



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

RAISSA MENEZES DE SOUSA

**APLICAÇÃO DE MEMBRANA CERÂMICA NO TRATAMENTO DE ÁGUA
PRODUZIDA: MODELAGEM E SIMULAÇÃO**

Orientador: Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto

**Campina Grande, PB
2016**

RAISSA MENEZES DE SOUSA

**APLICAÇÃO DE MEMBRANA CERÂMICA NO TRATAMENTO DE ÁGUA
PRODUZIDA: MODELAGEM E SIMULAÇÃO**

Dissertação de Mestrado submetida à coordenação do programa de pós-graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Campina Grande como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de mestre em Engenharia Química.

BANCA EXAMINADORA:

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

Prof. Dr. Vimário Simões da Silva
UFCG/CCT/UAEQ – Examinador Externo

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

Profa. Dra. Lígia Maria Ribeiro Lima
UEPB/CCT/DESA – Examinadora Externa

Campina Grande, PB
2016

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	14
2	OBJETIVOS	16
2.1	Objetivo Geral	16
2.2	Objetivos Específicos	16
3	REVISÃO LITERÁRIA	17
3.1	Água Produzida	17
3.2	Processos de Separação por Membranas	18
3.3	Membranas Poliméricas e Cerâmicas	21
3.4	Microfiltração, Ultrafiltração, Nanofiltração e Osmose Reversa	23
3.5	Polarização de Concentração e <i>Fouling</i>	27
3.6	Modelos de Resistência em Série	29
3.7	Módulos de Permeação	31
3.8	Malha	35
4	METODOLOGIA	38
4.1	Modelagem Matemática	38
4.2	Condições de Contorno	41
4.3	Casos estudados	41
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	43
5.1	Campos de Concentração	43
5.2	Perfis de Concentração e de Velocidade	50
6	CONSIDERAÇÕES FINAIS	60
7	REFERÊNCIAS	61

Lista de Figuras

Figura 3.1: Esquema geral do modo de separação por membranas	18
Figura 3.2: 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)	20
Figura 3.3: Transporte através da seção transversal de uma membrana porosa e uma membrana densa	23
Figura 3.4: Representação da morfologia da seção transversal dos diferentes tipos de membranas sintéticas	23
Figura 3.5: Processo de Osmose e a Osmose Inversa	25
Figura 3.6: Principais características dos processos que utilizam diferença de pressão como Força Motriz	26
Figura 3.7: Diâmetro de Poros de Membranas de MF, UF, NF e OI	26
Figura 3.8: Polarização por Concentração	28
Figura 3.9: Resistências à transferência de massa em PSM	30
Figura 3.10: Módulo Placa-Quadro	32
Figura 3.11: Módulo Espiral	33
Figura 3.12: Módulo Tubular	33
Figura 3.13: Módulo de fibra-oca com alimentação externa	34
Figura 3.14: Bloco criado inicialmente para ser moldado a geometria	35
Figura 3.15: Blocos associados de forma a representar o domínio	36
Figura 3.16: Malhas estruturadas tridimensionais para diferentes espaços anulares casco/membrana e dutos de entrada e saída tangencial	36
Figura 4.1: Dispositivo de separação de efluente contendo uma membrana externa com entrada tangencial do efluente	38
Figura 4.2: Condições utilizadas na simulação 3D do módulo de separação	40
Figura 5.1: Ilustração dos planos XY e YZ no módulo de separação	43
Figura 5.2: Campos de Concentração, no plano XY, onde foi variada a velocidade de alimentação, (a) 0,002 kg/s;(b) 0,5 kg/s; (c) 1,0 kg/s; (d) 1,5kg/s	45

- Figura 5.3: Campos de Concentração, no plano YZ, onde foi variada a velocidade de alimentação, (a) 0,002 kg/s;(b) 0,5 kg/s; (c) 1,0 kg/s; (d) 1,5kg/s 46
- Figura 5.4: Campos de Concentração, no plano XY, onde foi variada a viscosidade, (a) 1,0 Pa/s; (b) 1,1 Pa/s; (c) 1,4 Pa/s 48
- Figura 5.5: Campos de Concentração, no plano YZ, onde foi variada a viscosidade, (a) 1,0 Pa/s; (b) 1,1 Pa/s; (c) 1,4 Pa/s 49
- Figura: 5.6: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b), campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$;; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 1,0$ Kg/m³; $\mu = 1,1$ Pa.s; $Q = 0,002$ Kg/s 50
- Figura: 5.7: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b), campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$;; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 1,0$ Kg/m³; $\mu = 1,1$ Pa.s; $Q = 0,05$ Kg/s 52
- Figura: 5.8: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b), campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$;; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 1,0$ Kg/m³; $\mu = 1,1$ Pa.s; $Q = 1,0$ Kg/s 53
- Figura: 5.9: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b), campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$;; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 1,0$ Kg/m³; $\mu = 1,0$ Pa.s; $Q = 1,5$ Kg/s 54
- Figura: 5.10: Perfil de Concentração, campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$;; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 1,0$ Kg/m³; $\mu = 1,0$ Pa.s; $Q = 1,0$ Kg/s 55
- Figura: 5.11: Perfil de Concentração, campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$;; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 1,0$ Kg/m³; $\mu = 1,4$ Pa.s; $Q = 1,0$ Kg/s. 56
- Figura: 5.12: Perfil de Concentração, campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$;; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 0,5$ Kg/m³; $\mu = 1,0$ Pa.s; $Q = 1,0$ Kg/s. 58
- Figura: 5.13: Perfil de Concentração, campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$;; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 1,5$ Kg/m³; $\mu = 1,0$ Pa.s; $Q = 1,0$ Kg/s 59

Lista de Tabelas

Tabela 3.1: Vantagens e desvantagens do processo de separação por membranas de microfiltração	21
Tabela 3.2: Propriedades físicas do módulo de fibra oca	35
Tabela 4.1: Condições utilizadas na simulação tridimensional do módulo com entrada tangencial	42
Tabela 5.1: Casos rodados com alteração da velocidade de alimentação	44
Tabela 5.2: Casos rodados com alteração da viscosidade	47
Tabela 5.3: Casos rodados com alteração da concentração inicial	57

Nomenclatura

Letras latinas

z	Coordenada axial	[m]
L	Comprimento da membrana	[m]
C_0	Concentração da alimentação	[kg/m ³]
C_o	Concentração	[kg/m ³]
C_p	Concentração no permeado	[kg/m ³]
C_b	Concentração no seio do escoamento	[kg/m ³]
C_m	Concentração na superfície da membrana	[kg/m ³]
$C_{\mu RNG}$	Constante do modelo de turbulência	[-]
$C_{\varepsilon 1}$	Constante do modelo de turbulência	[-]
$C_{\varepsilon 2}$	Constante do modelo turbulência	[-]
$C_{\varepsilon 1 RNG}$	Constante do modelo turbulência	[-]
$C_{\varepsilon 2 RNG}$	Constante do modelo turbulência	[-]
D_e	Diâmetro do casco	[m]
D_i	Diâmetro da membrana tubular	[m]
D	Difusividade	[m ² /s]
D_p	Diâmetro médio das partículas que compõem o meio poroso	[m]
D_Φ	Difusividade cinemática	[m ² /s]
a_p	Diâmetro médio de partícula	[μm]
k	Energia cinética turbulenta	[N]
e_a	Espessura do espaço anular ($D_e - D_i$)	[m]
J	Fluxo volumétrico	[m ³ m ⁻² s ⁻¹]
ϖ	Frequência da turbulência	[N]
g	Gravidade	[m/s ²]
MF	Microfiltração	[-]
NF	Nanofiltração	[-]
Re_w	Número de Reynolds do permeado	[-]
Sc	Número de Schmidt	[-]
Re	Número de Reynolds	[-]

OR	Osmose reversa	[-]
P	Pressão	[Pa]
P_0	Pressão na entrada	[Pa]
ΔP	Pressão transmembrana	[Pa]
r_p	Resistência específica	[m ⁻²]
r_p	Resistência específica da polarização por concentração	[m ⁻¹]
R_m	Resistência hidráulica da membrana	[m ⁻¹]
R	Raio interno da membrana	[m]
r	Raio	[m]
UF	Ultrafiltração	[-]
U_0	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

σ_ε	Constantes do modelo de turbulência	[-]
σ_k	Constantes do modelo de turbulência	[-]
σ_ω	Constantes do modelo de turbulência	[-]
σ_p	Constantes do modelo de turbulência	[-]
$\sigma_{\varepsilon RNG}$	Constantes do modelo de turbulência	[-]
β	Constantes do modelo de turbulência	[-]
α	Constantes do modelo de turbulência	[-]
Φ	Conservação da quantidade por unidade de volume	[kg/m ³]
ϕ	Conservação da quantidade por unidade de massa	[-]
ρ	Densidade da mistura	[kg/m ³]
ε	Dissipação turbulenta	[m ² /s ³]
δ	Espessura da camada de polarização por concentração	[m]
η	Parâmetro do modelo turbulência	[-]
ε_p	Porosidade da camada de polarização por concentração	[-]

ν	Viscosidade cinemática	m^2/s
μ	Viscosidade da mistura	[Pa.s]
μ_{ef}	Viscosidade efetiva	[Pa.s]
μ_t	Viscosidade turbulenta	[Pa.s]

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos que contribuíram direta ou indiretamente neste trabalho, especialmente:

A minha família, em especial meus pais e minha irmã, Cândido, Edileuza e Fernanda, que são a minha base de sustentação, a minha fortaleza e o meu refúgio, pois nos momentos de fraqueza conseguiram me dar forças para continuar.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Severino R. F. Neto, por toda a calma, paciência e resiliência. Obrigada pela orientação, dedicação e por nunca me deixar desistir, por estar sempre disponível nos dias de angústia.

Ao meu namorado, Jonhnanthan, por me ajudar com os problemas relacionados a pesquisa, por ser meu companheiro, meu amigo e aquele que sempre me incentivou.

As minhas amigas da graduação, em especial Aline, que sempre se fez presente, me ajudou e mesmo na distância foi uma base de apoio emocional.

A Profa. Dra. Lígia Maria R. Lima, por ser, além de professora, minha amiga, minha mãe em Campina Grande. Obrigada pelos estímulos desde o início da pesquisa e por intensificar o meu desejo pela área estudada.

Aos colegas do LPFI (Laboratório de Pesquisa de Fluidodinâmica) da Universidade Federal de Campina Grande, pelo auxílio com a pesquisa e companheirismo.

Ao IFCE, por ter me liberado do trabalho por duas semanas para preparação da defesa.

A CAPES pela concessão da bolsa durante o período de estudos.

RESUMO

Diversas tecnologias tem sido utilizadas para tratamento da água produzida (mistura água/óleo). Os processos de separação por membranas (PSM) apresentam vantagens sobre outros métodos tradicionais de separação, contudo alguns problemas operacionais atrelados aos PSM, como polarização por concentração, *fouling* e formação da camada gel, causam o decréscimo do fluxo permeado com o tempo. Sob condições onde os efeitos da polarização por concentração são mínimas, o escoamento será afetado pela pressão transmembrana. Assim, foi realizado um estudo da fluidodinâmica de uma mistura água/óleo utilizando membrana cerâmica, com auxílio do software ANSYS CFX® Release 15.0. Foi desenvolvido um modelo matemático com um fluido incompressível escoando em regime turbulento. As equações de momento linear, conservação e transporte de massa foram resolvidas com o auxílio de uma malha estruturada. Os resultados da simulação apresentaram os seguintes resultados: a modelagem matemática previu numericamente o processo de filtração tangencial via membrana cerâmica no tratamento de água produzida; observou-se que em vazões muito baixas há uma maior concentração de óleo próximo a membrana enquanto em vazões elevadas, o óleo fica disperso na mistura, onde há a quebra da camada limite; os efeitos viscosos não apresentam diferenças significativas nos perfis de concentração e velocidade.

PALAVRAS-CHAVE: Transferência de massa. Simulação numérica. Membrana Cerâmica. Polarização por Concentração.

ABSTRACT

Several technologies have been used to treat the water produced (water / oil mixture). Membrane separation processes (PSM) have advantages over other traditional methods of separation, however, some operational problems related to PSM, such as polarization by concentration, fouling and formation of the gel layer, cause a decrease in permeate flow over time. Under conditions where the effects of concentration polarization are minimal, the flow will be affected by transmembrane pressure. Thus, a study of the fluid dynamics of a water / oil mixture using ceramic membrane was carried out with the help of ANSYS CFX® Release 15.0 software. A mathematical model was developed with an incompressible fluid flowing in a turbulent regime. The equations of linear momentum, conservation and mass transport were solved with the aid of a structured mesh. The results of the simulation presented the following results: mathematical modeling numerically predicted the process of tangential filtration via the ceramic membrane in the treatment of produced water; it was observed that in very low flows there is a higher concentration of oil near the membrane while at high flow rates the oil is dispersed in the mixture, where the boundary layer is broken; the viscous effects do not present significant differences in the concentration and velocity profiles.

KEY WORDS: Mass transfer. Numerical simulation. Ceramic Membrane. Concentration Polarization

“Talvez não tenha conseguido fazer o melhor, mas lutei para que o melhor fosse feito. Não sou o que deveria ser, mas graças a Deus, não sou o que era antes.”
(Marthin Luther King)

1 INTRODUÇÃO

O avanço tecnológico, apesar de promover inúmeros benefícios sócio-econômicos, pode ocasionar diversos danos ambientais e, muitas vezes irreversíveis. Tratando-se de contaminantes sólidos e líquidos, os corpos hídricos são os mais afetados. Com a crescente poluição, a tendência é uma redução do volume de água potável, sendo necessário efetuar o tratamento de efluente para atender a qualidade do produto final dentro das exigências necessárias ao consumo (SOUZA, 2014).

O limiar da existência da água produzida e do petróleo está relacionado às condições do meio ambiente existentes durante a formação deste óleo. Em tempos passados, a produção petrolífera tinha como principal objetivo e preocupação a produção e exploração apenas do óleo e do gás, porém, com o passar dos anos, surgiu uma preocupação também com a água produzida (CAMPOS, 2012).

Segundo Habert *et al.* (2006), o desenvolvimento dos processos de separação por membranas e suas aplicações industriais são considerados relativamente recentes, principalmente levando-se em conta que fenômenos envolvendo membranas vêm sendo estudados há mais de um século. Os PSM (Processos de Separação por Membranas) começaram, realmente, a deixar de ser uma curiosidade científica e de laboratório no final da década de 1950. 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 tamanho das partículas a serem separadas define o processo de separação por filtração tangencial que pode ser por: microfiltração, ultrafiltração ou nanofiltração. Além de tratar-se de uma tecnologia limpa é de fácil manuseio, viáveis, econômica e financeiramente apresentam baixo custo energético. Nestes processos, o declínio do fluxo de permeado é causado pelo processo de polarização por concentração, sendo o *fouling* (incrustação) o seu maior empecilho. A redução no fluxo de permeado e na incrustação é realizada por métodos: químicos (modificação química na superfície da membrana), físicos

(campos elétricos que atraem as partículas causadoras de incrustações) e hidrodinâmico (SOUZA, 2014)

Atualmente, a eficiência dos processos de separação por membranas tem levado especialistas a recomendarem, cada vez mais, o uso da ultrafiltração em detrimento da filtração convencional (OLIVEIRA, 2010).

Nos sistemas de microfiltração e ultrafiltração é mais comum a utilização de membranas de fibra oca, enquanto que para sistemas de nanofiltração e osmose reversa, predominam os módulos enrolado e em espiral. (6)

O grande interesse nos processos de separação com membranas se deve, principalmente, ao fato desses processos efetuarem separações sem mudança de fase, sendo, portanto, processos energeticamente mais vantajosos quando comparados com os processos térmicos tradicionais, como destilação, evaporação, criogenia e outros (NÓBREGA *et al.*, 1991)

Tecnologias emergentes no tratamento de águas devem ser otimizadas para o aprimoramento de parâmetros operacionais e de projeto, e avaliação efetiva da qualidade da água produzida.

Diante do exposto, este trabalho tem como objetivo o estudo da aplicação de membranas, em especial as cerâmicas, em processos de tratamento de água produzida, via simulação numérica e modelagem matemática.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Avaliar o efeito do escoamento turbilhonar sobre a eficiência de separação entre módulos de separação munidos de uma membrana cerâmica.

2.2 Objetivos Específicos

- Aplicar as equações de conservação de massa, momento linear e de transferência de massa para prever o transporte de água produzida em membranas cerâmicas por meio do pacote comercial Ansys CFX
- Realizar estudo sobre o processo de separação de módulos de separação turbilhonar (escoamento entre dois tubos concêntricos com uma entrada tangente ao tubo externo e um dos tubos uma membrana cerâmica).
- Analisar a influência dos parâmetros operacionais sobre o processo de separação nos módulos.

3 REVISÃO LITERÁRIA

3.1 Água Produzida

A água potável é um recurso finito que se distribui em partes desiguais pela superfície terrestre. Se, por um lado, seu ciclo natural se responsabiliza pela sua manutenção tornando-a um recurso renovável, por outro, suas reservas são limitadas (FLORIDO, 2011). A água disponível no planeta está concentrada nos oceanos (97,6%), enquanto que a água potável e de baixa salinidade corresponde aos 2,4% restantes. Contudo, apenas 0,02% dessa água restante encontra-se em rios e lagos na forma de água disponível para consumo.

Para minimizar o impacto ambiental causado pelas indústrias, órgãos ambientais vem adotando normas de descarte de efluente industrial. A indústria petrolífera gera substâncias de alta toxicidade que estarão presentes em seus rejeitos. Os efluentes geralmente apresentam composições complexas e muitas dessas águas não são biodegradáveis ou apresentam baixo índice deste, inviabilizando a aplicação de processos convencionais (MACEDO, 2009).

Atualmente, considera-se a exploração de petróleo como uma das principais atividades industriais. Como os poços de petróleo em terra (*onshore*) estão depreciados, a procura pela exploração marítima (*offshore*) ganhou espaço. Como estes poços se encontram sob águas marítimas, grandes quantidades de água, com alta salinidade, são retiradas junto ao petróleo. Essa água pode ser chamada de água produzida, água de produção ou água de formação.

As alternativas usualmente adotadas para o destino da água produzida são o descarte, a reinjeção e o reúso. Em todos esses casos, há necessidade de tratamento específico a fim de atender as demandas ambientais. Um dos objetivos do tratamento é a remoção do óleo, que pode estar presente na água sob as formas livre, em emulsão (ou emulsionada) e dissolvido. Dessas três, o óleo sob a forma emulsionada é a que mais preocupa, devido ao elevado grau de dificuldade encontrado para a sua remoção (MOTTA, 2013).

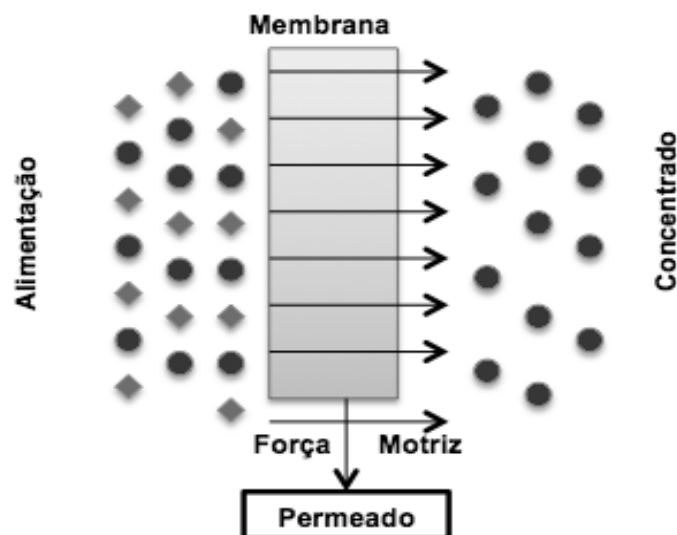
O tratamento da água produzida chega a ser um grande problema para as

indústrias de petróleo em virtude da grande quantidade e complexidade desse efluente. Com isso, há o estímulo para a criação de estudos e tecnologias para o tratamento, como: coagulação/floculação, filtração, processos oxidativos avançados (POAs) e processos de separação por membranas (PSM).

3.2 Processos de Separação por Membranas

Uma membrana pode ser definida como um meio, ou barreira, que separa duas fases, o permeado e o concentrado, restringindo total ou parcialmente o transporte de várias espécies químicas de forma específica presentes nas fases, transportando de forma seletiva outras espécies.

Figura 3.1: Esquema geral do modo de separação por membranas



Fonte: Autor, 2015.

A filtração por membrana é uma técnica de filtração na qual a membrana age como uma barreira seletiva entre duas fases (MULDER, 1996). Os processos de separação por membranas (PSM) podem ter inúmeras aplicações e, segundo Armoa (2011), caracterizam-se pela passagem de uma suspensão ou solução através de uma membrana, ocorrendo separação seletiva dos componentes, sob o efeito de uma força motriz que proporcione o transporte de material.

Uma das principais características dos PSM é que eles podem ser

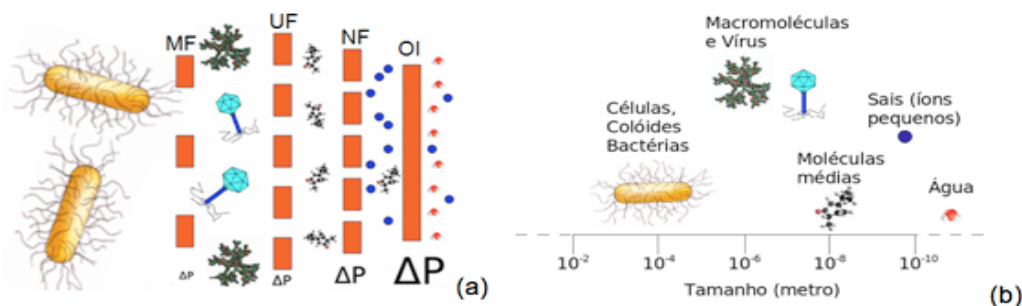
operados em escoamento tangencial (*cross flow filtration*), além da operação convencional (*dead end filtration*), ou seja, com escoamento perpendicular à membrana (SANTOS *et al.*, 2015).

Segundo Habert *et al.* (2006) em processos que utilizam membranas porosas a capacidade seletiva está 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).

A seletividade de uma membrana pode ser definida como sua capacidade de semipermeabilidade, sendo descrita em suas características de separação e de permeação, tornando-se consolidada por meio de alguns mecanismos, entre os quais: a) exclusão por tamanho de partículas ou ainda de moléculas em relação ao tamanho dos poros da membrana (peneiras moleculares); b) seleção por diferença na difusibilidade ou de permeabilidade de um componente em relação a outros solutos de uma mistura, ocasionando o escoamento diferenciado deste componente através da membrana; c) seleção por diferença nas densidades de carga elétrica de partículas, íons ou moléculas. Para tanto, é necessária a utilização de membranas eletricamente carregadas em sua superfície a fim de que ocorram fenômenos como atração ou repulsão, comumente utilizados em membranas de troca iônica; d) seleção ocasionada pelo fenômeno de adsorção decorrente de alta área de superfície e existência de um potencial de superfície da membrana em relação ao meio em que está sendo utilizada (ARMOA, 2011).

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 3.2 (a). O que diferencia cada um desses processos é a morfologia da membrana, ou seja, o tamanho dos poros e, conseqüentemente, o tipo de material que atravessa a parede porosa da membrana, como mostra a Figura 3.2 (b) (CUNHA, 2014).

Figura 3.2: 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: CUNHA, 2014.

Segundo DIEL (2010) e BRACEIRO (2014), a microfiltração (MF) é aplicada para separar pequenas partículas em suspensão. As membranas de MF são classificadas pelo diâmetro médio de corte dos poros, que varia entre 0,1 a 10 μm , sendo frequente o uso de membranas com tamanho de poro de 0,2 μm em sistemas de tratamento de água. O fluxo de permeado produzido em processos de MF é caracterizado por água e solutos dissolvidos. Por se tratar da maior faixa de tamanho médio de corte, um processo com membranas de MF requer uma menor diferença de pressão aplicada (força motriz). Devido ser o processo de separação por membranas mais permissivo, opera em condições de baixa pressão (inferiores a 2 bar). Na Tabela 3.1, verificam-se as vantagens e desvantagens do uso da MF:

Lautenschiager *et al.*, (2009) afirmam que um sistema de UF operando em uma condição de pressão transmembrânica constante, tenderá a apresentar uma variação do fluxo de permeado em função do tempo. Em comparação aos outros tipos de membrana, pode-se dizer que UF é um processo que opera a baixa pressão, sendo aplicada no tratamento avançado de efluentes. Uma das desvantagens que este processo apresenta é o inevitável acúmulo de substâncias na superfície da membrana que ocasionam a incrustação (*fouling*).

Tabela 3.1: 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	Substâncias iônicas e gases não são afetados

Fonte: CUNHA, 2014.

A maior diferença entre os PSM, além do tipo de membrana, porosa ou densa, está na pressão transmembrana, à qual os custos de operação estão intimamente associados. Sempre que possível, baixas pressões e altos fluxos permeados são desejados, de modo a evitar custos operacionais elevados. (MORANDI, 2011).

3.3 Membranas Poliméricas e Cerâmicas

As membranas sintéticas comerciais são produzidas a partir de duas classes distintas de material: orgânicos, em sua grande maioria polímeros, e os inorgânicos, como metais e cerâmicos (HABERT *et al.*, 2006)

As membranas são amplamente empregadas em processos de separação nas áreas de tratamento de rejeitos industriais, processamento de alimentos, dessalinização de águas, processos biomédicos, têxteis e químicos (SILVA e LIRA, 2006). As membranas cerâmicas vêm tendo uma aceitação e utilização crescente, em especial as membranas de características microporosas, nos processos de microfiltração e ultrafiltração (DIEL, 2010).

Nos PSM existem 3 formas de transporte de massa através da membrana: a) transporte passivo, que pode ser convectivo e/ou difusivo; b) transporte

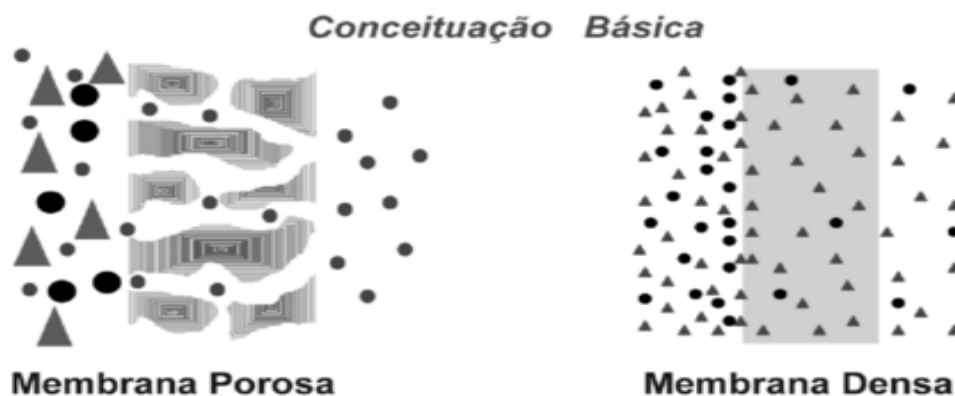
facilitado, onde a força motriz é o gradiente de potencial químico assim como no transporte passivo, e depende da interação entre a membrana e o componente; c) transporte ativo, onde a força motriz da separação é proveniente de uma reação química com a fase membrana.

As membranas cerâmicas apresentam vantagens em relação aos métodos tradicionais de separação, como: baixo consumo de energia, vida útil longa, ocupação de pouco espaço físico e facilidade de limpeza. O número de aplicações dessas membranas é imenso e está sempre aumentando. Estima-se que dentre os processos de separação por membranas, as cerâmicas tem crescido cerca de 15% ao ano (SILVA e LIRA, 2006). Segundo Braceiro (2014), as membranas cerâmicas são mais fortes, mais tolerantes à presença de oxidantes e mais resistentes a grandes variações de pH e de temperatura, do que as membranas poliméricas.

Habert *et al.*, (2006) afirmam que as membranas sintéticas comerciais, em sua grande maioria, são preparadas a partir de materiais poliméricos com características químicas das mais variadas. As membranas inorgânicas apresentam uma vida útil maior e facilidade de limpeza, mas são bem mais caras que as poliméricas.

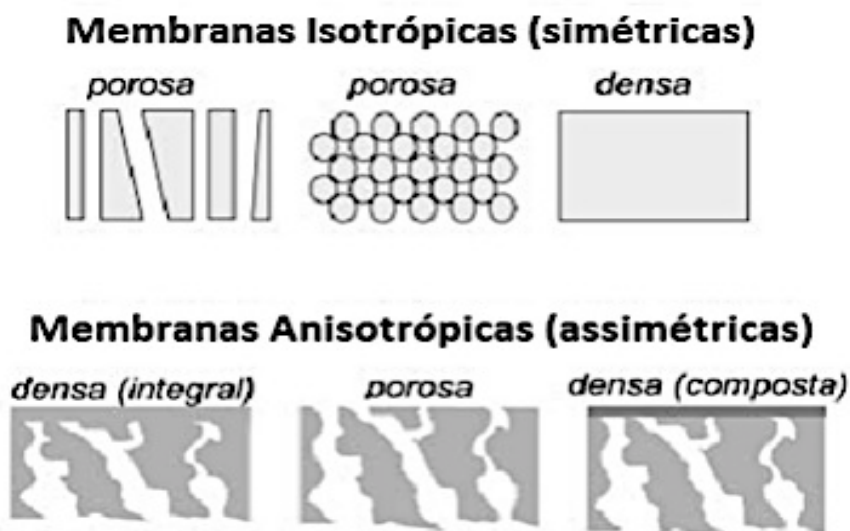
De modo geral, as membranas podem ser classificadas em densas e porosas, como mostra a Figura 3.3. Tanto as membranas densas como as porosas podem ser isotrópicas ou anisotrópicas, ou seja, podem ou não apresentar as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura. Para membranas densas, as características físico-químicas envolvendo o polímero utilizado e as substâncias a serem separadas, bem como a espessura do filme polimérico, são parâmetros importantes. Independente do tipo de membrana, propriedades de transporte como permeabilidade a gases e líquidos, bem como a sua capacidade seletiva, são utilizadas como parâmetros característicos dos processos (HABERT *et al.*, 2006). Na Figura 3.4 estão representados os tipos de membranas, de acordo com sua morfologia.

Figura 3.3: Transporte através da seção transversal de uma membrana porosa e uma membrana densa.



Fonte: HABERT *et al.*, 2006.

Figura 3.4: Representação da morfologia da seção transversal dos diferentes tipos de membranas sintéticas.



Fonte: HABERT *et al.*, 2006.

3.4 Microfiltração, Ultrafiltração, Nanofiltração e Osmose Reversa

A MF é o processo de separação com membranas mais próximo da filtração clássica. Utiliza membranas porosas com poros na faixa entre 0,1 e

10 μ m, sendo indicado para a retenção de materiais em suspensão e emulsão. Como as membranas de MF são relativamente abertas, as pressões empregadas como força motriz para o transporte são pequenas, dificilmente ultrapassando 3 bar. Na MF o solvente e todo o material solúvel permeia a membrana, onde apenas o material em suspensão é obtido (HABERT *et al.*, 2006).

O princípio básico é a alimentação passar pela superfície da membrana e o produto, permeado, enquanto o rejeito constitui o concentrado (retido). A membrana é simplesmente um material bidimensional usado na separação dos componentes de um fluido baseado no tamanho relativo (RADJENOVIC *et al.*, 2007 *apud* TRINDADE, 2010).

Segundo Braceiro (2014) o processo de MF também pode ser utilizado como um pré-filtro a processos de NF e OI. De fato, atuando isoladamente, o processo de MF apresenta uma porcentagem de remoção de matéria orgânica quase nula. Nas estações de tratamento de efluentes (ETE) a MF tem sido utilizada como uma etapa de pré-tratamento, auxiliando na retirada de partículas em suspensão. A MF pode ser utilizada, também, para diminuir a turbidez da linha do tratamento secundário, uma vez que as bactérias e micro-organismos são retidos pelos microporos das membranas de MF (DIEL, 2010).

Em comparação com a MF, a UF utiliza membranas com porosidades significativamente menor, na faixa de 0,001 – 0,1 μ m (MULDER, 1997). Como os poros das membranas de UF são menores, uma força motriz maior é necessária para obter fluxos permeados elevados o suficiente para que o processo possa ser utilizado industrialmente. Por esse motivo, as diferenças de pressão através da membrana variam na faixa de 2 a 10 bar (HABERT *et al.*, 2006).

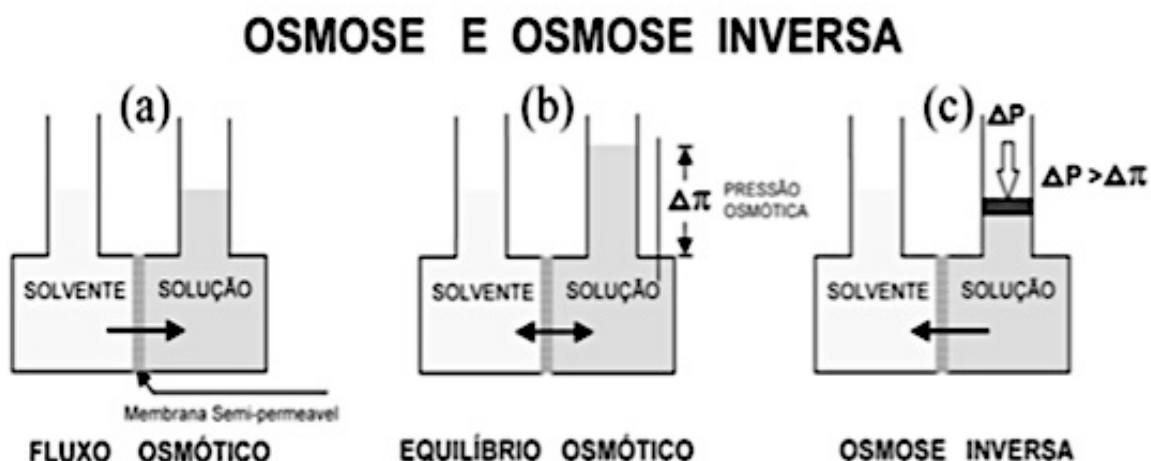
Uma vez que a UF é concebida especificamente para purificar e fracionar soluções contendo macromoléculas em suspensão ou dissolvidos, os módulos de UF comercialmente disponíveis são também dimensionados para tratarem elevadas cargas de sólidos.

As membranas de NF apresentam poros menores que 0,002 μ m e retém moléculas de soluto numa faixa de 100 a 1000 Da de massa molecular. Em

termos de seletividade, a NF encontra-se na região de transição entre a UF e a OI (BRACEIRO, 2014). A NF tem utilização nos processos de redução da dureza da água pela retenção dos íons de cálcio e magnésio. Também chamados de nanofiltros, são utilizados como pré-tratamento do processo de desinfecção de água (CHEREMISINOFF, 2002 apud DIEL, 2010).

Quando uma solução diluída é colocada em contato com uma solução concentrada, ocorre a movimentação dos íons em direção à solução diluída e a movimentação de água pura em direção à solução mais concentrada. A este fenômeno dá-se o nome de difusão. Quando a difusão se processa por meio de uma membrana semi-permeável, que deixa passar a água mas não os solutos, chama-se de osmose a saída da água pura em direção à água concentrada. A pressão necessária a ser aplicada para evitar a osmose, é chamada pressão osmótica ($\Delta\pi$). Assim, considerando que o interesse seja aumentar o volume de água pura, deve-se aplicar uma pressão extra, superior a pressão osmótica, capaz de exceder o potencial osmótico da solução mais concentrada, fazendo sair dela água pura em direção à solução menos concentrada, como mostra a Figura 3.5. Como a água pura está se deslocando em sentido contrário, denomina-se este processo como osmose reversa ou osmose inversa (SOARES *et al.*, 2005).

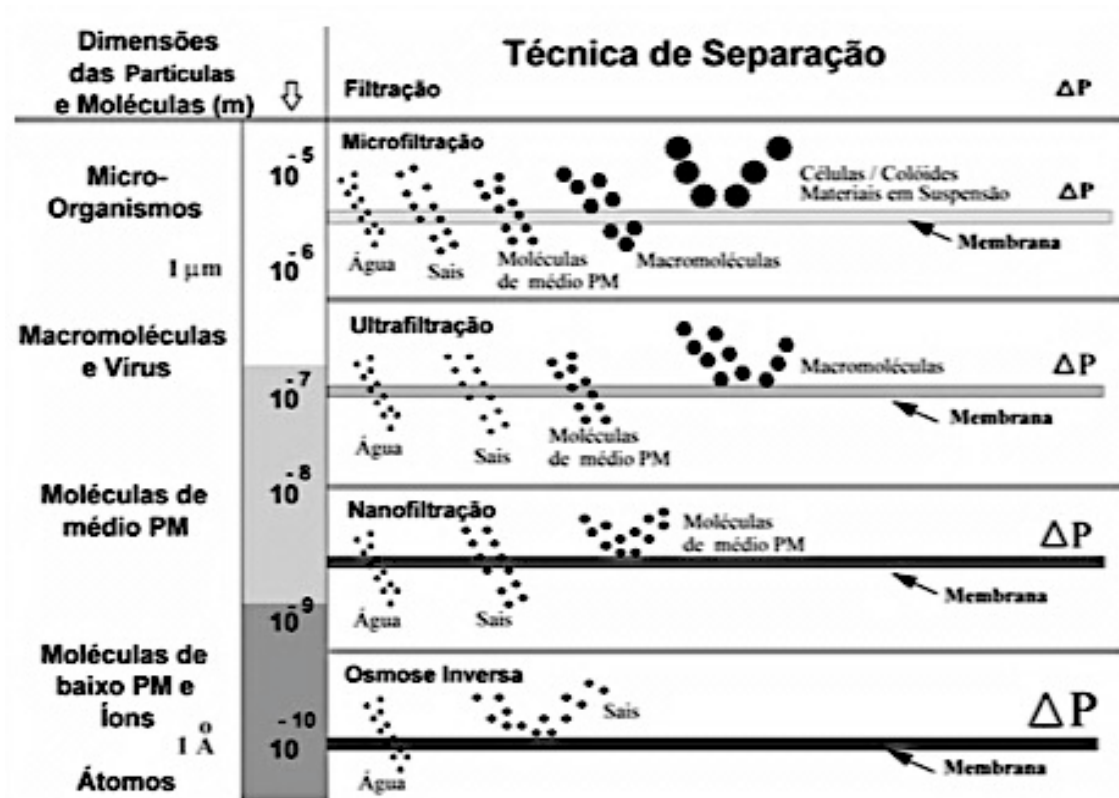
Figura 3.5: Processo de osmose e osmose inversa



Fonte: HABERT *et al.*, 2006.

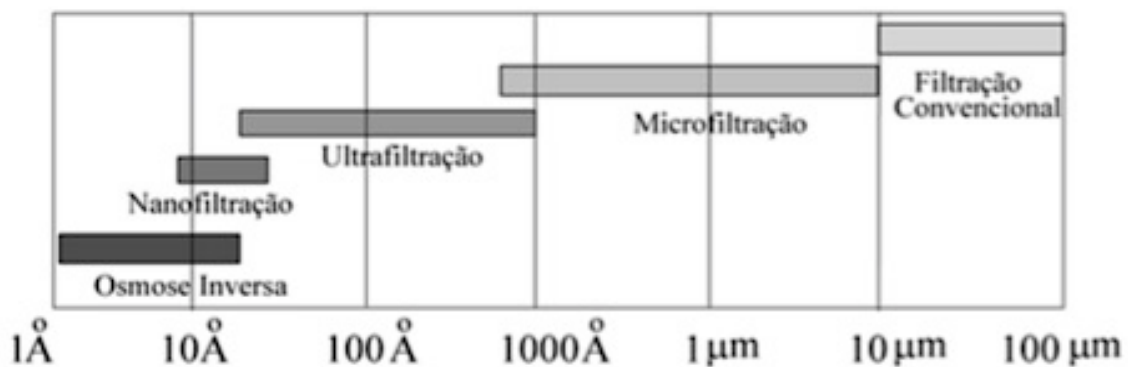
As Figuras 3.6 e 3.7 ilustram a capacidade de separação de cada um dos processos de separação por membranas e suas características:

Figura 3.6: Principais características dos processos que utilizam diferença de pressão como Força Motriz



Fonte: HABERT *et al.*, 2006.

Figura 3.7: Diâmetro de Poros de Membrana de MF, UF, NF e OI.



Fonte: HABERT *et al.*, 2006

3.5 Polarização de Concentração e *Fouling*

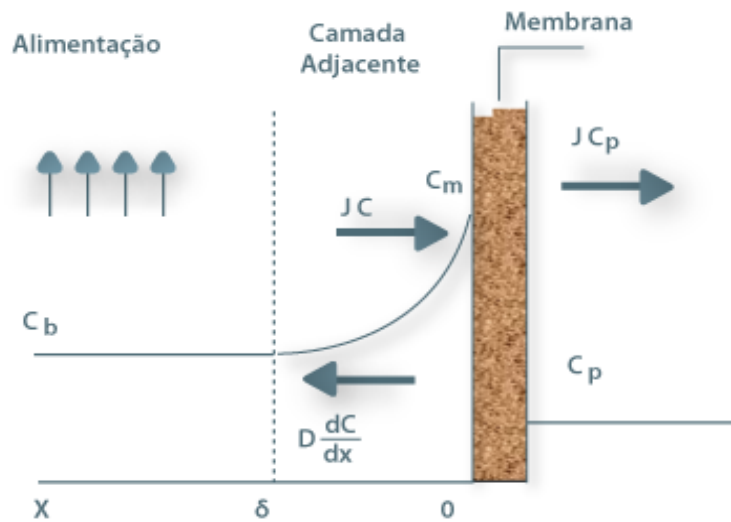
Um dos fenômenos mais comuns nos processos com membranas é o decréscimo do fluxo de permeado com o tempo, que pode ser causado por vários fatores, como: polarização por concentração, formação da camada gel, incrustação dos poros (*fouling*) e adsorção.

A polarização de concentração consiste na formação de um gradiente de concentração na camada de solução imediatamente adjacente à superfície da membrana. No lado da alimentação percebe-se um aumento na concentração do componente retido e a situação oposta ocorre no lado do permeado. Esse fenômeno é intrínseco ao processo e representa um aumento na resistência a permeação através da membrana que, dessa forma, reduz o fluxo e a seletividade da membrana (BAKER, 2004). Com a polarização de concentração o fluxo em um tempo finito, tem sempre um valor menor que o seu valor original. Contudo, quando o estado estacionário é atingido, não se observa uma queda de fluxo adicional; o fluxo permanece constante o tempo todo. Sob determinadas condições operacionais o fluxo pode continuar a cair, o que caracteriza o *fouling*, definido como a deposição, reversível ou irreversível, de partículas retidas, coloides, emulsões, suspensões, macromoléculas e sais dentro ou sobre a superfície da membrana (MULDER, 1996).

Alguns compostos formadores de *fouling* podem ser removidos por meios físicos, como retrolavagem e agitação a ar. A maioria desses compostos, contudo, só pode ser removida por limpeza química. A limpeza química é uma parte integrante do processo operacional de um sistema de membranas, apresentando um impacto elevado na eficiência e aspectos econômicos do processo (MOTA *et al.*, 2013).

A polarização de concentração é fortemente afetada pelas condições de escoamento da corrente de alimentação, quantificadas pelo número de Reynolds (Re). A medida que se aumenta a velocidade tangencial da alimentação, a espessura, δ , da região polarizada irá diminuir. Como consequência, o nível de polarização diminui, e o fluxo permeado aumenta (HABERT *et al.*, 2006). A Figura 3.8 ilustra uma representação da polarização por concentração.

Figura 3.8: Polarização por concentração.



Fonte: Adaptado de MULDER, 1996.

Mulder (2006) afirma que a formação da polarização de concentração 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 na distância δ da superfície da membrana ocorre mistura completa e que a concentração no seio da alimentação é C_b . Contudo, nas proximidades das membrana, forma-se uma camada limite onde a concentração do soluto aumenta e atinge um valor máximo na superfície C_m .

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

$$J_C + D \frac{dC}{dx} = J_{C_p} \quad (3.1)$$

Integrando esta equação diferencial com as condições de fronteira:

$$x = 0 \rightarrow C = C_m$$

$$x = \delta \rightarrow C = C_b$$

Obtém-se:

$$\frac{C_m - C_p}{C_b - C_p} = \exp\left(\frac{J\delta}{D}\right) \quad (3.2)$$

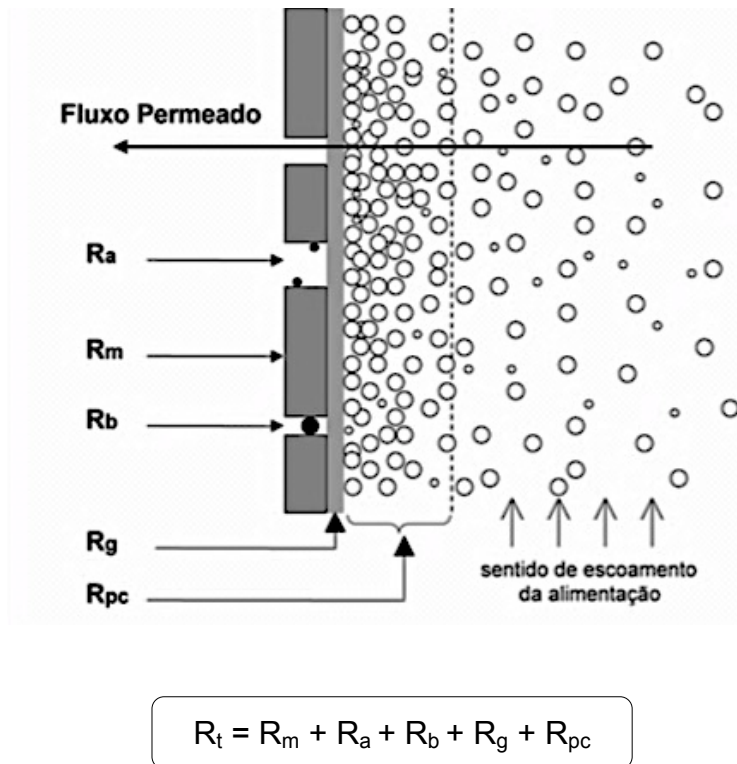
Em que C_b , C_m e C_p são as concentrações de soluto na alimentação, na superfície da membrana e no permeado, respectivamente. J é o fluxo volumétrico, δ é a espessura da membrana e D é a difusividade do soluto em solução.

De todos os fatores que afetam a polarização da concentração, a espessura da camada de polarização é o mais facilmente manipulável. Para reduzir a espessura da camada de polarização é necessário aumentar a velocidade e promover a turbulência necessária para que se criem condições de mistura dentro do módulo, minimizando a deposição do material. Por este motivo, a maioria dos módulos opera a altas velocidades (BRACEIRO, 2014).

3.6 Modelos de Resistência em Série

Segundo Habert *et al* (2006) observa-se uma queda no valor do fluxo permeado com relação ao valor obtido com o solvente puro devido aos fenômenos de polarização por concentração e *fouling*, o que faz com que ambos apresentem resistências adicionais à transferência de massa através da membrana (Figura 3.9): a resistência ao transporte através da membrana, que estará sempre presente, R_m ; a resistência associada ao fenômeno de adsorção, R_a ; a resistência devido a formação da camada gel, R_g ; a resistência da camada da polarização por concentração, R_{pc} ; e, em alguns casos onde o soluto deposita-se na entrada dos poros, há a resistência devido ao bloqueio dos poros, R_b . O autor ainda relata que as resistências citadas, independente do modo operacional, são responsáveis pelo decréscimo do fluxo permeado.

Figura 3.9: Resistências à transferência de massa em PSM.



Fonte: Adaptado de HABERT *et al* (2006).

As resistências R_a , R_b e uma parcela de R_g surgem devido ao *fouling*, e a outra parcela de R_g faz parte da polarização por concentração (DACANAL, 2006).

Segundo o modelo das resistências em série, pode-se expressar a relação entre o fluxo permeado e a diferença de pressão na membrana como:

$$J = \frac{\Delta P}{\mu R_t} \quad (3.3)$$

em que μ é a viscosidade da mistura e R_t é a resistência total, sendo:

$$R_t = R_m + R_a + R_b + R_g + R_{pc} \quad (3.4)$$

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 do valor de uma ou mais da resistência. O coeficiente de rejeição pode ser definido como: (VASANTH *et. al.*, 2013; XU *et. al.*, 2013 *apud* CUNHA, 2014):

$$R (\%) = \left[1 - \frac{C_p}{C_o} \right] \times 100 \quad (3.5)$$

em que C_p e C_o são as concentrações de óleo no permeado e na alimentação, respectivamente.

3.7 Módulos de Permeação

As membranas podem ser fabricadas em duas formas geométricas: planas ou cilíndricas. Membranas cilíndricas podem configurar módulos tubulares, capilares ou de fibras ocas, dependendo do diâmetro, e são acondicionadas em vasos, formando estruturas semelhantes a trocadores de calor. As membranas planas são acondicionadas em módulos de permeação do tipo placa/quadro e espiral (PEISINO, 2009).

O módulo é o elemento básico de um sistema de membrana. É nele que estão todas as estruturas necessárias para viabilizar a separação de um PSM. (OLIVEIRA, 2013). De acordo com Habert *et al.* (2006), os requisitos básicos para os módulos são:

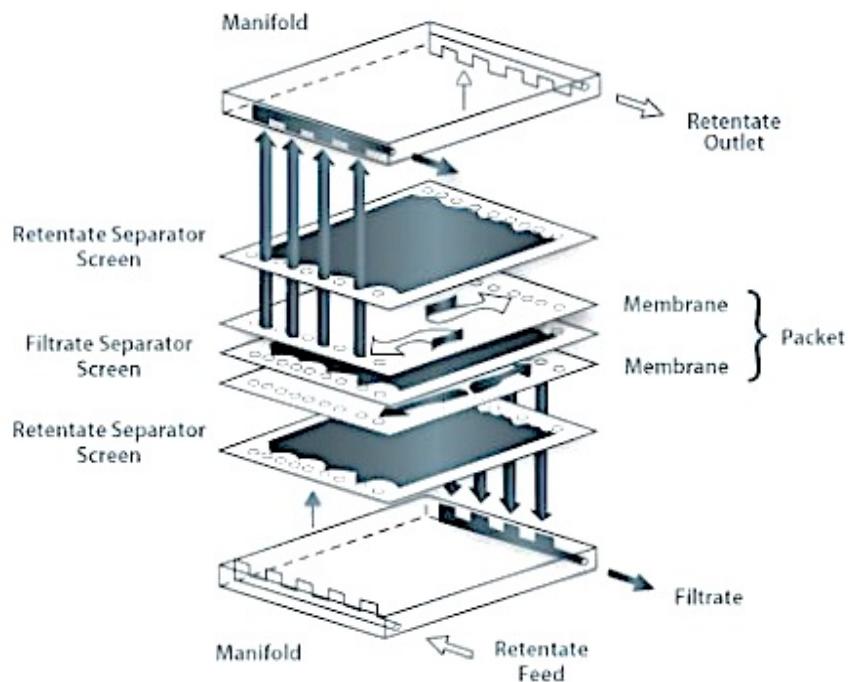
- Controle de escoamento
- Facilidade de limpeza
- Elevada relação entre a área de permeação e o volume do módulo
- Baixo custo de fabricação

Nos sistemas de MF e UF é mais comum a utilização de membranas tubulares, enquanto que para sistemas de NF e OR, predominam os módulos de fibra-oca e em espiral.

A configuração de módulos Placa-Quadro é considerada a mais simples dentre as conhecidas. São utilizados em quase todos os PSM para aplicações em escalas pequenas e médias. Estes módulos compreendem camadas alternadas de membranas planas e placas de suporte, paralelamente, empilhadas vertical ou horizontalmente, como mostrado na Figura 3.10. Módulos com esta concepção têm custo de fabricação elevado, e possuem baixa relação entre a

área de permeação e o volume do módulo ($400 - 600 \text{ m}^2/\text{m}^3$) (RADJENOVIC, *et al.*, 2008; HABERT *et al.*, 2006).

Figura 3.10: Módulo Placa-Quadro

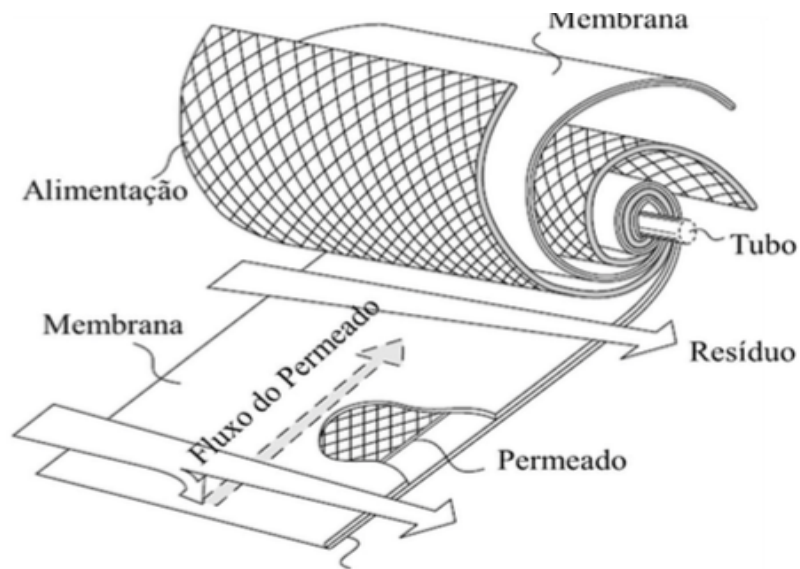


Fonte: Portal laboratórios virtuais de processos químicos, 2007.

Os módulos em espiral são usualmente utilizados em aplicações industriais de intermediárias a altas pressões, superiores a 3 atm, especialmente na separação do gás natural na indústria do petróleo. São utilizados em aplicações de osmose reversa e ultrafiltração. Além disso, estes módulos são considerados de menor custo de fabricação e compacto, porém, restrito ao uso em situações de baixa concentração de sólidos suspensos na alimentação. As membranas em formato de folhas ficam entre dois espaçadores, onde um desses serve como canal coletor para o permeado, e o outro fornece espaço para escoar a solução de alimentação. As membranas e os espaçadores são enrolados juntos em volta de um duto central perfurado onde se localiza a saída do permeado. O custo de fabricação é baixo e apresenta uma relação entre a área de permeação e o volume do módulo mais elevado. Em escala industrial, esses módulos são constituídos em vários envelopes cada um com área de 1 a 2 m^2 , possuem

diâmetros que ficam entre 20 e 30 cm e comprimento entre 90 e 100 cm (SOUZA, 2014; HABERT *et al.*, 2006), como ilustrado na Figura 3.11:

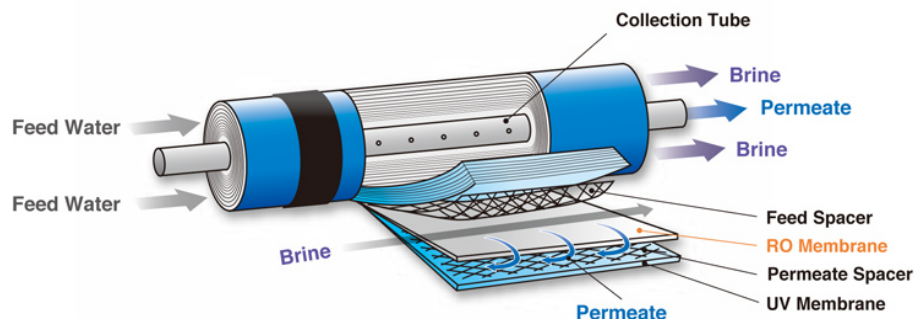
Figura 3.11: Módulo Espiral.



Fonte: Adaptado de BACKER, 2004.

No módulo de membrana tubular, as membranas encontram-se no interior de um tubo, feito de um material especial que serve de suporte às membranas, podendo conter até 30 tubos conectados em série (Figura 3.12). O fluxo da água de alimentação ocorre de dentro para fora, uma vez que as membranas tubulares estão no interior de um tubo (CUNHA, 2014).

Figura 3.12: Módulo tubular



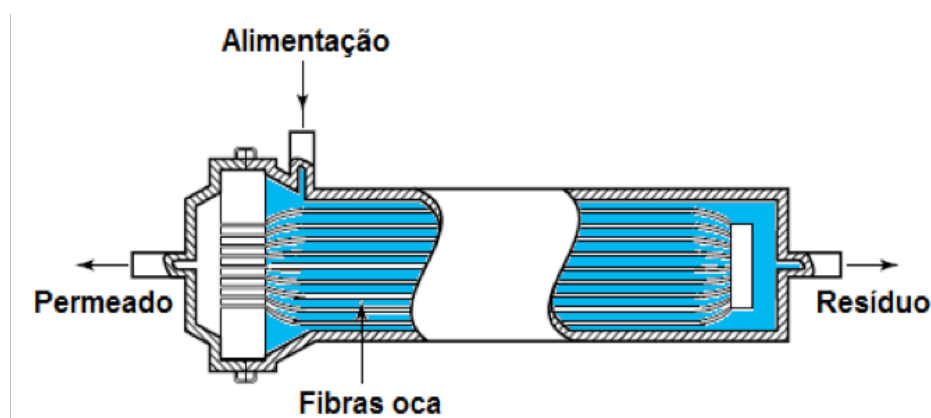
Fonte: <http://www.aquanext-inc.com/en/product/desalination02.html>

Os módulos tubulares são normalmente utilizados para tratar águas com elevadas cargas de sólidos em suspensão, dado que uma das principais vantagens deste tipo de módulo reside na facilidade de limpeza quando a colmatação excessiva ocorre. É possível obter condições de turbulência no interior destas membranas recorrendo a baixas velocidades tangenciais e a baixas pressões (BRACEIRO, 2014).

Habert *et al.* (2006) afirmam que a utilização de módulos tubulares só é justificada quando há a necessidade de condição de escoamento muito bem controlada ou a alimentação contém material suspenso que poderia danificar outros tipos de módulos. Quando a aplicação, em pequenas e médias escalas, podem ser utilizados em processos de microfiltração, ultrafiltração e osmose inversa.

A membrana de fibra oca é uma variação da membrana tubular, mas com um diâmetro mais reduzido. Os módulos de membranas de fibra oca são constituídos por numerosas fibras agrupadas e inseridas em conjunto dentro de um vaso de pressão, ou submersas na água a tratar (Figura 3.13). Nos processos de MF e UF existe uma preferência pelo uso deste tipo de módulo, uma vez que oferecem a maior densidade de empacotamento, 1000 – 9000 m^2/m^3 (BENJAMIN & LAWLER, 2013 *apud* BRACEIRO, 2014).

Figura 3.13: Módulo de fibra-oca com alimentação externa.



Fonte: Adaptado de BAKER, 2004

O módulo de fibra-oca é formado por várias membranas cilíndricas, longas e finas, presas nas extremidades por placas, inseridas em um tubo maior. A alimentação entra por uma extremidade e percorre o interior dos tubos e é retirada na outra extremidade após ser permeada (MULDER, 1996). Algumas propriedades físicas do módulo de fibra oca encontram-se na Tabela 3.3:

Tabela 3.2: Propriedades físicas do módulo de fibra oca.

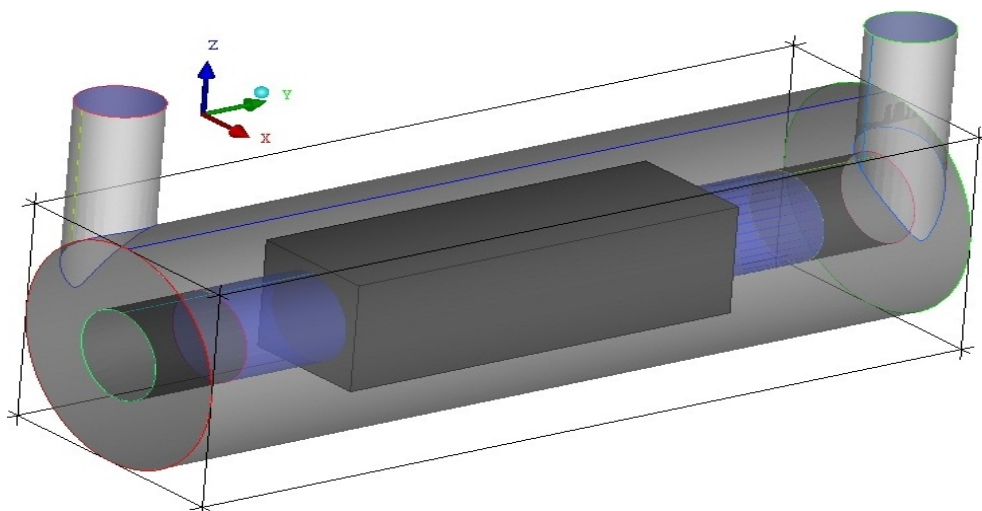
Quantidade de fibras por módulos	50 a 10.000 fibras
Diâmetro das membranas	0,2 e 3mm
Espessura das fibras	100 a 400 μm
Velocidade de operação	0,2 a 2,5 m/s
Número de Reynolds	500 a 3000
Taxa de cisalhamento	2000 a 16.000 s^{-1}

Fonte: SOUZA, 2014.

3.8 Malha

Cunha (2014) visando tratamento de efluentes da indústria de petróleo desenvolveu um estudo com membrana interna, utilizando o programa comercial ICEM-CFD disponibilizado no ANSYS CFX para gerar uma malha estruturada, por meio de associações da geometria com um ou mais blocos (Figura 3.14):

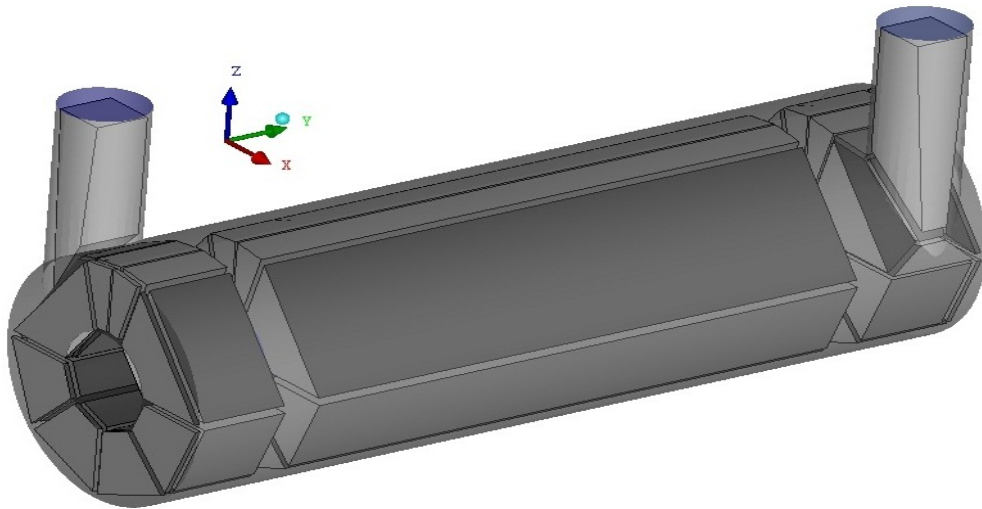
Figura 3.14: Bloco criado inicialmente para ser moldado à geometria.



Fonte: CUNHA, 2014.

A criação do bloco deve representar a geometria do problema, que após efetuadas as associações dos vértices e arestas do bloco (Figura 3.15), é realizada a discretização das arestas com a quantidade desejada de nós, e conseqüentemente, a geração da malha do dispositivo contendo a membrana tubular.

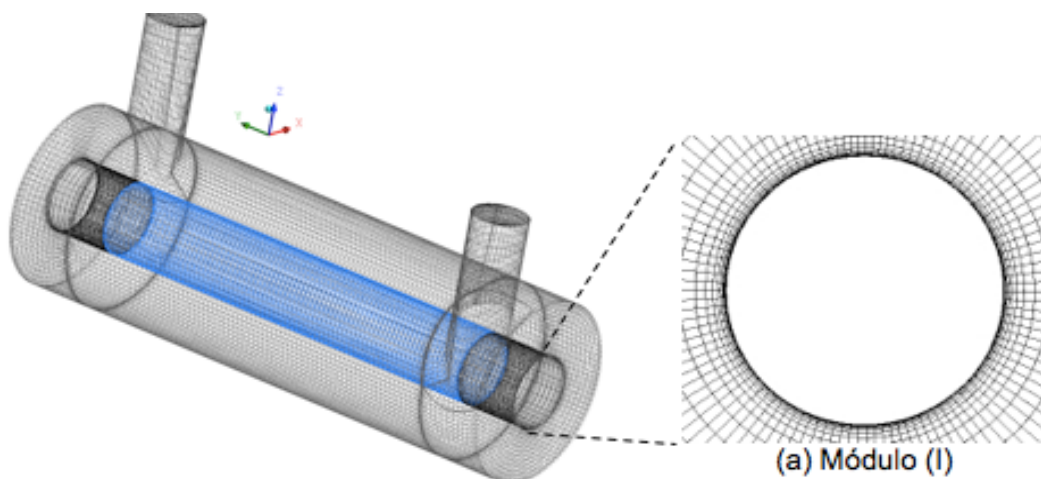
Figura 3.15: Blocos associados de forma a representar o domínio.

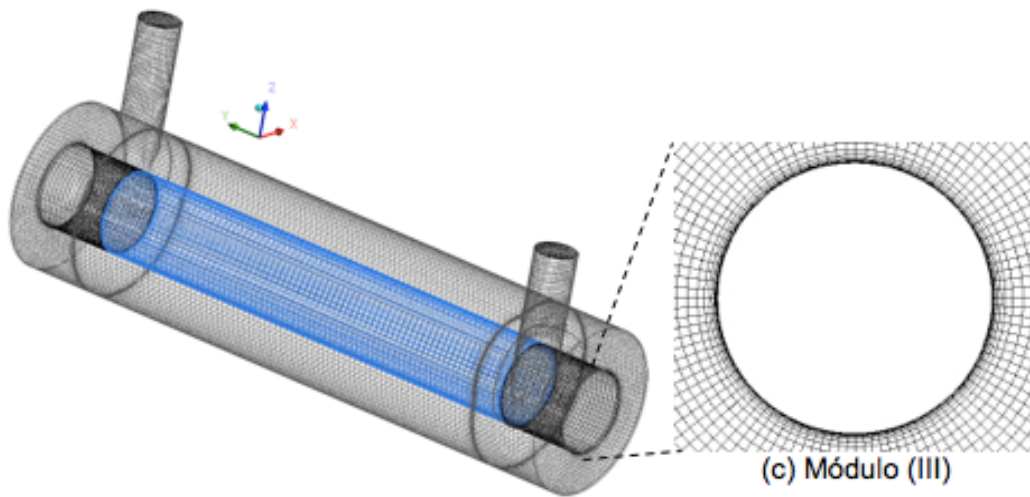
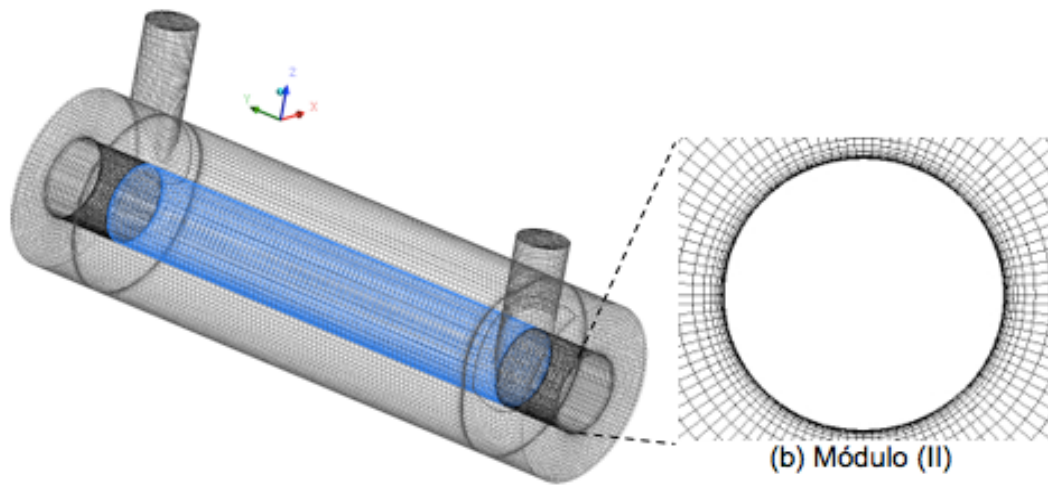


Fonte: CUNHA, 2014.

As três malhas resultantes, que fazem referência aos módulos de separação I, II e III, representadas na Figura 3.16, foram geradas usando elementos hexaédricos, contendo 343.140, 313.42 e 305.330 elementos, respectivamente.

Figura 3.16: Malhas estruturadas tridimensionais para diferentes espaços anulares casco/membrana e dutos de entrada e saída tangencial.



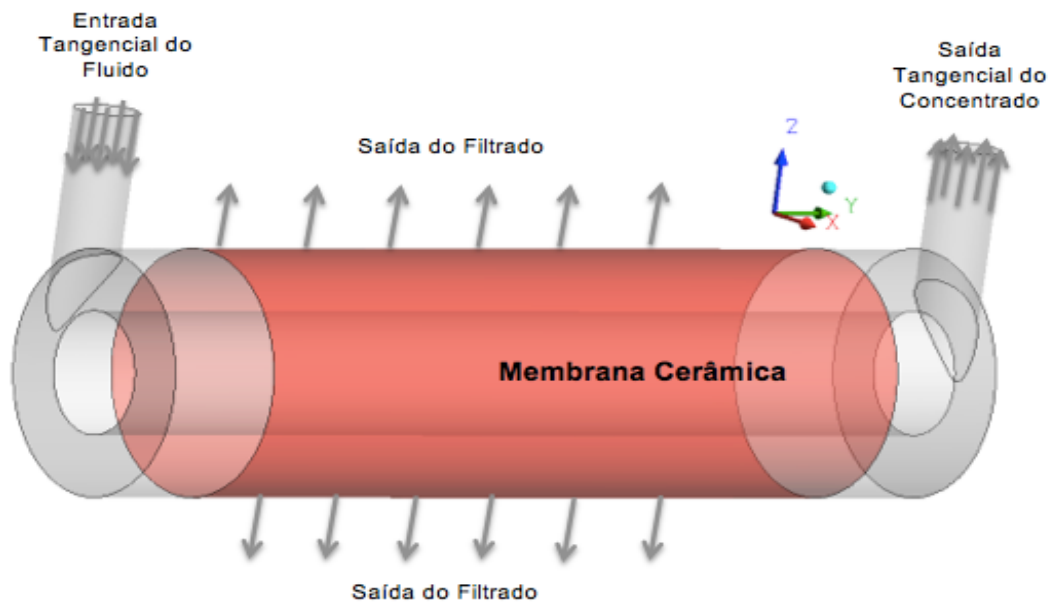


Fonte: CUNHA (2014)

4 METODOLOGIA

O domínio de estudo corresponde a um módulo de dois tubos, onde o externo se refere a membrana cerâmica que foi utilizada para o tratamento de água produzida, como mostra a Figura 4.1. O efluente é inserido neste módulo por uma entrada tangencial. O concentrado é recolhido através de uma saída também tangencial, e o filtrado é retirado pelo exterior da membrana após a filtração, ao contrário do modelo proposto por Cunha (2014) onde o tubo interno corresponde a membrana cerâmica e o filtrado é retirado pelo interior da membrana.

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



Fonte: Autor, 2016.

4.1 Modelagem Matemática

As equações de conservação da massa, quantidade de movimento (Navier-Stokes) e a equação de transporte, em suas formas generalizadas, foram utilizadas como modelo matemático para descrever o escoamento do fluido no meio poroso e no interior do dispositivo. 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 fluida são simplesmente o produto (resultado) das

mudanças na pressão e forças viscosas dissipativas (similar à fricção) atuando dentro do fluido (CUNHA, 2014).

Diante das condições apresentadas, adotaram-se as Equações de conservação de massa (4.1), momento linear (4.2) e transferência de massa (4.4), levando em consideração:

- O escoamento é considerado em regime permanente e turbulento.
- O coeficiente de difusão do soluto é constante.
- O efeito gravitacional é desprezível.
- A viscosidade do fluido é constante.
- A densidade do fluido é mantida constante e igual a do solvente (soluções diluídas).
- 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 considerada obstrução dos poros do meio poroso pelo soluto.
- Não ocorre adsorção do soluto na superfície de contato no meio poroso.
- É considerada a resistência decorrente da camada de concentração na interface fluido-membrana.

- Equação da Conservação da massa

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

em que ρ é a massa específica da solução e \vec{U} é o vetor velocidade.

- Equação da Conservação da Quantidade de Movimento

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

em que p é a pressão e μ_{ef} corresponde a viscosidade efetiva, definida como:

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

em que μ é a viscosidade dinâmica e μ_t a viscosidade turbulenta.

- Equação de Transporte de Massa (2ª Lei de Fick)

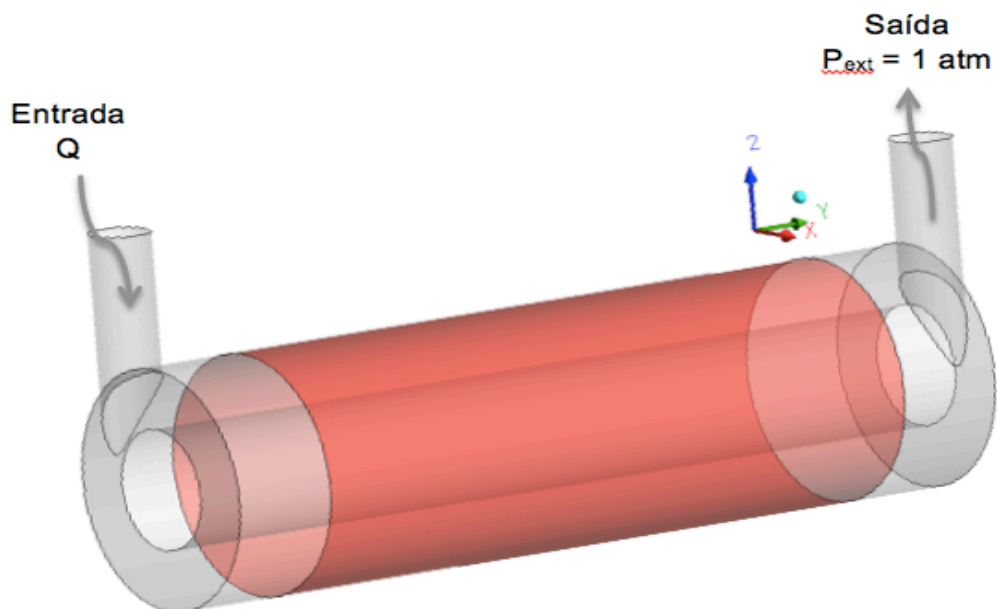
$$\vec{U} \cdot \nabla C = D \nabla^2 C \quad (4.4)$$

em que C corresponde a concentração do soluto, D é a difusividade de massa do soluto considerada constante para cada número de Schmidt (Sc) fixado. O número de Schmidt é determinado por:

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} \quad (4.5)$$

Dadas as condições de contorno apresentadas observa-se uma condição de vazão, com escoamento turbulento, adotadas na geometria tridimensional utilizada para estudo na Figura 4.2.

Figura 4.2: Condições utilizadas na simulação 3D do módulo de separação.



Fonte: Autor, 2016.

4.2 Condições de Contorno

As seguintes condições de contorno foram empregadas:

- Na seção de entrada:

$$Q = 0,002; 0,5; 1,0 \text{ e } 1,5 \text{ Kg/s}$$

$$C = C_o = 0,5; 1,0 \text{ e } 1,5 \text{ Kg/m}^3$$

- Na seção de saída:

A pressão prescrita é igual a pressão externa, ou seja:

$$P = P_{ext} = 1 \text{ atm}$$

- Nas paredes:

$$u = v = w = 0 \text{ m/s}$$

C_o = valor determinado em cada caso

- No filtrado:

Em:

$$r = R_2,; u = U_w,; v = w = 0 \text{ m/s}; \frac{\partial C}{\partial r} = 0$$

em que:

$$U_w = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_{pc})}$$

em que R_m e R_{pc} correspondem a resistência da membrana e da camada polarizada, respectivamente, as quais foram consideradas constantes, com base no trabalho de Cunha (2014), e iguais a:

$$R_m = 3,33 \times 10^9 \text{ m}^{-1}$$

$$R_{pc} = 5,2 \times 10^8 \text{ m}^{-1}$$

4.3 Casos estudados

As simulações foram realizadas em duas máquinas pessoais com Processador Dual – Core INTEL CORE i5 de 1,7GHz com 4GB de memória DDR3.

Foi feito um estudo sobre o comportamento do processo de filtração em um módulo contendo uma membrana tubular externa, considerando uma variedade de condições operacionais, conforme ilustrado na Tabela 4.1.

Para as simulações 3D foi utilizado o modelo de turbulência SST, visto que Cunha (2014), em seu estudo, definiu que esse modelo é mais completo para se estudar fenômenos com escoamento turbulento da mistura água/óleo no módulo de separação com membranas, uma vez que este combina as vantagens do modelo $k - \varepsilon$ (utilizado para escoamentos livres) e $k - \omega$ (utilizado para tratamentos na região próxima à parede). Adotou-se também um coeficiente de difusividade constante (D_{ab}) igual a $1 \times 10^{-9} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$.

Tabela 4.1: Condições utilizadas na simulação tridimensional do módulo com entrada tangencial.

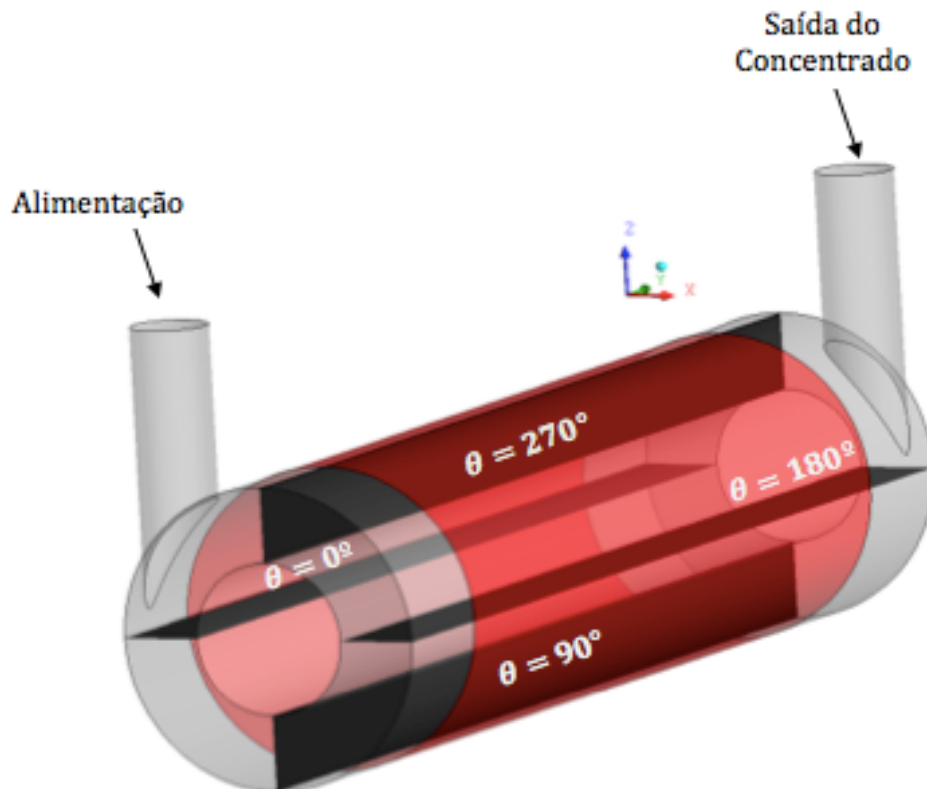
Casos	C_0 (kg m⁻³)	μ (Pa.s)	Q (kg.s⁻¹)
1	1,0	1,1	0,002
2	1,0	1,1	0,5
3	1,0	1,1	1,0
4	1,0	1,1	1,5
5	1,0	1,0	1,0
6	1,0	1,4	1,0
7	1,5	1,1	1,0
8	0,5	1,1	1,0

Fonte: Autor, 2016.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

O estudo dos campos de concentração, pressão e velocidade foram analisados nos planos XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , e YZ em $\theta = 90^\circ$ e 270° , como mostra a Figura 5.1.

Figura 5.1: Ilustração dos planos XY e YZ no módulo de separação.



5.1 Campos de Concentração

Os campos de concentração foram avaliados em função da velocidade do escoamento ($Q_{alimentação}$), viscosidade da água ($\mu_{água}$) e concentração inicial do fluido (C_o), como mostrado nas Figuras 5.2 e 5.3. Nas Figuras 5.2 e 5.3 estão ilustrados os casos em que a velocidade de alimentação é variada, como descrito na Tabela 5.1, sobre os planos XY e YZ, respectivamente.

Tabela 5.1: Casos rodados com alteração da velocidade de alimentação

Caso	$Q_{alimentação}$ (Kg.s⁻¹)	C_o (Kg.m⁻¹)	$\mu_{água}$ (Pa.s)
1	0,002	1,0	1,1
2	0,5	1,0	1,1
3	1,0	1,0	1,1
4	1,5	1,0	1,1

Fonte: Autor, 2016

Observa-se que, nos quatro casos, existem regiões onde a concentração é próxima da concentração de alimentação (1,0 Kg/m³), e para os casos (b), (c) e (d) apresentados nas duas figuras, à medida que o fluxo se aproxima da saída do concentrado, a concentração é mais elevada. Nas Figuras 5.2 e 5.3 observa-se uma maior concentração de óleo próximo a membrana, mas com maior percepção no caso de $Q_{alimentação} = 0,002$ Kg/s, assim como Cunha (2014) observou em seu estudo utilizando uma membrana interna ao módulo. Percebe-se, ainda, que há uma queda brusca na concentração quando o fluxo se aproxima da saída do concentrado. O aumento da vazão proporciona uma maior dispersão do óleo na mistura, fazendo com que o óleo seja arrastado da membrana para o seio da corrente de fluido e, assim, quebrando a camada limite, o que é observado nas Figuras 5.2 e 5.3 (b), (c) e (d).

Figura 5.2: Campos de Concentração, no plano XY, onde foi variada a velocidade de alimentação, (a) 0,002 kg/s;(b) 0,5 kg/s; (c) 1,0 kg/s; (d) 1,5kg/s.

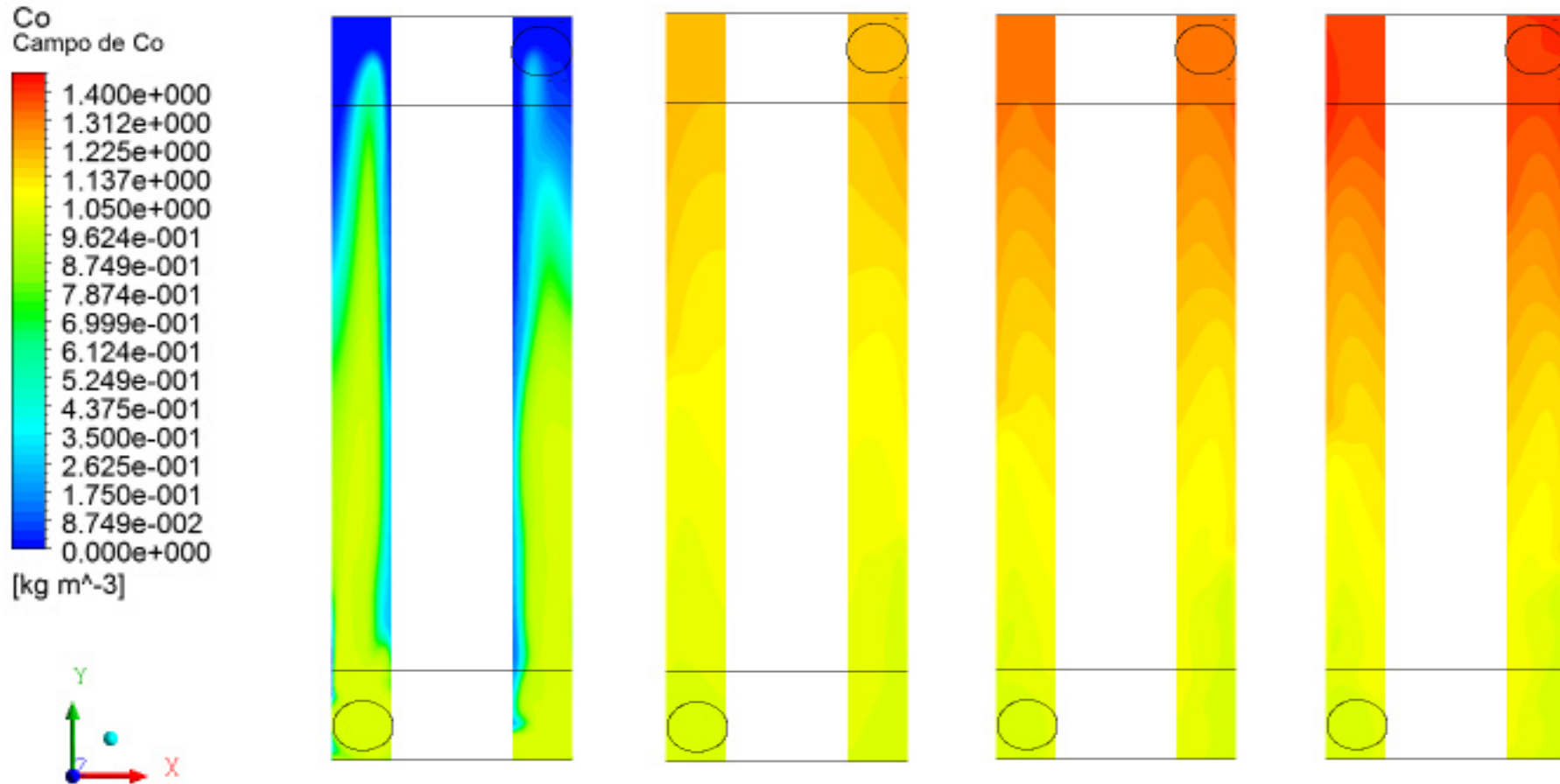
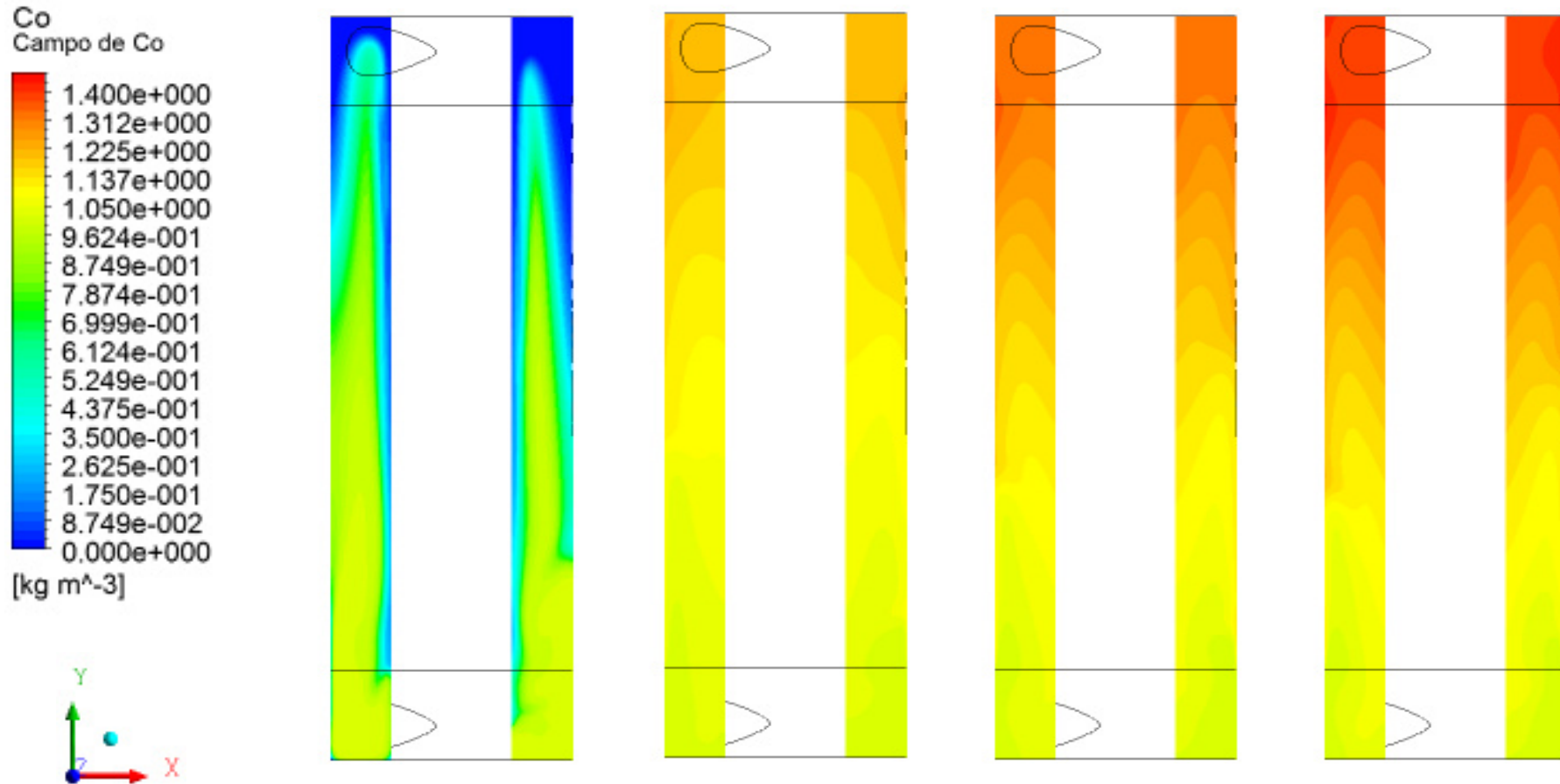


Figura 5.3: Campos de Concentração, no plano YZ, onde foi variada a velocidade de alimentação, (a) 0,002 kg/s;(b) 0,5 kg/s; (c) 1,0 kg/s; (d) 1,5kg/s



As Figuras 5.4 e 5.5 ilustram o comportamento das concentrações quando há variação da viscosidade, adotando valores fixos para $Q_{alimentação}$ e C_o , como destacado na Tabela 5.2.

Tabela 5.2: Casos rodados com alteração da viscosidade

Caso	$Q_{alimentação}$ (Kg.s ⁻¹)	C_o (Kg.m ⁻¹)	$\mu_{água}$ (Pa.s)
1	1,0	1,0	1,1
2	1,0	1,0	1,0
3	1,0	1,0	1,4

Fonte: Autor, 2016.

Os resultados indicam que o aumento da viscosidade não influencia significativamente no comportamento da distribuição de concentração no interior do módulo de separação. Este fato pode ser explicado pela vazão da mistura adotada (1,0 Kg.s⁻¹), que pode não ter sido suficiente para vencer as forças viscosas e tornar um escoamento com um alto nível de turbulência no módulo de separação.

Figura 5.4: Campos de Concentração, no plano XY, onde foi variada a viscosidade, (a) 1,0 Pa/s; (b) 1,1 Pa/s; (c) 1,4 Pa/s.

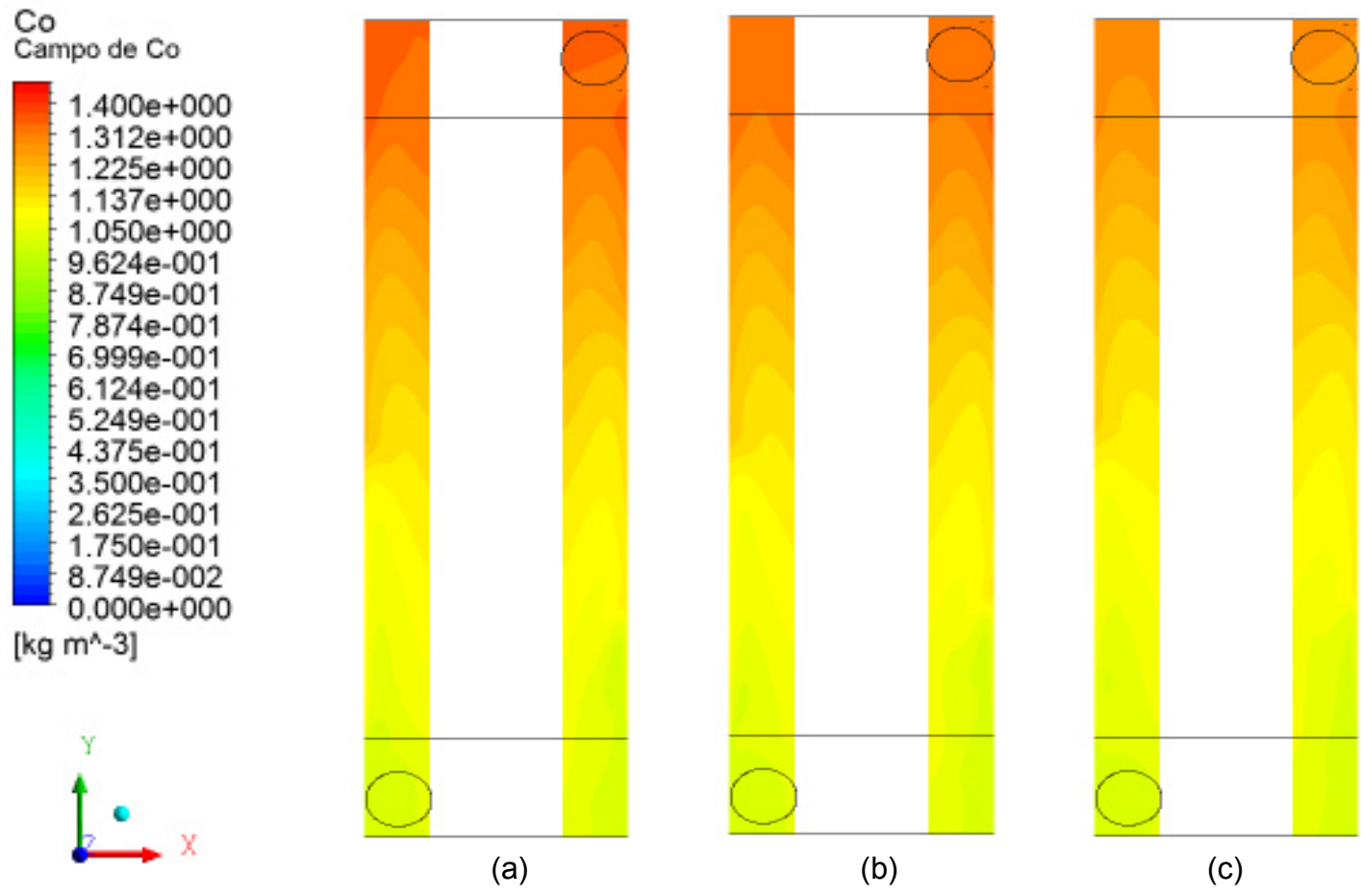
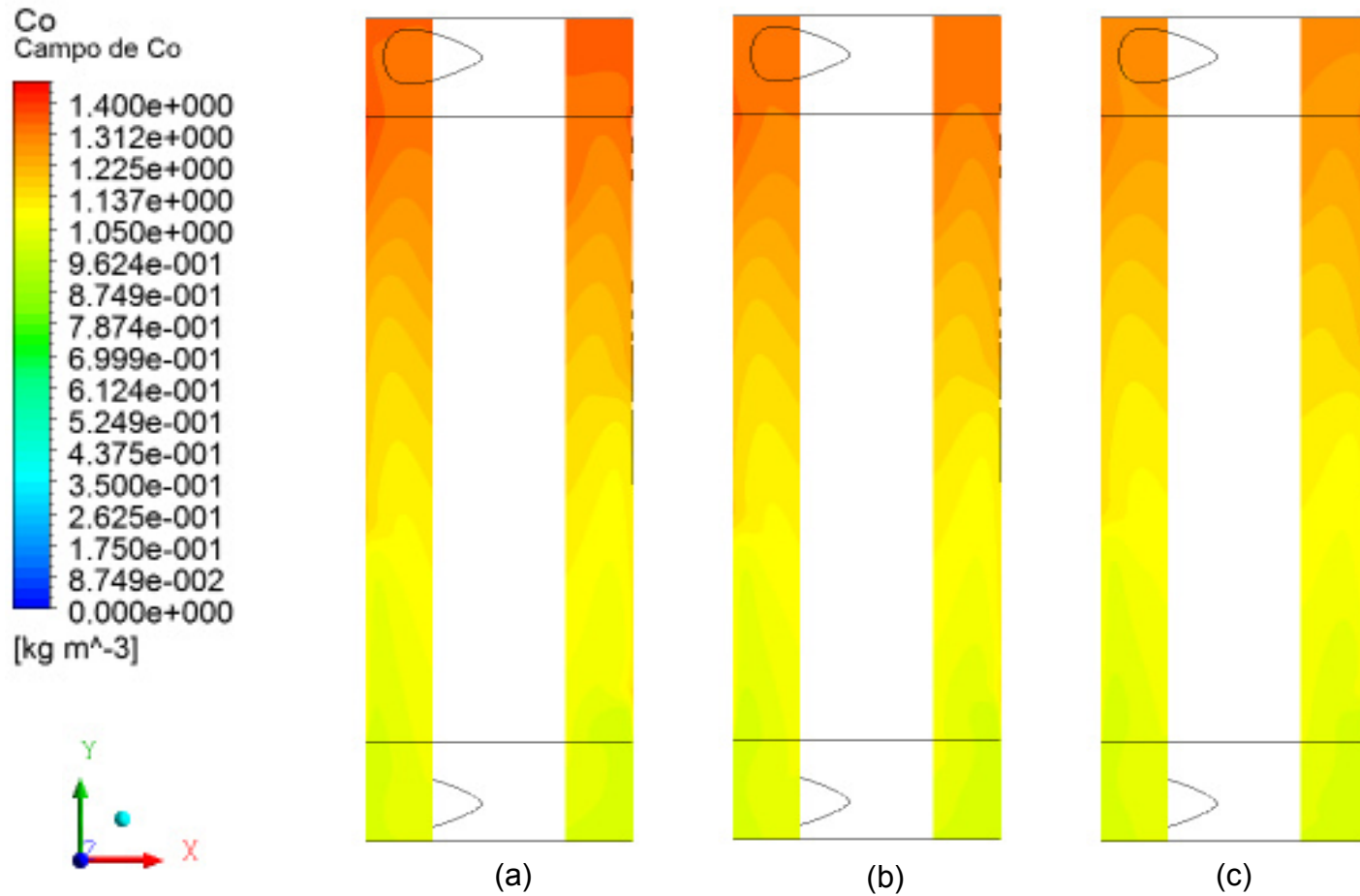


Figura 5.5: Campos de Concentração, no plano YZ, onde foi variada a viscosidade, (a) 1,0 Pa/s; (b) 1,1 Pa/s; (c) 1,4 Pa/s.

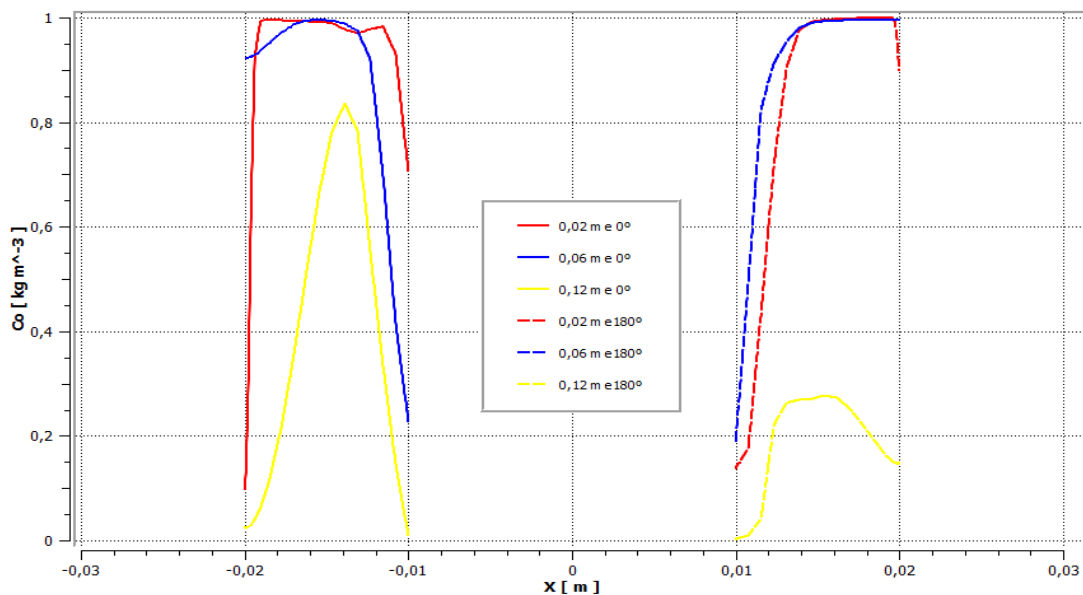


5.2 Perfis de Concentração e de Velocidade

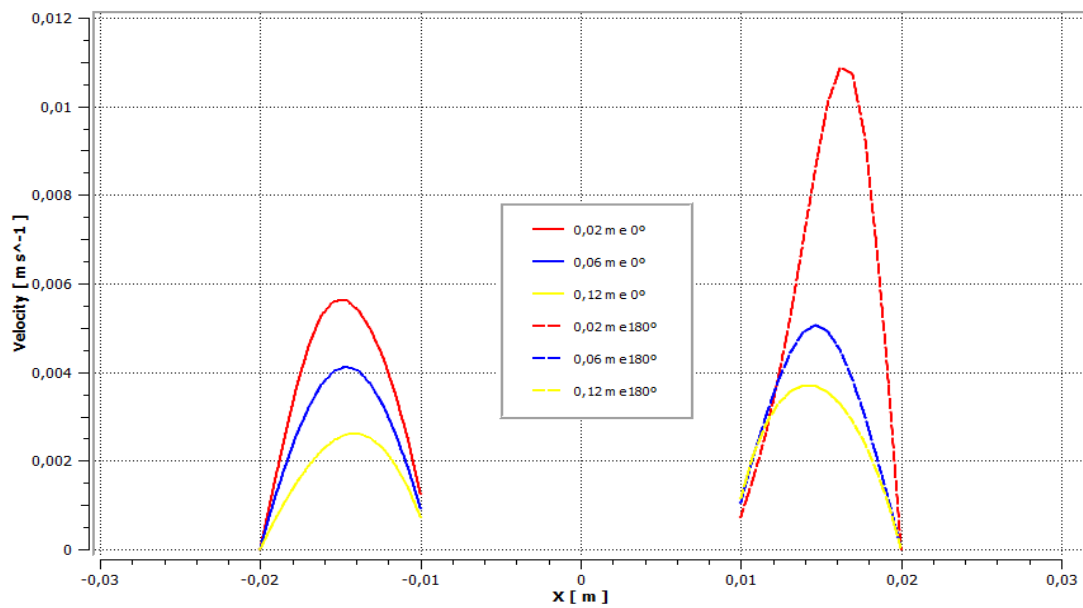
Os perfis de concentração e velocidade da mistura foram avaliados em função da vazão de alimentação, viscosidade da água e concentração inicial de óleo. Nas Figuras 5.6 a 5.9 estão representados os perfis, no plano XY, para quatro valores diferentes de vazão, como descrito na Tabela 5.1. Foram traçadas três linhas no plano, nas posições angulares $\theta = 0^\circ$ e 180° , em diferentes posições y ao longo do módulo (0,02 m; 0,06 m; 0,012 m).

Na Figura 5.6, que apresenta um menor valor para a vazão, observa-se que a medida que a mistura se aproxima da saída do módulo ($y = 0,12$ m), sua concentração diminui, e que na posição angular $\theta = 180^\circ$, este fenômeno pode ser melhor visualizado. O mesmo acontece para a velocidade da mistura, que diminui no sentido da saída do módulo. Na posição angular $\theta = 180^\circ$, observa-se que na linha mais próxima da entrada do tubo (0,02 m), a velocidade é maior. Isso acontece porque nessa região há uma diminuição da pressão, e menor resistência. Já nas linhas mais próximas a saída, observa-se uma queda na velocidade ao momento axial.

Figura 5.6: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b), campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 1,0$ Kg.m^{-3} ; $\mu = 1,1$ Pa.s ; $Q = 0,002$ Kg.s^{-1} .



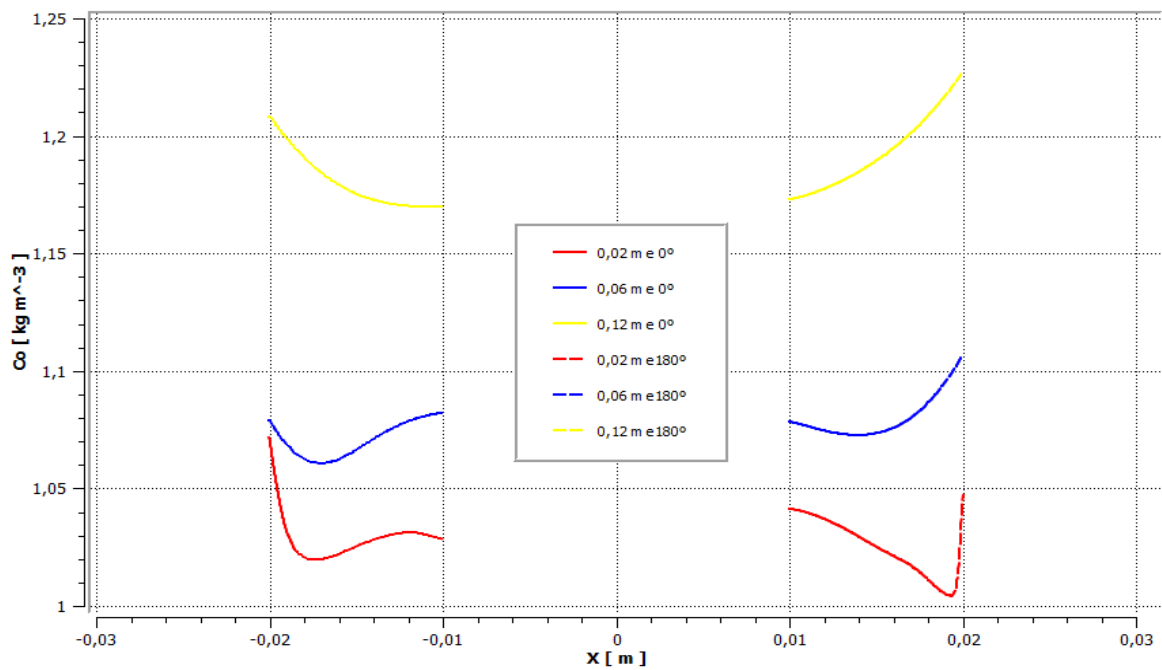
(a)



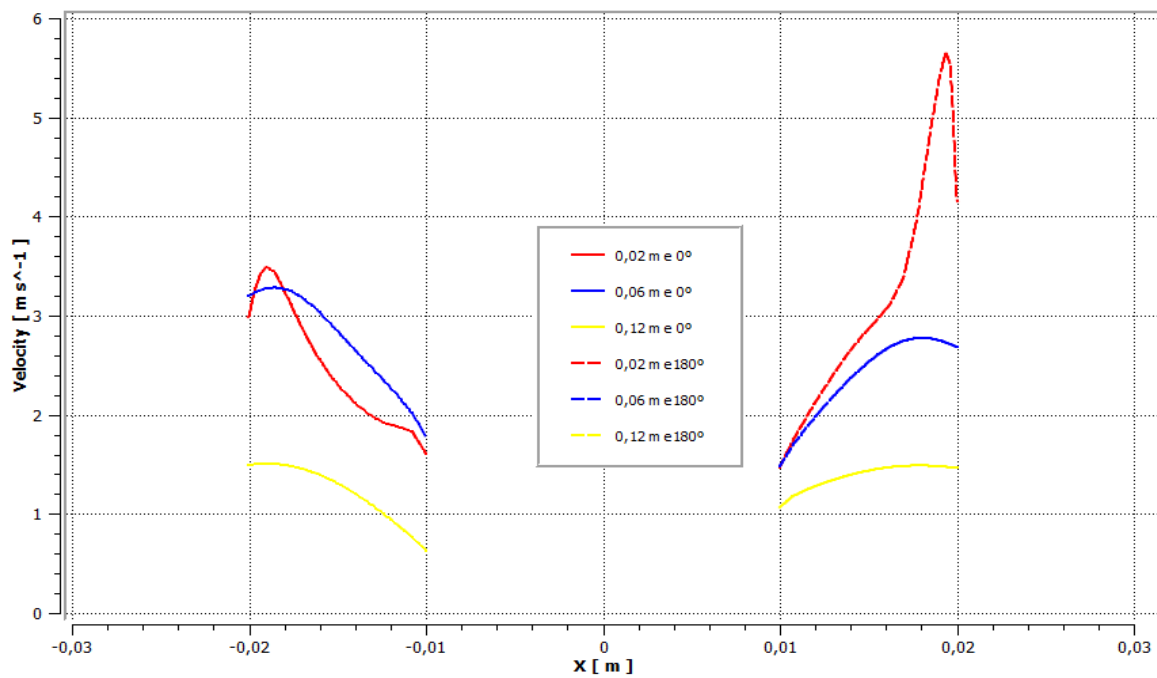
(b)

As Figuras 5.7, 5.8 e 5.9 ilustram os perfis de concentração e velocidade sobre o efeito da vazão. Estas apresentam comportamento semelhante, porém, com grandezas diferentes devido ao balanço de forças (força de arraste, centrífuga, pressão, peso e empuxe) e o equilíbrio fluidodinâmico, ou seja, momento axial, tangencial e radial.

Figura 5.7: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b), campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 1,0 \text{ Kg.m}^{-3}$; $\mu = 1,1 \text{ Pa.s}$; $Q = 0,05 \text{ Kg.s}^{-1}$

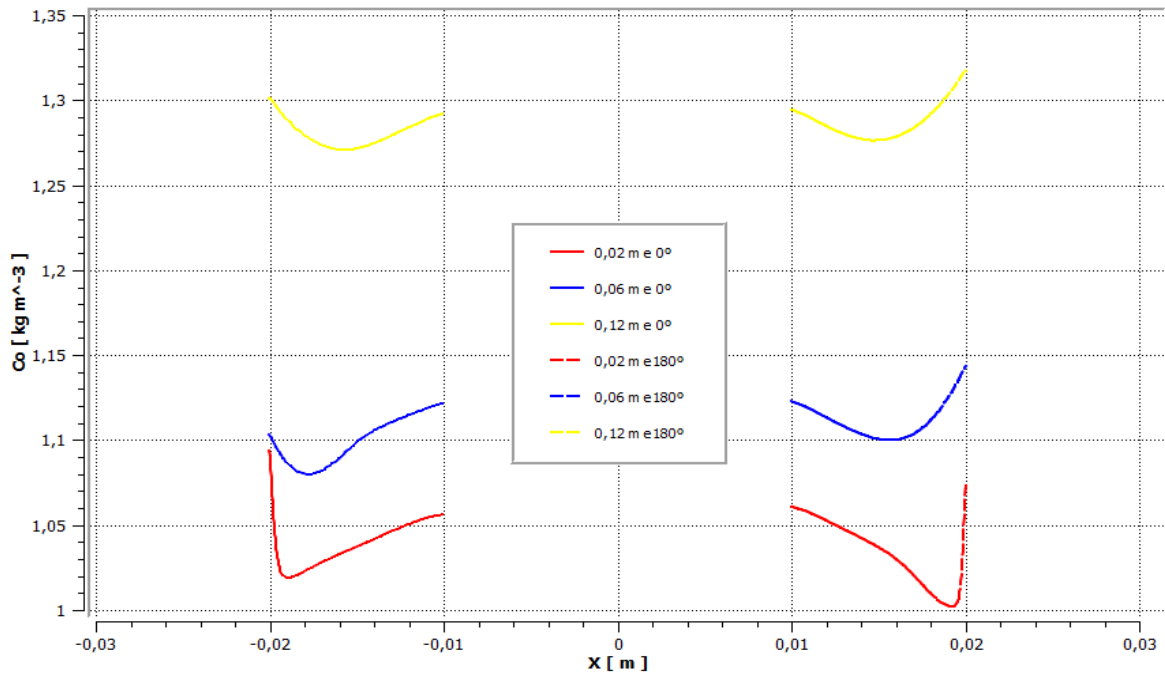


(a)

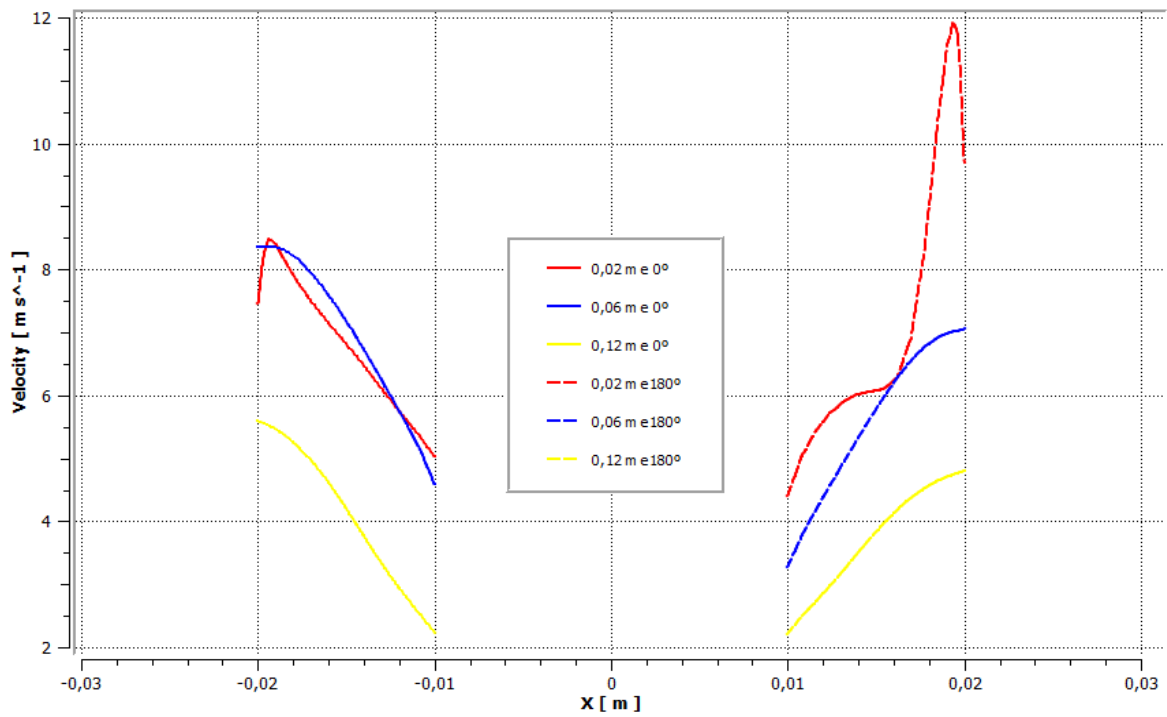


(b)

Figura 5.8: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b), campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$,; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_0 = 1,0 \text{ Kg.m}^{-3}$

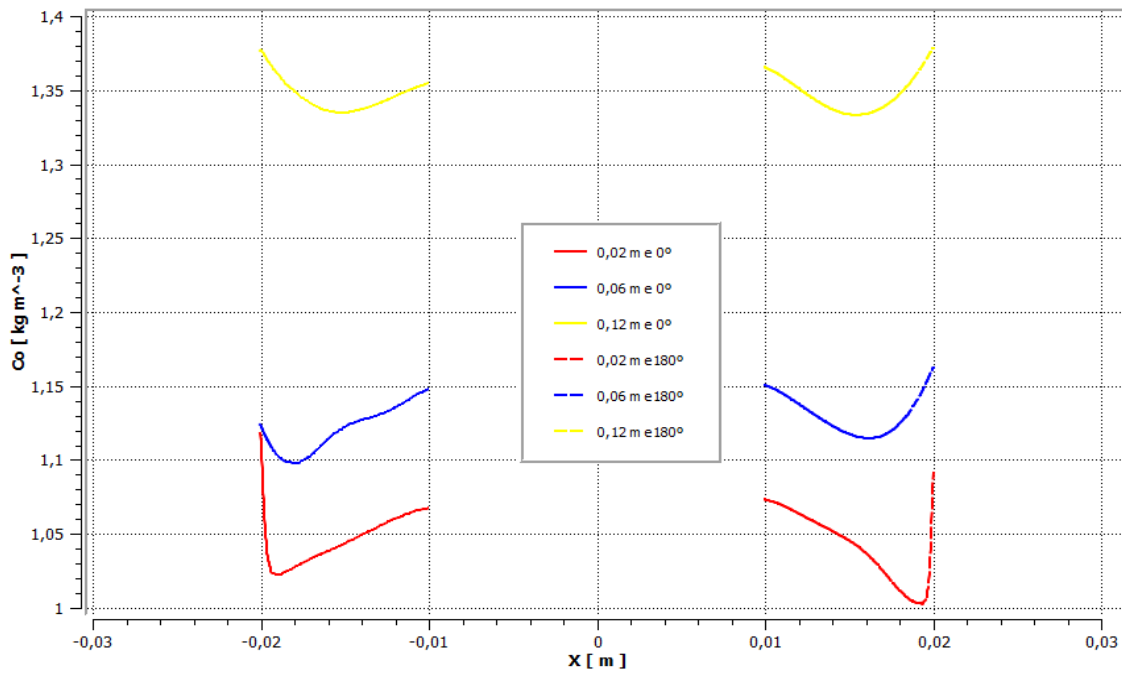


(a)

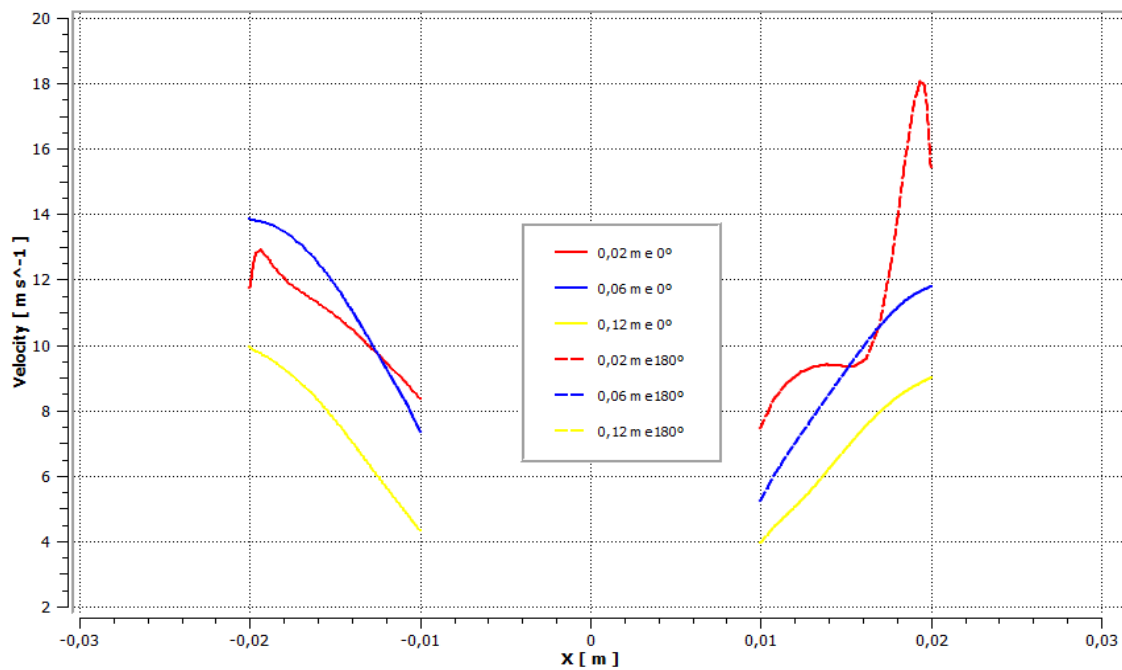


(b)

Figura 5.9: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b), campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 1,0 \text{ Kg.m}^{-3}$; $\mu = 1,0 \text{ Pa.s}$; $Q = 1,5 \text{ Kg.s}^{-1}$.



(a)

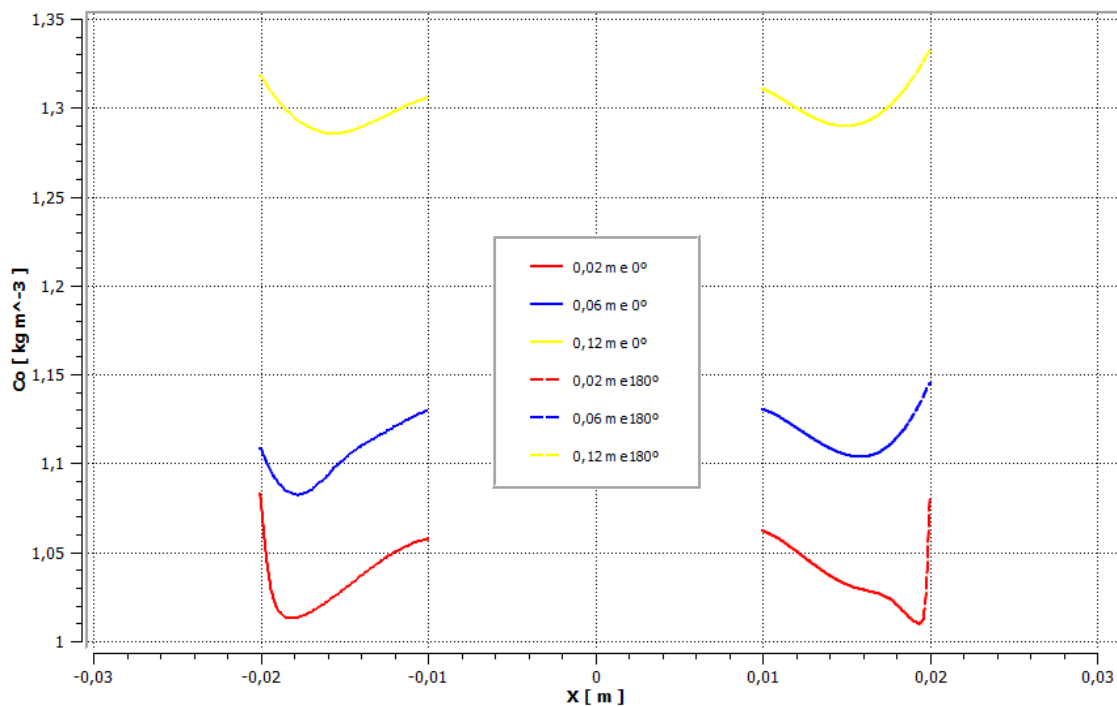


(b)

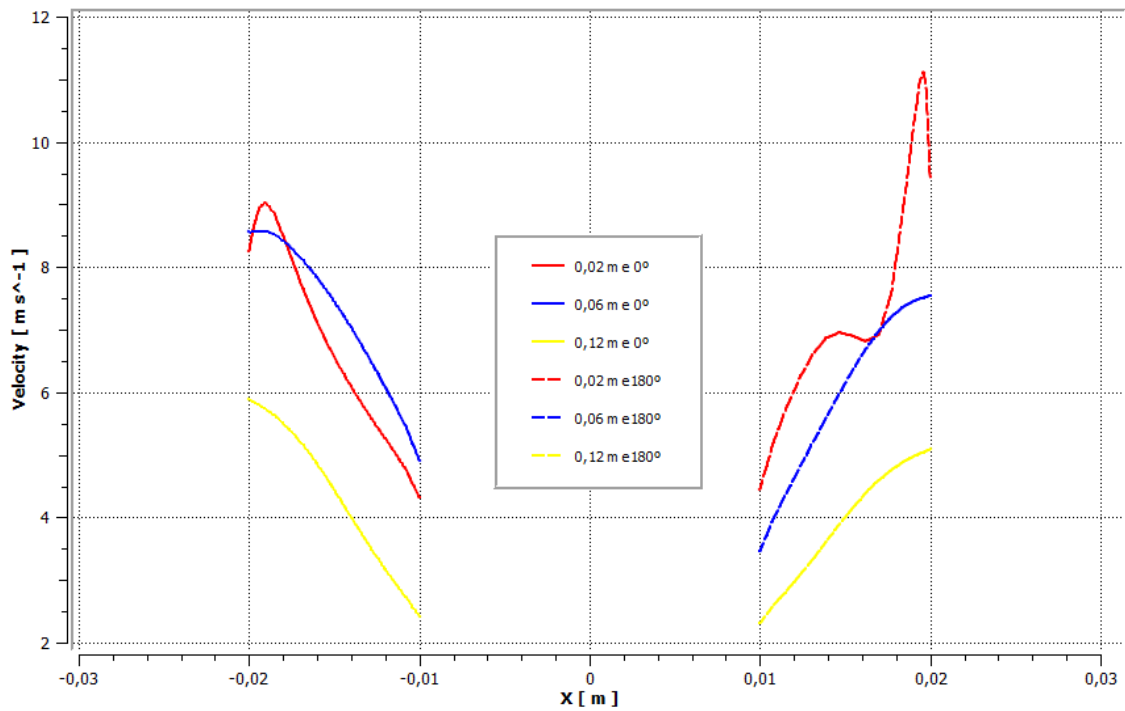
Nas Figuras 5.10 e 5.11 estão representados os perfis, no plano XY, para dois valores diferentes da viscosidade adotados, como mostrado na Tabela 5.2. Foram traçadas três linhas no plano, nas posições angulares $\theta = 0^\circ$ e 180° , em diferentes posições y ao longo do módulo (0,02 m; 0,06 m; 0,012 m).

O efeito viscoso não apresenta influência no comportamento dos perfis, pois ambos apresentam comportamentos semelhantes, mas com grandezas diferentes, assim como o da Figura 5.8 com $\mu = 1,1$. Isto pode ter acontecido em consequência da escolha das viscosidades e da vazão adotadas.

Figura 5.10: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b),, campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_0 = 1,0 \text{ Kg.m}^{-3}$; $\mu = 1,0 \text{ Pa.s}$; $Q = 1,0 \text{ Kg.s}^{-1}$

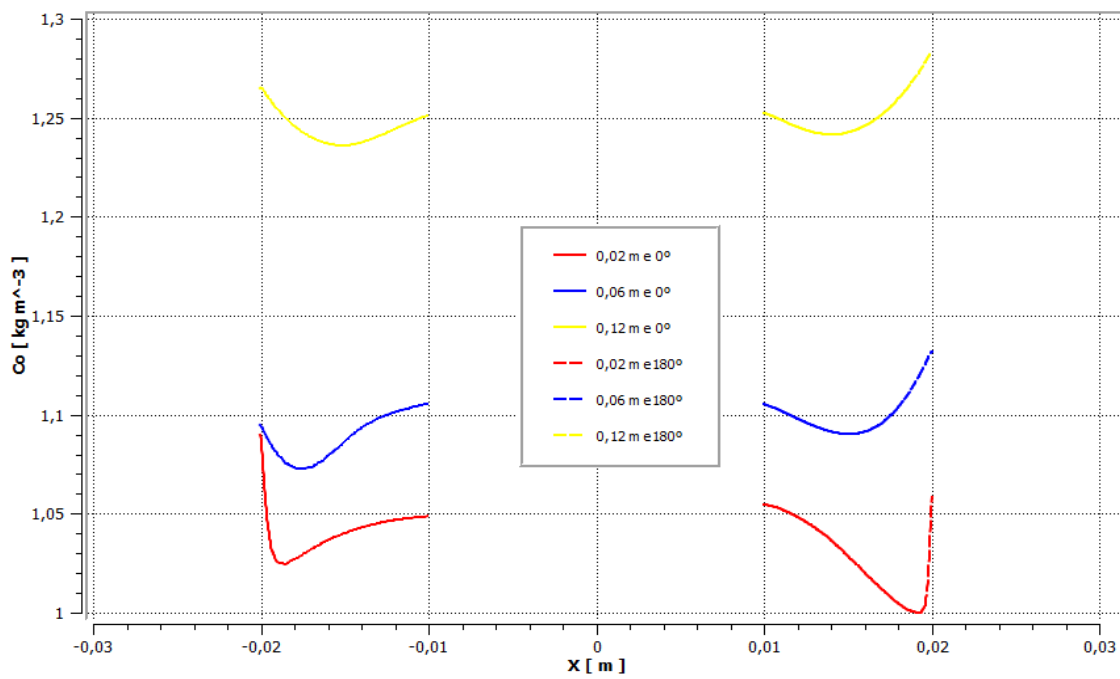


(a)

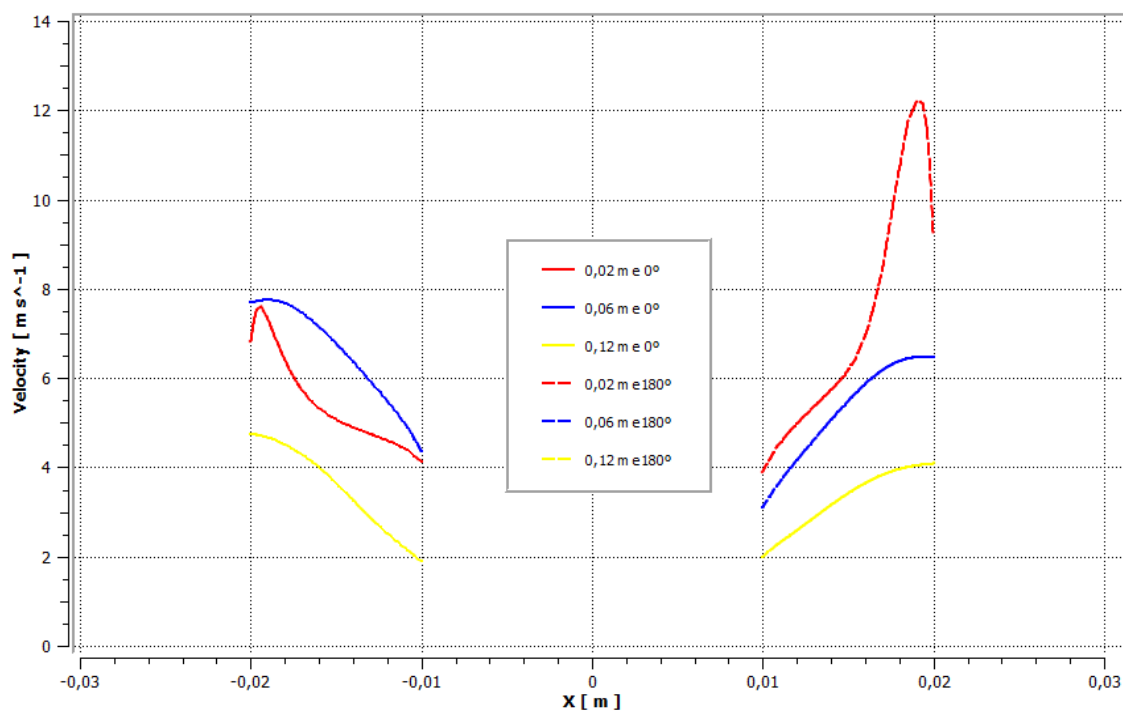


(b)

Figura 5.11: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b),, campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_0 = 1,0 \text{ Kg.m}^{-3}$; $\mu = 1,4 \text{ Pa.s}$; $Q = 1,0 \text{ Kg.s}^{-1}$



(a)



(b)

Nas Figuras 5.12 e 5.13 estão representados os perfis, no plano XY, para dois valores diferentes da concentração inicial, como destacado na Tabela 5.3. Foram traçadas três linhas no plano, nas posições angulares $\theta = 0^\circ$ e 180° , em diferentes posições y ao longo do módulo (0,02 m; 0,06 m; 0,12 m).

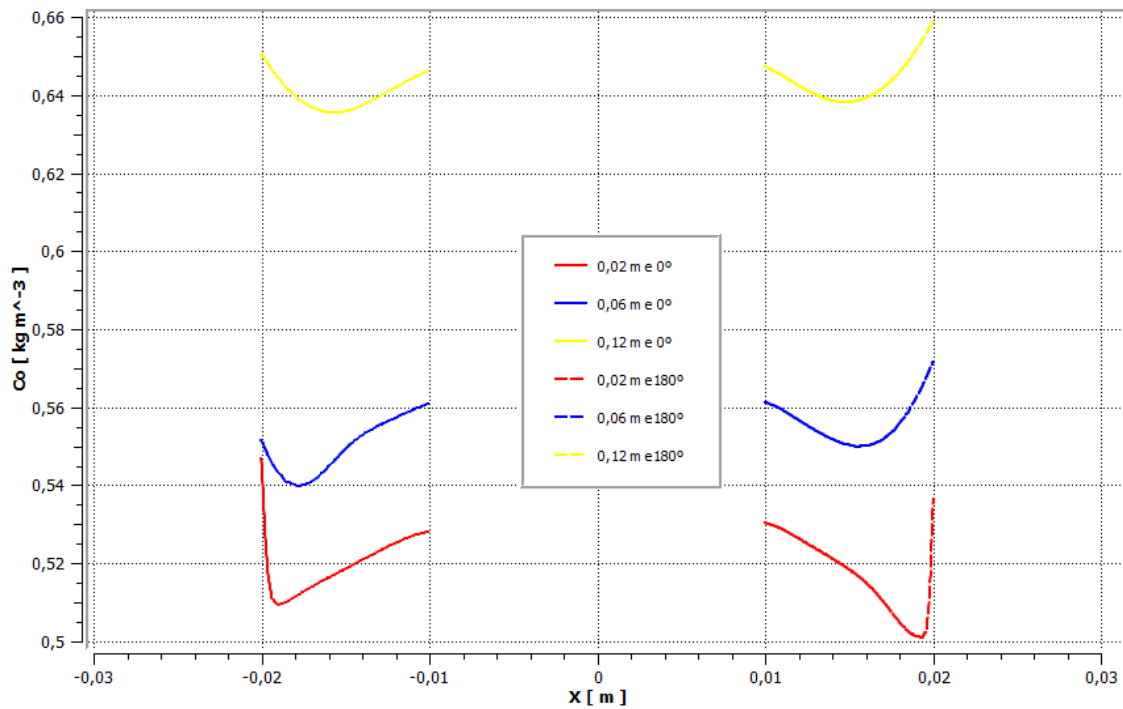
Tabela 5.3: Casos Rodados com alteração da concentração inicial.

Caso	$Q_{alimentação}$ $Kg. s^{-1}$	C_o $Kg. m^{-3}$	$\mu_{água}$ $(Pa. s)$
1	1,0	0,5	1,1
3	1,0	1,5	1,1

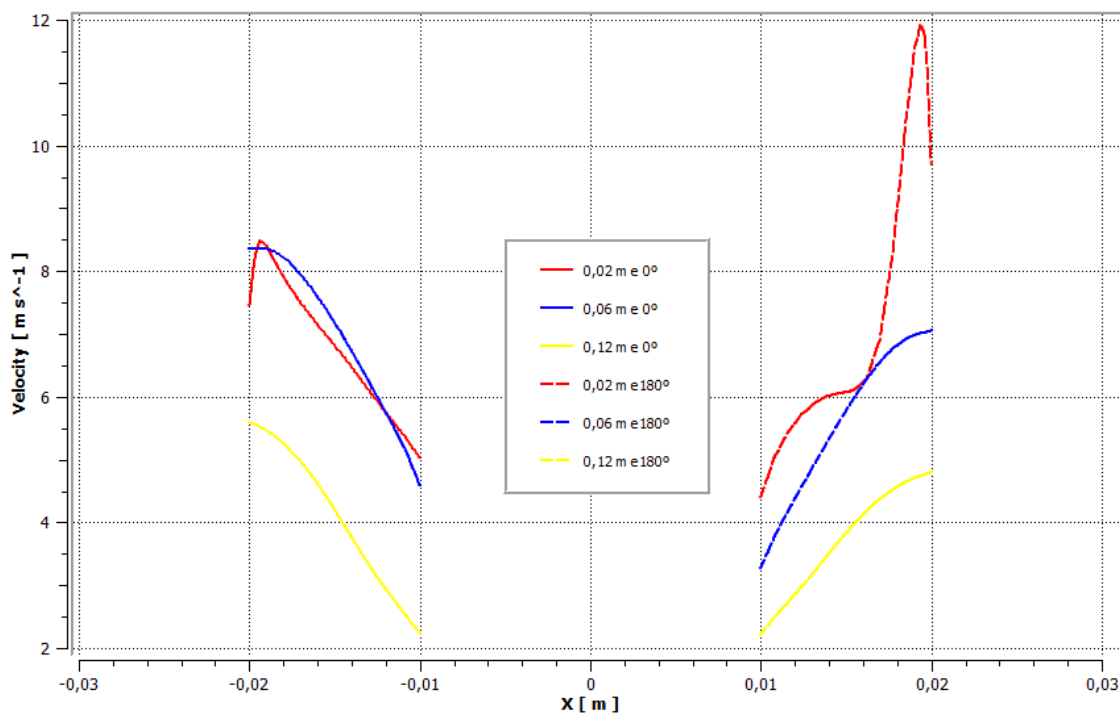
Fonte: Autor, 2016.

Variando a concentração inicial o que se observa é que não houve diferença significativa nos perfis de concentração e velocidade, mas sim nas grandezas, como na Figura 5.8, que apresenta $C_o = 1,0 \text{ kg/m}^3$.

Figure 5.12: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b), campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 0,5 \text{ Kg.m}^{-3}$; $\mu = 1,0 \text{ Pa.s}$; $Q = 1,0 \text{ Kg.s}^{-1}$.

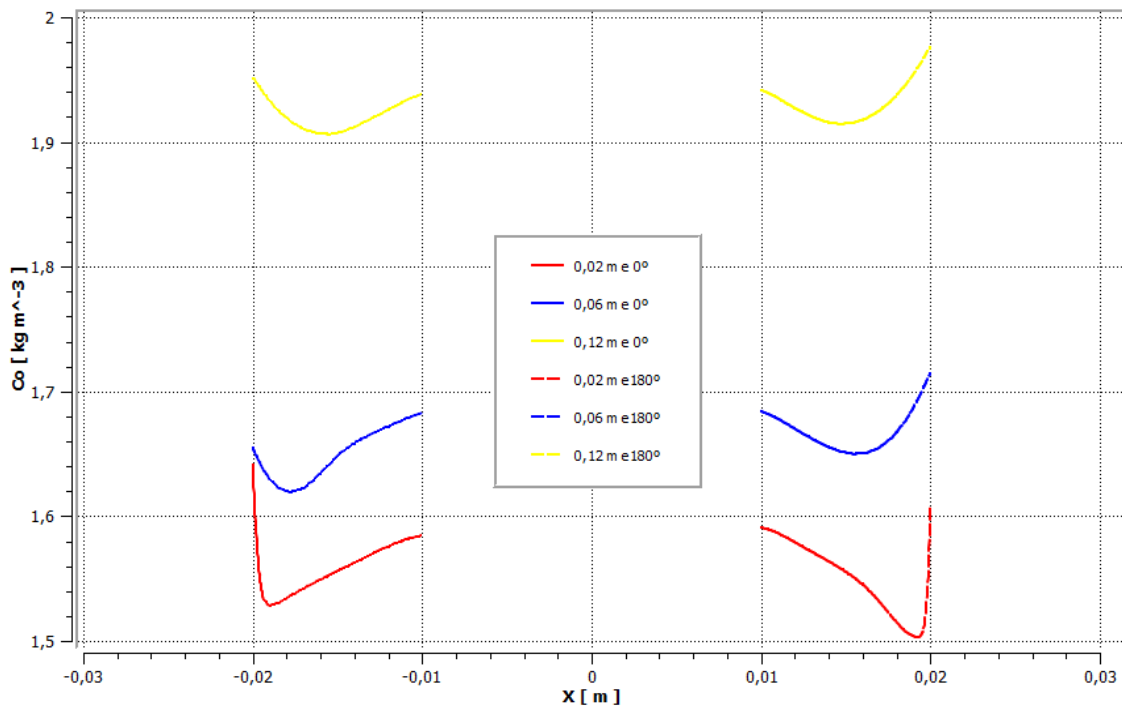


(a)

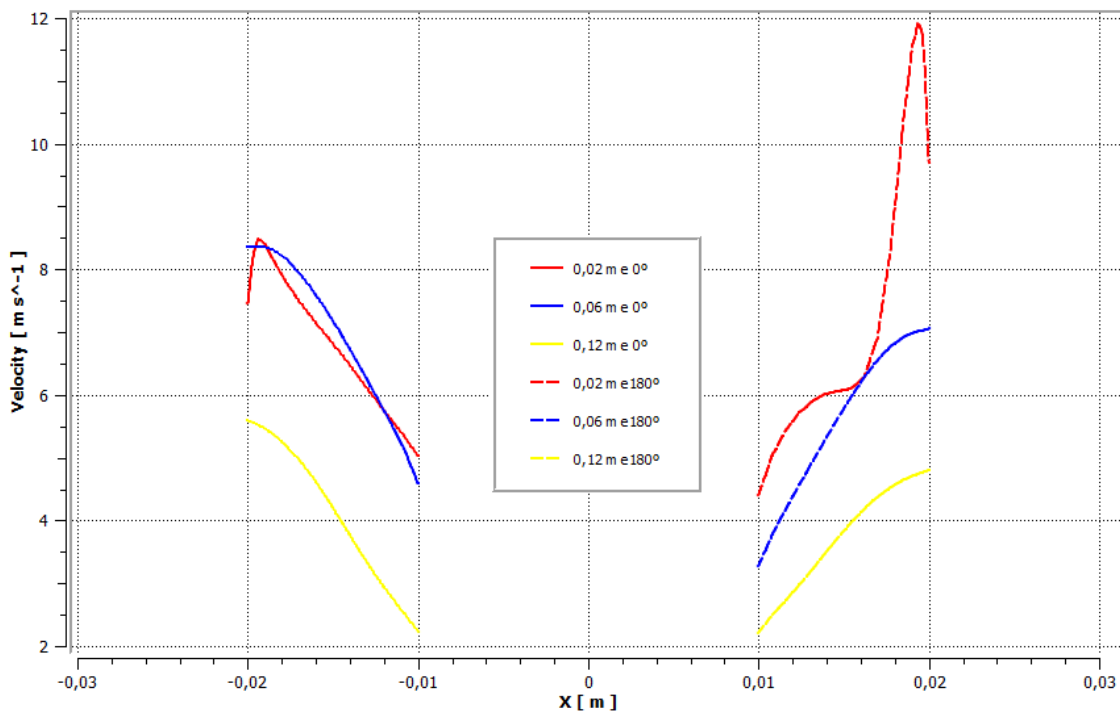


(b)

Figure 5.13: Perfil de Concentração (a) e de Velocidade (b), campo XY em $\theta = 0^\circ$ e 180° , para as posições $x = 0,02$; $x = 0,06$ e $x = 0,12$, com $C_o = 1,5$ Kg.m^{-3} ; $\mu = 1,0$ Pa.s ; $Q = 1,0$ Kg.s^{-1}



(a)



(b)

6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Os resultados da simulação do processo de filtração tangencial, no tratamento da mistura água/óleo, via membrana cerâmica, apresentaram os seguintes resultados:

- A modelagem matemática, através das equações de conservação da massa, momento linear e de transferência de massa, previu numericamente o processo de filtração tangencial via membrana cerâmica no tratamento de água produzida.
- Observou-se que em vazões muito baixas, há uma maior concentração de óleo próximo a membrana, e na saída do permeado essa concentração diminui. Quando há o aumento da vazão, o óleo fica disperso na mistura, sendo arrastado para a corrente de fluido, onde há a quebra da camada limite.
- Os efeitos viscosos não apresentaram diferenças significativas nos perfis de concentração e velocidade, que ser explicado pelos valores adotados da vazão e da viscosidade.
- Nos casos onde houve mudança da concentração inicial, também foi observado o mesmo comportamento nos perfis de concentração e velocidade, mas com grandezas diferentes.

7 REFERÊNCIAS

ARMOA, M. H.; JUNIOR, M. J. **Princípios e aplicações de processos de separação por membranas inorgânicas**. Ciência e Tecnologia: FATEC – JB, v.2, n.1, p. 80-97. Jaboticabal. 2011.

BRACEIRO, A. P. S. **Utilização da Tecnologia de Separação por Membranas na Reabilitação de Sistemas de Tratamento de Água**. Dissertação (Mestrado em Engenharia do Ambiente) . Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa, Lisboa. 2014.

BAKER, R. W., **Membrane technology and applications**, Inc. Menlo Park, California 2nd edition, John Wiley & Sons Ltd, 2004. 568p.

CHEREMISINOFF, N. P. **Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies**. Butterworth-Heinemann, USA, 2002.

CAMPOS, W. K. S. *et. al.* **Estudo sobre as principais tecnologias para tratamento da água produzida**. Cadernos de Graduação – Ciências Exatas e Tecnologias. Sergipe. v.1, n.15, p. 141-152. 2012.

CUNHA, A.L. **Tratamento de efluentes da Indústria de Petróleo via membranas cerâmicas: Modelagem e Simulação**. Tese (Doutorado em Engenharia de Processos) – Centro de Ciências e Tecnologia da Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, Paraíba. 2014.

DACANAL, M. **Tratamento de Lixiviado através de filtro anaeróbio associado a membrana de microfiltração**. Dissertação (Mestrado em Materiais) – Universidade de Caxias do Sul, Caxias do Sul. 2006.

DIEL, **Caracterização Funcional de Membranas Cerâmicas de Micro e Ultrafiltração**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) . Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre. 2010.

FLORIDO, P. L. **Tratamento de Efluente de Refinaria pelo processo combinado de adsorção em carvão ativado e biorreator com membranas**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) . Universidade Federal do Rio de

Janeiro, Rio de Janeiro, 2011.

HABERT, A. C.; BORGES, C. P.; NOBREGA, R., **Processos de separação por membranas**. E-papers, 181 p. 2006.

LAUTENSCHLAGER, S. R.; FERREIRA FILHO, S. S.; PEREIRA, O., **Mathematical modeling and operational optimization of ultrafiltration membrane processes**, Engenharia Sanitária Ambiental 14, 215–222, 2009. .

MACEDO, V. A. **Tratamento de água de produção de petróleo através de membranas e processos oxidativos avançados**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade de São Paulo, Lorena. 2009.

MORANDI, C. G. **Síntese, caracterização e otimização de membranas poliméricas adsorventes para a remoção de disruptores endócrinos de águas residuais**. TCC (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2011.

MOTTA, A. R. P. *et al.* **Tratamento de água produzida de petróleo para remoção de óleo por processos de separação com membranas: revisão**. Engenharia Sanitária e Ambiental, v.18, n.1, p. 15-26. 2013.

MULDER, M., **Basic principles of membrane technology**, 2nd Edition. Kluwer Academic Publishers, Netherlands, 1996.

NOBREGA, R; GARCIA, M. E. F; HABERT, A. C. **Síntese e caracterização de membranas poliméricas para uso da desidratação de etanol por evaporação**. Polímeros: Ciência e Tecnologia, v.1, p. 18-26. 1991.

OLIVEIRA, K. O. **Estudo da extração de cobre utilizando contactores por membranas como alternativa ao processo convencional de extração por solvente**. Tese (Doutorado) - Universidade Federal do Pará, Pará. 2013.

OLIVEIRA, T. F. **Tratamento de água para abastecimento público por sistema de separação por membrana de ultrafiltração: estudo de caso na ETA Alto da Boa Vista (São Paulo, SP)**. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo. 2010.

PEISINO, A. L. **Membranas anisotrópicas densas para a remoção de CO₂ e H₂S do gás natural**. 111 p. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2009.

SANTOS, J. S.; MACIEL, L. G.; SEIXAS, V. N. C. **Processo de separação por membrana (PSM): Aplicação da Tecnologia na Indústria Láctea**. DESAFIOS: Revista Interdisciplinar da Universidade Federal de Tocantins, v.1, n. 01, p. 208-225. 2014.

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

SOARES, T. M. et al. **Destinação de águas residuárias provenientes do processo de dessalinização por osmose reversa**. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v.10, n.3, p. 730-737. 2005.

SOUZA, J. S. **Estudo teórico do processo de microfiltração em membranas cerâmicas**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Centro de Ciências e Tecnologia da Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, Paraíba. 2014.

TRINDADE, R. S. **Caracterização de membranas poliméricas aplicadas ao processo de microfiltração**. Trabalho de Conclusão de Curso para obtenção do grau de Engenharia de Materiais - Escola de Engenharia. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre. 2010.