



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
DOUTORADO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS



ESTUDO TEÓRICO DO PROCESSO DE MICROFILTRAÇÃO EM MEMBRANAS CERÂMICAS

TESE DE DOUTORADO

Josedite Saraiva de Souza

Campina Grande – Paraíba
Fevereiro de 2014



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
DOUTORADO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS



ESTUDO TEÓRICO DO PROCESSO DE MICROFILTRAÇÃO EM MEMBRANAS CERÂMICAS

Josedite Saraiva de Souza

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
Fevereiro de 2014

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

S729e Souza, Josedite Saraiva de.
Estudo teórico do processo de microfiltração em membranas cerâmicas / Josedite Saraiva de Souza. – Campina Grande, 2014.
134 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. Membrana Cerâmica. 2. Transferência de Massa 3. Fluidodinâmica Computacional. I. Farias Neto, Severino Rodrigues II. Lima, Antonio Gilson Barbosa III. Título.

CDU 666.3-187(043)

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA TESE DE DOUTORADO DE **JOSEDITE SARAIVA DE SOUZA** 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 24 de fevereiro de 2014.



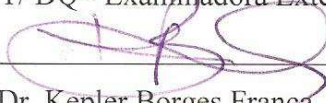
Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto
UFCG/CCT/UAEQ - Orientador



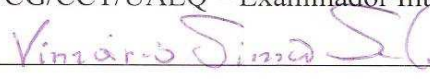
Prof. Dr. Antonio Gilson Barbosa de Lima
UFCG/CCT/UAEM - Orientador



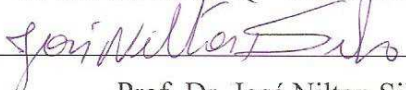
Prof^a. Dr. Djane de Fátima Oliveira
UEPB/CCT/ DQ - Examinadora Externa



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



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



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

*Dedico esta conquista aos meus amados filhos
Karlos Eduardo Saraiva & Karla Saraiva, que
vieram ensinar-me o significado do AMOR,*

*Aos meus pais José Saraiva e Deoclecia,
pelas incansáveis horas de dedicação e apoio
durante a realização desse sonho;*

*Ao meu esposo Adjair, incondicional
companheiro onde encontro meu equilíbrio.*

*“Consagre ao Senhor tudo o que você faz,
e os seus projetos serão bem-sucedidos.”*

(Provérbios 16:3)

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao Senhor nosso Deus, pois por sua bondade e permissão essa Tese foi bem sucedida, por isso ele é digno de toda honra e glória.

Ao Professor, orientador e grande amigo Severino Rodrigues de Farias Neto, pelo conhecimento transmitido, apoio e orientação prestada ao longo da realização deste trabalho.

Ao programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, em especial coordenador, e orientador Antonio Gilson Barbosa de Lima, que incentivou e acreditou neste trabalho de pesquisa através do Projeto “Modelagem e simulação avançada do processo de micro-filtração de águas cotaminadas via membrana cerâmica MCT/CNPq/CT-Hidro No 22/2009 em foi custeado boa parte desse trabalho.

Aos Professores Doutores Djane de Fátima, Kepler Borge, Vimário Simões e José Nilton por fazerem parte da banca examinadora dando a sua contribuição para a realização desse trabalho.

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 Enivaldo, Acto, Tássia e Helton pelo trabalho em conjunto utilizando membranas que culminou em vários artigos publicados.

Aos meus Pais José Saraiva e Deoclecia por todos os valores ensinados ao longo da minha vida, embora com pouco estudo sempre me incentivaram, apoiaram e acreditaram em mim, na realização desse trabalho.

Ao meu esposo, amigo, irmão, confidente e companheiro Adjair Pereira, como você sabe bem foi difícil, mas com sua preciosa ajuda e dedicação foi possível a realização desse sonho.

Um agradecimento especial aos meus amados filhos Karlos Eduardo Saraiva da Silva e Karla Saraiva da Silva, que Deus me emprestou para que eu pudesse aprendesse mais sobre o verdadeiro amor.

A minha sogra D. Geni por toda a sua dedicação, amor e carinho.

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

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	10
LISTA DE TABELAS	14
LISTA DE SIMBOLOS	15
RESUMO	18
ABSTRACT	19
1. INTRODUÇÃO	20
1.1. OBJETIVOS	22
1.1.1. Objetivo Geral	22
1.1.2. Objetivos Específicos	22
2. REFERENCIAL TEÓRICO	23
2.1. Água produzida.....	23
2.2. Tecnologias e processos para tratamento de água produzida	24
2.2.1. Coagulação	24
2.2.2. Floculação.....	25
2.2.3. Flotação.....	25
2.2.4. Sedimentação/decantação	26
2.2.5. Adsorção	26
2.2.6. Hidrociclone/ciclone.....	26
2.2.7. Filtração	28
2.3. Membranas	28
2.3.1. Princípio de funcionamento.....	28
2.3.2. Aspectos históricos e mercadológicos	30
2.3.3. Tipos e configurações das membranas	32
2.3.3.1. Módulo de fibra oca.....	34
2.3.3.2. Módulo placa/quadro	36
2.3.3.3. Módulo espiral	37
2.3.3.4. Módulo tubular	38
2.4. Mecanismo de escoamento	39
2.4.1. Retenção de fluidos (suspensões) na membrana	39
2.4.2. Permeação e difusão	48
2.4.3. Relação entre permeabilidade, resistência e espessura da membrana	48

2.4.4.	Retenção da água pura no meio poroso (membrana).....	57
2.5.	Separação por membranas: Estado da arte	60
3.	METODOLOGIA.....	70
3.1.	Descrição do problema	70
3.1.1.	Módulo com membrana tubular.....	70
3.1.1.1.	Geração da malha	71
3.2.	Modelagem Matemática	74
3.2.1.	Modelo geral.....	74
3.2.2.	Condições de contorno	76
3.2.2.1.	Modulo de microfiltração tubular bidimensional	77
3.2.2.2.	Modulo de microfiltração casco/tubo membrana tubular tridimensional....	78
3.3.	Casos estudados	80
4.	RESULTADOS E DISCURSSÃO.....	83
4.1.	Membrana tubular bidimensional	83
4.1.1.	Espessura da camada limite	83
4.1.2.	Perfil de concentração adimensional	87
4.1.3.	Perfil de velocidade	94
4.1.4.	Efeito da permeabilidade	95
4.1.5.	Campo de pressão	96
4.2.	Análise tridimensional casco/membrana tubular.....	98
4.2.1.	Campo de pressão	99
4.2.2.	Campo de concentração	101
4.2.3.	Vetor velocidade.....	112
4.2.4.	Linhas de fluxo	117
4.2.5.	Espessura da camada limite tridimensional	118
5.	CONCLUSÕES	127
6.	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	128

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Produção global de água produzida com estimativa para 2015.....	23
Figura 2.2 - Esquema simplificado de tratamento água/óleo, sistema hidrociclone e módulo membrana tubular em série.....	27
Figura 2.3 - Balanço de forças sobre uma partícula depositada na superfície da membrana (a), e camada limite de polarização por concentração (b).....	29
Figura 2.4 - Valores do mercado global para microfiltração, com projeção até 2015.	30
Figura 2.5 - Aplicações de membrana nos diversos setores.	31
Figura 2.6 - Custo relativo para recuperação de hidrogênio na hidrodessulfurização utilizando membranas.....	32
Figura 2.7 - Módulos de Fibra Oca para pressão (a) 150 psig e (b) até 1000 psig.....	35
Figura 2.8 - Módulo placa/quadro.	36
Figura 2.9 - Módulo espiral.	37
Figura 2.10 - Módulo tubular tipicamente para membranas de micro e ultrafiltração.	38
Figura 2.11 - Diferentes resistências ao transporte através da membrana em processos utilizando a pressão como força motriz.....	43
Figura 2.12 - Esquema do transporte de massa na membrana: (a) membrana em 3D (b) ampliação da membrana no plano YX.	44
Figura 2.13 - Modelo de transferência de massa no interior da membrana.....	47
Figura 2.14 - Escoamento convectivo e difusivo na membrana porosa e densa respectivamente.	47
Figura 2.15 - Perfil de concentração através da membrana.....	49
Figura 2.16 - Permeabilidade em função da espessura da membrana.	51
Figura 2.17 - Regra do bloqueio de poros.	52
Figura 2.18 - (a) Fluxo de permeado (b) Resistência em função do tempo.....	53
Figura 2.19 - Fluxo de permeado em função da pressão transmembrana à velocidade de 0.216 m s^{-1} para a concentração inicial de dextran T500 igual a 8 g L^{-1} (a) e 1 g L^{-1} (b).....	54
Figura 2.20 - Efeito do comprimento da membrana em relação (a) ao fluxo de permeado e (b) a espessura da camada limite local ($C_o=8 \text{ g L}^{-1}$, $V_o=0,216 \text{ m s}^{-1}$, $P= 4,9 \times 10^5 \text{ Pa}$).....	56
Figura 2.21 - Resistencia em função do (a) raio médio do poro e (b) do desvio padrão adimensional.....	57
Figura 2.22 - Volume de filtrado acumulado em função do tempo.....	59
Figura 2.23 - Fluxo de água pura em função da pressão aplicada.....	60
Figura 2.24 - Distribuição do diâmetro da gota da emulsão água/óleo na alimentação.	61
Figura 2.25 - Perfil de velocidade do escoamento de fluido através do canal de um módulo de membrana em (a) regime laminar e (b) em regime turbulento.....	64
Figura 2.26 - Esquema do escoamento através do meio poroso.....	65
Figura 2.27 - Permeabilidade como função linear do tempo após a retrolavagem.	66
Figura 2.28 - Ilustração da gota de óleo na entrada do poro da membrana.....	67
Figura 3.1 - Geometria representativa do domínio de estudo bidimensional.....	70
Figura 3.2 - Malha bidimensional-2D com 77.961 elementos (I), detalhes das regiões de:(II) entrada e (III) saída.....	71

Figura 3.3 - Representação geométrica do módulo de permeação para diferentes espaços anular e dutos de entrada e saída.	72
Figura 3.4 - Malha estruturada tridimensional para diferentes espaços anular e dutos de entrada e saída (a) e vista superior da malha (b) detalhe do refino no eixo central (c).	73
Figura 3.5 - Divisão do domínio em blocos: (I) visualização das curvas e vértices; (II) visualização frontal dos blocos no dispositivo.	74
Figura 3.6 - Representação esquemática da membrana bidimensional.	76
Figura 3.7 - Representação geométrica do módulo de permeação tridimensional.	76
Figura 4.1 - Espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z. ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=300$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	83
Figura 4.2 - Espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z. ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=600$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	84
Figura 4.3 - Espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z. ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	84
Figura 4.4 - Comparação da espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z. ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=300$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	85
Figura 4.5 - Comparação da espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z. ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=600$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	85
Figura 4.6 - Comparação da espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z. ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	86
Figura 4.7 - Espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z, para diferentes Sc ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Re_w=0,1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	87
Figura 4.8 - Perfil de concentração radial em $z/L=0,5$. ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=600$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	88
Figura 4.9 - Perfil de concentração radial em $z/L=0,5$. ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	88
Figura 4.10 - Perfil de concentração em função da coordenada radial para diferentes posições z e número de Reynolds igual a (a) 300 e (b) 1000 ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$; $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, $Sc=1000$, $Re_w=0,1$).	89
Figura 4.11 - Perfil de concentração radial ao longo da coordenada z. ($Re=1000$, $C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$; $Sc=1000$, $Re_w=0,1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	90
Figura 4.12 - Concentração na parede permeável $y=R$ em função da coordenada radial $z/L=0,5$, para diferentes Re ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$; $Sc=1000$, $Re_w=0,1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	90
Figura 4.13 - Concentração em função da coordenada radial adimensional para diferentes números de Schmidt. ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$; $Re=1000$, $Re_w=0,1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	91
Figura 4.14 - Perfil de concentração adimensional em função da posição z, em Sc iguais a 1000, 2000 e 3000 respectivamente e comprimento igual a (a) 1 m e (b) 3 m ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$; $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, $Re=1000$ e $Re_w=0,1$).	92
Figura 4.15 - Campo de concentração de soluto na superfície da membrana ao longo da coordenada axial z para Reynolds (a) 300, (b) 600 e (c) 1000 ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	93
Figura 4.16 - Perfis de velocidade axial em relação posição radial ao longo do comprimento L. ($C_0=1 \text{ kg/m}^3$; $Re=300$, $Sc=1000$, $Re_w=0,1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	94

Figura 4.17 - Perfis de velocidade radial em relação posição radial ao longo do comprimento L. ($C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$; $Re=300$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	95
Figura 4.18 - Concentração na parede permeável $y=R$ em função do comprimento adimensional na direção axial para diferentes permeabilidades ($C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re =1000$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$).	96
Figura 4.19 - Campo de pressão bidimensional sobre o plano longitudinal YZ em $x=0$, com $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re=600$, $Re_w=0,1$ e (a) $K=1 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ (b) $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$	97
Figura 4.20 - Campo de pressão bidimensional sobre o plano longitudinal YZ em $x=0$, com $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re=1000$, $Re_w=0,1$ e (a) $K=1 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ (b) $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$	98
Figura 4.21 - Campo de pressão no plano xy em $z= 0,03; 0,07; 0,12 \text{ m}$ (I) $Re=300$ e (II) $Re=1000$ ($De=60\text{mm}$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	99
Figura 4.22 - Campo de pressão no plano xy em $z= 0,03; 0,07; 0,12 \text{ m}$ (I) $K=1 \times 10^{-8}$ e (II) $K=1 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ($De=60\text{mm}$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=300$, $Sc=1000$ e $Re_w=0.1$).	100
Figura 4.23 - Campo de pressão no plano xy em $z= 0,03; 0,07; 0,12 \text{ m}$ (I) $K=1 \times 10^{-8}$ e (II) $K=1 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ ($De=60\text{mm}$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $Re_w=0.1$).	101
Figura 4.24 - Campo de concentração no plano $x = 0$ para diferentes espaços anular (I) 100 mm (II) 60 mm e (III) 40 mm e (IV) 40 mm e duto de entrada reduzido a $\frac{1}{2}$ ($K = 1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re = 600$, $Sc = 1000$, $Re_w = 0.1$).	103
Figura 4.25 - Campo de concentração no plano yz para diferentes números de Reynolds iguais a 600 e 1000 ($De=40 \text{ mm}$, $C_0= 1 \text{ kg m}^3$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	104
Figura 4.26 - Campo de concentração no plano yz para diferentes números de Reynolds iguais a 600 e 1000 ($De=40 \text{ mm}$, $C_0= 1 \text{ kg m}^3$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	105
Figura 4.27 – Representação do coeficiente de rejeição de soluto em função do número de Reynolds para os módulos II, III e IV.	106
Figura 4.28 - Campo de concentração: (I) contornos, (II) plano yz ($De=100 \text{ mm}$, $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$).	107
Figura 4.29 - Campo de concentração: (I) contornos, (II) plano yz ($De=60 \text{ mm}$, $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$).	107
Figura 4.30 - Campo de concentração: (I) contornos, (II) plano yz ($De=40 \text{ mm}$, $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$).	108
Figura 4.31 - Campo de concentração: (I) contornos, (II) plano yz ($De=40 \text{ mm}$, $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$).	108
Figura 4.32 - Campo de concentração no plano yz para diferentes números de Schmidt ($De=60 \text{ mm}$, $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Re_w=0.1$)	109
Figura 4.33 - Coeficiente de rejeição de soluto em função Número de Schmidt (Módulo II) ($C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	110
Figura 4.34 - Perfil de concentração no plano yz para o espaço anular de $De= 100 \text{ mm}$ ($V_o=5 \times 10^{-4} \text{ m s}^{-1}$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	110
Figura 4.35 - Perfil de concentração no plano yz para o espaço anular de $De= 60 \text{ mm}$ ($V_o=5 \times 10^{-4} \text{ m s}^{-1}$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	111
Figura 4.36 - Perfil de concentração no plano yz para o espaço anular de $De= 40 \text{ mm}$ ($V_o=5 \times 10^{-4} \text{ m s}^{-1}$, $C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	111
Figura 4.37 - Concentração de óleo no permeado em função da concentração inicial. ($Re=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).	112

Figura 4.38 - Vetor velocidade sob o plano yz para diferentes espaços anular e número de Reynolds igual a 1000 ($C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	114
Figura 4.39 - Efeito do espaço anular e do duto (de entrada e saída) no vetor velocidade no plano xy em diferentes posições do módulo de separação para número de Reynolds igual a 300 ($C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	115
Figura 4.40 - Vetor velocidade no plano yz do módulo casco/membrana tubular para diferentes velocidades de entrada ($C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	116
Figura 4.41 - Linhas de fluxo no módulo com a parede interna: (I) não permeável e (II) permeável. ($5\times 10^{-4}\text{ m s}^{-1}$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	117
Figura 4.42 - Linhas de fluxo para diferentes velocidades de entrada (I) $5\times 10^{-4}\text{ m s}^{-1}$, (II) $0,376\text{ m s}^{-1}$ e (III) $1,253\text{ m s}^{-1}$ ($C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	118
Figura 4.43 - Espessura da camada limite nos planos yz, θ em 0 e 180° . ($De=100\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	119
Figura 4.44 - Espessura da camada limite nos planos yz, θ em 90 e 270° . ($De=100\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	119
Figura 4.45 - Espessura da camada limite nos planos yz, θ em 0 e 180° . ($De=60\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	119
Figura 4.46 - Espessura da camada limite nos planos yz, θ em 90 e 270° . ($De=60\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	120
Figura 4.47 - Espessura da camada limite nos planos yz, θ em 0 e 180° . ($De=40\text{ mm}$, $a=b=15\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	120
Figura 4.48 - Espessura da camada limite nos planos yz, θ em 90 e 270° . ($De=40\text{ mm}$, $a=b=15\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	120
Figura 4.49 - Espessura da camada limite nos planos yz, θ em 0 e 180° . ($De=40\text{ mm}$, $a=b=7,5\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	121
Figura 4.50 - Espessura da camada limite nos planos yz, θ em 90 e 270° . ($De=40\text{ mm}$, $a=b=7,5\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	121
Figura 4.51 - Campo vetorial de velocidade sobre diferentes planos transversais (XY) para o módulo de separação ($De=100\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	123
Figura 4.52 - Campo vetorial de velocidade sobre diferentes planos transversais (XY) para o módulo de separação ($De=60\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	124
Figura 4.53 - Campo vetorial de velocidade sobre diferentes planos transversais (XY) para o módulo de separação ($De=40\text{ mm}$, $a=b=15\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	125
Figura 4.54 - Campo vetorial de velocidade sobre diferentes planos transversais (XY) para o módulo de separação ($De=40\text{ mm}$, $a=b=7,5\text{ mm}$, $Re_w=0,1$, $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).	126

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Características dos processos de separação utilizando membranas.	29
Tabela 2.2 - Especificações típicas de uma membrana de microfiltração.....	33
Tabela 2.3 - Aplicações dos módulos de membranas.....	34
Tabela 2.4 - Características gerais dos diferentes tipos de módulos.	34
Tabela 2.5 - Propriedades físicas do módulo de fibra oca.....	36
Tabela 2.6 - Propriedades físicas do módulo tubular	39
Tabela 2.7 - Ordem de grandeza do coeficiente de difusão do soluto D_{AB}	45
Tabela 2.8 - Coeficiente de transferência de massa em vários regimes de escoamento.....	46
Tabela 2.9 - Parâmetros da membrana.	55
Tabela 2.10 - Características do efluente e tratamento.....	69
Tabela 3.1 - Dimensões da malha bidimensional (mm)	71
Tabela 3.2 - Dimensões geométricas dos módulos de permeação (mm).	72
Tabela 3.3 - Parâmetros físico-químicos do solvente (água) e do soluto (óleo)	74
Tabela 3.4 - Condições utilizadas na simulação bidimensional membrana tubular.....	81
Tabela 3.5 - Condições utilizadas na simulação tridimensional casco/membrana tubular.	81

LISTA DE SIMBOLOS

Letras Latinas

S	Área	$[m^2]$
A_m	Área da membrana	$[m^2]$
S_i	Área da superfície específica	$[m^2]$
k	Coefficiente de transferência de massa	$[m^2 s^{-1}]$
L	Comprimento do tubo ou do canal	$[m]$
C	Concentração de soluto	$[kg m^{-3}]$
C_o	Concentração de soluto na alimentação	$[kg m^{-3}]$
C_m	Concentração na membrana	$[kg m^{-3}]$
C_b	Concentração mássica da partícula na alimentação	$[kg m^{-3}]$
z	Coordenada axial	$[m]$
y	Coordenada radial	$[m]$
D	Diâmetro	$[m]$
d_p	Diâmetro da partícula	$[m]$
d_h	Diâmetro do hidráulico	$[m]$
D_e	Diâmetro externo	$[cm]$
D_i	Diâmetro interno	$[cm]$
a_p	Diâmetro médio da partícula de soluto	$[\mu m]$
D_{AB}	Difusividade cinemática	$[m^2 s^{-1}]$
J_v	Fluxo volumétrico através da membrana	$[L m^{-2} h^{-1}]$
J_p	Fluxo através da membrana	$[L m^{-2} h^{-1}]$
J_{wi}	Fluxo de permeado inicial	$[L m^{-2} h^{-1}]$
J_i	Fluxo do componente i através da membrana	$[L m^{-2} h^{-1}]$
Pe	Número de Peclet	$[-]$
N_o	Número de poros bloqueados	$[-]$
N	Número de poros não bloqueados	$[-]$
Re	Número de Reynolds	$[-]$
Re_w	Número de Reynolds de permeação	$[-]$
Sc	Número de Schmidt	$[-]$
Sc_t	Número de Schmidt turbulento	$[-]$

Sh	Número de Sherwood	[-]
K	Permeabilidade de Darcy	[m ³ m ⁻² h ⁻¹ bar]
K_C	Permeabilidade por unidade de concentração	[m ³ m ⁻² h ⁻¹ bar]
K_p	Permeabilidade por unidade de pressão	[m ³ m ⁻² h ⁻¹ bar]
p	Pressão	[Pa]
P_{ex}	Pressão externa	[Pa]
\bar{P}_p	Pressão média de permeado	[Pa]
r	Raio do poro	[μm]
R_b	Resistencia ao bloqueio	[m ⁻¹]
R_p	Resistencia da camada polarizada	[m ⁻¹]
R_m	Resistencia da membrana	[m ⁻¹]
r_p	Resistencia específica do material depositado	[m ⁻¹]
t	Tempo	[s]
V	Velocidade	[m s ⁻¹]
U_w	Velocidade de permeação	[m s ⁻¹]
\bar{V}	Velocidade média	[m s ⁻¹]
\bar{U}_w	Velocidade média de permeação	[m s ⁻¹]
\vec{U}	Vetor velocidade	[m s ⁻¹]
V_s	Volume da partícula depositada	[m ³]
V_P	Volume de permeado	[m ³]
V_L	Volume do leito	[m ³]
V_T	Volume total de permeado	[m ³]

Letras Gregas

α_{\square}	Coefficiente de resistência específico	[mmol ⁻¹ Pa ⁻¹]
ρ	Densidade	[kg m ⁻³]
δ_p	Espessura da camada de polarização por concentração	[m]
ℓ	Espessura da membrana	[m]
β	Fração de partículas remanescente na torta	[-]
ϵ_p	Porosidade da camada de polarização de concentração	[%]
ΔP	Pressão transmembrana	[Pa]

τ	Tortuosidade	[-]
μ	Viscosidade dinâmica	[Pa.s]

RESUMO

Tecnologias inovadoras são necessárias para atender as normas de tratamento de águas produzidas cada vez mais rígidas, visto que a maioria dos processos de separação é limitada a partículas superiores a 10 μm . Os processos de separação utilizando membranas cerâmicas veem despertando grande interesse da comunidade acadêmica e industrial. Mesmo assim, têm sido reportados poucos estudos, especialmente numéricos, referentes à aplicação de membranas inorgânicas na separação água/óleo. Nesse sentido, realizou-se um estudo da fluidodinâmica do escoamento de fluidos em tubos permeáveis (membrana cerâmica porosa tubular), em regime laminar. As equações de conservação de massa, momento linear e transporte de massa foram resolvidas com auxílio de uma malha estruturada usando o pacote comercial ANSYS CFX 12. A velocidade de permeação local foi determinada usando o modelo das resistências em série. A resistência específica da camada polarizada foi obtida pela equação de Carman-Kozeny. Os resultados numéricos foram comparados e avaliados utilizando-se de resultados analíticos e numéricos disponíveis na literatura apresentando boa concordância entre si. Os resultados numéricos indicam que, ao se utilizar o módulo de separação casco/membrana tubular proposto, há um favorecimento da transferência de massa e uma redução da espessura da camada limite polarizada.

Palavras-chave: Transferência de massa, Água produzida, Fluidodinâmica computacional, Membrana cerâmica.

ABSTRACT

Innovative technologies are needed to attend the requirements increasingly strict for produced waters treatment, whereas the most separation processes are limited to particles larger than 10 μm . Separation processes using ceramic membranes is attracting great interest from academic and industrial community. Nevertheless, it has been reported few studies, especially numerical, regarding the inorganic membranes application in the separation water/petroleum. Accordingly, a study of fluid-flow dynamics in porous tubes (tubular porous ceramic membrane) was performed, in a laminar regime. The mass, momentum and mass transport conservation equations were solved with the aid of a structured mesh using ANSYS commercial package CFX 12. The permeation velocity local was determined by using the resistance in series model. The specific resistance of the polarized layer was obtained by Carman-Kozeny equation. The numerical results were compared and evaluated using analytical and numerical results available in the literature presenting good agreement with each other. The numerical results indicate that, using the proposed separation module (shell / tube membrane), there is a mass transfer favoring and a reduction in the thickness boundary layer polarized.

Keywords: Mass transfer, Produced water, Computational Fluid Dynamics, Ceramic membrane.

1. INTRODUÇÃO

O avanço tecnológico apesar de promover inúmeros benefícios sócio-econômico, pode ocasionar diversos danos ambientais e, muitas vezes quase que de forma irreversível. Tratando-se de contaminantes sólidos e líquidos, os corpos hídricos são os mais afetados. Com o avanço da 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.

Os processos de separação geralmente empregados na indústria consomem uma quantidade significativa de energia, a exemplo da destilação. Além destes destaca-se outros processos de tratamento de efluentes líquidos tais como: clarificadores, flotores, absorvedores, tanques de sedimentação, centrífugas e hidrociclones. Contudo esses equipamentos são restritos as partículas maiores que 10 μm (SVAROVSKY, 2000; SOUZA, 2010).

De acordo com Souza (2010) a influência do diâmetro da gota de óleo no processo de tratamento de efluente contaminado com óleo utilizando hidrociclone observou-se que, para os diâmetros da gota de óleo 20 μm e 100 μm , as eficiências de separação foram 62% e 68%, respectivamente. Porém para partículas menores que 10 μm , a separação água/óleo não ocorre utilizando o hidrociclone, devendo-se recorrer a outros processos de separação. Como alternativa, a indústria tem adotado o processo de separação empregando membranas, indicada para moléculas menores que 10 μm .

O francês Abbé Nolet realizou um experimento em 1748, utilizando uma bexiga de origem animal para a separação água/ vinho. Essa bexiga animal funcionava como uma interfase separando duas fases e seletivamente controlando o transporte de material entre as fases. Portanto, Abbé Nolet verificou que o transporte da água ocorria de uma solução mais diluída para uma mais concentrada, quando estas eram separadas por uma bexiga permeável à passagem de água e impedindo a passagem do outro componente da mistura (vinho). Esse fenômeno é caracterizado pela descrição das leis da difusão reportado por Fick (1855) que foi o autor da primeira membrana sintética à base de colódio (STRATHMANN, 1981).

Na década de 50 século XX, houve duas importantes descobertas: a primeira, em 1953 por Breton e Reid que relataram que membranas homogêneas de acetato de celulose, quando utilizadas para osmose inversa, podiam apresentar retenção elevada de sais; e a segunda, em 1960, por Loeb e Sourirajan, que aperfeiçoaram uma técnica de preparação de membranas,

objetivando aumentar o fluxo permeado de água, mantendo elevada a retenção de sais. A partir desses fatos o interesse e a necessidade de pesquisas inovadoras sobre o assunto aumentou consideravelmente, pois a melhoria na seletividade e a redução da resistência ao transporte das espécies permanentes representam alterações que podem tornar os processos com membranas mais competitivos do que os processos de separação tradicionais (HOWELL *et al.*, 1993; ANADÃO, 2010).

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.

Os métodos hidrodinâmicos consistem na modificação da configuração dos módulos de separação por membranas (placa /quadro, espiral, fibra oca e tubular), de modo a promover turbulência (inserção de chicanas, geração de vórtices, entrada tangencial, etc.), objetivando aumentar a taxa de cisalhamento diminuindo a espessura da camada polarizada e aumentando o fluxo de permeado (BELFORT *et al.*, 1994; BAKER, 2004; VIEIRA *et al.*, 2012).

Tendo em vista a impossibilidade da medida experimental da camada limite de polarização é necessário simplificações no qual, assume-se a condição de estado de equilíbrio na superfície da membrana para o cálculo da concentração da espécie difundida (HWANG and KAMMERMEYER, 1975).

Diante do exposto, este trabalho de pesquisa teve como finalidade estudar a evolução dos processos de separação usando membranas, em especial as cerâmicas. Utilizou-se a Fluidodinâmica computacional (CFD) para prever o escoamento dos fluidos em tubos permeáveis objetivando a determinação da espessura da camada limite de polarização, tendo em vista a impossibilidade de sua medida experimental.

1.1. OBJETIVOS

1.1.1. Objetivo Geral

Estudar numericamente o processo de microfiltração empregando membranas cerâmicas no tratamento de águas produzidas.

1.1.2. Objetivos Específicos

- Desenvolver uma modelagem matemática para prever o transporte de água produzida utilizando membranas cerâmicas;
- Estudar o efeito do número de Reynolds e Schmidt, permeabilidade e concentração na camada limite polarizada e comparar com os resultados reportados na literatura;
- Estudar a distribuição de pressão, velocidade e campo de concentração no processo de separação utilizando membrana tubular de microfiltração;
- Propor modificação na configuração do módulo de membrana tubular em microfiltração;
- Estudar a influência dos parâmetros físicos e geométricos do módulo de separação tais como: entrada e saída quadrada, espaço anular, no coeficiente de retenção do óleo e na camada limite de polarização.

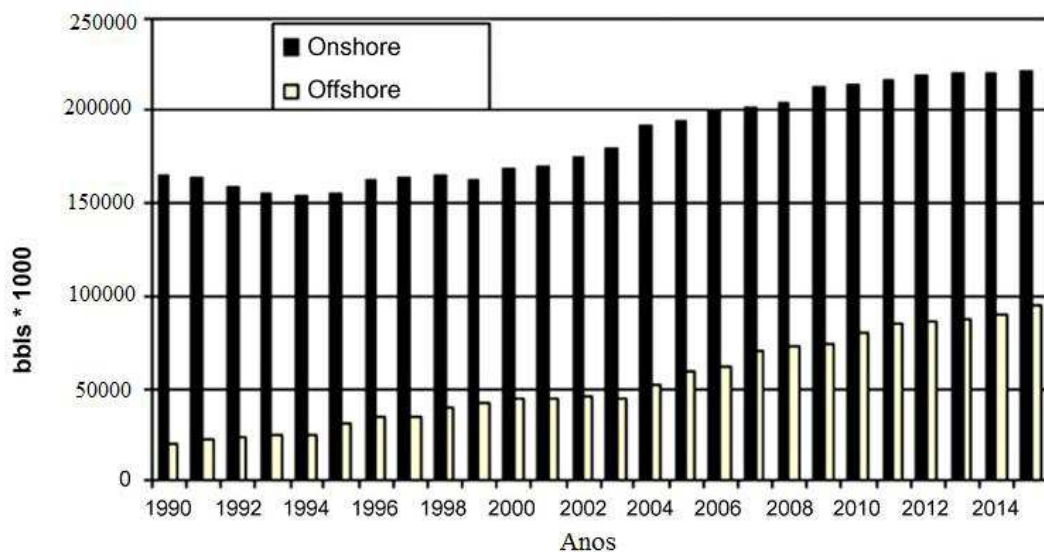
2. REFERENCIAL TEÓRICO

2.1. Água produzida

Utilizada para os mais diversos fins, a água é um recurso natural de fundamental importância para o planeta. A água potável tem sido reduzida nas últimas décadas pelo uso indevido e irracional, tornando-se cada vez mais escassa. Por esse motivo, tem o seu custo crescente, principalmente em países como a República do Iêmen aonde seu valor chega a ser superior ao do petróleo (HOWELL, 2004; SOUZA, 2009).

A água produzida contém geralmente alta salinidade, gotas de óleo em suspensão, produtos químicos adicionados tais como, metais pesados e por vezes alguma radioatividade. Tornando-se um poluente de difícil descarte agravando pelo expressivo volume envolvido (SILVA, 2000). Na Figura 2.1 está ilustrado a estimativa do volume de água produzida nas unidades *onshore* (em terra) e *offshore* (no mar) com estimativa para 2015.

Figura 2.1 - Produção global de água produzida com estimativa para 2015.



Fonte: AHMADUN *et al.*, (2009)

Devido ao seu efeito agressivo, o seu descarte é regido pela norma da ABNT NBR 1067 (2004) e pela resolução CONAMA Nº 357 (2005) que estabelecem as condições e padrões de lançamento de substâncias tóxicas nos efluentes, com a finalidade de evitar um impacto danoso aos corpos receptores (SOUZA, 2009). Isto é devido ao fato de que o óleo despejado nas águas consome oxigênio no processo de biodegradação, e dificulta à passagem de luz, comprometendo desta forma a sobrevivência das espécies aquáticas. A produção

global da água produzida é estimada em cerca de 250 milhões de barris por dia em comparação com 80 milhões de barris por dia de petróleo, uma razão de 3:1 (DAL FERRO E SMITH, 2007; AHMADUN *et al.* 2009; SOUZA¹, 2012).

Geralmente no tratamento da água produzida, não é possível atender as especificações exigidas aplicando apenas uma única técnica, sendo necessário recorrer a dois ou mais sistemas de tratamentos em série. A escolha da melhor tecnologia está relacionada principalmente na propriedade físico-química do efluente, destino da água a ser reutilizada e relação custo-benefício.

2.2. Tecnologias e processos para tratamento de água produzida

Os processos para separação óleo/água incluem métodos como a sedimentação/decantação, coagulação, floculação, filtração, adsorção, centrifugação, ultracentrifugação, tratamentos térmicos, entre outros. Contudo, com todos os métodos de tratamento disponíveis, o indicado será aquele que apresentar melhor desempenho objetivando a conservação do meio ambiente de uma maneira econômica.

2.2.1. Coagulação

A coagulação é um processo amplamente usado no processamento primário de petróleo e no tratamento de efluentes industriais. Sendo eficiente na remoção da turbidez de efluentes. Consiste na desestabilização das partículas coloidais em um sistema aquoso, preparando-as para a sua remoção nas etapas subsequentes do processo de tratamento. Parte da matéria insolúvel sedimenta quando permanece em repouso, outra fração é mantida em suspensão, no estado coloidal, com diâmetros entre 1 μm e 200 μm (ALMUBADDAL *et al.*, 2009; ALTAHER *et al.*, 2011).

As partículas coloidais podem levar até 20 anos para sedimentar devido a baixa velocidade de sedimentação, por esse motivo deve-se provocar a coalescência das partículas adicionando-se agentes coagulantes (sais inorgânicos), formando assim, aglomerados de partículas, mais facilmente removíveis do meio por sedimentação, filtração ou outras operações.

2.2.2. Floculação

A floculação é um processo físico onde as partículas coloidais tem seu tamanho físico aumentado quando aproximadas umas das outras, devido à ação das várias forças de atração que atuam entre as partículas. Estas partículas se agregam umas às outras formando agregados, denominados flocos. A floculação é empregada quando se deseja a remoção de sólidos suspensos nos decantadores primários, melhorando o desempenho dos decantadores secundários.

Monteiro *et al.* (2009) estudaram a utilização de processos combinados de coagulação e floculação com membranas, verificaram que a adição de coagulantes antes de unidades de ultra ou microfiltração, com ou sem sedimentação, pode aumentar a remoção de matéria orgânica natural, sendo eficientes na remoção de algas. Esse processo combinado (coagulação e floculação com membranas) diminui a adição de produtos químicos (tais como cloro) no processo de tratamento, tornando-o menos agressivo e evitando a formação dos trihalometanos.

2.2.3. Flotação

A flotação é o processo físico utilizado para a clarificação de efluentes, que visa a remoção de partículas em suspensão e/ou flutuantes de um meio líquido. A flotação consiste na pressurização do efluente com ar (agente de flutuação) aproximadamente entre 1 a 3 atm, seguida de descompressão de modo que o gás dissolvido esteja presente em forma de bolhas extremamente pequenas, que aderem às partículas sólidas e suspendem a matéria para a superfície devido à ação da força de sustentação das bolhas de ar. Aplicada para sólidos com altos teores de óleos e graxas e ou detergentes tais como os oriundos de indústrias petroquímicas, de pescado, frigoríficas e de lavanderias (GIORDANO, 1999).

A flotação de efluentes com óleos emulsionados deve ser realizada após o processo de coagulação. A remoção do material flotado pode ser realizada nos decantadores ou por raspagem superficial. A flotação e os hidrociclones são os processos de separação óleo/água mais utilizado na indústria do petróleo (THOMAS *et al.*, 2001; SOUZA *et al.*, 2012¹).

2.2.4. Sedimentação/decantação

Desprezando-se o impacto, todos os sistemas de separação mecânica sólido/líquido baseiam-se em dois princípios: a sedimentação ou filtração (SVAROVSKY, 2000). A sedimentação ou decantação é um processo físico baseado na diferença de densidade das fases, em que a fase mais densa, por ação da gravidade deposita-se no fundo do recipiente. É um processo relativamente barato, podendo ser operado em batelada, ou processos contínuo, que tem sido mais eficiente. Amplamente utilizado na indústria do petróleo, curtumes, oficinas mecânicas e outras atividades que utilizam óleo, porém este processo não é capaz de remover óleo emulsionado, sendo utilizado na etapa preliminar dos sistemas de tratamento (SIMÕES, 2005).

2.2.5. Adsorção

Tradicionalmente, carvões ativados têm sido utilizados como adsorventes de amplo espectro em aplicações industriais tais como: no refino de óleo mineral, remoção de pigmentos orgânicos, purificação de água incluindo a remoção de fenol, aromáticos, álcoois e outros produtos químicos presentes (RICHARDSON *et al.*, 2002).

Segundo DOYLE E BROWN (2000), quando argila organofílica é utilizada em conjunto com carvão ativado a concentração de hidrocarbonetos fica inferior dos padrões de qualidade da água. Esses copolímeros podem reduzir o teor de óleo cerca de 85% na água produzida. Contudo, apesar da alta eficiência na adsorção de um amplo número de compostos e uma ampla faixa de concentração, esse sistema necessita de constante regeneração do carvão ativado, pois compostos orgânicos, tais como: ácidos graxos e fenóis, possuem forte ligação de adsorção (CARVALHO *et al.* 2002).

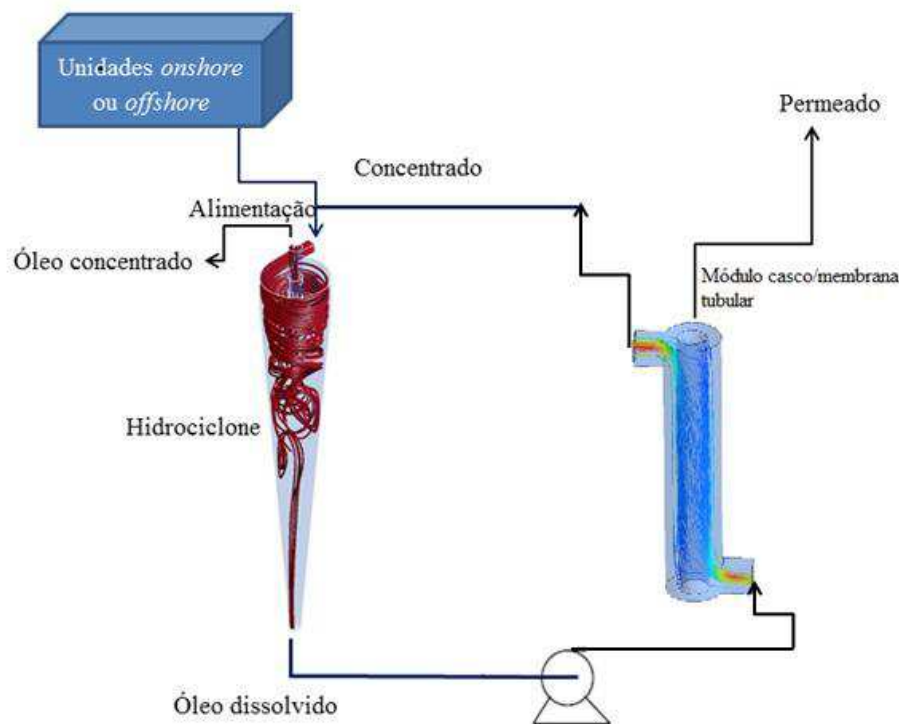
2.2.6. Hidrociclone/ciclone

Os hidrociclones/ciclones são equipamentos utilizados largamente na indústria de petróleo no tratamento de águas oleosas em plataformas petrolíferas, em especial, unidades *offshore*, devido à restrição de carga e de espaço disponível. Tem baixo consumo de energia e podem operar a altas pressões e temperaturas, apresentando um bom desempenho no tratamento de águas oleosas com concentrações até 2000 ppm (SIMÕES, 2005; SOUZA *et al.*, 2011; FARIAS *et al.*, 2011; SOUZA *et al.*, 2012).

Diversos fatores podem influenciar no desempenho do processo de separação água/óleo, como: a geometria do hidrociclone, a capacidade de processamento, o tamanho das gotas, a diferença de densidade entre as fases, e a temperatura da mistura. Souza *et al.* (2010) estudaram a influência da temperatura no processo de tratamento de uma corrente de água oleosa utilizando hidrociclone e verificaram que é possível aumentar a eficiência de separação água/óleo com o aumento da temperatura, obtendo-se eficiências variando de 56,6% a 62% quando a temperatura aumentou de 20 para 100°C.

No entanto, os hidrociclones não conseguem separar 100%, assim o efluente proveniente destes equipamentos, contendo ainda óleo dissolvido em baixas concentrações, pode ser enviado para o tratamento utilizando filtros e/ou membranas, ou ainda pode ser acoplado ambos (hidrociclone e membrana) em um único módulo aproveitando a hidrodinâmica do hidrociclone com a membrana inserida no interior do equipamento favorecendo a transferência de massa, consequentemente aumentando o fluxo de permeado como ilustrado na Figura 2.2.

Figura 2.2 - Esquema simplificado de tratamento água/óleo, sistema hidrociclone e módulo membrana tubular em série.



Fonte: Própria (2013)

2.2.7. Filtração

É uma operação unitária que consiste na permeação do fluido através de um leito contendo material filtrante (filtro), que retém as partículas sólidas dispersas neste fluido conforme a capacidade do filtro e permite a passagem da fase líquida. A filtração é o processo mais simples e antigo utilizado no tratamento de efluente para obtenção de água potável. Os filtros podem operar de forma rápida com taxas de filtração entre 150 e 600 m/dia ou lenta, que operam com taxas geralmente inferiores a 6 m/dia, embora na literatura existam indicações de taxas superiores (DI BERNARDO, 1990).

Para o uso eficiente da filtração rápida, é necessário um pré-tratamento da água bruta, com coagulação química, podendo ou não haver a floculação e decantação ou flotação, dependendo da qualidade da água a ser tratada. Na filtração lenta empregam-se membranas que podem ter diferentes aplicações desde separação de líquidos até separação de gases dependendo do diâmetro dos poros e a força motriz aplicada no processo de separação. Portanto, o processo de filtração em membranas é atualmente o processo com maior desenvolvimento para aplicações em efluentes industriais.

2.3. Membranas

2.3.1. Princípio de funcionamento

De acordo com Strathmann (1981) as membranas funcionam como uma interfase separando duas fases e seletivamente controlando o transporte de material entre as fases, ou seja, permeável à passagem de solvente (água) e impedindo a passagem do soluto.

O conhecimento da estrutura das membranas e sua relação com as propriedades de transporte são de fundamental importância para uma melhor compreensão dos fenômenos envolvidos nos problemas de separação e fornece informações que permitem a seleção da melhor estrutura para uma dada separação como ilustrado na Tabela 2.1. As membranas podem ser utilizadas em processos de filtração (F), microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e diálise.

A análise do balanço de forças que agem sobre uma partícula depositada na superfície da membrana é de fundamental importância para o entendimento microscópico da deposição de soluto. Como pode ser observado na Figura 2.3a, as forças que atuam na superfície da membrana são: arraste, velocidade tangencial, atrito, gravidade, interação entre as partículas,

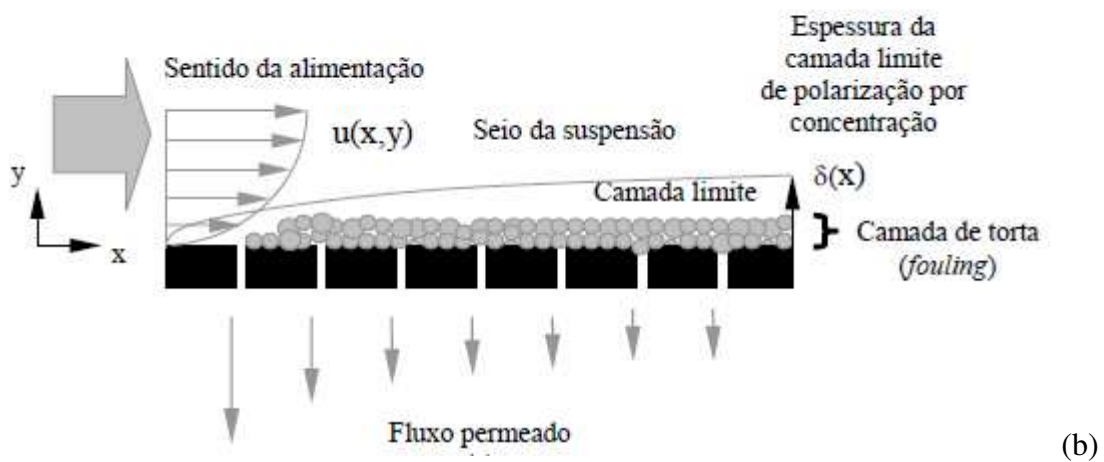
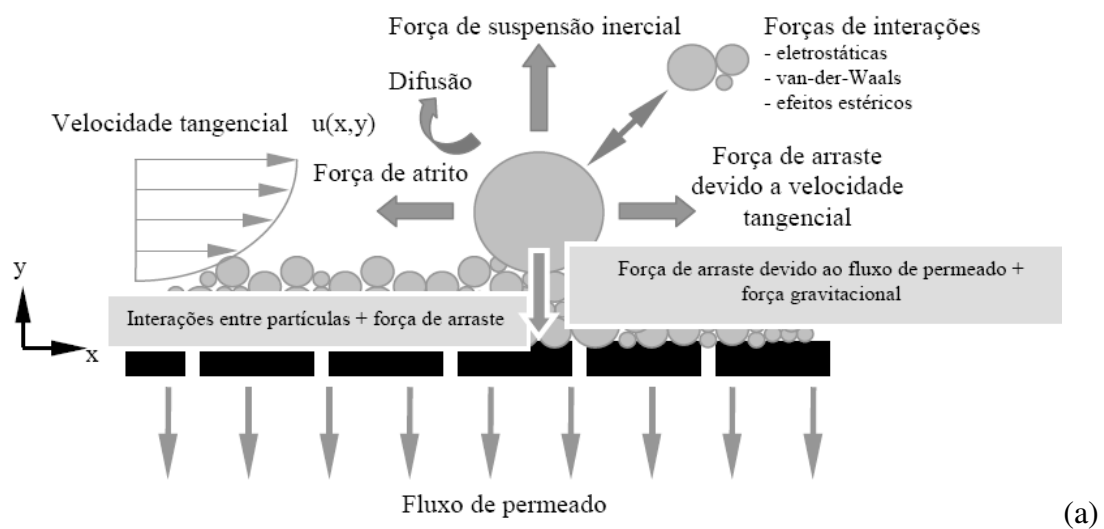
suspensão inercial e as forças de difusão. A camada limite de concentração é formada logo no início do processo de filtração até atingir o estado estacionário ilustrada na Figura 2.3 b.

Tabela 2.1 - Características dos processos de separação utilizando membranas.

	Microfiltração	Ultrafiltração	Nanofiltração	Osiose Inversa	Diálise
Força motriz	ΔP	ΔP	ΔP	ΔP	ΔC
Tipo	Porosa	Porosa	Porosa/Densa	Densa	Porosa
Transporte	Convectivo	Convectivo	Convectivo/ Difusivo	Difusivo	Difusivo
Diâmetro (μm)	0,09-10	0,004-0,1	0,001-0,005	<0,002	

Fonte: Própria (2013)

Figura 2.3 - Balanço de forças sobre uma partícula depositada na superfície da membrana (a), e camada limite de polarização por concentração (b).



Fonte: RADER (2003).

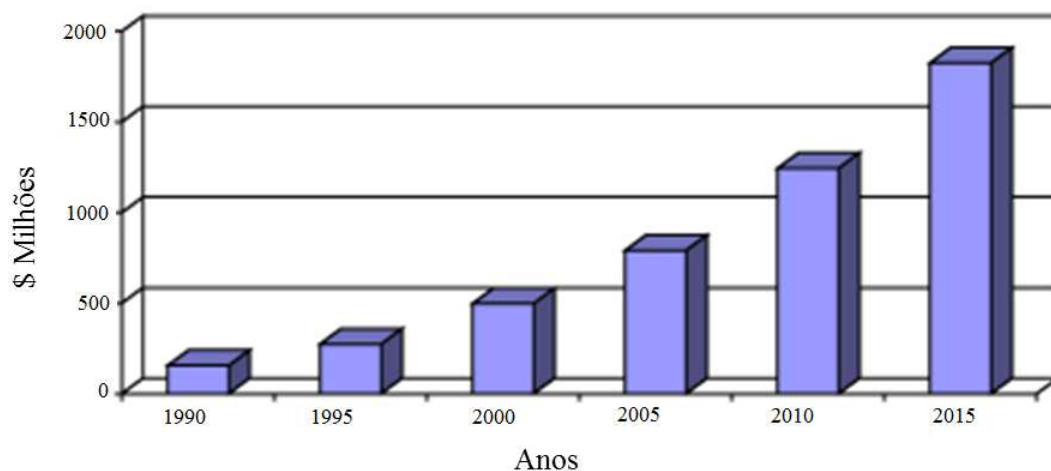
A configuração de escoamento é uma importante característica em operações de separação utilizando membranas. Podem ocorrer de duas maneiras: fluxo cruzado (*crossflow*) ou também conhecido como escoamento tangencial, e o escoamento perpendicular (*dead-end*). No escoamento perpendicular o fluxo da alimentação é forçado a atravessar a membrana perpendicularmente, causando um acúmulo de soluto sobre a superfície da membrana que aumenta com o tempo de filtração. Por outro lado, a aplicação do escoamento tangencial diminui a tendência de formação de acúmulo devido ao arraste das partículas. Por esse motivo, a operação de escoamento tangencial tem crescido nas aplicações industriais (RADER, 2003; HABERT *et al.*, 2006; PORCIÚNCULA, 2007).

2.3.2. Aspectos históricos e mercadológicos

A primeira membrana de microfiltração foi sintetizada por Schoenbein em 1845 (século XIX). No entanto, a primeira aplicação aconteceu na Segunda Guerra mundial, devido à necessidade de um método eficiente para o tratamento das águas alemãs em razão do ataque de bombas (ANADÃO, 2010).

Verifica-se, ao longo dos anos, uma crescente projeção do mercado global de microfiltração, estimado em \$1,2 bilhões de dólares americanos em 2010; esse valor aumenta cerca de 8% durante os próximos 5 anos alcançando o valor de \$ 1,8 bilhões em 2015 (BCC RESEARCH, 2010), como ilustrado na Figura 2.4.

Figura 2.4 - Valores do mercado global para microfiltração, com projeção até 2015.



Fonte: Adaptado de BCC RESEARCH, (2010).

A aplicação destinada à obtenção de água potável foi de 232 milhões dólares no final do ano de 2010; esse valor deverá ser elevado para \$ 296 milhões em 2015 refletindo uma taxa de crescimento anual de 5% (BCC RESEARCH, 2010).

Baseado no exposto observa-se a crescente utilização das membranas nas mais diversas aplicações industriais (processos de separações em áreas de tratamento de rejeitos industriais, processamento de alimentos, dessalinização de águas, processos biomédicos, têxteis e químicos), como ilustrado na Figura 2.5, e consequente importância desta tecnologia nos processos separação e tratamento de efluentes.

Figura 2.5 - Aplicações de membrana nos diversos setores.



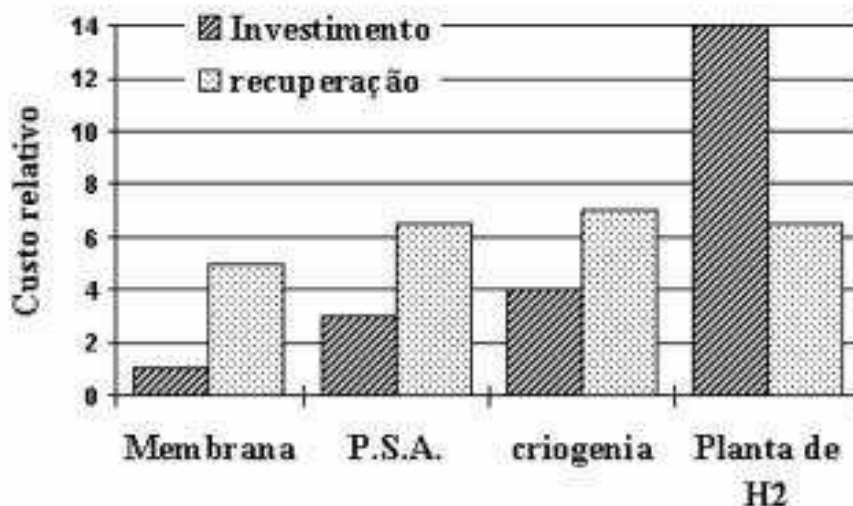
Fonte: Adaptado KIM *et al* (2013).

Por apresentar alta eficiência, as membranas podem competir com outras tecnologias complexas para o tratamento da água, aplicada a baixos diâmetros de partículas e teor de óleo, porém com vazões superiores a 150 m³/h. Técnicas clássicas, a exemplo da separação de gases, destilação criogênica, absorção e adsorção, que consomem grande quantidade de energia na indústria química, podem ser substituídas pelos processos aplicando membranas, podendo representar uma melhoria na eficiência e uma redução de investimento.

Contudo, a escolha da técnica a ser utilizada no processo de separação é dependente da análise econômica e viabilidade técnica. A comparação de custos entre os vários processos é complexa e, usualmente, dependente do problema em questão. Por exemplo, a recuperação de

hidrogênio no processo de hidrodesulfurização ilustrado na Figura 2.6, ilustra a vantagem da utilização da permeação de gás utilizando membranas densas, representando uma melhor eficiência e uma redução nos investimentos, quando comparado com a planta de H₂, segundo HARBERT *et al.*, 2006.

Figura 2.6 - Custo relativo para recuperação de hidrogênio na hidrodesulfurização utilizando membranas.



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

2.3.3. Tipos e configurações das membranas

As membranas podem estar dispostas em diversas configurações ou módulos, dependendo das características da substância a ser separada e das variáveis do processo. Nas décadas de 1960 e 1970 houve o interesse comercial no desenvolvimento de tecnologias para produzir módulos de membranas de baixo custo. A geometria do sistema é um parâmetro a ser considerado na escolha do módulo da membrana; quanto mais complexa a geometria mais difícil à análise de acúmulo de soluto sobre a membrana. A maior parte dessa investigação centra-se sobre o efeito da disposição e ângulo dos espaçadores e do diâmetro de filamentos transversais sobre o regime de fluxo (DA COSTA *et al.*, 1991; DA COSTA *et al.*, 1993).

Zimmerer e Kottke (1996) analisaram os efeitos dos espaçadores sobre a mistura e distribuição do tempo de permanência, e identificaram que, o “design” dos espaçadores pode aumentar a turbulência e instabilidade do líquido, já Vieira *et al.* (2012) avaliaram o efeito do aspecto geométrico sobre o comportamento das linhas de fluxo. Adicionaram um dispositivo tubular formando um espaço anular, este favoreceu a presença de um fluxo turbilhonar proporcionando uma elevação do volume de filtrado.

Os primeiros projetos foram fundamentados em tecnologia de filtração simples, uma realizada em um tipo de filtro prensa chamados de módulos de quadro e chapa e o outro projeto em membranas na forma de tubos de 1 a 3 cm de diâmetro. Ambos os projetos ainda são utilizados, mas devido ao seu custo relativamente elevado têm sido amplamente substituídas na maioria das aplicações a dois outros projetos, módulo espiral e do módulo de fibra oca (BAKER, 2004).

Deve-se considerar alguns fatores na escolha do módulo a ser utilizado em um determinado processo industrial, tais como: A uniformidade dos poros, a densidade de empacotamento (relação entre área da membrana disponível para permeação e o volume do módulo) (m^2/m^3), a espessura da camada ativa (entre 10 e 150 μm) que representa a espessura pelo qual os poros têm diâmetro mínimo, a facilidade de limpeza do módulo, o controle de fluxo e custo de fabricação. Na Tabela 2.2 estão ilustradas especificações inerentes às membranas de microfiltração.

Tabela 2.2 - Especificações típicas de uma membrana de microfiltração

dp (μm)	Variação dp (μm)	Densidade (poros/ cm^2)	Camada nominal da membrana (μm)	Taxa de fluxo em $\Delta P = 10$ (lb/in ²), 70°F
				Água (gal/min ft ²)
8.0	6.9-8.0	1×10^5	8.0	144.0
5.0	4.3-5.0	4×10^5	8.6	148.0
1.0	0.8-1.0	2×10^7	11.5	67.5
0.8	0.64-0.80	3×10^7	11.6	48.3
0.6	0.48-0.60	3×10^7	11.6	16.3
0.2	0.16-0.20	3×10^8	12.0	3.1
0.1	0.08-0.10	3×10^8	5.3	1.9
0.08	0.064-0.080	3×10^8	5.4	0.37
0.03	0.024	6×10^8	5.4	0.006

Fonte: SEADER AND HENLEY (2006).

Nas Tabelas 2.3 e 2.4 estão citadas algumas especificações para a membrana de microfiltração e aplicações dos diversos módulos em diferentes processos de separação por membranas, respectivamente. Especificamente na Tabela 2.4 estão ilustradas algumas características dos módulos.

Tabela 2.3 - Aplicações dos módulos de membranas.

Módulos membranas	Processos de separação		
	Microfiltração	Ultrafiltração	Osmose Inversa
Tubular	X	X	–
Espiral	–	(x)	X
Fibra Oca	–	–	X

X – Usual; (x) – Aplicada com restrições; (–) – Não aplicado.

Fonte: PORTER, (1990); MULDER, (1996); SCOTT, (1995).

Tabela 2.4 - Características gerais dos diferentes tipos de módulos.

Módulos	Densidade (m ² /m ³)	Custo	Limpeza	Polarização	Resistência ao <i>fouling</i>	Reposição
Tubular	30 a 200	Elevado	Alto	Baixo	Alta	Sim/no
Placa/quadro	30 a 500	Elevado	Boa	Moderado	Boa	Sim
Espiral	200 a 800	Baixo	Moderado	Moderado	Moderado	No
Fibra Oca	500 a 9.000	Baixo	Baixo	Alto	Baixo	No

Fonte: Adaptado de SEADER AND HENLEY, (2006), MULDER, (1996), POTER (1990).

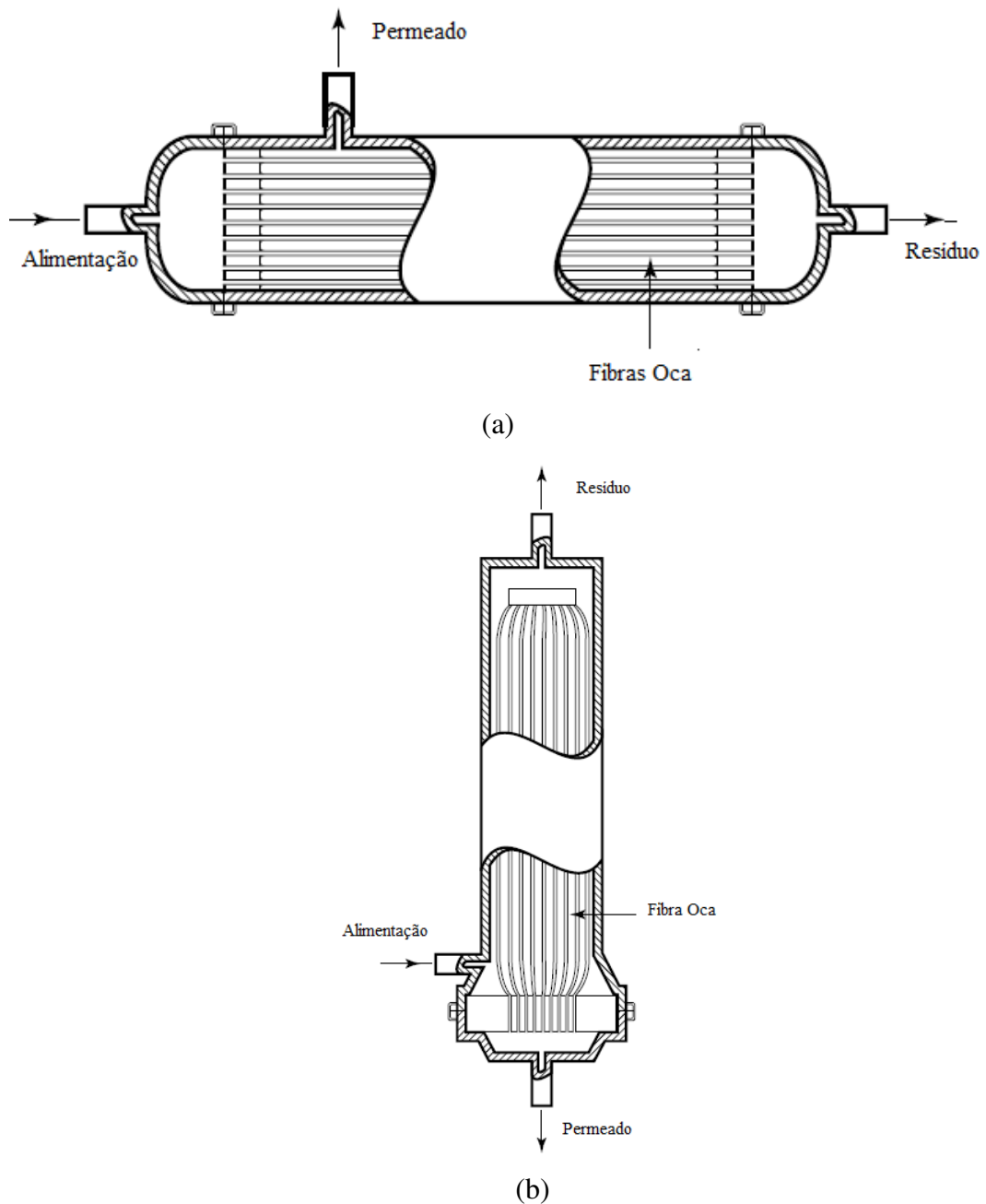
2.3.3.1. Módulo de fibra oca

Nos últimos anos o módulo de fibra oca tem sido alvo de grande interesse devido às vantagens oferecidas. Esse módulo possui uma relação entre a área de permeação e volume do módulo superior à área da geometria que representa uma melhor utilização do espaço e consequente redução no custo do equipamento. As fibras ocas são fixadas por uma resina nas extremidades, o fluxo da alimentação segue pelo interior das fibras e o fluxo de permeado é extraído na parte externa do módulo (ANADÃO, 2010).

Pode ocorrer o fenômeno de colmatção, isto é, o entupimento dos poros da membrana, caso seja submetido a efluentes com elevado teor de sólidos devido à alta densidade de empacotamento do módulo. É utilizado apenas em processos de nanofiltração e de osmose inversa.

O módulo de fibra oca da Figura 2.7a em particular é utilizado para aplicações até 1000 psig. A aplicação desse módulo requer um pré-tratamento para a remoção de partículas, devido à localização da entrada de alimentação o que pode ocasionar o entupimento dificultando a passagem. O módulo da Figura 2.7b é geralmente utilizado para pressões até 150 psig.

Figura 2.7 - Módulos de Fibra Oca para pressão (a) 150 psig e (b) até 1000 psig.



Fonte: Adaptado de BAKER, (2004).

Algumas propriedades físicas do módulo de fibra oca encontra-se na Tabela 2.5.

Tabela 2.5 - Propriedades físicas do módulo de fibra oca

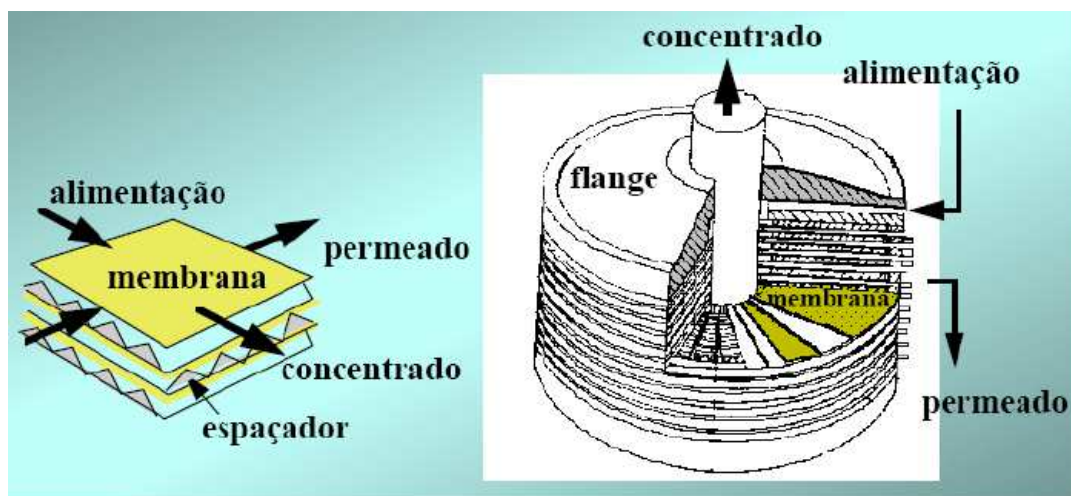
		Fonte
Quantidade de Fibras por módulo	50 a 10.000 fibras	Anadão (2010)
Diâmetro das fibras	50 à 3000 μm	Baker (2004)
Espessura das fibras	100 a 400 μm	Anadão (2010)
Velocidade de operação	0,2 a 2,5 m s^{-1}	Anadão (2010)
Número de Reynolds	500 a 3000	Anadão (2010)
Área/volume	10.000 $\text{m}^2 \text{m}^{-3}$	Habert <i>et al.</i> (2006)
Taxa de cisalhamento	2.000 a 16.000 s^{-1}	Anadão (2010)

Fonte: Própria (2013).

2.3.3.2. Módulo placa/quadro

Esses módulos placa/quadro são projetados de forma que as membranas estejam dispostas paralelamente nas posições vertical ou horizontal entre espaçadores. Os espaçadores são utilizados para oferecerem maior fluxo de permeado e transferência de massa conforme ilustrado na Figura 2.8. A substituição da membrana é efetuada sem a perda do módulo. São utilizadas em aplicações de pequena e média escala em quase todos os processos de separação por membranas.

Figura 2.8 - Módulo placa/quadro.



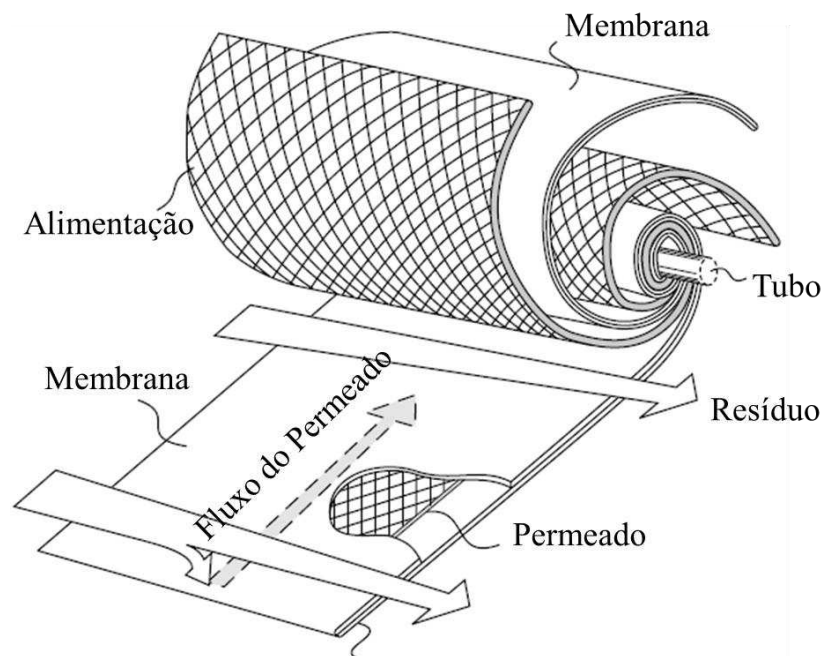
Fonte: HABERT *et al.* (2006).

2.3.3.3. Módulo espiral

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. Também 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, são enroladas juntamente com os espaçadores, em volta de um tubo central perfurado onde está localizada a saída de permeado. Os espaçadores favorecem canais preferenciais para a coleta do permeado e para o escoamento do fluxo de alimentação. A área da membrana desses módulos é aproximadamente entre 0,2 à 1 m². Em escala industrial esses módulos são constituídos em vários envelopes cada um com área de 1 à 2 m², possuem diâmetros que ficam entre 20 e 30 cm e comprimento entre 90 e 100 cm ilustrado na Figura 2.9.

Figura 2.9 - Módulo espiral.



Fonte: Adaptado de BAKER, (2004).

2.3.3.4. Módulo tubular

Módulos tubulares são aplicados quando a alimentação é constituída de partículas grandes e/ou materiais suspensos, geralmente na microfiltração e ultrafiltração, principalmente quando há necessidade de um maior controle de escoamento do fluido devido à característica hidrodinâmica dos fluidos, a exemplo da aplicação na separação água/óleo, o que ocasionaria danos aos outros tipos de módulo.

No módulo tubular, as membranas encontram-se suportadas no interior de um tubo, podendo conter até 30 tubos conectados em série. A solução de alimentação é bombeada através do tubo (os) presente no módulo. O suporte pode ser de cerâmica, plástico ou aço inox dependendo da aplicação. Contudo, em se tratando de membranas cerâmicas o próprio tubo cerâmico constitui a membrana (Figura 2.10). Na Tabela 2.6 estão ilustradas algumas particularidades dos módulos tubulares de membranas poliméricas e cerâmicas.

Figura 2.10 - Módulo tubular tipicamente para membranas de micro e ultrafiltração.



Fonte: BAKER, (2004).

Tabela 2.6 - Propriedades físicas do módulo tubular

	Membrana polimérica	Membrana cerâmica	Fonte
Tubos por módulo	1 a 30 tubos	1 a 30 tubos	Anadão (2010)
Diâmetro interno dos tubos	12,5 a 25 mm	2 a 6 mm	Anadão (2010)
Comprimento	0,6 a 6,4 m	Aproximadamente 1 m	Anadão (2010)

Fonte: Própria (2013).

A facilidade de limpeza dos módulos, alta resistência à incrustação, as características hidrodinâmicas e a aplicação em altas concentrações na alimentação supera o seu elevado custo de produção. Contudo, muitas pesquisas vêm sendo desenvolvidas com o intuito de reduzir o custo desses módulos SILVA *et al.*, (2003); MAIA, (2006). GUIMARÃES *et al.* (2011).

Guimarães *et al.* (2011) realizaram um estudo utilizando a reciclagem de resíduos alumina calcinada (70% w/w) e argila bentonítica (30% w/w) como matéria-prima alternativa na fabricação de membranas cerâmicas. Constataram que é possível obter uma membrana cerâmica a partir de um resíduo de baixo valor agregado, provocando uma redução no custo de produção dos módulos cerâmicos tubulares, viabilizando sua aplicação.

2.4. Mecanismo de escoamento

2.4.1. Retenção de fluidos (suspensões) na membrana

A hidrodinâmica em processos de separação utilizando membranas é de extrema importância e caracteriza-se pela combinação de um escoamento plenamente desenvolvido e de um escoamento através dos poros descrito pela lei de Darcy, quando esse é considerado fluxo incompressível com poros de pequena porosidade. De forma geral a equação que descreve o transporte de qualquer propriedade: massa, momento e energia é dada pela Equação 2.1:

$$J = -A \frac{dF}{dx} \quad (2.1)$$

onde J é fluxo volumétrico ou mássico, A é uma constante que depende da natureza da força motriz aplicada, dF/dx é o gradiente da força aplicada perpendicular a direção do transporte x .

a) Lei de Darcy

O fluxo através de meios porosos é descrito pela equação de Darcy, lei básica que governa o escoamento de fluidos através do meio poroso. O termo A da Equação 2.1, representa a permeabilidade hidráulica, dF/dx é o gradiente de pressão para as membranas de microfiltração, ultrafiltração e nanofiltração, ou gradiente de concentração para as membranas usadas em diálise e permeação de gases ou ainda pode ser o gradiente de potencial elétrico para as membranas de eletrodiálise.

Dessa forma, a equação geral proposta para a determinação do fluxo de permeado no processo de filtração convencional (RICHARDSON *et al.*, 2002) é da forma dada pela Equação 2.2.

$$J = \frac{|\Delta P| - |\Delta \Pi|}{(R_M + R_p)\mu} \quad (2.2)$$

onde J é o fluxo através da membrana expresso como a taxa volumétrica por unidade de área, ΔP é a diferença de pressão aplicada através da membrana, também denominada, pressão transmembrana, $\Delta \Pi$ é a diferença de pressão osmótica através da membrana, μ a viscosidade, R_M , a resistência da membrana e R_p , a resistência da camada depositada na membrana ou torta, no qual é definida como a resistência / unidade de espessura da camada de polarização por concentração δ_p .

sendo,

$$R_p = \frac{r_p V_T C_b}{A_m} = \frac{r_p V_s}{A_m} \quad (2.2a)$$

onde r_p é a resistência específica do material depositado, V_T , o volume total no filtrado, V_s , o volume da partícula depositada, A_m , é a área da membrana, C_b , concentração mássica da partícula na alimentação (volume da partícula/volume da alimentação).

Contudo, em muitos casos o estado estacionário não é alcançado devendo-se inserir um fator β na Equação 2.2a para descrever a dependência com tempo de filtração (RICHARDSON *et al.*, 2002).

$$R_p = \frac{\beta r_p V_T C_b}{A_m} \quad (2.2b)$$

onde β representa a fração de partículas remanescente na torta, que não foram arrastadas pelo fluxo mássico, β encontra-se no intervalo entre $0 < \beta < 1$.

A determinação de R_p foi avaliada por diversos autores sendo representada na Equação 2.2c (MULDER, 1996; RICHARDSON *et al.*, 2002; PARIS *et al.*, 2002; DAMAK *et al.*, 2004; PAK *et al.*, 2008)

$$R_p = \int_{R-\delta_p}^R r_p d\delta \quad (2.2c)$$

Assumindo que, a camada de concentração seja homogênea, a Equação 2.2c torna-se:

$$R_p = r_p \delta_p \quad (2.2d)$$

A resistência específica r_p , pode ser relacionada teoricamente pela equação de Carman-Kozeny para partículas esféricas, como segue:

$$r_p = 180 \left(\frac{1-\varepsilon_p}{\varepsilon_p^3} \right) \left(\frac{1}{a_p^2} \right) \quad (2.2e)$$

onde ε_p é a porosidade da camada de polarização por concentração (volume de vazios da torta) e a_p é o diâmetro médio da partícula de soluto.

A taxa de escoamento diretamente proporcional ao gradiente de pressão é expressa pela variação no modelo de Darcy Equação 2.3.

$$\frac{V_L}{S \times t} = \frac{K}{\mu} \frac{\Delta P}{\ell} \quad (2.3)$$

onde V_L é o volume, S área, t tempo, μ viscosidade, ΔP diferença de pressão, ℓ a espessura da membrana e a permeabilidade de Darcy, K .

b) Modelo de capilaridade (Equação de Hagen-Poiseuille)

O modelo de capilaridade é aplicado quando os poros do meio poroso consistem de capilares cilíndricos retos de igual tamanho. Esse consiste na dificuldade da utilização do modelo de capilaridade tendo em vista que não são levados em consideração os efeitos da tortuosidade e da variação do diâmetro dos poros da membrana no modelo matemático. É dado por:

$$\frac{V_L}{t} = \frac{n \times S \times \pi \times r^4}{8\mu} \frac{\Delta P}{\ell} \quad (2.4)$$

onde n é o número de capilares por unidade de área e r é o raio do capilar

c) Equação de Kozeny-Carman

É aplicada para poros consistindo de um feixe de capilares com seção transversal não circular. Leva em consideração os efeitos da tortuosidade no modelo, utilizando o conceito de raio hidráulico.

$$\frac{V_L}{S \times t} = \frac{\varepsilon^3}{k' (1 - \varepsilon^2) S_o \times \mu} \frac{\Delta P}{\ell} \quad (2.5)$$

onde S_o é a superfície por unidade de volume da partícula, k' é uma constante adimensional dependente da estrutura dos poros. Comparando as Equações 2.3 e 2.5, a permeabilidade K é dada por:

$$K = \frac{\varepsilon^3}{k' (1 - \varepsilon)^2 S_o^2} \quad (2.6)$$

Considerando o escoamento laminar em escala macroscópica, as equações de Kozeny-Carman são amplamente aplicadas em processos de filtração através de leitos porosos especialmente no cálculo da taxa de fluxo (HWANG e KAMMERMEYER 1975).

Durante o processo de separação líquido-sólido por filtração, o fluxo diminui ao longo do tempo devido a alguns fatores tais como: processos de incrustação dos poros (*fouling*), polarização por concentração, adsorção e formação da camada gel, no qual é criada uma fina camada na membrana causando resistências extras ao transporte de matéria através da membrana.

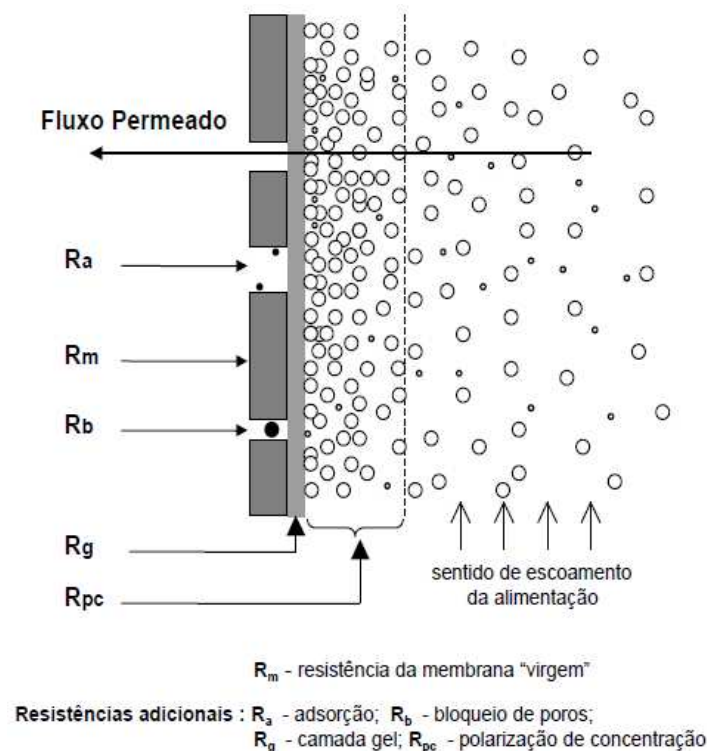
Segundo MULDER (1996), o fenômeno de *fouling* é muito complexo e difícil de descrevê-lo teoricamente. Tem uma influência econômica negativa nas operações de separação utilizando membranas e, portanto, devem ser minimizados de forma a otimizar a seletividade da membrana e o fluxo de permeado. É comum confundi-lo com o fenômeno de polarização por concentração, no entanto, a extensão no qual esses fenômenos podem ocorrer difere consideravelmente, segundo o autor.

A polarização por concentração é inerente ao processo de filtração, ocorre na superfície da membrana logo nos primeiros minutos de filtração. Esta relacionada com a seletividade da membrana ao soluto. Provoca um declínio do fluxo com o tempo e pode modificar as características de retenção de soluto na superfície da membrana (MULDER, 1996).

O *fouling*, também conhecido por incrustação, é o bloqueio dos poros causado por: adsorção, precipitação e formação de torta. Pode ocorrer na superfície ou no interior da

membrana, é um processo de deposição irreversível ou reversível dependendo do material depositado na membrana e dos parâmetros físico químicos, sendo considerado o maior problema durante o escoamento por meio de membrana (HABERT *et al.*, 2006). As diferentes resistências ao transporte através da membrana esta ilustrada na Figura 2.11.

Figura 2.11 - Diferentes resistências ao transporte através da membrana em processos utilizando a pressão como força motriz

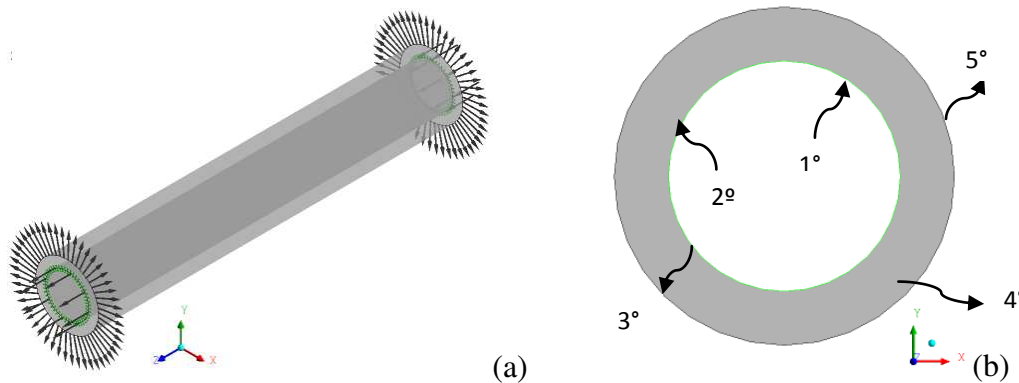


Fonte: Adaptado de MULDER, (1996).

Segundo HWANG e KAMMERMEYER (1975), o mecanismo de transporte de massa através da membrana segue os seguintes passos (Figura 2.12): Difusão através da camada limite interna, Sorção dentro da membrana, Difusão através da membrana, Desorção, Difusão através da camada limite externa da membrana.

Embora esta seja apenas uma simplificação tendo em vista a impossibilidade de sua medida experimental, assume-se a condição de estado de equilíbrio na superfície da membrana para o cálculo da concentração da espécie difundida (HWANG e KAMMERMEYER, 1975).

Figura 2.12 - Esquema do transporte de massa na membrana: (a) membrana em 3D (b) ampliação da membrana no plano YX.



Fonte: Própria (2013).

A condição de estado estacionário é alcançada quando o transporte convectivo do soluto para a membrana, $J_v C$, mais o transporte difusivo do soluto que retorna ao seio da solução de alimentação é igual ao fluxo de permeado, $J_v C_p$. A integração da Equação 2.7 atendendo as condições de contorno seguintes tem a solução representada na Equação 2.8.

$$J_v C + D_{AB} \frac{dC}{dx} = J_v C_p \quad (2.7)$$

onde J_v é o fluxo volumétrico através da membrana medido sob as condições de entrada do processo.

$$X=0 \Rightarrow C=C_m$$

$$X=\delta \Rightarrow C=C_0$$

$$\frac{C_m - C_p}{C_0 - C_p} = \exp\left(\frac{J \times \delta}{D_{AB}}\right) \quad (2.8)$$

A razão entre as concentrações na superfície da membrana e no leito da alimentação C_m/C_b é conhecida por modulo da polarização por concentração (Equação 2.9).

$$\frac{C_m}{C_0} = \exp\left(\frac{J}{k}\right) \quad (2.9)$$

A razão entre o coeficiente de difusão, D_{AB} , e a espessura da camada limite, δ , é chamada de coeficiente de transferência de massa k , parâmetro essencial no estudo de transferência de massa objetivando projetar módulos de separação por membranas (Equação 2.10) e a ordem de grandeza está representada na Tabela 2.7.

$$k = \frac{D_{AB}}{\delta} \quad (2.10)$$

Tabela 2.7 - Ordem de grandeza do coeficiente de difusão do soluto D_{AB}

	Ordem de grandeza (m^2s^{-1})	Fonte
Macromoléculas	10^{-10} a 10^{-11}	Mulder (1996)
Baixo peso molecular	10^{-9}	Mulder (1996)
Moléculas gasosas	10^{-4} a 10^{-5}	Mulder (1996)

Fonte: Própria (2013).

Segundo MULDER (1996), é importante representar o fluxo J e o coeficiente de transferência de massa k em relação à polarização por concentração, uma vez que o fluxo de permeado é determinado pelos parâmetros de cada membrana utilizada. O coeficiente de transferência de massa depende fortemente da hidrodinâmica do processo e, contudo podendo ser variado e otimizado, manipulando o fluxo J e o coeficiente de transferência de massa k . Este último pode ser variado aumentando a velocidade de alimentação e mudando as configurações do módulo da membrana (diminuído o comprimento, aumentando o diâmetro hidráulico ou um projeto de forma a promover uma maior turbulência). O coeficiente de transferência de massa k esta relacionado com o número de Sherwood (Sh).

$$Sh = \frac{k \times d_h}{D_{AB}} = a \times Re^b \times Sc^c \left(\frac{d_h}{L} \right)^d \quad (2.11)$$

onde Re , Sc , a , b , c e d são os números de Reynolds, e Schmidt e as constantes respectivamente.

$$Re = \frac{d_h \times V}{\nu} = \frac{\rho \times V \times d_h}{\mu} \quad (2.12)$$

$$Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} = \frac{\mu}{\rho \times D_{AB}} \quad (2.13)$$

onde ν é a viscosidade cinemática, d_h é o diâmetro hidráulico, μ é a viscosidade dinâmica, V é a velocidade de escoamento, L é o comprimento do tubo ou do canal e D_{AB} é o coeficiente de difusão.

Algumas relações semi-empíricas para o coeficiente de transferência de massa em tubos e canais estão representados na Tabela 2.8.

Tabela 2.8 - Coeficiente de transferência de massa em vários regimes de escoamento

	Laminar	Turbulento
Tubos	$Sh=k \times d_h / D_{AB} = 1.6 \times (Re \times Sc \times d_h / L)^{0,33}$	$Sh=0,04 \times Re^{0,75} \times Sc^{0,33}$
Canais	$Sh=1,85 \times (Re \times Sc \times d_h / L)^{0,33}$	$Sh=0,04 \times Re^{0,75} \times Sc^{0,33}$

Fonte: MULDER (1996)

DAMAK *et al.*, (2004) confirmaram que a polarização por concentração pode ser analisada em termos da espessura da camada limite de concentração, que definiram-na como a distância da superfície da membrana ao local onde a relação $(C-C_o) / C_o$ é inferior ou igual a 10^{-3} , no qual C e C_o são as concentrações de soluto e na alimentação, respectivamente. Verificaram que a espessura da camada limite de concentração, δ , aumenta ao longo da membrana, e diminui à medida que aumenta o número Schmidt. Concluíram que a evolução da espessura da concentração da camada limite local para um dado número de Reynolds de parede depende dos valores do número Schmidt e do número de Reynolds axial respectivamente, utilizando as seguintes correlações baseadas em dados empíricos:

$$\frac{\delta_p}{D} = 0,2 \left(\frac{z}{D} \right)^{0,33} (Re Sc)^{-0,33} (1 - 1,143 \cdot Re^{-0,142} Sc^{-0,128} Re_w^{0,060}) \quad (2.14)$$

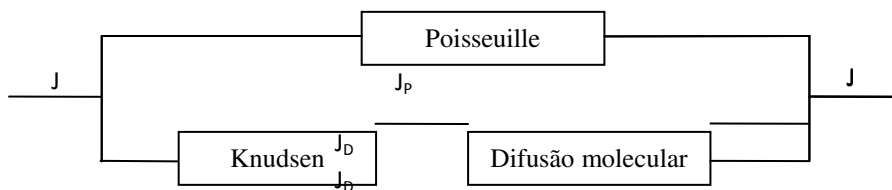
$$\frac{\delta_p}{D} = 2 \left(\frac{z}{D} \right)^{0,33} (Re Sc)^{-0,33} Re_w^{-0,3} (1 - 0,4377 \cdot Sc^{-0,0018} Re_w^{-0,1551}) \quad (2.15a)$$

As correlações (Equações 2.14 e 2.15a) são válidas nos intervalos $Re= 300$ a 1000 , $Re_w= 0,02$ a $0,3$, $Sc= 600$ a 3200 e $z/D= 0$ a 100 , em que D é o diâmetro de entrada da membrana tubular, z a coordenada axial, Re é o número de Reynolds, Re_w , o número de Reynolds de parede e Sc o número de Schmidt.

Vários estudos têm sido realizados analisando os efeitos das características dos poros no modelo de escoamento através da membrana. MIN e HU, (2011) fizeram uma análise teórico/experimental da permeação de vapor de água através de uma membrana microporosa utilizando o SEM (*scanning electron microscope*) para a análise da microestrutura da membrana. Os testes de permeação de vapor d'água foram realizados para a medida da resistência a transferência de umidade total incluindo as resistências à transferência na camada limite em ambos os lados da membrana.

MIN e HU, (2011) combinaram Knudsen, difusão molecular e o escoamento de Poiseuille na modelagem de permeação transmembrânica como representado no esquema ilustrado na Figura 2.13. Concluíram que fixando o diâmetro médio do poro existe uma relação restrita entre a porosidade superficial, taxa de tortuosidade do poro e no desvio padrão adimensional.

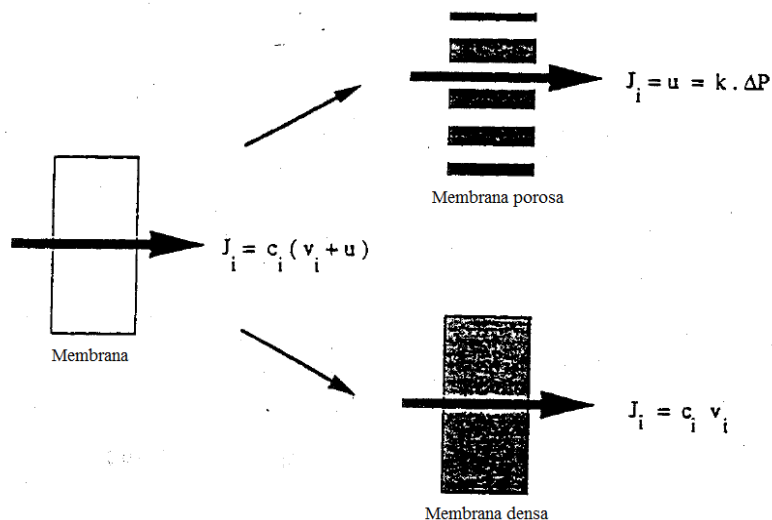
Figura 2.13 - Modelo de transferência de massa no interior da membrana.



Fonte: MIN e HU, (2011).

Devido aos diferentes princípios de separação utilizando membranas (porosas ou densas), MULDER (1996) propõe um modelo unificado relacionando os vários processos em um único modelo quanto à estrutura da membrana, força motriz e fluxo. O fluxo do componente i através da membrana, J_i , é descrito como função da velocidade e concentração ilustradas na Figura 2.14.

Figura 2.14 - Escoamento convectivo e difusivo na membrana porosa e densa respectivamente.



Fonte: Adaptado de MULDER, (1996).

Sendo v_i o fluxo difusivo e u o fluxo convectivo. Escoamentos em membranas porosas com poros médios de $0,1 \mu\text{m}$ o fluxo convectivo é o transporte dominante podendo o termo difusivo ser desprezado. Para o escoamento convectivo laminar através dos poros, ambas as equações de Hagen-Poiseuille e Kozeny-Carman podem ser aplicada, no qual, relaciona o raio do poro, r , a espessura da membrana, ℓ , viscosidade dinâmica, μ , e a tortuosidade, τ . (Equação 2.16).

$$J = \frac{\varepsilon \times r^2}{8 \times \mu \times \tau} \frac{\Delta P}{\ell} \quad (2.16)$$

2.4.2. Permeação e difusão

Para o escoamento através das membranas desenvolveram-se abordagens analíticas e modelagens fenomenológicas no qual foram utilizadas diversas técnicas matemáticas, aperfeiçoando os processos de determinação da permeabilidade destes meios. Contudo é comum confundir os termos permeação e difusão.

A permeação é o fenômeno no qual uma espécie ou componente é capaz de atravessar outra substância, e não necessariamente significa difusão (HWANG e KAMMERMEYER 1975). Por outro lado, o termo difusão refere-se à difusão molecular, enquanto a permeação estende-se ao fenômeno mais geral de transferência de massa, causado por um diferencial de uma força motriz.

Dependendo do mecanismo de permeação específica, o processo de escoamento pode ser denominado: difusão, diálise, eletrodialise, osmose reversa, ultrafiltração, eletroforese, etc. Por isso, vale ressaltar que a permeabilidade não é uma propriedade da membrana, existindo uma relação entre a resistência e a espessura da membrana.

2.4.3. Relação entre permeabilidade, resistência e espessura da membrana

A permeabilidade e o fluxo através da membrana podem ser definidos em termos de concentrações, pressões, ou também podem ser relacionados com a variação da espessura da membrana. Dessa forma, Hwang e Kammermeyer (1975) utilizaram a definição do mecanismo de permeação no estado estacionário aplicando a equação do fluxo de permeado

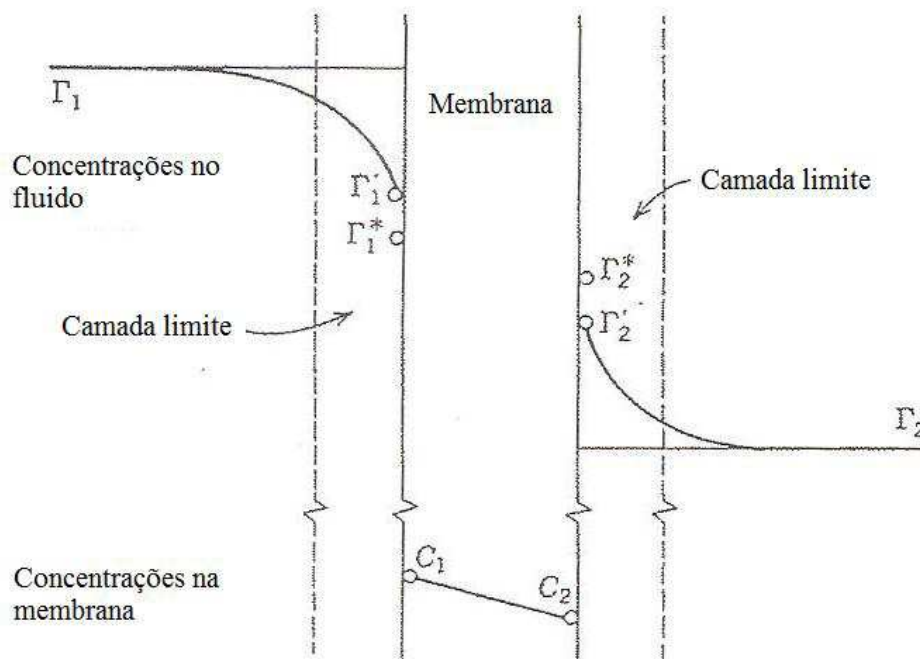
levando em consideração a espessura da membrana, ℓ , em termos de concentração (Equação 2.17), e da pressão (Equações 2.18).

$$F = K_{\Gamma} \times A_m \times \frac{\Gamma_1 - \Gamma_2}{\ell} \quad (2.17)$$

$$F = K_P \times A_m \times \frac{p_1 - p_2}{\ell} \quad (2.18)$$

onde K_{Γ} e K_P é a permeabilidade por unidade de concentração e pressão, respectivamente, A_m , área da membrana, Γ_1 , Γ_2 , e p_1 , p_2 são as concentrações e pressões e ℓ é a espessura da membrana ilustrados no esquema da Figura 2.15.

Figura 2.15 - Perfil de concentração através da membrana.



Fonte: adaptado de HWANG e KAMMERMEYER, (1975).

As equações do fluxo de permeado também podem ser escritas separadamente considerando o estado de equilíbrio, para os dois lados da membrana. Para um lado da membrana tem-se:

$$F = A_m \times \frac{\Gamma_1 - \Gamma_1^*}{r_1} \quad (2.19)$$

Para o outro lado da membrana:

$$F = A_m \times \frac{\Gamma_2^* - \Gamma_2}{r_2} \quad (2.20)$$

neste caso r_1 e r_2 são as resistências do filme incluindo as resistências de sorção e desorção, Γ_1^* e Γ_2^* , são as concentrações produzidas nas condições de equilíbrio, respectivamente. Se a lei de Henry puder ser aplicada então:

$$C_1 = S_m \times \Gamma_1^* \quad (2.21)$$

$$C_2 = S_m \times \Gamma_2^* \quad (2.22)$$

onde S_m é a solubilidade na membrana

Combinando as equações e expressando em termos de fluxo de permeado ou em termos de permeabilidade tem-se as Equações 2.23 e 2.24 respectivamente.

$$F = \frac{A_m \times D_{AB} \times S_m \times (\Gamma_1 - \Gamma_2)}{D_{AB} \times S_m \times (r_1 + r_2) + \ell} \quad (2.23)$$

$$K' = \frac{D_{AB} \times S_m \times \ell}{D_{AB} \times S_m \times (r_1 + r_2) + \ell} \quad (2.24)$$

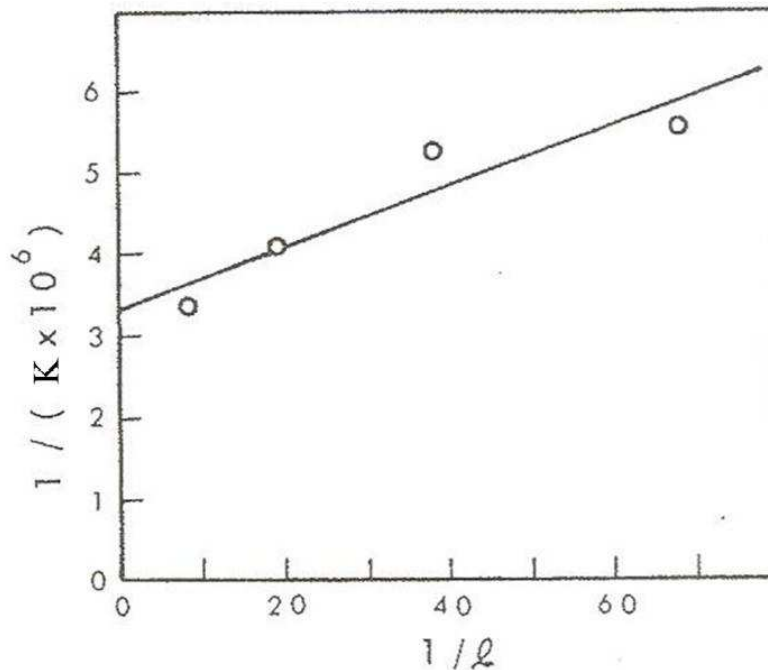
A Equação 2.24 indica como a permeabilidade varia em função da espessura da membrana. Uma mudança nas condições da resistência filme ou da espessura da membrana altera a permeabilidade. Dessa forma, a relação entre a permeabilidade e a espessura da membrana pode ser verificada quando o inverso da permeabilidade é plotado contra o inverso da espessura, obtendo-se uma linha reta, cuja inclinação fornece o valor da resistência da camada limite, e a interceptação da linha reta fornece o valor da permeabilidade na espessura infinita, ilustrado na Figura 2.16 e representada na Equação 2.25.

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{D_{AB} \times S_m} + (r_1 + r_2) \frac{1}{\ell} \quad (2.25)$$

Segundo Persson *et al.* (1995) a permeabilidade pode ser relacionada com o inverso da resistência da membrana, como segue.

$$K = \frac{1}{R_m} \quad (2.26)$$

Figura 2.16 - Permeabilidade em função da espessura da membrana.



Fonte: HWANG e STRONG, (1967).

Para entender o mecanismo declínio do fluxo de permeado com tempo Persson *et al.* (1995); Yoon *et al.* (1999); Paris *et al.* (2002); Damak *et al.* (2004); Pak *et al.* (2008) utilizam o modelo de resistência em série. De acordo com esse modelo, a resistência global de uma microfiltração pode ser obtida assumindo todas as fontes de resistência a filtração.

Utilizando a equação de Carman-Kozeny para o cálculo da pressão Yoon *et al.* (1999) verificaram que a pressão efetiva exercida na superfície da membrana, diminui devido à queda de pressão causada pelo acúmulo de torta durante a permeação.

$$\Delta P = \frac{5 \times \mu \times S_i^2 \times (1 - \varepsilon)^2 \times v}{\varepsilon^3} \Delta l \quad (2.27)$$

onde S_i e ε são a área da superfície específica e a porosidade e Δl é a espessura da camada limite da torta.

O valor da primeira queda de pressão $\Delta P_{anterior}$, foi utilizada para o cálculo da segunda (Equação 2.28) e assim sucessivamente até obter o valor da pressão transmembrana efetiva, $\Delta P_{T,eff}$. Dessa forma pode-se obter o fluxo a partir do modelo de resistência em série, dado pela Equação 2.29.

$$\Delta P_{T,novo} = \Delta P_{T,anterior} \frac{\mu \times \varepsilon_i^3 \times J}{5 \times S_i^2 \times (1 - \varepsilon_i)^2} \Delta \ell_i \quad (2.28)$$

$$J = \frac{\Delta P_{T,eff}}{\mu(R_m + R_b)} \quad (2.29)$$

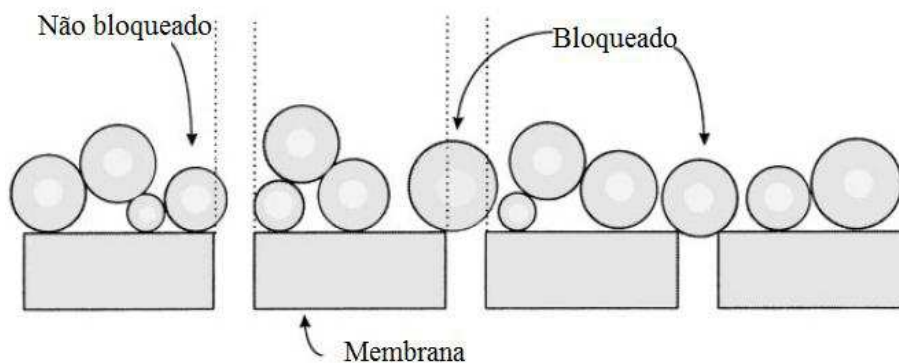
onde R_b , resistência ao bloqueamento,

$$R_b = \left(\frac{N_0}{N-1} \right) R_m \quad (2.29a)$$

onde R_m é a resistência inicial da membrana, obtida experimentalmente, obtida levando em consideração a razão entre o número de poros da membrana inicial bloqueados, N_0 , e o número restante de poros não bloqueado N .

Yoon *et al.* (1999) estimaram o fluxo de permeado utilizando o conceito do modelo de resistência em série considerando o bloqueio dos poros e a resistência da torta. Levaram em consideração que somente as partículas em contato com a superfície da membrana são capazes de bloquear o poro da membrana como ilustrado no esquema Figura 2.17.

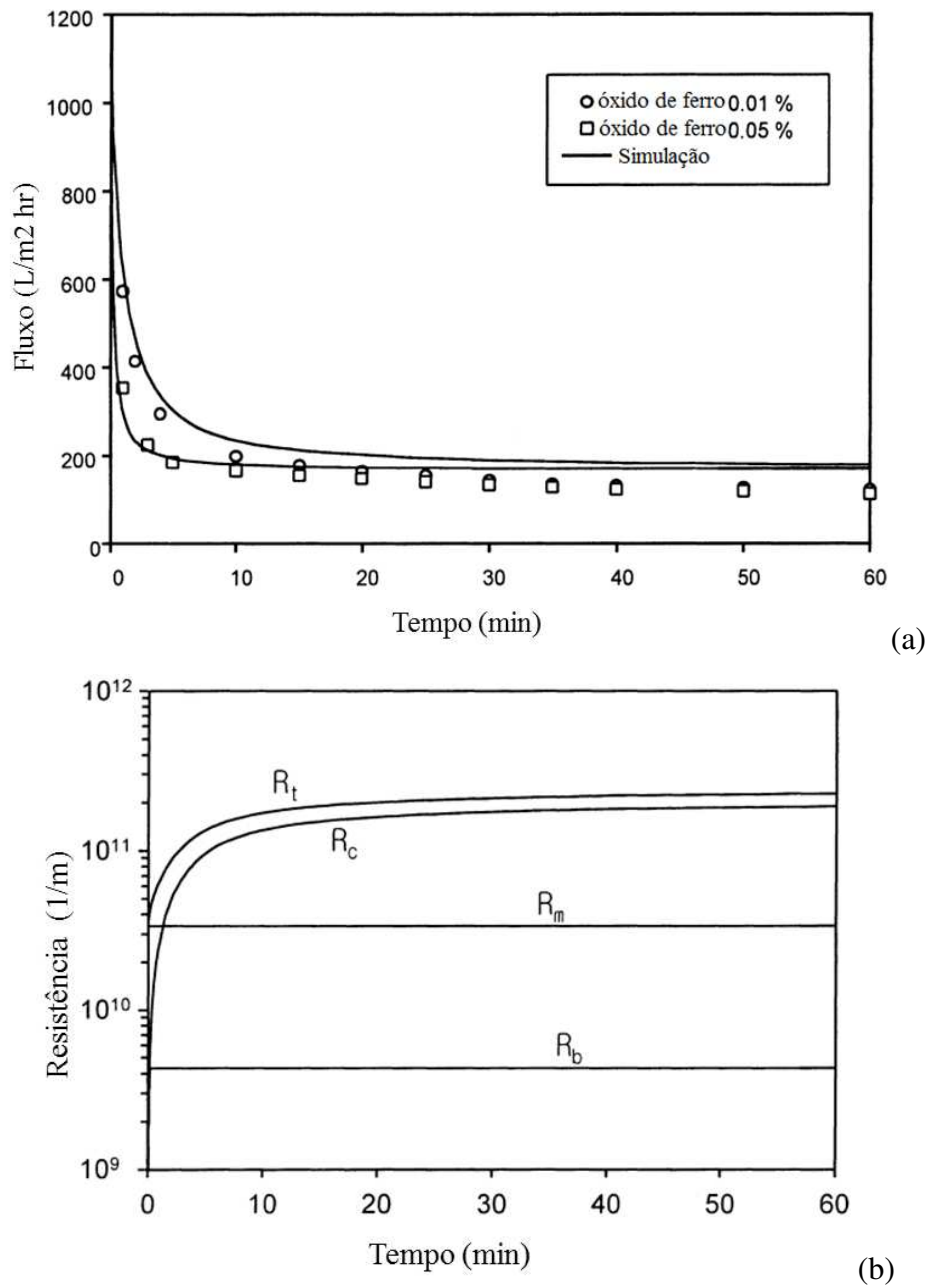
Figura 2.17 - Regra do bloqueio de poros.



Fonte: YOON *et al.* (1999)

Yoon *et al.* (1999) obtiveram a curva do fluxo de permeado e da resistência com o tempo como ilustrado nas Figuras 2.18 a e b, respectivamente. Verificaram que o declínio do fluxo com tempo foi inicialmente rápido e então estabilizou próximo do estado estacionário e as resistências ao bloqueamento e da membrana, R_m e R_b , respectivamente, são constantes ao longo do tempo.

Figura 2.18 - (a) Fluxo de permeado (b) Resistência em função do tempo



Fonte: YOON *et al.* (1999).

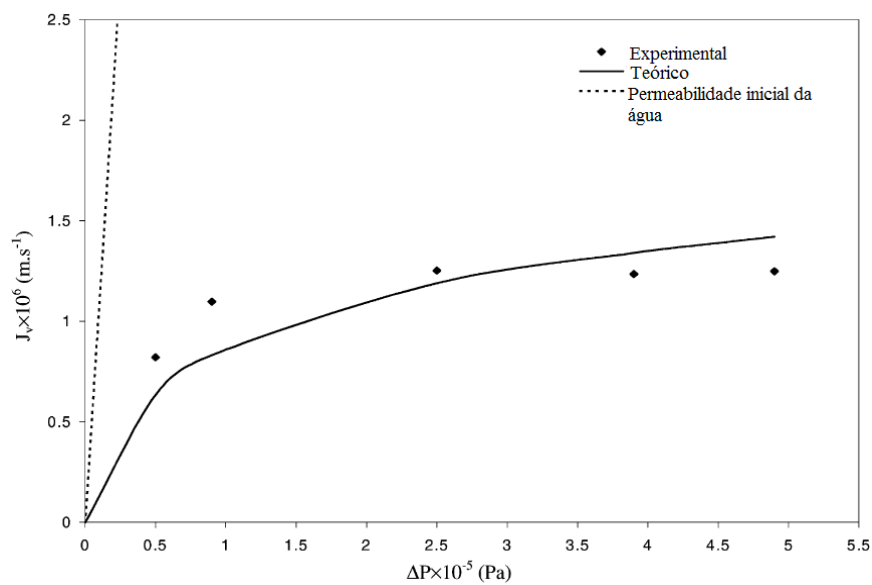
Paris *et al.* (2002) incluíram no modelo das resistências em série a influencia da concentração média de soluto (dextran T500) e a pressão transmembrana na resistência devido a polarização por concentração, R_p . (Equação 2.30). Assim, a equação do modelo das resistências em série modificada por Paris *et al.* (2002) é função da pressão transmembrana e da concentração média de soluto na camada limite, dessa forma o fluxo de permeado médio está representado na Equação 2.31 e ilustrado na Figura 2.19

$$R_p = \frac{\alpha_o \times C_o \times \delta}{Pe} (e^{Pe-1}) \Delta P \quad (2.30)$$

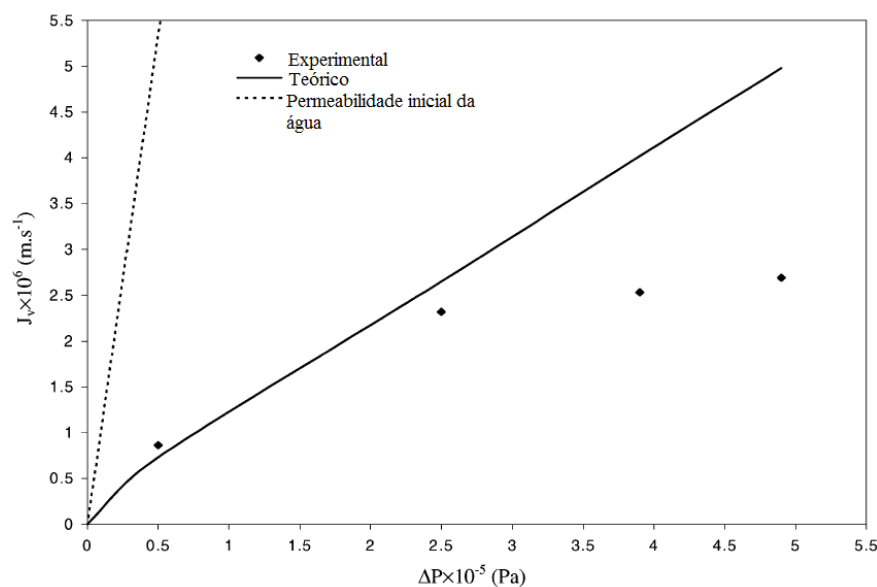
onde α_o , é o coeficiente de resistência específico, δ , espessura da camada limite local, C_o a concentração da alimentação e o Pe é o número de Peclet.

$$J_v = \frac{\Delta P}{\mu \times R_m + (\alpha_o \times C_o \times \delta \times \mu / Pe) \times (e^{Pe-1}) \Delta P} \quad (2.31)$$

Figura 2.19 - Fluxo de permeado em função da pressão transmembrana à velocidade de 0.216 m s^{-1} para a concentração inicial de dextran T500 igual a 8 g L^{-1} (a) e 1 g L^{-1} (b)



(a)



(b)

Paris *et al.* (2002) verificaram que para maiores concentrações de dextran T500 (8 g L^{-1}) os dados de fluxo de permeado calculado concordavam com os dados experimentais (Figura 2.19a). No entanto, para baixas concentrações (1 g L^{-1}) (Figura 2.19b) o fluxo calculado aumenta linearmente com a pressão transmembrana não havendo concordância com os resultados experimentais, indicando que a resistência devido a polarização por concentração é muito pequena.

Importantes resultados foram obtidos por Paris *et al.* (2002) em relação a influencia do comprimento da membrana no fluxo de permeado e na espessura da camada limite local. Observaram que o fluxo de permeado diminui com o aumento do comprimento e a espessura da camada limite aumenta ao longo do comprimento da membrana ilustrados nas Figuras 2.20 (a) e (b).

Para se obter um modelo realísticos e mais preciso devem-se levar em consideração a influência da velocidade, concentração inicial, pressão transmembrana e comprimento da membrana, no modelo e não simplificações apenas com base em dados médios.

Min e Hu (2011) em suas pesquisas sobre a permeação de vapor de água através da membrana microporosa verificaram que a resistência da membrana diminui com o aumento do diâmetro médio do poro, contudo a resistência da membrana diminui mais rapidamente para pequenos raios. Esse efeito é mais facilmente notável na PES (poli éter sulfona) que possui uma espessura de 0,0998 mm do que na membrana de celulose cuja espessura é 0,1192 mm, dados esses apresentados na Tabela 2.9. Os autores também identificaram que a resistência da membrana é inversamente proporcional à relação da porosidade superficial e a taxa de tortuosidade do poro, ε/τ . A resistência foi avaliada em função do raio médio do poro e em relação ao desvio padrão ilustrada na Figura 2.21 (a) e (b).

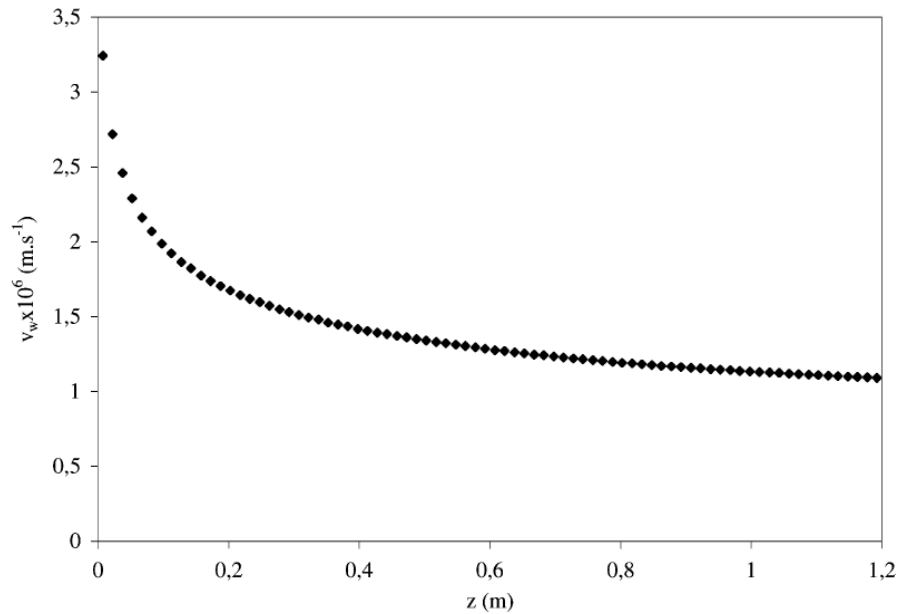
Tabela 2.9 - Parâmetros da membrana.

Membrana	ℓ (mm)	r_m (μm)	σ	ε/τ
PES	0,0988	0,5	0,0827	0,155
Celulose	0,1192	0,5	0,301	0,196

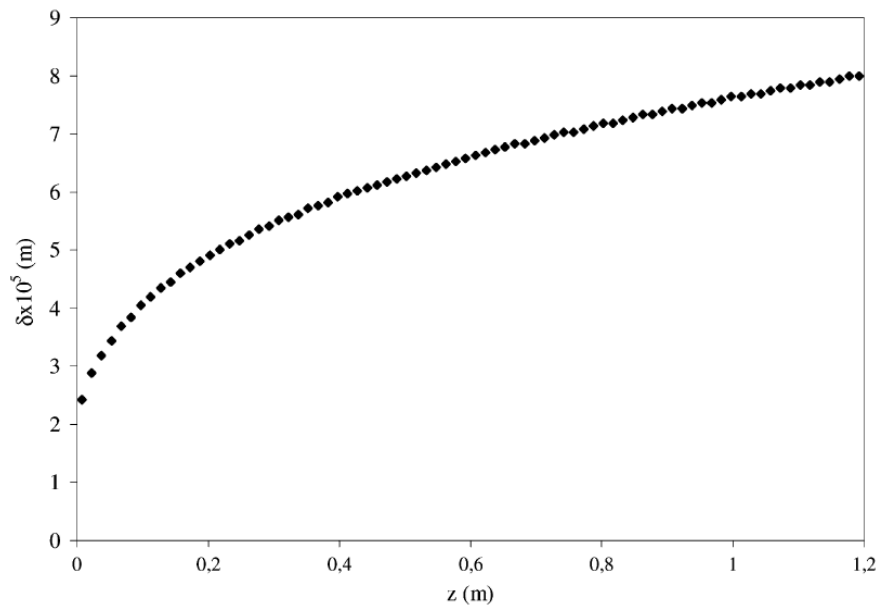
Fonte: Adaptada de MIN e HU, (2011).

onde ℓ é a espessura da membrana; r_m é o raio médio do poro, σ é o desvio padrão adimensional e ε/τ representa porosidade superficial em relação à tortuosidade.

Figura 2.20 - Efeito do comprimento da membrana em relação (a) ao fluxo de permeado e (b) a espessura da camada limite local ($C_o=8 \text{ g L}^{-1}$, $V_o=0,216 \text{ m s}^{-1}$, $P= 4,9 \times 10^5 \text{ Pa}$).



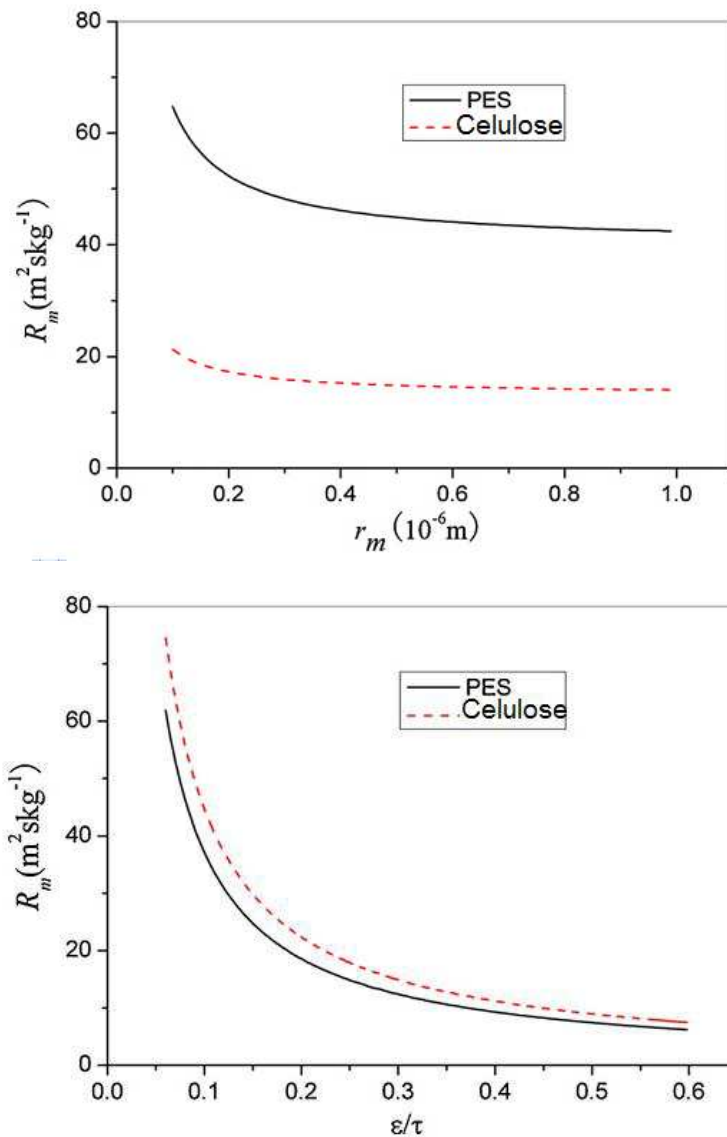
(a)



(b)

Fonte: PARIS *et al.* (2002)

Figura 2.21 - Resistencia em função do (a) raio médio do poro e (b) do desvio padrão adimensional.



Fonte: MIN e HU, (2011).

2.4.4. Retenção da água pura no meio poroso (membrana)

A retenção de água no meio poroso pode ocorrer nos microporos sendo representado pelo fenômeno da capilaridade ou nas superfícies dos sólidos representando fenômeno de adsorção. A razão de massa de água existente no meio poroso num dado instante e a massa de sólidos é dada pela Equação 2.32 (LIBARDI, 2005).

$$U = \frac{m_a}{m_s} = \frac{m - m_s}{m_s} \quad [\text{kg/kg}] \quad (2.32)$$

$$U\% = \left(\frac{m - m_s}{m_s} \right) 100 \quad (2.33)$$

onde m_a , m_s e m são as massas de água, sólido e a massa do meio poroso não saturado, respectivamente.

A equação geral para a determinação do fluxo de permeado (Equação 2.2) pode ser simplificada considerando: apenas água pura no processo de microfiltração. Dessa forma, o termo da pressão osmótica é negligenciado e a difusividade é insignificante em relação a contribuição convectiva. Então a Equação 2.2 é reduzida a forma da Equação 2.34 modelo de resistências em série (PARIS *et al.*, 2002; BLANPAIN-AVET *et al.*, 2009; ABADI *et al.*, 2011).

$$J = \frac{1}{A_m} \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P}{\mu(R_M + R_C)} \quad (2.34)$$

O fluxo de água pura e a resistência da membrana podem ser medida pela variação da pressão transmembrana via inclinação da curva fluxo de permeado versus pressão transmembrana. A resistência da membrana ou hidráulica, R_m , é constante e independe da composição da alimentação ou da pressão aplicada, é única para cada membrana, dependendo do diâmetro dos poros e outros parâmetros intrínsecos. Blanpain-Avet *et al.* (2009); Abadi *et al.* (2011) estimaram o valor da resistência da membrana aplicando o valor do fluxo inicial de água deionizada, usando a Equação de Darcy:

$$J_{wi} = \frac{\Delta P}{\mu R_m} \quad \text{ou} \quad R_m = \frac{\Delta P}{\mu J_{wi}} \quad (2.35)$$

onde J_{wi} , R_m , ΔP e μ representam o fluxo de permeado inicial de água deionizada, resistência da membrana, pressão transmembrana e viscosidade dinâmica da água, respectivamente.

A equação de Darcy relaciona a vazão volumétrica de permeado Q , queda de pressão, ΔP , viscosidade do fluido μ , espessura do leito poroso ℓ e a face da área de permeação A , dada por.

$$Q = K \frac{A \times \Delta P}{\mu \times \ell} \quad (2.36)$$

onde K é uma constante denominada permeabilidade do meio.

Considerando o fluxo de água pura submetido a uma determinada queda de pressão, todos os parâmetros da Equação 2.36 são constantes, resultando em uma taxa de escoamento

constante no qual a curva do volume de permeado acumulado é linearmente proporcional ao tempo de filtração (ou permeação) ilustrado na Figura 2.22.

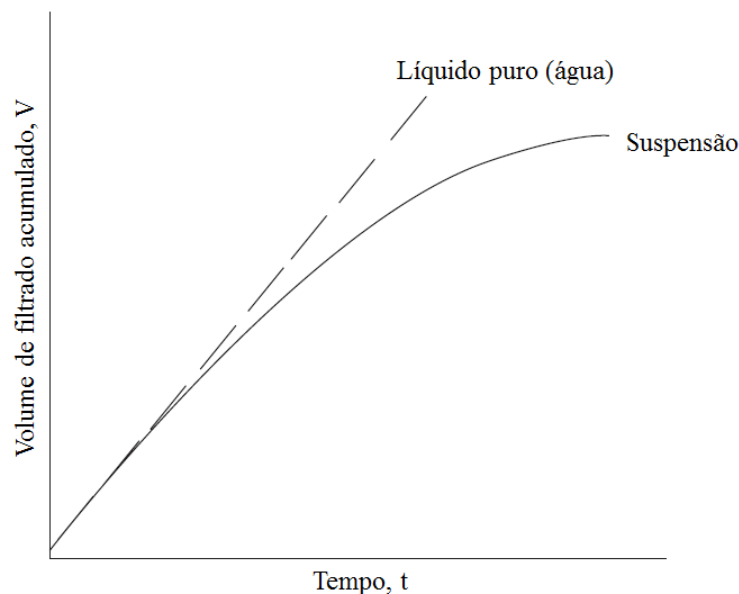
Dessa forma, a Equação 2.36 pode ser reescrita a seguir:

$$Q = \frac{A \times \Delta P}{\mu \times R_m} \quad (2.37)$$

Na Equação 2.37 a resistência da membrana, R_m , esta relacionada com a permeabilidade da membrana K e a espessura da membrana ℓ , como segue.

$$R_m = \frac{\ell}{K} \quad (2.38)$$

Figura 2.22 - Volume de filtrado acumulado em função do tempo.



Fonte: SVAROSVISK, (2000)

Dessa forma, é possível encontrar o valor da resistência da membrana no tempo inicial empregando a Equação 2.38 (Svarosvisk, 2000; Abadi *et al.*, 2011; Calçada *et al.*, 2011), tendo em vista que ℓ e R_m são parâmetros intrínsecos da membrana, conseqüentemente constantes no estado inicial.

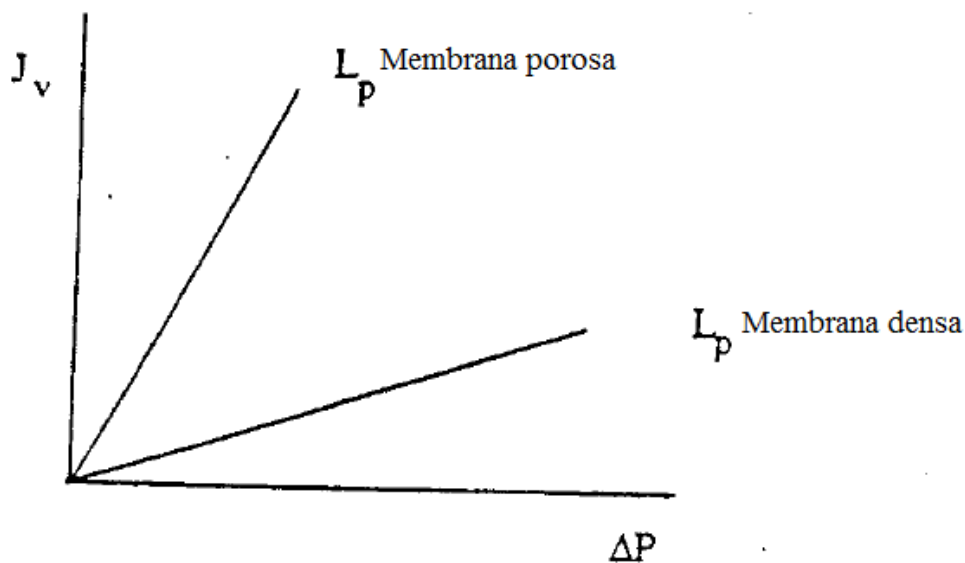
Vale ressaltar que, após o processo de filtração devem-se levar em consideração os fenômenos referentes à filtração. Para o caso de escoamento de água pura, especificamente deve levar em consideração o fenômeno de saturação dos poros da membrana, resultando na diminuição do fluxo com o tempo.

O coeficiente de permeabilidade, L_p , da água pode ser obtido pela Equação 2.39 quando utilizado experimento para a filtração de água pura, tendo em vista que, a diferença de pressão

osmótica é zero e existe uma relação linear entre a pressão hidrodinâmica aplicada e o fluxo volumétrico da água. Dessa forma é possível obter a curva do fluxo volumétrico como função da pressão aplicada independente dos diâmetros de poros (maiores ou densos) como ilustrado na Figura 2.23.

$$J_{\text{água}} = L_p \times \Delta P \quad (2.39)$$

Figura 2.23 - Fluxo de água pura em função da pressão aplicada.



Fonte: Adaptado de MULDER, (1996).

2.5. Separação por membranas: Estado da arte

Davis e Sherwood (1995) em sua pesquisa sobre o processo de microfiltração tangencial em módulo tubular apresentaram um modelo relacionando com correlações empíricas em que a concentração é dependente das tensões viscosas na resolução das equações de convecção-difusão aplicada à camada limite polarizada.

Baseado no transporte de soluto induzido por cisalhamento, Davis e Sherwood (1995) constataram que no início da filtração existe um escoamento cisalhante que varre as partículas na superfície da membrana e a mantém limpa até uma distância crítica, $x < x_c$. Após essa distancia crítica, x_c , a tensão não é suficiente e a torta estagnada começa a ser formada, $x > x_c$. Devido ao reduzido valor da espessura da camada limite, δ , em relação à meia altura (do canal

ou do diâmetro) da tubulação, é possível representar o módulo tubular em coordenadas cartesianas.

Ohya *et al.* (1998); Psoch *et al.* (2004) verificaram a distribuição do tamanho da gota de óleo por volume da emulsão água/óleo de alimentação. Ohya *et al.* (1998) correlacionaram essa distribuição de tamanho de gotas utilizando a equação de Rosin-Rammler, dada pela Equação 2.40 e ilustrado na Figura 2.24.

$$R(d_p) = 100 \exp(-3,2 \times 10^5 d_p^{1,1}) \quad (2.40)$$

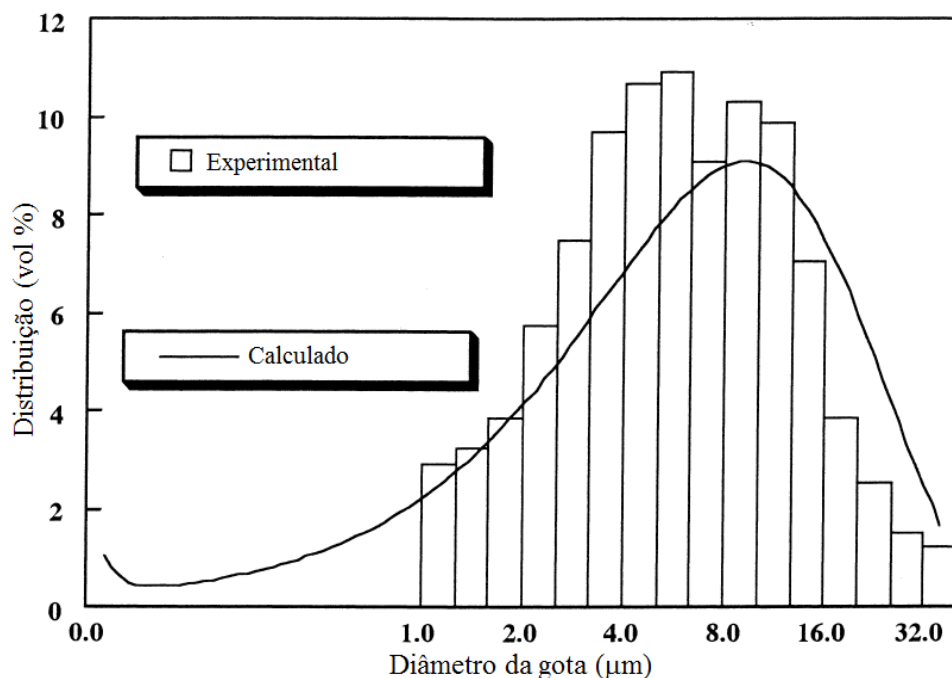
onde d_p é o diâmetro da gota (μm)

A rejeição de óleo foi obtida utilizando a Equação 2.41.

$$R_{\text{óleo}} = 1 - \frac{C_{o,P}}{C_{o,A}} \quad (2.41)$$

onde $C_{o,P}$ e $C_{o,A}$ são as concentrações de óleo no permeado e na alimentação, respectivamente.

Figura 2.24 - Distribuição do diâmetro da gota da emulsão água/óleo na alimentação.



Fonte: Adaptado de OHYA *et al.* (1998).

Ohya *et al.* (1998) dividiram o declínio do fluxo de permeado com o tempo em dois estágios: o primeiro para o mecanismo de filtração que dependendo do tamanho dos poros da membrana, os mecanismos de filtragem são diferentes, sendo classificado em três tipos de

bloqueio: completo, intermediário, padrão, para os seguintes diâmetros 0,27 μm , 0,75 μm , e 1,47 μm , respectivamente, e o segundo estágio é o modelo de formação da camada de torta depositada na membrana.

Quanto ao potencial de separação da membrana cerâmica tubular (alumina), visando a análise das medidas de fluxo e turbidez na separação água/óleo. Silva *et al.* (2003) verificaram que a membrana apresentou bom desempenho com uma eficiência de separação entre 95 e 99,9%, com concentrações do permeado inferior a 5 ppm. As medidas de turbidez para a água de descarte apresentaram valores inferiores aos exigidos pelo CONAMA (Conselho Nacional do Meio Ambiente) com uma redução do fluxo inicial de 30%, ratificando a importância do uso de membranas no tratamento de efluentes oleosos que são lançados no meio ambiente ou reutilizados nos processos industriais.

Bellhouse *et al.* (2001); Wiley and Fletcher, (2003); Li *et al.* (2004); Bessiere *et al.* (2008) destacaram o uso de técnicas de fluidodinâmica computacional na previsão do escoamento através da membrana. Estas pesquisas proporcionaram um ponto de partida para a aplicação de técnicas CFD (Fluidodinâmica Computacional) utilizando membranas numa análise 2D. Indicam que os parâmetros geométricos (espaçadores, rosca helicoidal e outros parâmetros) têm uma forte influência sobre a transferência de massa.

Óleos de efluentes podem ser recuperados e substituídos por óleo combustível, a fim de economizar custos com energia. No entanto, óleo reciclado, promove a geração de fuligens e cinzas ocasionadas pela oxidação de substâncias não combustível presentes, diminuindo o ciclo de queima, necessitando de aumento do ciclo de limpeza.

Psoch *et al.* (2004) sugeriram um processo de tratamento integrando do processo de microfiltração, ao processo de tratamento convencional de recuperação de efluentes oleosos. A membrana cerâmica foi utilizada subsequente ao método convencional para reduzir a fuligem e a formação de cinzas do óleo reciclado, melhorando a performance de combustão. Psoch *et al.* (2004) afirmam que é possível, com o uso de membranas, uma redução de 65% na formação de cinzas do óleo reciclado em comparação aquela do resíduo de óleo original.

Rahimi *et al.* (2005) verificaram numericamente a influência dos diferentes tipos de barreiras no processo de microfiltração, segundo os autores o modelo de turbulência RNG $k-\varepsilon$, foi utilizado por ser mais adequado e preciso em escoamento com barreiras, quando comparado com o modelo $k-\varepsilon$. Obtiveram resultados referente ao fluxo de permeado mais preciso, realístico, do que os resultados calculados com simplificações, no qual se considera

as pressões médias, na equação de Darcy. A diferença percentual, $P(\%)$, entre o resultado numérico usando CFD e o calculado com simplificações, foi quantificada pela Equação 2.42.

$$P(\%) = \frac{\text{Fluxo com simplificações} - \text{Fluxo usando CFD}}{\text{Fluxo usando CFD}} \quad (2.42)$$

Porém vale ressaltar que Rahimi *et al.*(2005) em suas pesquisas trabalharam com a filtração de água deionizada, não levando em consideração os efeitos de polarização na modelagem, quando se tem uma substância capaz de ficar retida na membrana. Nos processos de separação água/óleo deve-se levar em consideração o fenômeno de polarização, tornando este fato um problema mais complicado e requer um estudo mais aprofundado.

Os resultados obtidos por Rahimi *et al.*(2005) estão de acordo com Porciúncula (2007). Na análise do campo vetorial verificam-se uma tendência à formação de escoamentos reversos levando a formação de vórtices, indicando que na presença de soluto essas regiões são favoráveis ao acúmulo de material causando uma queda no fluxo de permeado. Dessa forma a geometria é um importante parâmetro a ser considerado na escolha do módulo de membrana. Maiores fluxos reversos foram verificados em módulos com barreiras trapezoidais e retangulares opostas ao escoamento.

A separação de efluentes oleosos utilizando membrana cerâmica ($\alpha\text{Al}_2\text{O}_3$) foi verificado por Hua *et al.* (2007) e observaram que alto fluxo de permeado foi alcançado com menores pressões transmembrana, alta velocidade do fluxo e baixa concentração de óleo na alimentação. 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%.

Pak *et al.* (2008) verificaram o processo de dessalinização utilizando membranas, empregando a fluidodinâmica computacional. A análise da resistência da camada limite da polarização por concentração foi realizada utilizando a equação:

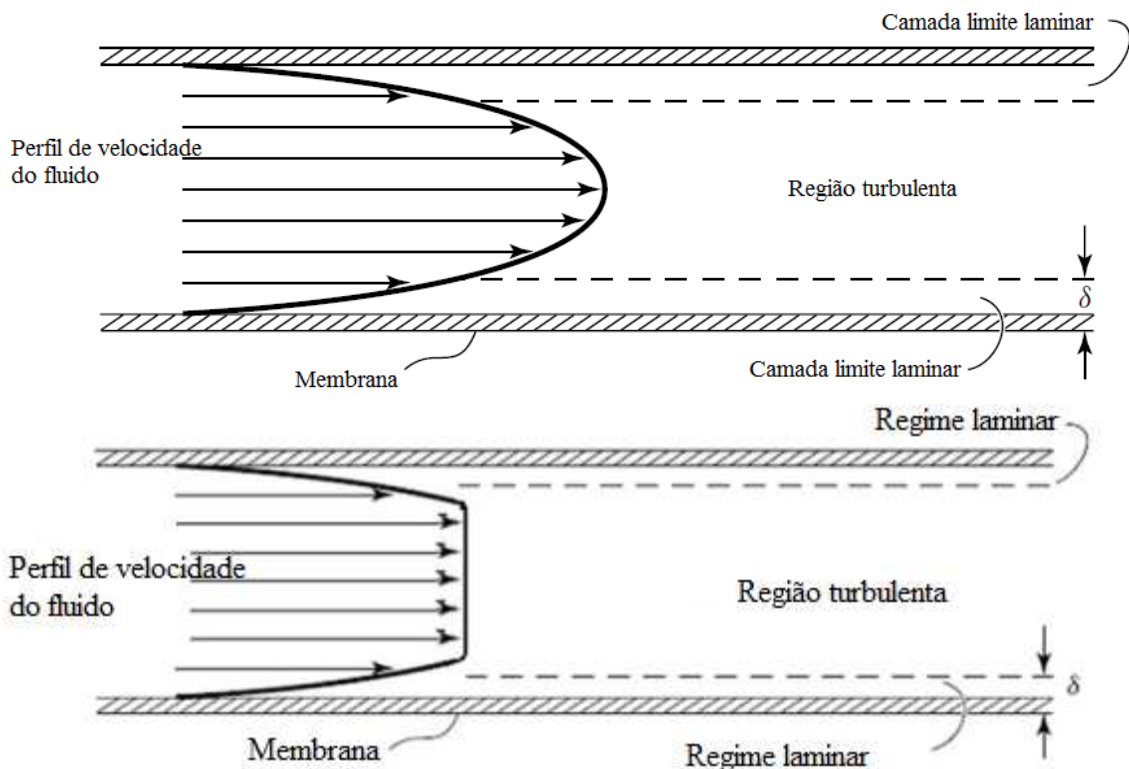
$$R_p = \int_{R-\delta_p}^R r_p d\delta = r_p \delta_p \quad (2.43)$$

onde r_p é a resistência específica e δ_p é a espessura da camada de polarização por concentração, aproximadamente igual a distância da superfície da membrana onde o valor da concentração é próximo o suficiente do valor da concentração na entrada, assim, o equilíbrio entre os fluxos convectivo e difusivo é alcançado quando:

$$\frac{C - C_0}{C_0} < 0,001. \quad (2.44)$$

O escoamento através de um meio poroso é modelado utilizando os conceitos de fluxo convectivo ocasionado pelo fluxo das partículas na corrente de alimentação, e do fluxo difusivo, que ocorre na superfície através dos poros da membrana, até atingir o equilíbrio. Pela consideração da presença de uma camada estagnada entre a superfície da membrana e o seio da solução, o regime é laminar e o cisalhamento do fluido próximo à superfície da membrana é praticamente inexistente (BAKER, 2004). A Figura 2.25 (a) e (b) ilustra o perfil de velocidades do fluido no interior da membrana, indicando a região turbulenta, a camada limite da região laminar e a espessura da região considerada estagnada para os regimes laminar e turbulento.

Figura 2.25 - Perfil de velocidade do escoamento de fluido através do canal de um módulo de membrana em (a) regime laminar e (b) em regime turbulento.



Fonte: Adaptado de BAKER, (2004).

Hanspal *et al.* (2009) desenvolveram um modelo matemático bidimensional envolvendo o escoamento turbulento e laminar descritos pelas equações de Navier–Stokes e Darcy.

- Equação da quantidade de movimento para o escoamento livre

$$\begin{cases} -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left[2\eta \frac{\partial v_x}{\partial x} \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[\eta \left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x} \right) \right] = 0 \\ -\frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial y} \left[2\eta \frac{\partial v_y}{\partial y} \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[\eta \left(\frac{\partial v_y}{\partial x} + \frac{\partial v_x}{\partial y} \right) \right] = 0 \end{cases} \quad (2.45)$$

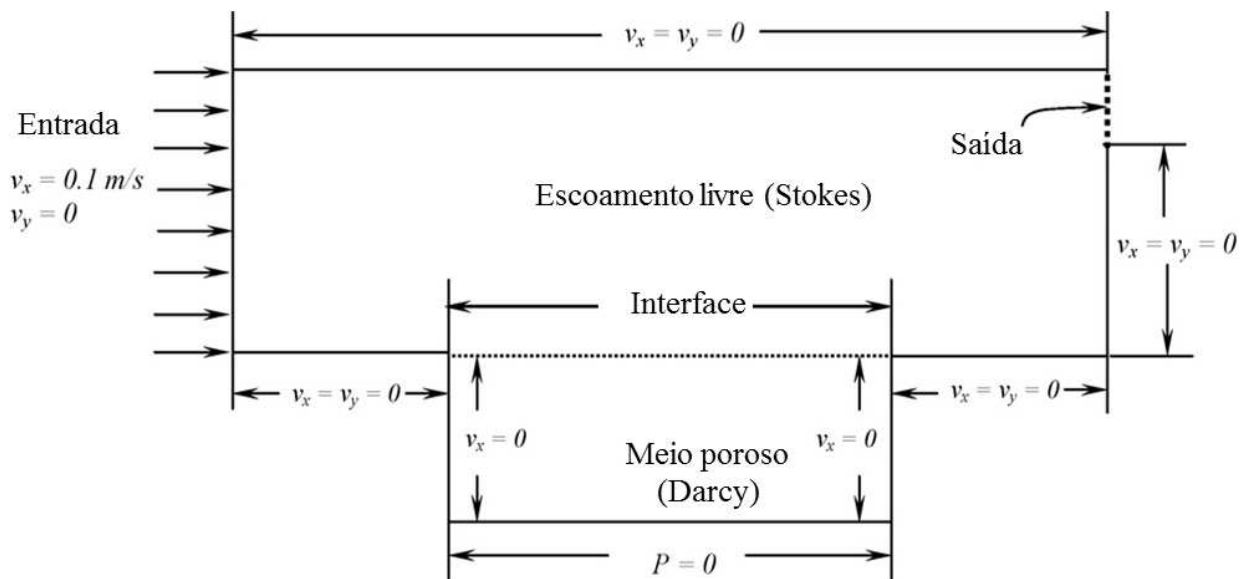
- Equação da quantidade de movimento para o meio poroso

$$\begin{aligned} \frac{\eta}{K_x} v_x + \frac{\partial p}{\partial x} &= 0 \\ \frac{\eta}{K_y} v_y + \frac{\partial p}{\partial y} &= 0 \end{aligned} \quad (2.46)$$

onde, p é a pressão, v_x e v_y são as componentes da velocidade dos fluidos nas direções x e y , respectivamente, e η é a viscosidade do fluido.

As simulações de Hanspal *et al.* (2009) foram realizadas utilizando dois valores de permeabilidade para a membrana: 10^{-6} m^2 e 10^{-12} m^2 . A Figura 2.26 ilustra o esquema representando as condições de entrada, saída e interface.

Figura 2.26 - Esquema do escoamento através do meio poroso.



Fonte: HANSPAL *et al.* (2009)

Observaram que para a permeabilidade alta, 10^{-6} m^2 , maior quantidade de fluido atravessa a interface fluido livre /poroso e observaram um concentrado e um campo de alta

velocidade próximo a região de saída. Os resultados referentes à quantidade do fluxo através da matriz porosa foram calculados por meio do balanço de massa sobre o domínio. Verificaram que apenas 1,5% do fluido na entrada atravessam a barreira porosa e 98,5% escoam fora da membrana.

Lautenschlager *et al.* (2009) propuseram uma modelagem matemática para otimização dos ciclos de operação e lavagem em um sistema de ultrafiltração, no qual a permeabilidade é dada como uma função linear do tempo após a retrolavagem, e o volume de líquido produzido são dados pelas Equações 2.47 e 2.48 e ilustrado na Figura 2.27.

$$K(t) = a \times t + b \quad (2.47)$$

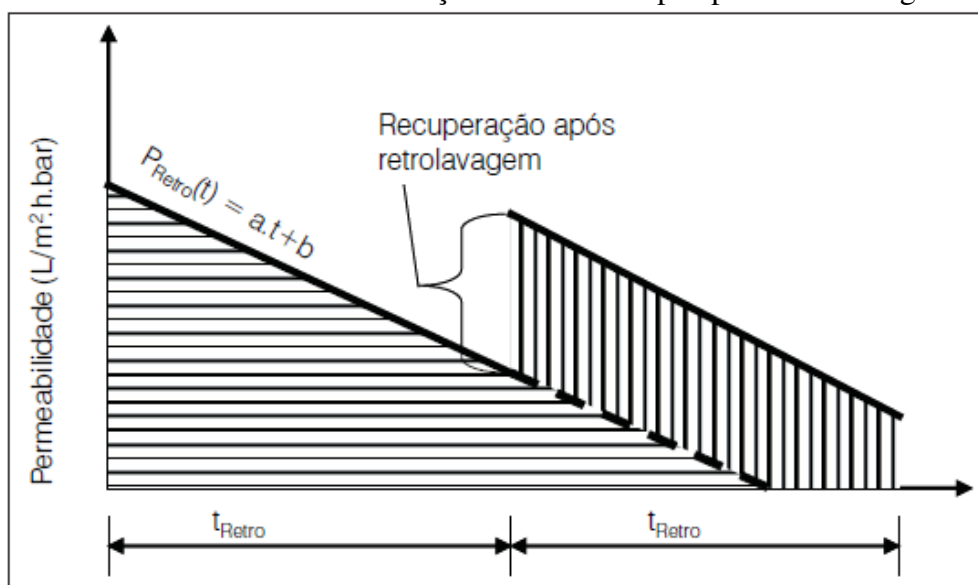
onde $K(t)$ é a permeabilidade após a retro lavagem [$L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$], a e b são coeficientes a serem determinadas para cada tipo de efluentes e t é o tempo após a retrolavagem.

$$V_p = n \times \int_0^t P(t) \Delta P dt - n V_G \quad (2.48)$$

onde V_p é o volume de permeado, n é o número de retrolavagem durante o ciclo, V_G é o volume gasto durante cada retrolavagem e ΔP é a pressão transmembrana.

Lautenschlager *et al.* (2009) verificaram que no processo de limpeza da membrana a permeabilidade é máxima imediatamente após a retrolavagem, e consequente diminuição ao longo do tempo ilustrado na Figura 2.27. A modelagem matemática proposta possibilitou a otimização do sistema de ultrafiltração com ganhos que variaram de 6 a 14% no volume de permeado.

Figura 2.27 - Permeabilidade como função linear do tempo após a retrolavagem.



Fonte: LAUTENSCHLAGER *et al.* (2009)

Recentemente uma membrana cerâmica tubular ($\text{Al}_2\text{O}_3/\text{TiO}_2$) em filtração tangencial foi estudada por Gomes *et al.* (2010) que avaliaram a eficiência de separação de biodiesel e glicerina; o limite máximo de glicerina dissolvido no biodiesel é de 0,02%. A performance da membrana foi avaliada na capacidade de retenção de 99,6% de glicerina em um fluxo de permeado de $63,1 \text{ kg h}^{-1}\text{m}^{-2}$, o qual foi dado pela Equação 2.49:

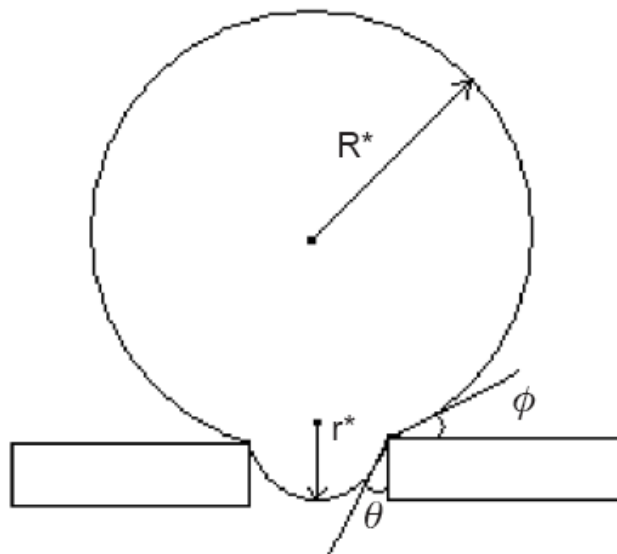
$$\%R = \frac{[(C_o - C_p) \times 100]}{C_o} \quad (2.49)$$

onde C_o e C_p são as frações mássicas do glicerol na alimentação e no permeado respectivamente.

De acordo com Mulder (1996), com o aumento na pressão aplicada, o fluxo através da membrana aumenta, porém diminui a taxa de rejeição, R , isto é, diminui a seletividade da membrana, podendo ser definida de acordo com a relação entre as concentrações na alimentação e no permeado, representada pela Equação 2.41 em concordância com Ohya *et al.* (1998) em relação ao óleo.

A redução da seletividade pode ser explicada pela deformação na estrutura dos porosos (dilatação, fratura) ou pela deformação da gota. Zaini *et al.* (2010) avaliaram os modelos matemáticos de deformação da gota de óleo e de filtração com o objetivo do melhor entendimento do fenômeno de filtração do óleo disperso em água. O modelo de deformação da gota foi utilizado para a análise de rejeição do óleo, que combina o efeito da tensão interfacial e o ângulo de contato necessário para o fluido atravessar os poros da membrana. A Figura 2.28 ilustra o ângulo de deformação da gota de óleo na entrada do poro da membrana.

Figura 2.28 - Ilustração da gota de óleo na entrada do poro da membrana.



O modelo de filtração estudado por Zaini *et al.*(2010) descreve o fenômeno de decaimento do fluxo durante a microfiltração, utilizando uma variação da Lei de Darcy, segundo as equações.

- ✓ O modelo de filtração da torta representa o aumento da deposição de massa e da altura da camada depositada sobre o filtro, dado por:

$$\frac{t}{V_p} = a_1 V + B_1 \quad (2.51)$$

- ✓ O modelo de filtração padrão representa a diminuição do fluxo através do meio poroso devido à deposição de material na superfície dos poros. É dado por:

$$\frac{t}{V_p} = a_2 t + B_2 \quad (2.52)$$

- ✓ O modelo de bloqueio intermediário representa o bloqueio parcial dos poros devido efeitos físicos, tais como: pressão transmembrana, forças de arraste e hidrodinâmica, deposição de partículas e fenômeno de molhabilidade. É dado por:

$$\frac{1}{J} = a_3 t + B_3 \quad (2.53)$$

- ✓ O modelo de bloqueio completo

$$-\ln\left(\frac{J}{J_o}\right) = a_4 t + B_4 \quad (2.54)$$

onde a e B nas equações 2.51 à 2.54 referem-se as diferentes constantes relacionadas a resistência específica da torta e a resistência da membrana, respectivamente, t é o tempo, V_p é o volume do permeado, enquanto J e J_o são os fluxos de filtração no tempo t e em $t=0$ (inicial), respectivamente. Esses modelos são utilizados considerando-se a diferença de pressão sobre a área da membrana.

Segundo Zaini *et al.* (2010) o modelo de deformação da gota indicou uma baixa rejeição de óleo através do filtro, causada pela baixa tensão interfacial da emulsão água/óleo. Assim sendo, o óleo pode facilmente penetrar no filtro até mesmo em baixa pressão transmembrana. Os autores sugerem que um surfactante seja adicionado de forma a aumentar a tensão superficial de modo que as gotas comportem-se como partículas sólidas para uma melhor rejeição de óleo. O modelo de filtração sugeriu que a força hidrodinâmica exercida pela incorporação de uma hélice reduz a resistência ao fluxo, varrendo a superfície da membrana e impedindo a deposição de óleo nos poros.

De acordo com Abadi *et al.* (2011) o tratamento de um efluente oleoso utilizando uma membrana cerâmica ($\alpha\text{Al}_2\text{O}_3$), com o objetivo de substituir o método convencional de

tratamento utilizado, indica que o tratamento utilizando a microfiltração teve melhor desempenho em comparação ao método biológico convencional, sendo 85%, 100% e 98,6% a redução de conteúdos oleosos e graxa, TSS (sólido suspenso total) e turbidez, respectivamente as características do efluente e tratamento utilizado estão representado na Tabela 2.10. A eficiência de remoção de TOC (carbono orgânico total) foi de 95%. Assim, o método biológico convencional pode ser substituído pelo método de tratamento utilizando membrana cerâmica, com alta eficiência.

Tabela 2.10 - Características do efluente e tratamento.

Parâmetros	Unidade	Alimentação	Processos de tratamento	
			Microfiltração	Método Biológico
Sólidos suspenso total (TSS)	mg L ⁻¹	92	Traço	4
Conteúdo de óleos e graxas	mg L ⁻¹	26	4	5
Carbono orgânico Total (TOC)	mg L ⁻¹	141	7	24
Turvação	mg L ⁻¹	21	0.3	1.1

Fonte: Adaptado de ABADI *et al.* (2011)

Vieira *et al.* (2012) estudando o processo de separação água/óleo por microfiltração tangencial, verificaram que mudanças na taxa de fluxo da alimentação, bem como na geometria do módulo da membrana tubular, proporcionando um fluxo turbilhonar, pode otimizar o processo de separação aumentando o volume de filtrado.

De acordo com os trabalhos de diversos pesquisadores como: Lautenschlager *et al.*(2009); Zaini *et al.* (2010); Abadi *et al.* (2011); Vieira *et al.* (2012) entre outros verifica-se a ampla utilização de membranas nos mais diversos campos de aplicação, concentrando os estudos na redução da camada polarizada e incrustações, aumentando o fluxo de permeado por meio dos métodos químicos, físicos e hidrodinâmicos. Contudo, existe um vasto campo a ser explorado quanto às modificações hidrodinâmica nos módulos de permeação, com consequente melhora na transferência de massa.

3. METODOLOGIA

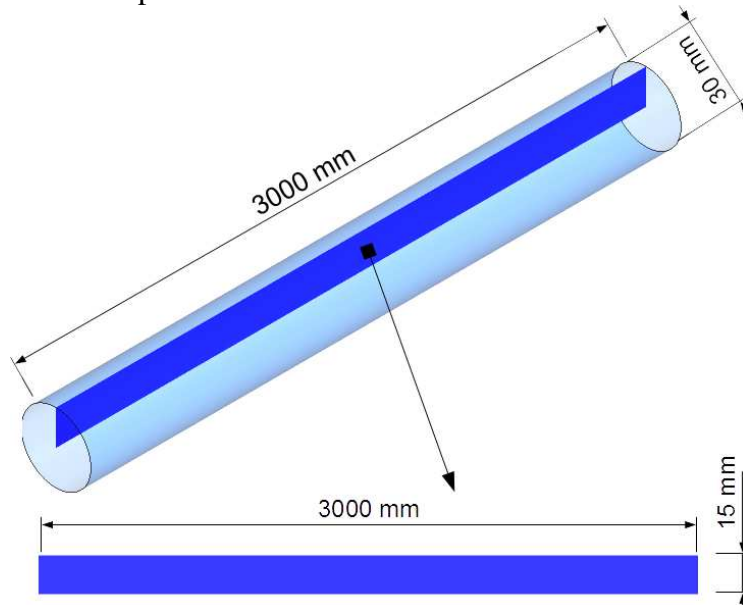
Este trabalho de pesquisa foi desenvolvido na Universidade Federal de Campina Grande/Centro de Ciências e Tecnologia/Unidades Acadêmicas: Engenharia Química/Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem (LPFI) e de Engenharia Mecânica/Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos (LCTF).

3.1. Descrição do problema

3.1.1. Módulo com membrana tubular

Para as simulações numéricas foi necessária a geração da malha, que é a representação discreta do domínio de estudo bidimensional (Figura 3.1). Considerando simetria radial, apenas metade do tubo é avaliada ($y=0$ à $y=R$). Optou-se por uma malha simplificada bidimensional, assumindo que a membrana tubular possa ser representada por um canal retangular utilizando coordenadas cartesianas¹, de modo que a solução obtida com o simulador (ANSYS ICEM CFD) possa ser comparada com os resultados disponíveis na literatura e, portanto, ser aplicado às situações mais complexa.

Figura 3.1 - Geometria representativa do domínio de estudo bidimensional



Fonte: Própria (2014)

¹ Aplicada quando a espessura da camada limite é suficientemente pequena em relação ao raio da tubulação, tornando-a apropriada tanto para geometrias retangulares como para tubulares (Davis e Sherwood, 1990).

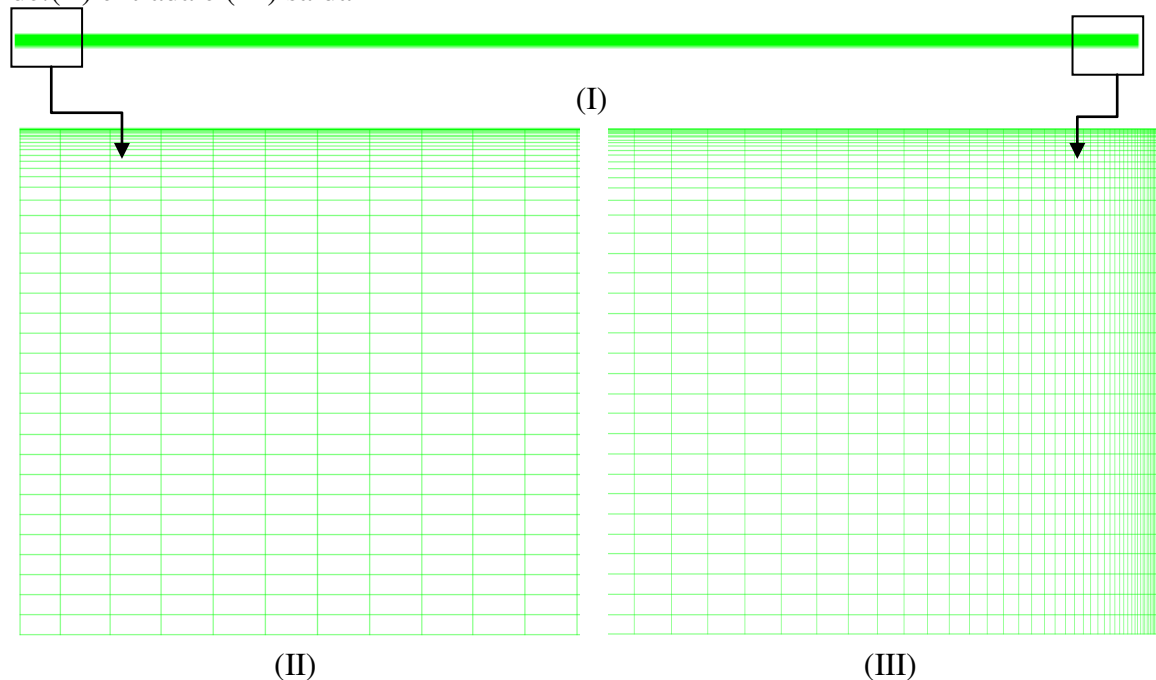
3.1.1.1. Geração da malha

Geraram-se cinco malhas estruturadas aplicando a mesma metodologia de confecção. Previamente definiram-se os principais pontos para serem criadas as curvas, superfícies e sólidos que representaram o domínio de estudo. Esses foram gerados de forma que as equações de momento, massa e energia discretizadas fossem corretamente aplicadas e os resultados obtidos pela simulação numérica se aproximem da solução exata, de forma que a malha não interfira nos resultados obtidos.

a) Malha bidimensional

A malha bidimensional representativa da membrana tubular ilustrada na (Figura 3.2 (I)) cujas dimensões estão ilustradas na Tabela 3.1 é constituída de 77.961 elementos hexaédricos e 160.000 nós.

Figura 3.2 - Malha bidimensional-2D com 77.961 elementos (I), detalhes das regiões de:(II) entrada e (III) saída



Fonte: Própria (2014)

Tabela 3.1 - Dimensões da malha bidimensional (mm)

Comprimento, L	3000
Diâmetro, D	15

Fonte: Própria (2014)

Detalhes da malha nas regiões de entrada e saída estão representadas nas Figuras 3.2 (II) e (III), respectivamente. Esses detalhes indicam um refino na região próxima à superfície da membrana e na região de entrada onde os gradientes das variáveis de interesse são mais expressivos.

b) Malhas tridimensionais

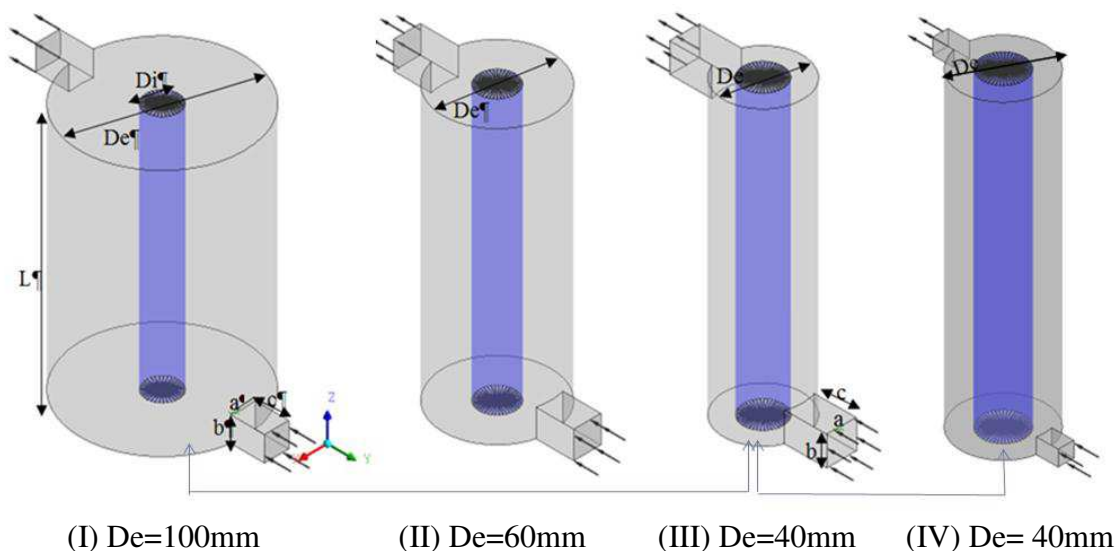
A configuração do módulo de microfiltração casco/membrana tubular proposta neste trabalho de pesquisa consiste em uma membrana tubular inserida no interior do equipamento, (Figura 3.3), cujas dimensões estão representadas na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 - Dimensões geométricas dos módulos de permeação (mm).

	Módulo I	Módulo II	Módulo III	Módulo IV
Comprimento, L	150	150	150	150
Diâmetro interno, D_i	20	20	20	20
Diâmetro externo, D_e	100	60	40	40
a=b	15	15	15	7,5
c	20	20	20	10

Fonte: Própria (2014)

Figura 3.3 - Representação geométrica do módulo de permeação para diferentes espaços anular e dutos de entrada e saída.

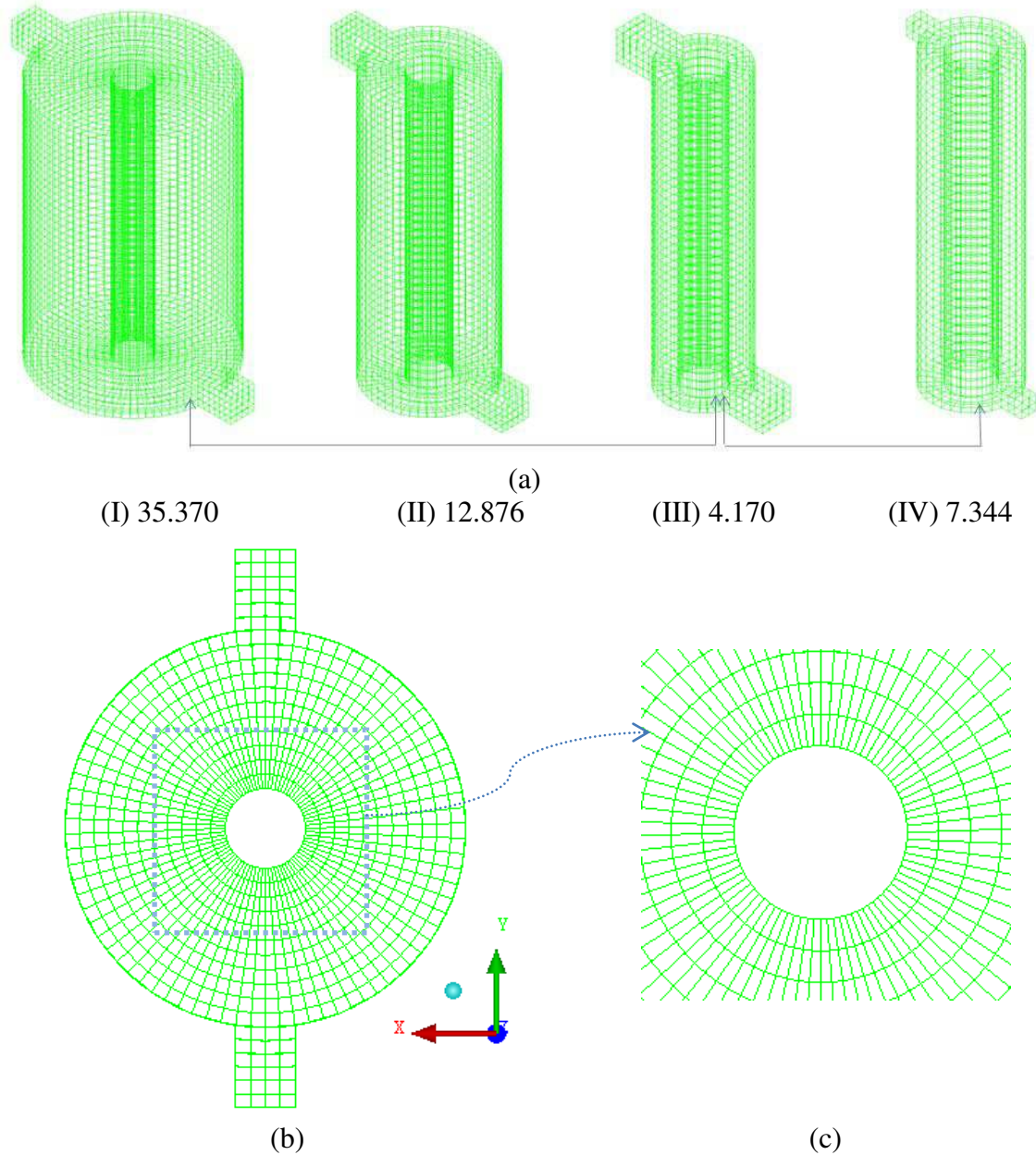


Fonte: Própria (2014)

Na Figura 3.4 (a) estão representadas as quatro malhas tridimensionais estruturadas formadas essencialmente por elementos hexaédricos contendo 35.370, 12.876, 4.170 e 7.344 elementos respectivamente (I) (II), (III) e (IV). A Figura 3.4 (b) ilustra a projeção horizontal

da malha que representa sua face superior, e o detalhe do refino no eixo central do módulo de permeação.

Figura 3.4 - Malha estruturada tridimensional para diferentes espaços anular e dutos de entrada e saída (a) e vista superior da malha (b) detalhe do refino no eixo central (c).

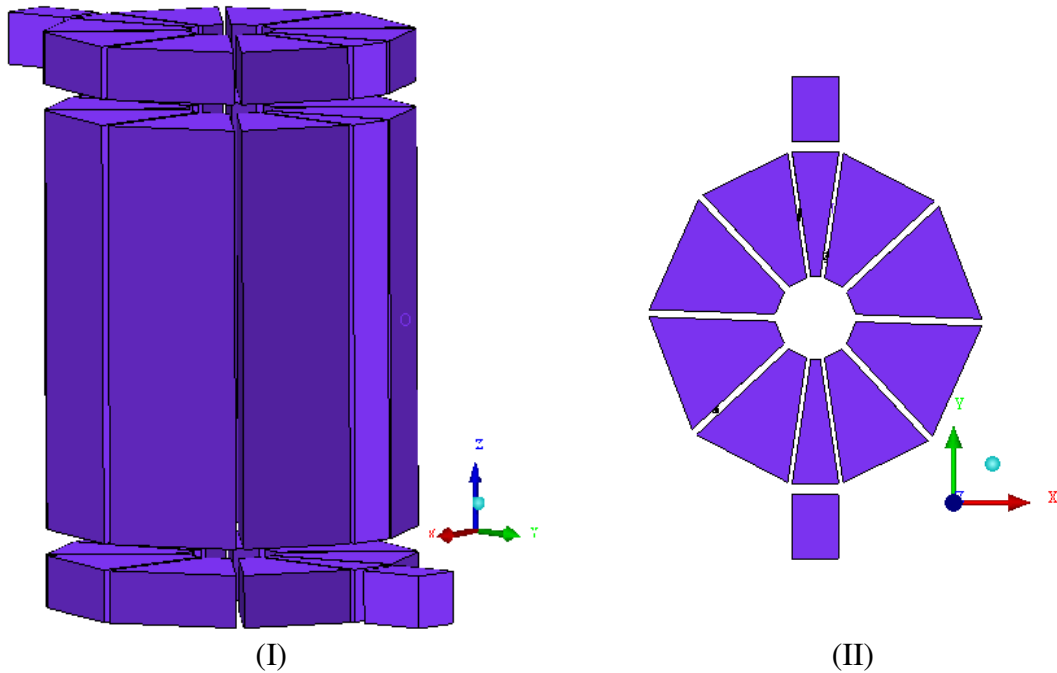


Fonte: Própria (2014)

Utilizou-se a mesma estratégia de blocagem para as quatro malha tridimensional estudadas. Aplicou-se a ferramenta *Ogrid* essa por sua vez, permitiu modificar os blocos do casco, do sub-bloco membrana tubular, representados nas Figuras 3.5 (I) e (II), de modo a

reduzir a distorção entre os elementos obtendo-se uma distribuição uniforme dos volumes de controle.

Figura 3.5 - Divisão do domínio em blocos: (I) visualização das curvas e vértices; (II) visualização frontal dos blocos no dispositivo.



Fonte: Própria (2014)

3.2. Modelagem Matemática

3.2.1. Modelo geral

Para o estudo do processo de separação via microfiltração usando os módulos membrana tubular bidimensional e o casco/membrana tubular tridimensional foram assumidas de uma forma geral as seguintes considerações, baseando nas pesquisas de Paris *et al.* (2002), Damak *et al.*(2004), e Pak *et al.* (2008):

- Viscosidade e densidade dos fluidos constantes e iguais às do solvente puro, representadas na Tabela 3.3;

Tabela 3.3 - Parâmetros físico-químicos do solvente (água) e do soluto (óleo)

Parâmetros	Solvente	Soluto
Densidade, ρ (kg/m ³)	997	997
Viscosidade, μ (cP)	50	50
Diâmetro médio das partículas (μm)	-	80

Fonte: Própria (2014)

- O coeficiente de difusão do soluto é considerado constante;
- Escoamento incompressível, isotérmico e em regime permanente;
- A velocidade de permeação local é determinada de acordo com a teoria de resistências em série;
- A camada de concentração é assumida como sendo homogénea e a equação Carmen-Kozeny é válida.

Com estas considerações a equação de conservação da massa e momento linear pode ser escrita como sendo:

- Equação de conservação de massa:

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

onde ρ , e \vec{U} são, respectivamente, a densidade e o vetor velocidade.

- Equação de momento linear:

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

onde p é a pressão e μ é a viscosidade do fluido

- Equação de transporte de massa:

$$\nabla \bullet (\rho \vec{U} C) = \nabla \bullet (\rho D_{AB} \nabla C) \quad (3.3)$$

Esta equação é válida para o regime de escoamento laminar.

onde C , corresponde a concentração do soluto (óleo), D_{AB} é a difusividade de massa considerada constante para cada número de Schmidt (Sc) fixado e determinada pela Equação 3.3a :

$$D_{AB} = \frac{\mu}{Sc \times \rho} \quad (3.3a)$$

A eficiência de separação da membrana foi avaliada na capacidade de retenção de óleo, avaliado pela Equação 3.3b:

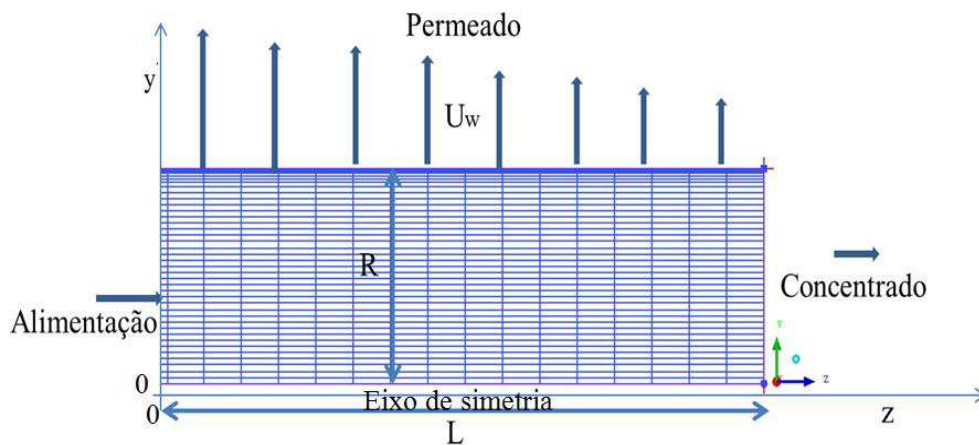
$$\%R = \frac{[(C_o - C_p) \times 100]}{C_o} \quad (3.3b)$$

onde C_o e C_p são as concentrações de óleo na alimentação e no permeado respectivamente.

3.2.2. Condições de contorno

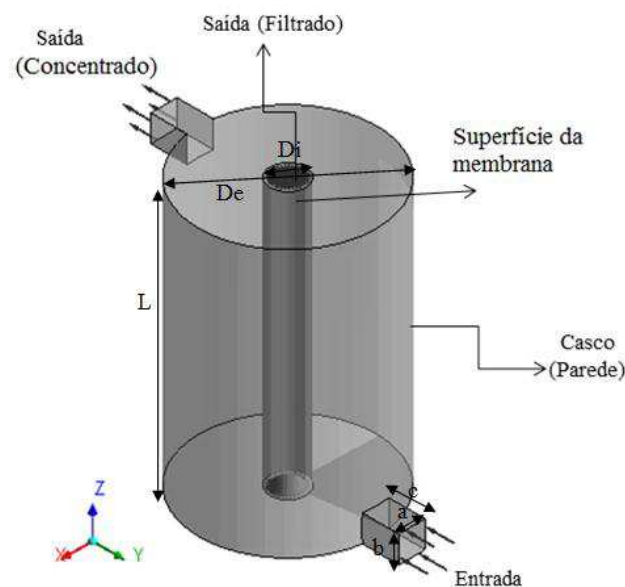
Para a resolução das equações diferenciais definiu-se as condições de fronteiras (contorno), conforme as Figuras 3.6 e 3.7 detalhadas na sequência para as geometrias bidimensional e tridimensional.

Figura 3.6 - Representação esquemática da membrana bidimensional.



Fonte: Própria (2014)

Figura 3.7 - Representação geométrica do módulo de permeação tridimensional.



Fonte: Própria (2014)

3.2.2.1. Modulo de microfiltração tubular bidimensional

Por se tratar de um escoamento com simetria radial apenas metade do tubo está sendo considerada ($y=0$ à $y=R$), como foi ilustrado na Figura 3.6 cujas dimensões estão representadas na Tabela 3.2.

a) Condições de entrada (alimentação, $z=0$)

Na entrada do tubo, é considerado um perfil de velocidade parabólico plenamente desenvolvido;

$$V = 2V_{m\acute{a}x} \left[1 - \left(\frac{y}{R} \right)^2 \right] \quad (3.4)$$

$$U = 0 \quad (3.5)$$

$$C = C_o$$

$$V_{m\acute{a}x} = 2 \times \bar{V} \quad (3.6)$$

onde C_o , é a concentração inicial e \bar{V} é a velocidade média dada por:

$$\bar{V} = \frac{Re \times \mu}{\rho \times R} \quad (3.6a)$$

onde Re é o número de Reynolds e R é a altura do canal.

b) No eixo de simetria ($y=0$)

$$\begin{aligned} \frac{\partial V}{\partial y} = \frac{\partial U}{\partial y} &= 0 \\ \frac{\partial C}{\partial y} &= 0 \end{aligned} \quad (3.7)$$

c) Nos planos transversais

$$\begin{aligned} \frac{\partial V}{\partial x} = \frac{\partial U}{\partial x} &= 0 \\ \frac{\partial C}{\partial x} &= 0 \end{aligned} \quad (3.8)$$

d) Condições de saída (concentrado e permeado)

- Condição de saída no concentrado, ($z=L$):

$$\begin{aligned}\frac{\partial V}{\partial z} &= \frac{\partial U}{\partial z} = 0 \\ \frac{\partial C}{\partial z} &= 0 \\ P &= P_{ex}\end{aligned}\quad (3.9)$$

onde P_{ex} é a pressão externa a membrana igual a 1 atm.

- Condição de saída do permeado, ($y=R$):

$$\begin{aligned}V &= 0 \\ U &= U_w(z) \\ U_w(z)C &= D_{AB} \frac{\partial C}{\partial y}\end{aligned}\quad (3.10)$$

A velocidade de permeação local U_w é dada pelo modelo das resistências em série.

$$U_w(z) = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_p)} \quad (3.11)$$

onde $U_w(z)$ é a velocidade do fluido através da membrana em função da posição z .

A espessura da camada limite de polarização por concentração, δ_p , foi determinada utilizando.

$$\frac{C - C_o}{C_o} < 10^{-3} \quad (3.12)$$

no qual C e C_o são as concentrações de soluto e na alimentação, a espessura da camada limite também calculada utilizando a correlação empírica.

$$\frac{\delta}{D} = 2 \left(\frac{z}{D} \right)^{0,33} (\text{Re} Sc)^{-0,33} \text{Re}_w^{-0,3} \left(1 - 0,4377 Sc^{-0,0018} \text{Re}_w^{-0,1551} \right) \quad (3.13)$$

3.2.2.2. Modulo de microfiltração casco/tubo membrana tubular tridimensional

Utiliza-se do conceito que governa a hidrodinâmica em hidrociclone por exemplo. As análises são realizadas considerando que o fluido da alimentação entra no módulo por uma entrada lateral quadrada, a corrente de concentrado sai na parte superior e uma corrente de fluxo que atravessa a membrana, no sentido de fora para dentro do interior da membrana. A

corrente de permeado é recolhida pelo interior da membrana tubular, sentido esse contrário ao que vem sendo proposta na literatura (para módulo de permeação utilizando membranas cerâmicas) tornando-a dessa forma, uma proposta inovadora, objetivando a otimização no projeto de módulos de membrana.

a) Condições de entrada

$$\begin{aligned} V &= V_o \\ U &= W = 0 \\ C &= C_o \end{aligned} \quad (3.14)$$

onde V_o é a velocidade de entrada obtida pela Equação 3.14a.

$$V_o = \frac{Re \times \mu_{\text{água}}}{\rho_{\text{água}} \times d_h} \quad (3.14a)$$

onde d_h é o diâmetro hidráulico.

b) Condição de saída do concentrado

$$\begin{aligned} \frac{\partial V}{\partial z} &= \frac{\partial U}{\partial z} = \frac{\partial W}{\partial z} = 0 \\ \frac{\partial C}{\partial z} &= 0 \\ P &= P_{ex} \end{aligned} \quad (3.15)$$

onde P_{ex} é a pressão externa a membrana e igual a 1 atm

c) Condição de saída do filtrado (permeado):

$$\begin{aligned} W &= V = 0 \\ U &= U_w \\ U_w C &= D_{AB} \frac{\partial C}{\partial y} \end{aligned} \quad (3.16)$$

onde U_w é a velocidade de permeado, determinada pelo modelo das resistências em série.

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

onde U_w é a velocidade de permeação que representa a velocidade com que o fluido atravessa a membrana, R_m é a resistência da membrana definida pelo inverso da permeabilidade.

$$R_m = \frac{1}{K} \quad (3.17a)$$

ΔP é a pressão transmembrana definida como sendo a diferença entre a pressão média de permeado, (\bar{P}_p), e a pressão externa a membrana P_{ex} .

$$\Delta P = \bar{P}_p - P_{ex} \quad (3.18)$$

A resistência devido à polarização por concentração (R_p) corresponde a resistência por unidade de espessura da camada de polarização por concentração definida por:

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

onde δ espessura da camada de concentração. Assumindo a camada de concentração homogênea, a Equação 3.19 torna-se:

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

O valor da resistência específica r_p foi calculado usando a equação Carmen-Kozeny, como segue:

$$r_p = 180 \frac{(1 - \varepsilon_p)^2}{d_p^2 \varepsilon_p^3} \quad (3.21)$$

onde d_p é o diâmetro médio das partícula de soluto igual a 80 μm e ε_p é a porosidade da camada de polarização por concentração igual a 0,35.

d) Condição de parede do casco

As paredes do dispositivo são impermeáveis, com condição de não-deslizamento ($U=V=W=0$).

A camada de polarização foi avaliada em relação à espessura da camada limite de concentração local, δ_p , utilizando a relação entre a distância da superfície da membrana ao local onde a relação $(C-C_o) / C_o$ é inferior ou igual a 10^{-3} , onde o equilíbrio entre o fluxo convectivo e difusivo é alcançado.

3.3. Casos estudados

Para todos os resultados numéricos foi estabelecido um critério de convergência inferior a 10^{-7} para o erro residual (*RMS-root-mean-square*) nas variáveis de escoamento. Nas simulações bidimensionais a concentração inicial, C_o , o diâmetro médio da gota de óleo d_p , e

o número de Reynolds de permeação, Re_w , foram mantidos constantes variando-se o número de Reynolds axial Re , número de Schmidt Sc , e a permeabilidade K representados na Tabela 3.4. Para as simulações 3D mantiveram-se as mesmas condições adotadas na geometria bidimensional, porém considerando a concentração inicial e a velocidade de entrada variável (Tabela 3.5) e não mais um perfil de velocidade parabólico.

Tabela 3.4 - Condições utilizadas na simulação bidimensional membrana tubular.

Casos	C_o (kg m^{-3})	d_p (μm)	Re_w (-)	Re (-)	Sc (-)	K (m^2)	ε_p
1	1	80	0,1	300	1000	1×10^{-8}	0,35
2	1	80	0,1	600	1000	1×10^{-11}	0,35
3	1	80	0,1	600	1000	1×10^{-8}	0,35
4	1	80	0,1	1000	1000	1×10^{-11}	0,35
5	1	80	0,1	1000	1000	1×10^{-8}	0,35
6	1	80	0,1	1000	2000	1×10^{-8}	0,35
7	1	80	0,1	1000	3000	1×10^{-8}	0,35

Fonte: Própria (2014)

Tabela 3.5 - Condições utilizadas na simulação tridimensional casco/membrana tubular.

Caso s	De (mm)	$a=b$ (mm)	C_o (kgm^{-3})	V_o (ms^{-1})	d_p (μm)	Re_w (-)	Re (-)	Sc (-)	K (m^2)	ε_p
1	100	15	1	5×10^{-4}	80	0,1	0,7976	1000	1×10^{-8}	0,35
2	100	15	1	5×10^{-4}	80	0,1	0,7976	1000	1×10^{-11}	0,35
3	100	15	1	0,1881	80	0,1	300	1000	1×10^{-8}	0,35
4	100	15	1	0,3761	80	0,1	600	1000	1×10^{-8}	0,35
5	100	15	1	0,6269	80	0,1	1000	1000	1×10^{-8}	0,35
6	60	15	1	5×10^{-4}	80	0,1	0,3988	1000	1×10^{-8}	0,35
7	60	15	1	0,3761	80	0,1	300	1000	1×10^{-8}	0,35
8	60	15	1	0,3761	80	0,1	300	1000	1×10^{-11}	0,35
9	60	15	1	0,7523	80	0,1	600	1000	1×10^{-8}	0,35
10	60	15	1	1,2538	80	0,1	1000	1000	1×10^{-8}	0,35
11	60	15	4	1,2538	80	0,1	1000	1000	1×10^{-8}	0,35

Caso s	De (mm)	a=b (mm)	C _o (kgm ⁻³)	V _o (ms ⁻¹)	d _p (μm)	Re _w (-)	Re (-)	Sc (-)	K (m ²)	ε _p
12	60	15	8	1,2538	80	0,1	1000	1000	1×10 ⁻⁸	0,35
13	60	15	1	1,2538	80	0,1	1000	2000	1×10 ⁻⁸	0,35
14	60	15	1	1,2538	80	0,1	1000	3000	1×10 ⁻⁸	0,35
15	60	15	1	1,2538	80	0,1	1000	1000	1×10 ⁻⁸	0,35
16	40	15	1	5×10 ⁻⁴	80	0,1	0,1994	1000	1×10 ⁻⁸	0,35
17	40	15	1	0,7523	80	0,1	300	1000	1×10 ⁻⁸	0,35
18	40	15	1	1,5045	80	0,1	600	1000	1×10 ⁻⁸	0,35
19	40	15	1	2,507	80	0,1	1000	1000	1×10 ⁻⁸	0,35
20	40	7,5	1	5×10 ⁻⁴	80	0,1	0,1994	1000	1×10 ⁻⁸	0,35
21	40	7,5	1	0,7523	80	0,1	300	1000	1×10 ⁻⁸	0,35
22	40	7,5	1	1,5045	80	0,1	600	1000	1×10 ⁻⁸	0,35
23	40	7,5	1	2,507	80	0,1	1000	1000	1×10 ⁻⁸	0,35

Fonte: Própria (2014)

Efetuuou-se simulações utilizando o método matemático dos volumes finitos implementados no pacote computacional *ANSYS CFX 12.0*, usando um Servidor Quad-Core Intel Dual Xeon Processador E5430 de 2.66GHz com 16 GB de memória RAM disponibilizados nos laboratórios LPFI (Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem) e LCTF (Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos) das Unidades Acadêmicas de Engenharia Química e Engenharia Mecânica, respectivamente, da Universidade Federal de Campina Grande.

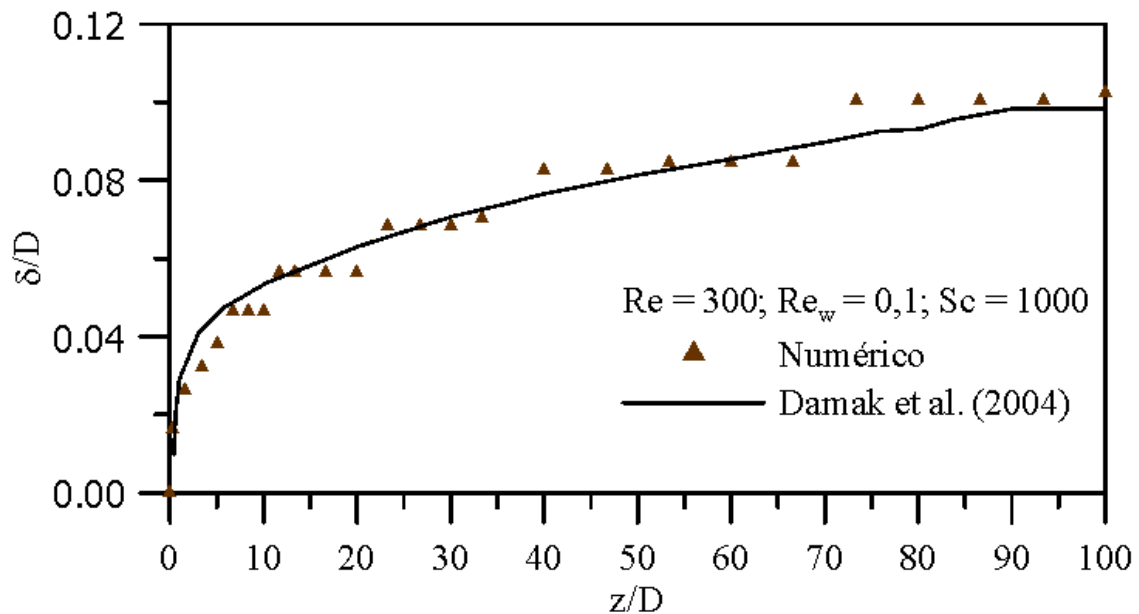
4. RESULTADOS E DISCURSSÃO

4.1. Membrana tubular bidimensional

4.1.1. Espessura da camada limite

As Figuras 4.1 a 4.7 ilustram o comportamento da espessura da camada limite polarizada adimensional em função da posição. Na Figura 4.1 é assumido o número de Reynolds (Re), igual a 300, número de Reynolds de permeação (Re_w) igual a 0,1 e o número de Schmidt igual a 1000.

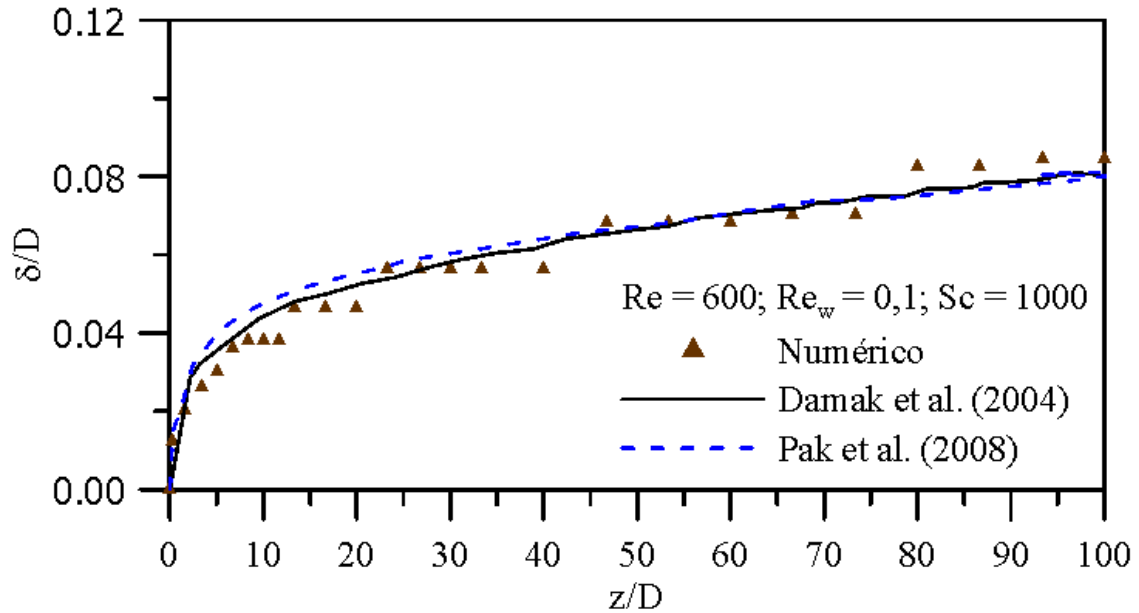
Figura 4.1 - Espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z . ($C_o=1 \text{ kg m}^3$, $Re=300$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

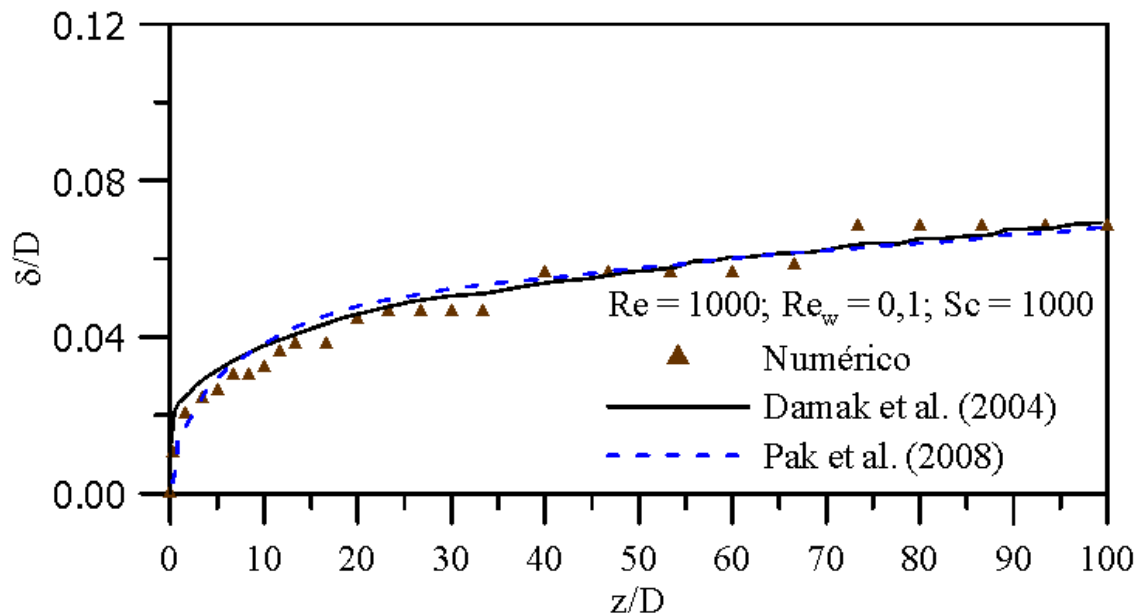
Os resultados indicam que o valor da espessura camada limite máximo é 0,102 e apresenta uma concordância com o valor obtido por Damak *et al.* (2004) igual a 0,100. Comportamento semelhante é observado nas Figuras 4.2 e 4.3 para número de Reynolds iguais a 600 e 1000, no qual a espessura atinge os valores máximos de 0,0843 e 0,0683, respectivamente.

Figura 4.2 - Espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z . ($C_o=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=600$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

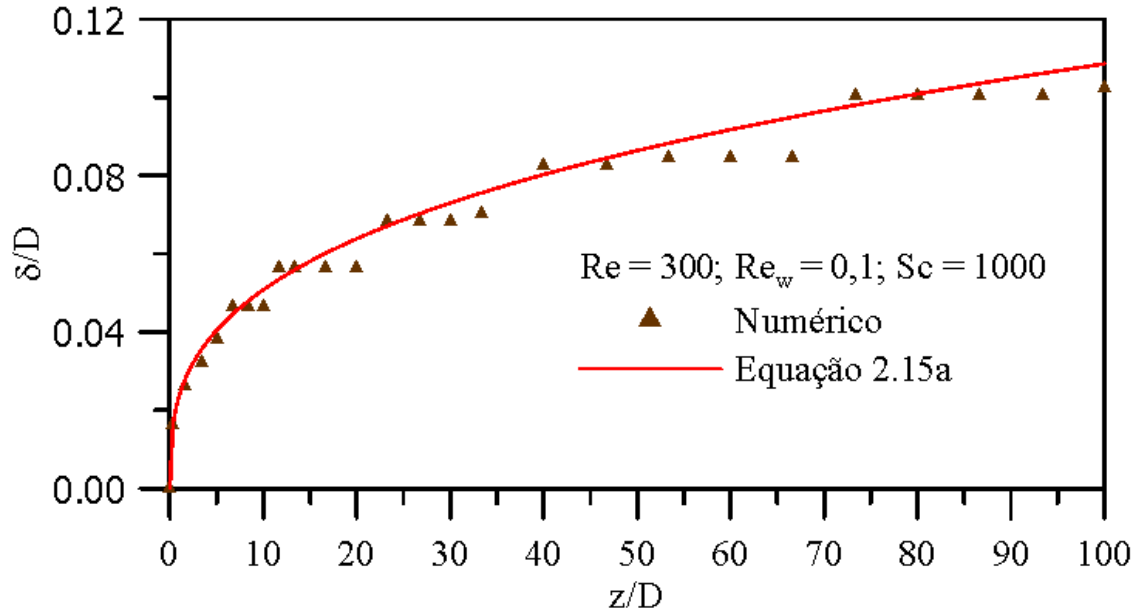
Figura 4.3 - Espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z . ($C_o=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

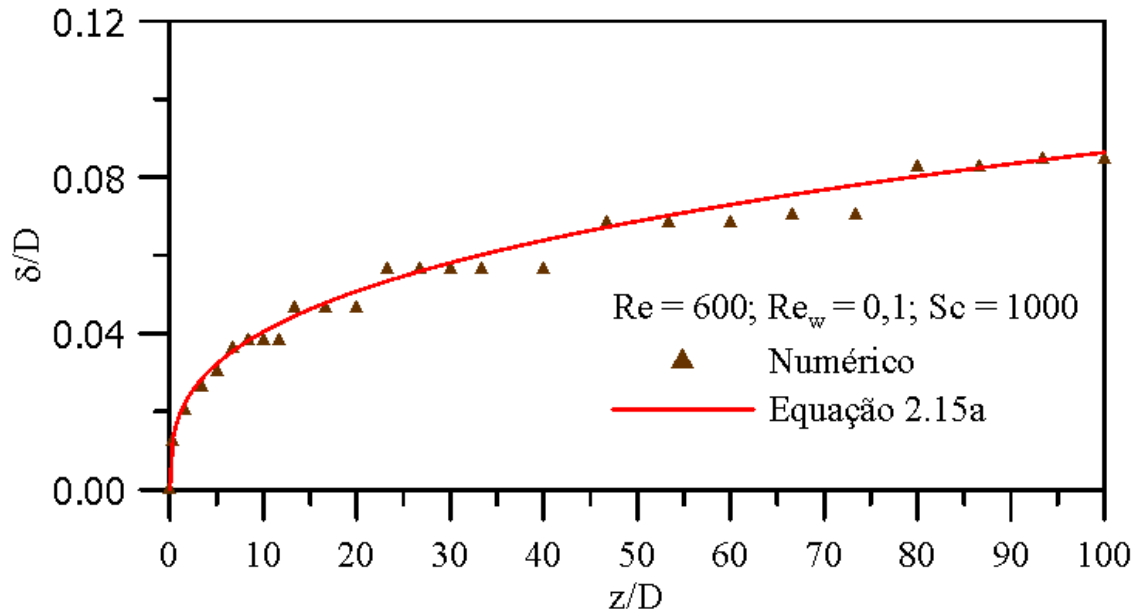
Os resultados referentes à espessura da camada limite polarizada em função da posição também foram comparados com dados empíricos determinados usando a Equação (2.15a) e estão ilustrados nas Figuras 4.4 a 4.6 para diferentes números de Reynolds.

Figura 4.4 - Comparação da espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z . ($C_o=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=300$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8} \text{ m}^2$).



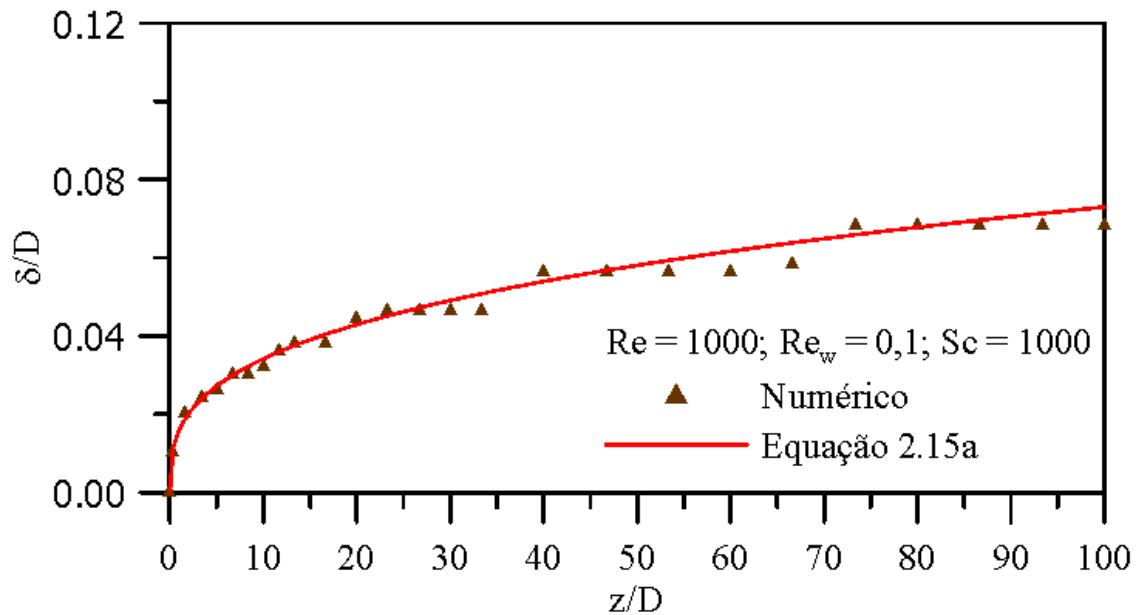
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.5 - Comparação da espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z . ($C_o=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=600$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8} \text{ m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

Figura 4.6 - Comparação da espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z . ($C_o=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).



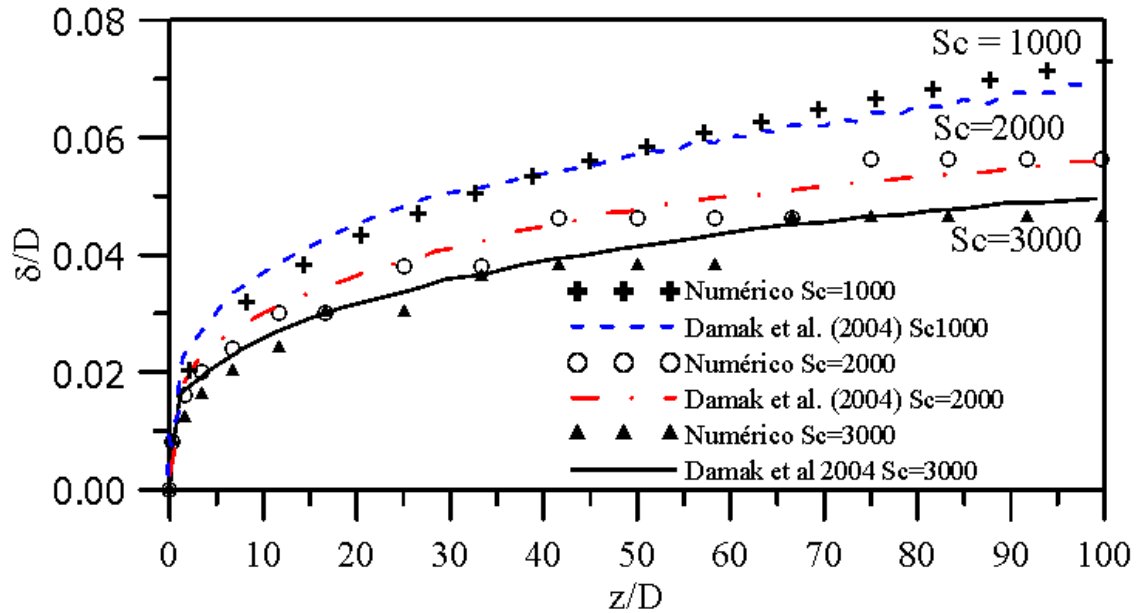
Fonte: Própria (2014)

Nas Figuras 4.1 a 4.6 observou-se uma discrepância entre os resultados apresentados nesse trabalho de pesquisa com os de Damak *et al.* (2004); Pak *et al.* (2008) e a Equação 2.15a, provavelmente devido ao fato que os modelos aplicados terem sido baseados em equações de transporte desacopladas em que o perfil de velocidade não interfere no perfil de concentração, resolvendo-se dessa forma, as equações de conservação de massa e quantidade de movimento separadamente. Ao contrário deste trabalho de pesquisa foi aplicado o acoplamento das equações de momento e transferência de massa, o que justifica a diferença entre os resultados.

A influência do número de Schmidt (1000, 2000 3000) sobre a espessura da camada limite polarizada ao longo da membrana foi realizada está ilustrada na Figura 4.7.

Os resultados foram igualmente comparados com os de Damak *et al.* (2004), indicando um bom ajuste. Diminuindo o número de Schmidt de 3000 para 1000 espera-se que o coeficiente de difusão aumente, dessa forma, maior quantidade de partículas retornam ao seio da alimentação por transporte difusivo, com isto diminui-se a retenção de soluto próximo à superfície da membrana, conseqüentemente aumentando a espessura da camada limite polarizada de 0,0509 para 0,0729 (Figura 4.7).

Figura 4.7 - Espessura da camada limite ao longo da coordenada axial z , para diferentes Sc ($C_0 = 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re = 1000$, $Re_w = 0,1$ e $K = 1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

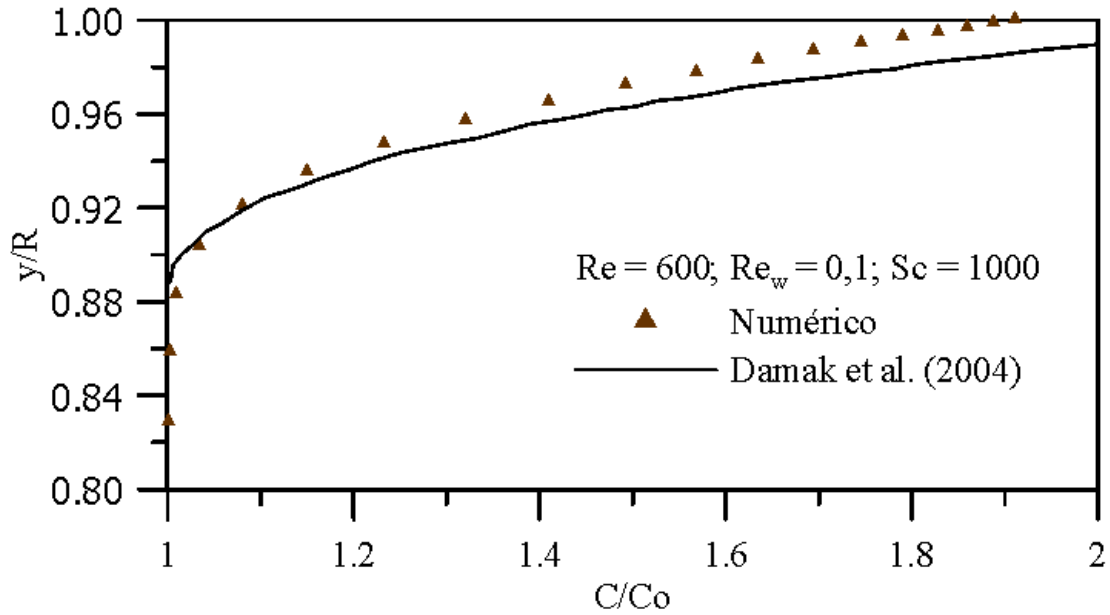
Esse aumento da espessura da camada limite polarizada representa uma diferença de 0,004 e 0,0014, respectivamente, em relação aos resultados apresentados por Damak *et al.*, (2004), esta diferença é atribuída a formulação simplificada baseada em valores médios, em relação aos valores encontrados neste trabalho de pesquisa que considera uma modelagem completa, como foi ratificado por (PARIS *et al.*, 2002; RAHIMI *et al.*, 2005).

4.1.2. Perfil de concentração adimensional

Os perfis de concentração do soluto foram avaliados em função do número de Reynolds, Schmidt e comprimento da membrana nas posições radial e axial. Os resultados numéricos são igualmente comparados com os resultados de DAMAK *et al.* (2004). Nas Figuras 4.8 e 4.9 estão representados os perfis de concentração de soluto para dois valores do número de Reynolds 600 e 1000, respectivamente, na posição axial, z , igual a $0,5L$.

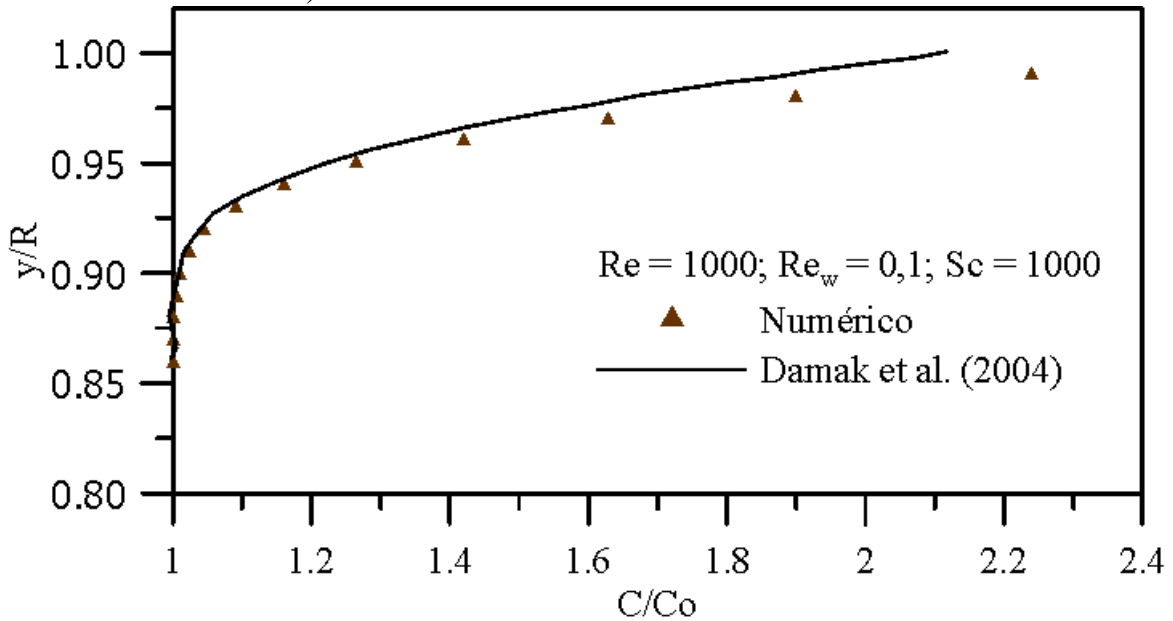
Observa-se nas Figuras 4.8 e 4.9 que a concentração aumenta com o aumento da posição radial, quando fixado a posição axial em z igual a $0,5L$. Nas Figuras 4.10(a e b) e 4.11 estão representados os perfis de concentração em diferentes posições z ao longo do módulo de separação ($0,25L$; $0,5L$; $0,75L$ e $1L$) para os números de Reynolds iguais a 300 e 1000 respectivamente.

Figura 4.8 - Perfil de concentração radial em $z/L=0,5$. ($C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=600$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{m}^2$).



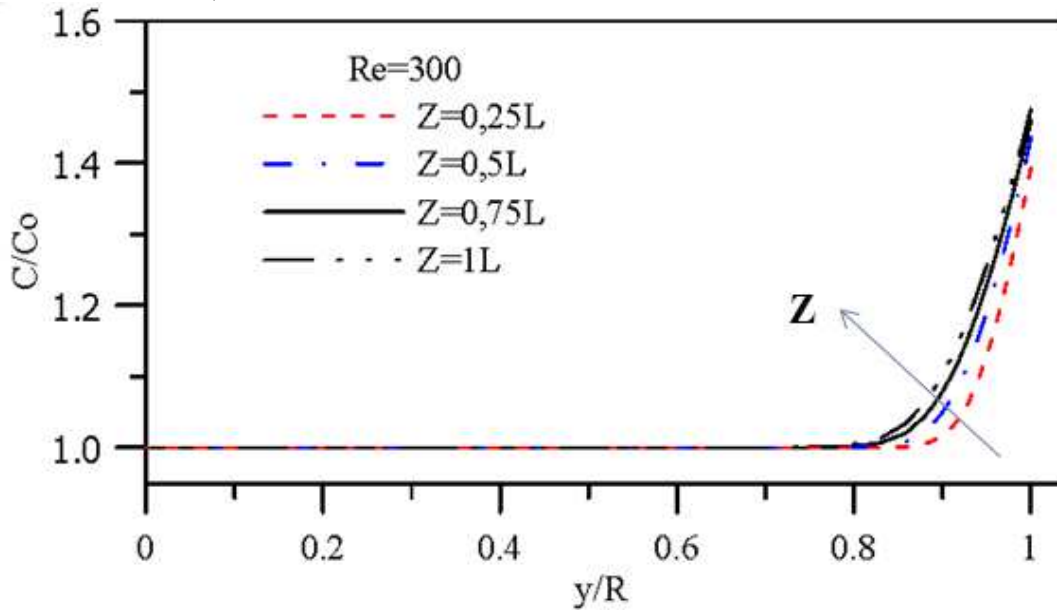
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.9 - Perfil de concentração radial em $z/L=0,5$. ($C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}\text{m}^2$).

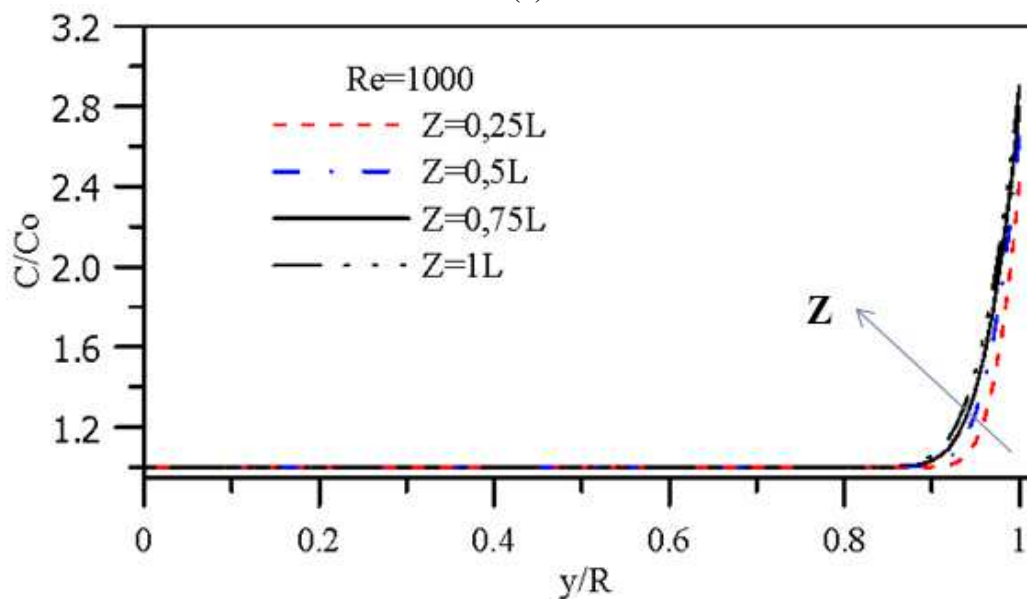


Fonte: Própria (2014)

Figura 4.10 - Perfil de concentração em função da coordenada radial para diferentes posições z e número de Reynolds igual a (a) 300 e (b) 1000 ($C_0=1\text{ kg m}^{-3}$; $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$).



(a)

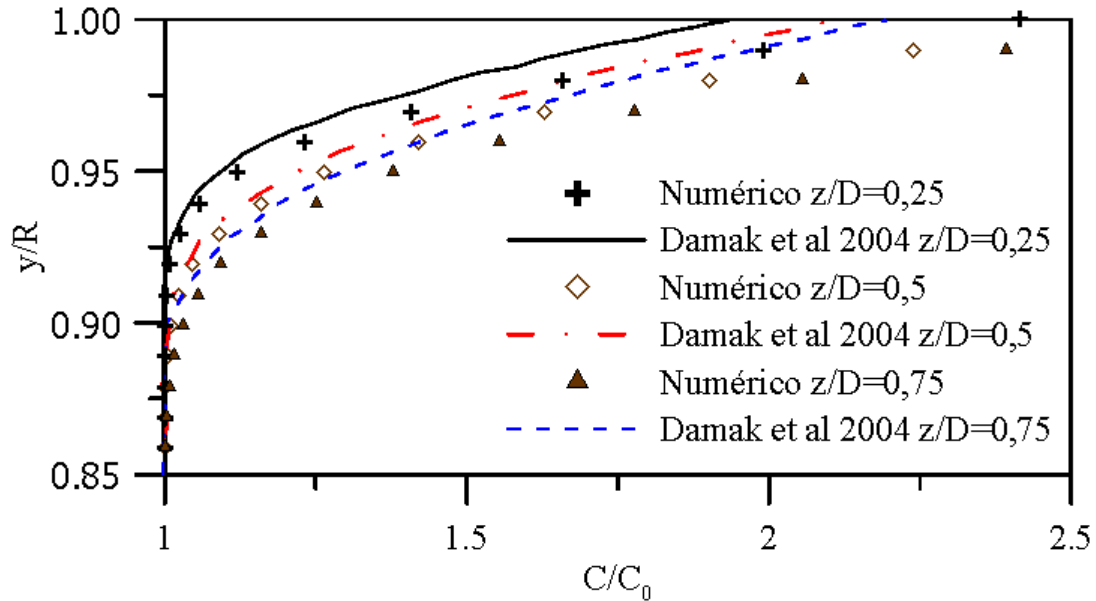


(b)

Fonte: Própria (2014)

Observa-se que a concentração aumenta em maiores Z , atingindo valores de concentração menores na entrada em z aproximadamente igual a $0,25L$ e maiores na região de saída em z aproximadamente igual a $1L$, 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.

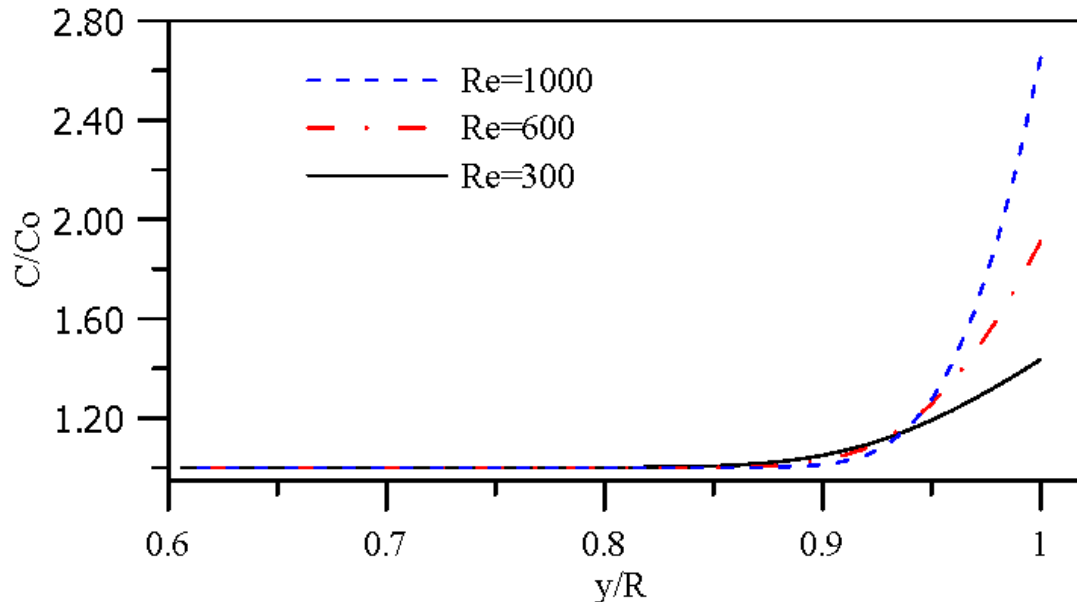
Figura 4.11 - Perfil de concentração radial ao longo da coordenada z. ($Re=1000$, $C_0=1$ kg m^{-3} ; $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}\text{m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

Na Figura 4.12 é possível verificar o efeito do número de Reynolds sobre o perfil de concentração, tomando-se uma posição fixa em z/L igual a 0,5.

Figura 4.12 - Concentração na parede permeável $y=R$ em função da coordenada radial $z/L=0,5$, para diferentes Re ($C_0=1$ kg m^{-3} ; $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}\text{m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

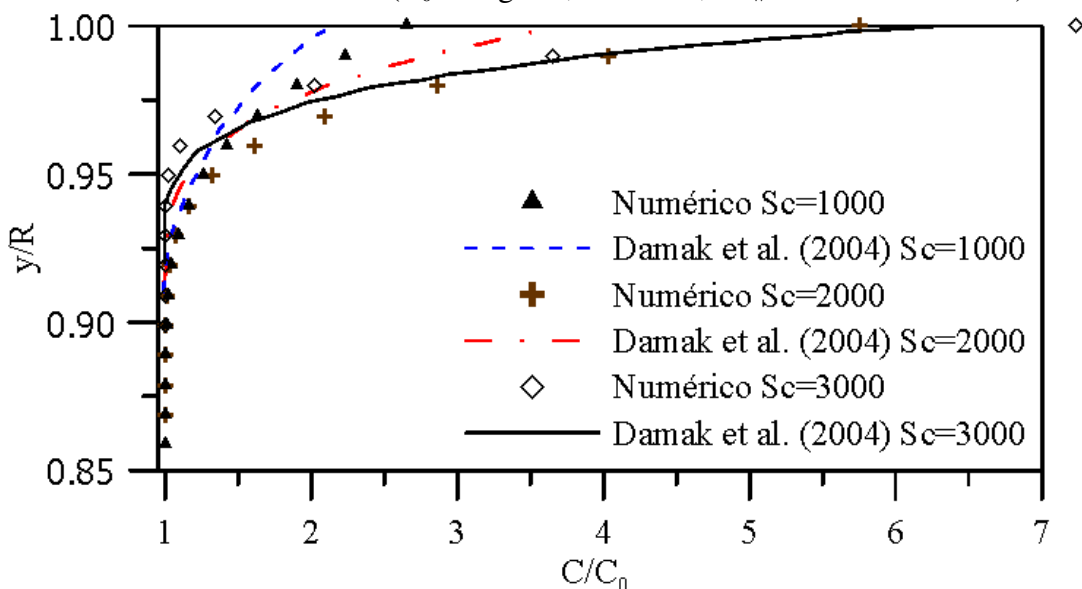
Aqui está ocorrendo dois fenômenos simultaneamente o aumento da tensão cisalhante que varre o soluto na superfície da membrana e o aumento do fluxo transmembranico que aumenta a concentração de o soluto na superfície com o aumento do número de Reynolds

axial. Só é possível constatar esses dois fenômenos com a hidrodinâmica do processo sendo as equações de transferência de massa e momento acopladas.

Observa-se concentrações máximas de 1,44, 1,91 e 2,65 kg m⁻³ na superfície da membrana em y/R igual a 1 referente aos Re axial iguais a 300, 600 e 1000 respectivamente. Esse comportamento deve-se ao fato que, maiores número de Reynolds axiais, aumenta a tensão de cisalhamento na superfície da membrana com conseqüente aumento da pressão do sistema. Dessa forma, sob essas condições operacionais, considerando que a torta ainda está sendo formada, na superfície da membrana, o aumento da pressão transmembrânica aumentou o fluxo de permeado de $1,68 \times 10^{-7}$ para 7×10^{-7} kg s⁻¹ que por sua vez favorece o gradiente de concentração próximo a superfície da membrana onde a polarização por concentração é formada e depositada, justificando dessa forma o aumento da concentração com o aumento do número de Reynolds. Este resultado está de acordo com o modelo das resistências em série Equação 3.11.

A análise comparativa com relação ao efeito do número de Schmidt está ilustrada na Figura 4.13. Observa-se que a concentração local em 0,5L (aproximadamente na metade da membrana tubular) aumenta com o aumento do número de Schmidt. Fixado a posição adimensional, y/R igual a 1 (na superfície da membrana), verifica-se que o aumento de Sc de 1000 a 3000, favorece o aumento da concentração local de 2,3 para 6,4, respectivamente. Ao se comparar os resultados numéricos com os de Damak *et al.* (2004), verifica-se um comportamento idêntico dos perfis em ambos os trabalhos.

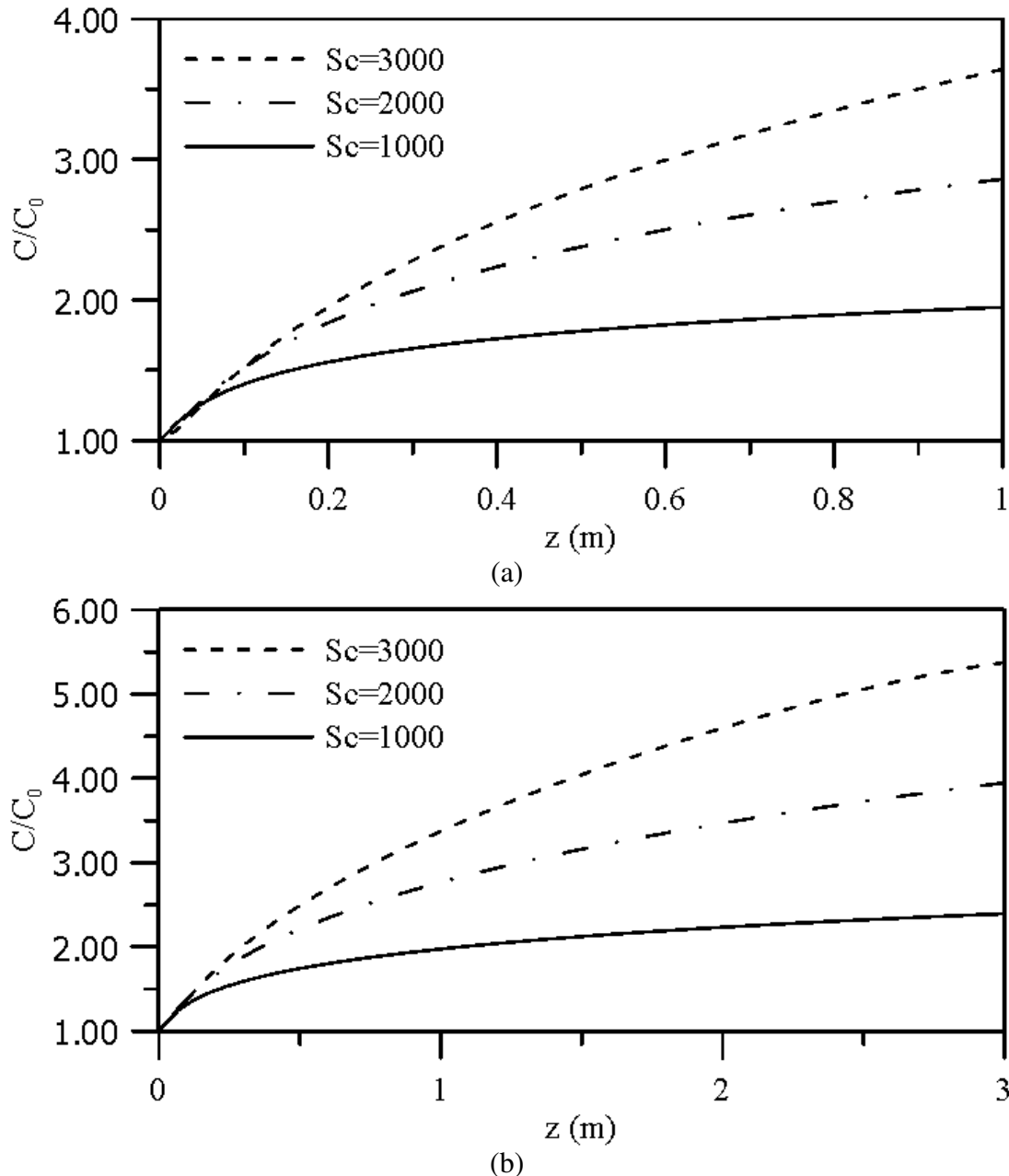
Figura 4.13 - Concentração em função da coordenada radial adimensional para diferentes números de Schmidt. ($C_0 = 1$ kg m⁻³; $Re = 1000$, $Re_w = 0.1$ e $K = 1 \times 10^{-8}$ m²).



Fonte: Própria (2014)

O mesmo comportamento foi verificado tomando-se agora não só a posição $0,5L$, mas, qualquer posição ao longo da membrana, na direção axial e está ilustrado nas Figuras 4.14 (a) e (b).

Figura 4.14 - Perfil de concentração adimensional em função da posição z , em Sc iguais a 1000, 2000 e 3000 respectivamente e comprimento igual a (a) 1 m e (b) 3 m ($C_0 = 1 \text{ kg m}^{-3}$; $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, $Re=1000$ e $Re_w=0.1$).



Fonte: Própria (2014)

Observa-se que fixando o número de Schmidt igual a 3000 a concentração aumenta com o comprimento da membrana de 3,6 (Figura 4.14 a) para 5,4 (Figura 4.14 b), esse comportamento também é verificado para os números de Schmidt iguais a 2000 e 1000 onde

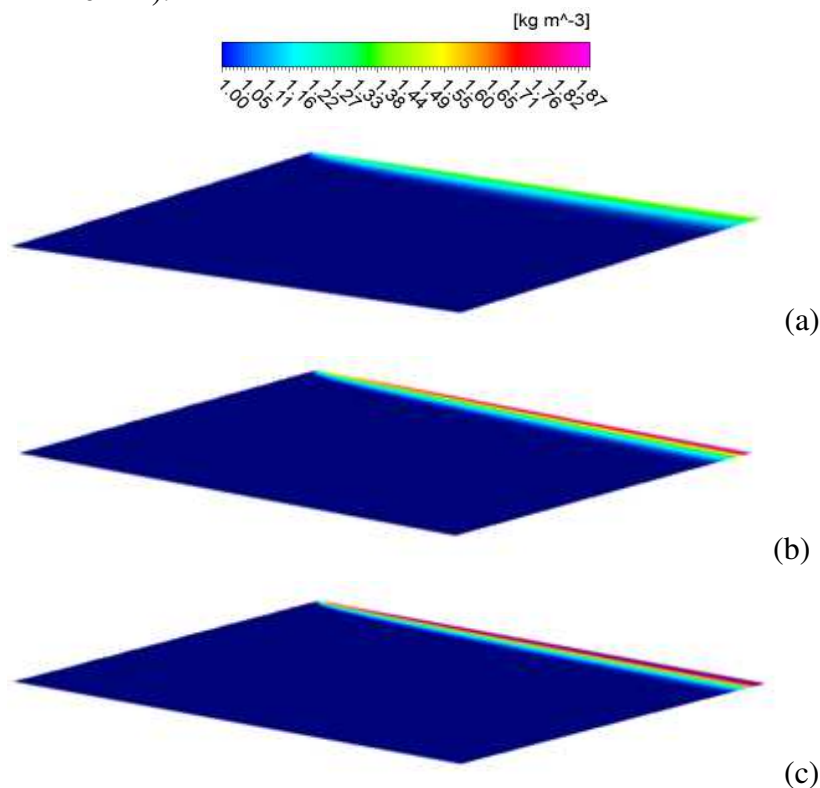
as o aumento nas concentrações máximas são (2,8 para 3,9) para o número de Schmidt igual a 2000 e (1,9 para 2,4) para Schmidt igual a 1000 respectivamente.

Sob as condições hidrodinâmicas maiores números de Schmidt tem-se menor coeficiente de difusão, D_{AB} . Isto significa uma redução na possibilidade das moléculas retornarem ao leito da suspensão por transporte difusivo favorecendo o aumento da concentração na superfície (y/R igual a 1) ao longo da membrana, atingindo maiores concentrações em maiores comprimentos.

Para uma melhor visualização do desenvolvimento da espessura da camada limite polarizada e concentração de soluto na superfície da membrana foi efetuada uma ampliação do campo de concentração ao longo do comprimento da membrana e estão ilustrados na Figura 4.15 para diferentes números de Reynolds.

Observa-se que o aumento do número de Reynolds favorece a redução na espessura da camada limite polarizada e um aumento na concentração na superfície da membrana.

Figura 4.15 - Campo de concentração de soluto na superfície da membrana ao longo da coordenada axial z para Reynolds (a) 300, (b) 600 e (c) 1000 ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re_w=0,1$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

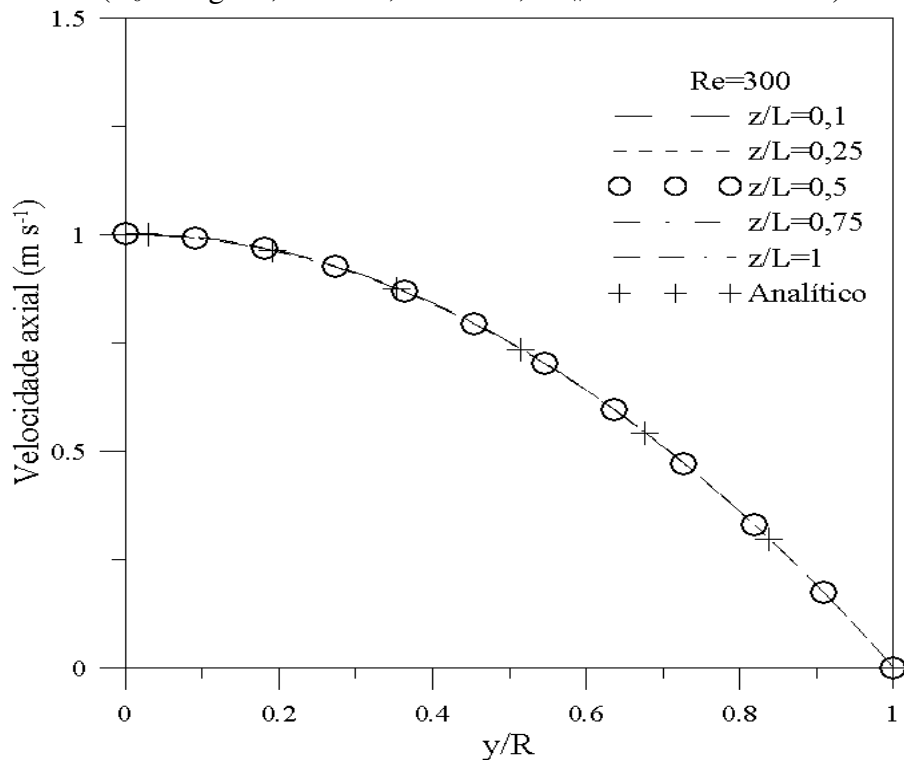
4.1.3. Perfil de velocidade

De acordo com os perfis de velocidade verifica-se que o movimento é simétrico, tendo em vista que esta sendo considerada condição de simetria e só parte do tubo esta sendo analisada. Os efeitos da posição axial e número de Reynolds no perfil de velocidade são analisados e ilustrados nas Figuras 4.16 e 4.17.

a) Perfil de velocidade axial e radial

Nas Figuras 4.16 e 4.17 estão ilustrados os perfis de velocidade axial e velocidade radial para o número de Reynolds de 300 em diferentes posições ao longo do módulo de separação (0,1L; 0,25L; 0,5L; 0,75L e 1L).

Figura 4.16 - Perfis de velocidade axial em relação posição radial ao longo do comprimento L. ($C_0 = 1 \text{ kg/m}^3$; $Re = 300$, $Sc = 1000$, $Re_w = 0.1$ e $K = 1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).

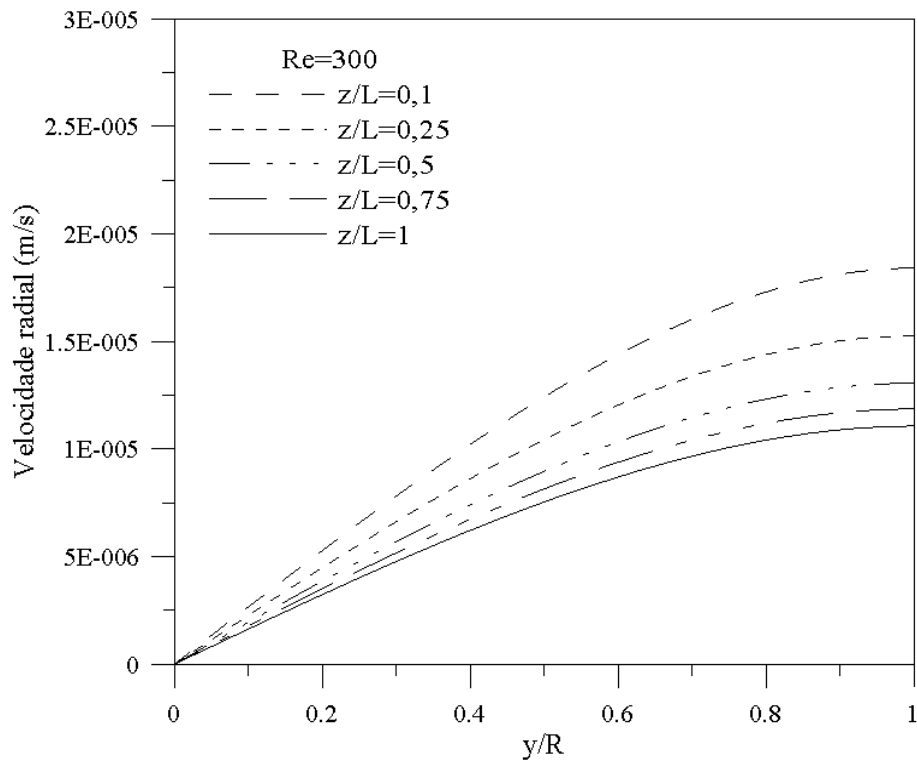


Fonte: Própria (2014)

Verifica-se na Figura 4.16 que os perfis de velocidade axial estão sobrepostos isto é, coincidem para diferentes posições axiais z , como era esperado. Por outro lado, nota-se uma variação no comportamento dos perfis de velocidade radial, apresentados na Figura 4.17,

devido a velocidade de permeação provocada pela sucção através da parede porosa ao longo do módulo da membrana.

Figura 4.17 - Perfis de velocidade radial em relação posição radial ao longo do comprimento L. ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$; $Re=300$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).

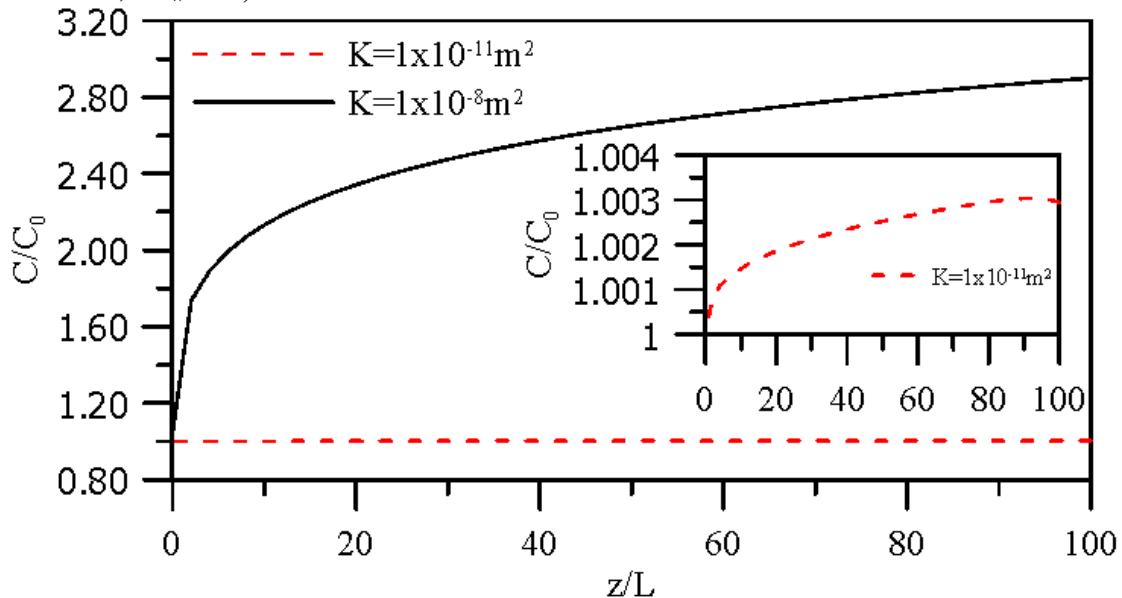


Fonte: Própria (2014)

4.1.4. Efeito da permeabilidade

A permeabilidade tem significativa influência na deposição de soluto ao longo do comprimento adimensional, ilustrada na Figura 4.18. Nessa figura está ilustrado o aumento da concentração na superfície da membrana de 1,003 para 2,9002 quando se aumenta a permeabilidade de 1×10^{-11} para $1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$. Este fator implica na diminuição da resistência, necessária à passagem de soluto. Dessa forma, espera-se maior quantidade de partículas acumulada nessa região, favorecendo o campo de concentração na superfície da membrana. Estes resultados estão em consonância aos encontrados por Hanspal *et al.*, (2009).

Figura 4.18 - Concentração na parede permeável $y=R$ em função do comprimento adimensional na direção axial para diferentes permeabilidades ($C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$).



Fonte: Própria (2014)

4.1.5. Campo de pressão

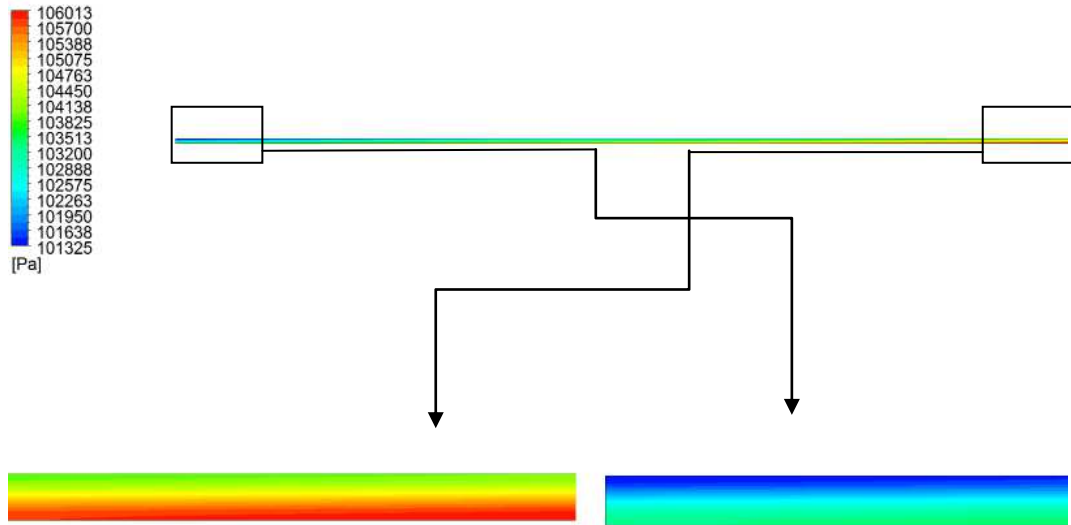
O campo de pressão bidimensional foi analisado levando-se em consideração o efeito da permeabilidade e do número de Reynolds. O efeito da permeabilidade e do número de Reynolds está representado nas Figuras 4.19 (a) e (b) e Figuras 4.20 (c) e (d). Observa-se para todos os casos apresentados, maior pressão na região de entrada que diminui à medida que se afasta ao longo do comprimento.

Comparando as Figuras 4.19 (a) e (b) verifica-se o efeito da permeabilidade no campo de pressão, mantendo-se fixo o número de Reynolds igual a 600.

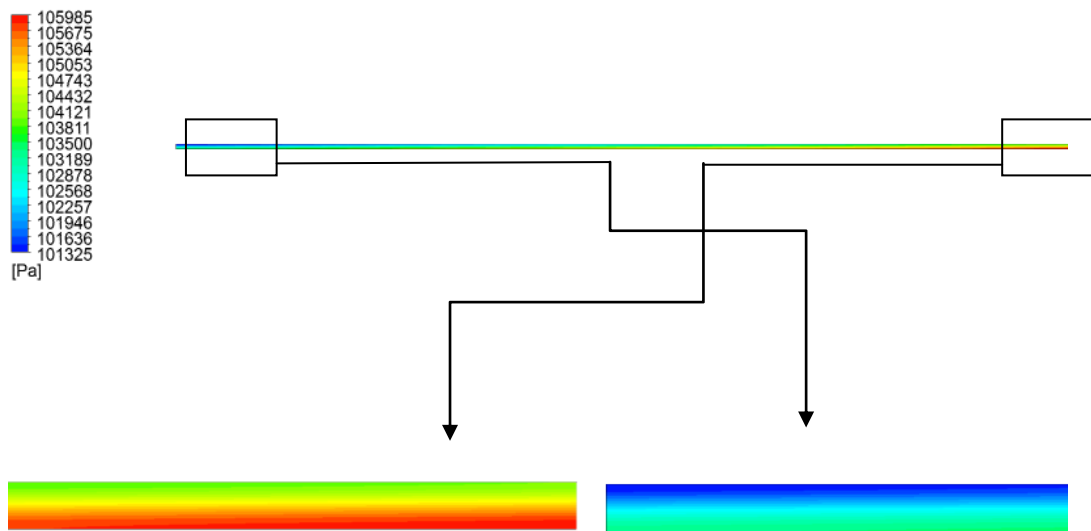
O aumento da permeabilidade de 10^{-11} para 10^{-8} m^2 a pressão total diminui de 106,013 kPa (Figura 4.19 a) para 105,985 kPa (Figura 4.19 b) o que representa uma redução de 0,028 kPa.

Fixando o valor da permeabilidade em $1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$ é possível verificar o efeito do número de Reynolds no campo de pressão. Observa-se as pressões máximas iguais a 105,985 kPa (Figura 4.19 b) e 111,294 kPa (Figura 4.20 a) para números de Reynolds iguais a 600 e 1000 respectivamente. O aumento do número de Reynolds tem-se uma diferença nas pressões máximas de 5,309 kPa.

Figura 4.19 - Campo de pressão bidimensional sobre o plano longitudinal YZ em $x=0$, com $C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re=600$, $Re_w=0,1$ e (a) $K=1\times 10^{-11}\text{ m}^2$ (b) $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$



(a)

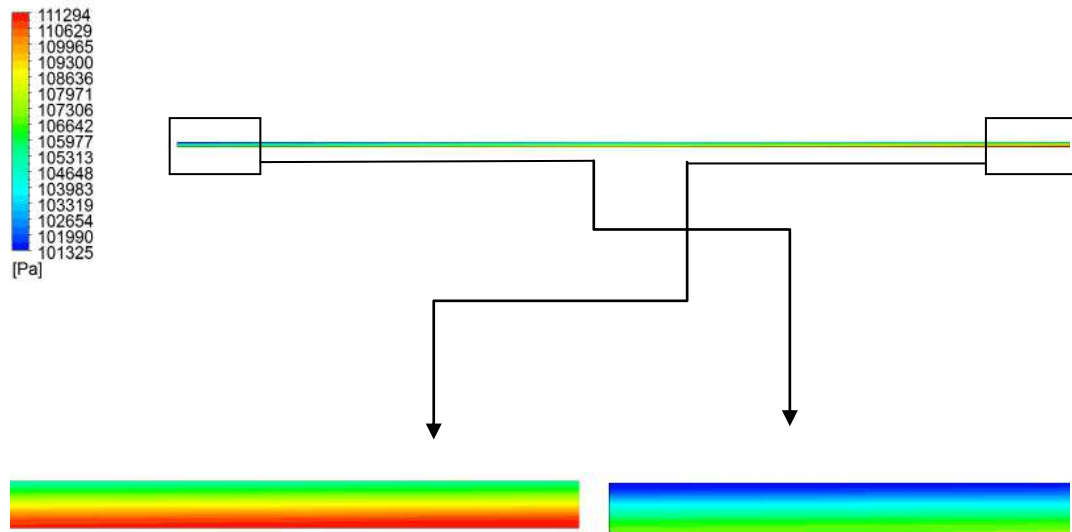


(b)

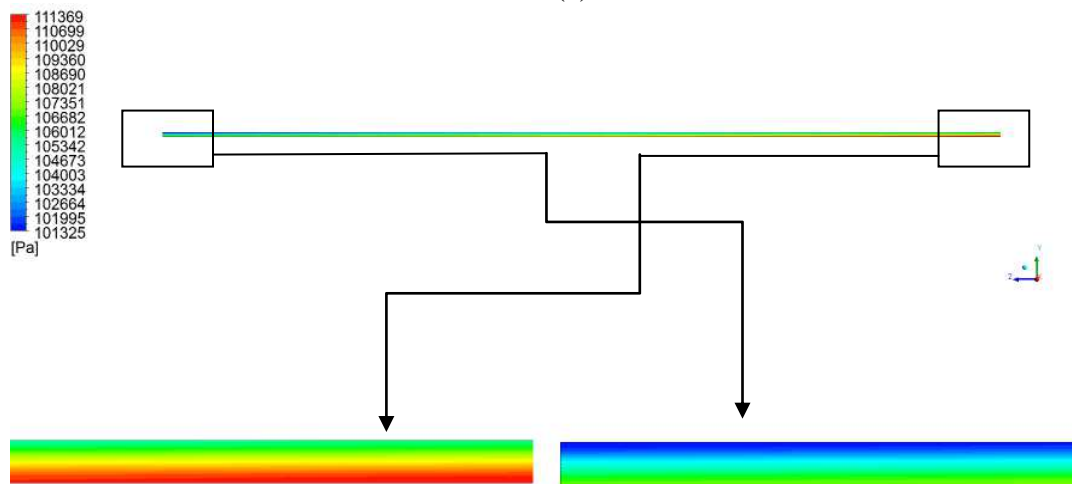
Fonte: Própria (2014)

Espera-se que o aumento da permeabilidade, encontrados nesse trabalho de pesquisa de 10^{-11} para 10^{-8} m^2 , favoreça a redução na resistência ao transporte de fluido através do meio poroso (membrana), portanto menor pressão exercida. Também é esperado que o aumentando o número de Reynolds de 600 para 1000 aumente a velocidade axial aumentando a tensão de cisalhamento na superfície da membrana, conseqüentemente aumentando a pressão do sistema.

Figura 4.20 - Campo de pressão bidimensional sobre o plano longitudinal YZ em $x=0$, com $C_0 = 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re=1000$, $Re_w=0,1$ e (a) $K=1 \times 10^{-11} \text{ m}^2$ (b) $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$



(a)



(b)

Fonte: Própria (2014)

4.2. Análise tridimensional casco/membrana tubular

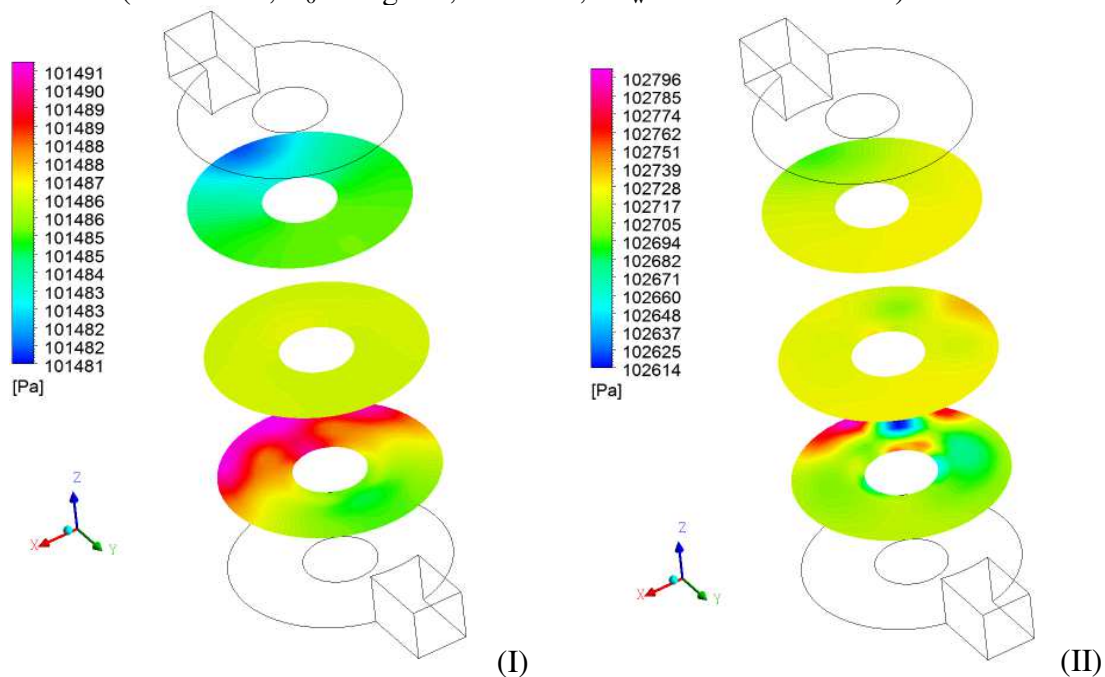
A análise do campo de pressão, concentração, vetor velocidade, linhas de fluxo em 3D e espessura da camada limite de concentração tridimensional foram realizadas considerando que o fluido entra no módulo por uma entrada quadrada, e o fluxo através da membrana é no sentido de fora para dentro do interior da membrana, semelhante ao escoamento em torno de

cilindros permeáveis, baseado no escoamento centrífugo utilizado em hidrociclone, por exemplo.

4.2.1. Campo de pressão

O campo de pressão foi avaliado em diferentes espaços anular, função da permeabilidade e do número de Reynolds, no plano xy e tridimensional. É verificada de um modo geral, uma sutil variação de pressão na parede do permeado, permanecendo praticamente constante, o que é esperado tendo em vista o baixo valor da velocidade de entrada do fluido (valores de 0,18 a 0,37 m/s, dependendo da forma do módulo avaliado). Isto está relacionado com tipo de configuração do módulo de separação, em que há uma tendência do fluido atingir a parede da membrana convertendo energia cinética em energia potencial, tornando dessa forma a dependência da pressão com o padrão de escoamento do fluido, em concordância com a literatura Pellerin *et al.*, (1995); Rahimi *et al.*, (2005); Ahmed *et al.*, (2011). O campo de pressão no plano xy em diferentes comprimentos z ao longo do módulo de microfiltração foi avaliado em função do número de Reynolds (Figura 4.21) e da permeabilidade (Figura 4.22).

Figura 4.21 - Campo de pressão no plano xy em $z= 0,03; 0,07; 0,12$ m (I) $Re=300$ e (II) $Re=1000$ ($De=60$ mm, $C_0= 1$ kg m⁻³, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}$ m²).



Fonte: Própria (2014)

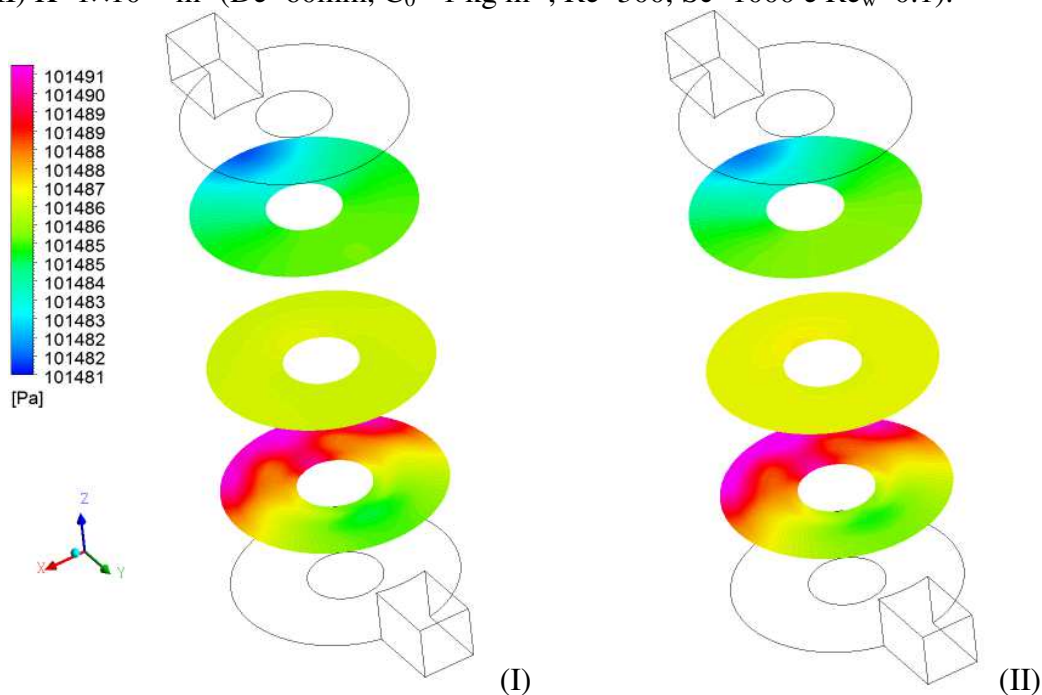
Observam-se maiores pressões na região de entrada do fluido que reduz à medida que se aproxima da região de saída (topo). Ilustrado nas Figuras 4.21(I) e (II) respectivamente.

Na Figura 4.21 (I) verifica-se um campo de pressão em torno de 101,4 kPa apresentando uma variação entre as pressões mínimas e máximas de 0,01 kPa para o número de Reynolds igual a 300. O mesmo comportamento é observado na Figura 4.21 (II), porém a pressão é em torno de 102,6 kPa, para o número de Reynolds igual a 1000, apresentando uma variação de pressão igual a 0,182 kPa. Isto é resultado do escoamento cisalhante na superfície da membrana (Davis e Sherwood, 1995), essa tensão de cisalhamento é maior em altos números de Reynolds o que provoca uma maior queda de pressão no módulo de permeação.

O efeito da permeabilidade no campo de pressão sobre os planos xy foi avaliado para o número de Reynolds igual a 300 (Figura 4.22) e Reynolds igual a 100 (Figura 4.23).

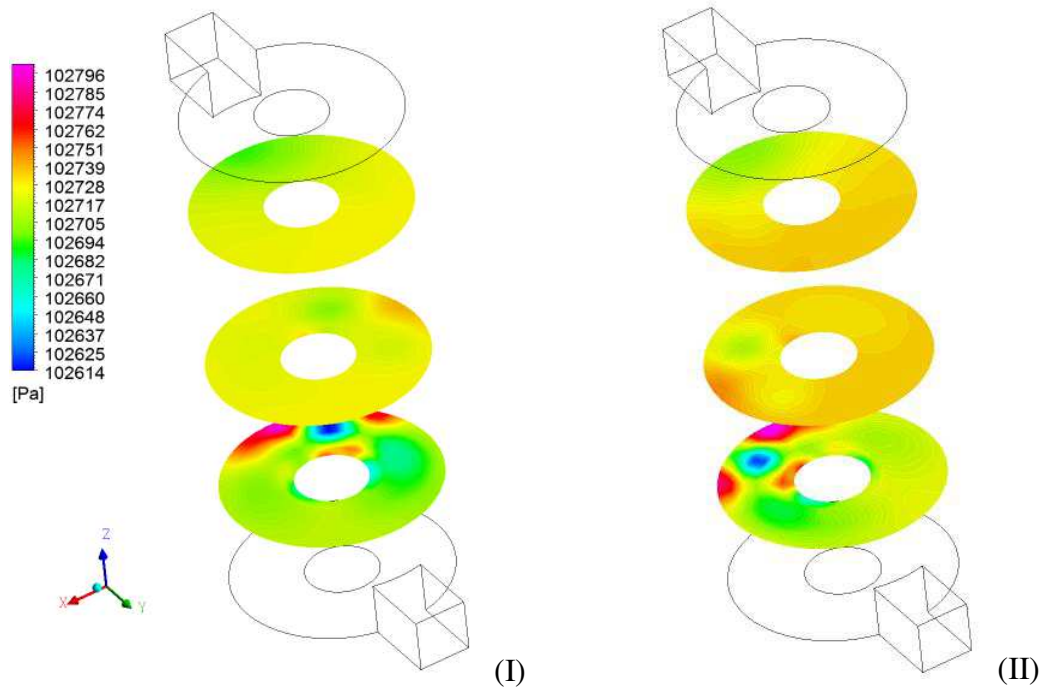
Comparando as Figuras 4.22 e 4.23 observa-se que o efeito da permeabilidade é maior em alto número de Reynolds. Isto é resultado da consideração que a camada estagnada entre a superfície da membrana e o seio da alimentação está sendo formada e, portanto, o cisalhamento do fluido próximo à superfície da membrana é alto, especialmente em maiores números de Reynolds favorecendo maior fluxo através da membrana em maior permeabilidade, provocando maior queda de pressão no módulo de permeação.

Figura 4.22 - Campo de pressão no plano xy em $z= 0,03; 0,07; 0,12$ m (I) $K=1\times 10^{-8}$ e (II) $K=1\times 10^{-11}$ m^2 ($De=60mm$, $C_0= 1$ $kg\ m^{-3}$, $Re=300$, $Sc=1000$ e $Re_w=0.1$).



Fonte: Própria (2014)

Figura 4.23 - Campo de pressão no plano xy em $z= 0,03; 0,07; 0,12$ m (I) $K=1\times 10^{-8}$ e (II) $K=1\times 10^{-11}$ m^2 ($De=60$ mm, $C_0= 1$ $kg\ m^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $Re_w=0.1$).



Fonte: Própria (2014)

4.2.2. Campo de concentração

O campo de concentração foi avaliado em diferentes espaços anular e em função da permeabilidade, número de Reynolds e do número de Schmidt. Na Figura 4.24 verifica-se a influencia do espaço anular sob a distribuição de óleo no interior dos módulos de permeação.

Os resultados da Figura 4.24, para o modulo de diâmetro igual a 100 mm, evidenciam a dependência do gradiente de concentração em relação ao comportamento do fluido em torno da membrana cilíndrica. Observam-se regiões onde a concentração é zero, e altas concentrações próximas à membrana no módulo de permeação I (Figura 4.24 (I)) quando são mantidos fixos todos os outros parâmetros operacionais, este comportamento não é verificado nos demais módulos de permeação II (Figura 4.24 (II)) e módulo III (Figura 4.24 (III)). Esse fato é devido principalmente as diferentes características hidrodinâmicas induzidas naturalmente a partir da única entrada de fluido com a variação do espaço anular. Isto significa que, sob essas condições operacionais, o módulo de maior espaço anular, ilustrado na Figura 4.24(I) possui má distribuição de massa, portanto deve ser otimizado.

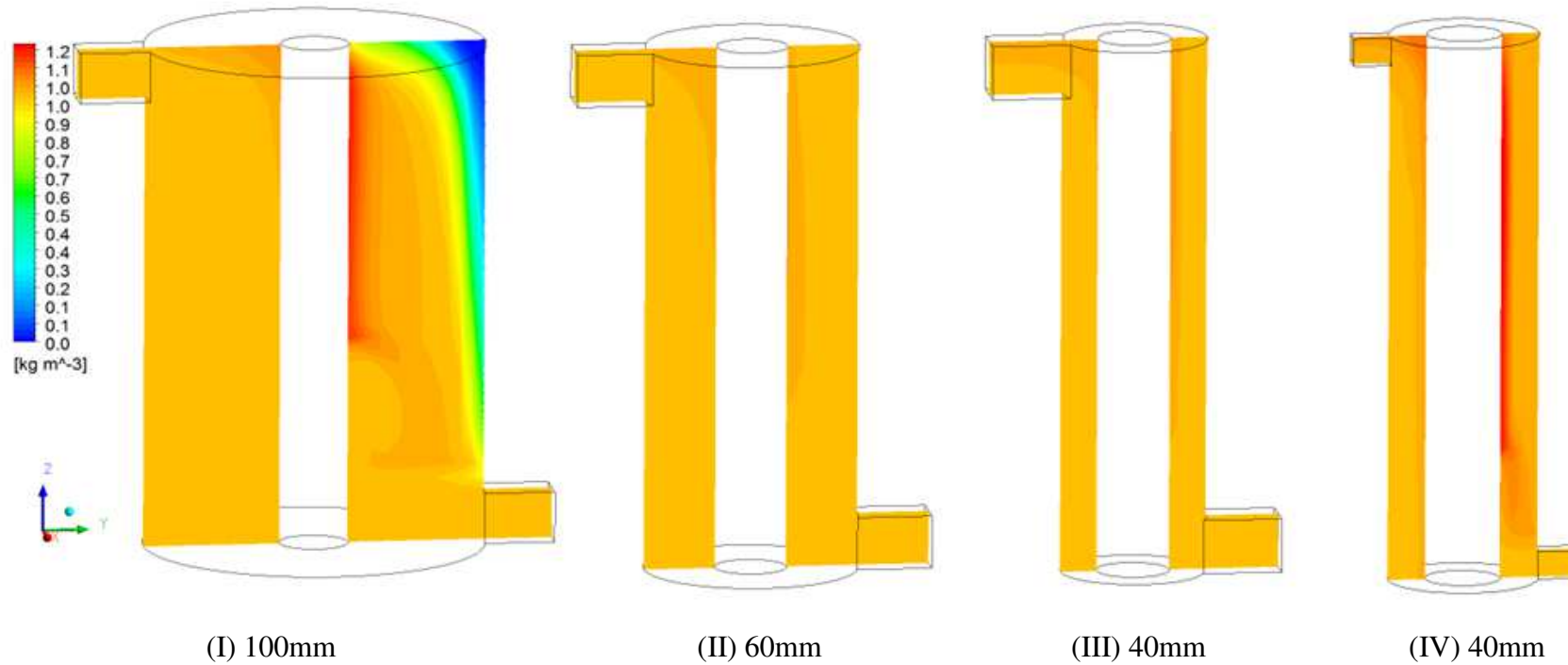
Verifica-se na Figura 4.24 (IV) um aumento de concentração na corrente de saída de concentrado pode ser atribuída à redução das dimensões do duto de alimentação, o qual

corresponde a metade do duto de alimentação dos módulos I, II e III. Esta redução das dimensões do duto de alimentação proporcionou um aumento da queda de pressão de 0,011 kPa para 0,040 kPa quando mantido o número de Reynolds de 600 que favorece o maior contato do fluido da alimentação com a sucção da parede permeável promovendo maior corrente de concentrados e retidos.

A título de ilustração para a análise de concentração de soluto sob o plano yz fixou-se a escala de cores no valor da concentração da alimentação em 1 kg m^{-3} até o valor máximo de 1.1 kg m^{-3} , para o número de Schmidt e permeabilidade iguais a 1000 e $1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, respectivamente, e variou-se o número de Reynolds (600 e 1000) para os diferentes diâmetros: 100 mm (Figura 4.25 I), 60 mm (Figura 4.25 II) e 40 mm (Figura 4.25 III) e (Figura 4.25 IV), respectivamente.

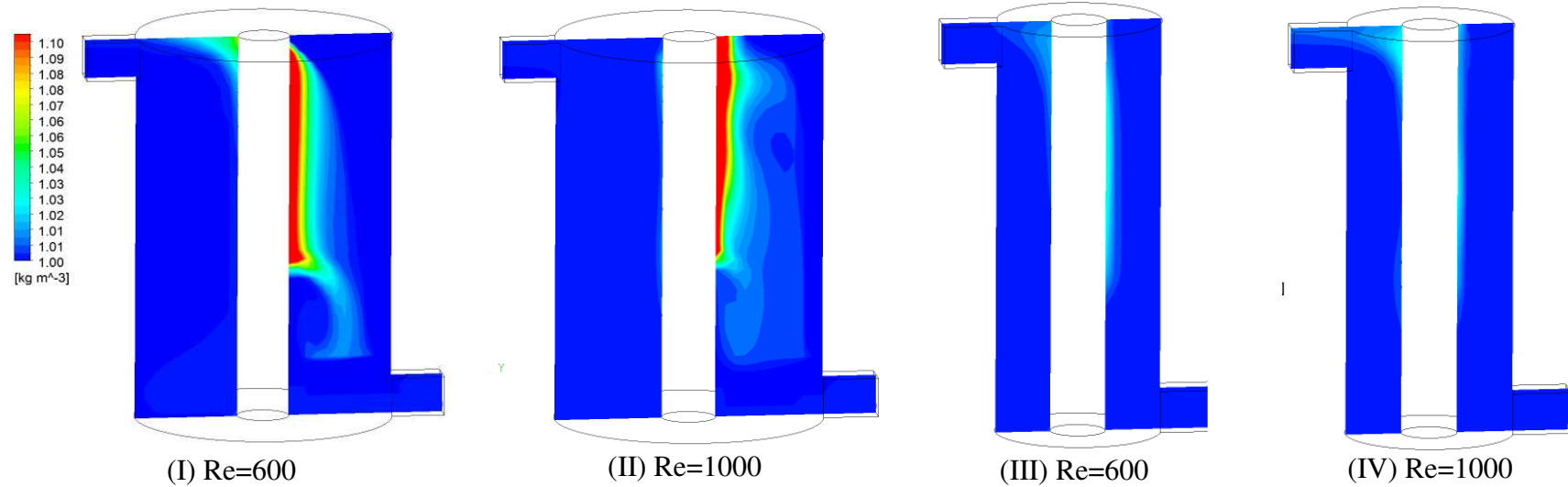
De modo geral na análise da Figura 4.25, verifica-se que maiores concentrações de óleo são obtidas na corrente de concentrado (topo) e maiores distribuições de massa foram obtidas em maiores números de Reynolds. Dessa forma, verifica-se que transferência de massa é dependente da velocidade e da configuração do módulo.

Figura 4.24 - Campo de concentração no plano $x = 0$ para diferentes espaços anular (I) 100 mm (II) 60 mm e (III) 40 mm e (IV) 40 mm e duto de entrada reduzido a $\frac{1}{2}$ ($K = 1 \times 10^{-8} \text{ m}^2, C_0 = 1 \text{ kg m}^{-3}, \text{Re} = 600, \text{Sc} = 1000, \text{Re}_w = 0.1$).



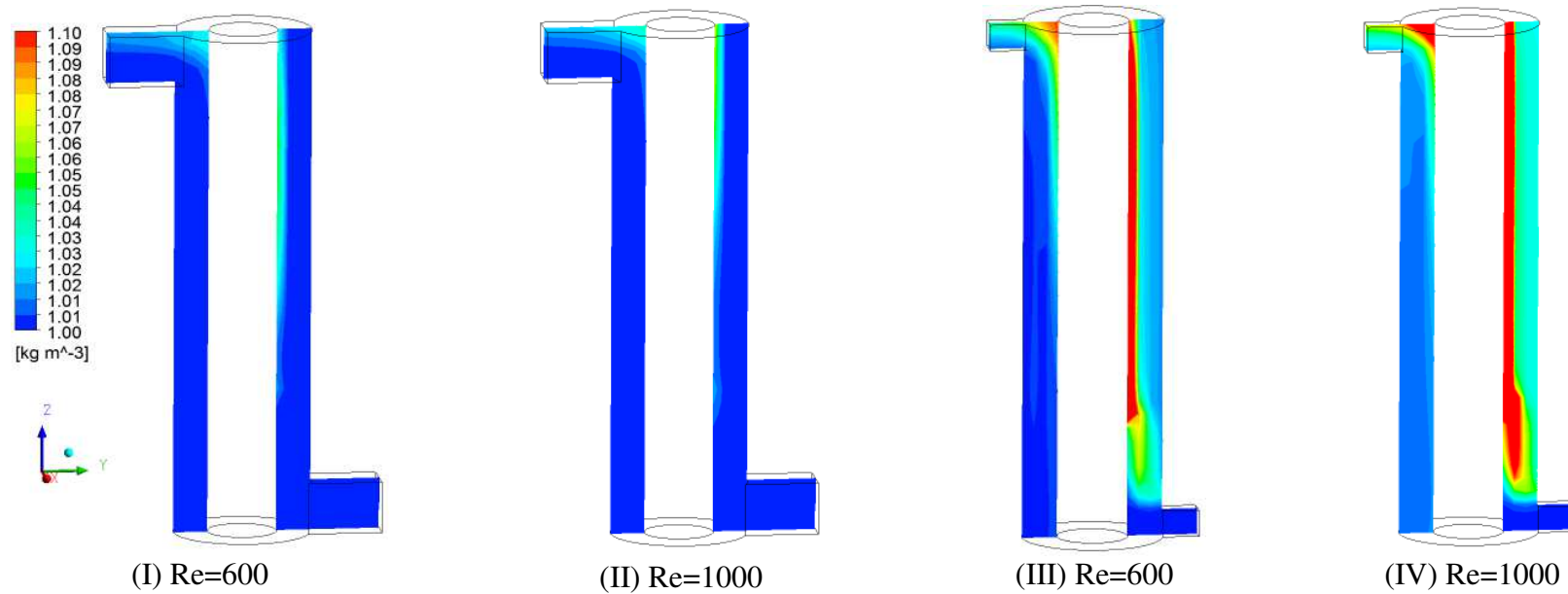
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.25 - Campo de concentração no plano yz para diferentes números de Reynolds iguais a 600 e 1000 ($De=40$ mm, $C_0= 1$ kg m³, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}$ m²).



Fonte: Própria (2014)

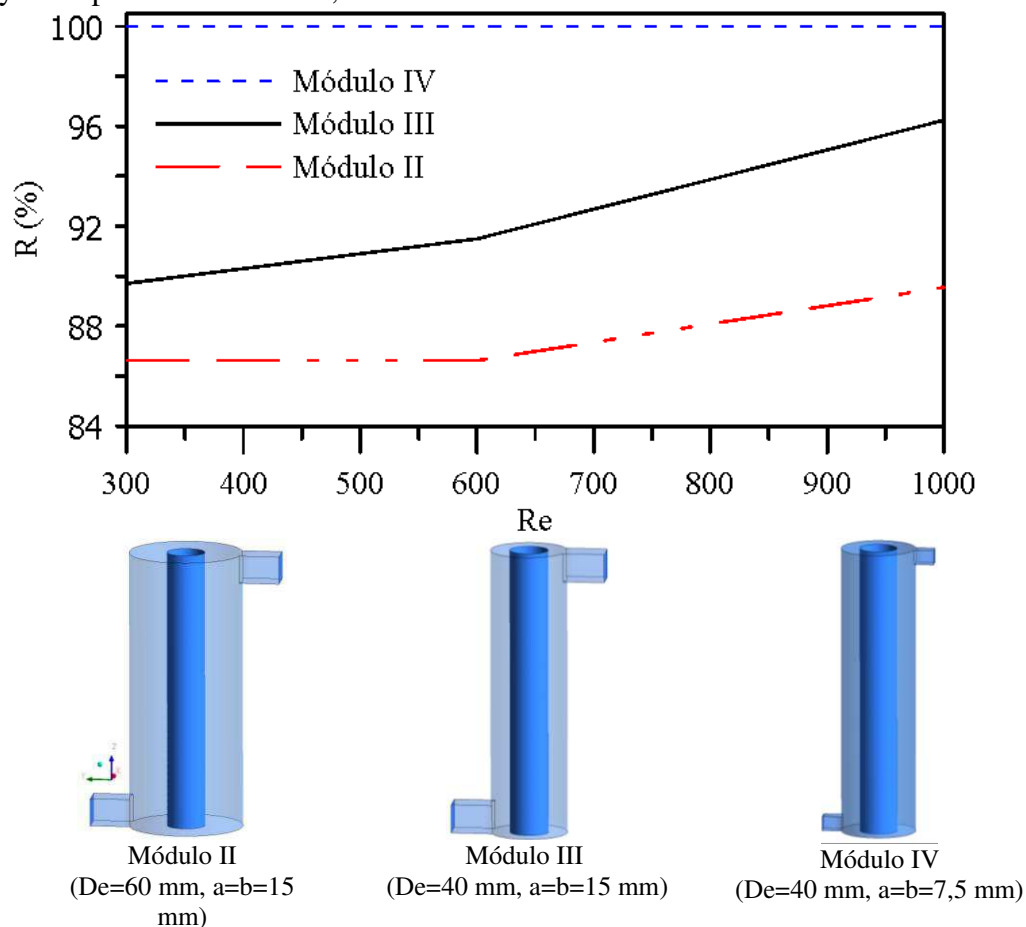
Figura 4.26 - Campo de concentração no plano yz para diferentes números de Reynolds iguais a 600 e 1000 ($De=40$ mm, $C_0=1$ kg m⁻³, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}$ m²).



Fonte: Própria (2014)

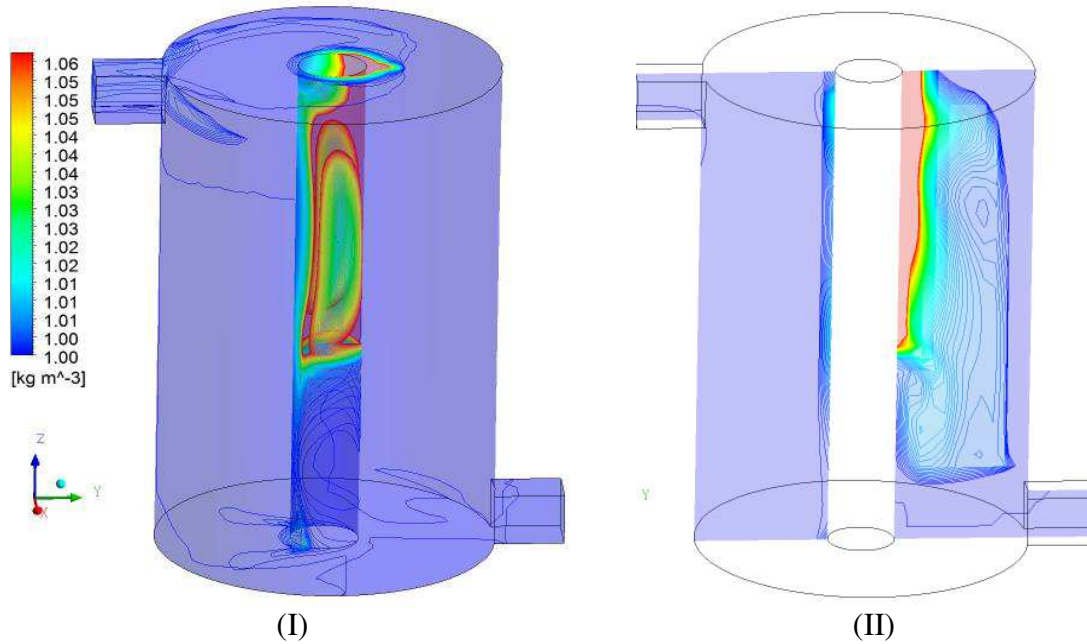
Comparando as Figuras 4.26 II e 4.26 IV de mesmo espaço anular ($De = 40 \text{ mm}$) e número de Reynolds ($Re = 1000$), diferente duto de entrada e sob pressões totais baixas iguais a 107,6 e 106,9 kPa, respectivamente, sabe-se que a medida que o soluto na superfície da membrana se torna mais concentrado, a transferência de massa é controlada pela hidrodinâmica dos módulos de permeação e não mais pela pressão. Dessa forma, maior distribuição de massa com maior concentração de óleo na corrente de concentrado foi obtido quando reduzido em 50% o duto de entrada (Módulo IV) com fluxos de permeado iguais a 0,01772 L/h e 0,033306 L/h. Isto pode ser verificado no perfil do coeficiente de rejeição do soluto em função do número de Reynolds para os três módulos de permeação (Figuras 4.27) onde o módulo de permeação IV obteve um melhor desempenho que os demais módulos apresentando uma eficiência de 100%, no e também pode ser verificado no campo de concentração nos contornos para diferentes módulos (Figuras 4.28 à 4.31).

Figura 4.27 – Representação do coeficiente de rejeição de soluto em função do número de Reynolds para os módulos II, III e IV.



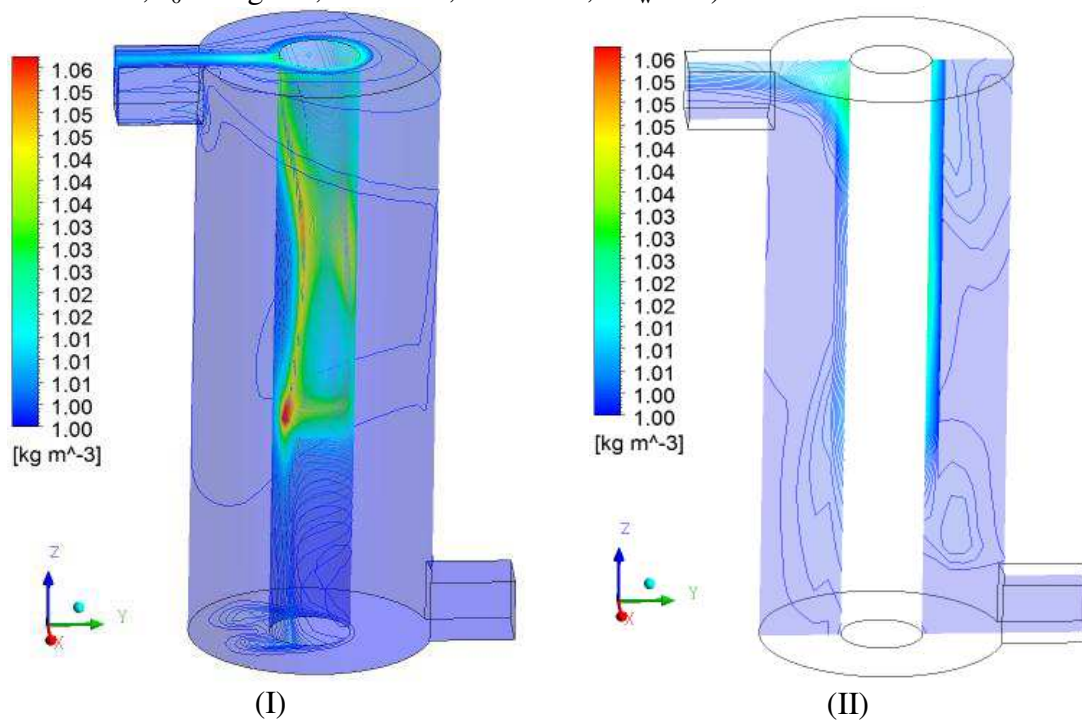
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.28 - Campo de concentração: (I) contornos, (II) plano yz ($De=100$ mm, $K=1\times 10^{-8}$ m², $C_0=1$ kg m⁻³, $Re=1000$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$).



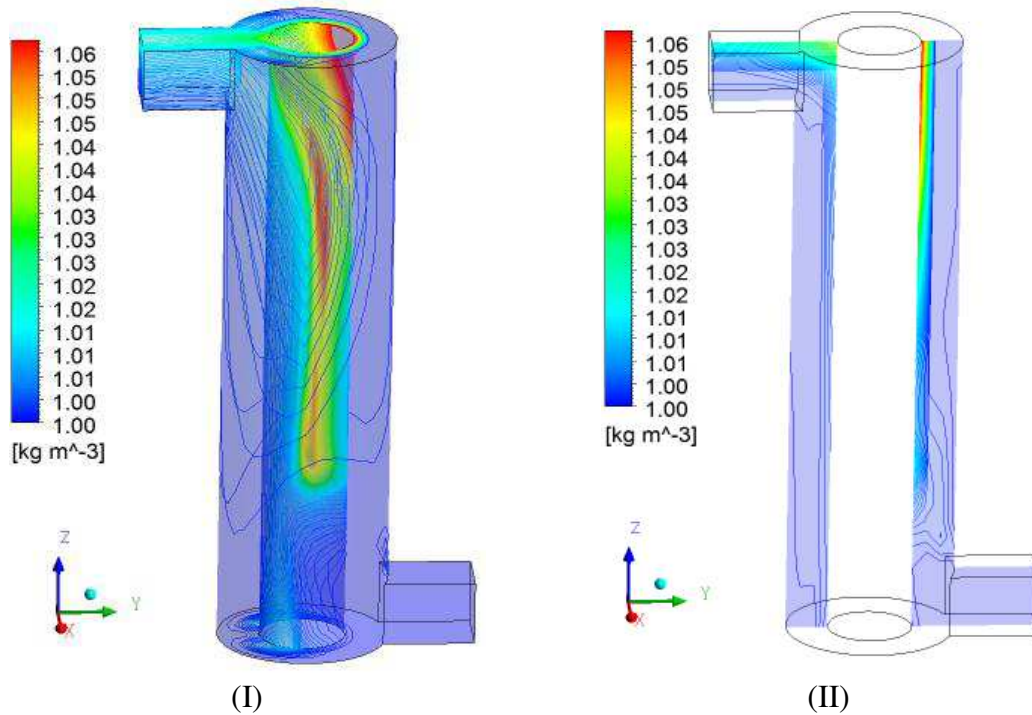
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.29 - Campo de concentração: (I) contornos, (II) plano yz ($De=60$ mm, $K=1\times 10^{-8}$ m², $C_0=1$ kg m⁻³, $Re=1000$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$).



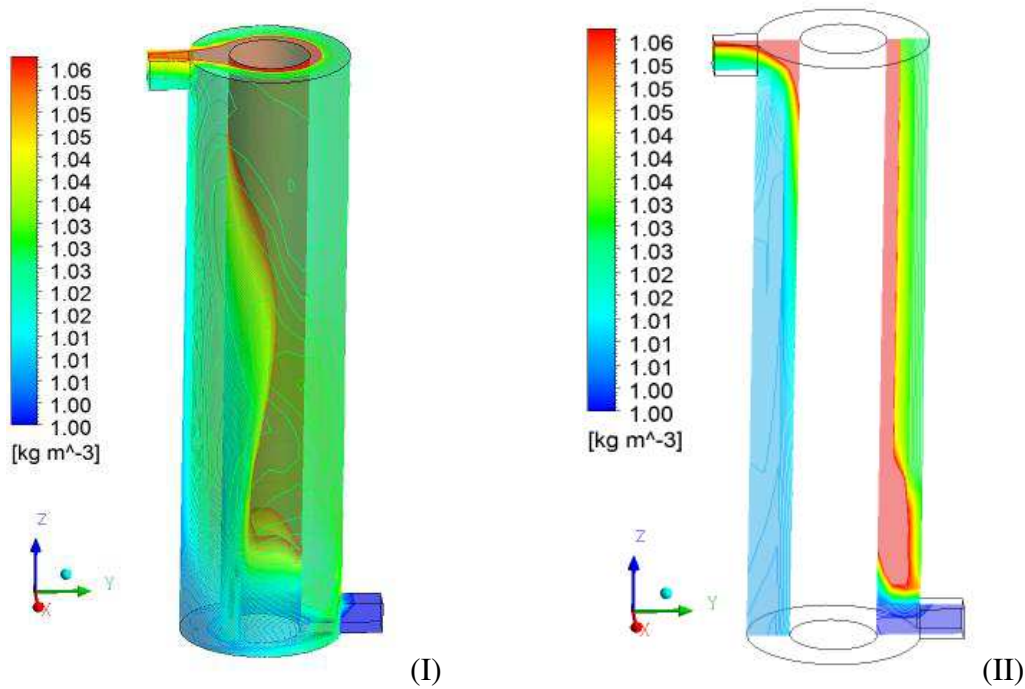
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.30 - Campo de concentração: (I) contornos, (II) plano yz ($De=40$ mm, $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, $C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$).



Fonte: Própria (2014)

Figura 4.31 - Campo de concentração: (I) contornos, (II) plano yz ($De=40$ mm, $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$, $C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$).



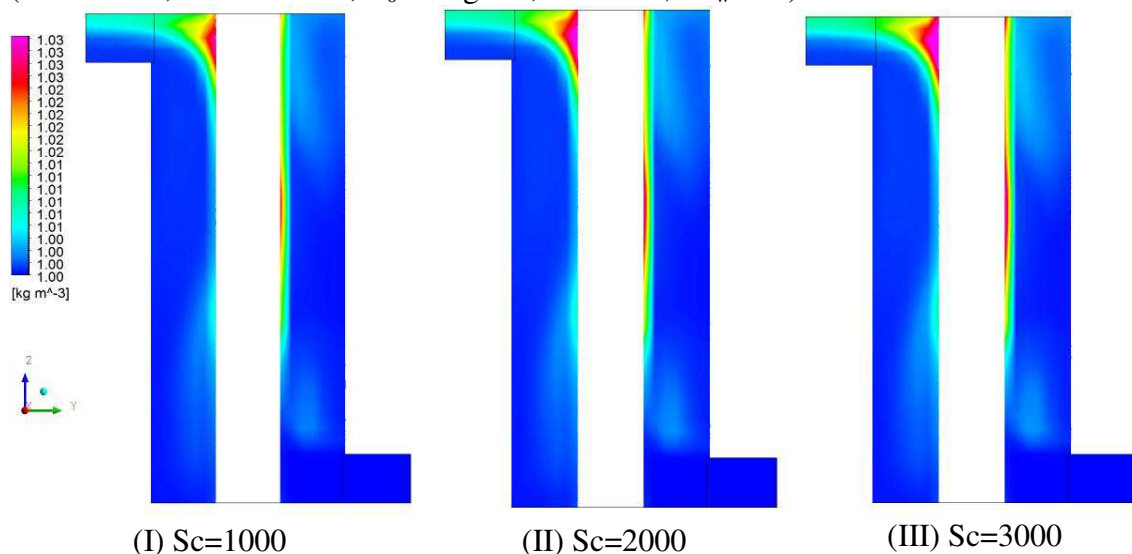
Fonte: Própria (2014)

Esses resultados são satisfatórios, pois nos projetos de otimização dos módulos de permeação deseja-se minimizar o fenômeno de polarização por concentração o que é obtido por meio de maiores transferências de massa com maior capacidade de rejeição de soluto.

A influencia do número de Schmidt no campo de concentração sob o plano YZ foi avaliada e está ilustrada na Figura 4.32 para a módulo II de permeação (diâmetro igual a 60 mm). Observa-se que a concentração de óleo na corrente de concentrado aumenta com o aumento do número de Schmidt. Isto é devido à redução do coeficiente de difusão em maiores número de Schmidt. O que implica na redução do transporte difusivo para o seio da alimentação. Dessa forma a relação de equilíbrio entre os fluxos convectivo e difusivo em que a relação $(C-C_0)/C_0$ é inferior a 10^{-3} é alcançado mais rapidamente “deslocando” a camada polarizada em maiores números de Schmidt, possibilitando um aumento na área de permeação.

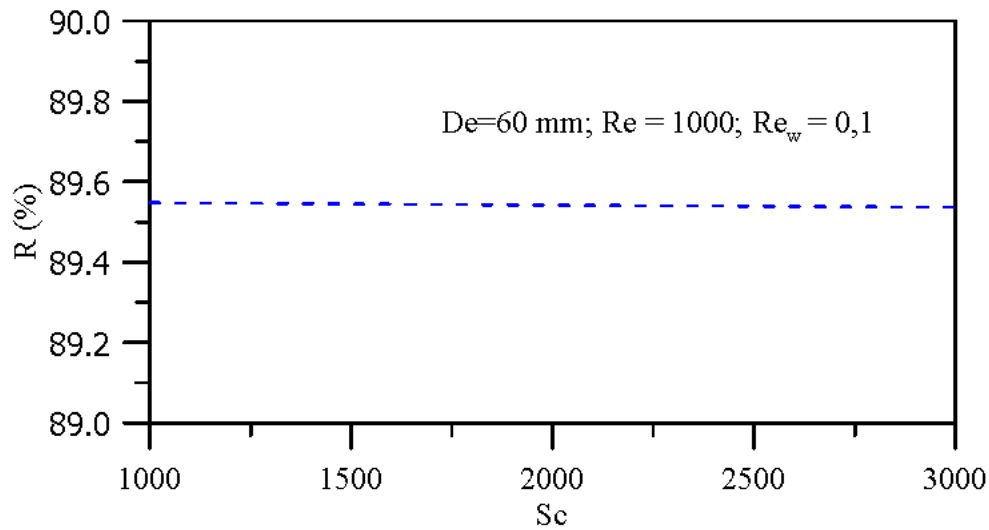
Isto pode ser verificado na análise do coeficiente de rejeição do soluto em função do número de Schmidt ilustrado na Figura 4.33, o que representa uma eficiência de 89,5%, para o módulo II.

Figura 4.32 - Campo de concentração no plano yz para diferentes números de Schmidt ($De=60$ mm, $K=1\times 10^{-8}$ m², $C_0=1$ kg m⁻³, $Re=1000$, $Re_w=0.1$)



Fonte: Própria (2014)

Figura 4.33 - Coeficiente de rejeição de soluto em função Número de Schmidt (Módulo II) ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Re=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).

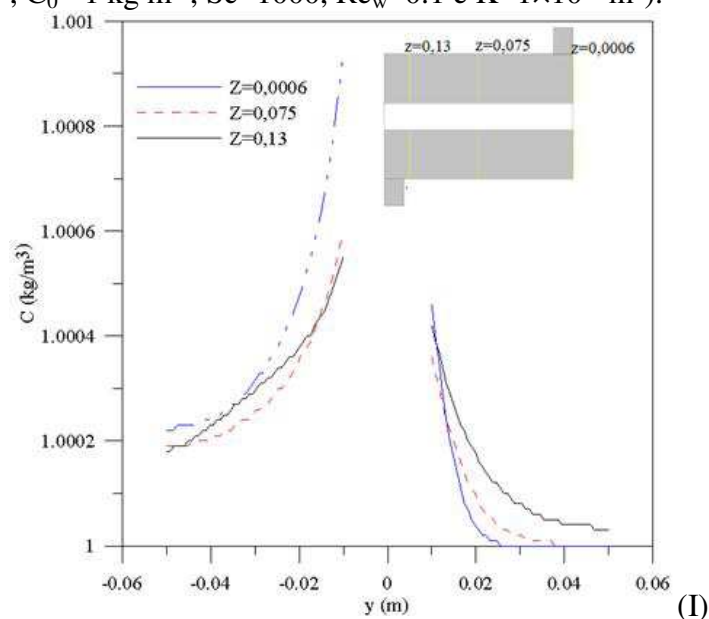


Fonte: Própria (2014)

O perfil de concentração no módulo de separação foi avaliado em função do diâmetro, em diferentes posições z mantendo-se a velocidade de alimentação constante igual a $5 \times 10^{-4} \text{ m s}^{-1}$, e está ilustrado nas Figuras 4.34 a 4.36.

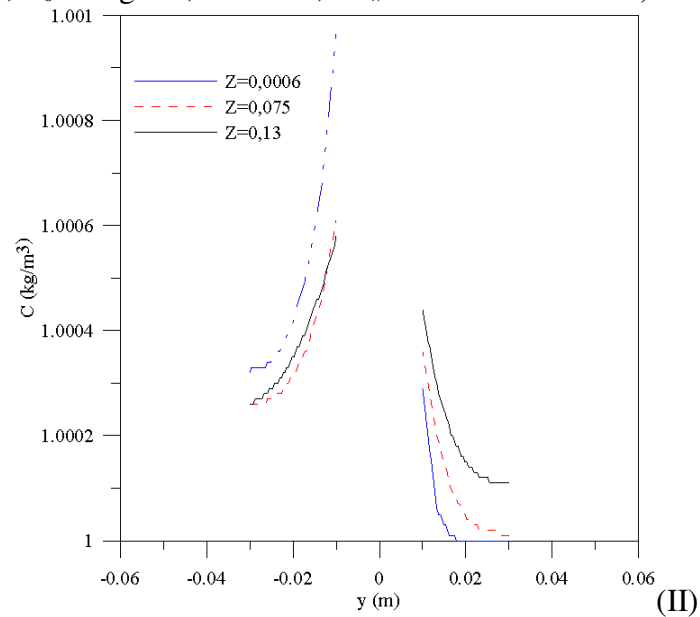
Observa- que o perfil de concentração varia com a posição z tomada no módulo e com a redução do espaço anular que esta relacionada com a hidrodinâmica do escoamento no interior do equipamento.

Figura 4.34 - Perfil de concentração no plano yz para o espaço anular de $De=100 \text{ mm}$ ($V_o=5 \times 10^{-4} \text{ m s}^{-1}$, $C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).



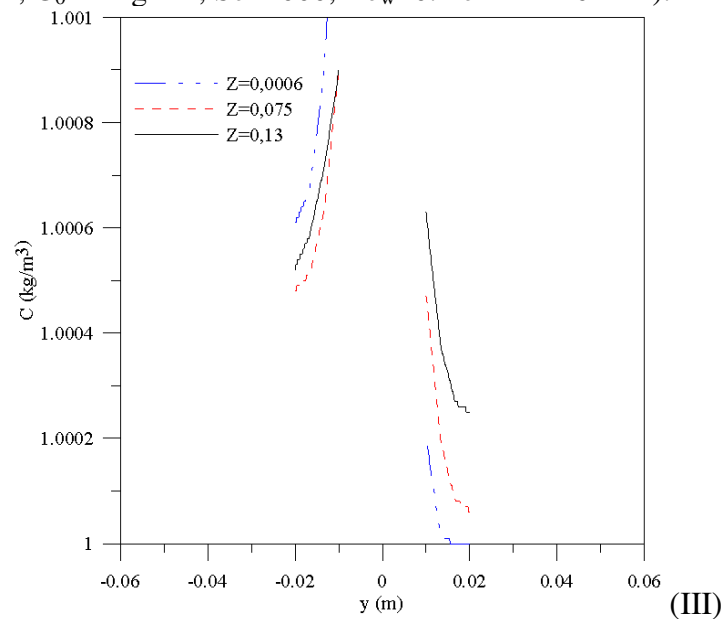
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.35 - Perfil de concentração no plano yz para o espaço anular de $De= 60$ mm ($V_o=5\times 10^{-4}$ m s $^{-1}$, $C_0= 1$ kg m $^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}$ m 2).



Fonte: Própria (2014)

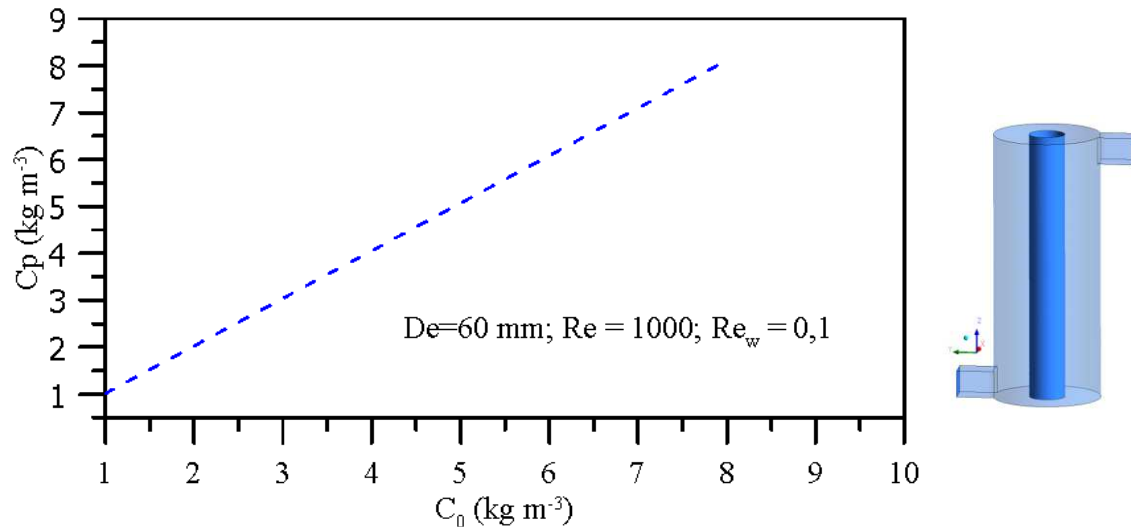
Figura 4.36 - Perfil de concentração no plano yz para o espaço anular de $De= 40$ mm ($V_o=5\times 10^{-4}$ m s $^{-1}$, $C_0= 1$ kg m $^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}$ m 2).



Fonte: Própria (2014)

O efeito da concentração inicial na corrente de permeado foi avaliado mantendo-se constantes o número de Reynolds axial, Reynolds de permeação, número de Schmidt, permeabilidade e diâmetro do módulo de permeação e está ilustrado na Figura 4.37.

Figura 4.37 - Concentração de óleo no permeado em função da concentração inicial. ($Re=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8} \text{ m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

4.2.3. Vetor velocidade

As Figuras 4.38 a 4.40 ilustram a influencia do padrão de escoamento tridimensional no módulo de permeação casco/membrana tubular levando em consideração o escoamento do fluido em diferentes espaços anulares, duto de entrada e saída, e velocidade do fluido na entrada.

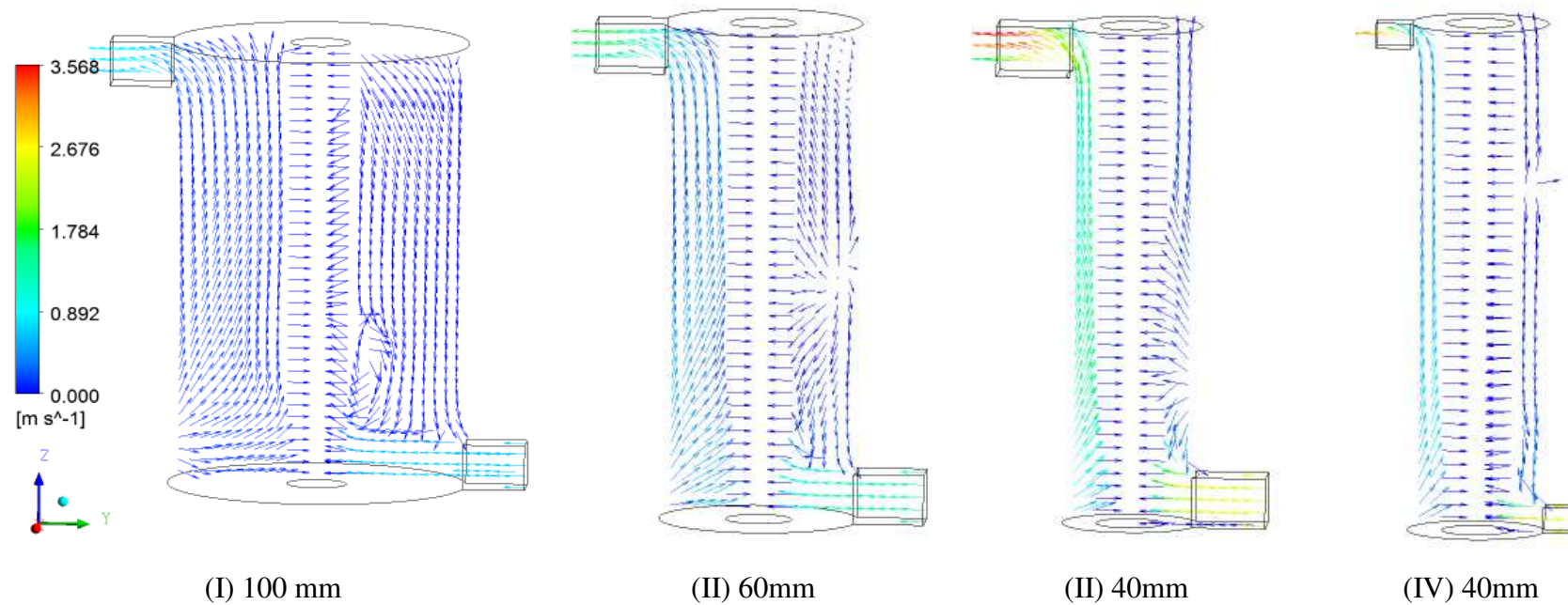
O efeito dos parâmetros geométricos (espaço anular, duto de entrada e saída) no campo vetorial sob os planos yz ($x=0$) e xy foi avaliado para os números de Reynolds iguais a 1000 e 300 respectivamente, e estão ilustrados na Figura 4.38 e 4.39, respectivamente.

Verifica-se no campo vetorial uma queda brusca de velocidade devido à expansão ocorrida quando da passagem do fluido do duto de entrada para o módulo de permeação. A queda de velocidade é menor nos módulos de menor espaço anular e as velocidades máximas sob o plano yz são iguais a 0,879, 1,696, 3,568 e 3,037 m s^{-1} para os espaços anulares cujos diâmetros são iguais a (I)100 mm, (II) 60mm (III) 40mm e (IV) 40 mm respectivamente e número de Reynolds fixo igual a 1000 (Figura 4.38). Esse comportamento é devido ao fato que nos módulos de menor espaço anular o fluido dispõem de pouco espaço para dissipar energia quando comparados aos módulos de maior espaço anular que apresenta naturalmente maior caminho livre dissipando maior quantidade de energia cinética.

Sob o plano XY verifica-se através dos vetores, que maiores velocidades são encontradas na região do módulo de permeação onde o escoamento é livre e menor velocidade na região central em que o escoamento é através do meio poroso (membrana porosa). Verifica-se que quando mantido o número de Reynolds fixo igual a 300, as vazões de alimentação variam e seus valores são iguais a $0,002812 \text{ kg s}^{-1}$, (Figura 4.39 (I)), $0,00675 \text{ kg s}^{-1}$ (Figura 4.39 (II)) e $0,00469 \text{ kg s}^{-1}$ (Figura 4.39 (III)) respectivamente. Isto é devido à variação do duto de entrada e da variação do espaço anular, de forma a manter as condições hidrodinâmicas do número de Reynolds fixado. O que explica o aumento na velocidade do módulo de permeação de $0,113$ (Figura 4.39 (I)), para $0,397 \text{ m s}^{-1}$ (Figura 4.39 (II)).

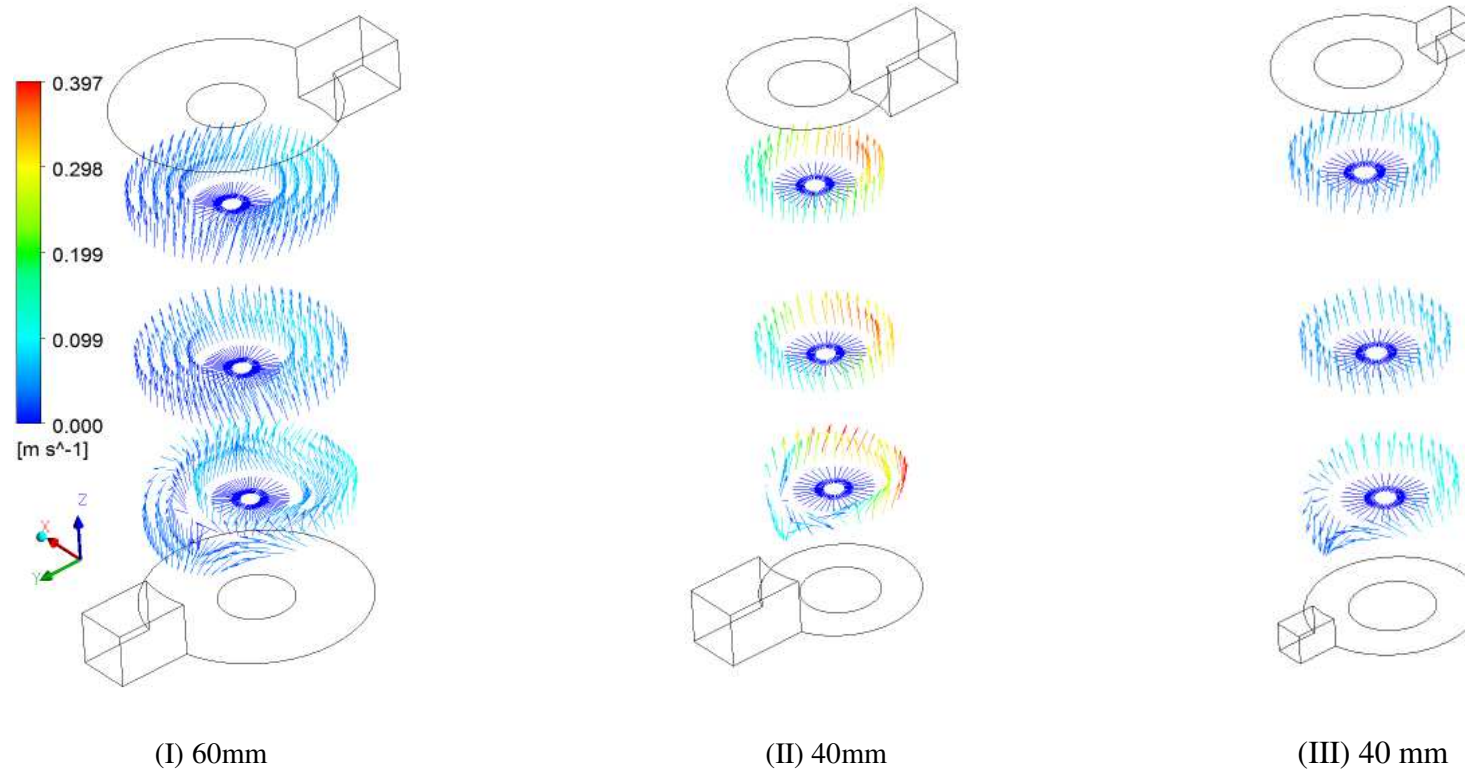
Importantes resultados foram obtidos levando em consideração o efeito da velocidade inicial no campo de velocidade. Diferentes características hidrodinâmicas do fluido em função da velocidade de alimentação são observadas quando fixado todos os outros parâmetros operacionais no campo vetorial (Figura 4.40). Em baixas velocidades de alimentação, $5 \times 10^{-4} \text{ m s}^{-1}$ verifica-se um perfil característico de escoamento laminar (Figura 4.40(I)), ao aumentar a velocidade de alimentação para $0,376 \text{ m s}^{-1}$ é verificada uma tendência a escoamentos reversos com formação de vórtice próximo a entrada do módulo (Figura 4.40(II)). Para a velocidade de alimentação igual a $1,253 \text{ m s}^{-1}$ é observada melhor distribuição de velocidade no módulo (Figura 4.40(III)). 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 reduz a espessura da camada polarizada e conseqüente aumento na transferência de massa. Contudo, todos esses resultados estão na faixa do número de Reynolds máximo igual a 1000 garantindo dessa forma, o escoamento laminar.

Figura 4.38 - Vetor velocidade sob o plano yz para diferentes espaços anular e número de Reynolds igual a 1000 ($C_0= 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).



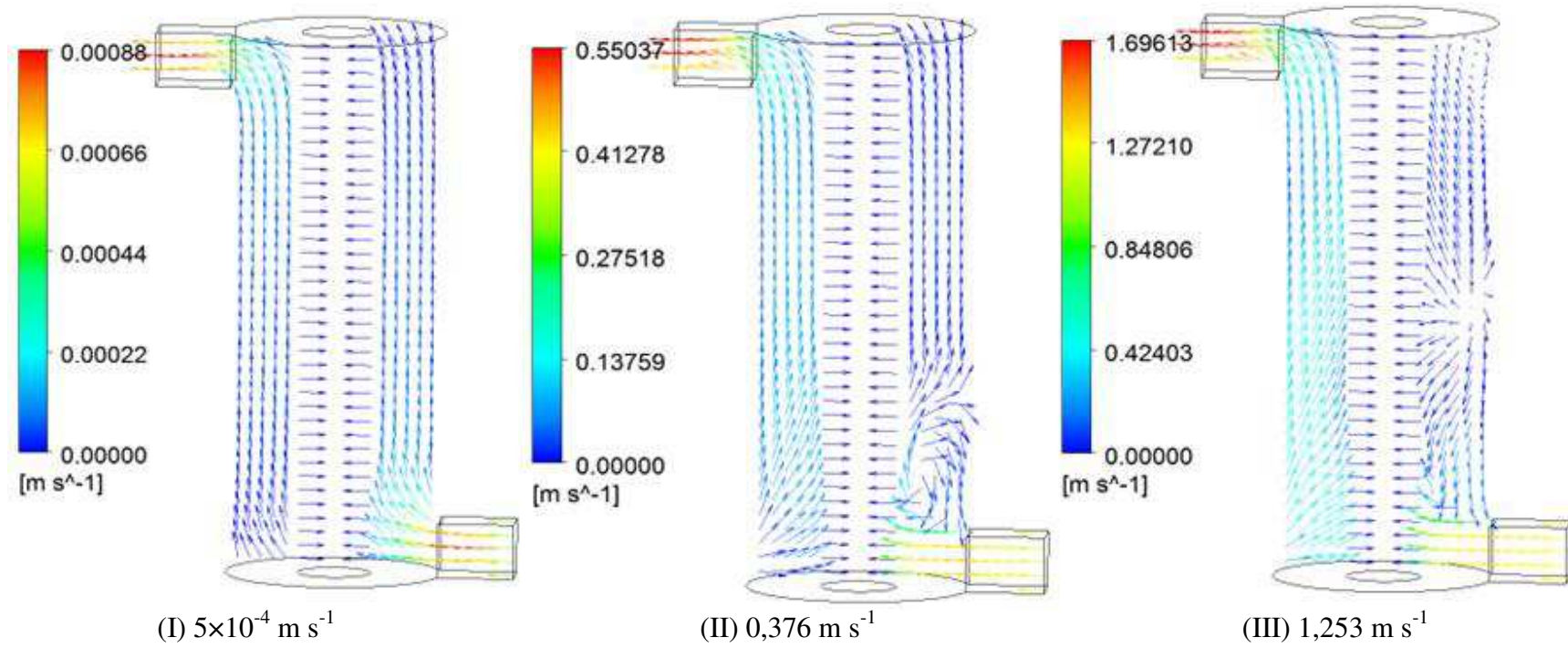
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.39 - Efeito do espaço anular e do duto (de entrada e saída) no vetor velocidade no plano xy em diferentes posições do módulo de separação para número de Reynolds igual a 300 ($C_0=1\text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1\times 10^{-8}\text{ m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

Figura 4.40 - Vetor velocidade no plano yz do módulo casco/membrana tubular para diferentes velocidades de entrada ($C_0=1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc=1000$, $Re_w=0.1$ e $K=1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).



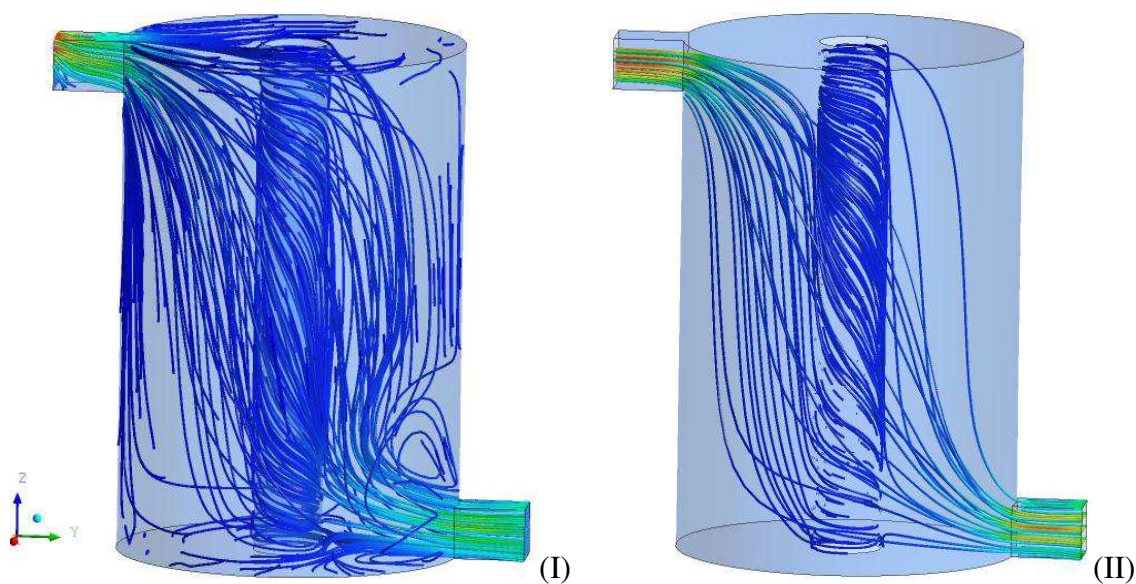
Fonte: Própria (2014)

4.2.4. Linhas de fluxo

A análise fluidodinâmica no interior do módulo de permeação pode ser verificada pelas linhas de fluxo no interior do equipamento ilustradas na Figura 4.41 e 4.42. O efeito da parede porosa nas linhas de fluxo para a velocidade de alimentação fixa igual a $5 \times 10^{-4} \text{ m s}^{-1}$, ilustrado na Figura 4.40.

Observa-se na (Figura 4.41(I)) um comportamento desordenado do fluido no módulo sem permeação quando comparado com a (Figura 4.41 (II)) em que se verifica nitidamente um escoamento ordenado em torno da membrana. Isto é esperado devido à sucção presente na parede porosa fazendo com que haja um fluxo convectivo para dentro do meio poroso, promovendo o fluxo de permeado isto é o fluxo que atravessa a membrana, e favorece esse comportamento ordenado em torno do meio poroso.

Figura 4.41 - Linhas de fluxo no módulo com a parede interna: (I) não permeável e (II) permeável. ($5 \times 10^{-4} \text{ m s}^{-1}$, $C_0 = 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc = 1000$, $Re_w = 0.1$ e $K = 1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).

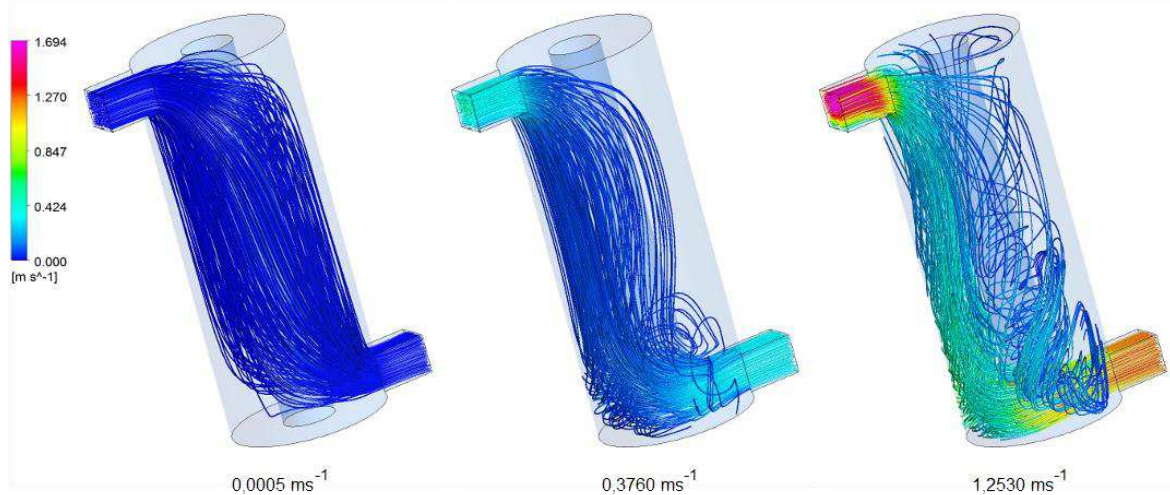


Fonte: Própria (2014)

Assim como foi discutido no campo vetorial e a agora partir das linhas de fluxo verifica-se o padrão tridimensional do escoamento no módulo de permeação. Observam-se linhas de correntes distintas para diferentes velocidades de alimentação quando todos os outros parâmetros são fixados. Maiores velocidades de alimentação são verificados zonas de recirculação de fluxo (fluxos reversos) no interior do módulo de permeação que desaparece à medida que é reduzida a velocidade de alimentação. Esse

comportamento induz o surgimento do escoamento mais ordenado ao redor da membrana (Figura 4.42 (I)).

Figura 4.42 - Linhas de fluxo para diferentes velocidades de entrada (I) $5 \times 10^{-4} \text{ m s}^{-1}$, (II) $0,376 \text{ m s}^{-1}$ e (III) $1,253 \text{ m s}^{-1}$ ($C_0 = 1 \text{ kg m}^{-3}$, $Sc = 1000$, $Re_w = 0.1$ e $K = 1 \times 10^{-8} \text{ m}^2$).



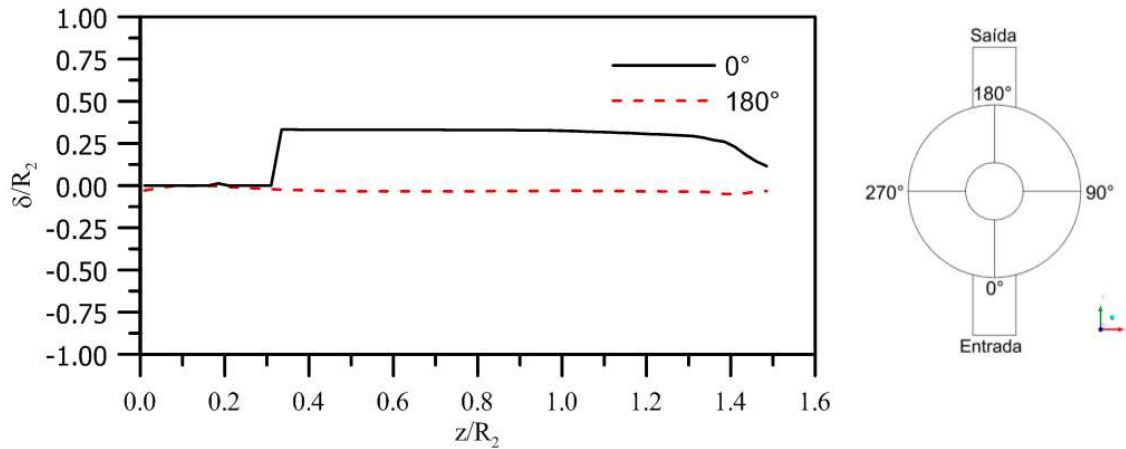
Fonte: Própria (2014)

4.2.5. Espessura da camada limite tridimensional

Nas Figuras 4.43 a 4.50 estão representadas o comportamento da camada limite polarizada sobre quatro posições angulares (0 , 90 , 180 e 270°) sobre a membrana cerâmica para diferentes formatos do modulo de separação (módulos I, II, III e IV), conforme ilustrado na Figura 3.2. Foi assumido um valor constante para os parâmetros adimensionais: número de Reynolds (Re igual a 1000), número de Reynolds de permeação (Re_w igual a $0,1$) e o número de Schmidt (Sc igual a 1000). Observa-se, de uma maneira geral, que a camada limite muda de comportamento com a variação da posição angular na qual ela é representada, bem como a variação das dimensões do espaço anular entre a membrana cerâmica e a parede do modulo de permeação.

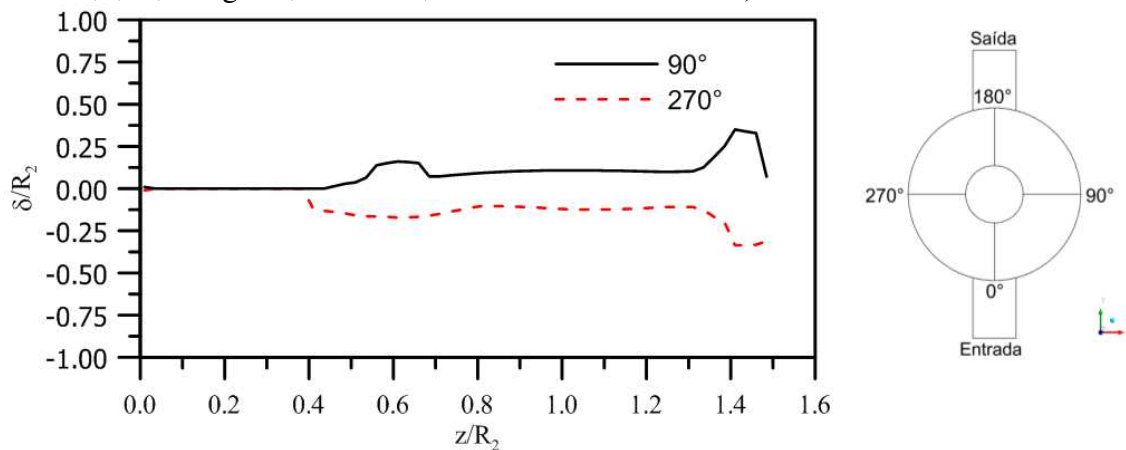
Destaca-se igualmente que a camada limite sofre uma significativa influência das dimensões da seção de entrada da mistura no modulo de permeação, conforme pode ser observada nas Figuras 4.43 a 4.50.

Figura 4.43 - Espessura da camada limite nos planos yz , θ em 0 e 180° . ($De = 100$ mm, $Re_w=0,1$, $C_o=1$ kg m $^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}$ m 2).



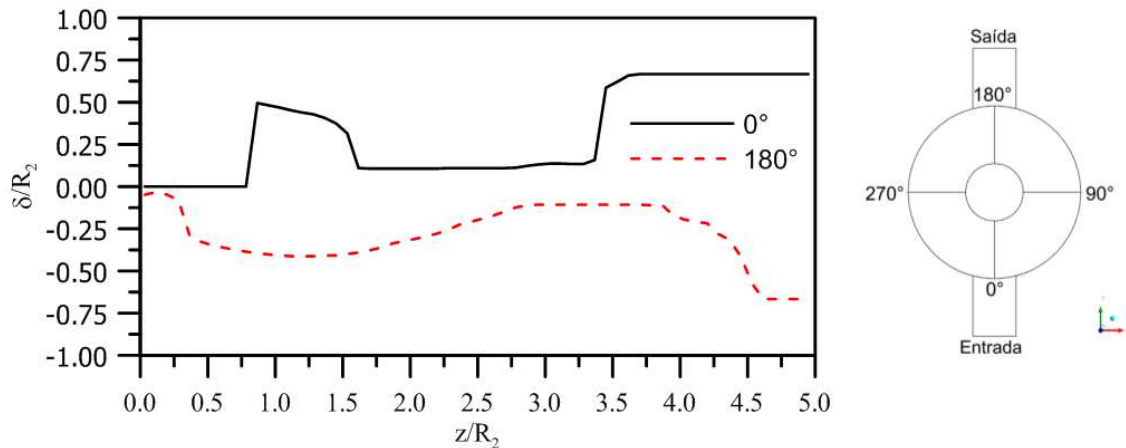
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.44 - Espessura da camada limite nos planos yz , θ em 90 e 270° . ($De=100$ mm, $Re_w=0,1$, $C_o=1$ kg m $^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}$ m 2).



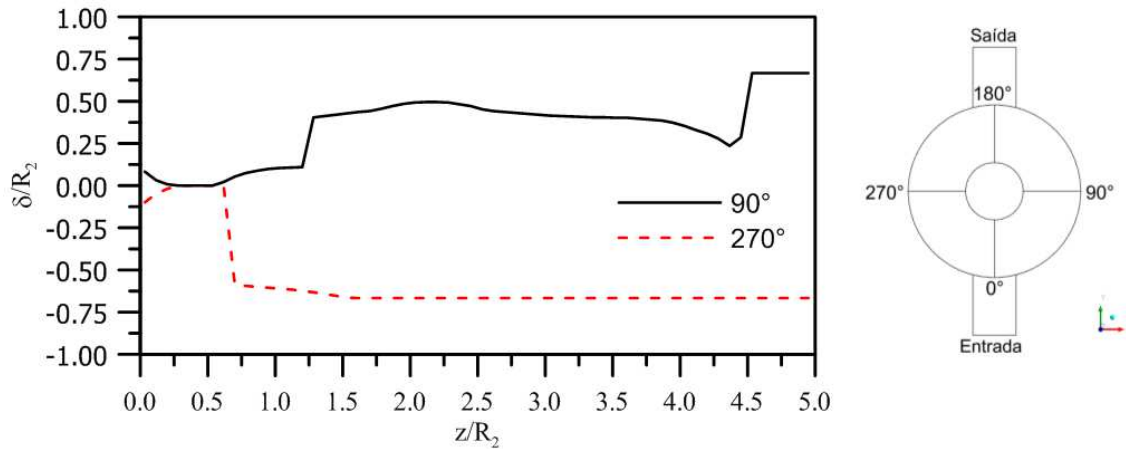
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.45 - Espessura da camada limite nos planos yz , θ em 0 e 180° . ($De = 60$ mm, $Re_w=0,1$, $C_o=1$ kg m $^{-3}$, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1\times 10^{-8}$ m 2).



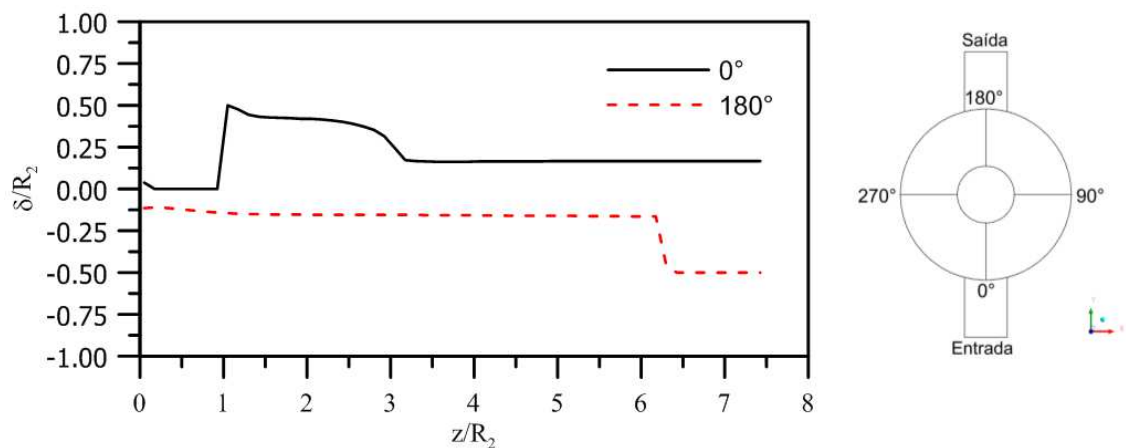
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.46 - Espessura da camada limite nos planos yz, θ em 90 e 270°. ($De = 60$ mm, $Re_w = 0,1$, $C_o = 1$ kg m⁻³, $Re = 1000$, $Sc = 1000$ e $K = 1 \times 10^{-8}$ m²).



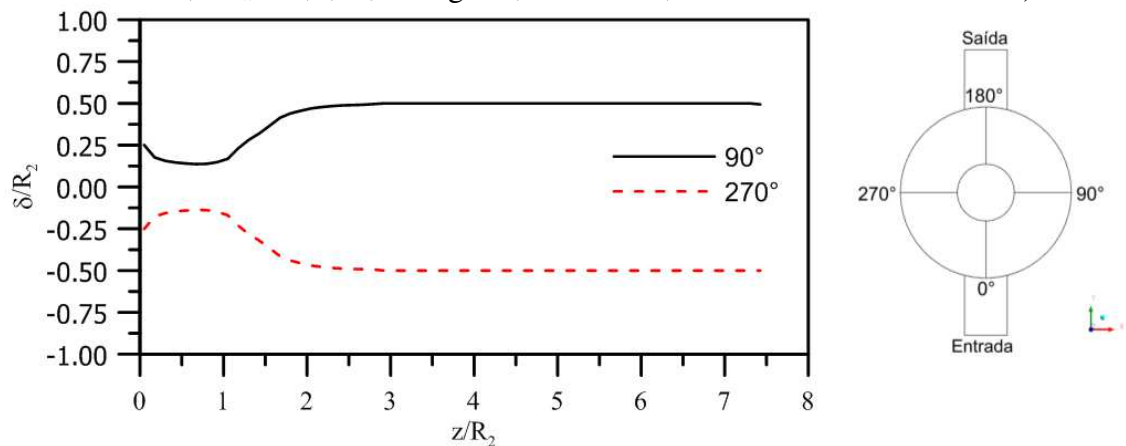
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.47 - Espessura da camada limite nos planos yz, θ em 0 e 180°. ($De = 40$ mm, $a = b = 15$ mm, $Re_w = 0,1$, $C_o = 1$ kg m⁻³, $Re = 1000$, $Sc = 1000$ e $K = 1 \times 10^{-8}$ m²).



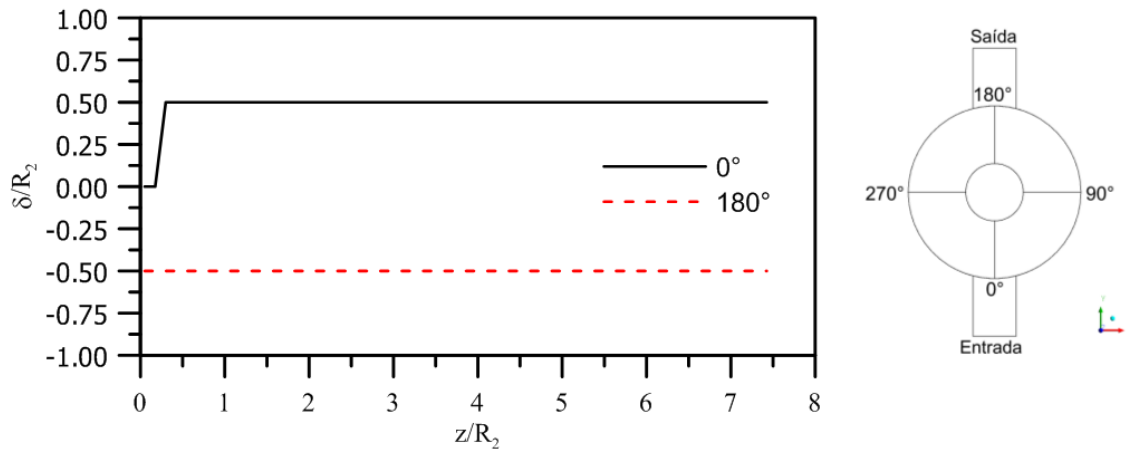
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.48 - Espessura da camada limite nos planos yz, θ em 90 e 270°. ($De = 40$ mm, $a = b = 15$ mm, $Re_w = 0,1$, $C_o = 1$ kg m⁻³, $Re = 1000$, $Sc = 1000$ e $K = 1 \times 10^{-8}$ m²).



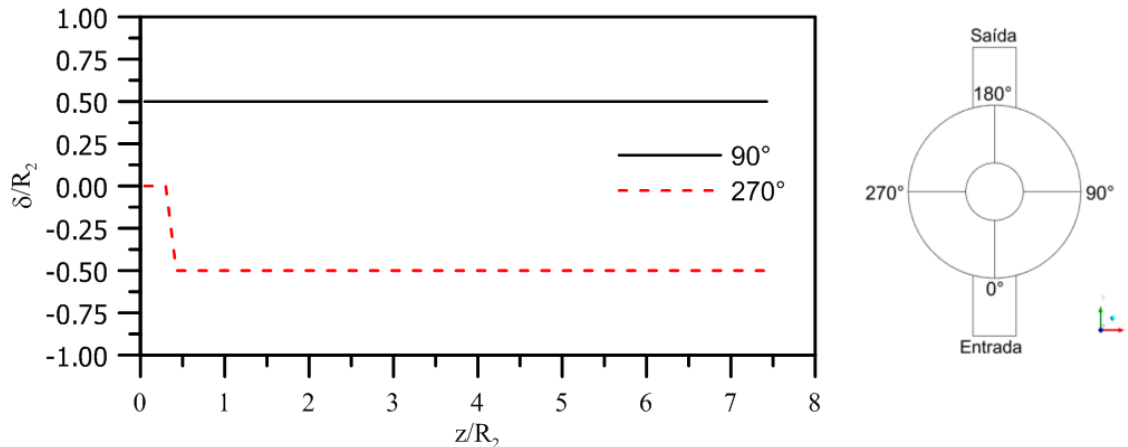
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.49 - Espessura da camada limite nos planos yz , θ em 0 e 180° . ($De = 40\text{mm}$, $a = b = 7,5\text{ mm}$, $Re_w = 0,1$, $C_o = 1\text{ kg m}^{-3}$, $Re = 1000$, $Sc = 1000$ e $K = 1 \times 10^{-8}\text{ m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

Figura 4.50 - Espessura da camada limite nos planos yz , θ em 90 e 270° . ($De = 40\text{ mm}$, $a = b = 7,5\text{ mm}$, $Re_w = 0,1$, $C_o = 1\text{ kg m}^{-3}$, $Re = 1000$, $Sc = 1000$ e $K = 1 \times 10^{-8}\text{ m}^2$).



Fonte: Própria (2014)

Observa-se nestas figuras que o tamanho, desenvolvimento e a estrutura da camada limite polarizada em torno da membrana variam muito com ângulo θ , com o espaço anular e com os dutos de entrada e saída. Isto está associado às diferentes taxas de transferência de massa local induzidas pela variação de concentração desde a superfície da membrana até o seio do modulo de permeação.

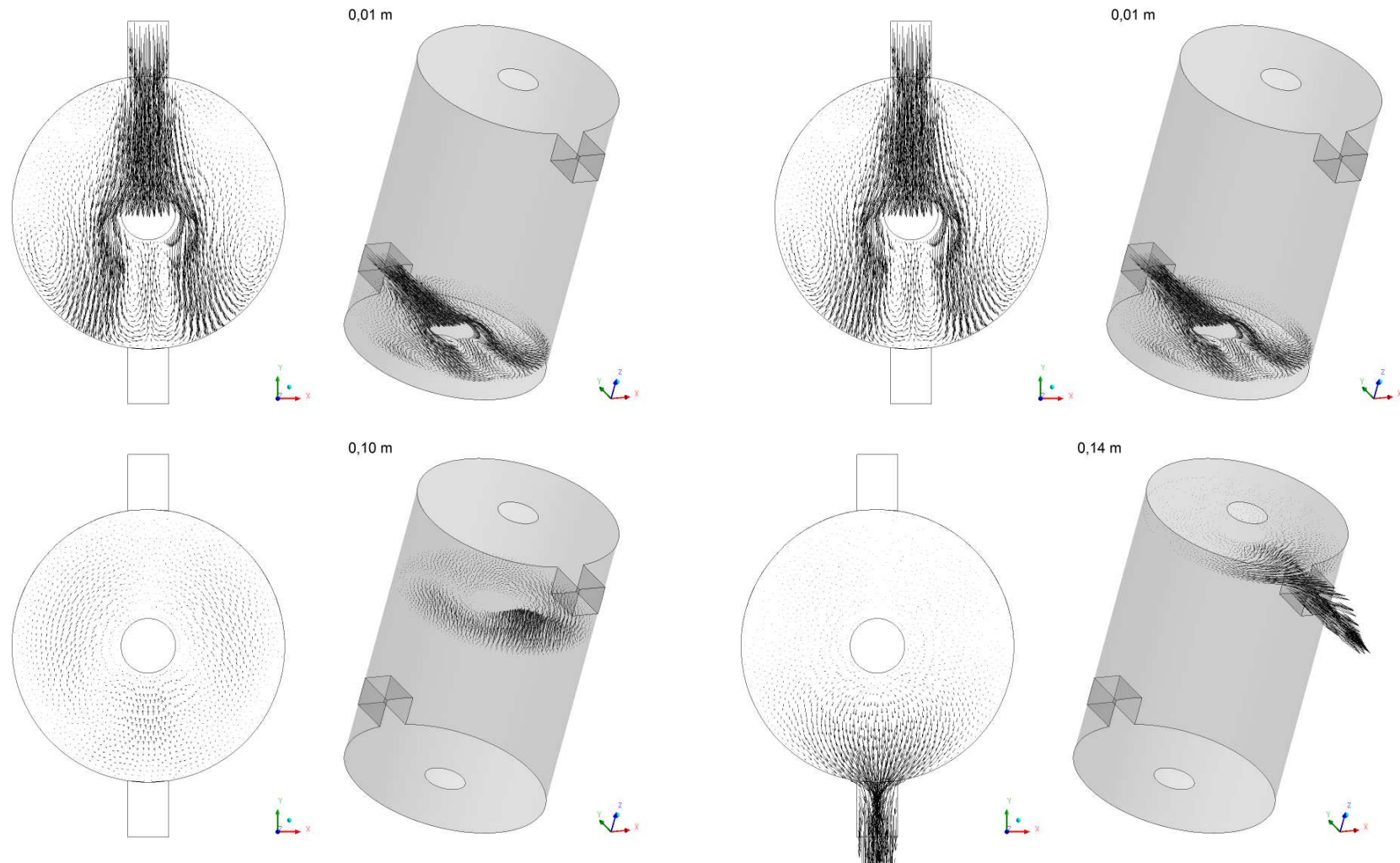
A variação de concentração está intimamente relacionada com o comportamento do fluido em torno da membrana cerâmica tubular, como pode ser observado nas Figuras 4.51 a 4.54. Nestas figuras estão representados o campo vetorial de velocidade sobre diferentes planos transversais (XY) ao longo do modulo de permeação. Nota-se nestas figuras zonas de recirculação semelhantes ao que se é observado em escoamento

de fluidos em torno de um cilindro impermeável, como podem ser facilmente observados nas posições 0,01 m e 0,03 m. Ao se distanciar do duto de entrada percebe-se uma queda significativa das grandezas vetoriais indicando uma diminuição da velocidade em virtude da expansão sofrida pelo escoamento no interior do módulo de permeação. Este fato é mais proeminente no módulo de permeação com diâmetro do cilindro com 100 mm (Figura 4.51).

Os resultados apresentados nas Figuras 4.51 a 4.54 indicam claramente a forte influência da dimensão do espaço anular, entre a membrana cerâmica e parede do cilindro do módulo de separação, sobre o comportamento dos fluidos nas diferentes seções ao longo do módulo de permeação e, conseqüentemente, sobre o comportamento da distribuição da concentração do soluto (óleo) no interior do módulo de permeação como observado nos Figuras 4.24 à 4.26 e 4.28 à 4.31.

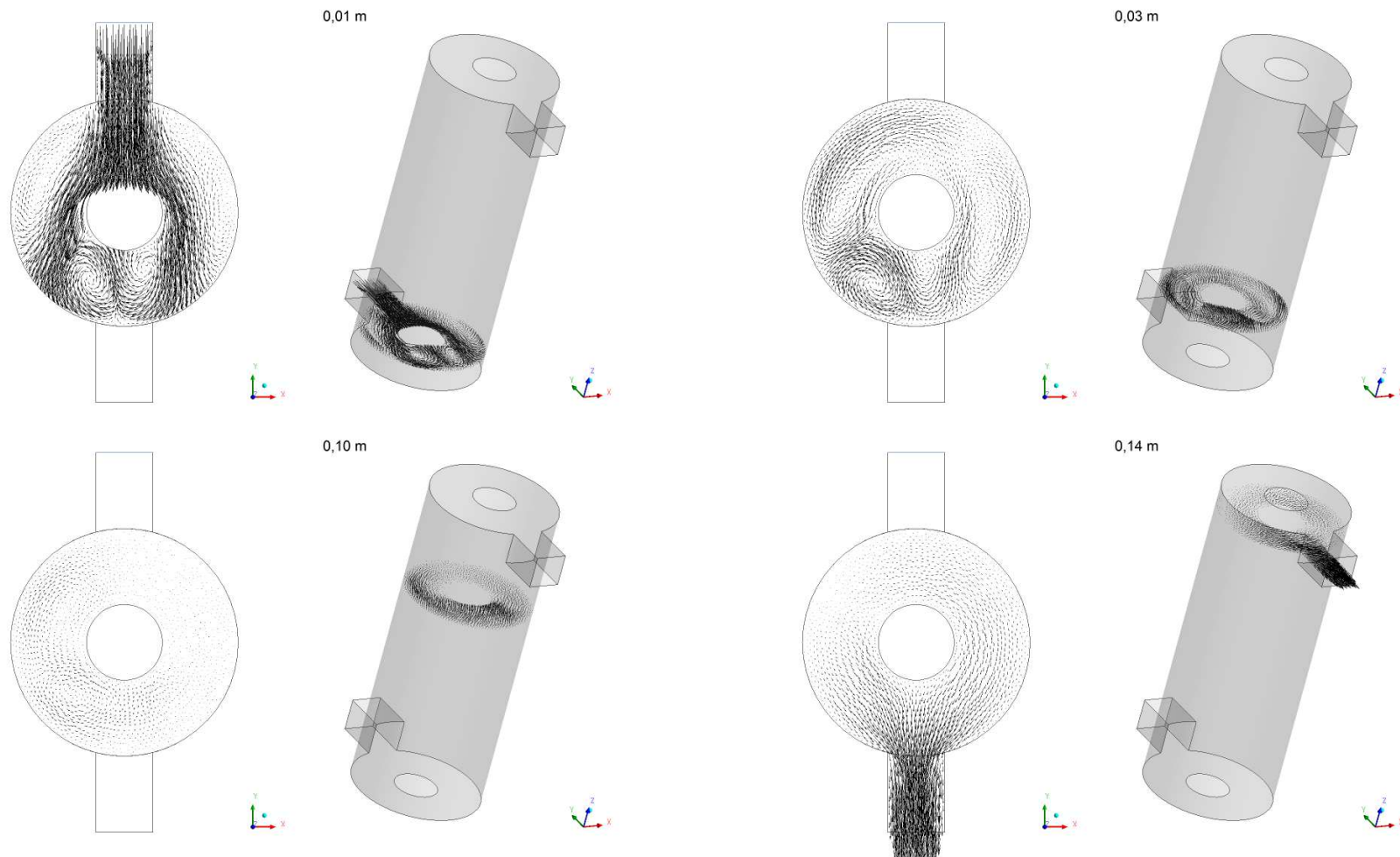
Dessa forma, observa-se que módulo de menor espaço anular e duto de entrada, apresentam menor espessura da camada limite, favorecida pela hidrodinâmica desses módulos.

Figura 4.51 - Campo vetorial de velocidade sobre diferentes planos transversais (XY) para o módulo de separação ($De = 100$ mm, $Re_w=0,1$, $C_o=1$ kg m^{-3} , $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8} m^2$).



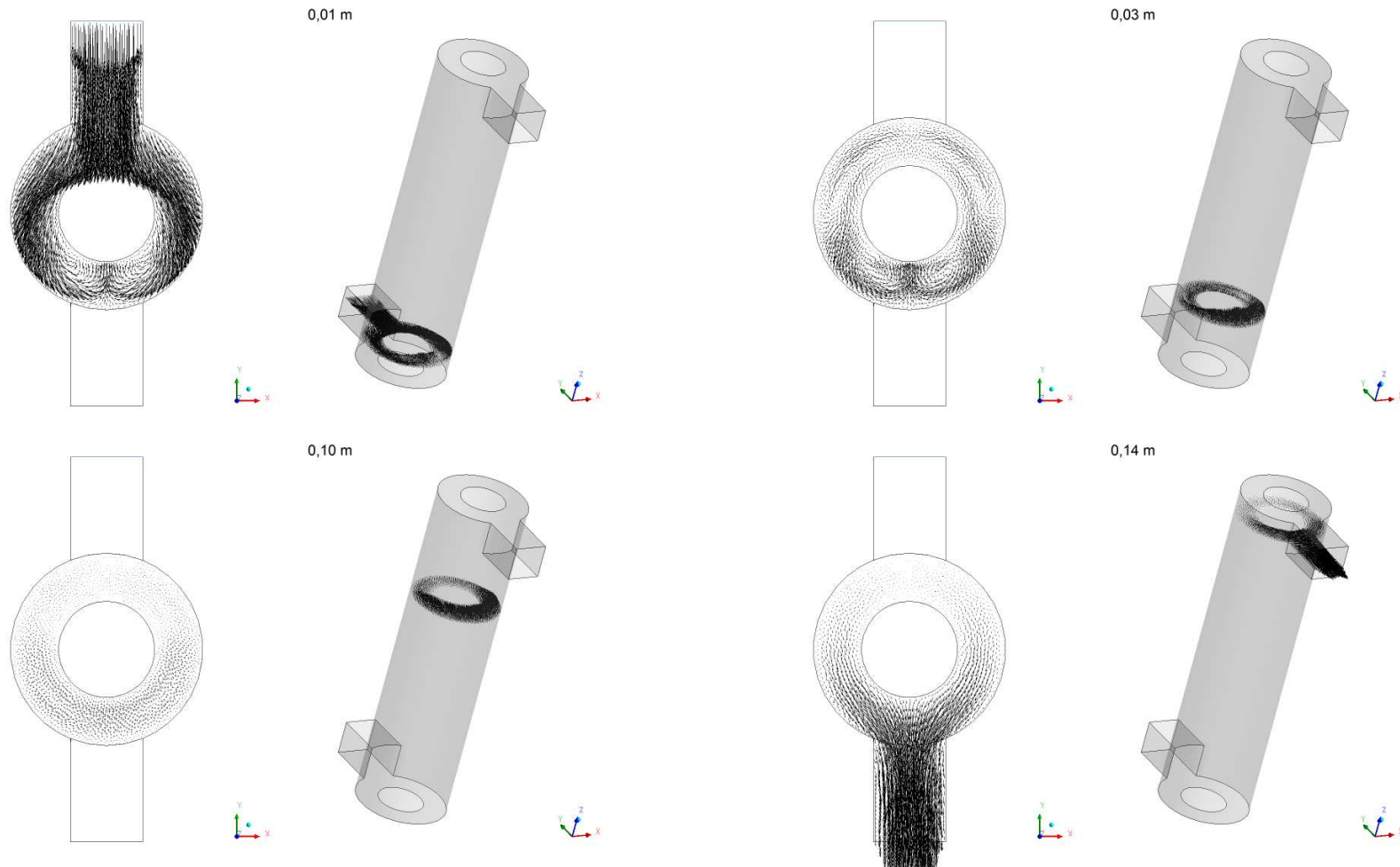
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.52 - Campo vetorial de velocidade sobre diferentes planos transversais (XY) para o modulo de separação ($De = 60$ mm, $Re_w=0,1$, $C_o=1$ kg m⁻³, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8}$ m²).



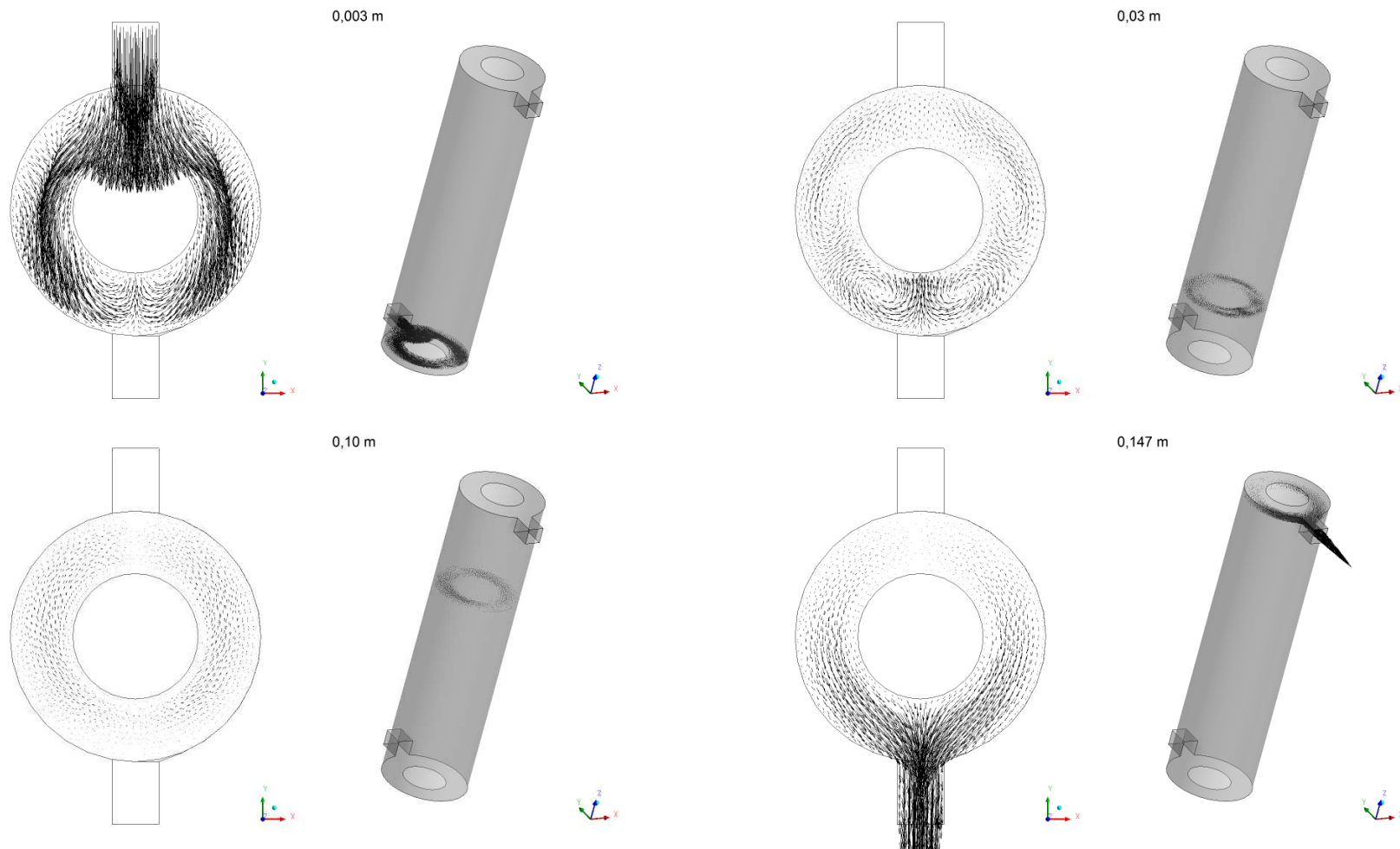
Fonte: Própria (2014)

Figura 4.53 - Campo vetorial de velocidade sobre diferentes planos transversais (XY) para o módulo de separação ($De = 40$ mm, $a = b = 15$ mm, $Re_w=0,1$, $C_o=1$ kg m⁻³, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8}$ m²).



Fonte: Própria (2014)

Figura 4.54 - Campo vetorial de velocidade sobre diferentes planos transversais (XY) para o módulo de separação ($De = 40$ mm, $a = b = 7,5$ mm, $Re_w=0,1$, $C_o=1$ kg m⁻³, $Re=1000$, $Sc=1000$ e $K=1 \times 10^{-8}$ m²).



Fonte: Própria (2014)

5. CONCLUSÕES

Com os resultados numéricos da simulação do processo de filtração tangencial via membrana cerâmica pode-se concluir que:

- ✓ As análises comparativas permitiram verificar o quão os resultados numéricos se aproxima dos resultados disponíveis na literatura.
- ✓ A modelagem matemática foi capaz de prever numericamente processo de filtração tangencial empregando membrana cerâmica no tratamento de águas produzidas.
- ✓ Observou-se na análise bidimensional que menores concentrações na parede permeável foram obtidas: em baixo número de Schmidt, permeabilidades e comprimentos da membrana.
- ✓ Menores espessuras da camada limite polarizada foram obtidas em: altos de número de Reynolds, número de Schmidt.
- ✓ A análise fluidodinâmica no interior do módulo de separação pode ser verificada pelas linhas de fluxo e pelo campo vetorial no interior do dispositivo. Onde foi verificado regiões de recirculação de fluxo, mostrando o comportamento tridimensional do fluido no interior do equipamento.
- ✓ O modelo matemático utilizando o software CFX previu com boa precisão o comportamento do fluido no interior das geometrias 2D e 3D estudadas, consolidando-se como uma ferramenta potencial na análise escoamento em módulos permeáveis.
- ✓ Os parâmetros físicos e geométricos do módulo de separação afetam diretamente no comportamento da camada limite polarizada.

6. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Diante dos resultados é pertinente dar sequencia a este trabalho de pesquisa com a investigação de alguns pontos relevantes, como:

- ✓ Implementação de modelos de turbulência;
- ✓ Simulação com deformação da malha na análise de compactação da membrana;
- ✓ Análise de fluxo de permeado com o tempo, realizar simulação em processos transientes;
- ✓ Considerar o coeficiente de difusão e as propriedades do fluido variáveis.

REFERÊNCIAS

- ABADI, S. R. H.; SEBZARI, M. R.; HEMATI, M.; REKABDAR, F.; MOHAMMADI T., Ceramic membrane performance in microfiltration of oily wastewater, *Desalination* **265**, 222–228, 2011.
- ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas/NBR 1067 Procedimento para obtenção de extrato solubilizado de resíduos sólidos 2004.
- AHMADUN, F. R.; PENDASHTEH, A.; ABDULLAH, L. C.; BIAK, D. R. A.; MADAENI, S. S.; ABIDIN, Z. Z., Review of technologies for oil and gas produced water treatment, *Journal of Hazardous Materials* **170**, 530–551, 2009.
- ALMUBADDAL, F.; ALRUMAIHI, K.; AJBAR, A., Performance optimization of coagulation/flocculation in the treatment of wastewater from a polyvinyl chloride plant, *Journal of Hazardous Materials* **161**, 431–438, 2009.
- ALTAHER, H.; ELQADA, E.; OMAR, W., Pretreatment of wastewater streams from petroleum/petrochemical industries using coagulation, *Advances in Chemical Engineering and Science* **1**, 245–251, 2011.
- ANADÃO, P.; *Ciência e tecnologia de membranas*, São Paulo: Artliber Editora Ltda, 2010.
- ANSYS CFX, “User Manual Theory,” ANSYS CFX-Sol-ver Theory Guide, ANSYS Inc., Canonsburg, 2009.
- ATKINSON, S., US Membrane Separation Technology Markets Analyzed, *Membrane Technology* **9**, 10–13, 2002.
- BAKER, R.W., *Membrane technology and applications*, Inc. Menlo Park, California 2nd edition, John Wiley & Sons Ltd, 2004.
- 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.
- BELLHOUSE, B.J.; COSTIGAN, G.; ABHINAVA, K.; MERRY, A., The performance of helical screw-thread inserts in tubular membranes, *Separation and Purification Technology* **22–23**, 89–113, 2001.
- BESSIERE, Y.; FLETCHER, D. F.; BACCHIN, P., Numerical simulation of colloid dead-end filtration: Effect of membrane characteristics and operating conditions on matter accumulation, *Journal of Membrane Science* **313**, 52–59, 2008.
- BIRD, R., STEWARF, W., LIGHTFOOT, E., *Transport phenomena*. Oxford applied mathematics and computing science series, 1990.
- BLANPAIN-AVET, P.; MIGDAL, J.F.; BÉNÉZECH, T., Chemical cleaning of a tubular ceramic microfiltration membrane fouled with a whey protein concentrate suspension—

Characterization of hydraulic and chemical cleanliness, *Journal of Membrane Science* **337**, 153–174, 2009.

CALÇADA, L. A.; SCHEID, C. M.; DE ARAÚJO, C. A. O.; WALDMANN, A. T. A.; MARTINS, A. L., Analysis of dynamic and static filtration and determination of mud cake parameters, *Brazilian Journal of Petroleum and Gas* **5**, 159–170, 2011.

CARVALHO, M.S.; CLARISSE, M.D. ; LUCAS E.F.; BARBOSA C.C.R., Evaluation of the polymeric materials (DVB copolymers) for produced water treatment, in: SPE International Petroleum Exhibition and Conference, Abu Dhabi, UAE, 13–16, 2002.

CONAMA. Conselho Nacional do Meio Ambiente. ‘Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e á outras providências’. *Diário Oficial da União* Nº 357, 2005.

CREMASCO, M.A., *Fundamentos de transferência de massa* 2ª ed. – Campinas, SP: Editora da Unicamp, 2008.

DAMAK, K.; AYADI, A.; SCHMITZ, P.; ZEGHMATI., Modeling of crossflow membrane separation processes under laminar flow conditions in tubular membrane, *Desalination* **168**, 231–239, 2004.

DA COSTA, A.R.; FANE A.G.; FELL, C.J.D. FRANKEN, A.C.M., Optimal channel spacer design for ultrafiltration, *Journal of Membrane Science* **62**, 275–291, 1991.

DA COSTA, A.R.; FANE A.G.; WILEY, D.E., Ultrafiltration of whey protein solutions in spacer-filled flat channels, *Journal of Membrane Science* **76**, 245–254, 1993.

DAL FERRO, B.; SMITH, M., Global onshore and offshore water production, <http://www.touchoilandgas.com/global-onshore-offshore-water-a7137-1.html>, 2007.

DAVIS, R.H.; SHERWOOD, J. D., A similiary solution for steady – state crossflow microfiltration, *Chemical Engineering Science* **43**, 3203–3209, 2000.

DI BERNARDO, L. Water supply problems and treatment technologies in developing countries in south america *JWater SRT Aqua* **40**, n. 3, Jun., England, 1990.

DOYLE, D.H.; BROWN, A.B., Produced water treatment and hydrocarbon removal with organoclay, in: SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, Texas, USA, 1–4, 2000.

FARIAS, F.P.M.; SOUZA, J.S.; LIMA, W.C.P.B.; MACÊDO, A.C.; FARIAS NETO, S.R.; LIMA, A.G.B., Influence of geometric parameters of the hydrocyclone and sand concentration on the water/sand/heavy-oil separation process: Modeling and Simulation, *The International Journal of Multiphysics* **5**, 187–202, 2011.

GUIMARÃES, I.O.; LIRA, H. L.; LIMA, R. C. O.; CUNHA, A. L.; SILVA, S. K., Use of alumina residue in the manufacture of low cost tubular ceramic membrane. In: IV Luso-Spanish Ceramic and Glass Congress, Aveiro – Portugal, 2011.

GIORDANO, G. Avaliação ambiental de um balneário e estudo de alternativa para controle da poluição utilizando o processo eletrolítico para o tratamento de esgotos. Niterói – RJ, 1999. 137 p. Dissertação de Mestrado (Ciência Ambiental) Universidade Federal Fluminense, 1999.

GOMES, M.C.S.; PEREIRA, N.C.; BARROS, S.T.D., Separation of biodiesel and glycerol using ceramic membranes, *Journal of Membrane Science* **352**, 271–276, 2010.

HABERT, A.C.; BORGES, C.P.; NOBREGA, R., Processos de separação com membranas, Escola Piloto em Engenharia Química, COPPE/UFRJ Programa de Engenharia Química, 2006.

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, *Chemical Engineering Journal* **149**, 132–142, 2009.

KIM, H. W.; YOON, H. W.; YOON, SEON-MI.; YOO, B.M.; AHN, B.K.; CHO, Y.H.; SHIN, H. J.; YANG, H.; PAIK, U.; KWON, S.; CHOI, JAE-YOUNG.; PARK, H. B., Selective Gas transport through few-layered graphene and graphene oxide membranes, *Science Magazine* **342**, 91–95, 2013.

HOWELL, J.A., Future of membranes and membrane reactor in green technologies and for water reuse, *Desalination* **162**, 1, 2004.

HOWELL, J.A; SANCHES, V.; FIELD, R.W., Membrane in bioprocessing: theory and applications, Glasgow, 1993.

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* **128**, 169–175, 2007.

HWANG, S. T.; KAMMERMEYER, K., Membranes in separation, Canada, John Wiley & Sons Ltd, 1975.

INCROPERA, F.P.; DEWITT. D.P., Fundamentals of heat and mass transfer, 5^a Edition John Wiley & Sons, Inc. 2002.

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.

LI, F.; MEINDERSMA; W., HAAN, A.B.; REITH, T., Experimental validation of CFD mass transfer simulations in flat channels with nonwoven net spacers, *Journal of Membrane Science* **232**, 19–30, 2004.

LIBARDI, P.L. Dinâmica da água no solo. São Paulo: EDUSP, 2005. 335p.

MAIA, D. F., Desenvolvimento de membranas cerâmicas para separação de óleo/água, Tese de Doutorado, Universidade Federal de Campina Grande, 2006.

MIN, J.; HU, T., Moisture permeation through porous membranes, *Journal of Membrane Science* **379**, 496–503, 2011.

MONTEIRO, D. T.; BERGAMASCO, R.; MORAES, L.C. K., Tratamento de água por coagulação/floculação/filtração com membranas, utilizando o coagulante natural quitosana., VIII Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica, 2009, Uberlândia, Minas Gerais, Brasil

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

OHYA, H.; KIM, J.J.; CHINEN, A.; AIHARA, M.; SEMENOVA, S.I.; NEGISHI, Y.; MORI, O.; YASUDA, M., Effects of pore size on separation mechanisms of microfiltration of oily water, using porous glass tubular membrane, *Journal of Membrane Science* **145**, 1–14, 1998.

PAK, AFSHIN.; MOHAMMADI, T.; HOSSEINALIPOUR, S.M.; ALLAHDINI, V., CFD modeling of porous membranes, *Desalination* **222**, 482–488, 2008.

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

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

PERSSON, K. M.; GEKAS, V.; TRAGARDH, G., Study of membrane compaction and its influence on ultrafiltration water permeability, *Journal of Membrane Science* **100**, 155–162, 1995.

PORCIÚNCULA, C. B., Simulação fluidodinâmica computacional de processos de separação por membranas, Dissertação de Mestrado, Departamento de Engenharia Química, Porto Alegre 2007.

PORTER, M. C. Handbook of industrial membrane technology Reprint Edition. Noyes Publications. New Jersey, USA. 1990.

PSOCH C.; WENDLER, B.; GOERS, B.; WOZNY, G.; RUSCHEL, B., Waste oil conditioning via microfiltration with ceramic membranes in cross flow, *Journal of Membrane Science* **245**, 113–121, 2004.

RADER, A.S., Estudo teórico-experimental do processo de microfiltração de partículas de sílica em suspensão aquosa, Dissertação de Mestrado, Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, PB- Brasil, 2003.

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

RICHARDSON, J. F.; HARKER, J. H.; BACKHURST, J. R., Particle Technology and Separation Processes, Chemical Engineering Series by Coulson and Richardson's **2**, Fifth Edition, 2002.

AHMED, S.; SERAJI, M. T.; JAHEDI, J.; HASHIB, M.A., CFD simulation of turbulence promoters in a tubular membrane channel, *Desalination* **276** 191–198, 2011.

SCOTT, K. Handbook of industrial membranes 1st Edition Elsevier Science B. V, Oxford UK, 1995.

SEADER, J. D.; HENLEY, E. J., Separation Process Principles, 2^a ed., John Wiley & Sons, New York, Inc. 2006.

SILVA, A. A; MAIA, J. B. N; FRANÇA, R.V; SILVA, R. A. V; LIRA, H. L.; CARVALHO, L. H; FRANÇA, K. B; RODRIGUES, M. G. F., Estudo do potencial de separação água/óleo de membranas cerâmicas tubulares de alumina através da análise das medidas de fluxo e turbidez. 2º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás, 2003.

SILVA, C. R. R., Água produzida na extração de petróleo, Monografia (Curso de especialização em gerenciamento e tecnologias ambientais na indústria) – Escola Politécnica, 2000.

SIMÕES, A.M.B.M., 2005. Separação de água-óleo derramado no mar usando hidrociclone: Um estudo numérico da intensidade turbilhonar provocado pelo duto de alimentação, Dissertação de Mestrado, Engenharia Química, Universidade Federal de Campina Grande, PB- Brasil.

SOUZA, J. S. Estudo numérico da termofluidodinâmica da separação de óleos pesados de uma corrente águas oleosas via hidrociclone, Dissertação de Mestrado, Engenharia Química, Universidade Federal de Campina Grande, PB- Brasil, 2009.

SOUZA, J. S.; PAIVA, M. K. N.; FARIAS, F. P. M.; NETO, S. R. F.; LIMA, A.G. B. Influência da temperatura no processo de separação água/óleo pesado via hidrociclone: Modelagem e simulação. In: XVIII Congresso Brasileiro de Engenharia Química (COBEQ2010). Foz do Iguaçu - PR: UFRJ, 6, 2511–2520, 2010.

¹SOUZA, J. S.; PAIVA, M. K. N.; FARIAS, F. P. M.; FARIAS NETO, S. R.; LIMA, A.G. B., Hydrocyclone applications in produced water: a steady-state numerical analysis, *Brazilian Journal of Petroleum and Gas* **6**, 133–143, 2012.

²SOUZA, K. R., Estudo da remoção de Ba²⁺, Ni²⁺, Cd²⁺, Cu²⁺, Cr²⁺, Sr²⁺, Zn²⁺, por eletrocoagulação em águas associadas à produção de petróleo, Tese (Doutorado), Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, RN- Brasil. 2012.

STRATHMANN, H., Membrane separation processes, *Journal of Membrane Science* **9**, 121, 1981.

SVAROVSKY, L. Solid-Liquid Separation. 2. ed. Londres: Butterworths, **10**, 2000.

THOMAS, J.E.; TRIGGIA, A. A.; CORREIA, C.A.; VEROTTO FILHO, C.; XAVIER, J.AD.; MACHADO, J.C.V., Fundamentos de Engenharia do Petróleo, ed. Interciência: Petrobrás, Rio de Janeiro, Brasil, 2001.

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* **2**, 257–265, 2012.

WILEY, D.E.; FLETCHER, D.F., Techniques for computational fluid dynamics modeling of flow in membrane channels, *Journal of Membrane Science* **211**, 127–137, 2003.

YOON, S.H.; LEE, C. H., KIM, K. J.; FANE, A. G., Three-dimensional simulation of the deposition of multi-dispersed charged particles and prediction of resulting flux during cross-flow microfiltration, *Journal of Membrane Science* **161**, 7–20, 1999.

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

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