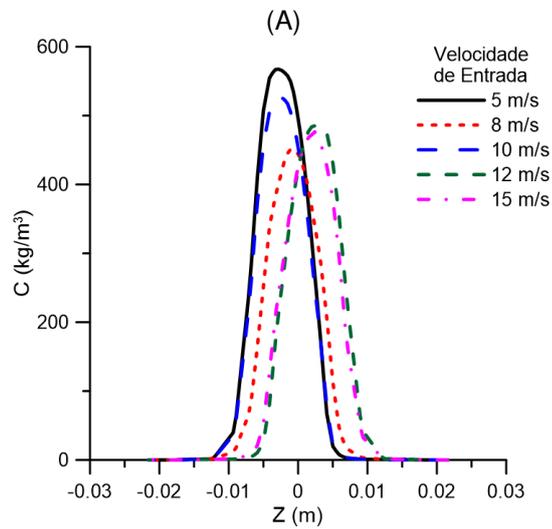
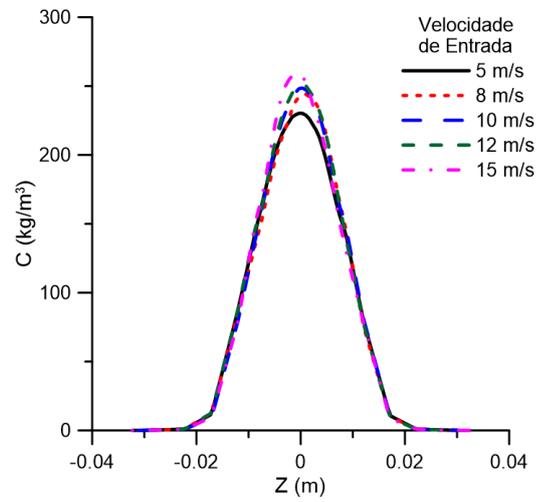
(B)



(C)

FONTE: A autora (2019).

FIGURA 43 – PERFIL DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO EM FUNÇÃO DA POSIÇÃO RADIAL PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ENTRADA. (A) 0,15M; (B) 0,45M E (C) 0,75 M.

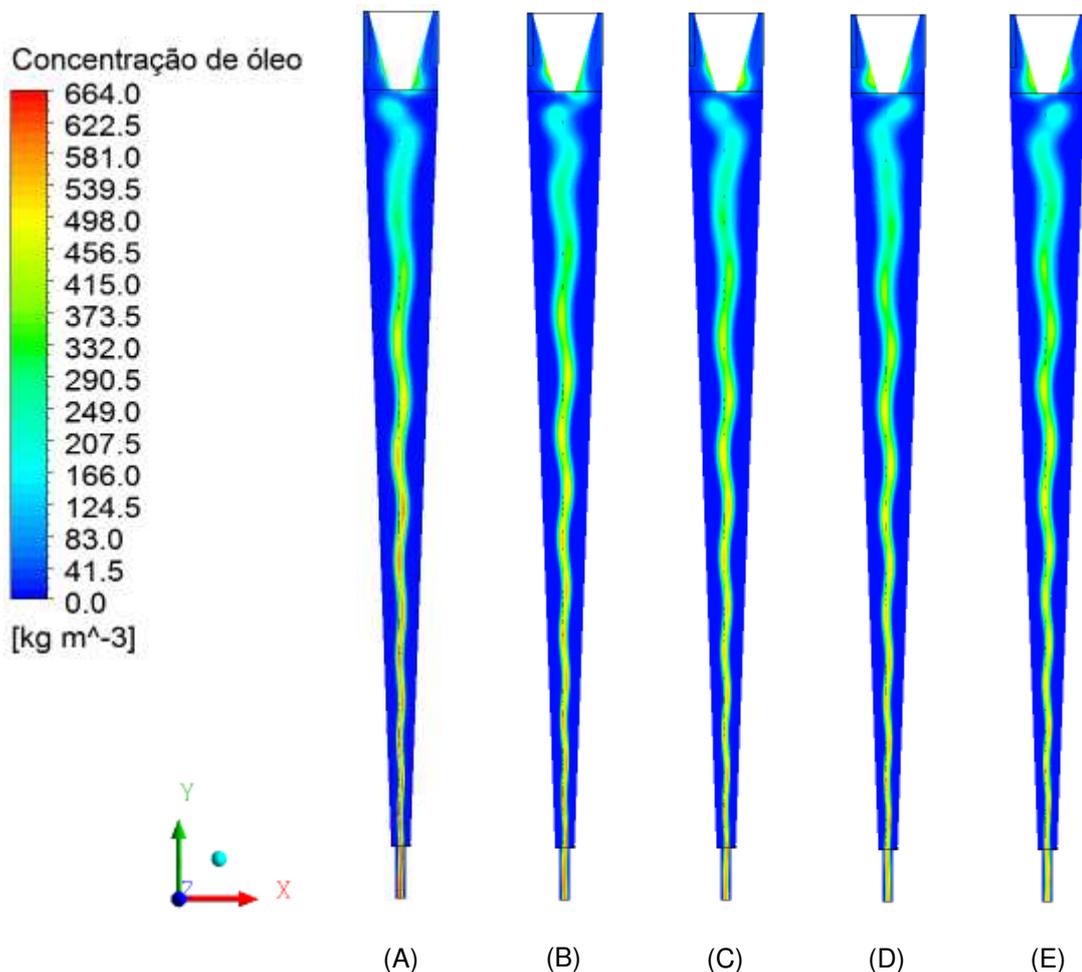


(C)

FONTE: A autora (2019).

Na Figura 44 é possível observar os campos da concentração de óleo, no plano yz, para as diversas velocidades nas seções de entrada (5,8,10,12 e 15 m/s). Nota-se que a alteração da velocidade não interfere na formação do núcleo de óleo no interior do separador ciclônico filtrante e mantendo este núcleo de óleo estável na região central do separador ciclônico filtrante. É possível observar ainda, uma maior concentração de óleo, na saída tubular, para a menor velocidade de entrada, fato esse que interfere diretamente na eficiência de separação dos fluidos.

FIGURA 44 – CAMPO DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO PARA VARIAÇÕES DE VELOCIDADE DE ENTRADA: (A) 5 M/S; (B) 8 M/S; (C) 10M/S; (D) 12M/S; (E) 15 M/S.



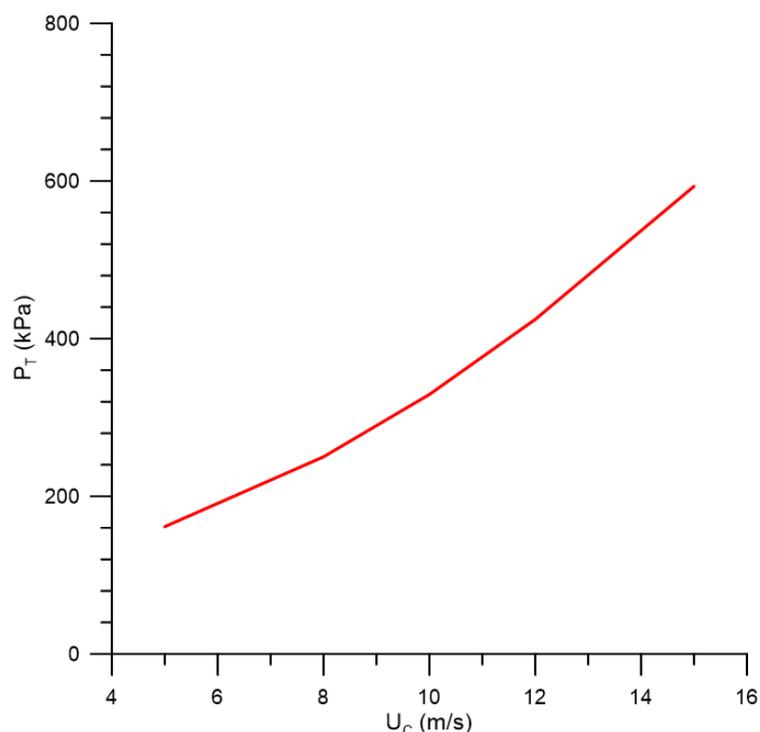
Fonte: A autora (2019).

Na Tabela B: 1 (Apêndice B) estão apresentados os valores da pressão transmembrana, fluxo de permeado, eficiência total, razão de líquido e a eficiência reduzida em função velocidade de alimentação dos fluidos na seção de entrada.

Na Figura 45 está representado os valores da pressão transmembrana para cada velocidade de entrada dos fluidos. É possível observar que a medida que a

velocidade de entrada dos fluidos aumenta, a pressão transmembrana também aumenta, isso deve-se ao fato do aumento das tensões de cisalhantes provocadas pelo aumento da velocidade do escoamento. Comportamento semelhante foi obtido por Cunha (2014) em seu estudo sobre fluxo e modelagem da transferência de massa em uma membrana cerâmica tubular. A pressão interna da membrana foi determinada como sendo a média das pressões na superfície da membrana.

FIGURA 45 – PRESSÃO TRANSMEMBRANA EM FUNÇÃO DA VELOCIDADE DE ENTRADA DA MISTURA

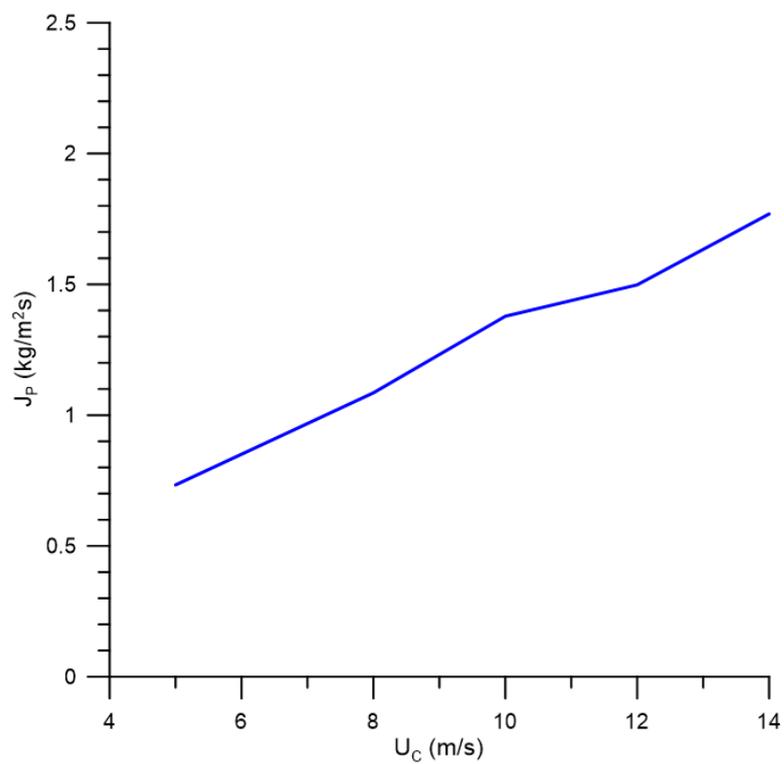


FONTE: A autora (2019).

Na Figura 46 pode-se observar os valores do fluxo de permeado e o número de Reynolds para cada uma das velocidades de entrada dos fluidos. É possível observar, nas condições avaliadas, e desconsiderando a espessura da camada polarizada, que o aumento da velocidade de entrada ocasiona um aumento no fluxo de permeado, obtendo seu valor mais elevado para a velocidade de 15 m/s de entrada. Estes resultados ilustram que o fluxo de permeado aumenta linearmente com o aumento da velocidade na seção de entrada.

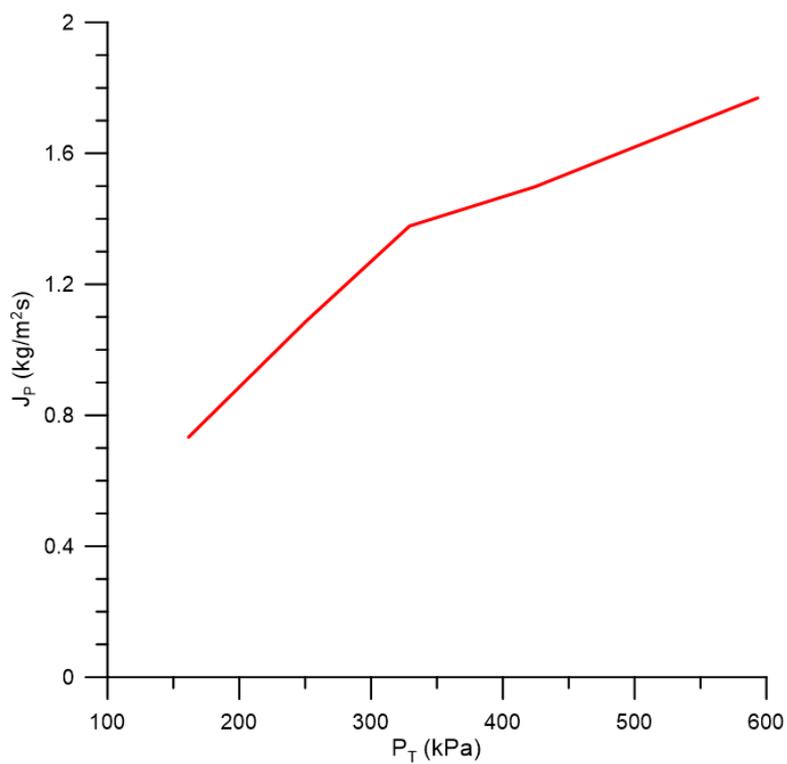
Na Figura 47 está descrito o fluxo de permeado em função da pressão transmembrana. É possível observar, que o aumento da velocidade de entrada dos fluidos ocasiona um aumento no número de Reynolds, o que conseqüentemente aumenta a pressão transmembrana em todo domínio de estudo.

FIGURA 46 – FLUXO DE PERMEADO EM FUNÇÃO DA VELOCIDADE DE ENTRADA DA MISTURA



FONTE: A autora (2019).

FIGURA 47 – FLUXO DE PERMEADO EM FUNÇÃO DA PRESSÃO TRANSMEMBRANA

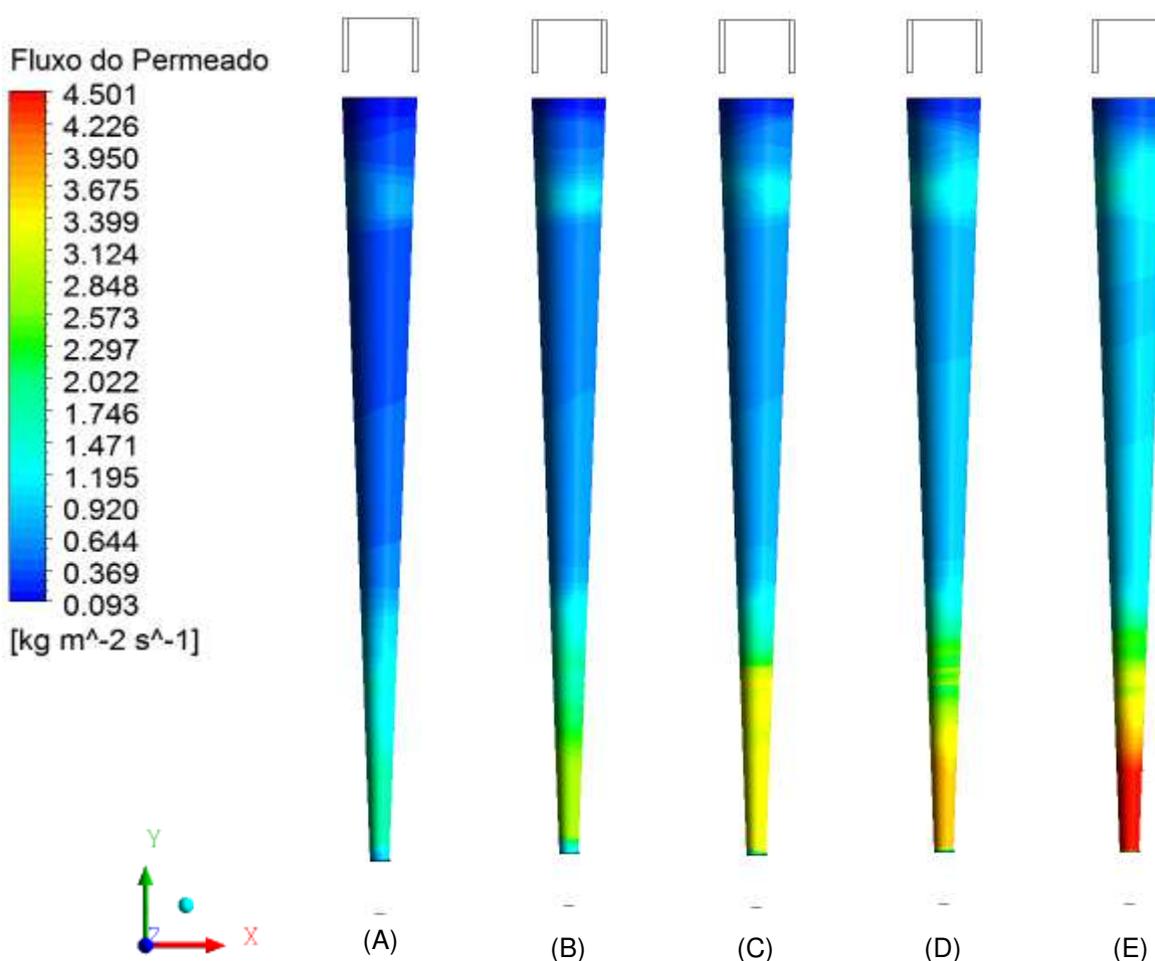


FONTE: A Autora (2019).

É possível observar ainda que o aumento da pressão transmembrana ocasiona um aumento do fluxo de permeado. Comportamento semelhante foi observado por Paris et al. (2002) e por Cunha (2014).

A Figura 48 apresenta os campos do fluxo de permeado para as velocidades de entrada dos fluidos estudadas, e confirmam os resultados da Figura 46. É possível observar um maior fluxo de permeado próximo a saída anular, espaço esse onde a água é coletada. Este fato, deve-se a diminuição do espaço cônico, o que faz com que as forças desloquem o fluido mais denso, com uma maior pressão, contra a parede porosa, o que ocasiona uma maior filtração nessa região.

FIGURA 48 – CAMPO DO FLUXO DE PERMEADO PARA VARIAÇÕES DE VELOCIDADE DE ENTRADA: (A) 5 M/S; (B) 8M/S; (C) 10M/S; (D) 12M/S; (E) 15 M/S.

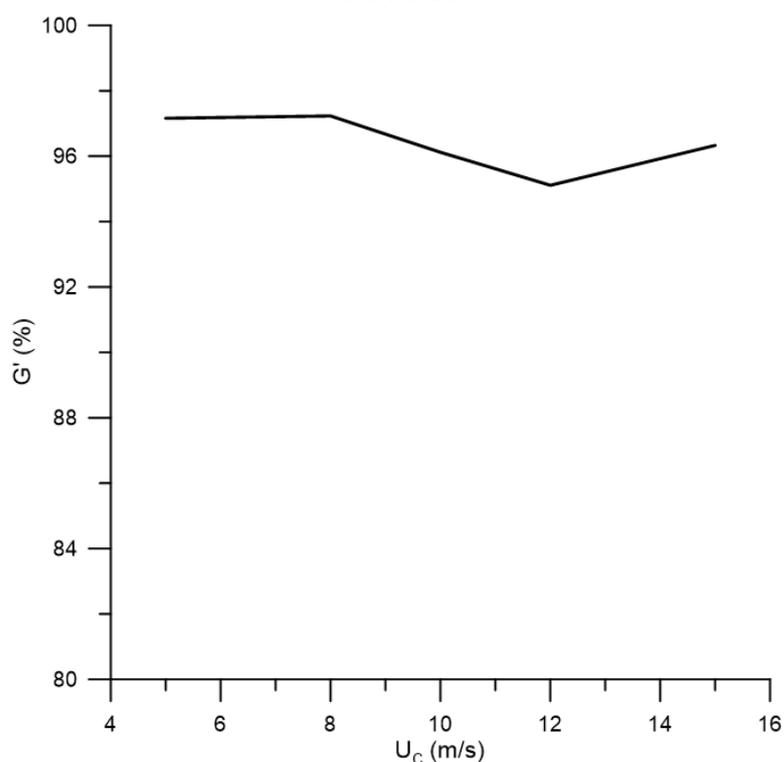


Fonte: A autora (2019).

Na Figura 49 está representado graficamente os valores da eficiência de separação do óleo em função das velocidades iniciais. Foi calculado a eficiência de

separação reduzida, Equação (2.3). A razão de líquido para todas as velocidades de entrada está em torno de 27% (Apêndice B, Tabela B: 1). A melhor eficiência reduzida (97,23%) corresponde ao caso com velocidade inicial de 8 m/s. Nota-se que a eficiência reduzida tem um acréscimo com o aumento da velocidade, volta a diminuir e posteriormente aumenta quando comparado as velocidades de 12 m/s e a velocidade de 15 m/s. Esta oscilação da eficiência reduzida de separação pode ser explicada pelas mudanças observadas no comportamento fluidodinâmico da mistura no interior do separador ciclônico, conforme está ilustrado na Figura 43 e na Figura 44.

FIGURA 49 – EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO EM FUNÇÃO DA VELOCIDADE DE ENTRADA DA MISTURA



FONTE: A autora (2019).

#### 4.4 EFEITO DA VARIAÇÃO DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO

Para a análise da influência da fração volumétrica de óleo da mistura, fixou-se a velocidade de alimentação em 15 m/s e a fração volumétrica de óleo variou com 5%, 7,5%, 10%, 15% e 20%.

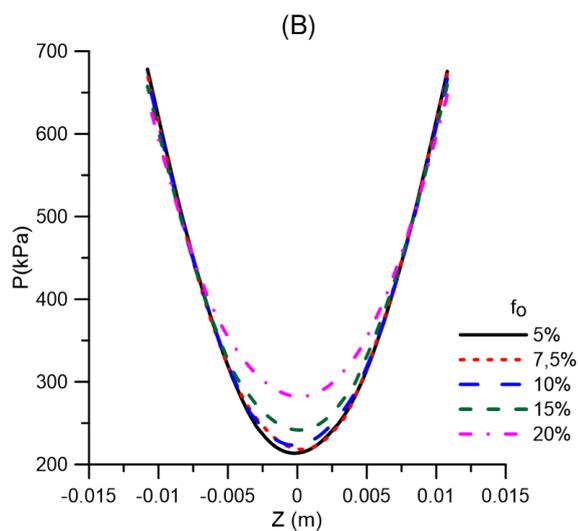
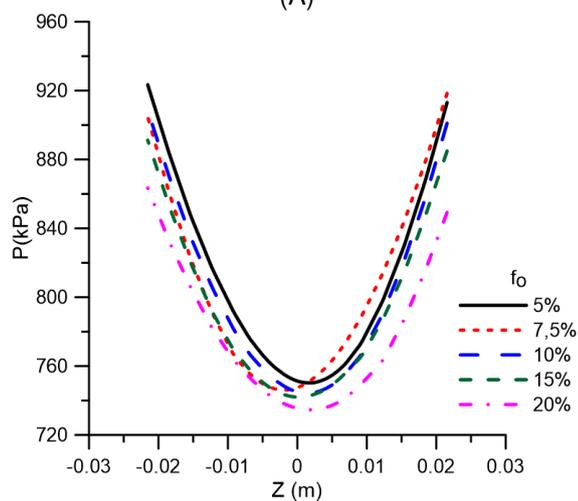
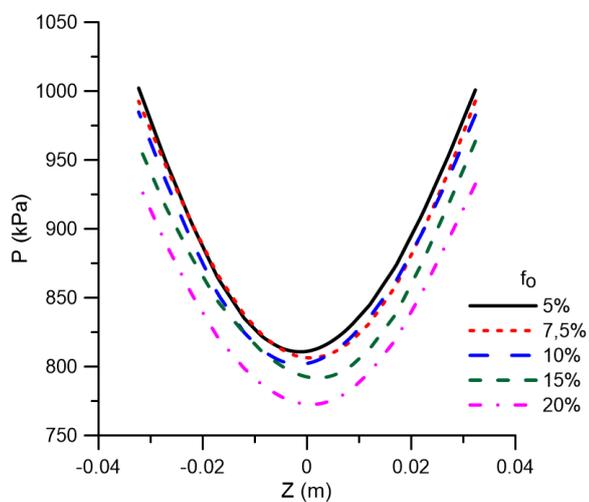
Na Figura 50 observa-se o perfil de pressão em função da posição radial, nas posições axiais (0,15 m, 0,45 m e 0,75 m) ao longo do separador ciclônico filtrante. Observa-se que, com o aumento da fração volumétrica de óleo ( $f_o$ ), o comportamento da pressão no equipamento é mantido. Nota-se que o aumento das partículas de óleo ocasiona uma diminuição nos perfis de pressão para as posições 0,15 m e 0,45 m. Já na posição 0,75 m, pode-se observar, um aumento na diferença de pressão entre as paredes e o centro do equipamento.

Nas Figura 51 e Figura 52 estão representados os perfis das velocidades axiais e os perfis de velocidade tangencial da água, respectivamente, variando na posição radial, e estão representando nas posições axiais (0,15 m, 0,45 m e 0,75 m). Percebe-se que com o aumento da fração volumétrica das partículas de óleo, menor é o valor da velocidade axial da água. A relação inversa é dada com a velocidade axial do óleo. Esses resultados indicam a influência da concentração de partículas na dinâmica de escoamento no interior do separador ciclônico. Comportamento semelhante foi observado por Barbosa (2011), Luna (2014) e Zimmermann (2018). Conforme já notado por Luna (2014), é possível observar que o comportamento dos perfis de velocidade tangencias sofreram pouca influência com o aumento da concentração de óleo da mistura para as variações estudadas. Pode-se observar uma variação, em relação as outras frações volumétricas, somente na posição 0,15 m para a concentração de 15% de óleo da mistura.

Na Figura 53 tem-se o perfil da concentração do óleo em função da posição radial, nas posições axiais (0,15 m, 0,45 m e 0,75 m). Pode-se observar que a concentração de óleo aumenta ao longo do equipamento e que, de maneira geral, apresenta um comportamento diferenciado nas posições avaliadas, fato já esperado devido ao caráter tridimensional do escoamento.

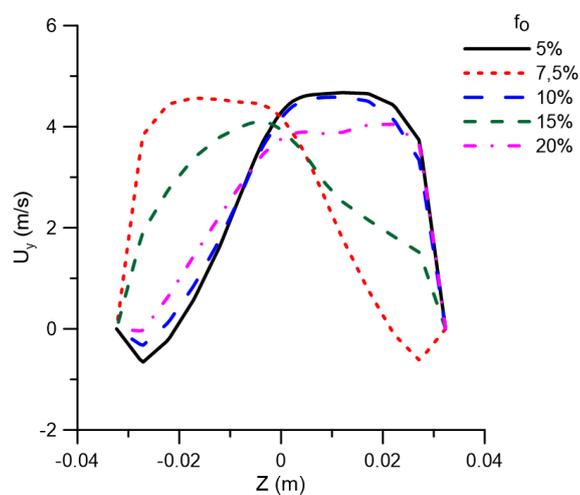
Na Figura 54 tem-se o campo de concentração de óleo sobre o plano yz. Observa-se que, com o aumento da concentração de óleo, o núcleo de óleo, formado no interior do equipamento, tende a expandir e as partículas de óleo aproximam-se mais da parede cônica do separador ciclônico. Este fato, interfere na coleta das partículas e conseqüentemente na eficiência de separação.

FIGURA 50 – PERFIL DE PRESSÃO EM FUNÇÃO DA POSIÇÃO RADIAL PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ENTRADA. (A) 0,15M; (B) 0,45M E (C) 0,75 M.

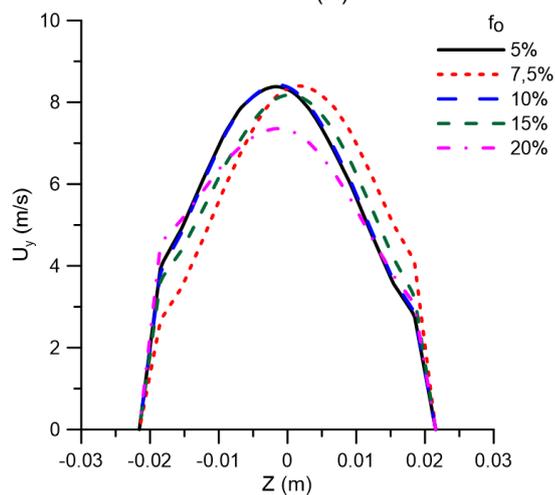


FONTE: A autora (2019).

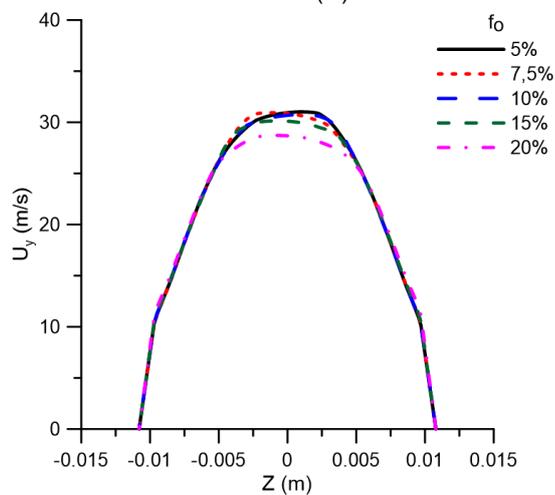
FIGURA 51 – PERFIL DE VELOCIDADE AXIAL DA ÁGUA EM FUNÇÃO DA POSIÇÃO RADIAL PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ENTRADA. (A) 0,15M; (B) 0,45M E (C) 0,75 M.



(A)



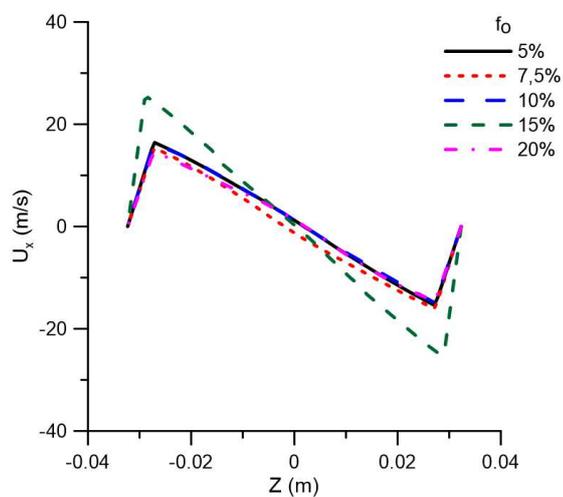
(B)



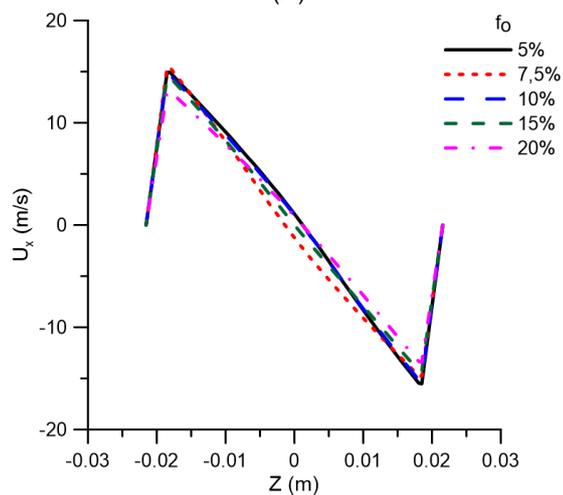
(C)

FONTE: A autora (2019).

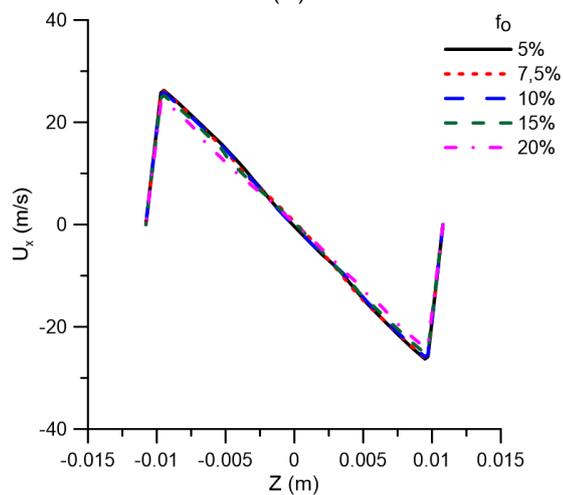
FIGURA 52 – PERFIL DE VELOCIDADE TANGENCIAL DA ÁGUA EM FUNÇÃO DA POSIÇÃO RADIAL PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ENTRADA. (A) 0,15M; (B) 0,45M E (C) 0,75 M.



(A)



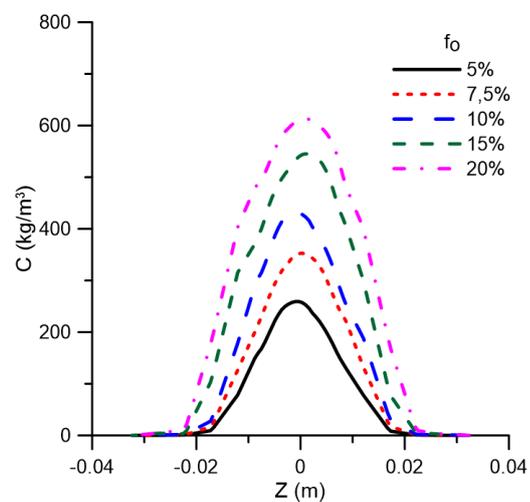
(B)



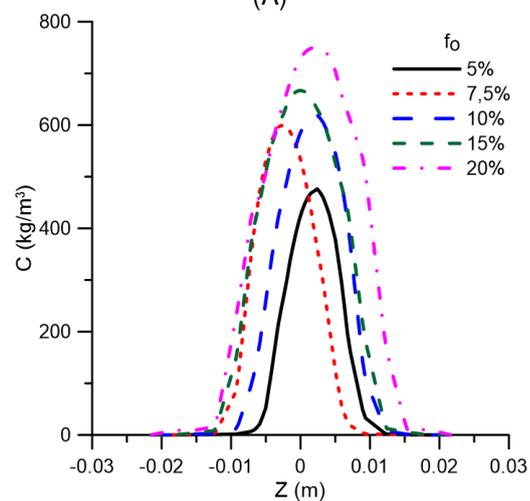
(C)

FONTE: A autora (2019).

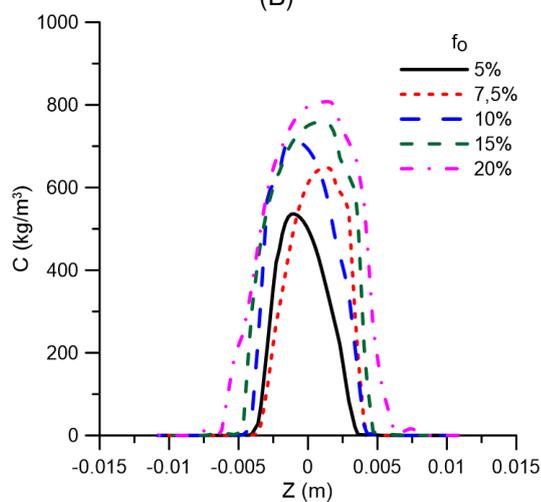
FIGURA 53 – PERFIL DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO EM FUNÇÃO DA POSIÇÃO RADIAL PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ENTRADA. (A) 0,15M; (B) 0,45M E (C) 0,75 M.



(A)



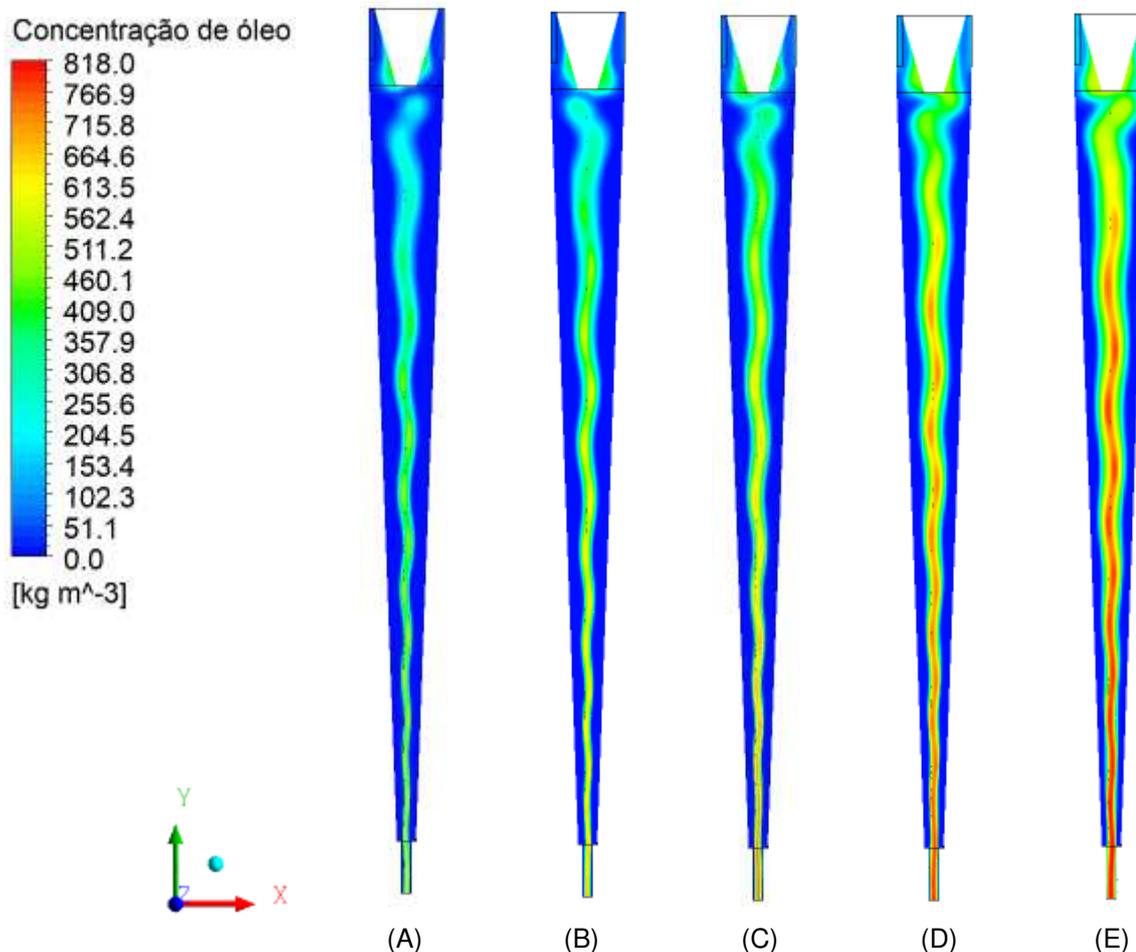
(B)



(C)

FONTE: A autora (2019).

FIGURA 54 – CAMPO DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO SOBRE O PLANO YZ COM DIFERENTES CONCENTRAÇÕES VOLUMÉTRICA DE ÓLEO: (A) 5%; (B) 7,5%; (C) 10%; (D) 15% E (E) 20%.

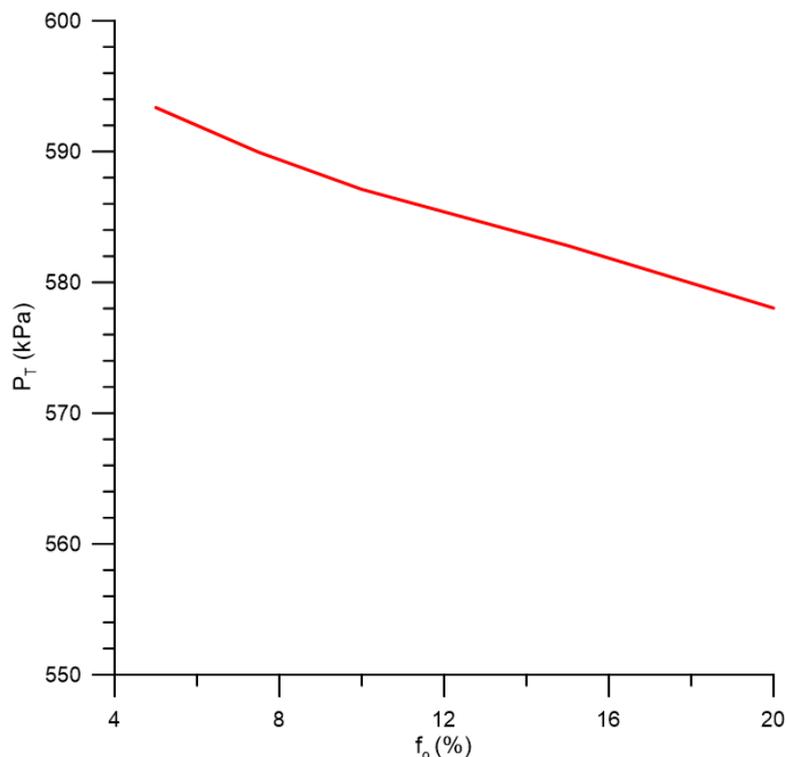


FONTE: A autora (2019).

Na Tabela B: 2 (Apêndice B) estão apresentados os valores da pressão transmembrana, fluxo de permeado, eficiência total, razão de líquido e a eficiência reduzida em função da concentração de partículas de óleo na seção de entrada.

Na Figura 55 encontra-se representado o comportamento da pressão transmembrana em função da fração de óleo nas seções de entrada. É possível observar que a medida que a fração volumétrica de óleo aumenta, provoca uma diminuição na pressão transmembrana, o que indica que o transporte convectivo de massa tem influência significativa sobre a pressão transmembrana. Observa-se um comportamento linear decrescente da pressão transmembrana com o aumento da fração volumétrica de óleo.

FIGURA 55 – PRESSÃO TRANSMEMBRANA EM FUNÇÃO DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO

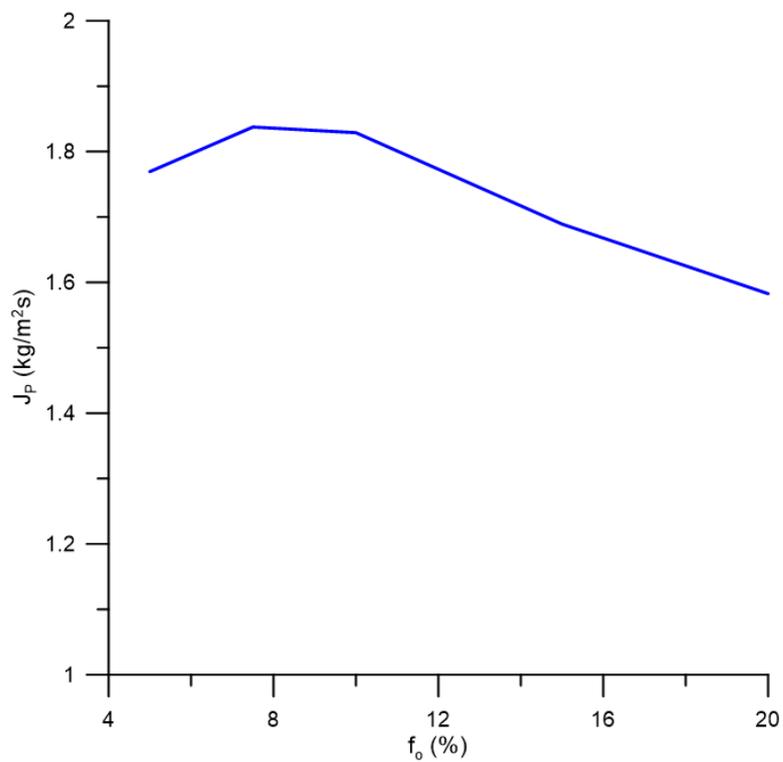


FONTE: A autora (2019).

Na Figura 56 está representado graficamente os valores do fluxo de permeado em função das concentrações de óleo na entrada. Os resultados mostram uma pequena elevação, seguida de um decaimento do fluxo de permeado com o aumento da concentração de óleo na entrada. Este comportamento, em geral, se deve ao aumento das resistências envolvidas no processo de separação por membranas. Uma vez que a fração volumétrica de óleo na entrada foi aumentada, provavelmente houve um aumento de acúmulo de soluto na superfície da membrana, o que gera barreiras adicionais à transferência de massa, causando declínio no fluxo de permeado, em concordância com o trabalho de Hua et al. (2007) que estudaram o desempenho de membranas cerâmicas de microfiltração para tratamento de efluentes oleosos e obtiveram maiores fluxos de permeado para concentração mais baixas de óleo.

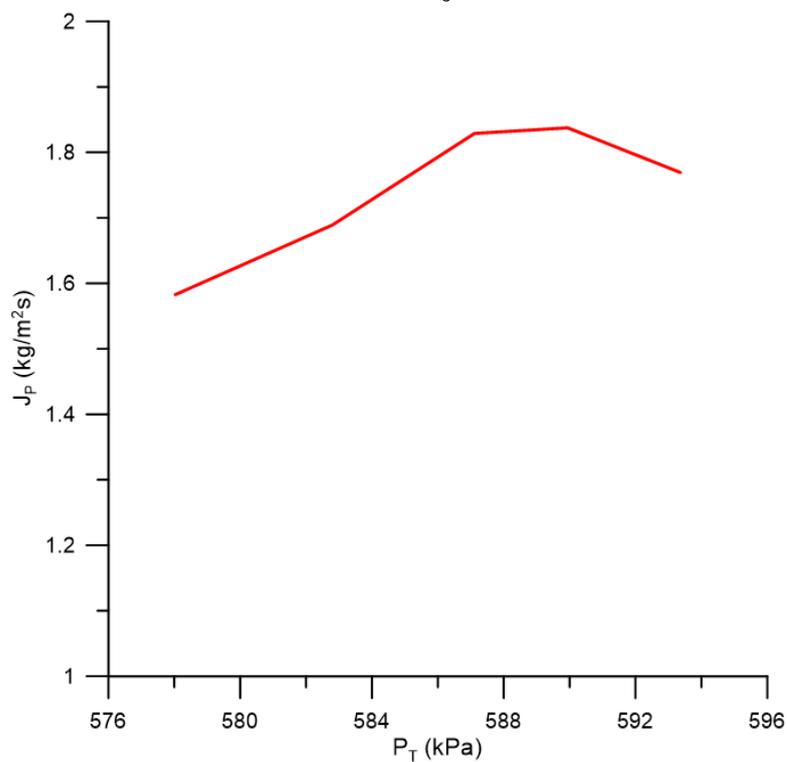
A Figura 57 apresenta a pressão transmembrana em função do fluxo de permeado. É possível observar, de maneira semelhante ao obtido na seção anterior, que o aumento da pressão transmembrana aumenta o fluxo de permeado.

FIGURA 56 – FLUXO DE PERMEADO EM FUNÇÃO DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO DA MISTURA



FONTE: A autora (2019).

FIGURA 57 – FLUXO DE PERMEADO EM FUNÇÃO DA PRESSÃO TRANSMEMBRANA

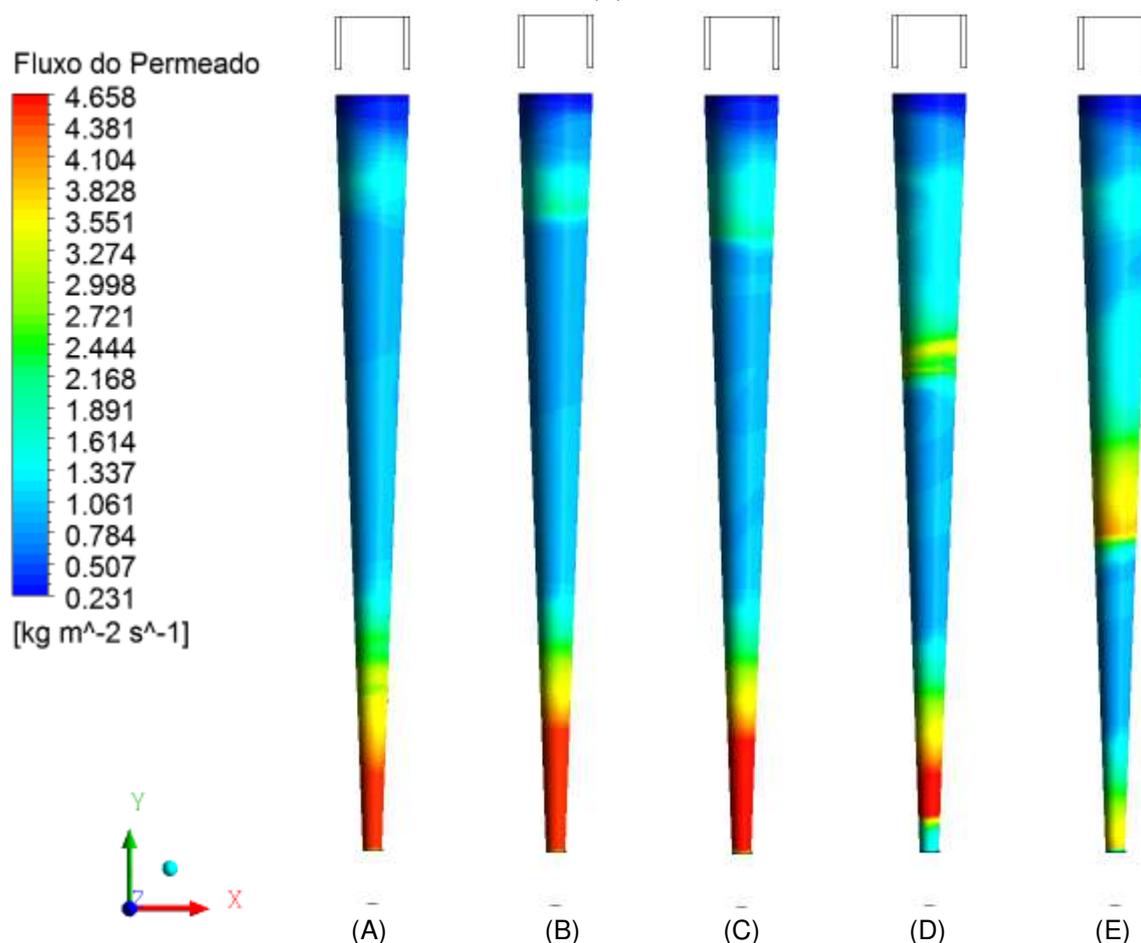


FONTE: A autora (2019).

No entanto, maiores pressões transmembranas forçam a passagem do soluto através dos poros da membrana, aumentando a concentração de óleo no permeado. Contudo, é possível observar efeito contrário para a maior pressão transmembrana, que obteve um decaimento no fluxo de permeado quando comparado com a pressão posterior.

Na Figura 58 estão apresentados os campos do fluxo de permeado na membrana para as concentrações de óleo estudadas. É possível observar que a fração volumétrica de óleo de 7,5% apresenta um maior fluxo de permeado, Tabela B: 2.

FIGURA 58 – CAMPO DO FLUXO DE PERMEADO SOBRE A PAREDE POROSA PARA DIFERENTES CONCENTRAÇÕES VOLUMÉTRICA DE ÓLEO: (A) 5%; (B) 7,5%; (C) 10%; (D) 15% E (E) 20%.

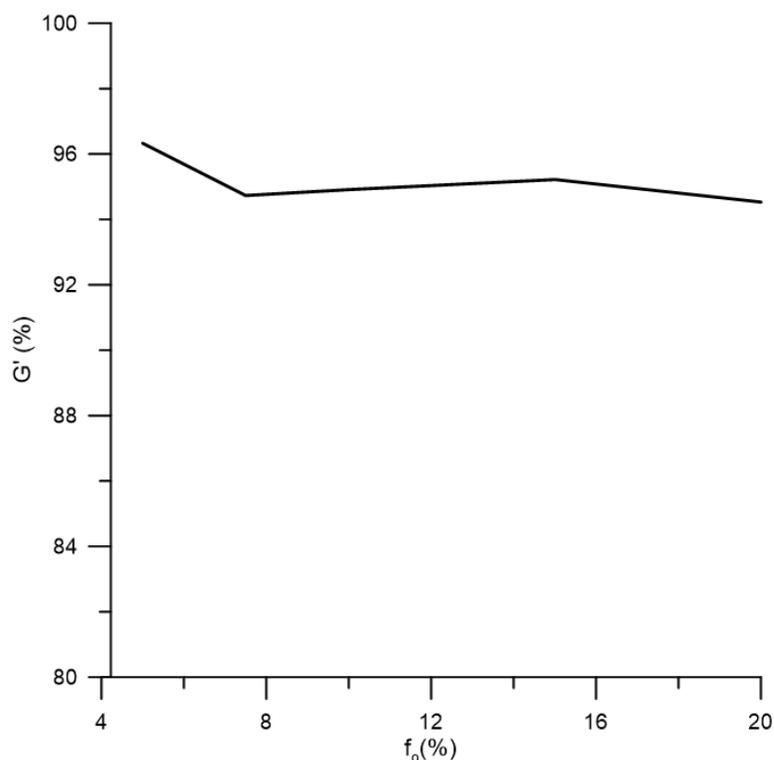


FONTE: A autora (2019).

A eficiência reduzida apresenta melhor resultado com a menor fração volumétrica de óleo (96,33%). Esse fato pode ser explicado pelas mudanças no comportamento fluidodinâmico da mistura que, pela menor quantidade de partículas

em seu interior proporcionar menos choques entre as partículas e partículas-parede do separador, facilitando assim a separação das partículas. Este tipo de comportamento exerce uma influência significativa no balanço de forças e, assim, a corrente aquosa obriga as partículas de óleo a seguirem o movimento da corrente de água. O decaimento de eficiência para concentrações mais altas de óleo, também foi observado por outros autores, a exemplo de Hashmi et al. (2004), Luna (2014), Zimmermann (2018) na separação de chumbo e reportado por Svarovsky (1984), que relata que uma alimentação diluída é preferida quando se busca alta recuperação. A Figura 59 representa graficamente os valores, da eficiência de separação do separador ciclônico filtrante em função da variação da fração volumétrica de óleo.

FIGURA 59 – EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO EM FUNÇÃO DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO DA MISTURA



FONTE: A autora (2019).

#### 4.5 EFEITO DA CAMADA POLARIZADA

Na seção 4.5 foi avaliado a influência da camada de concentração polarizada no processo de separação água/óleo, no separador ciclônico filtrante e comparado o comportamento de algumas variáveis considerando ( $\delta_p \neq 0$ ) e sem considerar ( $\delta_p = 0$ ) o efeito da camada de polarização por concentração.

Para uma análise mais detalhada do comportamento de algumas variáveis, traçou-se linhas horizontais (Figura 60) em cinco posições axiais ao longo do comprimento do domínio computacional (0,15 m, 0,30 m, 0,45 m, 0,60 m e 0,75 m).

FIGURA 60 – LOCALIZAÇÃO DAS LINHAS DE ESTUDO REALIZADAS AO LONGO DO SEPARADOR CICLÔNICO



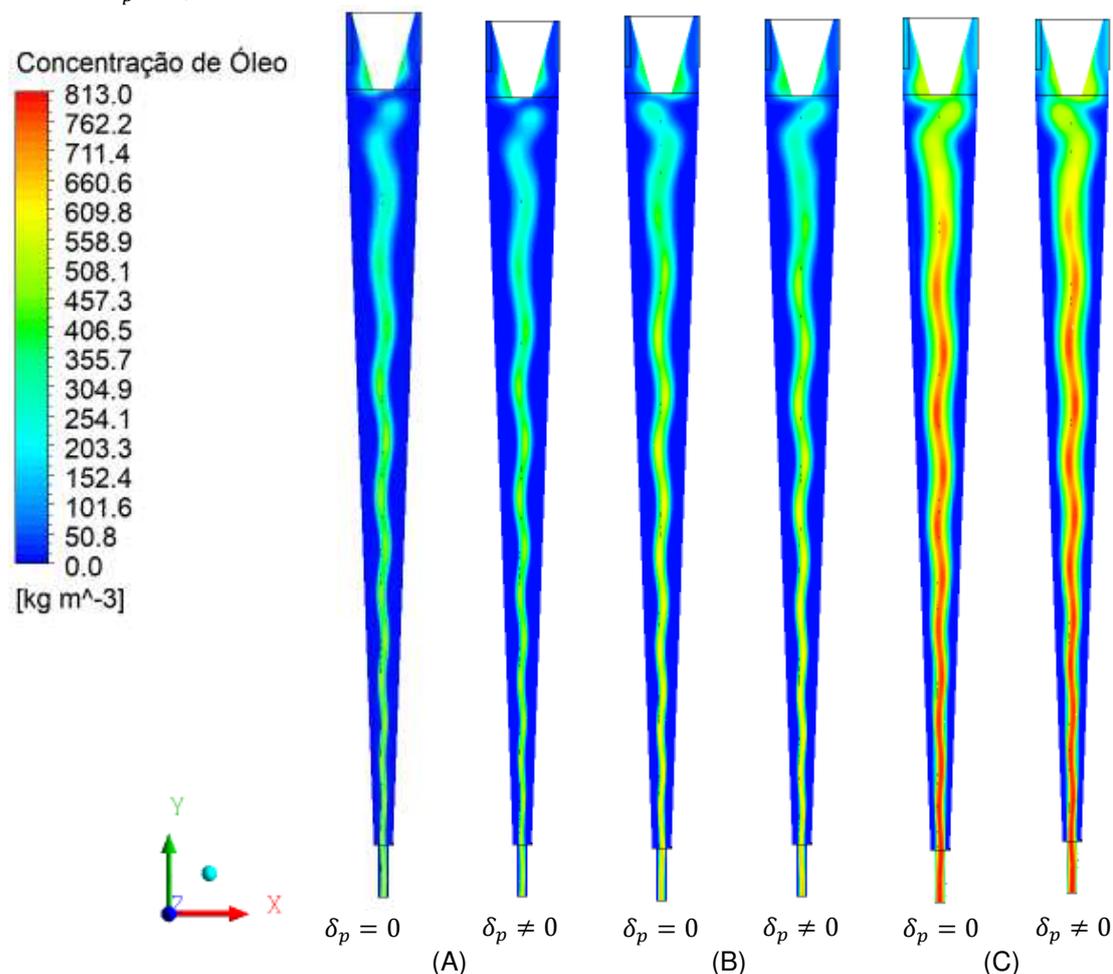
FONTE: A autora (2019).

#### 4.5.1 Influência da fração volumétrica de óleo

Na Figura 61 é possível observar os campos da concentração de óleo no plano  $xy$  para diferentes valores da fração volumétrica de óleo (5%, 7,5% e 20%) considerando ou não a espessura da camada polarizada ( $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  mm e  $\delta_p = 0$  mm). Nota-se um aumento da concentração de óleo no centro do equipamento onde forma-se um núcleo de óleo. O núcleo de óleo tende a expandir e uma pequena fração de óleo tende a se aproximar da parede cônica do separador ciclônico. Este fato é decorrente das forças centrífugas que atuam com maior intensidade na fase mais densa, água, e proporciona o arraste de gotículas de óleo direcionando-as para o núcleo de óleo. Em todos os casos, o núcleo de óleo se mantém estável na região central do separador ciclônico filtrante. Estes resultados indicam que o campo de concentração não é afetado nitidamente ao se considerar ou não o efeito da camada polarizada ( $\delta_p$ ).

Com o objetivo de analisar o comportamento dos perfis de concentração de óleo no interior do separador ciclônico filtrante com o aumento da fração volumétrica de óleo na seção de entrada do equipamento, estão representados, na Figura 62 a Figura 65, os perfis da concentração do óleo em função da posição radial, em diferentes posições longitudinais: 0,15m; 0,30m; 0,45m; 0,60m e 0,75m (como ilustrado na Figura 60), considerando ( $\delta_p \neq 0$ ), ou não ( $\delta_p = 0$ ), a espessura da camada de polarização por concentração e mantendo-se constante a velocidade de entrada igual a 15 m/s.

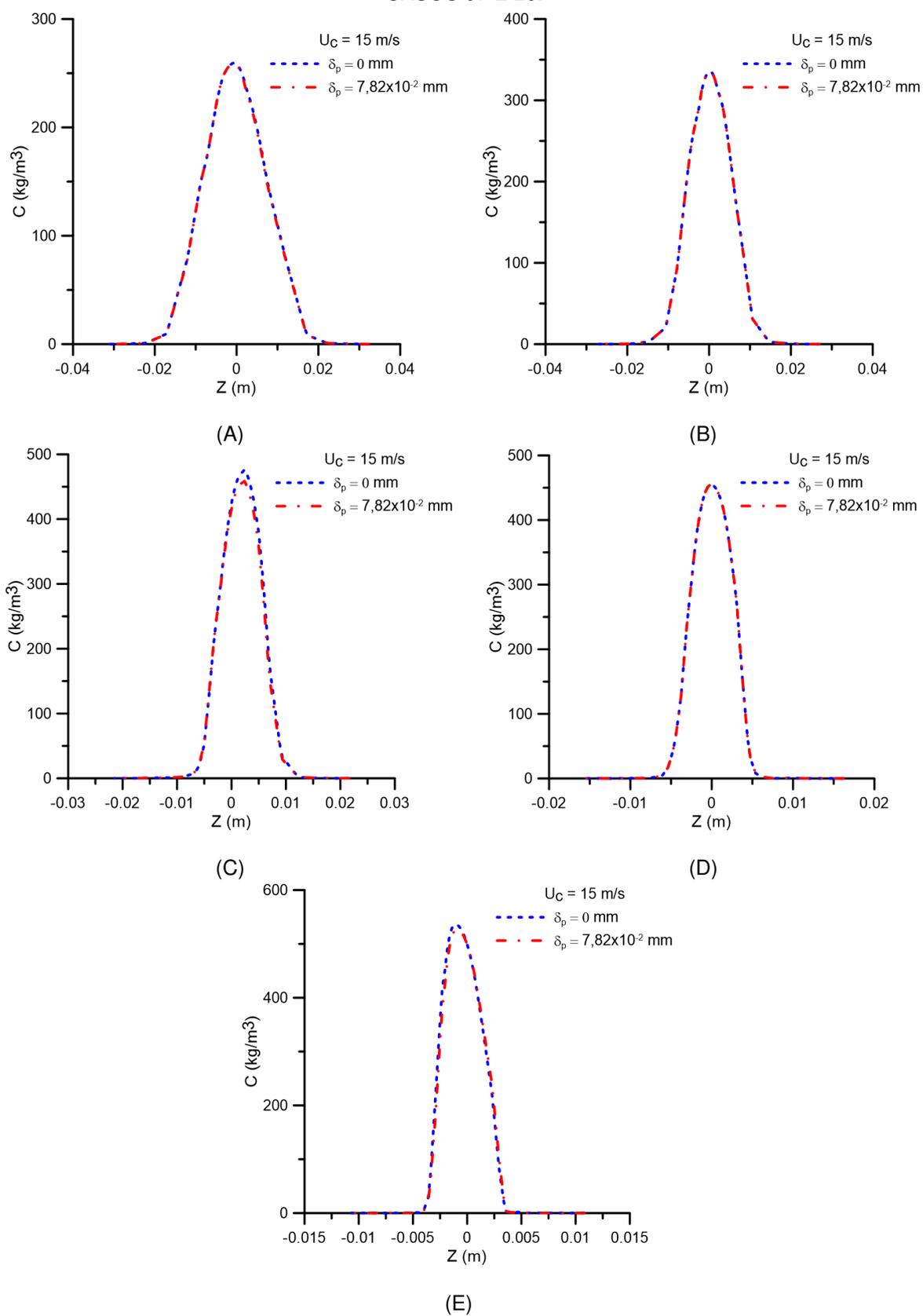
FIGURA 61 – CAMPO DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NO PLANO XY PARA OS CASOS: (A) 5%; (B) 7,5% E (C) 20% PARA VELOCIDADE DE ALIMENTAÇÃO DE 15 M/S COM  $\delta_p = 0$  MM E  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM.



FONTE: A autora (2019).

Na Figura 62, ao fixar a velocidade de alimentação em 15m/s e a fração volumétrica de óleo em 5%, percebe-se que os perfis de concentração de óleo não são afetados, de maneira significativa, ao se considerar ou não o valor da espessura da camada de polarização por concentração na região central do equipamento e na superfície da membrana, Figura 66.(A). Este fato pode ser explicado devido a menores frações volumétricas de óleo produzirem maiores componentes de velocidades axiais (conforme já observado na seção 4.4). Como também ao aumento do cisalhamento na superfície da membrana, proporcionando, assim, o transporte de óleo da membrana, em direção ao núcleo de óleo. Este fato pode ser explicado pela diferença de densidade dos fluidos e pelo efeito do balanço das forças (centrífuga, peso, arraste e centrípeta) atuando nos fluidos. Comportamento semelhante foi observado por Barbosa (2011), Luna (2014) e Zimmermann (2018) utilizando hidrociclones padrões e/ou modificados.

FIGURA 62 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NAS POSIÇÕES: (A)  $Y = 0,15$  M; (B)  $Y = 0,30$  M (C)  $Y = 0,45$  M; (D)  $Y = 0,60$  M; (E)  $Y = 0,75$  M COM  $\delta_p = 0$ ,  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM E  $F_o = 5\%$ . CASOS 07 E 20.

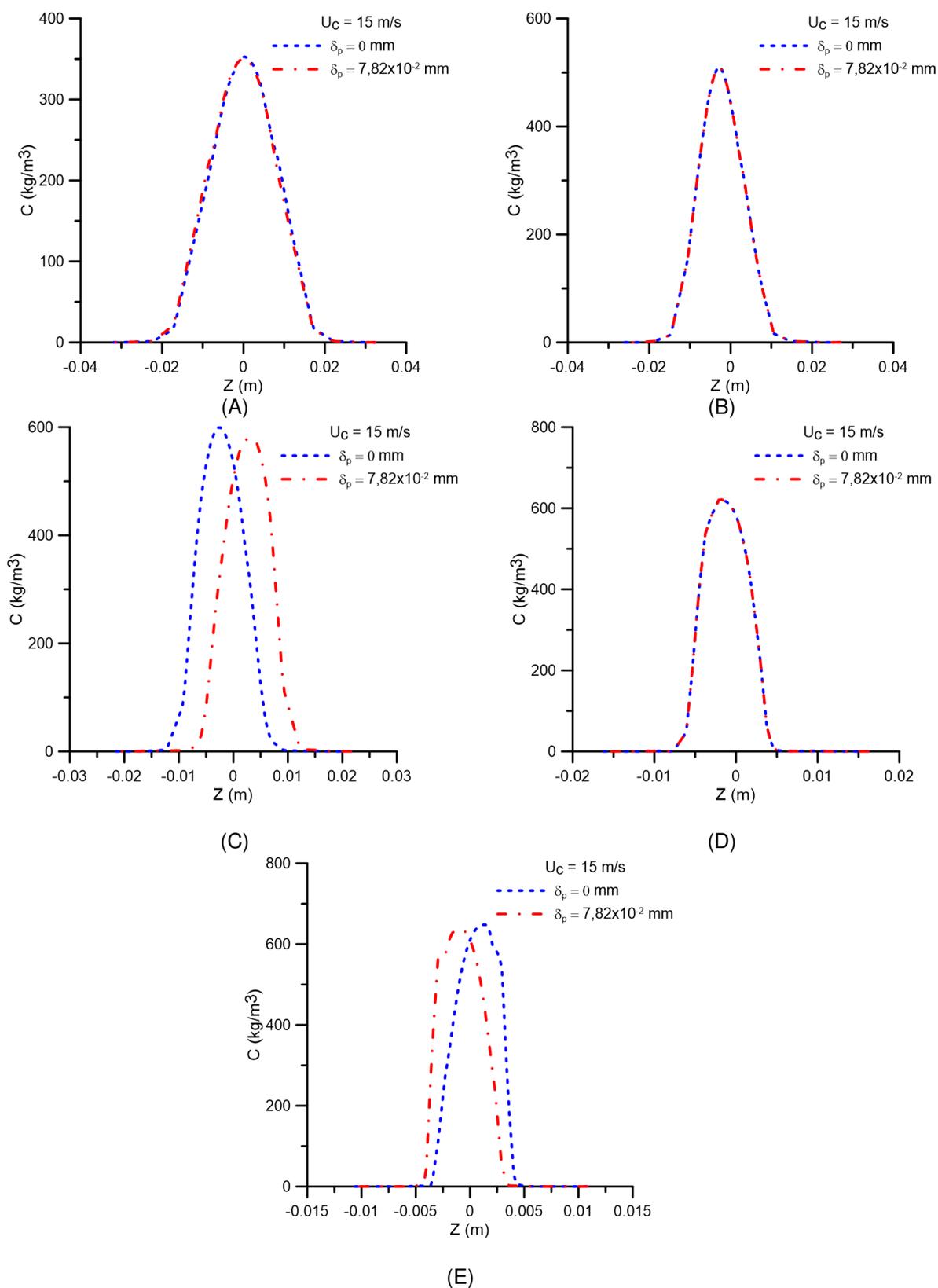


FONTE: A autora (2019).

Ao se aumentar a fração volumétrica de óleo na seção de entrada do separador ciclônico filtrante Figura 63 e Figura 64, (7,5% e 20% respectivamente), nota-se uma discrepância nos perfis de concentração nas posições  $y$  iguais a 0,45 m e 0,75m ao se considerar ou não a camada polarizada nas posições  $y$  iguais a 0,45 m e 0,75m com o aumento da fração volumétrica de óleo ( Figura 63.(C) e (E); Figura 64.(C) e (E)). Este fato pode ser explicado pelas flutuações nos perfis de velocidades axiais com o aumento da concentração de óleo na alimentação, conforme Figura 51. Bem como, o movimento circular e helicoidal dos fluidos (água/óleo) que pode conduzir a quebra (“*break up*”) das gotículas de óleo junto a parede da membrana. Alterando, assim, a distribuição de tamanho das partículas e as características da suspensão. Observação semelhante foi discutida por Ji e Zhou (2006) avaliando as consequências da incrustação em biorreatores com membranas submersas.

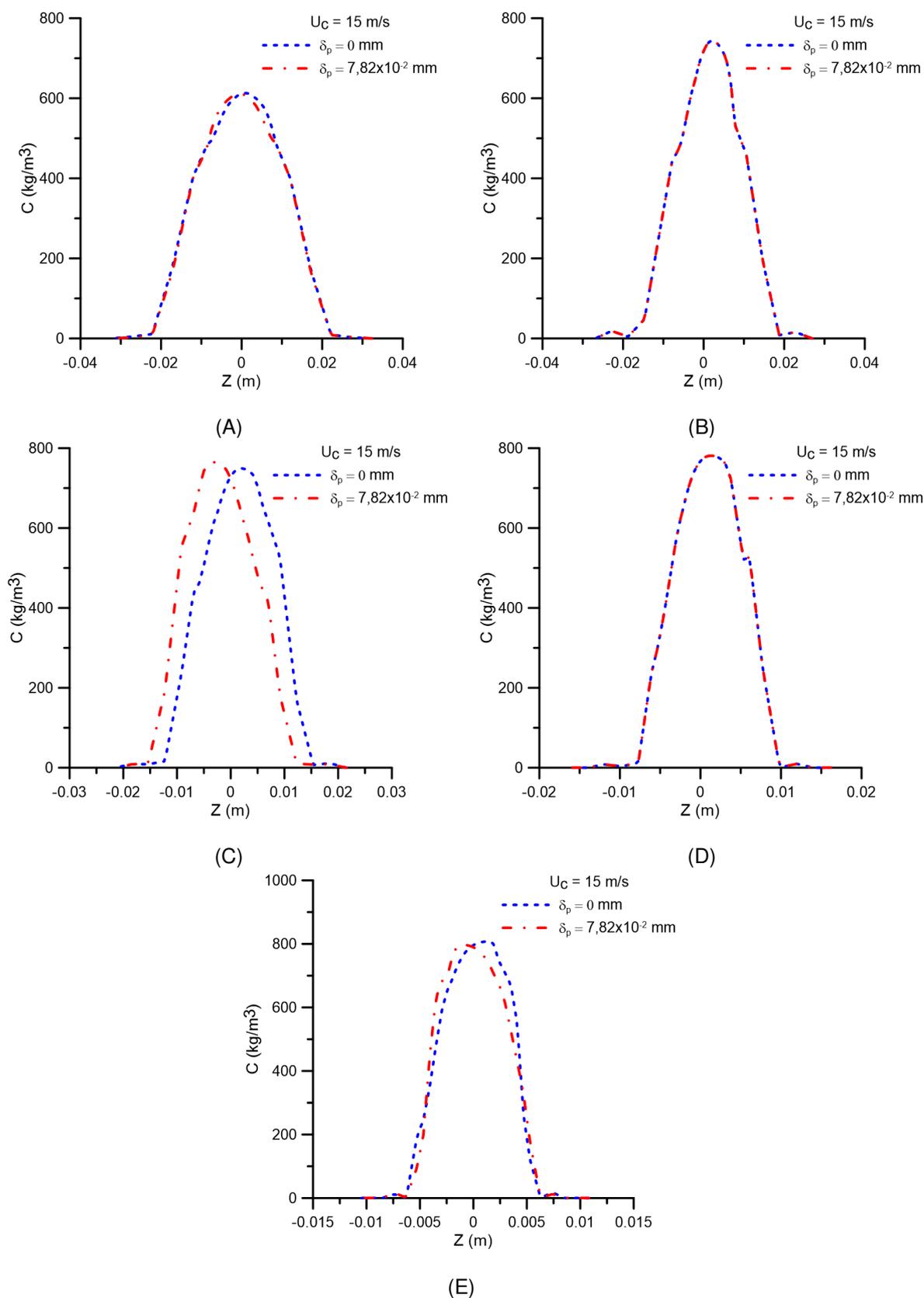
Na Figura 65 está ilustrado a concentração média de óleo na superfície da membrana em função da fração volumétrica de óleo na alimentação. Observa-se um pequeno aumento da concentração média de óleo na superfície da membrana considerando ou não a espessura da camada de concentração polarizada. Os resultados apresentados na Figura 65 indicam que a discrepância entre os valores de concentração média na superfície da membrana, ao se considerar ou não a espessura da camada polarizada, não ultrapassa 3% (Tabela B: 1). O aumento na concentração média de óleo na superfície da membrana com o aumento da fração volumétrica de óleo na alimentação foi igualmente observado por Porciúncula (2007). Esse autor observou que soluções mais concentradas tendem a facilitar a deposição de soluto na superfície da membrana. Este fato também pode ser observado na Figura 65 onde estão representados os valores da concentração de óleo em função da posição longitudinal  $y$ , tangenciando a superfície da membrana, e na Figura 66, onde está representado o campo de concentração de óleo na superfície da membrana.

FIGURA 63 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NAS POSIÇÕES: (A)  $Y = 0,15$  M; (B)  $Y = 0,30$  M (C)  $Y = 0,45$  M; (D)  $Y = 0,60$  M; (E)  $Y = 0,75$  M COM  $\delta_p = 0$ ,  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM E  $FO = 7,5\%$ . CASOS 08 E 21.



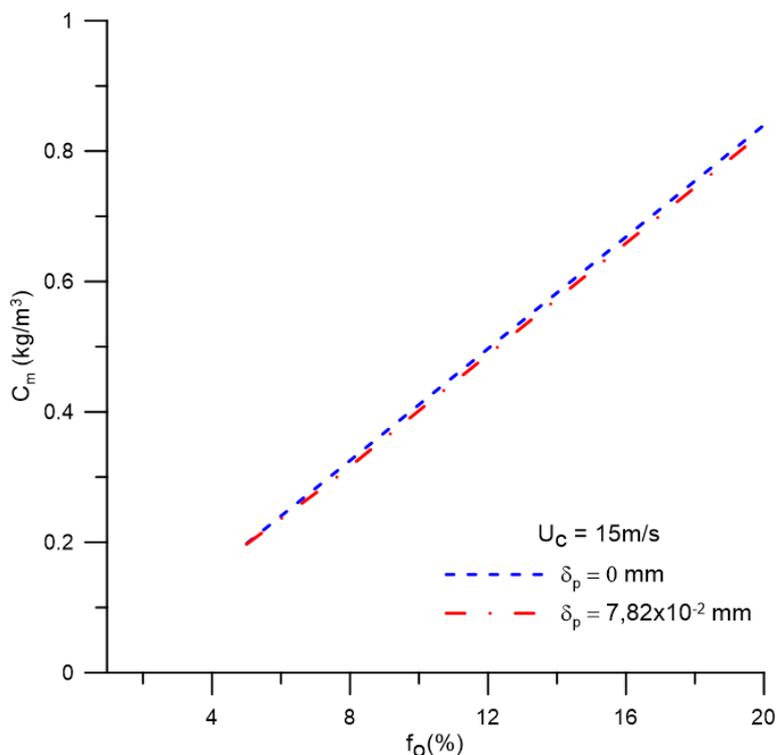
FONTE: A autora (2019).

FIGURA 64 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NAS POSIÇÕES: (A)  $Y = 0,15$  M; (B)  $Y = 0,30$  M (C)  $Y = 0,45$  M; (D)  $Y = 0,60$  M; (E)  $Y = 0,75$  M COM  $\delta_p = 0$   $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM E  $F_o = 20\%$ . CASOS 09 E 22.



FONTE: A autora (2019).

FIGURA 65 – CONCENTRAÇÃO MÉDIA DE ÓLEO NA MEMBRANA PARA DIFERENTES FRAÇÕES VOLUMÉTRICAS DE ÓLEO



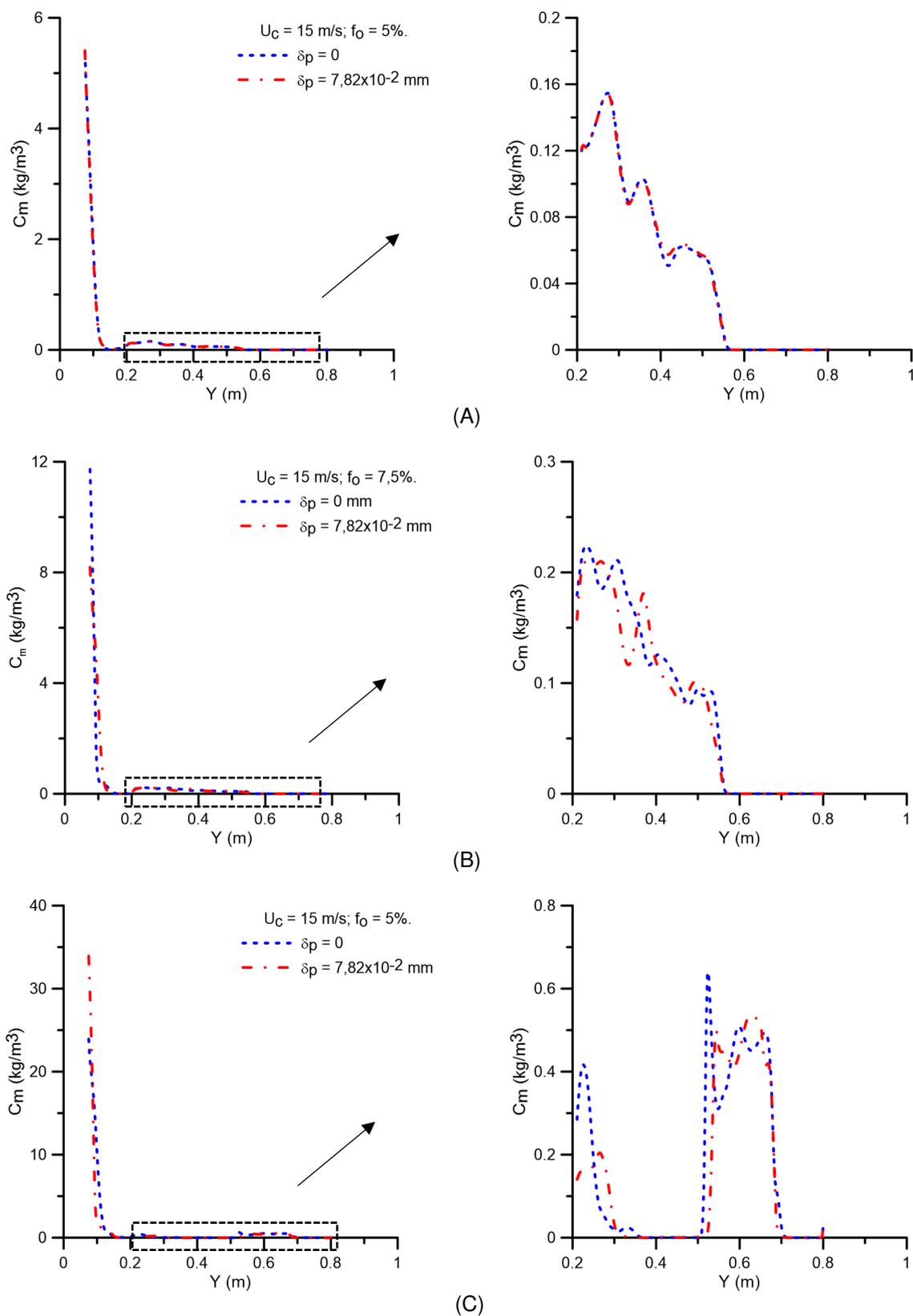
FONTE: A autora (2019).

Na Figura 66 nota-se que o aumento da concentração de óleo até 0,1 m. Após esta posição a concentração se mantém praticamente constante e tendendo a zero no final da membrana, comportamento igualmente observado na Figura 67. Este comportamento pode ser explicado pelo alto nível de turbulência ou momento angular reduzido pelas entradas tangenciais.

Na Figura 68 e Figura 69 estão representados os valores da pressão transmembrana e fluxo de permeado em função da fração de óleo na entrada do separador ciclônico filtrante. Os resultados indicam que a pressão transmembrana se mantém praticamente constante com o aumento da concentração de óleo na alimentação e observa-se um pequeno declínio do fluxo de permeado com o aumento da concentração de óleo nas entradas do separador ciclônico filtrante.

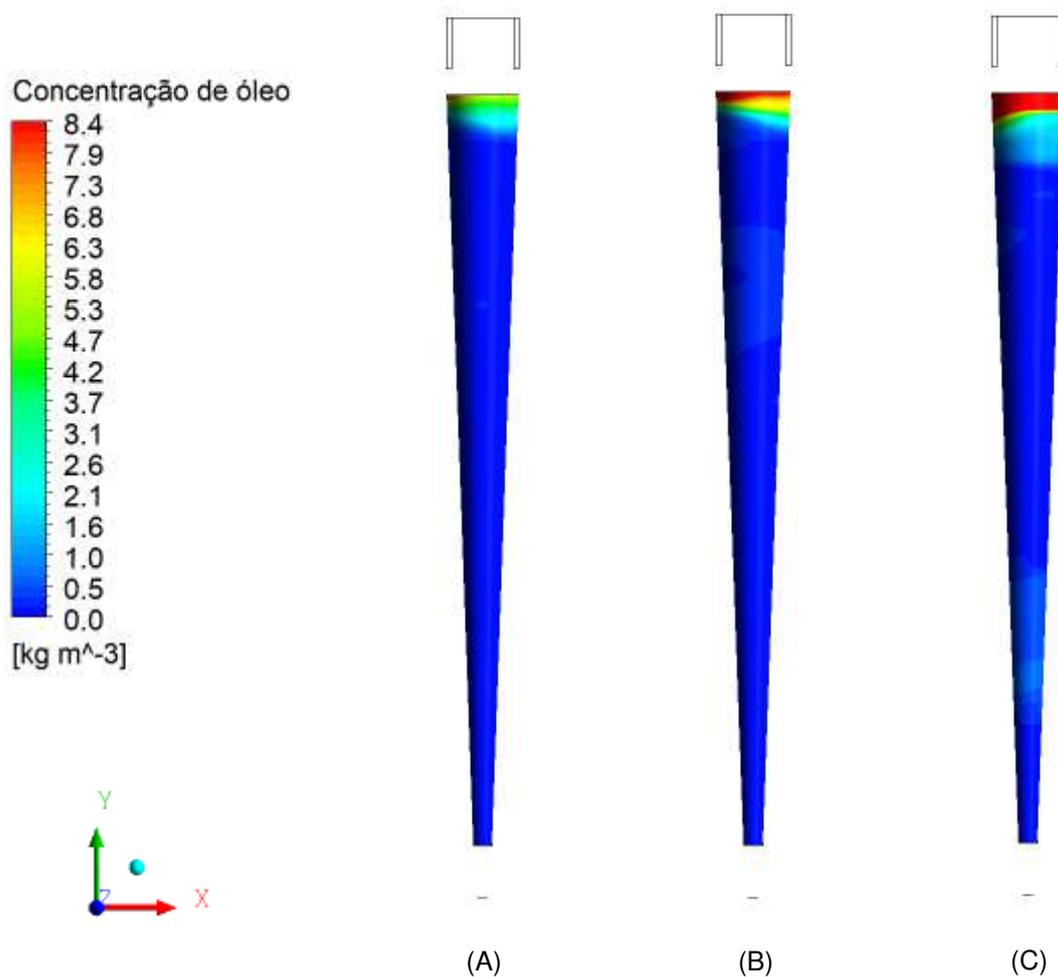
A Figura 68 e Figura 69 indicam, ainda uma pequena discrepância entre os valores da pressão transmembrana e do fluxo de permeado ao se considerar ou não a resistência exercida pela camada limite, ou seja, ao se considerar,  $\delta_p \neq 0$  ou  $\delta_p = 0$ , respectivamente. Nos casos analisados esta discrepância não ultrapassou 2,4% para a pressão e 3,0% para o fluxo de permeado (Tabela B: 1).

FIGURA 66 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NA LINHA LOGITUDINAL NA SUPERFÍCIE DA MEMBRANA: (A) 5% (B) 7,5% (C) 20% COM  $\delta_p = 0$  E  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM.



FONTE: A autora (2019).

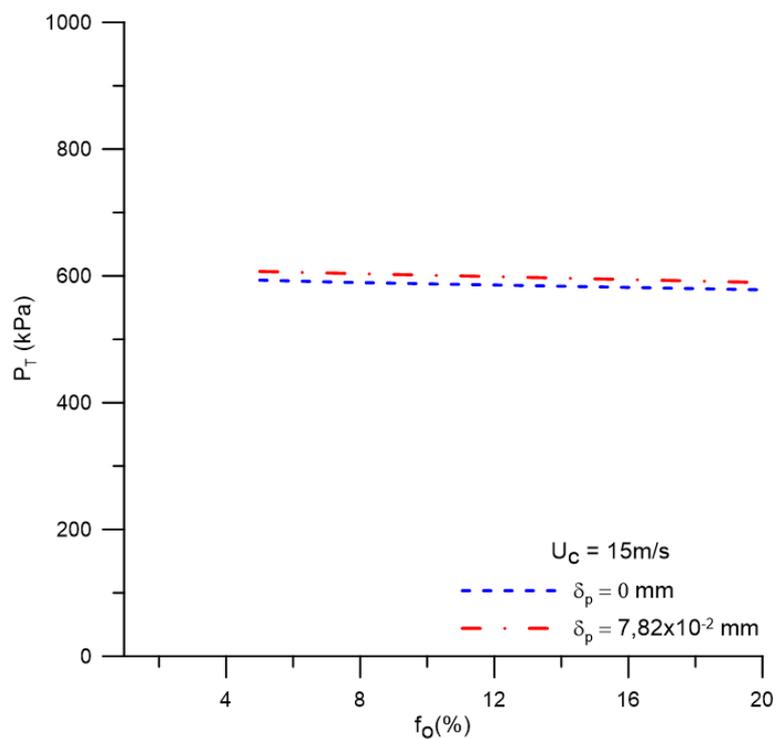
FIGURA 67 – CAMPO DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NA SUPERFÍCIE DA MEMBRANA PARA AS FRAÇÕES VOLUMÉTRICAS DE ÓLEO NA ENTRADA (A) 5%; (B) 7,5% E (C) 20% COM VELOCIDADE DE ALIMENTAÇÃO DE 15 M/S E  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM.



FONTE: A autora (2019).

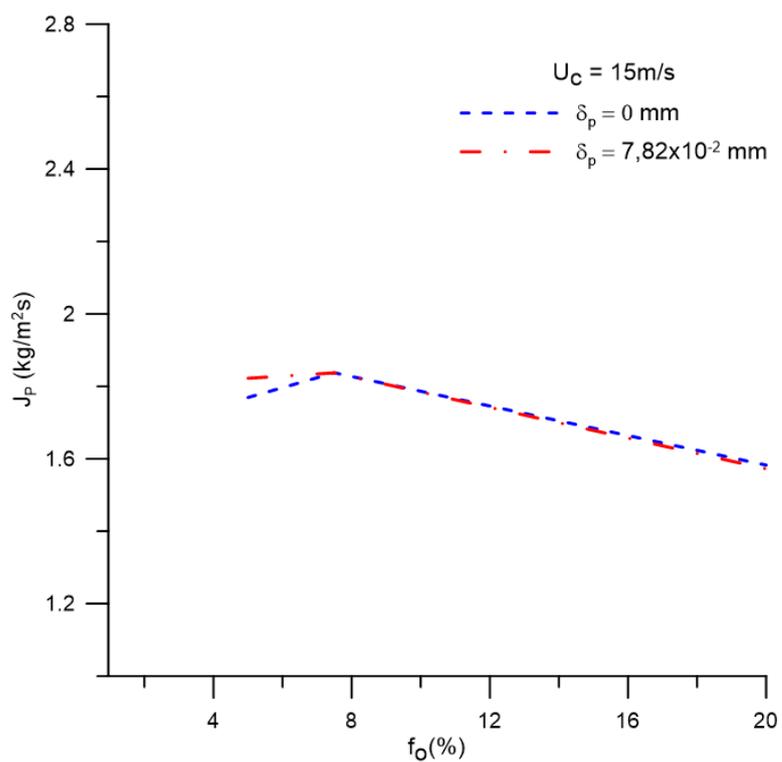
Este fato pode ser explicado, pelo arraste das partículas de óleo nas proximidades da membrana que estão sujeitas as forças centrífugas e de arraste decorrentes do fluxo de alimentação no separador ciclônico filtrante, que reduz significativamente o efeito da concentração por polarização no processo de filtração.

FIGURA 68 – PRESSÃO TRANSMEMBRANA PARA DIFERENTES FRAÇÕES VOLUMÉTRICAS DE ÓLEO



FONTE: A autora (2019).

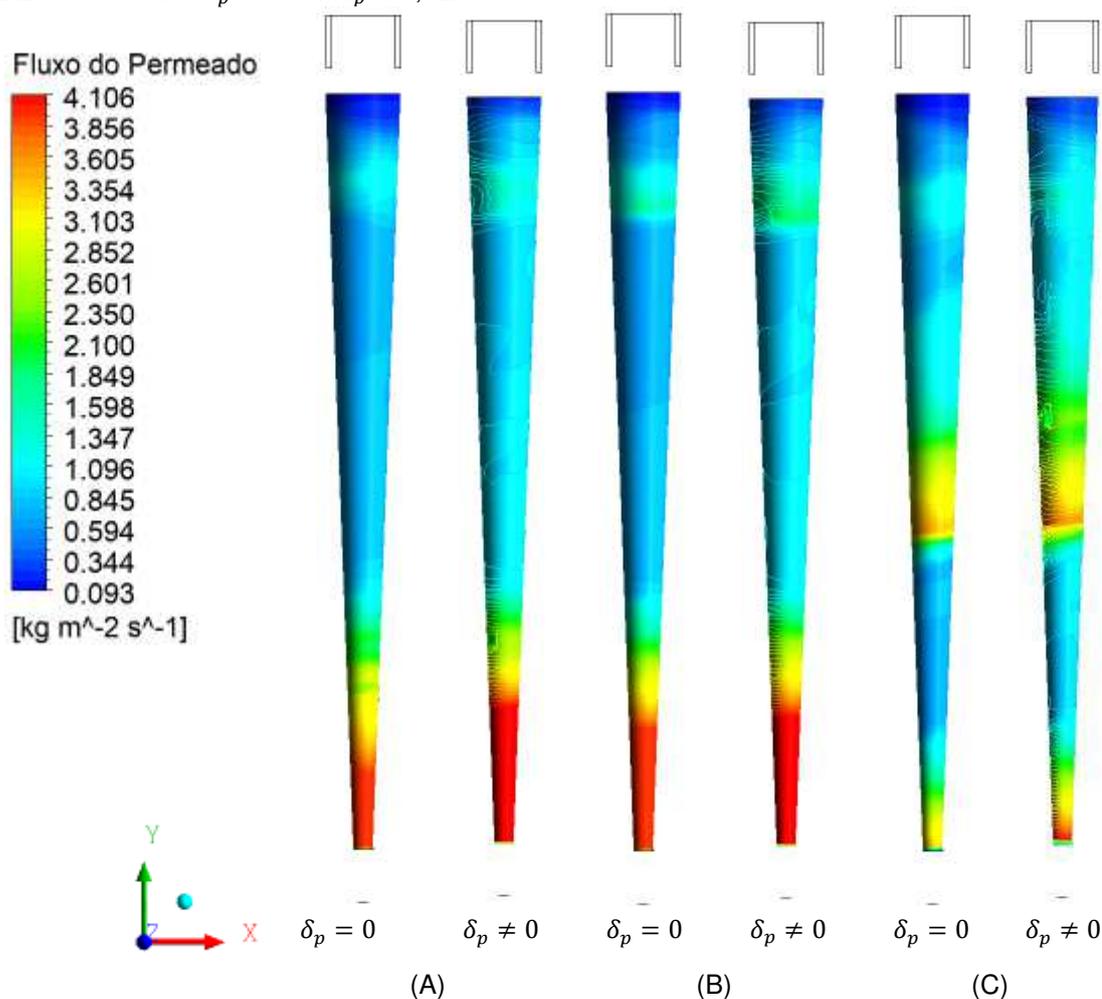
FIGURA 69 – FLUXO DE PERMEADO PARA DIFERENTES FRAÇÕES VOLUMÉTRICAS DE ÓLEO



FONTE: A autora (2019).

A Figura 70 apresenta os campos do fluxo de permeado para três frações volumétricas de óleo na seção de entrada: 5; 7,5 e 20%. É possível observar um maior fluxo de permeado próximo as seções de saída de água e óleo para os casos em que a mistura contém 5 e 7,5% de óleo na alimentação. Este comportamento é semelhante ao se considerar ou não a espessura da camada de polarização por concentração nas simulações realizadas ( $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  mm e  $\delta_p = 0$  mm). Uma explicação para este fato é a baixa concentração de óleo nas proximidades como pode ser observado na Figura 66 e Figura 67. Ao aumentar a fração volumétrica de óleo em 20% nota-se que os maiores fluxos de permeado encontra-se na metade e na seção de saída do separador ciclônico filtrante, o que pode estar relacionado com o comportamento do núcleo de óleo, como pode ser observado na Figura 62.(C) e (E).

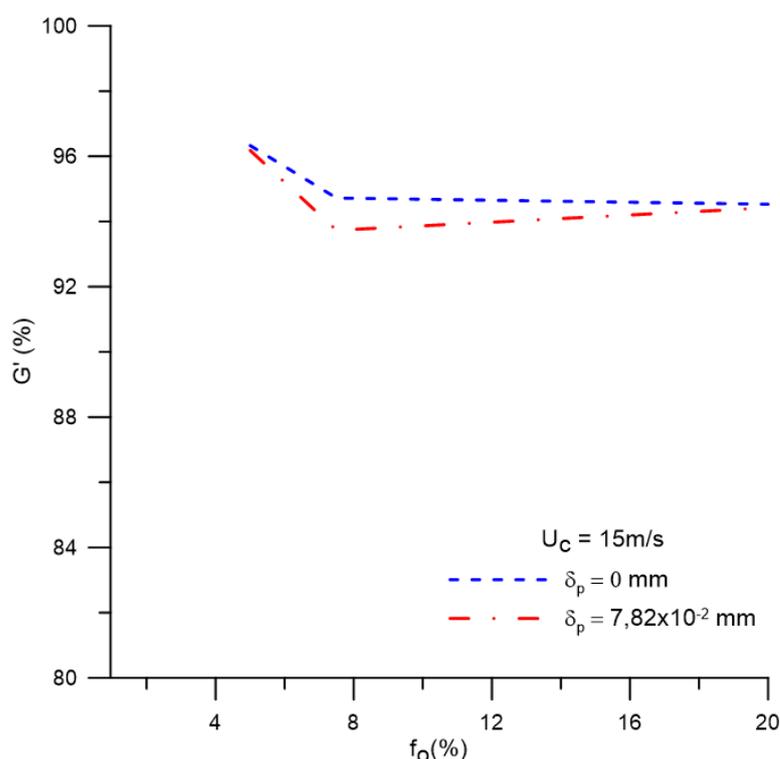
FIGURA 70 – CAMPO DO FLUXO DE PERMEADO PARA DIFERENTES CONCENTRAÇÕES: (A) 5%; (B) 7,5% E (C) 20% PARA VELOCIDADE DE ALIMENTAÇÃO DE 15 M/S COM  $\delta_p = 0$  MM  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM.



FONTE: A autora (2019).

Na Figura 71 está representado o comportamento da eficiência reduzida do separador ciclônico filtrante com e sem o efeito da camada polarizada ( $\delta_p \neq 0$  ou  $\delta_p = 0$ , respectivamente) em função da fração volumétrica de óleo nas entradas. É possível observar que, ao considerar a espessura da camada polarizada, a eficiência reduzida se mostrou ligeiramente maior do que os valores obtidos quando  $\delta_p$  foi considerado nulo. Este fato pode ser explicado pela nulidade da resistência da camada de polarização com  $\delta_p = 0$ . Outro ponto a ser considerado é que ao considerar a espessura da camada polarizada as minúsculas partículas de óleo nas proximidades da superfície da membrana proporcionam choques entre as partículas e partículas-parede do separador, ou mesmo aderência de óleo sobre a membrana. Comportamento semelhante foi observado por Vieira (2006) ao estudar a otimização do processo de separação em hidrociclones filtrantes.

FIGURA 71 – EFICIÊNCIA REDUZIDA DE SEPARAÇÃO



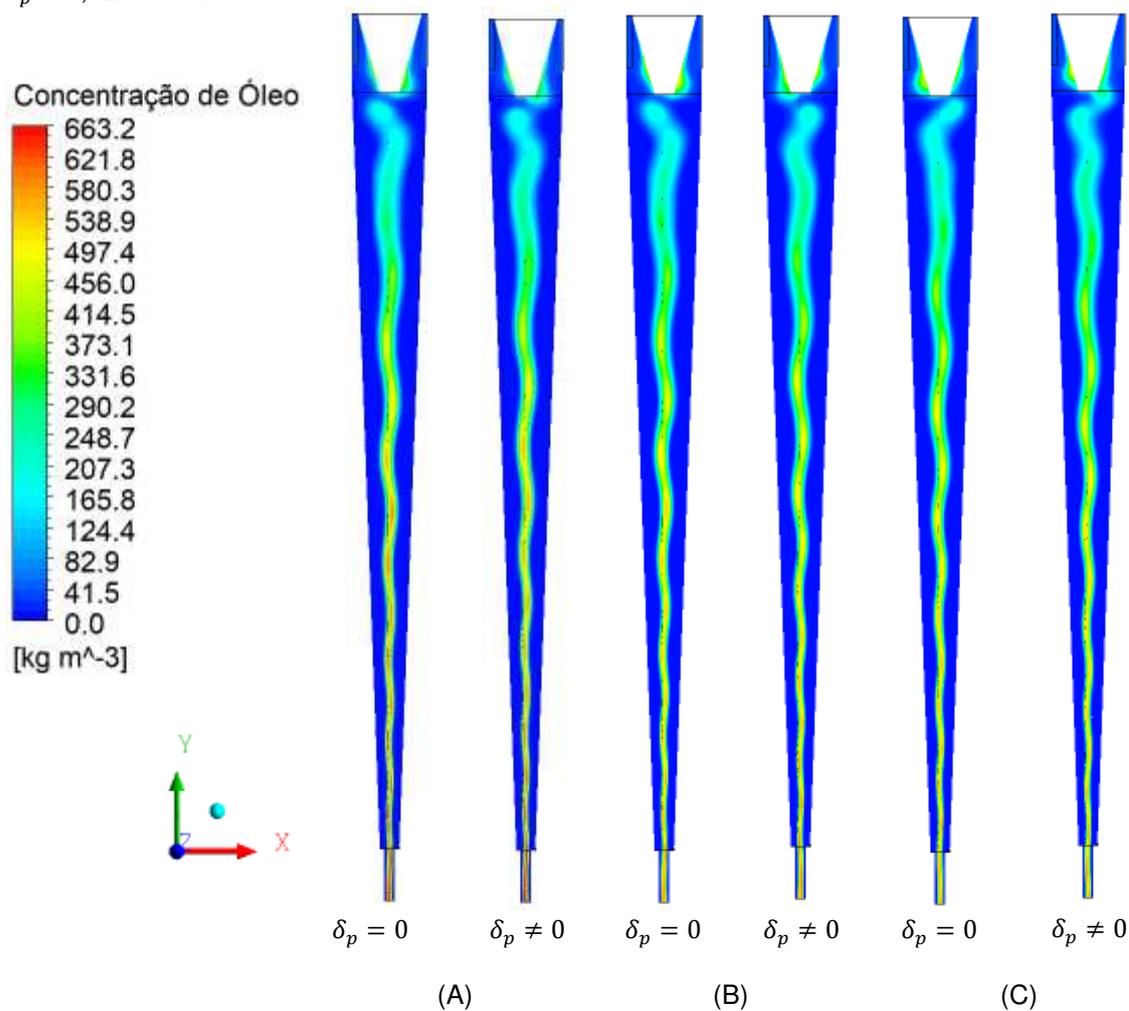
FONTE: A autora (2019).

#### 4.5.2 Influência da velocidade de alimentação do separador ciclônico filtrante

Na Figura 72 é apresentado os campos da concentração de óleo no plano xy para diferentes valores da velocidade de alimentação dos fluidos (5 m/s, 10 m/s e 12

m/s). Nota-se que, ao considerar ou não o efeito da camada polarizada ( $\delta_p \neq 0$  e  $\delta_p = 0$ ) o aumento da velocidade de alimentação não interferiu na formação do núcleo de óleo no interior do equipamento, ou seja, o núcleo de óleo manteve-se estável.

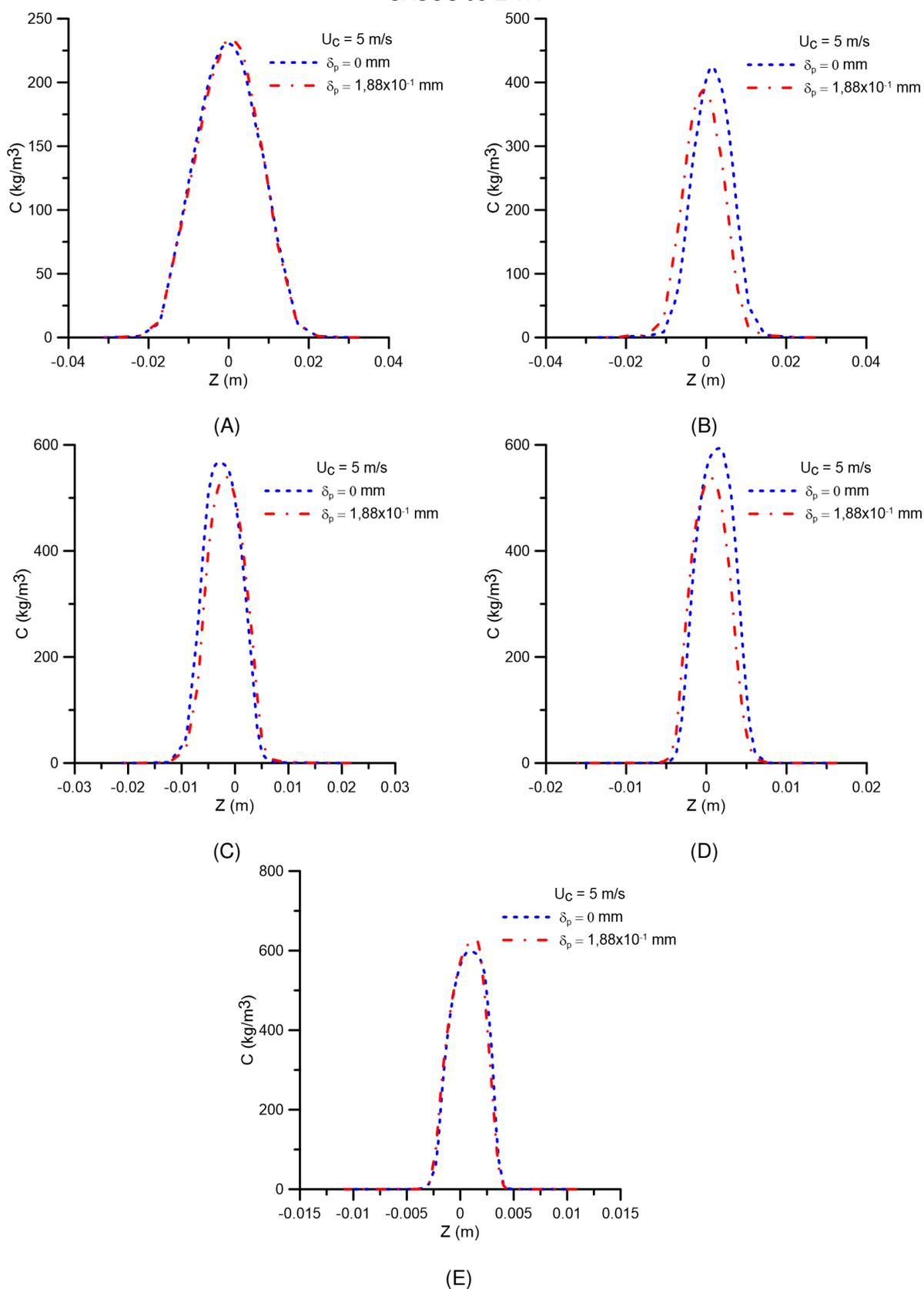
FIGURA 72 – CAMPO DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NO PLANO XY PARA OS CASOS: (A) 5M/S; (B) 10M/S; (C) 12M/S PARA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO 5% COM  $\delta_p = 0$  MM E  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM.



FONTE: A autora (2019).

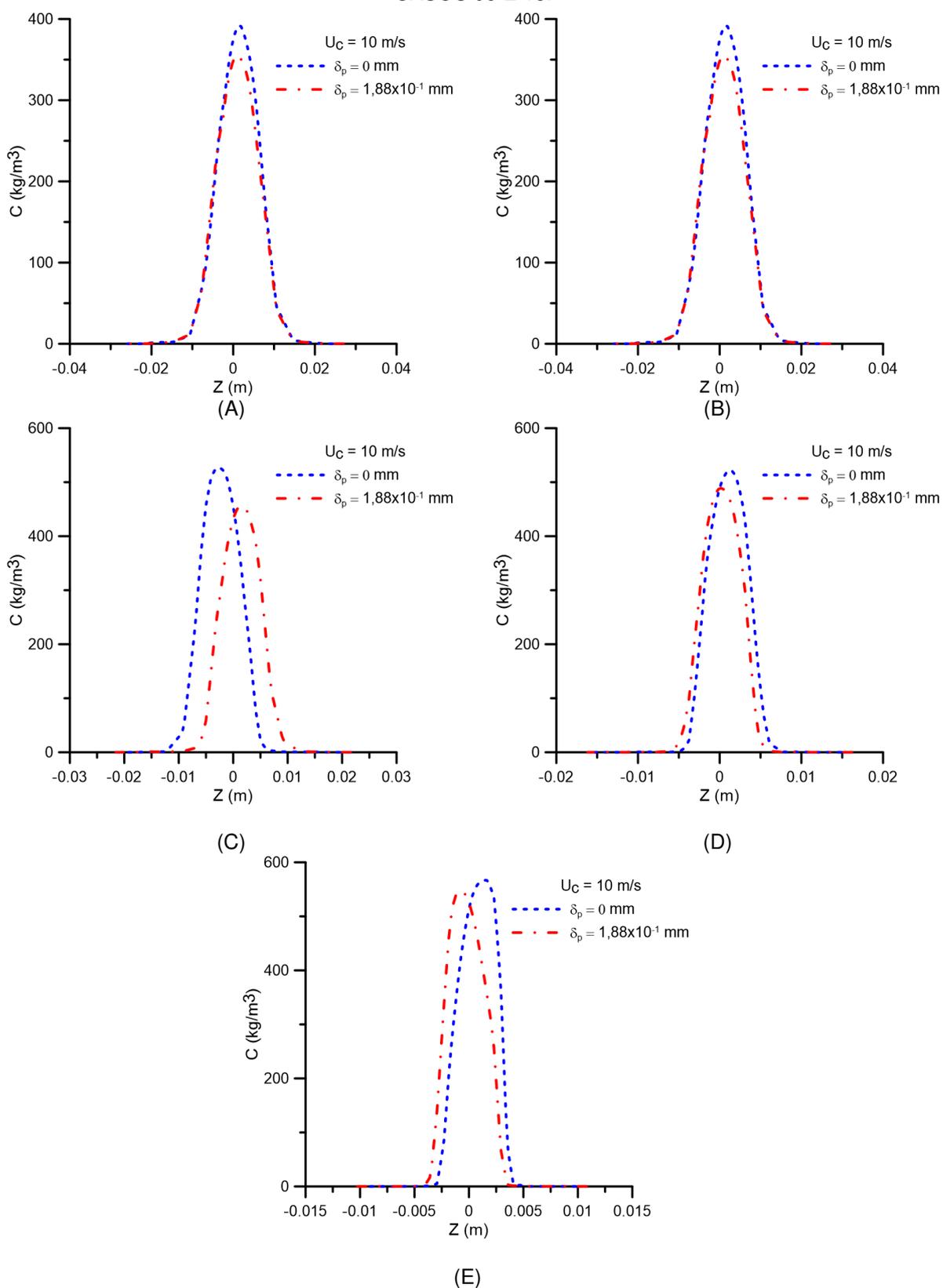
Nas Figura 73 a Figura 75 estão representados os perfis de concentração em função da posição radial em diferentes posições axiais no separador ciclônico, conforme ilustrado na Figura 60, para três velocidades na entrada (5,10 e 12 m/s).

FIGURA 73 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NAS POSIÇÕES: (A)  $Y = 0,15$  M; (B)  $Y = 0,30$  M (C)  $Y = 0,45$  M; (D)  $Y = 0,60$  M; (E)  $Y = 0,75$  M COM  $\delta_p = 0$   $\delta_p = 1,88 \times 10^{-1}$  MM E  $V = 5$  M/S. CASOS 03 E 17.



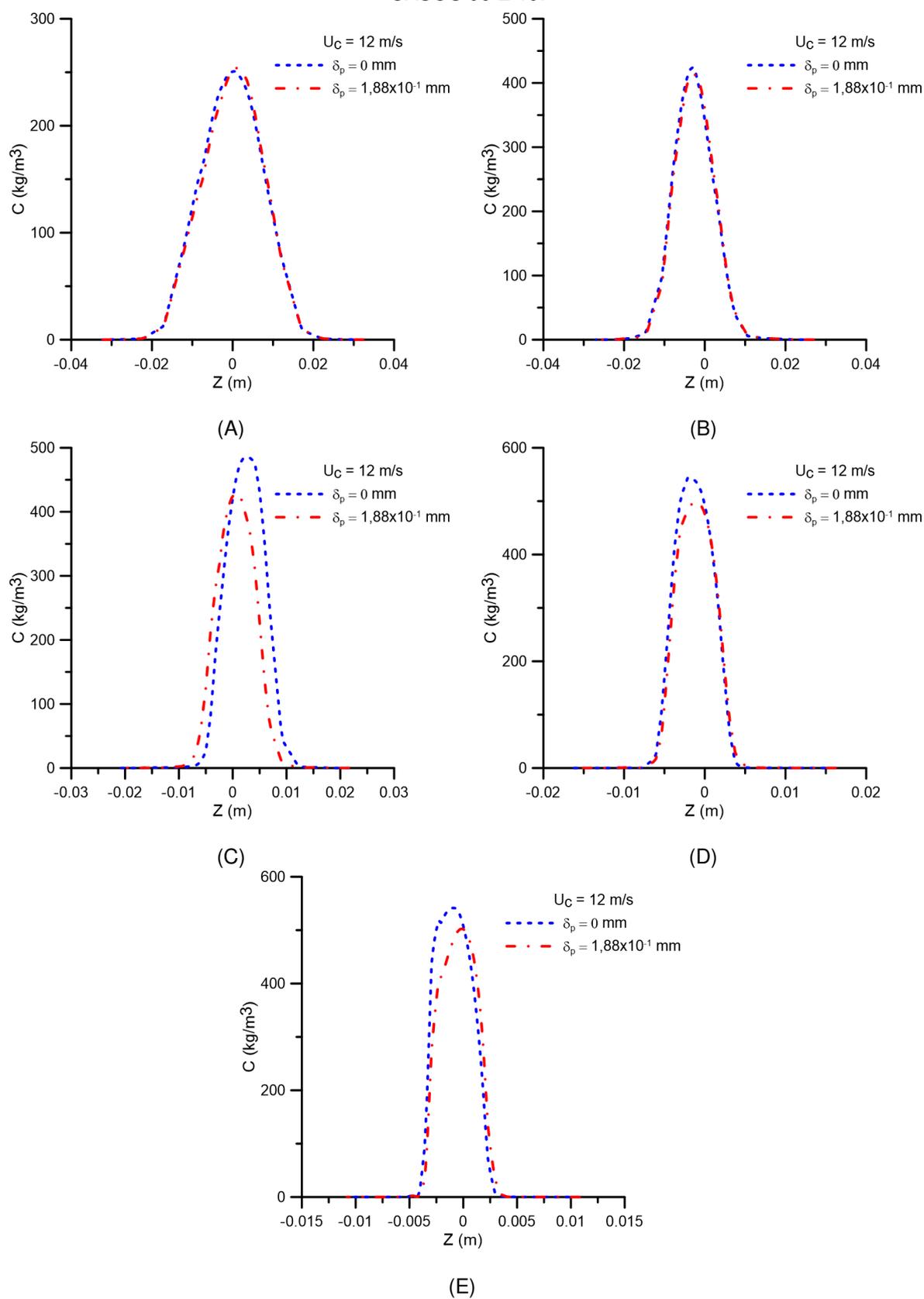
FONTE: A autora (2019).

FIGURA 74 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NAS POSIÇÕES: (A)  $Y = 0,15$  M; (B)  $Y = 0,30$  M (C)  $Y = 0,45$  M; (D)  $Y = 0,60$  M; (E)  $Y = 0,75$  M COM  $\delta_p = 0$   $\delta_p = 1,88 \times 10^{-1}$  MM E  $V = 10$  M/S. CASOS 05 E 18.



FONTE: A autora (2019).

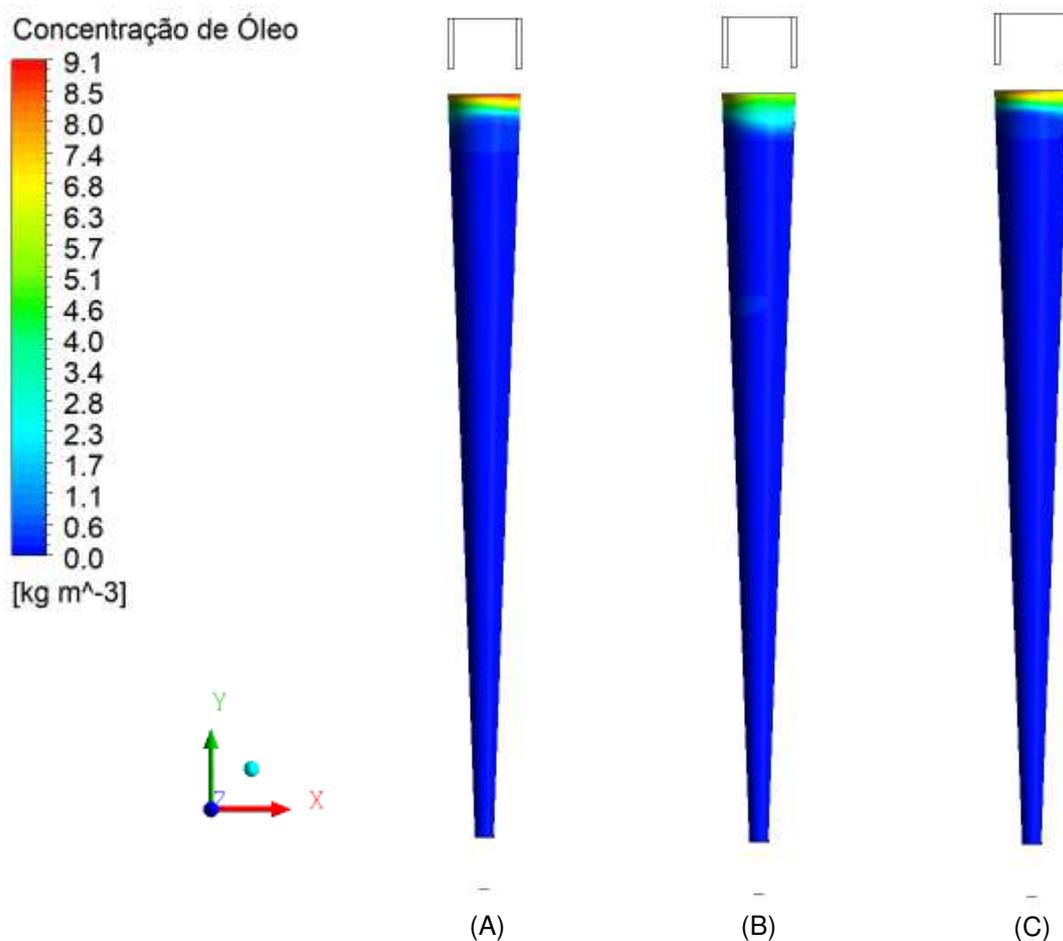
FIGURA 75 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NAS POSIÇÕES: (A)  $Y = 0,15$  M; (B)  $Y = 0,30$  M (C)  $Y = 0,45$  M; (D)  $Y = 0,60$  M; (E)  $Y = 0,75$  M COM  $\delta_p = 0$   $\delta_p = 1,88 \times 10^{-1}$  MM E  $V = 12$  M/S. CASOS 06 E 19.



FONTE: A autora (2019).

Os resultados apresentados nas Figura 73 a Figura 75 indicam que o comportamento do núcleo de óleo localmente é afetado pela variação da velocidade na seção de entrada do separador ciclônico, como também ao se considerar ou não o valor da espessura da camada de concentração polarizada. Contudo, ao representar os valores da concentração de óleo na superfície da membrana, como ilustrado na Figura 76, nota-se que os maiores valores se concentram no início da membrana onde se tem as maiores instabilidades do núcleo de óleo no separador ciclônico filtrante (Ver Figura 72). Ao se afastar desta região as concentrações de óleo tendem a se anular. Visando averiguar esta informação foram representados na Figura 77 o comportamento da concentração sobre uma linha traçada tangencialmente a superfície da membrana.

FIGURA 76 – CAMPO DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NA PAREDE DA MEMBRANA PARA AS VELOCIDADES DE ALIMENTAÇÃO (A) 5 M/S; (B) 10 M/S; (C) 12 M/S COM FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO DE 5% E  $\delta_p = 1,88 \times 10^{-1}$  MM.

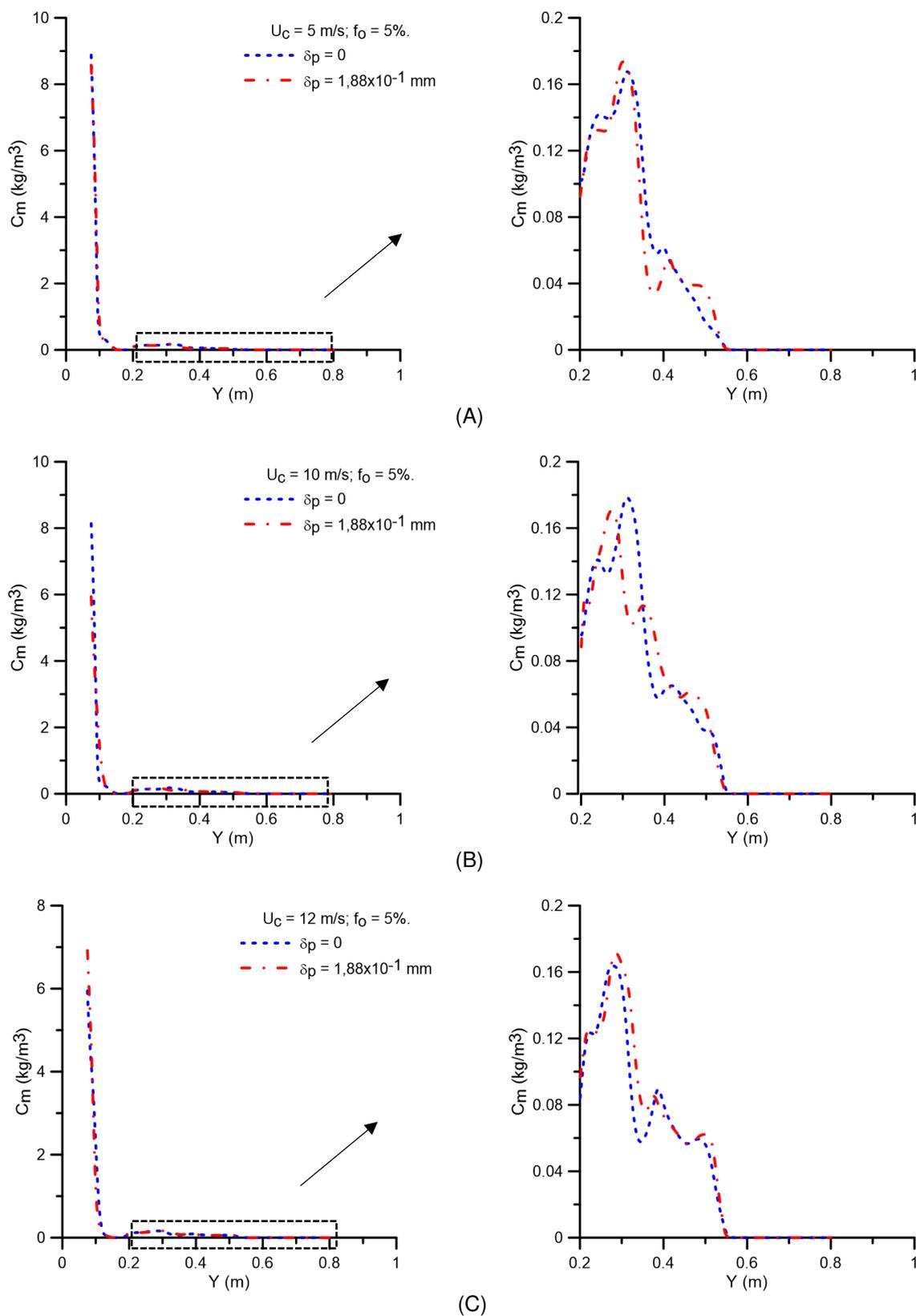


FONTE: A autora (2019).

Os resultados apresentados na Figura 77 indicam que as maiores concentrações de óleo estão localizadas nos primeiros 10 cm da membrana e a partir de então tendem a nulidade. No entanto, nesta mesma figura estão representados o comportamento da concentração de óleo entre 0,2 m e 0,8 m. Estas figuras indicam pequenas variações na concentração de óleo até 0,6 m e tendem a nulidade até o final da membrana. Este comportamento praticamente não alterou ao se considerar ou não a espessura da camada de concentração polarizada e variar a velocidade nas seções de entrada do separador ciclônico filtrante. Este fato pode ser explicado pelo comportamento fluidodinâmico dos fluidos no interior do separador ciclônico filtrante e, sobretudo, pela predominância do momento angular em relação ao momento axial favorecendo, assim, a uma redução significativa do efeito da camada polarizada sobre os perfis de concentração de óleo. Comportamento semelhante foi observado por Silva (2009) ao estudar biorreatores com membrana no tratamento de efluentes.

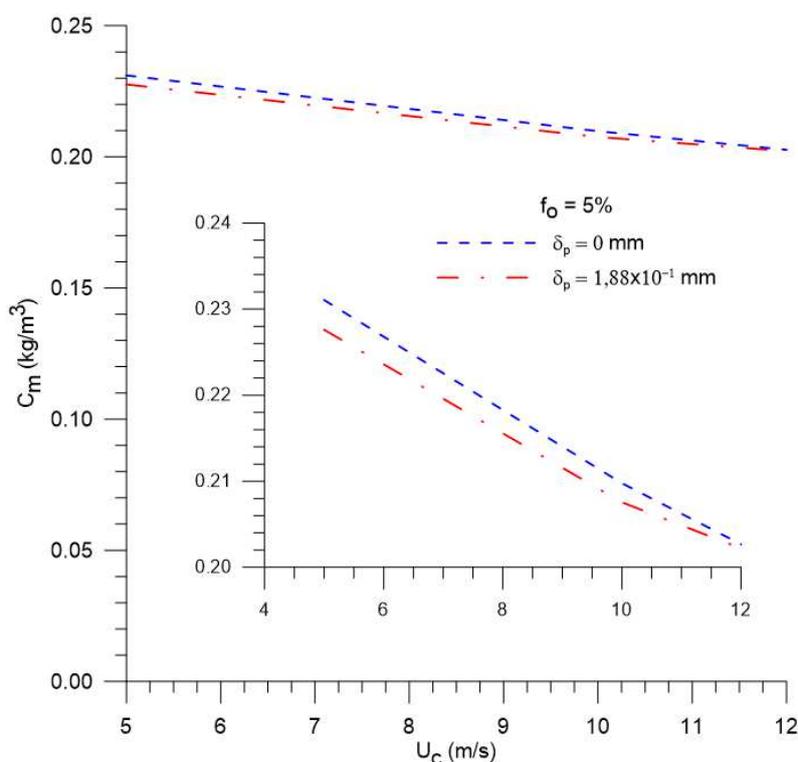
Na Figura 78 estão representados os valores da concentração média de óleo na superfície da membrana em função da velocidade de entrada dos fluidos (água/óleo) considerando ou não a espessura da camada polarizada ( $\delta_p$  iguais a  $1,88 \times 10^{-1}$  mm e 0 mm, respectivamente). Observa-se uma pequena redução de óleo na superfície da membrana em consequência do cisalhamento induzido pelas forças centrífugas e a diferença de densidade. Este fato conduz a uma redução dos efeitos da camada polarizada por concentração ratificada pela pequena discrepância, inferior a 1,5%, entre as curvas da concentração média de óleo na superfície da membrana com a velocidade de entrada. Comportamento semelhante ao observado na Figura 78 foi observado por Porciúncula (2007) que relata que velocidades maiores de alimentação no módulo com a membrana dificultam o depósito de soluto sobre a superfície da membrana, bem como reduz os efeitos da polarização por concentração.

FIGURA 77 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NA LINHA LOGITUDINAL NA SUPERFÍCIE DA MEMBRANA: (A) 5M/S (B) 10M/S E (C) 12M/S COM  $\delta_p = 0$ ,  $\delta_p = 1,88 \times 10^{-1}$  MM.



FONTE: A autora (2019).

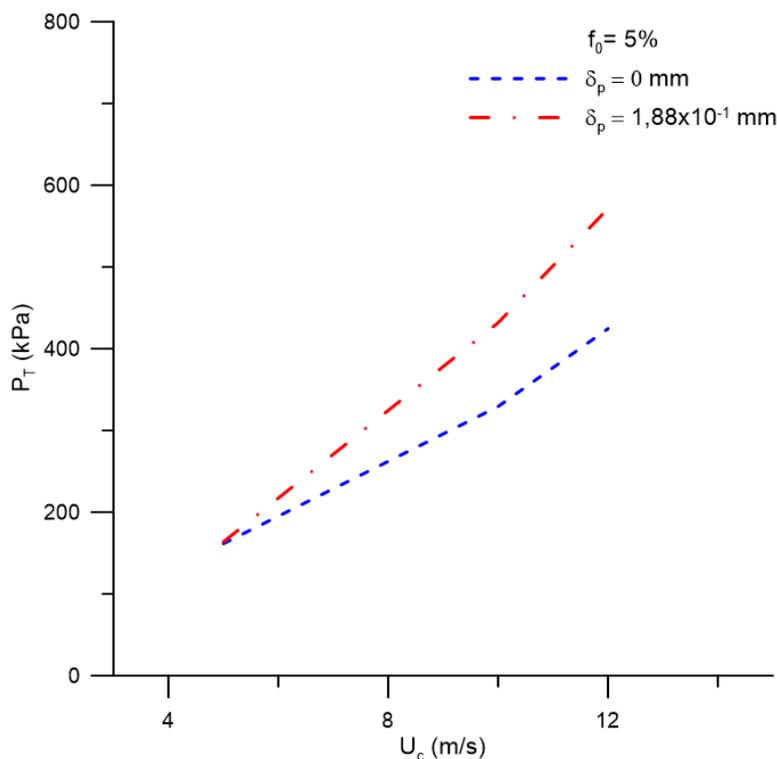
FIGURA 78 – CONCENTRAÇÃO MÉDIA DE ÓLEO NA MEMBRANA PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ALIMENTAÇÃO



FONTE: A autora (2019).

Ao se observar a Figura 79, que ilustra a pressão transmembrana em função da velocidade de alimentação considerando ou não o efeito da camada polarizada ( $\delta_p \neq 0$  ou  $\delta_p = 0$ ), percebe-se um aumento da pressão transmembrana com o aumento da velocidade de alimentação dos fluidos. Comportamento semelhante foi observado por Cunha (2014), ao analisar um módulo de separação de cilíndricos concêntricos, sendo um deles uma membrana cerâmica. É possível observar ainda, um aumento na pressão transmembrana ao se considerar  $\delta_p = 1,88 \times 10^{-1} \text{ mm}$  (efeito da resistência da camada de polarização por concentração) e, assim, sendo necessário um maior consumo de energia para efetuar a separação água/óleo. Contudo, como pode ser observado na Tabela C:3 e na Tabela C:4 essa discrepância média variou em torno de 2,3% em relação a  $\delta_p = 0$  mm.

FIGURA 79 – PRESSÃO TRANSMEMBRANA PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ALIMENTAÇÃO DOS FLUIDOS



FONTE: A autora (2019).

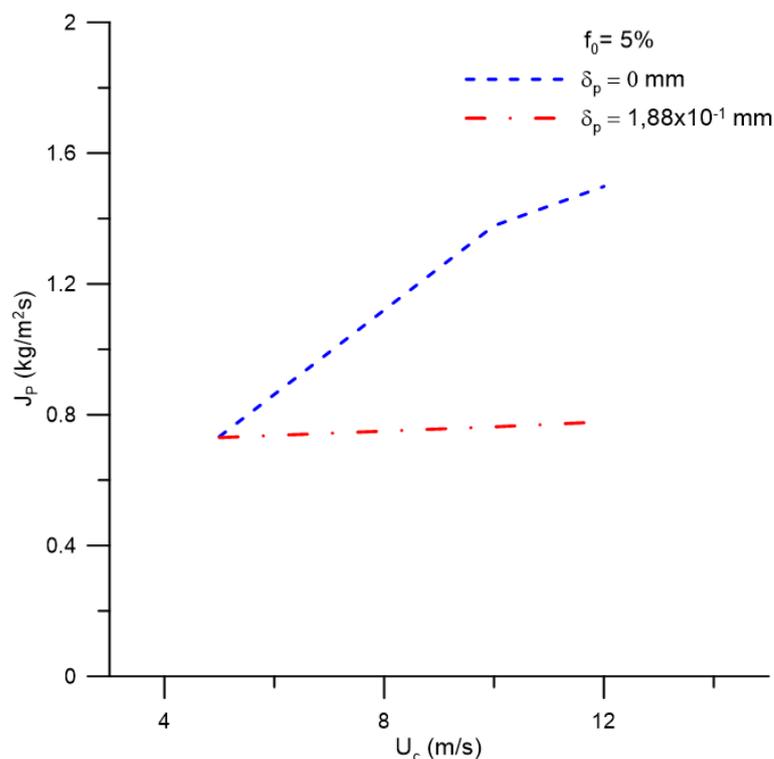
Na Figura 80 estão representados os campos do fluxo de permeado (J) sobre a superfície da membrana para três velocidades de alimentação (5, 10 e 12 m/s) e uma fração volumétrica de óleo constante e igual a 5%. Ainda nesta figura estão representados os resultados considerando ou não a espessura da camada polarizada ( $\delta_p = 1,88 \times 10^{-1}$  mm e  $\delta_p = 0$  mm). Pode-se observar, de uma maneira geral, que o comportamento não se altera de forma significativa ao se considerar ou não o efeito da camada polarizada.

Observa-se ainda na Figura 80 que os maiores fluxos de permeado se concentram na região próxima as saídas anular e tubular do separador ciclônico filtrante. Uma explicação para este fato é que o formato cônico e sua inclinação assegura que o momento angular se mantém superior ao momento axial, ou seja, as forças centrífugas são superiores as forças axiais e a diferença de densidade proporciona a formação do núcleo de óleo e a água escoar nas proximidades da membrana. Este comportamento aumenta a pressão transmembrana e, assim, o aumento do fluxo de permeado. Comportamento semelhante foi observado por Damak et al. (2004), Vieira et al. (2012) e Cunha (2014).



deve ao aumento da resistência da camada polarizada exigindo assim um aumento da pressão transmembrana, Figura 79, na superfície da membrana.

FIGURA 81 – FLUXO DE PERMEADO PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ALIMENTAÇÃO DOS FLUIDOS

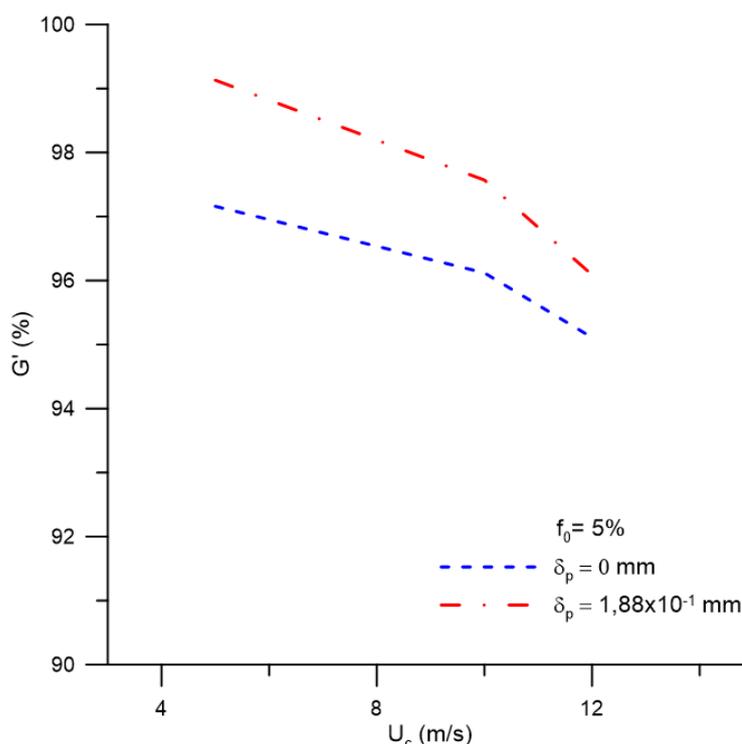


FONTE: A autora (2019).

Os valores da eficiência reduzida do separador ciclônico filtrante sem e com o efeito da camada polarizada ( $\delta_p = 0$  e  $\delta_p \neq 0$ , respectivamente), estão representadas graficamente na Figura 82 em função da velocidade de alimentação dos fluidos no separador ciclônico filtrante. Observa-se que ao aumentar a velocidade de alimentação, em ambos os casos ( $\delta_p = 0$  e  $\delta_p \neq 0$ ), a eficiência reduzida decresce. Este fato pode ser explicado devido ao aumento da pressão transmembrana que proporciona a passagem de uma concentração mínima de óleo através da membrana. Um resultado interessante que pode ser observado na Figura 82 é que, ao considerar a espessura da camada polarizada, a eficiência reduzida de separação se mostrou superior ao se considerar  $\delta_p \neq 0$  se comparado quando  $\delta_p = 0$  mm. Estes resultados indicam que a presença da camada de polarização por concentração passa a ser aliada ao processo de separação água/óleo no separador ciclônico filtrante. Muito embora para a membrana seja um dificultador no processo de separação. Este fato

possibilita ao separador ciclônico filtrante que as forças centrífugas arrastem maiores quantidades ou frações de óleo em direção ao núcleo de óleo conduzindo-as a saída tubular, favorecendo assim o aumento da eficiência reduzida de separação. Comportamento semelhante foi obtido por Vieira (2006), ao investigar e otimizar as relações geométricas de um hidrociclone filtrante com o objetivo de obter maiores eficiências de separação e minimizar os custos energéticos.

FIGURA 82 – EFICIÊNCIA REDUZIDA DE SEPARAÇÃO PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE ALIMENTAÇÃO DOS FLUIDOS



FONTE: A autora (2019).

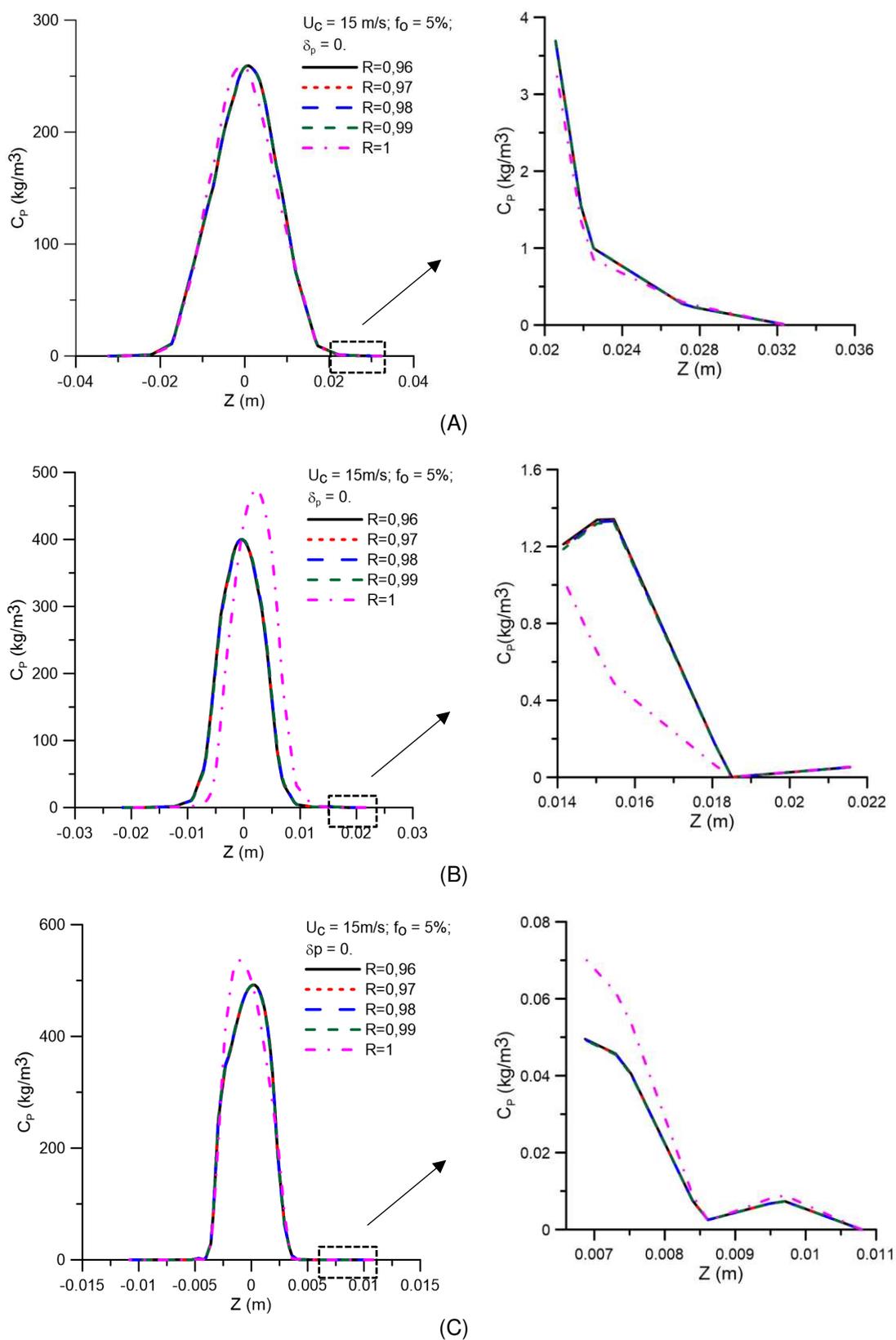
Nas seções 4.1 a 4.5 são apresentados os resultados onde se considera que o soluto é 100% rejeitado pela membrana, com base nos trabalhos de Damak et al. (2004), Cunha (2014) e Souza (2014). Contudo, é verificado em trabalhos reportados na literatura (Hua et al. (2007), Vasanth et al. (2013), Zhang et al. (2017)) que, dependendo da membrana e das condições operacionais, o coeficiente de rejeição pode assumir valores que podem variar de 95% a 100%. Assim, na seção 4.6, é apresentado e analisado o comportamento de algumas variáveis de interesse, variando o coeficiente de rejeição da membrana. Além disso, observa-se a influência do coeficiente de rejeição do soluto pela membrana ao considerar ( $\delta_p \neq 0$ ), e ao desconsiderar ( $\delta_p = 0$ ) o efeito da camada polarizada.

#### 4.6 COEFICIENTE DE REJEIÇÃO DA MEMBRANA

Na Figura 83 está ilustrado os perfis de concentração de óleo para diferentes valores do coeficiente de rejeição da membrana ( $R$ ) (0,96; 0,97; 0,98, 0,99 e 1,00) representados em função da posição radial, nas posições  $y$  iguais a 0,15 m; 0,45 m e 0,75 m, representadas na Figura 20. São igualmente ilustrados nestas figuras um detalhe (ampliação) dos perfis de concentração de óleo nas proximidades da membrana cerâmica. Como já observado por Magalhães (2017), verifica-se um comportamento semelhante entre os perfis de concentração, para os diferentes coeficientes de rejeição na região central, como também na região próximo a membrana. Contudo, há uma variação do comportamento da concentração de óleo, na região central e próximo a superfície da membrana, Figura 83.(B) e Figura 83.(C) para o coeficiente de rejeição máximo. Fato semelhante também pode ser observado na Figura 84, que apresenta os perfis de concentração de óleo para diferentes valores do coeficiente de rejeição da membrana representados em função da posição radial, nas posições  $y$  iguais a 0,15 m; 0,45 m e 0,75 m, ao considerar o efeito da camada de polarização. Mostrando assim que, os perfis de concentração de óleo não são alterados, de maneira significativa, ao considerar ou desconsiderar o efeito da camada de concentração por polarização.

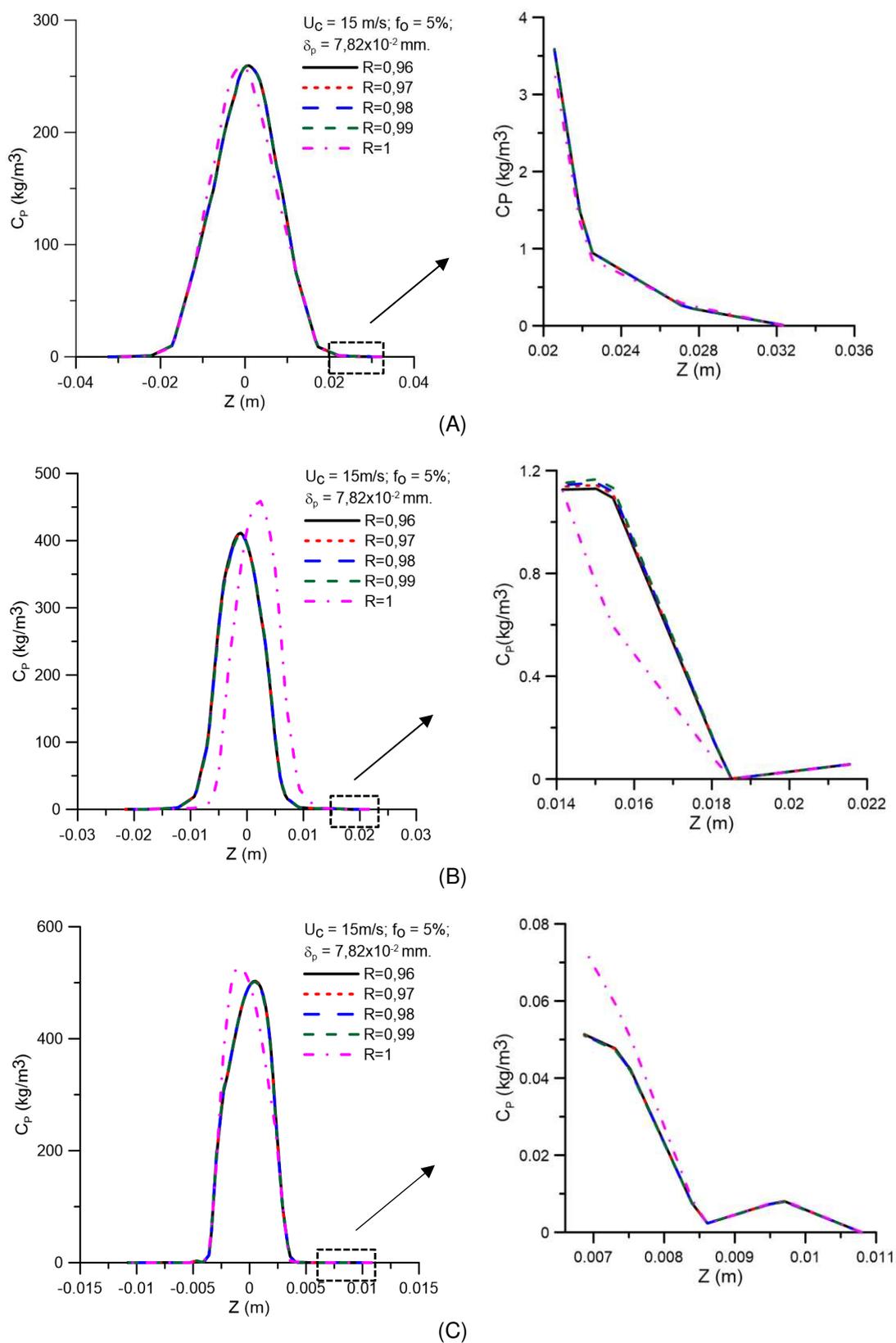
Na Figura 85 estão apresentados os campos de concentração de óleo, no plano  $xy$ , para variados coeficientes de rejeição de soluto pela membrana (0,96; 0,97; 0,98; 0,99; 1). Observa-se que em todos os casos, a formação e a estabilidade do núcleo de óleo na região central do separador ciclônico filtrante. Além disso, nota-se que a variação do índice de rejeição do soluto pela membrana não apresenta variação significativa do comportamento do núcleo de óleo. Este fato pode ser explicado pela turbulência induzida pelas entradas tangenciais e, assim, a predominância das componentes de velocidades tangenciais, em relação as componentes axiais, no interior do separador ciclônico filtrante, conforme podem ser vistas na Figura 41 e Figura 42.

FIGURA 83 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO PARA DIFERENTES VALORES DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO (R) DA MEMBRANA NAS POSIÇÕES: (A)  $Y = 0,15$  M; (B)  $Y = 0,45$  M E (C)  $Y = 0,75$  M, COM  $\delta_p = 0$  MM.



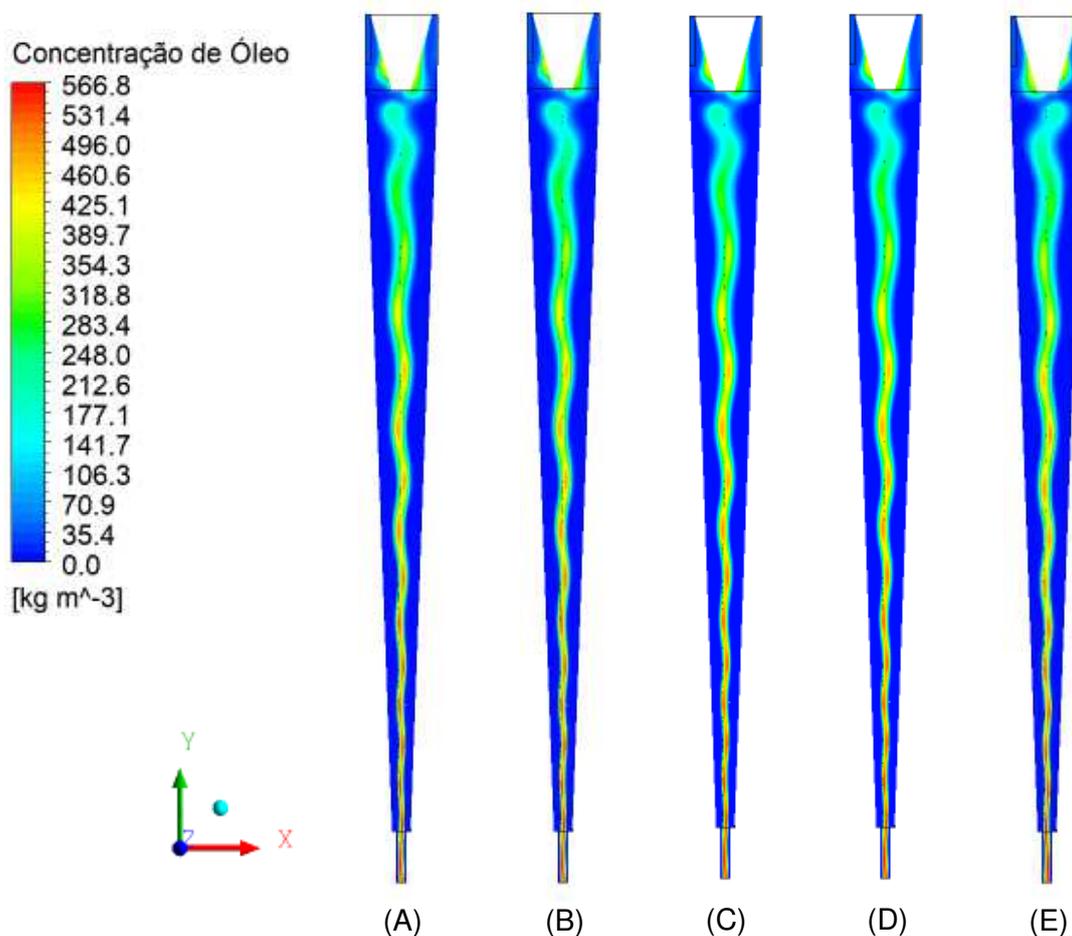
FONTE: A autora (2019).

FIGURA 84 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO PARA DIFERENTES VALORES DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO (R) DA MEMBRANA NAS POSIÇÕES: (A)  $Y = 0,15$  M; (B)  $Y = 0,45$  M E (C)  $Y = 0,75$  M, COM  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM.



FONTE: A autora (2019).

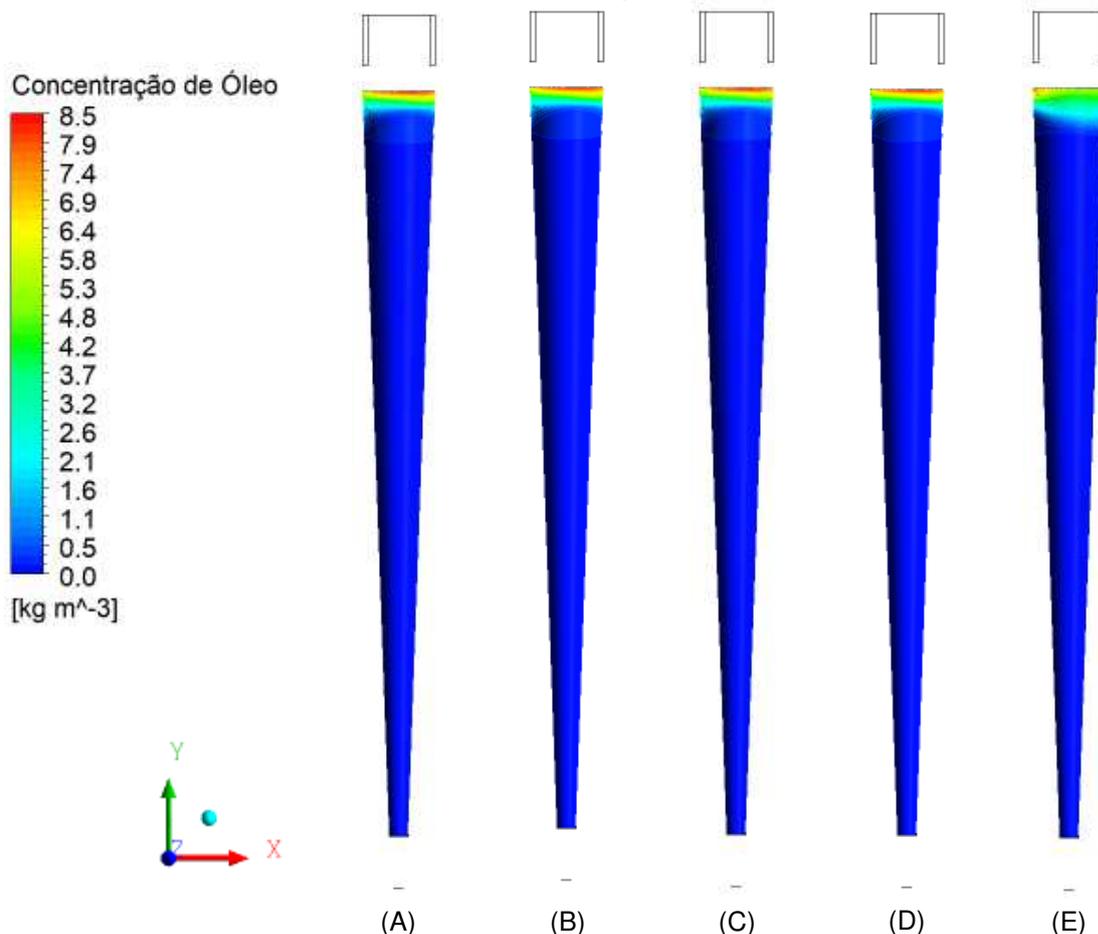
FIGURA 85 – CAMPO DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO PARA DIFERENTES VALORES DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO DA MEMBRANA (A)  $R= 0,96$ ; (B)  $R= 0,97$ ; (C)  $R= 0,98$ ; (D)  $R= 0,99$ ; (E)  $R= 1$ , COM  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM.



FONTE: A autora (2019).

Na Figura 86 estão apresentados os campos de concentração de óleo na superfície da membrana, para diferentes valores do coeficiente de rejeição de soluto pela membrana (0,96; 0,97; 0,98; 0,99; 1). Observa-se que, em todos os casos, a membrana tende a concentrar óleo na região superior próximo a região de entrada dos fluídos. Este comportamento pode ser explicado pela alta turbulência nas regiões próximo ao tronco cônico que provoca uma mistura local de água com as gotículas de óleo, como pode ser observado na Figura 85, onde o núcleo de óleo ainda não se formou.

FIGURA 86 – CAMPO DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NA PAREDE DA MEMBRANA PARA DIFERENTES VALORES DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO DA MEMBRANA (A)  $R= 0,96$ ; (B)  $R= 0,97$ ; (C)  $R= 0,98$ ; (D)  $R= 0,99$ ; (E)  $R= 1$ , COM  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM.

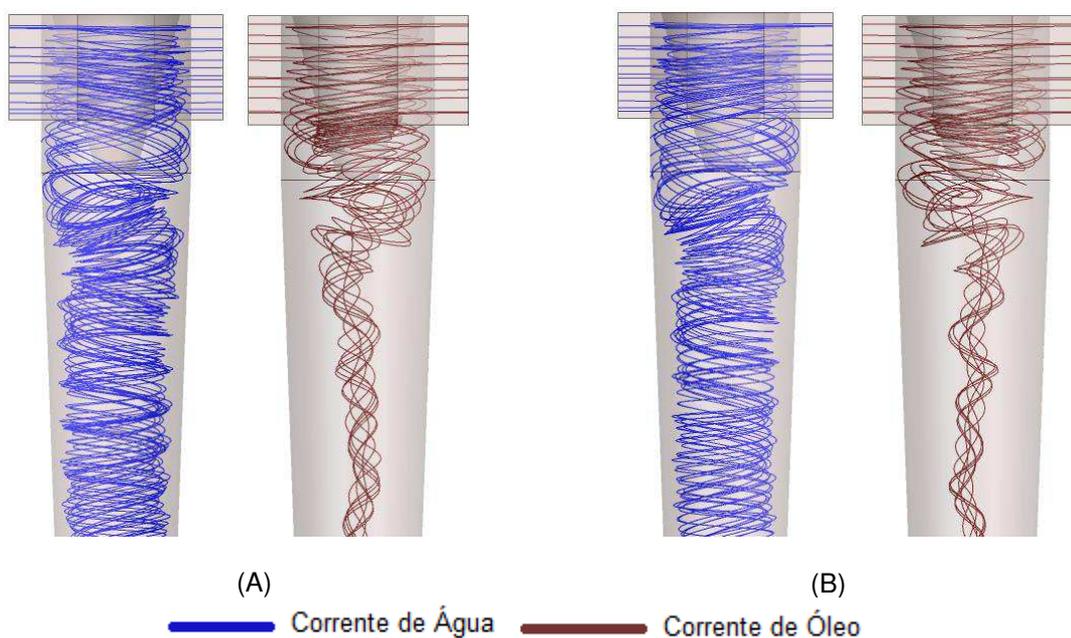


FONTE: A autora (2019).

Na Figura 87 estão representados o comportamento das linhas de fluxo na região próxima ao tronco cônico e entradas do separador ciclônico filtrante considerando dois coeficientes de rejeição,  $R = 0,96$  e  $R = 1,00$ . Ao se observar atentamente esta figura nota-se uma pequena variação no comportamento das correntes de água e de óleo, indicando uma baixa influência do coeficiente de rejeição sobre o comportamento fluidodinâmico do separador ciclônico filtrante.

O comportamento observado na Figura 85, Figura 86 e Figura 87, indica que há uma redução de óleo próximo a membrana, que leva a um aumento da concentração de óleo na região central. A medida que os fluidos (água e óleo) se afastam do tronco cônico o momento angular supera o momento axial, ou seja, as componentes de velocidades tangencias são maiores que as axiais, proporcionando assim, um maior cisalhamento junto a superfície da membrana e conduzindo as partículas de óleo em direção ao núcleo de óleo, Figura 85.

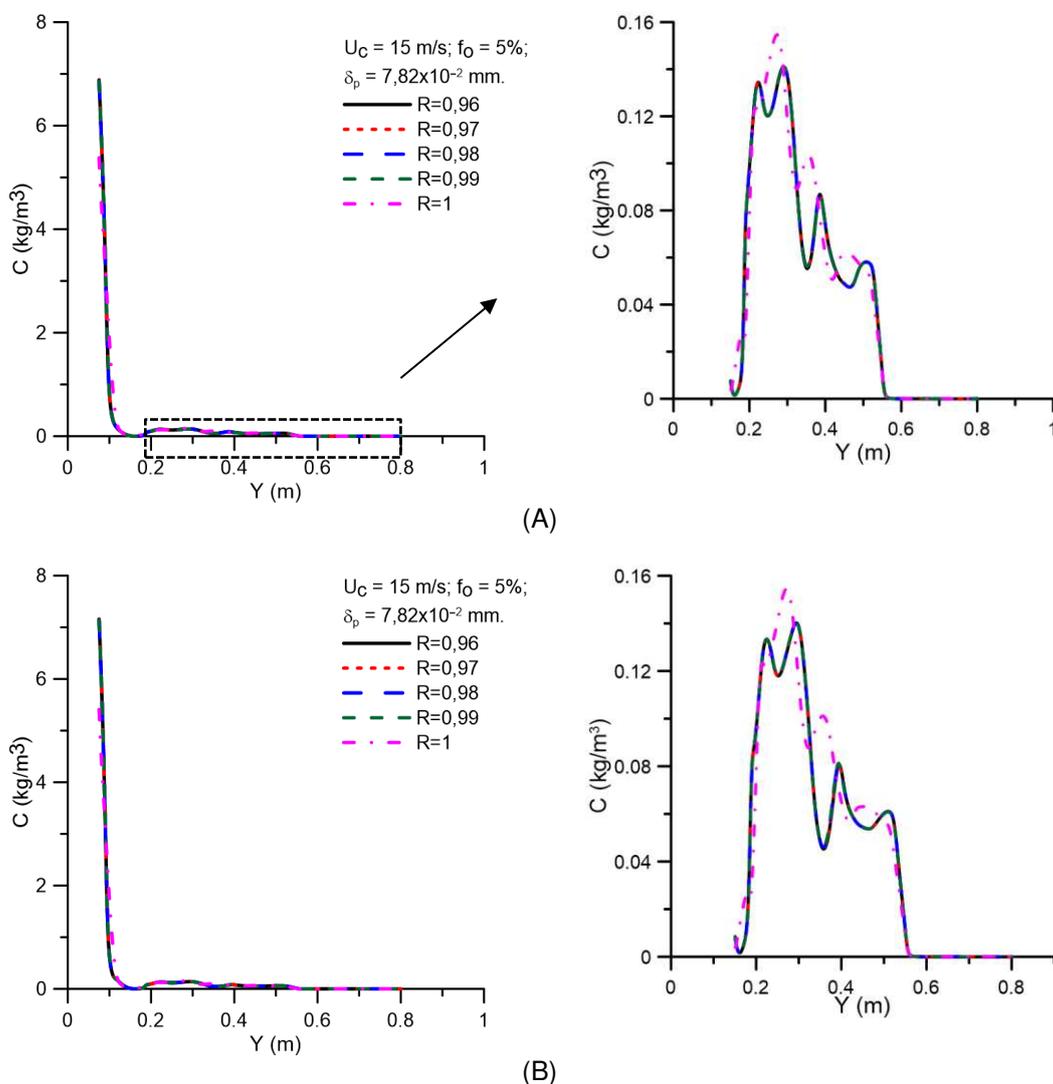
FIGURA 87 – LINHAS DE FLUXO DE ÁGUA E ÓLEO NO INTERIOR DO SEPARADOR CICLÔNICO FILTRANTE (A)  $R=0,96$ ; (B)  $R=1$ , COM  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM.



FONTE: A autora (2019).

É possível observar, na Figura 88, em que está representado os perfis de concentração de óleo em função da posição longitudinal na vizinhança da membrana, para os diferentes valores do coeficiente de rejeição da membrana, sem e com o efeito da camada polarizada que, em ambos os casos, ao variar a capacidade seletiva da membrana, a concentração de óleo na superfície da membrana não é alterada de modo significativo, contudo, há uma maior concentração de óleo na superfície para a capacidade seletiva máxima ( $R=1$ ). Este fato, conforme será apresentado posteriormente ocasiona uma maior resistência ao fluxo de permeado.

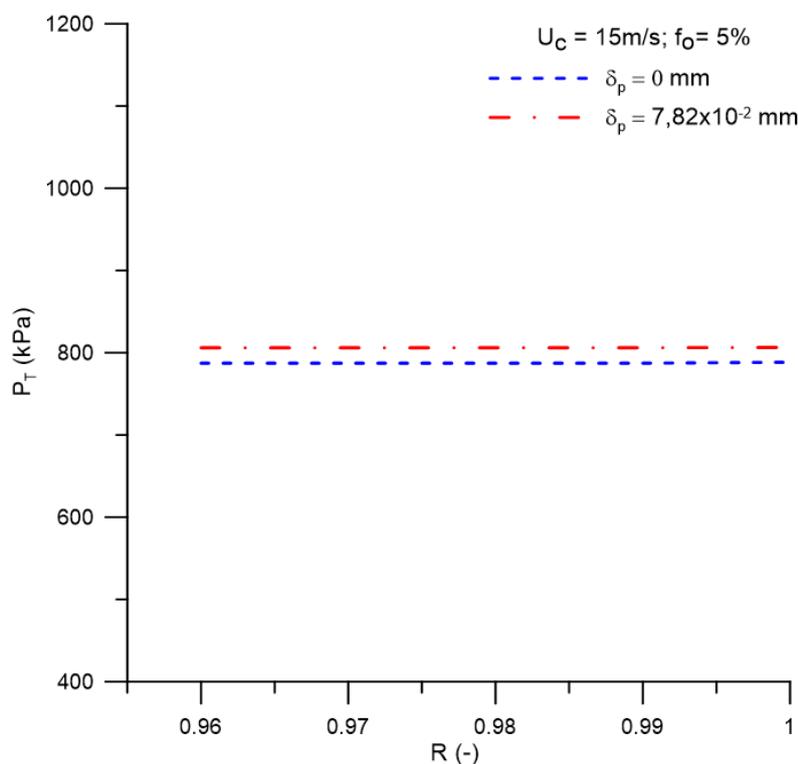
FIGURA 88 – PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO EM FUNÇÃO DA POSIÇÃO LONGITUDINAL NA VIZINHANÇA DA MEMBRANA PARA DIFERENTES VALORES DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO, COM (A)  $\delta_p = 0$  MM; (B)  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM.



FONTE: A autora (2019).

Na Figura 89 está representado os valores da pressão transmembrana em função do coeficiente de rejeição da membrana, apresentados sem considerar e considerando o efeito da camada de polarização por concentração. Percebe-se que ao aumentar a capacidade seletiva da membrana a pressão transmembrana se mantém constante e apresenta um aumento sutil para  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  mm em relação a  $\delta_p = 0$  mm. A constância da pressão transmembrana com o aumento do coeficiente de rejeição foi igualmente observado por Paris et al. (2002) e Pradanos et al. (1995) ao estudarem o coeficiente de transferência de massa e o coeficiente de rejeição de uma membrana assimétricas de ultrafiltração utilizando fluxo cruzado.

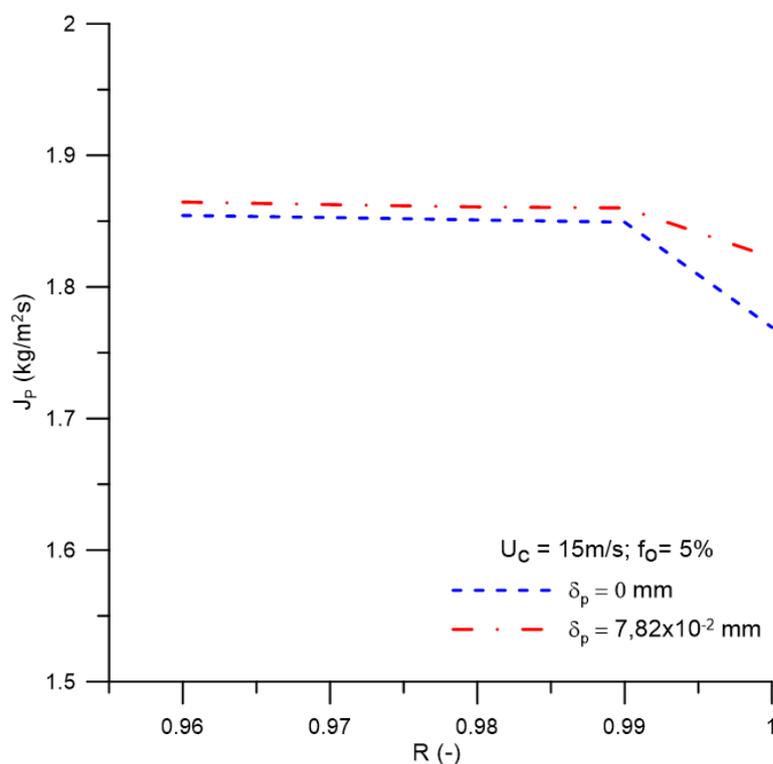
FIGURA 89 – PRESSÃO TRANSMEMBRANA ( $P_T$ ) EM FUNÇÃO DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO DA MEMBRANA



FONTE: A autora (2019).

Na Figura 90 está representado o comportamento do fluxo de permeado com o coeficiente de rejeição para  $\delta_p = 0$  mm e  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  mm. Pode-se observar que para as variações iniciais do coeficiente de rejeição, o fluxo de permeado permaneceu praticamente constante, e posteriormente apresentou uma queda, para  $0,99 \leq R \leq 1$ . Isto deve-se ao aumento da resistência ao transporte da água, ocasionado pela concentração de óleo na superfície da membrana, o que oferece uma maior resistência ao fluxo de permeado. Esse resultado ratifica os resultados obtidos por Habert et al. (1997) ao avaliar processos de separação com membranas. Observa-se que, para menores coeficientes de rejeição, há um maior fluxo de permeado. Contudo, ao se observar a Figura 91, nota-se um aumento da concentração de óleo no permeado com a redução do coeficiente de rejeição, como esperado.

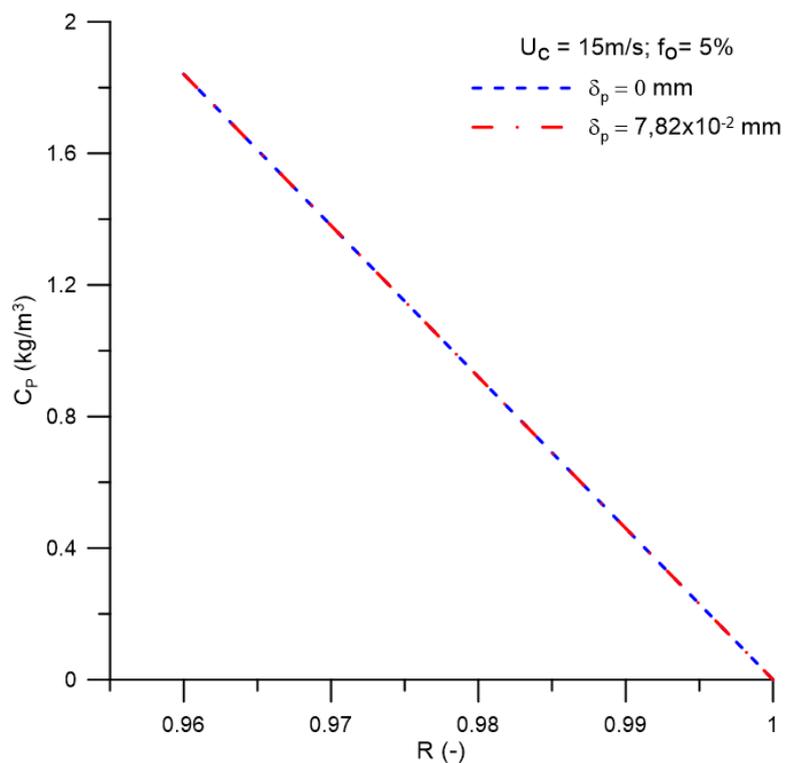
FIGURA 90 – FLUXO DE PERMEADO EM FUNÇÃO DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO DA MEMBRANA



FONTE: A autora (2019).

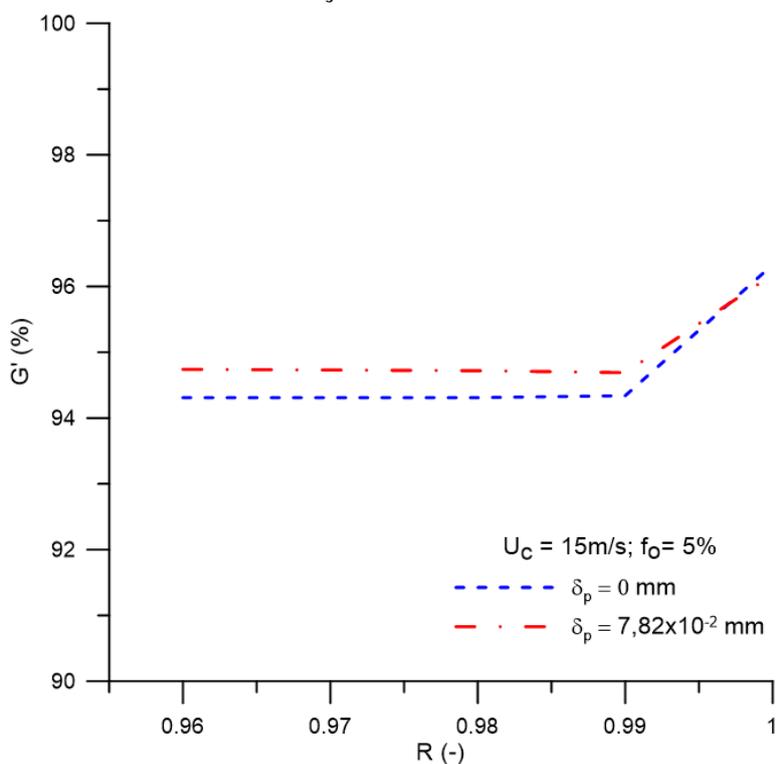
Na Figura 92 é apresentado a eficiência reduzida do separador ciclônico filtrante para diferentes valores da capacidade seletiva da membrana para  $\delta_p = 0 \text{ mm}$  e  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2} \text{ mm}$ . Verifica-se pouca variação da eficiência reduzida ao aumentar o coeficiente de rejeição ( $R=0,96; 0,97; 0,98$  e  $0,99$ ), o valor variou em torno de 94%. A melhor eficiência reduzida foi obtida para o coeficiente de rejeição máximo ( $R=1$ ). Fato semelhante pode ser observado ao analisar a eficiência reduzida considerando  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2} \text{ mm}$ . Isto ocorre porque o coeficiente de rejeição ao ser elevado, provoca a redução do fluxo de permeado e aumenta a resistência do fluido ao escoar pelos poros da membrana, portanto uma menor quantidade de óleo é transportada por convecção para parede da membrana e pelo fluxo de permeado, reduzindo a concentração de óleo no permeado, e assim aumentando a eficiência de separação.

FIGURA 91 – CONCENTRAÇÃO DE ÓLEO NO PERMEADO PARA DIFERENTES VALORES DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO DA MEMBRANA



FONTE: A autora (2019).

FIGURA 92 – EFICIÊNCIA REDUZIDA PARA DIFERENTES VALORES DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO DA MEMBRANA



FONTE: A autora (2019).

## 5 CONCLUSÕES

Este capítulo apresenta uma síntese das principais conclusões obtidas nesse trabalho, bem como a descrição de sugestões de trabalhos futuros a serem executados.

- O estudo de convergência da malha assegurou independência dos resultados obtidos;
- O modelo matemático utilizado descreveu com sucesso o comportamento tridimensional do escoamento multifásico e multicomponente no interior do separador ciclônico e do separador ciclônico filtrante;
- A filtração associada ao processo de hidrociclonagem foi um fenômeno capaz de alterar o desempenho do separador ciclônico;
- O separador ciclônico e o separador ciclônico filtrante tende a concentrar o óleo na região central em todo o escoamento, contudo para concentrações elevadas de óleo, o núcleo se expandiu e as partículas de óleo aproximaram-se da parede porosa;
- A variação da velocidade de alimentação dos fluidos interferiu na eficiência de separação e aumentou a pressão transmembrana e o fluxo de permeado;
- O Separador ciclônico filtrante apresentou maior eficiência de separação com a menor fração volumétrica de óleo e o fluxo de permeado diminuiu para concentrações elevadas de óleo.
- No estudo do efeito da camada polarizada, os resultados mostraram que variações na fração volumétrica de óleo não exercem influência significativa na pressão transmembrana e na concentração de óleo no interior do separador ciclônico filtrante.
- Ao aumentar a fração volumétrica de óleo, houve um aumento da concentração de óleo na membrana, um pequeno declínio no fluxo de permeado e a eficiência reduzida foi ligeiramente maior ao desconsiderar a camada polarizada ( $\delta_p = 0$ );

- No estudo do efeito da camada polarizada, os resultados mostraram que o aumento da velocidade de alimentação dos fluidos, ao considerar ou não o efeito da camada polarizada, o núcleo de óleo é localmente afetado, há um aumento da pressão transmembrana, a eficiência de separação reduzida decresce. Há um aumento no fluxo de permeado, ao desconsiderar a camada polarizada ( $\delta_p = 0$ ). A concentração de óleo na membrana tem maior concentração na região próxima a entrada dos fluidos, contudo, ao considerar a espessura da camada polarizada há uma menor concentração de óleo na superfície da membrana para maiores velocidades de alimentação;
- O coeficiente de rejeição do soluto pela membrana usado na modelagem matemática, analisado na faixa de 0,96 a 1, influencia o comportamento hidrodinâmico e de transferência de matéria, sendo capaz de prever o comportamento da permeação do óleo (soluto).

## 5.1 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Construir fisicamente o equipamento proposto, de modo a validar o modelo apresentado na forma experimental;
- Analisar o comportamento do fluxo de permeado e a formação da camada de concentração polarizada em regime transiente;
- Incorporar ao modelo outras resistências a filtração por membrana, como a formação de incrustações e o bloqueio de poros, associados a adsorção e a formação da camada gel;
- Analisar efeitos de temperatura e da viscosidade sobre a dispersão do óleo;
- Avaliar a influência de distintas permeabilidades;
- Incorporar uma membrana cerâmica na parte cilíndrica e na parte cônica do equipamento.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABADI, S. R. H. SEBZARI, M. R.; HEMATI, M.; REKABDAR, F.; MOHAMMADI T.O, Ceramic membrane performance in microfiltration of oily wastewater, **Desalination** n. 265, p. 222– 228, 2011.

ADAMS, M. C.; BARBANO, D. M., **Effect of ceramic membrane channel diameter on limiting retentate protein concentration during skim milk microfiltration**, Journal of Dairy Science, v. 99, n.1, p.167-182, 2016.

AHMED, M. M., IBRAHIM, G. A., MOHAMED G. F. Performance of a three-product hydrocyclone; **Chemical Engineering Science**, p. 34-40, 2008.

ALMEIDA, C. A. K. **Comportamento do hidrociclone filtrante frente às modificações no diâmetro de *underflow* e no tubo do *vortex finder***. 2008. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia.

ALVES, H. G.; MAGALHÃES, H. L. F.; ARAÚJO, M. V.; SANTOS, W. R. G.; FARIAS NETO, S. R.; LIMA, A. G. B., **Water/oil separation process via ceramic membranes: Modeling and Simulation**. International Journal of Modeling and Simulation for the Petroleum Industry (Online), v. 9, n. 2, p. 23-32, 2016.

AMINI, S., MOWLA. D., GOLKAR, M. Developing a new approach for evaluating a de-oiling hydrocyclone efficiency; **Chemical Engineering Science**, 2011.

AMINI, S.; MOWLA, D.; GOLKAR, M.; ESMAEILZADEH, F., Mathematical modelling of a hydrocyclone for the down-hole oil-water separation (DOWS). **Chemical Engineering Research and Design**, [S.l.], v. 90, p. 2186- 2195, 2012.

ANSYS CFX-Solver Theory Guide, **ANSYS CFX Release 15.0**, ANSYS, Inc. Southpointe, Canonsburg, 2015.

BAKER, R.W. **Membrane technology and applications: e-papers**. London: John Wiley & Sons, 2004.

BARBOSA, E.S.; **Aspectos geométricos e hidrodinâmicos de um hidrociclone no processo de separação de sistemas multifásicos: aplicação à indústria do petróleo**. 2011. Tese (Doutorado no Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos) - Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande.

BERGSTROM, J. **Flow Field and Fibre Fractionation Studies in Hydrocyclones**. 2006. Thesis (Doctoral Department of Fibre and Polymer Technology), School of Chemical Science and Engineering, Royal Institute of Technology, Stockholm, Sweden.

BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). Resolução nº 393 de 8 de agosto de 2007. Dispõe sobre o descarte de água de processo ou de produção em plataformas marítimas de petróleo e gás natural, e dá outras providências. **Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil**, Brasília, DF, v.79, n.153, 9 de agosto de 2007, Seção 1, p. 72-73.

BURITI, C.J.O; FARIAS, F.P.M; FARIAS NETO, S.R.; LIMA, A.G.B., **Desempenho e avaliação numérica do processo de separação água/óleo pesado e ultraviscoso no interior de um hidrociclone**. In: 5º CONGRESSO BRASILEIRO DE P & D EM PETRÓLIO E GÁS, 2007, Fortaleza, Artigo. Fortaleza: UFC, 2009.

CAVALCANTE, D. C.M., Estudo da fluidodinâmica do processo de separação partícula sólida/água via hidrocilone filtrante: modelagem e simulação. 2017. Tese (Doutorado Engenharia de Processos), Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande.

CHEW, J.; ZAMANI, F.; AKHONDI, E.; KRANTZ, W.B.; FANE, A.G., Unsteady-state shear strategies to enhance mass-transfer for the implementation of ultrapermeable membranes in reverse osmosis: A review, **Desalination**, v. 356, p. 328–348, 2015.

CHU, L.Y., CHEN, W. M., Research on the motion of solid particles in a hydrocyclone. **Sep. Sci. Technol**, v. 10, p. 875-886, 1993.

CHU L. Y., QIN J. J., CHEN W. M., LEE X. Z., Energy consumption and its reduction in the hydrocyclone separation process. Part II. Time-averaged and fluctuating characteristics of the turbulent pressure in a hydrocyclone, **Sep. Sci. Technol**, v. 35, p. 2543-2560, 2000.

COLMAN, D. M.; THEW D. C. Hydrocyclones for Oil/Water, Separation. in **Int. Conf. on Hydrocyclones**, BHRA, Cambridge, United, Kingdom, paper 11, p. 143-165, 1980.

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.

CULLIVAN, J. C.; WILLIAMS, R. A.; DYAKOWSKI, T.; CROSS, C.R., New understanding of a hydrocyclone flow field and separation mechanism from computational fluid dynamics. **Mineral Engineering**, v. 17, p. 651–660, 2004.

CUNHA, A. L., Tratamento de efluentes da indústria de petróleo via membranas cerâmicas – modelagem e Simulação. 2014. Tese (Doutorado Engenharia de Processos), Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande.

CUNHA, A. L.; FARIAS NETO, S. R.; LIMA, A. G. B.; BARBOSA, E. S.; SANTOS, J. P. L.; SILVA, G. F., **Water-oil separation process using a concentric tubular ceramic membrane module: A numerical investigation**. Brazilian Journal of Petroleum and Gas, v. 10, n. 4, p. 205-219, 2016.

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

FAÇANHA, J. M. F. **Incorporação de um cilindro filtrante na separação sólido-líquido em hidrociclones**. 2012. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química)- Programa de Pós-Graduação e Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia.

FARRELL, K. J. Reduced Membrane Fouling Potential by Tailored Fluid/Structure Interaction. **Desalination and Water Purification Research and Development Program Report**, n. 143, 2008.

FARIAS NETO, S. R., “**Simulation numérique des écoulements annulaires non-établis de types axial e tourbillonnaire – câs du transfert de matière**”.1997. Tese (Doutorado), Universidade de Nantes, França.

FARIAS, F.P.M.; LIMA, A.G.B., FARIAS NETO, S.R., Influência do duto de saída inferior do ciclone utilizado como secador: modelagem e simulação, XVII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA, Recife, 2008.

FARIAS, F. P. M.; SOUZA, J. S.; LIMA, W. C.P.B.; MÂCEDO, A.C.; FARIAS NETO, S.R.; LIMA, A.G.B. The Effect of Droplet Diameter on the Separation of the Heavy-Oil from Water using Hydrocyclone CFD Simulation. In: 3 ed International Conference on Advanced Computational Engineering and Experimenting. ACE-X, Roma, 2009.

FARIAS, F.P.M.; SOUZA, J. S.; LIMA, W. C. P. B.; MÂCEDO, A.C.; FARIAS NETO, S. R.; LIMA, A. G. B. Influence of Geometric Parameters of the Hydrocyclone and Sand

Concentration on the Water/Sand/Heavy-Oil Separation Process: Modeling and Simulation. **The International Journal of Multiphysics**, v. 5, p. 187-202, 2011.

FIELD, R. Fundamentals of Cross-Flow Microfiltration. In: **Comprehensive Membrane Science and Engineering**. Oxford: Elsevier, p. 141-153, 2010.

FREEMAN, B. Introduction to Membrane Science and Technology. By Heinrich Strathmann. **Angewandte Chemie International Edition**, n. 38, v. 51, p. 9485-9495, 2012.

FREITAS, A. G. B., **Modelagem e Simulação do tratamento de água oleosa usando hidrociclone**. 2009. Dissertação de mestrado, Universidade Federal de Sergipe, São Cristóvão.

GU, B.; ADJIMAN, C. S.; XU, X. Y., The effect of feed spacer geometry on membrane performance and concentration polarization based on 3D CFD simulations. **Journal of Membrane Science**, v. 527, p. 78-91, 2017.

HABERT, A.C.; BORGES, C.P.; NOBREGA, R., **Processos de Separação com Membranas**, Escola Piloto em Engenharia Química, COPPE/UFRJ Programa de Engenharia Química, 1997.

HAMAM, S.E.M., Diffusion of Crude Oil. **Journal of Environmental Science and Health**, v.105 (2), p. 445-456, 1987.

HASHMI, K.A.; HAMZA, H.A.; WILSON, J.C., CANMET hydrocyclone: an emerging alternative for the treatment. **Mineral Engineering**, v.17, p. 643-649, 2004.

HEYES, W. C.; CARROLL, W. C.; FOTHERGILL, D. W. J. Hydrocyclones for Treating oily water development and field testing in bass strait. **Offshore Technology Conference**, 17th. Annual OTC in Huston, Texas, 1985.

HONORATO, E. J. S. **Aspectos Geométricos do Separador Ciclônico Usado na Separação Água/Óleo: Modelagem e Simulação**. 2013. Monografia (Trabalho de Conclusão de Curso, Engenharia Química), Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande.

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** n. 128, p. 169–175, 2007.

HUSVEG, T.; RAMBEAU, O.; DRENGSTIG, T.; BILSTAD, T. Performance of Deoling Hydrocyclone Separation Performance during Variables Flow Rates. **Minerals Engineering** v. 20, p. 368-379, 2007.

HWANG, K.-J., HWANG, Y.-W. & YOSHIDA, H; SHIGEMORI, K. Improvement of particle separation efficiency by installing conical top-plate in Hydrocyclone; **Powder Technology**, v. 232, p. 41-48, 2012.

HWANG, K.-J., HWANG, Y.-W. & YOSHIDA, H. Design of novel hydrocyclone for improving fine particle separation using computational fluid dynamics; **Chemical Engineering Science**, v. 85, p. 62-68, 2013.

JI, L.; ZHOU, J. Influence of aeration on microbial polymers and membrane fouling in submerged membrane bioreactors. **Journal of Membrane Science**, v. 276, p. 168-177. 2006.

KARATEKIN, I. C. O. Numerical Experiments on Application of Richardson Extrapolation with Nonuniform Grids. **ASME Journal of Fluid Engineering**, v. 119, p. 584-590, 1997.

KELSALL, D.F., A Study of the motion of solid particles in a hydraulic cyclone, **Trans. Instn. Chemical Engineering**, v. 30, p 87-108, 1952.

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, pp. 193-207, 1995.

KRISHNA, V.; SRIPRIYA, R.; KUMAR, V.; CHAKRABORTY, S.; MEIKAP, B. C., Identification and Prediction of Air Core Diameter in a Hydrocyclone by a Novel Online Sensor based on Digital Signal Processing Technique. **Chemical Engineering and Process**. v. 49, p.165-176, 2010.

LAI, W.C.; SMITH, K.J. Heavy oil microfiltration using ceramic monolith membranes. **Fuel**, v. 80, n. 8, p. 1121-1130, 2001.

LANNA, A. E.; BARROZO, M. A. S; DAMASCENO, J. J. R. Estudo de desempenho de um hidrociclone filtrante. **Revista ciência & Engenharia**, p. 175-186, 1992.

LEAHY-DIOS, A.; MEDRONHO, R. A. Simulação numérica da separação água-óleo em hidrociclones. In: 2 CONGRESSO BRASILEIRO DE P & D EM PETRÓLEO & GÁS. Rio de Janeiro: UFRJ, 2003.

LEITE, A. M. D.; ITO, E. N.; ARAÚJO, E. M.; LIRA, H. DE L.; BARBOSA, R. Obtenção de Membranas Microporosas a partir de Nanocompósitos de Poliamida 6 / Argila Nacional. Parte 1: **Influência da Presença da Argila na Morfologia das Membranas.**, v. 19, p. 271–277, 2009.

LI, Kang. **Ceramic Membranes for Separation and Reaction.** Londres: John Wiley & Sons, 2007.

LI, C. J.; XU, G. R.; WANG, J. N. Strategies for improving the performance of the polyamide thin film composite (PA-TFC) reverse osmosis (RO) membranes: Surface modifications and nanoparticles incorporations, **Desalination**, v. 328, p. 83–100, 2013.

LIN, C.J.; SHIRAZI, S.; CHEN, D. Inorganic fouling of pressure-driven membrane processes — A critical review, **Desalination**, v. 250, p. 236–248, 2010.

LIPP, P.; LEE, A. G.; FELL, C. J. D., A fundamental study of the ultrafiltration of oil – water emulsions. **Journal of Membrane Science**, v. 36, pp. 161-177, 1998.

LIRA, D. S. **Processo de microfiltração de efluentes têxtil utilizando membrana de fibra OCA – modelagem e simulação.** 2018. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande.

LUNA, F. D. T.; FARIAS NETO, S. F., **Estudo Numérico de um Equipamento Inovador no Processo de Separação Água/Óleo: Célula Turbilhonar**, VII Congresso de Iniciação Científica da UFCG, Campina Grande, 2011.

LUNA, F.D.T., **Estudo numérico do processo de separação de um sistema bifásico em separador ciclônico.** 2014. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande.

MAGALHÃES, H.L.F., **Estudo da termofluidodinâmica do tratamento de efluentes usando membrana cerâmica: modelagem e simulação.** 2017. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica), Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande.

MELDRUN, N. Hydrocyclones: A solution to produced water treatment. **Offshore Technology Conference**, Houston, Texas, 1987.

MORAES, C. A. C., **Modelo fluidodinâmico para a estimativa de eficiência em hidrociclones para água oleosas**. 2004. Dissertação (Mestrado no Instituto Alberto Luiz Coimbra de Pós-Graduação e Pesquisa de Engenharia) - Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro.

MULLER, J.; CEN, J., DAVIS, R.H., Crossflow microfiltration of oily water, **Journal of Membrane Science**, v. 129, p. 221–235, 1997.

MULDER, M. **Basic principles of membrane technology**. 2 ed. Dordrecht: Kluwer Academic, 1996.

PRADANOS, P.; ARRIBAS, J.I.; HERNANDEZ, A. Mass transfer coefficient and retention of PEGs in low pressure cross-flow ultrafiltration through asymmetric membranes. **Journal of Membrane Science**, v. 99, p. 1 – 20, 1995.

PARIS, J., GUICHARDON, P., CHARBIT, F., Transport phenomena in ultrafiltration: a new two-dimensional model compared with classical models, **Journal of Membrane Science**, v.207, p. 43–58, 2002.

PAK, A., MOHAMMAD, T., HOSSEINALIPOUR, S.M., ALLAHDINIB, V., CFD modeling of porous membranes, **Desalination**, v.222, p. 482-488, 2008.

PAUDEL, S.; SAENGER, N. Grid refinement study for three dimensional CFD model involving incompressible free surface flow and rotating object. **Computers & Fluids**, v. 143, p. 134-140, 2017, ISSN 0045-7930.

PEREIRA, C. C., **Processos de separação por membranas aspectos gerais**, Escola Piloto Itinerante - Coppe, Rio de Janeiro, 2011.

PERICLEOUS, K. A. Mathematical simulation of hydrocyclones. **Applied Mathematical Modelling**, v. 11, p. 242-255, 1987.

PINTO, J. C., LAGE, P. L. C. **Métodos numéricos em engenharia química**. 2<sup>a</sup> ed. E-papers: Rio de Janeiro, 2001.

PORCIÚNCULA, C.B. **Simulação Fluidodinâmica Computacional de Processos de Separação por Membrana**. 2007. Dissertação (Mestrado no Programa de Pós-

Graduação em Engenharia Química). Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre.

RENADE, V. V.; **Computational flow modeling for chemical reactor engineering**. San Diego: Academic Press, 2002.

ROACHE, P. J., Perspective: A method for uniform Reporting of Grid Refinement studies, **ASME Journal of Fluids Engineering**, v. 116, p. 405-413, 1994.

ROSA, Eugênio S. **Escoamento Multifásico Isotérmico: Modelos de multiflúídos e de mistura**. Porto Alegre: Bookman, 2012.

SABLANI, S. S.; GROSEN, M.F.A; AL-BELUSHI, R.; WILFB,M.; Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis. **Desalination**, [S.l.], v. 141, n. 3, p. 269-289, 2001.

SALVADOR, F. F. **Estudo experimental do comportamento de um hidrociclone cone e cilindro filtrante**, 2013. Dissertação (Mestrado no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química). Universidade Federal de Uberlândia. Uberlândia.

SCHUTZ, S.; GORBACH, G.; PIESCHE, M. Modeling fluid behavior and droplet interactions during liquid–liquid separation in hydrocyclones. **Chemical Engineering Science**, v. 64, p. 3935-3952, 2009.

SILVA, A. A.; MELO, K. S.; MAIA, J. B. N.; et al. Estudo do potencial de separação água/óleo de membranas cerâmicas tubulares de alumina através da análise das medidas de fluxo e turbidez. In: 2º CONGRESSO BRASILEIRO DE P&D EM PETRÓLEO& GÁS. Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2003.

SILVA, A. L. F. SOUZA FILHO, J. E.; RAMALHO, J. B. V. S.; MELO, M. V; LEITE, M. M.; BRASIL, N. I.; PEREIRA JUNIOR, O. A.; OLIVEIRA, R. C. G.; ALVES, R. P.; COSTA, R. F. D.; KUNERT, R.; GOMES, W., **Processamento primário de petróleo**, Universidade Petrobras, Escola de Ciências e Tecnologias E&P, Rio de Janeiro, 2007.

SILVA, M.K. Biorreatores com Membranas: uma alternativa para o tratamento de efluentes. 2009. Tese (Doutorado no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química). Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre.

SILVA, J. C.; **Desenvolvimento de processo integrado utilizando processos de separação por membrana e adsorção em carvão ativado para o tratamento de água associada à produção de petróleo.** 2010. Dissertação (Mestrado no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

SILVA, A. S.; FARIAS NETO, S.F., Estudo dos Efeitos das Variáveis Geométricas no Desempenho da Célula Turbilhonar no Tratamento de Efluentes Industriais, VIII CONGRESSO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA DA UFCG, Campina Grande, 2012.

SIMÕES, S. Q.; MARTINS, A. L.; GONÇALVES, C. J. C.; MEDRONHO, R. A. Pré-separação de areia em plataformas de produção: Resultados preliminares. In: 2º CONGRESSO BRASILEIRO DE P & D EM PETRÓLEO & GÁS. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2003.

SLACK, M.D, PRASAD, R O., BOYSAN, F., Advances in cyclone modeling using unstructure grids. **Trans IChemE**, v. 78, p. 78-89, 2000.

SOUZA, F. J.; **Análise da Influência do Meio Filtrante no comportamento do Hidrociclone Filtrante.** 1999. Dissertação (Mestrado no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química). Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia.

SOUZA, J. S.; FARIAS, F. P. M.; SWARNAKAR, R.; FARIAS NETO, S. R.; LIMA, A. G. B; Non-Isothermal Separation Process of Two-Phase Mixture Water/Ultra-Viscous Heavy Oil by Hydrocyclone. In: **Advances in Chemical Engineering and Science**, v. 1, p. 271-279, 2011.

SOUZA, J. S. DE. **Estudo teórico do processo de microfiltração em membranas cerâmicas**, 2014. Tese (Doutorado em Engenharia de Processos), UFCG, Campina Grande.

SPECTRUM. Spectrum Laboratories. The Fiber with the Competitive Edge. 2016. Disponível em: <http://www.spectrumlabs.com/filtration/Edge.html>. Acesso em: 07/05/2018.

SURESH, K.; PUGAZHENTHI, G.; UPPALURI, R., **Fly ash based ceramic microfiltration membranes for oil-water emulsion treatment: Parametric optimization using response surface methodology**, Journal of Water Process Engineering, v.13, p. 27-43, 2016.

SVAROVSKY, L. **Hidrociclones**, Holt, Rinehard & Winston, Esatbourne, UK, p. 198., 1984.

SVAROVSKY, L. **Solid-Liquid Separation, Chemical Engineering Series**, 4 ed., Butterworths, London, 2000.

TASHVIGH, A. A.; FOULADITAJAR, A.; ASHTIANI, F. Z., **Modeling concentration polarization in crossflow microfiltration of oil-in-water emulsion using shear-induced diffusion: CFD and experimental studies**, Desalination, v.357, p.225-232, 2015.

TAKETA, T. B.; FERREIRA, M. Z.; GOMES, M. C. S.; CURVELO, N., Produção de biodiesel por transesterificação etílica de óleos vegetais e sua separação e purificação por membranas cerâmicas. In: VIII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA EM INICIAÇÃO CIENTÍFICA, Uberlândia, 2009.

TUE N., R., YOSHIDA, H., Comparison of separation performance between single and two inlets hydrocyclones. **Advanced Powder Technology**, 2008.

VASANTH, D., PUGAZHENTHI, G., UPPALURI, R., **Cross-flow microfiltration of oil-in-water emulsions using low cost ceramic membranes**, Desalination, v.320, p.86-95, 2013.

VIEIRA, L. G. M.; **Estudo da Performance de Hidrociclones Filtrantes de Rietema**. 2001. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia.

VIEIRA, L. G. M.; **Otimização dos processos de separação em hidrociclones filtrantes**. 2006. Tese (Doutorado em Engenharia Química), Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia.

VIEIRA, L. G. M.; BARROZO, M. A. S. **Análise de Separação Sólido-Líquido em Hidrociclone Filtrante**. [S.1. ], 1997.

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, p.257-265, 2012.

WANG, B., YU, A.B.; Numerical study of particle-fluid flow in hydrocyclones with different body dimensions, **Minerals Engineering**, v.19, p. 1022-1033, 2006.

WANG, Z.; YAO, J.; ZHOU, C.; CHU, J. The influence of various operating conditions on the permeation flux during dead-end microfiltration, **Desalination**, v. 212, p. 209-218, 2007.

YANG, C.; ZHANG, G.; XU, N.; SHI, J., **Preparation and application in oil-water separation of ZrO<sub>2</sub>/α-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> MF membrane**, Journal of Membrane Science 142, 235–243, 1998.

ZAINI, M. A. A.; HOLDICH, R. G.; CUMMING, I.W., Crossflow microfiltration of oil in water emulsion via tubular filters: evaluation by mathematical models on droplet deformation and filtration, **Journal Technology**, n. 53, p.19-28, 2010.

ZARE, M.; ZOKAEE ASHTIANI, F; FOULADITAJAR, A. CFD modeling and simulation of concentration polarization in microfiltration of oil-water emulsions; Application of an Eulerian multiphase model. **Desalination**. v. 324, p. 37-47, 2013.

ZHANG, W.; RUAN, X.; MA, Y.; JIANG, X.; ZHENG, W.; LIU, Y.; HE, G., Modeling and simulation of mitigating membrane fouling under a baffle- filled turbulent flow with permeate boundary. **Separation and Purification Technology**, v. 179, p. 13-24, 2017.

ZHONG, J.; SUN, X.; WANG, C. **Treatment of oily wastewater produced from refinery processes using flocculation and ceramic membrane filtration**, Separation and Purification Technology 32, 93–98, 2003.

ZIMMERMANN, M. S.; Separação gás/óleo usando um Separador Ciclônico: Modelagem e Simulação. IN: I WORKSHOP NORTE-NORDESTE DE CFD APLICADO A ENGENHARIA E CIÊNCIAS CORRELATAS. Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2015.

ZIMMERMANN, M. S.; **Processo de separação chumbo/ar usando separador ciclônico: modelagem e simulação**. 2018. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande.

ZHU, L.; CHEN, M.; DONG, Y.; TANG, C. Y.; HUANG, A.; LI, L., **A low-cost mullite-titania composite ceramic hollow fiber microfiltration membrane for highly efficient separation of oil-inwater emulsion**, Water Research, v.90, p. 277-285, 2016.

ZHU, X.; DUDCHENKO, A.; GU, X.; JASSBY, D., **Surfactant-stabilized oil separation from water using ultrafiltration and nanofiltration**, Journal of Membrane Science, v.529, p.159-169, 2017.

## APÊNDICE A – COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

O número de Reynolds pode ser descrito pela Equação (A - 1):

$$Re = \frac{\rho u D_h}{\mu}, \quad (\text{A - 1})$$

onde  $u$  é a velocidade do escoamento,  $\rho$  é a massa específica do fluido,  $\mu$  a viscosidade dinâmica e  $D_h$  é o diâmetro hidráulico, dado pela Equação (A - 2):

$$D_h = D_C - D_{TC}, \quad (\text{A - 2})$$

sendo  $D_C$  o diâmetro do cilindro e  $D_{TC}$  o diâmetro do tronco cônico.

As Equações (A - 3) e (A - 4) expressam a área da parte cilíndrica e a velocidade:

$$S = \pi r^2 = \pi \left( \frac{D_h}{2} \right)^2 = \frac{\pi}{4} (D_C^2 - D_{TC}^2), \quad (\text{A - 3})$$

$$u = \frac{Q}{S} = \frac{4Q}{\pi(D_C^2 - D_{TC}^2)}, \quad (\text{A - 4})$$

sendo  $Q$  a vazão.

Substituindo as Equações (A - 2), (A - 3) e (A - 4) em (A - 1) podemos escrever:

$$Re = \frac{\rho}{\mu} \frac{4Q}{\pi(D_C^2 - D_{TC}^2)} \cdot (D_C - D_{TC}),$$

logo,

$$Re = \frac{4\rho Q}{\pi\mu (D_C + D_{TC})}. \quad (\text{A - 5})$$

É importante observar que, a vazão é dada pela soma das vazões das entradas:

$$Q = Q_{E1} + Q_{E2},$$

como  $Q_{E1} = Q_{E2} = Q_E$ , tem-se:

$$Q = 2Q_E,$$

com  $Q_E = u_E \cdot S_E$ , sendo  $u_E$  a velocidade de entrada dos fluidos e  $S_E$  a área da seção do duto de alimentação.

O número de Schmidt é dado pela Equação (A - 6):

$$Sc = \frac{\mu}{\rho} D_{AB}, \quad (\text{A} - 6)$$

sendo,  $D_{AB}$  o coeficiente de difusão de massa. Usando a Equação (3.8), proposta por Hamam (1987), e adotando  $T = 20^\circ\text{C}$ , obtém-se  $D_{AB} = 1,12 \times 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$ . Assim, considerando as condições dos fluidos, o número de Schmidt utilizado é  $Sc = 79,5$ .

A equação de Linton e Sherwood é dada por:

$$Sh = \frac{hD_h}{D_{AB}} = 0,023Re^{0,8}Sc^{1/3}, \quad (\text{A} - 7)$$

onde  $h$  é o coeficiente de transferência de massa, que pode ser escrito por:

$$h = 0,023 \frac{D_{AB}}{D_h} Re^{0,8} Sc^{1/3}. \quad (\text{A} - 8)$$

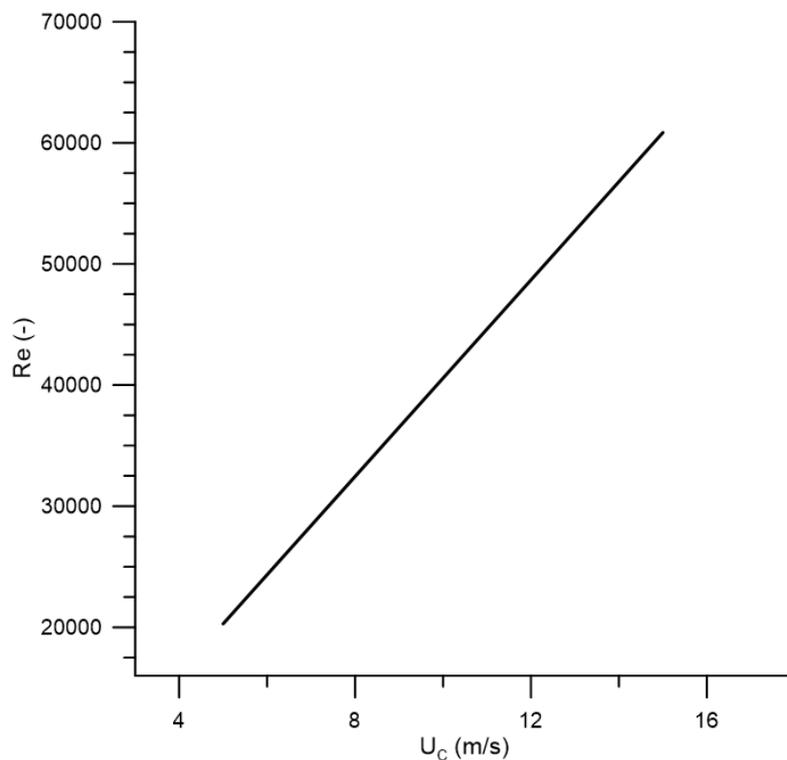
Na Tabela A: 1 é descrito a vazão de alimentação e o número de Reynolds para cada uma das velocidades utilizadas nas seções de entrada. Os dados apresentados na Tabela A: 1 mostram uma relação entre as velocidades iniciais e o número de Reynolds. É possível observar que o aumento da velocidade de entrada ocasiona um aumento no número de Reynolds, como é representado na Figura A: 1.

TABELA A: 1 – CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS

Velocidade de Alimentação (m/s)	Vazão de Alimentação (m <sup>3</sup> /s)	Número de Reynolds – Re (-)
5	0,0013	20285
8	0,0020	32456
10	0,0025	40570
12	0,0030	48685
15	0,0038	60856

FONTE: A autora (2019).

FIGURA A: 1 – RELAÇÃO ENTRE A VELOCIDADE DE ENTRADA E O NÚMERO DE REYNOLDS



FONTE: A autora (2019).

Na Tabela A: 2 é descrito o número de Reynolds e o coeficiente de transferência de massa para cada uma das velocidades utilizadas nas seções de entrada. É possível observar uma relação entre o aumento do número de Reynolds e o aumento do coeficiente de transferência de massa.

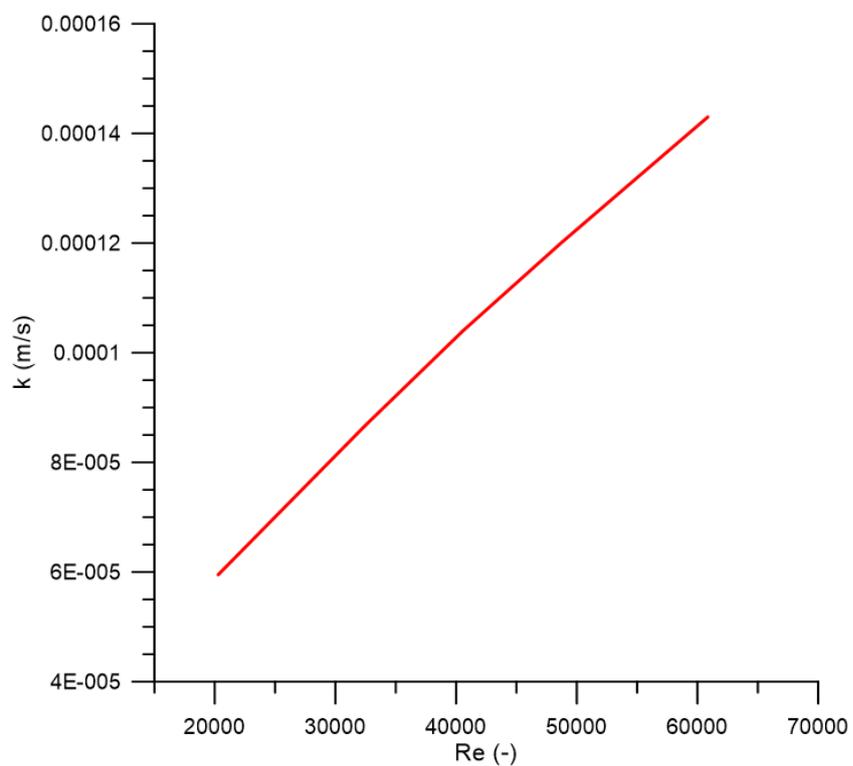
TABELA A: 2 – CÁLCULO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Velocidade de Entrada (m/s)	Número de Reynolds - Re (-)	Coeficiente de Transferência de massa (m/s)
5	20285	$5,95 \times 10^{-5}$
8	32456	$8,67 \times 10^{-5}$
10	40570	$1,04 \times 10^{-4}$
12	48685	$1,2 \times 10^{-4}$
15	60856	$1,43 \times 10^{-4}$

FONTE: A autora (2019).

A Figura A: 2, apresenta o coeficiente de transferência de massa ( $k$ ) em função do número de Reynolds (Re).

FIGURA A: 2 – RELAÇÃO ENTRE O NÚMERO DE REYNOLDS E O COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA



FONTE: A autora (2019).

## APÊNDICE B – TABELAS DA VARIAÇÃO DA VELOCIDADE DE ENTRADA E DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO

TABELA B: 1 – VALORES DAS VARIÁVEIS PARA VARIAÇÃO DA VELOCIDADE E FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE 5% DE ÓLEO NA MISTURA

Velocidade de Entrada ( $m/s$ )	Número de Reynolds (-)	Pressão Transmembrana ( $kPa$ )	Fluxo de Permeado ( $kg/m^2 s$ )	Eficiência Total (%)	Razão de Líquido (%)	Eficiência Reduzida (%)
5	20285	161,52	0,733178	97,94	27,58	97,16
8	32456	250,16	1,08531	98,00	27,75	97,23
10	40570	329,24	1,37816	97,19	27,65	96,12
12	48685	424,47	1,49818	96,46	27,54	95,11
15	60856	593,36	1,76928	97,33	27,15	96,33

FONTE: A autora (2019).

TABELA B: 2 – VALORES DAS VARIÁVEIS PARA VARIAÇÃO DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO COM 15 M/S DE VELOCIDADE DE ENTRADA

Concentração Volumétrica de Óleo (%)	Pressão Transmembrana ( $kPa$ )	Fluxo de Permeado ( $kg/m^2 s$ )	Eficiência Total (%)	Razão de Líquido (%)	Eficiência Reduzida (%)
5	593,36	1,76928	97,33	27,15	96,33
7,5	589,94	1,83751	96,07	25,46	94,72
10	587,11	1,82885	96,11	23,61	94,91
15	582,80	1,68907	96,14	19,23	95,22
20	578,03	1,58264	95,28	13,73	94,53

FONTE: A autora (2019).

## APÊNDICE C – TABELAS DAS VARIÁVEIS DA ESPESSURA DA CAMADA POLARIZADA

TABELA C: 1 – VARIÁVEIS PARA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO COM 15 M/S DE VELOCIDADE DE ENTRADA E  $\delta_p = 0$  MM.

Concentração Volumétrica de Óleo (%)	Concentração média de óleo na membrana ( $k/m^3$ )	Pressão Transmembrana ( $kPa$ )	Fluxo do Permeado ( $kg/m^2 s$ )	Eficiência Total (%)	Razão de Líquido (%)	Eficiência Reduzida (%):
5	0,198	593,36	1,76928	97,33	27,15	96,33
7,5	0,304	589,94	1,83751	96,07	25,46	94,72
20	0,840	578,03	1,58264	95,28	13,73	94,53

FONTE: A autora (2019).

TABELA C: 2 – VARIÁVEIS PARA VARIAÇÃO DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO COM 15 M/S DE VELOCIDADE DE ENTRADA E  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM

Concentração Volumétrica de Óleo (%)	Concentração média de óleo na membrana ( $k/m^3$ )	Pressão Transmembrana ( $kPa$ )	Fluxo do Permeado ( $kg/m^2 s$ )	Eficiência Total (%)	Razão de Líquido (%)	Eficiência Reduzida (%)
5	0,197	607,10	1,82244	97,23	27,62	96,18
7,5	0,295	604,04	1,83726	95,36	26,02	93,73
20	0,830	589,57	1,57233	95,23	14,53	94,42

FONTE: A autora (2019).

TABELA C: 3 – VARIÁVEIS PARA VELOCIDADE DE ALIMENTAÇÃO COM 5% DE FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO E  $\delta_p = 0$  MM.

Velocidade de Entrada ( $m/s$ )	Concentração média de óleo na membrana ( $k/m^3$ )	Pressão Transmembrana ( $kPa$ )	Fluxo do Permeado ( $kg/m^2 s$ )	Eficiência Total (%)	Razão de Líquido (%)	Eficiência Reduzida (%):
5	0,231	593,36	0,733178	97,94	27,58	97,16
10	0,209	589,94	1,37816	97,19	27,65	96,12
12	0,202	578,03	1,49818	96,46	27,54	95,11

FONTE: A autora (2019).

TABELA C: 4 – VARIÁVEIS PARA VELOCIDADE DE ALIMENTAÇÃO COM 5% DE FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE ÓLEO E  $\delta_p = 7,82 \times 10^{-2}$  MM

Velocidade de Entrada ( $m/s$ )	Concentração média de óleo na membrana ( $k/m^3$ )	Pressão Transmembrana ( $kPa$ )	Fluxo do Permeado ( $kg/m^2 s$ )	Eficiência Total (%)	Razão de Líquido (%)	Eficiência Reduzida (%)
5	0,227	607,10	0,730092	99,37	28,12	99,13
10	0,207	604,04	0,7663	98,26	28,42	97,57
12	0,202	589,57	0,778255	97,20	28,34	96,09

FONTE: A autora (2019).

## APÊNDICE D – TABELAS DAS VARIÁVEIS DO COEFICIENTE DE REJEIÇÃO

TABELA D: 1 – VARIÁVEIS PARA COEFICIENTE DE REJEIÇÃO COM 15 M/S, FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE 5% DE ÓLEO NA MISTURA DE VELOCIDADE DE ENTRADA E  $\delta_p = 0$  MM.

Coeficiente de Rejeição (%)	Pressão Transmembrana (kPa)	Fluxo de Permeado ( $kg/m^2 s$ )	Concentração de Óleo no Permeado ( $kg/m^3$ )	Eficiência Total (%)	Razão de Líquido (%)	Eficiência Reduzida (%)
0,96	787,20	1,8543	1,840716	95,86	27,23	94,31
0,97	787,22	1,85276	1,380537	95,86	27,23	94,31
0,98	787,24	1,85092	0,920358	95,86	27,23	94,31
0,99	787,26	1,84921	0,460179	95,88	27,23	94,34
1	788,44	1,76928	0	97,33	27,15	96,33

FONTE: A autora (2019).

TABELA D: 2 – VARIÁVEIS PARA COEFICIENTE DE REJEIÇÃO COM 15 M/S, FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE 5% DE ÓLEO NA MISTURA DE VELOCIDADE DE ENTRADA E  $7,82 \times 10^{-2}$  MM.

Coeficiente de Rejeição (%)	Pressão Transmembrana (kPa)	Fluxo de Permeado ( $kg/m^2 s$ )	Concentração de Óleo no Permeado ( $kg/m^3$ )	Eficiência Total (%)	Razão de Líquido (%)	Eficiência Reduzida (%)
0,96	805,98	1,86452	1,840712	96,20	27,69	94,74
0,97	806,01	1,86255	1,380534	96,19	27,69	94,73
0,98	806,03	1,86081	0,920356	96,18	27,69	94,72
0,99	806,05	1,86006	0,460178	96,16	27,69	94,69
1	806,50	1,82244	0	97,23	27,62	96,18

FONTE: A autora (2019).

