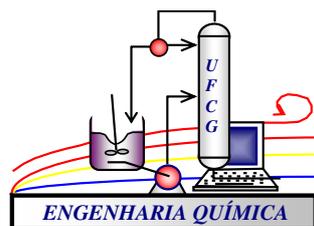




UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE

CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIAS

UNIDADE ACADÊMICA DE ENGENHARIA QUÍMICA



PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

DANIEL SILVEIRA LIRA

PROCESSO DE MICROFILTRAÇÃO DE EFLUENTE DA INDÚSTRIA TÊXTIL

UTILIZANDO MEMBRANA DE FIBRA OCA - MODELAGEM E SIMULAÇÃO

CAMPINA GRANDE - PB

2018

DANIEL SILVEIRA LIRA

**PROCESSO DE MICROFILTRAÇÃO DE EFLUENTE DA INDÚSTRIA TÊXTIL
UTILIZANDO MEMBRANA DE FIBRA OCA - MODELAGEM E SIMULAÇÃO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, da Universidade Federal de Campina Grande, como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química

Orientador:

Prof. Dr. Severino Rodrigues de Farias Neto

CAMPINA GRANDE – PB

2018.

DANIEL SILVEIRA LIRA

PROCESSO DE SEPARAÇÃO DE EFLUENTE DA INDÚSTRIA TÊXTIL
UTILIZANDO MEMBRANA DE FIBRA OCA - MODELAGEM E SIMULAÇÃO

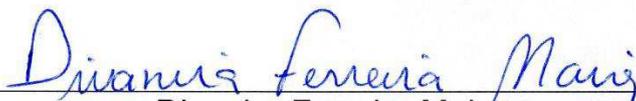
BANCA EXAMINADORA



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



José Jailson Nicácio Alves
UAEQ/CCT/UFCG – Examinador interno



Divanira Ferreira Maia
Petróleo e Gás/IFPB - Examinador Externo

Agradecimentos

A Deus, pois sem fé, não chegaríamos a lugar algum.

Ao meu pai, Helio de Lucena Lira, pelos ensinamentos e motivação, e por sempre acreditar em mim.

À minha mãe, Waleska Silveira Lira, pelos ensinamentos, cumplicidade e dedicação.

À minha irmã, Bruna Silveira Lira, pelo companheirismo e amizade de sempre, e por sempre estar me apoiando.

A toda a minha família, pela motivação e por sempre acreditarem no meu potencial.

Aos amigos do mestrado, pela amizade em horas de necessidade.

Aos amigos do LCTF/LPFI, pelas discussões e trocas de experiências sempre engrandecedoras e pela amizade de sempre.

Ao meu orientador, Professor Severino Rodrigues de Farias Neto, por aceitar orientar este trabalho e contribuir para que pudesse se tornar realidade.

Ao Professor Antônio Gilson Barbosa de Lima, coordenador do LCTF, por permitir a utilização da infraestrutura do laboratório.

Ao pessoal do Laboratório de Desenvolvimento de Membranas, nas pessoas de Sandriely e Rodolfo, por fornecer os dados para realizar este estudo.

À CAPES, por financiar a bolsa para realizar os estudos de Mestrado.

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, pela contribuição para o meu crescimento pessoal e intelectual.

Aos membros da banca examinadora por terem aceitado avaliar o meu trabalho.

À todos que de alguma forma me ajudaram a chegar até aqui.

“A força não provém da capacidade física, mas sim de uma vontade indomável”

Mahatma Gandhi

LIRA, Daniel Silveira. **Processo de microfiltração de efluente da indústria têxtil utilizando membrana de fibra oca - modelagem e simulação**, 91p. Dissertação de Mestrado. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. Universidade Federal de Campina Grande, 2018.

Resumo

As indústrias têxteis são, em geral, grandes consumidoras de água, devido principalmente a seus processos de tingimento de tecidos, conseqüentemente, as indústrias têxteis se apresentam como grandes geradoras de efluentes. A esses efluentes, estão associadas grande número de produtos químicos, dentre estes produtos, podem-se destacar os corantes, que conferem à água cor indesejável, além de contribuir com o aumento da DBO e DQO do efluente. O índigo é um corante comumente utilizado nas indústrias têxteis, principalmente no tingimento de tecidos de jeans e brim. Dentre os processos de tratamento utilizados para realizar a separação do índigo da água, podem ser destacados os processos de separação por membrana, que são um processo físico de separação baseado na utilização de uma barreira semipermeável para separar os componentes. Um dos problemas mais comuns do processo de membranas é a formação de uma camada de polarização de concentração. Este trabalho teve o objetivo de estudar o processo de separação da água-índigo utilizando membranas. Para isto foi realizado um estudo de malha utilizando o método do Índice de convergência de malha, além de, definir um modelo fluidodinâmico baseado em uma abordagem de mistura multicomponente para estudar os fenômenos de transferência de massa. Além disso, foi utilizado o modelo das resistências-em-série para simular a formação da camada limite de polarização da concentração. As malhas foram geradas utilizando o software ICM CFD 15.0, já as simulações foram feitas utilizando pacote computacional Ansys CFX 15.0, também foi desenvolvido código em VBA para determinação da espessura da camada limite de concentração. Tendo como base os resultados do ICM, foi escolhida uma malha com 87759 elementos para seguir o estudo fluidodinâmico da membrana. Já o estudo fluidodinâmico concluiu que as variáveis número de Reynolds e pressão influenciaram o comportamento da camada de polarização de concentração, já a variável concentração de soluto na alimentação não influenciou de forma significativa.

Palavras-chave: polarização de concentração, transferência de massa, malha.

LIRA, Daniel Silveira. **Textile industry effluent microfiltration process using hollow fiber membrane – modelling and simulation**, 91p. Dissertation. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. Universidade Federal de Campina Grande, 2018.

Abstract

The textile industries are, in general, major water consumers, mainly due to their garment dyeing processes, consequently, the textile industries are presented as great effluent generators. These effluents are associated with a great quantity of chemical products, within these products, the dyes stand out, which confer to the water an undesirable color, besides contributing to the increase of BOD and COD of the effluent. The indigo dye is a commonly used dye in the textile industry, mainly for the coloring of jeans and denim garments. From the water treatment processes used to separate indigo from water, the membrane separation processes can be highlighted, these comprise physical separation processes based on the use of a semipermeable barrier to separate the components. One of the major problems in the membrane separation processes is the formation of a concentration polarization layer. This work had the aim to study the indigo-water separation process using membranes. For so, a grid convergence study was realized, in addition to defining a fluid dynamical model based on a multicomponent mixture approach to study the mass transfer phenomena. Also, the resistance-in-series model was used to simulate the formation of the concentration polarization layer. The grids were generated using the software ICEM CFD 15.0, while the simulations were done using the computational package Ansys CFX 15.0, also, a VBA code was developed to determine the thickness of the concentration boundary layer. Results showed that, based on the Grid Convergence Index, a grid with 87759 elements was chosen to follow through with the study. While the fluid dynamics study concluded that the Reynolds number and outlet pressure variables influenced on the behavior of the concentration polarization layer, however, the inlet solute concentration variable did not influence in a significant manner.

Keywords: concentration polarization, mass transfer, grid

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Rota natural de obtenção do índigo.	17
Figura 2 - Diagrama de blocos de processo de recuperação de águas residuais da indústria têxtil.	19
Figura 3 - Esquema de equipamento de clarifloculação.	20
Figura 4 - Esquema do processo fotocatalítico.	21
Figura 5 - Diagrama esquemático de um processo básico de membrana.	22
Figura 6 - Morfologia de membranas.	25
Figura 7 - Representações dos principais tipos de membranas.	26
Figura 8 - Tipos de <i>fouling</i> em membranas.	27
Figura 9 - Formação de camada de polarização de concentração.	28
Figura 10 - Comportamento de fluxo de permeado em função do tempo.	31
Figura 11 - Diversas resistências à transferência de massa.	31
Figura 12 - Variação da resistência da polarização de concentração ao longo do tempo	32
Figura 13 - Exemplo de malha bidimensional.	33
Figura 14 – Imagem da membrana utilizada para o estudo com sua medida.	35
Figura 15 - MEV da membrana com medidas de diâmetro interno.	36
Figura 16 - Esquema da membrana em vista isométrica.	37
Figura 17 - Detalhe do domínio de estudo com suas dimensões.	37
Figura 18 - Região das malhas ampliada nas imagens seguintes.	46
Figura 19 - Detalhe das malhas produzidas (a) M1 (b) M2 e (c) M3.	46
Figura 20 - Vazão mássica do filtrado para diferentes tamanhos de malhas utilizados na determinação do ICM.	48
Figura 21 - Pressão transmembrana para diferentes tamanhos de malha utilizados na determinação do ICM.	49
Figura 22 - Espessura da camada limite de polarização ao longo do comprimento da membrana para as malhas M1, M2, M3 e extrapolada.	50
Figura 23 - Espessura da camada limite de polarização para a malha M2 com ICM_{23} em forma de barras de erro.	51
Figura 24 - Espessura da camada limite de concentração para a malha M1 com o ICM_{12} em forma de barras de erro.	51

Figura 25 - Velocidades do fluido na posição $x=100\text{mm}$ para as malhas M1, M2, M3 e solução extrapolada.....	52
Figura 26 - Velocidade do fluido na posição $x = 100 \text{ mm}$ para a malha M2 com ICM_{32} em forma de barras de erro.....	53
Figura 27 - Velocidade do fluido na posição $x = 100 \text{ mm}$ para a malha M1 com o ICM_{21} em forma de barras de erro.....	53
Figura 28 – Distribuição da concentração de índigo na região próxima à posição $x=0$ mm para (a) $Re=300$ (b) $Re=600$ (c) $Re=1000$	58
Figura 29 – Distribuição da concentração de índigo na região central do domínio de estudo próximo à posição $x=100 \text{ mm}$ para (a) $Re=300$ (b) $Re=600$ (c) $Re=1000$	59
Figura 30 – Distribuição da concentração de índigo na região de saída de concentrado próximo à posição $x=200 \text{ mm}$ para (a) $Re=300$ (b) $Re=600$ (c) $Re=1000$	59
Figura 31 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $Re=300$	60
Figura 32 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $Re=600$	61
Figura 33 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $Re=1000$	61
Figura 34 - Espessura da camada de polarização de concentração ao longo da posição axial da membrana com números de Reynolds iguais a 300, 600 e 1000...	62
Figura 35 - Velocidade de permeação local em função da posição axial da membrana para números de Reynolds 300, 600 e 1000.....	63
Figura 36 - Comportamento da pressão do fluido dentro da membrana com número de Reynolds de entrada de (a) 300; (b) 600 e (c) 1000.	64
Figura 37 - Variação da pressão transmembrana ao longo da posição axial para diferentes números de Reynolds.....	65
Figura 38 – Distribuição da concentração de índigo para $C_0=0,25\text{g/L}$ nas posições (a) $X=0 \text{ mm}$ (b) $X=100 \text{ mm}$ e (c) $X=200 \text{ mm}$	66
Figura 39 – Distribuição da concentração de índigo para $C_0=0,5\text{g/L}$ nas posições (a) $X=0 \text{ mm}$ (b) $X=100 \text{ mm}$ e (c) $X=200 \text{ mm}$	66
Figura 40 – Distribuição da concentração de índigo para $C_0=1,0\text{g/L}$ nas posições (a) $X=0 \text{ mm}$ (b) $X=100 \text{ mm}$ e (c) $X=200 \text{ mm}$	67
Figura 41 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $C_0 = 0,25\text{g/L}$	68
Figura 42 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $C_0 = 0,5\text{g/L}$	68
Figura 43 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $C_0 = 1,0\text{g/L}$	69
Figura 45 - Espessura da camada de polarização de concentração ao longo da posição axial da membrana com concentrações iniciais de 0,25, 0,5 e 1,0g/L.	70

Figura 45 - Superfície de concentração da superfície em relação à posição axial e concentração de entrada.....	71
Figura 46 - Campo de concentração de índigo com pressão de saída 1,0bar nas posições (a) X=0mm (b) X=100mm e (c) X=200mm	72
Figura 47 – Campo de concentração de índigo com pressão de saída 1,5bar nas posições (a) X=0mm (b) X=100mm e (c) X=200mm	72
Figura 48 – Campo de concentração de índigo com pressão de saída 2,0bar nas posições (a) X=0mm (b) X=100mm e (c) X=200mm	73
Figura 49 - Variação da concentração na posição radial para pressão de saída igual a 1,0 bar.....	74
Figura 50 - Variação da concentração na posição radial para pressão de saída igual a 1,5 bar.....	74
Figura 51 - Variação da concentração na posição radial para pressão de saída igual a 2,0 bar.....	75
Figura 52 - Espessura da camada limite de concentração ao longo da posição axial da membrana.....	76
Figura 53 - Variação da pressão transmembrana ao longo da posição axial com pressão de saída igual a 1,0bar.	77
Figura 54 - Variação da pressão transmembrana ao longo da posição axial com pressão de saída igual a 1,5bar.	77
Figura 55 - Variação da pressão transmembrana ao longo da posição axial com pressão de saída igual a 2,0bar.	78
Figura 56 - Planilha utilizada para produção de gráficos de espessura da camada limite de concentração ao longo da posição axial membrana.....	91

LISTA DE QUADROS E TABELAS

Quadro 1 - Exemplos e aplicações de processos de membranas.	23
Quadro 2 - Código de programação em <i>Visual Basic for Applications</i> (VBA) para determinação da camada limite de concentração.	87
Tabela 1 - Dados de Fluxo por Pressão para a membrana estudada.....	41
Tabela 2 – Parâmetros e propriedades dos componentes da mistura no estudo de dependência de malha.	43
Tabela 3 - Nomenclatura das malhas produzidas	46
Tabela 4 - Resultados de estudo de convergência de malha para a variável vazão mássica de filtrado.	47
Tabela 5 - Resultados de estudo de convergência de malha para a variável pressão transmembrana média.	48
Tabela 6 - Condições utilizadas nas simulações de diferentes casos de estudo.	57

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1	Introdução	14
1.1	Objetivos	16
1.1.1	Objetivo Geral.....	16
1.1.2	Objetivos Específicos	16
CAPÍTULO 2	Revisão bibliográfica	17
2.1	Corante Índigo	17
2.2	Efluentes da Indústria Têxtil	18
2.3	Processos de Separação por Membranas	22
2.3.1	Classificação de Membranas.....	24
2.4	Polarização da Concentração e <i>Fouling</i> em Membranas	27
2.4.1	Modelos das Resistências em Série	30
2.5	Índice de Convergência de Malha e Estimativas de Erros de Discretização	33
CAPÍTULO 3	Estudo da dependência de Malha	35
3.1	Descrição do problema	35
3.2	Modelo Matemático.....	38
3.2.1	Modelo Geral	38
3.2.2	Condições de Contorno	39
3.3	Índice de Convergência de Malha (ICM)	43
3.4	Resultados e Discussão.....	46
CAPÍTULO 4	Estudo do Processo de Separação via membrana.....	55
4.1	Modelagem Matemática	55
4.1.1	Condições de Contorno	56
4.2	Estudos de Casos	56
4.3	Resultados	58
4.3.1	Efeito do Número de Reynolds	58
4.3.2	Efeito da Concentração Inicial	65
4.3.3	Efeito da Pressão de Saída	71
CAPÍTULO 5	Considerações finais	79
	Sugestões para Trabalhos Futuros	81
	Referências.....	82
	ANEXOS.....	87

CAPÍTULO 1 INTRODUÇÃO

As indústrias têxteis em geral apresentam-se como grandes consumidoras de água em suas várias etapas de produção, que, se não tratada devidamente pode causar grandes impactos ambientais ao ser descartada. Dentre as etapas de produção da indústria têxtil, é na fase de tingimento que é produzido um efluente rico em corantes, dentre os quais um dos mais utilizados é o índigo, principalmente para tingimento de tecidos de jeans e brim. Diversas tecnologias têm sido utilizadas para realizar o tratamento desse efluente, porém muitas apresentam desvantagens em relação às membranas que surgem com grande potencial de aplicação.

As membranas vêm sendo largamente aplicadas em diversos processos ao longo dos anos, a exemplo de concentração de proteínas, clareamento de bebidas, até tratamento de águas residuais e separações de gás (Cheryan e Alvarez, 1995; Etzel e Arunkumar, 2016; Singh e Hankins, 2016).

Os processos de separação por membranas podem ser classificados pelo tamanho das partículas a serem separados. Os processos mais comuns incluem a microfiltração, que separa partículas de 0,1 a 10 μm , a ultrafiltração, que separa partículas de 0,01 a 0,1 μm , a nanofiltração, que separa partículas da ordem de 0,001 μm , e osmose reversa, que separa partículas da ordem de 10^{-4} μm (Habert, 2006).

Entretanto, um dos principais problemas dos processos de separação por membranas é a queda de fluxo do permeado. A severidade deste problema está diretamente relacionada ao tipo de processo, em casos como a microfiltração, o fluxo do permeado pode cair para até 5% em relação ao fluxo para água pura. O declínio no fluxo pode ser causado por diversos fatores, como adsorção, formação de camada de gel, entupimento de poros, polarização de concentração, etc. que impõem resistências adicionais à passagem de fluxo através da membrana (Mulder, 1995).

Dentre os fatores que podem causar queda no fluxo de permeado de membranas, pode-se destacar a polarização da concentração. Esta ocorre devido a um acúmulo de soluto na superfície da membrana, então, se forma um gradiente de concentração onde se estabelece um estado estacionário pela difusão do soluto de volta para a solução (Jonsson e Boesen, 1984).

De acordo com Mulder (1995), Freeman (2012), Cunha (2014) e Souza (2014), a polarização de concentração pode ser descrita em três fluxos, de acordo com a teoria do filme: primeiramente, há um fluxo convectivo do soluto em direção à

membrana, em seguida, há fluxo do soluto através da membrana, e então irá ocorrer um fluxo difusivo do soluto da membrana para a solução, respeitando a lei de Fick.

Tal fenômeno ocorre em qualquer processo de separação por membrana, portanto, é importante que se minimize os seus efeitos, visto que o gradiente de concentração gerado irá reduzir o desempenho da separação, além de aumentar o risco de incrustação da membrana (Wijmans, 2000).

Visando contribuir com a pesquisa científica neste campo, este tem por objetivo estudar teoricamente o comportamento fluidodinâmico do processo de separação do corante índigo utilizando uma membrana de fibra oca, desenvolvida pelo Laboratório de Desenvolvimento de Membranas da UFCG. Neste estudo foi empregada a modelagem baseada no trabalho de Cunha (2014) considerando que a solução é composta por uma mistura binária de composição variável, ou seja, um escoamento multicomponente. Esta consideração possibilitou, diferente do modelo usado por Cunha (2014), o acoplamento das equações de momento linear e de transferência de matéria durante o processo de separação usando membranas.

1.1 Objetivos

1.1.1 Objetivo Geral

Estudar o processo de microfiltração de efluente da indústria têxtil contendo o corante índigo por meio de membrana de fibra oca.

1.1.2 Objetivos Específicos

- Definir um modelo matemático para descrever o transporte de fluido durante o processo de filtração por membrana;
- Aplicar o Índice de Convergência de Malha (ICM) no estudo visando obter uma malha ótima;
- Avaliar o efeito do número de Reynolds, da concentração de soluto e da pressão na saída do concentrado sobre a camada de polarização de concentração;
- Comparar resultados das simulações numéricas com os reportados na literatura.

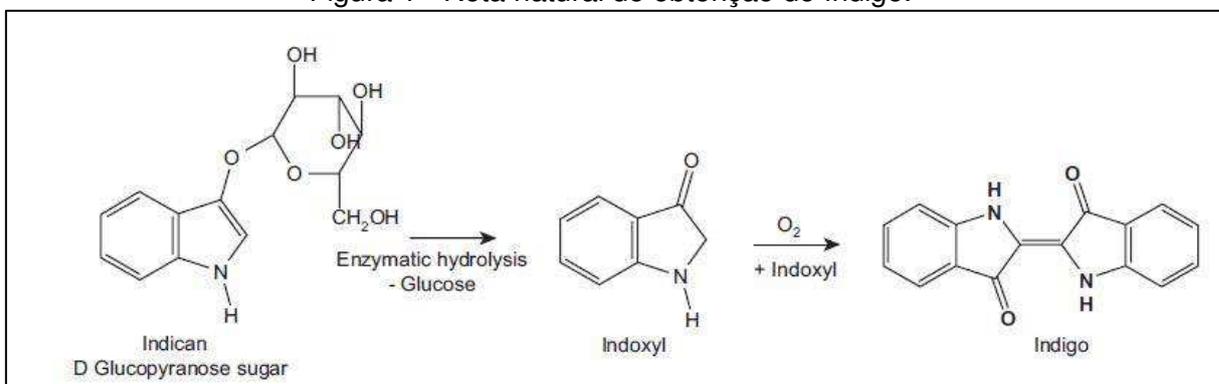
CAPÍTULO 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Corante Índigo

O índigo é um corante de cor azul, originalmente encontrado em plantas da espécie *Indigofera Tinctoria* e é utilizado principalmente para colorir tecidos de brim e algodão. O índigo de origem natural tem sido utilizado como tingimento para tecidos desde a antiguidade. Porém, a produção em massa deste corante só se tornou possível com o desenvolvimento de uma rota sintética economicamente viável em 1897 (Chavan, 2015).

Segundo Har Bhajan e Bharati (2014), o índigo é um dos corantes mais antigos conhecidos pela humanidade, tendo relatos de uso datados de cerca de 4000 anos. Ele é encontrado na natureza na forma de um glicosídeo solúvel e incolor, chamado *Indican*. Este é hidrolisado em uma glicose de nome *Indoxyl*, que, ao entrar em contato com o gás oxigênio presente na atmosfera, forma o corante Índigo, de acordo com a Figura 1.

Figura 1 - Rota natural de obtenção do índigo.



Fonte: Clark, 1993

A forma natural do corante é encontrada em folhas das plantas *Indigofera Tinctoria* e *Isatis Tinctoria* e até meados dos anos 1900 esta era a única forma de obter do corante. A obtenção do corante a partir da planta passa por processos de fermentação e precipitação, extraíndo-se assim, o corante em forma de uma massa argilosa (Chavan, 2015).

Uma rota sintética economicamente viável para produção do corante índigo foi desenvolvida em laboratório em 1890, utilizando ácido antranílico como matéria prima. O *scale-up* do processo foi desenvolvido em 1897, tendo a produção industrial do corante se iniciado no mesmo ano. Em 1914, 80% da produção mundial do corante

índigo já seria de forma sintética. A produção microbiana de índigo é um processo conhecido desde os anos 1920, porém, somente nos dias atuais é que têm recebido crescente atenção por ser mais ecologicamente seguro do que a rota sintética de obtenção do corante. Este modo de produção consiste em utilizar bactérias do tipo *E. Coli* modificadas com genes de bactérias do gênero *Pseudomonas* para converter nafta no corante índigo (Chavan, 2015).

Este pigmento é um dos mais utilizados pela indústria têxtil, devido à sua aplicação no tingimento de tecidos jeans, porém, um dos problemas notáveis durante o uso de corantes é que estes não são completamente utilizados e se tornam resíduos, sendo despejados na água, dando a esta um efeito negativo, pois quando drenados atua privando a água de seu oxigênio dissolvido e impedindo os raios solares de atravessá-la, isto pode afetar a vida aquática presente na água. (Chakraborty, 2010).

2.2 Efluentes da Indústria Têxtil

O setor têxtil, em geral, apresenta-se como grande consumidor de água, em grande parte devido aos seus processos de limpeza, tingimento e enxágue. Atualmente, este setor é colocado como um dos mais quimicamente intensivos e poluentes devido aos sérios problemas ambientais causados pelos seus efluentes, que necessitam de tratamento apropriado para que possam ser descartados (Uzal, 2015).

Segundo Chakraborty (2010), estima-se que de toda a água no mundo, apenas uma pequena parcela está disponível na forma pura, porém uma grande parcela desta torna-se efluente, gerado principalmente pelas indústrias químicas, de espumas, tintas, lavanderias, voltadas para agricultura (fertilizantes, hormônios e pesticidas), entre outros. Dentre estas, as indústrias têxteis e de manufaturas contribuem com uma parcela significativa, gerando efluentes com compostos tóxicos que são drenados após seu uso.

De acordo com Asghar *et al.* (2015), as indústrias têxteis consomem em torno de 21 a 377 m³ de água para cada tonelada de produto produzido, sendo que aproximadamente 7 milhões de toneladas de produtos têxteis são produzidos anualmente. Este efluente é caracterizado por possuir alta DQO (em torno de 150-10000 mg/L), alta DBO (em torno de 100-4000 mg/L) e pH entre 6 e 10, isso devido ao alto consumo de produtos químicos, que pode variar de 10% a 100% em relação

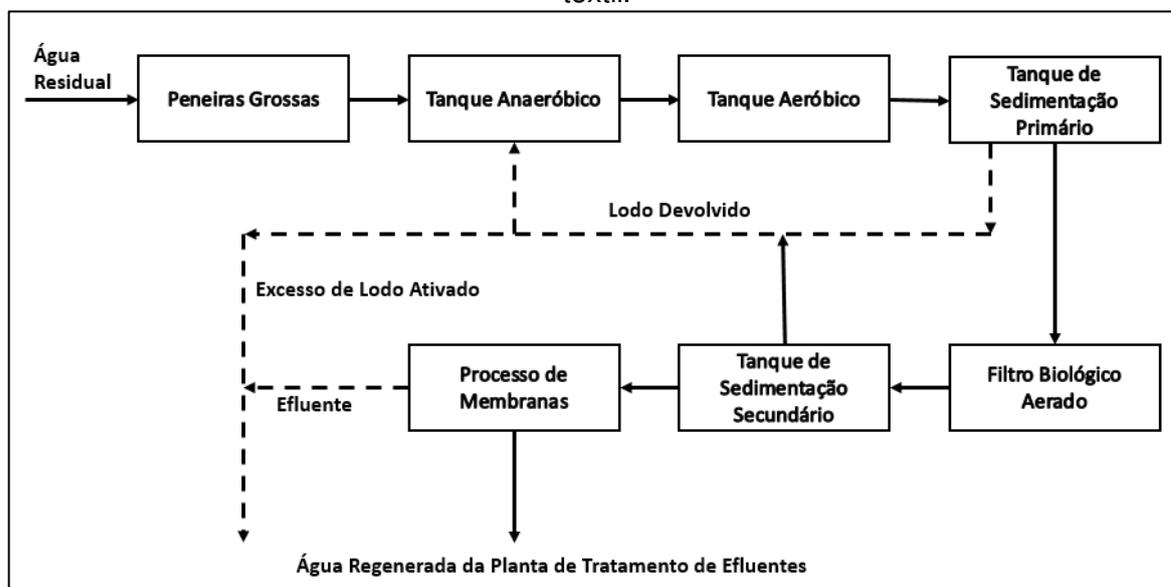
ao peso de tecido. A água pode ainda possuir alto teor de sólidos suspensos, agentes dispersos, sais dissolvidos e traços de metais (Uzal, 2015).

Chakraborty (2010) classifica os efluentes da indústria têxtil em cinco tipos de acordo com sua biodegradabilidade:

- Contaminantes inorgânicos relativamente inofensivos (bases, ácidos, sais neutros, etc.);
- Com DBO de moderada a alta, porém facilmente biodegradável (amidos, óleos vegetais, surfactantes biodegradáveis, etc.);
- Pigmentos e polímeros de difícil biodegradação (fibras de poliacrilato, silicones, etc.);
- Com DBO moderada e de difícil biodegradação (gorduras provindas da lã, óleos minerais, amaciantes aniônicos e não-aniônicos, etc.);
- Com DBO desprezível, porém, impossíveis de serem removidos com tratamento biológico (biocidas, agentes sequestrantes, sais de metais pesados, etc.).

Para tratar estes efluentes os processos utilizados na indústria têxtil podem ser físico-químicos ou biológicos. Os processos mais comuns envolvem precipitação química, tratamento biológico, oxidação, adsorção, filtração por membranas, etc. (Buscio *et al.*, 2015; Uzal, 2015). A Figura 2 apresenta um diagrama de blocos de um exemplo de processo de tratamento de águas residuais da indústria têxtil.

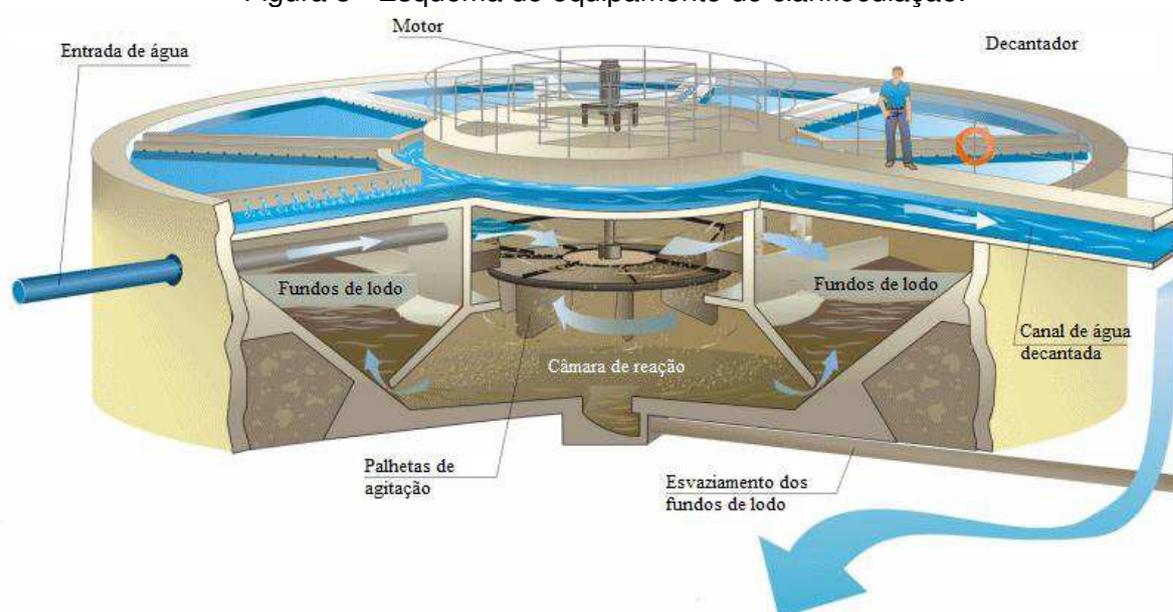
Figura 2 - Diagrama de blocos de processo de recuperação de águas residuais da indústria têxtil.



Fonte: Adaptado de Uzal, 2015

A precipitação química, também chamada clarifloculação (Figura 3), consiste em adicionar um composto químico em uma dispersão coloidal, reduzindo as forças eletrostáticas que mantêm as partículas afastadas, então, as partículas são postas em contato umas com as outras fazendo com que elas se juntem, aumentando assim o seu tamanho físico e a sua distribuição granulométrica. Estas partículas precisam então ser separadas fisicamente (Couto Junior, 2011). Este processo é largamente utilizado no tratamento de efluentes têxteis, porém possui limitações, como a ineficácia na remoção de cor da água e a produção de lodo (Verma *et al.*, 2012).

Figura 3 - Esquema de equipamento de clarifloculação.



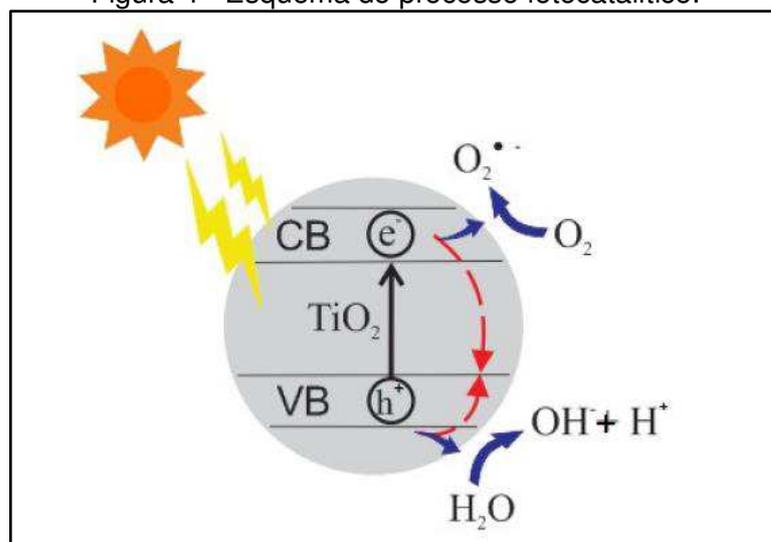
Fonte: Adaptado de ELAGUAPOTABLE, 2017

Os processos de tratamento biológico consistem em utilizar microrganismos para realizar a remoção de sólidos suspensos e matérias orgânicas presentes no efluente. Este tipo de tratamento pode ser aeróbio, quando ocorre em presença de oxigênio, ou anaeróbio, se ocorre na ausência deste. Os processos de decomposição aeróbia compreendem os processos de fermentação, biossíntese e respiração endógena, e seus produtos em geral serão CO_2 , H_2O e NH_3 . Já os de decomposição anaeróbia são tidos como mais complexos do que os aeróbios, compreendendo quatro fases distintas: Hidrólise; Acidogênese; Acetogênese e Metanogênese. Os produtos finais dos processos anaeróbios são normalmente CH_4 e CO_2 (Show e Lee, 2017). As desvantagens dos processos biológicos incluem a ineficiência para remover

cor e condutividade, além de que alguns componentes recalcitrantes presentes no efluente podem ser tóxicos para os microrganismos (Uzal, 2015).

Já os métodos de oxidação baseiam-se na adição de um radical OH^\cdot para degradar os compostos orgânicos presentes nos efluentes. Este radical irá oxidar o composto orgânico que, com a adição de oxigênio, formará um componente com radical peróxido, o qual iniciará uma série de reações em cadeia com compostos intermediários, onde, ao final das reações serão produzidos H_2O , CO_2 e sais orgânicos. Os processos oxidativos incluem fotólise, fotocatalise (Figura 4), ozonólise, oxidação Fenton, entre outros. Porém, deve-se ressaltar que em alguns processos de oxidação, os produtos gerados podem ser mais tóxicos e menos biodegradáveis do que os reagentes iniciais (Araújo *et al.*, 2016).

Figura 4 - Esquema do processo fotocatalítico.



Fonte: Araújo, 2016

Outro método bastante utilizado para o tratamento de efluentes da indústria têxtil é a adsorção. Neste processo, utiliza-se um adsorvente com grande área superficial, geralmente carvão ativo, para remover corantes do efluente. O mecanismo do fenômeno de adsorção para a separação de componentes consiste de duas etapas: transporte de massa até a interface entre as fases fluida e sólida e adsorção dos reagentes na interface. Entretanto, este processo ainda possui limitações quanto ao descarte do material após sua utilização, pois em geral, seu resíduo não é biodegradável (Uzal, 2015; Zimmermann, 2016).

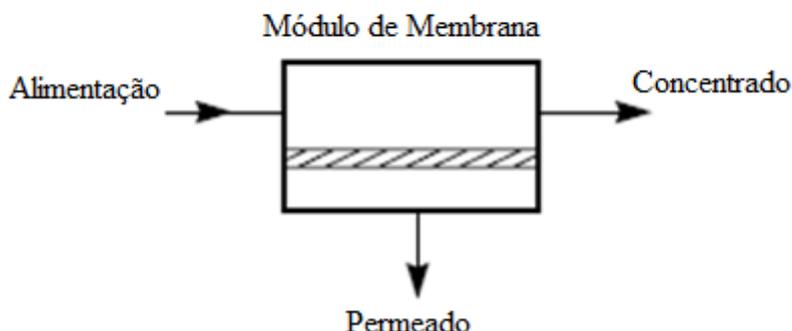
Pode-se concluir então que, em sua maioria, os processos utilizados no tratamento de efluentes da indústria têxtil são ineficazes na remoção de corantes ou

apresentam limitações quanto ao descarte dos resíduos gerados no tratamento dos efluentes.

2.3 Processos de Separação por Membranas

De maneira geral, uma membrana pode ser definida como uma barreira que separa ou põe duas regiões em contato e controla a troca de matéria entre as duas regiões, em outras palavras, a membrana pode ser uma barreira seletiva ou comunicante. O transporte de matéria através de uma membrana é determinado por diversos fatores, como a estrutura da membrana, o tamanho do componente a ser transportado e sua natureza química, e ainda a força motriz do processo, que pode ser um gradiente de concentração, pressão ou potencial elétrico (Freeman, 2012). A Figura 5 ilustra um processo genérico de membrana, onde o fluxo de alimentação é dividido em dois outros fluxos, o permeado, que passa através da membrana, e o concentrado, que é retido pela mesma.

Figura 5 - Diagrama esquemático de um processo básico de membrana.



Fonte: Adaptado de Baker, 2004

As aplicações de membranas são vastas, podendo ser utilizadas em processos alimentícios, de tratamento de rejeitos industriais, processos biomédicos, dessalinização de águas, indústrias têxteis e químicas (Bhave, 2012). Silva (2006) divide os processos que envolvem membranas nas seguintes categorias: microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração, eletrodialise, diálise, pervaporação, permeação de gases e osmose inversa. No Quadro 1 são mostrados os setores em que cada processo é utilizado e suas aplicações.

Quadro 1 - Exemplos e aplicações de processos de membranas.

Setor	Aplicações	Tipos de Processo
Química	Quebra do azeótropo benzeno/hexano	Pervaporação
	Recuperação de H ₂ – Síntese da amônia	Permeação de Gases
	Fracionamento CO ₂ /CH ₄ .	Permeação de Gases
Biotecnológica e Farmacêutica	Fracionamento do ar. Obtenção de gás inerte e de corrente rica em oxigênio.	Permeação de Gases
	Desidratação de Etanol	Pervaporação
	Separação de Misturas Termolábeis	Micro/ultra/nanofiltração
	Purificação de Enzimas	Ultra/nanofiltração
	Fracionamento de Proteínas	Ultra/nanofiltração
	Esterilização de meios de fermentação	Micro/ultrafiltração
	Biorreatores	Micro/ultra/nanofiltração
Alimentícia e Bebidas	Concentração de leite	Micro/ultra/osmose inversa
	Concentração do soro do queijo	Micro/ultra/osmose inversa
	Concentração de sucos de frutas	Micro/ultra/osmose inversa
	Clarificação de vinhos e cervejas	Micro/ultra/osmose inversa
	Desalcoholização de vinhos e cervejas	Pervaporação
Tratamento de Águas	Dessalinização	Osmose inversa/eletrodialíse
	Eliminação de traços orgânicos	Pervaporação
	Tratamento de esgotos municipais	Micro/ultrafiltração/osmose inversa
	Desmineralização de águas para caldeiras	Osmose inversa/eletrodialíse
	Água ultrapura para indústria eletrônica	Osmose inversa/eletrodialíse
Tratamento de despejos industriais	Separação de água e óleo	Micro/Ultrafiltração
	Recuperação de corantes da indústria têxtil	Ultrafiltração
	Recuperação de PVA da indústria têxtil	Ultrafiltração
	Recuperação de íons Micro/ultrafiltração metálicos na indústria de couro	Osmose inversa/eletrodialíse
	Recuperação de proteínas na indústria de laticínios	Ultrafiltração
	Tratamento de água na indústria de papel/celulose	Micro/ultrafiltração
Medicina	Hemodiálise-rim artificial	Díálise
	Oxigenadores-pulmão artificial	Permeação de gases
	Ar enriquecido em oxigênio	Permeação de gases
	Esterilização de soluções injetáveis	Micro/ultrafiltração

Fonte: Silva, 2006

2.3.1 Classificação de Membranas

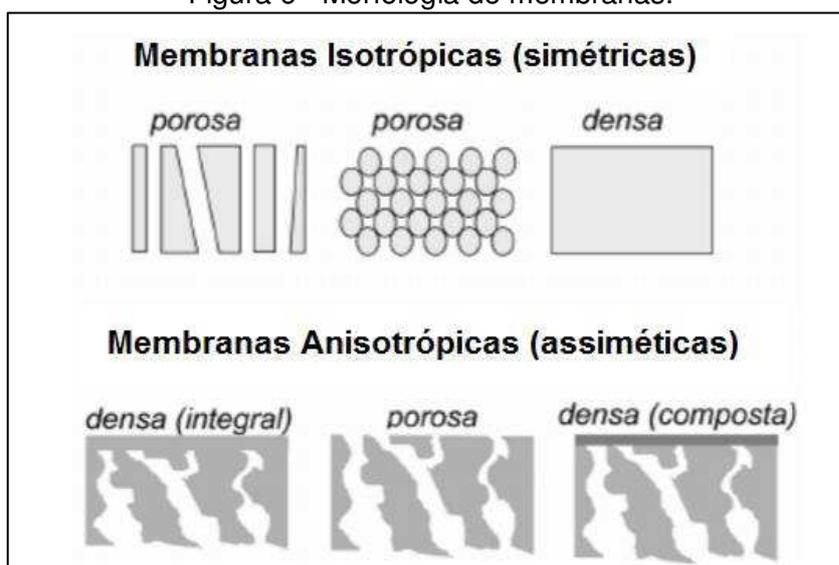
As membranas podem ser classificadas quanto ao seu material de fabricação em orgânica ou inorgânica. As orgânicas são essencialmente fabricadas com materiais poliméricos, este tipo possui um menor custo e é o tipo mais comercializado. As membranas inorgânicas são, em geral, fabricadas com materiais cerâmicos ou metálicos. Estas últimas, possuem maior estabilidade química e térmica, e maior facilidade de limpeza, porém, possuem custo mais elevado do que as membranas de material orgânico (Habert, 2006).

As membranas podem ainda ser classificadas de acordo com a presença ou não de poros em sua estrutura, em porosas, quando os poros estão presentes, e densas, quando não há poros em sua estrutura. A morfologia das membranas pode ser homogênea ou heterogênea ao longo de sua estrutura, quando a membrana apresenta morfologia homogênea diz-se que esta apresenta estrutura isotrópica ou simétrica, enquanto as que apresentam morfologia heterogênea são chamadas anisotrópicas ou assimétricas. Na Figura 6 são mostrados esquematicamente as seções transversais de diferentes tipos de morfologias de membranas (Mulder, 1996).

Outra forma de classificação de membranas é quanto ao seu formato. Os principais formatos nas quais membranas podem ser fabricadas são em formato plano, espiral, tubular e de fibra oca (Figura 7) (Mulder, 1996).

As membranas planas podem ser placas cerâmicas ou filmes poliméricos, estas são dispostas paralelamente, sendo separadas por espaçadores e suportes porosos, a separação utilizando este tipo de membrana ocorre por meio de fluxo direto. Estas membranas possuem relação entre área superficial/volume relativamente baixa (em torno de 100-400 m²/m³) (Mulder, 1996).

Figura 6 - Morfologia de membranas.



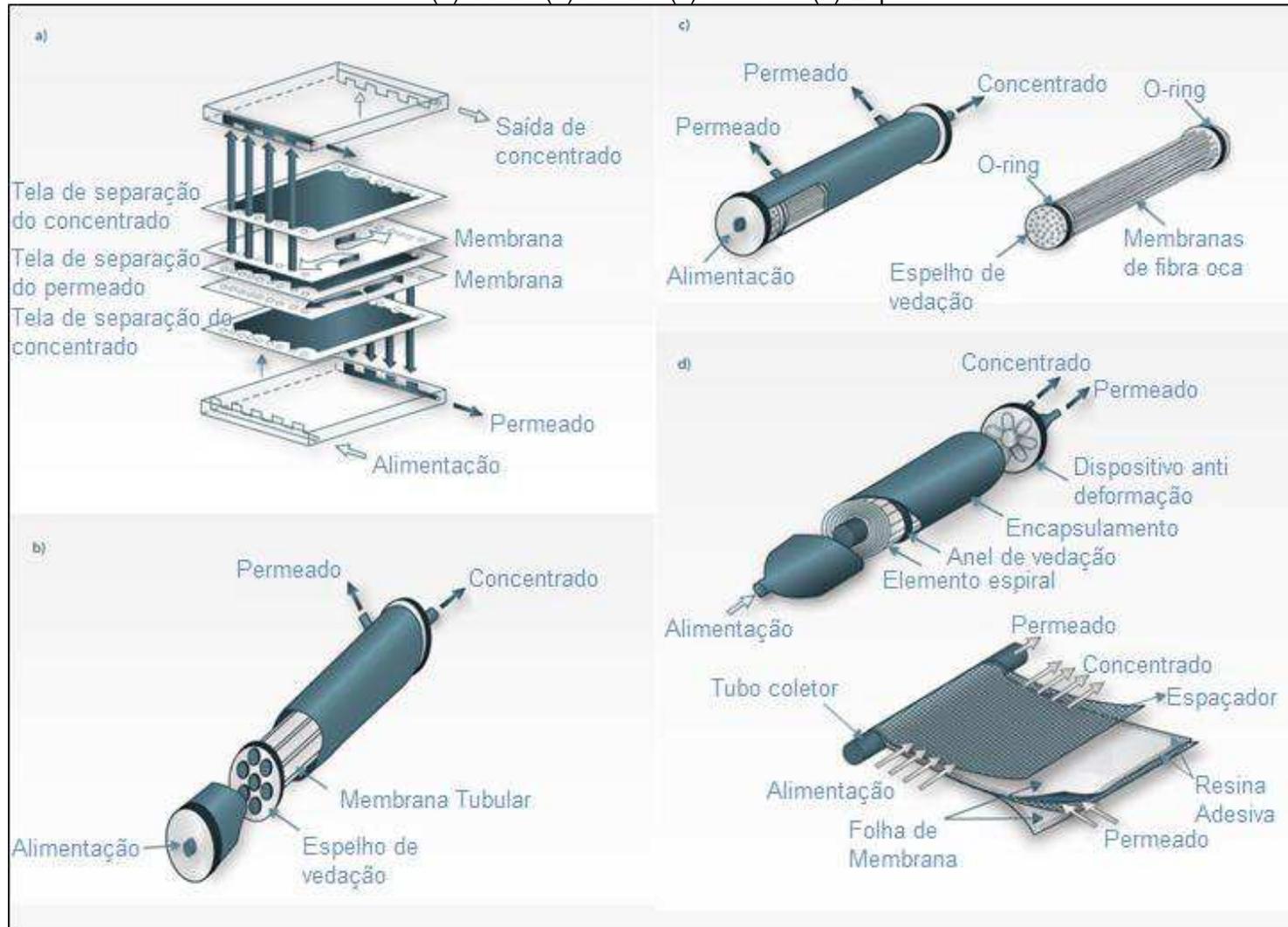
Fonte: Habert, 2006

As membranas em configuração do tipo espiral são constituídas por membranas planas, separadas por espaçadores e suportes e fixadas e enroladas em um tubo central onde o permeado é coletado, este tipo de membrana é uma das mais comuns nas indústrias. A relação área superficial/volume destas membranas pode variar entre 300-1000 m^2/m^3 (Mulder, 1996).

As membranas com configuração tubular são encontradas normalmente com diâmetros de 10 mm ou mais, e são utilizadas em módulos cilíndricos, a relação área superficial/volume dessas membranas é relativamente baixa em comparação com as demais (em torno de 300 m^2/m^3) (Mulder, 1996).

As membranas de fibra oca consistem em fibras tubulares, que são utilizadas na forma de cartuchos que podem conter centenas de fibras, este tipo de membrana possui a vantagem de possuir relação área superficial/volume elevada em relação aos demais (em torno de 30000 m^2/m^3) (Mulder, 1996).

Figura 7 - Representações dos principais tipos de membranas.
 (a) Plana (b) Tubular (c) Fibra Oca (d) Espiral



Fonte: Adaptado de LABVIRTUAL, 2017.

2.4 Polarização da Concentração e *Fouling* em Membranas

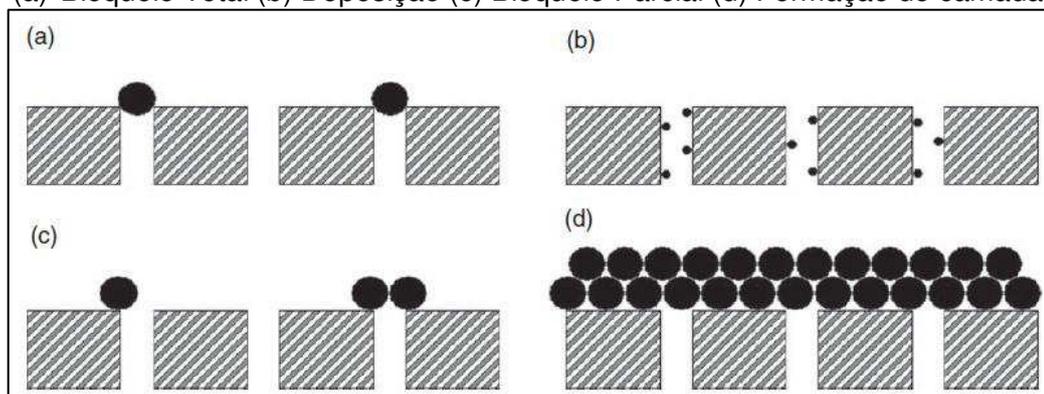
Nos processos de separação por membranas, a polarização da concentração e *fouling* são fatores que precisam ser minimizados, pois afetam de forma significativa o seu desempenho, alterando a qualidade do permeado e reduzindo o seu fluxo (Field, 2010).

De acordo com Field (2010), há quatro mecanismos para formação de *fouling*, representadas na Figura 8. O primeiro cenário (Figura 8 (a)) ocorre quando uma partícula maior do que o poro bloqueia totalmente a passagem de qualquer fluido ou outro material por aquele poro. No cenário representado pela Figura 8 (b), partículas menores do que o poro da membrana são depositadas na superfície da parede do último, ocasionando a redução do diâmetro deste e restringindo a passagem de fluxo pelo poro. No cenário representado pela Figura 8 (c), há uma deposição de partículas na superfície da membrana de modo que estas bloqueiam parcialmente os poros da membrana. Em um último cenário (figura 8 (d)), o acúmulo de partículas na superfície da membrana ocasiona a formação de uma camada gel, bloqueando totalmente os poros da superfície da membrana, este é o tipo mais severo de *fouling*.

A polarização da concentração pode ser considerada uma consequência da seletividade da membrana, portanto, pode-se afirmar que, em qualquer processo de separação por membranas irá ocorrer este fenômeno. A polarização da concentração ocorre quando as partículas que são retidas pela membrana vão se acumulando gradativamente em sua superfície, em uma região denominada de camada limite de transferência de massa, gerando um gradiente de concentração da substância perpendicular à superfície da membrana (Mulder, 1996; Field, 2010; Cunha, 2014).

Figura 8 - Tipos de *fouling* em membranas.

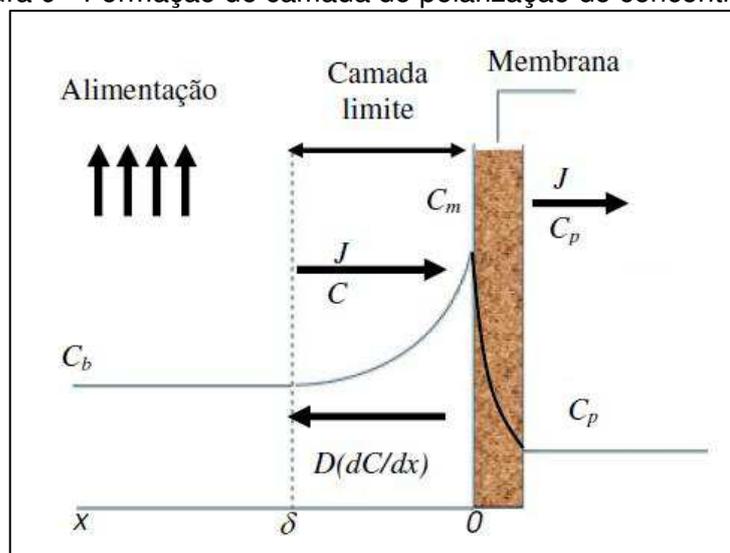
(a) Bloqueio Total (b) Deposição (c) Bloqueio Parcial (d) Formação de camada gel.



Fonte: Field, 2010

A formação da camada de polarização de concentração ocorre devido a um acúmulo de soluto nas regiões próximas à superfície da membrana. Este acúmulo gera um gradiente de concentração da solução entre a região próxima à superfície da membrana e a alimentação. O mecanismo de formação da camada de polarização de concentração pode ser descrito de acordo com a teoria do filme, que descreve a formação da camada em três fluxos: Primeiramente, há um fluxo de convecção de massa do soluto em direção à membrana ($J \cdot C$), em seguida, este fluxo inicial se divide, quando uma parte deste passa através da membrana ($J \cdot C_p$) forma-se um fluxo difusivo que obedece à Lei de Fick, o qual retorna para a solução de alimentação ($D \frac{dC}{dx}$) (Freeman, 2012; Cunha, 2014). Este comportamento é representado na Figura 9.

Figura 9 - Formação de camada de polarização de concentração.



Fonte: Cunha, 2014

Considerando-se que há mistura perfeita a uma distância δ da superfície da membrana, que a concentração do soluto na alimentação é dada por C_b , e ainda que a concentração do soluto próximo à superfície da membrana é dada por C_m . O balanço de massa para o soluto, em estado estacionário é dado pela Equação 2.1:

$$JC - D \frac{dC}{dX} = JC_p \quad (2.1)$$

Integrando a Equação (2.1) com as condições de contorno (2.2) e (2.3):

$$x = 0 \Rightarrow C = C_m \quad (2.2)$$

$$x = \delta \Rightarrow C = C_b \quad (2.3)$$

Obtém-se a Equação (2.4):

$$\ln\left(\frac{c_m - c_p}{c_b - c_p}\right) = J \frac{\delta}{D} \quad (2.4)$$

onde C_p , C_b e C_m são as concentrações do soluto no permeado, na alimentação e próximo à membrana, respectivamente, J é o fluxo volumétrico do permeado, D é o coeficiente de difusividade do soluto na solução e δ é a espessura da camada limite de polarização de concentração (Mulder, 1996; Field, 2010; Cunha, 2014).

Segundo Smith (2004), as abordagens utilizadas para se reduzir o efeito da polarização da concentração baseiam-se em maximizar o coeficiente de transferência de massa da camada limite de concentração. Os caminhos para se realizar isto envolvem aumentar a velocidade do fluido da alimentação, utilizar indutores de turbulência e canais de alimentação não-lineares. Outros métodos mais complicados, utilizados para alimentação de fluidos viscosos e muito incrustantes envolvem a utilização de módulos de membrana giratórios ou vibrantes.

Há na literatura diversos trabalhos que visam estudar os comportamentos tanto da *fouling*, como da polarização da concentração e seus efeitos em membranas. Zare *et al.* (2013) aplicaram um modelo Euleriano-Euleriano para estudar o comportamento multifásico de emulsões água-óleo durante o processo de microfiltração e estudar o comportamento da camada de polarização de concentração, chegando à conclusão que apesar de conseguir prever o comportamento da camada de concentração com precisão, ajustes ao modelo ainda são necessários para conseguir prever o fluxo do permeado da membrana.

Gu *et al.* (2017) estudaram a influência de diversas configurações de espaçadores no fluxo e na polarização de concentração em membranas. Em seu estudo. Foram avaliados quatro trançados diferentes de espaçadores e diferentes ângulos entre os filamentos. Os resultados de seu trabalho mostraram que os espaçadores totalmente retorcidos são mais eficientes em reduzir o efeito da polarização da concentração, apesar de apresentar maiores quedas de pressão, e que um ângulo de 60° entre os filamentos profere o melhor fluxo.

Chaudhuri e Jogdand (2017) estudaram um módulo de membranas giratório e o efeito da velocidade de rotação na camada de polarização de concentração. Os autores utilizaram o pacote computacional para realizar simulações CFD, variando-se a velocidade de rotação, pressão da alimentação e a razão de aspecto. Os resultados

indicaram que um aumento da velocidade de rotação reduz o efeito da polarização de concentração e aumenta o efeito de mistura da solução, porém pode não ser tão eficiente em melhorar o fluxo de permeado da membrana.

Rahimi *et al.* (2009) empregaram a abordagem Lagrangeana-Euleriana para descrever o comportamento de partículas de corante Índigo ao se depositarem na superfície de uma membrana plana durante um fluxo tangencial, gerando *fouling* da mesma. O estudo mostra que as regiões da membrana onde há maior formação de *fouling* ocorrem onde há menor tensão de cisalhamento.

Tung *et al.* (2015) estudaram a distribuição de *fouling* de ácido húmico em membranas do tipo espiral de ultrafiltração e osmose reversa, utilizando técnicas de imagem de ultrassom de alta frequência e fluidodinâmica computacional. Os resultados indicam um aumento na impedância acústica quando há formação de *fouling*. Também chegaram à conclusão de que há maior formação de *fouling* onde há maior tensão de cisalhamento.

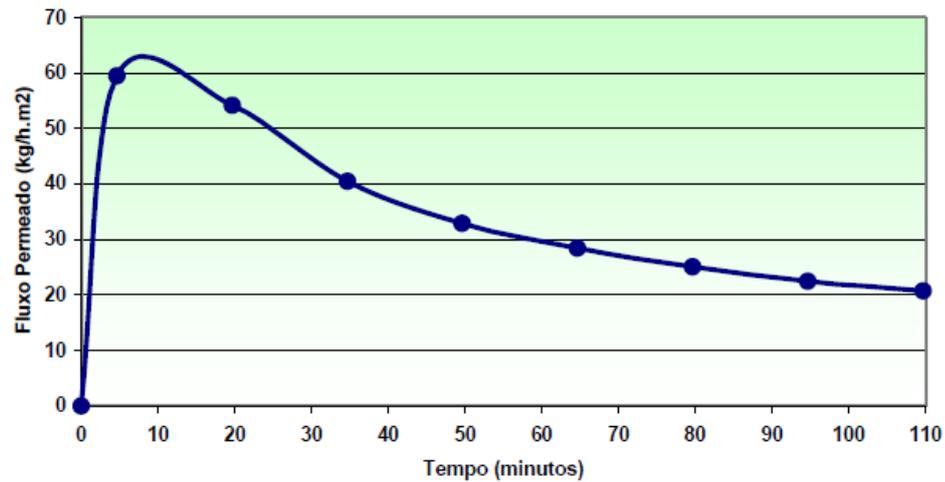
Zhang *et al.* (2017) propuseram uma modelagem para promotores de turbulência em que foi possível prever o fluxo de permeado, a espessura da camada de *fouling* depositada na membrana e otimizar o arranjo dos promotores de turbulência e parâmetros operacionais.

2.4.1 Modelos das Resistências em Série

Durante os processos de separação por membranas, o desempenho de uma membrana pode variar com o tempo, e comumente, um comportamento do fluxo de permeado típico semelhante ao da figura 10, onde pode se verificar um declínio no fluxo de permeado que tende a se estabilizar com o passar do tempo, pode ser observado. Este comportamento, em geral, se deve ao aumento das resistências envolvidas no processo de separação por membranas (Mulder, 1996; Cunha, 2014).

Este aumento se deve ao acúmulo de soluto na superfície da membrana, o que gera barreiras adicionais à transferência de massa, causando declínio no fluxo de permeado da mesma. O aumento das resistências pode ser causado por diversos fatores, como polarização da concentração, entupimento de poros, adsorção, formação de camada gel e a própria resistência da membrana, como pode ser visto na Figura 11 (Mulder, 2013).

Figura 10 - Comportamento de fluxo de permeado em função do tempo.

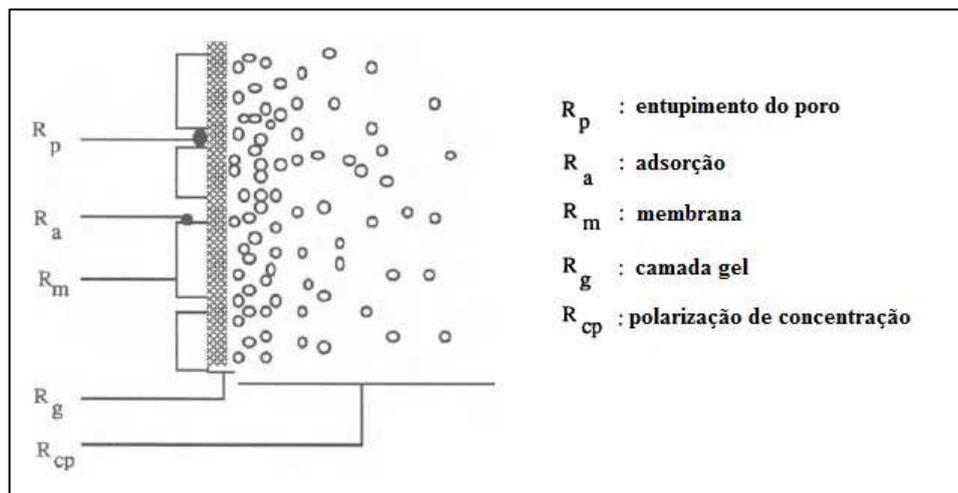


Fonte: Silva, 2006.

As resistências representadas na Figura 11 contribuem para uma resistência total R_t , o qual representa a soma de todas as resistências presentes (Mulder, 1996; Field, 2010; Cunha, 2014).

$$R_t = R_{cp} + R_g + R_m + R_a + R_p \quad (2.5)$$

Figura 11 - Diversas resistências à transferência de massa



Fonte: Adaptado de Mulder, 1996

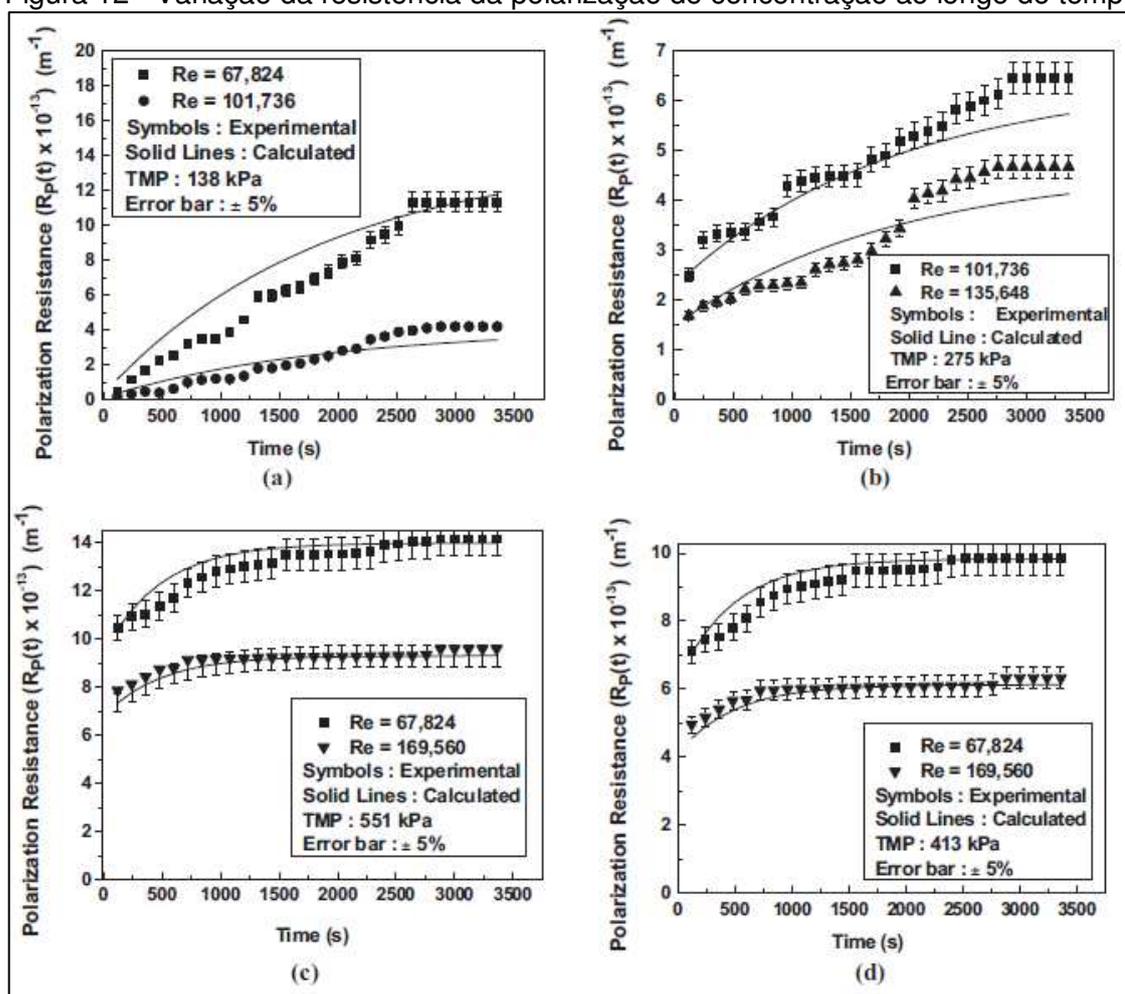
A influência da resistência total sobre o fluxo permeado pode ser descrita de acordo com a Equação 2.6.

$$J = \frac{\Delta P}{\mu R_t} \quad (2.6)$$

onde ΔP é a pressão transmembrana e μ é a viscosidade da solução.

No estudo realizado por Roy e De (2015), o modelo de resistências em série foi aplicado para explicar o comportamento do fluxo de permeado de uma membrana polimérica durante a extração de glicosídeos de Steviol do pó de folha seca de Stevia. Neste estudo foram variados a pressão transmembrana e o número de Reynolds durante a separação, sendo possível estimar a variação da resistência da camada de polarização de concentração ao longo do tempo, como são mostrados nos gráficos da Figura 12.

Figura 12 - Variação da resistência da polarização de concentração ao longo do tempo



Fonte: Roy e De, 2015

Em seu estudo, os autores utilizam pressões transmembrana de 138; 275; 413 e 551 kPa e números de Reynolds de 67,824; 101,736; 135,648 e 169,560. Para aplicar o modelo, realizam uma estimativa da resistência da membrana, utilizando água destilada, chegando a um valor de $R_M(m^{-1}) = 8,8 \times 10^{12}$. Experimentos foram realizados, então para determinar as resistências devido à polarização de concentração, chegando-se a uma correlação que relaciona as resistências devido à

membrana e a polarização de concentração, a pressão transmembrana e o número de Reynolds, dada pela Equação 2.7 (Roy e De, 2015).

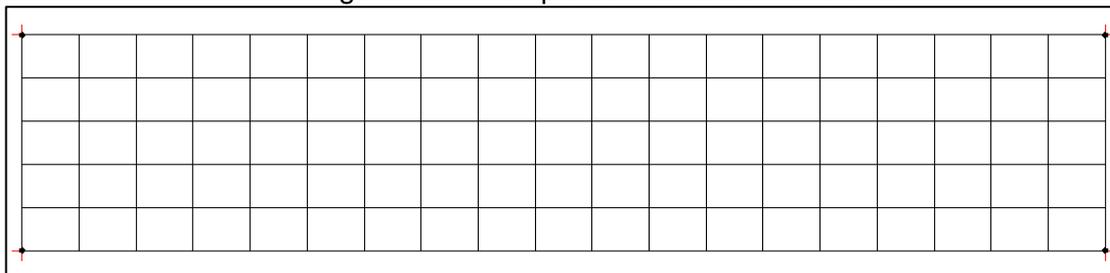
$$\frac{R_P^{SN}}{R_M^N} = (40,4 - 0,26\Delta P + 4,9 \times 10^{-4} \Delta P^2) \exp(-1,2 \times 10^5 \text{ Re}) \quad (2.7)$$

Sarioglu *et al.* (2012) aplicou o modelo de resistências em série para uma planta piloto de um biorreator de membranas, com área total de membrana de 8m². Neste trabalho, considerou-se que a resistência total (R_t) foi uma soma das resistências da membrana (R_m), devido ao *fouling* (R_f), e devido a deposição de camada gel (R_c), determinadas experimentalmente. Os dados obtidos pelo autor foram comparados com dados de modelos propostos e estiveram em bom acordo.

2.5 Índice de Convergência de Malha e Estimativas de Erros de Discretização

A malha (Figura 13) é definida como a discretização de um modelo geométrico em formas simples menores, como triângulos e quadrados em casos de geometrias em duas dimensões, e tetraedros e hexaedros no caso de geometrias em três dimensões. A malha é parte essencial na solução numérica de equações diferenciais parciais que surgem de problemas físicos (Bern e Plassmann, 2000).

Figura 13 - Exemplo de malha bidimensional.



Fonte: Acervo do autor

De acordo com Cunha (2014) é importante ter um controle da qualidade da malha para que se tenha um controle dos erros de discretização. Em outras palavras, para se obter soluções numéricas mais precisas é importante que se reduza a sua fonte de erros.

Paudel e Saenger (2017) relatam que erros podem surgir de três tipos de fonte em uma simulação fluidodinâmica: dos dados de entrada, de aproximações feitas no modelo matemático ou na solução numérica das equações de Navier-Stokes, sendo que os do último tipo, em geral, são provenientes de malhas com pouco refinamento. Os erros de incerteza numérica não podem ser evitados, porém podem ser

minimizados. O método mais utilizado para se minimizar os erros provenientes de incerteza numérica é o refinamento sistemático de malhas.

O índice de convergência de malha (ICM) é um parâmetro de estimativa de erro proposto por Roache (1994) com a finalidade de uniformizar e dar mais confiabilidade aos resultados de convergência de malha reportados na literatura. Este índice foi desenvolvido tendo como base a extrapolação de Richardson (Richardson e Gaunt, 1927), que parte do princípio de que as soluções discretas de equações diferenciais parciais possuem representações em série, em malhas com espaçamento definido.

Diversos trabalhos reportam as vantagens da utilização do método do ICM. Paudel e Saenger (2017) em seu trabalho, estudaram o ICM de uma malha utilizada em escoamento de fluido incompressível e com objeto rotacional imerso. Foram produzidas três malhas com respectivamente 5.776.613, 3.012.260 e 1.571.103 elementos. Para o estudo foram calculados os ICM comparando as malhas 1 e 2, e 2 e 3, sendo a malha 1 a com maior número de elementos e a malha 3 a com menor número de elementos e comparou os resultados obtidos para diferentes variáveis, sendo eles torque, velocidade angular e altura manométrica. O ICM possibilitou nesse trabalho quantificar as incertezas das variáveis chave do trabalho citado e pode ser utilizado para fornecer uma estimativa do erro quanto à incerteza numérica.

No estudo realizado por Volk *et al.* (2017), foram estudadas malhas de um leito fixo e calculado o ICM para simulações CFD com método de elementos discretos. No estudo realizado foram estudados refinamentos em malhas de maneira não uniforme, refinando-se a malha somente em uma direção, assim como de maneira uniforme. Os autores indicam que para se aplicar o método ICM deve-se ter um domínio em que se possa realizar refinamentos de malha de maneira uniforme, e ainda que refinamentos de malha na direção do escoamento reduzem significativamente o erro numérico.

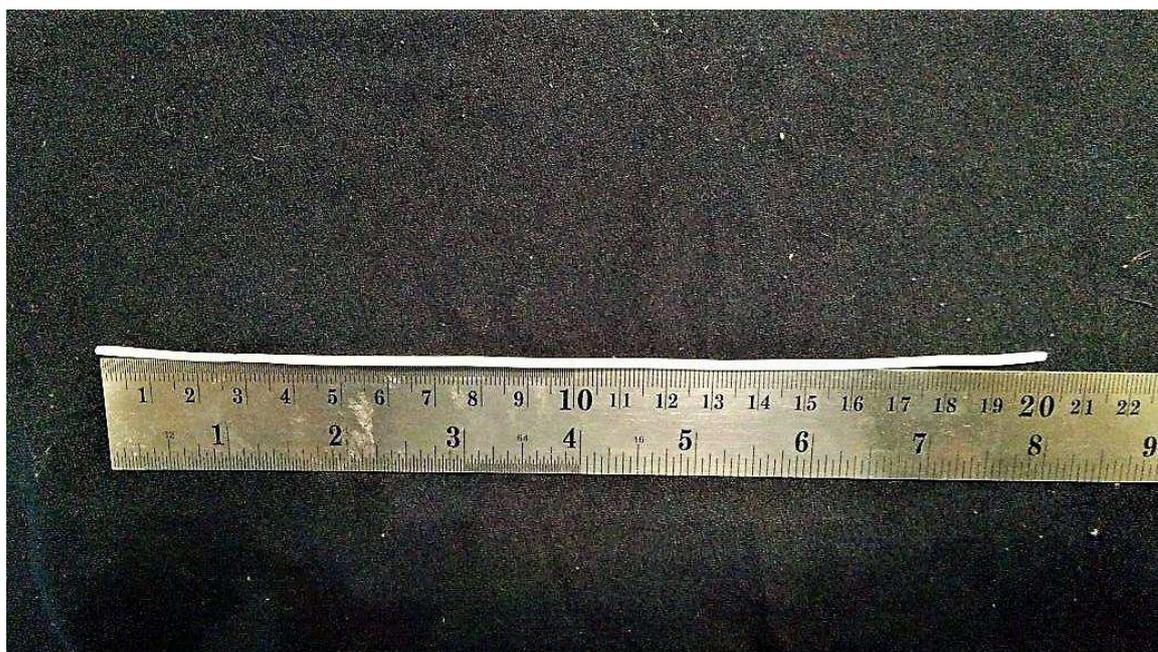
Longest e Vinchurkar (2007) aplicaram o ICM para estudar a convergência de malha em um processo de deposição de partículas em passagens de ar com bifurcações do trato respiratório, utilizando um modelo Lagrangeano. Foram comparadas malhas tetraédricas, hexaédricas e malhas híbridas, realizando-se refinamentos de malha. Os resultados mostraram que as malhas hexaédricas apresentam melhor acurácia, enquanto as híbridas apresentaram acurácia menor do que as demais, baseado no valor de ICM calculado.

CAPÍTULO 3 ESTUDO DA DEPENDÊNCIA DE MALHA

3.1 Descrição do problema

Com o objetivo de estudar o comportamento do processo de separação do corante índigo em uma membrana de fibra oca, buscou-se estudar uma situação mais próxima da realidade. Para isso, foram utilizadas características de uma membrana real, desenvolvida pelo Laboratório de Desenvolvimento de Membranas (LDM) da Unidade Acadêmica de Engenharia de Materiais – UFCG. Tomou-se uma membrana de microfiltração composta de Polietersulfona, com 20 cm de comprimento, 0,155 cm de diâmetro médio interno, e 0,180 cm de diâmetro médio externo, como mostrado na Figura 14.

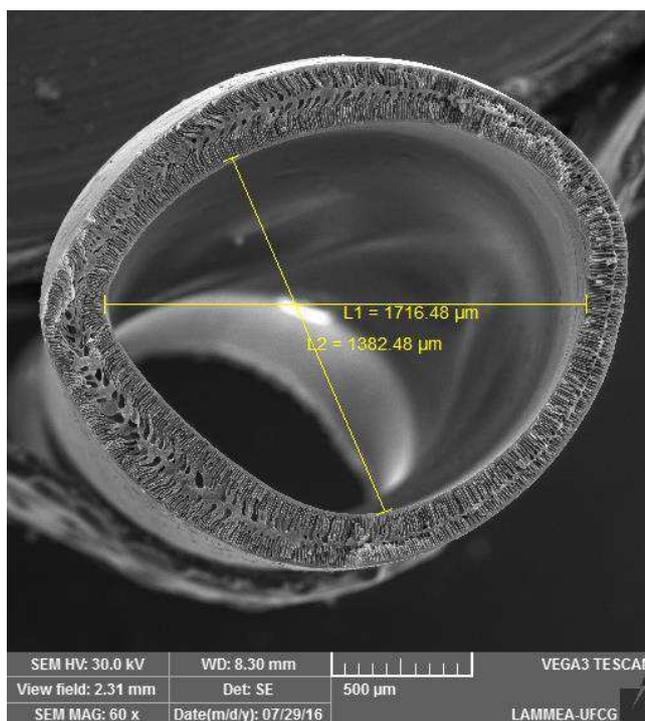
Figura 14 – Imagem da membrana utilizada para o estudo com sua medida.



Fonte: Acervo do autor.

A Figura 15 apresenta uma imagem de MEV da membrana em que são mostradas medidas de seu diâmetro interno.

Figura 15 - MEV da membrana com medidas de diâmetro interno.

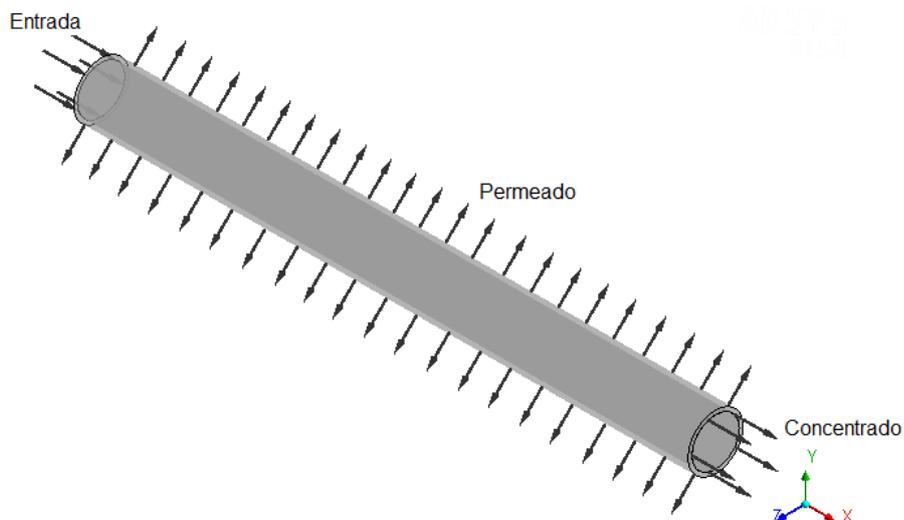


Fonte: Cedido pelo Laboratório de Desenvolvimento de Membranas – UFCG

Ao observar a Figura 15, nota-se uma não uniformidade dos diâmetros interno e externo. Neste estudo, porém, foi assumido que a espessura da membrana é uniforme e tem forma circular perfeita, ou seja, assumiu-se que a membrana corresponde a um tubo com secção transversal e diâmetro constantes.

O problema físico estudado consiste do escoamento tangencial à parede do tubo poroso de um fluido. O domínio de estudo apresenta igualmente uma entrada de efluente, uma saída de concentrado e uma saída de permeado que corresponde à parede da membrana, como é ilustrado na Figura 16.

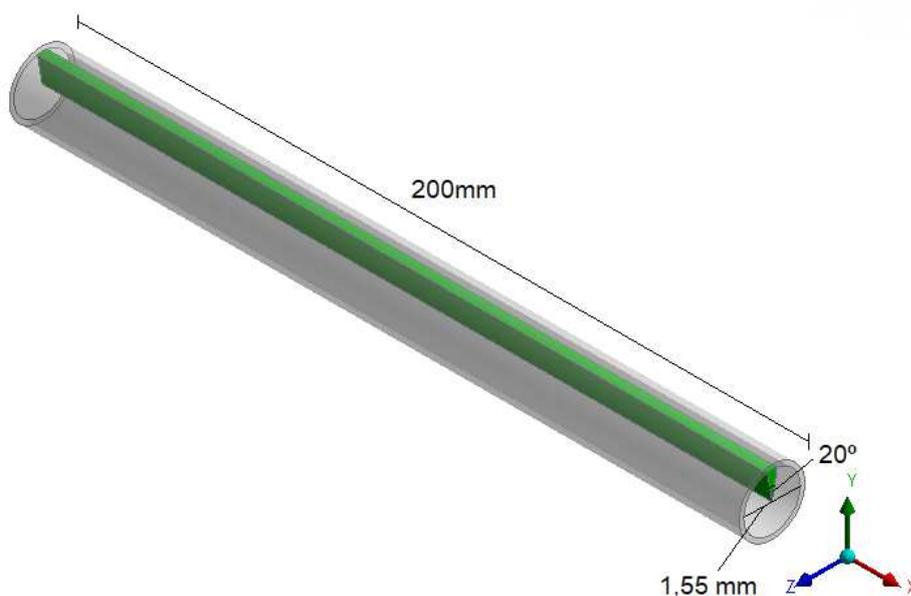
Figura 16 - Esquema da membrana em vista isométrica.



Fonte: Acervo do autor.

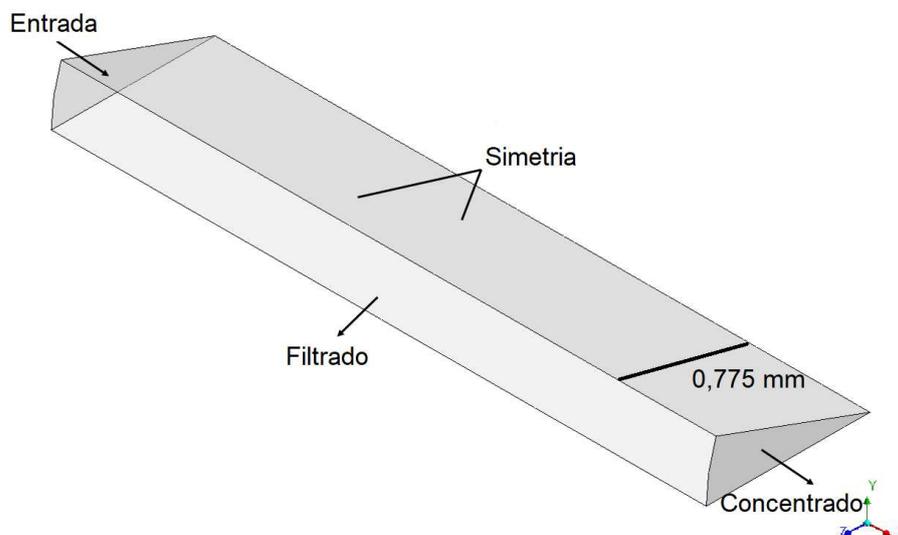
Tendo em vista a simetria radial e angular do comportamento do escoamento no interior da membrana, adotou-se uma simplificação na geometria. Assumiu-se um corte, como ilustrado na Figura 17, correspondendo a uma fatia de 20° como mostrado na Figura 18. Deve-se destacar que o domínio utilizado abrange apenas a região fluida. Tendo em vista a utilização do modelo matemático de resistências em série, que é descrito mais adiante, não foi necessário levar-se em consideração a região porosa da membrana para este estudo.

Figura 17 - Detalhe do domínio de estudo com suas dimensões.



Fonte: Acervo do autor.

Figura 18 – Detalhe das fronteiras do domínio de estudo



Fonte: Acervo do autor

As simulações foram realizadas em máquinas com processador Intel Core i7-3770 3.40 Ghz e 16 GB de memória RAM disponibilizados nos laboratórios LCTF (Laboratório Computacional de Térmica e Fluidos) e LPFI (Laboratório de Pesquisa em Fluidodinâmica e Imagem) das Unidades Acadêmicas e Engenharia Mecânica e Engenharia Química, respectivamente, da Universidade Federal de Campina Grande. A geração da malha foi feita no software Icem CFD 15.0, já as simulações foram feitas utilizando o pacote computacional Ansys CFX 15.0 com um critério de convergência de 10^{-6} em relação ao erro residual RMS (Root Mean Square) para as variáveis adicionais e de escoamento.

3.2 Modelo Matemático

3.2.1 Modelo Geral

Para o estudo do efeito da malha sobre os resultados do processo de separação da membrana foi utilizado o modelo matemático baseado nos trabalhos realizados por Cunha (2014), Souza (2014) e Damak *et al.* (2004). Para isto, foram feitas considerações baseadas nos trabalhos supracitados.

- O escoamento é considerado laminar, isotérmico e em regime permanente;
- A membrana retém totalmente o soluto, ou seja, a rejeição da membrana é nula;
- O coeficiente de difusão é constante;

- O meio poroso possui distribuição de poros isotrópica;
- As propriedades físico-químicas (densidade e viscosidade) foram consideradas iguais à do solvente;
- O efeito gravitacional é desprezível;
- O fluido possui perfil de velocidade parabólico totalmente desenvolvido na alimentação;
- A obstrução dos poros pelo soluto é desprezada;
- A velocidade de permeação local é determinada pela teoria das resistências em série;
- A camada de polarização de concentração é considerada homogênea, logo, a equação de Kozeny-Carman é válida.

Sendo assim, o escoamento apresentado pelo problema proposto pode ser descrito pelas equações de conservação de massa e de quantidade de movimento, em conjunto com as equações de conservação das espécies químicas, que, juntas, constituem um sistema de equações diferenciais parciais.

- Conservação de massa para a solução:

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

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

- Conservação de momento:

$$\nabla \cdot (\rho \vec{U} \times \vec{U}) = -\nabla p + \nabla \cdot \mu \left(\nabla \vec{U} + (\nabla \vec{U})^T - \frac{2}{3} \delta \nabla \cdot \vec{U} \right) \quad (3.2)$$

onde p é pressão, μ é viscosidade dinâmica e δ representa a matriz identidade.

- Conservação das espécies químicas:

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

onde C corresponde à concentração de soluto, D_{AB} é o coeficiente de difusão de massa.

$$D_{AB} = \frac{\mu}{\rho S_c} \quad (3.4)$$

onde S_c corresponde ao número de Schmidt.

3.2.2 Condições de Contorno

Para a solução das equações diferenciais do modelo, foram definidas condições de contorno nas fronteiras do domínio.

a) Entrada (Figura 18)

$$U_x = 2\bar{U}_x \left(1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right) \quad (3.5)$$

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

$$C = C_0 \quad (3.7)$$

onde C_0 é a concentração inicial do soluto, r é a distância radial do eixo x , R é o raio interno da membrana e \bar{U}_x é a velocidade média na direção x , dada pela Equação 3.8.

$$\bar{U}_x = \frac{\text{Re} \mu}{\rho D} \quad (3.8)$$

em que Re é o número de Reynolds e D é o diâmetro da membrana.

b) Permeado (Figura 18)

$$U_x = 0 \quad (3.9)$$

$$U_r = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_p)} \quad (3.10)$$

$$U_r C = D_{AB} \frac{\partial C}{\partial r} \quad (3.11)$$

onde, ΔP refere-se à pressão transmembrana, R_m corresponde à resistência referente à membrana dada pela Equação 3.12, R_p refere-se à resistência específica devido à camada de polarização de concentração (Equação 3.14).

$$R_m = \frac{e}{\kappa_m} \quad (3.12)$$

onde e corresponde à espessura da membrana e κ_m à permeabilidade da membrana.

A permeabilidade da membrana foi determinada utilizando a equação de Darcy, mostrada na Equação 3.13.

$$\kappa = \frac{Q_p \mu e}{A_s \Delta P} \quad (3.13)$$

onde Q_p é a vazão de permeado com água destilada, μ é a viscosidade do fluido permeado, l é a espessura da membrana, A_s é a área superficial interna da membrana e ΔP é a pressão transmembrana, que corresponde à diferença entre a pressão interna e externa da membrana.

Os dados de pressão e fluxo de permeado utilizados para determinação da permeabilidade da membrana estão dispostos na Tabela 1.

Tabela 1 - Dados de Fluxo por Pressão para a membrana estudada.

Pressão (bar)	Fluxo de permeado (m ³ .h ⁻¹ .m ²)
1	0,022
2	0,035
3	0,047

Fonte: Dados cedidos pelo Laboratório de Desenvolvimento de Membranas.

Foi calculada uma permeabilidade para cada pressão e então, foi determinada a permeabilidade média K_m para ser utilizada no decorrer do trabalho.

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

$$R_p = \int_{R-\delta_p}^R r_p d\delta_p \quad (3.14)$$

Considerando-se a camada de polarização como tendo resistência constante ao longo de sua espessura, a Equação 3.23 assume a forma:

$$R_p = r_p \delta_p \quad (3.15)$$

O valor de r_p é calculado utilizando a equação de Kozeny-Carman, apresentada na Equação 3.16.

$$r_p = 180 \frac{(1-\varepsilon_p)^2}{d_p^2 \varepsilon_p^3} \quad (3.16)$$

onde ε_p é relativo à porosidade da camada de polarização de concentração, e d_p refere-se ao diâmetro das partículas de soluto.

O valor de δ_p , que se refere a espessura da camada de polarização de concentração, ou seja, a distância da superfície da membrana até a posição onde os fluxos convectivo e difusivo estão em equilíbrio e a concentração da camada é próxima da concentração de entrada, é determinada considerando a restrição $\frac{C-C_0}{C_0} < 10^{-3}$.

Desta forma, o valor de δ_p pode ser determinado utilizando a correlação empírica desenvolvida por Damak *et al.* (2004), representada pela Equação 3.17.

$$\frac{\delta_p}{d} = 2 \left(\frac{x}{d} \right)^{0,33} (\text{Re} Sc)^{-0,33} \text{Re}_w^{-0,3} \left(1 - 0,4377 Sc^{-0,0018} \text{Re}_w^{-0,1551} \right) \quad (3.17)$$

onde d é o diâmetro da membrana e Re_w é o número de Reynolds próximo à superfície da membrana. Para produzir o gráfico com a espessura da camada limite de concentração ao longo da membrana foi necessário desenvolver uma rotina de programação em linguagem *Visual Basic for Applications (VBA)*. A rotina desenvolvida é mostrada na seção Anexo, juntamente com imagem da planilha utilizada para produzir os gráficos (Figura 56). Esta rotina determina o ponto onde a camada limite termina em uma certa linha de acordo com a restrição mencionada anteriormente. Dessa forma, foram colocadas 101 linhas com 200 resultados de concentração cada, dentro do domínio de estudo com distância de 2 mm entre as linhas.

c) Concentrado (Figura 18)

Na saída da membrana foi considerada pressão atmosférica ($P = 1\text{atm}$) e as condições dadas pelas Equações 3.18 e 3.19.

$$\frac{\partial U_x}{\partial x} = 0 \quad (3.18)$$

$$\frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad (3.19)$$

d) Simetria

Nos eixos de simetria da membrana foram consideradas as seguintes condições de contorno.

$$\frac{\partial U_r}{\partial \theta} = \frac{\partial U_\theta}{\partial \theta} = \frac{\partial U_x}{\partial \theta} = 0 \quad (3.20)$$

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = 0 \quad (3.21)$$

Na Tabela 2 são apresentados os parâmetros e propriedades dos componentes utilizados nos casos estudados.

Tabela 2 – Parâmetros e propriedades dos componentes da mistura no estudo de dependência de malha.

Membrana	Permeabilidade	$1,39 \times 10^{-15} \text{ m}^2$
	Diâmetro Interno	1,55 mm
	Espessura	0,255 mm
Índigo	Massa molar	262,67 g/mol (Rahimi <i>et al.</i> , 2009)
	Densidade	1,35 g/cm ³ (Rahimi <i>et al.</i> , 2009)
	Diâmetro da partícula	1,43 μm (Lima, 2014)
	Porosidade	0,4 Cunha (2014)
	Concentração inicial (C_0)	1 g/L
Água	Massa Molar	18,02 g/mol (Ansys CFX 15.0)
	Densidade	9,97 g/cm ³ (Ansys CFX 15.0)
Mistura	Re_w	0,1
	Re	600
	Sc	1000
	Pressão de saída	1 bar

3.3 Índice de Convergência de Malha (ICM)

O estudo de convergência de malha foi realizado seguindo-se procedimento sugerido por Celik (2008). Este método é baseado na Extrapolação de Richardson, que se baseia no pressuposto que qualquer solução discreta possui uma representação em série. A ideia por trás deste método é de estimar a solução exata a partir da extrapolação das soluções das malhas existentes e pelo cálculo do índice de convergência relativo às malhas produzidas. Celik (2008) sugere 5 passos para

determinar o índice de convergência de malha (ICM), e assim quantificar as incertezas em relação a erros de discretização e determinar a melhor malha para se seguir utilizando no decorrer do trabalho.

Inicialmente determinou-se um tamanho representativo de malha h , de acordo com a Equação 3.22.

$$h = \left[\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \Delta V_i \right]^{1/3} \quad (3.22)$$

onde N é o número de elementos de malha utilizados para o cálculo computacional, ΔV_i é o volume ocupado pelo elemento i .

Com base neste valor foram geradas três malhas significativamente diferentes, de modo que $r = \frac{h_{\text{grosseiro}}}{h_{\text{refinado}}}$ fosse maior do que 1,3 para cada malha. Há diversos trabalhos na literatura que reportam que para se aplicar o método ICM é necessário que o valor de r seja igual a 2 (Almohammadi *et al.*, 2013; Paudel e Saenger, 2017; Volk *et al.*, 2017), logo procurou-se satisfazer esta última condição. O refinamento das malhas deve ser feito sistematicamente, ou seja, devem ser utilizadas malhas com elementos de formatos similares.

Sejam h_1 a malha mais refinada, e h_3 a malha mais grosseira, foram definidos r_{21} e r_{32} pelas Equações 3.23 e 3.24, e ϕ_1 , ϕ_2 e ϕ_3 os resultados de uma dada variável para as respectivas malhas.

$$r_{21} = \frac{h_2}{h_1} \quad (3.23)$$

$$r_{32} = \frac{h_3}{h_2} \quad (3.24)$$

Foi calculada a ordem aparente p , utilizando as Equações 3.25, 3.26 e 3.27.

$$p = \frac{1}{\ln(r_{21})} \left| \ln \left| \frac{1}{G} + q(p) \right| \right| \quad (3.25)$$

$$q(p) = \ln \left(\frac{r_{21}^p - s}{r_{32}^p - s} \right) \quad (3.26)$$

$$s = \text{sinal} \left(\begin{array}{c} \varepsilon_{32} \\ \varepsilon_{21} \end{array} \right) \quad (3.27)$$

onde $G = \varepsilon_{21} / \varepsilon_{32}$, $\varepsilon_{21} = \phi_2 - \phi_1$ e $\varepsilon_{32} = \phi_3 - \phi_2$. As Equações 3.25, 3.26 e 3.27 podem ser resolvidas utilizando um método iterativo. Para verificar a convergência da solução, a Equação 3.28 foi utilizada, onde $0 < C < 1$ é indicador de convergência monotônica, $C < 0$ indica convergência oscilatória e $C > 1$ indica divergência da solução (Paudel e Saenger, 2017).

$$C = \frac{\phi_1 - \phi_2}{\phi_2 - \phi_3} \quad (3.28)$$

As soluções extrapoladas foram determinadas de acordo com a Equação 3.29.

$$\phi_{ext}^{21} = \frac{(r_{21}^p \phi_1 - \phi_2)}{(r_{21}^p - 1)} \quad (3.29)$$

Foi determinado o erro relativo aproximado entre as malhas de acordo com as Equações 3.30 e 3.31.

$$e_a^{21} = \left| \frac{\phi_1 - \phi_2}{\phi_1} \right| \quad (3.30)$$

$$e_a^{32} = \left| \frac{\phi_2 - \phi_3}{\phi_2} \right| \quad (3.31)$$

Com isso, os Índices de Convergência de Malha (ICM) foram determinados utilizando as Equações 3.32 e 3.33.

$$ICM_{21} = \frac{1,25e_a^{21}}{r_{21}^p - 1} \quad (3.32)$$

$$ICM_{32} = \frac{1,25e_a^{32}}{r_{32}^p - 1} \quad (3.33)$$

Para aplicar este método, é necessário garantir que as malhas estejam dentro do intervalo assintótico, desta forma, Roache (1994) afirma que em casos onde a solução exata não é conhecida, a fórmula dada pela Equação 3.34 indica que o intervalo assintótico foi atingido.

$$ICM_{32} \square r^p ICM_{21} \quad (3.34)$$

3.4 Resultados e Discussão

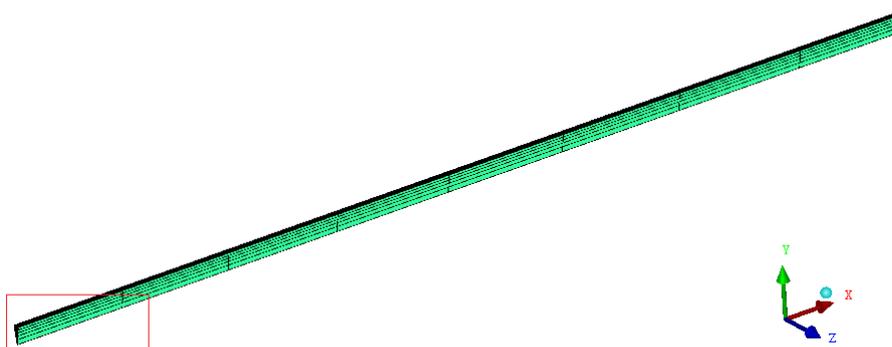
A Tabela 3 apresenta o número de elementos em cada malha produzida. Para facilidade de compreensão, as malhas foram denominadas M1, M2 e M3.

Tabela 3 - Nomenclatura das malhas produzidas

Malha	Número de Elementos	h
M1	87759	6,212e-5
M2	10863	1,246e-4
M3	1080	2,690e-4

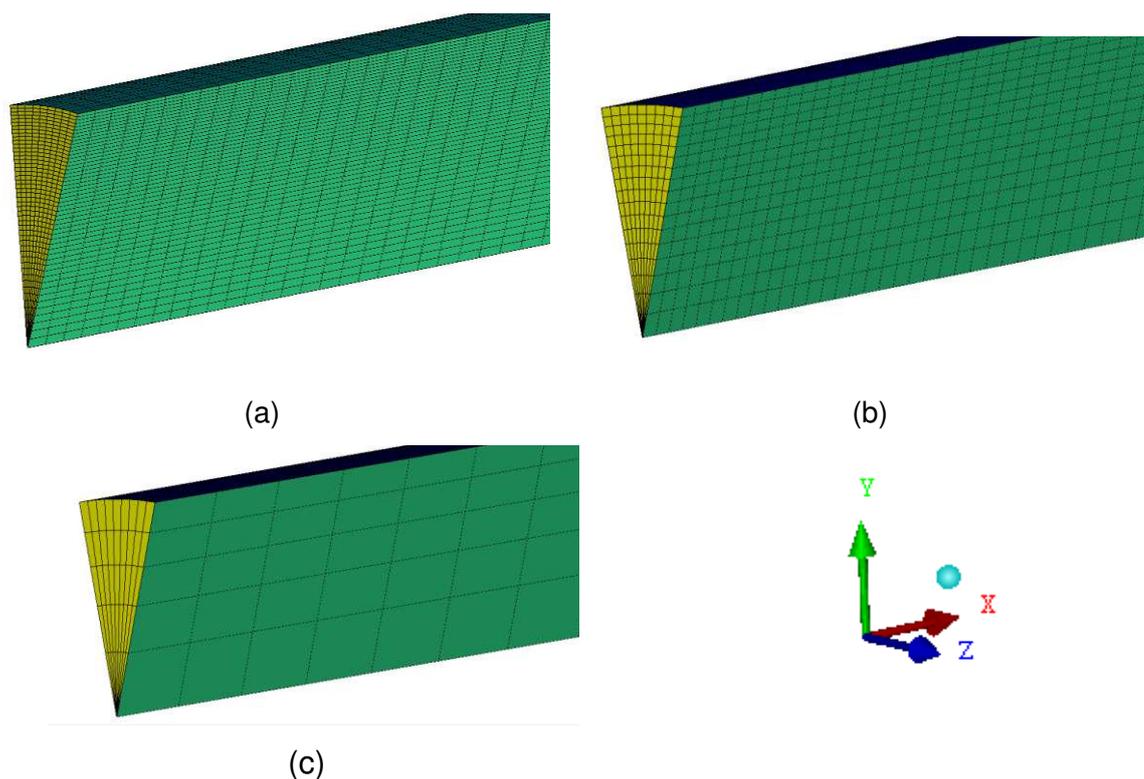
Detalhes das malhas são apresentados nas Figuras 18 e 19 (a), (b) e (c). A Figura 18 apresenta a região das malhas que foi ampliada nas imagens seguintes para melhor visualização. Um maior refinamento junto às regiões de fronteira do domínio é necessário devido à presença de altos gradientes de concentração juntos a essas regiões, sendo assim, para capturar com maior precisão o campo de concentração foi adotado tal refinamento. Decisão semelhante foi feita por Cunha (2014).

Figura 18 - Região das malhas ampliada nas imagens seguintes.



Fonte: Acervo do autor.

Figura 19 - Detalhe das malhas produzidas (a) M1 (b) M2 e (c) M3.



Fonte: Acervo do autor

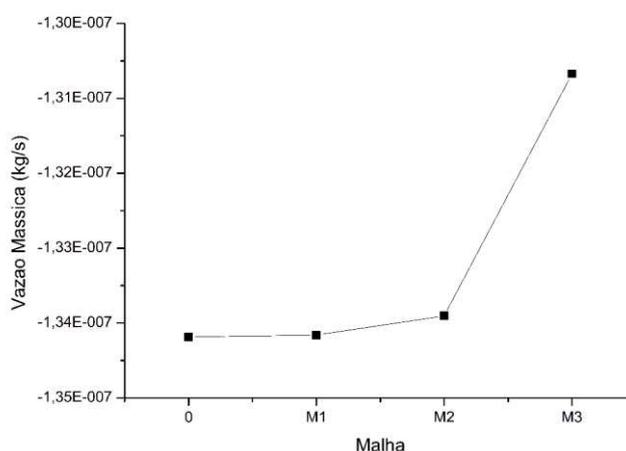
A Tabela 4 apresenta os resultados do estudo de convergência para a variável de vazão mássica de filtrado. O valor de C na tabela indica monotonicidade da convergência da solução, visto seu valor estar entre 0 e 1. Também é possível afirmar que a solução extrapolada está próxima da solução exata para esta variável, devido à proximidade dos valores de ICM_{32} e $r^p ICM_{21}$. Pode-se observar também uma redução na condição de convergência, visto que $ICM_{21} < ICM_{32}$, o que indica que a dependência dos resultados no tamanho dos elementos da malha foi reduzido e se aproxima de uma solução independente da malha, visto que os valores de ICM_{21} e ICM_{32} estão dentro do limite de 10% conforme relatado por Karatekin (1997).

Tabela 4 - Resultados de estudo de convergência de malha para a variável vazão mássica de filtrado.

M1 (kg/s)	M2 (kg/s)	M3 (kg/s)	P	ϕ_{ext}^{21} (kg/s)	ICM_{21}	ICM_{32}	C	$r^p ICM_{21}$
-1,341e-7	-1,339e-7	-1,306e-7	3,5914	-1,342e-7	0,00027	0,002	0,08	0,003

A Figura 20 apresenta os resultados obtidos para a vazão mássica do filtrado das malhas M1, M2 e M3 em comparação com a solução extrapolada, onde a solução extrapolada está indicada pelo número 0 (zero) no gráfico. Estes resultados indicam que ao se refinar as malhas, a solução se aproxima do valor assintótico da solução extrapolada, sendo a solução da malha M1 a que mais se aproximou. A solução extrapolada representa uma estimativa da solução exata da variável estudada calculada pela equação 3.9.

Figura 20 - Vazão mássica do filtrado para diferentes tamanhos de malhas utilizados na determinação do ICM.



A Tabela 5 apresenta os resultados do estudo de convergência de malha para a variável pressão transmembrana média.

Tabela 5 - Resultados de estudo de convergência de malha para a variável pressão transmembrana média.

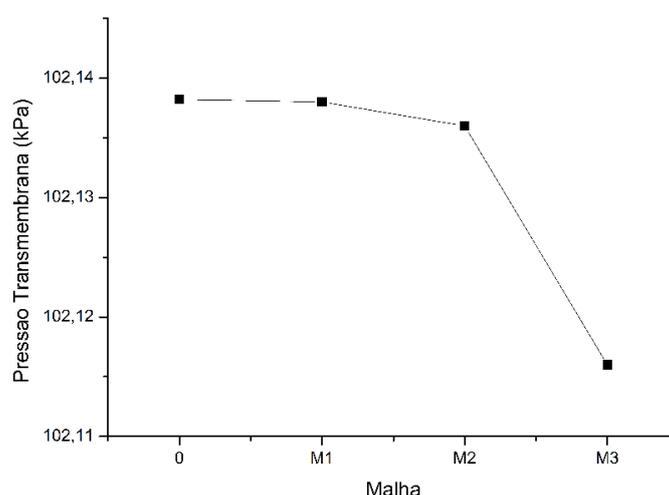
M1 (kPa)	M2 (kPa)	M3 (kPa)	P	ϕ_{ext}^{21} (kPa)	ICM_{21}	ICM_{32}	C	$r^P ICM_{21}$
102,138	102,136	102,116	3,268	102,13823	2,775e-6	2,154e-5	0,10	2,702e-5

De acordo com os resultados apresentados na Tabela 5, pode-se observar que o valor de C também se encontra entre 0 e 1, sendo assim, pode-se afirmar que esta variável converge de forma monotônica. Comparando-se os valores de $r^P ICM_{21}$ e ICM_{32} é possível afirmar que a solução extrapolada está próxima da solução exata, haja visto a proximidade dos valores. Apesar de ambos os valores de ICM_{32} e ICM_{21} se encontrarem dentro do limite de incertezas de 10%, conforme indicado por

Karatekin (1997). Verifica-se, também, uma diminuição do valor do ICM_{32} para o ICM_{21} , o que indica que a solução se aproxima da independência de malha para esta variável, assim como foi observado para a variável de vazão mássica.

A Figura 21 apresenta uma comparação das soluções da variável pressão transmembrana média de cada malha em relação ao valor assintótico da solução extrapolada. É possível observar um comportamento semelhante ao que foi observado para a variável vazão mássica, onde a malha que mais se aproxima do valor assintótico (valor igual a zero (0)) é a malha M1, que é a mais refinada.

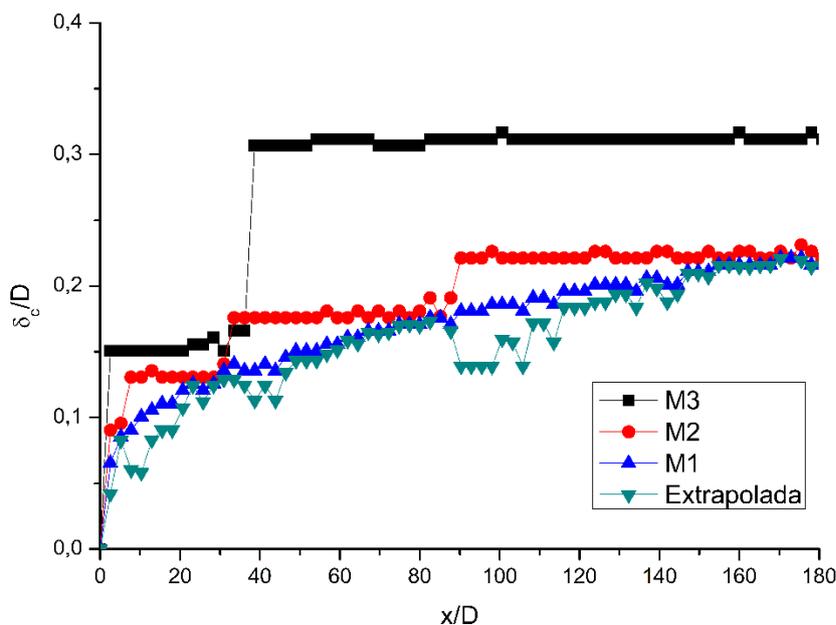
Figura 21 - Pressão transmembrana para diferentes tamanhos de malha utilizados na determinação do ICM.



A Figura 22 apresenta a evolução dos resultados da espessura adimensional da camada limite de polarização ao longo do comprimento adimensional da membrana para as malhas M1, M2 e M3 em comparação com o resultado obtido com a extrapolação, usando a Equação 3.29. Por meio da Figura 22, é possível observar uma aproximação dos resultados das malhas ao resultado assintótico com aumento do número de elementos, sendo a malha M1 a que mais se aproximou da solução extrapolada. Pode-se verificar também uma melhora visual na qualidade do resultado, visto que as discontinuidades observadas nos resultados das malhas M3, e em menor grau na malha M2, não são observadas no resultado da malha M1. Estas discontinuidades são causadas devido à qualidade do refinamento da malha na região próxima à fronteira do filtrado, onde há a ocorrência da camada limite de concentração que não é capaz de capturar o comportamento da camada limite sobre a membrana. Assim, um melhor refinamento deve ser realizado nesta região,

justificando um maior número de elementos. Conclusão semelhante foi obtida por Cunha (2014).

Figura 22 - Espessura da camada limite de polarização ao longo do comprimento da membrana para as malhas M1, M2, M3 e extrapolada.



As Figuras 23 e 24 apresentam os resultados de espessura adimensional da camada limite de concentração das malhas M2 e M1 respectivamente, ao longo do comprimento adimensional da membrana, com os ICM_{32} e ICM_{21} plotados em forma de barras de erro, respectivamente. O valor de p calculado para cada ponto variou entre 0,0246 e 4,215 com uma média global de 1,593. Convergência oscilatória foi observada em 2% dos pontos calculados, enquanto divergência foi observada em somente 1% dos pontos.

Figura 23 - Espessura da camada limite de polarização para a malha M2 com ICM_{23} em forma de barras de erro.

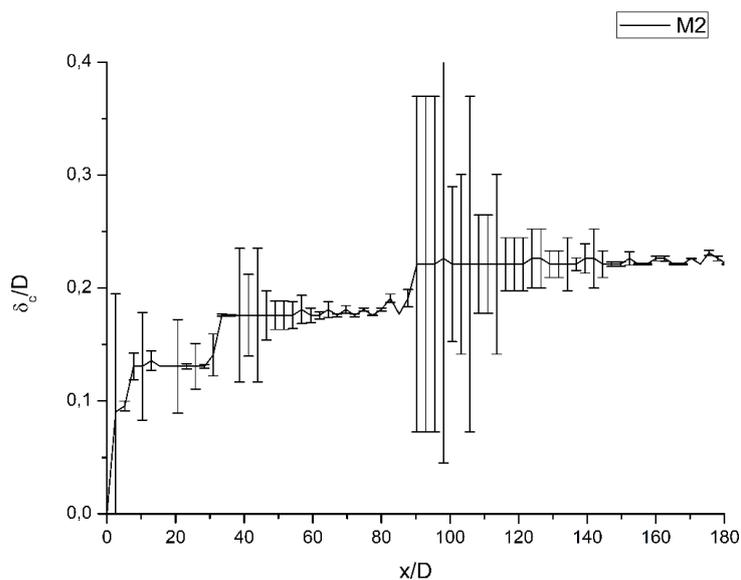
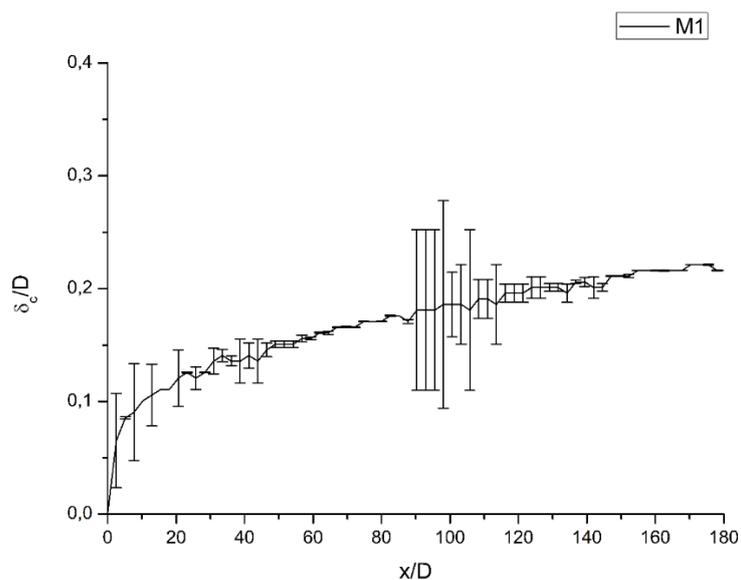


Figura 24 - Espessura da camada limite de concentração para a malha M1 com o ICM_{12} em forma de barras de erro.

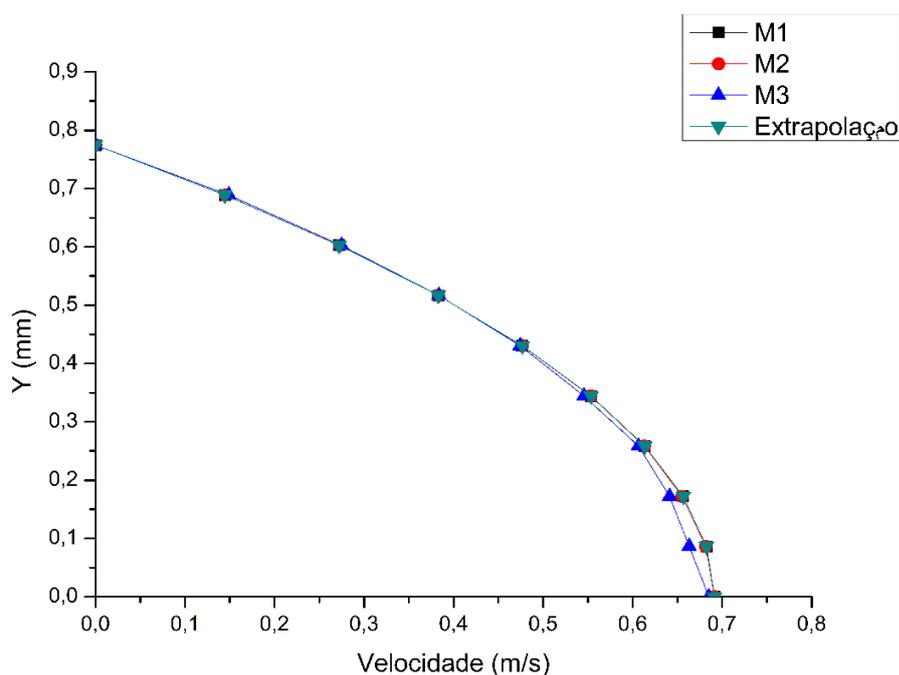


Analisando a Figura 23 verifica-se um valor médio do ICM_{32} de 5,87%, com um valor máximo de 22,34%, enquanto na Figura 24 verifica-se um ICM_{21} médio de 1,336% com um valor máximo de 7,202%. Uma comparação dos gráficos presentes nas figuras 23 e 24 possibilita observar uma redução nos valores do ICM_{32} para o ICM_{21} em 88% dos pontos, por sua vez o ICM_{32} foi maior do que o ICM_{21} em apenas 9% dos pontos apresentados no gráfico, o que indica maior independência dos resultados em relação a malha para a variável espessura da camada limite de

concentração ao longo do comprimento da membrana. Assim, pode-se afirmar que apenas a malha M1 apresentou solução totalmente independente da malha, visto que a malha M2 apresentou pontos onde o ICM_{32} esteve acima de 10%, conforme limite determinado em estudo realizado por Karatekin (1997).

A Figura 25 retrata a solução para as malhas M1, M2 e M3 em comparação à solução assintótica referente à velocidade do fluido na posição $x=100$ mm.

Figura 25 - Velocidades do fluido na posição $x=100$ mm para as malhas M1, M2, M3 e solução extrapolada.



Analisando a figura, pode-se verificar uma pequena discrepância da solução da malha M3 em relação às demais nas regiões próximas à velocidade máxima. Verifica-se também que as soluções das malhas M2 e M1 se aproximaram mais da solução assintótica do que a malha M3.

A Figura 26 apresenta a solução da malha M2 com relação a velocidade do fluido na posição $x=100$ mm com o ICM_{32} plotado em forma de barras de erro, enquanto a Figura 27 apresenta a solução da velocidade do fluido na posição $x=100$ mm da malha M1 com o ICM_{21} plotado em forma de barras de erro.

Figura 26 - Velocidade do fluido na posição $x = 100$ mm para a malha M2 com ICM_{32} em forma de barras de erro.

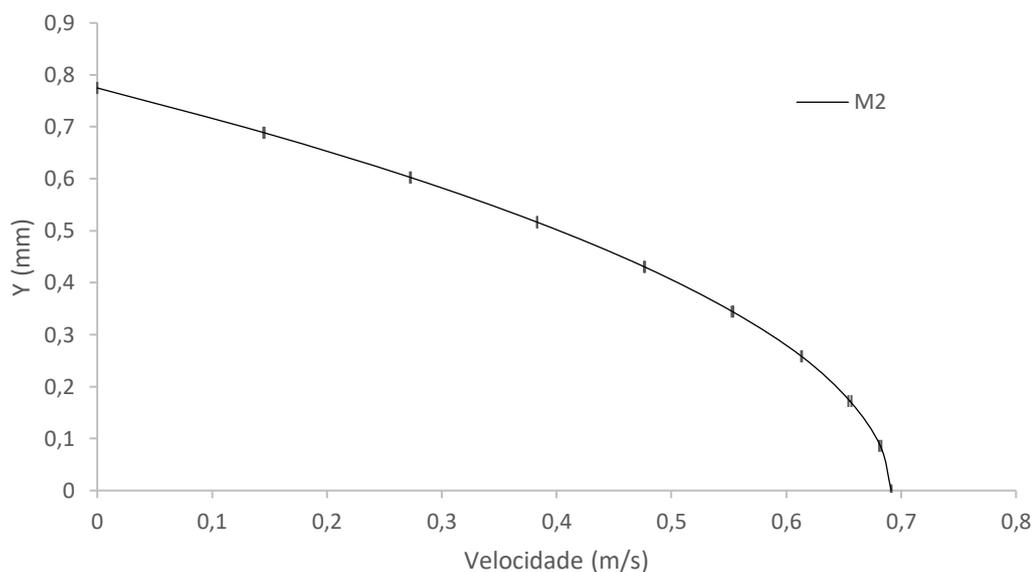
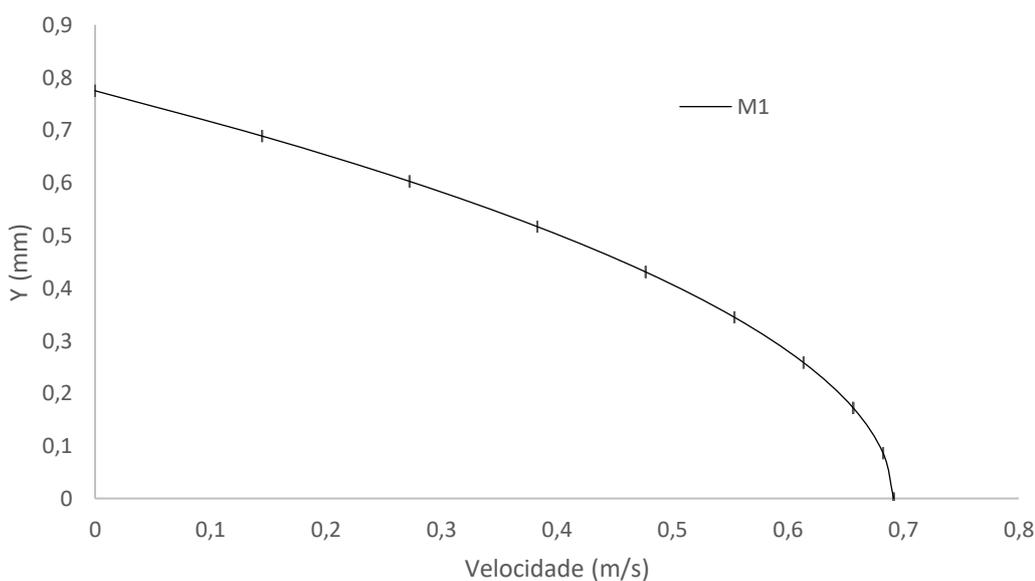


Figura 27 - Velocidade do fluido na posição $x = 100$ mm para a malha M1 com o ICM_{21} em forma de barras de erro.



O valor de p em cada ponto variou entre 2,378 e 4,337, com valor médio de 3,280. Convergência oscilatória foi observada em 20% dos pontos estudados, enquanto 80% dos pontos convergiram de maneira monotônica.

De acordo com os resultados mostrados nas Figuras 26 e 27, observa-se que a malha M2 apresentou um valor de ICM_{32} médio de 0,159%, com valor máximo de 0,378%, enquanto que a malha M1 apresentou valor de ICM_{21} médio de 0,023% com valor máximo de 0,059%. Pôde-se verificar que em 100% dos pontos estudados, o

$ICM_{21} < ICM_{32}$, o que indica uma solução para a malha M1 mais independente da malha, embora em ambas as malhas os valores estiveram dentro do limite de incerteza determinado pelo estudo realizado por Karatekin (1997), que é de 10%.

CAPÍTULO 4 ESTUDO DO PROCESSO DE SEPARAÇÃO VIA MEMBRANA

4.1 Modelagem Matemática

Para realizar o estudo do processo de separação do índigo via membrana, foi desenvolvido um modelo matemático baseado nos trabalhos desenvolvidos por Souza (2014), Cunha (2014) e Damak *et al.* (2004). O modelo desenvolvido aqui foi adaptado para a situação estudada neste trabalho.

Para esta fase do trabalho, foi utilizado um modelo que leva em consideração o comportamento de uma mistura de componentes em uma fase única, com composição variável.

Para que o modelo fosse utilizado, além das considerações adotadas na seção 3.3, adicionou-se a seguinte condição.

- O fluido é considerado como uma mistura multicomponente com composição variável em relação ao espaço;

Com base nesta consideração adicionou-se o termo ∇J_i na equação 3.11 resultando na Equação 4.1, de forma que esta equação é resolvida para cada componente da mistura. Com isto temos as seguintes equações de conservação de massa do componente i (Equação 4.1) e momento (Equação 4.2).

$$\nabla(x_i \rho_m \vec{U}) + \nabla J_i = 0 \quad (4.1)$$

$$\nabla \cdot (\rho_m \vec{U} \times \vec{U}) = -\nabla p + \nabla \cdot \mu \left(\nabla \vec{U} + (\nabla \vec{U})^T - \frac{2}{3} \delta \nabla \cdot \vec{U} \right) \quad (4.2)$$

onde ρ_i se refere à densidade da espécie química i , e J_i refere-se ao fluxo difusivo da espécie i , definido pela equação:

$$J_i = D_{AB} x_i \rho_i \quad (4.3)$$

Para a solução das equações anteriores, é necessária uma restrição na soma das frações mássicas (x_i), apresentada na equação 4.4.

$$\sum_{i=1}^N x_i = 1 \quad (4.4)$$

Para a determinação das propriedades do fluido multicomponente, o procedimento apresentado nas equações 4.5 a 4.9 foi realizado.

$$\sum_{i=1}^N \frac{V_i}{V} = 1 \quad (4.5)$$

$$\sum_{i=1}^N \frac{M_i / \bar{\rho}_i}{M_i / \rho_i} = 1 \quad (4.6)$$

$$\sum_{i=1}^N \frac{\rho_i}{\bar{\rho}_i} = 1 \quad (4.7)$$

$$\sum_{i=1}^N \frac{\rho_m x_i}{\bar{\rho}_i} = 1 \quad (4.8)$$

$$\frac{1}{\rho_m} = \sum_{i=1}^N \frac{x_i}{\bar{\rho}_i} \quad (4.9)$$

onde V_i se refere ao volume parcial do componente i , V é o volume total da mistura, M_i se refere à massa do componente i , ρ_m é a densidade da mistura, $\bar{\rho}_i$ é a massa específica do componente i , ρ_i é a densidade do componente i com relação ao volume da mistura.

4.1.1 Condições de Contorno

As condições de contorno adotadas são as mesmas apresentadas na seção 3.3.1. Deve-se levar em consideração que a concentração do soluto é inserida na forma de fração mássica.

Nesta etapa, foram utilizados os mesmos parâmetros apresentados na Tabela 2.

4.2 Estudos de Casos

Nos casos estudados, as variáveis avaliadas foram as o número de Reynolds na entrada da membrana (Re), a concentração inicial do soluto (C_0) e a pressão na saída da membrana (P_{ext}), enquanto as seguintes variáveis foram mantidas constantes: número de Reynolds próximo à parede da membrana (Re_w) e temperatura (T). Sendo assim, a Tabela 6 apresenta os casos estudados neste trabalho, com suas condições.

Tabela 6 - Condições utilizadas nas simulações de diferentes casos de estudo.

Casos	Re	C_0 (g/L)	P_{ext} (bar)	Re_w	T (K)
1	300	1	1	0,1	298,15
2	600	1	1	0,1	298,15
3	1000	1	1	0,1	298,15
4	1000	0,25	1	0,1	298,15
5	1000	0,5	1	0,1	298,15
6	1000	1	0,5	0,1	298,15
7	1000	1	1,5	0,1	298,15

4.3 Resultados

4.3.1 Efeito do Número de Reynolds

As Figuras 28, 29 e 30 ilustram os campos de concentração de índigo em regiões próximas à entrada ($x=0$), no meio da membrana ($x=100$ mm) e na saída da membrana ($x=200$ mm) para os números de Reynolds de entrada iguais a 300, 600 e 1000, com concentração inicial 1 g/L e pressão na saída de 1 bar (Casos 1, 2 e 3).

Figura 28 – Distribuição da concentração de índigo na região próxima à posição $x=0$ mm para (a) $Re=300$ (b) $Re=600$ (c) $Re=1000$.

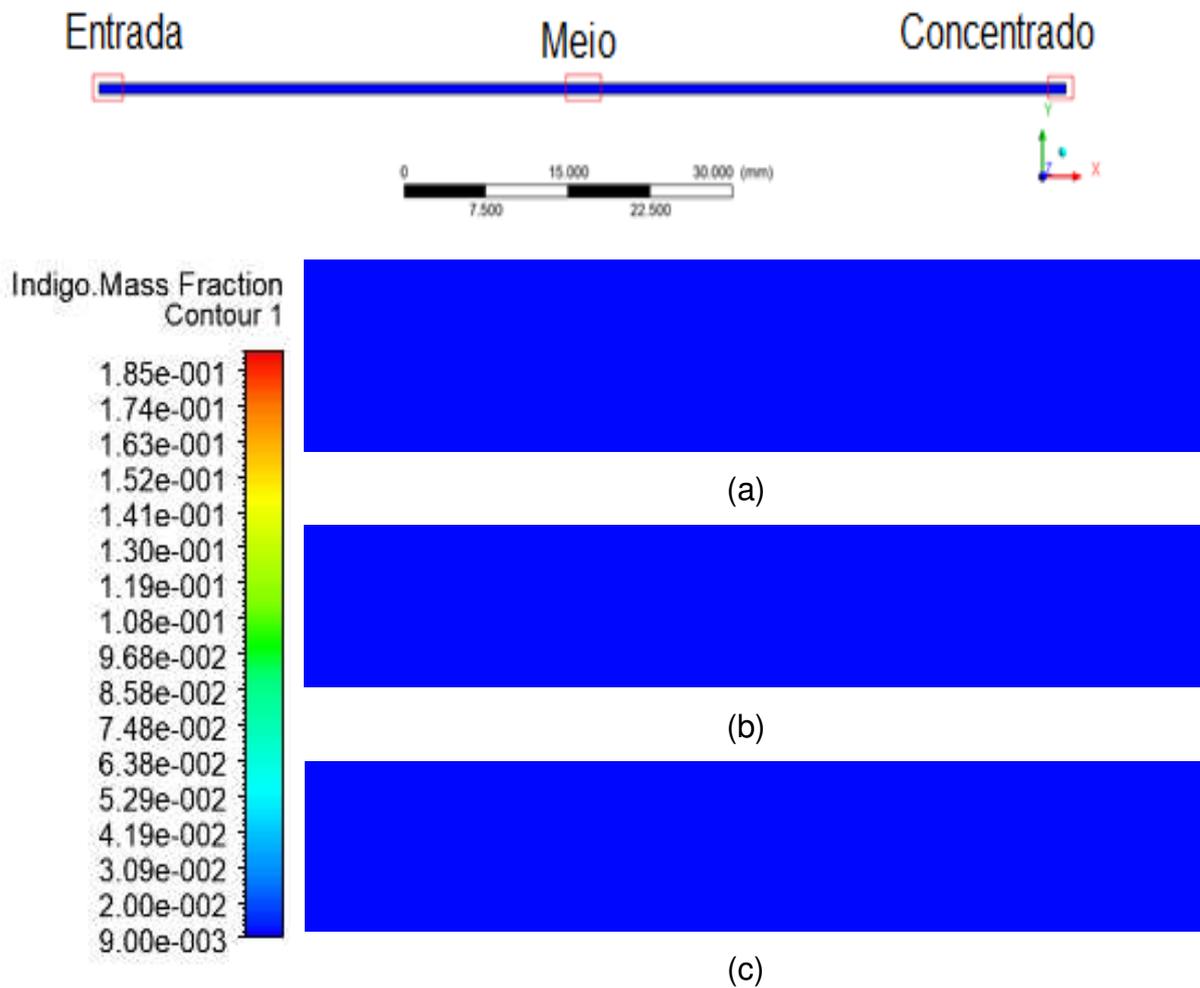


Figura 29 – Distribuição da concentração de índigo na região central do domínio de estudo próximo à posição $x=100$ mm para (a) $Re=300$ (b) $Re=600$ (c) $Re=1000$.

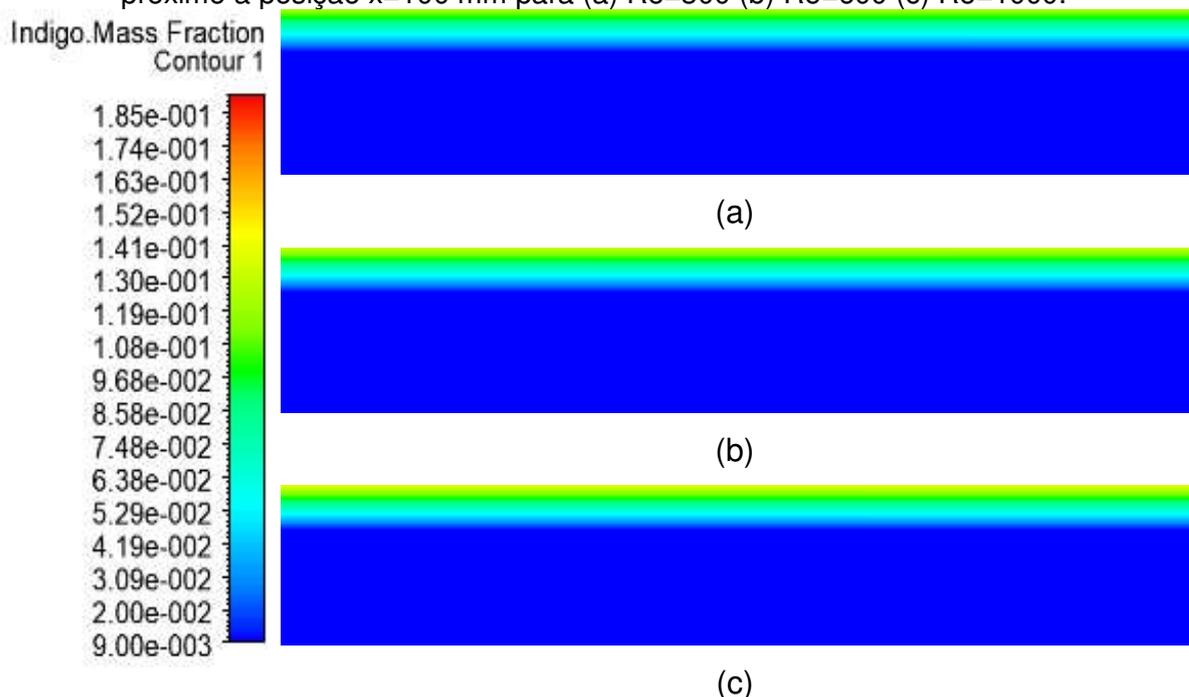
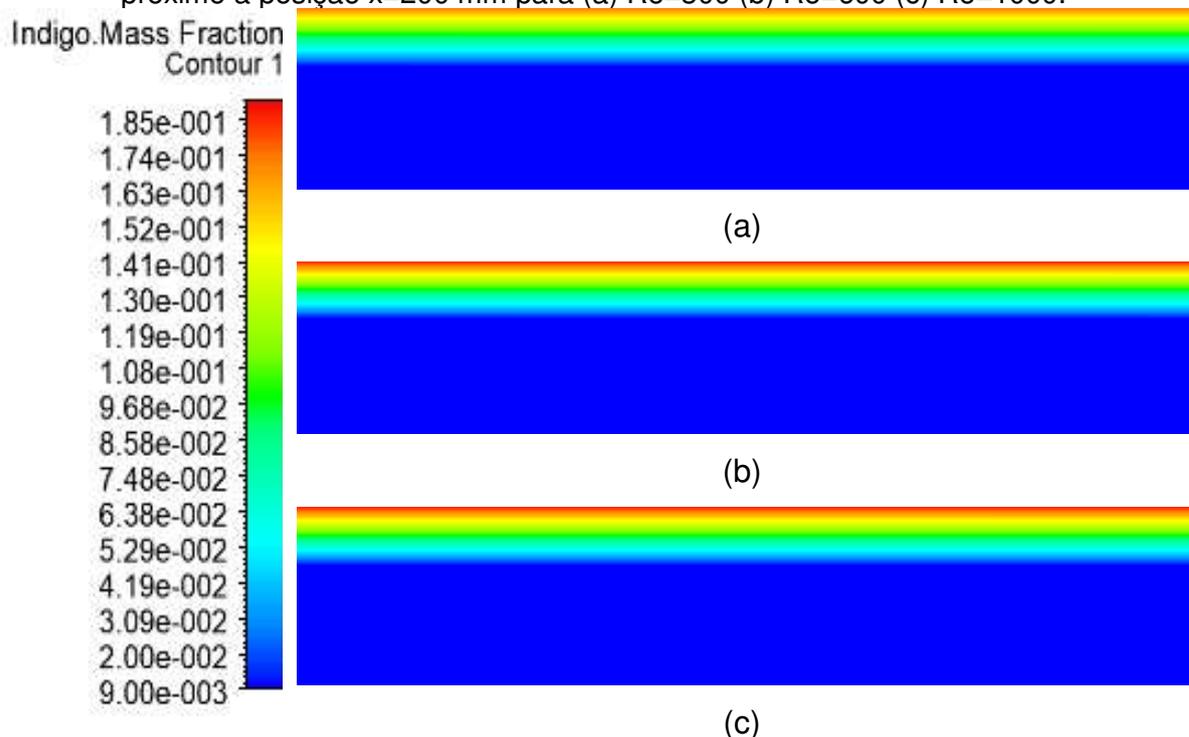


Figura 30 – Distribuição da concentração de índigo na região de saída de concentrado próximo à posição $x=200$ mm para (a) $Re=300$ (b) $Re=600$ (c) $Re=1000$.



É possível notar que na região de entrada da membrana há pouca ou nenhuma variação da concentração nas proximidades da superfície da membrana, nos três casos avaliados. Por outro lado, nas regiões centrais e na região próxima a saída do concentrado observam-se variações de concentração nas proximidades da superfície da membrana. Este comportamento deve-se ao transporte do soluto em direção à

superfície da membrana por convecção, proporcionando assim a formação de um gradiente de concentração, visto que o soluto é retido pela membrana. Pode-se verificar ainda que o aumento do número de Reynolds favorece um aumento da concentração do soluto próximo à interface fluido-membrana, comportamento semelhante a este foi observado no trabalho de Cunha (2014).

Este comportamento pode ser melhor observado nos gráficos apresentados pelas Figuras 31, 32 e 33, onde são apresentados perfis de concentração nas posições $X = 50, 100, 150$ e 200 mm. As figuras apresentam ainda um comparativo dos resultados deste trabalho com o modelo desenvolvido no trabalho realizado por Cunha (2014).

As figuras mostram que os resultados das simulações numéricas deste trabalho apresentam boa concordância com os resultados obtidos por Cunha (2014). Os resultados mostram que a concentração do soluto aumenta com o aumento da posição radial, atingindo valor máximo ao se aproximar da superfície da membrana. Verifica-se ainda que a concentração junto à superfície da membrana aumenta ao longo da membrana.

Figura 31 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $Re=300$.

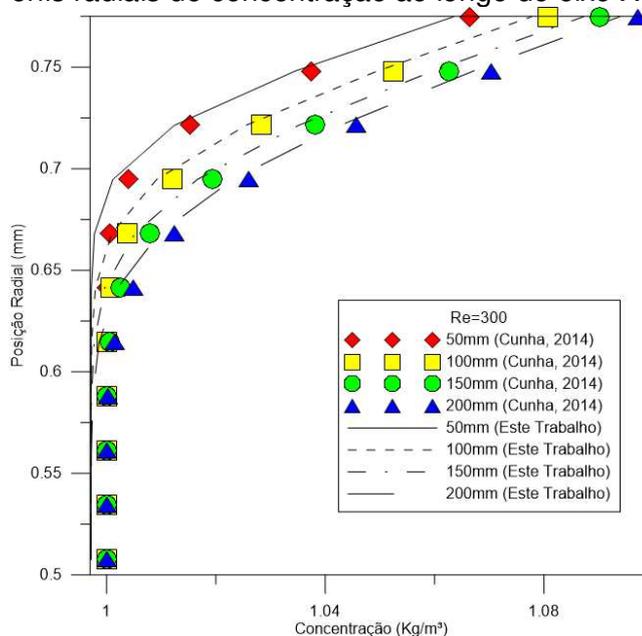


Figura 32 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $Re=600$.

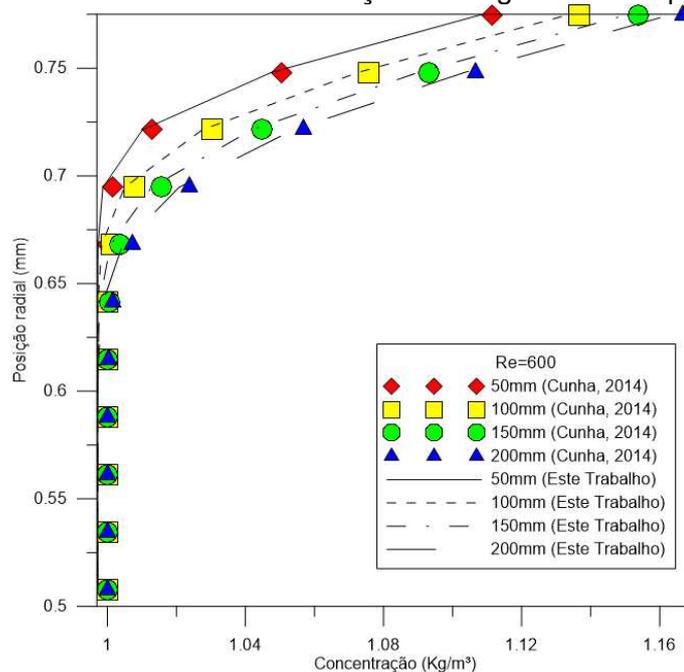
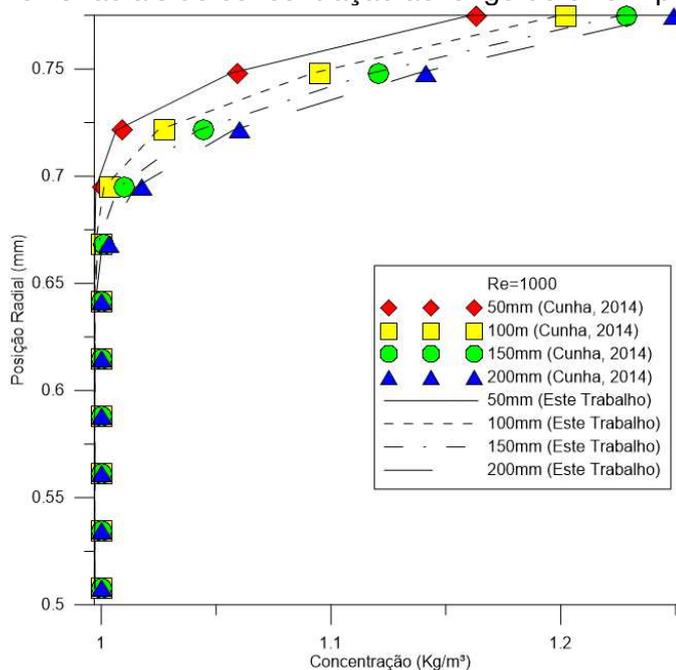
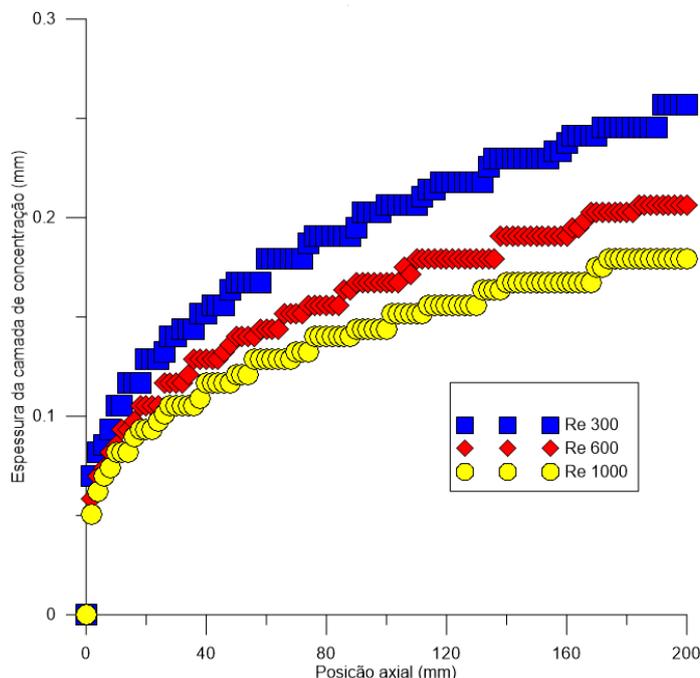


Figura 33 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $Re=1000$.



A Figura 34 apresenta os resultados da espessura da camada limite de concentração com números de Reynolds iguais a 300, 600 e 1000.

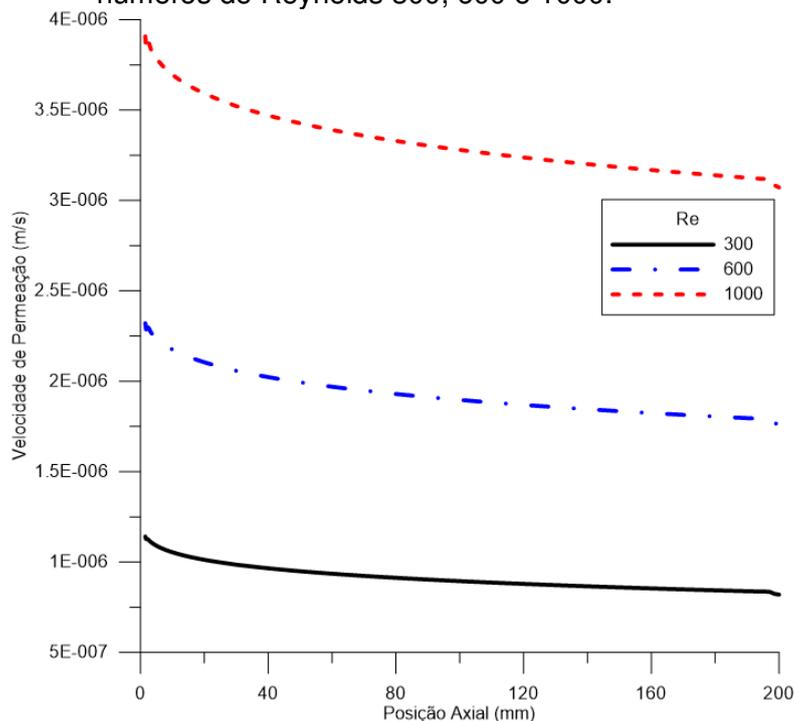
Figura 34 - Espessura da camada de polarização de concentração ao longo da posição axial da membrana com números de Reynolds iguais a 300, 600 e 1000.



De acordo com a figura, verifica-se que a camada de concentração aumenta a sua espessura ao longo da direção axial do escoamento, atingindo espessura máxima de 0,257, 0,206 e 0,179 mm para os números de Reynolds 300, 600 e 1000, respectivamente, resultado que confirma o que foi observado nas Figuras 28, 29 e 30. Uma análise da influência do número de Reynolds na espessura da camada limite de concentração mostra que um aumento do número de Reynolds provoca uma redução na espessura desta camada, resultado este que já era esperado e também foi observado nos trabalhos de Cunha (2014), Souza (2014), Pak *et al.* (2008) e Damak *et al.* (2004). Este comportamento implica que ao aumentar o número de Reynolds melhora-se as condições de operação da membrana, visto que, se formará uma camada de polarização de concentração que oferece menor resistência à permeação.

A Figura 35 apresenta um gráfico da velocidade de permeação em função da posição axial da membrana para diferentes números de Reynolds.

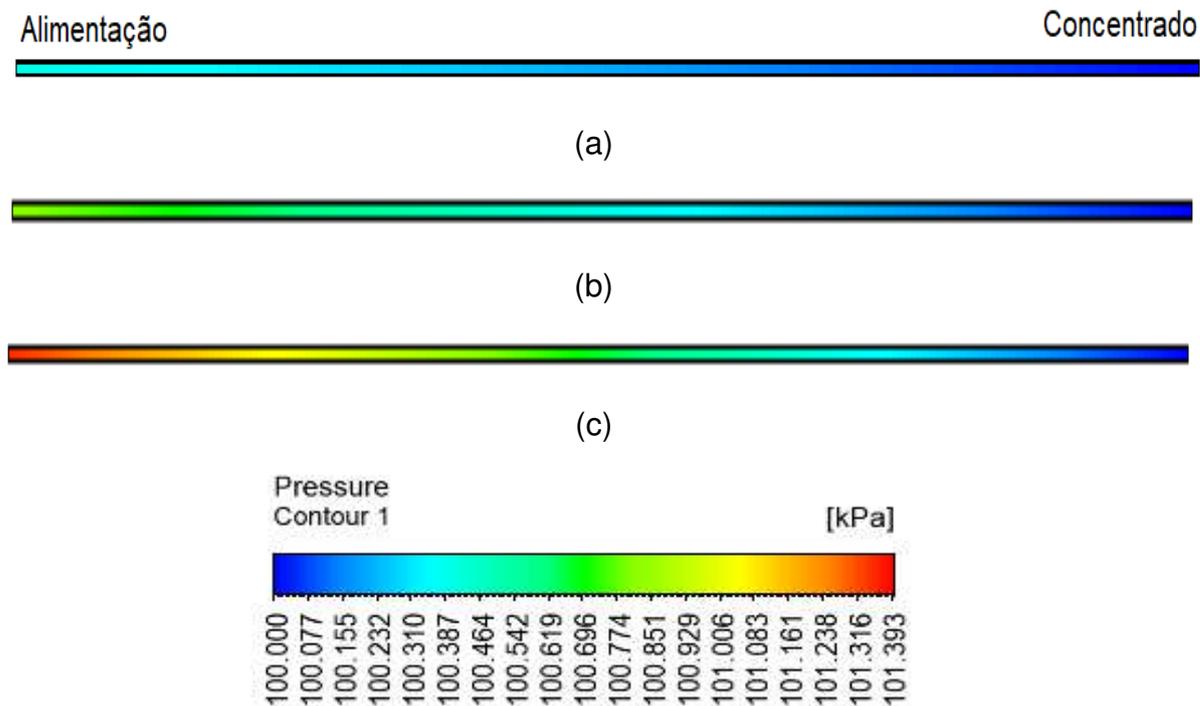
Figura 35 - Velocidade de permeação local em função da posição axial da membrana para números de Reynolds 300, 600 e 1000.



Verifica-se que para todos os casos, há um declínio na velocidade de permeação ao longo da membrana que tende a se estabilizar. Este resultado pode ser explicado devido ao fato de que no início da membrana há menor formação da camada de polarização da concentração, que vai se formando ao longo da membrana tendendo a estabilizar a sua espessura. Assim, o fluido encontra menor resistência para o escoamento no início da membrana, o que mostra que este resultado está em boa concordância com os resultados apresentados na Figura 34. Resultados semelhantes foram encontrados no trabalho realizado por Cunha (2014).

A Figura 36 apresenta o comportamento da pressão dentro da membrana ao longo do eixo X para os números de Reynolds 300, 600 e 1000.

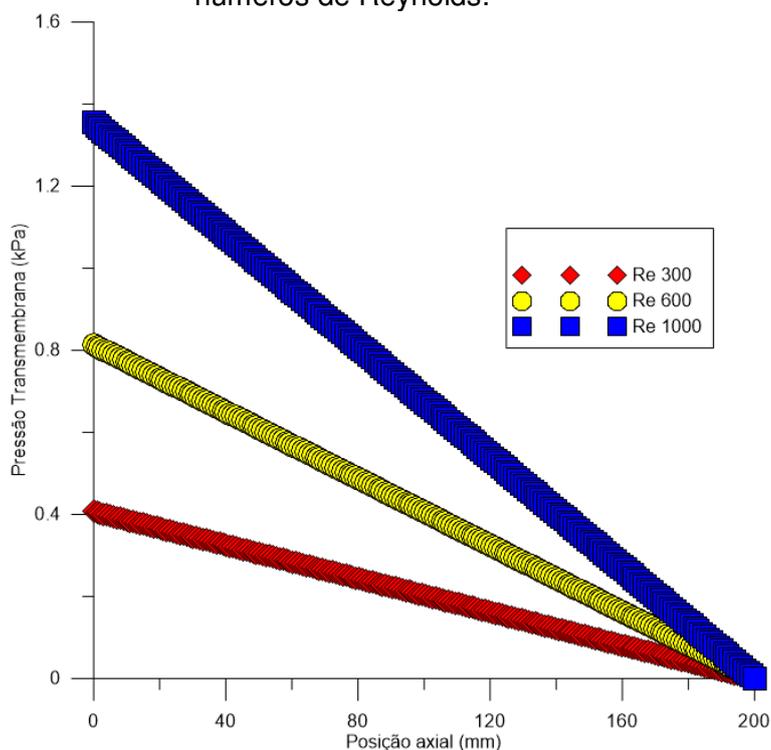
Figura 36 - Comportamento da pressão do fluido dentro da membrana com número de Reynolds de entrada de (a) 300; (b) 600 e (c) 1000.



De acordo com a figura, verifica-se uma diminuição na pressão da entrada para a saída da membrana. Observa-se também que a pressão próxima a entrada é maior com número de Reynolds maiores. Esse comportamento é melhor observado na Figura 37.

Na Figura 37 são apresentadas a variação da pressão transmembrana ao longo da posição axial para os números de Reynolds estudados.

Figura 37 - Variação da pressão transmembrana ao longo da posição axial para diferentes números de Reynolds.



De acordo com a figura, observa-se no início a membrana apresenta gradiente de pressão de 0,407, 0,813 e 1,354 kPa para os números de Reynolds 300, 600 e 1000, respectivamente, atingindo pressão transmembrana igual a zero ao final da membrana nos três casos. Isto acontece devido à condição de contorno imposta na saída de concentrado da membrana. Verifica-se também que a pressão transmembrana diminui de maneira linear em todos os casos estudados, sendo que um aumento do número de Reynolds resulta em uma queda mais abrupta. Este comportamento pode contribuir para o aumento da velocidade local de permeação.

Dessa forma pode-se afirmar, que um maior número de Reynolds, ocasionado por uma maior velocidade de entrada do fluido na membrana, pode melhorar a sua operação.

4.3.2 Efeito da Concentração Inicial

As Figuras 38, 39 e 40 apresentam o campo de concentração sobre o plano longitudinal XY para concentrações de soluto inicial de 0,25, 0,5 e 1,0 g/L nas regiões próximas a posição de x iguais a 0, 100 e 200 mm.

Figura 38 – Distribuição da concentração de índigo para $C_0=0,25\text{g/L}$ nas posições (a) $X=0$ mm (b) $X=100$ mm e (c) $X=200$ mm

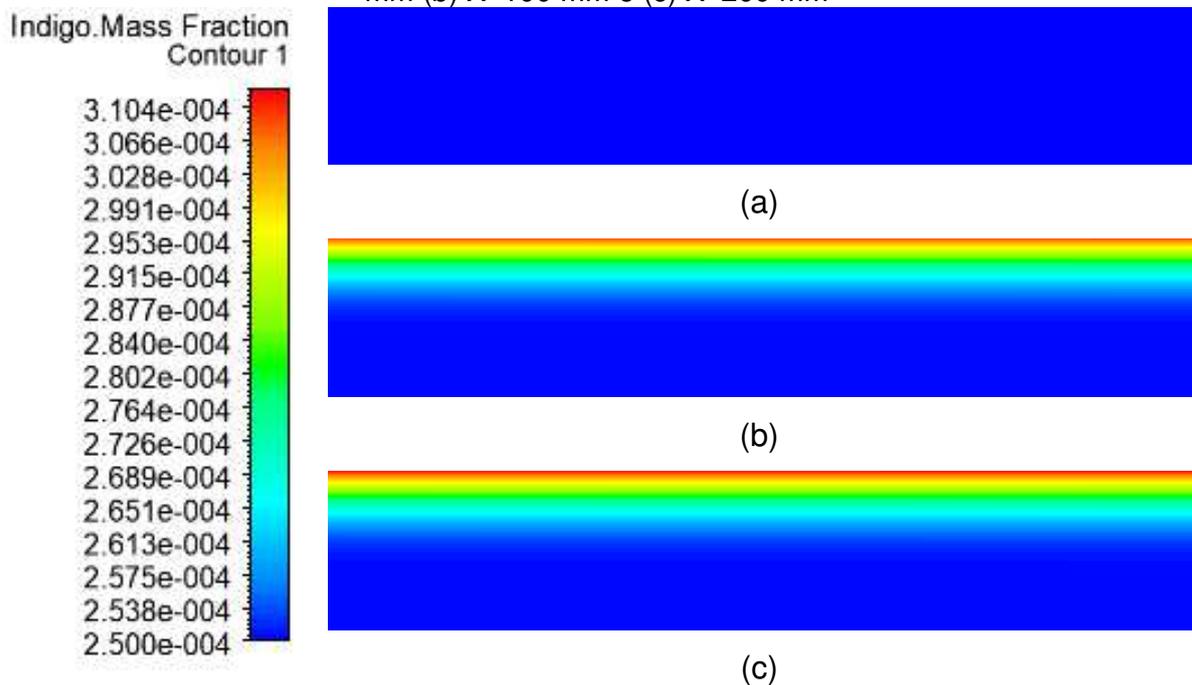


Figura 39 – Distribuição da concentração de índigo para $C_0=0,5\text{g/L}$ nas posições (a) $X=0$ mm (b) $X=100$ mm e (c) $X=200$ mm

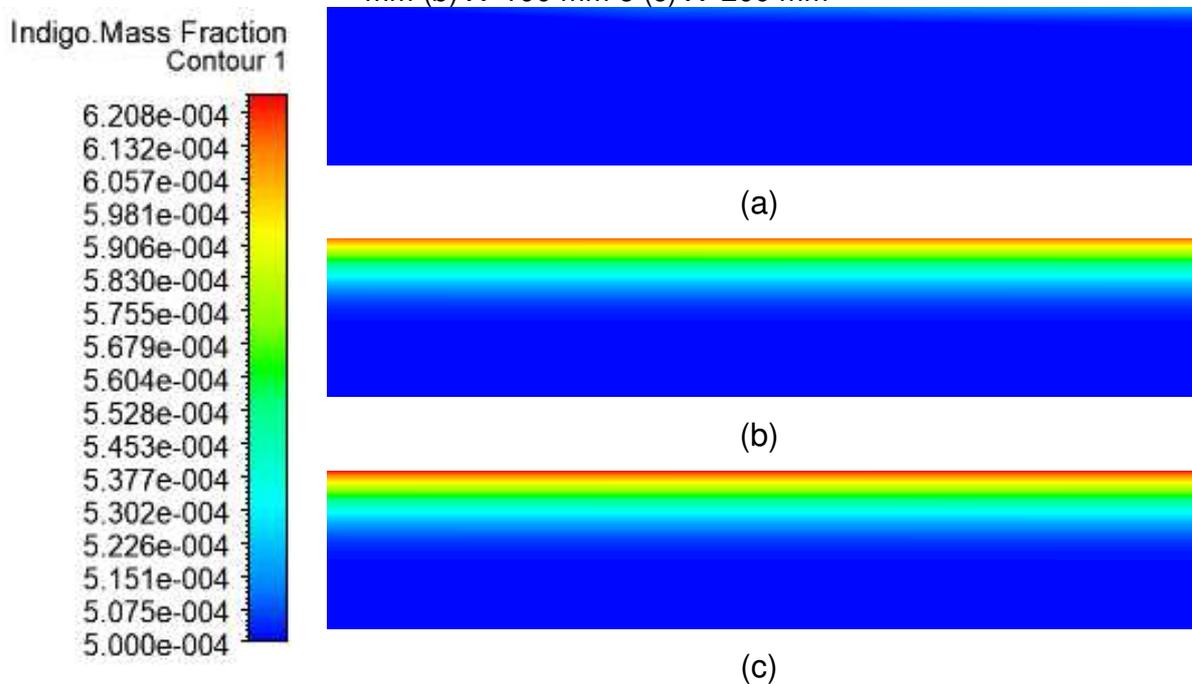
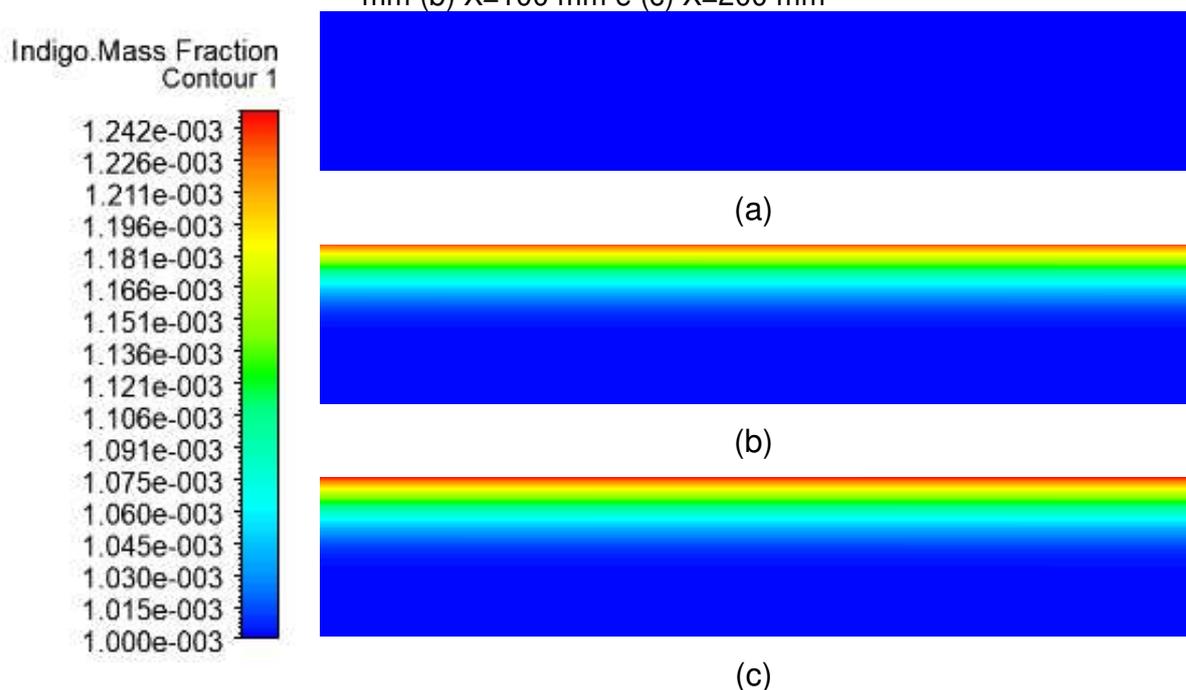


Figura 40 – Distribuição da concentração de índigo para $C_0=1,0\text{g/L}$ nas posições (a) $X=0$ mm (b) $X=100$ mm e (c) $X=200$ mm



De acordo com as figuras, é possível observar um comportamento semelhante para os três casos, onde na região de entrada da membrana praticamente não se observam variações das concentrações nas proximidades da superfície da membrana, no entanto, no meio e final da membrana observa-se gradientes de concentração de soluto próximo à superfície. Apesar do comportamento ser semelhante, verificam-se valores maiores da concentração de soluto com o aumento da concentração inicial. Este comportamento pode ser melhor observado com auxílio das Figuras 41, 42 e 43.

Nas figuras 41, 42 e 43 são apresentados os perfis de concentração radial para as concentrações 0,25, 0,5 e 1,0 g/L respectivamente. Sobre estas figuras são igualmente representados os resultados do trabalho de Cunha (2014) para efeitos comparativos dos resultados.

Figura 41 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $C_0 = 0,25\text{g/L}$.

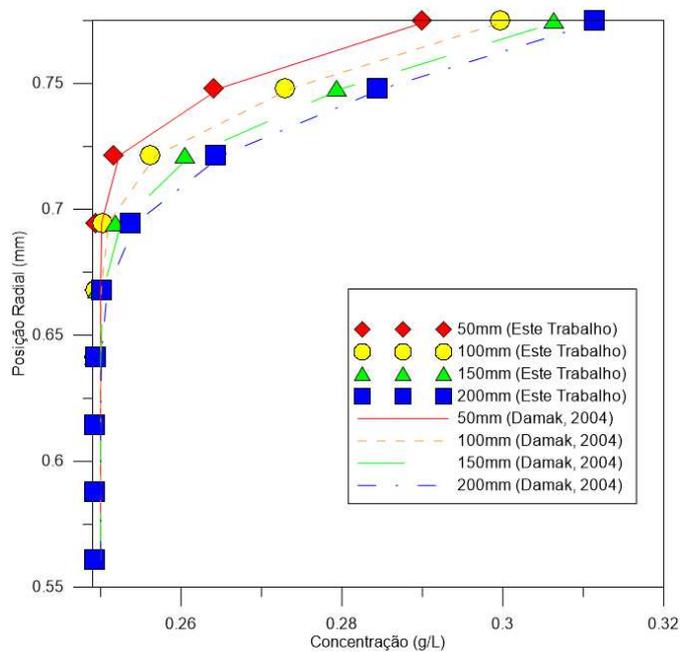


Figura 42 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $C_0 = 0,5\text{g/L}$.

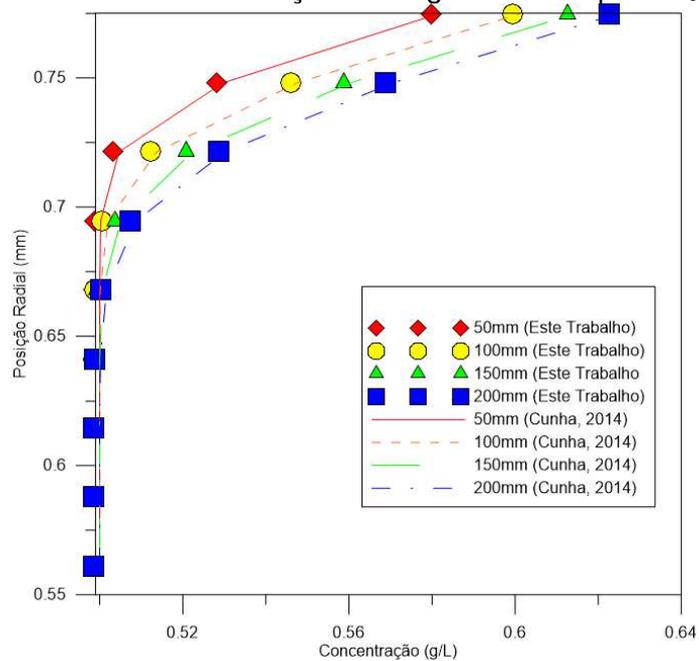
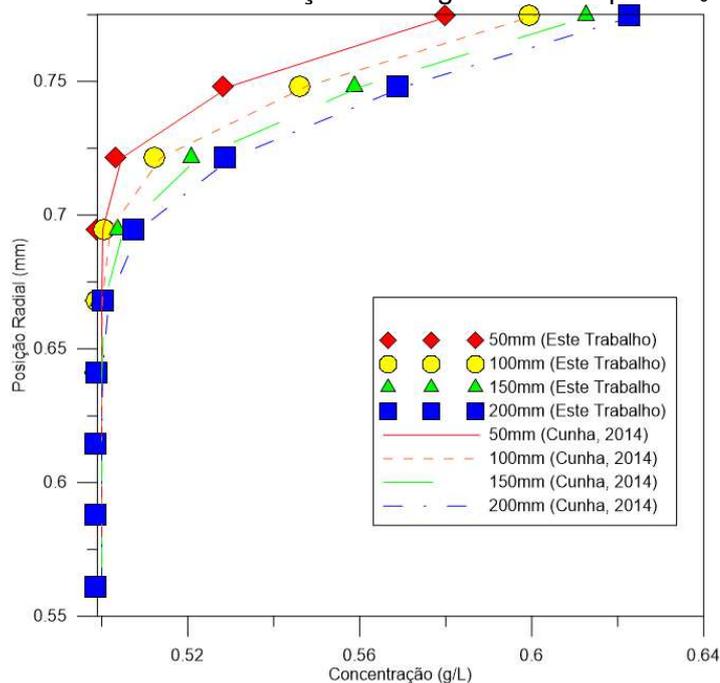


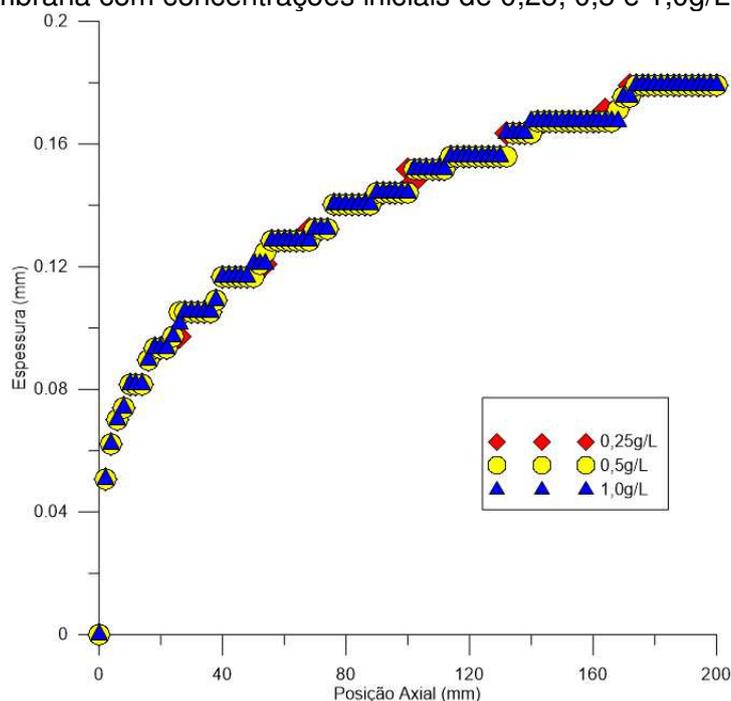
Figura 43 - Perfis radiais de concentração ao longo do eixo X para $C_0 = 1,0\text{g/L}$.



De acordo com os resultados obtidos, é possível observar que a concentração do soluto aumenta ao se aproximar da superfície da membrana, atingindo valores de 0,289, 0,299, 0,306 e 0,311 g/L, quando a concentração inicial do soluto é 0,25 g/L, 0,579, 0,599, 0,612 e 0,622 g/L, quando a concentração inicial do soluto é 0,5 g/L, e 1,159, 1,198, 1,225 e 1,245 g/L para a concentração inicial do soluto igual a 1,0 g/L, nas posições 50, 100, 150 e 200 mm respectivamente. De acordo com as figuras, é possível verificar ainda que os resultados obtidos com o modelo desenvolvido neste trabalho estão em bom acordo com os resultados obtido utilizando o modelo de Cunha (2014).

A Figura 44 apresenta a evolução da espessura da camada limite de concentração ao longo da posição axial da membrana para as concentrações iniciais de soluto iguais a 0,25, 0,5 e 1,0 g/L.

Figura 44 - Espessura da camada de polarização de concentração ao longo da posição axial da membrana com concentrações iniciais de 0,25, 0,5 e 1,0g/L.



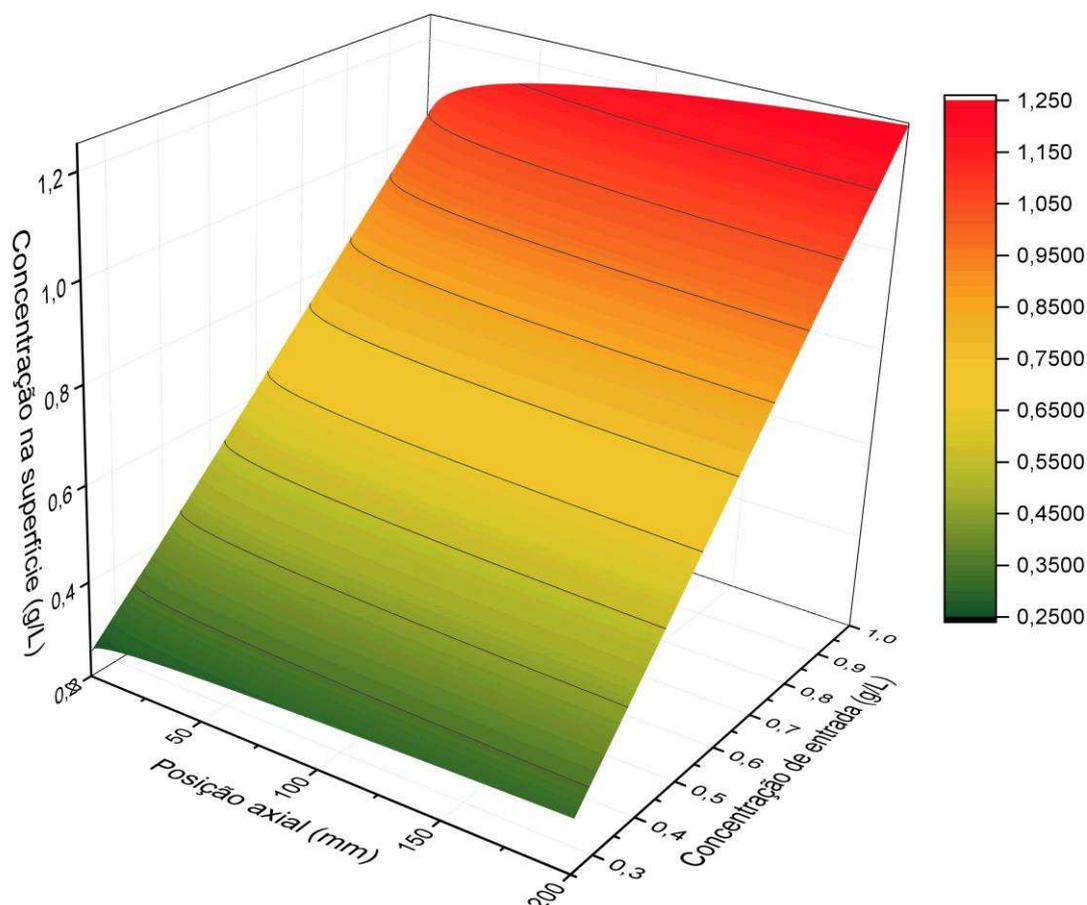
É possível observar que para as concentrações estudadas, a camada limite de concentração aumenta sua espessura com o aumento da distância axial da posição de entrada, tendendo a se estabilizar ao final da membrana, atingindo valor máximo de 0,179 mm de espessura. Observa-se também que a espessura da camada teve evolução e espessura final idênticas para todas as concentrações estudadas, o que indica que a espessura da camada de concentração é independente da concentração inicial do soluto, dentro das condições avaliadas.

Este comportamento pode ser explicado de acordo com a Equação 2.4. Ao aumentar-se a concentração de entrada da membrana, a concentração na superfície da membrana também aumenta de forma proporcional, mantendo constante a razão entre as concentrações na superfície e na entrada da membrana. Com isso, a espessura da camada limite de concentração permanece constante para qualquer concentração, se mantidas as mesmas condições de pressão e velocidade do fluido e considerando-se que o soluto é totalmente retido pela membrana.

Ainda que a concentração do soluto na mistura não influencie na espessura da camada limite de concentração, mais estudos são necessários para avaliar sua influência na vazão do permeado, visto que ainda pode influenciar na formação de camada gel e ainda no fenômeno de incrustação que foram desprezados neste trabalho.

Na Figura 45 é apresentado um gráfico de superfície que relaciona a concentração do soluto na superfície da membrana à posição axial da membrana e a concentração de entrada.

Figura 45 - Superfície de concentração da superfície em relação à posição axial e concentração de entrada.



Na figura é possível observar o comportamento da concentração da superfície ao longo do comprimento da membrana ao variar-se a concentração de entrada do soluto. Observa-se uma relação linear entre a concentração do soluto na superfície e a concentração de soluto de entrada ao longo de toda a membrana.

4.3.3 Efeito da Pressão de Saída

As Figuras 46, 47 e 48 apresentam os campos de concentração para as pressões de saída 1,0, 1,5 e 2,0 bar, respectivamente.

Figura 46 - Campo de concentração de índigo com pressão de saída 1,0bar nas posições (a) X=0mm (b) X=100mm e (c) X=200mm

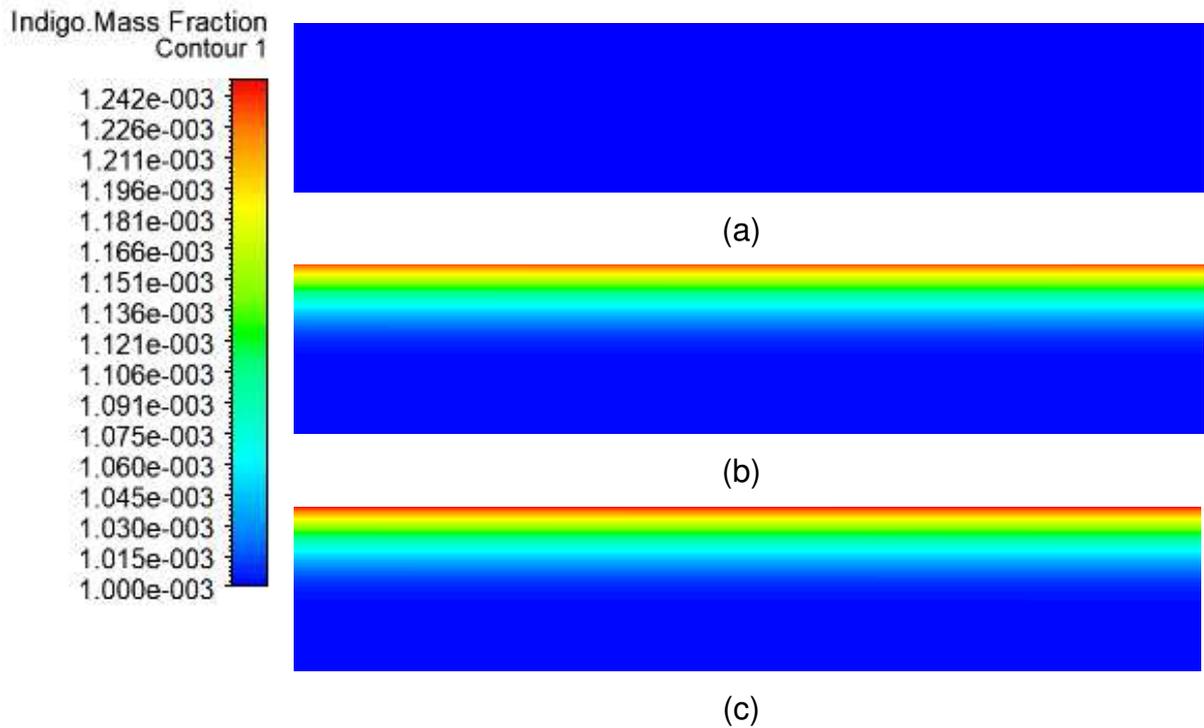


Figura 47 – Campo de concentração de índigo com pressão de saída 1,5bar nas posições (a) X=0mm (b) X=100mm e (c) X=200mm

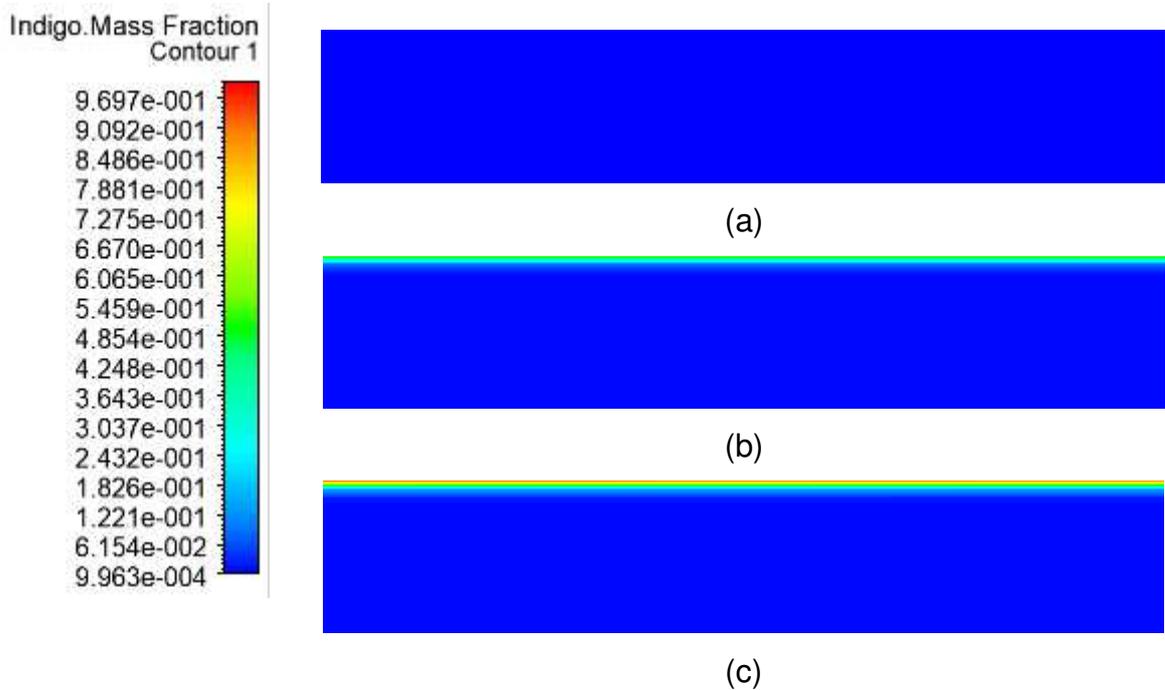
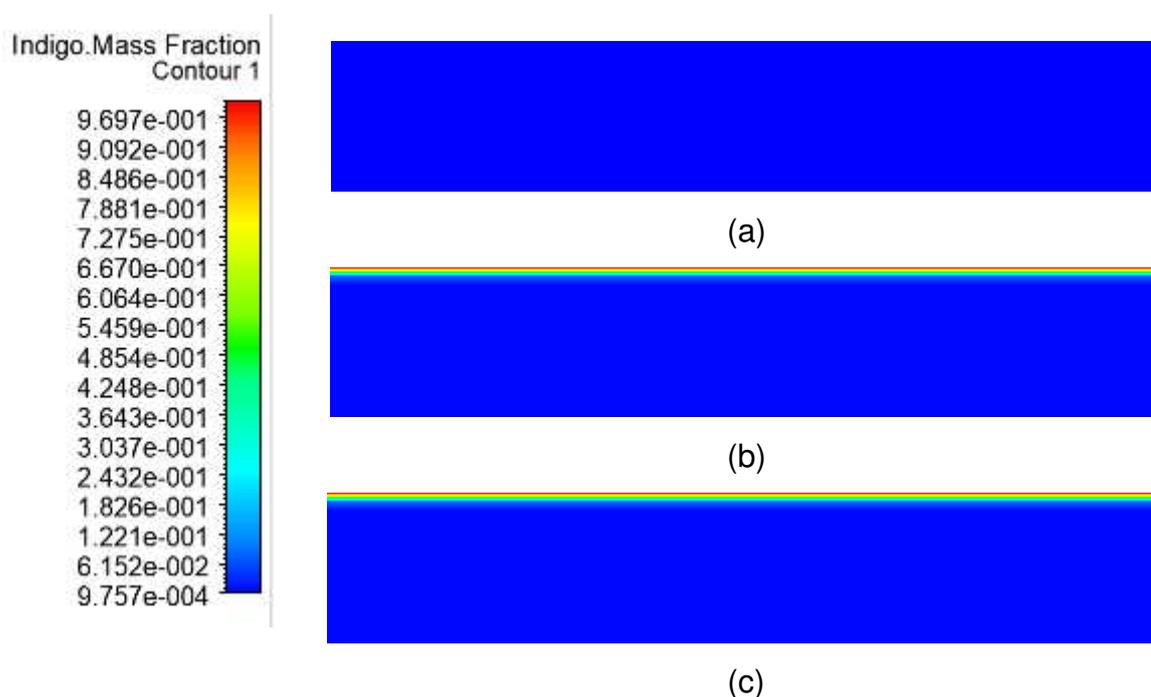


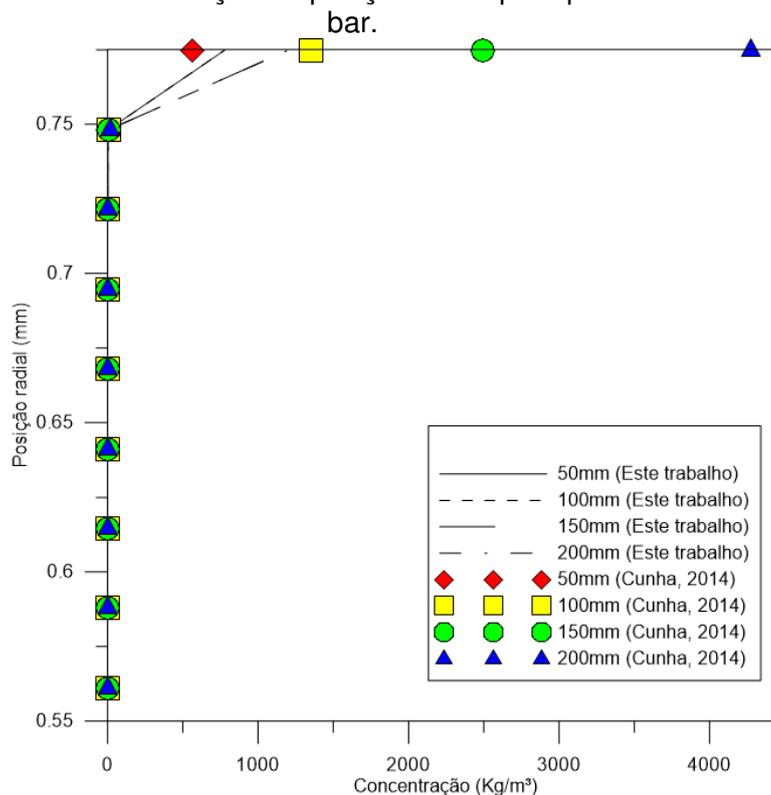
Figura 48 – Campo de concentração de índigo com pressão de saída 2,0bar nas posições (a) X=0mm (b) X=100mm e (c) X=200mm



Uma análise qualitativa das Figuras 46, 47 e 48 mostra que a camada limite de concentração apresentou redução considerável na sua espessura ao aumentar-se a pressão de saída. É possível verificar também que a concentração do soluto aumenta ao aproximar-se da superfície da membrana. Este comportamento pode ser melhor observado nas Figuras 49, 50 e 51 apresentadas a seguir.

As Figuras 49, 50 e 51 apresentam a variação da concentração na direção radial da membrana nas posições de X iguais a 50 mm, 100 mm, 150 mm e 200 mm, para as pressões de saída iguais a 1,0, 1,5 e 2,0 bar. São apresentadas também resultados obtidos utilizando o modelo desenvolvido por Cunha (2014) para fins de comparação.

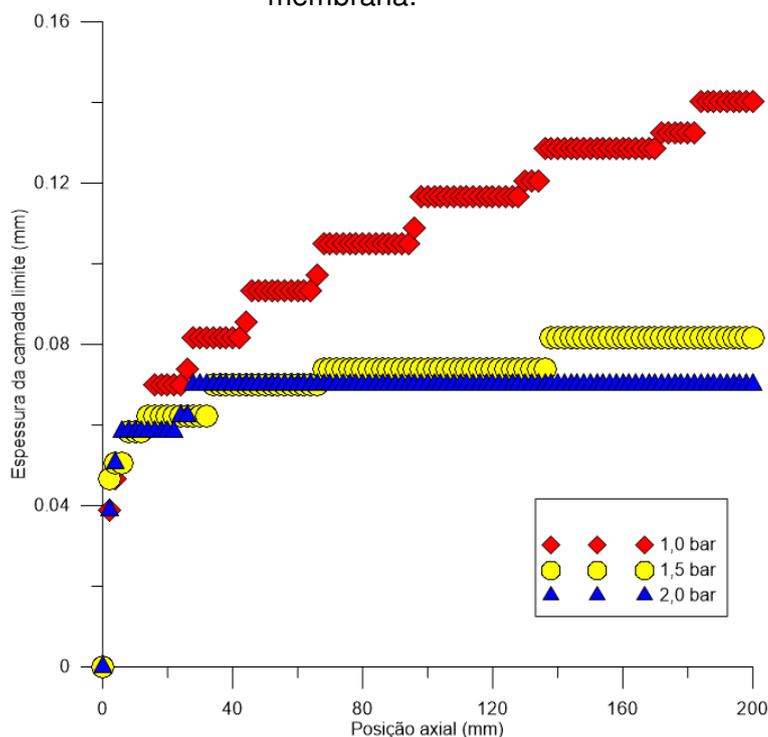
Figura 51 - Variação da concentração na posição radial para pressão de saída igual a 2,0 bar.



De acordo com as Figuras 49, 50 e 51, observa-se que as concentrações aumentam ao se aproximar da superfície da membrana nos três casos. É possível verificar para o caso em que a pressão de saída igual a 1,0 bar que há boa concordância dos resultados com os reportados por Cunha (2014), porém ao aumentar-se a pressão para 1,5 e 2,0 bar, há discrepância nos resultados, sendo maior quando a pressão de saída é de 2,0 bar. Este comportamento provavelmente resulta do fato dos modelos apresentarem duas abordagens diferentes em relação à transferência de massa na membrana. No presente trabalho é levado em consideração o acoplamento da quantidade de movimento e a transferência de massa. Enquanto que o modelo usado por Cunha (2014), resolve as equações de movimento e transferência de massa de forma independente, ou seja, a partir dos resultados de campos de velocidade e pressão resolve-se as equações de transferência de massa.

A Figura 52 apresenta a variação da espessura da camada de polarização de concentração ao longo da posição axial da membrana para as pressões 1,0, 1,5 e 2,0 bar.

Figura 52 - Espessura da camada limite de concentração ao longo da posição axial da membrana.



De acordo com a figura, observa-se que houve uma redução na espessura da camada limite de concentração, apresentando espessuras máximas de 0,140 mm, 0,082 mm e 0,070 mm para as pressões 1,0, 1,5 e 2,0 bar respectivamente, confirmando o resultado observado nas Figuras 49, 50 e 51.

O que se espera quando a espessura da camada limite reduz é um aumento da resistência da camada de concentração em virtude da redução dos espaços vazios, o que implica no aumento da resistência da camada de polarização (R_p), em consequência da “compactação” do soluto sobre a superfície da membrana. No presente trabalho, a porosidade da camada de concentração (ε_p) foi assumida constante e igual a 0,4, portanto não é possível comprovar esta perspectiva.

Verifica-se ainda que com o aumento da pressão a camada limite tende a estabilizar sua espessura mais facilmente. Enquanto a camada para a pressão de 1,0 bar apresentou comportamento de tendência a aumentar ao longo da membrana, para as pressões 1,5 e 2,0 bar, a camada limite apresentou estabilidade na sua espessura a partir do ponto $X=138$ mm e $X=28$ mm respectivamente.

As Figuras 53, 54 e 55 apresentam os comportamentos da pressão transmembrana ao longo do comprimento da membrana.

Figura 53 - Variação da pressão transmembrana ao longo da posição axial com pressão de saída igual a 1,0bar.

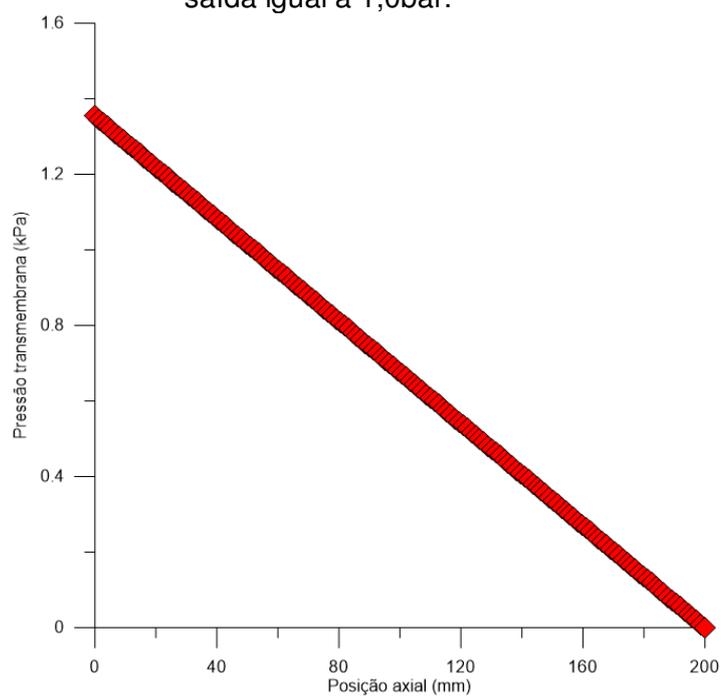


Figura 54 - Variação da pressão transmembrana ao longo da posição axial com pressão de saída igual a 1,5bar.

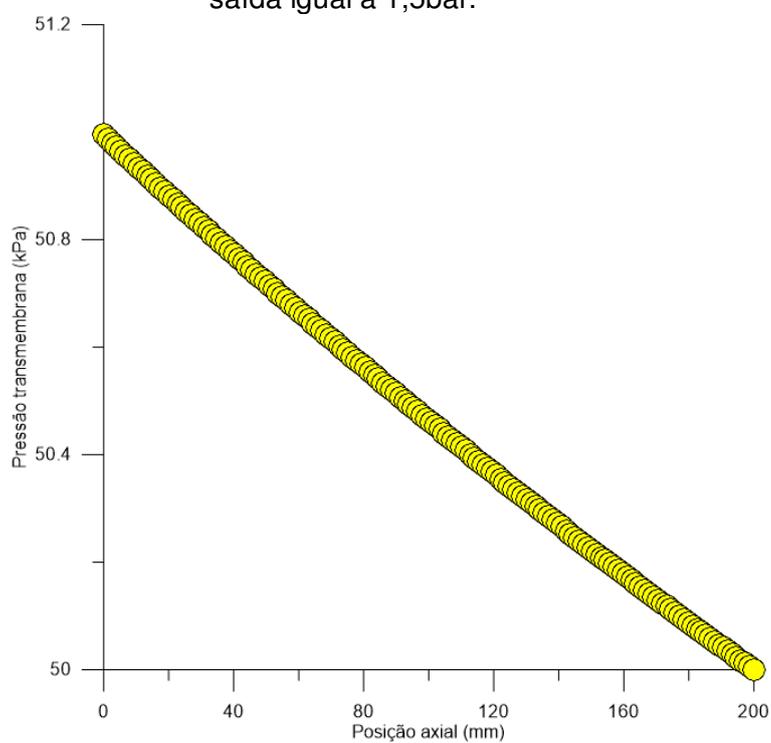
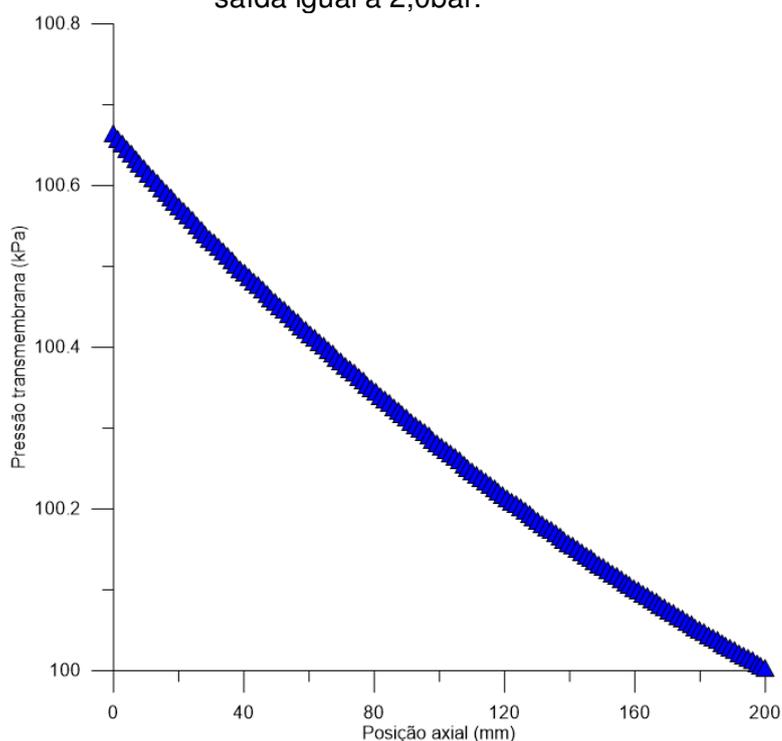


Figura 55 - Variação da pressão transmembrana ao longo da posição axial com pressão de saída igual a 2,0bar.



Comparando as figuras, verifica-se que a pressão de saída de 1,0 bar apresenta pressão transmembrana na entrada igual a 1,354 kPa, atingindo pressão igual a 0 kPa ao final da membrana. Para a pressão de 1,5 bar, verificou-se que a pressão transmembrana na entrada da membrana foi de 50,995 kPa e atinge a diferença de pressão de 50 kPa em sua saída, enquanto que para a pressão de 2,0 bar, a pressão transmembrana foi de 100,661 kPa na entrada e de 100 kPa na saída da membrana.

Nos três casos houve diminuição da pressão transmembrana ao longo do comprimento da membrana, porém, verifica-se que ao aumentar a pressão de saída, este comportamento deixa de ser linear, como foi verificado para as pressões de saída de 1,5bar e, com ainda mais intensidade para 2,0 bar.

CAPÍTULO 5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

No presente trabalho, foi realizado o estudo do processo de separação de efluente da indústria têxtil. O estudo foi realizado utilizando características de uma membrana de microfiltração de fibra oca aplicada à separação água-índigo.

Os resultados do estudo de convergência de malha mostraram que para as todas as variáveis o ICM apresentou diminuição com maior refinamento da malha. Além disso, os resultados mostraram que a malha 1 e 2 apresentaram ICM dentro do limite aceitável para as variáveis vazão mássica, pressão transmembrana média e no perfil de velocidade do fluido, porém, os resultados de ICM para a camada de polarização de concentração mostraram que em alguns pontos, apenas a malha 1 apresentou ICM dentro do limite aceitável, devido a isto, foi escolhida a malha 1 para seguir com o estudo.

Os resultados mostraram boa concordância com resultados obtidos da literatura, com exceção dos resultados obtidos para a pressão que apresentaram discrepâncias.

Ainda assim, os resultados obtidos mostraram que o número de Reynolds tem influência na formação da camada de polarização de forma que números de Reynolds maiores resultarão em camadas de polarização menos espessas e velocidades de permeação maiores.

No estudo da concentração, os resultados mostraram que variações na concentração do soluto não exercem influência na espessura da camada de polarização de concentração, no entanto, favorecem maiores concentrações de soluto na mesma, podendo influenciar na formação de camada gel e *fouling* da membrana, porém mais estudos são necessários nesse sentido.

Os resultados do estudo do efeito da pressão de saída mostraram boa concordância com resultados obtidos utilizando modelo da literatura para pressão de 1 bar na saída, porém ao aumentar-se a pressão para 1,5 e 2,0 bar o modelo apresentou discrepâncias.

Os resultados indicaram que a pressão exerce influência na espessura da camada limite de concentração, de forma que maiores pressões reduzem a espessura da camada. Os resultados também indicaram que o aumento da pressão de saída modifica o comportamento da queda na pressão transmembrana ao longo da membrana.

Por fim, pode-se afirmar que o modelo desenvolvido neste trabalho apresenta resultados consistentes com a literatura, porém validação experimental ainda se faz necessária.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Estudar regime de escoamento turbulento em membrana de fibra oca.
- Estudar regime de escoamento transiente na formação da camada de polarização da concentração.
- Incorporar ao modelo outras resistências à filtração por membrana, a exemplo de adsorção, formação de camada gel e incrustação.
- Desenvolver correlação para determinar espessura da camada limite de concentração em membranas de fibra oca.
- Relacionar a porosidade da camada de polarização de concentração (ε_p) com a pressão na membrana para determinar a resistência da camada de polarização de concentração (R_p).

REFERÊNCIAS

ALMOHAMMADI, K. M. et al. Computational fluid dynamics (CFD) mesh independency techniques for a straight blade vertical axis wind turbine. **Energy**, v. 58, p. 483-493, 9/1/ 2013. ISSN 0360-5442. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544213005100> >.

ARAÚJO, K. S. D. et al. Processos oxidativos avançados: uma revisão de fundamentos e aplicações no tratamento de águas residuais urbanas e efluentes industriais. **Revista Ambiente & Água**, v. 11, p. 387-401, 2016. ISSN 1980-993X. Disponível em: < http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1980-993X2016000200387&nrm=iso >.

ASGHAR, A.; ABDUL RAMAN, A. A.; WAN DAUD, W. M. A. Advanced oxidation processes for in-situ production of hydrogen peroxide/hydroxyl radical for textile wastewater treatment: a review. **Journal of Cleaner Production**, v. 87, p. 826-838, 2015. ISSN 0959-6526. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0959652614009408> >.

BAKER, R. W. Overview of Membrane Science and Technology. In: (Ed.). **Membrane Technology and Applications**: John Wiley & Sons, Ltd, 2004. p.1-14. ISBN 9780470020395.

BERN, M.; PLASSMANN, P. Chapter 6 - Mesh Generation A2 - Sack, J.-R. In: URRUTIA, J. (Ed.). **Handbook of Computational Geometry**. Amsterdam: North-Holland, 2000. p.291-332. ISBN 978-0-444-82537-7.

BHAVE, R. **Inorganic Membranes Synthesis, Characteristics and Applications: Synthesis, characteristics, and applications**. Springer Netherlands, 2012. ISBN 9789401165471. Disponível em: < <https://books.google.com.br/books?id=XqvnCAAQBAJ> >.

BUSCIO, V.; CRESPI, M.; GUTIÉRREZ-BOUZÁN, C. Sustainable dyeing of denim using indigo dye recovered with polyvinylidene difluoride ultrafiltration membranes. **Journal of Cleaner Production**, v. 91, p. 201-207, 2015. ISSN 0959-6526. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0959652614013055> >.

CELIK, I. B. Procedure for Estimation and Reporting of Uncertainty Due to Discretization in CFD Applications. **Journal of Fluids Engineering**, v. 130, n. 7, p. 078001-078001-4, 2008. ISSN 0098-2202. Disponível em: < <http://dx.doi.org/10.1115/1.2960953> >.

CHAKRABORTY, J. N. 32 - Waste-water problem in textile industry. In: (Ed.). **Fundamentals and Practices in Colouration of Textiles**: Woodhead Publishing India, 2010. p.381-408. ISBN 978-1-84569-788-4.

CHAUDHURI, A.; JOGDAND, A. Permeate flux decrease due to concentration polarization in a closed roto-dynamic reverse osmosis filtration system. **Desalination**, v. 402, p. 152-161, 2017. ISSN 0011-9164. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916416310207> >.

CHAVAN, R. B. 3 - Indigo dye and reduction techniques A2 - Paul, Roshan. In: (Ed.). **Denim**: Woodhead Publishing, 2015. p.37-67. ISBN 978-0-85709-843-6.

CHERYAN, M.; ALVAREZ, J. R. Chapter 9 Food and beverage industry applications. In: RICHARD, D. N. e STERN, S. A. (Ed.). **Membrane Science and Technology**: Elsevier, v. Volume 2, 1995. p.415-465. ISBN 0927-5193.

CLARK, R. J. H., COOKSEY, C.J., DANIELS, M.A.M., WITHNALL, R. Indigo, woad, and tyrian purple: important vat dyes from antiquity to present. **Endeavour**, v. 17, p. 191-199, 1993.

COUTO JUNIOR, O. M. **Tratamento de efluentes da indústria têxtil por coagulação e floculação utilizando polímeros naturais**. 2011. Dissertação (Mestrado). Programa de pós-graduação em engenharia química, Universidade Estadual de Maringá, Maringá.

CUNHA, A. D. L. **Tratamento de Efluentes da Industria de Petroleo via Membranas Cerâmicas - Modelagem e Simulação**. 2014. Tese (Doutorado). Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, Universidade Federal de Campina Grande

DAMAK, K. et al. Modeling of crossflow membrane separation processes under laminar flow conditions in tubular membrane. **Desalination**, v. 168, p. 231-239, 2004/08/15/ 2004. ISSN 0011-9164. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916404004540> >.

ELAGUAPOTABLE. Disponível em: < <http://www.elaguapotable.com/decant3.gif> >. Acesso em: 29 de março de 2017.

ETZEL, M. R.; ARUNKUMAR, A. 6 - Novel Membrane Technologies for Protein Concentration and Fractionation. In: (Ed.). **Innovative Food Processing Technologies**: Woodhead Publishing, 2016. p.151-175. ISBN 978-0-08-100294-0.

FIELD, R. 2.07 - Fundamentals of Cross-Flow Microfiltration. In: (Ed.). **Comprehensive Membrane Science and Engineering**. Oxford: Elsevier, 2010. p.141-153. ISBN 978-0-08-093250-7.

FREEMAN, B. Introduction to Membrane Science and Technology. By Heinrich Strathmann. **Angewandte Chemie International Edition**, v. 51, n. 38, p. 9485-9485, 2012. ISSN 1521-3773. Disponível em: < <http://dx.doi.org/10.1002/anie.201205786> >.

GU, B.; ADJIMAN, C. S.; XU, X. Y. The effect of feed spacer geometry on membrane performance and concentration polarisation based on 3D CFD simulations. **Journal of Membrane Science**, v. 527, p. 78-91, 2017. ISSN 0376-7388. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738816316969> >.

HABERT, A. C. **Processos de Separação por Membranas**. E-papers, 2006. ISBN 9788576500858. Disponível em: < <https://books.google.com.br/books?id=P-7kje1EincC> >.

HAR BHAIJAN, S.; BHARATI, K. A. 2 - History of natural dyes. In: (Ed.). **Handbook of Natural Dyes and Pigments**: Woodhead Publishing India, 2014. p.4-8. ISBN 978-93-80308-54-8.

JONSSON, G.; BOESEN, C. E. 4 - Polarization Phenomena in Membrane Processes A2 - BELFORT, GEORGES. In: (Ed.). **Synthetic Membrane Process**: Academic Press, 1984. p.101-130. ISBN 978-0-12-085480-6.

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

LABVIRTUAL, P. L. V. D. P. Q., Disponível em: < http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?Itemid=206&id=57&option=com_content&task=view#2 >. Acesso em: 21 de Março de 2017.

LIMA, R. D. C. D. O. **Desenvolvimento de Membranas Cerâmicas Tubulares com Resíduo de Granito para Separação de Índigo em Efluente da Indústria Têxtil**. 2014. (Doutorado). Unidade Acadêmica de Engenharia de Materiais, Universidade Federal de Campina Grande

LONGEST, P. W.; VINCHURKAR, S. Effects of mesh style and grid convergence on particle deposition in bifurcating airway models with comparisons to experimental data. **Medical Engineering & Physics**, v. 29, n. 3, p. 350-366, 4// 2007. ISSN 1350-4533. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S135045330600107X> >.

MULDER, J. **Basic Principles of Membrane Technology**. Springer Netherlands, 1996. ISBN 9789401708357.

_____. **Basic Principles of Membrane Technology**. Springer Netherlands, 2013. ISBN 9789401708357. Disponível em: < <https://books.google.com.br/books?id=EK79CAAQBAJ> >.

MULDER, M. H. V. Chapter 2 Polarization phenomena and membrane fouling. In: RICHARD, D. N. e STERN, S. A. (Ed.). **Membrane Science and Technology**: Elsevier, v. Volume 2, 1995. p.45-84. ISBN 0927-5193.

PAK, A. et al. CFD modeling of porous membranes. **Desalination**, v. 222, n. 1, p. 482-488, 2008/03/01/ 2008. ISSN 0011-9164. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916407008041> >.

PAUDEL, S.; SAENGER, N. Grid refinement study for three dimensional CFD model involving incompressible free surface flow and rotating object. **Computers & Fluids**, v. 143, p. 134-140, 1/17/ 2017. ISSN 0045-7930. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0045793016303279> >.

RAHIMI, M. et al. CFD and experimental studies of fouling of a microfiltration membrane. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 48, n. 9, p. 1405-1413, 2009/09/01/ 2009. ISSN 0255-2701. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S025527010900124X> >.

RICHARDSON, L. F.; GAUNT, J. A. The Deferred Approach to the Limit. Part I. Single Lattice. Part II. Interpenetrating Lattices. **Philosophical Transactions of the Royal Society of London. Series A, Containing Papers of a Mathematical or Physical Character**, v. 226, n. 636-646, p. 299-361, 1927. Disponível em: < <http://rsta.royalsocietypublishing.org/content/roypta/226/636-646/299.full.pdf> >.

ROACHE, P. J. Perspective: A Method for Uniform Reporting of Grid Refinement Studies. **Journal of Fluids Engineering**, v. 116, n. 3, p. 405-413, 1994. ISSN 0098-2202. Disponível em: < <http://dx.doi.org/10.1115/1.2910291> >.

ROY, A.; DE, S. Resistance-in-series model for flux decline and optimal conditions of Stevia extract during ultrafiltration using novel CAP-PAN blend membranes. **Food and Bioprocess Processing**, v. 94, p. 489-499, 2015/04/01/ 2015. ISSN 0960-3085. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960308514000790> >.

SARIOGLU, M.; INSEL, G.; ORHON, D. Dynamic in-series resistance modeling and analysis of a submerged membrane bioreactor using a novel filtration mode. **Desalination**, v. 285, p. 285-294, 1/31/ 2012. ISSN 0011-9164. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916411008800> >.

SHOW, K. Y.; LEE, D. J. 8 - Anaerobic Treatment Versus Aerobic Treatment. In: (Ed.). **Current Developments in Biotechnology and Bioengineering**: Elsevier, 2017. p.205-230. ISBN 978-0-444-63665-2.

SILVA, F. A. **Desenvolvimento e Caracterização de Membranas Cerâmicas de Cordierita**. 2006. Dissertação (Mestrado). Programa de Pós-graduação em Ciência e Engenharia de Materiais, Universidade Federal de Campina Grande

SINGH, R.; HANKINS, N. P. Chapter 2 - Introduction to Membrane Processes for Water Treatment. In: (Ed.). **Emerging Membrane Technology for Sustainable Water Treatment**. Boston: Elsevier, 2016. p.15-52. ISBN 978-0-444-63312-5.

SMITH, R. M. Encyclopedia of Separation Science, Ian D. Wilson (Editor-in-Chief), Edward R. Adlard (Managing Technical Editor), Michael Cooke, Colin F. Poole (Eds.), Elsevier, Amsterdam, 2000. **Journal of Chromatography A**, v. 1049, n. 1-2, p. 243-244, 2004. ISSN 0021-9673. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0021967304012634> >.

SOUZA, J. S. D. **Estudo Teórico do Processo de Microfiltração em Membranas Cerâmicas**. 2014. (Doutorado). Universidade Federal de Campina Grande

TUNG, K.-L. et al. Characterization of membrane fouling distribution in a spiral wound module using high-frequency ultrasound image analysis. **Journal of Membrane Science**, v. 495, p. 489-501, 12/1/ 2015. ISSN 0376-7388. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738815301307> >.

UZAL, N. 19 - Effluent treatment in denim and jeans manufacture A2 - Paul, Roshan. In: (Ed.). **Denim**: Woodhead Publishing, 2015. p.541-561. ISBN 978-0-85709-843-6.

VERMA, A. K.; DASH, R. R.; BHUNIA, P. A review on chemical coagulation/flocculation technologies for removal of colour from textile wastewaters. **Journal of Environmental Management**, v. 93, n. 1, p. 154-168, 2012. ISSN 0301-4797. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0301479711003434> >.

VOLK, A.; GHIA, U.; STOLTZ, C. Effect of grid type and refinement method on CFD-DEM solution trend with grid size. **Powder Technology**, v. 311, p. 137-146, 4/15/ 2017. ISSN 0032-5910. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0032591017301079> >.

WIJMANS, H. MEMBRANE SEPARATIONS | Concentration Polarization A2 - Wilson, Ian D. In: (Ed.). **Encyclopedia of Separation Science**. Oxford: Academic Press, 2000. p.1682-1687. ISBN 978-0-12-226770-3.

ZARE, M.; ZOKAEE ASHTIANI, F.; FOULADITAJAR, A. CFD modeling and simulation of concentration polarization in microfiltration of oil–water emulsions; Application of an Eulerian multiphase model. **Desalination**, v. 324, p. 37-47, 2013. ISSN 0011-9164. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916413002701> >.

ZHANG, W. et al. Modeling and simulation of mitigating membrane fouling under a baffle-filled turbulent flow with permeate boundary. **Separation and Purification Technology**, v. 179, p. 13-24, 5/31/ 2017. ISSN 1383-5866. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1383586616306499> >.

ZIMMERMANN, E. C., J.; VASQUES, A. R.; VALLE, J. A. B.; VALLE, R. D. C. S. C.; DE AGUIAR, C. R. L.; BERTOLLI, S. L. . Equilíbrio e Cinética de Adsorção do Corante Reactive Red 141. 4o Congresso Científico Têxtil e Moda, 2016, Blumenau, Santa Catarina.

ANEXOS

Quadro 2 - Código de programação em *Visual Basic for Applications* (VBA) para determinação da camada limite de concentração.

- Módulo 1

```
Sub Camada_Limite()
```

```
Dim NL, NP, NX, NPI As Integer
```

```
Dim Raio As Double
```

```
Sheets("Planilha1").Select
```

```
PathName = Range("C3").Value
```

```
FileName = Range("C4").Value
```

```
TabName = Range("C5").Value
```

```
Raio = Cells(6, 3)
```

```
NP = Cells(7, 3)
```

```
NPI = 6
```

```
Call Contagem(NL, PathName, FileName, TabName)
```

```
Cells(10, 3) = NL
```

```
NX = NL / (NP + NPI)
```

```
Call Delta(NL, NP, NX, NPI, Raio, PathName, FileName, TabName)
```

```
End Sub
```

- Módulo 2

```
Sub Contagem(NL, PathName, FileName, TabName)
```

```
Dim total As Variant
```

```
ControlFile = ActiveWorkbook.Name
```

```
Workbooks.Open FileName:=PathName & FileName
```

```

ActiveSheet.Name = TabName
Windows(FileName).Activate

' Contagem do total de linhas no arquivo
Range("a1").Select
total = (Cells(Rows.Count, 1).End(xlUp).Row)

NL = total
ActiveWorkbook.Close SaveChanges:=False

End Sub

```

- Módulo 3

```

Sub Delta(NL, NP, NX, NPI, Raio, PathName, FileName, TabName)
Dim NPF, NPA, j As Integer
Dim a() As String
Dim diff As Double

ReDim X(NX), Y(NX, NP + 1), C(NX, NP + 1) As Double
ReDim Delta_C(NX), Delta_C_adm(NX), X_adm(NX) As Double

Tol = Cells(8, 3)
C0 = Cells(9, 3)

ControlFile = ActiveWorkbook.Name
Workbooks.Open FileName:=PathName & FileName
ActiveSheet.Name = TabName
Windows(FileName).Activate

j = 0
10
NPA = NPI
NPF = NP + NPI
15

```

```

For j = 1 To NX
  If j = 1 Then
    Linha = Cells(NPI / 2, 1)
    a = Split(Linha, " ")
    jj = Val(a(1))
  Else
    Linha = Cells(NPI - 3, 1)
    a = Split(Linha, " ")
    jj = Val(a(1))
  End If
  For i = NPI + 1 To NPF
    k = i - NPI
    Y(jj, k) = Cells(i, 2)
    C(jj, k) = Cells(i, 4)
  Next i
  X(jj) = Cells(NPI + 1, 1)
  NPI = NPF + NPA
  NPF = NPF + NP + NPA
Next j
25
For jj = 1 To NX
  For i = 1 To NP
    If i > 1 Then
      diff = Abs(C(jj, i) - C0 / C(jj, i))
      If diff < Tol Then
        Delta_C(jj) = Raio - Y(jj, i)
        GoTo 35
      End If
    Else
      X_adm(jj) = 0#
      Delta_C_adm(jj) = 0#
    End If
  Next i

```

```

35
Next jj

ActiveWorkbook.Close SaveChanges:=False

Cells(13, 1) = "i"
Cells(13, 2) = "x"
Cells(13, 3) = "delta"
Cells(13, 4) = "x*"
Cells(13, 5) = "delta*"

For j = 1 To NX
    Cells(13 + j, 1) = j
    If j = 1 Then
        Cells(13 + j, 2) = Round(X(j), 5)
        Cells(13 + j, 3) = Round(0#, 15)
        Cells(13 + j, 4) = Round(X(j) / Raio, 3)
        Cells(13 + j, 5) = Round(0# / Raio, 15)
    Else
        Cells(13 + j, 2) = Round(X(j), 5)
        Cells(13 + j, 3) = Round(Delta_C(j), 15)
        Cells(13 + j, 4) = Round(X(j) / Raio, 5)
        Cells(13 + j, 5) = Round(Delta_C(j) / Raio, 15)
    End If
Next j

NPI = 6

End Sub

```

- Módulo 4

Sub Limpar()

' Limpar Macro

```

Range("A14:E114").Select
Selection.ClearContents
Range("A14").Select
End Sub
    
```

Figura 56 - Planilha utilizada para produção de gráficos de espessura da camada limite de concentração ao longo da posição axial membrana.

