



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



*TRATAMENTO DE EFLUENTES DA INDÚSTRIA  
DE PETRÓLEO VIA MEMBRANAS CERÂMICAS –  
MODELAGEM E SIMULAÇÃO*

***TESE DE DOUTORADO***

*Acto de Lima Cunha*

Campina Grande, Agosto de 2014  
PB-Brasil



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



# *TRATAMENTO DE EFLUENTES DA INDÚSTRIA DE PETRÓLEO VIA MEMBRANAS CERÂMICAS – MODELAGEM E SIMULAÇÃO*

Acto de Lima Cunha

Tese de Doutorado submetida e apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos da Universidade Federal de Campina Grande, Campus de Campina Grande, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Doutor em Engenharia de Processos.

Área de Concentração: Desenvolvimento de Processos

Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto  
Orientador

Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima  
Orientador

Campina Grande – Paraíba  
Agosto de 2014

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

C972t Cunha, Acto de Lima.  
Tratamento de efluentes da indústria de petróleo via membranas cerâmicas – modelagem e simulação / Acto de Lima Cunha. – Campina Grande, 2014.  
177 f. : il. color.

Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, 2014.

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

1. Simulação Numérica – Engenharia de Processos. 2. Escoamento Turbulento. 3. Separação Água/Óleo. 4. Polarização por Concentração. I. Farias Neto, Severino Rodrigues de. II. Lima, Antonio Gilson Barbosa de. III. Título.

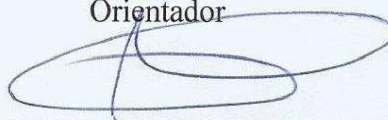
CDU 620.1:519.87(043)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA TESE DE DOUTORADO DE **ACTO DE LIMA CUNHA** 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 28 de agosto de 2014.



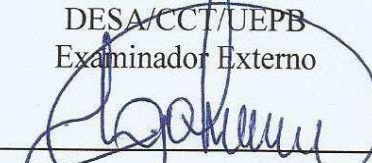
Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto  
UAEQ/CCT/UFCG  
Orientador



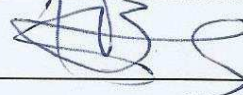
Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima  
DEM/CCT/UFCG  
Orientador



Prof. Dr. Fernando Fernandes Vieira  
DESA/CCT/UEPB  
Examinador Externo



Prof. Dr. Laércio Gomes de Oliveira  
UAEQ/CCT/UFCG  
Examinador Externo



Prof. Dr. Kepler Borges França  
UAEQ/CCT/UFCG  
Examinador Interno



Prof. Dr. José Nilton Silva  
UAEQ/CCT/UFCG  
Examinador Externo

**BANCA  
EXAMINADORA**

## DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho a meus pais Jasiel Oliveira Cunha e Maria Martins de Lima, pelo amor e apoio durante a realização desse sonho, foram, são e sempre serão a motivação para seguir enfrentando os desafios da vida.

"Seja você quem for, seja qual for a posição social que você tenha na vida, a mais alta ou a mais baixa, tenha sempre como meta muita força, muita determinação e sempre faça tudo com muito amor e com muita fé em Deus, que um dia você chega lá. De alguma maneira você chega lá."

Ayrton Senna

## AGRADECIMENTOS

À Deus.

Ao orientador Severino Rodrigues de Farias Neto, pelo conhecimento transmitido, orientação e amizade construída durante todo anos em que estive na UFCG.

Ao programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, em especial ao coordenador, orientador e amigo Antonio Gilson Barbosa de Lima pelas orientações, sugestões e ensinamentos dados.

Aos Professores Doutores Laercio Gomes, Kepler Borge, Fernando Fernandes e José Nilton por fazerem parte da banca examinadora e pela contribuição dada para melhoria deste trabalho.

A professora Dr.<sup>a</sup> Luciana Viana Amorim pelas contribuições dadas nas bancas do Seminário I e do Exame de Qualificação.

Aos amigos do Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem (LPFI/UAEQ) e o Laboratório Computacional de Térmica e Fluido (LCTF/UAEM) da UFCG, em especial ao grande amigo Enivaldo e a Josedite pela contribuição direta na realização desse trabalho.

A todos os colegas e professores do curso de Graduação em Engenharia de Petróleo da UFS, pelo apoio fundamental para conclusão desse trabalho.

A CAPES, ANP, PRH-25, FINEP, CT BRASIL, MCT, CTPETRO, CNPq, PETROBRAS, JBR ENGENHARIA LTDA, RPCMOD e a UFCG pelo apoio financeiro na realização deste trabalho.

Aos meus pais Jasiel Oliveira Cunha e Maria Martins de Lima, obrigado, por todos os valores ensinados ao longo da minha vida, sempre primaram pela minha educação, apoiaram e tornaram real a estrada que me trouxe até aqui.

A minha namorada Marcela, por aguentar meus momentos de ansiedade e estresse nos meses em que me dediquei ao doutorado, pelo amor e apoio para realização desse sonho.

A todos aqueles que contribuíram direto e indiretamente na execução deste trabalho.

## SUMÁRIO

	<b><u>Pág.</u></b>
1	INTRODUÇÃO ..... 1
1.1	Justificativa ..... 3
1.2	Objetivo Geral ..... 3
1.2.1	Objetivos Específicos ..... 4
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA ..... 5
2.1	Tratamento de água produzida ..... 5
2.2	Processos de Separação por Membranas ..... 15
2.3	Membranas Cerâmicas ..... 16
2.4	Micro e Ultrafiltração ..... 17
2.5	Formação de incrustações e polarização de concentração ..... 19
2.5.1	Modelo das resistências em série ..... 21
2.6	Módulos de Permeação ..... 25
2.7	Estudo hidrodinâmico em regime de escoamento laminar ..... 30
2.8	Escoamento turbulento ..... 33
2.8.1	Modelos de turbulência ..... 38
2.9	Malhas Computacionais ..... 45
2.9.1	Qualidade da malha, fontes de erros e propagação de erros ..... 46
2.9.2	Medidas de qualidade da malha ..... 47
3	ESTUDO BIDIMENSIONAL DO PROCESSO DE SEPERAÇÃO VIA MEMBRANA CERÂMICA ..... 49
3.1	Malha 2D ..... 51
3.2	Modelagem Matemática Modulo 2D ..... 52
3.3	Condições iniciais e de contorno ..... 54
3.4	Casos estudados ..... 58
4	ESTUDO TRIDIMENSIONAL DO PROCESSO DE SEPARAÇÃO VIA MEMBRANA CERÂMICA ..... 60
4.1	Módulo duplo tubo ..... 60
4.1.1	Malha do módulo de separação duplo tubo com alimentação tangencial ..... 63
4.1.2	Malha do modulo de separação duplo tubo com entrada axial ..... 66
4.2	Módulo de separação casco-tubo ..... 67
4.3	Modelagem Matemática ..... 68
5	RESULTADOS ..... 72



5.1	CASOS BIDIMENSIONAIS .....	72
5.1.1	Campo de pressão e velocidade .....	82
5.1.2	Efeito da porosidade da camada polarizada.....	85
5.1.3	Efeito do diâmetro da partícula de óleo ( $a_p$ ).....	87
5.2	CASOS TRIDIMENSIONAIS .....	89
5.2.1	Aspectos geométricos dos módulos de filtração (I), (II) e (III).....	89
5.2.2	Efeito do regime de escoamento (laminar e turbulento) .....	99
5.2.3	Comparação entre dois módulos de separação: um com entrada tangencial e outro com entrada axial. ....	113
5.2.4	Efeito da permeabilidade sobre o processo de separação .....	119
5.2.5	Influência da vazão de alimentação sobre o processo de separação .....	129
5.2.6	Efeito da Viscosidade sobre o processo de separação .....	136
5.2.7	Várias membranas no interior do módulo .....	142
6	CONCLUSÕES .....	158
6.1	SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS .....	159
7	BIBLIOGRAFIA .....	160
	APÊNDICE A.....	171

## Lista de Figuras

Figura 2.1: Separador API. ....	7
Figura 2.2: Esquema de um tanque de nata. ....	7
Figura 2.3: Seção transversal mostrando o padrão de fluxo de uma <i>Skim Pile</i> . ....	8
Figura 2.4: Dispositivo CPI. ....	10
Figura 2.5: Dispositivo de flotação (gás disperso) com indutores. ....	12
Figura 2.6: Sistema de centrifugação para a separação óleo-água. ....	13
Figura 2.7: Ilustração de um hidrociclone. ....	13
Figura 2.8: Esquema básico de um processo de separação por membranas. ....	15
Figura 2.9: Ilustração dos processos de separação por membranas com gradiente de pressão como força motriz (a) e tamanho e tipo das partículas separadas em cada processo (b). ....	16
Figura 2.10: Processos de separação por membranas. ....	18
Figura 2.11: Modos de operação dos sistemas de microfiltração: (a) filtração frontal (dead end filtration); (b) filtração tangencial (cross flow filtration). ....	19
Figura 2.12: Polarização por concentração. ....	20
Figura 2.13: Resistências à transferência de massa. Efeito da polarização de concentração e das incrustações. ....	22
Figura 2.14: Efeito da pressão aplicada (a) e da taxa de fluxo cruzado (b) no fluxo de permeado e rejeição de óleo para a membrana M1. ....	24
Figura 2.15: (a) Módulos placa-quadro e (b) seção transversal do módulo. ....	26
Figura 2.16: Representação esquemática de uma membrana com configuração em módulo espiral. ....	27
Figura 2.17: Módulo de membrana cerâmica tubular. ....	28
Figura 2.18: Módulo de fibra oca. (a) alimentação externa as fibras e (b) alimentação interna as fibras. ....	29
Figura 2.19: Efeito do regime de escoamento sobre os contornos de pressão do módulo ( $Re = 360$ ) para a metade de um módulo longitudinalmente simétrico de dimensões 5 milímetros por 50 mm: (a) turbulento; (b) caso laminar. ....	37
Figura 2.20: Características do escoamento viscoso e em regime permanente em torno de um cilindro. ....	41
Figura 2.21: Representação de elementos com: (a) razão de aspecto adequado (b) com razão de aspecto elevado, elementos distorcidos. ....	47
Figura 2.22: Figura de uma malha com um fator de expansão elevado. ....	48
Figura 3.1: Detalhe da membrana tubular utilizada no estudo numérico 2D. ....	50

Figura 3.2: Detalhe do plano transversal selecionado para o estudo numérico 2D. ....	50
Figura 3.3: Dimensões do domínio de estudo bidimensional. ....	51
Figura 3.4: Malha gerada para o domínio bidimensional (a); Destaque da malha na região de entrada de efluente (b).....	52
Figura 3.5: Representação das fronteiras da membrana. ....	52
Figura 4.1: Dispositivo de separação de efluente contendo uma membrana com entrada tangencial do efluente.....	61
Figura 4.2: Representação dos módulos duplo tubo com diferentes espaços anulares tubo/membrana com entrada e saída tangenciais.....	62
Figura 4.3: Localização das interseções no dispositivo (a), detalhe da interseção (b), região mais aguda da interseção (c).....	63
Figura 4.4: Bloco criado inicialmente para ser moldado a geometria. ....	64
Figura 4.5: Blocos associados de forma a representar o domínio de estudo. ....	64
Figura 4.6: Malhas estruturadas tridimensionais para diferentes espaços anulares casco/membrana e dutos de entrada e saída tangencial. ....	65
Figura 4.7: Dispositivo de separação de efluente contendo uma membrana com entrada axial do efluente.....	66
Figura 4.8: Malha estruturada tridimensional contendo uma membrana. ....	66
Figura 4.9: Dispositivo de separação de efluente com entrada tangencial contendo as quatro membranas.....	67
Figura 4.10: Malha estruturada tridimensional do módulo de filtração contendo quatro membranas com entrada tangencial do efluente e saída tangencial do concentrado.....	68
Figura 4.11: Condições utilizadas na simulação tridimensional do módulo de separação. ....	71
Figura 5.1: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo à região de entrada ( $Sc = 1000$ , $a_p = 63 \mu m$ e $\epsilon_p = 0,35$ ), (a) $Re = 1000$ (b), $Re = 600$ e (c) $Re = 300$ . ....	73
Figura 5.2: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo ao meio da membrana ( $Sc=1000$ , $a_p=63 \mu m$ e $\epsilon_p=0,35$ ), (a) $Re=1000$ (b), $Re=600$ e (c) $Re=300$ . ....	74
Figura 5.3: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo à saída da membrana ( $Sc=1000$ , $a_p=63 \mu m$ e $\epsilon_p=0,35$ ), (a) $Re=1000$ (b), $Re=600$ e (c) $Re=300$ . ....	74
Figura 5.4: Perfis radiais de concentração ao longo do eixo z ( $Sc = 1000$ , $a_p = 63 \mu m$ , $\epsilon_p = 0,35$ e $Re = 1000$ ).....	75

Figura 5.5: Variação local da espessura da camada limite de concentração ( $Sc = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ ). .....	76
Figura 5.6: Velocidade média de permeação em função da pressão transmembrana média para diferentes números de Reynolds ( $Sc = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ ). .....	77
Figura 5.7: Velocidade de Permeação em função do comprimento da membrana ( $y = R$ , $Sc = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ ). .....	77
Figura 5.8: Efeito do número de Reynolds no perfil de concentração axial. ( $z/d=50$ , $Sc=1000$ , $a_p=63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p=0,35$ ). .....	78
Figura 5.9: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo à entrada da membrana ( $Re = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ ), (a) $Sc = 1000$ , (b) $Sc = 2000$ e (c) $Sc = 3000$ ). .....	79
Figura 5.10: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo ao meio da membrana ( $Re = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ ), (a) $Sc = 1000$ , (b) $Sc = 2000$ e (c) $Sc = 3000$ ). .....	79
Figura 5.11: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo à saída da membrana ( $Re = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ ), (a) $Sc = 1000$ , (b) $Sc = 2000$ e (c) $Sc = 3000$ ). .....	80
Figura 5.12: Variação local da espessura da camada limite de concentração em função do número de Schmidt ( $Re = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ ). .....	80
Figura 5.13: Efeito do número de Schmidt no perfil de concentração adimensional. ( $z/d = 50$ , $Re = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ ). .....	81
Figura 5.14: Velocidade média de permeado em função da pressão transmembrana média ( $Sc = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ ). .....	81
Figura 5.15: Campo de Pressão, $Re = 300$ , $Sc = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ . .....	82
Figura 5.16: Campo de Pressão, $Re = 600$ , $Sc = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ . .....	82
Figura 5.17: Campo de Pressão, $Re = 1000$ , $Sc = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ . .....	83
Figura 5.18: Campo de Pressão, $Re = 1000$ , $Sc = 2000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ . .....	84
Figura 5.19: Campo de Pressão, $Re = 1000$ , $Sc = 3000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ . .....	84
Figura 5.20: Campo de velocidade, $Re = 1000$ , $Sc = 1000$ , $a_p = 63 \mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ . .....	85
Figura 5.21: Efeito da porosidade da camada polarizada no perfil de concentração adimensional. ( $z/d = 50$ , $Sc = 1000$ , $Re = 1000$ e $a_p = 63 \mu\text{m}$ ). .....	86
Figura 5.22: Velocidade média de permeação em função da porosidade da camada polarizada ( $Re = 1000$ , $Sc = 1000$ , $a_p = 63\mu\text{m}$ e $\varepsilon_p = 0,35$ ). .....	86

Figura 5.23: Efeito da porosidade da camada polarizada na pressão transmembrana ( $Re = 1000$ , $Sc = 1000$ e $a_p = 63 \mu m$ ). .....	87
Figura 5.24: Efeito do diâmetro da gota de óleo no perfil de concentração adimensional. ( $z/d = 50$ , $Re = 1000$ , $Sc = 1000$ e $\epsilon_p = 0,35$ ). .....	88
Figura 5.25: Velocidade média de permeação em função do diâmetro de partícula do óleo ( $Re = 1000$ , $Sc = 1000$ e $\epsilon_p = 0,35$ ). .....	88
Figura 5.26: Efeito do diâmetro da gota de óleo na pressão transmembrana ( $Re = 1000$ , $Sc = 1000$ e $a_p = 63 \mu m$ ). .....	89
Figura 5.27: Campo de pressão no plano $zx$ em $y = 0,0375$ ; $0,075$ ; $0,1125$ m e no plano $yz$ , (a) Módulo (I), (b) Módulo (II) e (c) Módulo (III), ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \mu m$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ). .....	91
Figura 5.28: Ilustração do posicionamento das linhas na superfície da membrana onde foram coletados os dados referentes ao fluxo de permeado. ....	92
Figura 5.29: Pressão na parede permeável, nas posições angulares $\theta$ ( $0$ , $90$ , $180$ e $270^\circ$ ), em função do comprimento da membrana para os três módulos (I, II e III) avaliados ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \mu m$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ). .....	93
Figura 5.30: Campo de concentração no plano $zx$ em $y = 0,0375$ ; $0,075$ ; $0,1125$ m e no plano $yz$ , (a) Módulo (I), (b) Módulo (II) e (c) Módulo (III), ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \mu m$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ). .....	95
Figura 5.31: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $D_e = 15,0 \text{ mm}$ , $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ e $a_p = 63 \mu m$ ) – Módulo I. ....	96
Figura 5.32: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $D_e = 12,5 \text{ mm}$ , $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ e $a_p = 63 \mu m$ ) – Módulo II. ....	96
Figura 5.33: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $D_e = 10,0 \text{ mm}$ , $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ e $a_p = 63 \mu m$ ) – Módulo III. ....	97
Figura 5.34: Campo de velocidade no plano $zx$ em $y = 0,0375$ ; $0,075$ ; $0,1125$ m e no plano $yz$ , (a) Módulo (I), (b) Módulo (II) e (c) Módulo (III), ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \mu m$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ). .....	98
Figura 5.35: Campo de concentração no plano $zx$ em $y = 0,0375$ ; $0,075$ ; $0,1125$ m e no plano $yz$ , (a) Escoamento Turbulento (I), (b) Escoamento Laminar (II). ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \mu m$ e $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ). .....	100

Figura 5.36: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 0,002$ kg/s, $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> e $a_p = 63$ μm) – Regime Laminar. ...	101
Figura 5.37: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0$ kg/s, $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> e $a_p = 63$ μm) – Regime turbulento. ...	102
Figura 5.38: Pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $Q = 0,002$ kg/s, $\mu = 1,1$ cP, $a_p = 63$ μm e $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> ). ....	103
Figura 5.39: Pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $Q = 1,0$ kg/s, $\mu = 1,1$ cP, $a_p = 63$ μm e $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> ). ....	103
Figura 5.40: Ilustração do posicionamento dos planos no interior do módulo de filtração. .	104
Figura 5.41: Vetor velocidade para o regime de escoamento laminar sob o plano em $\theta = 0^\circ$ ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $Q = 0,002$ kg/s, $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP e $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> ) - Regime laminar.....	105
Figura 5.42: Vetor velocidade para o regime de escoamento laminar sob o plano em $\theta = 90^\circ$ ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $Q = 0,002$ kg/s, $\mu = 1,1$ cP, $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> e $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> ). ....	106
Figura 5.43: Vetor velocidade para o regime de escoamento laminar sob o plano em $\theta = 180^\circ$ ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $Q = 0,002$ kg/s, $\mu = 1,1$ cP, $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> e $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> ). ....	107
Figura 5.44: Vetor velocidade para o regime de escoamento laminar sob o plano em $\theta = 270^\circ$ ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $Q = 0,002$ kg/s, $\mu = 1,1$ cP, $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> e $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> ). ....	108
Figura 5.45: Vetor velocidade para o regime de escoamento turbulento sob o plano em $\theta = 0^\circ$ ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $Q = 1,0$ kg/s, $\mu = 1,1$ cP, $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> e $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> ) - Regime turbulento.....	109
Figura 5.46: Vetor velocidade para o regime de escoamento turbulento sob o plano em $\theta = 90^\circ$ ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $Q = 1,0$ kg/s, $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP e $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> ). ....	110
Figura 5.47: Vetor velocidade para o regime de escoamento turbulento sob o plano em $\theta = 180^\circ$ ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $Q = 1,0$ kg/s, $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP e $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> ). ....	111
Figura 5.48: Vetor velocidade para o regime de escoamento turbulento sob o plano em $\theta = 270^\circ$ ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $Q = 1,0$ kg/s, $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP e $k = 1 \times 10^{-10}$ m <sup>2</sup> ). ....	112
Figura 5.49: Campo de concentração no plano zx em $y = 0,0375; 0,075; 0,1125$ m e no plano yz ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP, $a_p = 63$ μm e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> ). ....	114
Figura 5.50: Campo de velocidade no plano zx em $y = 0,0375; 0,075; 0,1125$ m e no plano yz ( $Q = 1,0$ kg/s, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP, $a_p = 63$ μm e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> )...	115

Figura 5.51: Campo de velocidade no plano zx em $y = 0,0375; 0,075; 0,1125$ m e no plano yz ( $Q = 1,0$ kg/s, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP, $a_p = 63$ $\mu$ m e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> )... 115	115
Figura 5.52: Perfil da pressão na superfície da membrana ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $Q = 1,0$ kg/s, $\mu = 1,1$ cp, $a_p = 63$ $\mu$ m e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> ). ..... 116	116
Figura 5.53: Campo de pressão no interior do módulo de permeação ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $Q = 1,0$ kg/s, $\mu = 1,1$ cp, $a_p = 63$ $\mu$ m e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> ). ..... 117	117
Figura 5.54: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0$ kg/s, $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> e $a_p = 63$ $\mu$ m). ..... 118	118
Figura 5.55: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0$ kg/s, $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> e $a_p = 63$ $\mu$ m). ..... 118	118
Figura 5.56: Campo de concentração para diferentes permeabilidades no plano zx em $y = 0,0375; 0,075; 0,1125$ m e no plano yz ( $Q = 1,0$ kg/s, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP e $a_p = 63$ $\mu$ m). ..... 120	120
Figura 5.57: Espessura da camada de óleo no plano zy em $\theta$ igual 0° e 180° ( $Q = 1,0$ kg/s, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $C_o = 1,015$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP e $a_p = 63$ $\mu$ m). ..... 121	121
Figura 5.58: Campo de concentração no plano zy em $\theta$ igual 0° e 180° ( $Q = 1,0$ kg/s, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $C_o \geq 1,015$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP e $a_p = 63$ $\mu$ m). ..... 122	122
Figura 5.59: Espessura da camada óleo no plano xy em $\theta$ igual 90 e 270° ( $Q = 1,0$ kg/s, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $C_o = 1,015$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> e $\mu = 1,1$ cP). ..... 123	123
Figura 5.60: Campo de concentração no plano xy em $\theta$ igual 90 e 270° ( $Q = 1,0$ kg/s, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $C_o \geq 1,015$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP e $a_p = 63$ $\mu$ m). ..... 123	123
Figura 5.61: Concentração na parede do permeado para diferentes permeabilidades da membrana ( $Q = 1,0$ kg/s, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP e $a_p = 63$ $\mu$ m). ..... 124	124
Figura 5.62: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0$ kg/s, $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> e $a_p = 63$ $\mu$ m). ..... 125	125
Figura 5.63: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0$ kg/s, $k = 6 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> e $a_p = 63$ $\mu$ m). ..... 125	125
Figura 5.64: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0$ kg/s, $k = 9 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> e $a_p = 63$ $\mu$ m). ..... 125	125
Figura 5.65: Representação do coeficiente de rejeição de soluto em função do da permeabilidade da membrana. .... 126	126

Figura 5.66: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).....	127
Figura 5.67: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 6 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).....	128
Figura 5.68: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 9 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).....	128
Figura 5.69: Espessura da camada de óleo no plano zy em $\theta$ em $0^\circ$ e $180^\circ$ . ( $k = 3 \times 10^{-11}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $C_0 \geq 1,009 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ e $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).....	130
Figura 5.70: Espessura da camada óleo no plano xy em $\theta$ em $90^\circ$ e $270^\circ$ . ( $k = 3 \times 10^{-11}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $C_0 \geq 1,009 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ e $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).....	130
Figura 5.71: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 0,5 \text{ kg/s}$ , $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ e $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).....	131
Figura 5.72: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ e $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).....	131
Figura 5.73: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ e $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).....	131
Figura 5.74: Concentração na parede do permeado para diferentes vazões de alimentação ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cp}$ e $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).....	132
Figura 5.75: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 0,5 \text{ kg/s}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).....	133
Figura 5.76: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).....	134
Figura 5.77: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).....	135
Figura 5.78: Representação do coeficiente de rejeição de soluto em função da vazão de alimentação.....	136
Figura 5.79: Espessura adimensional da camada de óleo no plano zy em $\theta$ em $0^\circ$ e $180^\circ$ em função do comprimento adimensional da membrana ( $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $C_0 \geq 1,009 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ e $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).....	137
Figura 5.80: Espessura adimensional da camada de óleo no plano xy em $\theta$ em $90^\circ$ e $270^\circ$ em função do comprimento adimensional da membrana ( $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $C_0 \geq 1,009 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ e $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).....	137



Figura 5.81: Campo de velocidade no plano zx em $y = 0,0375; 0,075; 0,1125$ m e no plano yz ( $Q = 1,0$ kg/s, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $a_p = 63$ $\mu$ m e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> ).....	138
Figura 5.82: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0$ kg/s, $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,0$ cP, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> e $a_p = 63$ $\mu$ m).....	139
Figura 5.83: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0$ kg/s, $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,1$ cP, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> e $a_p = 63$ $\mu$ m). ....	139
Figura 5.84: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0$ kg/s, $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $\mu = 1,4$ cP, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> e $a_p = 63$ $\mu$ m).....	139
Figura 5.85: Concentração na parede do permeado para diferentes viscosidades da mistura ( $Q = 1,0$ kg/s, $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> ). ....	140
Figura 5.86: Pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana nas linhas em $\theta$ igual 0, 90, 180 e 270° ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $Q = 1,0$ kg/s, $a_p = 63$ $\mu$ m e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> ). ....	141
Figura 5.87: Representação do coeficiente de rejeição de soluto em função da permeabilidade da membrana. ....	142
Figura 5.88: Linhas de fluxo no módulo casco-tubos: (a) Posição axial e (b) Posição radial ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $Q = 1,5$ kg/s, $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> e $a_p = 63$ $\mu$ m).....	143
Figura 5.89: Linhas de fluxo sobre as membranas ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $Q = 1,5$ kg/s, $a_p = 63$ $\mu$ m e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> ). ....	144
Figura 5.90: Linhas de fluxo sobre as membranas ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $Q = 1,5$ kg/s, $a_p = 63$ $\mu$ m e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> ). ....	145
Figura 5.91: Campo de pressão sobre a parede das membranas e campo vetorial de velocidade sobre os planos A, B e C ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $Q = 1,5$ kg/s, $\mu = 1,1$ cP, $a_p = 63$ $\mu$ m e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> ).....	146
Figura 5.92: Campo vetorial de velocidade sobre o plano A (a) e detalhe da separação da camada limite da superfície da membrana (b). ....	146
Figura 5.93: Campo vetorial de velocidade sobre o plano B (a) e detalhe da separação da camada limite da superfície da membrana (b). ....	147
Figura 5.94: Campo vetorial de velocidade sobre o plano C (a) e detalhe da separação da camada limite da superfície da membrana (b). ....	147
Figura 5.95: Posições angulares e numeração das membranas.....	148
Figura 5.96: Perfil de pressão (a) e campo de pressão (b) sobre a parede do permeado para a membrana 1 ( $C_0 = 1,0$ kg/m <sup>3</sup> , $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$ m <sup>-1</sup> , $Q = 1,5$ kg/s, $\mu = 1,1$ cP, $a_p = 63$ $\mu$ m e $k = 3 \times 10^{-11}$ m <sup>2</sup> ).....	149

Figura 5.97: Perfil de pressão (a) e campo de pressão (b) sobre a parede do permeado para a membrana 2 ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).	149
Figura 5.98: Perfil de pressão (a) e campo de pressão (b) sobre a parede do permeado para a membrana 3 ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).	150
Figura 5.99: Perfil de pressão (a) e campo de pressão (b) sobre a parede do permeado para a membrana 4 ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).	150
Figura 5.100: Campo de velocidade sobre os planos transversais A, B e C ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).	151
Figura 5.101: Campo de concentração de óleo sobre a parede do permeado ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).	152
Figura 5.102: Campo de concentração de óleo sobre a parede do permeado e nos planos A, B e C ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).	153
Figura 5.103: Concentração na parede do permeado para as quatro membranas inseridas no módulo poli membranas ( $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ e $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).	154
Figura 5.104: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ e $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).	155
Figura 5.105: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ e $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).	156
Figura 5.106: Campo de velocidade sobre os planos transversais A, B e C ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ , $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ , $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ , $\mu = 1,1 \text{ cP}$ , $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ e $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).	157

## Lista de Tabelas

Tabela 2.1: Equipamentos utilizados para tratamento de água produzida. ....	14
Tabela 2.2: Vantagens e desvantagens do processo de separação por membranas de microfiltração. ....	18
Tabela 3.1: Propriedades físicas e químicas do fluido e da membrana.....	58
Tabela 3.2: Condições utilizadas na simulação bidimensional membrana tubular. ....	59
Tabela 4.1: Dimensões geométricas dos módulos de permeação (mm). ....	61
Tabela 4.2: Condições utilizadas na simulação tridimensional do módulo III com entrada tangencial. ....	70
Tabela 4.3: Condições utilizadas na simulação tridimensional do módulo com entrada axial do efluente.....	70
Tabela 4.4: Condições utilizadas na simulação tridimensional do módulo contendo quatro membranas.....	71
Tabela 5.1: Cálculos das perdas de carga e das potências requeridas pela bomba. ....	92
Tabela 5.2: Concentração média de óleo no permeado para os módulos avaliados. ....	99
Tabela 5.3: Concentração de óleo no permeado para permeabilidades avaliadas.....	126
Tabela 5.4: Concentração de óleo no permeado para as vazões de alimentação avaliadas. ....	136
Tabela 5.5: Concentração de óleo no permeado para as vazões de alimentação avaliadas. ....	142

## Nomenclatura

### Letras Latinas

$API$	American Petroleum Institute	[-]
$z$	Coordenada axial	[m]
$L$	Comprimento da membrana	[m]
$C_0$	Concentração na alimentação	[kg/m <sup>3</sup> ]
$C_o$	Concentração	[kg/m <sup>3</sup> ]
$C_p$	Concentração no permeado	[kg/m <sup>3</sup> ]
$C_b$	Concentração no seio do escoamento	[kg/m <sup>3</sup> ]
$C_m$	Concentração na superfície da membrana	[kg/m <sup>3</sup> ]
$C_{\mu RNG}$	Constante do modelo de turbulência	[-]
$C_{\epsilon 1}$	Constante do modelo de turbulência	[-]
$C_{\epsilon 2}$	Constante do modelo turbulência	[-]
$C_{\epsilon 1 RNG}$	Constante do modelo turbulência	[-]
$C_{\epsilon 2 RNG}$	Constante do modelo turbulência	[-]
$D_e$	Diâmetro do casco	[m]
$D_i$	Diâmetro da membrana tubular	[m]
$D$	Difusividade	[m <sup>2</sup> /s]
$D_p$	Diâmetro médio das partículas que compõem o meio poroso	[m]
$D_\Phi$	Difusividade cinemática	[m <sup>2</sup> /s]
$a_p$	Diâmetro médio de partícula	[ $\mu m$ ]
$k$	Energia cinética turbulenta	[N]
$e_a$	Espessura do espaço anular ( $D_e - D_i$ )	[m]
$J$	Fluxo volumétrico	[m <sup>3</sup> m <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup> ]
$\overline{\omega}$	Frequência da turbulência	[N]
$F_1, F_2$	Funções de combinação	[-]
$g$	Gravidade	[m/s <sup>2</sup> ]
CPI	Interceptores de placas corrugadas	[-]
PPI	Interceptores de placas paralelas (lisas)	[-]
MF	Microfiltração	[-]
NF	Nanofiltração	[-]

$Re_w$	Número de Reynolds do permeado	[-]
$Sc$	Número de Schmidt	[-]
$Re$	Número de Reynolds	[-]
OI	Osmose inversa	[-]
$P$	Pressão	[Pa]
$P_0$	Pressão na entrada	[Pa]
$\Delta P$	Pressão transmembrana	[Pa]
$P_k$	Produção de energia cinética turbulenta	[kg/ms <sup>3</sup> ]
$P_{kb}$	Produção de flutuação	[kg/ms <sup>3</sup> ]
$r_p$	Resistência específica	[m <sup>-2</sup> ]
$r_p$	Resistência específica da polarização por concentração	[m <sup>-1</sup> ]
$R_m$	Resistência hidráulica da membrana	[m <sup>-1</sup> ]
$R$	Raio interno da membrana	[m]
$r$	Raio	[m]
$S_\phi$	Termo fonte volumétrico	[kg m <sup>-3</sup> s <sup>-1</sup> ]
TOG	Teor de óleo e graxas	[-]
TSS	Teor de sólidos suspensos	[-]
UF	Ultrafiltração	[-]
$U_o$	Velocidade na entrada	[m/s]
$U_y$	Velocidade na direção y	[m/s]
$U_z$	Velocidade na direção z	[m/s]
$U_w$	Velocidade de permeação	[m/s]
$\vec{U}$	Vetor velocidade	[m/s]

### **Letras Gregas**

$\sigma_\epsilon$	Constantes do modelo de turbulência	[-]
$\sigma_k$	Constantes do modelo de turbulência	[-]
$\sigma_\omega$	Constantes do modelo de turbulência	[-]
$\sigma_p$	Constantes do modelo de turbulência	[-]
$\sigma_{\epsilon RNG}$	Constantes do modelo de turbulência	[-]
$\beta$	Constantes do modelo de turbulência	[-]
$\alpha$	Constantes do modelo de turbulência	[-]
$\Phi$	Conservação da quantidade por unidade de volume (ou concentração)	[kg/m <sup>3</sup> ]

$\phi$	Conservação da quantidade por unidade de massa	[-]
$\rho$	Densidade da mistura	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\varepsilon$	Dissipação turbulenta	[m <sup>2</sup> /s <sup>3</sup> ]
$\delta$	Espessura da camada de polarização por concentração	[m]
$\eta$	Parâmetro do modelo turbulência	[-]
$\varepsilon_p$	Porosidade da camada de polarização por concentração	[-]
$\nu$	Viscosidade cinemática	m <sup>2</sup> /s
$\mu$	Viscosidade da mistura	[Pa.s]
$\mu_{ef}$	Viscosidade efetiva	[Pa.s]
$\mu_t$	Viscosidade turbulenta	[Pa.s]

## RESUMO

Um dos principais problemas associados aos processos de separação por membranas é a queda de fluxo de permeado, o que limita a aplicação do processo nos setores alimentícios, farmacêuticos, biotecnológicos, tratamento de águas industriais e abastecimento, devido ao aumento da concentração de componentes na membrana, denominado polarização por concentração. Uma quantificação da polarização por concentração em função das condições do processo e a quantidade de água de alimentação do sistema é necessário para estimar o desempenho do sistema de forma satisfatória. A busca por novas alternativas visando manter o fluxo de permeado constante foi à principal motivação deste trabalho, sendo avaliada a forma geométrica do módulo de separação, a distribuição das membranas no interior do módulo e parâmetros operacionais como a vazão de alimentação, viscosidade dinâmica da mistura e permeabilidade do meio poroso. Neste sentido, o estudo numérico do processo de separação água/óleo via membranas porosas foi realizado com auxílio do software comercial ANSYS CFX® Release 12.0. Um modelo matemático em regime permanente, aplicado a um fluido incompressível, escoando em regime laminar e/ou turbulento no interior de módulos de filtração foi proposto. Os resultados numéricos mostraram que o modelo matemático utilizado foi capaz de prevê a formação e crescimento da camada limite de concentração (polarização por concentração) ao longo do comprimento das membranas cerâmicas tubulares. A formação da polarização por concentração mostrou-se influenciada pelo comportamento hidrodinâmico do escoamento, forma geométrica do módulo de separação e propriedades da mistura e do meio poroso, como a viscosidade e permeabilidade, respectivamente. O modelo verificou em regime de escoamento turbulento um favorecimento da transferência de massa e uma dispersão da camada limite de concentração.

**Palavras-Chaves:** Simulação numérica, Escoamento turbulento, Separação água/óleo, Polarização por concentração.

## **Abstract**

One of the main problems associated with membrane separation process is the permeate flux decline, which limits the application of the process in the food sector, pharmaceuticals, biotechnology, industrial water treatment and supply due to the increase in the concentration of components in the membrane thus calling for a polarization concentration. A quantification of the concentration polarization as a function of the process conditions and the amount of feed water system is required to estimate the performance of the system satisfactorily. The search for new alternatives to maintain of constant permeate flow was the main motivation of this work will be evaluated the geometric shape of the separation module, the distribution of membranes inside the module and operating parameters such as feed flow rate, viscosity dynamic mixing and permeability of the porous medium. In this sense, the numerical study of the process of separating oil/water through porous membranes was performed with the aid of the commercial software ANSYS CFX® Release 12.0. A mathematical model in steady state, applied to an incompressible fluid flowing in laminar and/or turbulent inside filtration modules scheme is proposed. Numerical results show that the mathematical model used was capable of providing for the formation and growth of the boundary layer concentration (concentration polarization) along the length of tubular ceramic membranes. The formation of concentration polarization was influenced by the hydrodynamic behavior of flow, geometry of the separation and mixing and porous properties, such as viscosity and permeability, respectively module. The model found in turbulent flow regime of a favoring mass transfer and dispersion of the boundary layer concentration.

**Keywords:** Numerical simulation. Turbulent flow. Separation water/oil. Concentration polarization



# CAPÍTULO I

*Neste capítulo é dado um direcionamento facilitando, assim, o entendimento dos principais temas a serem abordados, ressaltando a importância da realização deste trabalho e objetivos a que se propõe.*

## **1 INTRODUÇÃO**

Segundo Habert *et al.*, 2006 os processos de separação por membrana (PSM) começaram a deixar de ser uma curiosidade científica e de laboratório no final da década de 50. Diversos estudos demonstraram pela primeira vez a viabilidade técnica e econômica dos processos de separação por membrana para dessalinização de água por osmose inversa (OI).

O interesse sobre o assunto aumentou consideravelmente, pois a melhoria na seletividade e a redução da resistência ao transporte das espécies permeantes representavam alterações que poderiam tornar os processos de separação por membranas (PSM), em geral, e não somente a dessalinização de águas, mais competitivos do que os processos de separação tradicionais (HABERT *et al.*, 2006).

Segundo Lonsdale (1982), no início da década de 1980 o mercado global de venda de membranas para os diversos tipos de PSM girava em torno dos 500 milhões de dólares. O que se pode observar nas duas últimas décadas é um

crescente mercado de aplicação desse tipo de processo. Segundo artigo da *BBC Research* publicado na *Membrane Technology* (2009), o mercado global para membranas de microfiltração utilizadas apenas para separação de líquidos foi estimado em torno de 792 milhões de dólares em 2005. No novo relatório, publicado pela *BBC Research* em abril de 2010, o mercado global de membrana de microfiltração deve chegar a 1.650 milhões de dólares americanos em 2013. O relatório prevê valor total de mercado de 2.640 milhões de dólares em 2018, depois de aumentar por cinco anos a uma taxa anual composta de crescimento de 10,0%. O Brasil apresenta um dos mercados mais dinâmicos e em constante crescimento na aplicação dos PSM e o maior nicho no emprego desses processos se encontra na área de tratamento de água e efluentes.

Segundo Kakutate *et al.*, (2009) os processos de separação por membranas de microfiltração e/ou ultrafiltração têm recebido atenção especial nos últimos anos devido às várias características únicas que as levam a ter melhor relação custo/benefício, simplicidade de operação e uniformidade da qualidade do permeado durante todo o processo.

Diante do contexto apresentado e do vasto campo de pesquisa para um melhor desempenho dos PSM, o presente trabalho associa o interesse tecnológico com a proposição de uma nova configuração de módulo de permeação utilizando membranas, capazes de tratar água oleosa. Para tal aplicação é necessário que as membranas apresentem alto fluxo, uma vez que a quantidade de água produzida com óleo, frequentemente alcança valores da ordem de 50% em volume podendo chegar próximo dos 100% no fim da vida produtiva do poço. Um exemplo é o caso do campo de Guamaré, no Rio Grande do Norte, onde se produz diariamente 80.000 m<sup>3</sup> de fluidos, sendo 60.000 m<sup>3</sup> de água produzida para cada 20.000 m<sup>3</sup> de óleo (SOUZA FILHO, 2002).

## **1.1 Justificativa**

Uma das principais funções de uma membrana, em especial as membranas cerâmicas é separar componentes solúveis da solução baseando-se no tamanho, carga, forma e interações moleculares entre soluto e superfície da membrana. Esta função tem despertado o interesse de pesquisadores e engenheiros em diversas aplicações a exemplo da purificação de água, separação água-óleo, entre outras. As membranas cerâmicas dispõem de boa estabilidade térmica, química e biológica, resistência à pressão, longa vida útil, resistência a altas temperaturas e, em muitos casos, são mais eficientes e econômicas do que os processos convencionais de filtração (tanques de decantação, flotadores, separadores bifásico/trifásico, hidrociclones, etc.). Tem-se observado na literatura vários trabalhos publicados visando atingir este objetivo (Rezakazemi *et al.* 2011; Mafi *et al.* 2013; Miraminia *et al.* 2013; Lee e Kim, 2014; Koch e Górak, 2014; He *et al.* 2014), tanto em nível experimental, como teórico, sobretudo para as membranas poliméricas.

O presente trabalho é motivado pela crescente importância dos processos de separação usando membranas, em especial as cerâmicas, já que na maioria dos trabalhos experimentais e numéricos reportados na literatura se empregam membranas poliméricas.

A contribuição que se pretende com esta pesquisa é compreender fisicamente o fenômeno da transferência de massa e formação da polarização por concentração envolvida na redução do fluxo de permeado em processo de separação por membrana, via simulação numérica e análises dos resultados numéricos.

## **1.2 Objetivo Geral**

Estudar 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.

### 1.2.1 Objetivos Específicos

- ✓ Propor uma modelagem matemática capaz de simular o processo de separação em membranas cerâmicas;
- ✓ Realizar um estudo 2D da membrana cerâmica, avaliando a influência do número de Reynolds e Schmidt na formação da polarização por concentração;
- ✓ Realizar um estudo 3D do dispositivo tipo casco/membrana cerâmica, avaliando a influência do comportamento hidrodinâmico da mistura na formação da camada polarizada;
- ✓ Simular diferentes casos (modificando-se a vazão de alimentação, resistência da membrana ao escoamento e a viscosidade dinâmica da mistura) analisando a distribuição de pressão, linhas de fluxo, velocidade e campo de concentração no processo de separação utilizando membrana cerâmica tubular de microfiltração;
- ✓ Avaliar diferentes módulos de separação, modificando a forma da alimentação. Axial (escoamento tangente à membrana) e tangencial (escoamento perpendicular e helicoidal a membrana).
- ✓ Estudar a influência dos parâmetros geométricos no processo de separação água/óleo do módulo casco/membrana cerâmica, tais como: entrada e saída tangencial, quantidade de membranas no interior do dispositivo e posição da membrana no interior do módulo;
- ✓ Comparar os resultados numéricos com dados numéricos existentes na literatura.

## **CAPÍTULO II**

*Durante o desenvolvimento desse trabalho de pesquisa, muitas definições tiveram que ser investigadas e analisadas. Para isso, a revisão bibliográfica foi realizada com a intenção de se entender o problema estudado e de se verificar a relevância na literatura do trabalho proposto. Sendo assim, este capítulo apresenta uma revisão bibliográfica dos temas relacionados ao tratamento de água e problema de escoamento em membranas tubulares.*

### **2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

#### **2.1 Tratamento de água produzida**

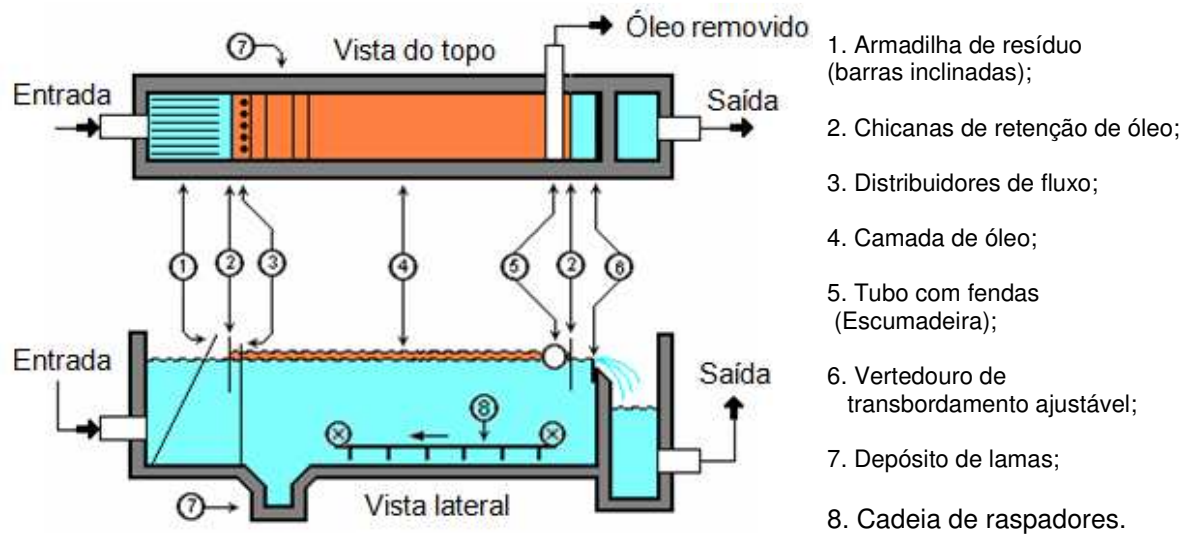
A água separada do petróleo é um efluente que, quer seja destinada ao descarte ou ao seu reuso (re-injeção ou outra utilização, como por exemplo, geração de vapor ou até irrigação), deve ser tratada. A quantidade da água associada varia muito durante a vida produtiva dos poços, podendo alcançar valores da ordem de 50 a 100% em volume ao final da vida produtiva. O descarte ou até mesmo a re-injeção da água produzida só é permitido após a remoção do óleo e dos sólidos em suspensão em níveis aceitáveis (SILVA *et al.*, 2007).

A água produzida destinada ao tratamento, pode conter concentrações de óleo que variam de 50 a 5000 mL/L, possuir elevada salinidade (entre 40.000 e 150.000 mg/L de NaCl) e teor de sólidos suspensos (TSS) variando entre 5 a 2000 mg/L. Além disto, microorganismos e gases dissolvidos, carbônico e sulfídrico, podem estar presentes (SILVA *et al.*, 2007).

O tratamento da água produzida faz-se necessário, para atender aos requisitos de disposição do efluente, quer sejam legais ou operacionais. Os primeiros são impostos pela legislação específica que protege o meio ambiente. No caso de descarte de água, condição comumente adotada em campos marítimos (offshore), deve ser tratada segundo as normas do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), que estabelece o limite máximo de 20 mg/L de TOG (teor de óleo e graxas) em efluentes para lançamento em corpos d'água, segundo a norma 357/2005 do CONAMA. Além dessa especificação, caso a água seja descartada em corpos hídricos em terra (caso das refinarias, terminais e unidades onshore) outros requisitos específicos do "CONAMA 357/2005" devem ser atendidos relativos, por exemplo, à presença de compostos orgânicos e inorgânicos dissolvidos; presença de sais e outros constituintes nocivos ao meio ambiente. Enquanto que os requisitos operacionais são definidos pelas características da formação rochosa onde se pretende injetar a água (OLIVEIRA e OLIVEIRA, 2000).

Existem vários processos para separação óleo/água. A escolha do método adequado é função das características do efluente, como: tamanho das gotas de óleo dispersas, teor de sólidos suspensos, concentração de óleo. O tipo mais utilizado de separador óleo/água é o tipo API, que pode remover de 60 a 99% do óleo livre em um fluxo de resíduos. Um separador API é um tanque retangular, na sua maioria construída de concreto em que o processo de separação ocorre por gravidade, indicados para separar gotículas maiores que 150  $\mu\text{m}$ . A eficiência do processo de separação depende principalmente do teor de óleo na alimentação e da vazão da alimentação. Com um tempo de retenção, os poluentes mais leves (óleo) e pesados (sólidos) do que a água são separados como espuma flutuante (óleo) e lamas de fundo (areia e outros sólidos). Estes são subsequentemente removidos por um dispositivo de raspagem para lama de fundo e um dispositivo para remoção de espuma flutuante da superfície (MASTOURI *et al.*, 2010). A Figura 2.1 mostra o esquema de um separador de óleo API.

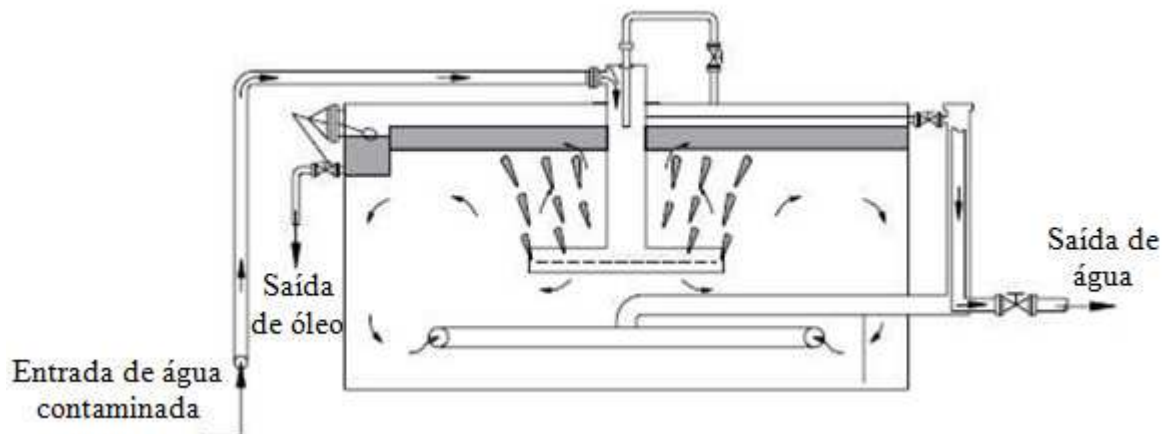
Figura 2.1: Separador API.



Fonte: Adaptado de Mastouri *et al.*, (2010).

Segundo Arnold e Stewart (2008) a forma mais simples do equipamento de tratamento primário é um tanque de nata (clarificador) ou vaso; conforme apresentado na Figura 2.2.

Figura 2.2: Esquema de um tanque de nata.



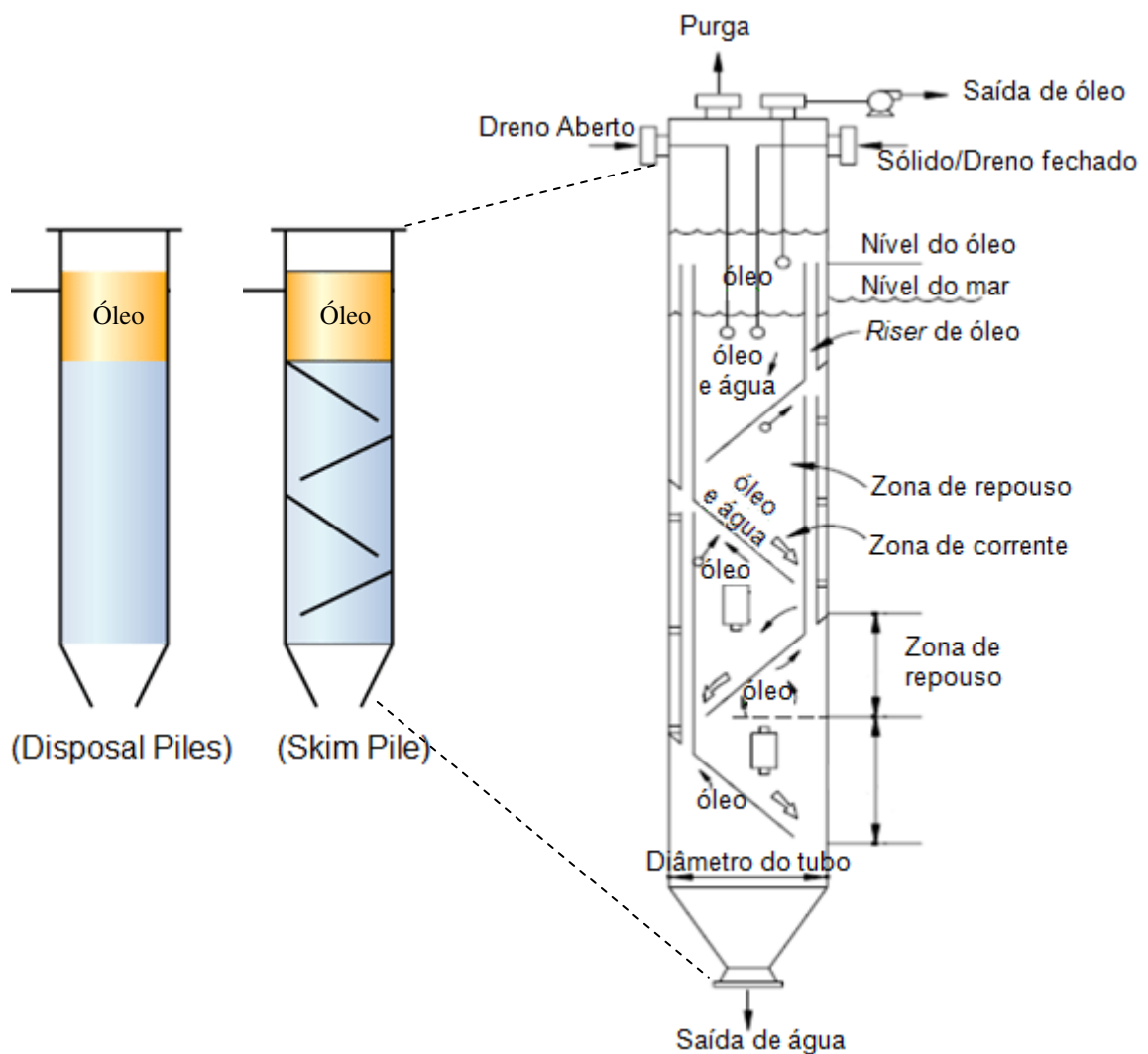
Fonte: Adaptado de Arnold e Stewart 2008.

Esses itens são normalmente concebidos para proporcionar longos tempos de residência (10-30 min) durante os quais a coalescência e a separação por gravidade podem ocorrer (MASTOURI *et al.*, 2010). Tanques de separação podem ser

utilizados como reservatórios atmosféricos, vasos de pressão e tanques de compensação próximos a outro equipamento de tratamento da água produzida. Vasos separadores podem ser vertical ou horizontal na configuração.

Plataformas de petróleo *offshore* também usam dispositivos de separação óleo/água conhecidos como *Disposal Piles* e *Skim Piles*. Os *Disposal Piles* são dispositivos abertos (Figura 2.3) de grande diâmetro (0,6 - 1,2 m) que estão ligados à plataforma, e estende-se até uma profundidade mínima específica abaixo da superfície do mar (MASTOURI *et al.*, 2010).

Figura 2.3: Seção transversal mostrando o padrão de fluxo de uma *Skim Pile*.



Fonte: Adaptado de Mastouri *et al.* (2010).



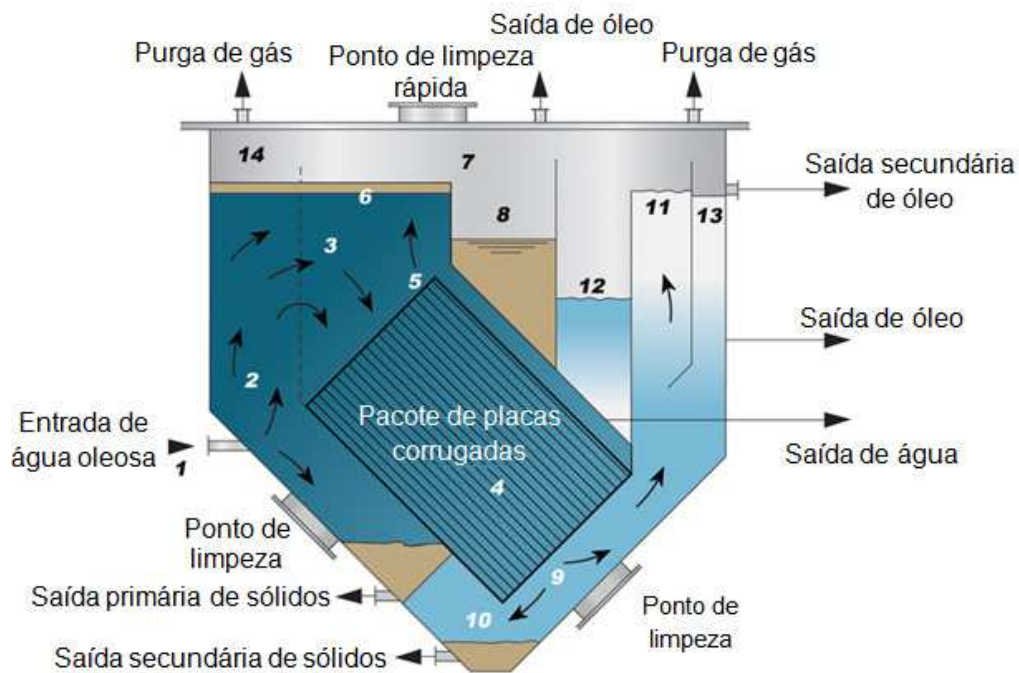
Segundo Abdel-Aal *et al.* (2003) o diâmetro da *Disposal Piles* é determinado com base no fluxo total de água a ser descartada e as densidades da água e do petróleo. Suas funções principais são as seguintes: a) concentrar todos os efluentes da plataforma para um único local, b) proporcionar um canal protegido da ação das ondas do mar, de modo que os efluentes possam ser colocado a uma profundidade suficiente para impedir a ocorrência de vazamentos, e c) proporcionar um alarme ou ponto de desligamento, no caso de uma falha e conseqüentemente vazamento de óleo no mar Arnold e Stewart (2008). O *Skim Pile* tem duas vantagens específicas sobre *Disposal Piles*, são mais eficientes para separar o óleo da água e também proporcionam certo grau de limpeza da areia que pode estar presente na mistura (ABDEL-AAL *et al.*, 2003).

Diferentes tipos de dispositivos têm sido desenvolvidos para promover a coalescência de pequenas gotículas de óleo dispersas. O uso do fluxo através de placas paralelas, para ajudar a separação por gravidade em separadores API, foi iniciada em 1950, como uma modificação da técnica existente em refinarias para tratar gotículas de óleo inferior a 150 microns de diâmetro. A partir de então, várias configurações de coalescedores de placa foram criadas. Os separadores CPI e PPI baseiam-se nos mesmos princípios do separador API, exceto que utilizam placas paralelas para facilitar a coalescência das gotículas. O objetivo é minimizar a distância de ascensão das gotículas, compactando o sistema como um todo. As placas corrugadas (nos CPI) ou lisas (nos PPI) são dispostas em paralelo e todo o tratamento primário de águas oleosas no conjunto inclinado ocorre de forma que as gotículas coalescidas migrem para cima e os sólidos migrem para baixo. O aumento de temperatura auxilia o tratamento, pois diminui a viscosidade do meio, aumentando a velocidade de separação (SILVA *et al.*, 2007). A Figura 2.4 mostra o fluxo padrão de um desenho típico de fluxo descendente CPI.

A água oleosa entra no bocal de entrada (1), os sólidos decantam e se estabelecem no compartimento principal de sólidos (2), o fluxo de água oleosa sobe através do defletor de distribuição (3), a água uniformemente dispersa flui para baixo e entra no conjunto de placas corrugadas (4), o óleo funde com outras gotículas de óleo e sobe para o topo das placas corrugadas (5), ganhando flutuabilidade, o óleo move-se para cima ao longo das placas, que sai do bloco até a interface óleo/água,

onde uma espessa camada de óleo é formada (6) até que flui ao longo de uma abertura *v-notch* ajustável (7) para dentro do compartimento de óleo (8). A separação de sólidos leves e lodo são realizados dentro do bloco e caem pelas aberturas existentes entre as placas corrugadas (9). Os sólidos, em seguida, saem do bloco para dentro do compartimento secundário de sólidos (10). À medida que a água sai do conjunto de placas, flui para cima (11) ao longo de um vertedouro de água para dentro um compartimento de água limpa (12). Uma saída de óleo secundária está ao lado à saída de água (13). Os gases existentes saem por uma purga de gás localizado no topo do dispositivo CPI (14).

Figura 2.4: Dispositivo CPI.



Fonte: ESI, 2014.

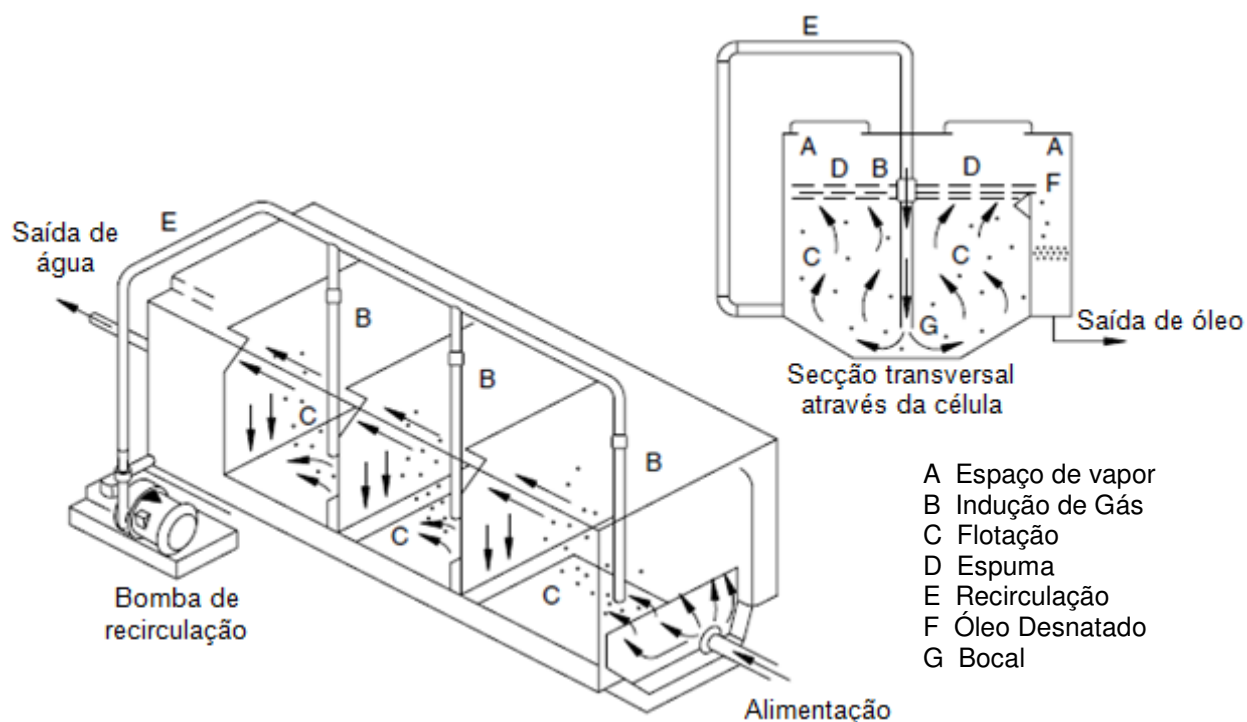
Alguns dispositivos de coalescência foram melhorados, mas segundo Arnold e Stewart (2008) se tornaram obsoletos e são pouco utilizados, dentre eles pode-se citar os precipitadores e coalescedores turbulentos de fluxo livre.

Segundo Thomas (2004), os hidrociclones e a flotação são os processos de separação óleo/água mais utilizados pela indústria do petróleo. Bradley, (1990) e Arnold e Stewart (2008) relatam que a flotação ocorre quando pequenas bolhas de

gás (usualmente ar) geradas no seio da fase líquida associam-se à matéria em suspensão e a força exercida é suficiente para fazer com que as partículas sejam transportadas até a superfície do líquido. Assim, faz-se com que partículas mais densas que o líquido flutue na sua superfície, o que torna possível a separação de partículas ou líquidos mais densos que a água. A principal vantagem da flotação sobre os dispositivos de separação gravitacional (separador API, Tanque de decantação, *Disposal Piles* e *Skim Piles*) é que partículas muito pequenas ou muito leves (que sedimentam lentamente) podem ser removidas completamente num menor intervalo de tempo (menores tempos de residência na unidade). Uma vez que as partículas se acumulam na superfície do líquido, elas podem ser removidas por uma operação de raspagem superficial da água. Segundo Cline (2000) as unidades de floculação são classificadas em dois tipos, com base no método através do qual as bolhas de gás são produzidas. Essas são as unidades de gases dissolvidos e as unidades de gás disperso.

A Figura 2.5 mostra um corte transversal de uma célula e um indutor de três células de flotação (gás disperso). A água limpa do efluente é recirculada (E), e alimenta uma série de indutores de Venturi (B). A água que flui através do indutor aspira gás do espaço de vapor (A), que é libertada no bocal (G) como um jato de pequenas bolhas. O surgimento de bolhas provoca a flotação na câmara (C), formando uma espuma (D) que é separada com um dispositivo mecânico em (F), Arnold e Stewart (2008).

Figura 2.5: Dispositivo de flotação (gás disperso) com indutores.



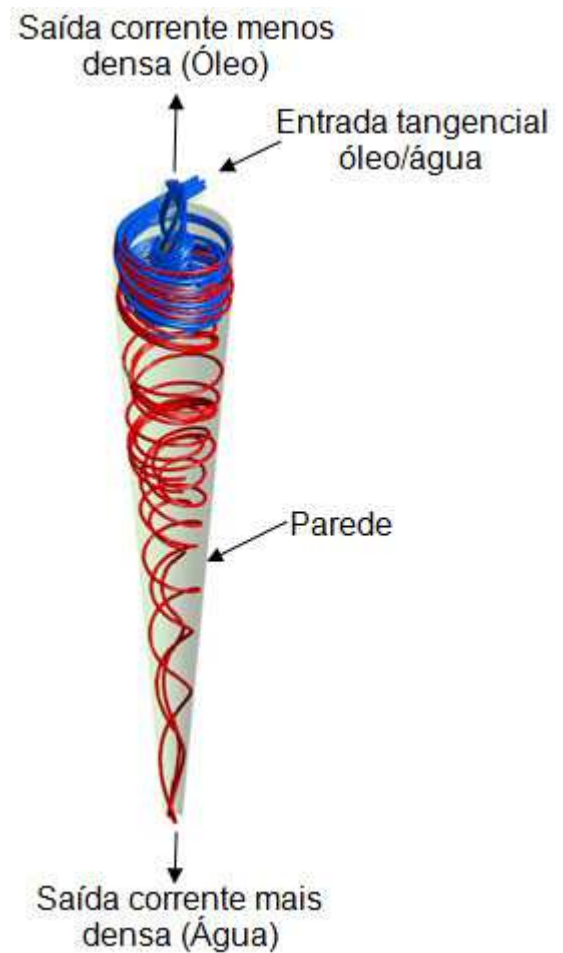
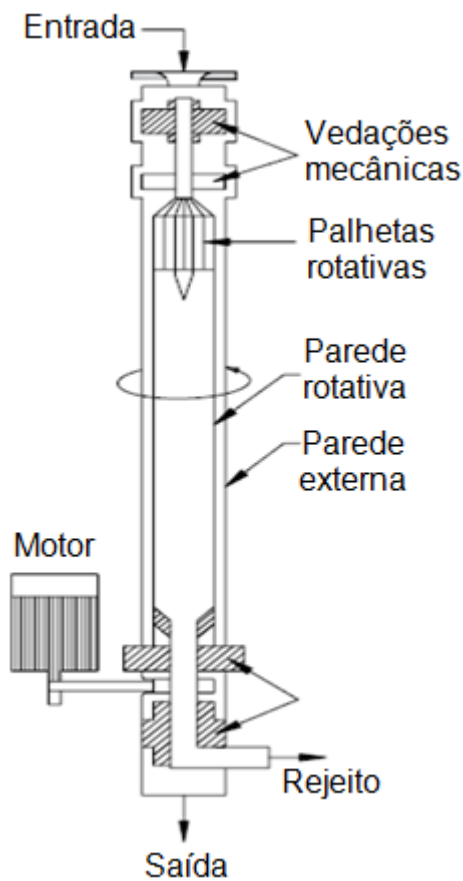
Fonte: Adaptado de Arnold e Stewart (2008).

Como mostrado na Figura 2.6 um sistema de centrifugação, às vezes referido como hidrociclone dinâmico, consiste de um cilindro rotativo, com entrada e de saída axial, bocal de rejeito e um motor externo. O motor externo é usado para girar a casca externa do hidrociclone (ARNOLD e STEWART, 2008). Centrífugas podem ser usadas para separar sólidos de baixa densidade ou de alta densidade quando as percentagens de sólidos são muito elevadas (MASTOURI *et al.*, 2010). O princípio envolvido é o mesmo que num hidrociclone, em que a força centrífuga separa rapidamente os sólidos do líquido. Centrífugas normalmente requerem manutenção extensa e pode operar somente com pequenas taxas de fluxo de líquidos. Por essas razões centrífugas não são comumente usados em aplicações de purificação de água Arnold e Stewart, (2008).

Os separadores estáticos óleo/água, geralmente conhecidos como hidrociclones, induzem um movimento centrífugo de rotação para a mistura óleo/água da alimentação, amplificando o efeito da gravidade para separar o óleo da água. O fluido injetado tangencialmente no hidrociclone através do tubo de

alimentação proporciona a formação de uma corrente helicoidal descendente em direção à saída (corrente mais densa). Em consequência da diferença de densidade entre os fluidos (líquido-líquido) ou sólido-líquido surge outra corrente (menos densa) em espiral ascendente viajando nas proximidades do eixo central do hidrociclone em direção à saída superior (ARNOLD e STEWART, 2008; BARBOSA 2011), conforme ilustra a Figura 2.7. O tempo de residência total do líquido no hidrociclone encontra-se na faixa de 2-3 segundos (BRADLEY, 1990).

Figura 2.6: Sistema de centrifugação para a separação óleo-água. Figura 2.7: Ilustração de um hidrociclone.



Fonte: Adaptado de Mastouri *et al.* (2010).

Fonte: Barbosa (2011).

Arnold e Stewart (2008) afirmam que os hidrociclones são bons na remoção de sólidos com diâmetros de cerca de 35 microns ou maiores. Sua simplicidade de construção, o baixo custo de instalação e operação, a versatilidade de aplicação, alta eficiência de separação e alta capacidade de processamento, aliadas ao

pequeno espaço requerido, o torna ideal para operações onde o espaço é crítico, como ocorre em plataformas de perfuração (SVAROVSKY, 1981; HEISKANEN, 2000; BARBOSA, 2011).

A Tabela 2.1 lista os vários métodos utilizados nos sistemas de tratamento de águas produzidas, os tipos de equipamentos que utilizam cada método e o tamanho aproximado das partículas que são capazes de remover.

Tabela 2.1: Equipamentos utilizados para tratamento de água produzida.

Método	Tipo de equipamento	Capacidade de Remoção Tamanho aproximado da Gota de óleo (mícrons)
Separação gravitacional	Separador API Tanque de decantação ou vaso <i>Disposal piles</i> <i>Skim Piles</i>	100-150
Placas de coalescência	Placas paralelas interceptoras Placas interceptoras onduladas Separadores de fluxo cruzado Separadores fluxo de misto	30-50
Coalescência melhorada	Precipitadores Filtros/coalescentes Coalescedores turbulento de fluxo livre	10-15
Flotação	Gás dissolvido Gás disperso	10-20
Separação por gravidade melhorada	Hidrociclones Centrifugas	15-30
Filtração	Membranas	1+

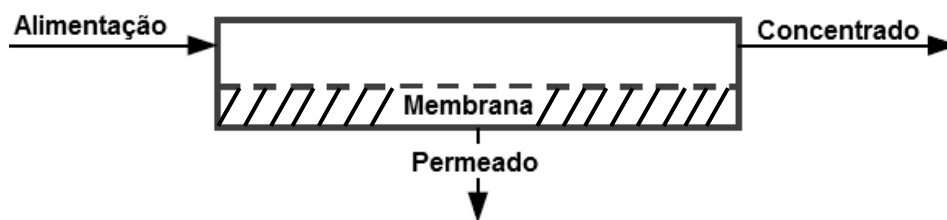
Dentre esses, os processos de separação por membranas (PSM) são os mais recentes, até aproximadamente duas décadas os processos envolvendo membranas não eram considerados tão importantes como são hoje, tendo-se expandido para várias áreas; na indústria alimentícia (processamento de soro do queijo, clarificação e purificação de sucos e vinhos), na indústria farmacêutica (obtenção de enzimas, antibióticos e vitaminas), para obtenção de água potável (osmose inversa), no tratamento de efluentes, na separação de gases de baixo ponto de ebulição, em aplicações diversas na (hemodiálise, órgãos artificiais), entre outros (PORCIÚNCULA, 2007).

## 2.2 Processos de Separação por Membranas

Uma membrana pode ser definida como um meio permeável e seletivo que separa uma corrente de alimentação em duas outras correntes: permeado e o concentrado.

O processo de permeação ocorre com o contato de uma solução com a superfície da membrana a determinadas condições de operação. A corrente que passa através da membrana é denominada permeado e a corrente que não passa pela membrana é chamada de concentrado ou retido, conforme esquema apresentado na Figura 2.8. A separação ocorre pela habilidade da membrana em transportar um componente mais rapidamente do que outros (MULDER, 1996; SCHNEIDER e TSUTYA, 2001).

Figura 2.8: Esquema básico de um processo de separação por membranas.



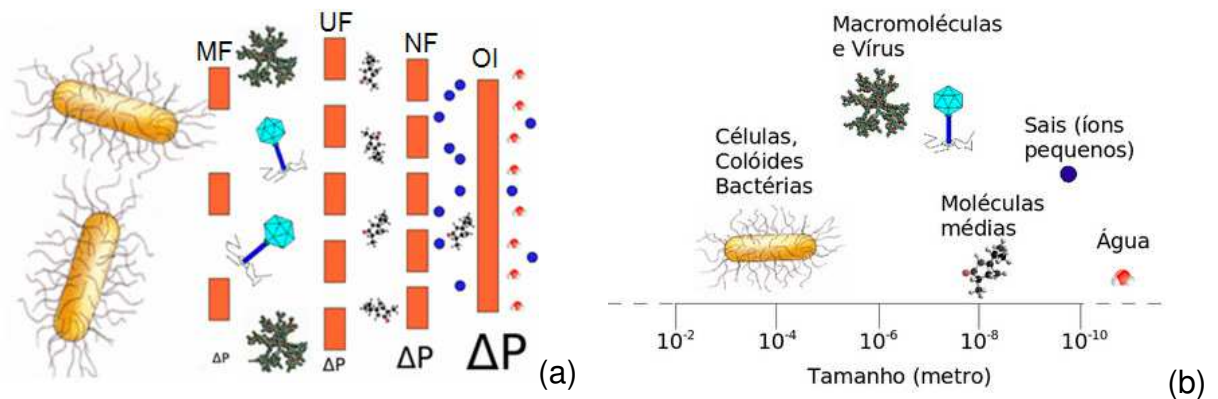
Fonte: Própria.

Segundo Habert *et al.* (2006) em processos que utilizam membranas porosas a capacidade seletividade esta diretamente associada à relação entre o tamanho das espécies presentes e o tamanho dos poros da membrana. Este é o caso de processos como a microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e diálise (D).

Para que ocorra o transporte de uma fase através de uma membrana é necessária a existência de uma força motriz agindo sobre a mesma. Essa força motriz pode ser um gradiente de pressão, concentração ou um potencial elétrico. No caso de um gradiente de pressão, este será maior quanto mais fechado for os poros da membrana como ilustrado na Figura 2.9 (a). O que diferencia cada um desses processos é a morfologia da membrana, ou seja, o tamanho dos poros e,

consequentemente, o tipo de material que atravessa a parede porosa da membrana Figura 2.9 (b).

Figura 2.9: Ilustração dos processos de separação por membranas com gradiente de pressão como força motriz (a) e tamanho e tipo das partículas separadas em cada processo (b).



Fonte: Silva, 2014.

### 2.3 Membranas Cerâmicas

As membranas cerâmicas são largamente empregadas em processos de separação nas áreas de processamento de alimentos, tratamento de rejeitos industriais, processos biomédicos, dessalinização de águas, têxteis e químicos (BHAVE, 1991; QUEMENEUR e JAQUEN, 1991 e SORIA, 1995). Vários estudos têm demonstrado que o uso das membranas cerâmicas apresentam vantagens em relação às poliméricas, principalmente no que se refere à inércia química, estabilidade biológica e resistência a altas temperaturas e pressões. Outro ponto importante é a vantagem que as membranas cerâmicas apresentam em relação aos métodos tradicionais de separação (destilação e centrifugação), como baixo consumo de energia, vida útil longa, ocupação de pouco espaço físico e facilidade de limpeza (BHAVE, 1991 e BODDEKER, 1995).

Segundo Habert *et al.* (2006), as técnicas de separação por membranas cerâmicas, em especial, as que pertencem a uma classe tradicional de materiais inorgânicos e que foi revigorada com os avanços das técnicas de fabricação, representam uma opção para os processos de separação de óleo/água permitindo usá-las em temperaturas acima de  $150^{\circ}\text{C}$  e em meios quimicamente mais



agressivos. Sua importância maior reside no fato de que as membranas cerâmicas permitem a formação de estruturas micro-porosas bem variadas com um bom controle de distribuição de tamanho de poros, caracterizadas por resistências térmicas e químicas elevadas e resistência à altas pressões (BHAVE, 2001).

O número de aplicações das membranas cerâmicas é grande e está sempre aumentando. Estima-se que os processos de separação por membranas cerâmicas têm crescido cerca de 15% ao ano, apesar dos conhecimentos detalhados sobre aplicações comerciais ainda serem restritos (SILVA e LIRA, 2006).

## **2.4 Micro e Ultrafiltração**

As membranas de microfiltração podem ser consideradas como filtros absolutos, com o diâmetro dos poros variando entre 0,1 a 10  $\mu\text{m}$ , podendo ser fabricadas em polímeros, metais ou cerâmicas, sendo que o diferencial de pressão utilizado para promover a separação dos contaminantes está na faixa de 0,1 a 2,0 bar. No processo de tratamento por microfiltração pode-se obter um concentrado que representa menos de 5% do volume alimentado ao sistema, com uma concentração em sais que pode chegar a 70% em sólidos (MULDER, 1996 e HABERT *et al.*, 2006).

De acordo com Baker *et al.* (1991), Mulder (1996), Perry e Green (1999), Almeida (2002) e Habert *et al.* (2006) o processo de separação por membranas de microfiltração possuem várias vantagens e desvantagens que são apresentadas na Tabela 2.2.

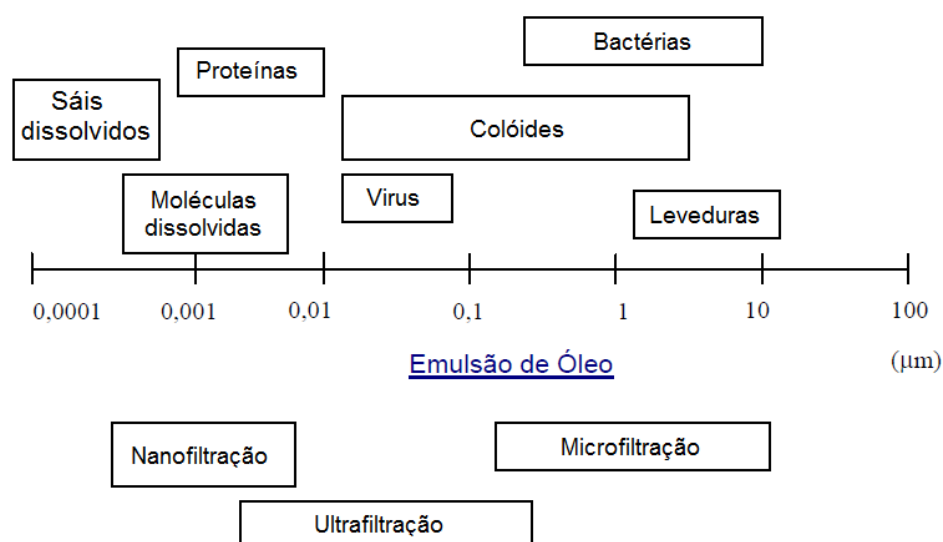
No processo de ultrafiltração as membranas apresentam um diâmetro de poros significativamente menor que 0,1  $\mu\text{m}$  e necessita de uma pressão de operação para que se obtenha um fluxo aceitável de permeado significativamente maior que para o processo de microfiltração, devendo trabalhar com valores na faixa de 2,0 a 10,0 bar (MULDER, 1996 e HABERT *et al.*, 2006). Da mesma forma que para o processo de microfiltração, no processo de ultrafiltração também são gerados duas correntes distintas, observando que o permeado terá uma melhor qualidade. Muitas das vantagens e desvantagens apresentadas para o processo de microfiltração também são válidas.

Tabela 2.2: Vantagens e desvantagens do processo de separação por membranas de microfiltração.

Vantagens	Desvantagens
Pode ser utilizada para remoção seletiva de metais	Os efluentes devem apresentar baixa concentração de sólidos (contaminante)
Facilmente integrado a outro processo de tratamento	Muitas membranas estão sujeitas ao ataque químico
Baixo consumo de energia	A corrente de concentrado pode apresentar problemas para disposição final
Custo de investimento relativamente baixo	Substancias iônicas e gases não são afetados

No caso das misturas água/óleo pode-se utilizar membranas de micro e ultrafiltração (Figura 2.10), cujo diâmetro de poros é suficiente para reter as moléculas de maior tamanho (gotículas de óleo emulsionado). Desta forma a aplicabilidade da membrana de micro e ultrafiltração é função do seu diâmetro médio de poros.

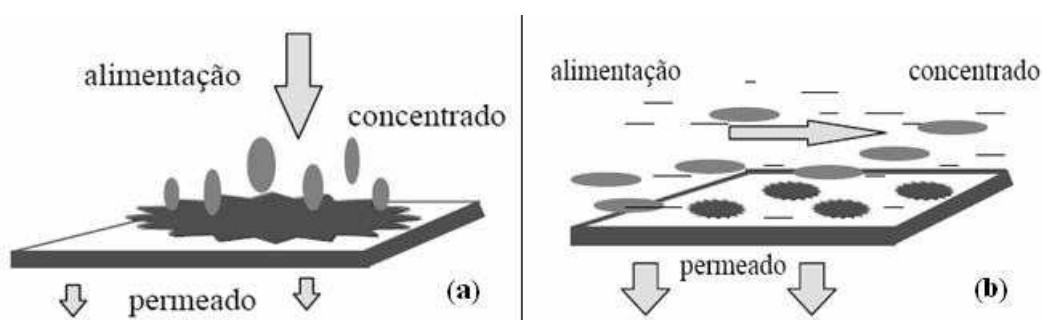
Figura 2.10: Processos de separação por membranas.



Fonte: Maia, 2006.

A operação de um sistema de micro e ultrafiltração dependem de duas características principais: configuração do escoamento e tipo de módulo no qual a membrana encontra-se acondicionada. Quanto à configuração de escoamento, existem duas formas principais: tangencial ou fluxo cruzado (*cross flow*), e transversal ou perpendicular (*dead end*), Figura 2.11. No primeiro caso, toda a alimentação é forçada a atravessar a membrana, fazendo com que ocorra um depósito de soluto sobre a superfície desta e diminuindo drasticamente o valor do fluxo permeado com o passar do tempo. No segundo, a suspensão flui paralela à superfície da membrana, e o permeado é recolhido separadamente da corrente de concentrado. (PORCIÚNCULA, 2007).

Figura 2.11: Modos de operação dos sistemas de microfiltração: (a) filtração frontal (*dead end filtration*); (b) filtração tangencial (*cross flow filtration*).



Fonte: Habert *et al.* (2006).

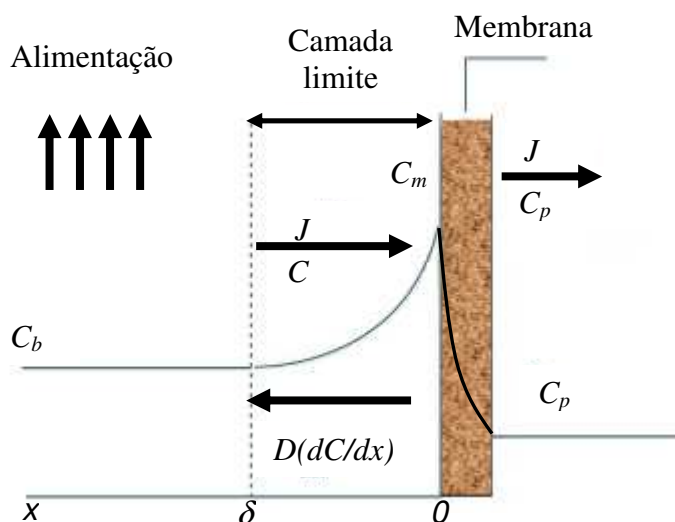
## 2.5 Formação de incrustações e polarização de concentração

Nos processos de separação por membranas a polarização de concentração e a formação de incrustações (*fouling*) são fenômenos que devem ser controlados e minimizados, pois diminuem o fluxo de permeado e podem afetar a qualidade do produto. A formação de incrustações pode ser irreversível, ocasionado pela interação entre os componentes da alimentação e a membrana. Nesse caso, o fluxo permeado não pode ser recuperado apenas pela manipulação das condições de operação, entretanto uma limpeza química pode alcançar recuperação total ou parcial da membrana. Alguns efeitos de incrustações são o bloqueio de poros, a formação de uma camada gel na superfície da membrana, a adsorção de moléculas e a precipitação de substâncias (ALMEIDA, 2002).

Segundo Kulkarni *et al.* (1992); Song (1998a); Baker (2004) e Habert *et al.* (2006), a polarização de concentração é um fenômeno reversível e que ocorre nos primeiros minutos de filtração, onde irá acontecer a formação de um perfil de concentração perpendicular à superfície da membrana, resultando no aumento da concentração das espécies retidas próximo à superfície da membrana. O estabelecimento de um gradiente de concentração provoca uma resistência adicional à transferência de massa, levando à diminuição do fluxo permeado. A região onde ocorre formação do gradiente de concentração é denominada de camada limite de concentração ou polarização de concentração.

Uma representação da polarização de concentração é esquematizada na Figura 2.12, 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. Considera-se, também, que à distância  $\delta$  da superfície da membrana ocorre mistura completa e que a concentração no seio de alimentação é  $C_b$ . Contudo, nas proximidades da membrana, forma-se uma camada limite onde a concentração do soluto aumenta e atinge um valor máximo na superfície  $C_m$  (MULDER, 2006).

Figura 2.12: Polarização por concentração.



Fonte: Adaptado de Mulder, 1996.

O balanço de massa para o soluto em condições estacionárias é dado por:

$$JC + D \frac{dC}{dx} = JC_p \quad (2.1)$$

Integrando esta equação diferencial com as condições fronteira:

$$x = 0 \Rightarrow C = C_m$$

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

Obtém-se:

$$\frac{C_m - C_p}{C_b - C_p} = \exp\left(\frac{Je}{D}\right) \quad (2.2)$$

Em que  $C_b$ ,  $C_m$  e  $C_p$  são as concentrações de soluto, na alimentação, na membrana e no permeado, respectivamente,  $J$  é o fluxo volumétrico,  $e$  é a espessura da membrana e  $D$  é a difusividade do soluto em solução. De acordo com a teoria do filme,  $D/e$  é o coeficiente de transferência de massa  $k$ , isto é,  $k = D/e$ .

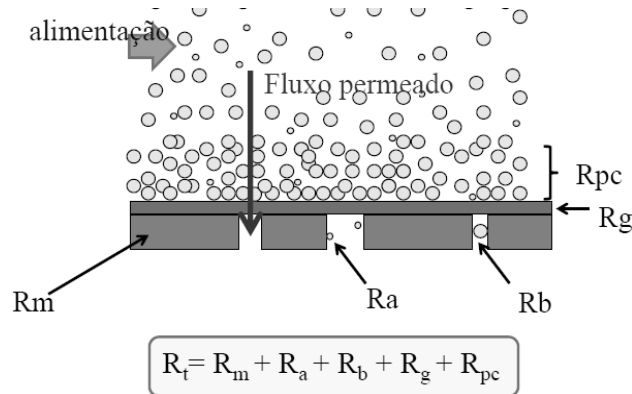
Perry e Green (1999) caracterizam a polarização por concentração como uma limitação reversível, uma vez que pode ser controlada pelo monitoramento das condições operacionais. Mulder (1996) e Perry e Green (1999) relatam que o tipo de módulo escolhido e o uso de promotores de turbulência são fatores que contribuem para um menor efeito de polarização.

### 2.5.1 Modelo das resistências em série

Segundo Amaral (2004) e Habert *et al.* (2006), a concentração elevada de soluto escoando sobre a superfície da membrana causa a formação de uma barreira adicional ao transporte de solvente e soluto, com conseqüente declínio do fluxo de permeado. Esse fenômeno é causado pela presença e aumento das resistências envolvidas no processo de separação por membranas, que pode ser tratada como sendo a soma de algumas resistências em série: a resistência da membrana,  $R_m$ , sempre presente; a resistência da camada de polarização por concentração,  $R_{pc}$ , a resistência da camada de gel formada na superfície filtrante,  $R_g$ , e uma resistência associada à adsorção  $R_a$  que é iniciada logo que a solução de alimentação entra em contato com a membrana; esta resistência pode ocorrer tanto na superfície quanto no interior dos poros da membrana. Independentemente do fenômeno de adsorção,

alguns solutos podem depositar-se na entrada dos poros e bloqueá-lo, resultando em uma resistência adicional ao transporte ( $R_b$ ). A Figura 2.13 ilustra a presença das diferentes resistências que podem ocorrer durante o processo de permeação.

Figura 2.13: Resistências à transferência de massa. Efeito da polarização de concentração e das incrustações.



Fonte: Adaptado de Pereira (2011).

Segundo o modelo das resistências em série, o fluxo permeado pode ser descrito da seguinte forma:

$$J = \frac{\Delta P}{\mu R_t} \quad (2.3)$$

sendo:

$$R_t = R_m + R_a + R_b + R_g + R_{cp} \quad (2.4)$$

As resistências apresentadas na Equação (2.4) são responsáveis pela redução do fluxo permeado durante o processo de separação com membranas e, desta forma, medidas operacionais devem ser analisadas com o objetivo de impedir o surgimento dessas resistências durante o processo de permeação.

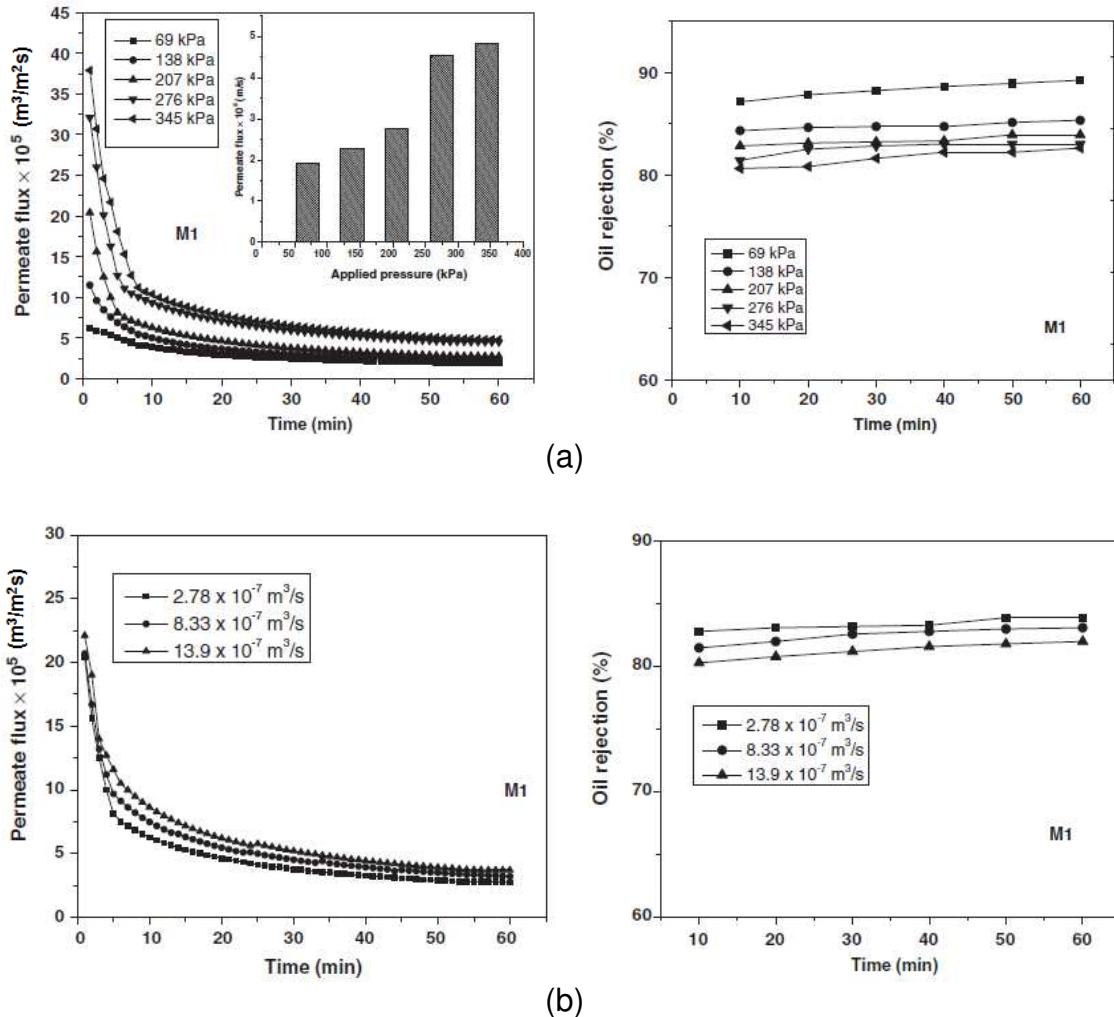
Segundo a Equação (2.3) que se designa por modelo das resistências em série, o fluxo é inversamente proporcional ao somatório de várias resistências que contribuem de uma maneira diferente para a resistência total ao fluxo. No caso da passagem de água pura através da membrana, somente a resistência da membrana  $R_m$  estará envolvida.

Kulkarni *et al.* (1992); Song (1998a); Baker (2004) e Habert *et al.* (2006), relatam que independentemente do modo operacional (filtração frontal ou tangencial), as resistências apresentadas na Equação (2.4) são responsáveis pelo decréscimo do fluxo permeado.

Hua *et al.* (2007) estudaram o desempenho de membranas cerâmicas ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) de microfiltração para tratamento de efluentes oleosos, avaliando a influência dos parâmetros tais como a pressão transmembrana (TMP), velocidade de fluxo cruzado “Cross-flow” (CFV) e a concentração de óleo na alimentação foram investigados por medições de fluxo de permeado, os resultados mostraram que um alto fluxo de permeado foi alcançado sob alta TMP, alta velocidade de fluxo cruzado e baixa concentração de óleo. Constatando que o processo de separação utilizando membrana cerâmica foi bem sucedido no tratamento de efluentes oleosos, com eficiência de remoção entre 92,4 e 98,6%.

Vasanth *et al.* (2013) relatam 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. Os autores estudaram a microfiltração tangencial de emulsões de óleo em água utilizando três membranas cerâmicas (M1, M2 e M3) com diâmetro médio de poro de 0,45, 1,06 e 1,30  $\mu\text{m}$ , porosidade de 23, 26 e 30%, a permeabilidade à água de 0,37, 2,34 e  $3,97 \times 10^{-6}$  m/s, respectivamente. Experimentos de fluxo cruzado foram realizados utilizando a concentração de emulsão óleo-água de 100 mg/L a cinco pressões distintas (69 a 345 kPa) e velocidade de fluxo cruzado diferentes ( $2,78$ ,  $8,33$  e  $13,9 \times 10^{-7}$  m<sup>3</sup>/s). 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, os resultados apresentados nas Figuras 2.11 (a) e (b) foram obtidos para a membrana M1 e se repetiram para as membranas M2 e M3.

Figura 2.14: Efeito da pressão aplicada (a) e da taxa de fluxo cruzado (b) no fluxo de permeado e rejeição de óleo para a membrana M1.



Fonte: Adaptado de Vasanth *et al.* (2013).

Vasanth *et al.* (2013), Xu *et al.* (2013) definem o coeficiente de rejeição como:

$$R(\%) = \left[ 1 - \frac{C_p}{C_0} \right] \times 100 \quad (2.5)$$

onde  $C_p$  e  $C_0$  são as concentrações de óleo no permeado e na alimentação, respectivamente.

Segundo Habert *et al.* (2006) o aumento da pressão deve ocasionar um aumento de fluxo permeado, o que se observa para pressões mais baixas. No entanto, o aumento de fluxo permeado provoca uma maior concentração das espécies retidas próximo à superfície da membrana, o que tende a provocar uma



queda no fluxo permeado. Assim, a partir de um certo valor de pressão, um aumento adicional desta corresponde a um aumento equivalente na resistência ao transporte do solvente, devido a polarização de concentração ( $R_{pc}$ ). A consequência é que o fluxo de permeado permanece inalterado com o aumento da pressão. Esse valor de fluxo constante com a pressão é chamado de fluxo limite.

Hanspal *et al.* (2009) desenvolveram um modelo matemático bidimensional envolvendo o acoplamento das equações de Navier- Stokes e Darcy sob regime de escoamento laminar para fluxo cruzado em membrana de filtração. As simulações foram realizadas utilizando uma ampla gama de valores de permeabilidade para a membrana, variando entre  $10^{-6} \text{ m}^2$  e  $10^{-12} \text{ m}^2$ . Observaram que quanto maior a permeabilidade, maior a quantidade de fluido que atravessa a interface fluido/membrana e observaram maiores concentrações de soluto na superfície do meio poroso para maiores permeabilidades.

## **2.6 Módulos de Permeação**

Para que as membranas sejam unidas em um dispositivo operacional, elas devem ser acondicionadas no que se chama de módulo de permeação. A escolha de determinado tipo de módulo depende de alguns fatores, entre os quais está o custo, as condições hidrodinâmicas, a relação entre a área de permeação e o volume do módulo, a possibilidade de troca das membranas, as características da mistura a ser fracionada e a facilidade de limpeza e manutenção.

De acordo com Schneider e Tsutiya (2001), os módulos são projetados com os seguintes objetivos:

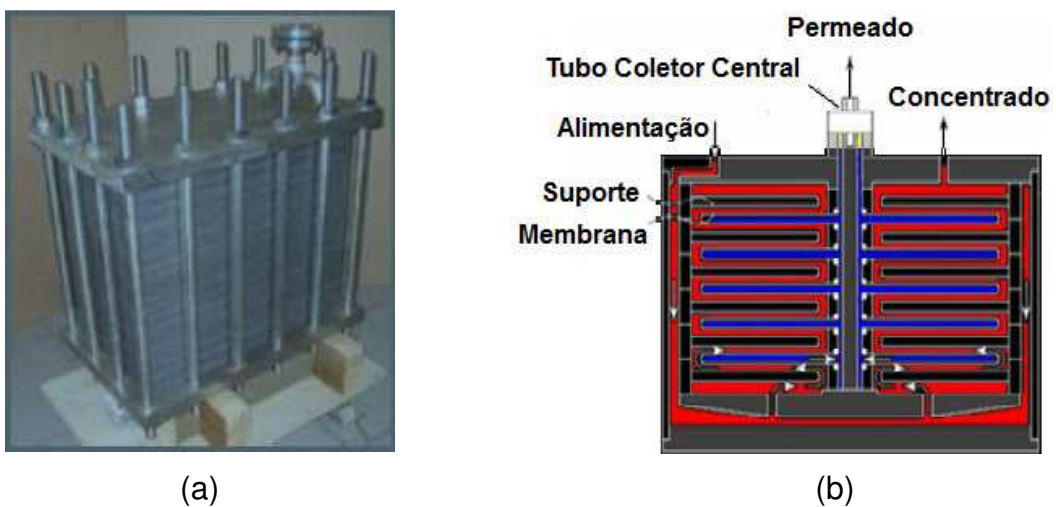
- Limitar o acúmulo de material retido nas membranas pela otimização do fluido a ser tratado;
- Maximizar a superfície das membranas por volume de módulo;
- Evitar a contaminação do permeado com constituintes do concentrado.

Os módulos tradicionais existentes no mercado são: placa-quadro, espirais, tubulares, capilares e fibra oca (FUTSELAAR, 1993).

Segundo Baker (2004) e Habert *et al.* (2006), os módulos placa-quadro tem características parecidas aos filtros convencionais. Nesses módulos as membranas

planas estão organizadas de forma paralela e entre elas se encontram os espaçadores e o suporte. Os espaçadores são utilizados com a finalidade de garantir o canal de escoamento e condições adequadas para a transferência de massa. O suporte é utilizado para garantir a resistência mecânica das membranas quando submetidas a elevadas diferenças de pressão. A alimentação ocorre simultaneamente em todas as membranas (placas). O permeado é retirado através de um duto central (Figura 2.15).

Figura 2.15: (a) Módulos placa-quadro e (b) seção transversal do módulo.

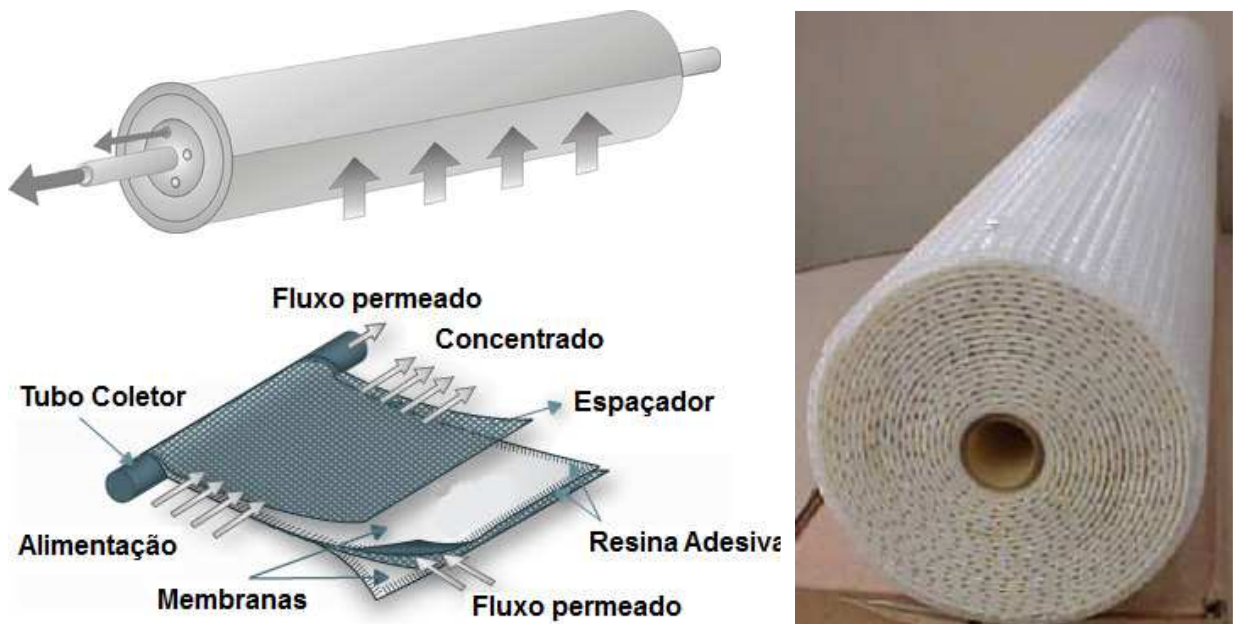


Fonte: Adaptado de Baker (2004).

Módulos com essa concepção têm custo de fabricação elevado quando comparado a outros tipos de módulos existentes no mercado e possuem uma relação baixa entre a área de permeação e o volume do módulo ( $400 - 600 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ). Entretanto, as condições de escoamento da alimentação e do permeado podem ser facilmente controladas, bem como as membranas que são danificadas durante a operação podem ser substituídas sem perda do módulo. São utilizados em quase todos os PSM para aplicações em escalas pequenas e médias (CHERYAN, 1998 e HABERT *et al.*, 2006), porém, problemas relacionados a vazamentos entre os quadros limitam o uso desses módulos, sendo mais utilizados em sistemas de eletrodialise e pervaporação.

No módulo espiral utiliza-se a membrana entre dois espaçadores e esse conjunto está fixado e enrolado em torno de um tubo perfurado, denominado de tubo coletor do permeado (Figura 2.26).

Figura 2.16: Representação esquemática de uma membrana com configuração em módulo espiral.



Fonte: Amaral (2004) e Lobo (2004).

Os módulos espirais podem ser confeccionados com várias membranas ou com uma única membrana fixada no tubo coletor do permeado. O custo de fabricação do módulo é baixo e apresenta uma relação entre área de permeação e volume do módulo mais elevada que o módulo placa-quadro ( $800 - 1.000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ). Essa concepção de módulo tem sido frequentemente utilizada em processos como osmose inversa, permeação de gases e pervaporação (CHERYAN, 1998; SCHWINGE *et al.*, 2002; BAKER, 2004; HABERT *et al.*, 2006).

No módulo de membranas cerâmicas tubulares, as membranas encontram-se no interior de um tubo (Figura 2.17), feito de um material especial que serve de suporte às membranas. O fluxo da água de alimentação ocorre de dentro para fora, uma vez que as membranas cerâmicas tubulares estão no interior de um tubo. As membranas foram inicialmente confeccionadas com um diâmetro entre 2 e 3 cm. Atualmente, são encontradas com um diâmetro de 0,5 a 1 cm.

Figura 2.17: Módulo de membrana cerâmica tubular.



Fonte: Baker (2004).

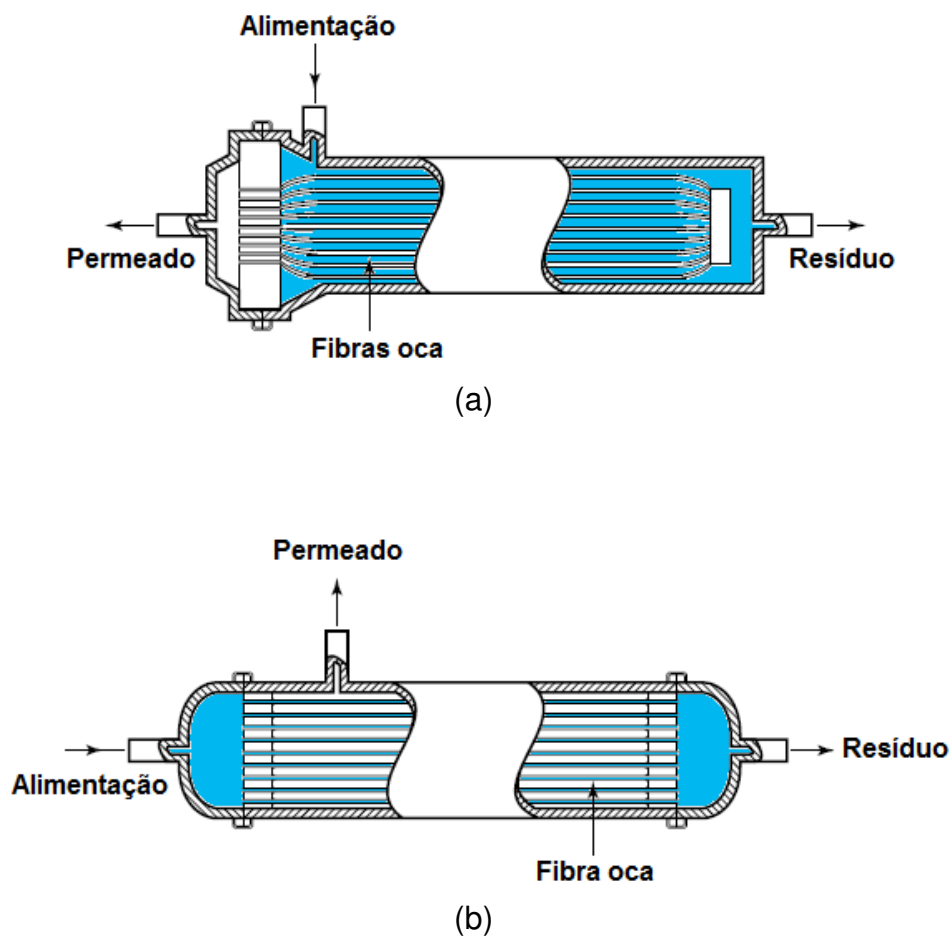
O custo de fabricação do módulo de membrana cerâmica tubular é bem mais elevado quando comparado aos demais, devido às várias etapas envolvidas no processo de fabricação. A relação área de permeação por volume do módulo é baixa, varia entre 20 a 30  $\text{m}^2/\text{m}^3$  (CHERYAN, 1998 e BAKER, 2004; HABERT *et al.*, 2006).

A utilização de módulos de membranas cerâmicas tubulares em processos de separação só é justificada quando há necessidade de condições de escoamento bem controladas ou quando a alimentação possui compostos suspensos capazes de danificar a superfície da membrana. Quanto à aplicação, esses módulos podem ser utilizados na microfiltração, ultrafiltração e osmose inversa (CHERYAN, 1998; BAKER, 2004 e HABERT *et al.*, 2006).

Nos módulos capilares e de fibra oca, as membranas funcionam como uma barreira seletiva que é suficientemente resistente à pressão de filtração. Nesse caso, o fluxo de filtração pode ocorrer nos dois sentidos (de dentro para fora ou de fora para dentro) (Figura 2.18).

A divisão entre fibras e capilares é baseada no diâmetro, ou seja, considera-se fibra quando o diâmetro externo for inferior a 0,5 mm, e capilar quando o diâmetro externo se situa na faixa de 0,5 a 3,0 mm. Como mencionado anteriormente, a principal vantagem desta geometria é o fato das fibras dispensarem um suporte, o que reduz significativamente o custo de produção do módulo. A relação área/volume é elevada e depende do diâmetro da fibra ou capilar. Tipicamente, membranas capilares possuem relação área/volume entre 800 e 1.200 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, enquanto que nas de fibras ocas esta relação situa-se em torno de 10.000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. Membranas capilares têm sido utilizadas nos processos de ultrafiltração e pervaporação, enquanto fibras ocas são mais empregadas nos processos de diálise (incluindo a hemodiálise), osmose inversa e permeação de gases (BAKER, 2004; CHERYAN, 1998; SHEPHERD, 2000; HABERT *et al.*, 2006).

Figura 2.18: Módulo de fibra oca. (a) alimentação externa as fibras e (b) alimentação interna as fibras.



## 2.7 Estudo hidrodinâmico em regime de escoamento laminar

O entendimento do comportamento da camada polarizada e da formação de incrustações está intimamente relacionado com a transferência de massa e a hidrodinâmica em módulos de membranas (BELFORT, 1989). A melhoria na hidrodinâmica pode ser alcançada mediante mudanças na configuração do módulo, presença de instabilidades como chicanas ou regiões corrugadas, regimes turbulentos e escoamento pulsado (KAUR E AGARWALL, 2002). Essas estratégias são responsáveis pela diminuição da camada polarizada próxima a superfície da membrana.

Quaile e Levy (1972) estudaram o caso de sucção uniforme em um tubo fechado, mediram os perfis da componente axial da velocidade. Para elevada sucção na parede, caracterizado pelo Reynolds de permeação  $Re_w > 4$ , os autores mostram uma zona de inversão velocidade perto da parede quando se atinge a extremidade fechada do tubo. Esse efeito se propaga para a montante do tubo com o aumento da velocidade de fluxo, que é atribuído a um efeito de recirculação de líquido, devido à geometria do tubo fechado. Segundo Quaile e Levy (1972) quando a filtração ocorre de fora pra dentro da membrana a literatura chama de injeção, do contrário temos a sucção.

O número de Reynolds de permeação pode ser calculado por:

$$Re_w = \frac{\rho U_w D_{eq}}{\mu} \quad (2.6)$$

Onde o diâmetro equivalente do meio poroso é dado por:

$$D_{eq} = \frac{4}{6} \left( \frac{\varphi}{1-\varphi} \right) D_p \quad (2.7)$$

onde  $\varphi$  é a porosidade da membrana,  $D_p$  o diâmetro médios das partículas que compõem o meio poroso, considerando as partículas esféricas, e  $U_w$  é velocidade de permeação.

Geraldes *et al.* (2001) propuseram um modelo numérico baseado na formulação de volume finitos para prever a hidrodinâmica de fluxos laminares e transferência de massa na superfície de uma membrana porosa em um processo de nanofiltração. A modelagem matemática desenvolvida leva em conta o transporte de solutos no interior da membrana e foram validados com resultados experimentais em relação às soluções aquosas de cloreto de sódio, sulfato de sódio, sacarose e polietileno glicol (PEG1000), que abrangem um largo intervalo de números de Schmidt, 560-3200. A polarização por concentração foi quantificada através de uma correlação para a espessura da camada limite de concentração ( $\delta_p$ ) em função do diâmetro da membrana cerâmica tubular ( $d$ ), da coordenada axial ( $z$ ), do número de Reynolds ( $Re$ ) de circulação, o número de Reynolds de permeação ( $Re_w$ ) e o número de Schmidt ( $Sc$ ), da seguinte forma:

$$\delta_p / d = 15,5 \left( \frac{z}{d} \right)^{0,4} Re^{-0,4} Sc^{-0,63} Re_w^{-0,04} (1 - 186 Sc^{-1,0} Re_w^{-0,21}) \quad (2.8)$$

A correlação desenvolvida é válida para a condição de funcionamento de  $250 < Re < 1000$ ,  $0,02 < Re_w < 0,1$  e  $800 < Sc < 3200$ . Esta correlação mostrou que o aumento do número de Reynolds de circulação leva a uma redução da espessura da camada limite de concentração e aumento do fluxo de permeado. Além disso, para um dado número de Reynolds de circulação, valores mais elevados do número de Reynolds de permeação e número de Schmidt induzem um aumento da polarização por concentração.

Paris *et al.* (2002) aplicaram uma modelagem bidimensional do fenômeno de polarização de concentração em membranas de ultrafiltração, com base na resolução numérica das equações de difusão e convecção, modificando o modelo clássico de resistências em série, a fim de incluir a influência da concentração média de soluto ( $\bar{C}$ ) e pressão transmembrana ( $\Delta P$ ) na resistência devido à concentração por polarização ( $R_p$ ) ao longo do comprimento da membrana. O modelo de resistência em série, representou a influência da concentração média de soluto na resistência da camada limite de concentração por polarização. Porém, em baixas concentrações iniciais (1 g/L), os resultados não foram muito satisfatórios. Em concentrações iniciais mais elevadas (>8 g/L), os fluxos de permeado previstos

mostraram-se em boa concordância com os resultados experimentais, e a influência da velocidade, concentração inicial, pressão transmembrana e o comprimento de membrana foram bem descritos.

Damak *et al.* (2004a) estudaram a modelagem de processos de separação por membrana cerâmica tubular com fluxo cruzado, em condições de fluxo laminar. No estudo foram determinados os efeitos de várias condições de operação (por exemplo, o número de Reynolds axial, o número de Reynolds de parede e do número Schmidt). A modelagem matemática desenvolvida por esses autores se assemelham com a de Paris *et al.* (2002), contudo, propuseram uma forma diferente no cálculo da resistência devido à concentração por polarização ( $R_p$ ). Eles se baseiam na filtração frontal (*dead-end filtration*) e admitiram que a camada limite de concentração fosse homogênea. Os resultados numéricos mostram que um aumento do número Reynolds axial leva a uma diminuição da espessura da camada limite de concentração local e que um número de Schmidt maior leva a uma diminuição da espessura da camada limite de concentração local. Concluíram ainda que a evolução da espessura local da camada limite de concentração para um dado número de Reynolds de permeado ( $Re_w$ ) depende dos valores do número de Schmidt e do número de Reynolds axial através das seguintes correlações baseadas em dados empíricos:

$$\delta_p / d = 2 \left( \frac{z}{d} \right)^{0,33} (Re Sc)^{-0,33} Re_w^{-0,3} (1 - 0,4377 Sc^{-0,0018} Re_w^{-0,1551}) \quad (2.9)$$

$$\delta_p / d = 0,2 \left( \frac{z}{d} \right)^{0,33} (Re Sc)^{-0,33} (1 - 1,143 Re_w^{-0,142} Sc^{-0,128} Re_w^{-0,060}) \quad (2.10)$$

As condições de utilização das Equações (2.9) e (2.10) são tais que  $Sc = 600 \sim 3200$ ,  $Re = 300 \sim 1000$ ,  $Re_w = 0,02 \sim 0,3$ , e  $z/d = 0 \sim 100$ . Onde  $d$  é o diâmetro da membrana tubular,  $z$  a coordenada axial.

Pak *et al.* (2008) estudaram numericamente o fluxo tangencial em regime laminar de fluidos em membrana tubular de microfiltração. A solução numérica bidimensional das equações de Navier-Stokes, a lei de Darcy e a equação de transferência de massa foram utilizadas. Avaliaram o efeito de vários parâmetros



físicos (por exemplo, dimensão geométrica da membrana, número de Reynolds e número de Schmidt) sobre o crescimento da camada de polarização de concentração ao longo da área da superfície da membrana. Os resultados numéricos mostram que um aumento do número de Reynolds axial leva a uma diminuição da espessura local da camada de concentração, assim como o aumento do número Schmidt levou a uma diminuição da espessura local da camada limite de concentração.

Cunha *et al.* 2013 aplicou um modelo matemático bidimensional cuja solução numérica das equações de Navier-Stokes são acopladas a lei de Darcy na análise da transferência de massa ao longo da superfície da membrana tubular. Avaliaram o efeito de vários parâmetros físicos sobre os perfis de concentração e na espessura da camada limite de polarização. Observaram menores valores da espessura da camada limite de concentração com o aumento dos números de Reynolds axial e aumento do número de Schmidt. Verificaram que o aumento do número de Reynolds axial leva a um aumento da pressão do sistema provocando assim um aumento da pressão transmembrana o que resulta em uma maior concentração de soluto na superfície da membrana, esses resultados estão de acordo com Souza 2014.

Além desses trabalhos podem ser encontrados na literatura muitos outros estudos que utilizam o modelo de resistência em série em suas modelagens, dentre eles, destacam-se: Lee e Clark (1997), Lee e Clark (1998); Yeh (2002); Yeh *et al.* (2004); Damak *et al.* (2004a) e Damak *et al.* (2004b) dentre outros.

## **2.8 Escoamento turbulento**

Muitos estudos têm sido desenvolvidos sob as condições em regime de escoamento laminar, baixo número de Reynolds, aplicando a Simulação Numérica Direta (SND) (Paris *et al.* 2002, Damak *et al.* 2004 (a), Pak *et al.* 2008). Nas SND todas as escalas de turbulência são avaliadas a partir das equações da continuidade e de Navier-Stokes sem levar em consideração as diferentes características existentes entre as pequenas e grandes escalas de turbulência.

As Simulações em Grandes Escalas, LES (Large Eddy Simulation) é uma alternativa da SND aplicada as discretizações temporais e espaciais aos maiores

vórtices, quando aplicada em malhas muito finas a modelagem LES se aproxima da SND, porém essa técnica é aplicável apenas para números de Reynolds inferiores a 5000 (ANSYS CFX 12.0).

Outra abordagem é o método RANS (Reynolds-Averaged Navier- Stokes) em que a média temporal de Reynolds é aplicada sobre as flutuações turbulentas obtidas do tensor de tensões de Reynolds. Segundo Ferreira (2001) o RANS é um modelo simples que reproduz escoamentos complexos melhor que os modelos algébricos de uma equação, entretanto o tratamento das regiões próximas aos contornos onde a estrutura do escoamento é influenciada pela viscosidade molecular, representa a grande dificuldade de implementação desse modelo. Alguns autores utilizaram o modelo RANS de turbulência, visando à análise de vários de parâmetros locais, tais como função de corrente, velocidade, campo de pressão, tensão de cisalhamento, a energia cinética turbulenta, e dissipação de energia de turbulência no padrão de escoamento e na transferência de massa na superfície da membrana, obtendo boa concordância com os resultados experimentais (Ahmed *et al.* 2011; Ahmed *et al.* 2012; Jafarkhani *et al.* 2012).

Segundo alguns autores (Rahimi *et al.* 2005; Ahmed *et al.* 2011; Yuanfa, *et al.* 2012) dentre os seis modelos clássicos de turbulência incluindo o modelo de comprimento de mistura,  $k-\varepsilon$  padrão, RNG  $k-\varepsilon$ , Reynolds Stress e modelos de tensões algébricas, o modelo RNG  $k-\varepsilon$  é mais adequado para o escoamento em um canal com barreira, quando comparado aos outros modelos da família  $k-\varepsilon$ , devido a sua precisão na solução das atividades turbilhonar em escoamento com obstáculos, a relativamente baixo número de Reynolds e menor tempo computacional CPU. Rahimi *et al.* 2005 utilizando o modelo de turbulência RNG  $k-\varepsilon$  estudaram a influência dos promotores de turbulência do tipo de barreiras no processo de microfiltração. Verificaram a tendência de formação de escoamentos reversos levando a formação de vórtices, e maiores fluxos reversos foram obtidos em módulos com barreiras trapezoidais e retangulares opostas ao escoamento. O modelo matemático utilizado apresentou resultados referentes ao fluxo de permeado mais preciso, do que os resultados calculados com simplificações, no qual se considera as pressões médias, na equação de Darcy.

Um estudo numérico foi realizado por Vieira *et al.* (2012) com o objetivo verificar a fluidodinâmica do escoamento turbulento no módulo de permeação. Para esse propósito, o modelo matemático proposto para descrever o escoamento no meio poroso corresponde a uma generalização das equações de conservação de massa e quantidade de movimento, aplicadas ao modelo Euleriano-Euleriano de transferência interfacial juntamente com o modelo de turbulência RNG  $k-\varepsilon$ .

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \nabla \cdot (\rho \vec{U} k) = P_k - \rho \varepsilon + \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{kRNG}} \right) \nabla k \right] \quad (2.11)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \nabla \cdot (\rho \vec{U} \varepsilon) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{\varepsilon RNG}} \right) \nabla \varepsilon \right] + \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1 RNG} P_k - C_{\varepsilon 2 RNG} \rho \varepsilon) \quad (2.12)$$

onde  $\mu$  é a viscosidade dinâmica,  $\rho$  é a densidade,  $\mu_t$  é a viscosidade turbulenta:

$$\mu_t = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (2.13)$$

onde  $C_\mu$  é uma constante empírica, e os valores das constantes empíricas são:

$$C_\mu = \sigma_{kRNG} = \sigma_{\varepsilon RNG} = 0.7179 \quad (2.14)$$

$$C_{\varepsilon 2 RNG} = 1.68 \quad (2.15)$$

$$C_{\varepsilon 1 RNG} = 1.42 - \frac{\eta \left( 1 - \frac{\eta}{4.38} \right)}{1 + \eta^3 \beta_{RNG}} \quad (2.16)$$

$$\eta = \sqrt{\frac{P_k}{\rho \varepsilon C_{\mu RNG}}} \quad (2.17)$$

onde  $C_{\mu RNG}$  é a constante do modelo de turbulência RNG igual a 0,085,  $P_k$  é a produção de turbulência devido às forças viscosas e de flutuação:

$$P_k = \mu_t \nabla \vec{U} \cdot (\nabla \vec{U} + \nabla \vec{U})^T + P_{kb} \quad (2.18)$$

O termo  $P_{kb}$  é a produção de flutuação modelada por:

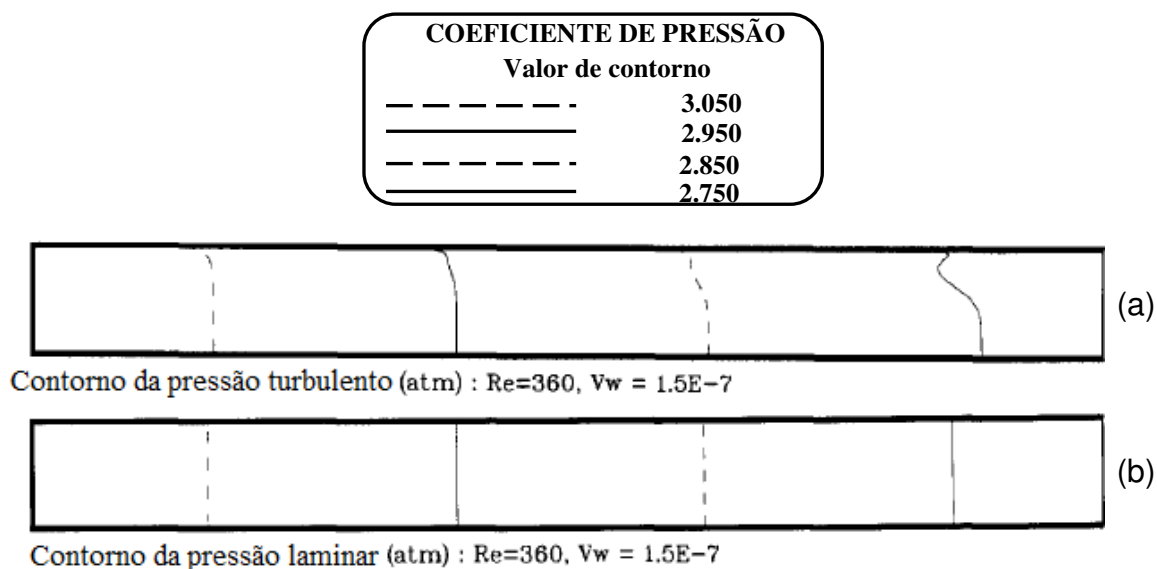
$$P_{kb} = -\frac{\mu_t}{\rho \sigma_p} g \nabla \rho \quad (2.19)$$

onde  $\sigma_p$  igual a 1.

Segundo Vieira *et al.* (2012) o modelo matemático utilizado não prever o fenômeno de retenção de partículas ou moléculas em um meio poroso, mas considera a dificuldade ou resistência à passagem das fases (óleo e água) através da membrana. Os autores verificaram que modificação na configuração dos módulos de permeação e nas taxa de fluxo da alimentação, pode otimizar o processo de separação aumentando o volume de filtrado. Belfort *et al.* (1994) e Baker (2004) relatam que esse fenômeno é devido ao aumento do fluxo turbilhonar, que favorece o aumento da taxa de cisalhamento diminuindo a espessura da camada polarizada e aumentando o fluxo de permeado.

Pellerin *et al.* (1995) desenvolveram uma modelagem matemática bidimensional do transporte turbulento em módulos de membrana. A formulação é composta das equações fundamentais de transporte integrado ao modelo de turbulência  $k-\varepsilon$ . A equação de convecção-difusão foi incluída no modelo matemático para prever o campo de concentração de um soluto sob a hidrodinâmica do processo. Observaram que os contornos da pressão diferenciam-se em baixo número de Reynolds para os regimes laminar e turbulento do permeado, sendo muito semelhante perto do eixo central do módulo, contudo, diferenciam-se na região próxima da parede do permeado (Figura 2.19). Segundo Pellerin *et al.* (1995) a mudança no comportamento do perfis de velocidade é devido às perturbações do perfil de escoamento resultante do fluxo transmembranar. Eles concluíram que a influência da turbulência é maior do que a influencia da viscosidade sobre o campo de pressão.

Figura 2.19: Efeito do regime de escoamento sobre os contornos de pressão do módulo ( $Re = 360$ ) para a metade de um módulo longitudinalmente simétrico de dimensões 5 milímetros por 50 mm: (a) turbulento; (b) caso laminar.



Fonte: Pellerin *et al.* 1995.

Com o intuito de avaliar os efeitos do escoamento turbulento sobre o processo de separação por membranas Zimmerman e Kottke (1996) analisaram os efeitos dos espaçadores sobre a mistura, e identificaram que, o “design” dos espaçadores pode aumentar a turbulência e instabilidade do líquido. Vieira *et al.* (2012) avaliaram o efeito do aspecto geométrico sobre o comportamento tridimensional das linhas de fluxo, adicionaram um dispositivo tubular formando um espaço anular no interior do módulo de filtração, este favoreceu a presença de um fluxo turbilhonar proporcionando uma elevação do volume de filtrado.

Yuanfa *et al.* 2009 realizaram um estudo numérico do escoamento turbulento de suspensões de carbonato de cálcio, visando o efeito de diferentes chicanas no padrão de escoamento e na transferência de massa na superfície da membrana. Os autores verificaram que o aumento de fluxo devido às intensas flutuações de velocidade e tensão de cisalhamento na parede, dificulta o desenvolvimento da camada limite, impedindo o crescimento da camada da torta. Eles observaram que a queda de pressão ao longo da membrana tubular é aumentada significativamente devido às frequentes mudanças na direção do fluxo e da dissipação de energia de fluxo turbulento ocasionada pela matriz de defletores.

Ahmed *et al.* 2011 observaram que o uso de uma matriz de defletores no canal tubular induz mudanças frequentes na direção do fluxo e intensifica as velocidades de flutuação, provocando um aumento do fluxo turbulento local. Quando comparados aos sistemas sem defletores verificaram que os sistemas com defletores tiveram maior energia turbulenta que conduzem um movimento que perturba a concentração adjacente à camada limite, reduzindo a deposição de partículas sobre a superfície da membrana. Elevadas taxas de dissipação também foram observadas, aumentando a queda de pressão no módulo de permeação, devido à dissipação de energia turbulenta.

Usando o código CFD FLUENTE Ahmed *et al.* 2012 avaliaram vários parâmetros, tais como função corrente, velocidade, pressão estática, tensão de cisalhamento, energia cinética turbulenta e dissipação de energia turbulenta sobre o desempenho hidrodinâmico de membrana tubular. Os resultados indicaram que a presença de vários arranjos de chicanas cônicas favorece o aumento da tensão de cisalhamento na superfície da membrana e maior produção de vórtices é obtida favorecendo um aumento do fluxo de filtrado. Isto pode ser atribuído às intensas variações de velocidade e na tensão de cisalhamento na parede da membrana, que dificultam o crescimento da camada limite de concentração, minimizando a deposição de partículas sobre a superfície da membrana, pois aumenta os fenômenos de transferência de massa e a taxa dissipação de energia turbulenta.

Beier *et al.* 2006 utilizaram módulos vibratórios aplicados a filtração de uma suspensão de levedura (*Saccharomyces cerevisiae*), com membranas do tipo fibra oca. Observaram que o movimento vibracional dos módulos utilizados no experimento favoreceu o aumento da taxa de cisalhamento na superfície da membrana, que possibilitou o processo de filtração em condições à baixa velocidade e pressão de operação.

### **2.8.1 Modelos de turbulência**

Segundo Verardi (2008) o principal problema na modelagem de escoamento turbulento é como calcular o tensor de Reynolds a partir das quantidades médias conhecidas. Geralmente as tensões de Reynolds são modeladas utilizando o conceito de viscosidade turbulenta. Vários modelos surgiram a partir da hipótese de

Boussinesq, ao qual estabelece que as tensões turbulentas sejam proporcionais ao produto do tensor médio de deformação pela viscosidade cinética turbulenta,  $\mu_t$ . Diferente da viscosidade dinâmica molecular, esta é uma propriedade do escoamento e não do fluido.

Ao longo dos últimos anos, a hipótese de Boussinesq, foi generalizada, e vários modelos surgiram e foram empregados na previsão de escoamentos turbulentos. Proposições adicionais para a obtenção da viscosidade cinética turbulenta foram necessárias e é este o ponto que diferencia os diversos modelos. Os diferentes modelos resultam em diferentes equações de transporte e constantes de fechamento. Assim, cada modelo terá vantagens e desvantagens específicas, e estes modelos se classificam em: modelos algébricos, modelos a uma equação, modelos de duas equações e modelos para tensões de Reynolds (Barbosa, 2011).

#### - Modelo de turbulência $k - \varepsilon$

O modelo  $k - \varepsilon$ , é um dos modelos de turbulência mais comuns. É um modelo de duas equações, ou seja, para determinar as tensões de Reynolds é necessário determinar a viscosidade turbulenta, para isso, é necessário resolver duas equações de transporte adicionais para representar as propriedades turbulentas do escoamento. Isto permite que num modelo de duas equações a viscosidade turbulenta seja afetada por efeitos como convecção, difusão de energia turbulenta e sua dissipação (VERARDI, 2008).

Segundo Farias Neto *et al.* (2013) o modelo  $k - \varepsilon$  está baseado no conceito de viscosidade turbulenta,  $\mu_t$ , de modo que:

$$\mu_{ef} = \mu + \mu_t \quad (2.20)$$

onde  $\mu_{ef}$  é a viscosidade efetiva e  $\mu$  a viscosidade dinâmica.

O modelo  $k - \varepsilon$  assume que a viscosidade turbulenta está ligada a energia cinética turbulenta,  $k$ , e a dissipação turbulenta,  $\varepsilon$ , baseada na seguinte relação:

$$\mu_t = c_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (2.21)$$

onde  $c_\mu$  é uma constante.

Os valores de  $k$  e  $\varepsilon$  são obtidos a partir das equações diferenciais de transporte para energia cinética turbulenta e taxa de dissipação turbulenta, como a seguir:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U} k) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + P_k - \rho \varepsilon \quad (2.22)$$

e

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U} \varepsilon) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right] + \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon) \quad (2.23)$$

onde  $C_{\varepsilon 1} = 1,44$ ,  $C_{\varepsilon 2} = 1,92$ ,  $\sigma_k = 1,0$  e  $\sigma_\varepsilon = 1,3$  são as constantes do modelo determinadas empiricamente. O termo  $P_k$  que aparece em ambas às equações representa a parcela de produção de energia cinética turbulenta definida por:

$$P_k = \mu_t \nabla \vec{U} \left[ \nabla \vec{U} + \left( \nabla \vec{U} \right)^T \right] - \frac{2}{3} \nabla \vec{U} \left( 3\mu_t \nabla \vec{U} + \rho k \right) + P_{kb} \quad (2.24)$$

onde  $P_{kb}$  representa a influência das forças de flutuação.

Para escoamento incompressível,  $\nabla \cdot \vec{U}$  é pequeno e o segundo termo do lado direito da Equação (2.24) não contribui significativamente para a produção de energia cinética turbulenta, caso contrário,  $P_{kb}$  pode ser descrito por:

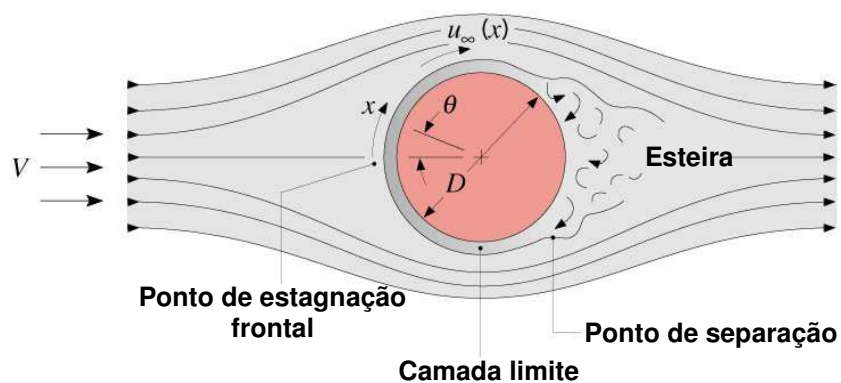
$$P_{kb} = -\frac{\mu_t}{\rho \sigma_p} \bar{g} \cdot \nabla \rho \quad (2.25)$$

Berwaldt (2009) relata que quando um escoamento atinge um obstáculo, como o escoamento de um fluido ao redor de um cilindro como apresentado na Figura 2.20, a camada limite do escoamento separa do objeto para elevado número de Reynolds criando uma zona de escoamento recirculante, com a formação de vórtices.

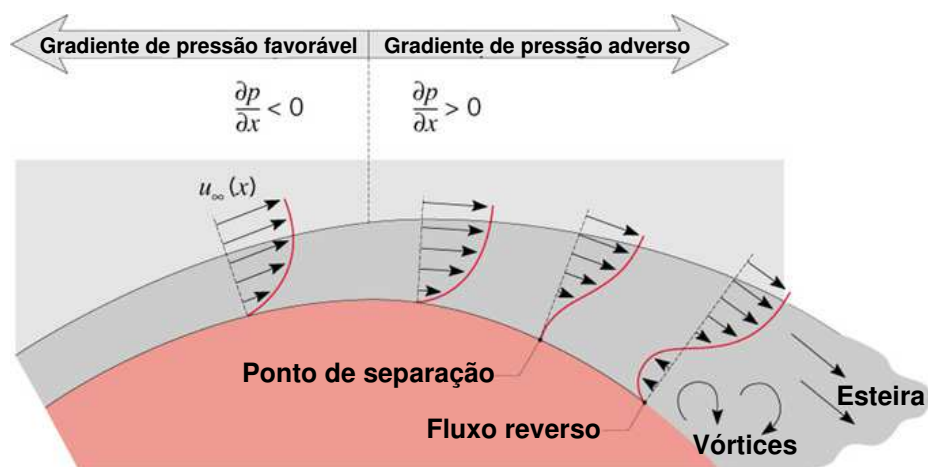


Segundo Schlichting e Gersten (2000) e Incropera e Witt (1992) o escoamento externo com movimento do fluido na direção perpendicular ao eixo de um cilindro circular conforme Figura 2.20 (a), o fluido na corrente livre fica em repouso no ponto de estagnação frontal. A partir desse ponto, virtude da conservação de energia, a pressão diminui com o aumento de  $x$ , a coordenada da linha de corrente, e a camada limite se desenvolve sob a influencia de um gradiente de pressão favorável ( $dp/dx < 0$ ). Porém, a pressão atinge a certa distância, um valor mínimo e, na região da face posterior do cilindro, o desenvolvimento da camada limite ocorre na presença de um gradiente de pressão adverso ( $dp/dx > 0$ ).

Figura 2.20: Características do escoamento viscoso e em regime permanente em torno de um cilindro.



(a)



(b)

Fonte: Adaptado de Incropera e Witt (1992).

À medida que o fluido se desacelera como ilustrado na Figura 2.20 (b), o gradiente de velocidade na superfície acaba por se tornar nulo, neste ponto, denominado ponto de separação, o fluido nas vizinhanças da superfície não tem momento suficiente para superar o gradiente de pressão, e torna-se impossível o movimento continuado na direção a corrente. Esta é a condição em que a camada limite se afasta da superfície e se forma a esteira a jusante do cilindro. A separação da camada limite, por sua vez, dá origem ao processo de formação e desprendimento de vórtices (MUNSON, 2004).

O modelo  $k - \varepsilon$  superestima os níveis de turbulência nas regiões próximas ao ponto de separação da camada limite e tende a não separar quando a evidência experimental mostra o contrário (MUCK *et al.*, 1985; BRADSHAW, 1997 e BARBOSA 2011). Segundo Alho e Ilha (2006) o modelo  $k - \varepsilon$  não prevê de forma adequada o escoamento afastado da condição de equilíbrio, o que é suficiente para que o modelo seja utilizado com cautela na previsão de escoamento complexo.

#### - Modelo de turbulência $k - \varpi$

O modelo  $k - \varpi$  resolve duas equações de transporte, uma para a energia cinética da turbulência,  $k$ , e a outra para a frequência da turbulência,  $\varpi$ . O tensor de tensão é computado a partir do conceito de viscosidade turbulenta.

A formulação do modelo segue então com as seguintes equações:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U} k) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + P_k - \beta' \rho k \varpi \quad (2.26)$$

e

$$\frac{\partial(\rho \varpi)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U} \varpi) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varpi} \right) \nabla \varpi \right] + \alpha \frac{\varpi}{k} P_k - \beta \rho \varpi^2 \quad (2.27)$$

onde  $\vec{U}$  é o vetor velocidade,  $\rho$  é a massa específica,  $\mu$  é a viscosidade molecular,  $\mu_t$  é a viscosidade turbulenta,  $P_k$  representa a parcela de produção de energia cinética turbulenta, e é calculado como no modelo  $k - \varepsilon$ .

A viscosidade turbulenta  $\mu_t$  é dada por,

$$\mu_t = \rho \frac{k}{\omega} \quad (2.28)$$

As constantes de fechamento do modelo são  $\beta' = 0,09$ ,  $\alpha = 5/9$ ,  $\beta = 3/40$ ,  $\sigma_k = 2,00$  e  $\sigma_\omega = 2,00$ .

Uma das vantagens do modelo  $k-\omega$  sobre o modelo  $k-\varepsilon$  é o tratamento próximo à parede, para escoamentos com alto número de Reynolds, isto é, obtém melhores resultados perto da parede, com resultados mais realísticos do deslocamento da camada limite (ANSYS, 2009). No entanto, em escoamentos livres, a equação de  $\omega$  possui uma sensibilidade muito grande o que acaba inviabilizando a troca definitiva do modelo  $k-\varepsilon$  pelo  $k-\omega$ .

#### **- Modelo de turbulência SST (Shear Stress Transport)**

O modelo de turbulência SST (Shear Stress Transport), proposto por Menter (1994), é um modelo do tipo RANS (Reynolds Averaged Navier-Stokes) que combina as vantagens dos modelos  $k-\varepsilon$  e o  $k-\omega$  fazendo a mudança entre os dois métodos, ou seja, ajustando automaticamente a melhor forma de calcular a turbulência de acordo com a região do fluxo. O modelo SST funciona da seguinte forma: na região externa do escoamento se usa a formulação do robusto modelo  $k-\varepsilon$ , e onde esse se mostra pouco eficiente, na região próxima à parede, utilizam-se as equações de transporte do modelo  $k-\omega$ . Isto consiste na transformação do modelo  $k-\varepsilon$  em  $k-\omega$ , e vice-versa, multiplicado por uma função de combinação (blend).

O modelo  $k-\omega$  tem suas vantagens relacionadas ao cálculo da turbulência nas proximidades das paredes na presença de gradientes de pressão adversos, e é recomendado para aplicações em que se quer resultados precisos com relação à camada limite, mas perde precisão longe das paredes e em fluxos livres (CAMPOBASSO *et al.*, 2013). O gradiente de pressão é dito ser adverso se a pressão aumentar no sentido do escoamento. Quando o gradiente de pressão for

negativo, ou seja quando a pressão diminuir no sentido do escoamento, o gradiente de pressão é dito favorável.

São duas as equações de transporte do modelo SST, sendo uma a equação da energia cinética turbulenta ( $k$ ), Equação 2.29, e outra para a frequência turbulenta ( $\omega$  modificada), Equação 2.30.

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U} k) = \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{k2}} \right) \nabla k \right] + P_k - \beta' \rho k \omega \quad (2.29)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho \omega)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U} \omega) = & \nabla \cdot \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{\omega 2}} \right) \nabla \omega \right] + (1 - F_1) 2\rho \frac{1}{\sigma_{\omega 2} \omega} \nabla k \nabla \omega + \\ & + \alpha_2 \frac{\omega}{k} P_k - \beta_2 \rho \omega^2 \end{aligned} \quad (2.30)$$

e:

$$F_1 = \tanh(\arg_1) \quad (2.31)$$

$$\arg_1 = \min \left[ \max \left( \frac{\sqrt{k}}{\beta' \omega y}, \frac{500\nu}{y^2 \omega} \right), \frac{4\rho k}{CD_{k\omega} \sigma_{\omega 2} y^2} \right] \quad (2.32)$$

$$CD_{k\omega} = \max \left( 2\rho \frac{1}{\sigma_{\omega 2} \omega} \nabla k \nabla \omega, 1.0 \times 10^{-10} \right) \quad (2.33)$$

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

$$\alpha_2 = 0.44 \quad (2.34)$$

$$\beta_2 = 0.0828 \quad (2.35)$$

$$\sigma_{k2} = 1 \quad (2.36)$$

$$\sigma_{\omega 2} = 1/0.856 \quad (2.37)$$

O comportamento do transporte pode se obtido por um limitador à formulação da viscosidade turbulenta:

$$\nu_t = \frac{a_1 k}{\max(a_1 \varpi, SF_2)}; \text{ sendo } \nu_t = \frac{\mu_t}{\rho} \quad (2.38)$$

onde  $F_2$  é uma função de combinação (blend) semelhante a  $F_1$ , a qual determina o limite da parede à camada limite.  $S$  é uma medida invariante do tensor taxa de deformação. As funções de combinação são críticas para o sucesso do método. Sua formulação é baseada na distância próxima à superfície e sobre as variáveis do escoamento.

$$F_2 = \tanh(\arg_2^2) \quad (2.39)$$

$$\arg_2 = \max\left(\frac{2\sqrt{k}}{\beta \varpi y}, \frac{500\nu}{y^2 \varpi}\right) \quad (2.40)$$

Segundo Noleto (2006) e Martins *et al.* (2007) as funções de combinação têm como característica a delimitação das zonas onde cada modelo irá atuar. A partir dos valores encontrados para as funções, o modelo irá mudar a formulação nas equações de transporte, onde a função de combinação,  $F_1$ , é responsável pela troca de modelos na equação de transporte de  $\varpi$ , e pela determinação das constantes do modelo e,  $F_2$ , é responsável pela troca de modelos na formulação da viscosidade turbulenta.

## 2.9 Malhas Computacionais

A geração da malha computacional é considerada uma das principais etapas da simulação numérica, pois representará o domínio contínuo de maneira discreta, por meio de volumes de controle interligados, onde serão resolvidas as equações governantes do fenômeno de acordo com a metodologia numérica escolhida.

### 2.9.1 Qualidade da malha, fontes de erros e propagação de erros.

O controle da qualidade da malha é um fator importante para o controle dos erros de discretização. Também é importante para evitar erros de arredondamento durante, por exemplo, a solução das equações lineares que são produzidas pelo processo de discretização.

Na maioria das vezes há diferenças entre a solução analítica e a solução numérica. Estas diferenças são conhecidas como erros de discretização. Esses erros são gerados por fontes localizadas e propagadas em todo o domínio da solução. As fontes de erro resultam dos termos de ordem superior que são excluídos por aproximações das equações discretizadas (TEIXEIRA *et al.* 2010).

Por outro lado, os resultados da propagação de erro têm origem nos termos que estão incluídos nas aproximações discretas. As fontes de erro e propagação são afetadas pela distribuição e solução da malha.

Reduzir a fonte de erros da solução numérica (ou seja, a magnitude dos termos excluídos nas aproximações discretas) é importante quando se deseja soluções numéricas precisas. As duas estratégias mais eficazes para conseguir isso são: o aumento da precisão das aproximações discretas, ou seja, considerar mais termos das equações discretizadas usando o mais alto método de resolução e/ou reduzindo o espaçamento da malha nas regiões de maior gradiente da variável (TEIXEIRA *et al.* 2010).

Distribuição isotrópica e espaçamentos reduzidos são ideais na malha, mas muitas vezes não são possíveis. Uma estratégia mais útil para reduzir as fontes de erro na solução é gerar malhas anisotrópicas com espaçamentos reduzidos em direções do maior gradiente da variável e espaçamentos relativamente grosseiros em outras direções.

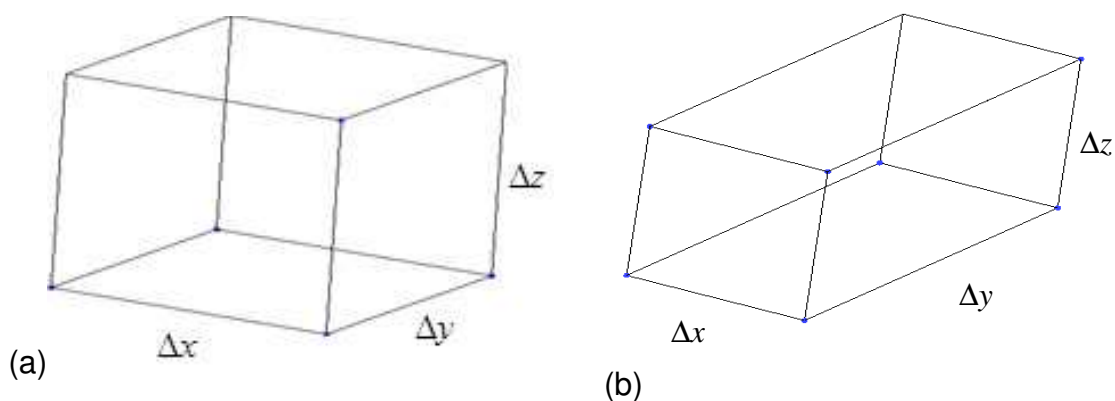
Controlar o transporte e, mais importante, a amplificação do erro, também é crucial, uma vez que as fontes de erro da solução muitas vezes podem ser reduzidas, mas não eliminadas. Pouco pode ser feito para reduzir o transporte de erro porque o erro está sujeito aos mesmos processos físicos (tais como, advecção ou difusão) que as quantidades conservadas (TEIXEIRA *et al.* 2010).

Os erros são amplificados por fortes influências numéricas (não-físicas), sob a forma discreta das equações modeladas. Estas influências não-físicas levam a dificuldades de convergência e, em casos extremos, divergência completa. Semelhante às fontes de erro, a amplificação de erros é controlada através da escolha do método de discretização e/ou a distribuição da malha.

### 2.9.2 Medidas de qualidade da malha

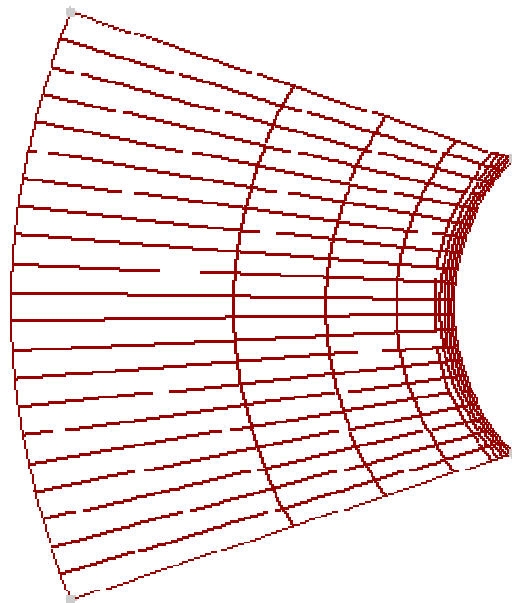
Dentre os principais fatores que garantem a qualidade de malha estão a razão de aspecto e o fator de expansão da malha. O entendimento desses valores é muito importante. Se a razão de aspecto for muito grande, isso significa que o elemento apresenta um dos lados maior, proporcionando uma distorção no elemento podendo levar a resultados numéricos inconstantes (Figura 2.21). Da mesma forma, se o fator de expansão da malha for muito grande, significa que existe um elemento muito grande perto de um elemento muito pequeno, o que também pode levar a uma propagação de erros no resultado da simulação numérica (Figura 2.22). Normalmente quando esses parâmetros são ruins, o principal problema está associado à capacidade do problema de convergir.

Figura 2.21: Representação de elementos com: (a) razão de aspecto adequado (b) com razão de aspecto elevado, elementos distorcidos.



Fonte: Própria.

Figura 2.22: Figura de uma malha com um fator de expansão elevado.



Fonte: Própria.



## **CAPÍTULO III**

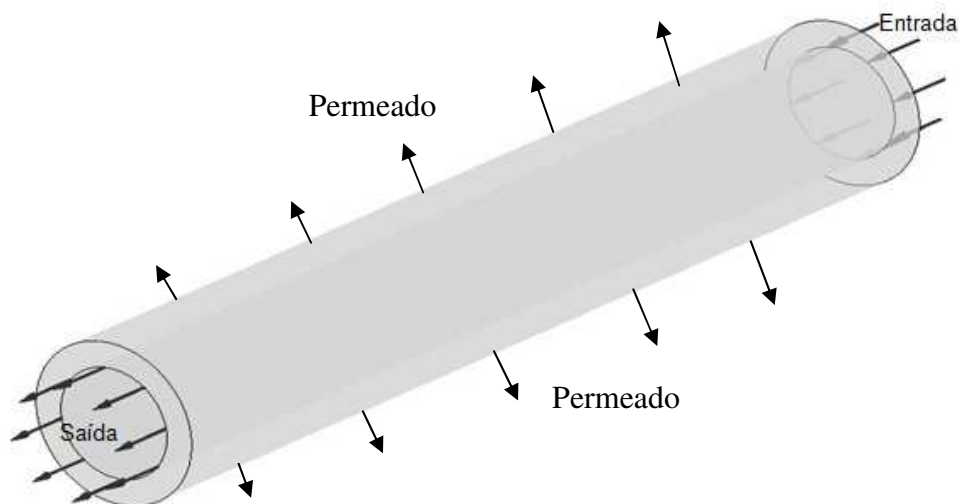
*Conforme esclarecido no capítulo I, este trabalho tem por objetivo realizar um estudo numérico do escoamento de fluidos em membranas cerâmicas tubulares para regime de escoamento laminar. Sendo assim, apresenta-se neste capítulo uma descrição do modelo matemático implementado e analisado para o problema físico 2D.*

### **3 ESTUDO BIDIMENSIONAL DO PROCESSO DE SEPERAÇÃO VIA MEMBRANA CERÂMICA**

Com o objetivo de validar o modelo matemático apresentado neste Capítulo, e, tendo em vista que na literatura existem trabalhos numéricos, na qual é avaliada apenas uma secção 2D da membrana (PARIS *et al.* 2002; DAMAK *et al.* 2004 (a e b); PAK *et al.* 2008), optou-se em trabalhar inicialmente com um sistema mais simples, ao invés de usar o dispositivo (membrana/casco), de modo que a solução obtida com o simulador (ANSYS CFX) possa ser comparada com os resultados disponíveis na literatura e, portanto, ser aplicado à situações mais complexas. O problema físico consiste do escoamento tangencial de um fluido no interior da membrana tubular, com uma entrada de efluente e uma saída de concentrado, sendo que o filtrado é coletado pela parede externa da membrana como ilustrado na Figura 3.1.

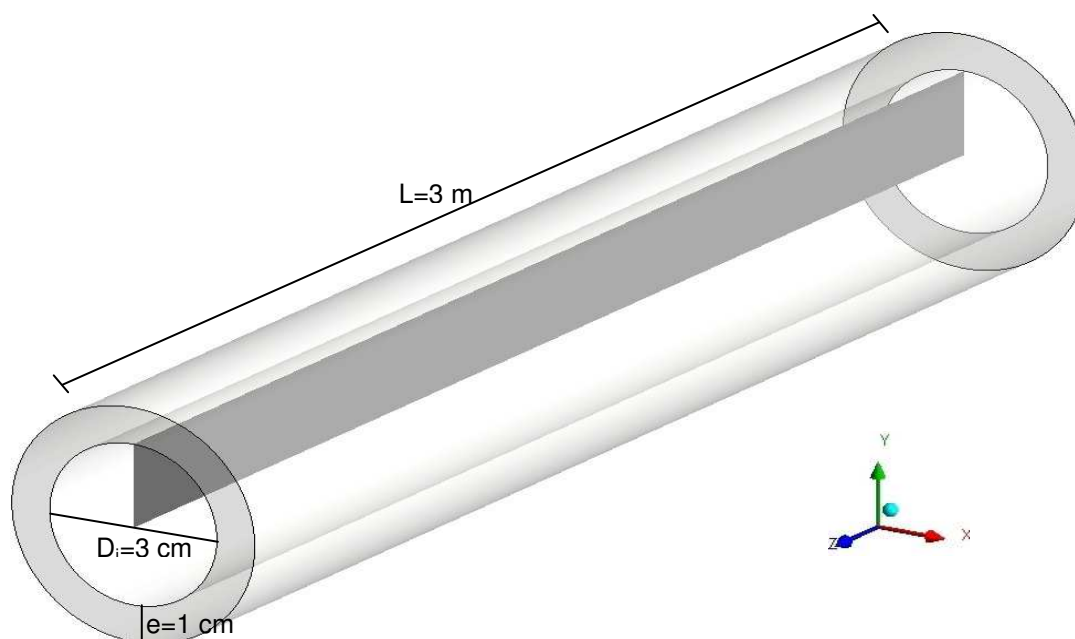
Devido à simetria angular da membrana tubular, foi tomada uma secção transversal da membrana cerâmica no plano (y, z) e suas dimensões estão ilustradas na Figura 3.2.

Figura 3.1: Detalhe da membrana tubular utilizada no estudo numérico 2D.



Fonte: Própria.

Figura 3.2: Detalhe do plano transversal selecionado para o estudo numérico 2D.

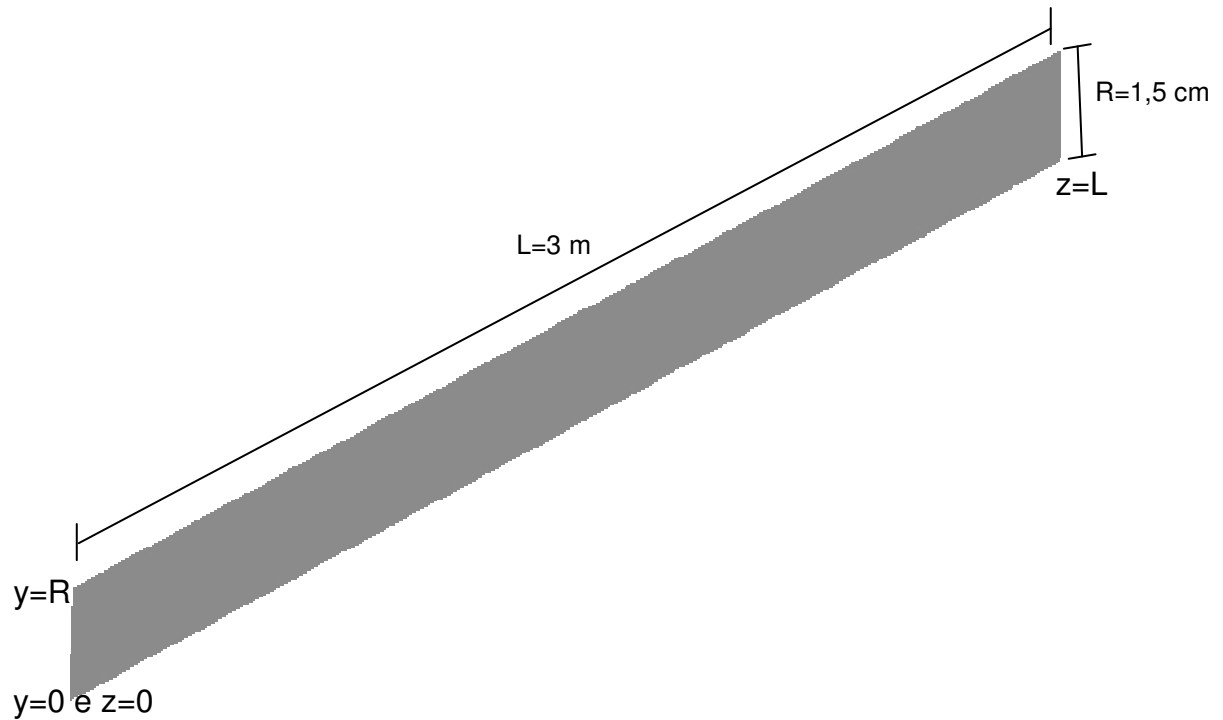


Fonte: Própria.

Na Figura 3.2 é possível ainda observar um plano yz que será usado como plano de estudo na região de fluido, não abrangendo a membrana. O domínio bidimensional adotado para o estudo numérico possui comprimento igual ao da

membrana (3 m) e raio 1,5 cm (Figura 3.3) de acordo com as dimensões do trabalho de Damak *et al.* (2004c).

Figura 3.3: Dimensões do domínio de estudo bidimensional.

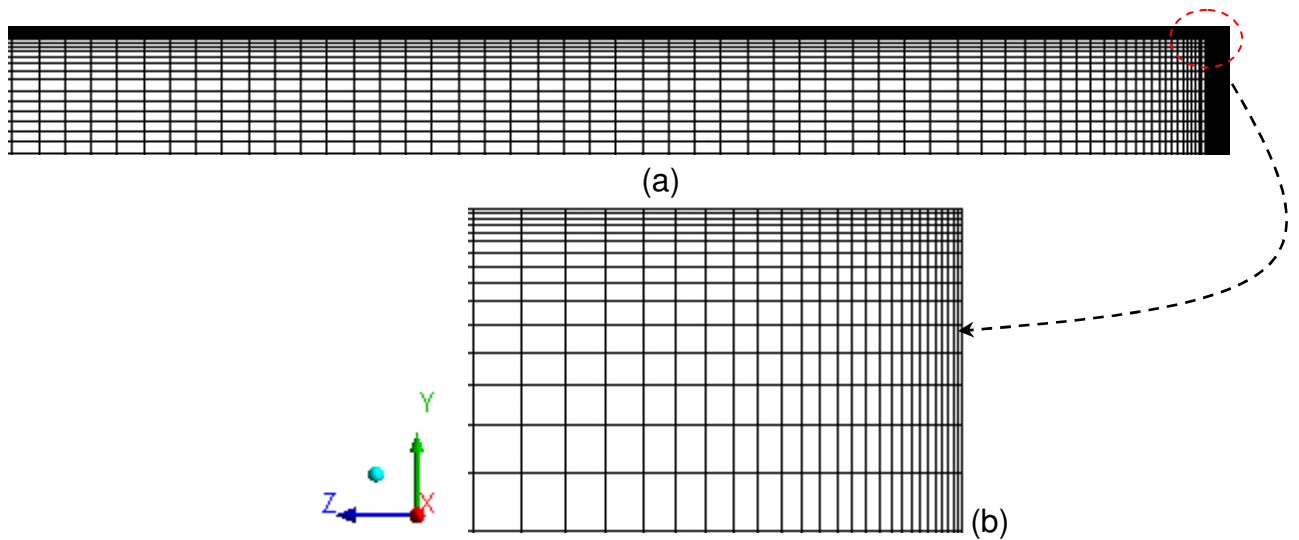


Fonte: Própria.

### 3.1 Malha 2D

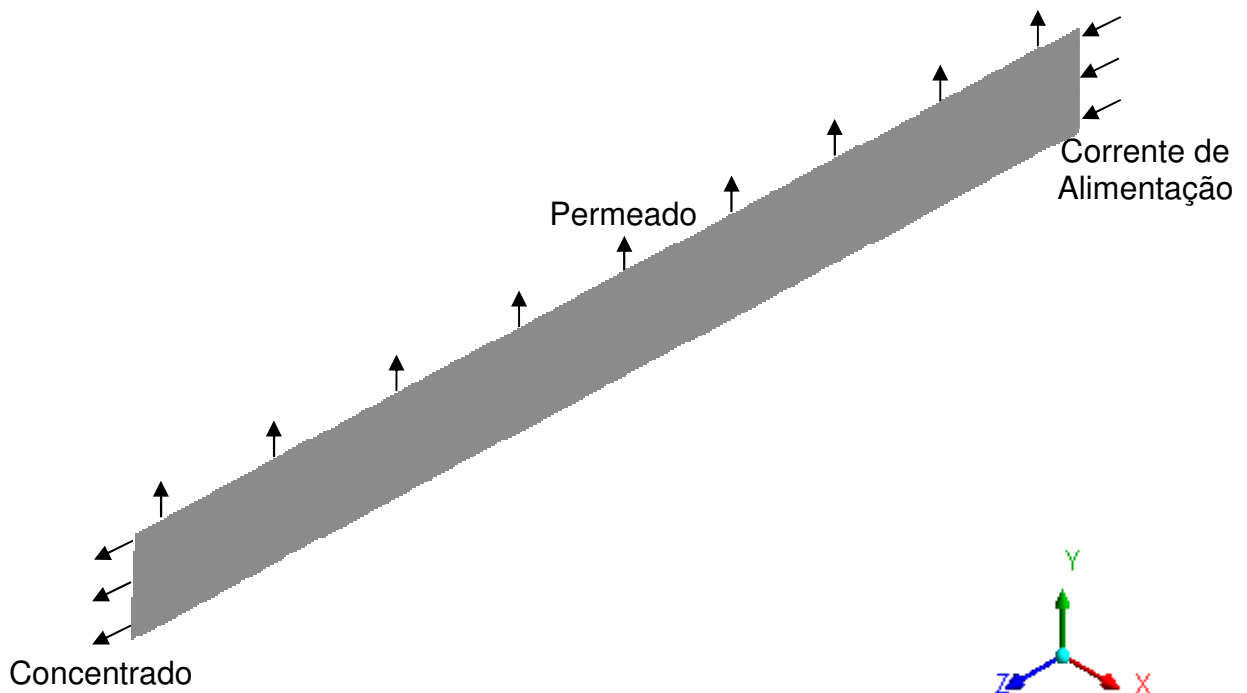
A malha representativa do domínio bidimensional foi gerada, conforme ilustrado na Figura 3.4, possuindo 77961 elementos e 160000 nós. Foi definida uma densidade maior de elementos na região de entrada e próxima a interface de contato da região fluida com o meio poroso, onde os gradientes das variáveis de interesse (concentração, velocidade e pressão) são mais expressivos. Na Figura 3.5 estão ilustradas as fronteiras referentes à corrente de alimentação, a saída do concentrado e o fluxo de permeado do domínio bidimensional.

Figura 3.4: Malha gerada para o domínio bidimensional (a); Destaque da malha na região de entrada de efluente (b).



Fonte: Própria.

Figura 3.5: Representação das fronteiras da membrana.



Fonte: Própria.

### 3.2 Modelagem Matemática Modulo 2D

O fenômeno da polarização por concentração no estado estacionário pode ser descrito em um processo de filtração de fluxo cruzado pela equação de transporte

de massa (convecção-difusão), juntamente com a equação de conservação da massa e equações de Navier-Stokes que permitem determinar os campos de velocidade e de pressão do escoamento e o modelo de resistência em série para o transporte de permeado na parede porosa.

A análise é baseada nas seguintes suposições:

- O escoamento é considerado em regime laminar, isotérmico e meio poroso isotrópico;
- O coeficiente de difusão do soluto é considerado constante;
- O efeito gravitacional é desprezível;
- A viscosidade e densidade do fluido são constantes e iguais às do solvente (soluções diluídas);
- O fluido é incompressível e regime permanente;
- Na entrada do tubo, foi considerado um perfil de velocidade axial parabólico e laminar totalmente desenvolvido;
- Nenhuma condição de deslizamento é assumida na superfície da membrana;
- O escoamento é considerado simétrico em relação a posição angular e radial, portanto, apenas uma secção do tubo é considerada;
- Não é considerado obstrução dos porosos do meio poroso pelo soluto;
- Não há reação nem adsorção do soluto na superfície de contato no meio poroso;
- É considerada a resistência decorrente da camada de concentração na interface fluido-membrana (resistência da polarização por concentração);
- A velocidade de permeação na parede é determinada a partir do modelo de resistência em série;
- A camada de concentração é considerada homogênea e a equação de Carmen-Kozeny é válida.

A estrutura geométrica da membrana tubular tem uma simetria angular, por conseguinte, o estudo foi realizado inicialmente no plano yz. O modelo matemático usado para descrever o escoamento no interior da região tubular da membrana pode então, ser descrito a partir das equações:

- Conservação da massa

$$\nabla \cdot (\rho \vec{U}) = 0 \quad (3.1)$$

onde  $\rho$  é a massa específica da solução e  $\vec{U}$  é o vetor velocidade.

- Conservação da Quantidade de movimento

$$\nabla \cdot (\rho \vec{U} \otimes \vec{U}) - \nabla \cdot (\mu \nabla \vec{U}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\mu (\nabla \vec{U})^T) \quad (3.2)$$

onde  $\mu$  é a viscosidade da solução e  $p$  é a pressão.

- Equação de transporte de massa

$$\vec{U} \cdot \nabla C = D \nabla^2 C \quad (3.3)$$

onde  $C$  corresponde a concentração do soluto,  $D$  é a difusividade de massa do soluto considerada constante para cada número de Schmidt ( $Sc$ ) fixado e determinada pela Equação 3.4:

$$D = \frac{\mu}{Sc \rho} \quad (3.4)$$

### 3.3 Condições iniciais e de contorno

Para completar a modelagem, as seguintes condições de contorno foram usadas:

- Na entrada do tubo poroso ( $z = 0$ );

Assume-se que o fluxo é hidrodinamicamente estabelecido na entrada do tubo poroso. Por conseguinte, o perfil da velocidade axial na entrada é idêntico ao laminar e a componente radial da velocidade é zero. Assim sendo, pode-se escrever:

$$U_z(0, y) = 2(U_z)_{Max} \left( 1 - \left( \frac{y}{R} \right)^2 \right) \quad (3.5)$$

$$U_y = 0 \quad (3.6)$$

$$P = P_0 \quad (3.7)$$

onde  $(U_z)_{Max}$  é definido por:

$$(U_z)_{Max} = 2\bar{U}_z \quad (3.8)$$

e

$$\bar{U}_z = \frac{Re \mu}{\rho R} \quad (3.9)$$

onde  $\bar{U}_z$  corresponde a velocidade média.

O líquido é alimentado para dentro do tubo numa concentração inicial de óleo na mistura  $C_0$ , de tal forma que:

$$C = C_0 \quad (3.10)$$

- Na saída do tubo ( $L = z$ );

A condição de contorno à jusante do tubo foi assumida igual a pressão atmosférica ( $P = 101325 Pa$ ),  $\frac{\partial C}{\partial z} = 0$ ,  $\frac{\partial U_z}{\partial y} = 0$ .

- No eixo de simetria ( $y = 0$ );

As condições de contorno sobre o eixo do tubo são as condições de simetria. Dadas por:

$$\frac{\partial U_z}{\partial y} = 0 \quad (3.11)$$

$$U_y = 0 \quad (3.12)$$

$$\frac{\partial C}{\partial y} = 0 \quad (3.13)$$

- Na parede porosa do tubo ( $y = R$ );

Na parede da membrana assume-se que a condição de não deslizamento é válida (velocidade axial na parede igual à zero). Desprezando-se a influência da rugosidade local, devido à natureza porosa da parede:

$$U_z = 0 \quad (3.14)$$

Através da parede porosa, a velocidade radial  $U_y$  é igual à velocidade de permeação  $U_w$ , então:

$$U_y = U_w \quad (3.15)$$

A equação de transporte de matéria foi inserida na condição de contorno de saída do permeado como um termo fonte, sendo dada por:

$$U_w C = D \frac{\partial C}{\partial y} \quad (3.16)$$

A velocidade de permeação local  $U_w$  dada pela lei de Darcy, escrita com um modelo de resistência em série (PARIS *et al.*, 2002; DAMAK *et al.*, 2004a; PAK *et al.*, 2008) foi implementada como condição de contorno de saída do permeado, como segue:

$$U_w = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_p)} \quad (3.17)$$

onde  $\Delta P$  é a pressão transmembrana, definida como sendo a diferença entre a pressão média na interface fluido/membrana, ( $\bar{P}$ ), e a pressão externa a membrana  $P_{\text{externa}}$ .  $R_m$  corresponde a resistência hidráulica da membrana é dada por:

$$R_m = \frac{\text{Espessura da membrana}}{\text{Permeabilidade da membrana}} \quad (3.18)$$

A resistência específica da polarização por concentração é um parâmetro muito importante que afeta o fluxo de permeado. De acordo com a filtração frontal



(*dead-end filtration*), a resistência específica da polarização por concentração ( $r_p$ ) é definida como a resistência por unidade de espessura da polarização por concentração, como segue:

$$R_p = \int_{R-\delta_p}^R r_p d\delta_p \quad (3.19)$$

onde,  $\delta_p$  é a espessura da camada polarizada e  $r_p$  é a resistência específica.

Se a concentração na camada polarizada é assumida como sendo homogênea, a Equação (3.19) assume a forma:

$$R_p = r_p \delta_p \quad (3.20)$$

A equação utilizada para determinar a variação local da espessura da camada limite de concentração por polarização foi desenvolvida por Damak *et al.* (2004b). Nesta formulação, a camada de concentração por polarização,  $\delta_p$ , é aproximadamente igual à distância entre a superfície da membrana e um valor onde a concentração é próxima o suficientemente do valor da concentração de entrada, de modo que o equilíbrio entre os fluxos convectivo e difusivo é atingido quando  $\frac{C-C_0}{C_0} < 0,001$ . Assim,  $\delta_p$ , pode ser determinada a partir de correlações empíricas, a exemplo, a proposta por Damak *et al.* (2004a), discutida a seguir:

$$\delta_p / d = 2 \left( \frac{z}{d} \right)^{0,33} (\text{Re} \text{Sc})^{-0,33} \text{Re}_w^{-0,3} (1 - 0,4377 \text{Sc}^{-0,0018} \text{Re}_w^{-0,1551}) \quad (3.21)$$

onde  $d$  é o diâmetro interno,  $z$  representa a coordenada axial ao longo da membrana,  $\text{Re}$  é o número de Reynolds axial,  $\text{Re}_w$  é o número de Reynolds do permeado na parede e  $\text{Sc}$  é o número de Schmidt. As condições de utilização da Equação (3.21) são tais que  $\text{Sc} = 600 \sim 3200$ ,  $\text{Re} = 300 \sim 1000$ ,  $\text{Re}_w = 0,02 \sim 0,3$ , e  $z/d = 0 \sim 100$ .

Segundo Damak *et al.* (2004b) os parâmetros ( $\text{Re}$ ,  $\text{Sc}$ ,  $\text{Re}_w$  e  $z/d$ ) da Equação (3.21) correspondem a uma sistema de separação por membranas para a

ultrafiltração de líquido, baixa concentração de partículas e fluxo laminar na parede do tubo poroso.

A resistência específica  $r_p$  pode ser determinada por meio da correlação de Kozeny-Carmen, como segue:

$$r_p = 180 \frac{(1 - \varepsilon_p)^2}{a_p^2 \varepsilon_p^3} \quad (3.22)$$

onde,  $a_p$  é o diâmetro médio de partícula e  $\varepsilon_p$  é a porosidade da camada de polarização por concentração.

A Equação (3.22) é válida para partículas esféricas dispersas, não deformáveis e porosidade variando no intervalo  $0,35 \leq \varepsilon_p \leq 0,75$ .

Outros dados importantes que foram definidos na solução do problema correspondem às propriedades do fluido e do meio poroso. As propriedades físicas e químicas do soluto foram consideradas as mesmas da solução. Estas propriedades estão relacionadas na Tabela 3.1.

Tabela 3.1: Propriedades físicas e químicas do fluido e da membrana.

Água/Soluto (óleo)	Viscosidade dinâmica	50 cP (Damak <i>et al.</i> 2004a)
	Massa molar	18,02 kg/kmol (Ansys CFX)
	Densidade	997 kg/m <sup>3</sup> (Ansys CFX)
Membrana	Porosidade	0,30 (Damak <i>et al.</i> 2004a)
	Permeabilidade	1x10 <sup>-8</sup> m <sup>2</sup> (Damak <i>et al.</i> 2004a)

### 3.4 Casos estudados

As simulações foram realizadas em quatro máquinas Quad-Core Intel Dual Xeon Processador E5430 de 2.66GHz com 8 GB de memória RAM cada uma, disponibilizados nos laboratórios LCTF (Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos) e LPFI (Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem) das Unidades Acadêmicas de Engenharia Mecânica e Engenharia Química,

respectivamente, da Universidade Federal de Campina Grande. Para todas as simulações numéricas foi estabelecido um critério de convergência inferior a  $10^{-11}$  para o erro residual (RMS-root-mean-square) nas variáveis de escoamento. O tempo médio de simulação foi de 1 hora e 30 minutos para os casos bidimensionais.

Nas simulações bidimensionais a concentração inicial,  $C_o$ , a permeabilidade,  $k$ , e o número de Reynolds de permeação,  $Re_w$ , foram mantidos constantes variando-se o número de Reynolds axial  $Re$ , numero de Schmidt  $Sc$ , o diâmetro médio da gota de óleo  $a_p$  e porosidade da camada polarizada,  $\varepsilon_p$ , representados na Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Condições utilizadas na simulação bidimensional membrana tubular.

Casos	$C_o$ (kg m <sup>-3</sup> )	$Re_w$ (-)	$Re$ (-)	$Sc$ (-)	$a_p$ (μm)	$\varepsilon_p$ (-)
1	1,0	0,1	300	1000	63	0.35
2	1,0	0,1	600	1000	63	0.35
3	1,0	0,1	1000	1000	63	0.35
4	1,0	0,1	1000	2000	63	0.35
5	1,0	0,1	1000	3000	63	0.35
6	1,0	0,1	1000	1000	63	0.40
7	1,0	0,1	1000	1000	63	0.45
8	1,0	0,1	1000	1000	53	0.35
9	1,0	0,1	1000	1000	73	0.35

## **CAPÍTULO IV**

*Nesta secção será apresentado o estudo do escoamento de fluidos ao redor de membranas tubulares inseridas em um dispositivo tipo casca/tubos, utilizando como ferramenta o ANSYS-CFX 12®. Apresenta-se neste capítulo uma descrição do problema físico 3D.*

### **4 ESTUDO TRIDIMENSIONAL DO PROCESSO DE SEPARAÇÃO VIA MEMBRANA CERÂMICA**

#### **4.1 Módulo duplo tubo**

O domínio de estudo corresponde a um módulo constituído de dois tubos, o interno correspondendo à membrana cerâmica que foi usada para o tratamento de água produzida, conforme ilustra a Figura 4.1. Este dispositivo possui uma entrada tangencial de efluente e uma saída tangencial de concentrado; o filtrado é retirado pelo interior da membrana após a filtração, sentido esse contrário ao que vem sendo avaliado na literatura (para módulo de permeação utilizando membranas cerâmicas) tornando-a dessa maneira, uma proposta inovadora, objetivando a otimização no projeto de módulos contendo membrana cerâmicas como ilustrado na Figura 4.1.

As dimensões dos módulos de microfiltração duplo tubo utilizados nas simulações numéricas estão representadas na Tabela 4.1 e na Figura 4.2.

Figura 4.1: Dispositivo de separação de efluente contendo uma membrana com entrada tangencial do efluente.

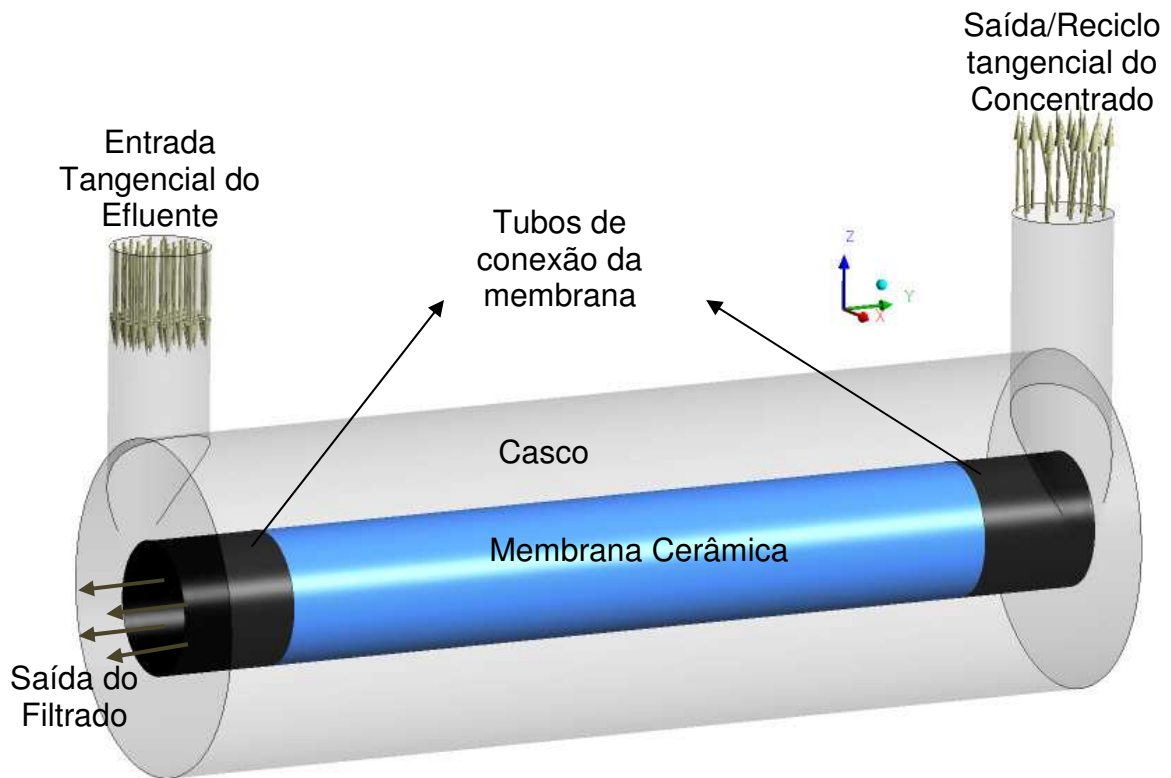
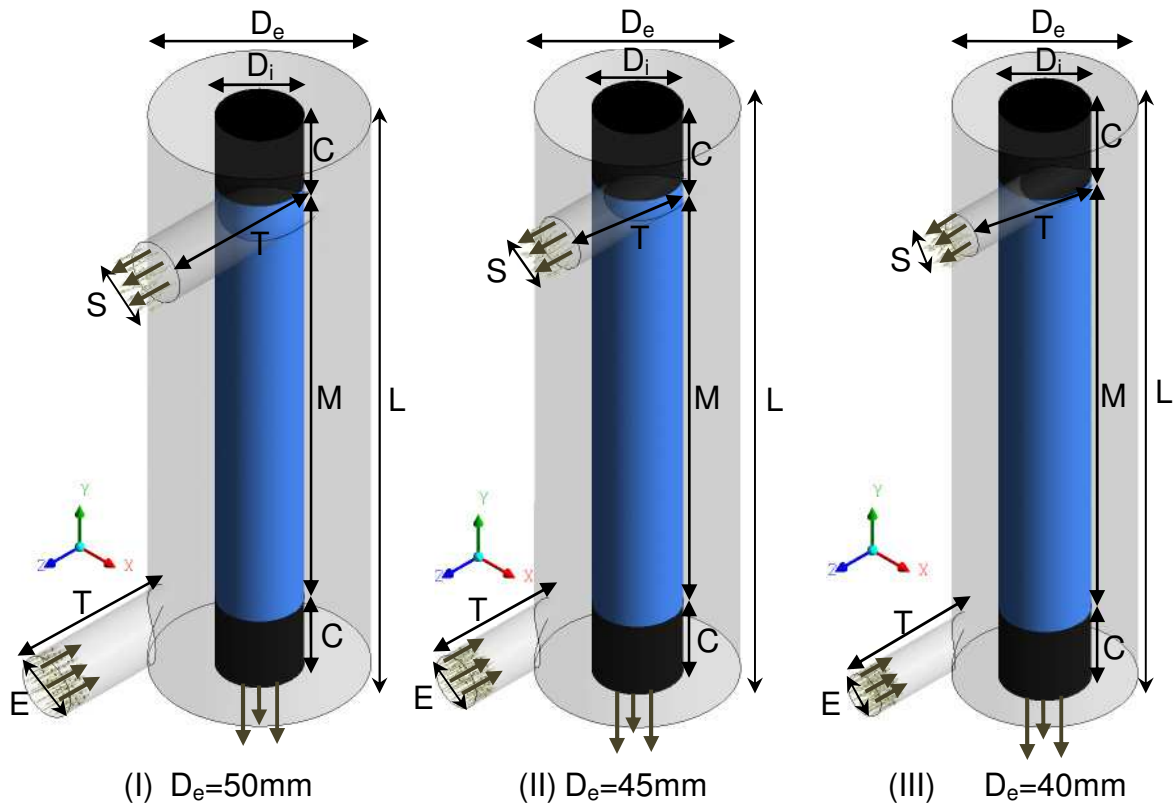


Tabela 4.1: Dimensões geométricas dos módulos de permeação (mm).

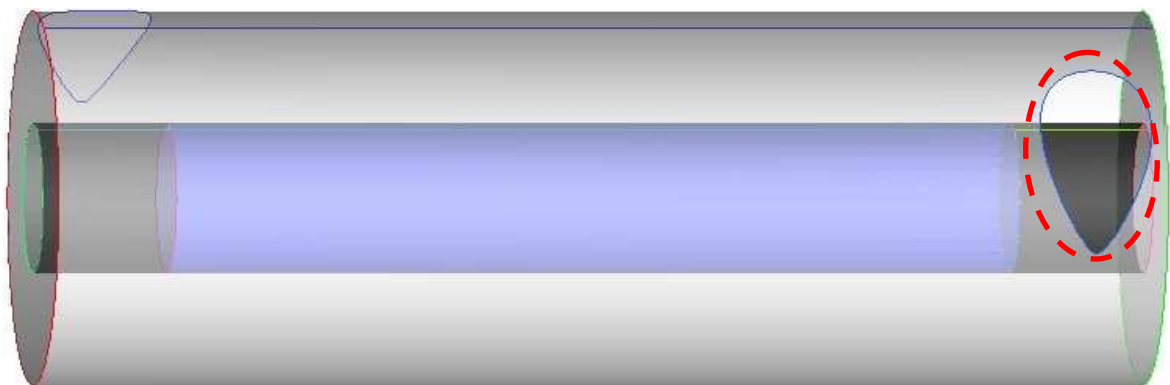
Dimensões	Módulo I (mm)	Módulo II (mm)	Módulo III (mm)
Comprimento, L	150	150	150
Diâmetro da membrana, $D_i$	20	20	20
Diâmetro do tubo externo, $D_e$	50	45	40
$E=S$	15	12,5	10
T	40	40	40
M	114	114	114
C	18	18	18

Figura 4.2: Representação dos módulos duplo tubo com diferentes espaços anulares tubo/membrana com entrada e saída tangenciais.

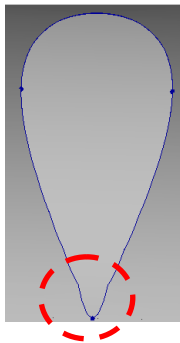


Durante a criação ou representação do módulo duplo tubo, utilizando as ferramentas CAD disponibilizadas no ICEM CFD da ANSYS, foram detectados problemas quando da criação dos tubos tangenciais, mas especificamente na interseção destes tubos com o tubo externo do módulo. Estas interseções (seções de entrada de efluente e saída do concentrado) formam uma região na forma elíptica (denominado de gota) como pode ser observado na Figura 4.3 (a). Para conseguir esta interseção foi necessário usar diversas funções do gerador de malha, como por exemplo: extrusão, interseção de superfícies, cortes de superfícies, entre outras. A Figura 4.3 (b) ilustra detalhes desta seção, que apresenta uma complexidade peculiar no momento da geração da malha. O gerador de malha organizará elementos hexaédricos na região mais aguda desta interseção (Figura 4.3 c) e o acondicionamento destes elementos geram volumes de controle com baixa qualidade de malha, implicando em um maior cuidado ao se gerar a malha nessa região do domínio de estudo. Mais detalhes podem ser visto no apêndice A.

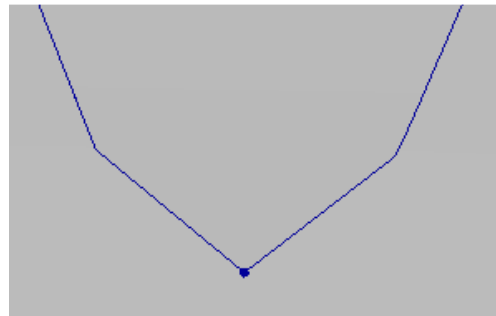
Figura 4.3: Localização das interseções no dispositivo (a), detalhe da interseção (b), região mais aguda da interseção (c).



(a)



(b)



(c)

#### 4.1.1 Malha do módulo de separação duplo tubo com alimentação tangencial

O programa comercial ICFM-CFD disponibilizado no ANSYS CFX gera malhas estruturadas, por meio de associações da geometria com um ou mais blocos (Figura 4.4), criados para conter a malha.

A criação do bloco deve representar a geometria do problema, de maneira que após associação dos vértices e arestas do bloco com pontos e curvas existentes na geometria seja possível representar o meio contínuo ou domínio de estudo, como observado na Figura 4.5.

Depois de efetuada as associações, é realizada a discretização das arestas dos blocos com a quantidade desejada de nós e, conseqüentemente, a geração da malha do dispositivo contendo a membrana tubular.

Figura 4.4: Bloco criado inicialmente para ser moldado a geometria.

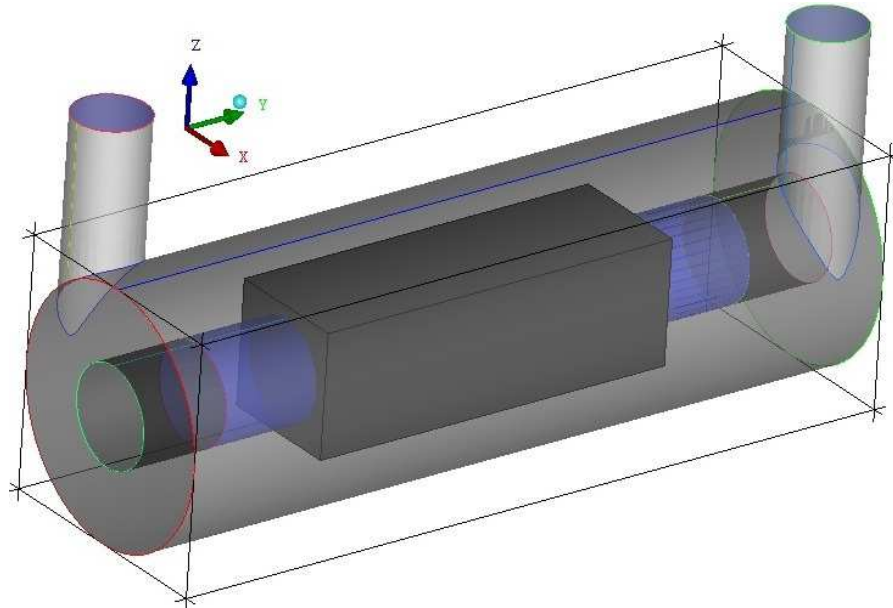
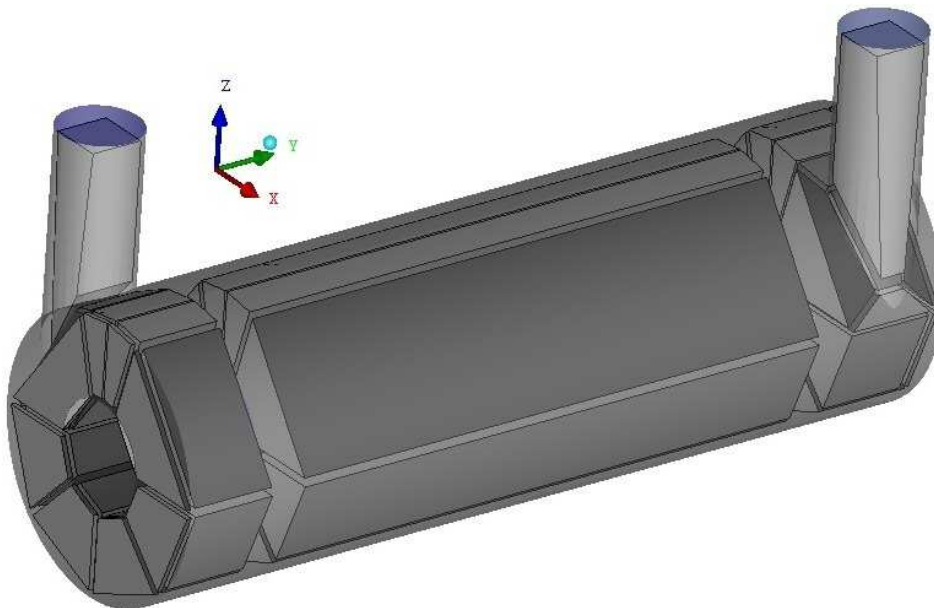


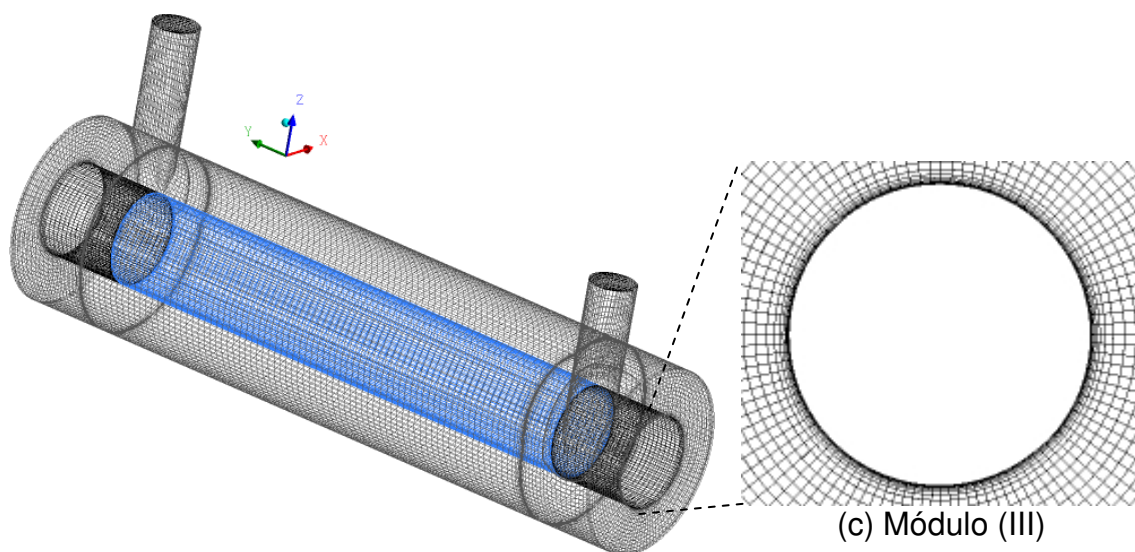
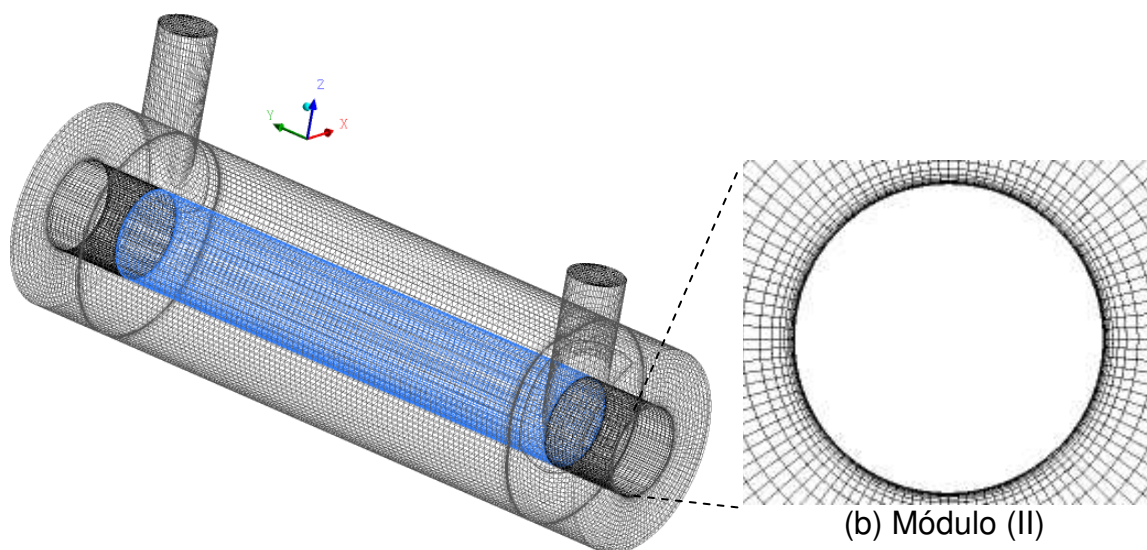
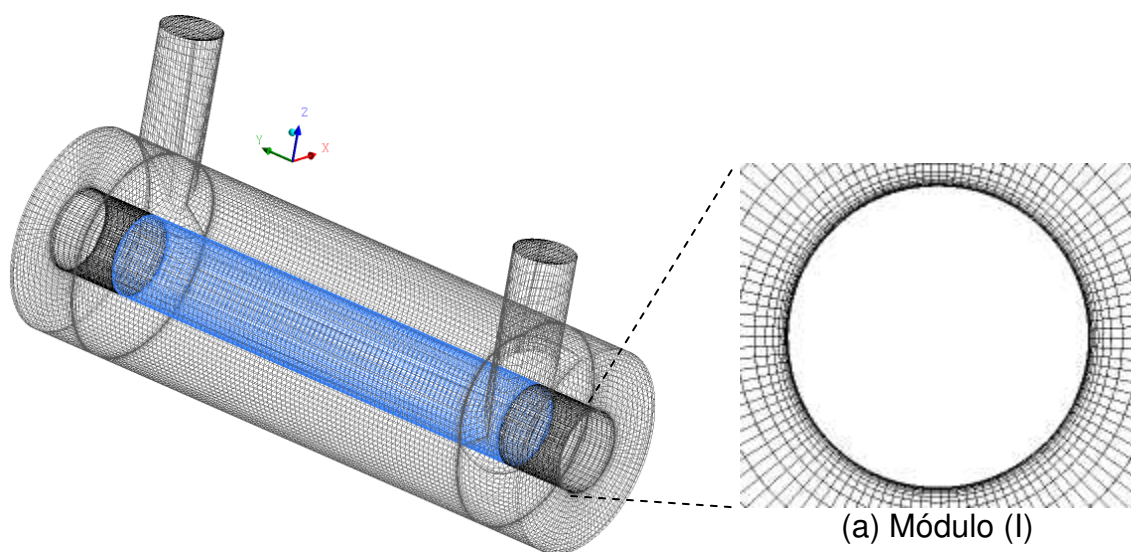
Figura 4.5: Blocos associados de forma a representar o domínio de estudo.



Na Figura 4.6 estão representadas as três malhas resultantes referentes aos módulos de separação (Módulo I, Módulo II e Módulo III). As malhas dos módulos I, II e III foram geradas usando elementos hexaédricos, contendo 343.140, 313.424 e 305.330 elementos, respectivamente, sendo possível observar o detalhe do refino da malha próximo à superfície da membrana.



Figura 4.6: Malhas estruturadas tridimensionais para diferentes espaços anulares casco/membrana e dutos de entrada e saída tangencial.



Para obter uma malha computacional que possibilite a representação da física do problema, diversas técnicas de criação de malha foram testadas no módulo ICEM-CFD disponibilizadas no pacote comercial ANSYS-CFX 12. O ICEM CFD possibilita a geração de malhas sobre blocos distribuídos no interior do domínio de forma que os elementos hexaédricos possam ser gerados para formar uma malha estruturada. Este fato permitiu um maior controle sobre as malhas geradas. O tempo médio de simulação foi de 1 hora e 30 minutos para os casos tridimensionais contendo uma membrana e 14 horas para o módulo contendo quatro membranas.

#### 4.1.2 Malha do módulo de separação duplo tubo com entrada axial

No desenvolvimento do estudo numérico do processo de separação via membrana tubular outras condições do processo de filtração foram avaliadas. Um domínio de estudo foi desenvolvido eliminando-se os tubos tangenciais e a alimentação é realizada pela seção transversal anular com a mistura escoando paralelamente a membrana tubular, como ilustrado na Figura 4.7, as dimensões desse módulo são as mesmas do módulo III, sem os tubos tangenciais. Na Figura 4.8 está representada a malha tridimensional hexaédrica contendo 219.184 elementos e 232.960 nós.

Figura 4.7: Dispositivo de separação de efluente contendo uma membrana com entrada axial do efluente.

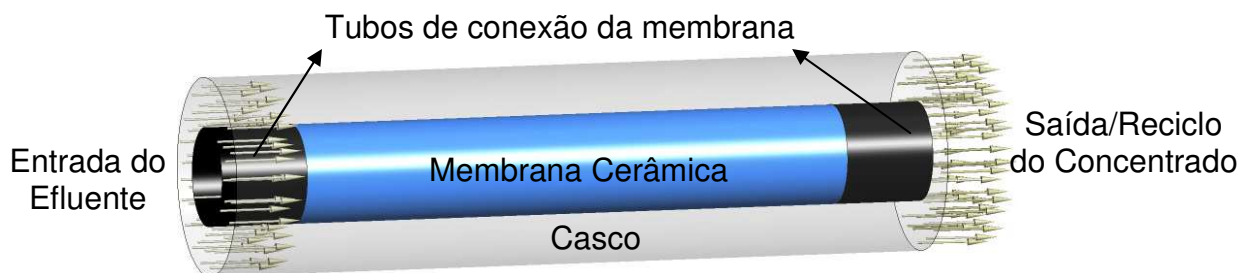
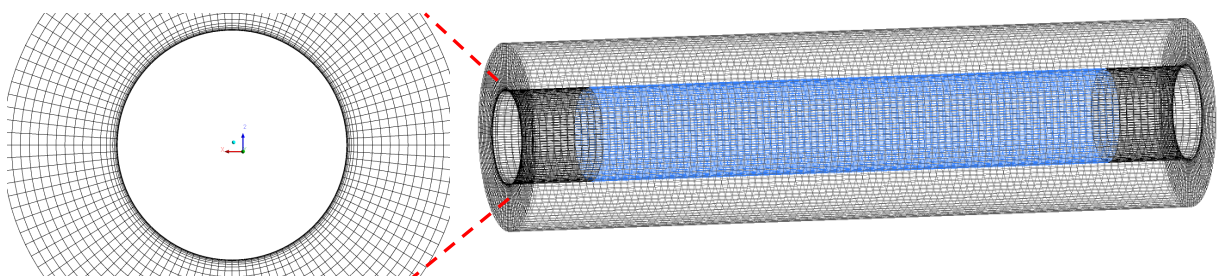


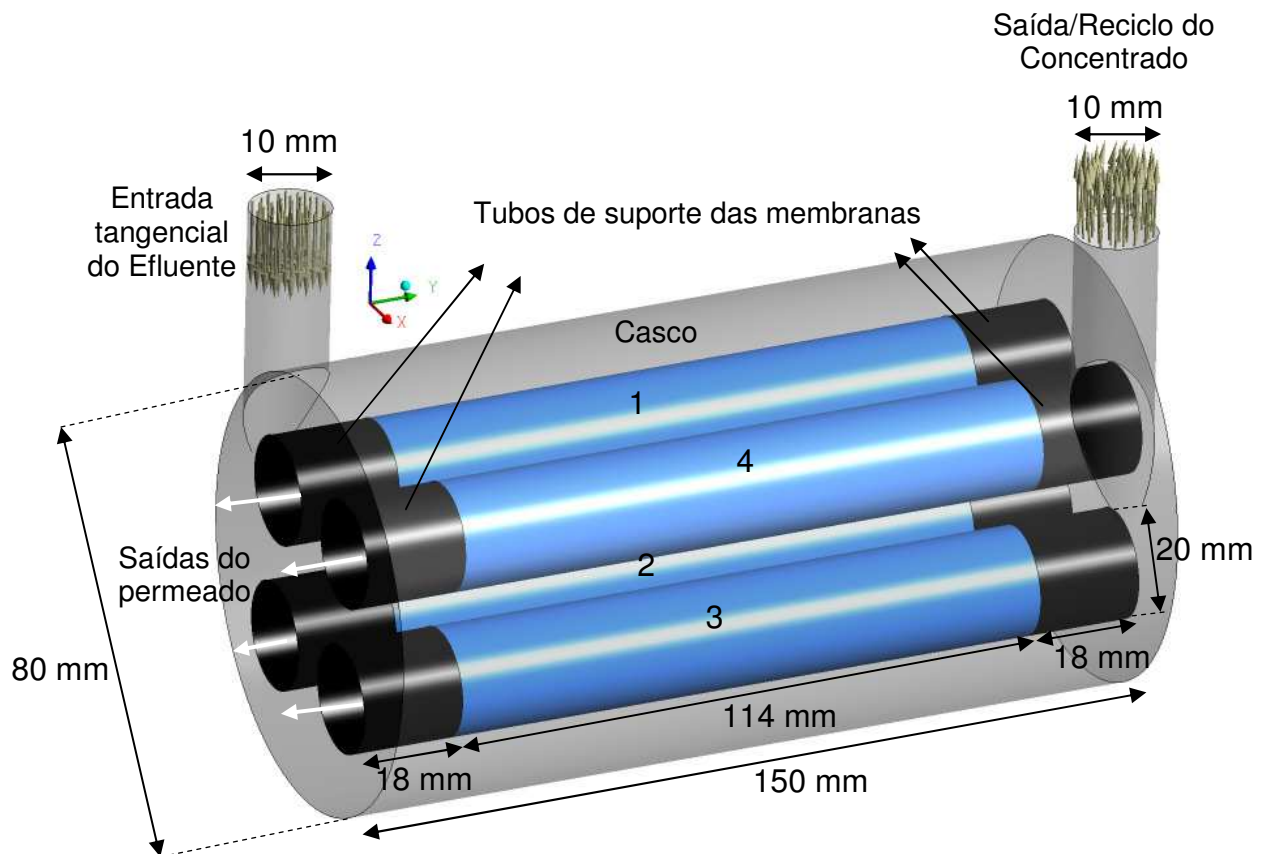
Figura 4.8: Malha estruturada tridimensional contendo uma membrana.



## 4.2 Módulo de separação casco-tubo

Um módulo de separação foi idealizado baseado em um trocador de calor casco-tubo, o qual é constituído por um tubo maior envolvendo quatro membranas cerâmicas tubulares de mesmo diâmetro responsável pelo processo de filtração. Este módulo é munido de uma entrada e de uma saída tangencial como ilustrado na Figura 4.9. As dimensões do módulo de separação casco-tubo estão igualmente representadas na Figura 4.9.

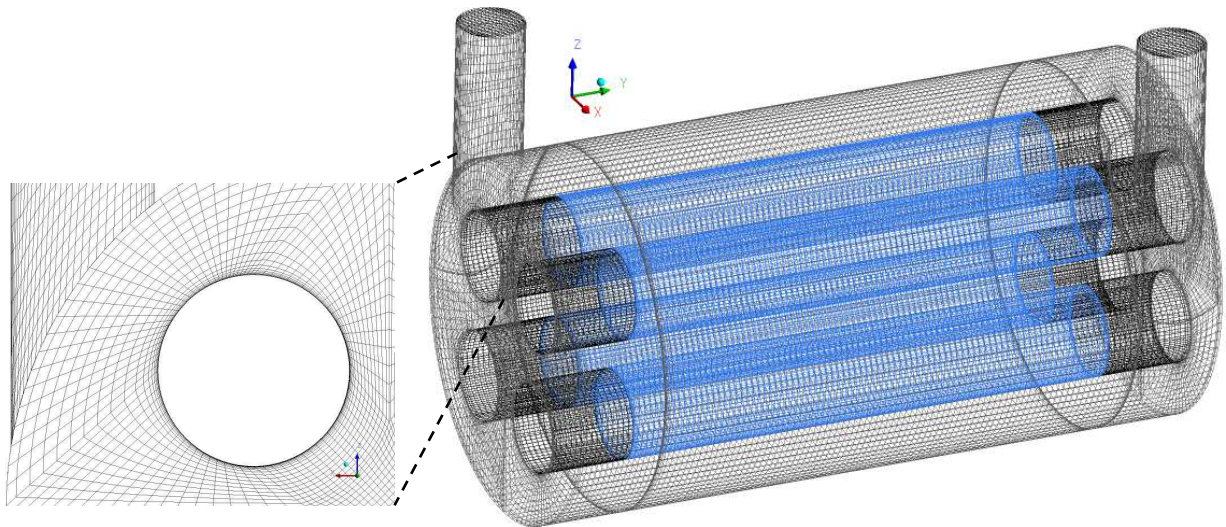
Figura 4.9: Dispositivo de separação de efluente com entrada tangencial contendo as quatro membranas.



As membranas foram dispostas no interior do módulo de forma que a distância entre os centros das membranas foi igual a 28,28 mm, estando igualmente distanciadas do casco. Na Figura 4.10 está representada a malha numérica, utilizando elementos hexaédricos, do módulo de separação casco-tubo contendo as quatro membranas. É constituída de 761.705 elementos e 798.901 nós.



Figura 4.10: Malha estruturada tridimensional do módulo de filtração contendo quatro membranas com entrada tangencial do efluente e saída tangencial do concentrado.



Nas simulações tridimensionais a resistência específica da polarização por concentração ( $R_p$ ), concentração na alimentação  $C_0$  e o coeficiente de difusão  $D_{ab}$  foram mantidos constantes, variando-se a permeabilidade, vazão de alimentação, viscosidade dinâmica e regime do escoamento como descrito nas Tabelas 4.2, 4.3 e 4.4 e forma geométrica do módulo de filtração como descrito nas Figuras 4.7 e 4.9.

### 4.3 Modelagem Matemática

O modelo matemático usado para descrever o escoamento do fluido no interior do dispositivo e no meio poroso corresponde a uma generalização das equações de conservação da massa, quantidade de movimento (Navier-Stokes), e a equação de transporte de massa. As equações de Navier-Stokes representam um conjunto de equações que descrevem o movimento das substâncias fluidas e estabelecem que as mudanças no momento linear e aceleração de uma partícula fluída são simplesmente o produto (resultado) das mudanças na pressão e forças viscosas dissipativas (similar à fricção) atuando dentro do fluido.

Nesta situação, adotaram-se as Equações de conservação de massa (4.1), momento linear (4.2) e transferência de massa (4.3) levando em consideração que:

- O escoamento é considerado em regime turbulento, com exceção do caso 2 que foi submetido ao regime de escoamento laminar;

- O coeficiente de difusão do soluto é considerado constante;
- O efeito gravitacional é desprezível;
- A viscosidade e densidade do fluido são constantes e iguais às do solvente;
- Fluido é incompressível e regime permanente;
- Nenhuma condição de deslizamento é assumida na superfície da membrana, na parede do casco do dispositivo e nos tubos de conexão da membrana;
- A velocidade de permeação de parede é determinada a partir do modelo de resistência em série;
- Não é considerado obstrução dos poros do meio poroso pelo soluto;
- Não há reação nem adsorção do soluto na superfície de contato no meio poroso;
- É considerada a resistência decorrente da camada de concentração na interface fluido-membrana (resistência da polarização por concentração);

- Conservação da massa

$$\nabla \cdot (\rho \vec{U}) = 0 \quad (4.1)$$

- Conservação da Quantidade de movimento

$$\nabla \cdot (\rho \vec{U} \otimes \vec{U}) - \nabla \cdot (\mu_{ef} \nabla \vec{U}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\mu_{ef} (\nabla \vec{U})^T) \quad (4.2)$$

onde  $\mu_{ef}$  corresponde a viscosidade efetiva definida como sendo:

$$\mu_{ef} = \mu + \mu_t \quad (4.3)$$

onde  $\mu$  é a viscosidade dinâmica e  $\mu_t$  a viscosidade turbulenta.

- Equação de transporte de massa

$$\vec{U} \cdot \nabla C = D \nabla^2 C \quad (4.4)$$

Para estudar o comportamento do processo de filtração em um módulo contendo membrana(s) tubular(es) fez-se um estudo de casos considerando uma variedade de condições operacionais, conforme reportado nas Tabelas 4.2, 4.3 e 4.4.

Para as simulações 3D foi utilizado o modelo de turbulência SST, já que este se mostra mais completo ao se estudar o fenômenos do escoamento turbulento da mistura água/óleo, devido ao gradiente de pressão e concentração mais acentuado próximo à interface fluido/membrana. Assim, próximo à interface fluido/membrana o escoamento é descrito pelo modelo  $k-\omega$ , já no seio da solução, onde o modelo  $k-\omega$  não é capaz de fornecer bons resultados, o modelo  $k-\epsilon$  é aplicado de acordo com a necessidade da solução.

Foram mantidas as mesmas condições de contorno adotadas na geometria bidimensional, porém considerando não mais um perfil de velocidade parabólico na entrada do efluente e sim uma condição de vazão (Q) prescrita como pode ser observado na Figura 4.11. Apenas no caso 2 utilizou-se o modelo de escoamento laminar, de forma que foi possível comparar o efeito do regime de escoamento sobre a formação de polarização por concentração e outras variáveis do processo.

Tabela 4.2: Condições utilizadas na simulação tridimensional do módulo III com entrada tangencial.

Casos	$C_0$ (kg m <sup>-3</sup> )	$\mu$ (Pa.s)	$k$ (m <sup>2</sup> )	Q (kg/s)	$R_p$ (m <sup>-1</sup> )	$D_{ab}$ (m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )
1	1,0	1,1	$1 \times 10^{-10}$	1,0	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$
2	1,0	1,1	$1 \times 10^{-10}$	0,002	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$
3	1,0	1,1	$3 \times 10^{-11}$	1,0	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$
4	1,0	1,1	$6 \times 10^{-11}$	1,0	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$
5	1,0	1,1	$9 \times 10^{-11}$	1,0	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$
6	1,0	1,1	$3 \times 10^{-11}$	0,5	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$
7	1,0	1,1	$3 \times 10^{-11}$	1,0	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$
8	1,0	1,1	$3 \times 10^{-11}$	1,5	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$
9	1,0	1,0	$3 \times 10^{-11}$	1,0	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$
10	1,0	1,1	$3 \times 10^{-11}$	1,0	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$
11	1,0	1,4	$3 \times 10^{-11}$	1,0	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$

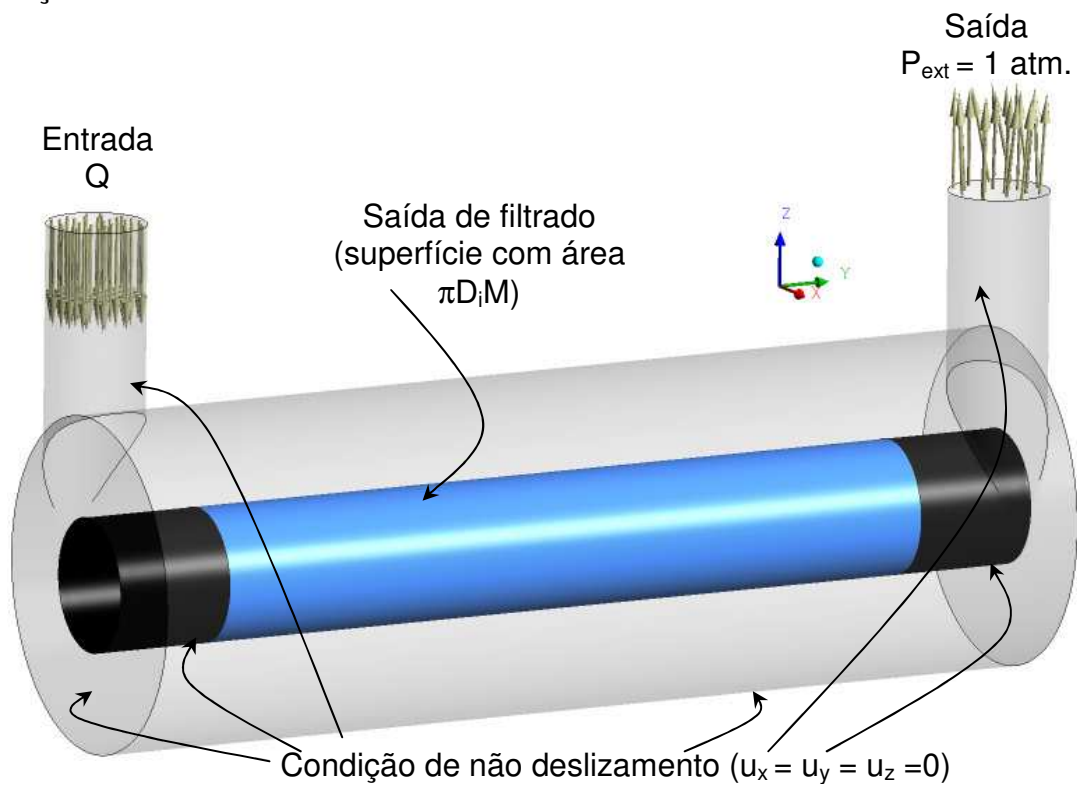
Tabela 4.3: Condições utilizadas na simulação tridimensional do módulo com entrada axial do efluente.

Caso	$C_0$ (kg m <sup>-3</sup> )	$\mu$ (Pa.s)	$k$ (m <sup>2</sup> )	Q (kg/s)	$R_p$ (m <sup>-1</sup> )	$D_{ab}$ (m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )
12	1,0	1,1	$3 \times 10^{-11}$	1,0	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$

Tabela 4.4: Condições utilizadas na simulação tridimensional do módulo contendo quatro membranas.

Caso	$C_0$ (kg m <sup>-3</sup> )	$\mu$ (Pa.s)	$k$ (m <sup>2</sup> )	$Q$ (kg/s)	$R_p$ (m <sup>-1</sup> )	$D_{ab}$ (m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup> )
13	1,0	1,1	$3 \times 10^{-11}$	1,5	$2,5 \times 10^{-8}$	$1,0 \times 10^{-9}$

Figura 4.11: Condições utilizadas na simulação tridimensional do módulo de separação.



## **CAPITULO V**

*Este capítulo tem como objetivo apresentar, analisar e discutir os resultados das simulações numéricas do escoamento de fluidos através de membranas cerâmicas tubulares. A maneira usual de validar modelos matemáticos, como o deste trabalho, é promover a comparação dos resultados numéricos com resultados experimentais compatíveis com o problema físico.*

### **5 RESULTADOS**

#### **5.1 CASOS BIDIMENSIONAIS**

Os campos de concentração ilustrados nas Figuras 5.1, 5.2 e 5.3 são apresentados e analisados para os números de Reynolds 300, 600 e 1000, respectivamente, e o número de Schmidt igual a 1000. São apresentados igualmente uma ampliação dos campos de concentração nas regiões de entrada, meio e saída da membrana, respectivamente. É possível notar que há variações de concentração na região próxima a parede porosa da membrana em todos os casos analisados. Isto reflete o fato de que o soluto é transportado por convecção para a superfície da membrana onde se acumulam. Um gradiente de concentração surge no ambiente próximo a parede porosa e induz um fluxo difusivo. A consequência deste fenômeno é a formação de uma camada de polarização muito fina.



A presença desta estreita região em que ocorre fortes gradientes de concentração justifica o maior refinamento da malha conforme ilustrado na Figura 3.4. Este refino foi necessário visando prever os perfis de concentração nesta região com maior precisão. Verifica-se que o aumento no número de Reynolds provoca uma diminuição da espessura da camada de concentração por polarização e um aumento na concentração próxima a região de interface fluido-membrana. A formação da camada polarizada em todo o plano transversal pode ser visualizada no Apêndice A (Figuras AP. 8).

Figura 5.1: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo à região de entrada ( $Sc = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu\text{m}$  e  $\epsilon_p = 0,35$ ), (a)  $Re = 1000$  (b),  $Re = 600$  e (c)  $Re = 300$ .

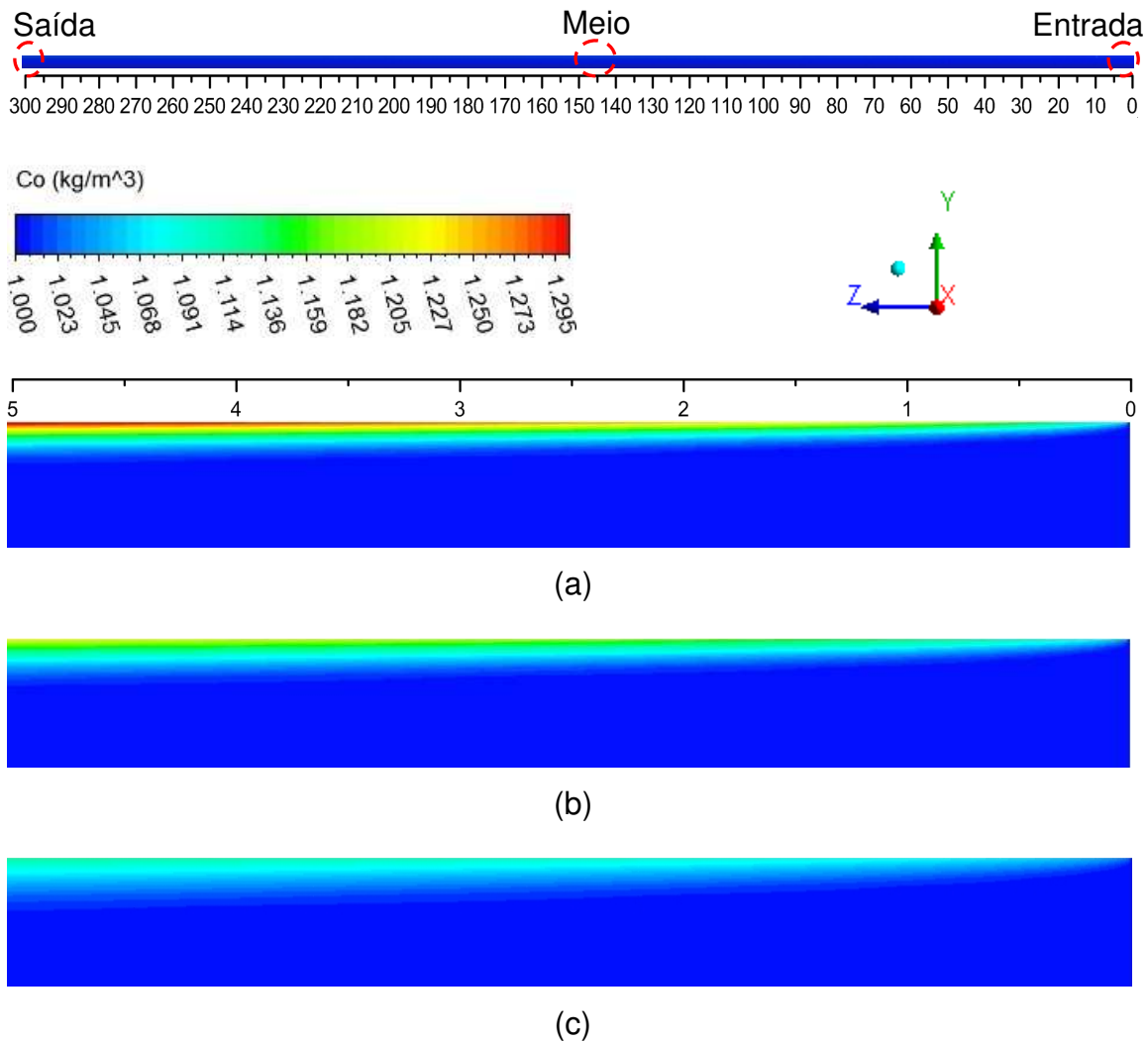


Figura 5.2: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo ao meio da membrana ( $Sc=1000$ ,  $a_p=63 \mu\text{m}$  e  $\varepsilon_p=0,35$ ), (a)  $Re=1000$  (b),  $Re=600$  e (c)  $Re=300$ .

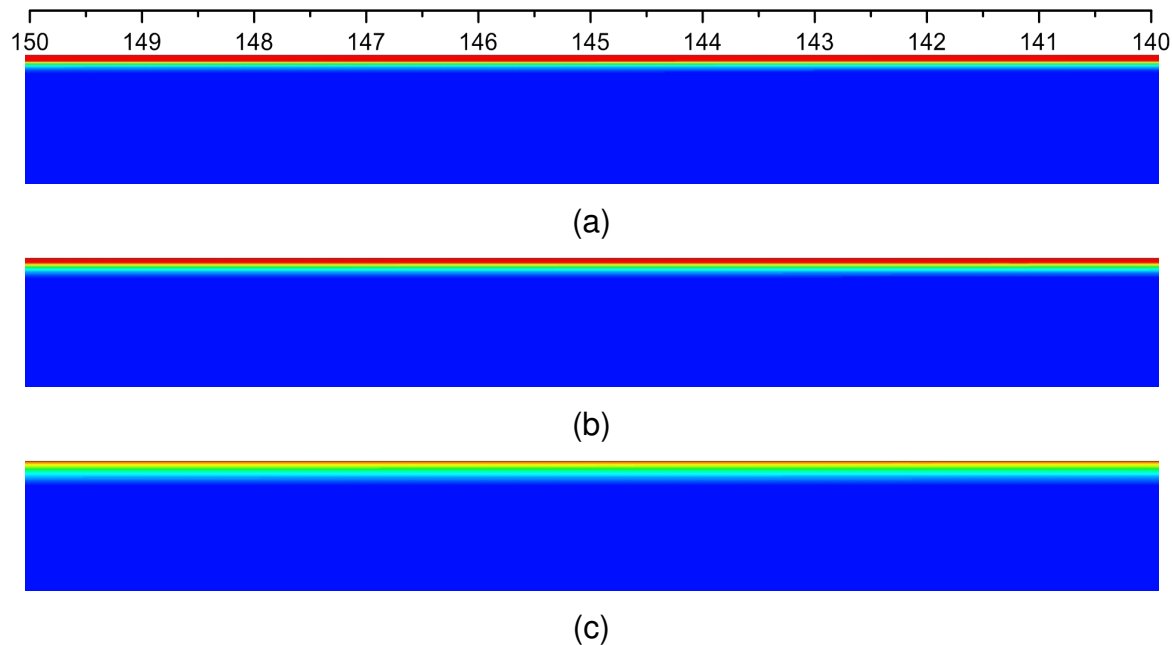
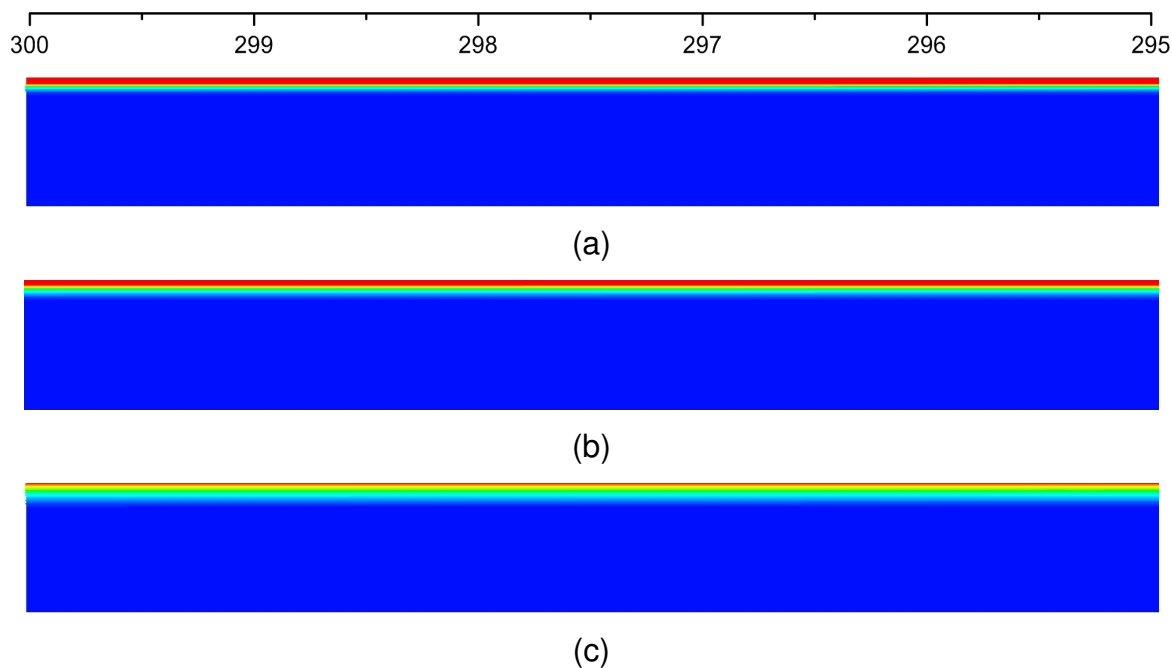


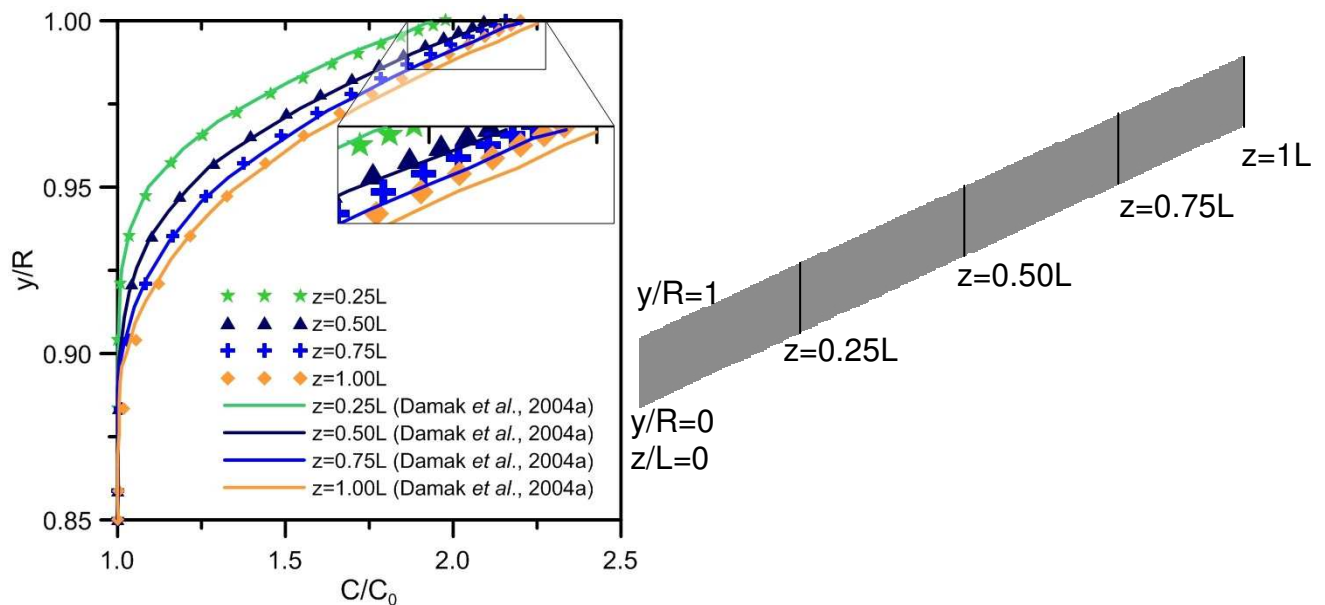
Figura 5.3: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo à saída da membrana ( $Sc=1000$ ,  $a_p=63 \mu\text{m}$  e  $\varepsilon_p=0,35$ ), (a)  $Re=1000$  (b),  $Re=600$  e (c)  $Re=300$ .



Este comportamento pode ser melhor observado ao representar graficamente os perfis de concentração em diferentes posições axiais,  $z/L$  (0,25; 0,50; 0,75; 1,00),

como representado na Figura 5.4. Nesta figura, é igualmente representado os resultados obtidos por Damak *et al.* (2004a). A comparação dos resultados numéricos das simulações realizadas indicam uma boa concordância com os resultados obtidos por Damak *et al.* (2004a). Pode-se observar que os perfis de concentração de soluto, para o número de Reynolds igual a 1000, aumentam com o aumento da posição radial, e que a discrepância entre os resultados, é maior para valores mais elevados de  $y/R$ , isto é, próximo à superfície da membrana onde os gradientes de concentração são mais expressivos. Essa diferença entre os resultados está relacionada com as simplificações para a resolução das equações, ao contrário desse trabalho de pesquisa que considera completa as equações de momento e massa.

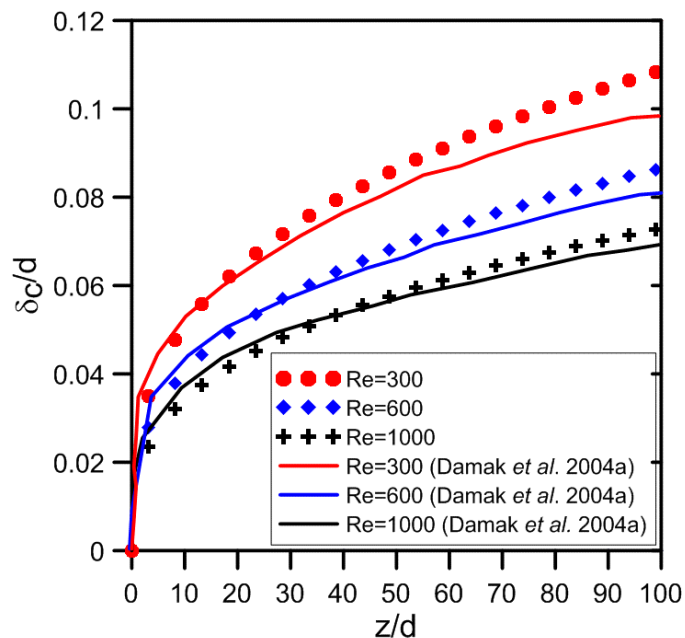
Figura 5.4: Perfis radiais de concentração ao longo do eixo z ( $Sc = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu\text{m}$ ,  $\epsilon_p = 0,35$  e  $Re = 1000$ ).



A espessura da camada limite de concentração resultante da simulação,  $\delta_p$ , foi determinada de maneira que a concentração na camada limite a uma distância da interface fluido/membrana fosse suficientemente próxima do valor de entrada da concentração, de modo que o equilíbrio entre os fluxos convectivo e difusivo seja atingido quando  $\frac{C - C_0}{C_0} < 0,001$ .

Na Figura 5.5 ilustra-se o comportamento da variação da espessura da camada limite de concentração em função da distância adimensional  $z/d$ . A partir da análise desta figura é possível observar que o aumento do número de Reynolds provoca um aumento das tensões cisalhantes o que acarreta em uma menor espessura da camada limite de concentração, como reportado por Damak *et al.* (2004a) e Pak *et al.* (2008). Além disso, verifica-se o crescimento da camada limite de concentração com a distância axial, como esperado.

Figura 5.5: Variação local da espessura da camada limite de concentração ( $Sc = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu\text{m}$  e  $\varepsilon_p = 0,35$ ).



As Figuras 5.6 e 5.7 representam o comportamento da velocidade média de permeado em função da pressão transmembrana e a velocidade de permeação em função do comprimento da membrana. Verifica-se que o aumento da pressão transmembrana é resultado do aumento das tensões cisalhantes provocado pelo aumento da velocidade do escoamento ( $Re$ ), Figura 5.6, provocou o aumento da velocidade de permeado. Observe-se na Figura 5.7, a redução da velocidade de permeação com o comprimento da membrana. Comportamento semelhante foi observado por Gerald *et al.* (2001) em seu estudo sobre fluxo e modelagem da transferência de massa em membranas cerâmicas de nanofiltração.

Figura 5.6: Velocidade média de permeação em função da pressão transmembrana média para diferentes números de Reynolds ( $Sc = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu\text{m}$  e  $\varepsilon_p = 0,35$ ).

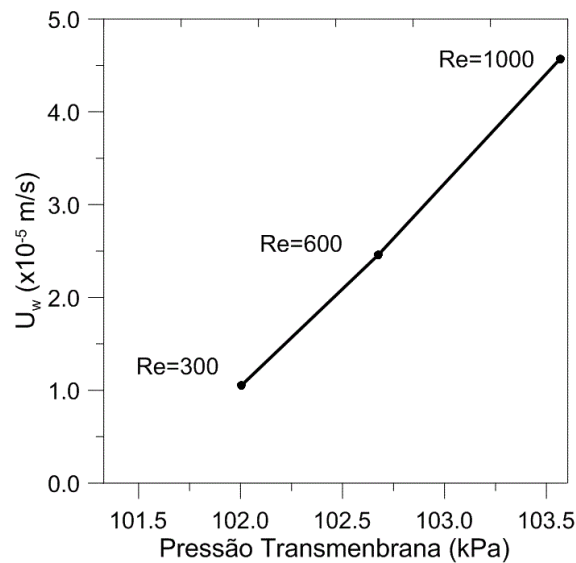
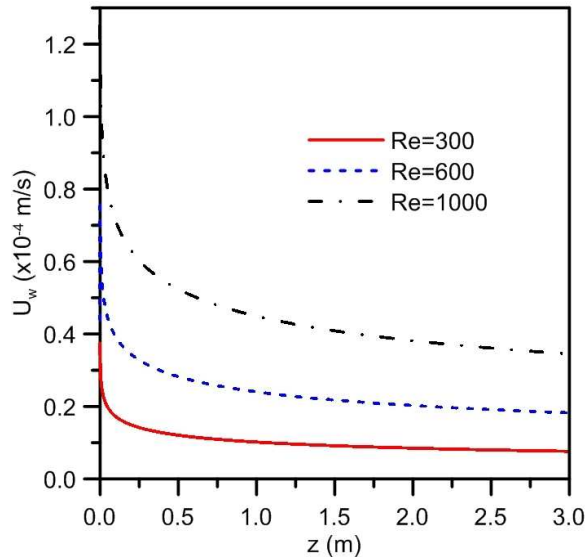


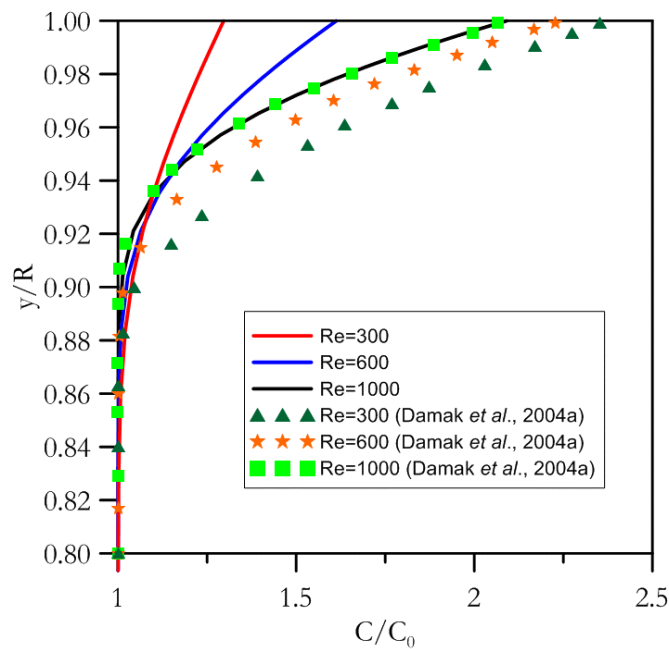
Figura 5.7: Velocidade de Permeação em função do comprimento da membrana ( $y = R$ ,  $Sc = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu\text{m}$  e  $\varepsilon_p = 0,35$ ).



É importante ressaltar que as partículas são deslocadas por convecção para a superfície da membrana sob o efeito do fluxo de permeado e da pressão transmembrana, provocando um aumento na concentração na interface fluido-membrana. Porém, esse resultado mostrou-se contrário ao obtido por Damak *et al.* (2004a) e Damak *et al.* (2004b) (Figura 5.8). Essa diferença provavelmente se deve ao fato de Damak *et al.* (2004a) e Damak *et al.* (2004b)

terem usado um perfil de velocidade para todo o domínio e não ter levado em consideração na sua modelagem a queda de pressão radial. Outro fator que pode ter contribuído para essa discrepância pode estar associado ao fato de que os modelos aplicados por Damak *et al.* (2004a) e Damak *et al.* (2004b) são baseados em equações de transporte desacopladas, ou seja, os autores resolvem as equações de movimento em separado da equação de transporte de matéria, de forma que não há uma interação direta entre os perfis de velocidade e de concentração. Ao contrário das simulações numéricas realizadas em que as equações foram resolvidas simultaneamente, o que poderia justificar a diferença entre os resultados.

Figura 5.8: Efeito do número de Reynolds no perfil de concentração axial. ( $z/d=50$ ,  $Sc=1000$ ,  $a_p=63 \mu\text{m}$  e  $\epsilon_p=0,35$ ).



Nas Figuras 5.9, 5.10 e 5.11, são apresentados os campos de concentração nas regiões de entrada, meio e saída da membrana para número de Reynolds 1000 e números de Schmidt 1000, 2000 e 3000. Pode-se observar que com o aumento do número de Schmidt, e conseqüente redução do coeficiente de difusão, menor quantidade de partículas retorna ao seio do fluxo por transporte difusivo, implicando na redução na espessura da camada limite de concentração e aumento da concentração na região próxima à superfície do meio poroso. A formação da camada polarizada em todo o plano transversal pode ser visualizada no Apêndice A (Figuras AP. 9).

Figura 5.9: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo à entrada da membrana ( $Re = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu m$  e  $\epsilon_p = 0,35$ ), (a)  $Sc = 1000$ , (b)  $Sc = 2000$  e (c)  $Sc = 3000$ ).

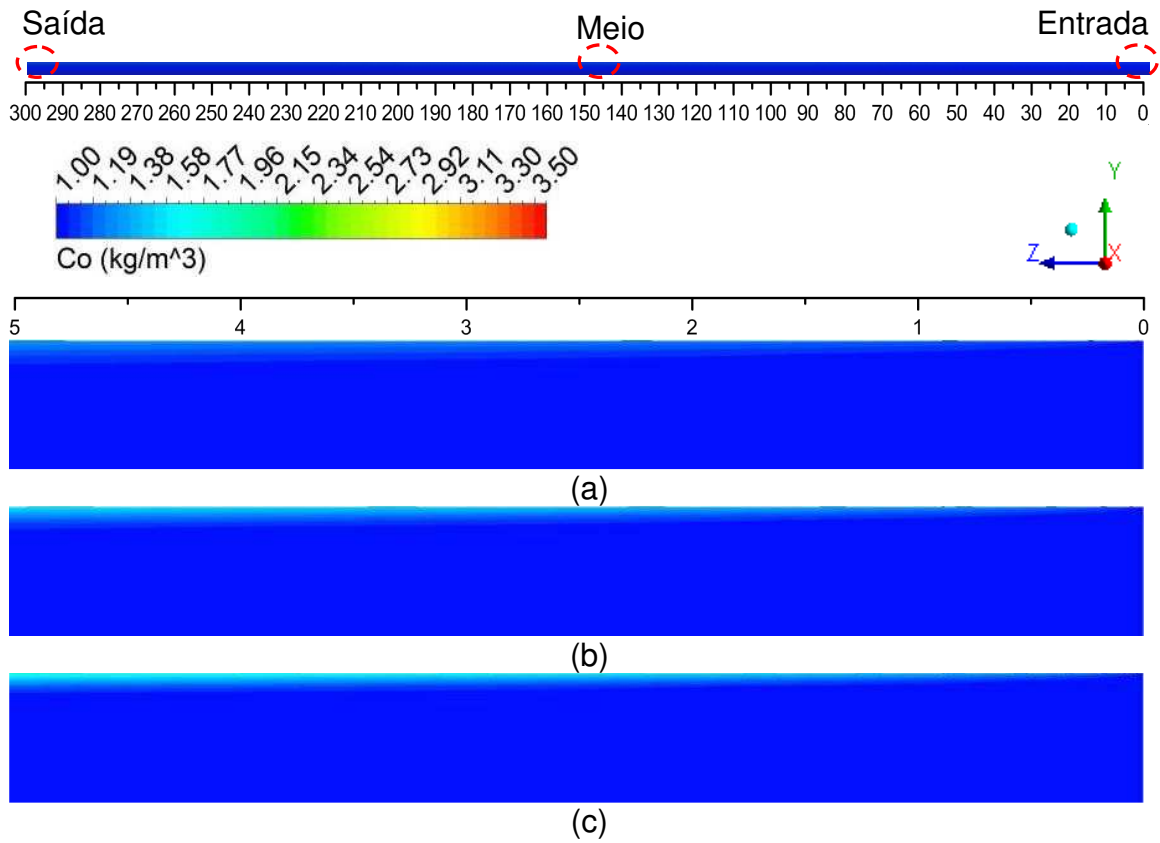


Figura 5.10: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo ao meio da membrana ( $Re = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu m$  e  $\epsilon_p = 0,35$ ), (a)  $Sc = 1000$ , (b)  $Sc = 2000$  e (c)  $Sc = 3000$ ).

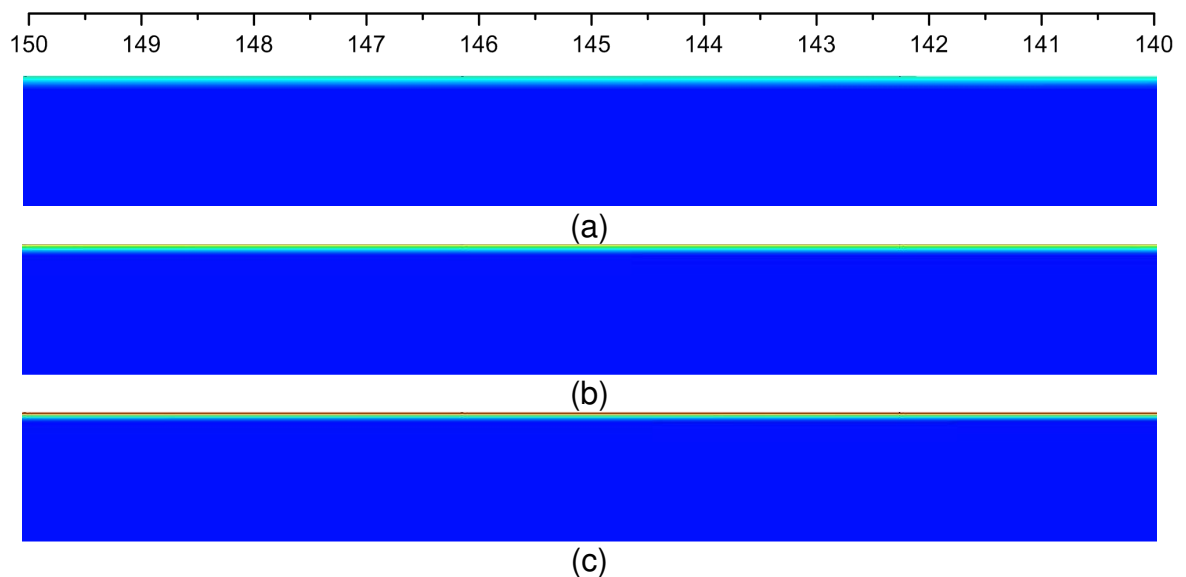
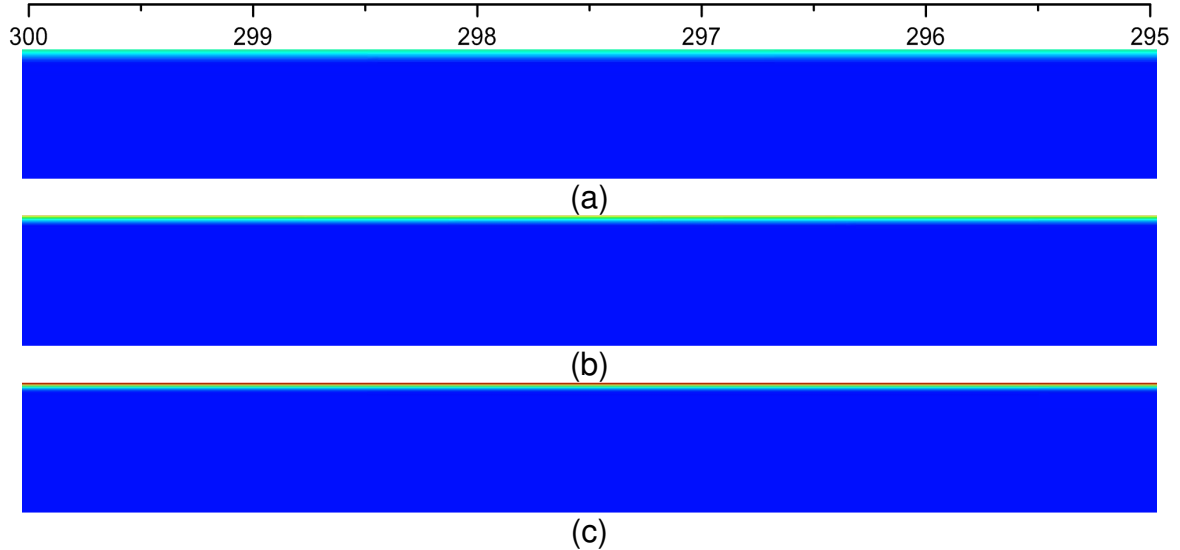


Figura 5.11: Espessura da camada limite de concentração e concentração de óleo próximo à saída da membrana ( $Re = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu\text{m}$  e  $\varepsilon_p = 0,35$ ), (a)  $Sc = 1000$ , (b)  $Sc = 2000$  e (c)  $Sc = 3000$ ).



Na Figura 5.12 está representado o comportamento da espessura da camada limite adimensional,  $\delta_c/d$ , em função da posição axial adimensional,  $z/d$ , para diferentes valores de número de Schmidt (1000, 2000 e 3000). É possível observar que o aumento do número de Schmidt provoca uma redução na espessura da camada limite de concentração, aumentando a concentração na interface com o meio poroso (Figura 5.13). Estes resultados estão de acordo com os resultados obtidos por Damak *et al.* (2004b).

Figura 5.13: Variação local da espessura da camada limite de concentração em função do número de Schmidt ( $Re = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu\text{m}$  e  $\varepsilon_p = 0,35$ ).

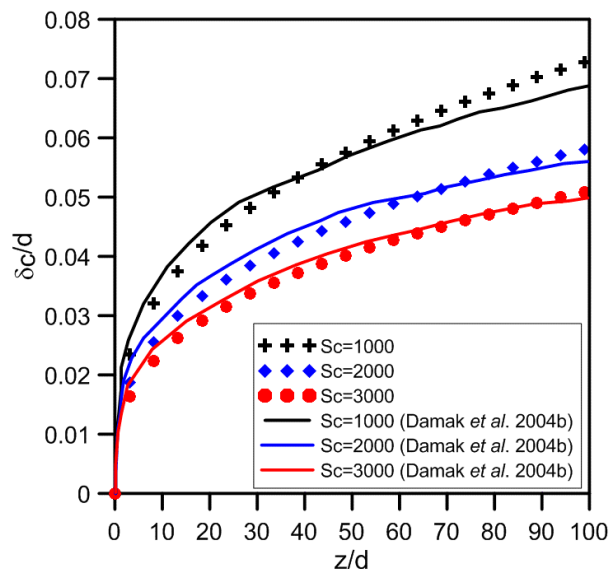
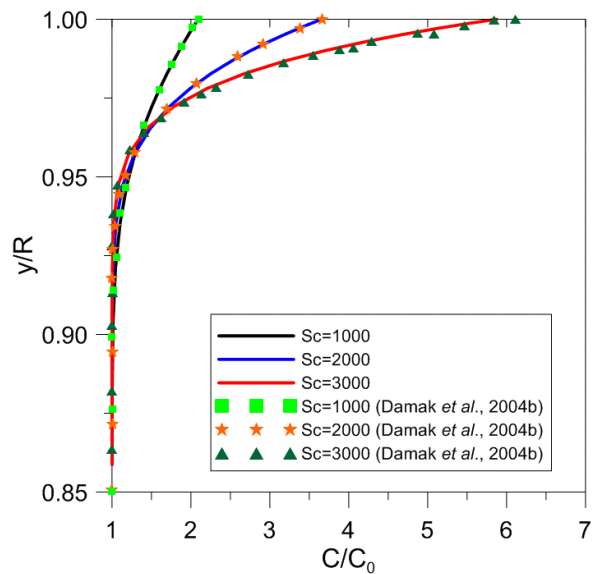


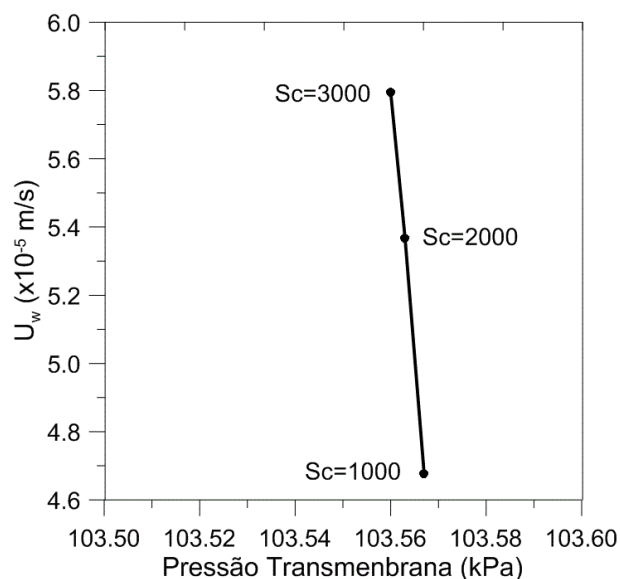


Figura 5.13: Efeito do número de Schmidt no perfil de concentração adimensional. ( $z/d = 50$ ,  $Re = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu\text{m}$  e  $\varepsilon_p = 0,35$ ).



A Figura 5.14 representa o comportamento da velocidade média de permeado em função da pressão transmembrana. Observa-se que o aumento do número de Schmidt praticamente não influenciou no comportamento da pressão transmembrana, mas a redução da resistência ( $R_p$ ) da camada polarizada, decorrente da redução da espessura da camada limite de concentração (Figura 5.12), provocou o aumento da taxa de permeado.

Figura 5.14: Velocidade média de permeado em função da pressão transmembrana média ( $Sc = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu\text{m}$  e  $\varepsilon_p = 0,35$ ).



### 5.1.1 Campo de pressão e velocidade

Nas Figuras 5.15, 5.16 e 5.17 estão ilustrados os campos de pressão para os números de Reynolds variando de 300, 600 e 1000, respectivamente.

Figura 5.15: Campo de Pressão,  $Re = 300$ ,  $Sc = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu m$  e  $\epsilon_p = 0,35$ .

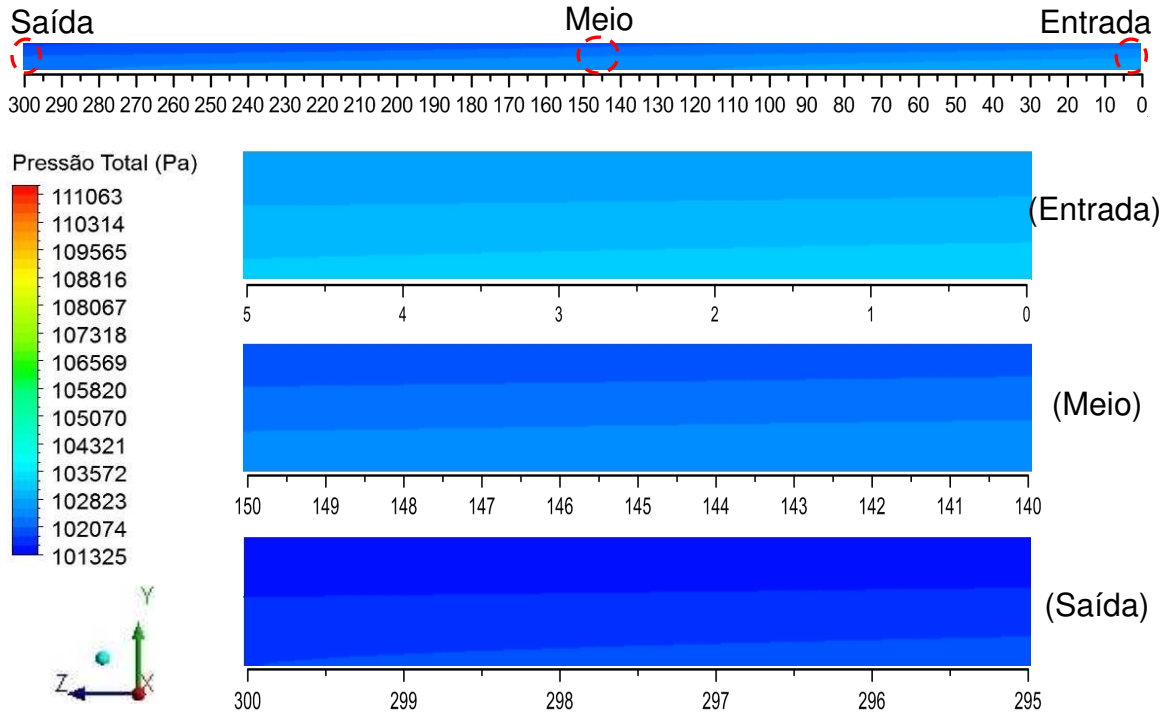
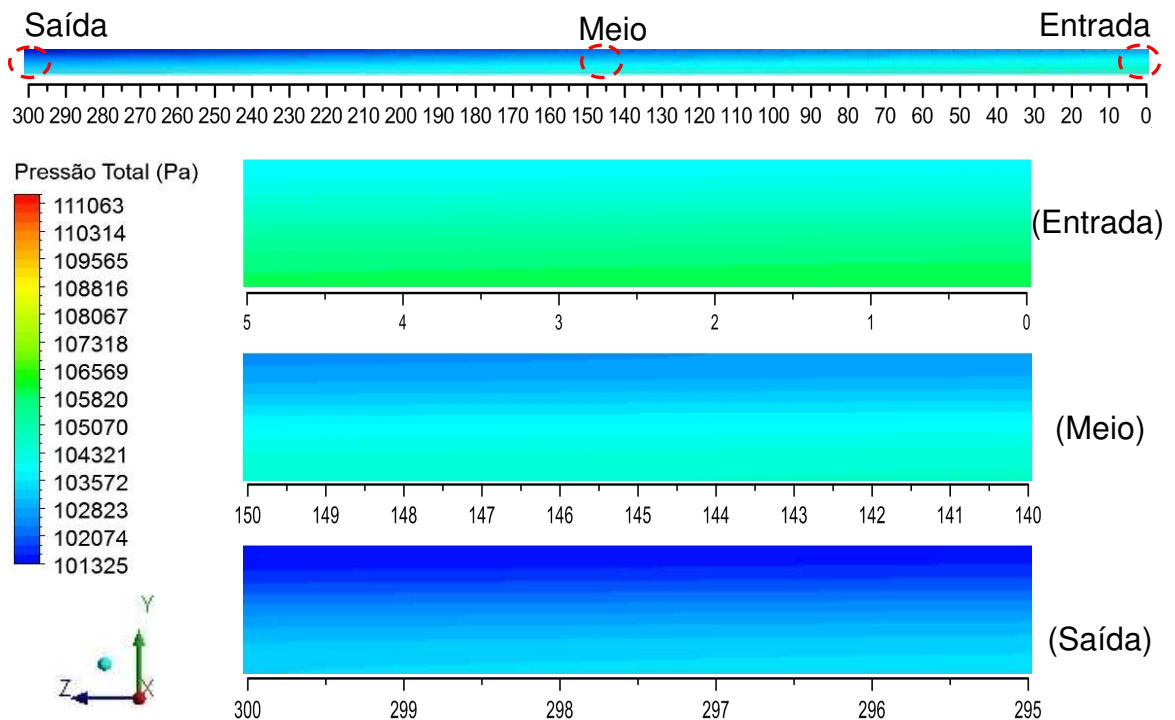
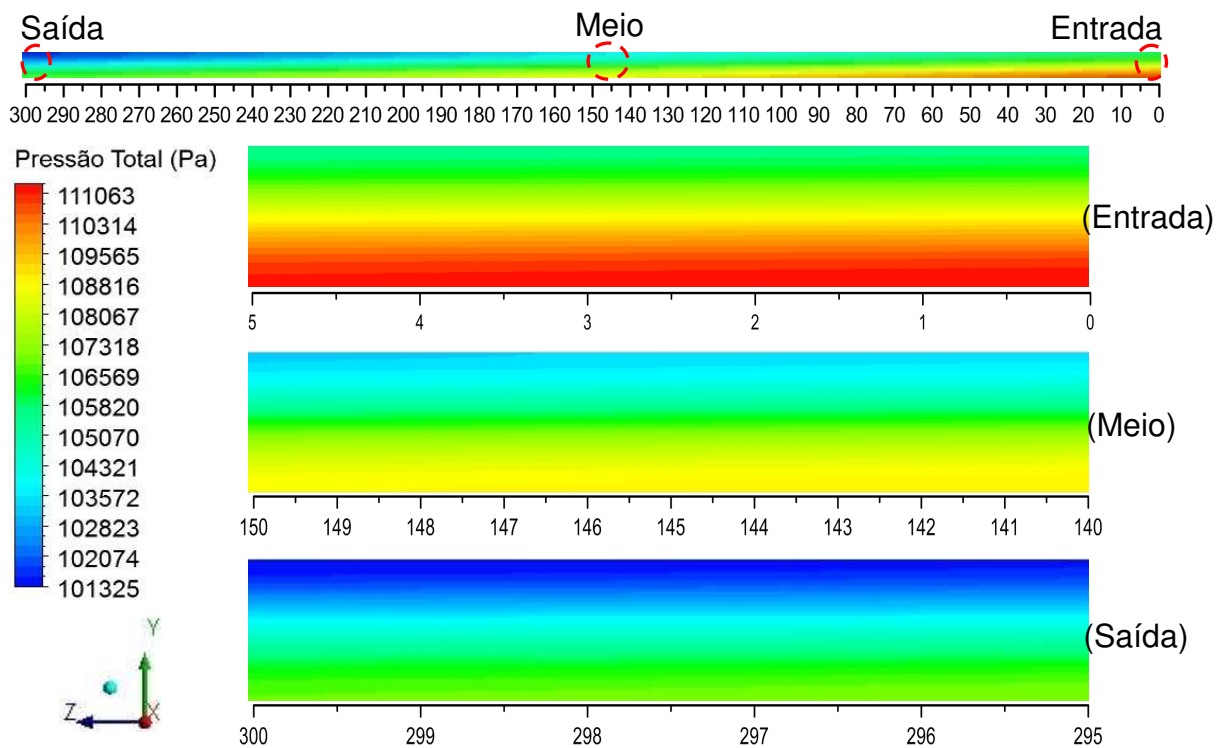


Figura 5.16: Campo de Pressão,  $Re = 600$ ,  $Sc = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu m$  e  $\epsilon_p = 0,35$ .



Pode-se observar que o aumento do número de Reynolds provoca um aumento da pressão em todo domínio de estudo resultado do aumento da velocidade do escoamento. É possível observar ainda um aumento da pressão na interface fluido/membrana o que leva ao aumento da pressão transmembrana, justificando o aumento do fluxo de permeado (água e óleo). Comportamento semelhante foi igualmente observado por Paris *et al.* (2002).

Figura 5.17: Campo de Pressão,  $Re = 1000$ ,  $Sc = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu m$  e  $\epsilon_p = 0,35$ .



Nas Figuras 5.17, 5.18 e 5.19 são apresentados os campos de pressão para a variação do número de Schmidt, 1000, 2000 e 3000, respectivamente. Observou-se que o aumento do número de Schmidt provocou uma leve diminuição da pressão em todo domínio de estudo devido à redução do coeficiente de difusividade de massa e um aumento da concentração na interface fluido/membrana como mostrado na Figura 5.13, o que indica que a contribuição convectiva do transporte de massa tem influência mais significativa sobre a pressão transmembrana que o transporte difusivo.

Figura 5.18: Campo de Pressão,  $Re = 1000$ ,  $Sc = 2000$ ,  $a_p = 63 \mu m$  e  $\epsilon_p = 0,35$ .

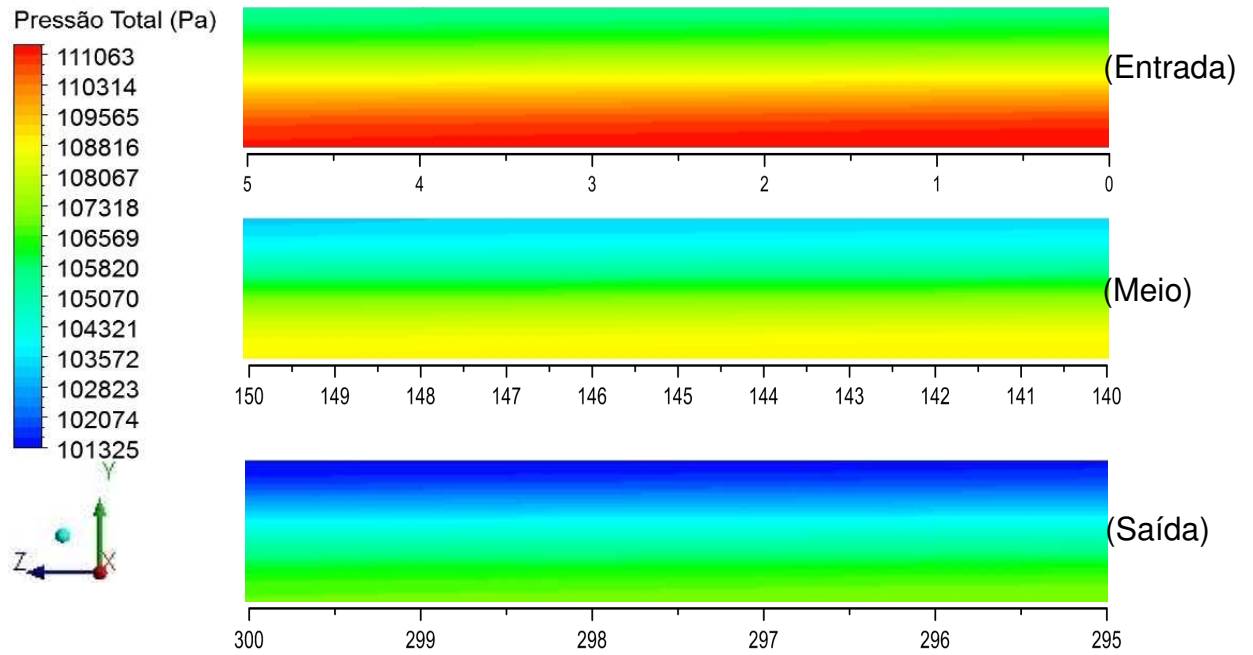
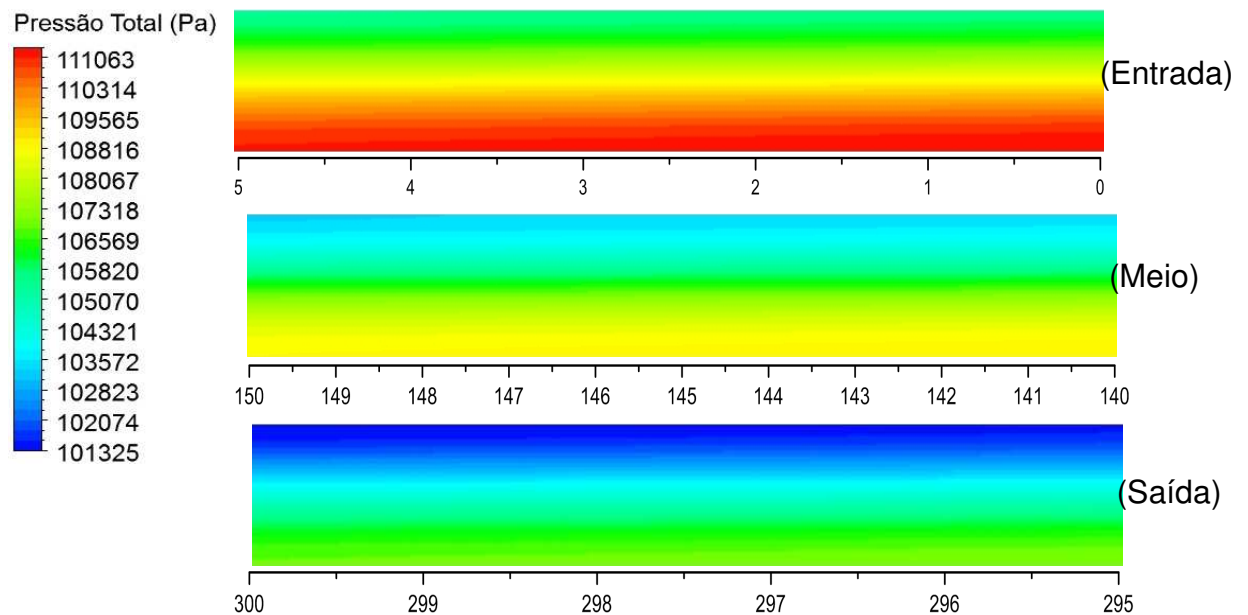


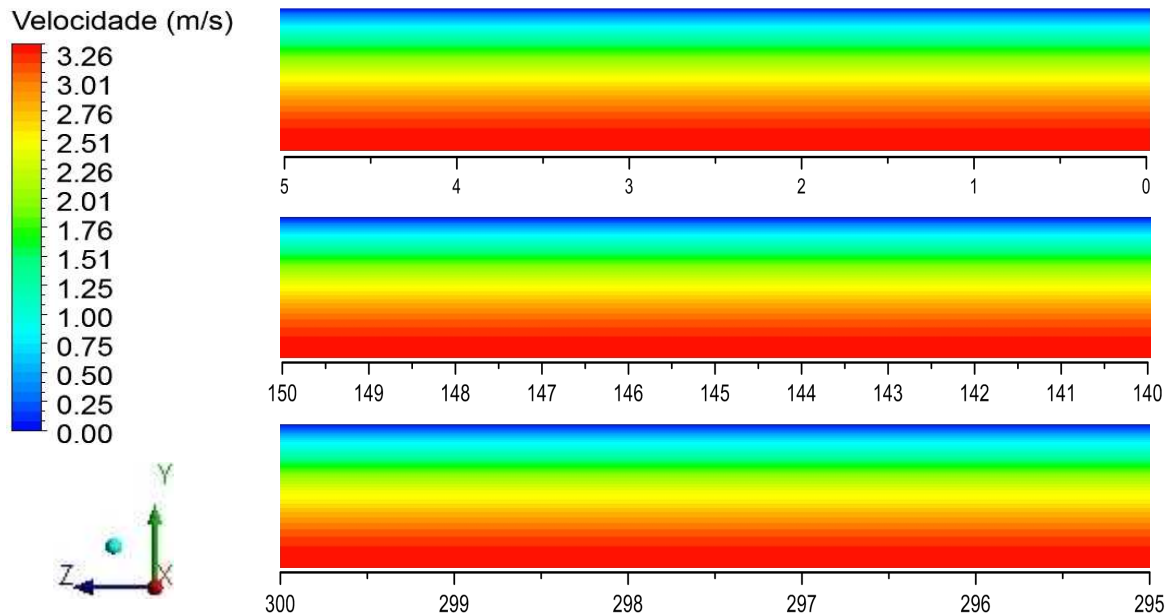
Figura 5.19: Campo de Pressão,  $Re = 1000$ ,  $Sc = 3000$ ,  $a_p = 63 \mu m$  e  $\epsilon_p = 0,35$ .



Na Figura 5.20 é possível verificar o campo de velocidade do fluido no interior da membrana tubular. Observa-se que a região de maior velocidade localiza-se próximo ao eixo central da membrana, com redução gradativa da velocidade de escoamento à medida que se aproxima da interface fluido/membrana, se assemelhando ao perfil de velocidade que ocorre com o escoamento no interior de dutos, porém, no caso de uma membrana porosa, na região de interface

fluido/membrana a componente de velocidade radial é igual à velocidade de permeação, conforme estabelecida na condição de contorno na interface fluido\membrana para o fluxo de permeado (Equação 3.17).

Figura 5.20: Campo de velocidade,  $Re = 1000$ ,  $Sc = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu m$  e  $\epsilon_p = 0,35$ .



### 5.1.2 Efeito da porosidade da camada polarizada

Na Figura 5.21 está representado o comportamento da concentração adimensional,  $C/C_o$ , em função da posição adimensional,  $y/R$ , para três porosidades da camada polarizada,  $\epsilon_p$ .

Observa-se na Figura 5.21 um aumento da concentração adimensional de óleo na superfície da membrana de 2,09 para 3,61 devido ao aumento dos valores da porosidade da camada limite de concentração de 0,35, para 0,45. Esse aumento da concentração de óleo na interface fluido/membrana se dá devido à redução da resistência que a camada polarizada oferece a passagem do permeado. Conseqüentemente, tem-se o aumento da velocidade média de permeação como pode ser observado na Figura 5.22. Dessa forma, espera-se uma maior quantidade de partículas acumulada na região de interface, favorecendo o campo de concentração na superfície da membrana, mesmo que o comportamento da pressão transmembrana ao longo da membrana não seja influenciado pela porosidade da camada polarizada como pode ser observado na Figura 5.23.

Figura 5.21: Efeito da porosidade da camada polarizada no perfil de concentração adimensional. ( $z/d = 50$ ,  $Sc = 1000$ ,  $Re = 1000$  e  $a_p = 63 \mu\text{m}$ ).

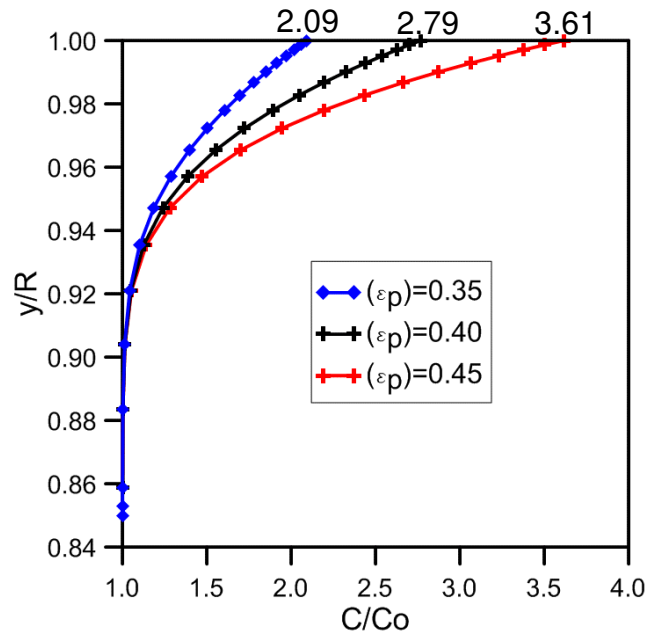


Figura 5.22: Velocidade média de permeação em função da porosidade da camada polarizada ( $Re = 1000$ ,  $Sc = 1000$ ,  $a_p = 63 \mu\text{m}$  e  $\epsilon_p = 0,35$ ).

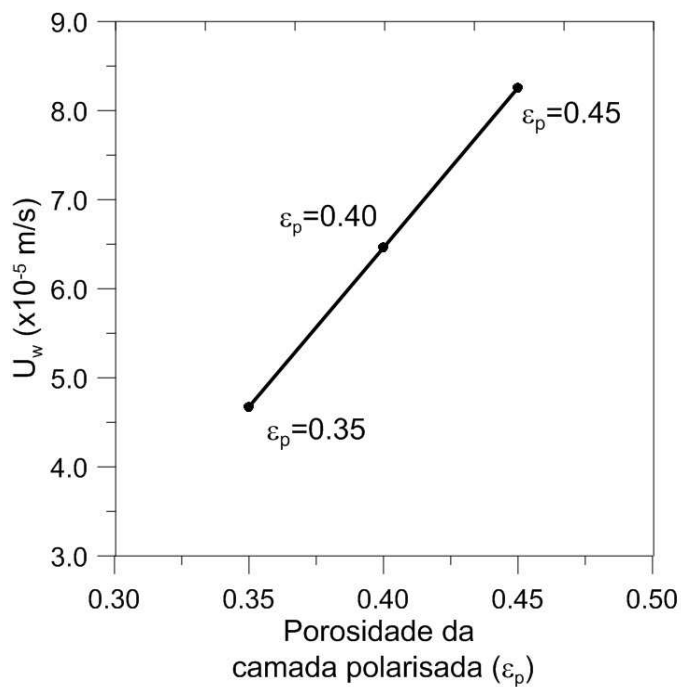
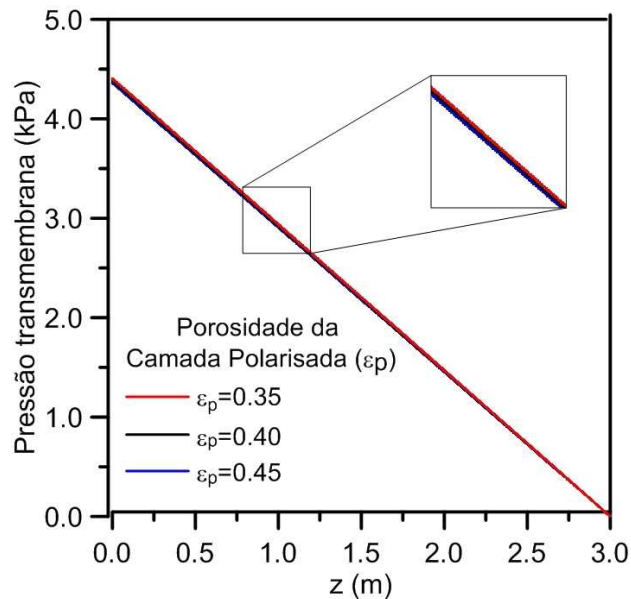


Figura 5.23: Efeito da porosidade da camada polarizada na pressão transmembrana ( $Re = 1000$ ,  $Sc = 1000$  e  $a_p = 63 \mu m$ ).



### 5.1.3 Efeito do diâmetro da partícula de óleo ( $a_p$ )

Na Figura 5.24 estão representados os perfis de concentração adimensional para três diâmetros da gota de óleo (53, 63 e 73  $\mu m$ ). Os resultados indicam que o diâmetro da gota de óleo influencia de forma significativa nos perfis de concentração de óleo. Observa-se igualmente um aumento da concentração adimensional de óleo na superfície da membrana de 1,79 para 2,41 com o aumento dos valores dos diâmetros das partículas de óleo 53  $\mu m$  para 73  $\mu m$ , respectivamente. O diâmetro médio das partículas de óleo tem influência direta na resistência específica ( $r_p$ ) da camada polarizada. O aumento do tamanho da partícula de óleo que é transportada para a região de interface fluido/membrana, acarreta a redução da resistência específica da camada polarizada, ou seja, a camada polarizada se torna mais permeável, conseqüentemente, aumentando o fluxo de permeado, como pode se ver na Figura 5.25, favorecendo o transporte convectivo de óleo em direção à interface fluido/membrana como pode ser observado no perfil de concentração apresentado na Figura 5.24. Desta forma, espera-se uma maior quantidade de partículas acumuladas na região de interface fluido/membrana, mesmo com o comportamento da pressão transmembrana ao longo da membrana mantendo-se praticamente a

mesma para os três diâmetros da gota de óleo analisadas, conforme pode ser observado na Figura 5.26.

Figura 5.24: Efeito do diâmetro da gota de óleo no perfil de concentração adimensional. ( $z/d = 50$ ,  $Re = 1000$ ,  $Sc = 1000$  e  $\epsilon_p = 0,35$ ).

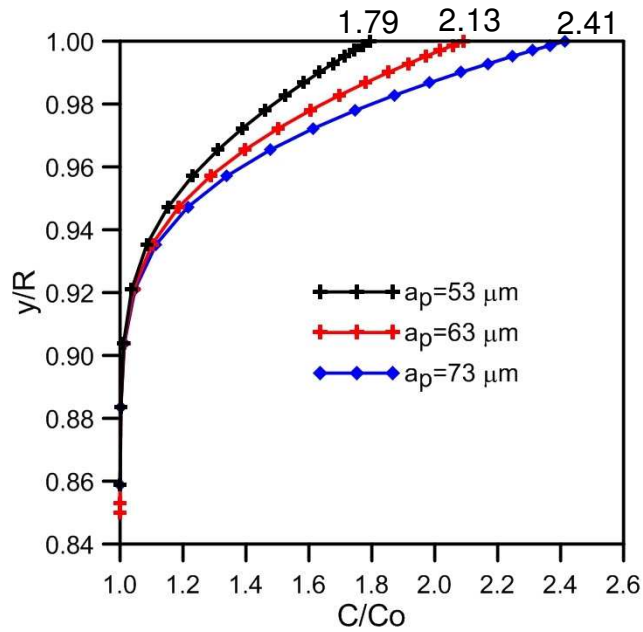


Figura 5.25: Velocidade média de permeação em função do diâmetro de partícula do óleo ( $Re = 1000$ ,  $Sc = 1000$  e  $\epsilon_p = 0,35$ ).

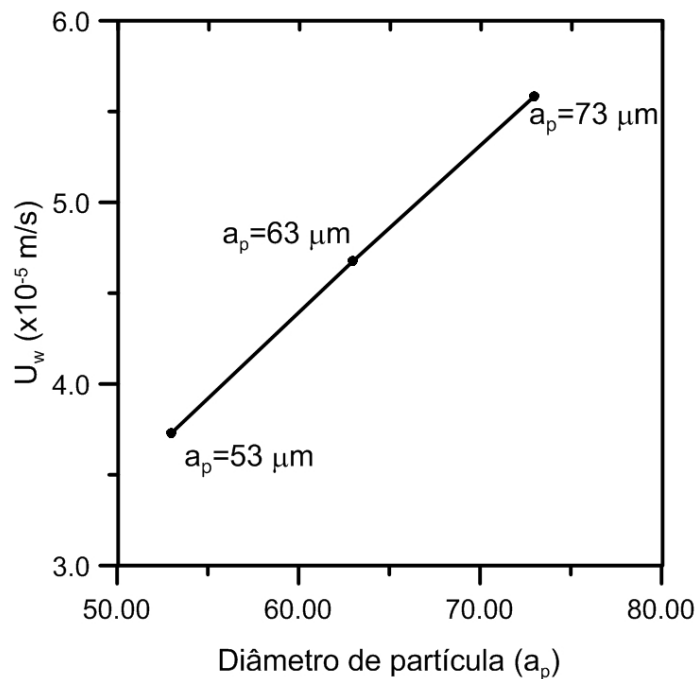
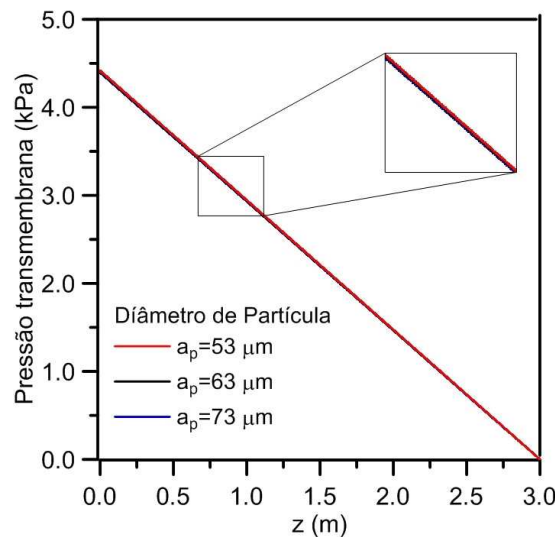




Figura 5.26: Efeito do diâmetro da gota de óleo na pressão transmembrana ( $Re = 1000$ ,  $Sc = 1000$  e  $a_p = 63\mu\text{m}$ ).



## 5.2 CASOS TRIDIMENSIONAIS

### 5.2.1 Aspectos geométricos dos módulos de filtração (I), (II) e (III).

O estudo geométrico dos módulos de filtração (I), (II) e (III) foi realizado com o objetivo de avaliar a influência da geometria no fluxo de permeado, pressão transmembrana, perfil da concentração de óleo no interior dos módulos, campo de concentração, campo de pressão e eficiência de retenção nos módulos 3D. As simulações foram realizadas considerando regime de escoamento turbulento, com exceção do caso 2, onde se considerou o regime de escoamento laminar, de forma que foi possível comparar e avaliar a influência do regime de escoamento sobre a formação da polarização por concentração.

#### 5.2.1.1 Fluxo de permeado, pressão transmembrana.

O campo de pressão foi avaliado para os módulos (I), (II) e (III), que possuem diferentes espaços anulares e diâmetros dos tubos de entrada e saída tangencial, porém, para um mesmo módulo, a espessura do espaço anular ( $e_a = D_e - D_i$ ) é igual aos diâmetros da entrada (E) e saída tangencial (S). Esta escolha assegura que a razão  $E/e_a$  ou  $S/e_a$  fossem iguais a 1, conferindo um comportamento semelhante nas três geometrias e assegurando o mesmo nível de expansão e contração da

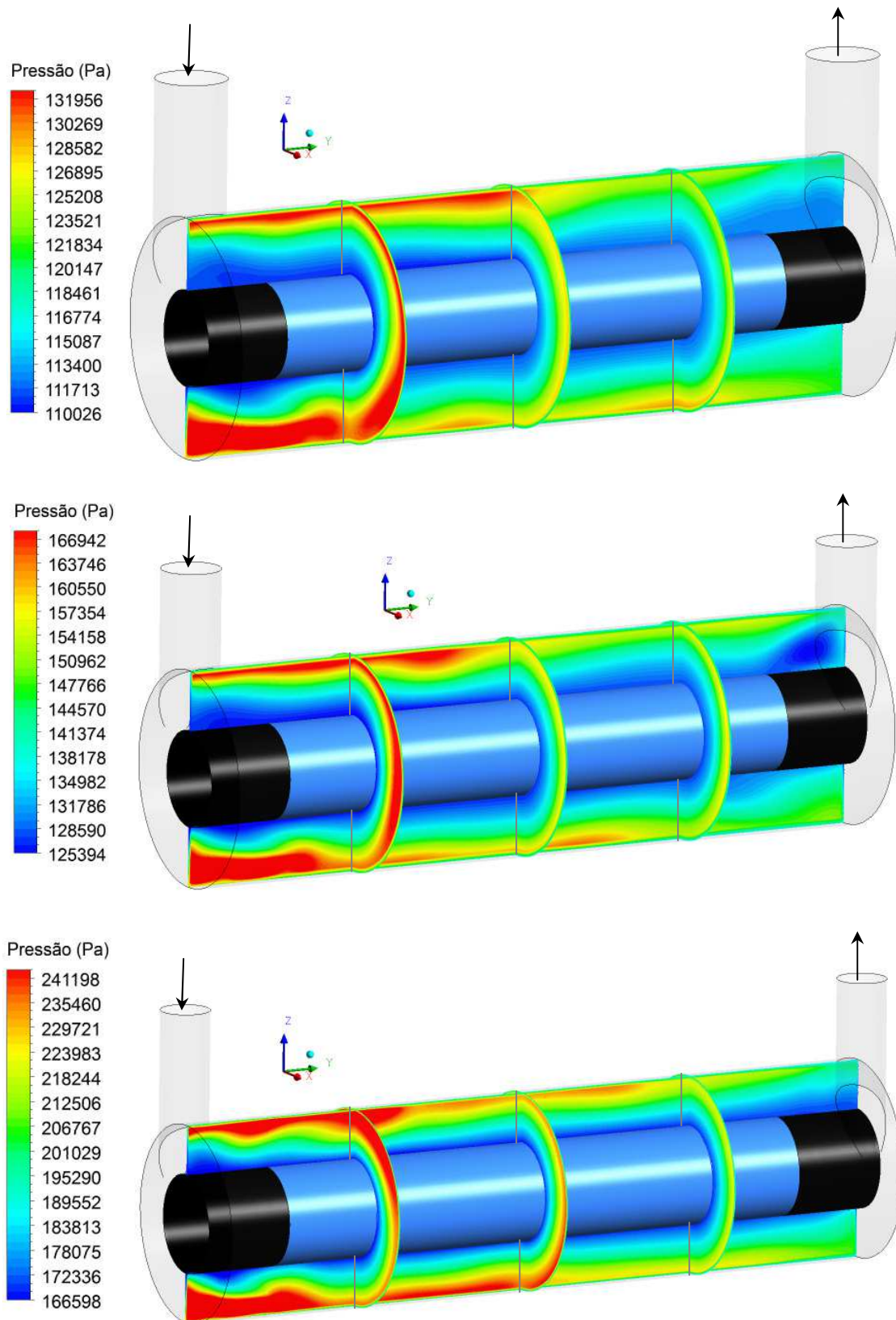
geometria, o que seria diferente para  $E/(D_e-D_i)>1$  ou  $E/(D_e-D_i)<1$ , conforme é relatado em Farias Neto (1997). Na Figura 5.27 (a), (b) e (c) estão representadas a distribuição de pressão no interior dos módulos para uma vazão de alimentação de 1,0 kg/s, para os três módulos estudados. Pode-se observar que a variação de pressão, para os três módulos estudados, são maiores próximos da região de entrada do fluido e nas vizinhanças do casco do módulo de filtração, e que reduz à medida que se aproxima da região de saída do concentrado e da parede da membrana cerâmica.

A perda de carga no sistema é decorrente ao atrito, ou seja, cisalhamento do fluido com as paredes do dispositivo e em decorrência do fluxo de permeado, que colabora para redução da velocidade do escoamento no espaço anular.

O campo de pressão para o Módulo I, Figura 5.27 (a), apresenta variações entre 110 kPa e 132 kPa, com uma pressão média na parede do permeado (interface fluido/membrana) igual a 111 kPa, o que corresponde a uma pressão transmembrana média próxima a 0,11 bar.

Ainda na Figura 5.27, é possível verificar um aumento nos valores das pressões médias na parede do permeado iguais a 126,4 kPa e 167,8 kPa, respectivamente, para os módulos II e III, o que corresponde a uma pressão transmembrana média próximo à 0,25 bar para o módulo II e 0,66 bar para o módulo III. Isto é resultado do aumento da velocidade do escoamento no interior do dispositivo devido à redução dos diâmetros dos tubos (entrada e saída) tangenciais e do espaço anular dos módulos de separação. Com o objetivo de avaliar o comportamento do perfil de pressão na interface fluido-membrana (permeado), foram tomadas quatro posições angulares,  $\theta$ , (0, 90, 180 e 270°), Figura 5.28, e foi representada a pressão em função da posição,  $y$ , ao longo da membrana cerâmica em  $\theta$  igual a 0, 90, 180 e 270°, conforme ilustrado na Figura 5.29 (a), (b) e (c). Observa-se que o módulo com menor diâmetro do tubo de entrada ( $E$ ) e espaço anular ( $e_a$ ) apresenta maiores valores da pressão na interface fluido-membrana. Este fato favorece um aumento da pressão transmembrana e, conseqüentemente um aumento na velocidade do filtrado. Comportamento semelhante foi observado nas simulações realizadas no domínio bidimensional apresentadas anteriormente, bem como nos trabalhos de Damak *et. al.* (2004a) e Geraldés (2001).

Figura 5.27: Campo de pressão no plano  $zx$  em  $y = 0,0375; 0,075; 0,1125$  m e no plano  $yz$ , (a) Módulo (I), (b) Módulo (II) e (c) Módulo (III), ( $C_0 = 1,0$  kg/m<sup>3</sup>,  $Q = 1,0$  kg/s,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $\mu = 1,1$  cP,  $a_p = 63$   $\mu$ m e  $k = 3 \times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>).



Para escoar o fluido da entrada do dispositivo à saída tangencial do concentrado, nas condições avaliadas, foi requerido para o módulo I uma diferença de pressão ( $\Delta P$ ) de 23,33 kPa, que corresponde a diferença de pressão entre a alimentação e a saída de concentrado. E para os módulos II e III valores de  $\Delta P$  iguais a 49,23 kPa e 114,25 kPa, respectivamente, sendo estas diferenças a barreira necessária para transportar a mistura pelo interior dos módulos.

Na Tabela 5.1, estão representadas as potências de bombeamento requeridas para cada uma das diferenças de pressão dos módulos de separação I, II e III.

Tabela 5.1: Cálculos das perdas de carga e das potências requeridas pela bomba.

	Módulo I	Módulo II	Módulo III
Diferença de Pressão	23,33 kPa	49,23 kPa	114,25 kPa
Potência da bomba	23,4 W	49,4 W	114,6 W

Figura 5.28: Ilustração do posicionamento das linhas na superfície da membrana onde foram coletados os dados referentes ao fluxo de permeado.

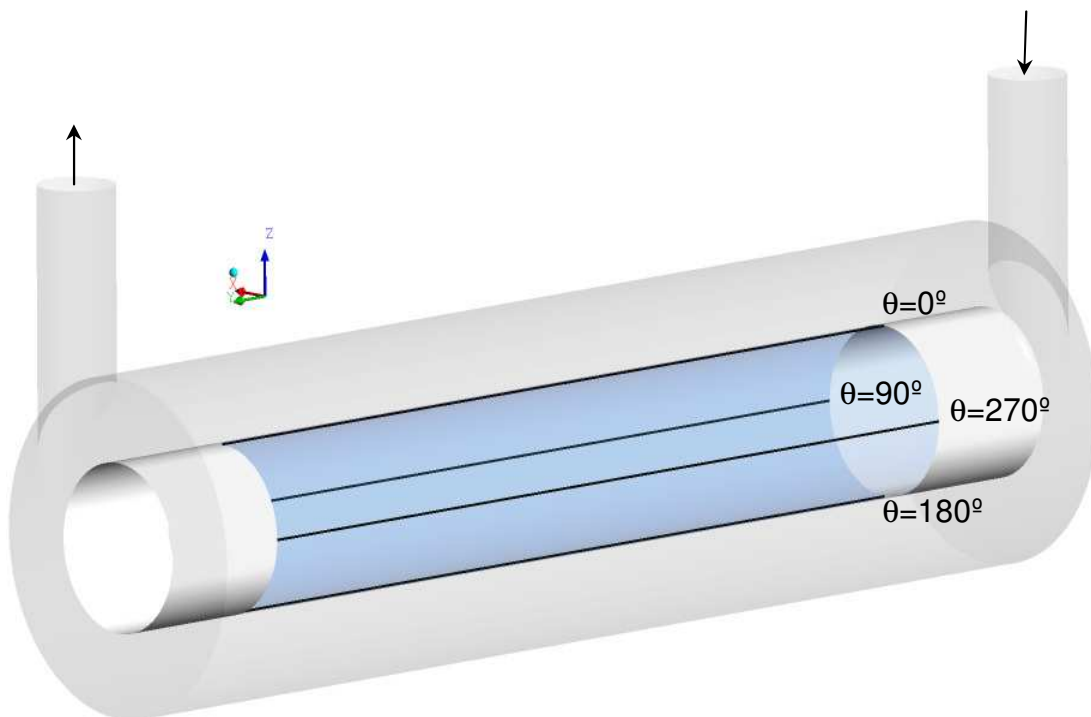
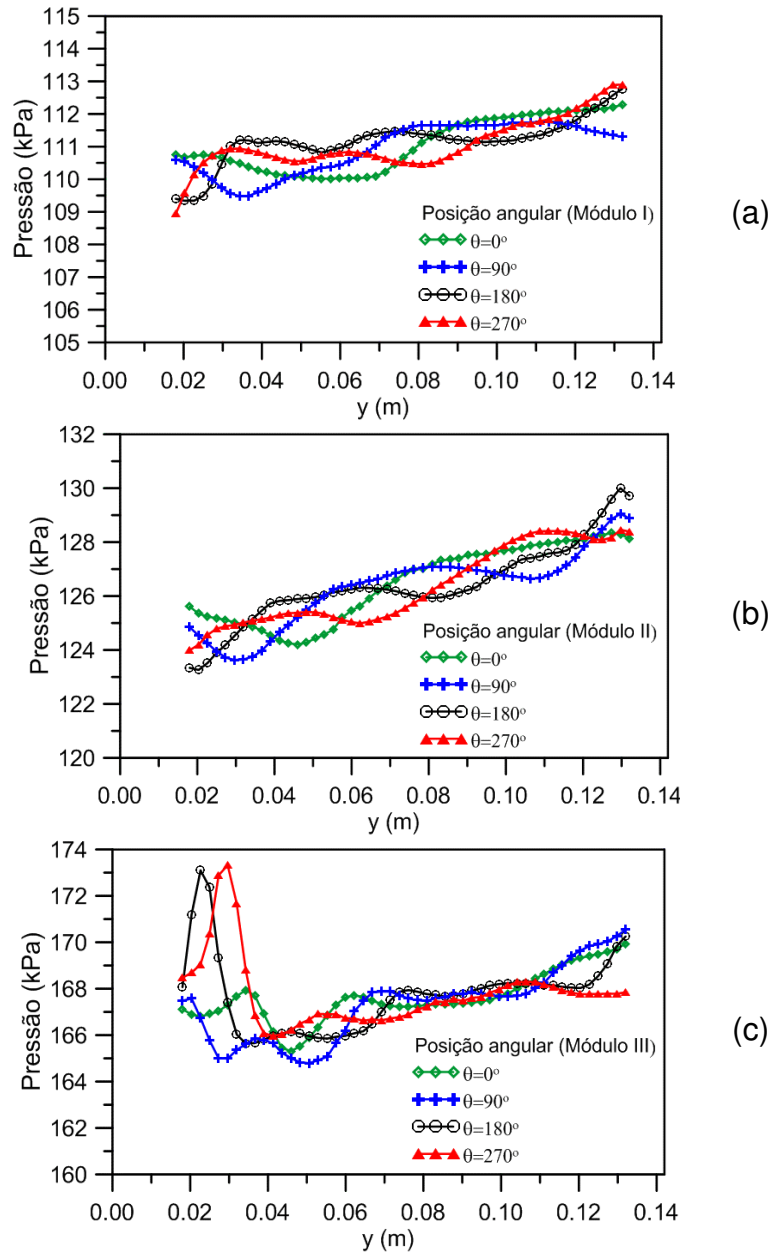


Figura 5.29: Pressão na parede permeável, nas posições angulares  $\theta$  (0, 90, 180 e 270°), em função do comprimento da membrana para os três módulos (I, II e III) avaliados ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



### 5.2.1.2 Campo de concentração.

O campo de concentração foi avaliado para os três Módulos de filtração, que possuem diferentes espaços anulares e diâmetros dos tubos tangenciais como apresentada na Tabela 4.1.

Na Figura 5.30 (a), (b) e (c) são representadas os campos de concentração do soluto sobre um plano longitudinal yz, bem como sobre três planos transversais xz (A, B e C) para os três módulos de separação (I, II e III). Observa-se, nos três módulos, a existência de regiões onde a concentração de óleo é próxima da concentração da alimentação ( $1,0 \text{ kg/m}^3$ ), e concentrações mais elevadas à medida que o fluxo se aproxima da saída do concentrado.

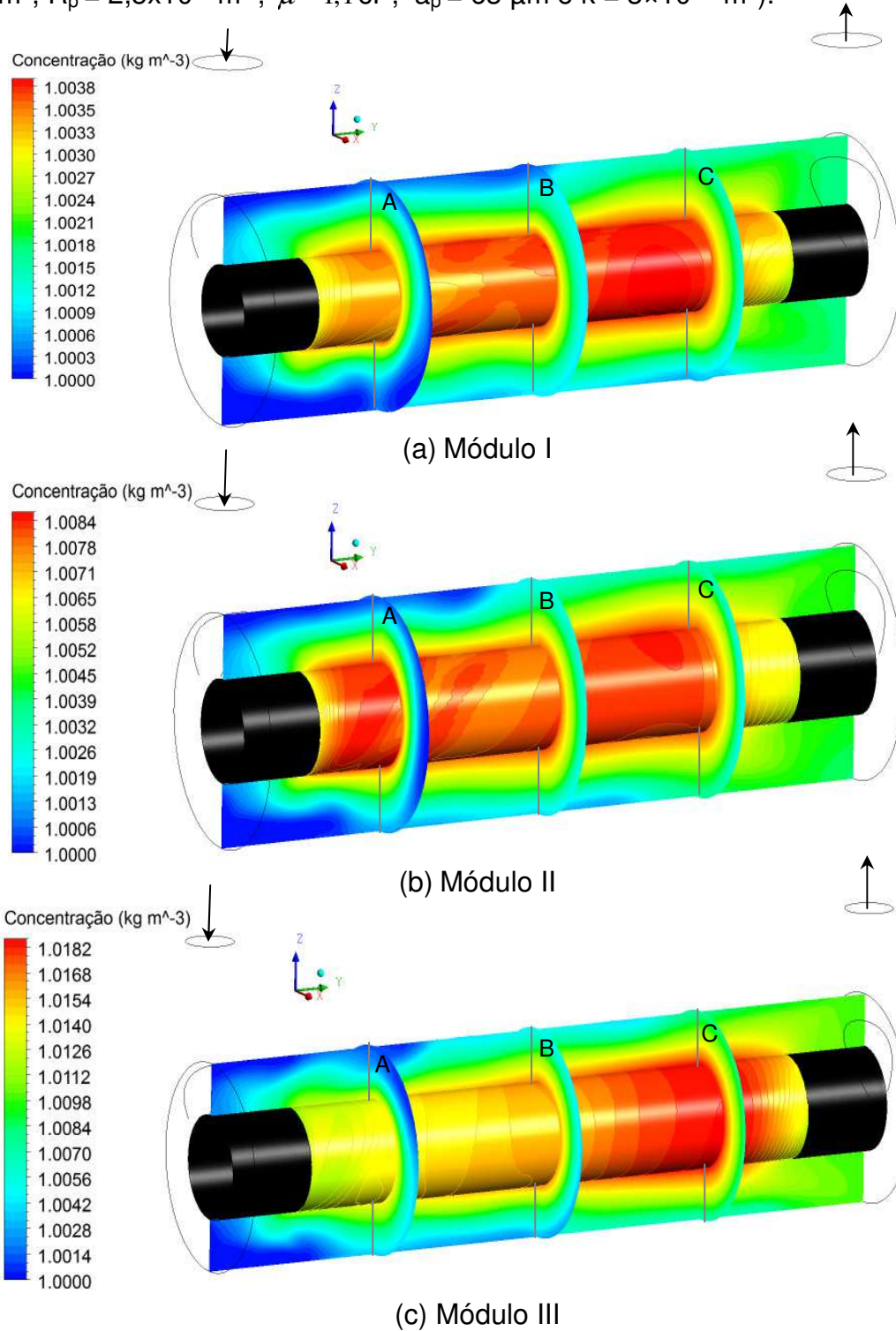
Ainda na Figura 5.30 é possível verificar que devido a sucção provocada pela pressão transmembrana as maiores concentrações de óleo encontra-se próximo a parede do permeado para os três módulos avaliados, assim como observado para a simulação 2D. Porém, devido à turbulência do meio, provocada pela velocidade do escoamento, e principalmente, devido à configuração dos módulos com entrada e saída tangencial e espaço anular que favorece o escoamento turbilhonar, o gradiente de concentração apresenta-se disperso em todo espaço anular, ou seja, não há formação da camada polarizada tão nítida como no escoamento laminar 2D avaliada anteriormente. A quebra da camada polarizada pelo escoamento turbilhonar significa uma maior transferência de massa, que limita a formação de uma camada limite de concentração de óleo na interface fluido/membrana em decorrência da hidrodinâmica do escoamento, e conseqüentemente, uma redução da resistência ao fluxo de permeado devido à deposição de soluto na parede da membrana. Em outras palavras, o efeito da redução do fluxo de permeado provocado pela polarização por concentração na parede da membrana é minimizado.

Comparando o campo de concentração apresentado pelos três módulos de filtração, verificou-se que o módulo III apresentou uma concentração média de óleo na parede do permeado em torno de  $1,015 \text{ kg/m}^3$ , maior que os módulos I e II com concentrações médias de aproximadamente  $1,003 \text{ kg/m}^3$  e  $1,007 \text{ kg/m}^3$ , respectivamente. Embora a formação da polarização por concentração tenha sido substancialmente reduzida pela hidrodinâmica do escoamento, a presença de óleo na superfície da membrana não é completamente eliminada, tendo em vista que o diferencial de pressão (pressão transmembrana) e o fluxo de permeado agem atraindo as partículas de óleo e as mantem aderidas à parede do permeado. O aumento da pressão transmembrana e do fluxo de permeado auxiliam esse processo. Na Figura 5.30 observa-se que o módulo III apresentou maior



concentração de óleo ao longo da parede do permeado, contudo, foi o módulo que forneceu a maior velocidade de permeado, como pode ser observado nas Figuras 5.31, 5.32 e 5.33.

Figura 5.30: Campo de concentração no plano  $zx$  em  $y= 0,0375; 0,075; 0,1125$  m e no plano  $yz$ , (a) Módulo (I), (b) Módulo (II) e (c) Módulo (III), ( $Q = 1,0$  kg/s,  $C_0 = 1,0$  kg/m<sup>3</sup>,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $\mu = 1,1$  cP,  $a_p = 63$   $\mu$ m e  $k = 3 \times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>).



Nas Figuras 5.31 a 5.33, estão representadas as velocidades de permeado,  $U_w$ , em função da posição  $y$  ao longo da membrana em quatro posições angulares ( $0, 90, 180$  e  $270^\circ$ ), conforme ilustrado na Figura 5.28. É possível verificar uma redução d velocidade de permeação com o comprimento da membrana para os três módulos avaliado. Isso ocorre devido ao aumento da concentração de óleo ao longo do comprimento da membrana à medida que o fluxo de permeado ocorre com a distância axial do escoamento. Além disso, a redução da velocidade do escoamento no espaço anular devido à perda de carga e a redução da quantidade de matéria pelo próprio fluxo de permeado favorece a redução do fluxo de permeado ao longo da membrana.

Figura 5.31: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $D_e = 15,0$  mm,  $k = 3 \times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $Q = 1,0$  kg/s,  $C_0 = 1,0$  kg/m<sup>3</sup> e  $a_p = 63$  μm) – Módulo I.

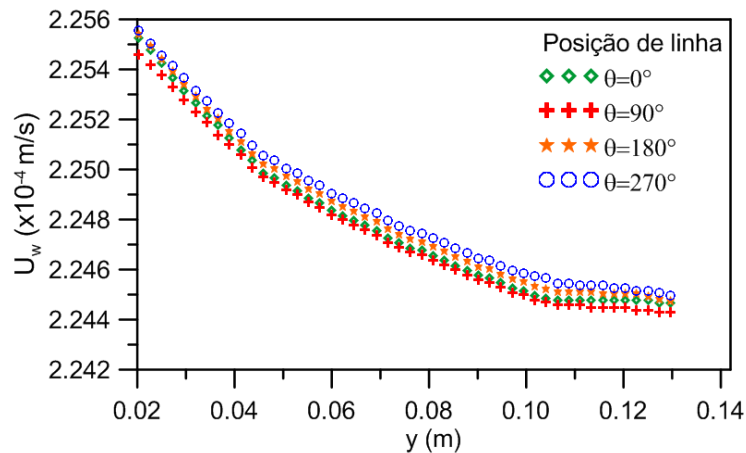


Figura 5.32: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $D_e = 12,5$  mm,  $k = 3 \times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $Q = 1,0$  kg/s,  $C_0 = 1,0$  kg/m<sup>3</sup> e  $a_p = 63$  μm) – Módulo II.

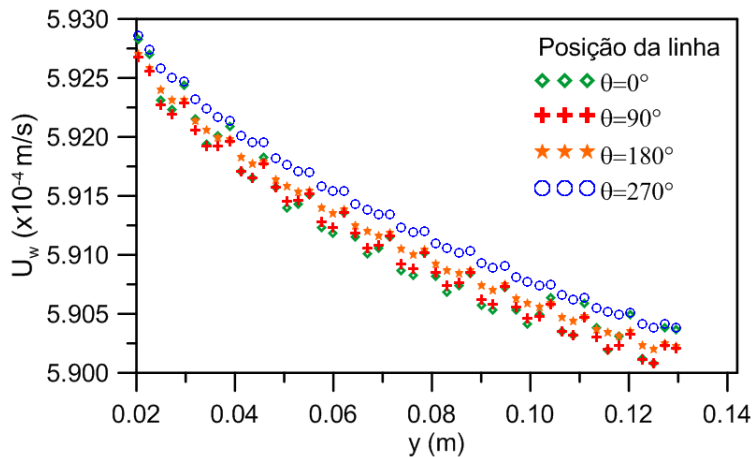
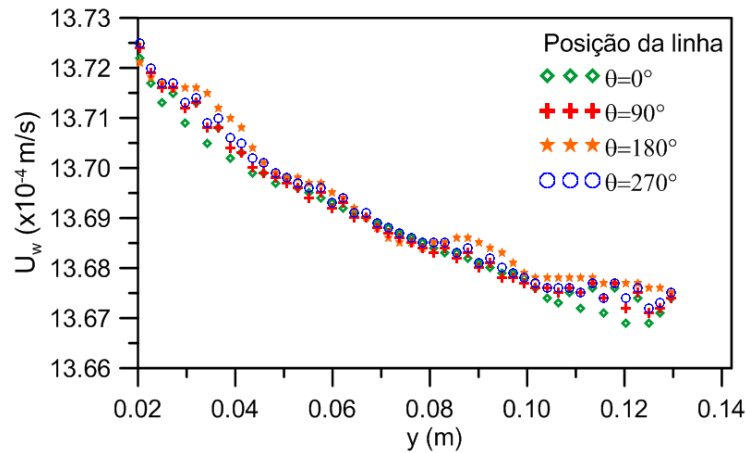




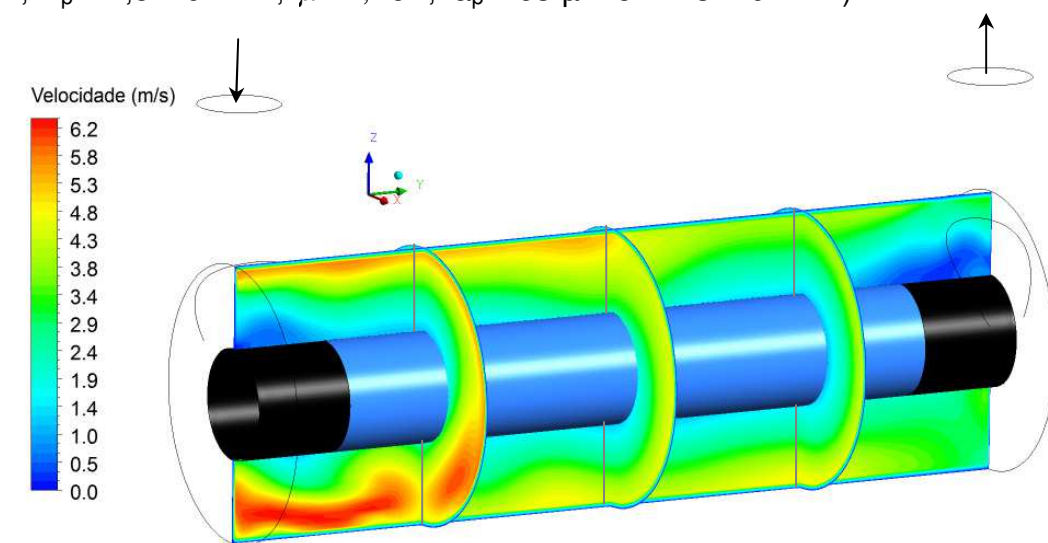
Figura 5.33: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $D_e = 10,0 \text{ mm}$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ) – Módulo III.



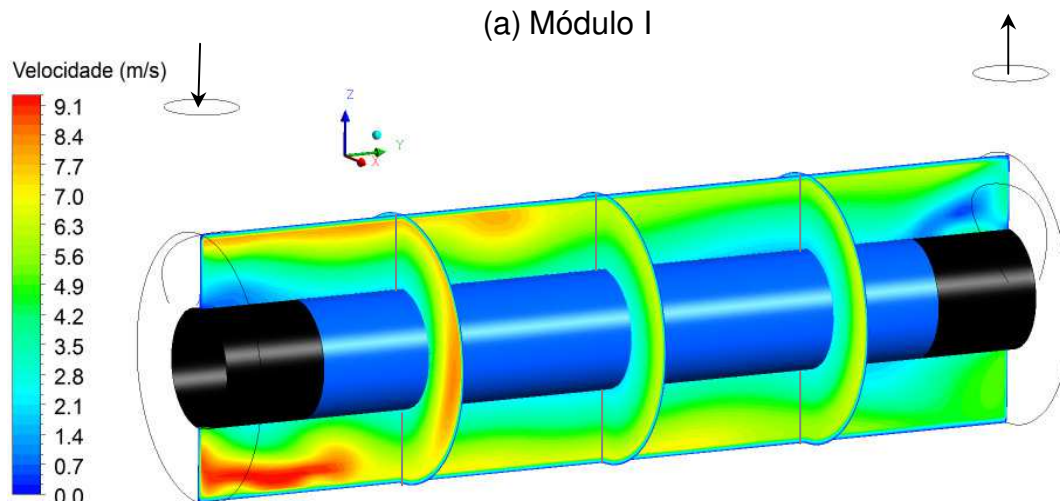
Comparando as velocidades de permeado apresentado pelos três módulos de filtração (Figura 5.31 a 5.33), verificou-se que o módulo III apresenta uma velocidade de permeação média em torno de  $13,7 \times 10^{-4} \text{ m/s}$ , superior aos módulos I e II, com velocidade de permeação média aproximada de  $2,25 \times 10^{-4} \text{ m/s}$  e  $5,92 \times 10^{-4} \text{ m/s}$ , respectivamente. Como discutido anteriormente, a redução dos diâmetros dos tubos tangenciais (entrada (E) e saída (S)) e o espaço anular ( $e_a$ ) acarreta no aumento da velocidade do escoamento pelo interior do dispositivo casco/membrana como ilustrado na Figura 5.34, aumentando a turbulência do escoamento e da pressão do sistema, e, conseqüentemente, da pressão transmembrana, o que favorece o fluxo convectivo para dentro do meio poroso, promovendo o fluxo de permeado.

Os módulos de filtração I, II e III apresentaram coeficiente de rejeição, calculado utilizando a Equação 2.5, de 99,9, 99,7 e 99,0%, respectivamente, o que implica em uma alta taxa de rejeição da membrana ao soluto, o que é desejável, visto que o objetivo da filtração por membrana é obter uma água tratada (obtida na corrente de permeado) isenta ou com a menor quantidade possível de óleo. Como a força motriz na forma de pressão do escoamento e na interface fluido/membrana aumentou do módulo I ao módulo III, devido à redução das dimensões geométricas dos dispositivos, a pressão auxilia ao fluxo de permeado e força a passagem de soluto pela parede porosa da membrana, reduzindo a eficiência de retenção e aumentando a concentração de óleo no permeado como mostra a Tabela 5.2.

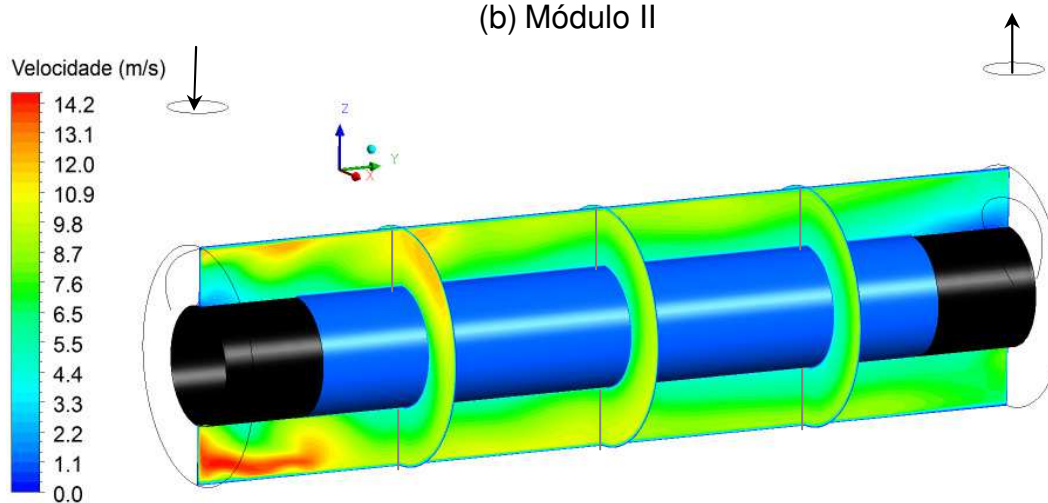
Figura 5.34: Campo de velocidade no plano  $zx$  em  $y= 0,0375; 0,075; 0,1125$  m e no plano  $yz$ , (a) Módulo (I), (b) Módulo (II) e (c) Módulo (III), ( $Q = 1,0$  kg/s,  $C_0 = 1,0$  kg/m<sup>3</sup>,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $\mu = 1,1$  cP,  $a_p = 63$   $\mu$ m e  $k = 3 \times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>).



(a) Módulo I



(b) Módulo II



(c) Módulo III

Tabela 5.2: Concentração media de óleo no permeado para os módulos avaliados.

	Módulo I	Módulo II	Módulo III
Concentração de óleo no permeado (mg/L)	1,0	3,0	10,0

Todos os módulos apresentaram eficiência de retenção superior a 99% e o módulo III apresentou um fluxo de permeado 6,0 vezes maior que o módulo I e 2,3 maior que o módulo II. Optou-se em adotar o módulo III para avaliar o efeito de outros parâmetros operacionais, tendo em vista que a concentração de óleo no permeado pode ser reduzida alterando a vazão de alimentação, a permeabilidade da membrana, viscosidade da mistura, dentre outros parâmetros, que são avaliados mais adiante.

### 5.2.2 Efeito do regime de escoamento (laminar e turbulento)

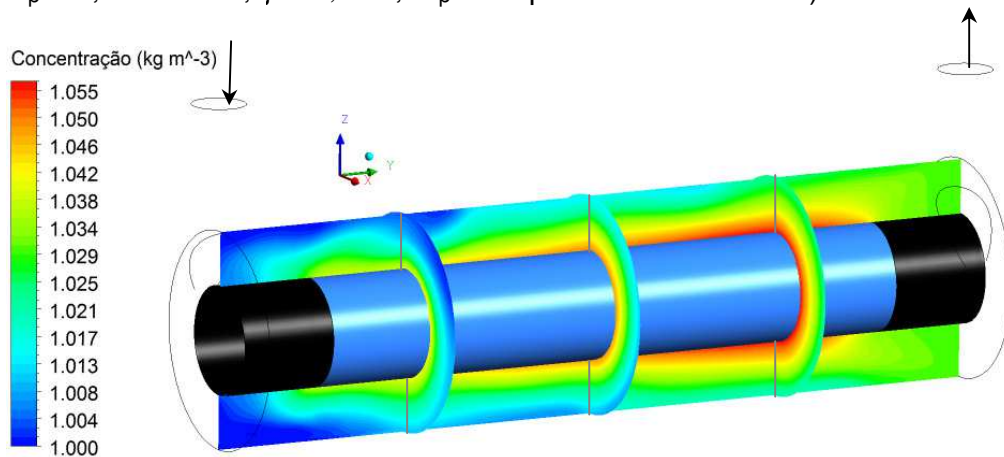
A hidrodinâmica do escoamento no interior do módulo de permeação mostrou-se um importante fator para a dispersão da camada polarizada, favorecendo o fluxo de permeado.

Esse fenômeno pode ser evidenciado ao se comparar o processo de filtração sob os regimes de escoamento laminar e turbulento. Para realizar essa comparação, utilizou-se os casos 1 e 2 apresentados na Tabela 4.2, onde para o caso 1 a vazão mássica de alimentação foi igual a 1,0 kg/s e para o caso 2 igual a 0,002 kg/s de modo que o regime de escoamento laminar fosse atingido, sendo mantidos fixos todos os outros parâmetros operacionais.

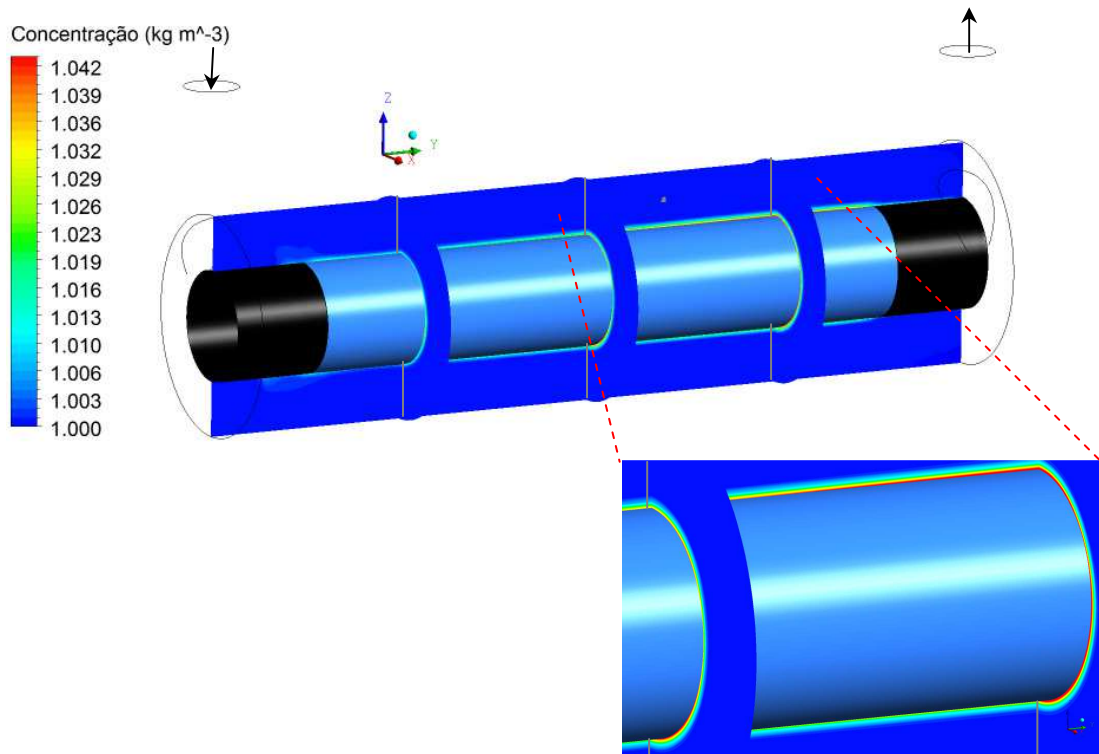
Analisando os campos de concentração apresentados na Figura 5.35 (a) e (b), observa-se uma importante diferença no comportamento do gradiente de concentração no interior dos dispositivos. O escoamento turbulento embora apresente uma concentração de óleo um pouco maior próxima à parede do permeado, o gradiente de concentração encontra-se disperso no espaço anular e esta sendo transportado pelo escoamento. Por outro lado, no caso do escoamento laminar, o gradiente de concentração encontra-se condensada nas vizinhanças da membrana cerâmica favorecendo a formação de uma camada limite de concentração de espessura delgada, criando uma resistência ao fluxo de permeado

superior ao observado no escoamento em regime turbulento. A concentração máxima de óleo na superfície da membrana no regime turbulento foi de  $1,059 \text{ kg/m}^3$  e a concentração média de  $1,0354 \text{ kg/m}^3$ , enquanto que no regime laminar a concentração máxima de óleo na superfície da membrana foi de  $1,052 \text{ kg/m}^3$  e a concentração média igual a  $1,029 \text{ kg/m}^3$ .

Figura 5.35: Campo de concentração no plano  $zx$  em  $y= 0,0375; 0,075; 0,1125 \text{ m}$  e no plano  $yz$ , (a) Escoamento Turbulento (I), (b) Escoamento Laminar (II). ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ).



(a) Módulo com regime de escoamento turbulento no anular ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ).



(b) Módulo com regime de escoamento laminar no anular e detalhe da polarização por concentração ( $Q = 0,002 \text{ kg/s}$ ).

Na Figura 5.35 (b) tem-se um detalhe do campo de concentração ratificando que o gradiente de concentração se condensa numa fina camada conhecida por camada de polarização por concentração do soluto.

Nas Figuras 5.36 e 5.37 são apresentados o comportamento da velocidade de permeado e nas Figuras 5.38 e 5.39 o perfil da pressão transmembrana ao longo do comprimento da membrana nas posições angulares 0, 90, 180 e 270°, como ilustrado na Figura 5.28, para os dois casos analisados. Pode-se observar que devido aos fortes gradientes de concentração de óleo próximo à superfície da membrana observada quando do escoamento no regime laminar, a velocidade de permeação e a pressão transmembrana mostram-se muito inferiores quando comparado com o módulo de separação apresentado no regime de escoamento turbulento. A velocidade de permeação média para o regime de escoamento turbulento foi de  $4,0 \times 10^{-3}$  m/s para uma pressão transmembrana de 61,0 kPa ou 0,61 bar, enquanto que no caso do escoamento laminar, a velocidade de permeação média foi igual a  $9,5 \times 10^{-8}$  m/s para uma pressão transmembrana de 0,27 kPa ou 0,0027 bar.

Figura 5.36: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 0,002$  kg/s,  $k = 1 \times 10^{-10}$  m<sup>2</sup>,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $C_0 = 1,0$  kg/m<sup>3</sup> e  $a_p = 63$  μm) – Regime Laminar.

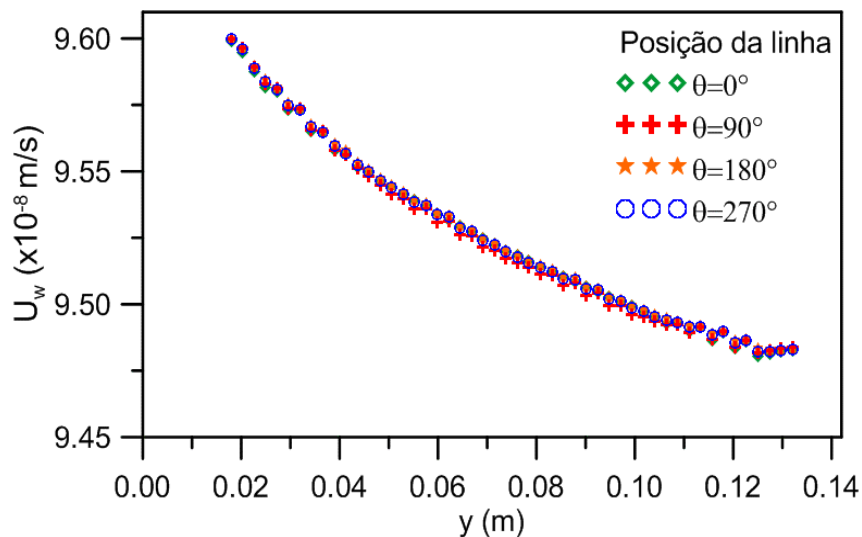
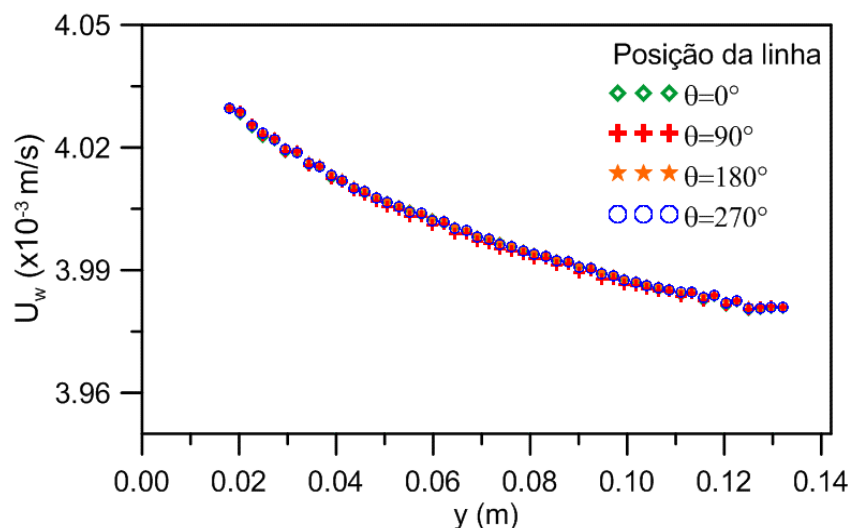


Figura 5.37: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ) – Regime turbulento.



Um resultado interessante pode ser verificado ao se analisar o comportamento da pressão na superfície da membrana (Figura 5.38 e 5.39) sobre as linhas nas posições angulares,  $\theta$ , iguais a 0, 90, 180 e 270°. Para o caso em que o escoamento laminar no interior do módulo de permeação foi utilizado, ocorreu uma redução da pressão com o comprimento da membrana simétrico com a posição angular, como era esperado, o que justificaria um estudo em um domínio bidimensional, pois os efeitos de entrada e saída do fluido podem ser desprezados sobre a membrana cerâmica, como ilustrado na Figura 5.38. Situação diferente é observada para o escoamento turbulento no interior do módulo de permeação, Figura 5.39. Observam-se comportamentos distintos da distribuição de pressão ao longo do comprimento da membrana nas quatro posições angulares avaliadas (0, 90, 180 e 270°) o que indica a forte característica tridimensional do escoamento.

Nota-se ainda na Figura 5.39, que nas regiões próximas da entrada tangencial (entre 0,02 e 0,065 m da superfície da membrana) a presença de picos e vales de pressões decorrentes das intensas intensidades turbilhonares<sup>1</sup> nesta região. Em seguida, observa-se um decréscimo nas flutuações da pressão,

<sup>1</sup> A intensidade turbilhonar sendo, então, definido, segundo Gupta *et al.* (1984), como sendo a razão entre o momento angular do escoamento por unidade de massa e o produto do raio do duto de escoamento e o momento axial do escoamento por unidade de massa.

tendendo a uma não dependência da posição angular,  $\theta$ , (entre 0,085 e 0,110 m na membrana). A partir desta posição nota-se o efeito da saída tangencial sobre o escoamento e, conseqüentemente, na pressão na interface da membrana. Comportamento semelhante foi observado por Morsi e Clayton (1984), Legentilhomme e Legrand (1991), Aouabed *et al.* (1994), Lefèbvre (1996) e Farias Neto (1997) utilizando um dispositivo semelhante ao módulo de separação avaliado, porém os dois tubo eram impermeáveis.

Figura 5.38: Pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 0,002 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ).

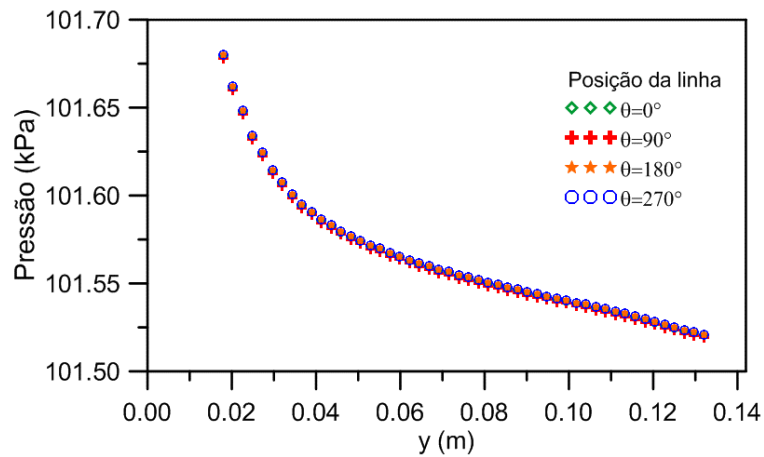
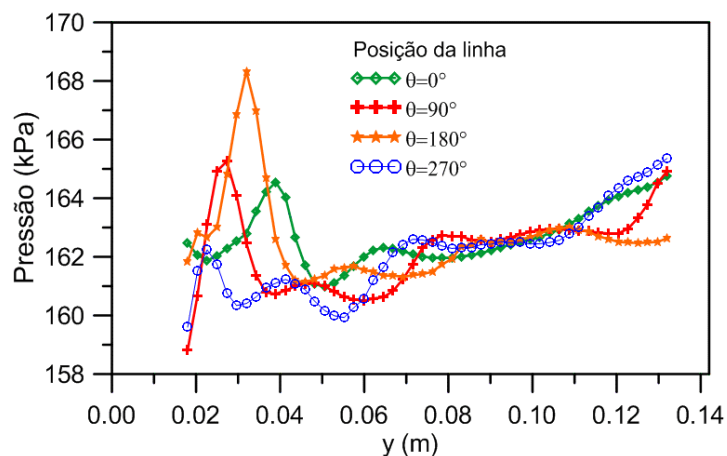


Figura 5.39: Pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ).



O entendimento do comportamento da pressão no interior no módulo de permeação pode ser melhor compreendido ao se analisar o campo vetorial de



velocidade para o regime de escoamento laminar e turbulento nos planos em  $\theta = 0^\circ$ ,  $90^\circ$ ,  $180^\circ$  e  $270^\circ$  como ilustrados na Figura 5.40. Importantes resultados foram obtidos levando em consideração o efeito da vazão de alimentação no campo vetorial de velocidade quando fixado todos os outros parâmetros operacionais. Para baixa vazão de alimentação,  $0,002 \text{ kg/s}$ , verifica-se um perfil do campo de velocidade característico do escoamento laminar (Figuras 5.41 a 5.44) à medida que o fluxo se afasta da região de entrada. Ao aumentar a vazão de alimentação para  $1,0 \text{ kg/s}$  são verificados escoamentos reversos com formação de vórtice no interior do módulo desde a entrada da corrente de alimentação no anular até a saída do concentrado e próximo a parede do permeado (Figuras 5.45 a 5.48). Portanto, há um aumento na quantidade de movimento no interior do módulo de permeação, com a presença da recirculação de fluxo, que por sua vez dificulta a formação da camada polarizada com o conseqüente aumento na transferência de massa. A formação de vórtices ocorre devido à separação da camada limite do escoamento da superfície da membrana, surgindo assim gradientes de pressão adversos que provoca a recirculação do fluido.

Figura 5.40: Ilustração do posicionamento dos planos no interior do módulo de filtração.

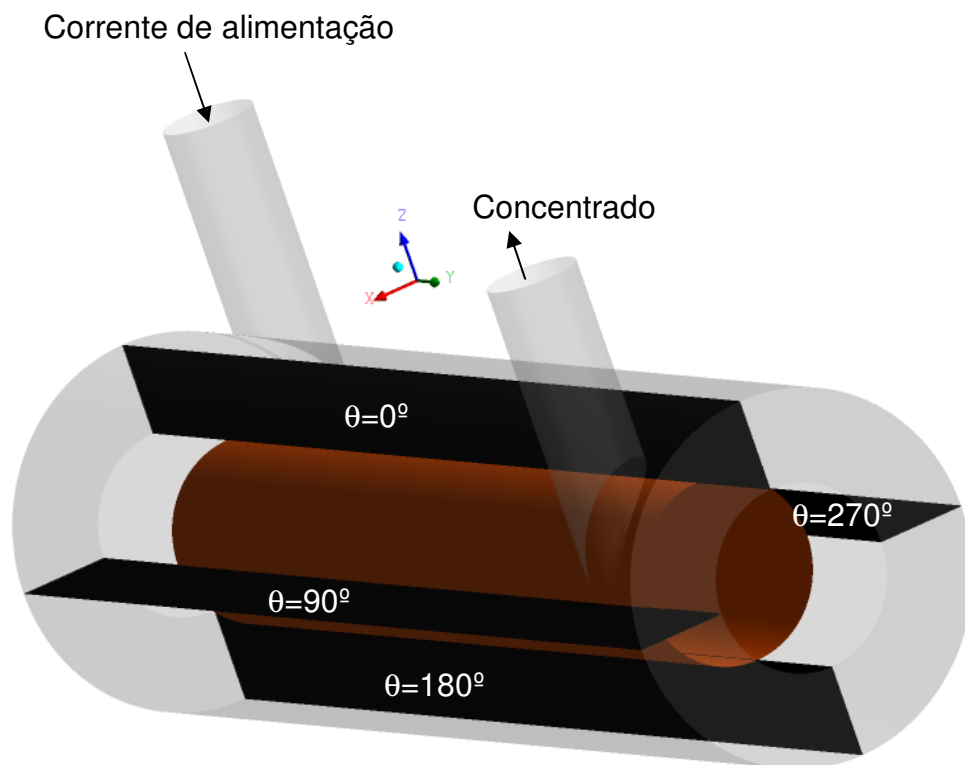




Figura 5.41: Vetor velocidade para o regime de escoamento laminar sob o plano em  $\theta = 0^\circ$  ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $Q = 0,002 \text{ kg/s}$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$  e  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ) - Regime laminar.

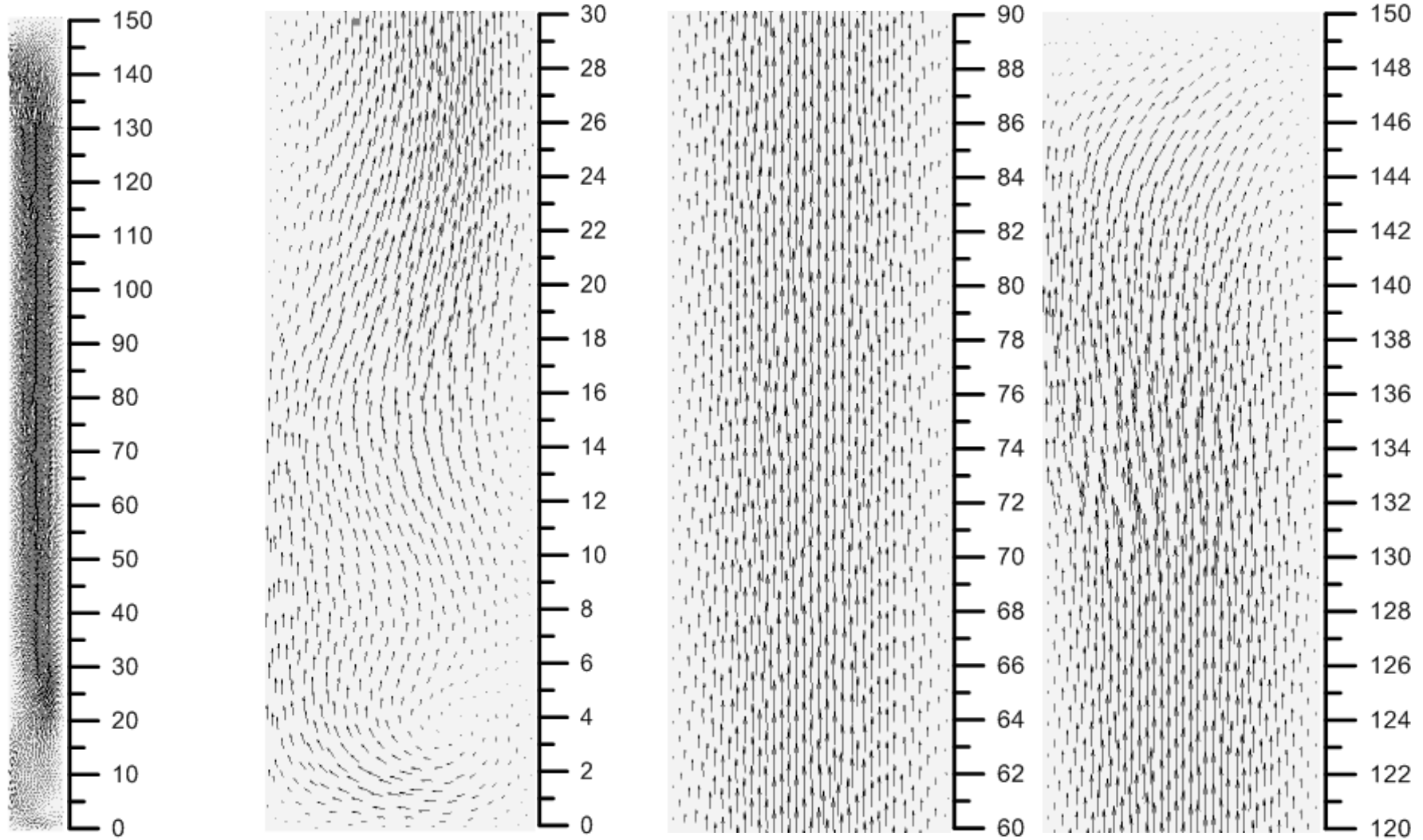


Figura 5.42: Vetor velocidade para o regime de escoamento laminar sob o plano em  $\theta = 90^\circ$  ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $Q = 0,002 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$  e  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ).

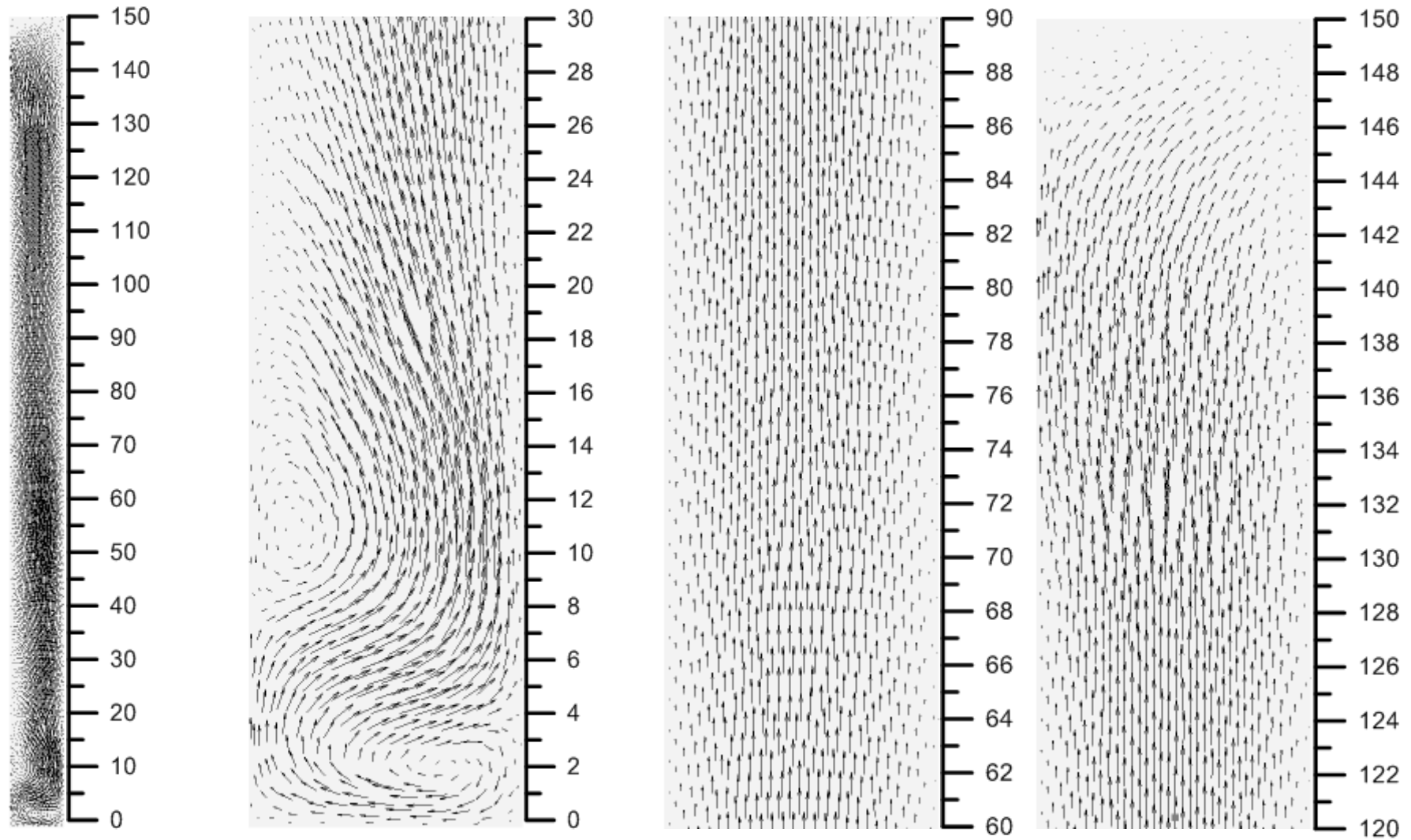


Figura 5.43: Vetor velocidade para o regime de escoamento laminar sob o plano em  $\theta = 180^\circ$  ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $Q = 0,002 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$  e  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ).

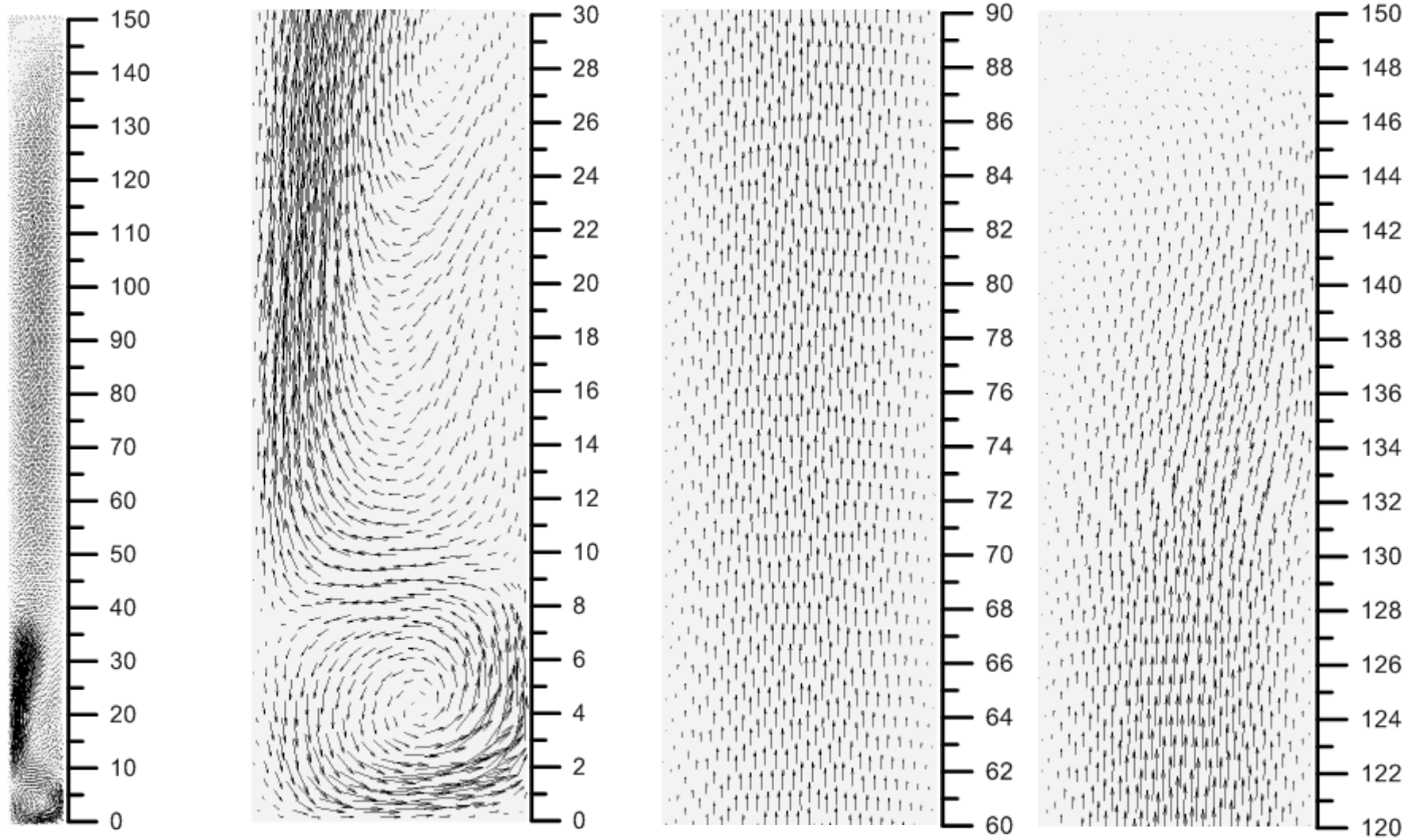


Figura 5.44: Vetor velocidade para o regime de escoamento laminar sob o plano em  $\theta = 270^\circ$  ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $Q = 0,002 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$  e  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ).

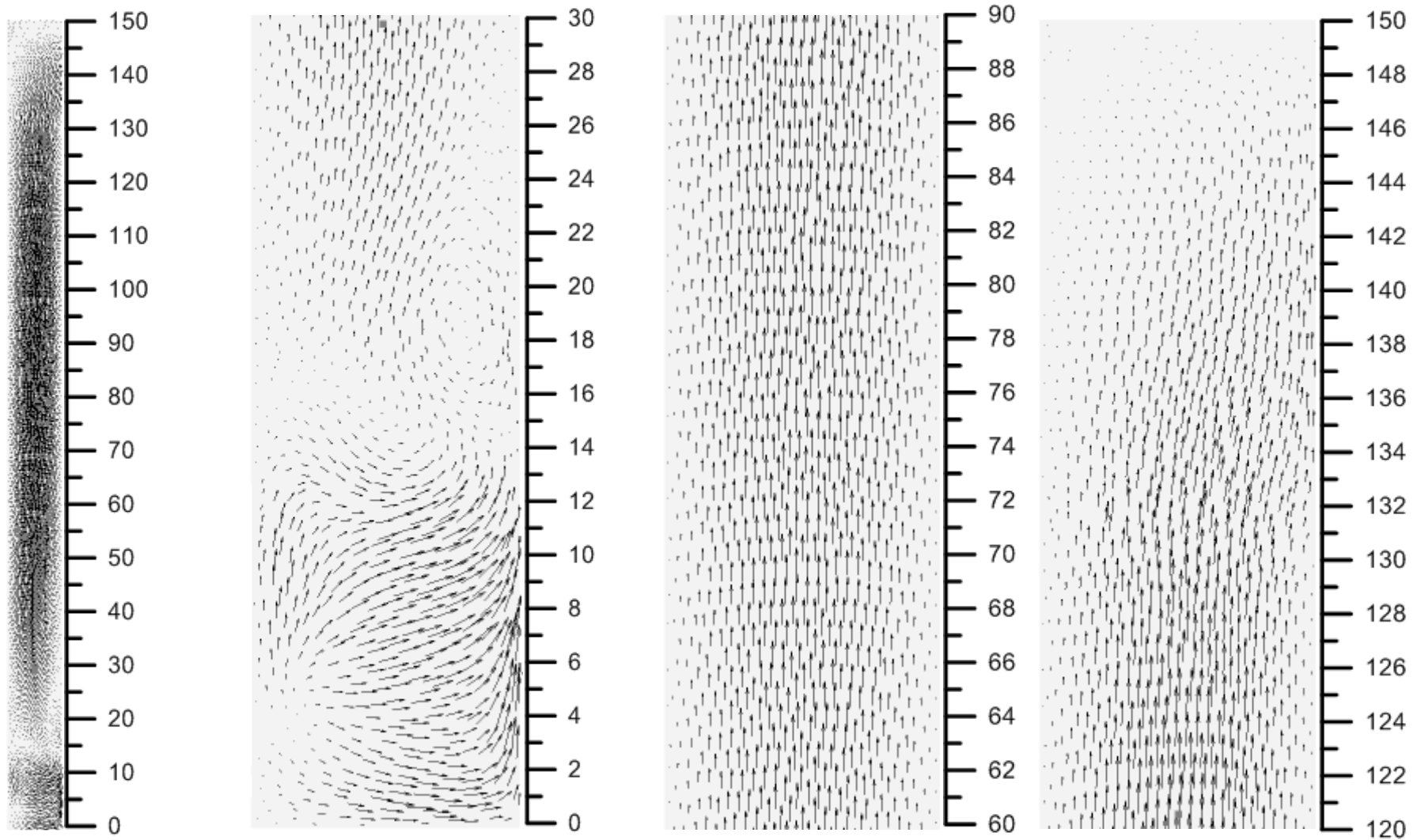


Figura 5.45: Vetor velocidade para o regime de escoamento turbulento sob o plano em  $\theta = 0^\circ$  ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$  e  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ) - Regime turbulento.

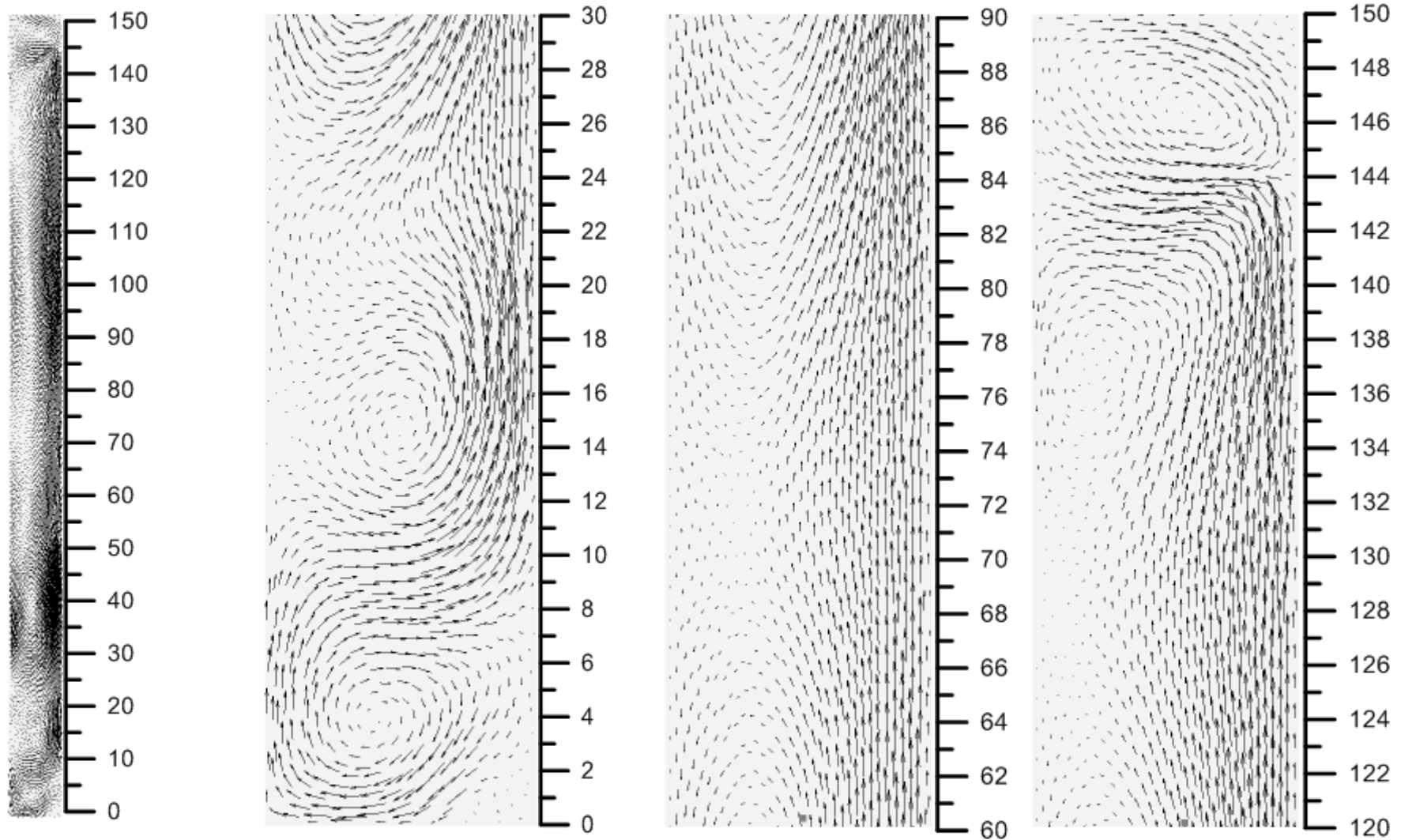


Figura 5.46: Vetor velocidade para o regime de escoamento turbulento sob o plano em  $\theta = 90^\circ$  ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$  e  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ).

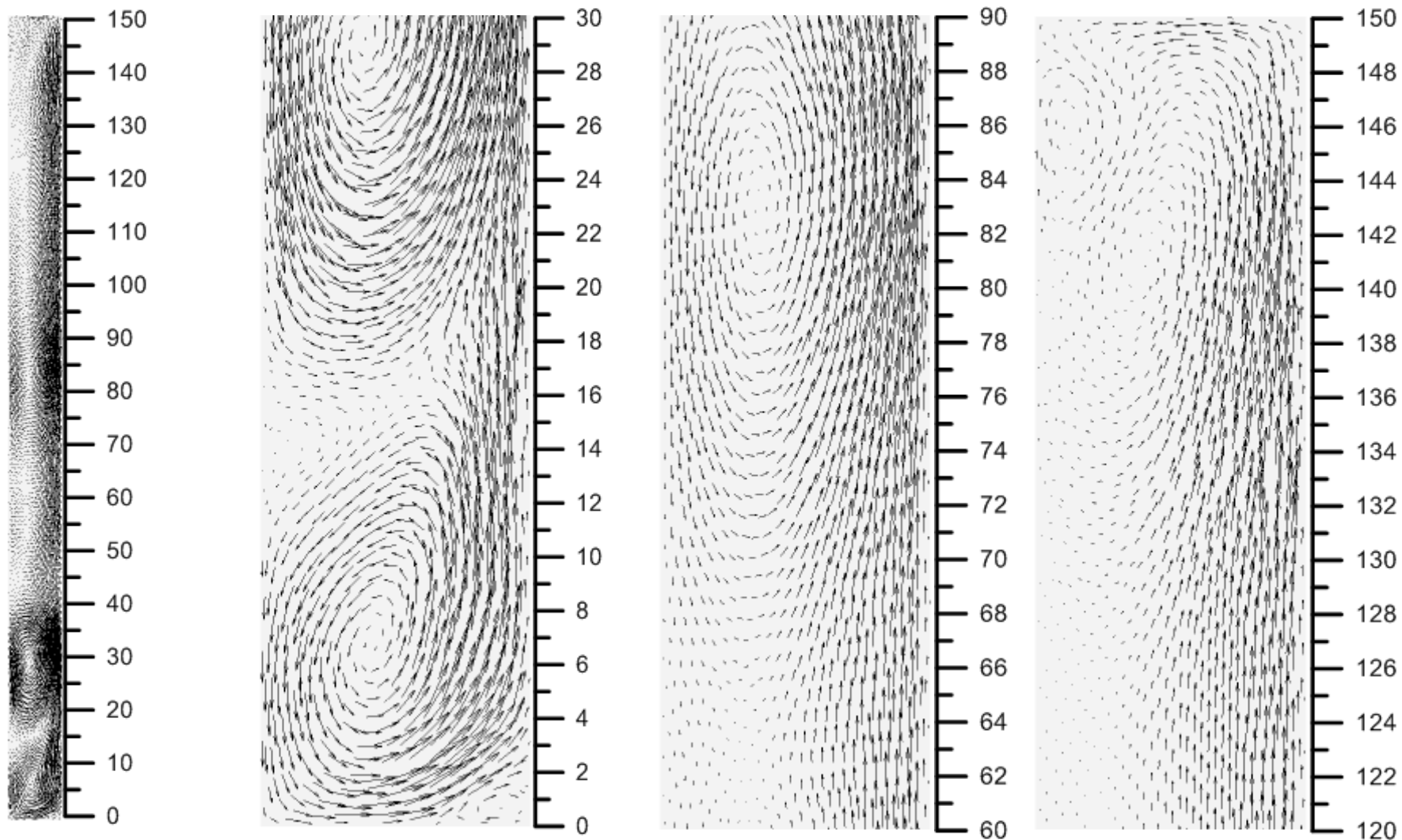


Figura 5.47: Vetor velocidade para o regime de escoamento turbulento sob o plano em  $\theta = 180^\circ$  ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$  e  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ).

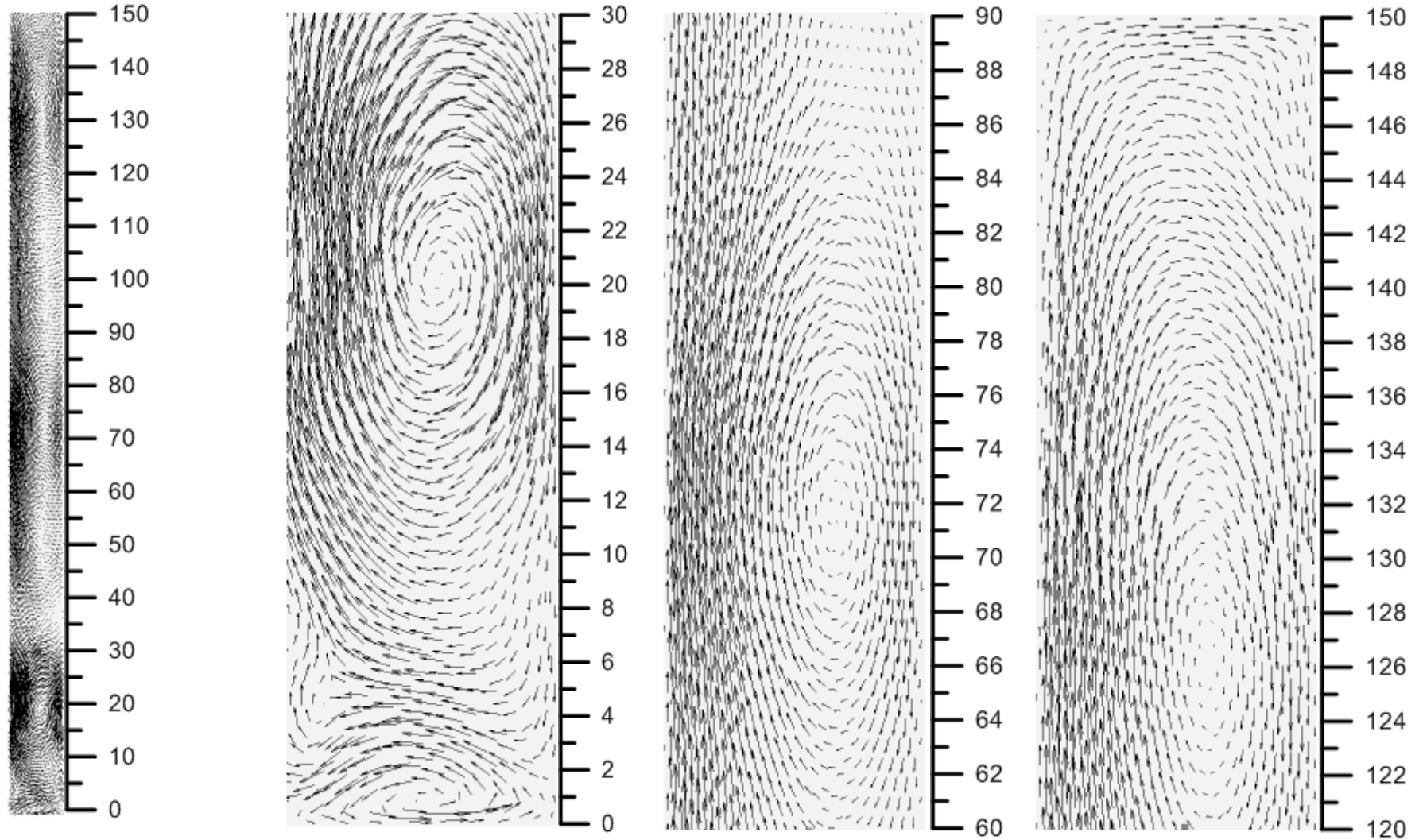
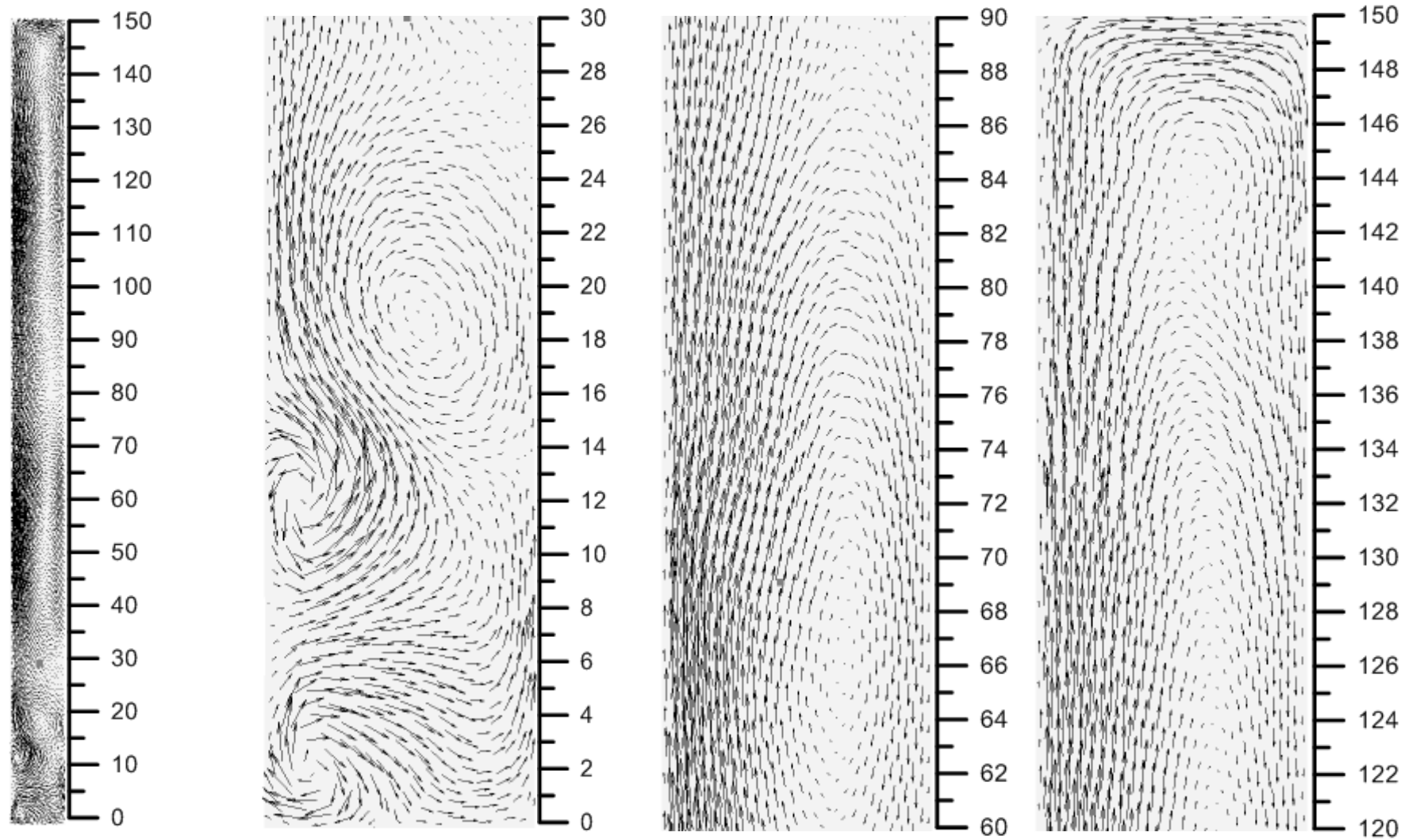


Figura 5.48: Vetor velocidade para o regime de escoamento turbulento sob o plano em  $\theta = 270^\circ$  ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$  e  $k = 1 \times 10^{-10} \text{ m}^2$ ).





### 5.2.3 Comparação entre dois módulos de separação: um com entrada tangencial e outro com entrada axial.

Nesta seção é realizada uma comparação entre dois módulos de separação com entradas e saídas da mistura diferentes. O primeiro de uma entrada e uma saída tangencial (Figura 4.1) e, o segundo, com entrada e saída axiais (Figura 4.8), alimentados com a mesma quantidade de matéria (1,0 kg/s) e mantendo o regime de escoamento turbulento.

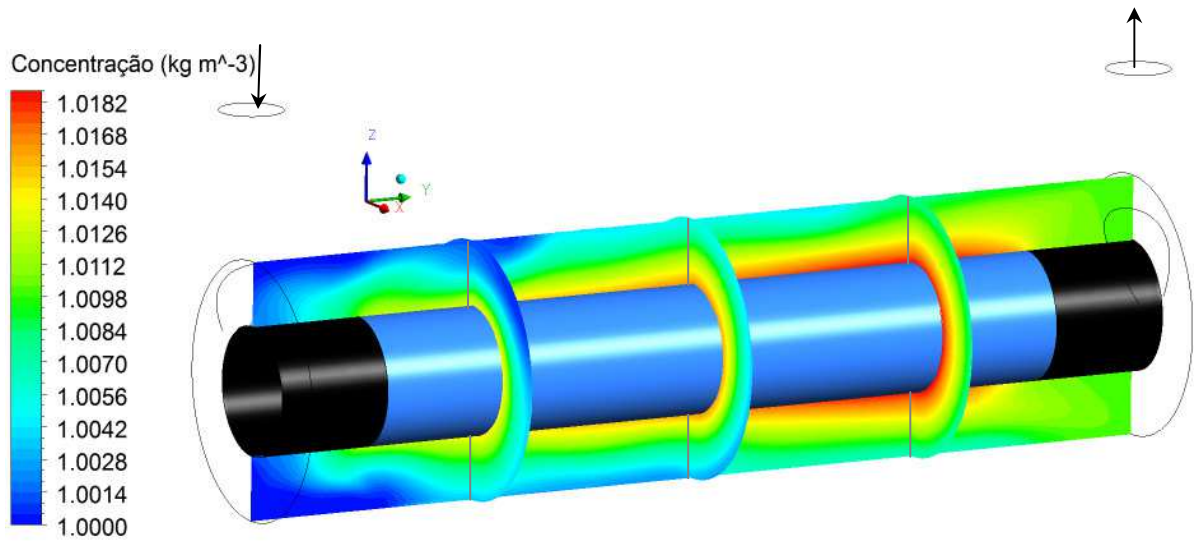
Comparando os campos de concentração apresentados na Figura 5.49 (a) e (b), verifica-se a formação da polarização por concentração próxima a superfície da membrana no caso do escoamento turbulento com alimentação axial, com uma concentração máxima de óleo na superfície da membrana de  $1,00009 \text{ kg/m}^3$  e média igual a  $1,00006 \text{ kg/m}^3$ . No caso do escoamento turbulento do módulo com entrada e saída tangencial, o gradiente de concentração mostrou-se disperso na região anular, com uma concentração máxima de óleo na superfície da membrana de  $1,0188 \text{ kg/m}^3$  e média a  $1,0153 \text{ kg/m}^3$ .

A baixa concentração de óleo próximo à interface/fluido membrana para o caso ilustrado na Figura 5.49 (b) quando comparado ao caso da Figura 5.49 (a) se justifica pelo aspecto geométrico da alimentação e pelo comportamento hidrodinâmico da mistura. Para o escoamento turbulento com entrada tangencial da mistura, o campo de velocidade na região anular (Figura 5.50) ilustra o valor máximo de velocidade local superior a 12 vezes a velocidade máxima obtida no módulo com uma entrada axial, Figura 5.51. Verifica-se assim um comportamento bem mais desordenado das componentes de velocidade para o módulo com entrada e saída tangenciais quando comparado com o módulo com entrada e saída axiais o que favorece uma dispersão no espaço anular do gradiente de concentração do soluto como pode ser observado na Figura 5.51.

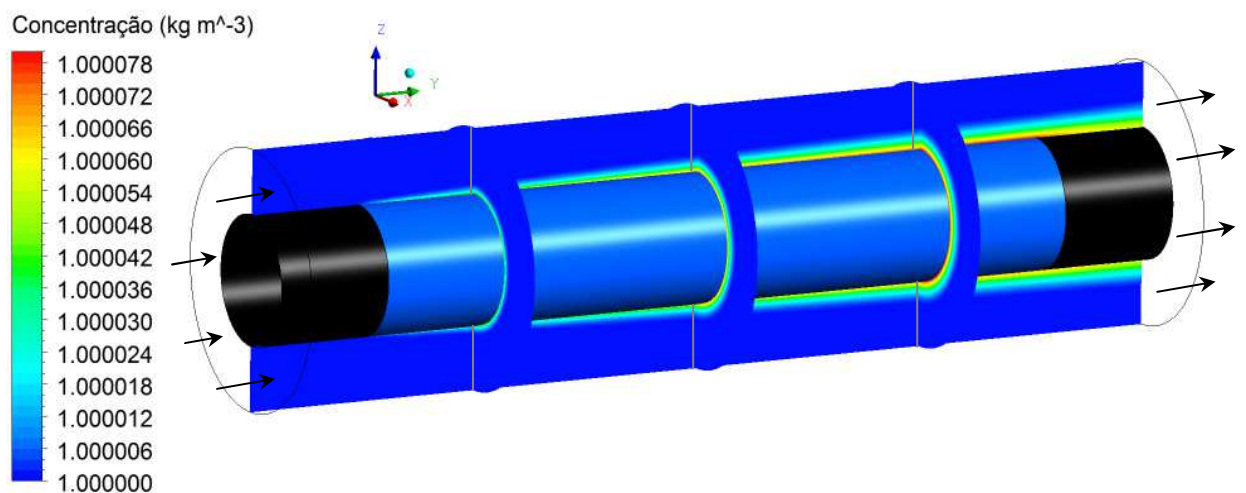
A baixa velocidade de escoamento no módulo de separação com entrada e saída axiais indica uma menor energia cinética envolvida no escoamento, conseqüentemente, menor energia potencial de pressão é gerado na interface fluido/membrana e no interior do dispositivo (considerando todos os outros parâmetros operacionais constantes). Este comportamento pode ser observado

pelos perfis de pressão na superfície da membrana ilustrados nas Figuras 5.50 e 5.53. Este fenômeno reduz o fluxo de permeado e o transporte de soluto para interface fluido/membrana e explica a baixa concentração de óleo na superfície da membrana do módulo com alimentação axial, quando mantido constantes todos os outros parâmetros operacionais.

Figura 5.49: Campo de concentração no plano  $zx$  em  $y= 0,0375; 0,075; 0,1125$  m e no plano  $yz$  ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



(a) Escoamento turbulento com entrada tangencial



(b) Escoamento turbulento com entrada axial

Figura 5.50: Campo de velocidade no plano  $zx$  em  $y= 0,0375; 0,075; 0,1125$  m e no plano  $yz$  ( $Q = 1,0$  kg/s,  $C_0 = 1,0$  kg/m<sup>3</sup>,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $\mu = 1,1$  cP,  $a_p = 63$   $\mu$ m e  $k = 3 \times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>).

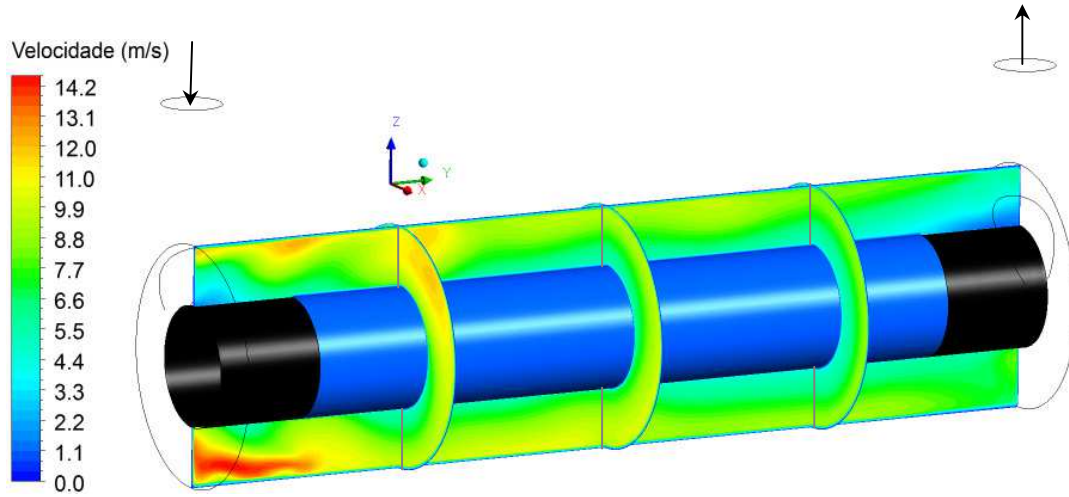
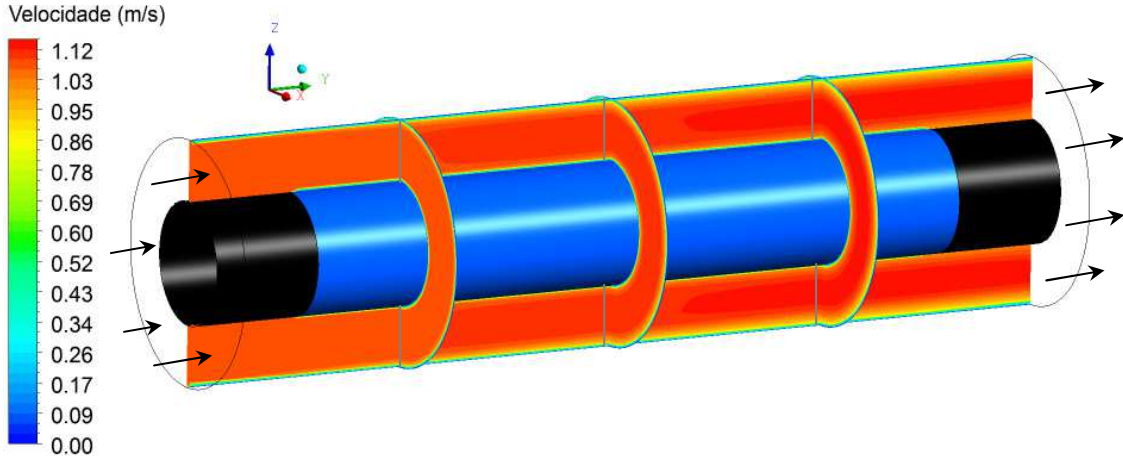


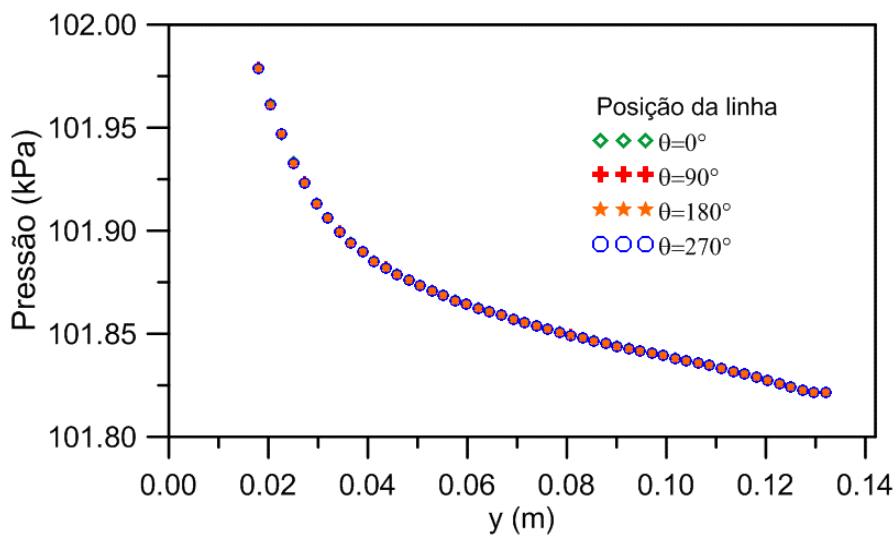
Figura 5.51: Campo de velocidade no plano  $zx$  em  $y= 0,0375; 0,075; 0,1125$  m e no plano  $yz$  ( $Q = 1,0$  kg/s,  $C_0 = 1,0$  kg/m<sup>3</sup>,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $\mu = 1,1$  cP,  $a_p = 63$   $\mu$ m e  $k = 3 \times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>).



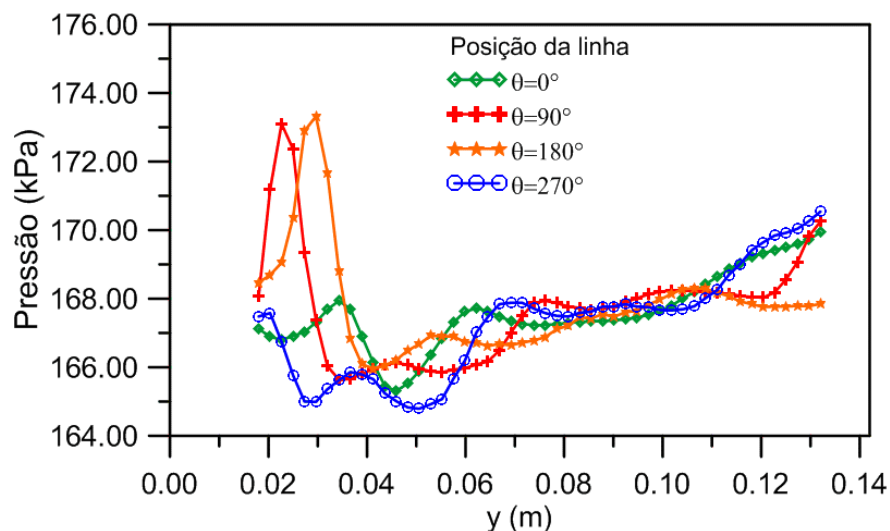
Observando os perfis de pressão ao longo da superfície da membrana (Figura 5.52 a e b) nas posições angulares em  $\theta$  igual a  $0, 90, 180$  e  $270^\circ$ , verificam-se diferenças no comportamento e nos valores da pressão na parede do permeado. Para módulo de separação com alimentação axial, ocorre uma queda gradativa da pressão com o comprimento da membrana parecido com o comportamento do caso 2 para o escoamento laminar (Figura 5.38), indicando que embora o escoamento seja turbulento, a forma geométrica da alimentação e a vazão de alimentação utilizada não provocou a formação de vórtices e zonas de recirculação, não

ocorrendo assim à dispersão da camada polarizada com ilustrado na Figura 5.49 (a). A pressão média da parede do permeado foi igual a 101,87 kPa quando a alimentação se deu axialmente e 168 kPa para o caso da alimentação tangencial, o que corresponde a uma pressão transmembrana de 0,55 kPa e 67 kPa, respectivamente.

Figura 5.52: Perfil da pressão na superfície da membrana ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cp}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



(a) Entrada axial.

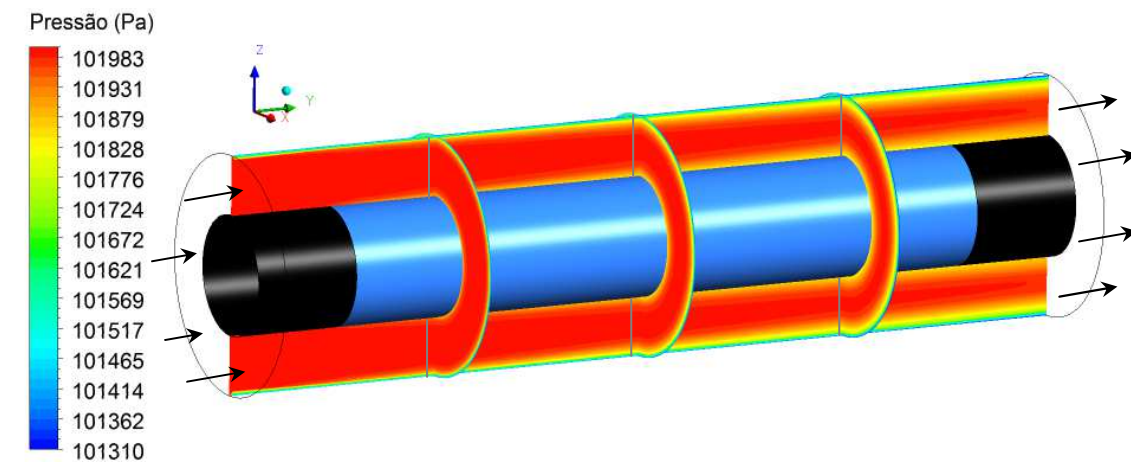


(b) Entrada tangencial.

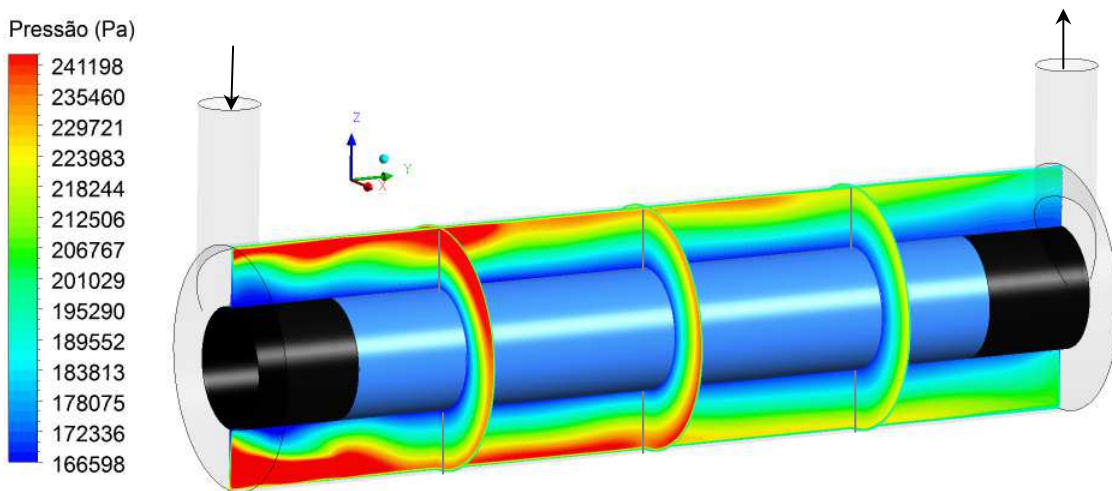
Outro ponto a ser destacado, na Figura 5.53 (b), é que os maiores gradientes de pressão estão localizados nas vizinhanças do tubo externo, do que nas

proximidades da membrana. No entanto, ao se comparar os resultados dos gradientes de pressão para o módulo com entradas tangencial com o de entrada axial, nota-se que os gradientes de pressão nas proximidades da membrana são aproximadamente 1.65 vezes maior, o que proporciona maior fluxo de permeado.

Figura 5.53: Campo de pressão no interior do módulo de permeação ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cp}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



(a) Entrada axial



(b) Entrada tangencial

Nas Figuras 5.54 e 5.55 são apresentados os comportamentos da velocidade de permeado para os dois casos analisados nas posições angulares 0, 90, 180 e 270° como visto na Figura 5.28. É possível verificar uma velocidade de permeação média em torno de  $1,213 \times 10^{-6} \text{ m/s}$  para o módulo de separação com alimentação axial e uma velocidade de permeação média em torno de  $13,7 \times 10^{-4} \text{ m/s}$  para o módulo com entrada tangencial. Estes resultados indicam que, embora a concentração de óleo na superfície da membrana tenha sido menor para a

alimentação axial, o fluxo de permeado foi aproximadamente 1100 vezes menor do que o caso do módulo com alimentação tangencial. Este fato pode ser explicado pela menor pressão transmembrana gerada pelo comportamento hidrodinâmico do fluido e pela formação da camada polarizada na superfície da membrana. A camada polarizada, observada no módulo com entrada axial, não sofre dispersão da concentração de soluto no espaço anular pelo padrão de escoamento resultante da alimentação axial, ao contrário do que ocorre com a alimentação tangencial no módulo de filtração, onde é observada a formação de vórtices e fluxos reversos que auxiliam na dispersão da camada polarizada, como observado na Figura 5.49 (a).

Figura 5.54: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).

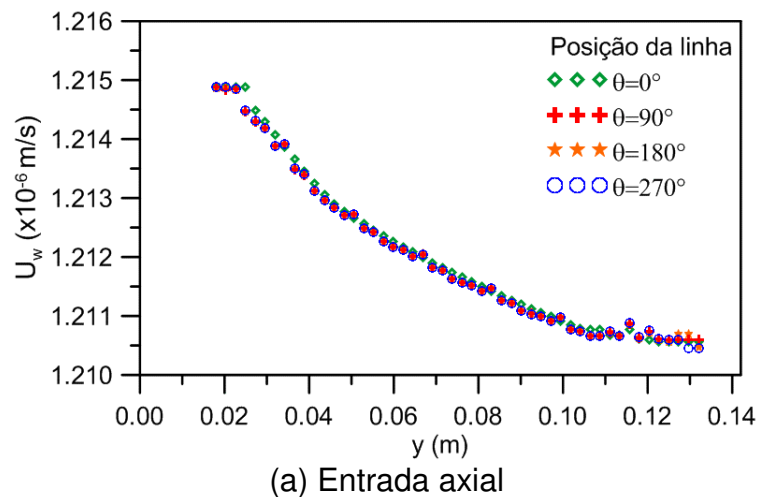
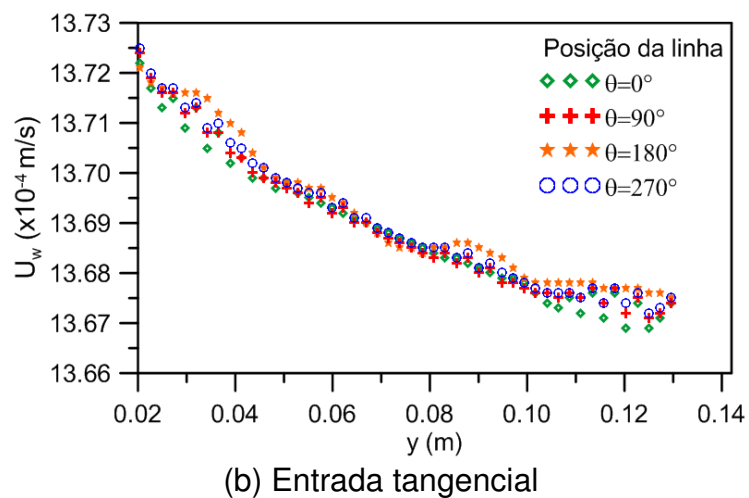


Figura 5.55: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).



Analisando o coeficiente de rejeição do soluto devido à hidrodinâmica do escoamento para os dois módulos de separação, o módulo com entrada axial obteve um melhor desempenho que o módulo com entrada tangencial apresentando uma eficiência de 99,99% contra 99,0%, o que era esperado tendo em vista que a resistência do meio poroso ao escoamento é a mesma para os dois casos, porém a força motriz na forma de pressão no escoamento e na interface fluido/membrana foi bem maior para o módulo com entrada tangencial, e a pressão auxilia o fluxo de permeado e força passagem de soluto pela parede porosa da membrana, reduzindo a eficiência de retenção.

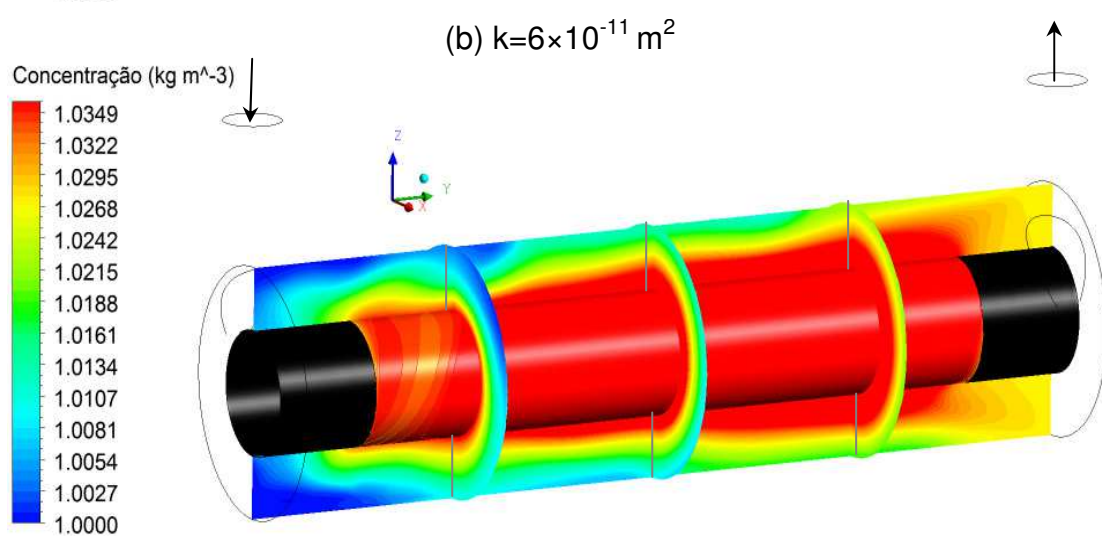
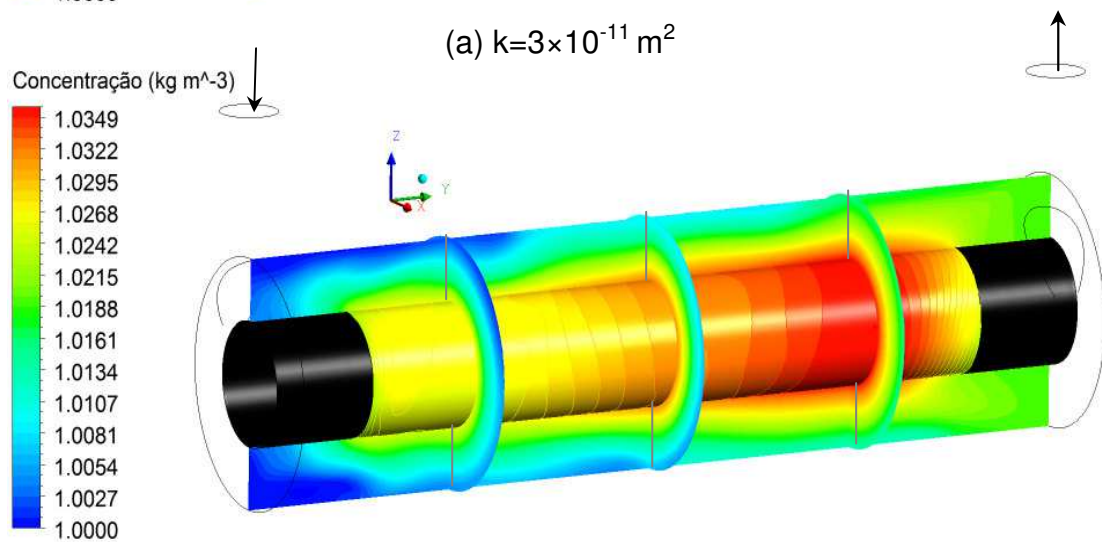
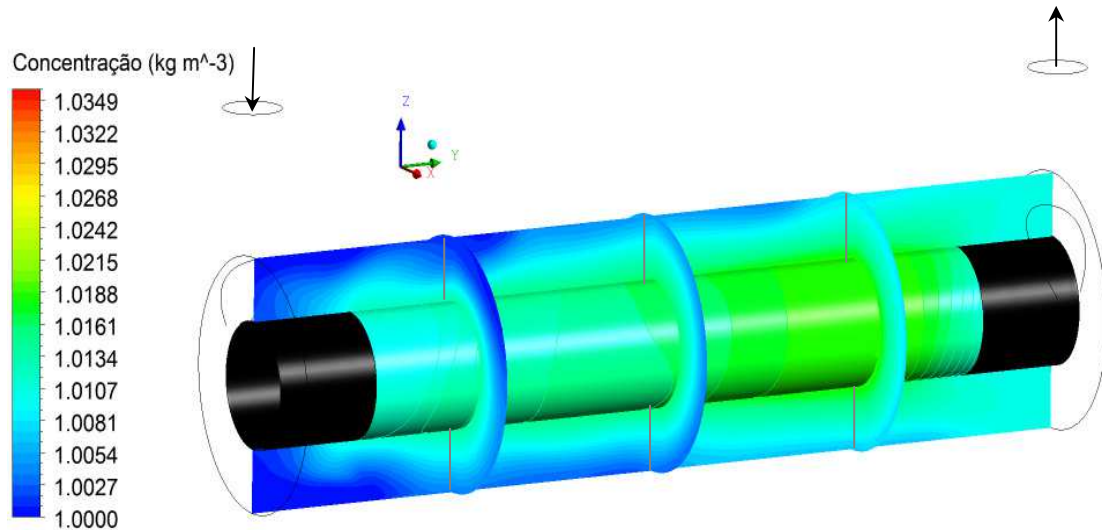
#### **5.2.4 Efeito da permeabilidade sobre o processo de separação**

Na Figura 5.56 estão representados os campos de concentração sobre os planos xz e yz para três permeabilidades  $3 \times 10^{-11}$ ,  $6 \times 10^{-11}$  e  $9 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ . Observa-se, de uma maneira geral, que a permeabilidade tem significativa influência na concentração de soluto no interior do dispositivo e na parede do permeado.

Na Figura 5.56 está ilustrado o aumento da concentração média na superfície da membrana de 1,01531 para 1,04176  $\text{kg/m}^3$  quando se aumenta a permeabilidade de  $3 \times 10^{-11}$  para  $9 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ . O aumento da concentração na superfície da membrana para maiores permeabilidades é consequência da diminuição da resistência do meio poroso ao fluxo de permeado. O aumento do fluxo de permeado que atravessa a membrana eleva a concentração de óleo no interior do dispositivo e uma maior quantidade de partículas de soluto é transportada pelo mecanismo convectivo para superfície da membrana. Dessa forma, espera-se maior quantidade de partículas presentes nessa região, favorecendo o campo de concentração próximo a superfície da membrana. Os resultados da análise do efeito da permeabilidade no acúmulo de soluto na superfície da membrana estão de acordo as pesquisas de Hanspal *et al.* (2009).



Figura 5.56: Campo de concentração para diferentes permeabilidades no plano  $zx$  em  $y = 0,0375; 0,075; 0,1125$  m e no plano  $yz$  ( $Q = 1,0$  kg/s,  $C_0 = 1,0$  kg/m<sup>3</sup>,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $\mu = 1,1$  cP e  $a_p = 63$   $\mu$ m).

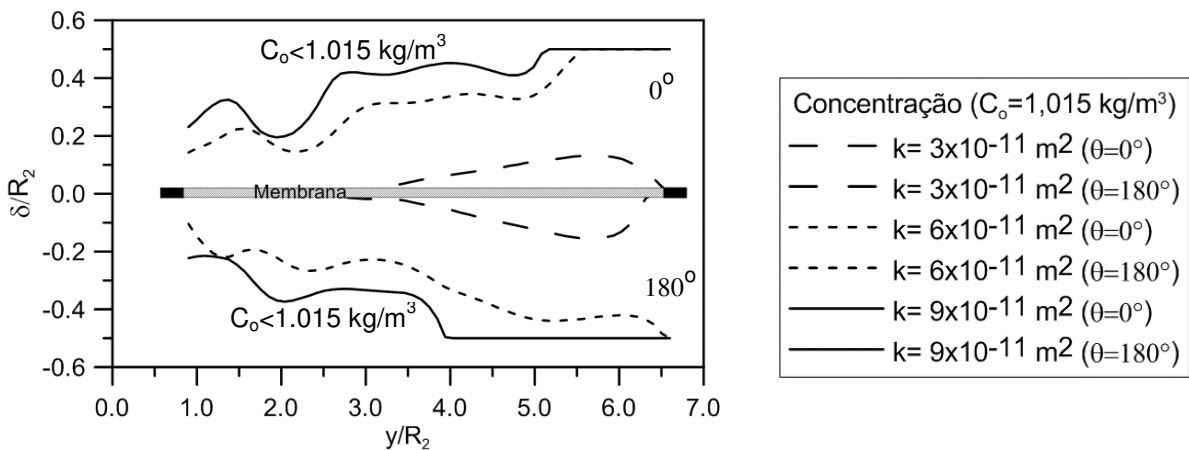




Nas Figuras 5.57 e 5.58 estão representadas as espessuras das camadas de concentração de óleo no interior do módulo de separação para os valores de permeabilidade  $3 \times 10^{-11}$ ,  $6 \times 10^{-11}$  e  $9 \times 10^{-11} \text{m}^2$ . Os dados de concentração de óleo foram coletados sobre os quatro planos nas posições angulares 0, 90, 180 e 270° conforme a Figura 5.40, para uma concentração de óleo ( $C_o$ ) igual a  $1,015 \text{ kg/m}^3$ .

Observa-se, de uma maneira geral, que a camada de concentração de óleo muda de comportamento com a variação da posição angular na qual ela é representada, resultado do comportamento hidrodinâmico do escoamento com a formação de vórtice e escoamentos reversos. Destaca-se igualmente que a espessura da camada de concentração de óleo sofre uma significativa influência quando se varia a permeabilidade da membrana de  $3 \times 10^{-11}$  a  $9 \times 10^{-11} \text{m}^2$ , conforme pode ser observada nas Figuras 5.59 e 5.60. Para a permeabilidade de  $3 \times 10^{-11} \text{m}^2$  verifica-se uma menor espessura da camada de concentração de óleo que está sendo transportada pelo escoamento no anular do módulo de filtração. À medida que a permeabilidade é aumentada, pode-se constatar um aumento da espessura da camada de concentração de óleo para  $C_o=1,015 \text{ kg/m}^3$  na região anular, resultado do maior fluxo de permeado para maiores permeabilidades que concentra o óleo na região anular, embora ocorra também o aumento da concentração de óleo no permeado.

Figura 5.57: Espessura da camada de óleo no plano zy em  $\theta$  igual 0° e 180° ( $Q=1,0 \text{ kg/s}$ ,  $C_o= 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $C_o = 1,015 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p=2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu=1,1 \text{ cP}$  e  $a_p=63 \mu\text{m}$ ).



Nas Figuras 5.58 (a), (b) e (c) estão ilustrados os gradientes de concentração de óleo para as espessuras da camada de concentração apresentada da Figura 5.57. Assim como, nas Figuras 5.60 (a), (b) e (c) estão ilustrados os gradientes de concentração de óleo para as espessuras da camada de concentração de óleo apresentadas na Figura 5.59.

Figura 5.58: Campo de concentração no plano zy em  $\theta$  igual  $0^\circ$  e  $180^\circ$  ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $C_0 \geq 1,015 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).

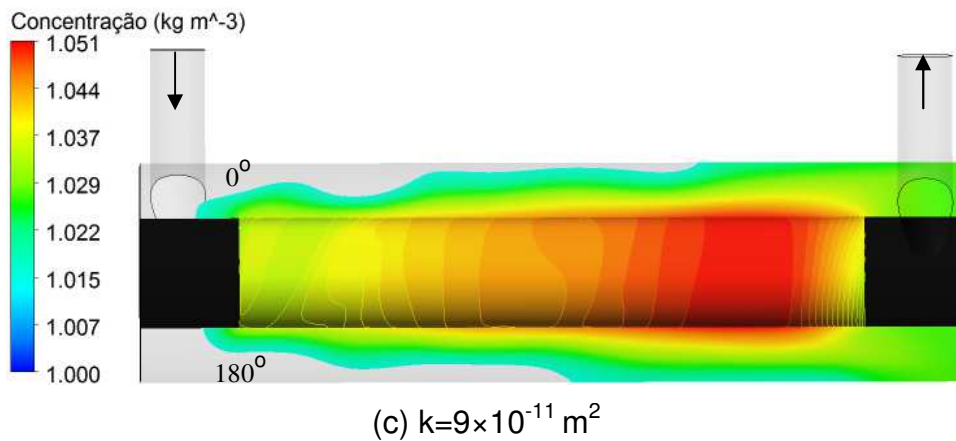
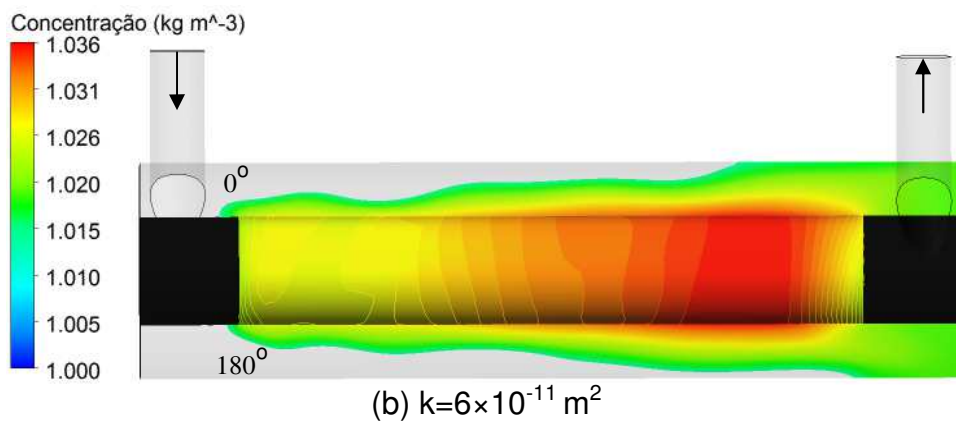
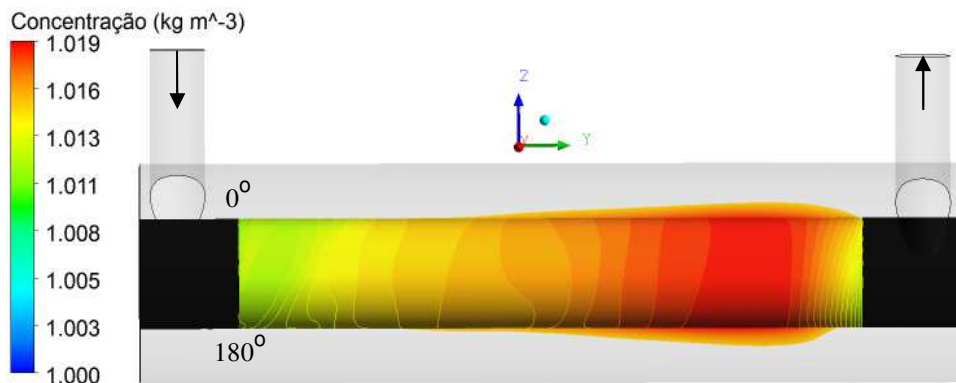


Figura 5.59: Espessura da camada óleo no plano xy em  $\theta$  igual 90 e 270° ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $C_o = 1,015 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$  e  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ).

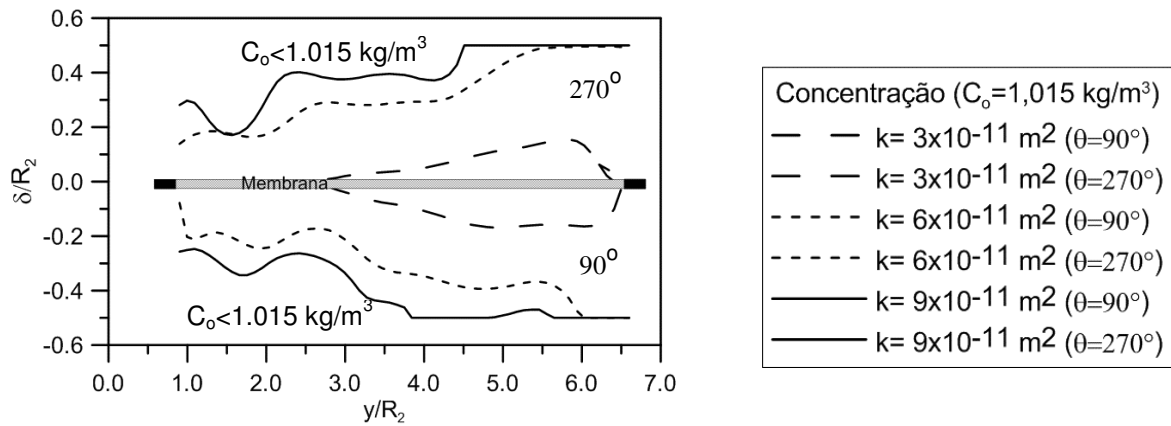
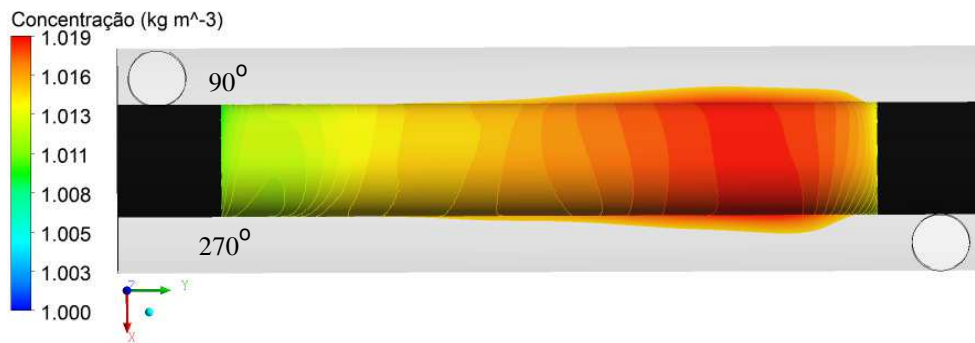
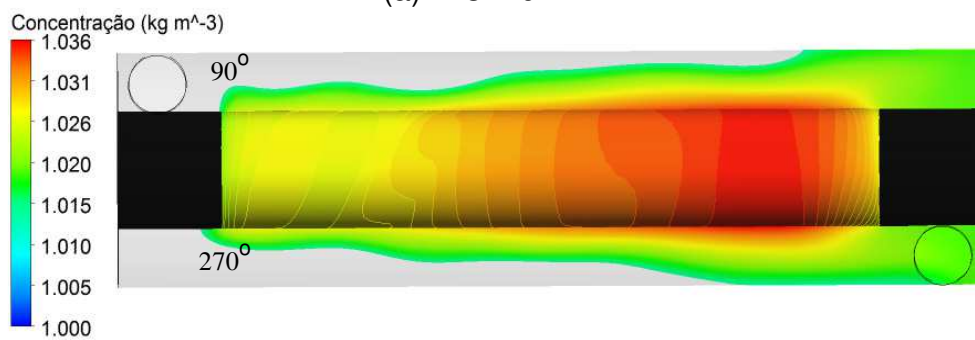


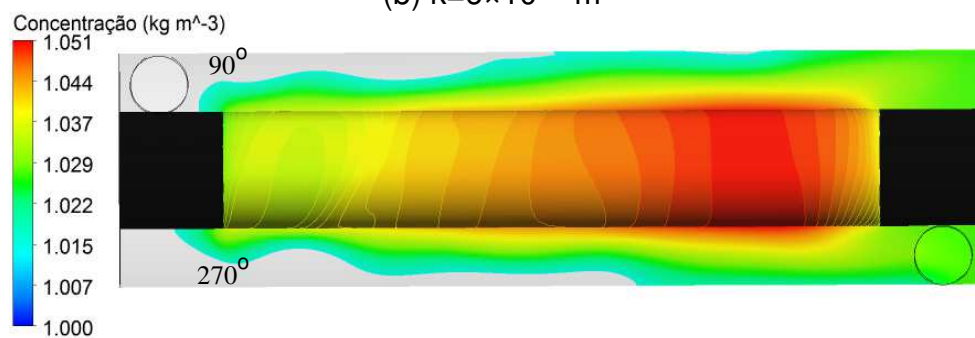
Figura 5.60: Campo de concentração no plano xy em  $\theta$  igual 90 e 270° ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $C_o \geq 1,015 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).



(a)  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$



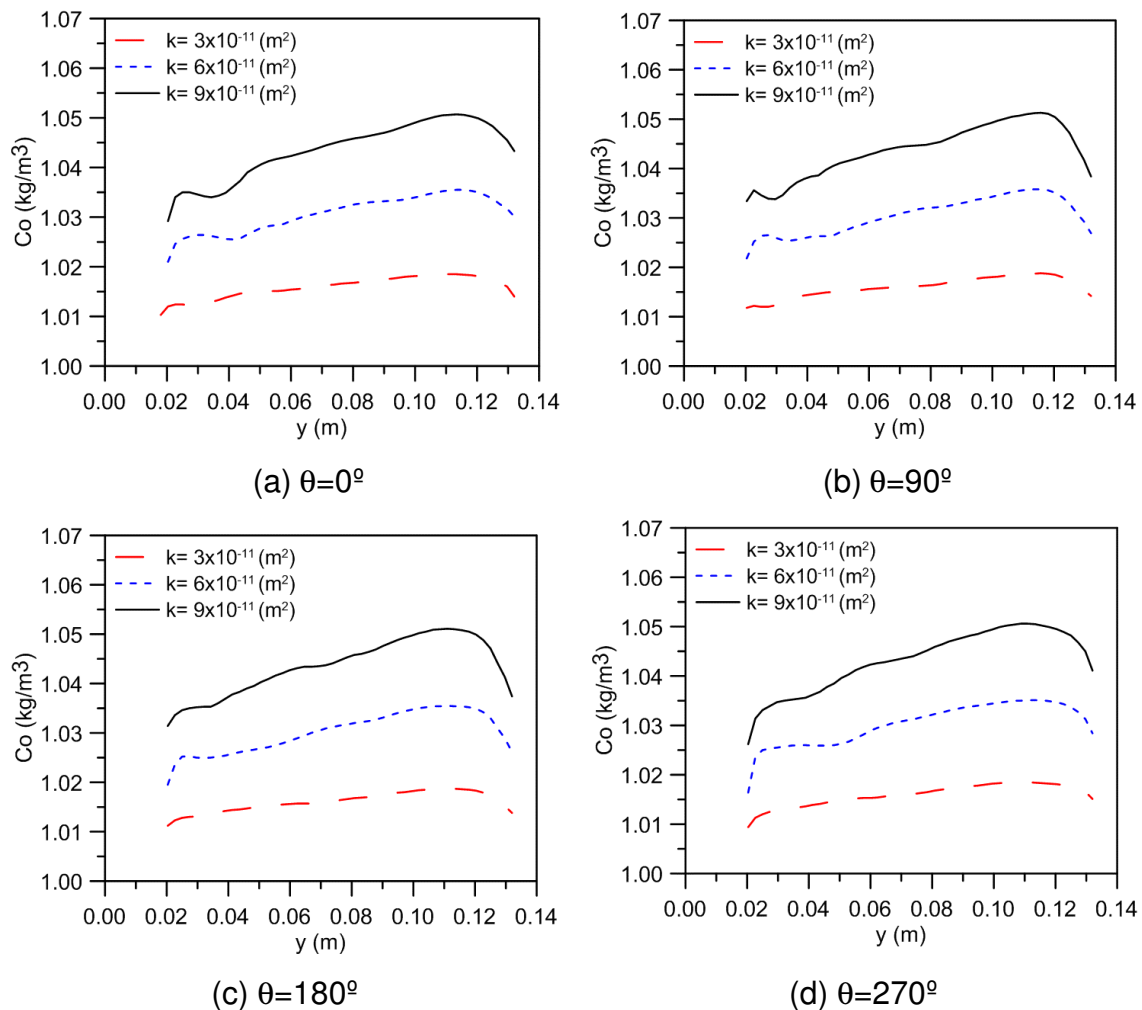
(b)  $k = 6 \times 10^{-11} \text{ m}^2$



(c)  $k = 9 \times 10^{-11} \text{ m}^2$

Na Figura 5.61 está representado o comportamento da concentração de óleo na parede do permeado sobre as quatro posições angulares (0, 90, 180 e 270°) ilustrada na Figura 5.28. Verifica-se que o aumento do fluxo de permeado (Figuras 5.62, 5.63 e 5.64) devido à elevação da permeabilidade, provocou o acréscimo da concentração de óleo no espaço anular do módulo e, conseqüentemente, o transporte por convecção de mais partículas de óleo para a superfície da membrana, aumentando a concentração de óleo nessa região, além disso, pode-se observar o aumento da concentração de óleo com o comprimento da membrana para os três casos avaliados.

Figura 5.61: Concentração na parede do permeado para diferentes permeabilidades da membrana ( $Q=1,0$  kg/s,  $C_0=1,0$  kg/m<sup>3</sup>,  $R_p=2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $\mu=1,1$  cP e  $a_p=63$  μm).



Nas Figuras 5.62, 5.63 e 5.64 são apresentados as velocidades de permeação para as permeabilidades  $3 \times 10^{-11}$ ,  $6 \times 10^{-11}$ ,  $9 \times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>, respectivamente, sobre as quatro posições angulares (0, 90, 180 e 270°) ilustrada na Figura 5.28.

Figura 5.62: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q=1,0$  kg/s,  $k=3\times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>,  $R_p=2,5\times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $\mu = 1,1$  cP,  $C_0=1,0$  kg/m<sup>3</sup> e  $a_p=63$   $\mu$ m).

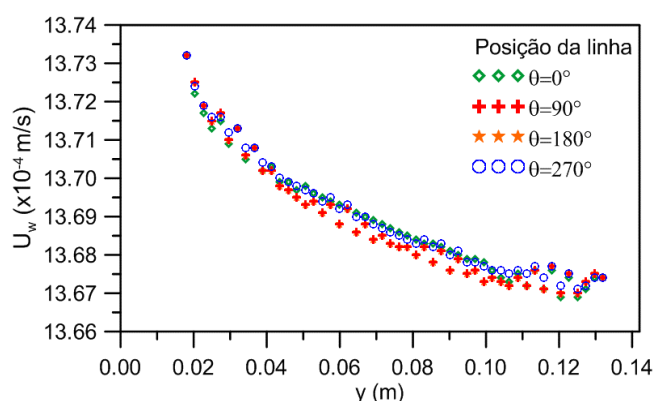


Figura 5.63: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q=1,0$  kg/s,  $k=6\times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>,  $R_p=2,5\times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $\mu = 1,1$  cP,  $C_0=1,0$  kg/m<sup>3</sup> e  $a_p=63$   $\mu$ m).

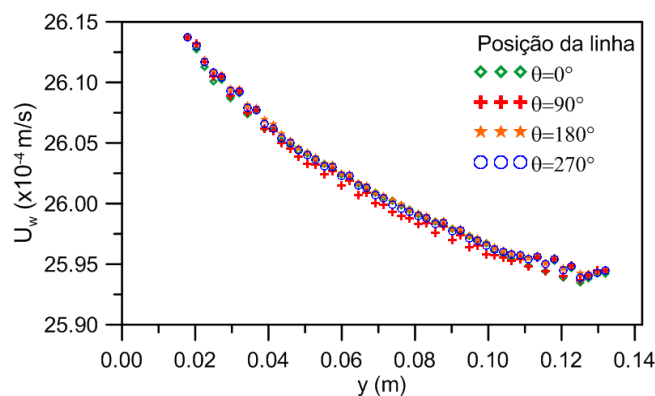
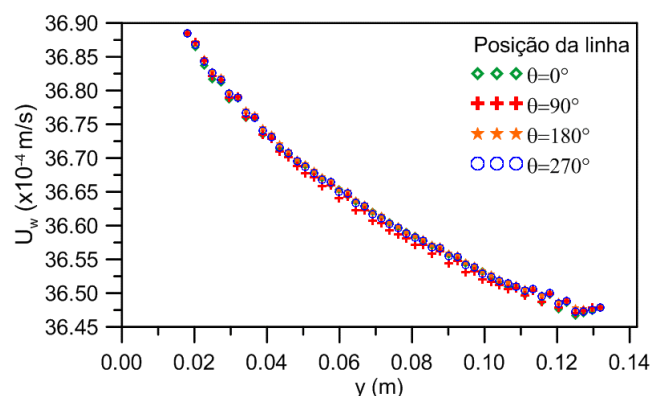


Figura 5.64: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q=1,0$  kg/s,  $k=9\times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>,  $R_p=2,5\times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $\mu = 1,1$  cP,  $C_0=1,0$  kg/m<sup>3</sup> e  $a_p=63$   $\mu$ m).



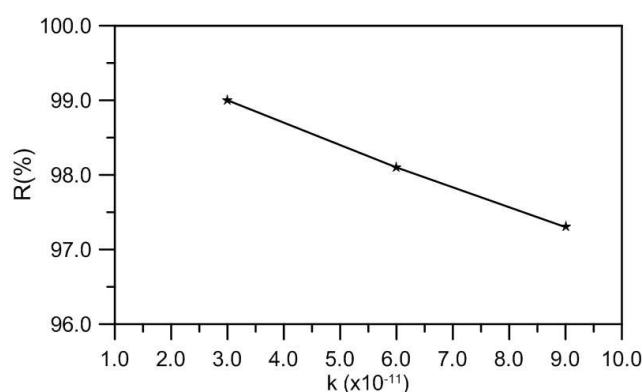
Para a membrana de menor permeabilidade,  $k=3\times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>, uma menor quantidade de fluido atravessa a interface porosa da membrana em comparação com a velocidade de permeação para as permeabilidades  $6\times 10^{-11}$  m<sup>2</sup> e  $9\times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>. Ao aumentar a permeabilidade da membrana de  $3\times 10^{-11}$  para  $9\times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>, é

provocada uma diminuição da resistência da membrana porosa ao escoamento do permeado, portanto, um fluxo maior de permeado atravessa a parede porosa da membrana. Analisando a eficiência de retenção conforme ilustrado na Figura 5.65, verifica-se que o módulo contendo a membrana de menor permeabilidade apresentou a melhor eficiência de retenção em torno de 99,0%, contra 98,1% do módulo com a membrana de permeabilidade igual a  $6 \times 10^{-11} \text{ m}^2$  e 97,3% do módulo com a membrana de maior permeabilidade. A redução na eficiência de retenção com o aumento da permeabilidade ocorre porque a resistência que a membrana oferece ao escoamento é reduzida tanto para água como para o óleo, ou seja, o aumento da velocidade de permeação ocorre com uma maior passagem de óleo pelo meio poroso conforme ilustrado na Tabela 5.3. A concentração de óleo no permeado foi calculada através do balanço de massa da corrente de alimentação, corrente do permeado e concentrado, de forma que foram obtidos os fluxos mássicos de óleo de cada corrente.

Tabela 5.3: Concentração de óleo no permeado para permeabilidades avaliadas.

	$k=3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$	$k=6 \times 10^{-11} \text{ m}^2$	$k=9 \times 10^{-11} \text{ m}^2$
Concentração de óleo no permeado (mg/L)	10,0	19,0	27,0

Figura 5.65: Representação do coeficiente de rejeição de soluto em função do da permeabilidade da membrana.

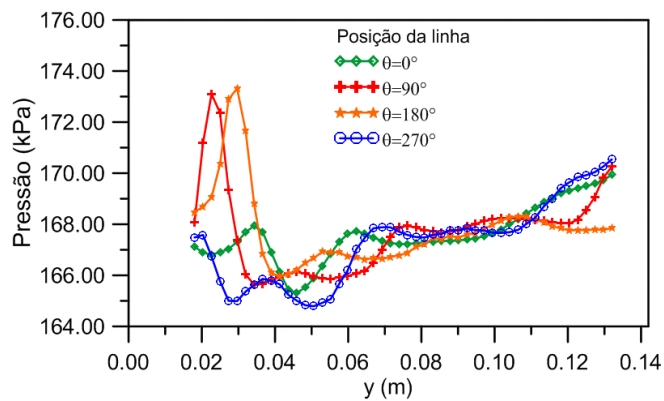


Nas Figuras 5.66 (a), 5.67 (a) e 5.68 (a) são apresentados os perfis de pressão na superfície da membrana sobre as quatro linhas conforme ilustrado na Figura 5.28, e nas Figuras 5.66 (b), 5.67 (b) e 5.68 (b) são apresentados os campos de pressão no interior do módulo de filtração para as permeabilidades  $3 \times 10^{-11}$ ,  $6 \times 10^{-11}$ ,  $9 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ , respectivamente.

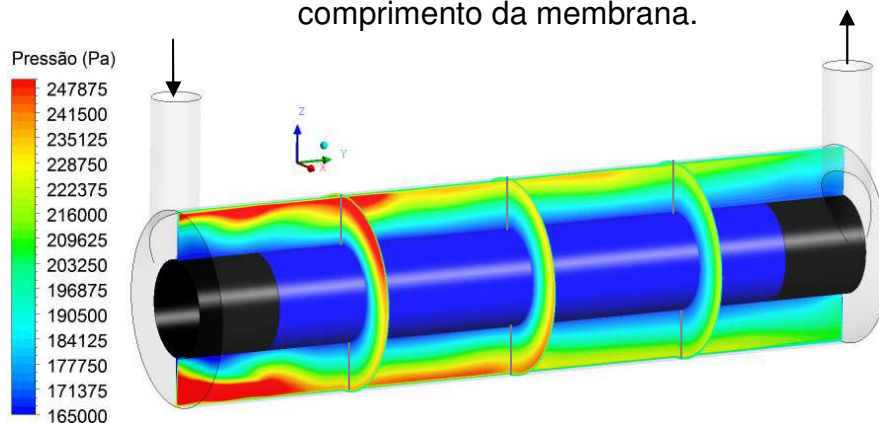
Os campos de pressão tridimensional, representados nas Figuras 5.66 (b), 5.67 (b) e 5.68 (b), foram analisados levando-se em consideração o efeito da permeabilidade. Observa-se uma variação sutil nos campos de pressão entre os casos apresentados, com maior pressão na região de entrada que diminui conforme se aproxima da saída do concentrado e da parede permeável, em virtude da redução da velocidade do fluido à medida que se aproxima e penetra o meio poroso.

Com o aumento da permeabilidade de  $3 \times 10^{-11}$  para  $9 \times 10^{-11} \text{ m}^2$  a pressão média na superfície da membrana diminuiu de 167 kPa (Figura 5.66 a) para 165 kPa (Figura 5.68 a), o que representa uma redução de 2,0 kPa ou 0,02 bar.

Figura 5.66: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).

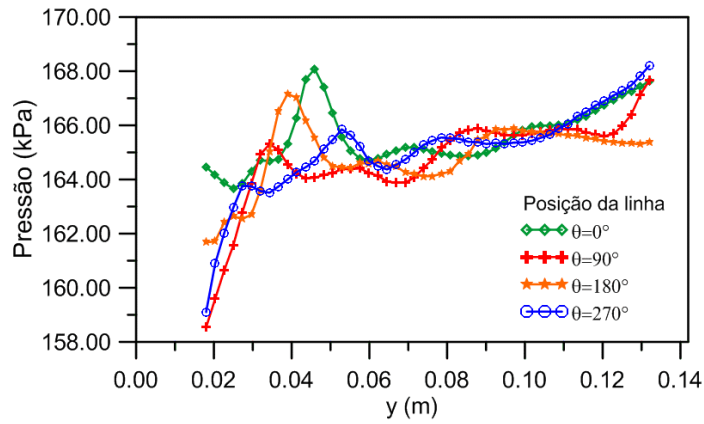


(a) Perfil de pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana.

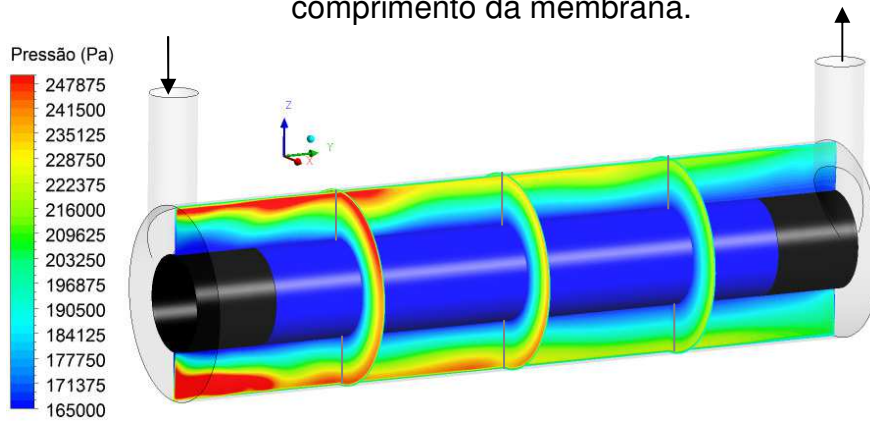


(b) Campo de pressão no plano zx em  $y = 0,0375; 0,075; 0,1125 \text{ m}$  e no plano yz.

Figura 5.67: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 6 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).

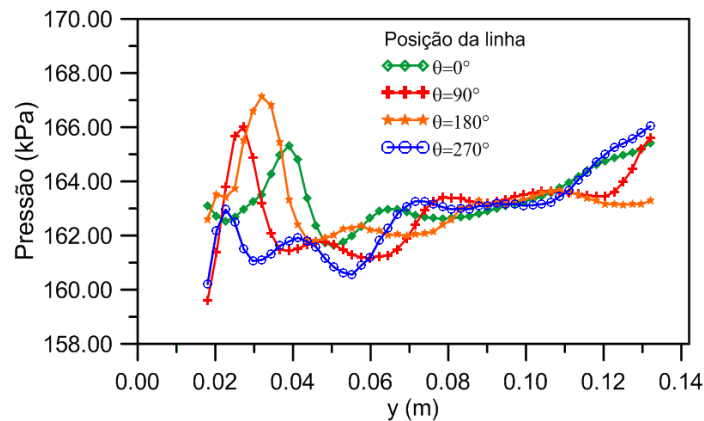


(a) Perfil de pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana.



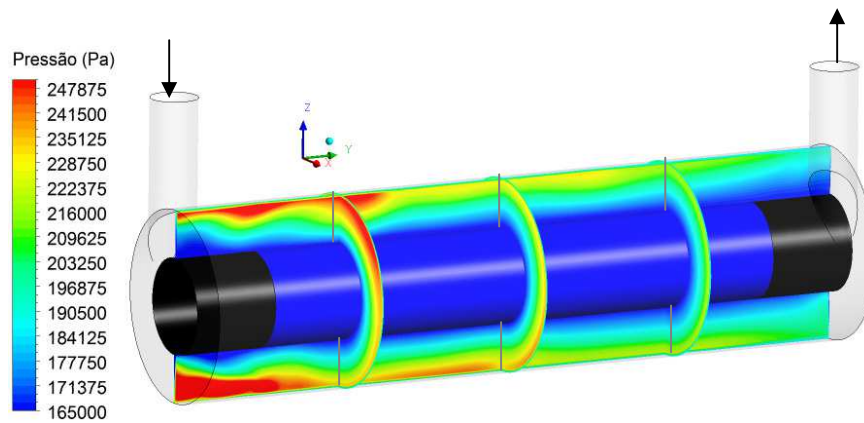
(b) Campo de pressão no plano zx em  $y = 0,0375; 0,075; 0,1125 \text{ m}$  e no plano yz.

Figura 5.68: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 9 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



(a) Perfil de pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana.





(b) Campo de pressão no plano  $zx$  em  $y= 0,0375; 0,075; 0,1125$  m e no plano  $yz$ .

### 5.2.5 Influência da vazão de alimentação sobre o processo de separação

Nas Figuras 5.69 e 5.70 estão representados os comportamentos das espessuras da camada de concentração de óleo no interior do dispositivo em função da posição longitudinal  $y/R_2$  sobre os quatro planos nas posições angulares 0, 90, 180 e 270° conforme ilustrado na Figura 5.40. Três valores para a vazão de alimentação (0,5, 1,0 e 1,5 kg/s) foram assumidos, de forma que a concentração de óleo na camada de óleo é superior a  $1,009 \text{ kg/m}^3$ . Observa-se, de uma maneira geral, que a camada de concentração de óleo muda de comportamento com a variação da posição angular na qual ela é representada, resultado do comportamento hidrodinâmico do escoamento com a formação de vórtice e escoamentos reversos.

Destaca-se igualmente que a espessura da camada de concentração de óleo sofre uma significativa influência quando se varia a vazão de alimentação de 0,5 a 1,5 kg/s, conforme pode ser observada nas Figuras 5.69 e 5.70. Para uma vazão de 0,5 kg/s verifica-se uma menor espessura da camada de concentração de óleo que está sendo transportada pelo escoamento no anular do módulo de filtração. À medida que a vazão de alimentação é aumentada, observa-se o alargamento da espessura da camada de óleo para a concentração de óleo igual a  $1,009 \text{ kg/m}^3$  na região anular, consequência do acréscimo do fluxo de permeado como pode ser observado nas Figuras 5.71, 5.72 e 5.73 que aumenta a concentração de óleo na região anular. O acréscimo do fluxo de permeado devido à variação da vazão de alimentação vem do aumento da energia cinética envolvida para maiores

velocidades do escoamento, com formação de vórtices e fluxos reversos mais intensos, que auxilia na transferência de massa e, conseqüentemente, tem-se a elevação da pressão no interior do módulo e na interface fluido/membrana resultando no aumento do fluxo de permeado.

Figura 5.69: Espessura da camada de óleo no plano zy em  $\theta$  em  $0^\circ$  e  $180^\circ$ . ( $k = 3 \times 10^{-11}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $C_o \geq 1,009 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).

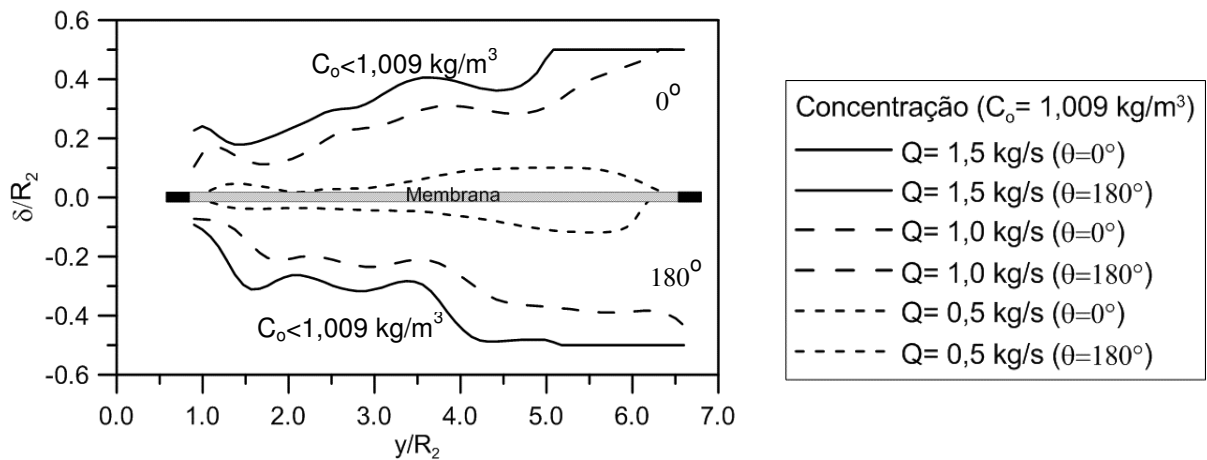


Figura 5.70: Espessura da camada de óleo no plano xy em  $\theta$  em  $90^\circ$  e  $270^\circ$ . ( $k = 3 \times 10^{-11}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $C_o \geq 1,009 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).

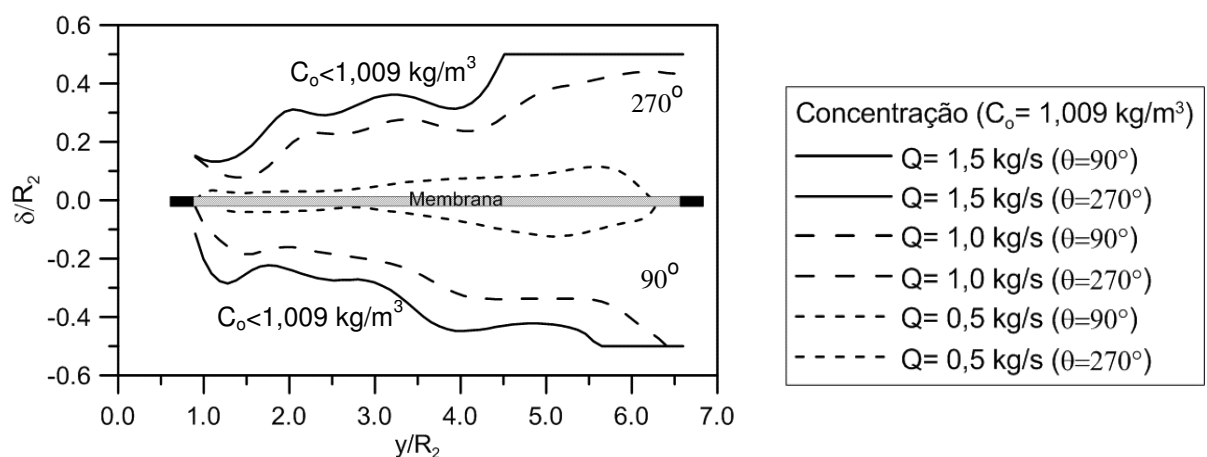


Figura 5.71: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 0,5 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).

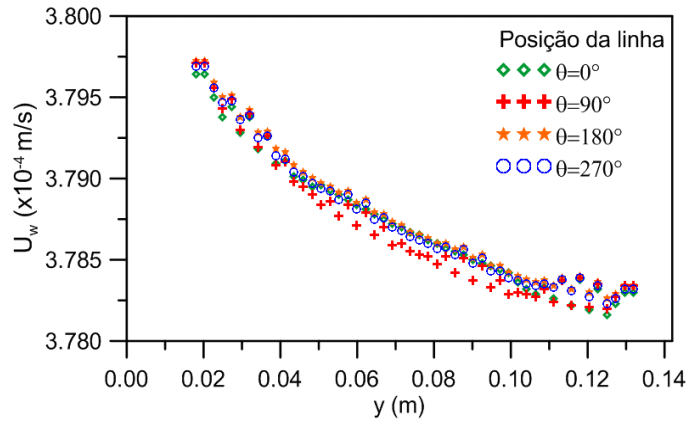


Figura 5.72: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).

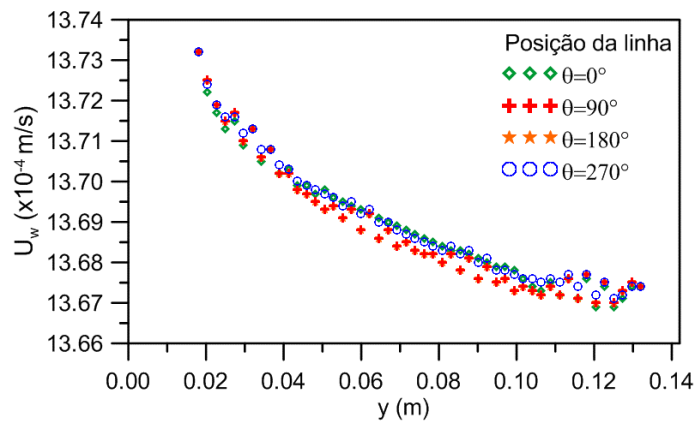
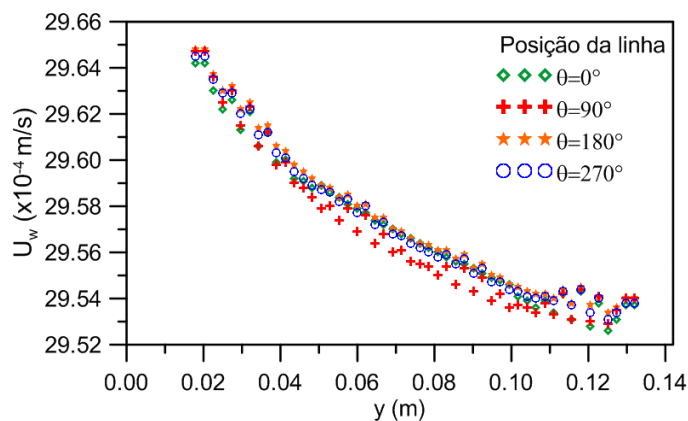
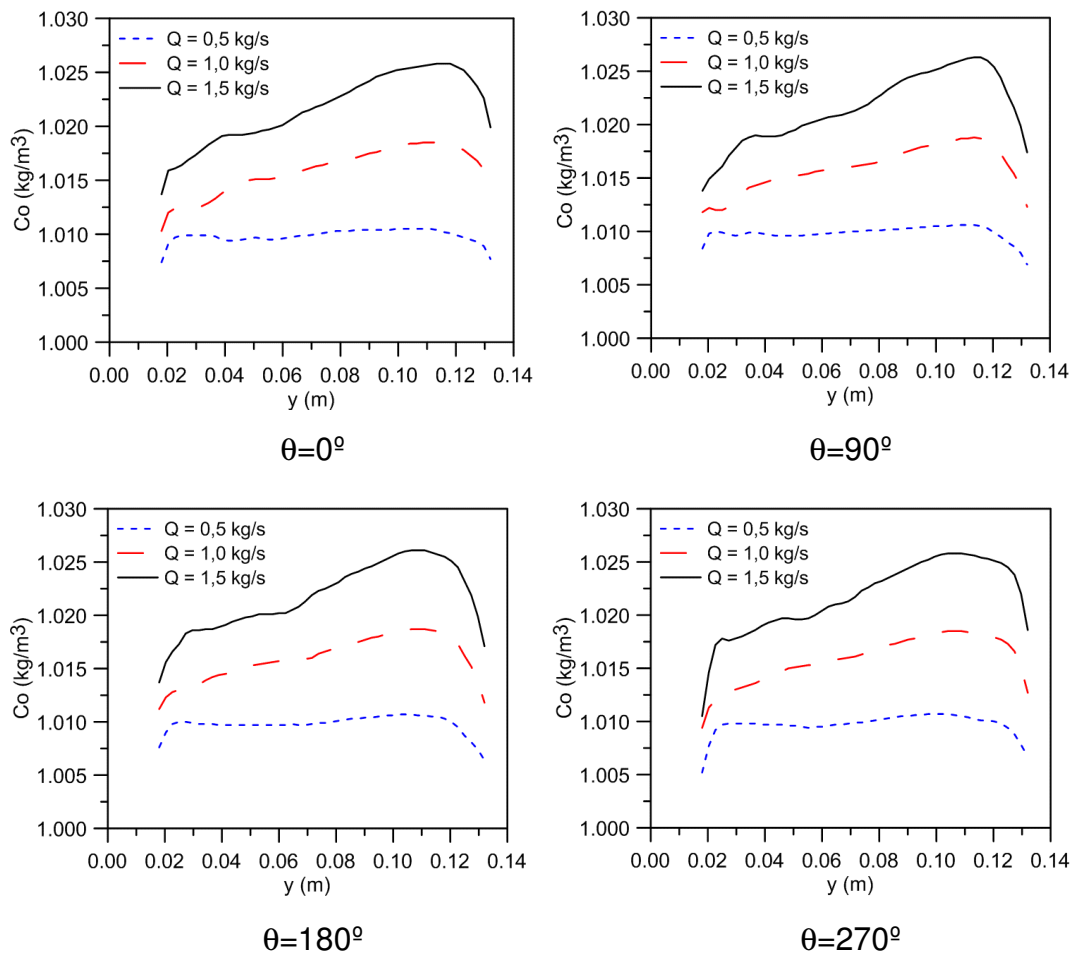


Figura 5.73: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).



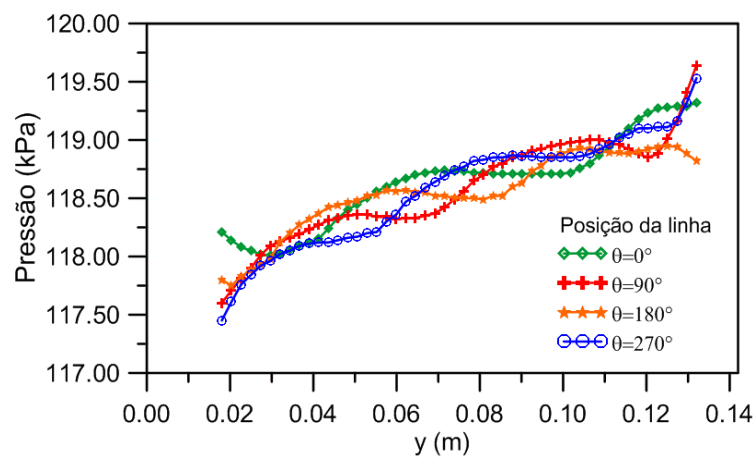
Nas Figuras 5.74 (a), (b), (c) e (d) estão representado o comportamento da concentração de óleo na parede do permeado sobre as quatro linhas conforme as posições angulares (0, 90, 180 e 270°) ilustrada na Figura 5.28. Verifica-se que o aumento da vazão de alimentação elevou a concentração de óleo na superfície da membrana, consequência do aumento do fluxo de permeado (Figura 5.71 (a), 5.72 (a) e 5.73 (a)) que agem atraindo o fluido e, conseqüentemente, as partículas de óleo. Os resultados da Figura 5.76 indicam um acréscimo da concentração de óleo com o comprimento da membrana. Resultado semelhante foi observado por Damak *et al.* (2004a), Damak *et al.* (2004b) e Pak *et al.* (2008) ao variar o número de Reynolds no processo de separação adotando um escoamento laminar no interior da membrana tubular.

Figura 5.74: Concentração na parede do permeado para diferentes vazões de alimentação ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cp}$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).

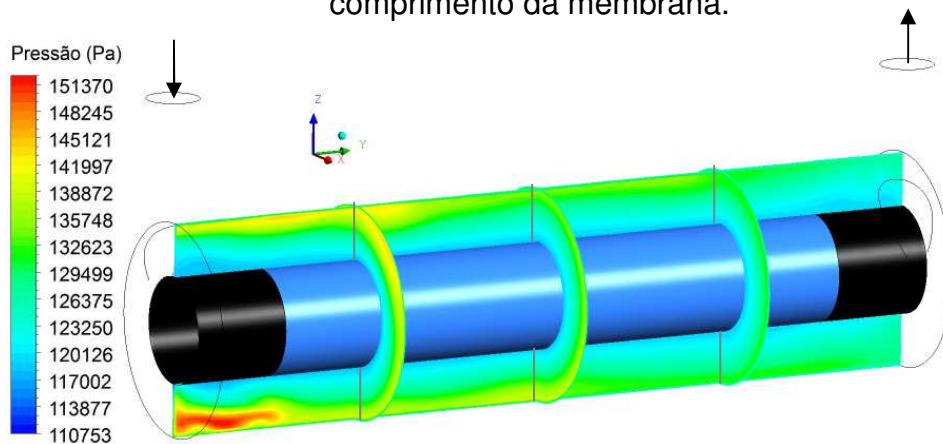


Os campos de pressão sobre os planos longitudinais yz e seções transversais xz foram analisados levando-se em consideração o efeito da vazão de alimentação e estão representados nas Figuras 5.75 (b), 5.76 (b) e 5.77 (b). Nota-se que a vazão de alimentação tem uma forte influência no campo de pressão no interior do módulo de filtração, com pressões máximas igual a 152 kPa, 302 kPa e 556 kPa para as vazões 0,5, 1,0 e 1,5 kg/s, respectivamente.

Figura 5.75: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 0,5 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



(a) Perfil de pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana.

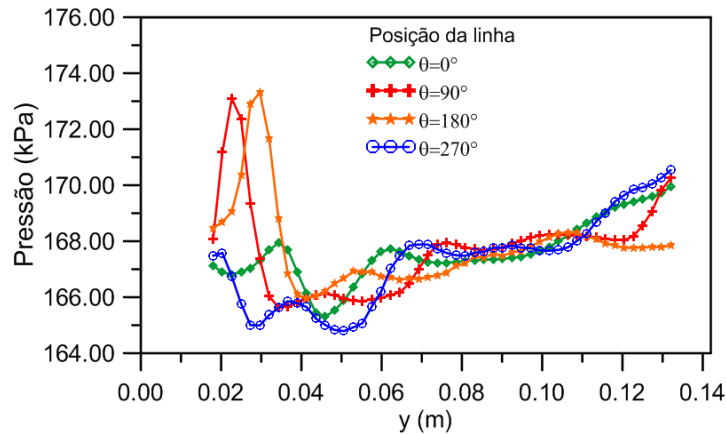


(b) Campo de pressão no plano zx em  $y= 0,0375; 0,075; 0,1125 \text{ m}$  e no plano yz.

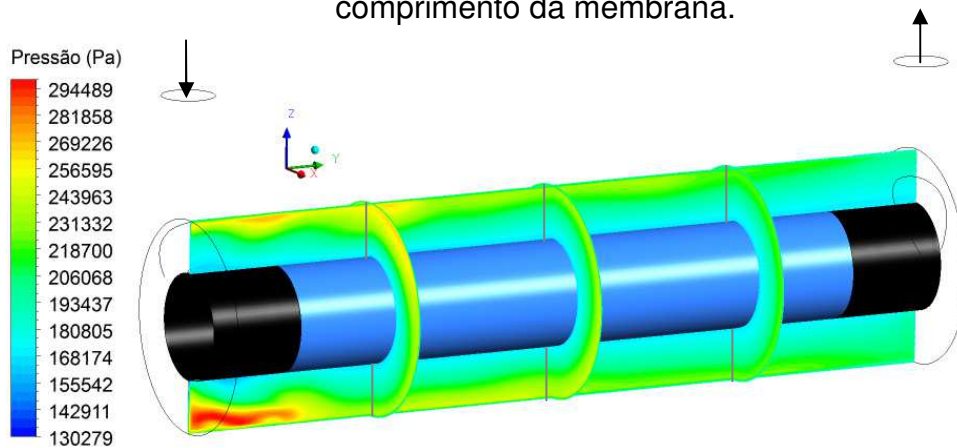
Os perfis de pressão na superfície da membrana foram analisados e estão representados nas Figuras 5.75 (a), 5.76 (a) e 5.77 (a). Verifica-se que com aumento da vazão de 0,5 para 1,5 kg/s a pressão média na superfície da membrana aumentou de 118 kPa (Figura 5.75 a) para 247 kPa (Figura 5.77 a) o que representa um aumento de 129,0 kPa ou 1,29 bar. Observa-se também, menores

oscilações do perfil de pressão próxima à entrada do módulo de filtração para a vazão de 0,5 kg/s, resultado da redução da turbulência.

Figura 5.76: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



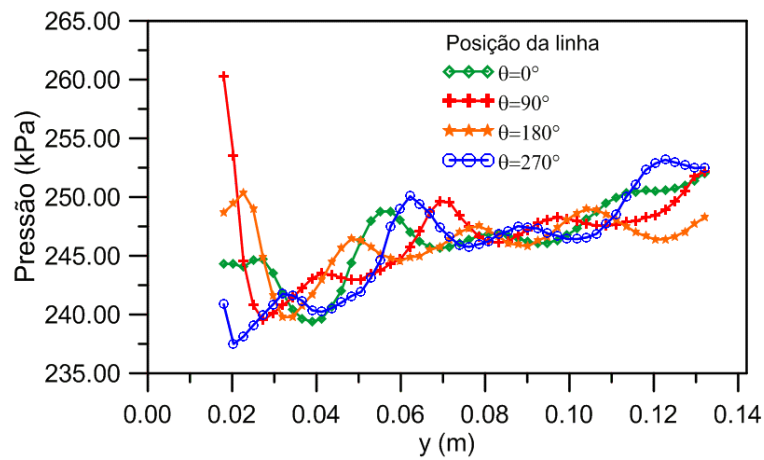
(a) Perfil de pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana.



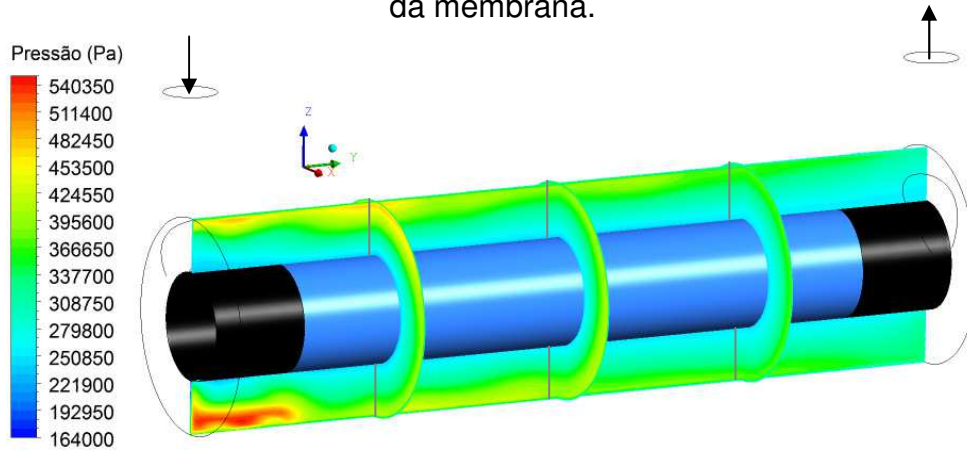
(b) Campo de pressão no plano zx em  $y = 0,0375; 0,075; 0,1125 \text{ m}$  e no plano yz.

Com base na lei de Darcy, o aumento a pressão transmembrana aumenta fluxo de permeado (mantendo-se constante a viscosidade, resistência da membrana e resistência que o óleo depositado sobre a superfície da membrana oferece ao fluxo de permeado). No entanto, maiores pressão transmembrana força a passagem do soluto através dos poros da membrana, aumentando a concentração de óleo no permeado.

Figura 5.77: Comportamento da pressão no interior do módulo de filtração ( $C_0= 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p=2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q=1,5 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p=63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k=3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



(a) Perfil de pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana.



(b) Campo de pressão no plano zx em  $y= 0,0375; 0,075; 0,1125 \text{ m}$  e no plano yz.

Analisando a eficiência de retenção, Figura 5.78, em função da vazão de alimentação, verifica-se que eficiência de retenção diminui à medida que se aumenta a vazão da alimentação. A melhor eficiência de retenção foi de 99,4% para a vazão de 0,5 kg/s, 99,0% para a vazão de 1,0 kg/s e 98,6% para a maior vazão. Isto se deve ao fato de que o acréscimo da pressão transmembrana com o aumento da vazão de alimentação fez com que mais soluto passe através dos poros da membrana elevando a concentração de óleo no permeado como ilustrado na Tabela 5.4, e assim diminuindo a eficiência de retenção. Isto mostra que elevadas pressões transmembrana pode não ser adequada para uma elevada qualidade do efluente.

Figura 5.78: Representação do coeficiente de rejeição de soluto em função da vazão de alimentação.

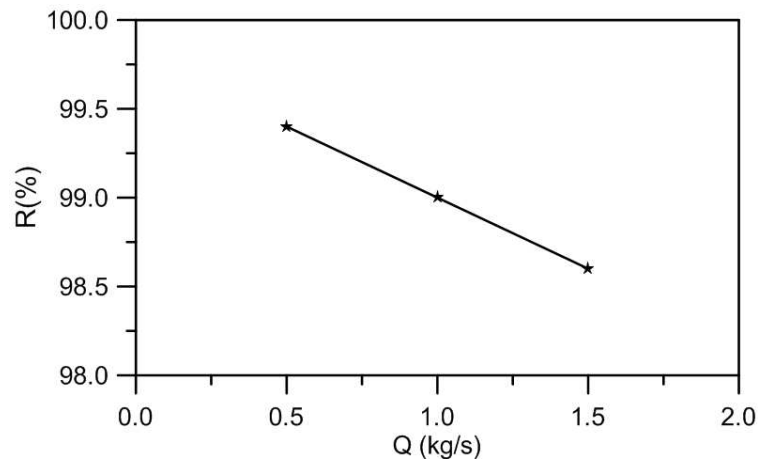


Tabela 5.4: Concentração de óleo no permeado para as vazões de alimentação avaliadas.

	Q = 0,5 kg/s	Q = 1,0 kg/s	Q = 1,5 kg/s
Concentração de óleo no permeado (mg/L)	6,0	10,0	14,0

### 5.2.6 Efeito da Viscosidade sobre o processo de separação

Nas Figuras 5.79 e 5.80 está representada a espessura da camada de concentração de óleo no interior do dispositivo em função da posição sobre os quatro planos nas posições angulares 0, 90, 180 e 270° conforme ilustrado na Figura 5.40. Três valores para a viscosidade dinâmica da mistura foram assumidos (1,0, 1,1 e 1,4 cP) de forma que a concentração de óleo na camada de óleo é igual ou superior a 1,009 kg/m<sup>3</sup>.

Comparando as espessuras da camada de concentração de óleo, verifica-se para a viscosidade de 1,0 cP uma maior espessura da camada de concentração de óleo. À medida que a viscosidade é aumentada, observa-se uma diminuição da espessura da camada de concentração de óleo para a concentração de óleo igual 1,009 kg/m<sup>3</sup> na região anular. O aumento da viscosidade da mistura provocou a redução da velocidade do escoamento no interior do módulo de filtração, como pode ser observado na Figura 5.81 (a), (b) e (c), resultado da redução das forças



cisalhantes internas do fluido que impõe resistência a fluir, com conseqüente redução do fluxo de permeado, como pode ser observado ao se comparar os resultados das Figuras 5.82, 5.83 e 5.84, logo, uma menor espessura da camada de concentração de óleo ( $C_o \geq 1,009 \text{ kg/m}^3$ ) é observada no anular do módulo de filtração.

Figura 5.79: Espessura adimensional da camada de óleo no plano zy em  $\theta$  em  $0^\circ$  e  $180^\circ$  em função do comprimento adimensional da membrana ( $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $C_o = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $C_o \geq 1,009 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).

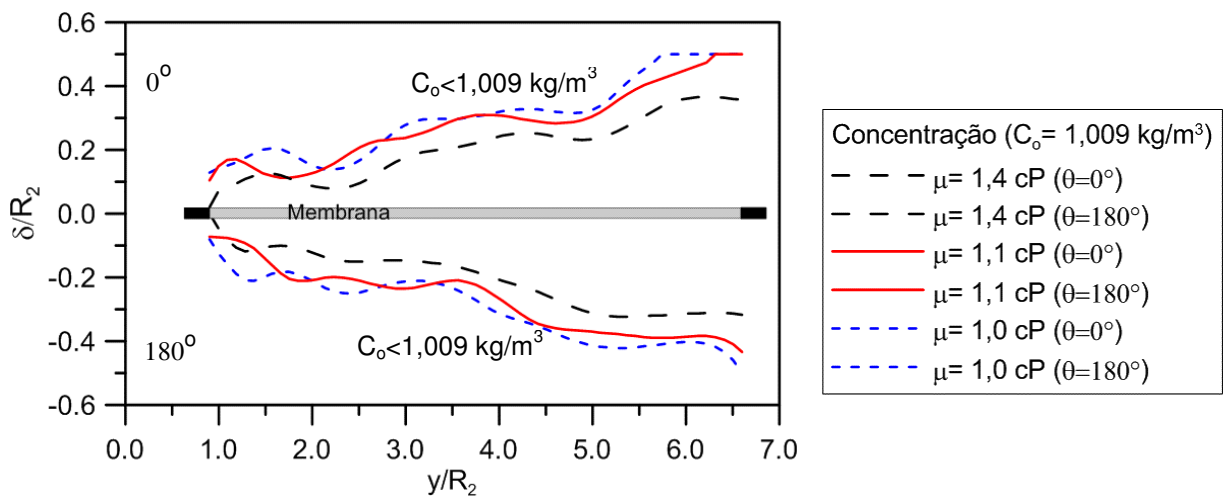


Figura 5.80: Espessura adimensional da camada de óleo no plano xy em  $\theta$  em  $90^\circ$  e  $270^\circ$  em função do comprimento adimensional da membrana ( $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $C_o = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $C_o \geq 1,009 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).

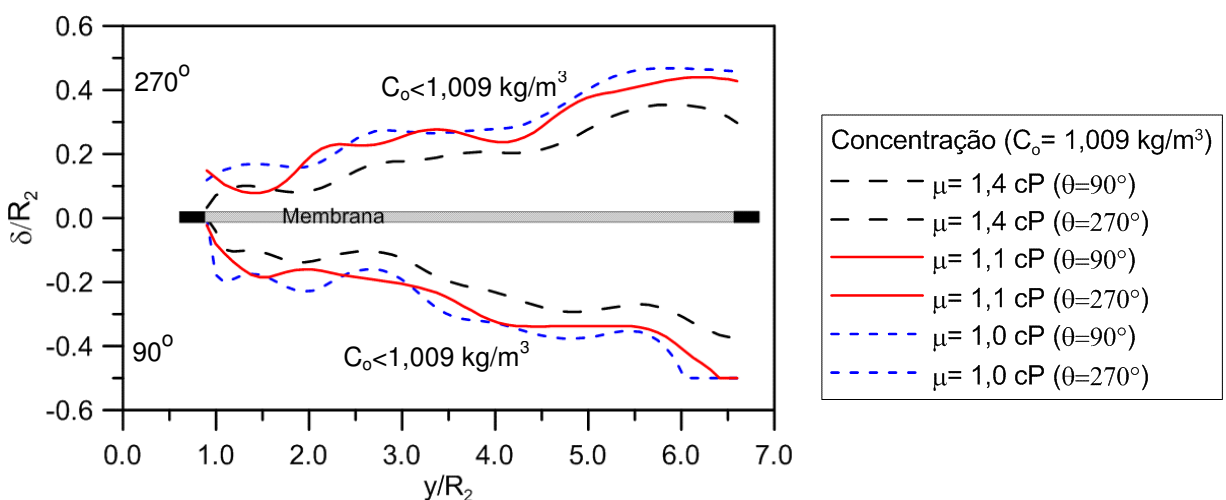


Figura 5.81: Campo de velocidade no plano  $zx$  em  $y= 0,0375; 0,075; 0,1125$  m e no plano  $yz$  ( $Q = 1,0$  kg/s,  $C_0 = 1,0$  kg/m<sup>3</sup>,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $a_p = 63$   $\mu$ m e  $k = 3 \times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>).

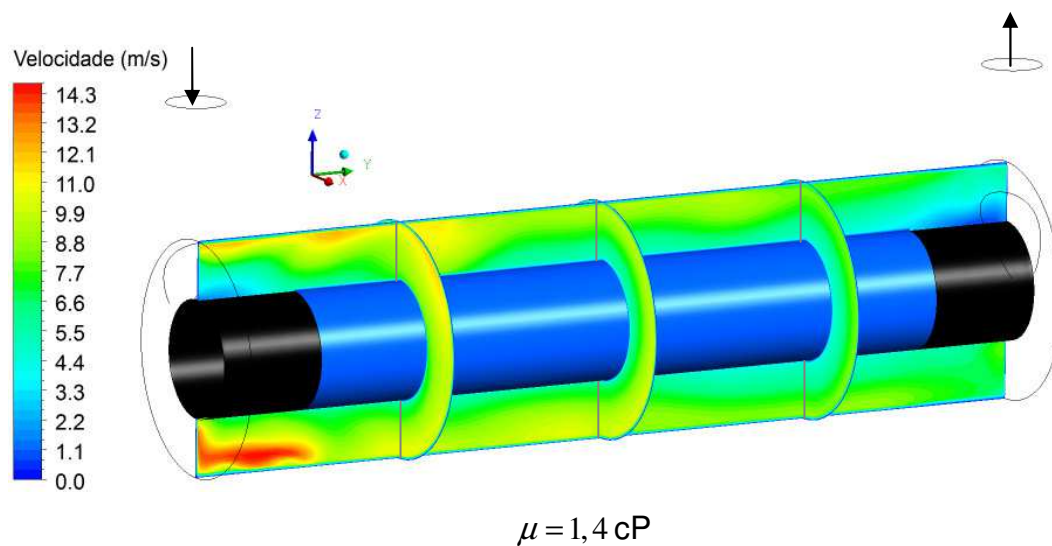
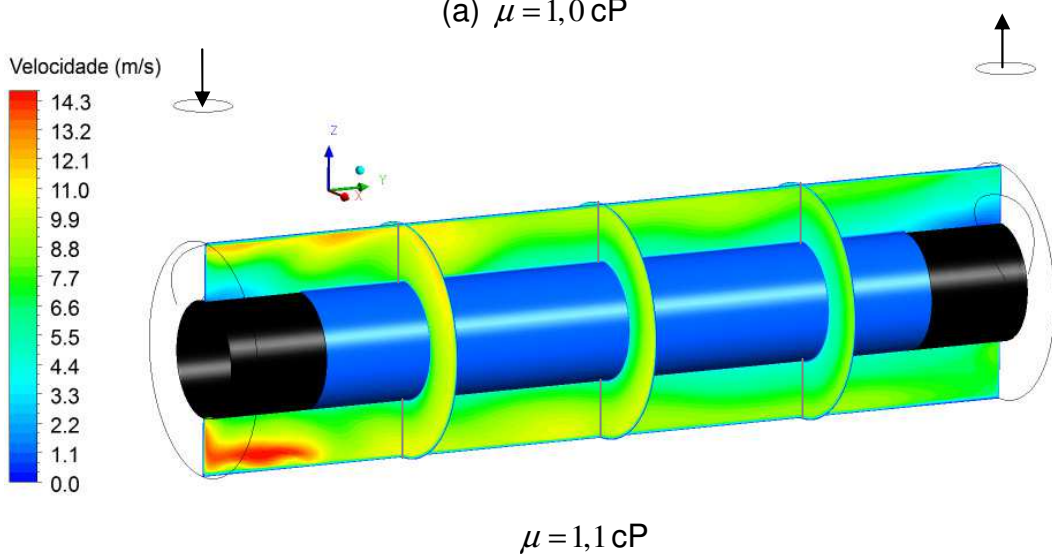
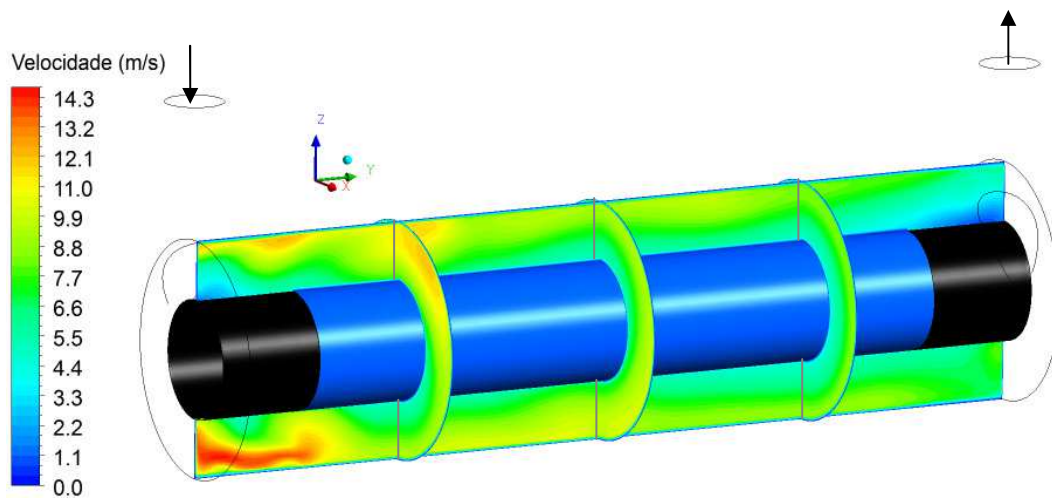


Figura 5.82: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,0 \text{ cP}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).

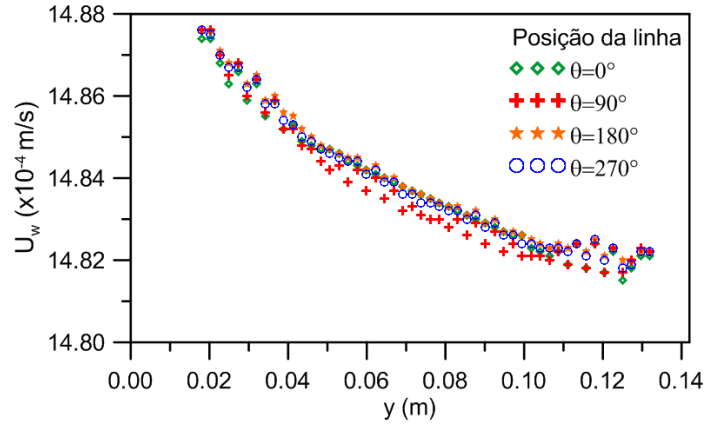


Figura 5.83: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).

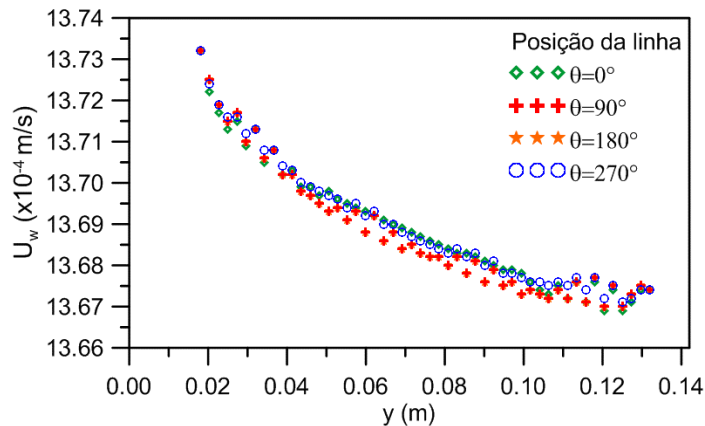
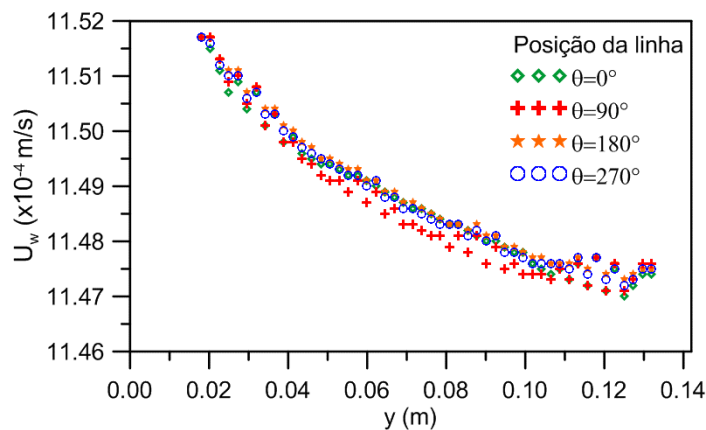
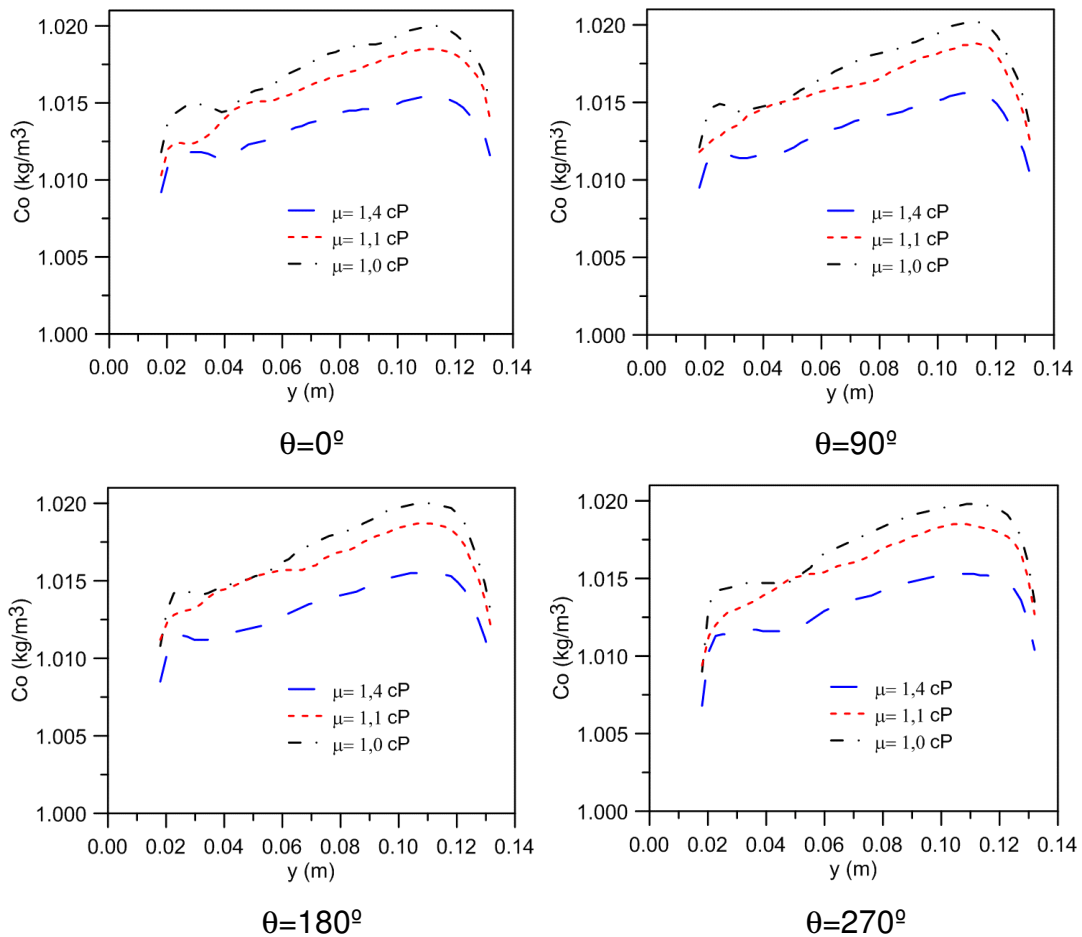


Figura 5.84: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,4 \text{ cP}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).



Na Figura 5.85 (a), (b), (c) e (d) está representado o comportamento da concentração do óleo na parede do permeado sobre as quatro posições angulares (0, 90, 180 e 270°) ilustrada na Figura 5.28. Verifica-se que o aumento da viscosidade da mistura reduziu a concentração de óleo na superfície da membrana. A diminuição do transporte convectivo de partículas de óleo para superfície da membrana devido à redução da velocidade do escoamento e do fluxo de permeado, fez com que uma maior fração do solvente permanecesse na região anular mantendo o fluido diluído no interior do módulo.

Figura 5.85: Concentração na parede do permeado para diferentes viscosidades da mistura ( $Q=1,0$  kg/s,  $C_0=1,0$  kg/m<sup>3</sup>,  $R_p=2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup> e  $k=3 \times 10^{-11}$  m<sup>2</sup>).

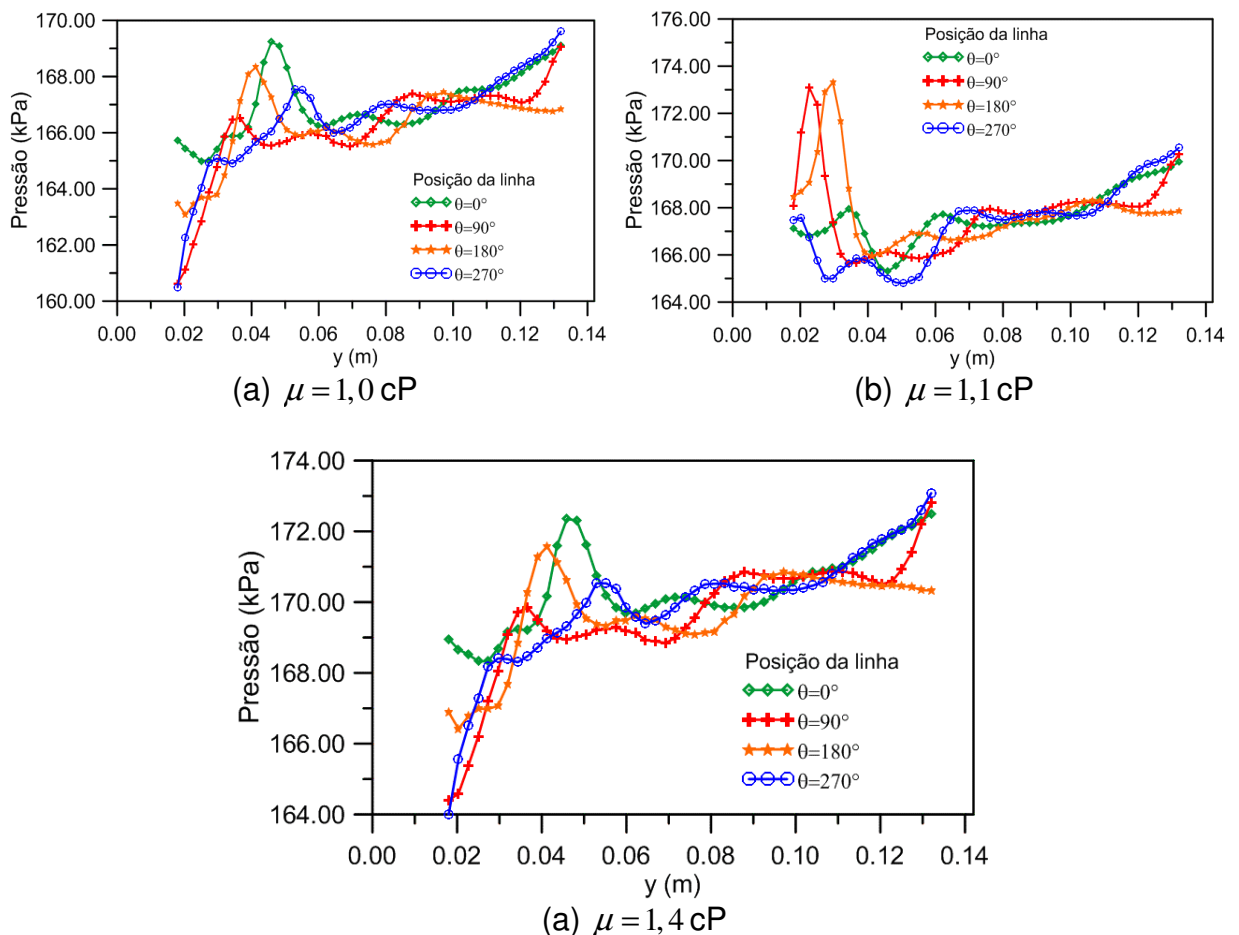


Os perfis de pressão na superfície da membrana foram analisados e estão representados na Figura 5.86 (a), (b) e (c). Nota-se que com aumento da viscosidade de 1,0 para 1,4 cP a pressão média na superfície da membrana teve um aumento sutil de 166,4 kPa (Figura 5.86 a) para 170,0 kPa (Figura 5.86 c) o que representa uma variação de 3,6 kPa. A pressão transmembrana (diferença entre a

pressão média na parede do permeado e a pressão externa) sofreu uma variação de 65,0 kPa para 68,7 kPa. Pode-se então constatar um leve aumento da pressão transmembrana resultado do aumento da resistência que o fluido oferece ao escoamento no interior do módulo e ao atravessar o meio poroso, uma vez que quanto maior a viscosidade ( $\mu$ ) do fluido maior será o atrito entre as partículas do fluido e do sólido no meio poroso. Assim como observado por Pellerin *et al.* (1995), verifica-se que a influência da viscosidade é menor sobre o campo de pressão do que os efeitos turbulentos observado quando se variou a vazão de alimentação.

Verifica-se igualmente, que o aumento da pressão transmembrana não significou necessariamente aumento do fluxo de permeado. Analisando a lei de Darcy, pode-se concluir que as forças viscosas mostraram-se superiores as forcas de pressão quando se variou a viscosidade da mistura.

Figura 5.86: Pressão na parede permeável em função do comprimento da membrana nas linhas em  $\theta$  igual 0, 90, 180 e 270° ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,0 \text{ kg/s}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



Analisando a eficiência de retenção conforme ilustrado na Figura 5.87, verifica-se que a eficiência de retenção aumenta à medida que se aumenta a viscosidade dinâmica da mistura. A melhor eficiência de retenção foi de 99,1% para a viscosidade de 1,4 cP, contra 99,0% para a viscosidade de 1,1 cP e 98,9% para a menor viscosidade. Isto ocorre porque a viscosidade dinâmica da mistura ao ser elevada provoca a redução do fluxo de permeado e aumenta a resistência do fluido a escoar pelo interior do módulo de filtração e pelos poros da membrana, portanto menor quantidade de partículas de óleo é transportada por convecção para parede da membrana e pelo fluxo de permeado, reduzindo a concentração de óleo no permeado como ilustrado na Tabela 5.5, e assim auxiliando na eficiência de retenção.

Figura 5.87: Representação do coeficiente de rejeição de soluto em função da permeabilidade da membrana.

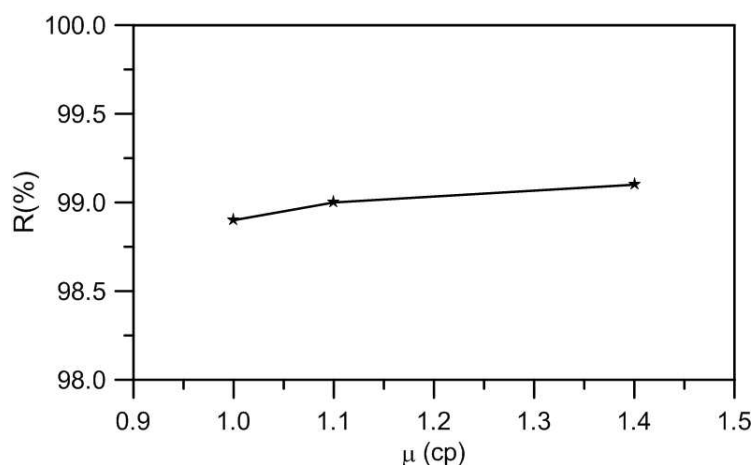


Tabela 5.5: Concentração de óleo no permeado para as vazões de alimentação avaliadas.

	$\mu=1,0$ cP	$\mu=1,1$ cP	$\mu=1,4$ cP
Concentração de óleo no permeado (mg/L)	9,0	10,0	11,0

### 5.2.7 Várias membranas no interior do módulo

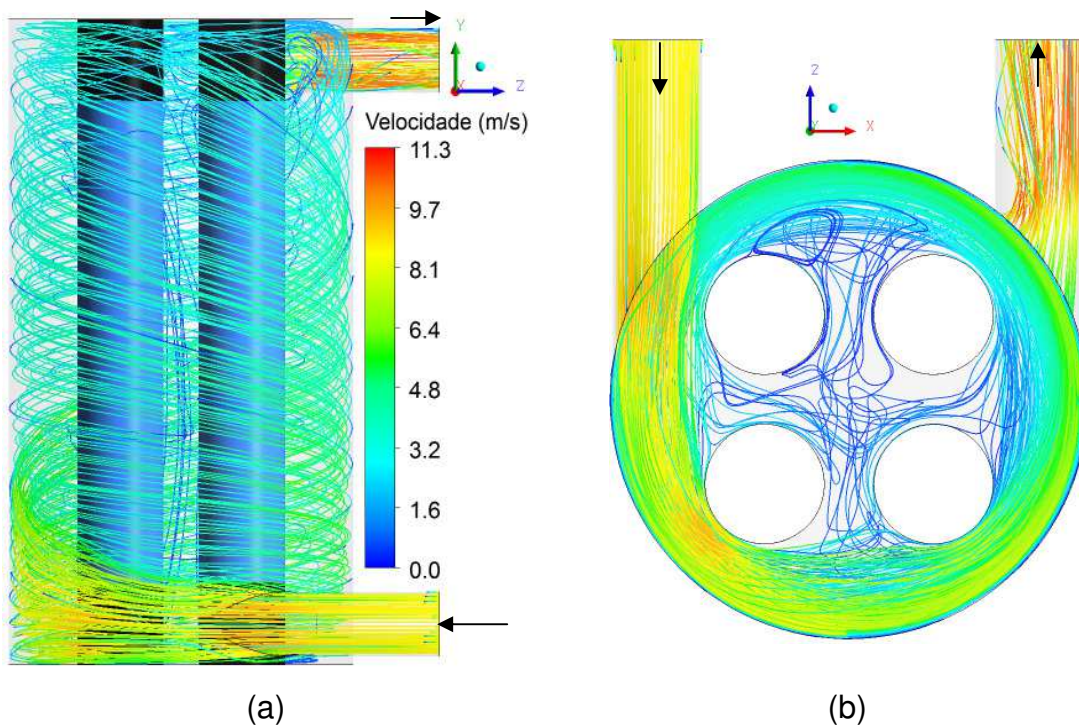
Com o objetivo de avaliar o desempenho do processo de separação via membrana cerâmica, o módulo de filtração foi modificado, sendo inserindo quatro



membranas no seu interior (Caso 13). Sobre o módulo casco-tubos foram avaliadas o fluxo de permeado, pressão transmembrana, linhas de fluxo, campo vetorial de velocidade, distribuição da concentração de óleo no interior do módulo, campo de pressão e eficiência de retenção, comparando os resultados como o módulo contendo uma membrana (Caso 8). As simulações foram realizadas considerando regime de escoamento turbulento.

A análise fluidodinâmica no interior do módulo casco-tubos pode ser verificada pelas linhas de fluxo no interior do módulo de separação como ilustrado na Figura 5.88. Verifica-se nitidamente um escoamento ordenado (mantém um padrão) do fluido entre casco do dispositivo e a face das membranas voltadas para o casco (Figura 5.88 a), e um comportamento desordenado do fluido no centro do módulo, entre as membranas (Figura 5.88 b). Isto é esperado devido ao posicionamento das membranas localizadas na região central do módulo. As membranas funcionam como obstáculos, quebrando o movimento ordenado do escoamento ao se chocar com as membranas, sendo que na região entre membranas há uma redução acentuada da velocidade do escoamento do fluido.

Figura 5.88: Linhas de fluxo no módulo casco-tubos: (a) Posição axial e (b) Posição radial ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).



Na Figura 5.89 está representado o comportamento das linhas de fluxo sobre as superfícies das membranas. A partir destes resultados é possível constatar a mudança no comportamento das linhas de fluxo na superfície das membranas devido à injeção do permeado na parede porosa da membrana. Na face das membranas voltadas para o casco, às linhas de fluxo seguem o comportamento ordenado descritos anteriormente, e à medida que percorrem a superfície da membrana em direção à região central (entre membrana), as linhas de fluxo na superfície das membranas apresentam-se desorganizadas, reflexo da perturbação do escoamento provocado pela presença das membranas, como pode ser observado na Figura 5.90 (a) e (b).

Figura 5.89: Linhas de fluxo sobre as membranas ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).

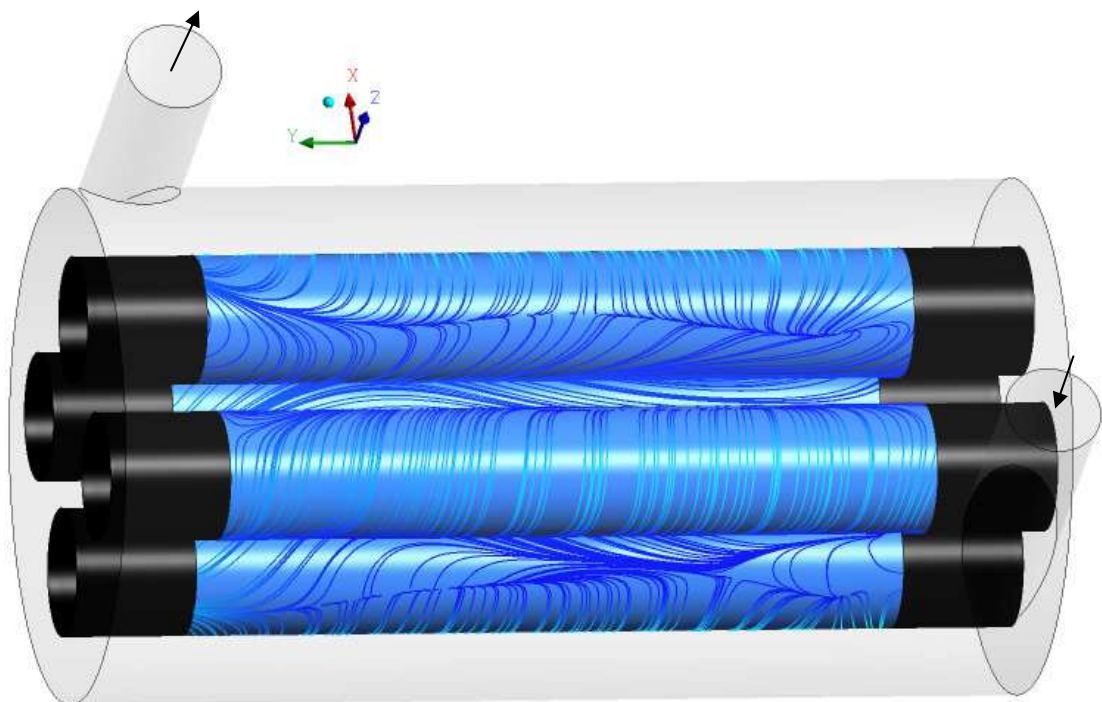
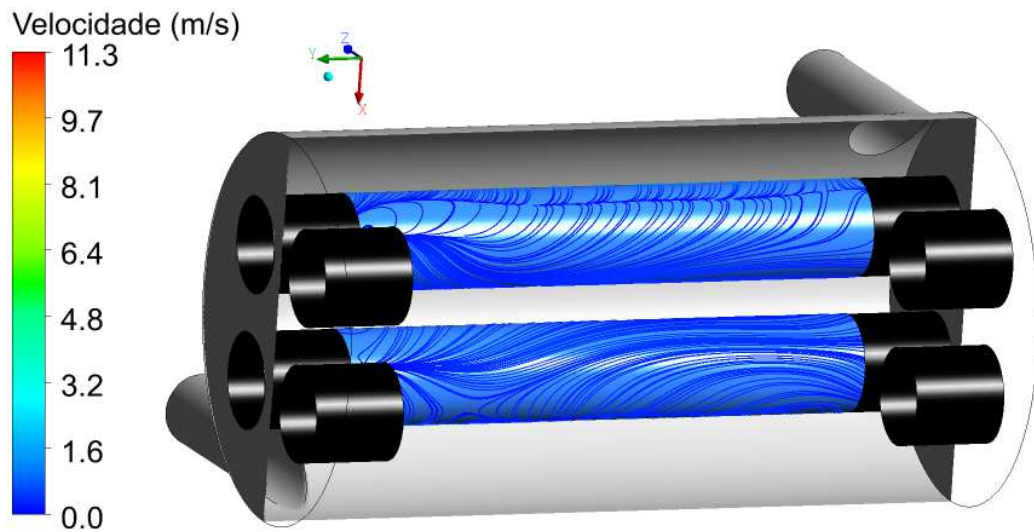
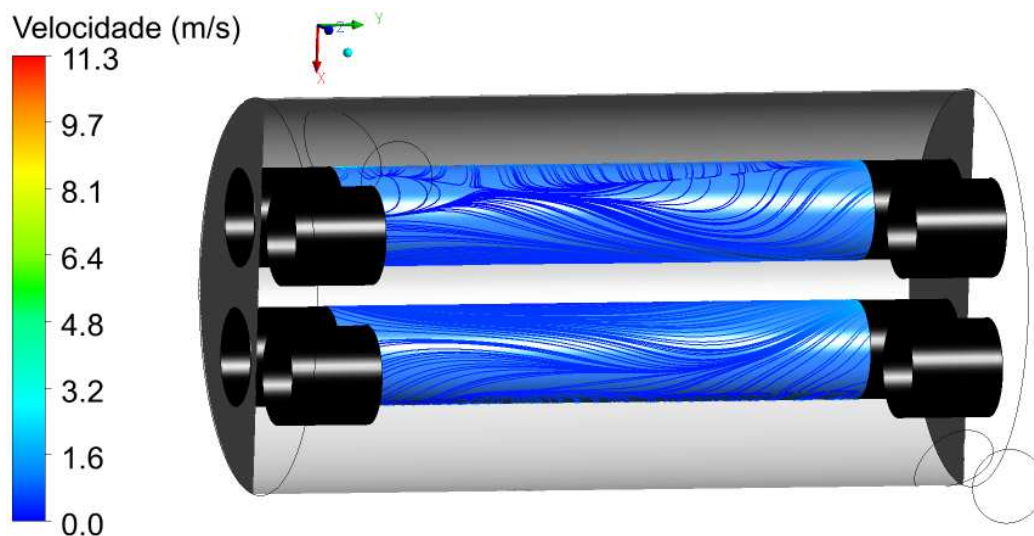




Figura 5.90: Linhas de fluxo sobre as membranas ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



(a)



(b)

Na Figura 5.91 está representado sobre as superfícies das membranas o campo de pressão, bem como o campo vetorial sobre três planos transversais A, B e C. Observa-se que o comportamento hidrodinâmico do fluido no interior do módulo caso-tubos gera regiões com gradiente de pressão favorável e gradiente de pressão adverso. A camada limite de velocidade se desenvolve sobre a superfície da membrana sob a influência de um gradiente de pressão favorável, porém, a pressão atinge, em um certo ponto, um valor mínimo (região na cor azul sobre a superfície

das membranas) e, na região da face posterior a região de mínima pressão, o desenvolvimento da camada limite ocorre na presença de um gradiente de pressão adverso, com separação da camada limite da superfície da membrana conforme pode ser observado em detalhe nas Figuras 5.92, 5.93 e 5.94. Nestas figuras são representados os campos vetoriais sobre os planos A, B e C, respectivamente.

Figura 5.91: Campo de pressão sobre a parede das membranas e campo vetorial de velocidade sobre os planos A, B e C ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).

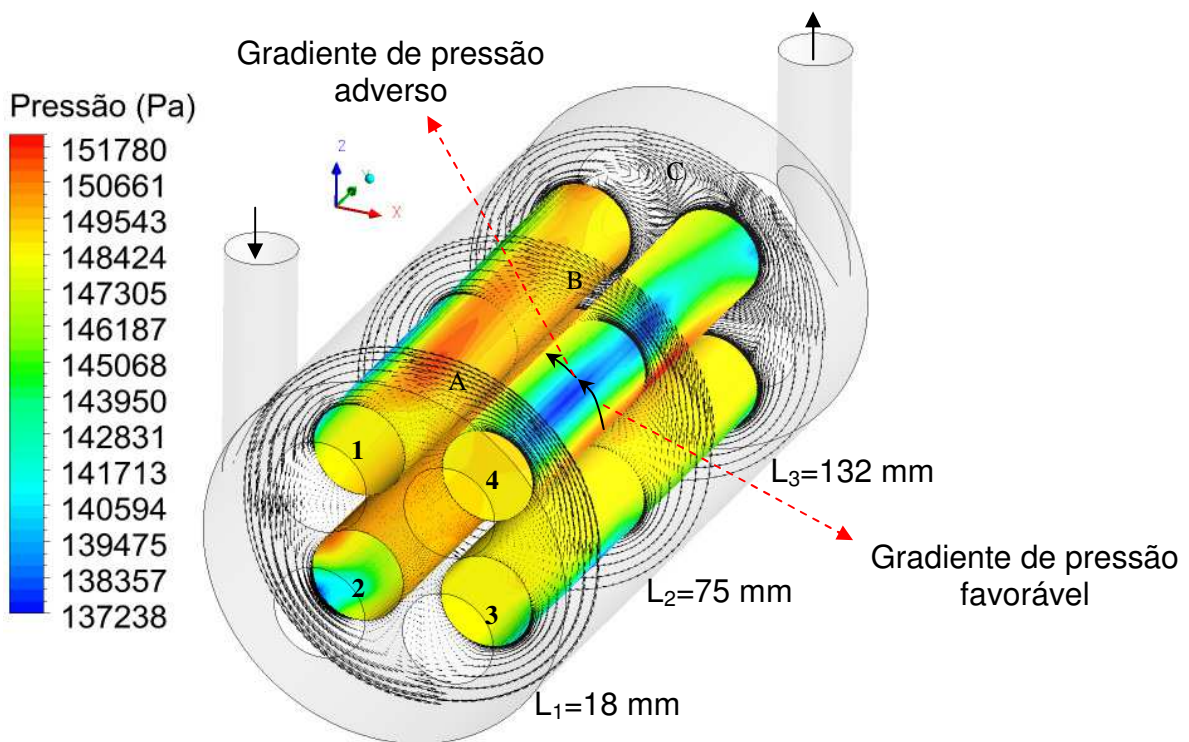


Figura 5.92: Campo vetorial de velocidade sobre o plano A (a) e detalhe da separação da camada limite da superfície da membrana (b).

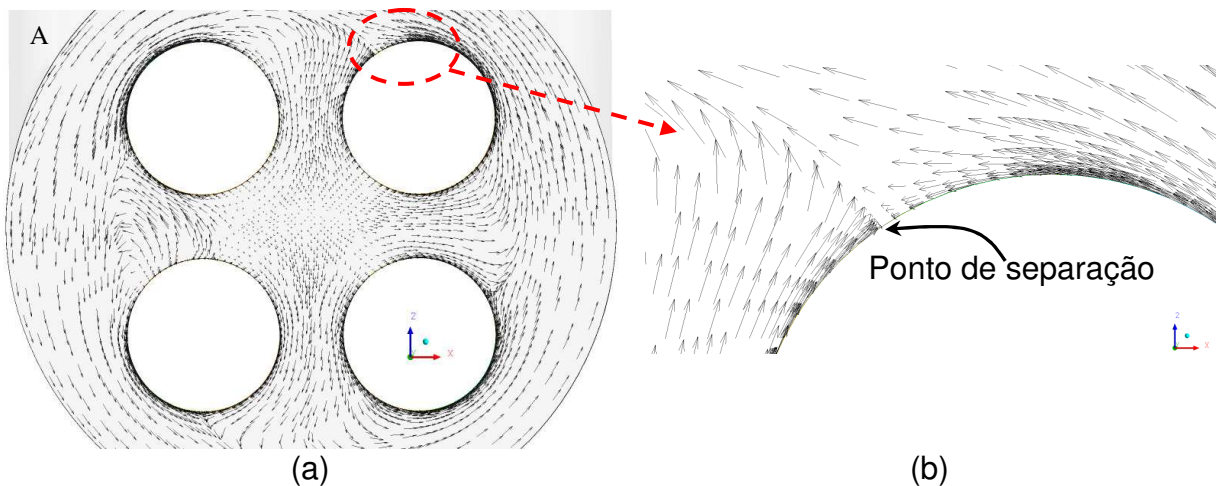


Figura 5.93: Campo vetorial de velocidade sobre o plano B (a) e detalhe da separação da camada limite da superfície da membrana (b).

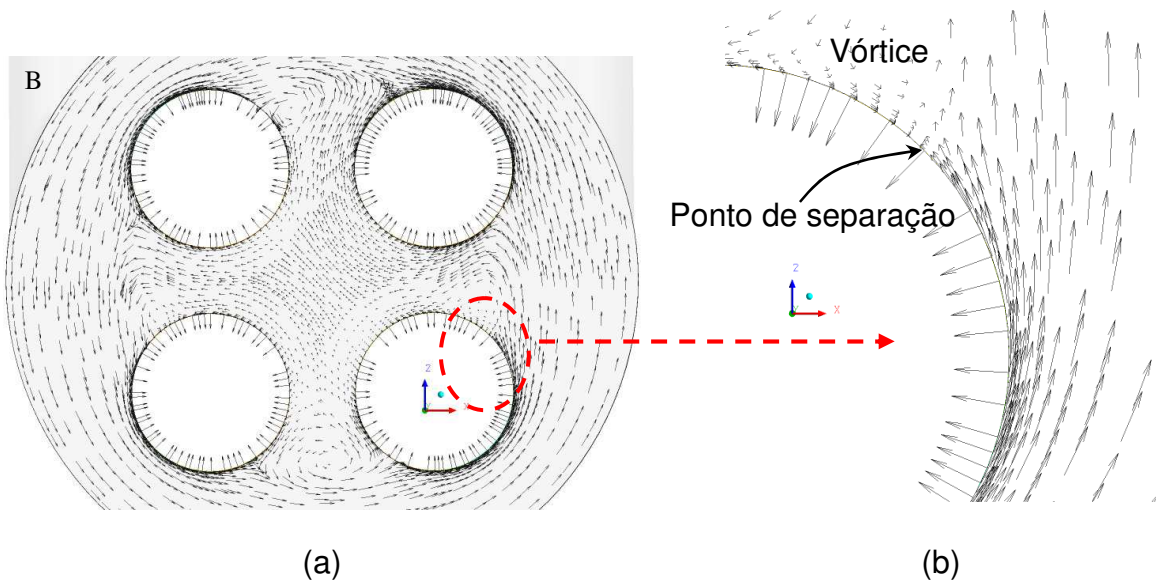
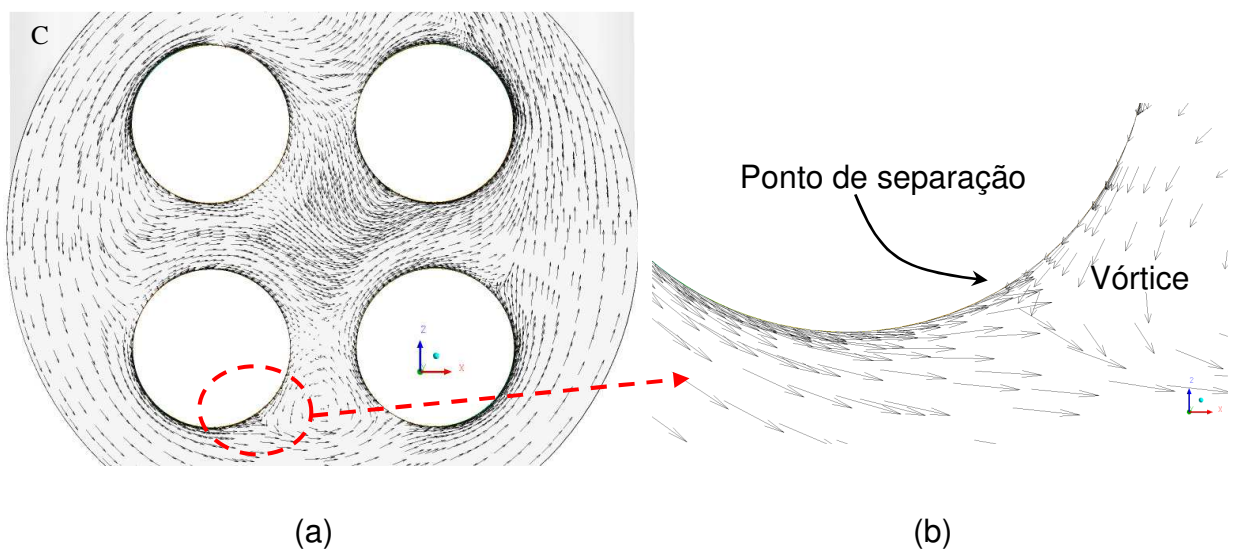


Figura 5.94: Campo vetorial de velocidade sobre o plano C (a) e detalhe da separação da camada limite da superfície da membrana (b).



Nas Figuras 5.96 a 5.99 estão representados os perfis de pressão nas quatro posições angulares ( $0^\circ$ ,  $90^\circ$ ,  $180^\circ$  e  $270^\circ$ ), bem como o campo de pressão sobre a superfície das membranas 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Figura 5.91). Observa-se nestas figuras que os campos de pressão destacam regiões de máxima pressão onde o fluido que circula entre o casco e a face da membrana voltada para o casco incide sobre a superfície da membrana, seguido de uma região de redução de pressão, esta variação de pressão é denominada gradiente de pressão favorável. A

justante da seção de mínima pressão, as velocidades decrescem (Figura 5.100) e as pressões crescem, sendo esta variação de pressão denominada gradiente de pressão adversa. Em virtude da perda de quantidade de movimento, o fluido não retorna à configuração original, podendo atingir uma condição de parada e inversão de sua direção, dando origem ao fenômeno de separação da camada limite, onde esta se desprende da superfície do corpo com a formação de vórtices como foi observado nas Figuras 5.92 a 5.94.

A partir dos perfis de pressão (Figuras 5.96 (a) a 5.99 (a)) é possível verificar a redução da pressão entre as posições angulares  $0^\circ$  e  $270^\circ$  para a membrana 1, entre  $270^\circ$  e  $180^\circ$  para a membrana 2, entre  $180^\circ$  e  $90^\circ$  para a membrana 3 e entre  $90^\circ$  e  $0^\circ$  para a membrana 4, que corresponde a face da membrana que esta voltada para o casco, como ilustrado na Figura 5.95.

Figura 5.95: Posições angulares e numeração das membranas.

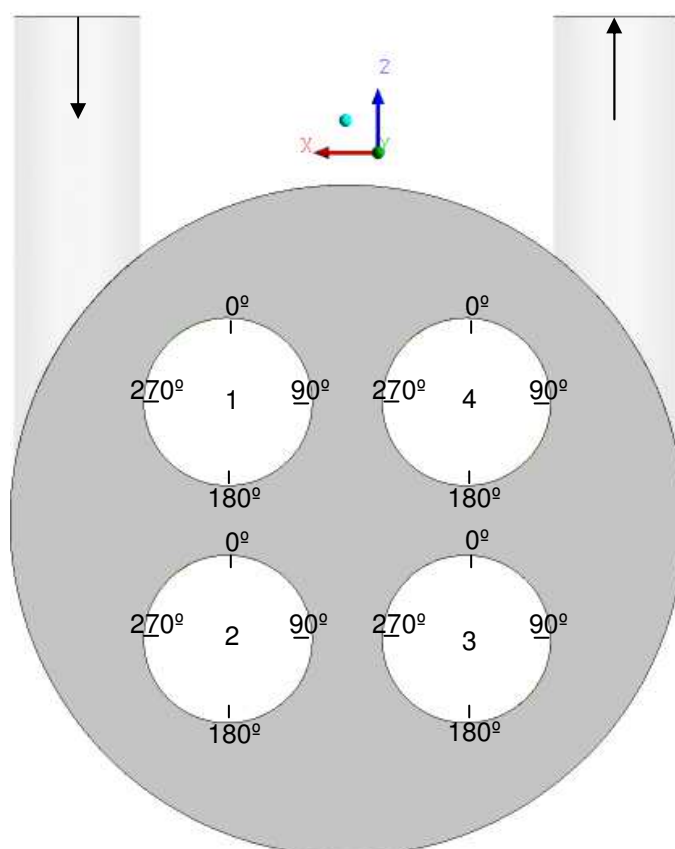




Figura 5.96: Perfil de pressão (a) e campo de pressão (b) sobre a parede do permeado para a membrana 1 ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).

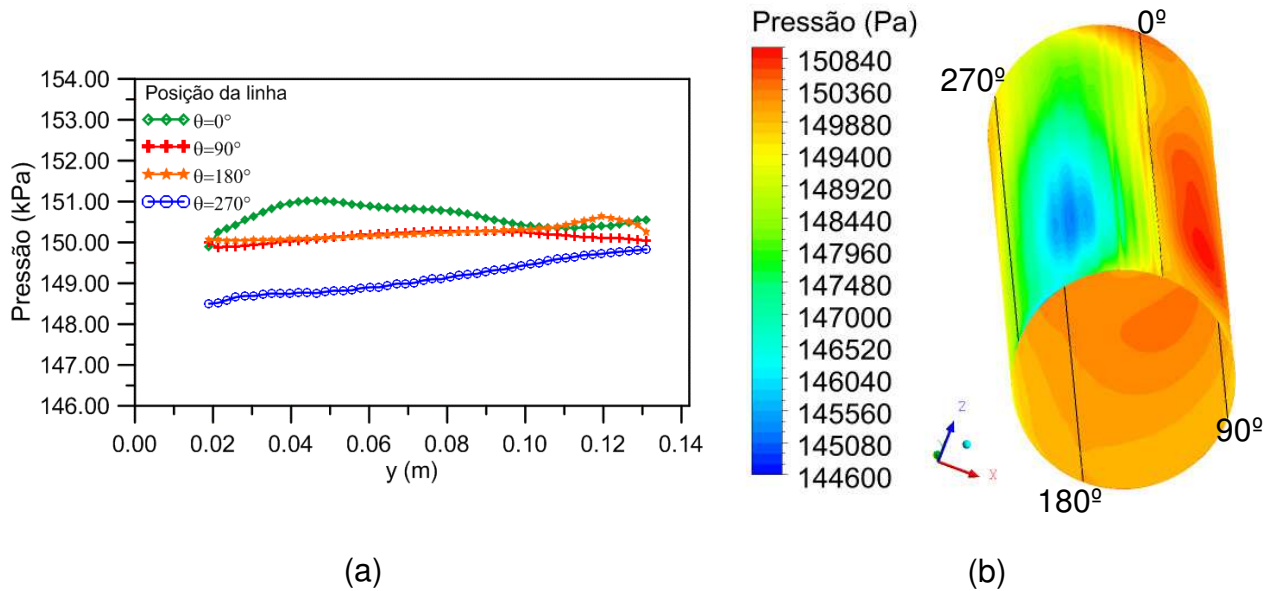


Figura 5.97: Perfil de pressão (a) e campo de pressão (b) sobre a parede do permeado para a membrana 2 ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).

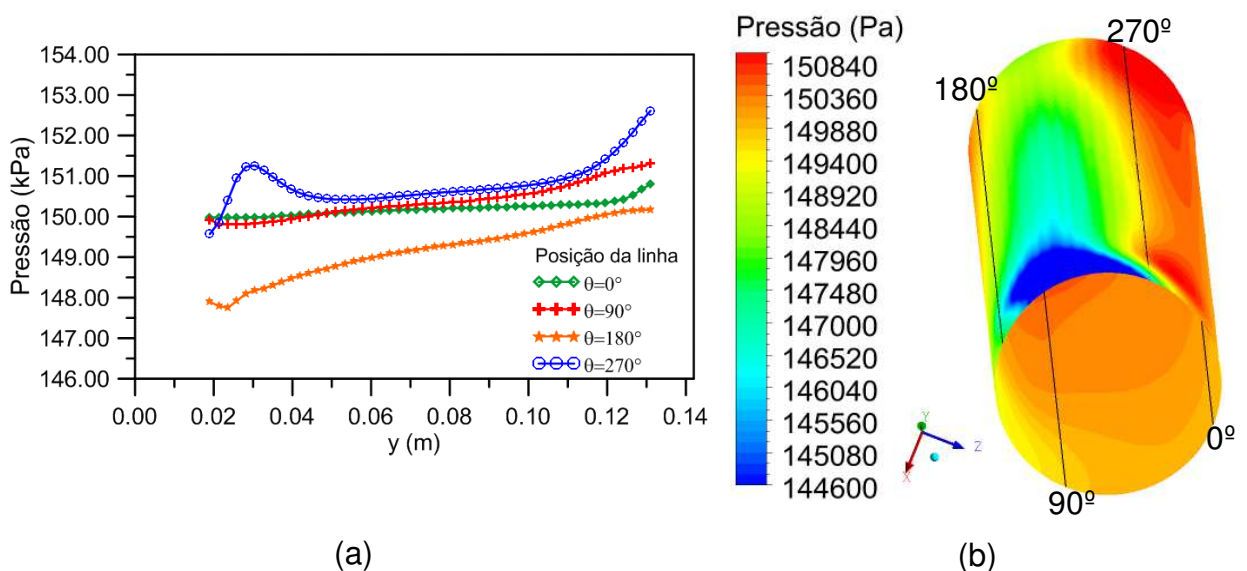


Figura 5.98: Perfil de pressão (a) e campo de pressão (b) sobre a parede do permeado para a membrana 3 ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).

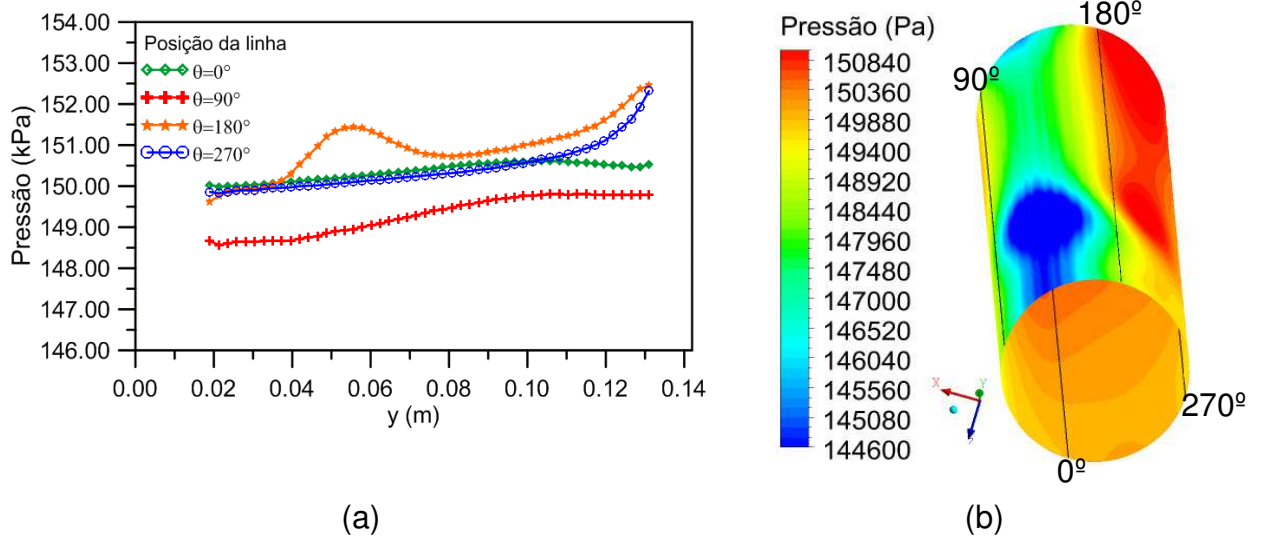
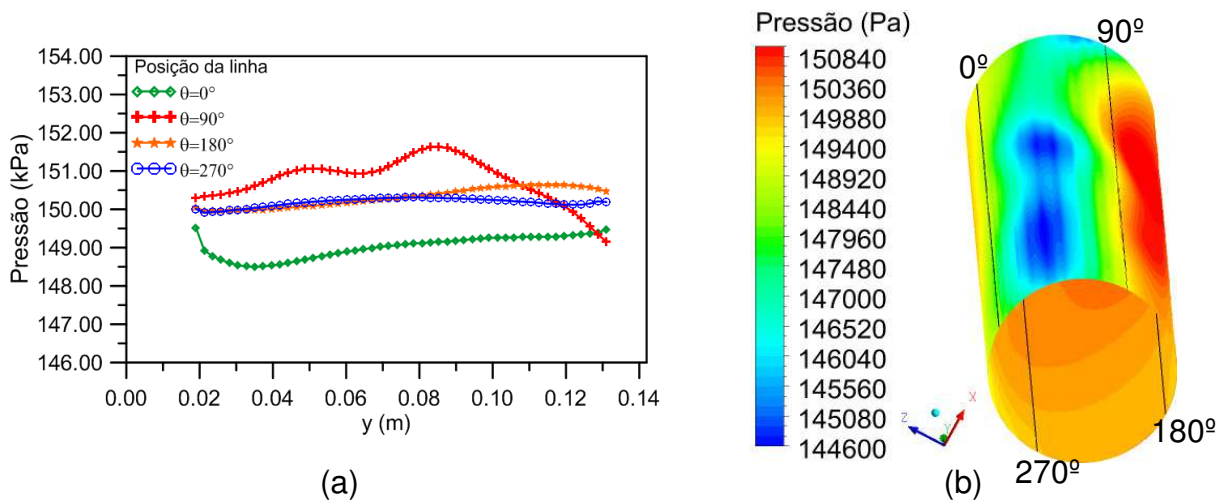


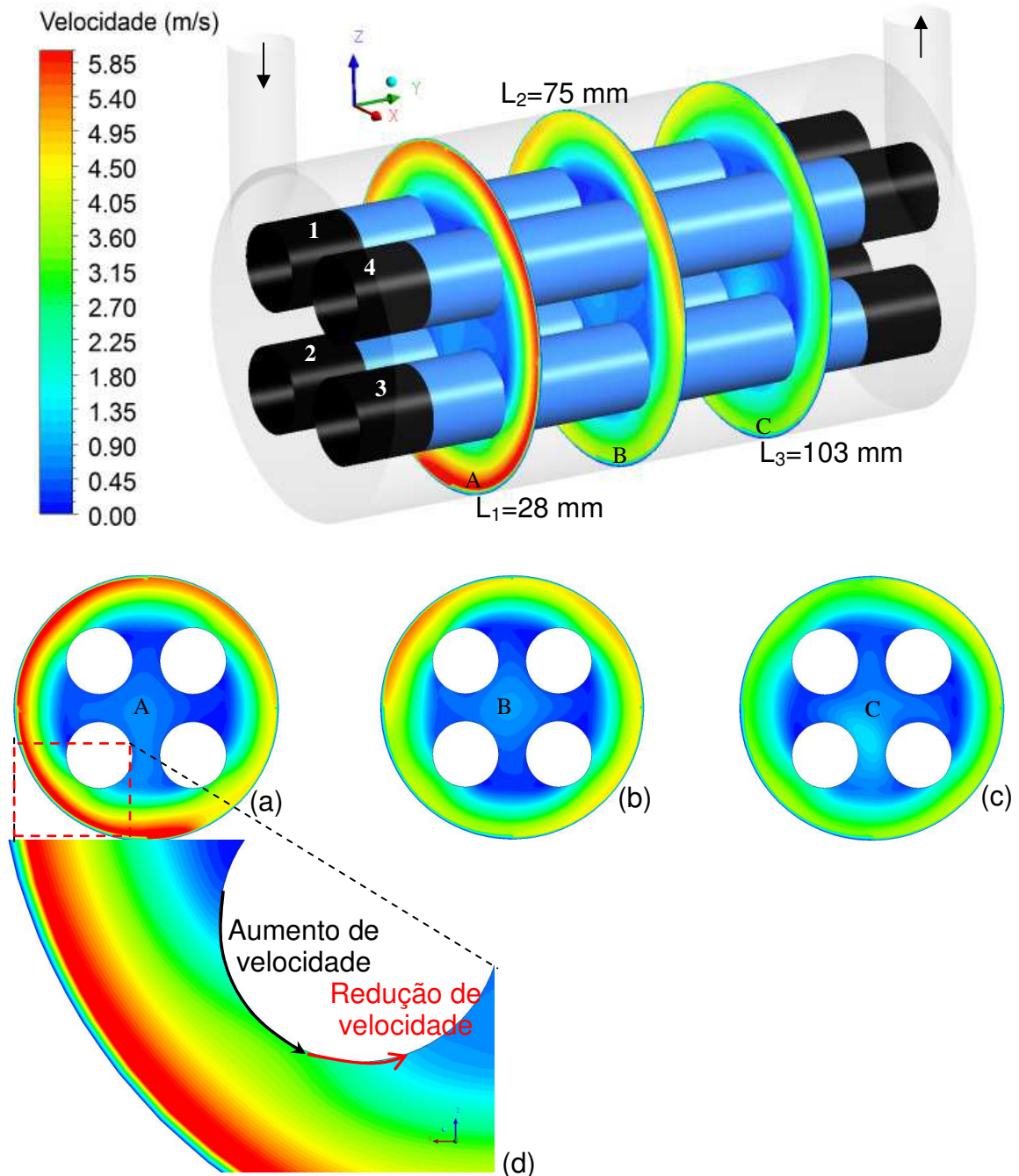
Figura 5.99: Perfil de pressão (a) e campo de pressão (b) sobre a parede do permeado para a membrana 4 ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



Na Figura 5.100 são representados os campos de velocidade sobre os planos transversais A, B e C sobre o módulo de separação. Pode-se constatar, mais uma vez, que há uma região de maior velocidade do escoamento situado entre o casco e as faces das membranas voltadas para casco e, uma região de baixa velocidade do escoamento localizado na região entre membranas. Observando em detalhes o campo de velocidade próximo a membrana 2, Figura 5.100 (d), fica evidente o

aumento de velocidade do escoamento ao se aproximar da membrana devido ao gradiente de pressão favorável, seguido da região de redução de velocidade.

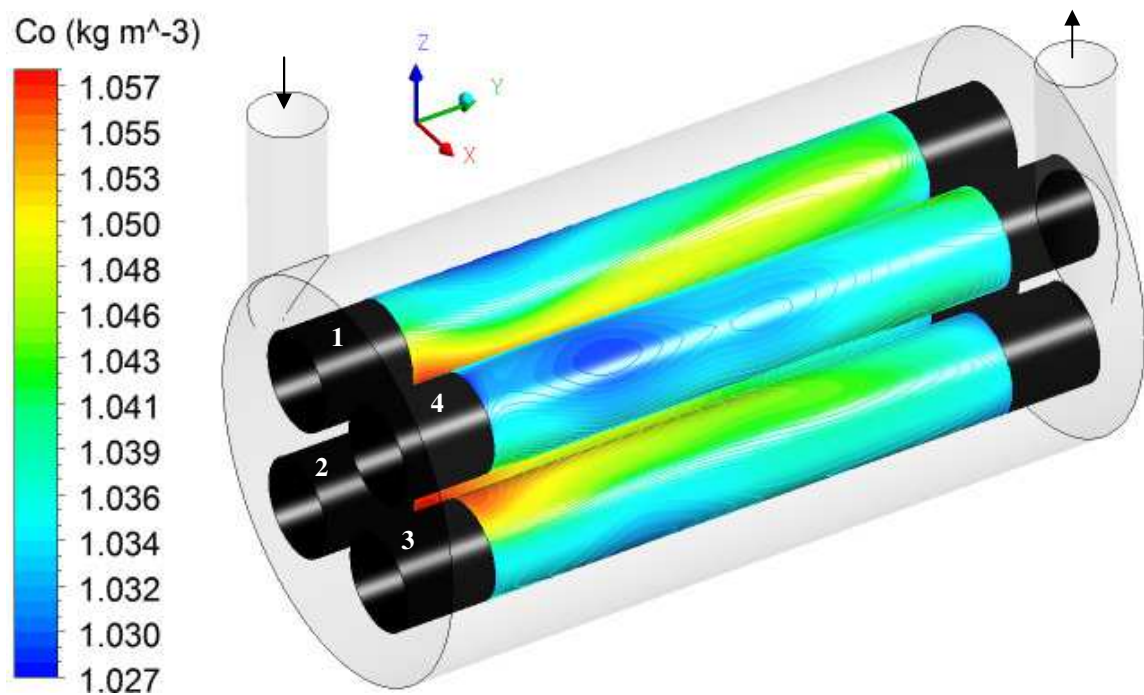
Figura 5.100: Campo de velocidade sobre os planos transversais A, B e C ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



Na Figura 5.101 é apresentada a distribuição da concentração de óleo sobre as quatro membranas no módulo casco-tubos. Observa-se de uma maneira geral, uma maior concentração de óleo na face da membrana que está voltada para o centro do módulo, que corresponde à região de menor velocidade do escoamento, e,

portanto, menor transferência de massa, tornando-se mais propícia ao acúmulo de óleo. Na face das membranas voltadas para o casco pode-se observar uma menor concentração de óleo, resultado do aumento de velocidade do escoamento nessa região e consequente separação da camada limite com formação dos vórtices.

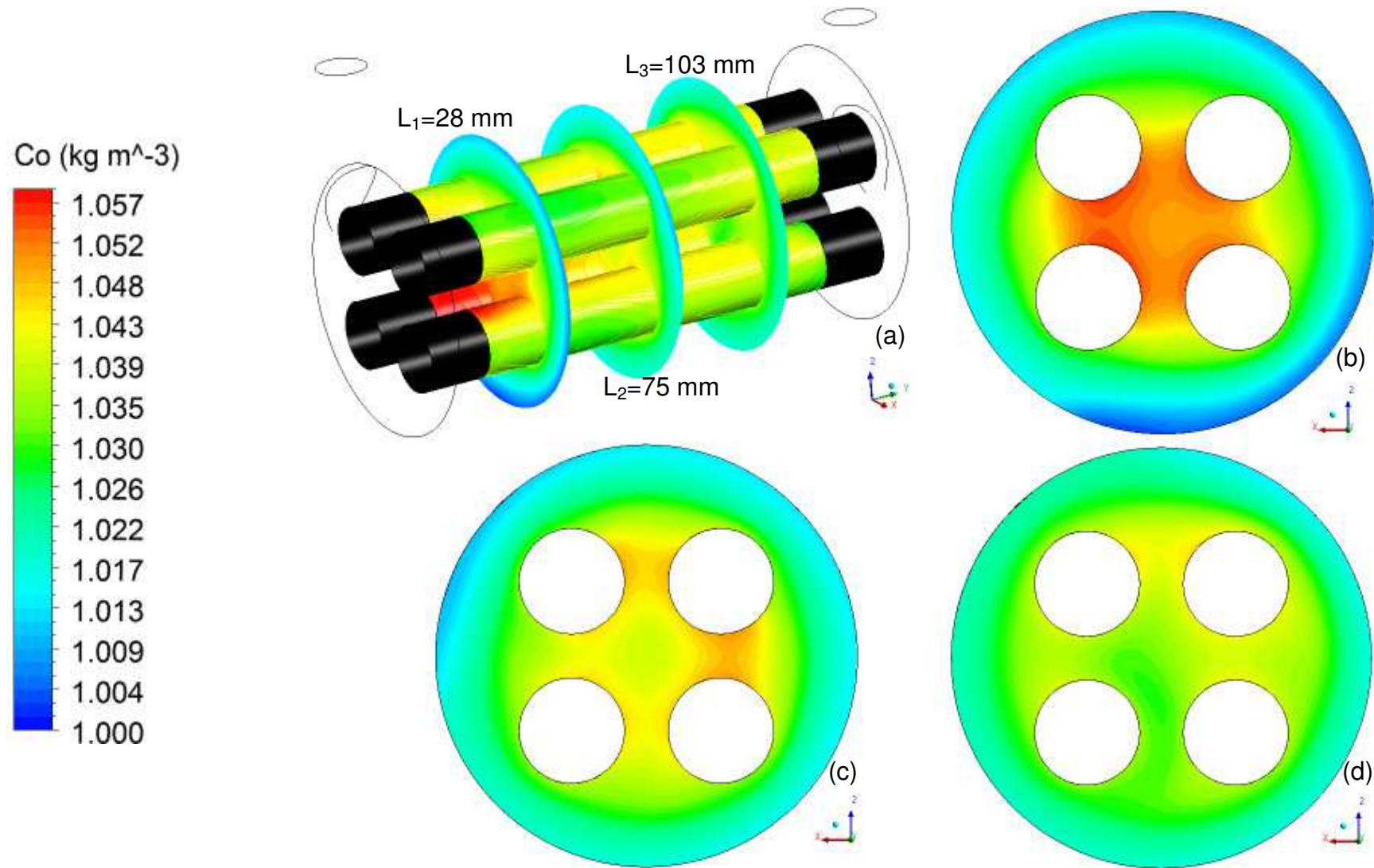
Figura 5.101: Campo de concentração de óleo sobre a parede do permeado ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



Na Figura 5.102 está representado o campo de concentração avaliado em diferentes planos transversais (A, B e C) no módulo de separação. Os resultados evidenciam que os maiores gradientes de concentração se encontra na região entre as membranas e é consequência do comportamento hidrodinâmico da mistura em torno das membranas tubulares. Observa-se sobre os planos A, B e C regiões onde a concentração é próxima da concentração de alimentação ( $1,0 \text{ kg/m}^3$ ), principalmente próximo ao casco do módulo de separação. Esse fato é devido principalmente as diferentes características hidrodinâmicas induzidas a partir da única entrada tangencial de fluido, da ação da força centrífuga e do fluxo de permeado que auxiliam no transporte das partículas de óleo para o centro do módulo e para as proximidades da superfície da membrana.

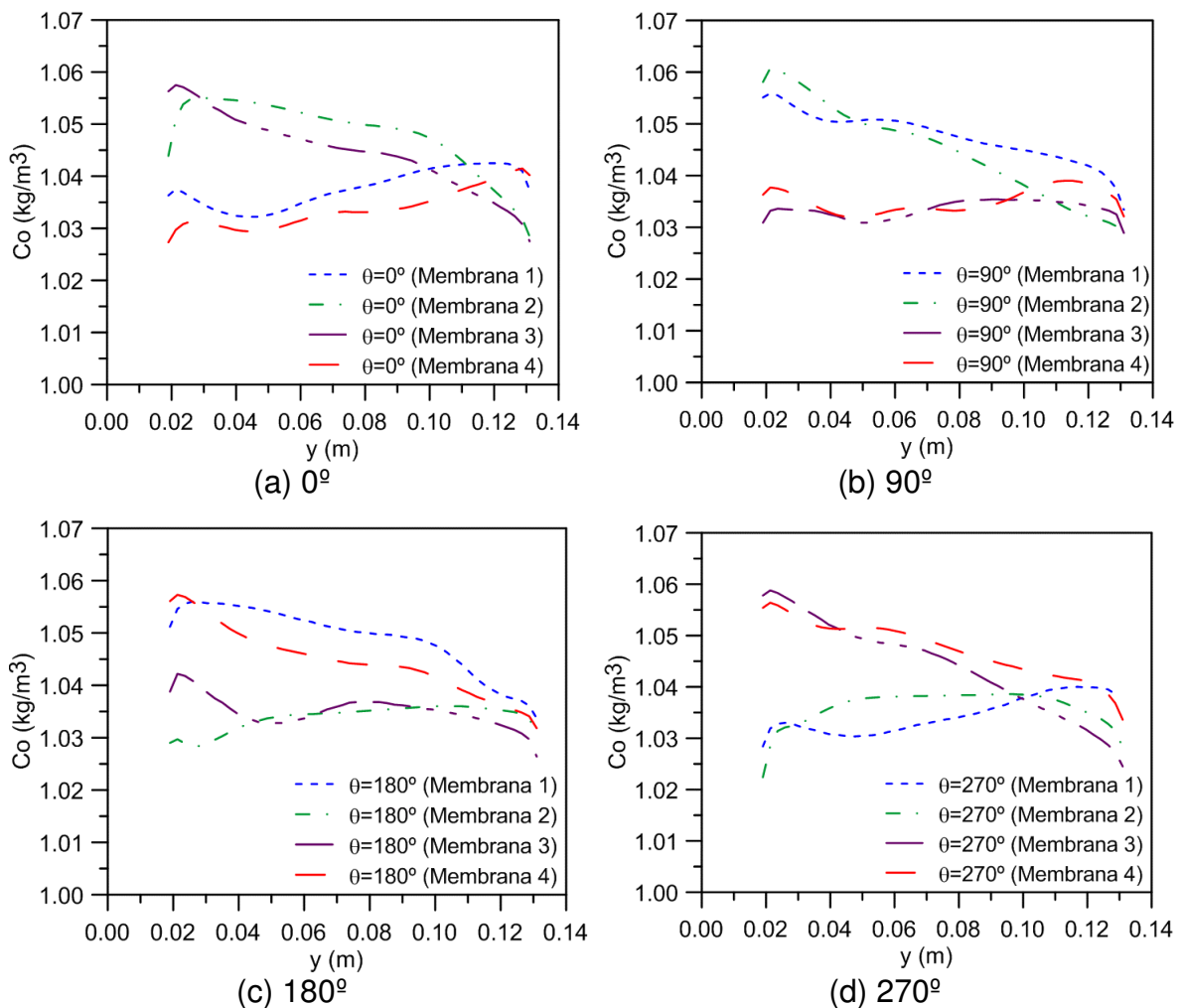


Figura 5.101: Campo de concentração de óleo sobre a parede do permeado e nos planos A, B e C ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).



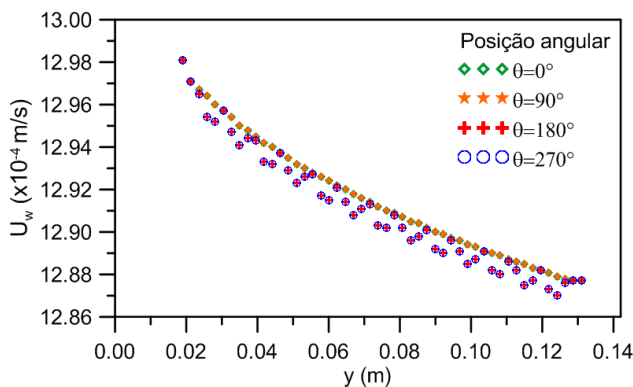
Na Figura 5.103 estão representadas as distribuições de concentração na superfície da membrana cerâmica em função da posição longitudinal,  $y$ , em quatro posições angulares  $0^\circ$ ,  $90^\circ$ ,  $180^\circ$  e  $270^\circ$ , conforme ilustrado na Figura 5.95. Fica evidente que as maiores concentrações de óleo na superfície das membranas localizam-se na região entre membranas. Nas posições  $0^\circ$ , para as quatro membranas, as maiores concentrações de óleo encontram-se nas membranas 2 e 3 (região entre membranas), na posição  $90^\circ$  as maiores concentrações de óleo encontram-se nas membranas 1 e 2 (região entre membranas), na posição  $180^\circ$  as maiores concentrações de óleo encontram-se nas membranas 1 e 4 (região entre membranas) e na posição  $270^\circ$  as membranas 3 e 4 apresentam as maiores concentrações de óleo.

Figura 5.103: Concentração na parede do permeado para as quatro membranas inseridas no módulo poli membranas ( $Q=1,5$  kg/s,  $C_0=1,0$  kg/m<sup>3</sup>,  $R_p=2,5 \times 10^{-8}$  m<sup>-1</sup>,  $\mu=1,1$  cP e  $a_p=63$   $\mu$ m).

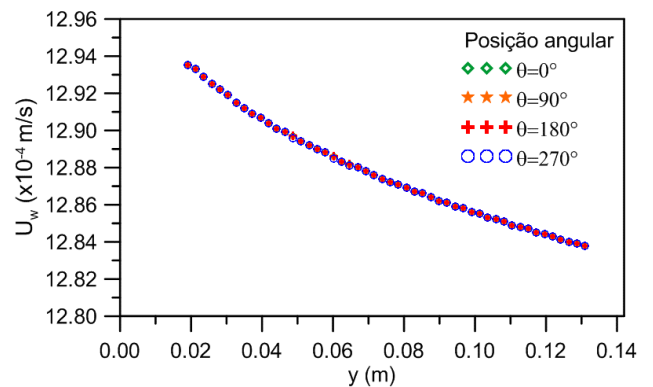


Na Figura 5.104 estão representadas as distribuições de velocidade em função da posição longitudinal,  $y$ , em diferentes posições angulares (0, 90, 180 e 270) para as quatro membranas tubulares, para o caso 13. Enquanto que na Figura 5.105 corresponde a utilização do módulo duplo-tubo (Caso 8).

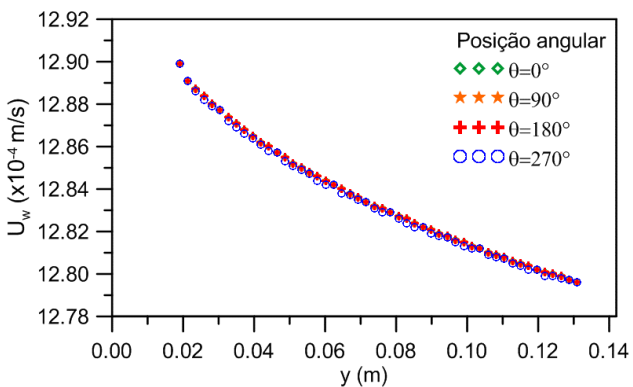
Figura 5.104: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).



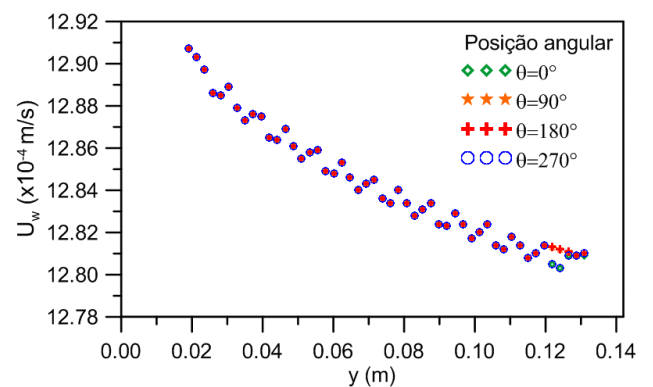
(a) Membrana 1



(b) Membrana 4



(c) Membrana 2

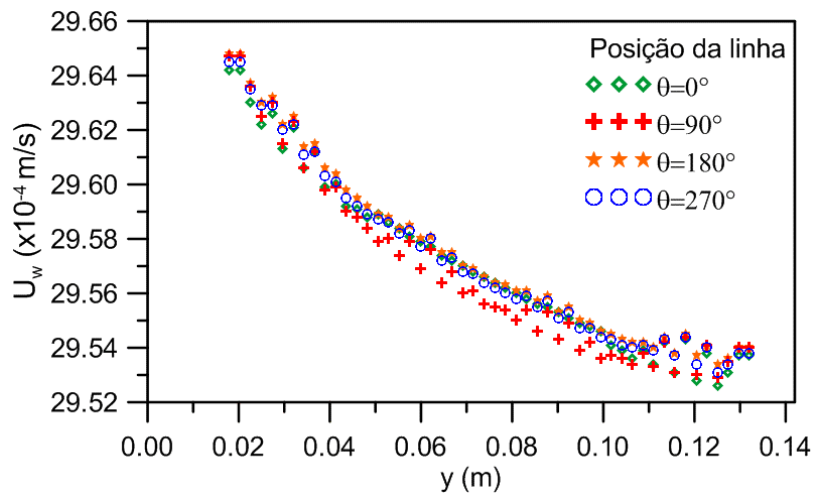


(d) Membrana 3

Observa-se que o módulo que contém apenas uma membrana no seu interior (duplo tubo) apresentou uma velocidade de permeado média igual a  $29,57 \times 10^{-4} \text{ m/s}$ , enquanto que as membranas 1, 2, 3 e 4 do módulo casco-tubos apresentaram uma velocidade de permeado média igual a 12,93, 12,83, 12,84 e  $12,87 \times 10^{-4} \text{ m/s}$ , respectivamente. Comparando estes resultados, pode-se verificar que a membrana do módulo de separação duplo-tubo apresentou uma velocidade de permeado superior ao dobro das membranas 1, 2, 3 e 4 do módulo duplo-tubos, quando comparadas individualmente. Porém em termos de fluxo mássico total de permeado,

o módulo casco-tubos apresentou fluxo médio de permeado de aproximadamente 0,038 kg/s enquanto que para o módulo duplo-tubo o fluxo médio de permeado foi de aproximadamente 0,021 kg/s, 55,3% inferior ao casco-tubos.

Figura 5.105: Velocidade de permeação em função do comprimento da membrana ( $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$  e  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$ ).



Analisando a eficiência de retenção dos dois módulos de separação, verifica-se que o módulo casco-tubos apresentou eficiência de retenção de 99,4% para cada membrana, enquanto que o módulo contendo apenas uma membrana apresentou eficiência de retenção de 98,6%. Esta redução na eficiência de retenção se deve ao fato do módulo casco-tubo ter apresentado maior velocidade de permeado (Figura 5.105) e maior pressão transmembrana (Figura 5.77), que o módulo contendo várias membranas (Figuras 5.104 e 5.96 a 5.99), resultado da maior velocidade de escoamento da mistura no interior do módulo casco-tubo como ilustrado na Figura 5.106 quando comparado ao módulo contendo várias membranas apresentado na Figura 5.100, conseqüentemente, mais soluto atravessa os poros das membranas do modulo casco-tubo aumentando a concentração de óleo no permeado como ilustrado na Tabela 5.6, e assim reduzindo a eficiência de permeação.

Figura 5.106: Campo de velocidade sobre os planos transversais A, B e C ( $C_0 = 1,0 \text{ kg/m}^3$ ,  $R_p = 2,5 \times 10^{-8} \text{ m}^{-1}$ ,  $Q = 1,5 \text{ kg/s}$ ,  $\mu = 1,1 \text{ cP}$ ,  $a_p = 63 \text{ }\mu\text{m}$  e  $k = 3 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ).

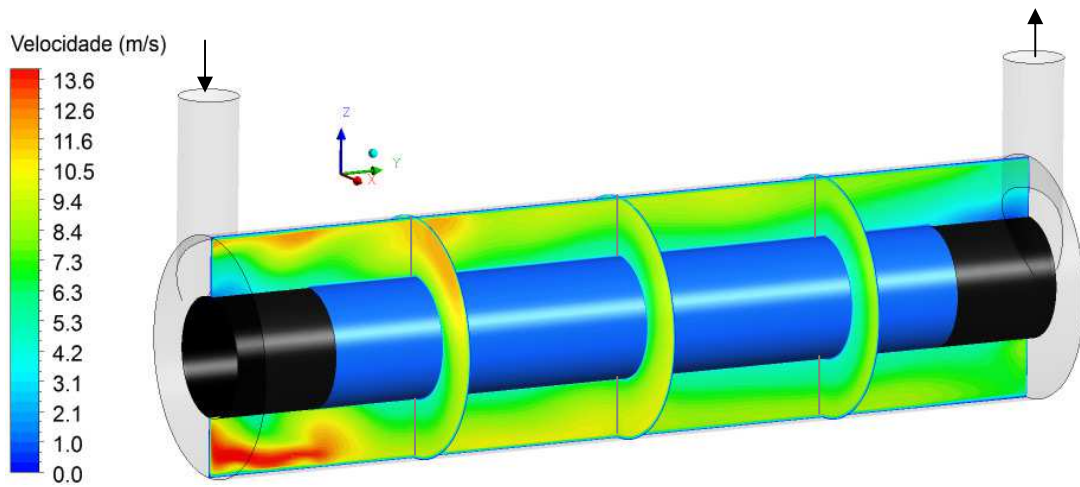


Tabela 5.6: Concentração de óleo no permeado para as vazões de alimentação avaliadas.

	Módulo casco-tubos	Módulo casco-tubo
Concentração de óleo no permeado (mg/L)	6,0	14,0

## CAPÍTULO VI

### 6 CONCLUSÕES

- O modelo numérico utilizado nesta pesquisa prediz com sucesso os mecanismos fundamentais envolvidos no comportamento de declínio da velocidade de permeação ao longo da membrana durante a filtração de fluxo cruzado. É importante salientar a influência do comprimento da membrana nos perfis de concentração axial.
- Os resultados numéricos evidenciam que um aumento do número de Reynolds axial leva a uma diminuição da espessura da camada limite de concentração e que um número mais elevado Schmidt leva a uma diminuição da espessura da camada limite de concentração.
- O aumento do número de Reynolds axial leva a um aumento da pressão do sistema provocando assim um aumento da pressão transmembrana o que resulta em um maior volume de permeado e um aumento da concentração de soluto na superfície da membrana.
- Os níveis de concentração de óleo no permeado para os módulos casco-tubo e casco-tubos mostraram-se aceitáveis em relação a resolução CONAMA 357/2005.
- A análise do comportamento hidrodinâmico da mistura no interior do módulo de separação pode ser verificado pelo campo vetorial e pelas linhas de fluxo no interior do dispositivo. Onde foi verificado regiões com gradientes de pressão

adversos e recirculação de fluxo, mostrando o comportamento tridimensional do fluido no interior do equipamento.

- Em geral a concentração de óleo no permeado aumentou com o aumento do fluxo de permeado e das pressões do escoamento e transmembrana.
- Os parâmetros físicos e geométricos do módulo de separação afetam diretamente a distribuição da concentração de óleo no interior do módulo, a pressão transmembrana e o fluxo de permeado.

## **6.1 SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS**

- ✓ Analisar o comportamento do fluxo de permeado em regime transiente;
- ✓ Incorporar ao modelo matemático a influência da outras fontes de resistência ao escoamento do permeado, como a formação das incrustações, bloqueio de poros, associadas à adsorção e formação de camada gel;
- ✓ Considerar uma corrente de alimentação com várias espécies de hidrocarbonetos;
- ✓ Estudar outros tipos de soluto como o *índigo blue*, que possui um tamanho definido e que poderia trabalhar com uma malha predefinida em função do tamanho médio das partículas;
- ✓ Estudar também a modelagem matemática para membranas poliméricas com porosidades definidas.

## CAPÍTULO VII

### 7 BIBLIOGRAFIA

ABDEL-AaL, H.; AGGOUR, M.; FAHIM, M., **Petroleum and gas field processing**. Marcel Dekker, inc., pp. 357, NEW YORK, 2003.

AHMED, S., SERAJI, M. T., HASHIB, M. A., JAHEDIA J., **CFD simulation of turbulence promoters in a tubular membrane channel**, Desalination, v.276, pp.191-198, 2011.

AHMED, S., SERAJI, M. T., JAHEDIA J., HASHIB, M. A., **Application of CFD for simulation of a baffled tubular membrane**, Chemical engineering research and design, v.90, pp.600-608, 2012.

ALHO, A. T. P.; ILHA, A. **Simulação numérica de escoamentos complexos**, Anais da V escola de primavera em transição e turbulência, p.414, 2006.

ALMEIDA, K. M., **Tratamento do efluente alcalino do branqueamento da polpa de celulose pelo processo de separação por membranas**, Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia, PPGEQ/UFRGS, Porto Alegre, Brasil, 2002.



AMARAL, I. O. G., **Ultrafiltração com membrana mineral de efluente modelo de desengomagem têxtil para recuperação de pva e água**, Dissertação de Mestrado, UNICAMP, São Paulo, Brasil, 2004.

ANSYS ® CFX 12.0 MANUAL, 2009.

AOUABED, H., LEGENTILHOMME, P., NOUAR, C., & LEGRAND, J., **Experimental comparison of electrochemical and dot-paint methods for the study of swirling flow**, Journal of Applied Electrochemistry, v. 24, pp. 619-625, 1994.

ARNOLD, K. E.; STEWART, M., **Surface production operations-Design of Oil Handling Systems and Facilities**, v.1, third ed., Gulf Publishing Co, Houston, Texas, 2008.

BAKER, R. W.; CUSSLER, E. L.; EYKAMP, W. et al., **Membrane separation systems - recent development and future directions**, 1 ed., Noyes Data Corporation, New Jersey, 1991.

BAKER, R. W., **Membrane Technology and Applications**. Second Edition. John Wiley & Sons, ISBN: 0-470-85445-6, 2004.

BARBOSA, E. S., **Aspectos geométricos e hidrodinâmicos de um hidrociclone no processo de separação de sistemas multifásicos: aplicação indústria do petróleo**, tese de doutorado, Pós-Graduação de Engenharia de Processos, Universidade Federal de Campina Grande, 2011.

BELFORT, G., **Fluid mechanics in membrane filtration: recent developments**, Journal of Membrane Science, v. 40, pp. 123-147, 1989.

BELFORT, G.; DAVIS, R. H.; ZYDNEY, A. L., **The behavior of suspensions and macromolecular solutions in crossflow microfiltration**, Journal of Membrane Science 96, 1–58, 1994.

BEIER, S., P., GUERRA, M., GARDE, A., JONSSON, G., **Dynamic microfiltration with a vibrating hollow fiber membrane module: Filtration of yeast suspensions**, Journal of Membrane Science, v. 281, p. 281-287, 2006.

BERWALDT, A. P. S., **Simulação numérica de escoamento ao redor de cilindro circular oscilando segundo trajetórias em forma de oito, arco e intermediárias**, Trabalho de diplomação, Universidade Federal do Rio grande do Sul, Porto Alegre, 2009.

BHAVE, R. R., **Inorganic Membranes. Synthesis Characteristics and Applications**, Van Nostrand Reinhold, New York, 1991.

BODDEKER, K. W., **Commentary: Tracing membrane science**, J. Membrane Sci. v.100, pp.65, 1995.

BRADLEY, B. W., **Produced water treatment technology assessment. Prepared for the American Petroleum Institute-Offshore effluent guidelines steering committee**, Washington, 1990.

BRADSHAW, P. **Understanding and prediction of turbulent flow**, International Journal of Heat and Fluid Flow, v.18, n.1, pp. 45-54, 1997.

CAMPOBASSO, M. S., PISKOPAKIS, A., DROFELNIK, J., JACKSON, A., **Turbulent Navier–Stokes analysis of an oscillating wing in a power-extraction regime using the shear stress transport turbulence model**, Computers & Fluids, v. 88, pp.136–155, 2013.

CHERYAN, M., **Ultrafiltration and microfiltration handbook**, Pennsylvania, Technomic, 1998.

MORSI, Y.S.M., CLAYTON, B. R., **Determination of principal characteristics of turbulent swirling flow along annuli: Part1: Measurement of time mean parameters**, International Journal of Heat and Fluid Flow, v. 5, Issue 4, pp.195-203, 1984.

CLINE, J.T., **Survey of gas flotation technologies for treatment of oil & grease**. Presented at the 10<sup>th</sup> produced water seminar, Houston.TX. Jan.19-21, 2000.

CUNHA, A. L., FARIAS NETO, S. R., LIMA, A. G. B., BARBOSA, E. S., SOUZA J. S., **Estudo numérico do processo de separação via membranas porosas**. XI Congresso Ibero-americano de Engenharia Mecânica, La Plata, Argentina, 2013.

DAMAK, K., AYADI, A., SCHMITZ, P., ZEGHMATI, B., **Modeling of cross-flow membrane separation processes under laminar flow conditions in tubular membrane**, Desalination, v.168, pp. 231-239 , 2004a.

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

DAMAK, K., AYADI, A., ZEGHMATI, B., SCHMITZ, P., **New Navier-Stokes and Darcy's law combined model for fluid flow in cross-flow filtration tubular membranes**, Desalination, v.161, pp. 67-77, 2004c.

ESI (Energy Specialties International) on-line. Disponível em: <[http://www.energyspecialties.com/primary\\_treatment/downflow\\_cpi](http://www.energyspecialties.com/primary_treatment/downflow_cpi)>. Acesso em: 11 março de 2013.

FARIAS NETO, S. R., **Simulation numerique des ecoulements annulaires non-etablis de types axial et tourbillonnaire - cas du transfert de matiere**, Tese de Doutorado da Universidade de Nantes – ISITEM, 1997.

FARIAS NETO, S. R., FARIAS, F. P. M., DELGADO J. M. P. Q., LIMA, A. G. B., CUNHA, A. L., **Cyclone: Their characteristics and technological applications**, Industrial and Technological Applications of Transport in Porous Materials. Series: Advanced Structured Materials. 1ed.Heidelberg (Germany): Springer-Verlag, v. 36, pp. 1-36, 2013.

FERREIRA, V.G., **Análise e implementação de esquemas de convecção e modelos de turbulência para simulação de escoamento incompressíveis envolvendo superfícies livres**. Tese PhD, ICMC- USP, São Carlos, SP, 2001.

FUTSELAAR, H., **“The transverse flow membrane module. Construction, performance and applications”**, Ph.D. Thesis, University of Twente, Netherlands, 1993.

GERALDES, V., SEMIÃO, V., PINHO, M. N., **Flow and mass transfer modelling of nanofiltration**, Journal of Membrane Science, v. 191, p.109-128, 2001.

GOUVERNEUR C., Thèse de Doctorat, Institut National Polytechnique de Toulouse 1991.

HABERT, A. C.; BORGES, C. P.; NOBREGA, R., **Processos de Separação por Membranas**, Série Escola Piloto em Engenharia Química- COPPE/UFRJ, 1ª Ed, e-papers, Rio de Janeiro, 2006.

HANSPAL, N. S., WAGHODE, A. N., NASSEHI, V., WAKEMAN, R. J., **Development of a predictive mathematical model for coupled stokes/Darcy flows in cross-flow membrane filtration**, v.149, pp. 132-242, Chemical Engineering Journal, 2009.

HEISKANEN, K. **Experimental hydrocyclone roping models**, Chemical Engineering Journal, v. 80, p. 289-293, 2000.

HE, C., WANG, X., LIU, W., BARBOT, E., VIDIC, R. D., **Microfiltration in recycling of Marcellus Shale flowback water: Solids removal and potential fouling of polymeric microfiltration membranes**, Journal of Membrane Science, v.462, pp. 88-95, 2014.

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

INCROPERA, F.P., WITT, D. P., **Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa**. Ed. Guanabara Koogan, 1992.

JAFARKHANI, M., MORAVEJI, M. K., DAVARNEJAD, R., MOZTARZADEH, F., MOZAFARI, M., **Three-dimensional simulation of turbulent flow in a membrane tube filled with semi-circular baffles**, Desalination, v.294, pp. 8-16, 2012.

KAKUTATE, D L.; PERES. L.; ARAÚJO P. J. P.; RAVAGNANI, T. M. K., **Estudo do processo de separação em membranas Cerâmicas – Aplicação para separação de etanol-glicerina**, PIBIC/CNPQ, Faculdade de Engenharia Química - FEQ, UNICAMP, 2009.

KAUR, J., AGARWAL, G.P., **Studies on transmission in thin channel flow module: the role of dean vortices for improving mass transfer**, Journal of Membrane Science, v. 188, pp. 9-20, 2002.

KOCH, K., GÓRAK, A., **Pervaporation of binary and ternary mixtures of acetone, isopropyl alcohol and water using polymeric membranes: Experimental characterisation and modeling**, Chemical Engineering Science, v.115, pp. 95-114, 2014.

KULKARNI, S. S.; FUNK, E. W.; LI, N. N., **Ultrafiltration**, In: WINSTON HO, W.S., SIRKAR, K.K., REINHOLD V.N. (Ed). Membrane Handbook, chapter 8. New York, 1992.

LEE, Y e CLARK, M. **A Numerical model of steady-state permeate flux during cross-flow ultrafiltration**, Desalination, v.109, pp. 241-251, 1997.

LEE, Y e CLARK, M. **Modeling of flux decline during cross-flow ultrafiltration of colloidal suspensions**, Journal of Membrane Science, v.149, pp. 181-202, 1998.

LEE, S. J., KIM, J. H., **Differential natural organic matter fouling of ceramic versus polymeric ultrafiltration membranes**, water research, v.48, pp. 43-51, 2014.

LEFÈBVRE, G., **Caractérisation de la turbulence en écoulement annulaire tourbillonnaire non entretenu**, Tese de Doutorado da Universidade de Nantes – ISITEM, 1996.

LEGENTILHOMME, P., & LEGRAND, J., **The effects of inlet conditions on mass transfer in annular swirling decaying flow**, International Journal of Heat and Mass Transfer, v.34, pp. 1281-1291, 1991.

LOBO, L. P., **Análise comparativa dos processos de filtração em membranas e Clarificação físico-química para reuso de água na indústria**, Dissertação de mestrado, UERJ, Rio de Janeiro, 2004.

LONSDALE, H. K., **The growth of membrane technology**, Journal of Membrane Science, v. 10, pp. 81-181, 1982.

MAFI, A., RAISI, A., AROUJALIAN, A., **Computational fluid dynamics modeling of mass transfer for aroma compounds recovery from aqueous solutions by hydrophobic pervaporation**, Journal of Food Engineering, v.119, pp. 46-55, 2013.

MAIA, D. F., **Desenvolvimento de Membranas Cerâmicas para Separação de Óleo/Água**, Tese de doutorado, Programa de Doutorado em Engenharia de Processos, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2006.

MARTINS, D. A., PADILHA, E., SILVEIRA NETO, A., **Implementação do Modelo de Turbulência K- $\Omega$  SST em uma Cavidade Tridimensional**, 17<sup>o</sup> Simpósio do Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Uberlândia, 2007.

MASTOURI, R., NADIM, F., KARGARI N., **2010: a time to review the produced water treatment technologies, a time to look forward for new management policies**, University of Connecticut, Department of Civil and Environmental Engineering, Connecticut, USA, 2010.

MEMBRANE TECHNOLOGY, **Liquid and Gas Separation Membranes Market set for Solid Growth**, v. 2009, n. 4, pp. 3-4, 2009.

MENTER F. R. **Two-equation turbulence-models for engineering applications**. AIAA Journal, v. 32, nº 8, pp.1598-605, 1994.

MIRAMINIA, S. A., RAZAVIA, S. M. R., GHADIRIB, M., MAHDAVIA, S. Z., MORADI, S., **CFD simulation of acetone separation from an aqueous solution using supercritical fluid in a hollow-fiber membrane contactor**, Chemical Engineering and Processing, v.72, pp. 130-136, 2013.

MUCK, K. C., HOFFMANN, P. H., BRADSHAW, P., **The effect of convex surface curvature on turbulent boundary layer**, Journal of Fluid Mechanics, v.161, pp.347-369, 1985.

MULDER, M., **Basic principles of membrane technology**, 1<sup>st</sup> Ed., Kluwer Academic Publishers, Netherlands, pp. 75, 1996.

MUNSON, B. R., OKIISHI, T. H., YONG, D. F., **Fundamentos da Mecânica dos Fluidos**, EDGARD BLUCHER, p. 568, 2004.

NOLETO L. G., **Estudo Numérico do escoamento turbulento em Modelos Florestais**, Dissertação de mestrado, Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade de Brasília, 2006.

OLIVEIRA, R. C. G., OLIVEIRA, M. C. K., **Remoção dos Contaminantes Tóxicos dos Efluentes Líquidos Oriundos da Atividade de Produção no Mar**, Bol. Técnico da Petrobrás, nº43, v.2, pp. 129-136, Rio de Janeiro, 2000.

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, pp. 43–58, 2002.

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

PELLERIN, E., MICHELISTSCH, E., DARCOVICH, K., LIN, S., TAM, C.M., **Turbulent transport in membrane modules by CFD simulation in two dimensions**, Journal of Membrane Science, v.100, pp. 139-153, 1995.

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

PERRY, R. H., GREEN, D. W., **Perry's Chemical Engineers' Handbook**, ed. McGraw Hill, 1999.

PORCIÚNCULA, C. B., **Simulação fluidodinâmica computacional de processo de separação por membranas**, Dissertação de mestrado, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2007.

QUAILE J. P., LEVY E. K., **Pressure variation in an incompressible laminar tube flow with uniform suction**, AIAA Paper, v.72, pp. 257, 1972.

QUEMENEUR, F., JAOUEN, P., Proc. 2<sup>nd</sup> **Int. Conf. Inorg. Membranes**, Montpellier, France, p. 585, 1991.

RAHIMI, M.; MADAENI, S.S.; ABBASI, K., **CFD modeling of permeate flux in cross-flow microfiltration membrane**, Journal of Membrane Science, v. 255, pp. 23-31, 2005.

REZAKAZEMI, M., SHAHVERDI M., SHIRAZIAN, S., MOHAMMADI, T., PAK, A., **CFD simulation of water removal from water/ethylene glycol mixtures by pervaporation**, Chemical Engineering Journal, v.168, pp. 60–67, 2011.

SCHLICHTING, H., GERSTEN, K., **Boundary-Layer Theory**, ISBN 3540662707, 8<sup>th</sup> ed., 2000.

SCHNEIDER, R. P.; TSUTIYA, M.T., **Membranas filtrantes para tratamento de água, esgoto e água de reuso**, 1<sup>st</sup> ed, São Paulo, ABES, 2001.

SCHWINGE, J.; WILEY, D.E.; FLETCHER, D.F., **A CFD study of unsteady flow in narrow spacer-filled channels for spiral-wound membranes module**, Desalination, v. 146, pp. 195-201, 2002.

SHEPHERD, A. G., **Projeto, construção e avaliação de módulos de fibras-ocas para recuperação por pervaporação de aromas de suco de laranja**, Dissertação de Mestrado, PEQ/COPPE/ UFRJ, Rio de Janeiro, Brasil, 2000.

SILVA, F. A e LIRA, H. L., **Preparação e caracterização de membranas cerâmicas de cordierita**, Revista Cerâmica, v.52, pp. 276-282, 2006.

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. A. **Água - um Olhar Integrado**. [http://www.c2o.pro.br/vis\\_int\\_agua/x908.html](http://www.c2o.pro.br/vis_int_agua/x908.html), 2006. Acesso em: 11 março de 2014.

SONG, L. **Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: mechanisms and modeling of membrane fouling**, Journal of Membrane Science, v. 139, pp. 183- 200, 1998a.

SORIA, R., **Overview on industrial membranes**, Catalysis Today, v.25, pp. 285-290, 1995.

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

SOUZA FILHO, J. E., **Processamento primário de fluidos: Separação e tratamento**, notas de aula, Petrobrás, Salvador, 2002.

SVAROVSKY, L., **Solid-Liquid Separation**, 2.ed, Londres: Butterworths, 1981.

TEIXEIRA, G. M.; KESSLER, M. P.; MALISKA, C. R. **Fontes de erro: identificar, quantificar e reduzir a intervalos aceitáveis**, artigo técnico, ESSS, 2010.

THOMAS, J. E., **Fundamentos de Engenharia de Petróleo**, 2.ed, Editora: Interciência, 2004.

YEH, H. **Decline of permeate flux for ultrafiltration along membrane tubes**. Desalination, v. 145, pp. 153-157, 2002.

YEH, H., Dong, J., SHI, M. **Momentum balance analysis of flux and pressure declines in membranes ultrafiltration along tubular modules**. Journal of Membrane Science, v. 241, pp. 335-345, 2004.

YUANFA L., GAOHONG, H., LIU, X., XIAO, G., BAOJUN, L., **CFD simulations of turbulent flow in baffle-filled membrane tubes**, Separation and Purification Technology, v.67, pp.14-20, 2009.

YUANFA, L., GAOHONG, H., LUHUI, D., HONG, D., JIA, J., BAOJUN, L., **Experimental and CFD studies on the performance of microfiltration enhanced by a turbulence promoter**, Chinese Journal of Chemical Engineering, v. 20(4), pp.617-624, 2012.

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

VERARDI, M., **Análise do escoamento e da geração de ruídos no sistema de ventilação externo de um motor de indução trifásico**, Dissertação de mestrado, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2008.

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.

XU, J., CHANG, C. Y., HOU, J., GAO, C., **Comparison of approaches to minimize fouling of a UF ceramic membrane in filtration of seawater**, Chemical Engineering Journal, v.223, pp.722-728, 2013.

ZIMMERER, C.C., KOTTKE, V., **Effects of spacer geometry on pressure drop, mass transfer, mixing behavior and residence time distribution**, Desalination, v.104, pp.129-134, 1996.

## APÊNDICE A

### Qualidade da Malha no Icem-CFD

No Icem-CFD a qualidade da malha é exibido como um histograma, onde a abscissa (eixo x) indica a qualidade do elemento em uma escala de 0 (pior) a 1 (melhor), e a ordenada (eixo-y) exibe o número de elementos em cada faixa de qualidade. O padrão é de 20 barras ou divisões entre 0 e 1. Assim, a primeira barra exibe o número de elementos, cuja qualidade está entre 0 e 0,05, e na barra seguinte entre 0,05 e 0,1.

### Análise de qualidade da malha gerada

Para a malha gerada do dispositivo de separação água/soluto (óleo), o histograma de qualidade de malha apresentado pelo gerador de malha Icem-CFD está ilustrado na Figura AP.1. Com o auxílio deste histograma e da Figura AP.2 é possível verificar que os elementos (Tabela AP.1) de qualidade de malha inferior a 0,6 estão localizados na região de entrada tangencial do efluente, saída tangencial do concentrado e elementos próximos à membrana.

Tabela AP.1: Número de elementos da malha para as barras do histograma até 0,6.

0,05 -> 0,10	2 elementos
0,10 -> 0,15	38 elementos
0,15 -> 0,20	78 elementos
0,20 -> 0,25	150 elementos
0,25 -> 0,30	270 elementos
0,30 -> 0,35	500 elementos
0,35 -> 0,40	866 elementos
0,40 -> 0,45	1342 elementos
0,50 -> 0,55	2901 elementos
0,55 -> 0,60	4273 elementos

Figura. AP.1: Barras seleccionadas no histograma da qualidade de malha até 0,6.

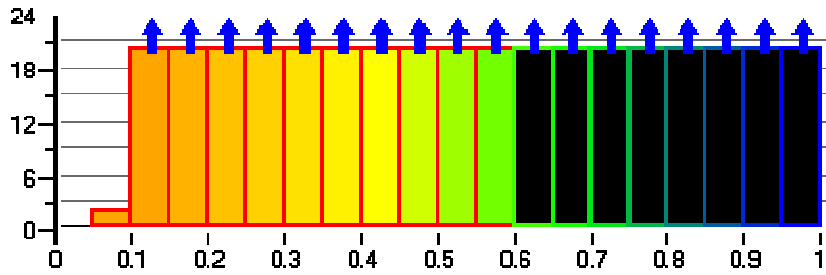
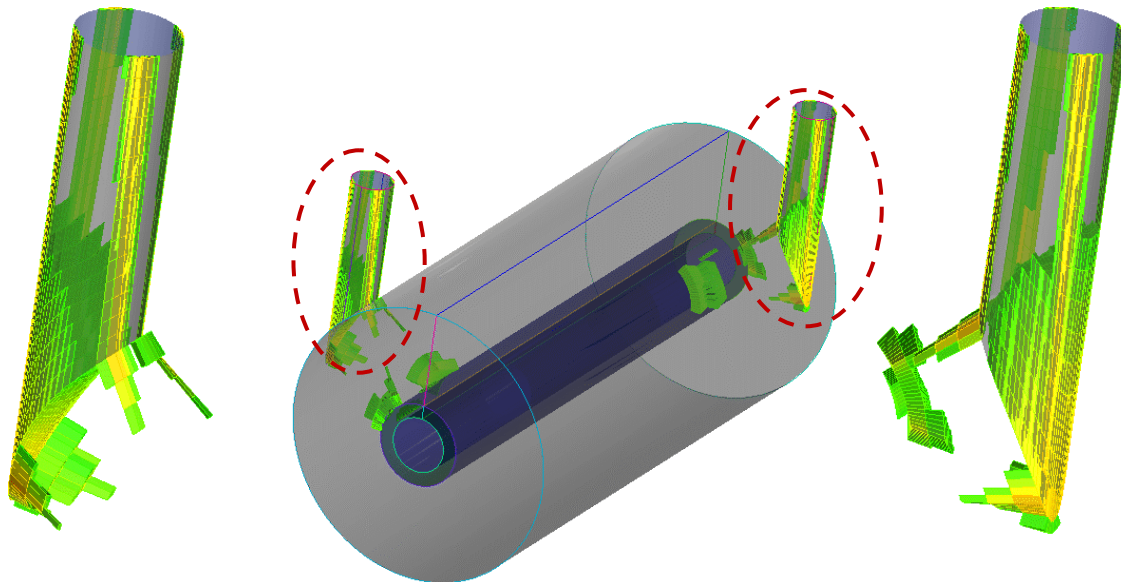


Figura AP.2: Localização dos elementos com baixa qualidade de malha no dispositivo.



O critério razão de aspecto é calculado de forma diferente para os diferentes tipos de elementos. Para elementos hexaédricos, a razão de aspecto é definida pela divisão da aresta de maior tamanho e a aresta de menor tamanho do elemento. Os valores são definidos de modo que para um valor igual a 1 (um) o elemento é perfeitamente regular, e 0 (zero) indica que o elemento possui volume zero.

Para a malha gerada do dispositivo de separação óleo/água, o histograma apresentado pelo gerador de malhas (Figura AP.3) mostra que neste critério, os elementos com razão de aspecto mais baixo estão, mais uma vez, localizados nas regiões de entrada tangencial do efluente, saída tangencial do concentrado e elementos próximos a membrana, conforme pode ser observado na Figura AP.4.

Figura AP.3: Barras no histograma para a razão de aspecto selecionada até 0,2.

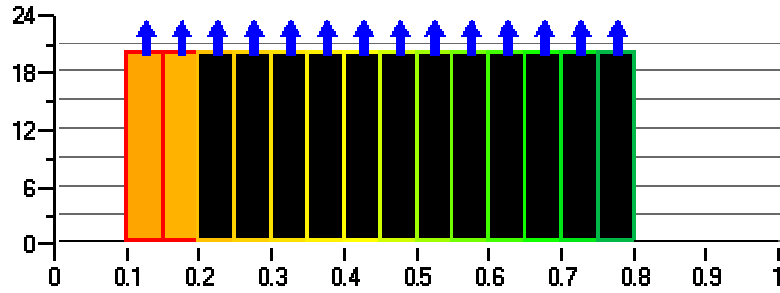
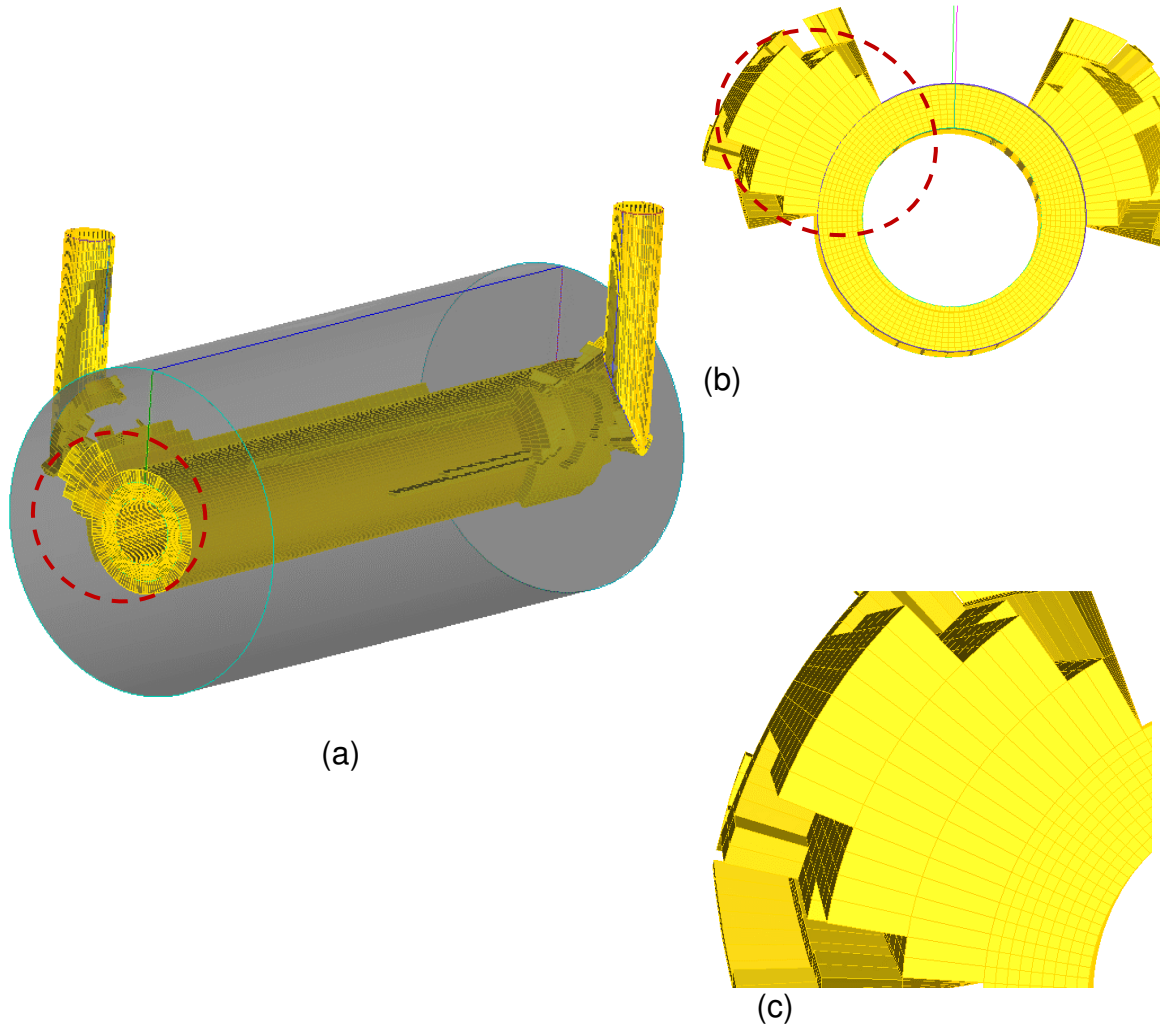


Figura AP.4: Localização dos elementos com valores mais baixos para a razão de aspecto (a); Detalhes dos elementos mais deformados (b) e (c).



O histograma para o critério fator de expansão da malha apresentado pelo gerador de malhas (Figura AP.5), mostra os valores para o fator de expansão (eixo-x) dos elementos da malha. Mais uma vez, os elementos da malha com menor

qualidade segundo o fator de expansão estão localizados nas regiões de entrada tangencial do efluente, saída tangencial do concentrado e elementos próximos a membrana, conforme pode ser observado na Figura AP.6 (a) e (b). Para o módulo CFX-Solver, o fator expansão deve possuir valor menor que 20 para garantir uma qualidade de malha.

Figura AP.5: Barras no histograma para o fator de expansão de malha.

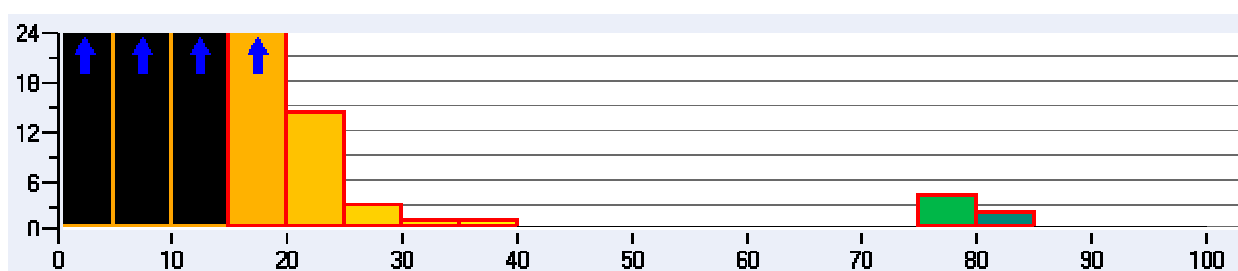
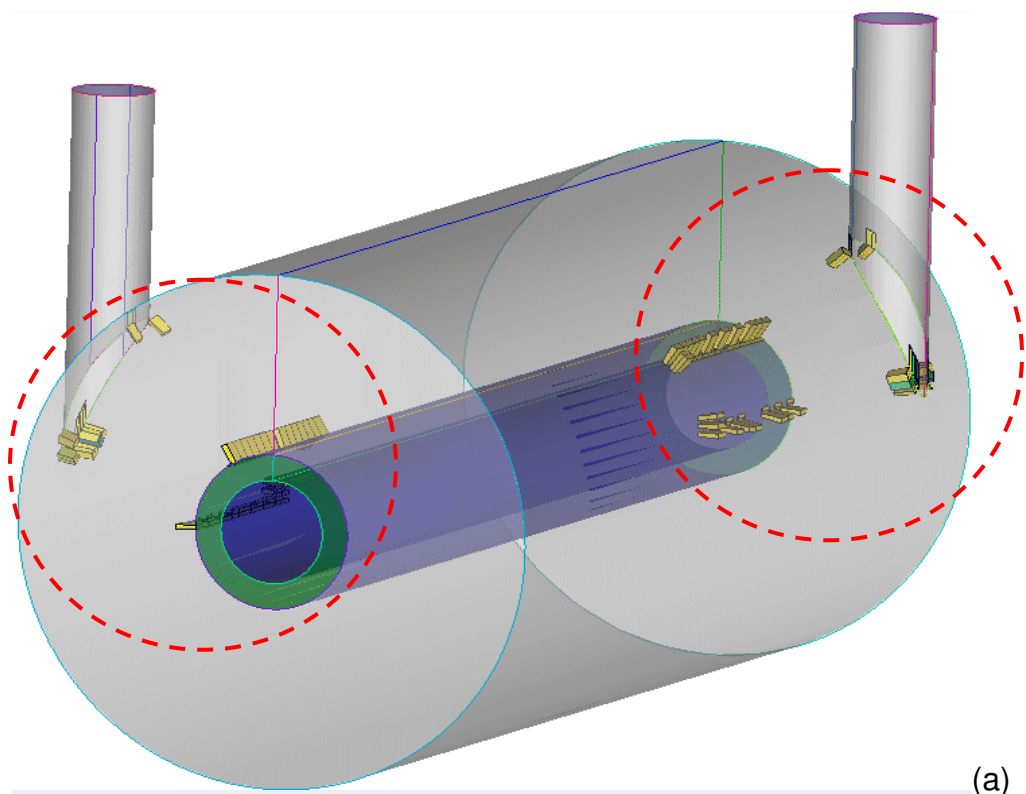
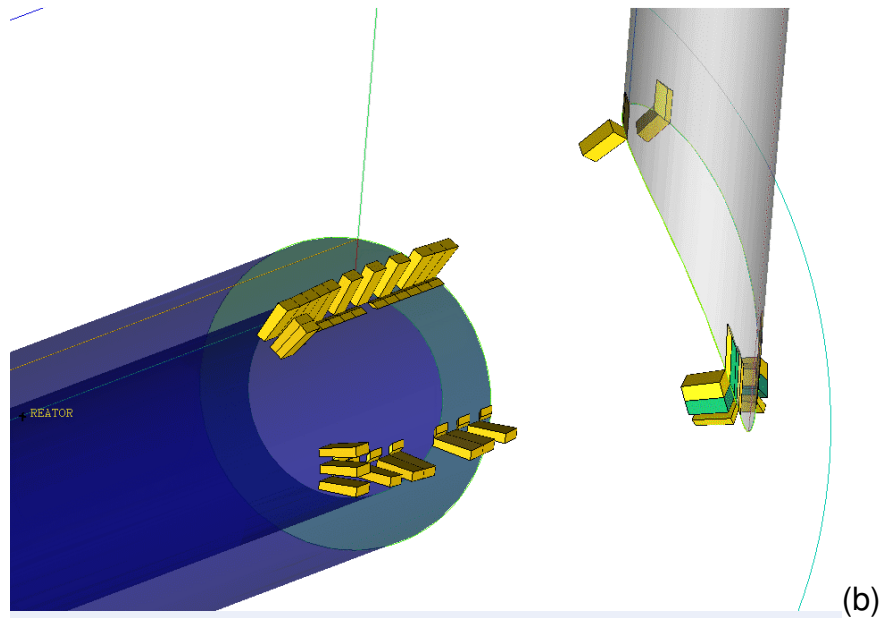


Figura AP.6: Localização dos elementos com os maiores valores para o fator de expansão da malha (a); Detalhe dos elementos próximos à membrana e na interseção casco/ saída tangencial de efluente (b).





A malha estruturada resultante deste estudo está ilustrada na Figura AP.7, a qual é constituída de 195.040 elementos hexaédricos e 174.964 nós.

Figura AP.7: Malha preliminar gerada.

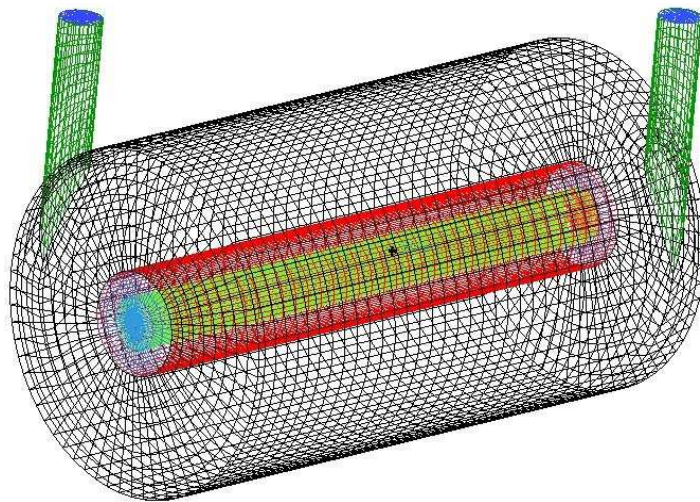


Figura AP.8: Espessura da camada limite de concentração e concentração de contaminante ao longo do comprimento do plano transversal (a)  $Re = 300$ , (b)  $Re = 600$  e (c)  $Re = 1000$ .

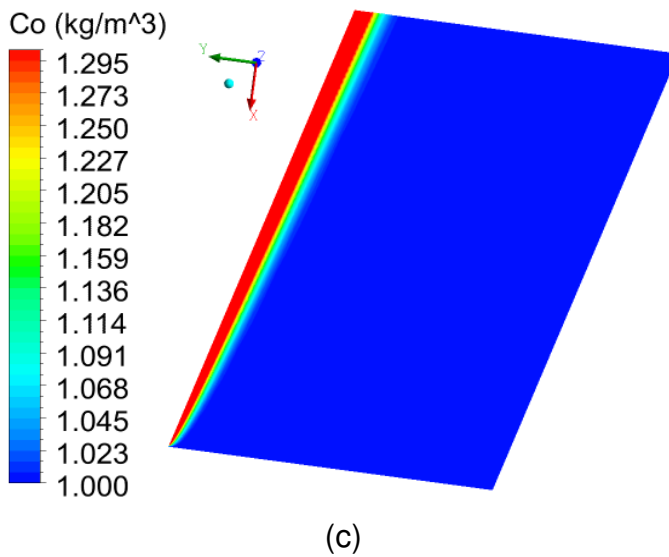
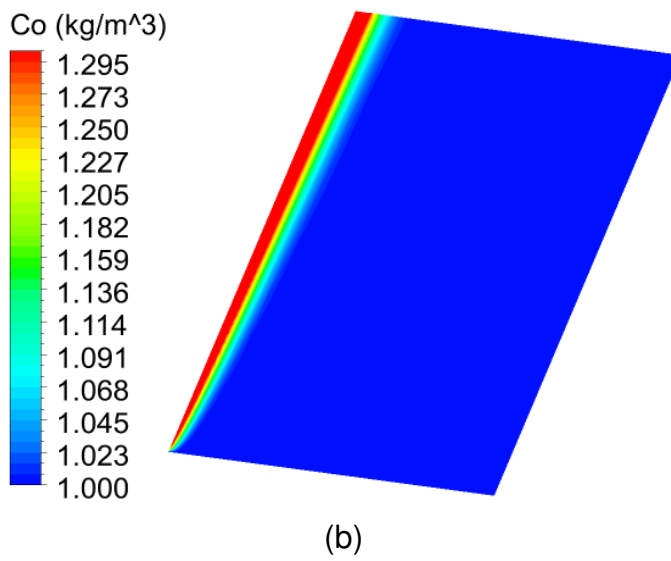
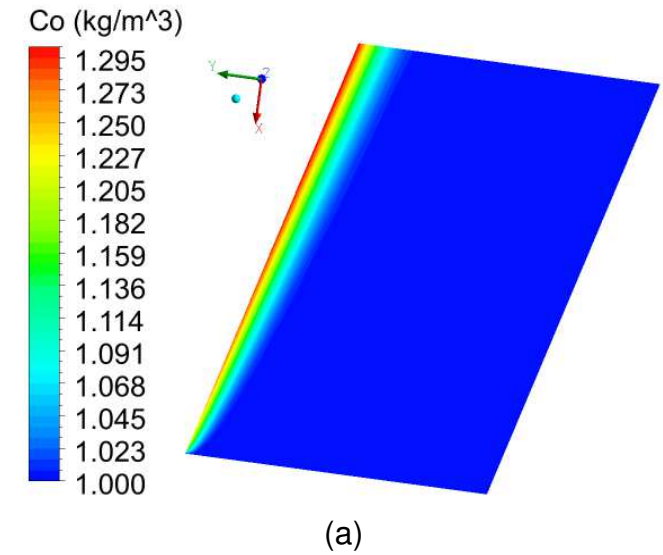
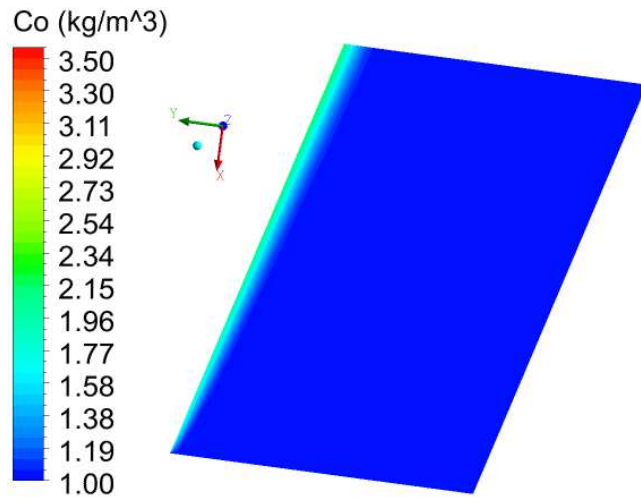
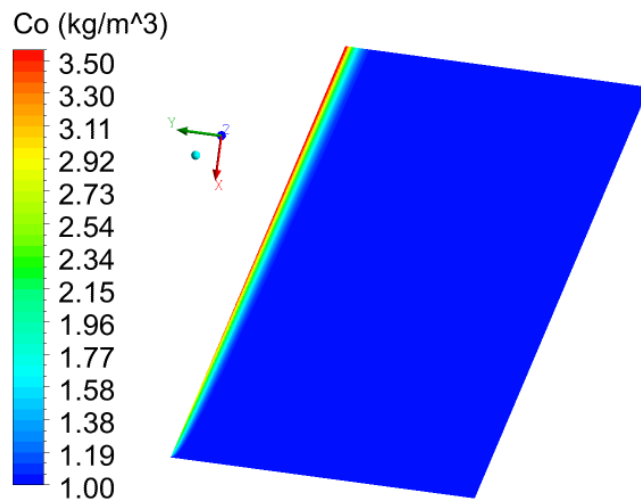




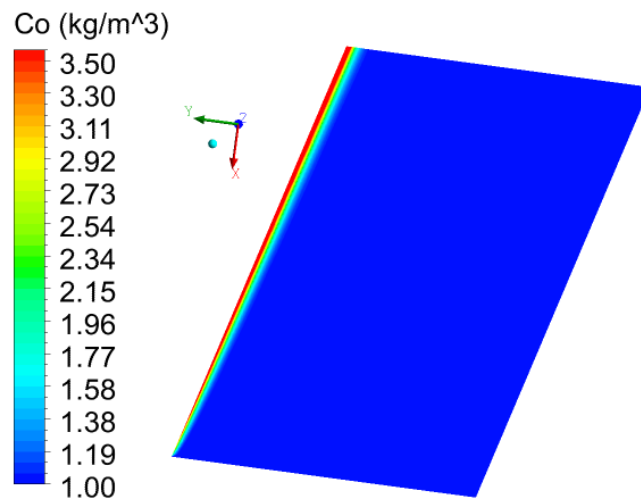
Figura AP.9: Espessura da camada limite de concentração e concentração de contaminante ao longo do comprimento do plano transversal (a)  $Sc = 1000$ , (b)  $Sc = 2000$  e (c)  $Sc = 3000$ .



(a)



(b)



(c)