

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**Estudo Teórico-Experimental do Processo
de Microfiltração de Partículas de Sílica
em Suspensão Aquosa**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Arlindo Soares Räder

Porto Alegre

2003

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**Estudo Teórico-Experimental do Processo
de Microfiltração de Partículas de Sílica
em Suspensão Aquosa**

Arlindo Soares Räder

Dissertação de Mestrado apresentada como
requisito parcial para obtenção do título de
Mestre em Engenharia Química

Área de concentração: Fenômenos de Transporte
e Operações Unitárias

Orientadoras:

Prof^ª. Dr^ª. Lígia Damasceno Ferreira Marczak

Prof^ª. Dr^ª. Isabel Cristina Tessaro

Porto Alegre

2003

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação *Estudo Teórico-Experimental do Processo de Microfiltração de Partículas de Sílica em Suspensão Aquosa*, elaborada por Arlindo Soares Räder, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química.

Comissão Examinadora:

Prof. Dr. Luís Gustavo Soares Longhi, PUC-RS

Prof^ª. Dr^ª. Keiko Wada, UFRGS

Prof^ª. Dr^ª. Talita Furlanetto Mendes, UFRGS

Agradecimentos

A Deus.

Aos meus pais.

Às professoras Lígia D. F. Marczak e Isabel C. Tessaro pela orientação, experiência e profissionalismo durante a realização deste trabalho, além do incentivo e, principalmente, por acreditarem em mim.

Em especial à professora Keiko Wada pelas conversas a respeito das equações da modelagem matemática que foram de fundamental importância à realização deste trabalho.

À bolsista Caroline Paludo pela ajuda durante a realização dos experimentos.

À Sirley G. Secchi pela disponibilidade sempre que necessário na fase experimental do trabalho.

Aos meus colegas e amigos.

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da UFRGS pela oportunidade e à CAPES pelo apoio financeiro.

À Degussa Brasil Ltda pelo gentil fornecimento das partículas de sílica.

Ao pessoal do Laboratório de Tecnologia Mineral e Ambiental - LTM pela disponibilidade de uso dos seus equipamentos.

A todos aqueles que contribuíram de maneira direta ou indireta à realização deste trabalho.

Resumo

Cada vez mais muitos processos industriais convencionais de separação, tais como destilação, centrifugação e extração com solventes, entre outros, estão sendo substituídos pelos processos de separação por membranas em virtude desses apresentarem vantagens em relação aos processos convencionais, além de serem considerados uma tecnologia limpa. Entre estas vantagens pode-se citar a economia de energia, pois não envolvem mudança de fase; a possibilidade de processamento de substâncias termolábeis, pois podem operar à temperatura ambiente; a maior seletividade; a facilidade de *scale – up*, pois são modulares e não extensivos em mão de obra, entre outros.

Uma característica limitante destes processos é a existência de uma camada de elevada concentração de partículas ou moléculas que se forma próxima à superfície da membrana e que ocasiona uma redução no fluxo permeado, podendo modificar as características de retenção da membrana. Este fenômeno é conhecido como polarização por concentração. O entendimento dos mecanismos de polarização é considerado de grande importância neste campo e o estudo e validação de modelos matemáticos preditivos torna-se necessário para se obter sucesso na aplicação dos processos com membranas no meio industrial.

O objetivo geral deste trabalho consiste na análise teórico-experimental do processo de microfiltração tangencial com suspensão aquosa de partículas de sílica. O objetivo específico é a utilização de dados experimentais para a estimação de um parâmetro do modelo matemático que descreve o perfil de concentração na superfície da membrana (Φ_{membrana}). A configuração tangencial implica que a alimentação, contendo as partículas a serem removidas ou concentradas, flui paralelamente à superfície da membrana reduzindo, assim, o fenômeno de polarização por concentração.

Os experimentos foram efetuados em uma unidade de bancada de microfiltração tangencial, também conhecido como fluxo cruzado, em um módulo

para membrana plana com canal de escoamento retangular sob condições de escoamento laminar. Os seguintes parâmetros foram variados durante os experimentos: pressão transmembrana, velocidade tangencial e concentração de partículas de sílica.

Os dados experimentais foram utilizados em uma modelagem matemática, baseada nas equações fundamentais da mecânica dos fluidos e da transferência de massa, que considera as propriedades físicas da suspensão, viscosidade dinâmica e difusividade mássica, variáveis com a concentração de sílica para se estimar a concentração máxima de sílica junto à superfície da membrana. Esta modelagem engloba os parâmetros operacionais, bem como as características da membrana nesta única variável. Com a finalidade de se verificar como a concentração máxima sobre a membrana é afetada pelas condições operacionais e, conseqüentemente, como esta afeta o fluxo permeado, a concentração máxima sobre a superfície da membrana é apresentada em função das condições operacionais variadas durante os experimentos de microfiltração.

Finalmente, após a estimação desta variável, pôde-se concluir que ela é influenciada pelas condições operacionais típicas do processo de microfiltração tangencial, tais como velocidade tangencial de escoamento, pressão através da membrana e concentração da alimentação.

Abstract

In recent years membranes and membrane processes have become industrial products of substantial technical and commercial importance. The mass separation by means of membranes is a physical procedure carried out at the ambient temperature, thus the constituents to be separated are not exposed to thermal stress or chemical reactions. Furthermore, membrane processes are energy efficient, rather simple to operate in a continuous mode and up-scaling is easy.

A limiting characteristic of these processes is the existence of a concentrate boundary layer of particles near to the membrane surface. This is the concentration polarization phenomenon which causes a reduction in the permeate flux and can to modify the retention characteristics of the membrane. Therefore the understanding of the polarization mechanisms is considered of great importance in the separation technology with membranes, and the study and validation of mathematical models becomes necessary to obtain success in the application of the membranes processes in the industry.

The general aim of this work consists in the theoretical-experimental analysis of the crossflow microfiltration process with suspensions of silica particles. The specific aim is the use of experimental data for the estimate of a parameter of the mathematical model that describes the concentration profile in the membrane surface. In the crossflow operation the feed flows parallel to the membrane surface reducing therefore the concentration polarization.

The experiments were performed in a laboratorial crossflow microfiltration system with a module for flat membranes under laminar flow conditions. The permeate flux was measured at different transmembrane pressures, crossflow velocities and silica particles concentration.

The experimental data obtained were used in a mathematical model to predict the maximum silica concentration at the membrane surface. The model is based on

the fundamental equations of fluid mechanics and mass transfer, which considers the physical properties of the suspension, the dynamic viscosity and the mass diffusivity, varying with the silica concentration. This modelling suppose that the changes in all the operating parameters, as well the membrane characteristics are reflected in the maximum silica concentration at the membrane surface. With the purpose of verifying how the maximum concentration at the membrane surface is affected by the operating conditions and, consequently, as it affects the permeate flux, the maximum concentration on the membrane surface is presented in function of the operating conditions varied during the microfiltration experiments.

Finally, after the estimate of this variable, it is noticed that she is influenced by the typical operating conditions of crossflow microfiltration processes, such as crossflow velocity, transmembrane pressure and feed concentration.

Sumário

Resumo	v
Abstract	vii
Sumário	ix
Introdução	1
Membranas – Fundamentos Teóricos e Revisão da Literatura	3
2.1 Processos de Separação por Membranas.....	3
2.1.1 O Processo de Microfiltração.....	9
2.2 Modelos Matemáticos de Deposição de Partículas e Formação de Camadas.....	14
2.2.1 Transporte Através de Membranas Porosas – MF e UF	16
2.2.2 Teoria do Filme	18
2.2.3 Modelo da Camada de Gel	21
2.2.4 Modelo das Resistências	22
2.2.5 Modelo da Pressão Osmótica	23
2.2.6 Modelos Microscópicos	25
2.2.7 Modelos Baseados nas Equações de Conservação.....	27
2.2.8 Divergência entre os Modelos e o Paradoxo do Fluxo	28
Procedimento Experimental	30
3.1 Materiais e Métodos.....	30
3.1.1 Preparo da Suspensão de Sílica.....	30
3.1.2 A Membrana.....	32
3.1.3 O Sistema de MF.....	32
3.1.3.1 O Módulo	34
3.2 Métodos.....	36
3.2.1 Metodologia Experimental.....	36
Formulação do Problema	40
4.1 Desenvolvimento Matemático do Problema – Equações Governantes.....	40
Metodologia Numérica de Solução	47
5.1 Metodologia Numérica - Estimção de Parâmetros.....	47
Resultados e Discussões	52
6.1 Compactação da Membrana	52
6.2 Medidas de Fluxo de Água	53
6.3 Ensaio de Permeação com a Suspensão de Partículas de Sílica.....	55
6.3.1 Influência da Velocidade Tangencial sobre o Fluxo Permeado.....	56
6.3.2 Influência da Pressão sobre o Fluxo Permeado.....	58
6.4 Resultados Obtidos Através da Simulação Computacional	61

6.4.1 Influência da Velocidade Tangencial sobre a Fração Volumétrica na Superfície da Membrana	62
6.4.2 Influência da Concentração e da Pressão sobre a Fração Volumétrica na Superfície da Membrana	64
Conclusões e Sugestões	71
7.1 Conclusões	72
7.2 Sugestões	72
Bibliografia	74
Dedução das Equações	78
A.1 Obtenção da Equação (4.17)	78
A.2 Obtenção da Equação (4.18)	82
A.3 Obtenção da Equação (5.14)	83
Dados Experimentais	84
Dados da Compactação	84
Dados do Fluxo de Água Pura - Experimento	86
Dados do Fluxo de Água Pura – Réplica	89
Dados dos Ensaio com a Suspensão de Sílica para Diferentes Velocidades Tangenciais - Experimento	93
Dados dos Ensaio com a Suspensão de Sílica para Diferentes Velocidades Tangenciais - Réplica	96
Dados dos Ensaio com a Suspensão de Sílica para Diferentes Pressões - Experimento	99
Dados dos Ensaio com a Suspensão de Sílica para Diferentes Pressões - Réplica ..	102
Dados de Fluxo Permeado <i>versus</i> Tempo para a Suspensão de Partículas de Sílica	105
Dados da Curva de Calibração Turbidez <i>versus</i> Concentração de Partículas de Sílica para a Faixa de Concentração Utilizada neste Trabalho	105
Lista de Figuras	xi
Lista de Tabelas	xiii
Lista de Símbolos, Siglas e Abreviaturas	xv

Lista de Figuras

Figura 2.1: Representação esquemática de um PSM.....	4
Figura 2.2: Representação esquemática da MF tangencial, mostrando as diferentes relações entre as correntes de alimentação e de permeado.	10
Figura 2.3: Representação esquemática da MF transversal.....	11
Figura 2.4: Representação esquemática da filtração superficial.....	11
Figura 2.5: Representação esquemática da filtração interna.	12
Figura 2.6: Representação esquemática da camada de polarização por concentração e <i>fouling</i> em MF tangencial (a). Comportamento do fluxo permeado em função do tempo (b).....	13
Figura 2.7: Representação esquemática de diferentes geometrias de poros encontrados em membranas porosas.....	16
Figura 2.8: Representação esquemática da polarização por concentração à superfície da membrana	19
Figura 2.9: Representação esquemática das diferentes resistências associadas ao transporte de massa em PSM.	23
Figura 2.10: Representação esquemática de forças agindo sobre uma partícula depositada.....	25
Figura 2.11: Representação esquemática do mecanismo de crescimento de torta à pressão transmembrana constante.....	26
Figura 3.1: Representação esquemática do preparo das suspensões de partículas de sílica.	31
Figura 3.2: Representação esquemática do sistema de MF.....	33
Figura 3.3: Fotografia do sistema de MF.....	34
Figura 3.4: Representação esquemática do módulo de acrílico para membrana plana: (a) vista interna da placa superior, (b) vista interna da placa inferior.....	35
Figura 3.5: Curva de calibração turbidez <i>versus</i> concentração de sílica para a faixa de concentrações utilizada neste trabalho.	38
Figura 3.6: Representação esquemática do procedimento experimental.....	39
Figura 4.1: Representação esquemática da camada limite de polarização por concentração e da camada de torta estagnada formada à superfície da membrana em microfiltração tangencial. Nesta representação, extrapolou-se a escala y para uma melhor visualização das camadas de torta e de polarização por concentração.	41
Figura 6.1: Curva de compactação da membrana de MF.....	53
Figura 6.2: Curva de fluxo permeado de água pura <i>versus</i> pressão através da membrana.....	54
Figura 6.3: Fluxo permeado <i>versus</i> tempo para a suspensão de sílica.	55
Figura 6.4: Fluxo permeado <i>versus</i> pressão transmembrana para diferentes valores de velocidade tangencial para a suspensão com concentração de 100 mg.L ⁻¹ de SiO ₂	56
Figura 6.5: Fluxo permeado <i>versus</i> pressão transmembrana para diferentes valores de velocidade tangencial para a suspensão com concentração de 300 mg.L ⁻¹ de SiO ₂	57

Figura 6.6: Fluxo permeado <i>versus</i> pressão transmembrana para diferentes valores de velocidade tangencial para a suspensão com concentração de 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ .	57
Figura 6.7: Fluxo permeado <i>versus</i> velocidade tangencial para a concentração de 100 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ .	58
Figura 6.8: Fluxo permeado <i>versus</i> velocidade tangencial para a concentração de 300 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ .	59
Figura 6.9: Fluxo permeado <i>versus</i> velocidade tangencial para a concentração de 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ .	59
Figura 6.10: Fluxo permeado <i>versus</i> velocidade tangencial para a concentração de 100, 300 e 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ .	60
Figura 6.11: Fluxo permeado <i>versus</i> pressão transmembrana para as concentrações de 100, 300 e 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ e velocidade de escoamento de 0,16 e 1,67 m.s ⁻¹ .	61
Figura 6.12: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) <i>versus</i> pressão através da membrana para diferentes valores de velocidade tangencial. $\Phi_{\text{suspensão}}$ igual a $0,5 \cdot 10^{-4}$.	62
Figura 6.13: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) <i>versus</i> pressão através da membrana para diferentes valores de velocidade tangencial. $\Phi_{\text{suspensão}}$ igual a $1,5 \cdot 10^{-4}$.	63
Figura 6.14: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) <i>versus</i> pressão através da membrana para diferentes valores de velocidade tangencial. $\Phi_{\text{suspensão}}$ igual a $2,5 \cdot 10^{-4}$.	63
Figura 6.15: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) <i>versus</i> velocidade tangencial para a pressão de 0,5 bar considerando diferentes frações volumétricas no seio da suspensão.	64
Figura 6.16: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) <i>versus</i> velocidade tangencial para a pressão de 1,5 bar considerando diferentes frações volumétricas no seio da suspensão.	65
Figura 6.17: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) <i>versus</i> velocidade tangencial para a pressão de 2 bar considerando diferentes frações volumétricas no seio da suspensão.	65
Figura 6.18: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) <i>versus</i> velocidade tangencial para a pressão de 2,5 bar considerando diferentes frações volumétricas no seio da suspensão.	66
Figura 6.19: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) <i>versus</i> velocidade tangencial para a pressão de 3,5 bar considerando diferentes frações volumétricas no seio da suspensão.	66
Figura 6.20: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) <i>versus</i> velocidade tangencial para as diferentes pressões e frações volumétricas no seio da suspensão.	67
Figura 6.21: Fluxo permeado <i>versus</i> fração volumétrica do soluto à superfície da membrana, para as velocidades de 1,67 e 1,18 m.s ⁻¹ .	68
Figura 6.22: Fluxo permeado <i>versus</i> fração volumétrica do soluto à superfície da membrana, para as velocidades de 0,62 e 0,16 m.s ⁻¹ .	69

Lista de Tabelas

Tabela 2.1: Equações fenomenológicas de transporte.....	6
Tabela 2.2: Principais PSM.....	7
Tabela 2.2: Principais PSM (continuação).....	8
Tabela B.1: Dados da compactação da membrana de MF utilizada nos experimentos - pressão transmembrana igual a 3,5 bar.....	84
Tabela B.1: Dados da compactação da membrana de MF utilizada nos experimentos - pressão transmembrana igual a 3,5 bar (continuação).....	85
Tabela B.1: Dados da compactação da membrana de MF utilizada nos experimentos - pressão transmembrana igual a 3,5 bar (continuação).....	86
Tabela B.2: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 100 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.....	86
Tabela B.3: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 100 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.....	87
Tabela B.4: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 300 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.....	87
Tabela B.5: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 300 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.....	88
Tabela B.6: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.....	88
Tabela B.7: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.....	89
Tabela B.8: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 100 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.....	89
Tabela B.9: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 100 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.....	90
Tabela B.10: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 300 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.....	90
Tabela B.11: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 300 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.....	91
Tabela B.12: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.....	91

Tabela B.13: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.	92
Tabela B.14: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 100 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.	93
Tabela B.15: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 300 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.	94
Tabela B.16: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.	95
Tabela B.17: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 100 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.	96
Tabela B.18: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 300 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.	97
Tabela B.19: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.	98
Tabela B.20: Dados de velocidade tangencial <i>versus</i> fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 100 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.	99
Tabela B.21: Dados de velocidade tangencial <i>versus</i> fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 300 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.	100
Tabela B.22: Dados de velocidade tangencial <i>versus</i> fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Experimento.	101
Tabela B.23: Dados de velocidade tangencial <i>versus</i> fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 100 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.	102
Tabela B.24: Dados de velocidade tangencial <i>versus</i> fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 300 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.	103
Tabela B.25: Dados de velocidade tangencial <i>versus</i> fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 500 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ . Réplica.	104
Tabela B.26: Fluxo Permeado <i>versus</i> tempo para a suspensão de sílica para a concentração de 100 mg.L ⁻¹ de SiO ₂ (velocidade tangencial 1,18 m.s ⁻¹ , pressão transmembrana igual a 1 bar).	105
Tabela B.27: Dados de turbidez <i>versus</i> concentração de sílica para a faixa de concentração utilizada neste trabalho.	105

Lista de Símbolos, Siglas e Abreviaturas

A	coeficiente fenomenológico
a	raio da partícula de sílica, m
A_{fm}	área de filtração efetiva da membrana, m^2
A_m	área da membrana, m^2
B	bomba de engrenagens
BT	banho termostático
C	concentração na camada limite de polarização por concentração, $kg.m^{-3}$; módulo para membrana plana
C_b	concentração da alimentação, $kg.m^{-3}$
C_g	concentração da camada gel, $kg.m^{-3}$
C_m	concentração à superfície da membrana, $kg.m^{-3}$
C_p	calor específico, $J.kg^{-1}.K^{-1}$; concentração do permeado, $kg.m^{-3}$
D	diálise; difusividade mássica dependente da concentração de partículas, $m^2.s^{-1}$
\bar{D}	difusividade mássica adimensional dependente da concentração de partículas, adimensional
$D_{browniana}$	difusividade browniana, $m^2.s^{-1}$
D_0	difusividade mássica independente da concentração de partículas (induzida por cisalhamento), $m^2.s^{-1}$
d_h	diâmetro hidráulico, m
$\frac{dc}{dx}$	gradiente de concentração, $kg.m^{-3}.m^{-1}$
$\frac{dF}{dx}$	força motriz

$\frac{dP}{dx}$	gradiente de pressão, Pa.m ⁻¹
$\frac{dT}{dx}$	gradiente de temperatura, K.m ⁻¹
$\frac{du}{dx}$	gradiente de velocidade, m.s ⁻¹ .m ⁻¹
$\frac{dV}{dx}$	gradiente de potencial elétrico, V.m ⁻¹
ED	eletrodialise
J	fluxo permeado, L.m ⁻² .h ⁻¹ ; velocidade média de permeação, m ³ .m ⁻² .s ⁻¹
J _{lim}	fluxo permeado limitante, m ³ .m ⁻² .s ⁻¹
J _m	fluxo mássico, kg.m ⁻² .s ⁻¹
J _v	fluxo volumétrico, m ³ .m ⁻² .s ⁻¹
J _c	fluxo de calor, J.m ⁻² .s ⁻¹
J _{qm}	fluxo de quantidade de movimento, kg.m ⁻¹ .s ⁻²
J _e	fluxo elétrico, C.m ⁻² .s ⁻¹
K	constante de Kozeny-Carman, m ⁻⁴
k _s	coeficiente global de transferência de massa, m.s ⁻¹
ℓ	espessura da membrana, m
L _m	comprimento da membrana, m
L _p	permeabilidade hidráulica, m ³ .m ⁻¹ .s ⁻¹ .Pa ⁻¹
M	molaridade, mol.L ⁻¹
M ₁ , M ₂	manômetro
MF	microfiltração
ML	membranas líquidas

NF	nanofiltração
NTU	unidade nefelométrica de turbidez
n_p	número de poros
OI	osmose inversa
PG	permeação de gases
PSM	processos de separação por membranas
PV	pervaporação
\Re	resistividade elétrica, $\Omega.m$
r	raio do poro da membrana, m
R_a	resistência devido a adsorção, m^{-1}
R_b	resistência de bloqueio de poro, m^{-1}
R_g	resistência da camada gel, m^{-1}
Re_{Lm}	número de Reynolds baseado no comprimento da membrana, adimensional
R_m	resistência intrínseca da membrana, m^{-1}
R_{obs}	retenção observada da membrana, adimensional
R_{pc}	resistência da camada de polarização por concentração, m^{-1}
R_{TOTAL}	somatório das resistências, m^{-1}
S	área superficial interna, m^2
Sc	número de Schmidt, adimensional
Sh	número de Sherwood, adimensional
T	temperatura absoluta, K; termopar
t	tempo de coleta, s
TA	tanque de alimentação

u	componente de velocidade na direção x , $m.s^{-1}$; velocidade axial média da suspensão, $m.s^{-1}$
\bar{u}	componente de velocidade adimensional na direção x , adimensional
UF	ultrafiltração
v	componente de velocidade na direção y , $m.s^{-1}$
$V_{membrana}$	velocidade média de permeação, $m^3.m^{-2}.s^{-1}$
\bar{v}	componente de velocidade adimensional na direção y , adimensional
$\bar{V}_{membrana}$	fluxo permeado adimensional, adimensional
V_1, V_2	válvula de agulha
W	variável adimensional definida, adimensional
X	variável adimensional definida, adimensional
x	coordenada espacial longitudinal (ou axial), m
y	coordenada espacial transversal, m
\bar{y}	coordenada espacial adimensional transversal, adimensional
Z	variável adimensional definida, adimensional
\int	operador matemático integral

Lista de Símbolos Gregos

δ	espessura da camada limite de polarização por concentração, m
ΔC	diferença de concentração, $kg.m^{-3}$
ΔV	diferença de potencial elétrico, V
$\Delta \pi$	diferença de pressão osmótica, Pa

ΔP	diferença de pressão, Pa
ΔT	diferença de temperatura, K
ε	porosidade, adimensional
Φ	fração volumétrica de partículas de sílica, adimensional
Φ_{membrana}	fração volumétrica de partículas de sílica à superfície da membrana, adimensional
$\Phi_{\text{suspensão}}$	fração volumétrica de partículas de sílica no seio da suspensão, adimensional
$\Phi_{\text{suspensão}}^{\text{calculado}}$	fração volumétrica de partículas de sílica no seio da suspensão calculada pelo modelo matemático, adimensional
$\Phi_{\text{suspensão}}^{\text{experimental}}$	fração volumétrica de partículas de sílica no seio da suspensão experimental, adimensional
η	variável adimensional definida, adimensional
η_0	variável adimensional definida, adimensional
κ	constante de Boltzmann, $1,38 \cdot 10^{-23} \text{ kg} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$
λ	difusividade térmica, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
μ	viscosidade absoluta (ou dinâmica) da suspensão de sílica dependente da concentração, Pa.s
$\bar{\mu}$	viscosidade absoluta (ou dinâmica) adimensional da suspensão de sílica dependente da concentração, adimensional
μ_0	viscosidade absoluta (ou dinâmica) do permeado, Pa.s; viscosidade absoluta (ou dinâmica) do solvente puro água, Pa.s
ν	viscosidade cinemática (ou difusividade de quantidade de movimento), $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
π	constante numérica, 3,141592...; pressão osmótica, Pa
$\pi(C_m)$	pressão osmótica de solução à concentração C_m , Pa
$\pi(C_p)$	pressão osmótica de solução permeada, Pa

θ	tortuosidade do poro da membrana, adimensional
ρ	massa específica, kg.m^{-3}
ρ_0	massa específica do solvente puro água, kg.m^{-3}
τ_{parede}	tensão de cisalhamento à parede (superfície da membrana), Pa
$\tau_{\text{parede}} _{\text{médio}}$	tensão média de cisalhamento à parede (superfície da membrana), Pa
∂	operador matemático derivada parcial

Capítulo 1

Introdução

A tecnologia de separação por membranas tem se desenvolvido muito nos últimos anos pois apresenta características únicas em relação aos processos convencionais industriais de separação (destilação, centrifugação, extração com solventes, etc.). Alguns exemplos destas particularidades são o fato de não necessitarem de mudança de fase para efetuar a separação contribuindo, assim, para a economia de energia; não necessitarem de adição de produtos químicos durante a separação; possibilitarem o processamento de substâncias termolábeis, pois podem operar à temperatura ambiente; apresentarem maior seletividade; apresentarem facilidade de *scale – up*, pois são modulares e não extensivos em mão de obra (podem operar durante anos com um mínimo de manutenção), entre outros. Devido a essas características, os processos de separação por membranas são considerados uma tecnologia limpa que está cada vez mais ganhando aplicabilidade nos mais diferentes setores industriais, para as operações de separação, purificação e/ou concentração. Esta tecnologia apresenta-se adequada para certas aplicações específicas onde os métodos convencionais de separação mostram-se ineficientes, gerando grandes quantidades de efluentes e/ou com um custo muito elevado para se efetuar a separação. Assim sendo, esta tecnologia mostra-se bastante promissora e o estudo e validação de modelos matemáticos que conseguem relacionar força motriz ao fluxo permeado apresentam uma fundamental importância no intuito de se tentar compreender os mecanismos de separação envolvidos nestes processos.

Os processos de separação por membranas (PSM) estão limitados pelos fenômenos conhecidos por polarização por concentração e *fouling*. A polarização por concentração caracteriza-se pela formação de uma camada limite de solução concentrada adjacente à superfície da membrana se comparada com a concentração no seio da solução. O *fouling* caracteriza-se pela deposição, adsorção e/ou acúmulo de partículas coloidais suspensas sobre a superfície ou no interior dos poros da membrana, incluindo interação química entre solutos e a membrana, conhecido também como incrustação. Ao contrário da polarização por

concentração, o *fouling* é geralmente de natureza irreversível e dependente do tempo. Esses fenômenos causam um declínio no fluxo permeado podendo modificar as características de retenção da membrana. Desta forma, o estudo e o desenvolvimento de modelos matemáticos para o entendimento dos mecanismos de polarização são considerados de grande importância para uma análise correta dos processos de transferência envolvidos na tecnologia de separação por membranas.

Neste contexto, situa-se o objetivo deste trabalho de apresentar uma análise teórico-experimental do processo de microfiltração tangencial com suspensão aquosa de partículas de sílica. Para tanto, foram realizados experimentos de microfiltração em uma unidade de bancada com módulo para membrana plana, com canal de escoamento retangular, sob condições de fluxo laminar. Os parâmetros operacionais pressão transmembrana, velocidade tangencial e concentração de partículas de sílica foram variados para determinar como eles afetam o fluxo permeado. Paralelamente, uma modelagem matemática baseada nas equações fundamentais da mecânica dos fluidos e da transferência de massa (equação da continuidade e equação de conservação da massa para o sólido suspenso) foi efetuada para se estimar a concentração máxima de partículas sobre a superfície da membrana para as respectivas condições operacionais utilizadas nos experimentos. As propriedades físicas da suspensão (viscosidade dinâmica e difusividade mássica) foram consideradas variáveis com a concentração de partículas de sílica. Essa modelagem matemática considera os parâmetros operacionais e as características da membrana englobados em apenas uma única variável, a concentração máxima de partículas sobre a superfície da membrana. Através de uma análise teórico-experimental, os valores de concentração máxima à superfície da membrana serão apresentados em função dos parâmetros operacionais, pressão transmembrana, velocidade tangencial e concentração do seio da suspensão. A finalidade desta análise foi verificar como esta variável se comporta perante as condições variadas nos experimentos e, conseqüentemente, como é afetado o fluxo permeado.

O presente trabalho está estruturado da maneira descrita a seguir. No Capítulo 2, são apresentados os fundamentos teóricos dos processos de separação por membranas e uma revisão bibliográfica dos principais trabalhos que fazem consideração a modelagem matemática e simulação computacional de transferência de quantidade de movimento e massa através de membranas porosas. No Capítulo 3, são discutidos os materiais e métodos utilizados, bem como o procedimento experimental adotado durante os ensaios de microfiltração efetuados neste trabalho. No Capítulo 4 é apresentada a formulação matemática do problema de microfiltração tangencial para a suspensão aquosa de partículas de sílica. São apresentadas as equações diferenciais governantes que descrevem os fenômenos de transferência, bem como as respectivas condições de contorno nas quais está submetido o domínio de interesse. O Capítulo 5 apresenta a metodologia numérica de solução utilizada no presente trabalho, onde é descrito como as equações do Capítulo 4 foram implementadas e qual o método numérico empregado para resolvê-las. No Capítulo 6, são apresentados e discutidos os resultados experimentais e os resultados obtidos através da simulação computacional. Finalmente, o Capítulo 7 apresenta as conclusões obtidas neste trabalho e as sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo 2

Membranas – Fundamentos Teóricos e Revisão da Literatura

Este capítulo apresenta os fundamentos teóricos dos processos de separação por membranas (PSM), incluindo uma revisão da literatura dos principais trabalhos que fazem referência a modelagem e simulação de transferência de quantidade de movimento e massa através de membranas porosas (microfiltração (MF) e ultrafiltração (UF)).

2.1 Processos de Separação por Membranas

Os PSM são considerados uma tecnologia limpa que está cada vez mais sendo utilizada em aplicações industriais, mostrando-se um método alternativo para os processos de separação sólido-líquido, líquido-líquido, líquido-gás e gás-gás.

Todos os PSM são caracterizados pelo uso de uma membrana para se efetuar a separação. Uma membrana pode ser definida como uma barreira seletiva que separa duas fases e restringe total ou parcialmente o transporte de uma ou várias espécies químicas presentes nestas fases. Uma representação esquemática de um PSM é apresentada na Figura 2.1.

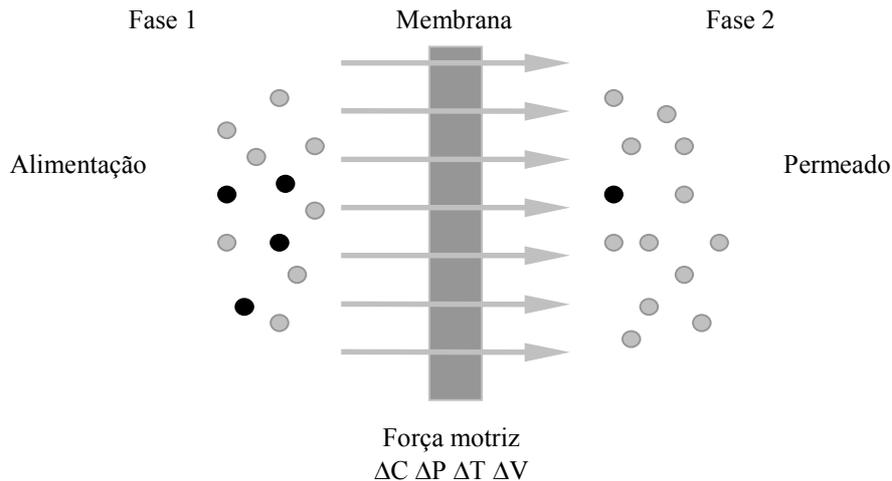


Figura 2.1: Representação esquemática de um PSM.

A Fase 1, contendo os componentes a serem removidos ou concentrados, recebe o nome de alimentação. A Fase 2, contendo os componentes que passam através da membrana, recebe o nome de permeado ou filtrado. A membrana, definida como uma barreira seletiva, pode ser considerada uma terceira fase que separa a alimentação do permeado. Convém salientar que o processo com membranas é uma operação unitária, ou seja, um processo físico de separação não ocorrendo nenhum tipo de transformação química ou biológica dos componentes durante a separação.

Para que ocorra a separação deve ser aplicada uma força motriz na fase alimentação. A força motriz pode ser o gradiente de concentração (ΔC), o gradiente de pressão (ΔP), o gradiente de temperatura (ΔT) ou a diferença de potencial elétrico (ΔV). Para os processos que utilizam o gradiente de pressão como força motriz, pode-se fazer vácuo na fase permeado ao invés de se aplicar uma pressão na fase alimentação, ou uma combinação desses dois mecanismos.

Segundo MULDER (1996), o mecanismo de transporte através da membrana pode ser classificado em passivo ou ativo. No transporte passivo, os componentes ou partículas a serem removidos ou concentrados são transferidos de um potencial mais elevado para um potencial menos elevado. Este mecanismo de transporte pode ocorrer com a ausência ou com a presença de um agente transportador. Quando o agente transportador está presente, este transporte recebe o nome de transporte facilitado. Este agente transportador interage com um ou mais componentes específicos na alimentação e um mecanismo adicional, além da difusão livre, resulta em um aumento no transporte. Sob algumas circunstâncias, os componentes podem ser transportados contra o seu gradiente de potencial químico no transporte facilitado. Nestes casos, o transporte ocorre em correntes paralelas ou contracorrente, que pode significar que outro componente está também sendo transportado simultaneamente com a verdadeira força motriz sendo o gradiente de potencial químico do segundo componente. Componentes transferidos contra o seu gradiente de potencial químico só podem ocorrer quando uma

quantidade de energia é adicionada ao sistema, por exemplo, por meio de uma reação química. O transporte ativo pode ser encontrado em membranas celulares onde a energia é obtida por ATP. Muitos transportadores específicos e muitos transportadores complexos são também encontrados em sistemas biológicos. No presente trabalho, o tratamento teórico será realizado apenas para o transporte passivo sem a presença de um agente transportador.

Uma membrana pode ser espessa ou fina, sua estrutura pode ser homogênea ou heterogênea. Com relação à sua natureza, as membranas podem ser naturais ou sintéticas, neutras ou carregadas. As membranas têm a habilidade de transportar um componente mais facilmente que outro devido a diferenças nas propriedades físicas e/ou químicas entre a membrana e o componente permeado. O transporte através da membrana acontece pela ação de uma força motriz que atua sobre os componentes da alimentação. Na maioria dos casos, a taxa de permeação através da membrana é proporcional à força motriz, ou seja, a relação entre fluxo permeado e força motriz pode ser descrita por uma equação fenomenológica linear. Este tipo de equação é válida quando o processo de transporte é considerado macroscópico e quando nenhuma consideração a respeito da natureza química e física da membrana é realizada não interessando como o transporte está relacionado à estrutura da membrana. Assim, a proporcionalidade entre o fluxo permeado e a força motriz é expressa por:

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

onde J é o fluxo permeado ou taxa (volumétrica ou mássica) por unidade de área; A é o coeficiente fenomenológico (parâmetro que indica a rapidez com que ocorre o transporte); $\left(\frac{dF}{dx} \right)$ é a força motriz, a qual é expressa como o gradiente de F (temperatura, concentração, pressão) ao longo da coordenada x perpendicular à barreira ao transporte.

O coeficiente fenomenológico, A , presente na equação (2.1), é análogo à difusividade mássica D (Lei de Fick), à permeabilidade L_p (Lei de Darcy), à difusividade térmica λ (Lei de Fourier), à difusividade de quantidade de movimento ν (Lei de Newton) e à condutividade elétrica $1/\mathcal{R}$ (Lei de Ohm), onde \mathcal{R} é a resistividade elétrica em $\Omega.m$. A Tabela 2.1 apresenta as leis fenomenológicas de transporte mencionadas anteriormente e suas respectivas expressões matemáticas.

A performance de uma membrana para realizar um determinado tipo de separação é determinada por dois parâmetros: seletividade a certos componentes e fluxo de permeação (vazão volumétrica por unidade de área por unidade de tempo através da membrana). Esses parâmetros são, principalmente, determinados pela natureza da membrana, ou seja, pela sua estrutura e pelo material de que é confeccionada, e pelas características da alimentação. Para componentes puros permeando através de uma membrana, podem-se empregar relações lineares para descrever o transporte. Entretanto, quando têm-se dois ou mais componentes permeando simultaneamente, tais relações geralmente não se aplicam devido à possibilidade de ocorrência de fenômenos acoplados em relação aos fluxos e à força motriz. Estes fenômenos acoplados podem ser descritos em termos do formalismo da termodinâmica do não

equilíbrio*. Assim, além da força motriz, o que determina o tipo de aplicação e a faixa de separação de partículas é a natureza da membrana.

Tabela2.1: Equações fenomenológicas de transporte.

Fluxo	Expressão Matemática	Lei
Mássico	$J_m = -D \frac{dc}{dx}$	Fick
Volumétrico	$J_v = -L_p \frac{dP}{dx}$	Darcy
Calor	$J_c = -\lambda \frac{d(\rho C_p T)}{dx}$	Fourier
Quantidade de movimento	$J_{qm} = -\nu \frac{d(\rho u)}{dx}$	Newton
Elétrico	$J_e = -\left(\frac{1}{\mathfrak{R}}\right) \frac{dV}{dx}$	Ohm

Os PSM podem ser divididos de acordo com as suas características de separação, as quais são classificadas pela faixa de tamanho de materiais que podem ser separados e pela força motriz aplicada. A Tabela 2.2 apresenta os principais PSM, os respectivos tipos de membranas envolvidas, forças motrizes, mecanismos de transporte, material retido, material que permeia e alguns exemplos de aplicações.

* Equilíbrio termodinâmico não existe em um sistema no qual o transporte de espécies esteja ocorrendo e a termodinâmica clássica pode dar somente uma ajuda limitada através da segunda lei. A termodinâmica do não equilíbrio é um formalismo alternativo de processos de transporte, denominado "termodinâmica linear do não equilíbrio". Este formalismo é geral e engloba os fenômenos de transferência de massa de várias espécies químicas sendo transferidas simultaneamente (fenômenos acoplados). Maiores detalhes a respeito deste formalismo podem ser encontrados em: MEARES, P. , *Membrane Separation Processes*, Elsevier Scientific Publishing Company, Amsterdam, 1976.

Tabela 2.2: Principais PSM.

PSM	Tipo de membrana	Força motriz	Mecanismo de transporte	Material retido	Material que permeia	Aplicações
Microfiltração (MF)	Porosa	Diferença de pressão até 3,5 bar	Convectivo	Material em suspensão, bactérias massa molar > 500.000	Água e sólidos dissolvidos	Tratamento de águas em geral Pré-tratamento para UF, NF e OI Esterilização de meios (gasosos ou líquidos) nos mais diversos processos Clarificação e estabilização biológica de vinhos e cervejas Concentração de células Oxigenação de sangue
Ultrafiltração (UF)	Porosa	Diferença de pressão até 10 bar	Convectivo	Colóides, macromoléculas, Massa molar > 5000	Água (solvente), sais solúveis de baixa massa molar	Fracionamento e concentração de proteínas Recuperação de pigmentos Recuperação de óleos
Nanofiltração (NF)	Porosa/densa	Diferença de pressão até 25 bar	Convectivo/difusivo	Moléculas de média massa molar 500 < massa molar < 2000	Água, sais e moléculas de baixa massa molar	Purificação de enzimas Biorreatores a membrana
Osmose inversa (OI) ou hiperfiltração	Densa	Diferença de pressão até 80 bar	Difusivo	Material solúvel ou em suspensão	Água (solvente)	Dessalinização de águas Concentração de sucos de frutas Desmineralização de águas Produção de água ultra pura Concentração de antibióticos
Diálise (D)	Porosa	Diferença de concentração	Difusivo	Moléculas de massa molar > 5000	Ions e material orgânico de baixa massa molar	Hemodiálise – Rim artificial Recuperação de NaOH
Eletrodiálise (ED)	Ion seletiva densa	Diferença de potencial elétrico através da membrana	Exclusão de Donnan	Macromoléculas e compostos não iônicos	Ions	Concentração de soluções salinas Purificação de águas

Tabela 2.2: Principais PSM (continuação).

PSM	Tipo de membrana	Força motriz	Mecanismo de transporte	Material retido	Material que permeia	Aplicações
Pervaporação (PV)	Densa	Diferença de pressão parcial através da membrana (pressão parcial do permeado $< P_i^{SAT}$)	Solução – difusão	Líquido menos permeável	Líquido mais permeável	Desidratação de álcoois Eliminação de VOC (compostos orgânicos voláteis) da água
Permeação de gases (PG)	Porosa e densa	Gradiente de potencial químico expresso em termos de diferença de pressão parcial dos componentes	Difusão de Knudsen (para membranas porosas) solução – difusão (para membranas densas)	Gás menos permeável	Gás mais permeável	Recuperação de hidrogênio Separação CO_2/CH_4 Fracionamento do ar
Membranas líquidas (ML)	Líquida imobilizada (em suporte poroso) e líquida em emulsão	Gradiente de potencial químico expresso em termos de diferença de concentração	Diferenças de solubilidade e difusividade Transporte facilitado	Material que não possui afinidade pela membrana e/ou pelo agente facilitador	Material que possui afinidade pela membrana e/ou pelo agente facilitador	Remoção de metais pesados de águas residuárias (Cd, Cu, Zn, Hg) Remoção de fenol de águas de rejeito Recuperação de amônia

De acordo com a Tabela 2.2, pode-se perceber que cada PSM possui particularidades que fazem com que seja mais indicado para um tipo específico de aplicação, sendo necessário um conhecimento do material que se deseja separar e do tipo de membrana a ser utilizado. Conforme discutido por RIPPERGER e ALTMANN (2002), BOWEN e JENNER (1995) e MICHAELS *et al. apud* PERRY e CHILTON (1973), os PSM são preferíveis para materiais que apresentam custo elevado e dificuldade para se efetuar a separação como dispersões coloidais e de partículas finas, principalmente as que apresentam compressibilidade, densidade muito próxima a da fase líquida, elevada viscosidade ou que possuem comportamento gelatinoso; materiais biológicos que se encontram na faixa de tamanho de partícula coloidal e que sejam muito sensíveis ao meio físico ou químico; materiais com baixas massas molares, orgânicos não voláteis ou farmacêuticos e sais dissolvidos; misturas de compostos que apresentam propriedades químicas e físicas semelhantes; misturas compostas por isômeros estruturais ou de posição; misturas que contêm componentes instáveis termicamente.

Um fenômeno típico, comum a todos os processos que envolvem membranas, é a formação de uma camada de elevada concentração de partículas ou moléculas próximo à superfície da membrana comparada àquela do seio da suspensão e que ocasiona uma redução no fluxo permeado, podendo modificar as características de retenção da membrana. Esse fenômeno é conhecido como polarização por concentração. Conforme MICHAELS (1968), a polarização por concentração é um fenômeno que ocorre em todo e qualquer processo onde há transferência de massa através de uma barreira semipermeável, e é caracterizada pela formação de uma camada limite de solução concentrada adjacente à superfície da membrana. Outro fenômeno que pode ocorrer é o *fouling*, o qual caracteriza-se pela deposição e/ou acúmulo de partículas coloidais suspensas sobre a superfície da membrana, incluindo cristalização, precipitação ou adsorção de soluto sobre a superfície da membrana e/ou no interior dos poros, podendo ocorrer interação química entre solutos e a membrana. Este fenômeno é geralmente irreversível e dependente do tempo. Ambos os fenômenos causam declínio no fluxo permeado e alteram as características de retenção da membrana.

Como o PSM que será utilizado neste trabalho é a MF, na subseção seguinte será discutido com maiores detalhes as características deste processo.

2.1.1 O Processo de Microfiltração

O processo de MF é um PSM situado entre a UF e a filtração convencional de partículas (que não é um processo de separação por membranas); é um dos mais antigos PSM tendo uma grande aplicabilidade nas mais diversas áreas industriais, e é um processo bem estabelecido para a separação de micropartículas, bactérias e emulsões. A separação é realizada por intermédio de uma membrana microporosa que separa partículas que possuem uma distribuição de tamanho maior que 0,1 μm , sendo retidas de uma fase líquida.

O projeto de um sistema de membranas, onde se inclui a MF, pode diferir significativamente devido ao grande número de aplicações e configurações de módulo. O módulo é a parte central de uma instalação de membranas, podendo assim ser chamado de unidade de separação. Esses módulos podem ser associados em série ou em paralelo formando um estágio. Ainda, dependendo do tipo de solução ou suspensão a ser concentrada ou diluída, bem como das condições de operação, podem apresentar diferentes geometrias, tais como: tubulares, placa e quadro ou espiral.

A configuração dos módulos para o processo de MF possui basicamente dois modos: tangencial (também chamado de filtração dinâmica) e transversal (também chamado de perpendicular).

Na MF tangencial a suspensão, contendo as partículas a serem removidas ou concentradas, flui paralelamente à superfície da membrana sendo separada em duas correntes: uma corrente de permeado que é coletado defasado em 90° em relação à membrana e uma corrente de retido. Esse tipo de configuração reduz a polarização por concentração junto à superfície da membrana sendo, por esse motivo, preferível para instalações industriais. A velocidade tangencial é o principal parâmetro que determina a transferência de massa no módulo. Várias operações tangenciais podem ser distinguidas de acordo com os sentidos das correntes de alimentação e de permeado. A Figura 2.2 ilustra esquematicamente essas distinções, onde a linha pontilhada representa a membrana.

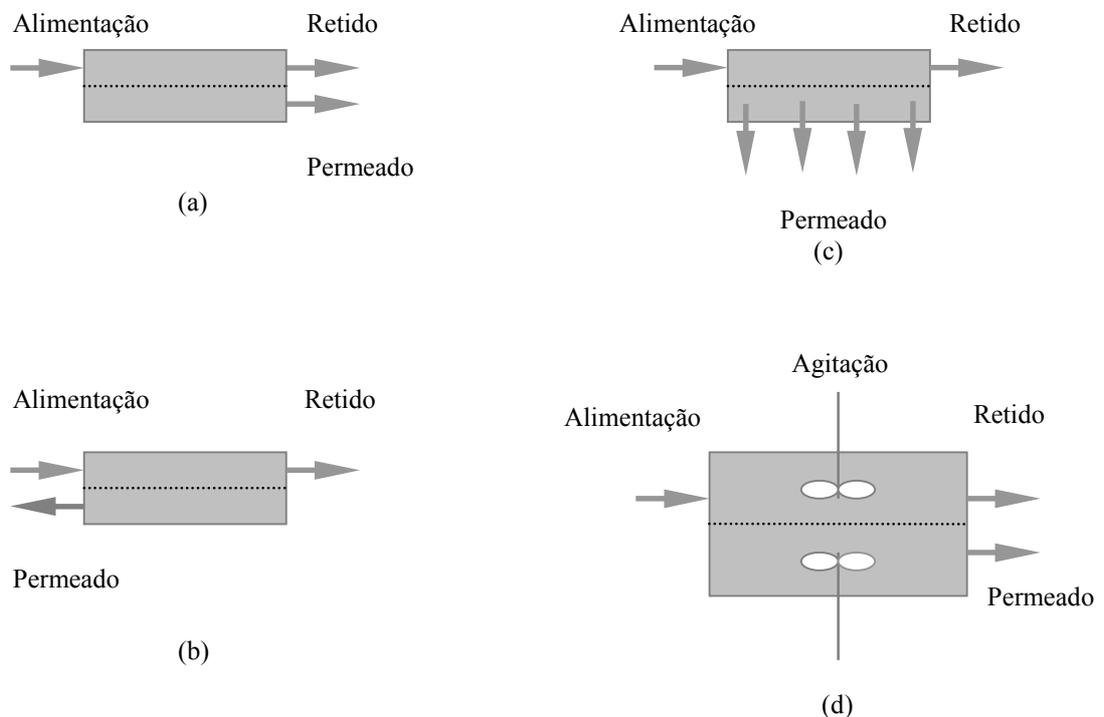


Figura 2.2: Representação esquemática da MF tangencial, mostrando as diferentes relações entre as correntes de alimentação e de permeado.

A Figura 2.2a mostra o processo de MF tangencial em correntes paralelas. A Figura 2.2b exibe o processo de MF tangencial em contracorrente. A Figura 2.2c apresenta o processo em que a alimentação e o permeado estão defasados em 90° . A Figura 2.2d ilustra o processo denominado de mistura perfeita.

Na MF transversal, há somente uma direção para as correntes, sendo que a alimentação e o permeado têm o mesmo sentido, conforme está mostrado esquematicamente na Figura 2.3.

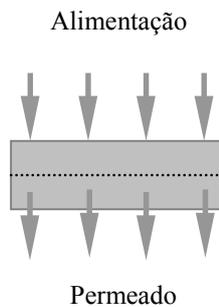


Figura 2.3: Representação esquemática da MF transversal.

Neste tipo de operação, toda a alimentação é forçada através da membrana, o que acarreta uma grande tendência de formação de torta junto à superfície da membrana, ocasionando uma drástica queda no fluxo e na qualidade do permeado. Dependendo das dimensões relativas dos poros das membranas e das partículas a serem filtradas, há dois tipos de filtração: filtração superficial e filtração interna.

A filtração superficial acontece quando as partículas a serem filtradas são maiores que os poros da membrana e, assim, elas não penetram na estrutura da membrana acontecendo a separação apenas na sua superfície. A Figura 2.4 ilustra esquematicamente este processo, onde se nota a formação de uma camada de torta junto à superfície da membrana que, dependendo das suas características, também pode funcionar como um filtro, recebendo o nome de torta filtrante.

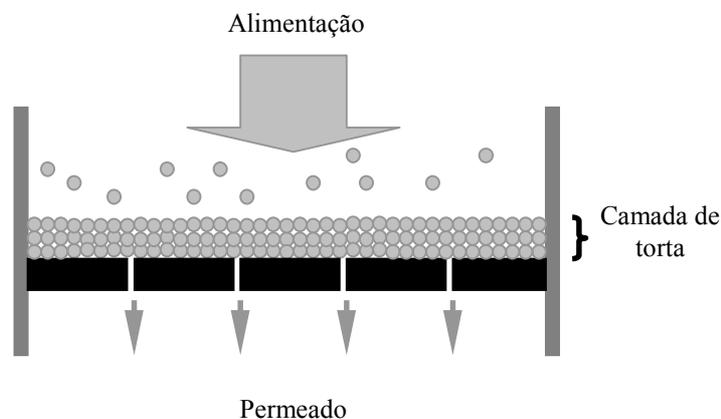


Figura 2.4: Representação esquemática da filtração superficial.

A filtração interna acontece quando as partículas são menores que os poros da membrana ou quando o meio filtrante é um material que possui interstícios (os interstícios são os poros – leito de esferas) maiores que as partículas; assim, elas penetram na estrutura da membrana, encontram uma resistência e ficam retidas. Esse processo está esquematicamente representado na Figura 2.5.

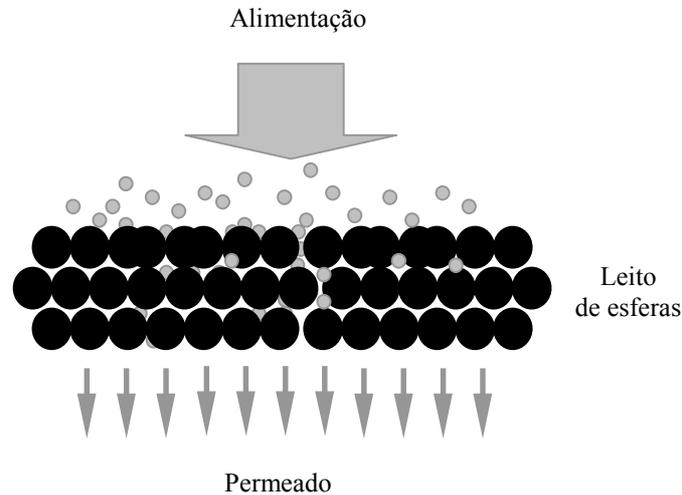


Figura 2.5: Representação esquemática da filtração interna.

Alguns pesquisadores, como SCHULZ e RIPPERGER (1989) e VYAS *et al.* (2001), não consideram a hipótese de filtração interna em MF. Segundo eles, apenas incrustação externa é formada à superfície da membrana, ou seja, as partículas retidas não penetram na estrutura microporosa da membrana, o que implica que a membrana opera principalmente pelo efeito peneira. Assim, de acordo com esses autores, alguns modelos baseados em leis de bloqueio de poros podem estar baseados em hipóteses não realísticas.

Segundo ROMERO e DAVIS (1988), ALTMANN e RIPPERGER (1997) e RIPPERGER e ALTMAN (2002), a MF tangencial apresenta vantagens em relação à transversal, pois ela é uma operação que ocorre em estado-estacionário (ou, no mínimo, pseudo-estacionário). Na operação tangencial há uma menor tendência de acúmulo de partículas à superfície da membrana, isto é, após um breve período de tempo, o fluxo de permeado permanece constante ou decai muito lentamente para um grande período de operação. Isto ocorre pois a corrente de alimentação flui paralelamente à superfície da membrana, diminuindo a tendência de formação de *fouling*. No entanto, a polarização por concentração mostra-se presente, sendo a espessura da camada polarizada por concentração menor quanto maior for a velocidade tangencial da alimentação. Entretanto, de acordo com MONDOR e MORESOLI (1999, 2000), sob algumas circunstâncias, o *fouling* ainda pode ocorrer, caracterizado pelo acúmulo de partículas formando uma camada estagnada (torta) em uma posição crítica ao longo da superfície da membrana. A existência dessa camada

incrementa uma resistência à permeação de líquido causando uma redução no fluxo de permeado através da membrana. Esta situação está ilustrada na Figura 2.6.

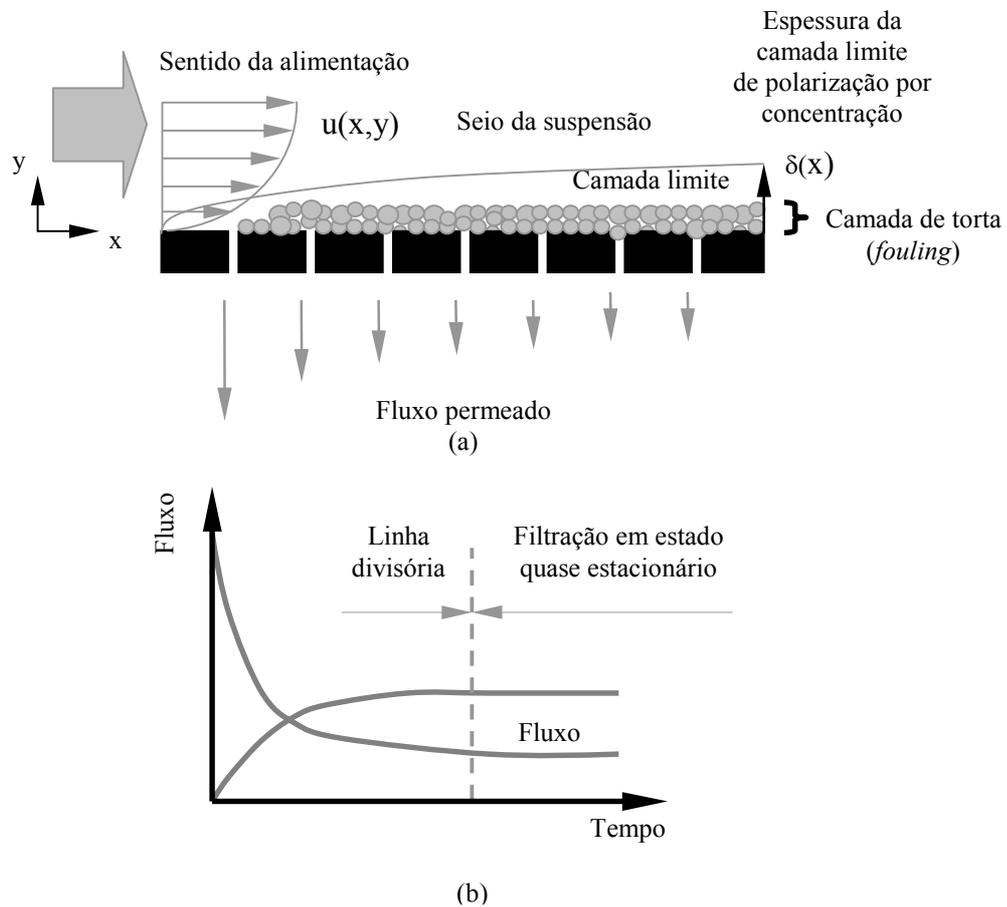


Figura 2.6: Representação esquemática da camada de polarização por concentração e *fouling* em MF tangencial (a). Comportamento do fluxo permeado em função do tempo (b).

A Figura 2.6a ilustra esquematicamente a presença da camada limite de polarização por concentração localizada ligeiramente acima da camada de torta (*fouling*) formada junto à superfície da membrana. A Figura 2.6b apresenta uma situação idealizada do comportamento do fluxo permeado em função do tempo à medida em que ocorre a formação da camada polarizada e do *fouling*. Nota-se que o fluxo permeado, no início do processo de filtração, decresce em relação ao tempo à medida que a espessura da camada polarizada e o *fouling* aumentam, até atingir um valor aproximadamente constante. Quando o fluxo permeado não mais variar significativamente em relação ao tempo, indicando que a espessura da camada polarizada e/ou *fouling* alcançou um valor constante, diz-se que o processo de filtração entrou em estado-estacionário.

Como as membranas são o elemento principal de um PSM, na seqüência será apresentado uma pequena revisão sobre este tópico, principalmente referente às membranas de MF.

De acordo com SCHULZ e RIPPERGER (1989), MULDER (1996) e RIPPERGER e ALTMANN (2002), as membranas para MF apresentam estrutura microporosa assimétrica e separam partículas de acordo com o tamanho dos poros, de uma fase líquida ou gasosa. A separação é baseada no efeito peneira e, portanto, é principalmente limitada pela superfície externa da membrana. A estrutura microporosa da membrana deve possuir uma distribuição estreita de tamanhos de poros para assegurar a retenção de partículas de um dado tamanho e forma. Outro destaque importante é a elevada porosidade (70% a 80%) das membranas que alcançam altos fluxos de filtração com um mínimo de força motriz.

Conforme MULDER (1996), o tamanho de poro usual para membranas de MF encontra-se na faixa entre aproximadamente 0,05 μm a 10 μm . Assim, conforme mencionado anteriormente, essas membranas mostram-se adequadas para separar partículas finas que apresentam uma distribuição de tamanho maior que 0,1 μm , sendo retidas de uma fase líquida. A espessura típica das membranas de MF encontram-se entre aproximadamente 10 μm a 150 μm .

As membranas devem ainda apresentar uma boa resistência mecânica bem como estabilidade química e térmica. As propriedades das membranas microporosas são grandemente determinadas pelos processos de produção e pelos materiais utilizados em sua confecção. Os materiais mais empregados são os poliméricos pois, em virtude de apresentarem todos os requisitos mencionados anteriormente, são favoráveis em termos de custo/benefício. As membranas baseadas em materiais inorgânicos, tais como cerâmica, metal e carbono, são utilizadas quando se necessita de certas propriedades especiais, como por exemplo, excelente tolerância a extremos de pH e a agentes oxidantes, e elevada estabilidade térmica.

2.2 Modelos Matemáticos de Deposição de Partículas e Formação de Camadas

Nos PSM, o fluxo de permeado decresce em relação ao tempo uma vez que as partículas retidas depositam-se à superfície da membrana, bloqueiam os poros ou podem ser adsorvidas. Este fenômeno é conhecido como *fouling*. Devido ao *fouling*, muitas vezes referenciado como incrustação, o processo precisa ser interrompido para se fazer a lavagem da membrana para recuperação da sua permeabilidade.

Conforme SCHULZ e RIPPERGER (1989), o fenômeno de incrustação é resultante da função de separação da membrana e não pode ser prevenido completamente. A incrustação

acontece devido aos fenômenos de interação entre os componentes da solução a serem processados e entre estes componentes e a membrana.

O projeto e a simulação dos PSM requerem expressões quantitativas que relacionem as propriedades do material com a performance de separação. Assim, o entendimento dos mecanismos de incrustação são considerados de grande importância nos PSM. As teorias físicas governantes para os modelos de filtração descrevem, principalmente, o efeito do fenômeno de polarização por concentração. A MF tangencial é influenciada por um grande número de parâmetros, tais como velocidade tangencial, pressão transmembrana, resistência intrínseca da membrana, resistência da camada polarizada, distribuição de tamanho das partículas suspensas, geometria das partículas, comportamento de aglomeração e efeitos de superfície das partículas, entre outros.

Um grande número de modelos matemáticos tem sido desenvolvido para descrever os processos de MF e UF de suspensões coloidais e partículas finas e, conseqüentemente, prever quantitativamente o fluxo de permeado e a espessura da camada de torta formada à superfície da membrana. De acordo com ALTMANN e RIPPERGER (1997) e SONG (1998), não é muito claro como alguns parâmetros básicos, tais como taxa de cisalhamento, pressão transmembrana, tamanho de partícula, afetam o processo de MF. A descrição dos mecanismos de incrustação e a apresentação quantitativa dos processos de incrustação permanecem ainda como um grande desafio. Em virtude disso, uma teoria fechada para descrever os mecanismos de filtração tangencial não foi desenvolvida devido a estas complexas relações entre os parâmetros.

De acordo com SONG (1998), poucos estudos teóricos têm sido conduzidos para investigar o comportamento dinâmico do fluxo de permeado em MF tangencial. Segundo WANG e SONG (1999), o progresso sobre a teoria da incrustação é relativamente lento. O processo de filtração tangencial é comumente tratado como um problema unidimensional e o declínio do fluxo de permeado entre as medidas experimentais e as previstas são correlacionadas com modelos que são conhecidos para validar somente os processos de filtração transversal.

Os modelos existentes na literatura podem ser distinguidos em modelos empíricos e modelos físicos. Os modelos empíricos são muito úteis na prática, porém não são de muita ajuda para o entendimento dos processos de MF. Os modelos físicos podem ser divididos em modelos macroscópicos e microscópicos. Esta distinção é prática em função dos modelos macroscópicos considerarem o sistema de partículas como um contínuo, enquanto que os modelos microscópicos consideram o comportamento de uma única partícula e as forças que atuam sobre essa partícula durante a filtração. Ambos os modelos reduzem o grande número de parâmetros que influenciam o processo de MF para apenas três mecanismos físicos básicos:

- hidrodinâmica de partículas;
- difusão de partículas;

- interação entre partículas e efeitos de superfície.

Na subseção seguinte, será apresentado um desenvolvimento matemático sobre transporte de quantidade de movimento e massa através de membranas porosas.

2.2.1 Transporte Através de Membranas Porosas – MF e UF

Conforme mencionado anteriormente, nos processos de MF e UF são utilizadas membranas porosas, cujos poros são da ordem de aproximadamente 0,05 μm a 10 μm para a MF e da ordem de aproximadamente 0,001 μm a 0,2 μm para a UF. Esses poros podem apresentar uma grande variedade de geometrias, algumas estão apresentadas na Figura 2.7.

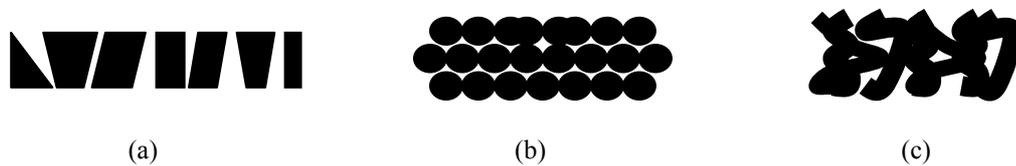


Figura 2.7: Representação esquemática de diferentes geometrias de poros encontrados em membranas porosas.

As membranas de MF e UF têm geralmente uma estrutura assimétrica, onde os poros da camada do topo determinam a resistência ao transporte. Nesse caso, o comprimento do transporte é da ordem de 1 μm ou menos. A existência dessas diferentes geometrias de poros é que gera as dificuldades para se fazer uma modelagem matemática para descrever adequadamente o transporte através de membranas. Atualmente, existem muitos modelos para tentar descrever o transporte através de membranas; estes modelos podem ser úteis para determinar qual parâmetro estrutural é importante e como a performance da membrana pode ser melhorada variando-se alguns parâmetros específicos.

A representação mais simples é considerar a membrana com um número de poros cilíndricos paralelos ou oblíquos à superfície da mesma (Figura 2.7a). O comprimento de cada um dos poros cilíndricos é igual (ou quase igual) à espessura da membrana. Assim, o fluxo através desses poros pode ser descrito pela equação de Hagen-Poiseuille. Assumindo que todos os poros possuem o mesmo raio, tem-se:

$$J = \frac{\varepsilon r^2}{8\mu\theta} \cdot \frac{\Delta P}{\ell} \quad (2.2)$$

onde J representa o fluxo permeado, ε é a porosidade da membrana, r é o raio dos poros da membrana, ΔP é a diferença de pressão através da membrana, μ é a viscosidade dinâmica da

solução, θ é a tortuosidade do poro (para poros cilíndricos perpendiculares a tortuosidade é igual à unidade), ℓ é a espessura da membrana.

A equação (2.2) mostra que o fluxo permeado é diretamente proporcional à força motriz, isto é, à diferença de pressão ΔP através da espessura da membrana ℓ e inversamente proporcional à viscosidade dinâmica μ . A quantidade ε é a fração da área "vazia", que é a área da fração de poros (ε é igual a razão entre a área do poro e a área da membrana multiplicado pelo número de poros), ou seja,

$$\varepsilon = \frac{n_p \pi r^2}{A_m} \quad (2.3)$$

onde n_p é o número de poros que a membrana apresenta e A_m é a área de membrana. Esta equação é válida somente no caso de poros uniformes. Para membranas que apresentam uma distribuição de tamanho de poros (o que realmente acontece na prática), esta distribuição deve ser levada em conta.

A equação de Hagen-Poiseuille mostra claramente o efeito da estrutura da membrana sobre o transporte; comparando-se a equação (2.2) com a Lei de Darcy na Tabela 2.1, e escrevendo o termo $(\Delta P/\ell)$ como força motriz ao invés de ΔP , um significado físico pode ser atribuído à permeabilidade hidráulica L_p em termos da porosidade ε , do raio do poro r , da tortuosidade do poro θ e da viscosidade dinâmica μ , tal que a equação fenomenológica possa ser relacionada ao modelo físico:

$$L_p = \frac{\varepsilon r^2}{8\mu\theta} \quad (2.4)$$

Uma outra característica a ser observada é que a equação (2.2) fornece uma boa descrição do transporte através de membranas que consistem de um número de poros paralelos; entretanto, pouquíssimas membranas apresentam essa estrutura na prática. As membranas que consistem de estruturas representadas esquematicamente de acordo com a Figura 2.7b, ou seja, um leito de esferas compactado, podem ser encontradas em membranas sinterizadas orgânicas ou inorgânicas ou em membranas obtidas pela técnica de inversão de fases com uma estrutura de camada de topo nodular. Para essas membranas, a equação que descreve melhor o transporte é a equação de Kozeny-Carman:

$$J = \frac{\varepsilon^3}{K\mu S^2 (1-\varepsilon)^2} \cdot \frac{\Delta P}{\ell} \quad (2.5)$$

onde S é a área superficial interna e K é a constante de Kozeny-Carman, a qual depende da forma dos poros e da tortuosidade. Essa equação assume que os poros são os interstícios entre o leito de esferas compactado.

Para as membranas que apresentam uma estrutura de acordo com a Figura 2.7c, o transporte pode ser descrito tanto pela equação de Hagen-Poiseuille quanto pela de Kozeny-Carman, mesmo sua morfologia sendo totalmente diferente.

Pela análise descrita anteriormente, pode-se perceber que o desenvolvimento matemático trata somente do transporte através de membranas porosas (MF e UF), considerando uma situação muito particular, onde a membrana apresenta uma estrutura idealizada. Além disso, consideração alguma foi efetuada sobre a formação de uma camada polarizada ou de uma camada de torta. A seguir, serão apresentados os princípios básicos nos quais se fundamentam os modelos matemáticos existentes na literatura para os principais PSM que utilizam o gradiente de pressão como força motriz.

2.2.2 Teoria do Filme

A teoria do filme é utilizada em filtração tangencial (MF, UF, NF e OI) e admite que o escoamento da solução a ser filtrada, paralelo à membrana, pode ser dividido em duas regiões: uma constituída por um filme estagnado de espessura δ (camada polarizada) e outra onde a solução de alimentação escoava livremente.

De acordo com BOWEN e JENNER (1995), a separação de soluto e solvente, por intermédio de membranas, onde o solvente passa através da membrana e o soluto permanece retido à sua superfície, ocasiona um fenômeno conhecido como polarização por concentração. Conseqüentemente, um perfil de concentração é estabelecido dentro de um filme limitante gerado pelas condições hidrodinâmicas. Devido à elevada concentração à superfície da membrana, há uma tendência do soluto em retornar para o seio da solução por difusão, sendo este processo descrito pela Lei de Fick.

Para a análise deste processo, considere a representação esquemática da membrana e dos perfis de concentração mostrados na Figura 2.8. Na análise, as seguintes hipóteses são assumidas:

- estado-estacionário;
- solvente e solução apresentam densidades semelhantes;
- difusividade mássica do soluto na solução é assumida como constante;
- os gradientes de concentração paralelos à membrana são desprezáveis se comparados com os gradientes perpendiculares à membrana.

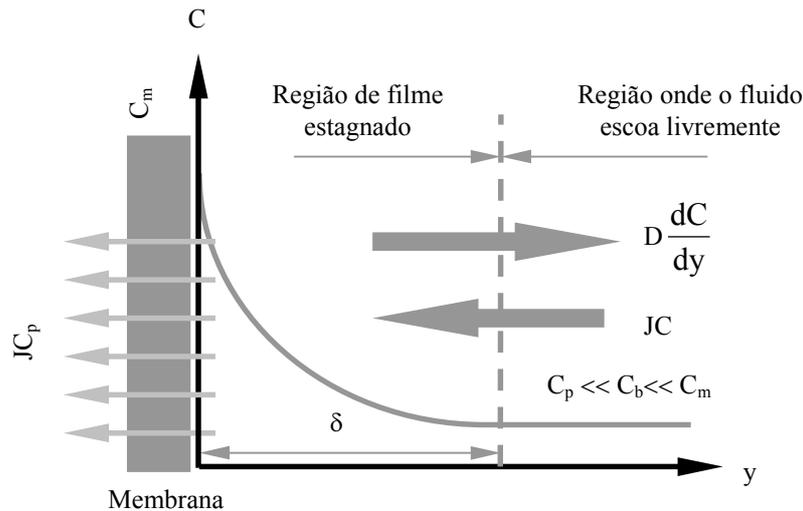


Figura 2.8: Representação esquemática da polarização por concentração à superfície da membrana.

Um balanço de massa para o soluto sobre a superfície da membrana fornece a seguinte equação:

$$J_C = -D \frac{dC}{dy} + J_{C_p} \quad (2.6)$$

onde C é a concentração na camada limite; C_p é a concentração do permeado; D é a difusividade do soluto no solvente.

O termo do lado esquerdo da equação (2.6) representa o fluxo de massa de soluto no sentido seio da solução para a membrana, ou seja, o transporte provocado pelo fluxo de permeado, transversal à membrana e paralelo à direção y ; o primeiro termo do lado direito representa o fluxo de massa de soluto transportado no sentido da membrana para a solução, ou seja, provocado pelo gradiente de concentração de soluto que se estabelece no interior do filme pelo fato da membrana reter o soluto, mesmo que parcialmente (este transporte também é conhecido como retrodifusão); o segundo termo do lado direito representa o fluxo de massa do soluto que atravessa a membrana na corrente de permeado.

A equação (2.6) pode ser integrada ao longo de toda a espessura da camada limite δ , a partir dos seguintes limites:

$$C|_{y=\delta} = C_b \quad (2.7)$$

$$C|_{y=0} = C_m \quad (2.8)$$

para se obter:

$$J = \frac{D}{\delta} \cdot \ln\left(\frac{C_m - C_p}{C_b - C_p}\right) = k_s \cdot \ln\left(\frac{C_m - C_p}{C_b - C_p}\right) \quad (2.9)$$

onde C_m é a concentração à superfície da membrana; C_b é a concentração na alimentação; δ é a espessura da camada limite de concentração; k_s é o coeficiente global de transferência de massa do soluto na camada limite.

A equação (2.9) é válida para estado-estacionário (onde o transporte advectivo e o difusivo de partículas estão balanceados).

O coeficiente de transferência de massa k_s é a razão entre a difusividade mássica D e a espessura da camada limite de concentração δ . Frequentemente este coeficiente é obtido através de correlações adimensionais, BOWEN e JENNER (1995) e GEKAS e HALLSTRÖM (1987), a partir do número de Sherwood:

$$Sh = \frac{k_s \cdot d_h}{D} = K \cdot Re^a \cdot Sc^b \left(\frac{d_h}{L}\right)^c \quad (2.10)$$

onde Sh é o número de Sherwood; d_h é o diâmetro hidráulico; K , a , b e c são constantes que variam de acordo com o regime de fluxo; Re é o número de Reynolds; Sc é o número de Schmidt e L é o comprimento característico do canal.

Deve ser salientado que o fluxo J , a concentração do componente a ser separado no permeado C_p , a máxima concentração que o sistema pode atingir C_m e a espessura da camada limite de concentração δ , são dadas pelas características da membrana utilizada e pelas condições de operação do sistema (pressão transmembrana e número de Reynolds).

Finalmente, ressalta-se, que o modelo do filme trata explicitamente do fenômeno de polarização por concentração, sendo as questões relativas à incrustação consideradas indiretamente, revelando-se nos valores do fluxo de permeado e do coeficiente de rejeição da membrana (R_{obs}), ou seja, na concentração de soluto no permeado. O coeficiente de rejeição observado da membrana, também denominado de retenção, é definido como:

$$R_{obs} = 1 - \frac{C_p}{C_b} \quad (2.11)$$

onde C_p é a concentração do soluto no permeado e C_b é a concentração do soluto na alimentação.

Este parâmetro é adimensional e independente do sistema de unidades utilizado para expressar o valor numérico de concentração. O valor de R_{obs} encontra-se entre 1 (completa rejeição de soluto) e 0 (solvente e soluto passam livremente através da membrana).

Os modelos apresentados a seguir (camada gel, resistência e pressão osmótica) estão baseados na teoria do filme.

2.2.3 Modelo da Camada de Gel

Em processos de UF o fluxo em estado-estacionário aproxima-se assintoticamente a um valor limite onde, aumentando-se a pressão aplicada, tem-se um aumento mínimo no fluxo de permeado para soluções de macromoléculas e dispersões coloidais. A fim de modelar este processo, MICHAELS (1968) formulou a hipótese de que, à medida que a concentração à superfície da membrana aumenta devido à polarização, o macrossoluto atinge o seu limite de solubilidade e precipita sobre a superfície da membrana formando um sólido ou um gel tixotrópico. Como consequência, uma concentração constante de camada gel é rapidamente alcançada, a qual é esperada ser virtualmente independente da concentração do seio da solução, pressão aplicada, condições de fluxo ou características da membrana. De acordo com o modelo do autor, um aumento na pressão aplicada produz um aumento temporário no fluxo, o qual leva mais soluto para a camada gel e aumenta a sua espessura, ocasionando acréscimo da resistência hidráulica para o fluxo de solvente, reduzindo assim, o fluxo para o nível original. Em outras palavras, o modelo da camada gel é caracterizado pela hipótese de que a concentração de soluto na interface membrana/solução não excede um valor fixo de concentração denominado concentração gel (C_g).

Para uma rejeição de soluto (R_{obs}) igual a 1, ou seja, completa rejeição de soluto pela membrana possibilitando escrever $C_p = 0$, a equação (2.9) assume a seguinte forma:

$$J_{lim} = k_s \cdot \ln\left(\frac{C_g}{C_b}\right) \quad (2.12)$$

onde C_m foi substituído pela concentração constante da camada gel C_g e J_{lim} é o fluxo limite de permeado.

O fluxo limite J_{lim} , segundo BLATT *et al.*, PORTER, GOLDSMITH, HENRY e MADSEN *apud* BOWEN e JENNER (1995), é independente da pressão aplicada, apresenta uma relação semi-logarítmica em relação à C_b , aproxima-se de zero no limite de concentração do seio da solução $C_{b,lim}$ que é igual a concentração gel C_g (ou concentração da torta no caso

de dispersões coloidais) e pode ser modificado pelos fatores que alteram o coeficiente global de massa k_s .

2.2.4 Modelo das Resistências

O fenômeno de incrustação, conforme apresentado anteriormente, está associado a vários processos: adsorção, entupimento de poros, formação de uma camada gel e reações químicas. Assim como a polarização por concentração, o fenômeno de incrustação também provoca um aumento na resistência ao transporte de solvente e soluto. Expressando-se a equação do fluxo de permeado através da membrana por meio de resistências, pode-se definir a seguinte equação geral:

$$\text{Fluxo} = \frac{(\text{Força Motriz})}{(\text{Viscosidade}) \cdot (\text{Resistência Total})} \quad (2.13)$$

Para o caso da MF, UF, NF e OI, esta equação pode ser expressa como segue:

$$J = \frac{\Delta P}{\mu_0 \cdot R_{\text{TOTAL}}} \quad \text{e} \quad R_{\text{TOTAL}} = R_m + R_a + R_b + R_g + R_{pc} \quad (2.14)$$

onde μ_0 é a viscosidade dinâmica do permeado; R_m é a resistência intrínseca da membrana; R_a é a resistência devido à adsorção; R_b é a resistência devido ao bloqueio de poros; R_g é a resistência devido à camada gel; R_{pc} é a resistência devido ao fenômeno de polarização por concentração.

Cada tipo de resistência contribui de uma maneira diferente para a resistência total. A influência da contribuição depende da natureza da membrana envolvida no processo, das espécies químicas em solução ou suspensão e das condições de operação do sistema. Quando se tem apenas solvente puro, somente a resistência da membrana (R_m) apresenta contribuição na resistência total, ou seja, $R_{\text{TOTAL}} = R_m$. A resistência da membrana está relacionada à espessura, porosidade, tamanho e tortuosidade do poro, ou seja, aos aspectos estruturais da membrana (no caso de membranas porosas).

A resistência devido à camada polarizada (R_{pc}) surge em virtude da membrana ser seletiva a certos componentes, formando-se um acúmulo de moléculas ou partículas à superfície da membrana; esse fenômeno mostra-se presente em todos os PSM.

A Figura 2.9 mostra uma representação esquemática do modelo das resistências.

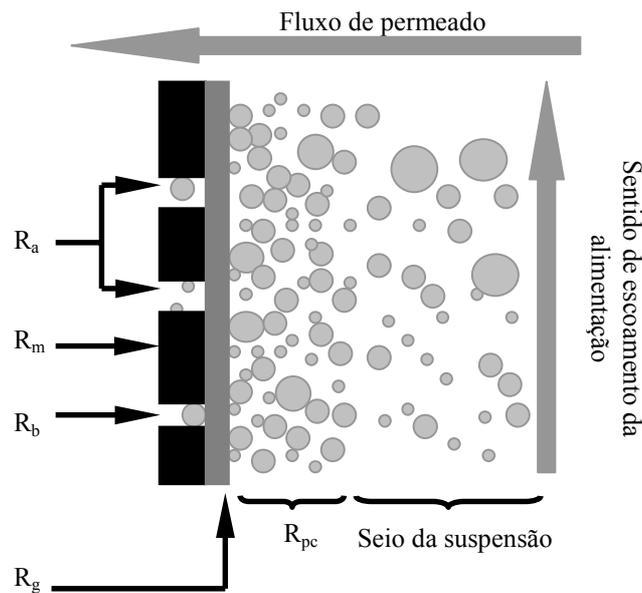


Figura 2.9: Representação esquemática das diferentes resistências associadas ao transporte de massa em PSM.

Em função das propriedades físico-químicas da membrana e dos solutos envolvidos no processo de filtração, pode ocorrer um processo de adsorção à superfície da membrana e na parede dos seus poros. Conseqüentemente, resistências adicionais as da membrana e da camada polarizada podem surgir. A resistência de adsorção (R_a) acontece quando as partículas adsorvidas não chegam a bloquear totalmente os poros da membrana, enquanto que a resistência de bloqueio de poro (R_b) acontece quando as partículas adsorvidas apresentam um tamanho muito próximo ao poro da membrana, bloqueando-o totalmente.

A resistência devido à camada gel (R_g) surge quando as forças interfaciais de naturezas diversas (forças eletrostáticas, van der Waals, solvatação) e as condições de operação do sistema, incluindo o pH do meio, o qual pode alterar a força iônica e as interações entre as macromoléculas, fornecem condições favoráveis para a formação de uma camada de gel à superfície da membrana.

2.2.5 Modelo da Pressão Osmótica

Nos PSM, o modelo da pressão osmótica admite que a queda de fluxo de permeado, em relação ao fluxo de solvente puro, observada quando se trabalha com uma solução ou suspensão, ocorre principalmente devido à pressão osmótica do soluto na solução nas

condições de operação do sistema. Assim, pode-se dizer que o fluxo de permeado da solução é equivalente ao fluxo de permeado do solvente puro, caso o sistema fosse operado a uma pressão transmembrana ou uma diferença de pressão efetiva expressa por:

$$(\Delta P - \Delta \pi) \quad \text{onde} \quad \Delta \pi = [\pi(C_m) - \pi(C_p)] \quad (2.15)$$

onde $\Delta \pi$ é a diferença de pressão entre a pressão osmótica de uma solução em contato com uma membrana, que se encontra em uma concentração de soluto C_m , e a pressão osmótica da solução permeada, a uma concentração de soluto C_p .

Assim, o fluxo de permeado pode ser expresso por:

$$J = \frac{1}{\mu_0 R_m} \cdot (\Delta P - \Delta \pi) \quad (2.16)$$

Como a pressão osmótica é uma propriedade coligativa, ela depende do número de moléculas ou íons presentes na solução ou suspensão; conseqüentemente, para uma mesma concentração mássica, a pressão osmótica de pequenas moléculas e sais é bem mais elevada do que a pressão osmótica de macromoléculas. Assim, para os processos de NF e OI, o valor da diferença de pressão osmótica é elevado; para a UF, o valor da diferença de pressão osmótica é significativo somente quando se trabalha com uma solução concentrada de macromoléculas; para a MF, a diferença de pressão osmótica é desprezável.

De acordo com os modelos apresentados, pode-se notar que, tanto o modelo das resistências como o modelo da pressão osmótica, podem ser aplicados para os quatro PSM que fazem uso do gradiente de pressão como força motriz, ou seja, MF, UF, NF e OI. Em qualquer caso, a força motriz efetiva é $(\Delta P - \Delta \pi)$, mas a permeabilidade, conforme mostrado anteriormente, assume formas particulares para cada tipo de processo em questão. Para os processos que utilizam membranas porosas, tais como MF, UF e NF, a permeabilidade L_p será uma função das características da membrana e das propriedades da alimentação (L_p = função da porosidade, raio do poro, tortuosidade do poro, viscosidade da alimentação). Entretanto, para o processo de OI, devido às membranas não apresentarem poros, a permeabilidade assume outras formas. Maiores detalhes podem ser encontrados em HO e SIRKAR (1992).

Até o momento, os modelos matemáticos apresentados fazem uma consideração macroscópica do processo de separação com membranas. Consideração alguma sobre as forças que atuam sobre as partículas foram evidenciadas. A seguir, apresenta-se uma breve introdução aos modelos microscópicos de deposição de partículas junto à superfície da membrana.

2.2.6 Modelos Microscópicos

Os modelos que fazem consideração microscópica de deposição de partícula foram introduzidos por SCHMITZ *et al.* (1992), CHANG e HWANG (1994, 1995), CHANG *et al.* (1995), ALTMANN e RIPPERGER (1997). Mais recentemente, é possível citar os trabalhos de VYAS *et al.* (2001) e RIPPERGER e ALTMANN (2002). De acordo com esses autores, o ponto de partida é a correta especificação das forças que agem sobre uma partícula isolada. Considerando-se o balanço de forças sobre uma partícula, é importante distinguir dois casos: forças que atuam sobre partículas que estão fluindo sobre a membrana e forças que atuam sobre partículas depositadas à superfície da membrana. A abordagem mais simples é considerar uma partícula esférica depositada sobre a superfície da membrana ou sobre a superfície de uma camada de torta estagnada, e efetuar o balanço de forças sobre essa partícula para determinar se ela está ou não aderida à superfície. Para que o modelo aproxime-se da realidade, as forças que atuam sobre a partícula são, além das forças de arraste devido ao fluxo de filtrado e devido à velocidade tangencial, as forças de atrito, a força gravitacional (força peso da partícula), a força de interação entre partículas (como exemplo as forças de van-der-Waals, adesão), a força de suspensão inercial, e as forças de difusão (como exemplo difusão browniana, induzida por cisalhamento). A Figura 2.10 mostra uma representação esquemática simplificada de uma partícula depositada sobre uma membrana e as forças que atuam sobre essa partícula.

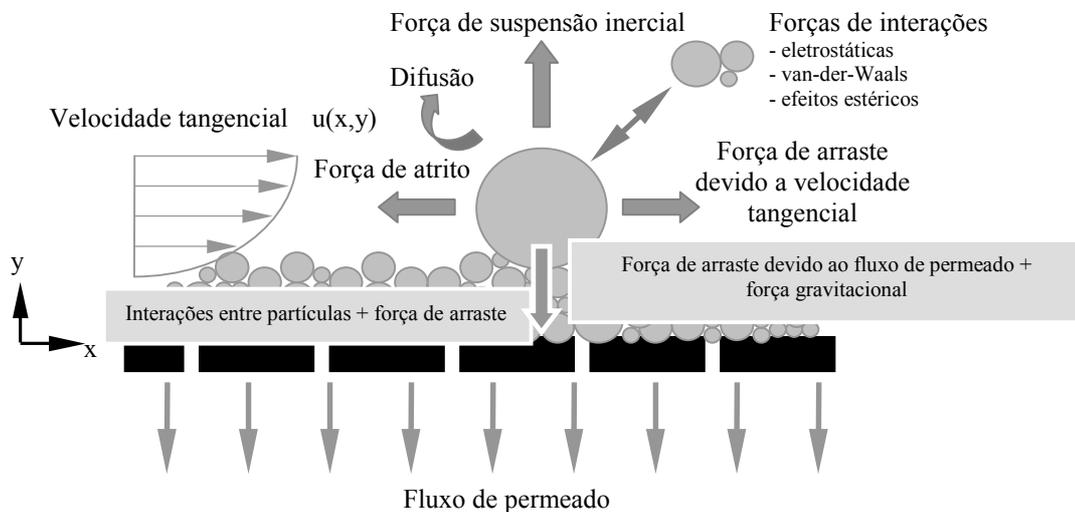


Figura 2.10: Representação esquemática de forças agindo sobre uma partícula depositada.

As forças hidrodinâmicas, que influenciam principalmente a deposição de partículas sobre a membrana, são o arraste devido ao fluxo de permeado e a força de suspensão da partícula, sendo esta causada pelo cisalhamento.

De acordo com RIPPERGER e ALTMANN (2002), para partículas com tamanho inferior a $0,1 \mu\text{m}$, o processo de filtração pode ser descrito apenas pela difusão, ao passo que para partículas maiores do que $1 \mu\text{m}$, a filtração é basicamente controlada pelos efeitos hidrodinâmicos.

Uma desvantagem dos modelos que consideram o balanço de forças sobre uma partícula isolada segundo VYAS *et al.* (2001), é que a resistência da camada de torta formada e a sua altura não podem ser determinadas. Também, esses modelos são incapazes de especificar a relação entre pressão e fluxo, conforme SCHLUEP e WIDMER (1996). Entretanto, com a combinação do mecanismo de torta fluida com o modelo das resistências em série, pode-se prever a altura (espessura) e a resistência da camada de torta formada. Maiores detalhes dos mecanismos mencionados podem ser encontrados em BOWEN e JENNER (1995), DHARMAPPA *et al.* (1992), ALTMANN e RIPPERGER (1997), PIRON *et al.* (1995) e SCHULEP e WIDMER (1996).

ALTMANN e RIPPERGER (1997) propuseram um mecanismo para o crescimento de camada de torta à pressão transmembrana constante. A Figura 2.11 apresenta esquematicamente esse mecanismo.

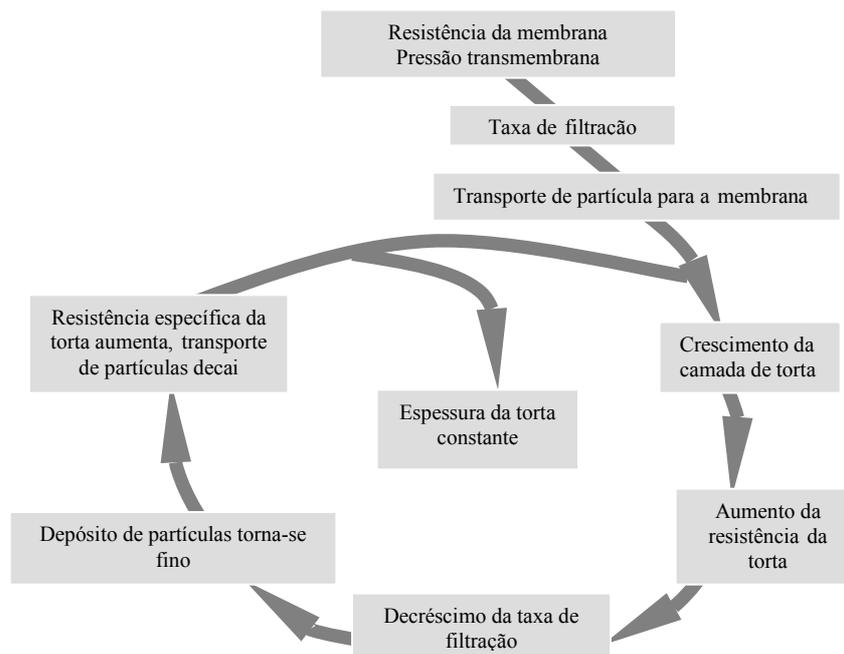


Figura 2.11: Representação esquemática do mecanismo de crescimento de torta à pressão transmembrana constante.

No início do processo, a taxa de filtração é determinada pela pressão transmembrana e pela resistência da membrana. O fluxo de filtrado provoca um transporte convectivo de partículas para a membrana. Por causa desse transporte, e pela deposição de partículas à

superfície da membrana, a espessura da camada aumenta; conseqüentemente, aumenta a resistência da camada e a taxa de filtração decai. O baixo fluxo de filtrado acarreta dois efeitos: o transporte de partículas para a camada decresce e a resistência específica da torta formada aumenta em virtude da deposição de partículas finas. O ciclo continua até a taxa de filtração atingir um valor baixo, tal que o transporte de partículas para a camada de torta torna-se nulo.

2.2.7 Modelos Baseados nas Equações de Conservação

Uma alternativa aos modelos clássicos propostos anteriormente, onde se têm expressões para a taxa de fluxo de permeado, são os modelos clássicos baseados nas equações fundamentais de escoamento de fluidos. Assim, com o intuito de se modelar matematicamente os fenômenos de transferência envolvidos nos processos de MF e UF para posterior simulação, as equações básicas de transporte são a equação da continuidade, a equação da quantidade de movimento e a equação da conservação da massa para as partículas a serem separadas, escritas na forma conservativa. Ainda, com o objetivo de simplificar a modelagem matemática fazendo-se uso de simetrias, geralmente assume-se que a geometria do canal de escoamento pode ser representada ou por um canal retangular (coordenadas cartesianas) ou por um canal tubular (coordenadas cilíndricas).

De acordo com MA *et al.* (1985), DAVIS e LEIGHTON (1987), GILL *et al.* (1988), DAVIS e SHERWOOD (1990), ILIAS e GOVIND (1993), ROSÉN e TRÄGÅRDH (1993), ILIAS *et al.* (1995), BOWEN e WILLIAMS (2001) e GERALDES *et al.* (2001), este último autor utilizou as equações fundamentais de escoamento de fluidos para modelar o processo de NF, as equações de transporte envolvidas podem sofrer uma ou mais das seguintes simplificações:

1. o campo de escoamento é aproximado por uma função prescrita conhecida ou por uma forma reduzida da equação de quantidade de movimento linear;
2. a velocidade de permeação à superfície da membrana é constante ou tem um perfil em degrau ao longo do comprimento axial (ou longitudinal) do módulo;
3. a velocidade na parede pode depender da pressão osmótica;
4. a queda de pressão na direção axial (ou longitudinal) é desprezada ou uma queda de pressão prescrita é utilizada sem se resolver a equação da quantidade de movimento;
5. a análise da permeabilidade da membrana nunca é detalhada e uma permeabilidade efetiva é assumida;

6. as propriedades de transporte e de fluido são, normalmente, assumidas constantes.

As hipóteses citadas acima revelam que muitos modelos são baseados em equações de transporte desacopladas; isto é, o perfil de velocidades não interfere no perfil de concentração e vice-versa, podendo-se resolver numericamente as equações de conservação de quantidade de movimento e massa separadamente. No entanto, a prática demonstra que nem sempre isso acontece e algumas dessas simplificações não estão de acordo com a realidade. No presente trabalho, estas equações necessitam ser resolvidas simultaneamente uma vez que a viscosidade da suspensão e a difusividade do soluto na suspensão são funções da concentração de partículas na suspensão.

É importante salientar que, em virtude da camada limite em filtração tangencial apresentar um valor tipicamente pequeno em relação à meia altura do canal ou diâmetro da tubulação, as coordenadas cartesianas são apropriadas tanto para geometrias de canais retangulares planos quanto para geometrias tubulares (DAVIS e SHERWOOD, 1990).

2.2.8 Divergência entre os Modelos e o Paradoxo do Fluxo

Conforme apresentado anteriormente, tem-se um grande número de modelos propostos para descrever o comportamento do transporte em MF e UF tangencial. A maioria dos modelos somente é válida para o estado-estacionário. No entanto, somente poucos modelos conseguem descrever com precisão o processo real e explicar as diferenças entre os resultados experimentais e os preditos pelo modelo. Com o intuito de se compreender a divergência entre os modelos, deve-se analisar o que está acontecendo na interface membrana/solução ou suspensão durante o processo de filtração. Quando se utiliza um PSM para se efetuar uma separação líquido/sólido, independente do tipo de arranjo utilizado, transversal ou tangencial, acontecerá uma elevação da concentração da suspensão na interface membrana/suspensão, pois a membrana é restritiva à passagem de partículas. Conseqüentemente, inicia-se uma retrodifusão de partículas em direção ao seio da solução ou suspensão provocando um perfil de concentração deste soluto (partículas) nesta região próxima à interface membrana/suspensão. A divergência entre os modelos encontra-se nos mecanismos utilizados para quantificar essa retrodifusão (ROMERO e DAVIS, 1988, SCHLUEP e WIDMER, 1996 e LI *et al.*, 2000).

Segundo ROMERO e DAVIS (1988) e SCHULZ e RIPPERGER (1989), dois mecanismos distintos para transferência de massa estão disponíveis na literatura para descrever o retrotransporte de partículas da membrana para o seio da suspensão: mecanismos baseados nas leis da difusão e mecanismos baseados nas leis hidrodinâmicas. Segundo SCHULZ e RIPPERGER (1989), as leis da difusão mostram-se inadequadas para o mecanismo de retrodifusão em MF tangencial. Porém, MONDOR e MORESOLI (2000) consideram que a ordem de grandeza relativa dos mecanismos de transporte, tais como difusão browniana, difusão induzida por cisalhamento, suspensão inercial, entre outros,

dependem fortemente da taxa de cisalhamento e do tamanho das partículas envolvidas durante o processo. Outros autores, tais como FANE (1984) e DHARMAPPA (1992), consideram apenas o tamanho da partícula como determinante para se escolher o mecanismo de transporte adequado.

Conforme ROMERO e DAVIS (1988) e VASSILIEFF (1992), os modelos baseados no conceito de polarização por concentração, tal como a teoria do filme, geram boa concordância entre os dados experimentais e os teóricos para UF tangencial de macromoléculas, mas falham quando aplicados ao processo de MF. Essa discrepância entre a teoria e os dados medidos experimentalmente está relacionada ao fluxo de permeado, e foi denominada de “o paradoxo do fluxo para suspensões coloidais”. Vários pesquisadores têm estudado esse fenômeno com o intuito de compreendê-lo, e diversas explicações foram propostas. De acordo com DAVIS e LEIGHTON (1987), ROMERO e DAVIS (1988), McDONOGH *et al.* (1989), VASSILIEFF (1992), PIRON *et al.* (1995), SCHLUEP e WIDMER (1996) e SETHI e WIESNER (1997), este paradoxo ocorre quando se considera o mecanismo de retrodifusão baseado somente na difusão browniana. O coeficiente de difusão browniano para suspensões diluídas de partículas esféricas rígidas é calculado a partir da equação de Stokes – Einstein:

$$D_{\text{browniana}} = \frac{\kappa T}{6\pi\mu_0 a} \quad (2.17)$$

onde κ é a constante de Boltzmann, cujo valor é $1,38 \cdot 10^{-23} \text{ kg.m}^2.\text{s}^{-2}.\text{K}^{-1}$; T é a temperatura absoluta, em K; μ_0 é a viscosidade dinâmica, em Pa.s; a é o raio da partícula, em m.

Pode-se perceber que a difusão browniana é inversamente proporcional ao tamanho das partículas; assim, quando esta é utilizada na teoria do filme ou no modelo da camada gel para MF de suspensões coloidais, esses modelos subpredizem o valor do fluxo de permeado. De acordo com HUISMAN e TRÄGÅRDH (1999), para suspensões compostas por partículas muito pequenas, a teoria browniana prediz os valores menores de fluxo de permeado sendo que outros mecanismos de transporte precisam ser levados em conta.

VASSILIEFF (1992) propôs ainda que a maior simplificação do modelo simples de polarização por concentração, baseado na retrodifusão browniana, é não considerar a formação de uma camada densa (chamada, às vezes, de membrana dinâmica) acima da membrana durante o processo de separação. O autor apresentou um modelo convectivo para a MF tangencial de suspensões coloidais e, considerando apenas os mecanismos convectivos de transporte, as predições do modelo exibem boa concordância em relação aos dados experimentais.

Conforme pode ser observado pelas referências apresentadas nesta revisão, existe um grande número de modelos matemáticos, com diferentes considerações e simplificações, para modelar o processo de MF com partículas em suspensão. Isto evidencia a complexidade do fenômeno em estudo; este trabalho foi feito no sentido de contribuir para um maior entendimento dos fenômenos envolvidos nos PSM usando a MF.

Capítulo 3

Procedimento Experimental

Este capítulo apresenta o procedimento experimental adotado durante os ensaios de MF efetuados neste trabalho. Inicialmente são apresentados os materiais utilizados, tais como a suspensão, a membrana e o sistema de MF. Em seguida, a metodologia experimental utilizada é descrita.

3.1 Materiais e Métodos

Esta seção apresenta os materiais utilizados nos experimentos de MF. Primeiro a preparação da suspensão de sílica é descrita, seguido da membrana utilizada e do sistema de MF, finalizando com a descrição do módulo.

3.1.1 Preparo da Suspensão de Sílica

O desenvolvimento dos experimentos desta etapa do trabalho teve por objetivo encontrar uma suspensão estável que pudesse ser utilizada no processo de MF tangencial estudado. No primeiro momento, realizou-se uma revisão da literatura sobre suspensões aquosas salinas de partículas de sílica e verificou-se que muitos autores utilizam suspensões aquosas salinas de partículas de sílica em várias pesquisas que envolvem processos de MF em fluxo tangencial (NAZZAL e WIESNER (1994), HUISMAN *et al.* (1997), HUISMAN *et al.* (1998), ELZO *et al.* (1998), HUISMAN e TRÄGÅRDH (1999) e HUISMAN *et al.* (1999)), em virtude de apresentarem um comportamento semelhante a um fluido newtoniano (LEIGHTON e ACRIVOS *apud* DAVIS e SHERWOOD, 1990).

No segundo momento, para o preparo da suspensão aquosa salina de partículas de sílica, várias suspensões foram preparadas, com o intuito de verificar quais os valores de pH, concentração de sal e concentração de partículas de sílica formam uma suspensão estável. Assim, preparou-se várias suspensões de acordo com a seguinte metodologia: escolheu-se

uma faixa de pH apresentando os valores de 3, 4, 6, 6,5, 7, 9, 9,5 e 10, os quais foram mantidos constantes para diferentes valores de concentração de sal (cloreto de sódio) iguais a 0,001, 0,01 e 0,1 M e diferentes valores de concentração de partículas de sílica (dióxido de silício) iguais a 100, 300 e 500 mg.L⁻¹ de SiO₂. Esses valores, conforme mencionado anteriormente, foram escolhidos após uma revisão da literatura, com a finalidade de se obter uma suspensão de partículas de sílica estável. A partir de agora, por simplicidade, a suspensão aquosa salina de partículas de sílica será denominada de suspensão de partículas de sílica.

A Figura 3.1 ilustra esquematicamente o preparo das suspensões de partículas de sílica descrito anteriormente.

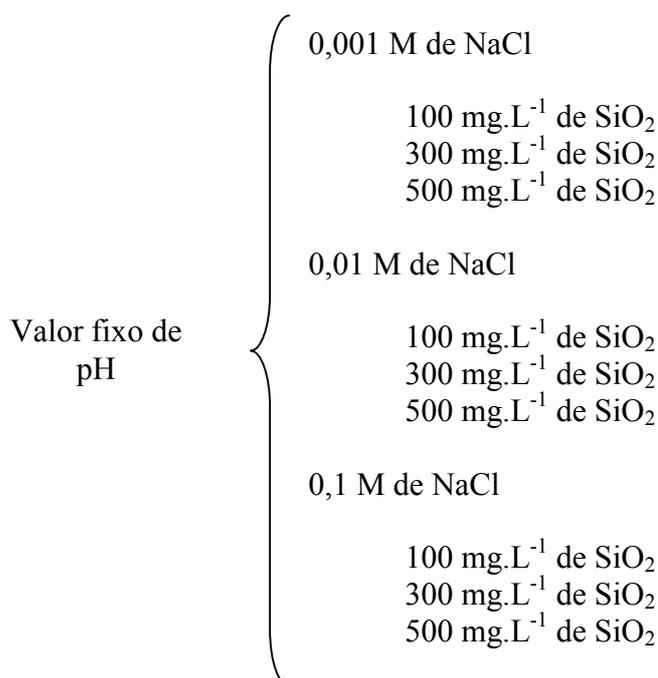


Figura 3.1: Representação esquemática do preparo das suspensões de partículas de sílica.

Terminado o preparo das suspensões de partículas de sílica, estas ficavam em repouso por 15 h (ELZO *et al.*, 1998) com a finalidade de se verificar a sua estabilidade, ou seja, se as partículas de sílica ficavam em suspensão ou se decantavam. Após a verificação da estabilidade das suspensões de partículas de sílica preparadas, pôde-se escolher a suspensão adequada para efetuar os ensaios de MF.

No presente trabalho, todos os ensaios de MF tangencial foram efetuados com suspensão aquosa a 0,001M de cloreto de sódio (NaCl, marca SYNTH, grau de pureza P.A.) e concentração de partículas de sílica (SiO₂) de 100, 300 e 500 mg.L⁻¹ em pH igual a 6. Água destilada foi utilizada como solvente. Hidróxido de sódio (NaOH, marca SYNTH, grau de pureza P.A.) e ácido clorídrico (HCl, marca SYNTH, grau de pureza P.A.) foram utilizados

para ajuste de pH. As partículas de dióxido de silício utilizadas neste trabalho SIPERNAT 22 LS foram gentilmente fornecidas pela Degussa Brasil Ltda, apresentando um tamanho médio de partículas igual a 6 μm .

3.1.2 A Membrana

A membrana utilizada nos experimentos de MF foi uma membrana comercial, microporosa, assimétrica e com diâmetro de poro nominal igual a 0,2 μm , polimérica fabricada pela OSMONICS. Segundo o fabricante, essa membrana suporta uma faixa de pH que varia de 0,5 a 13, uma pressão máxima de operação igual a 13,8 bar, uma temperatura máxima de trabalho igual a 100°C e concentração máxima de cloro livre igual a 25 ppm.

Vale salientar que todos os ensaios de MF foram realizados com a mesma membrana, ou seja, uma vez montado o módulo de MF, este foi fechado e só foi aberto após o término dos experimentos.

3.1.3 O Sistema de MF

O sistema de MF utilizado neste trabalho é constituído basicamente pelos seguintes equipamentos: um módulo de acrílico para membrana plana (C), uma bomba de engrenagens (B), um tanque de alimentação (TA), um banho termostático (BT), dois manômetros (M_1 , M_2), duas válvulas de agulha (V_1 , V_2) e um termopar (T). A Figura 3.2 apresenta esquematicamente o sistema de MF utilizado.

O tanque de alimentação (TA) é confeccionado em vidro e tem capacidade para 2 litros. A temperatura da alimentação, e conseqüentemente a do sistema, foi mantida constante através da circulação de água no interior da camisa do tanque de alimentação, a qual era mantida à temperatura constante através de um banho termostático ((BT), marca Lauda, modelo T). As válvulas de agulha (V_1 e V_2) são confeccionadas em aço inox. A válvula V_1 está localizada na recirculação do sistema e serve para controlar a vazão da alimentação do módulo e a pressão. A válvula V_2 está localizada na saída do concentrado do módulo e serve para controlar a pressão de saída. O termopar (T), localizado na saída da corrente concentrada do módulo (C), é do tipo K, e serve para medir a temperatura do sistema. A diferença de pressão através da membrana (ou pressão transmembrana) foi calculada como uma média aritmética entre as pressões medidas pelos manômetros M_1 e M_2 , localizados respectivamente na entrada da alimentação e na saída do concentrado do módulo de membranas, pois a pressão do lado permeado é a pressão atmosférica.

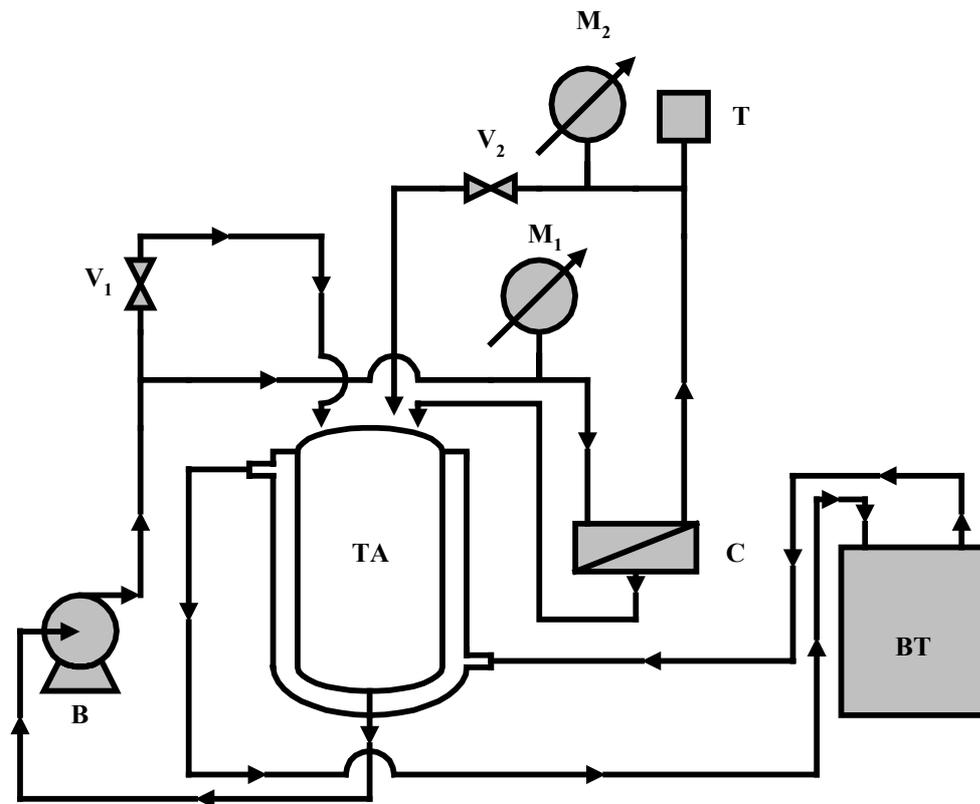


Figura 3.2: Representação esquemática do sistema de MF.

A Figura 3.3 apresenta uma fotografia do sistema de MF utilizado.

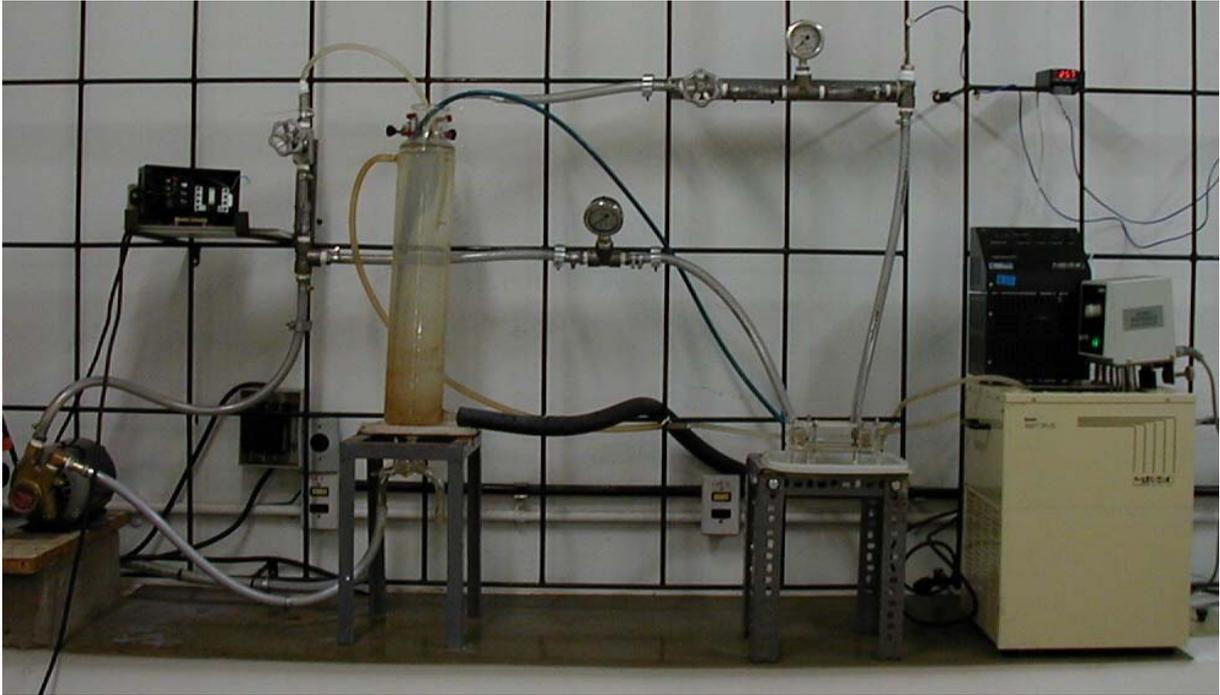
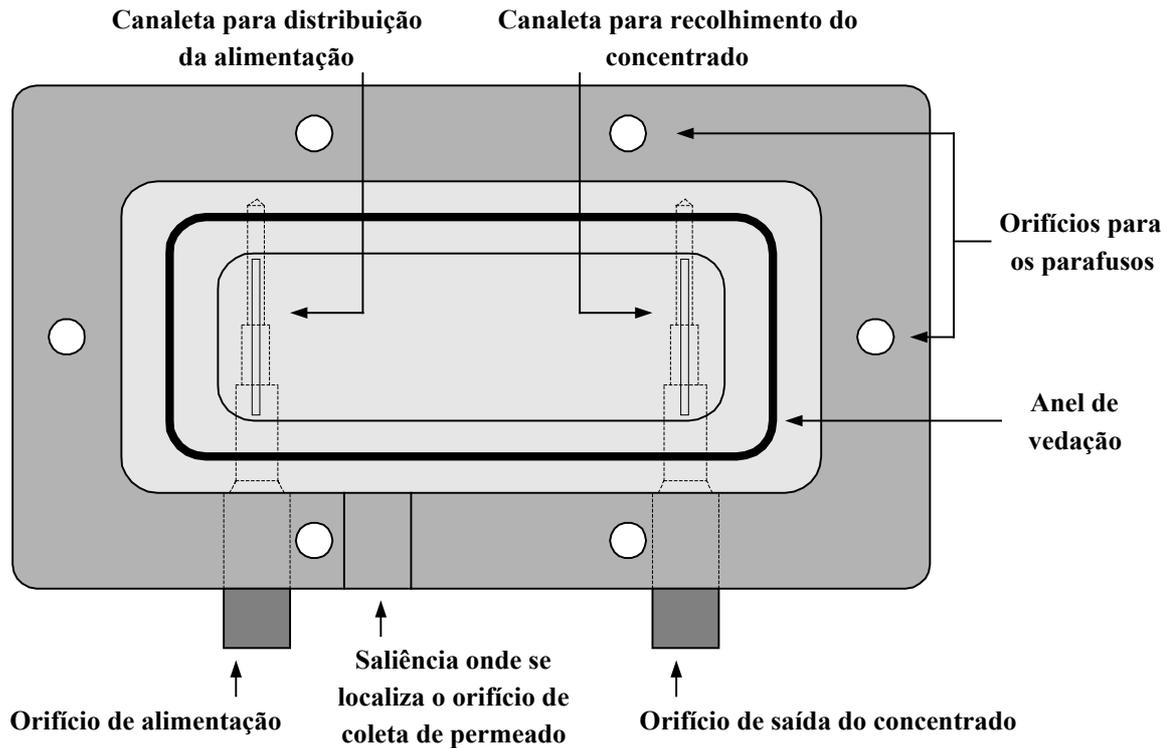


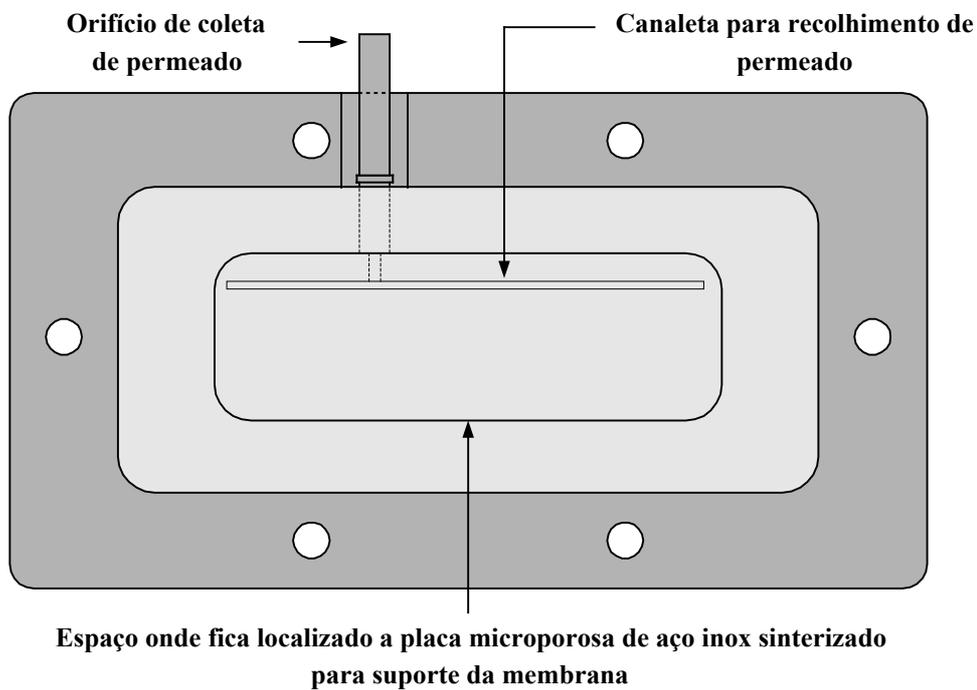
Figura 3.3: Fotografia do sistema de MF.

3.1.3.1 O Módulo

A Figura 3.4 representa esquematicamente o módulo utilizado que é plano, de canal retangular, sendo constituído por duas placas confeccionadas em acrílico. Possui uma placa sinterizada de aço inox como suporte para a membrana. O módulo opera em escoamento tangencial. A alimentação é efetuada por meio de uma abertura localizada na placa superior de acrílico a qual conduz a alimentação para uma canaleta. A função da canaleta é distribuir de maneira homogênea a alimentação no interior do canal de escoamento. A alimentação esco tangencialmente sobre a superfície da membrana, onde atinge uma outra canaleta responsável pela saída do concentrado do módulo. O permeado é recolhido por uma fina canaleta localizada na placa de acrílico inferior, situada abaixo da membrana e da placa de aço inox sinterizada. O módulo possui um *o-ring* (anel de vedação) e seis parafusos distribuídos simetricamente para manter a vedação. As dimensões do canal de escoamento são: comprimento de 0,115 m, largura de 0,045 m e altura de 0,001 m. A área de filtração efetiva é a área delimitada pelo anel de vedação igual a $5,175 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$.



(a)



(b)

Figura 3.4: Representação esquemática do módulo de acrílico para membrana plana: (a) vista interna da placa superior, (b) vista interna da placa inferior.

3.2 Métodos

Esta seção descreve a metodologia experimental adotada durante os ensaios de MF tangencial.

3.2.1 Metodologia Experimental

Antes dos ensaios de MF com a suspensão de partículas de sílica, realizou-se a compactação da membrana com o intuito de adensar a sua microestrutura para adaptá-la às condições de trabalho. Para isto, foi escolhida a pressão máxima utilizada nos experimentos, igual a 3,5 bar, e acompanhou-se a evolução do fluxo de permeado, para água pura (destilada), em função do tempo até este atingir um valor aproximadamente constante.

Após a compactação, realizou-se a medida do fluxo permeado para água pura a fim de caracterizar a membrana em relação a este parâmetro. Este ensaio consiste em medir o fluxo de permeado como uma função da diferença de pressão transmembrana. O resultado deve ser próximo a uma reta. Para este ensaio, a pressão utilizada foi de 3,5 bar (máxima) até 0,5 bar (mínima), tendo como pontos intermediários 1,5, 2 e 2,5 bar. Em cada ponto de pressão ajustado, esperava-se dez minutos antes de se fazer a medida do fluxo de permeado. Este tempo de espera serve para a estrutura da membrana acomodar-se à pressão ajustada. O fluxo de permeado para a água pura era medido fixando-se um tempo de coleta (180 segundos). Pesava-se a quantidade coletada em uma balança analítica (marca Bosch, modelo SAE 200) e obtinha-se a massa em gramas. Com o valor da massa específica da água pura à temperatura fixa de 25°C, obtinha-se o volume de permeado, em mililitros. Com os dados de tempo de coleta e volume de permeado, e conhecendo-se a área efetiva de filtração da membrana, calculou-se o fluxo de permeado em litros por metro quadrado por hora. As medidas foram efetuadas três vezes em cada ponto de pressão ajustado com o intuito de se fazer uma média aritmética e obter-se o fluxo médio.

A suspensão de partículas de sílica foi preparada e ficava 15 h em repouso, conforme descrito anteriormente, para depois ser utilizada nos ensaios de permeação. Este tempo de repouso serve para estabilizar as cargas sobre as partículas (ELZO *et al.*, 1998).

Após o preparo da suspensão de sílica e posterior repouso de 15 h, efetuou-se a medida do fluxo permeado da suspensão de sílica em função do tempo até que o fluxo permeado atingisse um valor aproximadamente constante em relação ao tempo indicando que o estado-estacionário foi atingido. Na seqüência, mediu-se o fluxo permeado em dois tipos diferentes de experimentos para a suspensão de partículas de sílica:

1^o) mantendo-se a velocidade tangencial constante, variou-se a pressão de 0,5 até 3,5 bar tendo como pontos intermediários 1,5, 2 e 2,5 bar;

2^o) mantendo-se a pressão constante, variou-se a velocidade tangencial de acordo com os seguintes valores: 0,16, 0,62, 1,18 e 1,67 m.s⁻¹. A faixa do número de Reynolds variou de $3,63 \cdot 10^3$ a $2 \cdot 10^5$ para todos os experimentos realizados. Vale salientar que o número de Reynolds calculado foi baseado no comprimento da membrana, em virtude do escoamento ter sido considerado um escoamento sobre placa plana, ou seja, escoamento externo. Assim, a placa plana é a própria membrana microporosa e os valores de número de Reynolds calculado revelam que o escoamento é laminar.

O fluxo permeado da suspensão de partículas de sílica foi medido como uma função do tempo para diferentes valores de pressão transmembrana. O mesmo procedimento para se medir o fluxo permeado para água pura foi adotado, porém fixou-se um volume de coleta de permeado (20 mL), o qual era coletado em uma proveta graduada medindo-se o tempo necessário para preencher esse volume. De posse dos dados de tempo de coleta e de volume de permeado, calculou-se o fluxo de permeado em litros por metro quadrado por hora. A temperatura da alimentação foi mantida constante e no valor de 25 °C. O modo de operação foi de recirculação total, isto é, as correntes de concentrado e permeado retornam para o tanque de alimentação, mantendo o volume e a concentração da suspensão no sistema constantes.

A concentração de sílica foi medida em um turbidímetro (marca Policontrol, modelo AP 2000) através de amostras coletadas durante os ensaios de permeação com o intuito de verificar a retenção da membrana em relação às partículas de sílica. Para tanto, uma curva de calibração que relaciona turbidez (NTU) e concentração (mg.L⁻¹) foi obtida para a faixa de concentração de sílica utilizada. Os dados para a confecção desta curva estão tabelados no APÊNDICE B e a curva de calibração é apresentada na Figura 3.5, exibindo a equação da reta de ajuste para os pontos experimentais e o respectivo coeficiente de correlação R². Após a análise da concentração das partículas de sílica no permeado, medida através da turbidez de amostras coletadas, verificou-se que o permeado não ficou isento de partículas de sílica, revelando que não houve retenção total de sílica pela membrana. Em todos os ensaios de MF, o maior valor de turbidez medido no permeado foi igual a 0,02 NTU correspondente ao valor de concentração aproximadamente igual a 15,9 mg.L⁻¹ de SiO₂. No entanto, este valor de turbidez mostra-se bastante baixo exibindo, conseqüentemente, um pequeno valor de concentração de partículas de sílica. Assim, considerando este pequeno valor de concentração de sílica no permeado, para fins de simulação, adotou-se a hipótese de que em todos os experimentos realizados, o diâmetro das partículas de sílica em suspensão foi sempre maior que o tamanho dos poros da membrana utilizada obtendo-se retenção total de partículas de sílica.

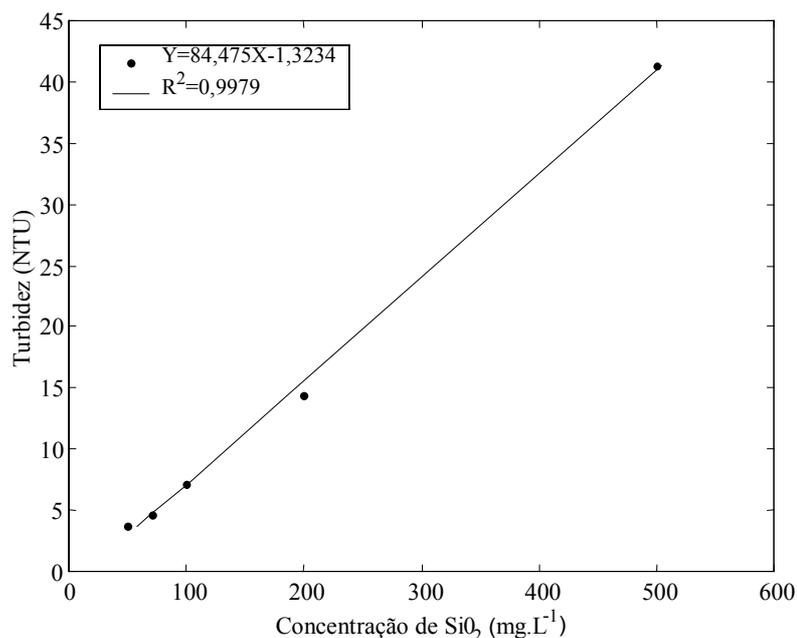


Figura 3.5: Curva de calibração turbidez *versus* concentração de sílica para a faixa de concentrações utilizada neste trabalho.

Terminados os ensaios de fluxo de permeado para a suspensão de partículas de sílica, efetuou-se a lavagem da membrana com água destilada, com pressão transmembrana igual a 0,5 bar, temperatura igual a 25 °C e tempo de lavagem igual a uma hora. Após a lavagem, fez-se novamente a medição do fluxo permeado de água pura para verificar se houve ou não alteração nas características da membrana.

A Figura 3.6 mostra uma representação esquemática do procedimento experimental adotado no presente trabalho, e cujas etapas foram descritas anteriormente.

Vale salientar que o sistema de MF, após sua instalação e operação, foi lavado com água destilada antes de se realizar os ensaios de medida de fluxo permeado para água pura. Esta lavagem tem por finalidade remover possíveis contaminantes do sistema (os quais podem estar presentes no volume ocupado pelas tubulações e pelo canal de escoamento) evitando-se, assim, quaisquer problemas de contaminação com partículas ou sujidades que possam estar presentes nas tubulações ou no interior do módulo. Com a mesma finalidade, antes dos ensaios com a suspensão de partículas de sílica, o sistema foi lavado com a própria suspensão de sílica, obedecendo à respectiva concentração utilizada nos experimentos.

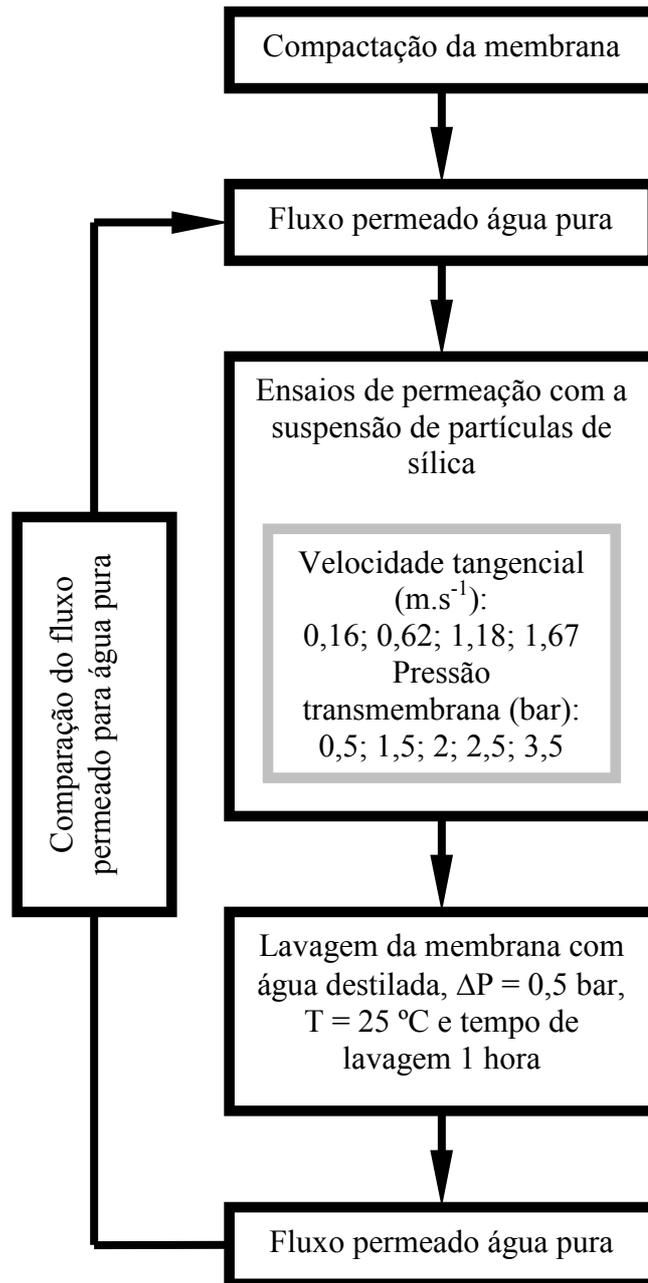


Figura 3.6: Representação esquemática do procedimento experimental.

Finalmente, ressalva-se que, a fim de se verificar repetibilidade dos dados experimentais, todos os experimentos foram realizados em duplicata. No entanto, não se conseguiu garantir uma repetibilidade dos dados experimentais efetuando o mesmo procedimento experimental. Este comportamento pode estar relacionado ao fato da membrana ser nova no início, durante a realização dos experimentos e, quando efetuou-se a duplicata, a membrana já não apresentava todas as características de uma membrana nova. Este comportamento pode estar associado a efeitos de compactação, alguns poros bloqueados total ou parcialmente, entre outros. No entanto, não houve variação significativa na característica da membrana, conforme será apresentado no Capítulo 6.

Capítulo 4

Formulação do Problema

Este capítulo apresenta a formulação matemática do problema de MF tangencial para a suspensão aquosa de partículas de sílica, apresentando as equações diferenciais governantes que descrevem o fenômeno de transferência de massa, bem como as respectivas condições de contorno nas quais está submetido o domínio de interesse.

4.1 Desenvolvimento Matemático do Problema – Equações Governantes

A modelagem matemática é a mesma empregada por DAVIS e SHERWOOD (1990) e TRETTIN e DOSHI *apud* HUISMAN e TRÄGÅRDH (1999), conforme se apresenta a seguir.

O processo de MF analisado no presente trabalho está esquematicamente mostrado na Figura 4.1.

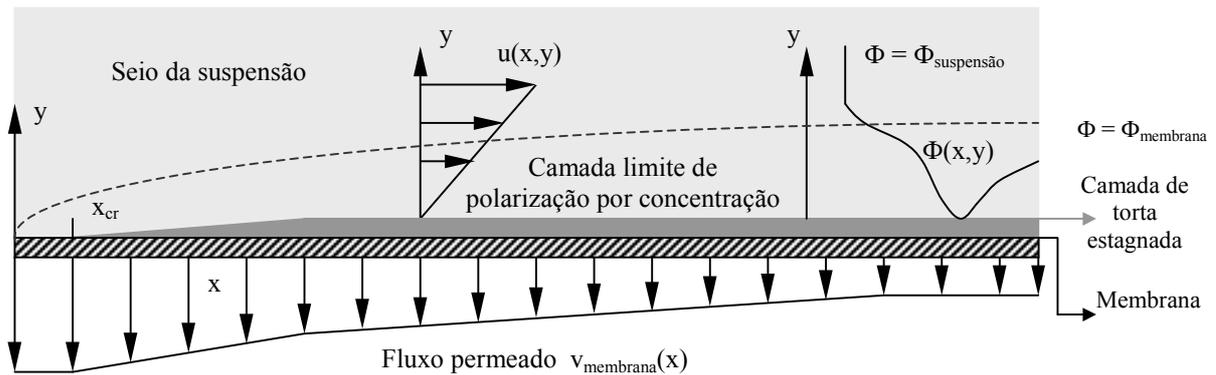


Figura 4.1: Representação esquemática da camada limite de polarização por concentração e da camada de torta estagnada formada à superfície da membrana em microfiltração tangencial. Nesta representação, extrapolou-se a escala y para uma melhor visualização das camadas de torta e de polarização por concentração.

A suspensão de partículas de sílica é forçada a escoar no interior de um canal plano através de uma área de seção transversal retangular, onde a parede inferior do canal de escoamento é a membrana microporosa. Devido às condições do escoamento, existe a formação de uma camada de torta estagnada à superfície da membrana e, acima desta camada de torta, desenvolve-se uma camada de polarização por concentração na qual o transporte de partículas acontece pelo mecanismo de difusão e convecção. A espessura da camada de torta estagnada e da camada de polarização por concentração é assumida ser muito fina comparada à meia altura do canal de escoamento do módulo onde se encontra a membrana. Assim, as coordenadas cartesianas são apropriadas tanto para geometrias de canais retangulares planos quanto para geometrias tubulares, conforme mencionado anteriormente, segundo DAVIS e SHERWOOD (1990).

A análise do processo será feita para a situação bidimensional em coordenadas cartesianas, estado-estacionário, escoamento laminar, desprezando efeitos de entrada, fluido newtoniano incompressível e negligenciando a difusão na direção axial. Assume-se ainda, de acordo com GREEN e BELFORT (1980) e DAVIS e SHERWOOD (1990), que as partículas são suficientemente pequenas e é possível desprezar as velocidades de sedimentação gravitacional e suspensão inercial em virtude de serem muito baixas em relação à velocidade do permeado. De acordo com HUISMAN e TRÄGÅRDH (1999), as velocidades das partículas e a velocidade local do líquido são idênticas, pois foi assumido que não há interações físico-químicas na suspensão de partículas de sílica. As partículas de sílica são assumidas esféricas e rígidas (não deformáveis).

Com base nessas hipóteses, as equações governantes para o processo de microfiltração tangencial são a equação da continuidade (conservação da massa para a suspensão) e a equação da conservação da massa para o sólido suspenso (soluto), representadas matematicamente por:

Equação da continuidade para a suspensão (conservação da massa):

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0 \quad (4.1)$$

Conservação da massa para o sólido suspenso (partículas de dióxido de silício):

$$u \frac{\partial \Phi}{\partial x} + v \frac{\partial \Phi}{\partial y} - \frac{\partial}{\partial y} \left(D \frac{\partial \Phi}{\partial y} \right) = 0 \quad (4.2)$$

onde u e v são as componentes da velocidade nas direções x , direção do escoamento da alimentação, e y , direção perpendicular ao do escoamento, respectivamente; D é a difusividade mássica do soluto no solvente e Φ é a fração volumétrica das partículas de dióxido de silício na suspensão. Todas as variáveis serão tomadas no Sistema Internacional de Unidades.

A tensão de cisalhamento na camada limite exercida pelo fluxo tangencial pode ser igualada à tensão de cisalhamento à parede, τ_{parede} :

$$\mu \frac{\partial u}{\partial y} = \tau_{\text{parede}} \quad (4.3)$$

onde μ é a viscosidade dinâmica efetiva da suspensão contendo as partículas de sílica em suspensão e é dependente de Φ .

As seguintes condições de contorno são apropriadas para as equações anteriores:

$$\Phi \Big|_{y \gg \delta} = \Phi_{\text{suspensão}} \quad (4.4)$$

$$u \Big|_{y=0} = 0 \quad (4.5)$$

$$v \Big|_{y=0} \Phi = D \frac{\partial \Phi}{\partial y} \Big|_{y=0} \quad (4.6)$$

$$\Phi \Big|_{y=0} = \Phi_{\text{membrana}} \quad (4.7)$$

$$v \Big|_{y=0} = -v_{\text{membrana}} \quad (4.8)$$

A condição de contorno (4.4) postula que a concentração de partículas, fora da camada limite, é a concentração do seio da suspensão. A condição de contorno (4.5) é a condição de não deslizamento para a velocidade u à superfície da membrana. A condição de contorno (4.6) representa a contra-difusão do soluto em direção ao seio da suspensão assumindo-se retenção

total de sólido suspenso pela membrana. A condição de contorno (4.7) indica que a concentração de partículas à superfície da membrana é Φ_{membrana} e a condição de contorno (4.8) postula que o fluxo volumétrico de fluido através da membrana é uma quantidade positiva, v_{membrana} .

Convém ressaltar que o fluxo permeado e a concentração de partículas à superfície da membrana, as quais são representadas pelas condições de contorno (4.8) e (4.7), respectivamente, não podem ser fixadas independentemente sem que se sobreespecifique o sistema de equações governante. Isto é, assume-se como conhecida ou a condição de contorno (4.7) ou a condição de contorno (4.8).

Na presente análise foi assumido que uma fina camada estagnada de incrustação de partículas é formada à superfície da membrana. Esta camada é imóvel e, conseqüentemente, a concentração de partículas dentro da camada é tal que a pressão alcançada na camada é maior que a pressão aplicada sobre a camada. Para partículas inertes, esta concentração é igual à máxima fração volumétrica de empacotamento. É assumido que as partículas não são irreversivelmente aderidas quando depositadas à superfície da membrana, e, assim, a concentração ligeiramente acima da torta será igual àquela junto à superfície da torta. Uma vez que Φ_{membrana} é assim definido, o fluxo $v_{\text{membrana}}(x)$ precisa ser obtido como parte da solução.

A fim de se adimensionalizar as equações anteriores, a ordem de grandeza da espessura da camada limite $\delta(x)$ é obtida a partir da equação (4.3). A componente da velocidade axial característica na camada limite é $\tau_{\text{parede}}\delta/\mu_0$, onde μ_0 é uma viscosidade característica da suspensão na camada limite. Da equação (4.1), a componente da velocidade transversal característica é, portanto, $\tau_{\text{parede}}\delta^2/(\mu_0 x)$. Finalmente, a ordem de grandeza apropriada para a espessura da camada limite é encontrada pelo balanço dos termos de advecção e difusão na equação (4.2), conduzindo ao seguinte resultado:

$$\delta(x) \approx \left[\frac{\mu_0 D_0 x}{\tau_{\text{parede}}} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (4.9)$$

onde D_0 é um valor característico para a difusividade das partículas.

Conforme descrito por DAVIS e LEIGHTON (1987) e DAVIS e SHERWOOD (1990), a ordem de grandeza apropriada para a difusão hidrodinâmica induzida por cisalhamento em uma suspensão de partículas com raio a é $D_0 = a^2 \tau_{\text{parede}}/\mu_0$. Comparando-se a difusão browniana, a qual é calculada pela equação de Stokes-Einstein, equação (2.17), $D_{\text{browniana}} = \kappa T/(6\pi\mu_0 a)$, onde κ é a constante de Boltzmann e T é a temperatura absoluta, com a difusão induzida por cisalhamento, conclui-se que a difusão browniana pode ser desprezada em virtude da razão $D_0/D_{\text{browniana}}$ ser da ordem de 10^4 .

Desse modo, o sistema de equações proposto pode ser adimensionalizado de acordo com as seguintes variáveis adimensionais:

$$\bar{y} = \frac{y}{\left[\frac{3\mu_0 D_0 x}{\tau_{\text{parede}}} \right]^{\frac{1}{3}}} \quad (4.10)$$

$$\bar{v} = \frac{v}{\left[\frac{\tau_{\text{parede}} D_0^2}{3\mu_0 x} \right]^{\frac{1}{3}}} \quad (4.11)$$

$$\bar{u} = \frac{u}{\left[\frac{3\tau_{\text{parede}}^2 D_0 x}{\mu_0^2} \right]^{\frac{1}{3}}} \quad (4.12)$$

onde μ_0 é a viscosidade do solvente puro que é água; D_0 é a difusividade mássica independente da concentração de soluto; a constante numérica 3 foi adicionada por mera conveniência matemática.

Na apresentação que segue serão mostrados apenas os passos mais importantes. O detalhamento da metodologia matemática está apresentado no APÊNDICE A.

O perfil de velocidade transversal é determinado pela equação (4.1) que quando transformada pelas variáveis adimensionais, torna-se:

$$\bar{u} - y \frac{d\bar{u}}{dy} + \frac{d\bar{v}}{dy} = \frac{d(\bar{y}\bar{u})}{dy} - 2\bar{y} \frac{d\bar{u}}{dy} + \frac{d\bar{v}}{dy} = 0 \quad (4.13)$$

Transformando-se a equação (4.3) através da utilização das variáveis adimensionais definidas anteriormente e integrando-se, tem-se:

$$\bar{u}(\bar{y}) = \int_0^{\bar{y}} \frac{d\bar{y}}{\bar{\mu}(\Phi(\bar{y}))} \quad (4.14)$$

onde $\bar{\mu}(\Phi(\bar{y})) = \frac{\mu(\Phi)}{\mu_0}$ é a viscosidade relativa da suspensão, adimensional.

Através da equação (4.3) ou da equação (4.14), $\frac{d\bar{u}}{dy} = \frac{1}{\bar{\mu}}$, que substituída na equação (4.13) e integrada fornece:

$$\bar{v}(\bar{y}) = \bar{v}(0) - \bar{u}\bar{y} + 2 \int_0^{\bar{y}} \frac{\bar{y}d\bar{y}}{\bar{\mu}(\Phi(\bar{y}))} \quad (4.15)$$

Com o uso das variáveis adimensionais, equações (4.10) a (4.12), na equação (4.2), esta torna-se:

$$\left(\bar{v} - \bar{u}\bar{y}\right) \frac{d\Phi}{d\bar{y}} - \frac{d}{d\bar{y}} \left(\bar{D} \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \right) = 0 \quad (4.16)$$

onde $\bar{D}(\Phi) = \frac{D(\Phi)}{D_0}$ é a difusividade adimensional.

Substituindo-se as equações (4.14) e (4.15) na equação (4.16), tem-se:

$$\left(\bar{v}_{\text{membrana}} + 2\bar{y} \int_0^{\bar{y}} \frac{d\bar{y}}{\bar{\mu}(\Phi(\bar{y}))} - 2 \int_0^{\bar{y}} \frac{\bar{y}d\bar{y}}{\bar{\mu}(\Phi(\bar{y}))} \right) \frac{d\Phi}{d\bar{y}} + \frac{d}{d\bar{y}} \left(\bar{D}(\Phi(\bar{y})) \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \right) = 0 \quad (4.17)$$

onde $\bar{v}_{\text{membrana}} = -\bar{v}(0)$ é o fluxo de permeado adimensional.

A equação (4.17) fornece o perfil de concentração na camada de polarização por concentração para diferentes valores de $\bar{v}_{\text{membrana}}$. Vale ressaltar que, como \bar{D} e $\bar{\mu}$ são apenas dependentes de Φ , o perfil de concentração é uma função somente de $\bar{v}_{\text{membrana}}$.

A equação anterior pode ser simplificada assumindo-se $\bar{\mu} = \bar{D} = 1$, e a integração fornece o seguinte resultado:

$$\frac{\Phi_{\text{suspensão}}}{\Phi_{\text{membrana}}} = 1 - \bar{v}_{\text{membrana}} \int_0^{\infty} \exp \left\{ -\frac{\bar{y}^3}{3} - \bar{v}_{\text{membrana}} \bar{y} \right\} d\bar{y} \quad (4.18)$$

A equação (4.18) foi resolvida numericamente para um valor conhecido de concentração no seio da suspensão, $\Phi_{\text{suspensão}}$, e um valor conhecido de Φ_{membrana} pesquisado na literatura para se calcular o valor de $\bar{v}_{\text{membrana}}$.

O objetivo principal deste trabalho é a resolução da equação (4.17), onde as relações dependentes da concentração de partículas de sílica para a viscosidade e para a difusividade são as mesmas adotadas por DAVIS e LEIGHTON (1987) e ROMERO e DAVIS (1988,1990), ou seja, correlações empíricas:

$$\bar{\mu}(\Phi) = \frac{\mu(\Phi)}{\mu_0} = \left[\frac{0,58 - 0,13\Phi}{0,58 - \Phi} \right]^2 \quad (4.19)$$

$$\bar{D}(\Phi) = \frac{D(\Phi)}{D_0} = \frac{0,33\Phi^2 \left[1 + 0,5e^{(8,8\Phi)} \right]}{\mu(\Phi)} \quad (4.20)$$

A faixa de aplicabilidade dessas correlações é $0 < \Phi < 0,50$.

Com a equação (4.17), tem-se um problema de valor inicial, cujos valores são expressos pelas equações (4.6) e (4.7) escritas em termos das variáveis adimensionais.

Uma característica muito importante deste modelo matemático é o fato de que todos os parâmetros operacionais tais como pressão transmembrana, concentração de sólidos suspensos, velocidade tangencial de escoamento, entre outros, e as características da membrana estão englobadas na variável Φ_{membrana} . Esta variável, a princípio, é estimada empiricamente e não apresenta um significado físico bem caracterizado. Assim, os resultados experimentais obtidos no presente trabalho serão utilizados para se estimar esta variável, na tentativa de verificar o seu comportamento para, finalmente, apresentá-la em função de parâmetros operacionais típicos do processo de MF tangencial.

Capítulo 5

Metodologia Numérica de Solução

Este capítulo apresenta a metodologia numérica de solução utilizada neste trabalho, apresentando como as equações do Capítulo 4 foram escritas para serem implementadas computacionalmente, bem como o método numérico utilizado para a sua resolução.

5.1 Metodologia Numérica - Estimação de Parâmetros

Com a finalidade de se estimar o único parâmetro da modelagem matemática, concentração máxima sobre a superfície da membrana, Φ_{membrana} , utilizaram-se os dados obtidos experimentalmente, os quais podem ser encontrados no APÊNDICE B, considerando as condições de operação pressão transmembrana, velocidade tangencial e concentração de partículas de sílica variáveis durante os experimentos. Para tanto, uma metodologia foi desenvolvida e está descrita a seguir, conforme WADA (2003).

Como mencionado no Capítulo 4, o modelo utilizado no presente trabalho para representar o processo de MF de suspensão aquosa salina de partículas de sílica é representado pela equação diferencial (4.17), com os valores iniciais expressos pelas equações (4.6) e (4.7) adimensionalizadas e as equações algébricas (4.19) e (4.20). Para facilitar a leitura, estas equações são apresentadas novamente:

$$\left(\bar{v}_{\text{membrana}} + 2\bar{y} \int_0^{\bar{y}} \frac{d\bar{y}}{\mu(\Phi(\bar{y}))} - 2 \int_0^{\bar{y}} \frac{\bar{y}d\bar{y}}{\mu(\Phi(\bar{y}))} \right) \frac{d\Phi}{d\bar{y}} + \frac{d}{d\bar{y}} \left(\bar{D}(\Phi(\bar{y})) \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \right) = 0 \quad (4.17)$$

$$v|_{y=0} \Phi = D \frac{\partial \Phi}{\partial y} \Big|_{y=0} \quad (4.6)$$

$$\Phi|_{y=0} = \Phi_{\text{membrana}} \quad (4.7)$$

$$\bar{\mu}(\Phi) = \frac{\mu(\Phi)}{\mu_0} = \left[\frac{0,58 - 0,13\Phi}{0,58 - \Phi} \right]^2 \quad (4.19)$$

$$\bar{D}(\Phi) = \frac{D(\Phi)}{D_0} = \frac{0,33\Phi^2 [1 + 0,5e^{(8,8\Phi)}]}{\mu(\Phi)} \quad (4.20)$$

Com o objetivo de reescrever a equação (4.17) como um sistema de equações diferenciais ordinárias, definiu-se as seguintes variáveis adimensionais:

$$W = \int_0^{\bar{y}} \frac{d\bar{y}}{\bar{\mu}(\Phi(\bar{y}))} \quad (5.1)$$

$$X = \int_0^{\bar{y}} \frac{\bar{y} d\bar{y}}{\bar{\mu}(\Phi(\bar{y}))} \quad (5.2)$$

$$Z = \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \quad (5.3)$$

As derivadas destas variáveis são:

$$\frac{dW}{d\bar{y}} = \frac{1}{\bar{\mu}(\Phi(\bar{y}))} \quad (5.4)$$

$$\frac{dX}{d\bar{y}} = \frac{\bar{y}}{\bar{\mu}(\Phi(\bar{y}))} \quad (5.5)$$

$$\frac{dZ}{d\bar{y}} = \frac{d^2\Phi}{d\bar{y}^2} \quad (5.6)$$

As equações (5.1) a (5.6) substituídas na equação (4.17) fornece a seguinte equação:

$$\left(\bar{v}_{\text{membrana}} + 2\bar{y}W - 2X \right) Z + \frac{d\bar{D}(\Phi(\bar{y}))}{d\Phi} Z^2 + \bar{D}(\Phi(\bar{y})) \frac{dZ}{d\bar{y}} = 0 \quad (5.7)$$

Isolando o termo $\frac{dZ}{d\bar{y}}$ da equação anterior, tem-se:

$$\frac{dZ}{d\bar{y}} = - \frac{\left[(\bar{v}_{\text{membrana}} + 2\bar{y}W - 2X)Z + \frac{d\bar{D}(\Phi(\bar{y}))}{d\Phi} Z^2 \right]}{\bar{D}(\Phi(\bar{y}))} \quad (5.8)$$

O sistema de equações diferenciais constituído pelas equações (5.3), (5.4), (5.5) e (5.8) foi resolvido utilizando-se a rotina ODE45 disponível no *software* MATLAB (Matrix Laboratory) versão 5.3, juntamente com as equações algébricas (4.19) e (4.20). Esta rotina está baseada no método de Runge-Kutta-Felberg (Runge-Kutta de 4ª ordem com controle de passo usando Runge-Kutta de 5ª ordem).

As seguintes condições iniciais, válidas para $\bar{y} = 0$, foram utilizadas:

$$\Phi = \Phi_{\text{membrana}} \quad (5.9)$$

$$X = 0 \quad (5.10)$$

$$W = 0 \quad (5.11)$$

$$Z = - \frac{\bar{v}_{\text{membrana}} \Phi_{\text{membrana}}}{\bar{D}(\Phi_{\text{membrana}})} \quad (5.12)$$

Os dados experimentais foram obtidos para diferentes condições de operação caracterizadas pelo seguinte conjunto de variáveis: vazão volumétrica da corrente de alimentação; concentração de sólidos na suspensão, $\Phi_{\text{suspensão}}$; diferença de pressão transmembrana, ΔP ; e o tempo necessário para coletar 20 mL de permeado, t .

Com o tempo de coleta calcula-se o fluxo de permeado, J , usando a seguinte equação:

$$J = \frac{20 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^3\text{)}}{A_{\text{fm}} t} \quad (5.13)$$

onde A_{fm} é a área de filtração efetiva da membrana.

É importante salientar que a velocidade média de permeação, v_{membrana} , é o próprio fluxo de permeado, isto é, $v_{\text{membrana}} = J$.

O fluxo calculado pela equação (5.13), utilizando os dados experimentais, foi adimensionalizado de acordo com a seguinte expressão:

$$\bar{v}_{\text{membrana}} = \frac{J}{\left[\frac{9 \tau_{\text{parede}} \Big|_{\text{médio}} D_0^2}{8 \mu_0 L_m} \right]^{\frac{1}{3}}} \quad (5.14)$$

onde $\tau_{\text{parede}} \Big|_{\text{médio}}$ é a tensão média de cisalhamento à parede que será definida a seguir.

A equação (5.14) é a mesma utilizada por HUISMAN e TRÄGÅRDH (1999) e sua dedução está mostrada no APÊNDICE A.

Com os dados de vazão volumétrica da alimentação, calcula-se a velocidade axial média da suspensão, u , que será utilizada no cálculo do número de Reynolds, de acordo com a seguinte equação:

$$u = \frac{\text{vazão volumétrica da suspensão (m}^3 \cdot \text{s}^{-1}\text{)}}{\text{área da seção transversal do canal de escoamento sobre a membrana (m}^2\text{)}} \quad (5.15)$$

Para o cálculo da tensão média de cisalhamento à parede, utilizou-se a solução exata de Blasius para camada limite laminar:

$$\tau_{\text{parede}} \Big|_{\text{médio}} = 1,328 \text{Re}_{Lm}^{-\frac{1}{2}} \left(\frac{1}{2} \right) \rho_0 u^2 \quad (5.16)$$

onde ρ_0 é a massa específica da água, em $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$. Vale lembrar que a faixa do número de Reynolds trabalhada variou de $3,63 \cdot 10^3$ a $2 \cdot 10^5$, revelando que o escoamento é laminar.

Os dados experimentais foram utilizados para estimar o único parâmetro do modelo, Φ_{membrana} , utilizando o seguinte algoritmo:

1) escolher o valor inicial de tentativa de Φ_{membrana} utilizando um método de busca monovariável. No presente trabalho utilizou-se o método da seção áurea* para se achar o valor de Φ_{membrana} que minimize o valor da seguinte função objetivo:

$$\text{Mín. } F(\Phi_{\text{membrana}}) = \left[\frac{\Phi_{\text{suspensão}}^{\text{experimental}} - \Phi_{\text{suspensão}}^{\text{calculado}}(\Phi_{\text{membrana}})}{\Phi_{\text{suspensão}}^{\text{experimental}}} \right]^2 \quad (5.17)$$

2) calcular $\bar{\mu}(\Phi_{\text{membrana}})$ utilizando a equação (4.19);

* Método da seção áurea é um método de busca monovariável, onde a cada iteração o intervalo de busca é reduzido por um fator $\alpha = 0,618$ denominado de razão áurea. Escolhendo-se outros valores para α , como por exemplo, $\alpha = 0,5$ tem-se o método da bisseção. No entanto, o método da seção áurea possui a vantagem de reduzir o número de cálculos da função objetivo em função da propriedade deste método de conservar o retângulo áureo a cada iteração.

3) calcular o valor do número de Reynolds, $Re_{L_m} = \frac{\rho_0 u L_m}{\mu_0 \bar{\mu}(\Phi_{membrana})}$;

4) calcular o valor médio da tensão cisalhante à parede, $\tau_{parede}|_{m\u00e9dio}$, utilizando a equação (5.16);

5) calcular o coeficiente de difusão D_0 , $D_0 = \frac{\tau_{parede}|_{m\u00e9dio} a^2}{\mu_0}$;

6) calcular o fluxo de permeado adimensional, $\bar{v}_{membrana}$, utilizando a equação (5.14);

7) resolver o sistema de equações diferenciais (5.3), (5.4), (5.5) e (5.8), juntamente com as equações alg\u00e9bricas (4.19) e (4.20), obtendo o valor de $\Phi_{suspens\u00e3o}$ para um valor de \bar{y} suficientemente grande, de modo que se obtenha um valor constante de Φ ; este valor corresponde ao $\Phi_{suspens\u00e3o}$;

8) verificar se o valor de $\Phi_{suspens\u00e3o}^{calculado} = \Phi_{suspens\u00e3o}^{experimental}$;

9) caso a igualdade do item 8 n\u00e3o se verifique, escolher um novo valor tentativa de $\Phi_{membrana}$ e repetir o processo a partir do passo 2 at\u00e9 que a igualdade do item 8 seja satisfeita.

Para fins de compara\u00e7\u00e3o entre os valores preditos pelo modelo matem\u00e1tico e os valores experimentais, um crit\u00e9rio de erro foi definido o qual \u00e9 dado pela seguinte equa\u00e7\u00e3o:

$$\text{erro}(\%) = \left[\frac{\Phi_{suspens\u00e3o}^{experimental} - \Phi_{suspens\u00e3o}^{calculado}}{\Phi_{suspens\u00e3o}^{experimental}} \right] \cdot 100 < 0,35 \quad (5.18)$$

Este crit\u00e9rio de erro afeta algarismo decimal inferior \u00e0 precis\u00e3o da medida experimental ou algarismos da mesma ordem de grandeza que a precis\u00e3o da medida experimental.

Com este procedimento, foi estimado o valor de $\Phi_{membrana}$ para as condi\u00e7\u00f5es operacionais de press\u00e3o transmembrana, velocidade tangencial e concentra\u00e7\u00e3o de part\u00edculas de s\u00edlica obtidos experimentalmente neste trabalho.

Capítulo 6

Resultados e Discussões

Este capítulo apresenta os resultados e discussões dos experimentos de MF e da simulação numérica.

Inicialmente, são apresentados e discutidos os resultados obtidos experimentalmente, tais como compactação, medidas de fluxo permeado de água e ensaios com a suspensão de partículas de sílica. Na seqüência, são apresentados os resultados e discussões da simulação computacional.

Os dados experimentais obtidos ao longo dos experimentos de MF estão tabelados no APÊNDICE B.

É importante ressaltar que todos os experimentos foram realizados utilizando água destilada como solvente à temperatura de 25°C.

6.1 Compactação da Membrana

Membranas poliméricas apresentam um adensamento da sua estrutura quando submetidas à pressão, podendo ocorrer modificações nas características de permeação das mesmas. Com a finalidade de diminuir a influência deste fenômeno durante os experimentos de MF, a membrana foi submetida à máxima pressão utilizada nos experimentos de MF (3,5 bar) e acompanhou-se a evolução do fluxo permeado (para água pura) em função do tempo até este alcançar um valor constante. A compactação da membrana, conforme descrito no Capítulo 3, tem o objetivo de estabilizar o fluxo permeado antes da membrana ser utilizada nos ensaios, a fim de adaptá-la às condições de trabalho.

A compactação da membrana foi efetuada com água destilada à pressão constante de 3,5 bar e temperatura constante igual a 25°C. A Figura 6.1 apresenta a curva de compactação para a membrana de MF utilizada nos experimentos.

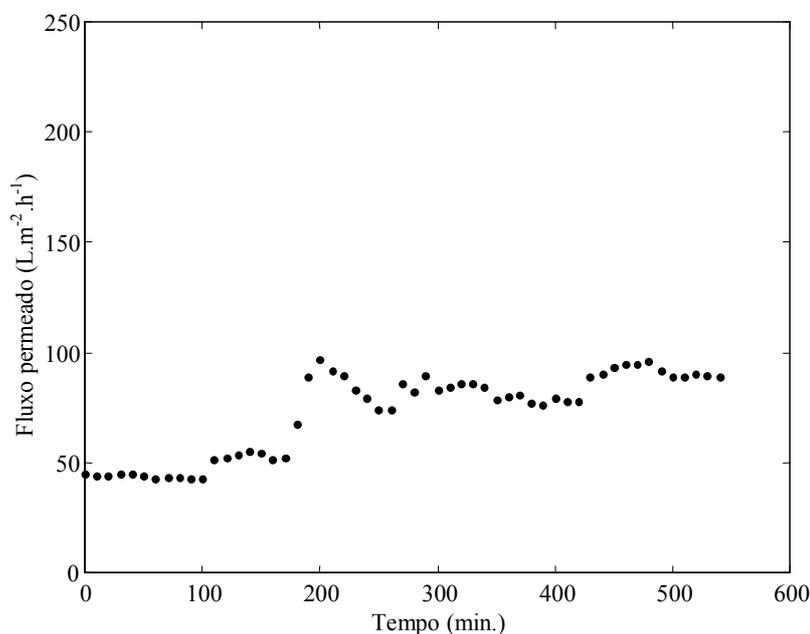


Figura 6.1: Curva de compactação da membrana de MF.

Vale salientar que, durante a compactação da membrana, houve interrupção na vazão de alimentação, ou seja, este ensaio necessitou de três dias para ser realizado, até que o fluxo permeado atingisse um valor aproximadamente constante em relação ao tempo.

Através da análise da Figura 6.1, percebe-se que a membrana apresentou um fluxo aproximadamente constante no início da compactação, atingindo um patamar mais elevado até apresentar um ponto de máximo e decair um pouco novamente exibindo uma oscilação em torno de um fluxo médio. Pode-se observar que o fluxo permeado para água pura tende a estabilizar para um valor médio aproximadamente constante em relação ao tempo. Este comportamento de fluxo permeado observado pode estar relacionado ao fato da membrana ser nova e alguns poros podiam ainda não estarem totalmente abertos em função da membrana não ter sido usada.

6.2 Medidas de Fluxo de Água

Conforme descrito no Capítulo 3, o fluxo permeado de água foi medido como uma função da pressão transmembrana. Este ensaio tem por objetivo caracterizar a membrana em

relação às características de permeação e o resultado deve apresentar um aumento linear do fluxo com o aumento da pressão transmembrana.

A medida do fluxo de água foi realizada antes e depois de se efetuar os ensaios de MF com a suspensão de sílica, para posterior verificação se houve ou não modificação nas características da membrana.

A fim de exemplificar esta medida, a Figura 6.2 apresenta o fluxo permeado de água pura *versus* pressão através da membrana antes (linha sólida) e após (linha tracejada) à realização do experimento de MF para a suspensão contendo 100 mg.L^{-1} de SiO_2 . Para as outras duas concentrações 300 e 500 mg.L^{-1} de SiO_2 , obtiveram-se curvas semelhantes.

De acordo com o que foi descrito anteriormente, adicionou-se uma linha de tendência para os pontos experimentais através de uma regressão, para mostrar que os pontos podem ser ajustados por uma função linear.

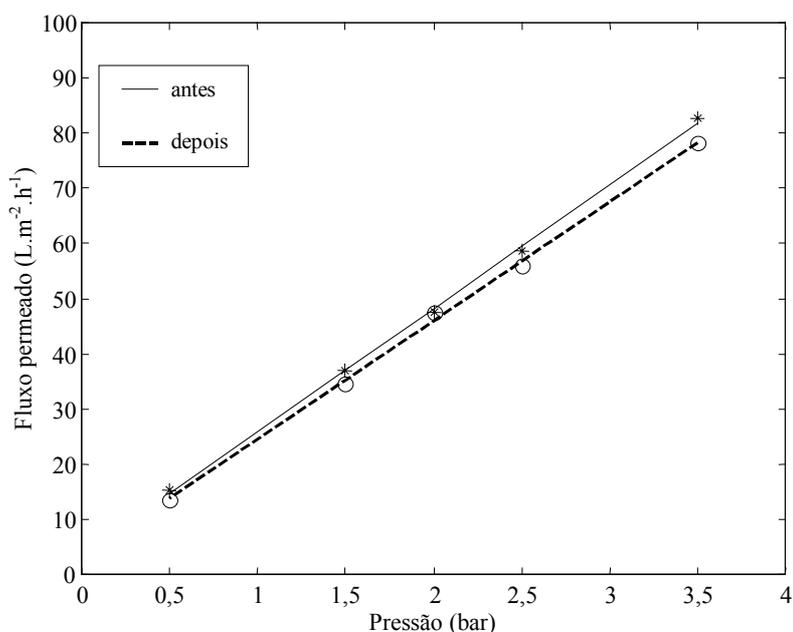


Figura 6.2: Curva de fluxo permeado de água pura *versus* pressão através da membrana.

A análise da Figura 6.2 revela que não houve variação significativa nas características da membrana antes e após os ensaios de MF, e que a hipótese adotada durante a modelagem matemática de que as partículas de sílica não são aderidas irreversivelmente na superfície da membrana é verdadeira, uma vez que o fluxo permeado para água pura foi praticamente recuperado com uma simples lavagem da membrana com água destilada e uma diferença de pressão de $0,5$ bar durante o período de uma hora.

6.3 Ensaio de Permeação com a Suspensão de Partículas de Sílica

Conforme descrito no Capítulo 3, após a suspensão de sílica ter sido preparada e deixada em repouso por 15 h, efetuou-se a medida do fluxo permeado em função do tempo até que o fluxo permeado alcançasse um valor aproximadamente constante em relação ao tempo indicando que o estado-estacionário foi atingido. A Figura 6.3 apresenta a curva fluxo permeado *versus* tempo para a suspensão de sílica (concentração 100 mg.L^{-1} de SiO_2 , velocidade tangencial $1,18 \text{ m.s}^{-1}$, pressão transmembrana igual a 1 bar).

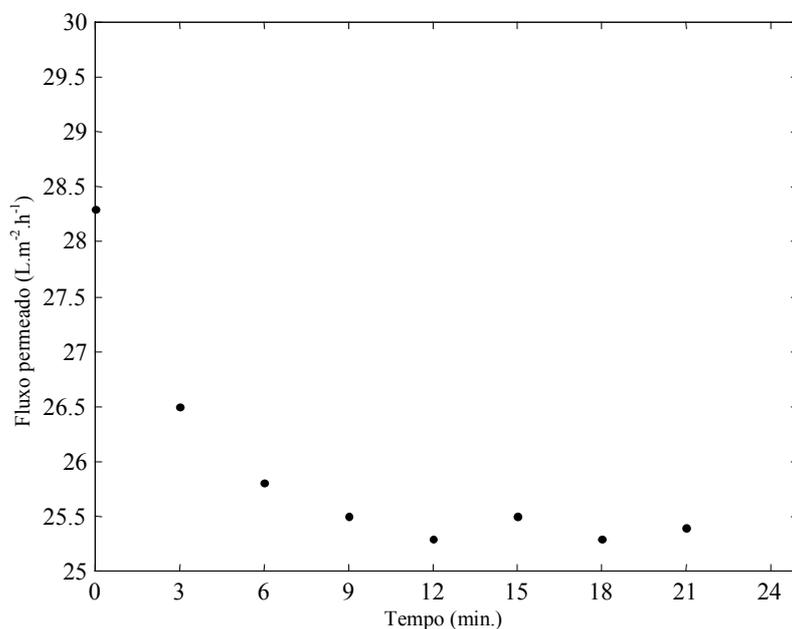


Figura 6.3: Fluxo permeado *versus* tempo para a suspensão de sílica.

A análise desta figura mostra que o estado-estacionário é rapidamente atingido, ou seja, em aproximadamente dez minutos, o fluxo permeado atinge um patamar quase constante no valor de $25,4 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$.

Em seguida, mediu-se o fluxo permeado em dois tipos diferentes de experimentos para a suspensão de partículas de sílica:

1º) mantendo-se a velocidade tangencial constante, variou-se a pressão de 0,5 até 3,5 bar tendo como pontos intermediários 1,5, 2 e 2,5 bar;

2º) mantendo-se a pressão constante, variou-se a velocidade tangencial de acordo com os seguintes valores: 0,16, 0,62, 1,18 e $1,67 \text{ m.s}^{-1}$.

6.3.1 Influência da Velocidade Tangencial sobre o Fluxo Permeado

Para a 1ª situação, estudou-se a influência da velocidade tangencial sobre o fluxo permeado para quatro valores distintos de velocidade variando-se a pressão através da membrana.

As Figuras 6.4, 6.5 e 6.6 apresentam os resultados de fluxo permeado *versus* pressão transmembrana para as concentrações de 100, 300 e 500 mg.L⁻¹ de SiO₂, respectivamente, para diferentes valores de velocidade de escoamento. Nestas figuras também estão mostrados os resultados para água pura, antes e após os experimentos com a suspensão de partículas de sílica.

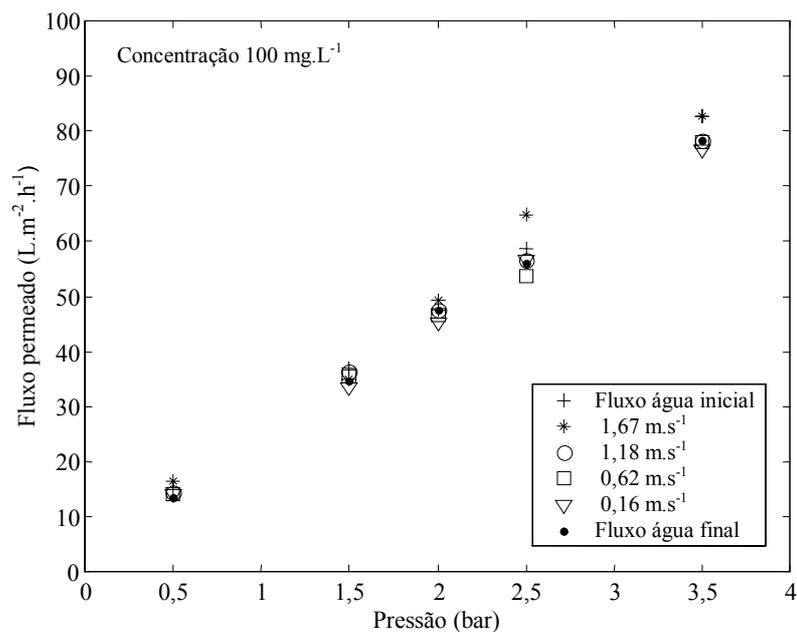


Figura 6.4: Fluxo permeado *versus* pressão transmembrana para diferentes valores de velocidade tangencial para a suspensão com concentração de 100 mg.L⁻¹ de SiO₂.

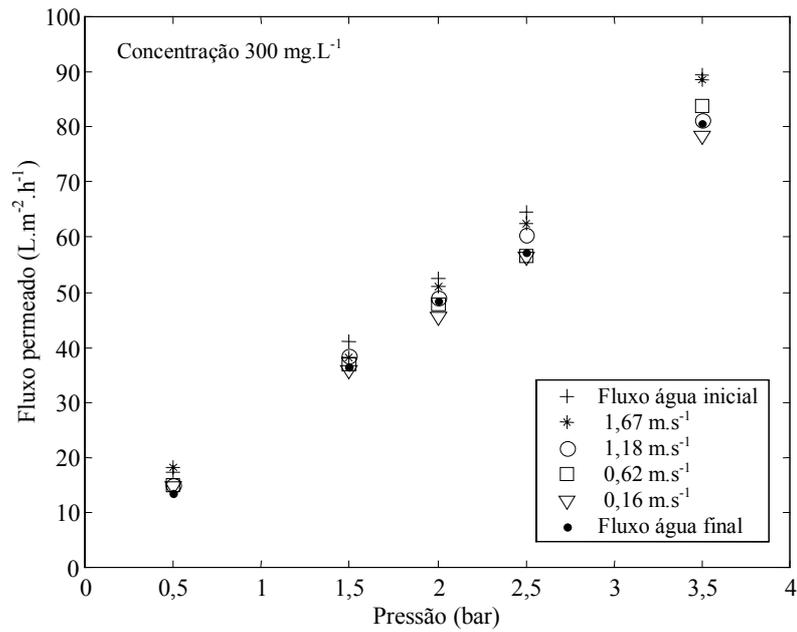


Figura 6.5: Fluxo permeado *versus* pressão transmembrana para diferentes valores de velocidade tangencial para a suspensão com concentração de 300 mg.L⁻¹ de SiO₂.

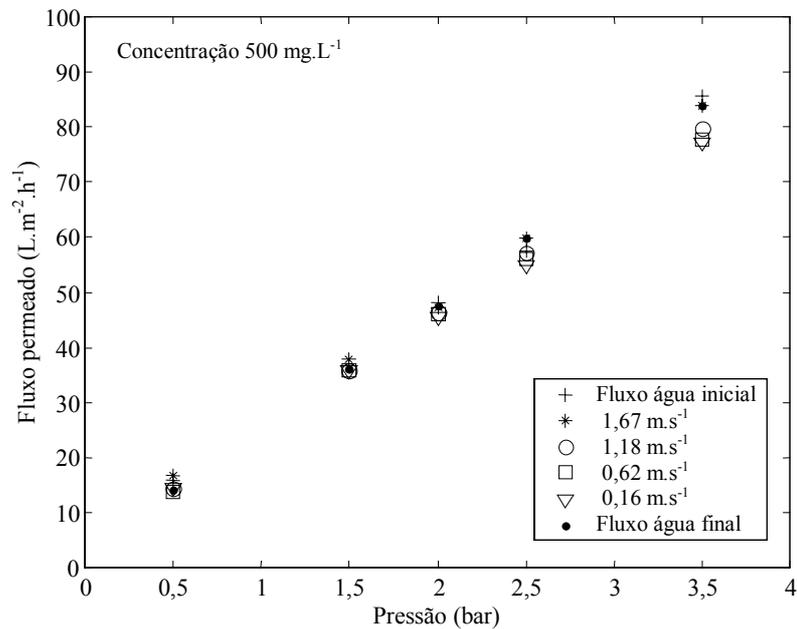


Figura 6.6: Fluxo permeado *versus* pressão transmembrana para diferentes valores de velocidade tangencial para a suspensão com concentração de 500 mg.L⁻¹ de SiO₂.

Através da análise destas figuras, percebe-se que os pontos que representam o fluxo permeado à mesma pressão estão muito próximos uns dos outros indicando que houve uma leve influência da velocidade tangencial sobre o fluxo permeado para as condições testadas.

Além disto, observa-se que quanto maior a velocidade tangencial no interior do canal de escoamento maior foi o fluxo permeado observado experimentalmente, ainda que seja um aumento sutil. Esse acréscimo de fluxo permeado à medida que a velocidade tangencial aumenta torna-se mais acentuado à medida que a pressão transmembrana aumenta. Com efeito, à medida que a velocidade tangencial aumenta a resistência da camada polarizada diminui.

Uma outra característica que pôde ser observada através da análise das Figuras 6.4 a 6.6 e que foi percebido anteriormente na Figura 6.2 é que as partículas de sílica não ficaram aderidas irreversivelmente à superfície da membrana, visto que o fluxo permeado para água pura foi praticamente recuperado ao final de cada experimento. Vale ressaltar que, após cada experimento, foi efetuada apenas uma limpeza da membrana com água destilada e uma diferença de pressão igual a 0,5 bar. A conclusão desta análise é que não houve mudanças significativas nas características da membrana.

6.3.2 Influência da Pressão sobre o Fluxo Permeado

Para a 2ª situação, estudou-se a influência da pressão transmembrana sobre o fluxo permeado. Para cinco valores distintos de pressão transmembrana variou-se a velocidade tangencial no interior do canal de escoamento.

As Figuras 6.7, 6.8 e 6.9 apresentam os resultados obtidos para o fluxo permeado *versus* velocidade tangencial para a concentração de 100, 300 e 500 mg.L⁻¹ de SiO₂, respectivamente, para diferentes valores de pressão através da membrana.

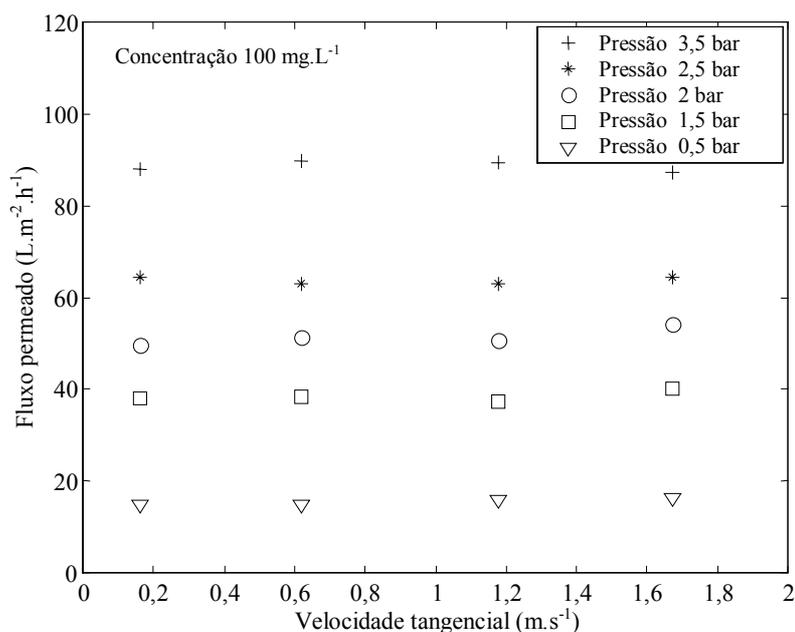


Figura 6.7: Fluxo permeado *versus* velocidade tangencial para a concentração de 100 mg.L⁻¹ de SiO₂.

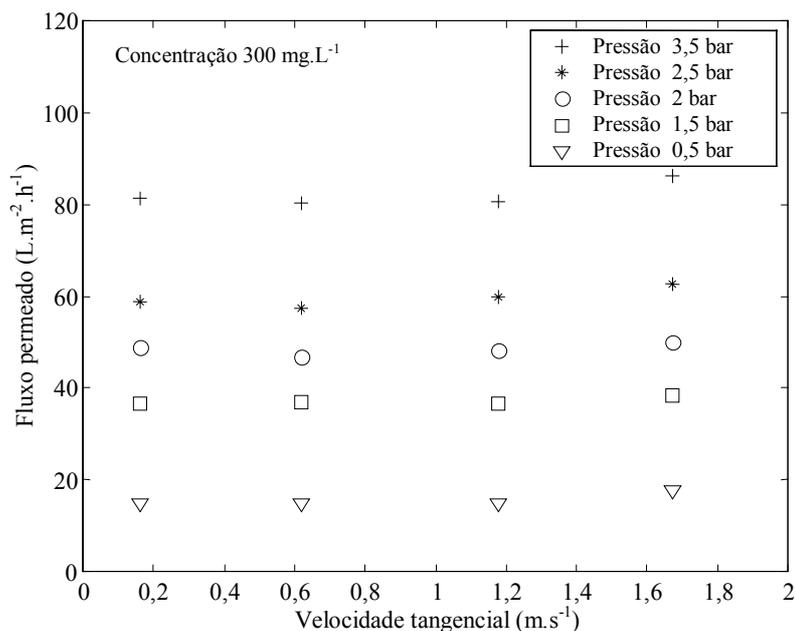


Figura 6.8: Fluxo permeado *versus* velocidade tangencial para a concentração de 300 mg.L⁻¹ de SiO₂.

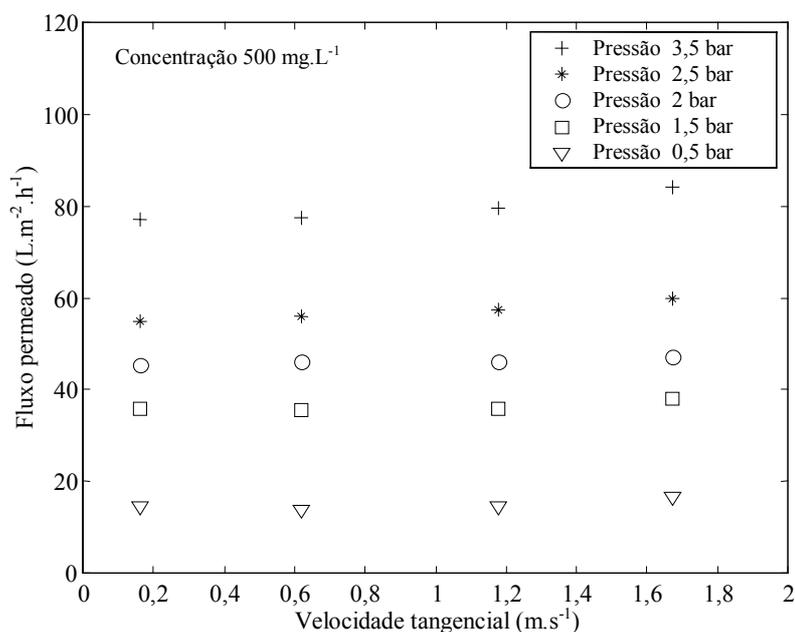


Figura 6.9: Fluxo permeado *versus* velocidade tangencial para a concentração de 500 mg.L⁻¹ de SiO₂.

A análise das Figuras 6.7 a 6.9 revela que quanto maior a pressão transmembrana maior o fluxo permeado observado experimentalmente e que este aumento é bastante significativo. Este comportamento demonstra que existe uma forte influência da pressão sobre o fluxo permeado na faixa de pressão testada.

A fim de explorar a influência da concentração da suspensão de sílica sobre o fluxo permeado, construiu-se o gráfico mostrado na Figura 6.10 onde tem-se o fluxo permeado *versus* velocidade tangencial para os dois extremos de pressão, 0,5 e 3,5 bar.

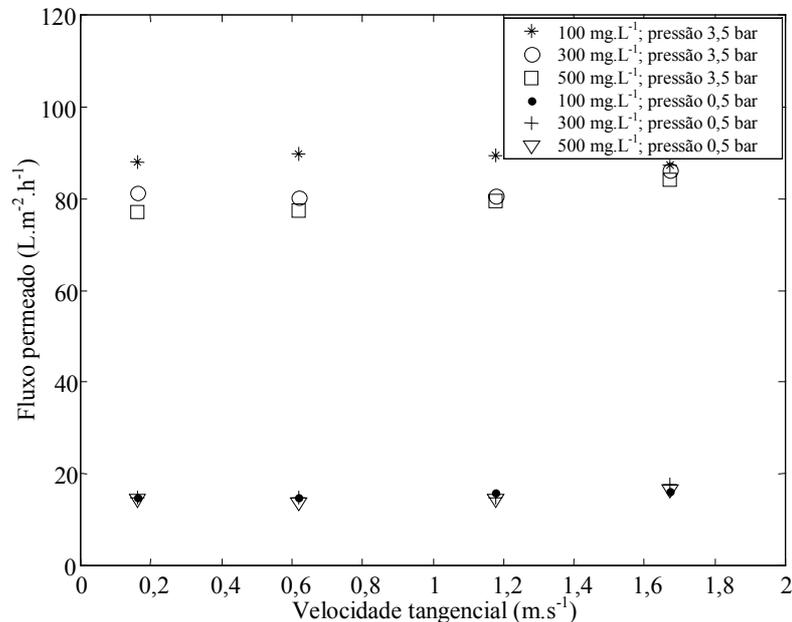


Figura 6.10: Fluxo permeado *versus* velocidade tangencial para a concentração de 100, 300 e 500 mg.L⁻¹ de SiO₂. Pressão de 0,5 e 3,5 bar.

A análise da Figura 6.10 mostra que a concentração de partículas de sílica possui alguma influência sobre o fluxo permeado para a pressão mais elevada. Observa-se que, na pressão de 3,5 bar, à medida que a velocidade aumenta a variação do fluxo permeado torna-se menor, tendendo a um valor independente da concentração. Isto ocorre porque, a baixas velocidades, a resistência da camada polarizada sofre uma influência maior da concentração da suspensão quando comparada a velocidades maiores. Nestas velocidades, a remoção parcial da camada polarizada tende a manter o fluxo permeado praticamente constante.

Para a pressão de 0,5 bar a velocidade tangencial tem uma influência insignificante no fluxo permeado, o que indica que a resistência da camada polarizada não sofre influência da concentração e da velocidade de escoamento.

Com o objetivo de verificar a influência da concentração da suspensão sobre o fluxo permeado para diferentes velocidades, variando-se a pressão transmembrana, plotaram-se os resultados mostrados na Figura 6.11. Nesta figura, somente os extremos de velocidade tangencial de escoamento, 0,16 e 1,67 m.s⁻¹ estão mostrados. A análise desta figura revela que, conforme discutido anteriormente, o fluxo permeado é pouco influenciado pelo aumento da velocidade de escoamento e pela variação da concentração do sólido suspenso. Esta

influência, ainda que pequena, aumenta à medida que a pressão aumenta, resultando em fluxos permeados um pouco mais baixos para concentrações mais elevadas.

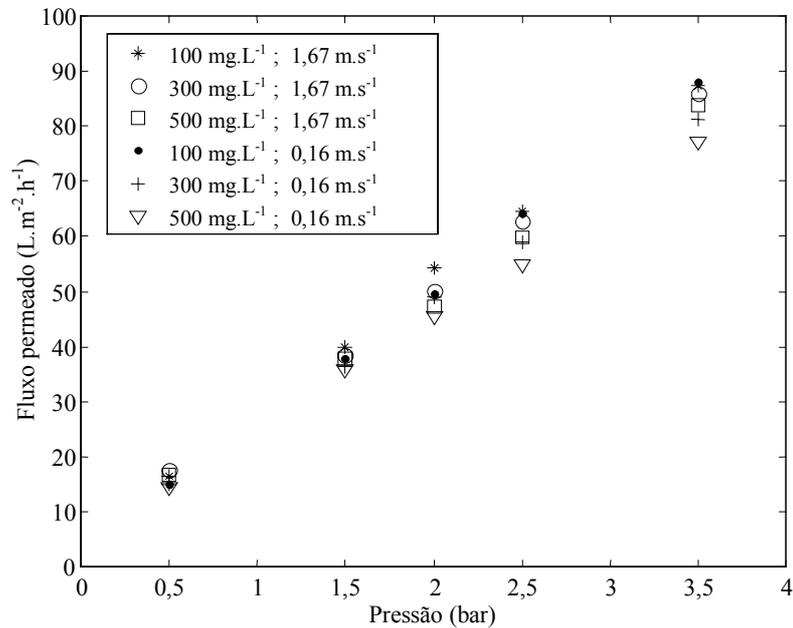


Figura 6.11: Fluxo permeado *versus* pressão transmembrana para as concentrações de 100, 300 e 500 mg.L⁻¹ de SiO₂ e velocidade de escoamento de 0,16 e 1,67 m.s⁻¹.

6.4 Resultados Obtidos Através da Simulação Computacional

Nesta seção são apresentados e discutidos os resultados obtidos através da simulação computacional onde, através de uma estimativa de parâmetros, o valor da fração volumétrica das partículas de sílica depositada junto à superfície da membrana é apresentado em função das condições de operação e da concentração da alimentação do sistema de MF. Por simplicidade, a partir de agora esta variável será denominada apenas de fração volumétrica na superfície da membrana, ficando implícito que trata-se de partículas de sílica depositadas.

Conforme discutido no Capítulo 4, os resultados que serão apresentados na seqüência têm o objetivo de contribuir no sentido de tornar o modelo proposto por DAVIS e SHERWOOD (1990) mais prático uma vez que relaciona a variável fração volumétrica na superfície da membrana com parâmetros operacionais.

6.4.1 Influência da Velocidade Tangencial sobre a Fração Volumétrica na Superfície da Membrana

Com a finalidade de estudar o efeito da velocidade tangencial sobre a fração volumétrica à superfície da membrana, as Figuras 6.12, 6.13 e 6.14 apresentam os resultados da simulação numérica. Nestas figuras, plotaram-se os valores da fração à superfície da membrana (Φ_{membrana}) versus pressão através da membrana considerando diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento. Os valores de fração volumétrica no seio da suspensão ($\Phi_{\text{suspensão}}$) considerados são $0,5 \cdot 10^{-4}$, $1,5 \cdot 10^{-4}$ e $2,5 \cdot 10^{-4}$ (correspondentes às concentrações de 100, 300 e 500 mg.L^{-1} de SiO_2 , respectivamente) e estão mostrados nas Figuras 6.12, 6.13 e 6.14, respectivamente.

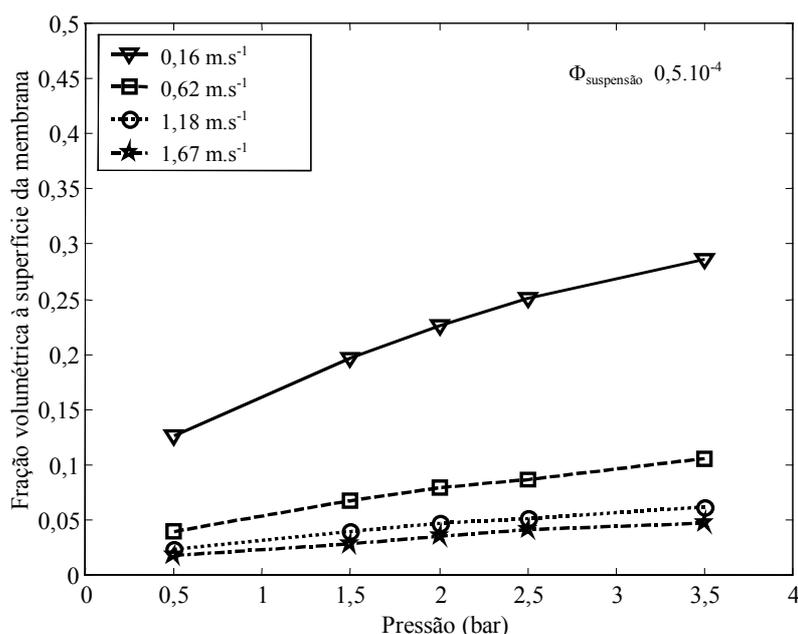


Figura 6.12: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) versus pressão através da membrana para diferentes valores de velocidade tangencial. $\Phi_{\text{suspensão}}$ igual a $0,5 \cdot 10^{-4}$.

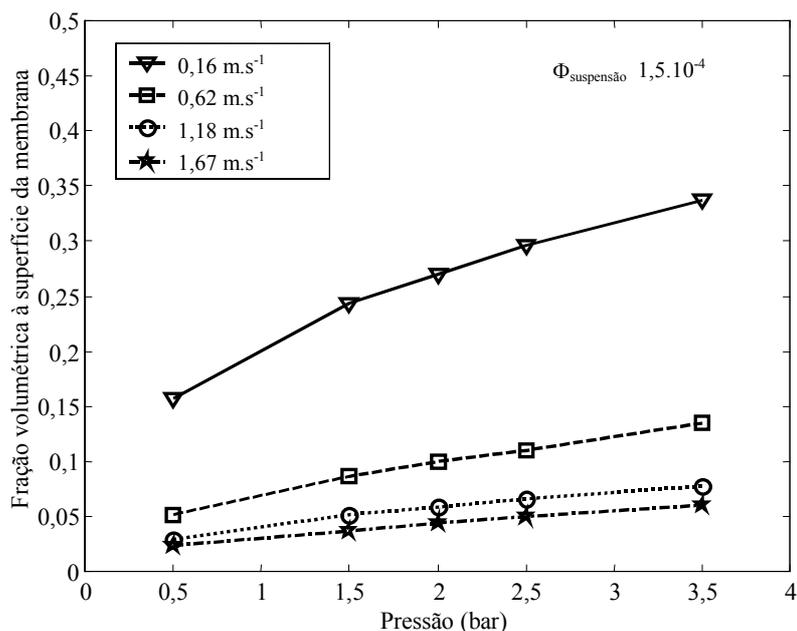


Figura 6.13: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) versus pressão através da membrana para diferentes valores de velocidade tangencial. $\Phi_{\text{suspensão}}$ igual a $1,5 \cdot 10^{-4}$.

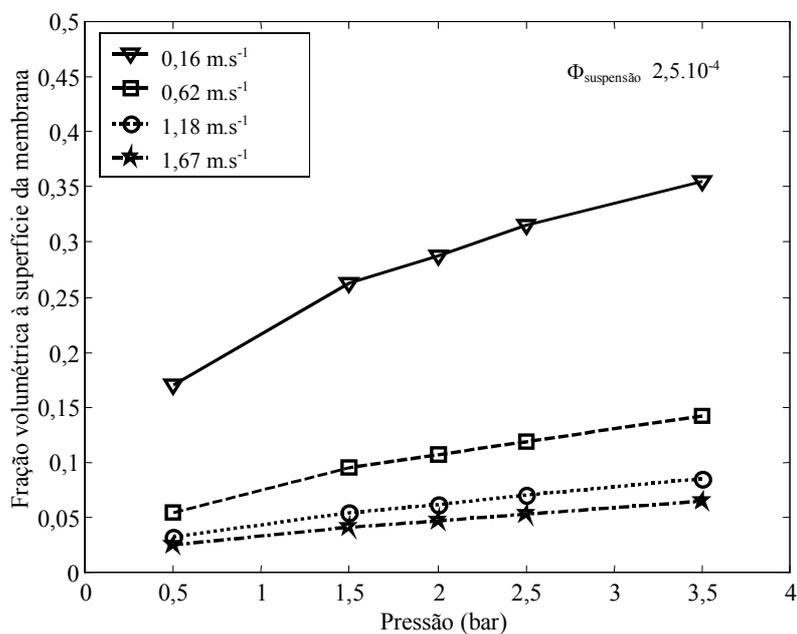


Figura 6.14: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) versus pressão através da membrana para diferentes valores de velocidade tangencial. $\Phi_{\text{suspensão}}$ igual a $2,5 \cdot 10^{-4}$.

A análise das figuras revela que a fração volumétrica de partículas na superfície da membrana aumenta à medida em que a velocidade tangencial diminui. Nota-se que, para a velocidade de $0,16 \text{ m.s}^{-1}$ (menor velocidade considerada) os valores da fração volumétrica à

superfície da membrana são muito mais elevados se comparados com as frações volumétricas à superfície da membrana para as velocidades maiores, e os valores de fração volumétrica aumentam ainda mais para as pressões mais elevadas. Este comportamento está de acordo com o observado experimentalmente, onde a resistência da camada polarizada sofre uma influência maior da concentração da suspensão a baixas velocidades, quando comparada a velocidades maiores. Isto implica que, para baixas velocidades tangenciais, tem-se um aumento da resistência à transferência de massa devido a fração volumétrica na superfície da membrana ser mais elevada, causando, assim, uma redução no fluxo permeado (mesmo que esta redução seja muito pequena).

6.4.2 Influência da Concentração e da Pressão sobre a Fração Volumétrica na Superfície da Membrana

Com a finalidade de estudar o efeito da concentração das partículas de sílica sobre a fração volumétrica à superfície da membrana, as Figuras 6.15 a 6.19 apresentam os resultados da simulação numérica. Nestas figuras, têm-se os valores da fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) plotados *versus* velocidade tangencial considerando diferentes frações volumétricas do seio da suspensão. As Figuras 6.15, 6.16, 6.17, 6.18 e 6.19 correspondem às pressões de 0,5, 1,5, 2, 2,5 e 3,5 bar, respectivamente.

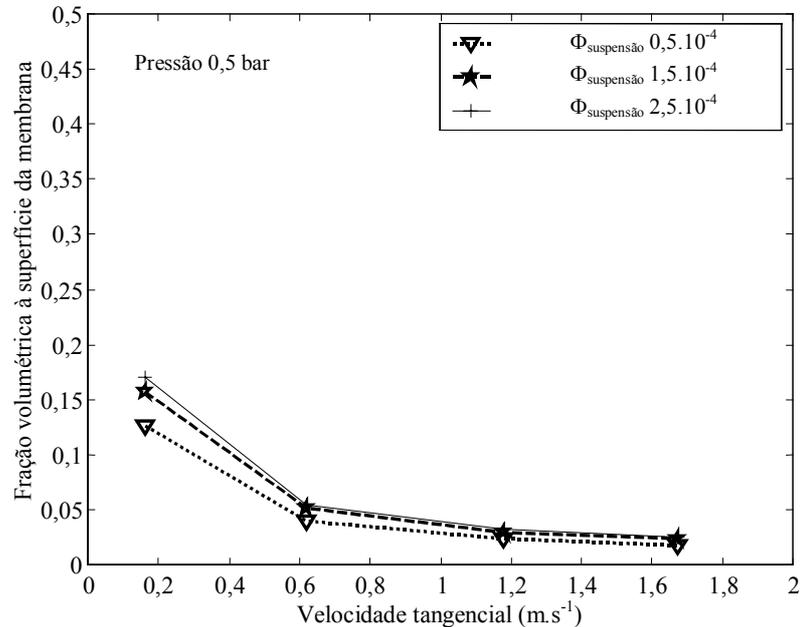


Figura 6.15: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) *versus* velocidade tangencial para a pressão de 0,5 bar considerando diferentes frações volumétricas no seio da suspensão.

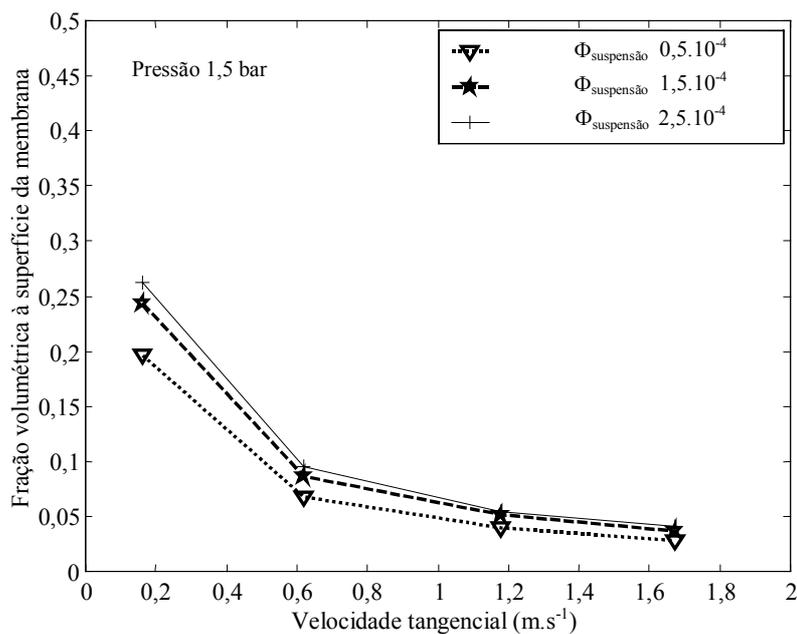


Figura 6.16: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) versus velocidade tangencial para a pressão de 1,5 bar considerando diferentes frações volumétricas no seio da suspensão.

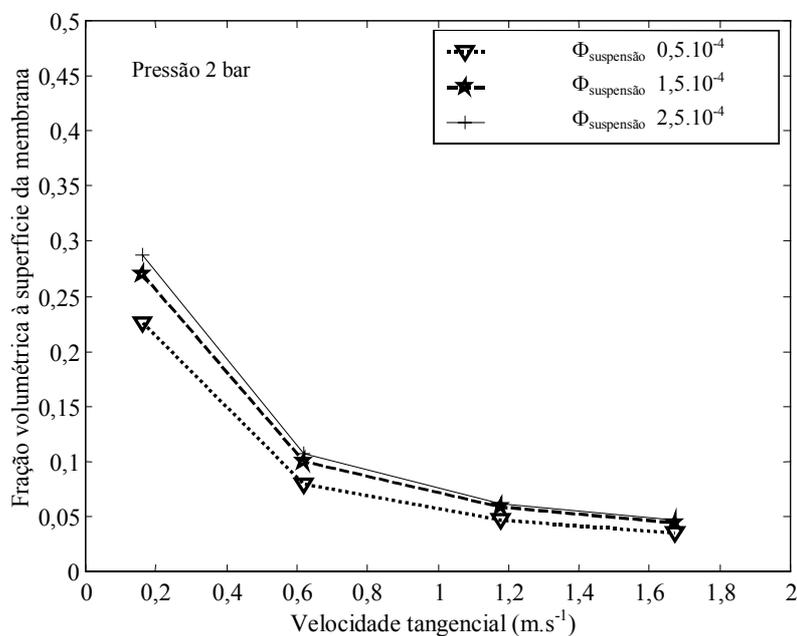


Figura 6.17: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) versus velocidade tangencial para a pressão de 2 bar considerando diferentes frações volumétricas no seio da suspensão.

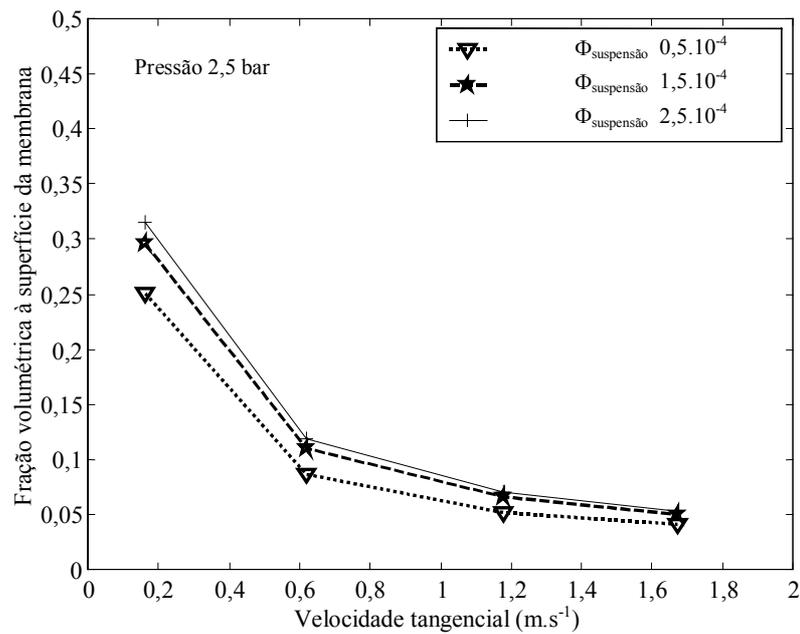


Figura 6.18: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) versus velocidade tangencial para a pressão de 2,5 bar considerando diferentes frações volumétricas no seio da suspensão.

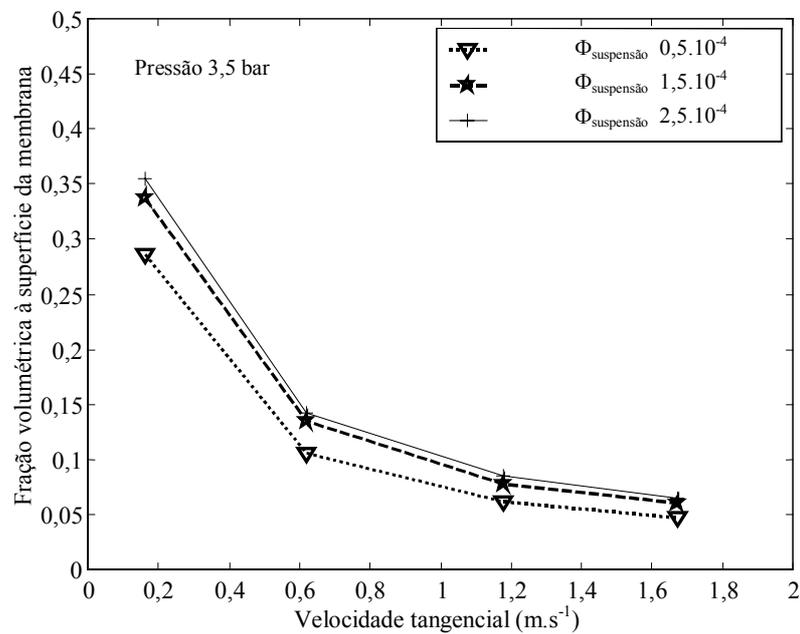


Figura 6.19: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) versus velocidade tangencial para a pressão de 3,5 bar considerando diferentes frações volumétricas no seio da suspensão.

Através da análise das Figuras 6.15 a 6.19, percebe-se que, para um valor fixo de pressão transmembrana, o valor da fração volumétrica à superfície da membrana aumenta à medida em que a fração volumétrica das partículas de sílica no seio da suspensão aumenta. Este aumento da fração volumétrica mostra-se mais pronunciado para baixos valores de velocidade tangencial, $0,16$ e $0,62$ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ e aumenta progressivamente com o aumento da pressão. Este comportamento está de acordo com as observações experimentais, onde foi constatado que a resistência da camada polarizada, a baixas velocidades, sofre uma influência maior da concentração das partículas de sílica quando comparada a velocidades maiores. Isto ocorre porque, para as velocidades mais elevadas, a remoção parcial da camada polarizada tende a manter o fluxo permeado praticamente constante, conforme foi observado e discutido na Figura 6.10.

A Figura 6.20 foi construída com a finalidade de visualizar melhor a influência da pressão e da concentração do seio da suspensão sobre a fração volumétrica à superfície da membrana. Nesta figura, tem-se a fração volumétrica à superfície da membrana *versus* velocidade tangencial, para diferentes pressões e concentrações de partículas no seio da suspensão investigada neste trabalho.

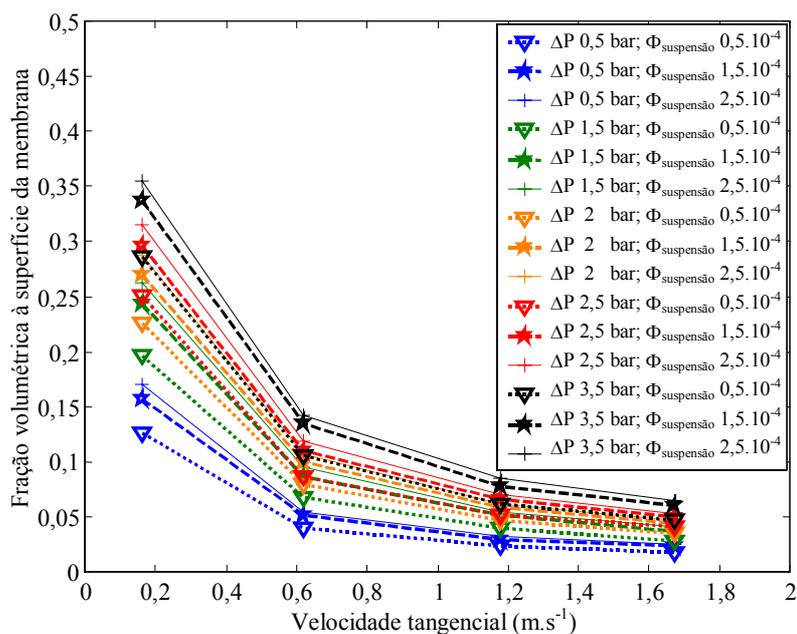


Figura 6.20: Fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) *versus* velocidade tangencial para as diferentes pressões e frações volumétricas no seio da suspensão.

Novamente, percebe-se a influência da pressão e da concentração do seio da suspensão para os valores de velocidade tangencial considerados, onde esta influência mostra-se mais pronunciada para baixos valores de velocidade tangencial. Nesta figura, fica mais evidenciado o que já foi comentado anteriormente: à medida que as pressões e as frações volumétricas no seio da suspensão aumentam, tem-se um aumento na fração volumétrica na superfície da

membrana; este aumento é tanto maior quanto menor for a velocidade de escoamento, devido ao aumento da resistência da camada polarizada.

Com o objetivo de verificar o comportamento do fluxo permeado em função da fração volumétrica das partículas de sílica à superfície da membrana, apresentam-se as Figuras 6.21 e 6.22. Nestas figuras, tem-se plotado o fluxo permeado *versus* a fração volumétrica à superfície da membrana para diferentes pressões e concentrações no seio da suspensão. A fim de evitar um acúmulo de pontos em apenas uma única figura, optou-se por agrupar os pontos para dois valores de velocidade em dois gráficos; assim, a Figura 6.21 mostra os pontos para as velocidades de $1,67 \text{ m.s}^{-1}$ (símbolos finos) e de $1,18 \text{ m.s}^{-1}$ (símbolos grossos) e a Figura 6.22 mostra os valores para as velocidades de $0,62 \text{ m.s}^{-1}$ (símbolos finos) e de $0,16 \text{ m.s}^{-1}$ (símbolos grossos). Dois aspectos devem ser ressaltados antes de se passar à análise destas figuras. O primeiro deles diz respeito à escala do eixo das abcissas utilizada, que são diferentes para as duas figuras. O segundo aspecto se refere ao fato de que cada ponto representa uma situação experimental, ou seja, a cada ponto está associado um conjunto de parâmetros operacionais: pressão transmembrana, velocidade, fluxo permeado, fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) e fração volumétrica no seio da suspensão ($\Phi_{\text{suspensão}}$). Assim, o parâmetro $\Phi_{\text{suspensão}}$ não pôde ser identificado no gráfico, mas ele é diferente para cada ponto. Por exemplo, na Figura 6.21, os três pontos pretos correspondentes à pressão de 0,5 bar (próximos ao valor de fluxo permeado igual a $20 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$) correspondem aos valores de $\Phi_{\text{suspensão}}$ iguais a $0,5.10^{-4}$, $1,5.10^{-4}$ e $2,5.10^{-4}$, sendo que aos menores valores de Φ_{membrana} estão associados menores valores de $\Phi_{\text{suspensão}}$ (conforme pode ser visto nas Figuras 6.15 a 6.20).

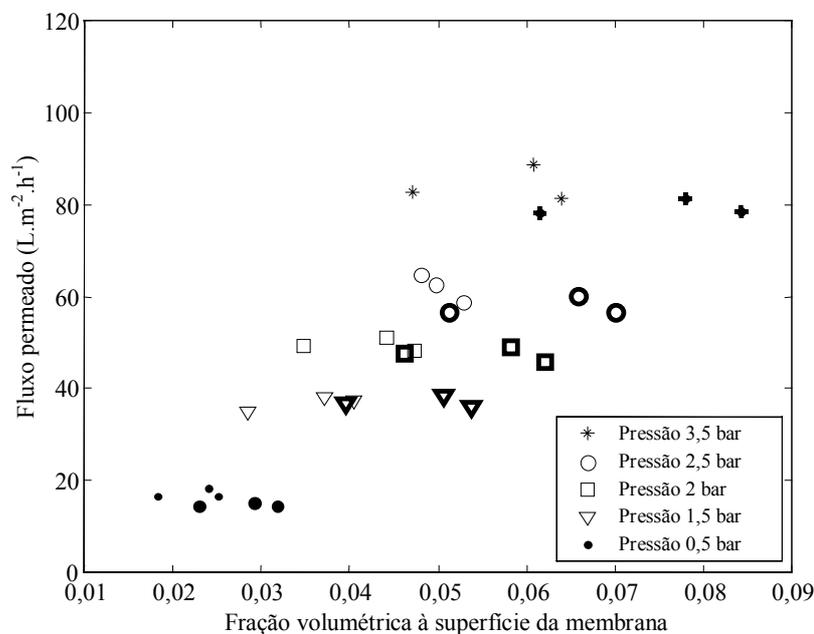


Figura 6.21: Fluxo permeado *versus* fração volumétrica do soluto à superfície da membrana, para as velocidades de $1,67$ e $1,18 \text{ m.s}^{-1}$.

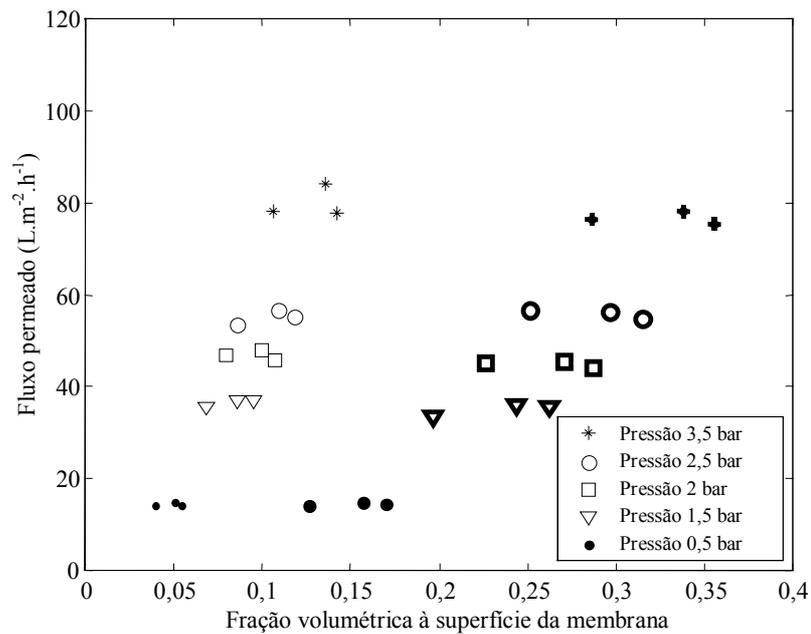


Figura 6.22: Fluxo permeado *versus* fração volumétrica do soluto à superfície da membrana, para as velocidades de 0,62 e 0,16 m.s⁻¹.

Através da análise destas figuras, percebe-se que, conforme mostrado anteriormente, a fração volumétrica à superfície da membrana é bastante influenciada pela velocidade de escoamento, confirmando as observações das Figuras 6.12 a 6.14. Entretanto, o fluxo permeado é pouco influenciado por esta variável, apresentando um valor ligeiramente mais alto para altas velocidades. Estes resultados estão de acordo com as observações experimentais, onde verificou-se que a velocidade tangencial de escoamento apresentou apenas uma leve influência no fluxo permeado para as condições testadas (conforme visto nas Figuras 6.4 a 6.6). Uma possível explicação para este comportamento pode estar relacionada à camada de torta formada na superfície da membrana apresentar uma elevada porosidade, a qual mostrou-se variável com a concentração de partículas de sílica (note que a fração volumétrica na superfície da membrana para a velocidade de 0,16 m.s⁻¹ exibe um valor bastante elevado se comparado às velocidades maiores). Também é possível notar que a resistência à transferência de massa pode estar associada à porosidade da camada polarizada. No entanto, a resistência à transferência de massa não apresentou uma variação acentuada em relação ao fluxo permeado para as concentrações estudadas, pois elas são muito baixas.

Vale salientar que a variável fração volumétrica à superfície da membrana (Φ_{membrana}) é definida como a razão entre o volume das partículas de sílica e o volume da suspensão, que por sua vez é igual a unidade menos a porosidade, conforme a seguinte equação:

$$\Phi_{\text{membrana}} = \frac{\text{volume das partículas}}{\text{volume da suspensão}} = 1 - \varepsilon \quad (6.1)$$

De acordo com a equação anterior, para cada valor de Φ_{membrana} calculado pelo modelo, tem-se um valor de porosidade para a camada de partículas de sílica formada à superfície da membrana indicando que a porosidade variou durante os experimentos. Assim, a resistência à transferência de massa está associada à porosidade da camada formada à superfície da membrana.

Um aspecto importante que deve ser salientado é que todos os experimentos foram realizados com um valor fixo de pH (igual a 6) e de concentração de sal (igual a 0,001 M de NaCl), com o intuito de se manter a força iônica do meio constante, produzindo, assim, uma suspensão de partículas de sílica estável.

Finalmente, conforme apresentado e discutido através das Figuras 6.12 a 6.20, percebe-se nitidamente que a fração volumétrica das partículas de sílica junto à superfície da membrana é dependente das condições de operação e da concentração do seio da suspensão. Assim, com relação à velocidade tangencial de escoamento, o valor da fração volumétrica na superfície da membrana exibe valores mais elevados à medida em que a velocidade tangencial diminui. Com relação à pressão através da membrana e à concentração de partículas de sílica no seio da suspensão, o valor da fração volumétrica na superfície da membrana aumenta à medida em que estes parâmetros também aumentam. Nota-se, também, que o fluxo permeado é pouco influenciado pelo valor da fração volumétrica à superfície da membrana, conforme as Figuras 6.21 e 6.22, para as condições utilizadas neste trabalho, mostrando-se quase constante em relação à fração volumétrica na superfície da membrana, para um determinado valor de pressão transmembrana e velocidade de escoamento. Assim, percebe-se claramente que Φ_{membrana} é uma função dos parâmetros operacionais típicos do processo de MF tangencial estudado.

A modelagem matemática apresentada, utilizada para se estimar o valor da fração volumétrica de sílica à superfície da membrana via dados experimentais tem a praticidade de mostrar como a concentração de sílica à superfície da membrana se comporta variando determinados parâmetros operacionais, tais como: pressão transmembrana, velocidade tangencial de escoamento e concentração de sílica no seio da suspensão. Conseqüentemente, pode-se prever situações não avaliadas experimentalmente, onde simulando determinadas condições específicas, pode-se avaliar qual o valor da concentração máxima à superfície da membrana. A importância da variável concentração máxima de sílica à superfície da membrana no desempenho da MF tangencial é conhecer a máxima concentração que o sistema pode atingir, sendo esta dependente das condições operacionais e da alimentação do sistema.

Capítulo 7

Conclusões e Sugestões

O presente trabalho teve por objetivo efetuar um estudo teórico-experimental do processo de MF tangencial com partículas de sílica em suspensão. Os experimentos foram realizados em bancada, com módulo para membrana plana, com canal de escoamento retangular em fluxo laminar. Os parâmetros pressão transmembrana, velocidade tangencial e concentração de partículas de sílica foram variados durante os experimentos.

Paralelamente aos experimentos, efetuou-se uma modelagem matemática baseada nas equações fundamentais da mecânica dos fluidos e da transferência de massa, considerando as propriedades físicas da solução, viscosidade dinâmica e difusividade mássica, variáveis com a concentração de sílica, com a finalidade de se estimar a concentração máxima de sílica junto à superfície da membrana. Uma característica muito importante desta modelagem é que ela engloba os parâmetros operacionais e as características da membrana nesta única variável, concentração máxima de sílica junto à superfície da membrana. Para verificar a influência das condições operacionais sobre a concentração máxima de sílica na superfície da membrana e, conseqüentemente, sobre o fluxo permeado, a concentração máxima sobre a membrana foi apresentada em função das condições operacionais variadas durante os experimentos.

Esta modelagem matemática mostra-se adequada para membranas porosas (MF e UF) onde se deseja separar partículas (consideradas esféricas e rígidas) em suspensão, onde a suspensão apresenta comportamento de fluido newtoniano. Assim, toda a metodologia desenvolvida aplica-se não apenas para a MF tangencial, mas também para a UF tangencial de suspensões diluídas onde se pode desprezar os efeitos de pressão osmótica. Ainda, de acordo com DAVIS e SHERWOOD (1990), esta modelagem aplica-se para módulos tubulares, em virtude da camada polarizada formada à superfície da membrana ser muito fina se comparada à meia altura do canal de escoamento.

A seguir são apresentadas, separadamente, as conclusões obtidas neste trabalho e algumas sugestões para trabalhos futuros.

7.1 Conclusões

As conclusões obtidas na presente análise do processo de MF são:

- a fração volumétrica na superfície da membrana apresenta o seguinte comportamento: com relação à velocidade tangencial de escoamento, quanto maior a velocidade menor o valor da fração volumétrica na superfície da membrana; com relação à pressão transmembrana e à concentração de partículas de sílica no seio da suspensão, o valor da fração volumétrica aumenta à medida em que estes parâmetros também aumentam; este comportamento implica claramente que a fração volumétrica na superfície da membrana é dependente das condições operacionais do processo de MF e da concentração da alimentação;
- a fração volumétrica das partículas de sílica junto à superfície da membrana para baixas velocidades ($0,16 \text{ m.s}^{-1}$) exibe um valor muito mais elevado se comparada para velocidades maiores;
- o fluxo permeado é pouco influenciado pelo valor da fração volumétrica de partículas de sílica junto à superfície da membrana para as condições testadas, mesmo em baixas velocidades onde a fração volumétrica exibe um valor mais elevado;
- a resistência à transferência de massa pode estar associada à porosidade da camada formada sobre a superfície da membrana, em virtude desta variar com a fração volumétrica à superfície da membrana;
- a modelagem matemática utilizada mostra-se adequada para o tipo de solução trabalhada (fluido newtoniano), confirmando a coerência das hipóteses adotadas durante a estimação de parâmetros. A hipótese adotada na modelagem matemática, onde as partículas de sílica foram consideradas não aderidas irreversivelmente à superfície da membrana, foi comprovada experimentalmente, mostrando que está de acordo com a realidade.

7.2 Sugestões

As seguintes sugestões para trabalhos futuros podem ser propostas em virtude dos resultados obtidos:

-
- estudar o efeito do pH e da concentração de sal sobre a fração volumétrica de sílica à superfície da membrana e sobre o fluxo permeado no processo de MF;
 - estudar o efeito da valência do sal sobre a fração volumétrica de sílica à superfície da membrana e conseqüentemente sobre o fluxo permeado
 - estudar o efeito da turbulência sobre a fração volumétrica à superfície da membrana e sobre o fluxo permeado no processo de MF;
 - estudar o efeito de diferentes mecanismos encontrados na literatura para descrever o retrotransporte de partículas da superfície da membrana em direção ao seio da suspensão, como por exemplo mecanismos que combinam mais de uma difusividade (browniana e induzida por cisalhamento).

Capítulo 8

Bibliografía

ALTMANN, J.; RIPPERGER, S., Particle Deposition and Layer Formation at the Crossflow Microfiltration, *Journal of Membrane Science*, 124 (1997) 119-128.

BOWEN, W. R.; JENNER, F., Theoretical Descriptions of Membrane Filtration of Colloids and Fine Particles: an Assessment and Review, *Advances in Colloid and Interface Science*, 56 (1995) 141-200.

BOWEN, W. R.; WILLIAMS, P. M., Prediction of the Rate of Cross – Flow Ultrafiltration of Colloids with Concentration – Dependent Diffusion Coefficient and Viscosity – Theory and Experiment, *Chemical Engineering Science*, 56 (2001) 3083-3099.

CHANG, D. J.; HWANG, S. J., Unsteady – State Permeate Flux of Crossflow Microfiltration, *Separation Science and Technology*, 29 (12) (1994) 1593-1608.

CHANG, D. J.; HWANG, S. J., Unsteady – State Permeate Flux of Crossflow Microfiltration: Effect of Particle Size Distribution, *Separation Science and Technology*, 30 (14) (1995) 2917-2931.

CHANG, D. J.; HSU, F. C.; HWANG, S. J., Steady State Permeate Flux of Crossflow Microfiltration, *Journal of Membrane Science*, 98 (1995) 97-106.

DAVIS, R. H.; LEIGHTON, D. T., Shear – Induced Transport of a Particle Layer Along a Porous Wall, *Chemical Engineering Science*, 42 (2) (1987) 275-281.

DAVIS, R. H.; SHERWOOD, J. D., A Similarity Solution for Steady – State Crossflow Microfiltration, *Chemical Engineering Science*, 45 (11) (1990) 3203-3209.

- DHARMAPPA, H. B.; VERINK, J.; BEN AIM, R.; YAMAMOTO, K.; VIGNESWARAM, S., A Comprehensive Model for Crossflow Filtration Incorporating Polydispersity of the Influent, *Journal of Membrane Science*, 65 (1992) 173-185.
- ELZO, D.; HUISMAN, I.; MIDDELINK, E.; GEKAS, V., Charge Effects on Inorganic Membrane Performance in a Crossflow Microfiltration Process, *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, 138 (1998) 145-159.
- FANE, A. G., Ultrafiltration of Suspensions, *Journal of Membrane Science*, 20 (1984) 249-259.
- GEKAS, V.; HALLSTRÖM, B., Mass Transfer in the Membrane Concentration Polarization Layer under Turbulent Cross Flow. I. Critical Literature Review and Adaptation of Existing Sherwood Correlations to Membrane Operations, *Journal of Membrane Science*, 30 (1987) 153-170.
- GERALDES, V.; SEMIÃO, V.; PINHO, M. N., Flow and Mass Transfer Modelling of Nanofiltration, *Journal of Membrane Science*, 191 (2001) 109-128.
- GILL, W. N.; WILEY, D. E.; FELL, C. J. D.; FANE, A. G., Effect of Viscosity on Concentration Polarization in Ultrafiltration, *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 34 (9) (1988) 1563-1567.
- GREEN, G.; BELFORT, G., Fouling of Ultrafiltration Membranes: Lateral Migration and the Particle Trajectory Model, *Desalination*, 35 (1980) 129-147.
- HO, W. S. W.; SIRKAR, K. K., *Membrane Handbook*, Chapman & Hall, Part VI, 1992.
- HUISMAN, I. H.; JOHANSSON, D.; TRÄGÅRDH, G.; TRÄGÅRDH, C., Design of a Crossflow Microfiltration Unit for Studies of Flux and Particle Transport, *Trans. Inst. Chem. Engng.*, 75 A (1997) 508-512.
- HUISMAN, I. H.; TRÄGÅRDH, C., Particle Transport in Crossflow Microfiltration – I. Effects of Hydrodynamic and Diffusion, *Chemical Engineering Science*, 54 (1999) 271-280.
- HUISMAN, I. H.; TRÄGÅRDH, G.; TRÄGÅRDH, C., Particle Transport in Crossflow Microfiltration – II. Effects of Particle – Particle interactions, *Chemical Engineering Science*, 54 (1999) 281-289.
- ILIAS, S.; GOVIND, R., A Study on Concentration Polarization in Ultrafiltration. *Separation Science and Technology*, 28 (1-3) (1993) 361-381.

- ILIAS, S.; SCHIMMEL, K. A.; ASSEY, G. E. J. M., Effect of Viscosity on Membrane Fluxes in Cross – Flow Ultrafiltration. *Separation Science and Technology*, 30 (7-9) (1995) 1669-1687.
- LI, H.; FANE, A. G.; COSTER, H.G.L.; VIGNESWARAM, S., An Assessment of Depolarization Models of Crossflow Microfiltration by Direct Observation Through the Membrane, *Journal of Membrane Science*, 172 (2000) 135-147.
- MA, R. P.; GOODING, C. H.; ALEXANDER, W. K., A Dynamic Model for Low – Pressure, Hollow – Fiber Ultrafiltration, *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 31 (10) (1985) 1728-1732.
- McDONOGH, R. M.; FANE, A. G.; FELL, C. J. D., Charge Effects in the Crossflow Filtration of Colloids and Particulates, *Journal of Membrane Science*, 43 (1989) 69-85.
- MICHAELS, A. S., New Separation Technique for the CPI, *Chemical Engineering Progress*, 64 (12) (1968) 31-43.
- MONDOR, M.; MORESOLI, C., Theoretical Analysis of the Influence of the Axial Variation of the Transmembrane Pressure in Crossflow Filtration of Rigid Spheres, *Journal of Membrane Science*, 152 (1999) 71-87.
- MONDOR, M.; MORESOLI, C., Experimental Verification of the Shear – Induced Hydrodynamic Diffusion Model of Crossflow Microfiltration, with Consideration of the Transmembrane Pressure Axial Variation, *Journal of Membrane Science*, 175 (2000) 119-137.
- MULDER, M., *Basic Principles of Membrane Technology*, Kluwer Academics Publishers Group, 1996.
- NAZZAL, F. F.; WIESNER, M. R., pH and Ionic Strength Effects on the Performance of Ceramic Membranes in Water Filtration, *Journal of Membrane Science*, 93 (1994) 91-103.
- PERRY, R. H.; CHILTON, C. H., *Chemical Engineers' Handbook*, 5th Edition, McGraw – Hill Kogakusha, Ltd, 1973;
- PIRON, E.; RENÉ, F.; LATRILLE, E., A Crossflow Microfiltration Model Based on Integration of the Mass Transport Equation, *Journal of Membrane Science*, 108 (1995) 57-70.
- RIPPERGER, S.; ALTMANN, J., Crossflow Microfiltration – State of the Art, *Separation and Purification Technology*, 26 (2002) 19-31.

- ROMERO, C. A.; DAVIS, R. H., Global Model of Crossflow Microfiltration Based on Hydrodynamic Particle Diffusion, *Journal of Membrane Science*, 39 (1988) 157-185.
- ROMERO, C. A.; DAVIS, R. H., Transient Model of Crossflow Microfiltration, *Chemical Engineering Science*, 45 (1) (1990) 13-25.
- ROSÉN, C.; TRÄGÅRDH, C., Computer Simulations of Mass Transfer in the Concentration Boundary Layer over Ultrafiltration Membranes, *Journal of Membrane Science*, 85 (1993) 139-156.
- SCHLUEP, T.; WIDMER, F., Initial Transient Effects During Crossflow Microfiltration of Yeast Suspensions, *Journal of Membrane Science*, 115 (1996) 133-145.
- SCHMITZ, P.; HOUI, D.; WANDEL, B., Hydrodynamic Aspects of Crossflow Microfiltration. Analysis of Particle Deposition at the Membrane Surface, *Journal of Membrane Science*, 71 (1992) 29-40.
- SCHULZ, G. ; RIPPERGER, S., Concentration Polarization in Crossflow Microfiltration, *Journal of Membrane Science*, 40 (1989) 173-187.
- SETHI, S.; WIESNER, M. R., Modeling of Transient Permeate Flux in Cross-Flow Membrane Filtration Incorporating Multiple Particle Transport Mechanisms, *Journal of Membrane Science*, 136 (1997) 191-205.
- SONG, L., Flux Decline in Crossflow Microfiltration and Ultrafiltration: Mechanisms and Modeling of Membrane Fouling, *Journal of Membrane Science*, 139 (1998) 183-200.
- VASSILIEFF, C. S., Convective Model of Crossflow Microfiltration, *Advances in Colloid and Interface Science*, 40 (1992) 1-36.
- VYAS, H. K.; BENNETT, R. J.; MARSHALL, A. D., Cake Resistance and Force Balance Mechanism in the Crossflow Microfiltration of Lactalbumin Particles, *Journal of Membrane Science*, 192 (2001) 165-176.
- WADA, K. (2003), Comunicação Pessoal.
- WANG, L.; SONG, L., Flux Decline in Crossflow Microfiltration and Ultrafiltration: Experimental Verification of Fouling Dynamics, *Journal of Membrane Science*, 160 (1999) 41-50.

Apêndice A

Dedução das Equações

Este apêndice apresenta a dedução das equações (4.17) e (4.18) apresentadas no Capítulo 4 e a dedução da equação (5.14) apresentada no Capítulo 5.

A.1 Obtenção da Equação (4.17)

Partindo-se das seguintes equações:

Equação da continuidade para o seio da suspensão (conservação da massa):

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0 \quad (4.1)$$

Conservação da massa para o soluto (partículas de dióxido de silício):

$$u \frac{\partial \Phi}{\partial x} + v \frac{\partial \Phi}{\partial y} - \frac{\partial}{\partial y} \left(D \frac{\partial \Phi}{\partial y} \right) = 0 \quad (4.2)$$

Lei da viscosidade de Newton:

$$\mu \frac{\partial u}{\partial y} = \tau_{\text{parede}} \quad (4.3)$$

E das seguintes condições de contorno:

$$\Phi|_{y \gg \delta} = \Phi_{\text{suspensão}} \quad (4.4)$$

$$u|_{y=0} = 0 \quad (4.5)$$

$$v|_{y=0} \Phi = D \frac{\partial \Phi}{\partial y} |_{y=0} \quad (4.6)$$

$$\Phi|_{y=0} = \Phi_{\text{membrana}} \quad (4.7)$$

$$v|_{y=0} = -v_{\text{membrana}} \quad (4.8)$$

Utilizando as seguintes variáveis adimensionais:

$$\bar{y} = \frac{y}{\left[\frac{3\mu_0 D_0 x}{\tau_{\text{parede}}} \right]^{\frac{1}{3}}} \quad (4.10)$$

$$\bar{v} = \frac{v}{\left[\frac{\tau_{\text{parede}} D_0^2}{3\mu_0 x} \right]^{\frac{1}{3}}} \quad (4.11)$$

$$\bar{u} = \frac{u}{\left[\frac{3\tau_{\text{parede}}^2 D_0 x}{\mu_0^2} \right]^{\frac{1}{3}}} \quad (4.12)$$

O perfil de velocidade transversal é determinado pela equação (4.1) que quando transformada pelas variáveis adimensionais, tem-se:

$$\frac{\partial u}{\partial x} = \frac{\partial u}{\partial \bar{y}} \frac{\partial \bar{y}}{\partial x} = \left[\frac{\partial \bar{u}}{\partial \bar{y}} \frac{\partial \bar{y}}{\partial x} + \frac{1}{3} \frac{\bar{u}}{x} \right] \left[\frac{3\tau_{\text{parede}}^2 D_0 x}{\mu_0} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (A.1)$$

onde

$$\frac{\partial \bar{y}}{\partial x} = -\frac{1}{3} \frac{\bar{y}}{x} \quad (A.2)$$

e

$$\frac{\partial v}{\partial y} = \frac{\partial v}{\partial \bar{y}} \frac{\partial \bar{y}}{\partial y} = \frac{\partial \bar{v}}{\partial \bar{y}} \left[\frac{\tau_{\text{parede}} D_0^2}{3\mu_0 x} \right]^{\frac{1}{3}} \frac{\partial \bar{y}}{\partial y} \quad (\text{A.3})$$

onde

$$\frac{\partial \bar{y}}{\partial y} = \left[\frac{3\mu_0 D_0 x}{\tau_{\text{parede}}} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (\text{A.4})$$

Substituindo-se as equações (A.1) – (A.4) na equação da continuidade (4.1), esta torna-se:

$$\bar{u} - y \frac{d\bar{u}}{dy} + \frac{d\bar{v}}{dy} = \frac{d(\bar{y}\bar{u})}{d\bar{y}} - 2\bar{y} \frac{d\bar{u}}{d\bar{y}} + \frac{d\bar{v}}{d\bar{y}} = 0 \quad (\text{4.13})$$

Transformando-se a equação (4.3) utilizando as variáveis adimensionais definidas anteriormente, tem-se:

$$\frac{\partial u}{\partial y} = \frac{\partial u}{\partial \bar{y}} \frac{\partial \bar{y}}{\partial y} = \frac{\partial \bar{u}}{\partial \bar{y}} \left[\frac{3\tau_{\text{parede}}^2 D_0 x}{\mu_0^2} \right]^{\frac{1}{3}} \frac{\partial \bar{y}}{\partial y} \quad (\text{A.5})$$

Conforme a equação (A.4), tem-se:

$$\frac{\partial u}{\partial y} = \frac{\partial \bar{u}}{\partial \bar{y}} \frac{\tau_{\text{parede}}}{\mu_0} \quad (\text{A.6})$$

Substituindo-se a equação (4.3) na equação (A.6), tem-se:

$$\frac{\partial \bar{u}}{\partial \bar{y}} = \frac{1}{\left[\frac{\mu}{\mu_0} \right]} \quad (\text{A.7})$$

De acordo com a equação (4.10) variável combinada de x e y, pode-se escrever:

$$\frac{d\bar{u}}{d\bar{y}} = \frac{1}{\left[\frac{\mu}{\mu_0} \right]} \quad (\text{A.8})$$

A equação anterior pode ser integrada para fornecer o perfil axial de velocidade, considerando a equação (4.5):

$$\bar{u}(\bar{y}) = \int_0^{\bar{y}} \frac{d\bar{y}}{\mu(\Phi(\bar{y}))} \quad (4.14)$$

Percebe-se na equação (4.3) ou na equação (4.14) que $\frac{d\bar{u}}{d\bar{y}} = \frac{1}{\mu}$, podendo-se substituir na equação (4.13) a qual integrada fornece:

$$\bar{v}(\bar{y}) = \bar{v}(0) - \bar{u}\bar{y} + 2 \int_0^{\bar{y}} \frac{\bar{y}d\bar{y}}{\mu(\Phi(\bar{y}))} \quad (4.15)$$

Aplicando-se a transformação de variáveis adimensionais e a regra da cadeia à equação (4.2), tem-se:

$$\frac{\partial \Phi}{\partial x} = \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \frac{\partial \bar{y}}{\partial x} = -\frac{1}{3} \frac{\bar{y}}{x} \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \quad (A.9)$$

$$\frac{\partial \Phi}{\partial y} = \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \frac{\partial \bar{y}}{\partial y} = \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \left[\frac{3\mu_0 D_0 x}{\tau_{\text{parede}}} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (A.10)$$

$$\frac{\partial}{\partial y} \left(D \frac{\partial \Phi}{\partial y} \right) = \frac{d}{d\bar{y}} \left(D \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \frac{\partial \bar{y}}{\partial y} \right) \frac{\partial \bar{y}}{\partial y} = \frac{d}{d\bar{y}} \left(D \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \right) \left[\frac{\tau_{\text{parede}}^2}{(3\mu_0 D_0 x)^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (A.11)$$

Substituindo-se as equações (4.10) – (4.12) e as equações (A.9) – (A.11) na equação da difusão convectiva (4.2), esta torna-se:

$$\left(\bar{v} - \bar{u}\bar{y} \right) \frac{d\Phi}{d\bar{y}} - \frac{d}{d\bar{y}} \left(D \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \right) = 0 \quad (4.16)$$

Substituindo-se as equações (4.14) e (4.15) na equação (4.16), esta torna-se

$$\left(\bar{v}_{\text{membrana}} + 2\bar{y} \int_0^{\bar{y}} \frac{d\bar{y}}{\mu(\Phi(\bar{y}))} - 2 \int_0^{\bar{y}} \frac{\bar{y}d\bar{y}}{\mu(\Phi(\bar{y}))} \right) \frac{d\Phi}{d\bar{y}} + \frac{d}{d\bar{y}} \left(D(\Phi(\bar{y})) \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \right) = 0 \quad (4.17)$$

onde $\bar{v}_{\text{membrana}} = -\bar{v}(0)$ é o fluxo de permeado adimensional.

A.2 Obtenção da Equação (4.18)

Considerando-se $\bar{\mu} = \bar{D} = 1$, a equação (4.17) pode ser integrada fornecendo:

$$\left(\bar{v}_{\text{membrana}} + \frac{\bar{y}^{-2}}{\bar{\mu}} \right) \frac{d\Phi}{d\bar{y}} + \bar{D} \frac{d^2\Phi}{d\bar{y}^2} = 0 \quad (\text{A.12})$$

Fazendo-se uma mudança de variável apropriada do tipo:

$$\frac{d\Phi}{d\bar{y}} = \eta \quad (\text{A.13})$$

Tem-se uma equação diferencial de variável separável:

$$\frac{d\eta}{\eta} = -\frac{1}{\bar{D}} \left[\bar{v}_{\text{membrana}} + \frac{\bar{y}^{-2}}{\bar{\mu}} \right] d\bar{y} \quad (\text{A.14})$$

E da condição de contorno (4.6) e da equação (4.11), tem-se:

$$\left. \frac{d\Phi}{d\bar{y}} \right|_{\bar{y}=0} = -\frac{\bar{v}_{\text{membrana}} \Phi_{\text{membrana}}}{\bar{D}} = \eta_0 \quad (\text{A.15})$$

Integrando-se a equação (A.14) para $\bar{y} \rightarrow \infty$ a solução resultante torna-se:

$$\frac{\Phi_{\text{suspensão}}}{\Phi_{\text{membrana}}} = 1 - \bar{v}_{\text{membrana}} \int_0^{\infty} \exp \left\{ -\frac{\bar{y}^3}{3} - \bar{v}_{\text{membrana}} \bar{y} \right\} d\bar{y} \quad (4.18)$$

A.3 Obtenção da Equação (5.14)

Definindo-se o fluxo médio conforme a seguinte equação:

$$J \equiv \frac{1}{L} \int_0^L v_{\text{membrana}}(x) dx \quad (\text{A.16})$$

Substituindo a equação (4.11) na equação (A.16), considerando que a velocidade média de permeação, v_{membrana} , é o próprio fluxo de permeado e considerando um valor de \bar{y} suficientemente grande onde v_{membrana} é dado somente como uma função de $\Phi_{\text{suspensão}}$, tem-se:

$$\begin{aligned} J &\equiv \frac{1}{L} \int_0^L \bar{v}_{\text{membrana}}(\Phi_{\text{suspensão}}) \left[\frac{\tau_{\text{parede}} D_0^2}{3\mu_0 x} \right]^{\frac{1}{3}} dx = \frac{\bar{v}_{\text{membrana}}(\Phi_{\text{suspensão}})}{L} \left[\frac{\tau_{\text{parede}} D_0^2}{3\mu_0} \right]^{\frac{1}{3}} \int_0^L x^{-\frac{1}{3}} dx = \\ &= \frac{\bar{v}_{\text{membrana}}(\Phi_{\text{suspensão}})}{L} \left[\frac{9\tau_{\text{parede}} D_0^2}{8\mu_0} \right]^{\frac{1}{3}} \cdot L^{\frac{2}{3}} = \bar{v}_{\text{membrana}}(\Phi_{\text{suspensão}}) \left[\frac{9\tau_{\text{parede}} D_0^2}{8\mu_0 L} \right]^{\frac{1}{3}} \end{aligned} \quad (5.14)$$

Apêndice B

Dados Experimentais

Este apêndice apresenta os dados obtidos experimentalmente nos ensaios de MF.

Inicialmente são apresentados os dados da compactação da membrana.

Em seguida, os dados do fluxo de água pura anterior e posterior aos experimentos com a suspensão de partículas de sílica; dados dos ensaios com a suspensão de sílica para diferentes velocidades tangenciais e os dados dos ensaios com a suspensão de sílica para diferentes pressões através da membrana são apresentados. Todos na ordem experimento e réplica para as concentrações de 100 , 300 e 500 mg.L⁻¹ de SiO₂, respectivamente. Na seqüência, os dados de fluxo permeado *versus* tempo para a suspensão de partículas de sílica é apresentado. Finalmente, apresentam-se os dados da curva de calibração turbidez *versus* concentração para as partículas de sílica.

Dados da Compactação

Tabela B.1: Dados da compactação da membrana de MF utilizada nos experimentos - pressão transmembrana igual a 3,5 bar.

Tempo (min.)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
0	44,6
10	43,8
20	43,8
30	45
40	44,7
50	43,9
60	42,8
70	43

Tabela B.1: Dados da compactação da membrana de MF utilizada nos experimentos - pressão transmembrana igual a 3,5 bar (continuação).

Tempo (min.)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
80	43,3
90	42,8
100	42,6
110	51,4
120	52,2
130	53,2
140	54,9
150	54,5
160	51,5
170	52,3
180	67,3
190	88,8
200	97
210	91,6
220	89,6
230	82,9
240	79
250	73,7
260	73,8
270	85,5
280	82,5
290	89,8
300	82,9
310	84,3
320	85,6
330	85,9
340	83,9
350	78,2
360	79,6
370	80,4
380	77,1
390	76
400	79,4
410	77,7
420	77,8
430	88,5
440	90,3
450	93,3
460	94,4
470	94,6
480	95,7

Tabela B.1: Dados da compactação da membrana de MF utilizada nos experimentos - pressão transmembrana igual a 3,5 bar (continuação).

Tempo (min.)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
490	91,3
500	88,4
510	88,5
520	90,2
530	89,5
540	88,8

Dados do Fluxo de Água Pura - Experimento

Tabela B.2: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 100 mg.L⁻¹ de SiO₂. Experimento.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,85	21,55	82,9	82,6
	180,72	21,38	82,3	
	180,6	21,47	82,7	
2,5	180,49	15,31	59	58,6
	180,6	15,15	58,3	
	180,81	15,22	58,6	
2	180,84	12,38	47,6	47,5
	180,56	12,36	47,6	
	180,59	12,24	47,2	
1,5	180,61	9,6	37	37,1
	180,59	9,55	37	
	180,73	9,67	37,2	
0,5	180,53	3,97	15,3	15,2
	180,38	3,89	15	
	180,67	3,99	15,4	

Tabela B.3: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 100 mg.L⁻¹ de SiO₂. Experimento.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,74	20,7	79,7	78,4
	180,58	20,32	78,3	
	180,54	20,05	77,3	
2,5	180,51	14,44	55,6	55,8
	180,61	14,47	55,7	
	180,67	14,6	56,2	
2	180,62	12,32	47,4	47,4
	180,53	12,29	47,4	
	180,91	12,35	47,5	
1,5	180,57	9,09	35	34,7
	180,44	9,01	34,7	
	180,48	8,94	34,5	
0,5	180,62	3,55	13,7	13,6
	180,53	3,49	13,4	
	180,4	3,52	13,6	

Tabela B.4: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 300 mg.L⁻¹ de SiO₂. Experimento.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,59	23,36	90	89,5
	180,44	23,2	89,4	
	180,45	23,11	89	
2,5	180,5	16,71	64,4	64,6
	180,62	16,82	64,8	
	180,55	16,8	64,7	
2	180,6	13,77	53	52,3
	180,54	13,54	52	
	180,49	13,51	52	
1,5	180,41	10,58	40,8	40,9
	180,7	10,65	41	
	180,65	10,66	41	
0,5	180,7	4,54	17,5	17,3
	180,55	4,45	17,1	
	180,67	4,47	17,2	

Tabela B.5: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 300 mg.L⁻¹ de SiO₂. Experimento.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo Permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,66	20,96	80,7	80,5
	180,68	20,92	80,5	
	180,52	20,87	80,4	
2,5	180,67	14,7	56,6	57
	180,45	14,77	56,9	
	180,46	14,95	57,6	
2	180,51	12,09	46,6	48,5
	180,59	12,17	46,9	
	180,77	13,49	51,9	
1,5	180,51	9,48	36,5	36,4
	180,52	9,45	36,4	
	180,6	9,45	36,4	
0,5	180,5	3,33	12,8	13,3
	180,56	3,69	14,2	
	180,48	3,37	13	

Tabela B.6: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 500 mg.L⁻¹ de SiO₂. Experimento.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,51	21,4	82,5	81,9
	180,49	21,21	81,7	
	180,59	21,17	81,5	
2,5	180,63	15,29	58,9	58,9
	180,57	15,28	58,9	
	180,66	15,29	58,9	
2	180,8	12,41	47,7	47,6
	180,46	12,36	47,6	
	180,71	12,36	47,6	
1,5	180,53	9,42	36,3	36,3
	180,45	9,45	36,4	
	180,49	9,42	36,3	
0,5	180,48	3,98	15,3	15,1
	180,88	3,91	15	
	180,43	3,91	15	

Tabela B.7: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 500 mg.L⁻¹ de SiO₂. Experimento.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo Permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,52	19,99	77	77
	180,57	19,96	76,9	
	180,72	20,03	77	
2,5	180,67	14,62	56	55,7
	180,75	14,53	55,9	
	180,76	14,38	55,3	
2	180,59	11,67	44,9	44,9
	180,53	11,63	44,8	
	180,54	11,68	45	
1,5	180,56	8,97	34,6	34,1
	180,63	8,77	33,8	
	180,69	8,81	33,9	
0,5	180,71	3,6	13,9	13,6
	180,61	3,47	13,4	
	180,71	3,49	13,4	

Dados do Fluxo de Água Pura – Réplica

Tabela B.8: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 100 mg.L⁻¹ de SiO₂. Réplica.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo Permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,68	22	84,7	85,7
	180,53	22,57	87	
	180,63	22,2	85,5	
2,5	180,63	15,28	58,8	59,1
	180,52	15,32	59	
	180,62	15,44	59,5	
2	180,57	13	50,1	50,1
	180,5	12,96	50	
	180,56	13	50,1	
1,5	180,49	10,13	39	38,6
	180,63	10,11	38,9	
	180,5	9,86	38	
0,5	180,67	3,76	14,5	14,4
	180,53	3,75	14,4	
	180,45	3,71	14,3	

Tabela B.9: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 100 mg.L⁻¹ de SiO₂. Réplica.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo Permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,53	23,48	90,5	90
	180,49	23,29	89,8	
	180,5	23,25	89,6	
2,5	180,63	16,18	62,3	62,1
	180,65	16,2	62,4	
	180,58	16,01	61,7	
2	180,45	13,46	51,9	52
	180,6	13,5	52	
	180,53	13,41	51,7	
1,5	180,43	9,9	38,2	37,7
	180,46	9,75	37,6	
	180,55	9,69	37,3	
0,5	180,62	3,81	14,7	14,6
	180,58	3,8	14,6	
	180,45	3,76	14,5	

Tabela B.10: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 300 mg.L⁻¹ de SiO₂. Réplica.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo Permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,51	22,54	86,9	84,2
	180,62	21,57	83,1	
	180,59	21,42	82,5	
2,5	180,47	15,56	60	60,2
	180,56	15,59	60,1	
	180,6	15,74	60,6	
2	180,56	12,94	49,9	49,6
	180,66	12,91	49,7	
	180,61	12,77	49,2	
1,5	180,52	10,12	39	38,9
	180,55	10,03	38,6	
	180,47	10,12	39	
0,5	180,39	4,11	15,8	15,8
	180,49	4,08	15,7	
	180,53	4,1	15,8	

Tabela B.11: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 300 mg.L⁻¹ de SiO₂. Réplica.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo Permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,57	20,63	79,5	79,2
	180,49	20,51	79	
	180,41	20,54	79,2	
2,5	180,56	14,27	55	54,9
	180,65	14,33	55,2	
	180,55	14,11	54,4	
2	180,65	11,8	45,4	45,1
	180,56	11,6	44,7	
	180,56	11,74	45,2	
1,5	180,6	8,99	34,6	34,9
	180,66	9,13	35,2	
	180,65	9,1	35	
0,5	180,55	3,56	13,7	13,6
	180,44	3,52	13,6	
	180,41	3,5	13,5	

Tabela B.12: Dados da medida de fluxo de água pura anterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 500 mg.L⁻¹ de SiO₂. Réplica.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo Permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,53	22,49	86,7	85,5
	180,55	22,23	85,6	
	180,58	21,85	84,2	
2,5	180,68	14,9	57,4	57,6
	180,64	14,97	57,6	
	180,57	15	57,8	
2	180,39	12,47	48,1	48
	180,6	12,53	48,3	
	180,72	12,39	47,7	
1,5	180,49	9,57	36,9	36,7
	180,55	9,52	36,7	
	180,54	9,5	36,6	
0,5	180,5	4,19	16,1	15,8
	180,63	4,11	15,8	
	180,59	4,04	15,6	

Tabela B.13: Dados da medida de fluxo de água pura posterior à realização do experimento de MF com a suspensão de sílica para a concentração de 500 mg.L⁻¹ de SiO₂. Réplica.

ΔP (bar)	Tempo de coleta (s)	Volume permeado (mL)	Fluxo Permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)	Fluxo permeado médio (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,5	21,94	84,6	83,9
	180,59	21,71	83,6	
	180,49	21,63	83,4	
2,5	180,57	15,7	60,5	59,8
	180,59	15,51	59,7	
	180,58	15,4	59,3	
2	180,58	12,32	47,5	47,4
	180,41	12,23	47,1	
	180,5	12,37	47,7	
1,5	180,57	9,42	36,3	36,1
	180,48	9,4	36,2	
	180,6	9,26	35,7	
0,5	180,42	3,66	14,1	14,2
	180,54	3,66	14,1	
	180,47	3,72	14,3	

Dados dos Ensaios com a Suspensão de Sílica para Diferentes Velocidades Tangenciais - Experimento

Para as Concentrações de 100, 300 e 500 mg.L⁻¹ de SiO₂, respectivamente

Tabela B.14: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 100 mg.L⁻¹ de SiO₂. Experimento.

Velocidade tangencial igual a 1,67 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	168,49	20	82,6
2,5	214,92	20	64,7
2	282,96	20	49,2
1,5	397,69	20	35
0,5	840,23	20	16,6
Velocidade tangencial igual a 1,18 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	177,88	20	78,2
2,5	245,64	20	56,6
2	292,75	20	47,5
1,5	381,77	20	36,4
0,5	969,21	20	14,3
Velocidade tangencial igual a 0,62 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	178,39	20	78
2,5	259,92	20	53,5
2	298,38	20	46,6
1,5	392,12	20	35,5
0,5	995,6	20	14
Velocidade tangencial igual a 0,16 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	181,79	20	76,5
2,5	245,73	20	56,6
2	307,72	20	45,2
1,5	416,08	20	33,4
0,5	988,99	20	14,1

Tabela B.15: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 300 mg.L^{-1} de SiO_2 . Experimento.

Velocidade tangencial igual a $1,67 \text{ m.s}^{-1}$			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo ($\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)
3,5	157,06	20	88,6
2,5	222,37	20	62,6
2	272,73	20	51
1,5	365,61	20	38
0,5	759,54	20	18,3
Velocidade tangencial igual a $1,18 \text{ m.s}^{-1}$			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo ($\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)
3,5	171,26	20	81,2
2,5	230,83	20	60,3
2	284,7	20	48,9
1,5	362,44	20	38,4
0,5	926,06	20	15
Velocidade tangencial igual a $0,62 \text{ m.s}^{-1}$			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo ($\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)
3,5	165,66	20	84
2,5	245,52	20	56,7
2	291,13	20	47,8
1,5	377,27	20	36,9
0,5	935,26	20	14,9
Velocidade tangencial igual a $0,16 \text{ m.s}^{-1}$			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo ($\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)
3,5	177,7	20	78,3
2,5	246,67	20	56,4
2	306,49	20	45,4
1,5	387,64	20	35,9
0,5	950,21	20	14,6

Tabela B.16: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 500 mg.L^{-1} de SiO_2 . Experimento.

Velocidade tangencial igual a $1,67 \text{ m.s}^{-1}$			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo ($\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)
3,5	171,26	20	81,2
2,5	237,24	20	58,6
2	288,14	20	48,3
1,5	373,83	20	37,2
0,5	840,45	20	16,5
Velocidade tangencial igual a $1,18 \text{ m.s}^{-1}$			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo ($\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)
3,5	177,31	20	78,5
2,5	245,95	20	56,6
2	303,09	20	45,9
1,5	387,89	20	35,9
0,5	953,07	20	14,6
Velocidade tangencial igual a $0,62 \text{ m.s}^{-1}$			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo ($\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)
3,5	178,89	20	77,8
2,5	252,02	20	55,2
2	303,99	20	45,8
1,5	377,54	20	36,8
0,5	989,77	20	14
Velocidade tangencial igual a $0,16 \text{ m.s}^{-1}$			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo ($\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)
3,5	184,93	20	75,2
2,5	253,21	20	54,9
2	315,51	20	44,1
1,5	391,86	20	35,5
0,5	972,49	20	14,3

Dados dos Ensaios com a Suspensão de Sílica para Diferentes Velocidades Tangenciais - Réplica

Para as Concentrações de 100, 300 e 500 mg.L⁻¹ de SiO₂, respectivamente

Tabela B.17: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 100 mg.L⁻¹ de SiO₂. Réplica.

Velocidade tangencial igual a 1,67 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	159,19	20	87,4
2,5	215,87	20	64,4
2	256,01	20	54,3
1,5	347,64	20	40
0,5	854,75	20	16,3
Velocidade tangencial igual a 1,18 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	155,59	20	89,4
2,5	220,38	20	63,1
2	274,33	20	50,7
1,5	371,27	20	37,5
0,5	887,94	20	15,7
Velocidade tangencial igual a 0,62 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	154,83	20	89,9
2,5	220,82	20	63
2	271,64	20	51,2
1,5	361,77	20	38,5
0,5	952,15	20	14,6
Velocidade tangencial igual a 0,16 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	157,95	20	88,1
2,5	216,56	20	64,2
2	280,98	20	49,5
1,5	367,03	20	37,9
0,5	937,49	20	14,8

Tabela B.18: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 300 mg.L⁻¹ de SiO₂.
Réplica.

Velocidade tangencial igual a 1,67 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	161,66	20	86,1
2,5	221,79	20	62,7
2	277,73	20	50,1
1,5	363,19	20	38,3
0,5	795,17	20	17,5
Velocidade tangencial igual a 1,18 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	172,7	20	80,6
2,5	233,16	20	59,7
2	289,2	20	48,1
1,5	379,98	20	36,6
0,5	937,74	20	14,8
Velocidade tangencial igual a 0,62 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	173,48	20	80,2
2,5	242,12	20	57,5
2	297,55	20	46,8
1,5	377,45	20	36,9
0,5	939,02	20	14,8
Velocidade tangencial igual a 0,16 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	171,16	20	81,3
2,5	236,62	20	58,8
2	284,94	20	48,8
1,5	381,1	20	36,5
0,5	934,19	20	14,9

Tabela B.19: Dados de fluxo permeado para diferentes velocidades tangenciais no interior do canal de escoamento para a suspensão de sílica à concentração de 500 mg.L⁻¹ de SiO₂. Réplica.

Velocidade tangencial igual a 1,67 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	165,63	20	84
2,5	232,38	20	59,9
2	294,08	20	47,3
1,5	366,97	20	37,9
0,5	836,29	20	16,6
Velocidade tangencial igual a 1,18 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	174,69	20	79,6
2,5	242,87	20	57,3
2	301,1	20	46,2
1,5	387,51	20	35,9
0,5	962,1	20	14,5
Velocidade tangencial igual a 0,62 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	179,32	20	77,6
2,5	248,7	20	55,9
2	302,16	20	46
1,5	389,67	20	35,7
0,5	1003,4	20	13,9
Velocidade tangencial igual a 0,16 m.s ⁻¹			
ΔP (bar)	Tempo coleta (s)	Volume (mL)	Fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
3,5	180,33	20	77,1
2,5	253,73	20	54,8
2	306,41	20	45,4
1,5	387,83	20	35,9
0,5	972,16	20	14,3

Dados dos Ensaios com a Suspensão de Sílica para Diferentes Pressões - Experimento

Para as Concentrações de 100, 300 e 500 mg.L⁻¹ de SiO₂, respectivamente

Tabela B.20: Dados de velocidade tangencial *versus* fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 100 mg.L⁻¹ de SiO₂. Experimento.

$\Delta P = 3,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	82,6
1,18	78,2
0,62	78
0,16	76,5
$\Delta P = 2,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	64,7
1,18	56,6
0,62	53,5
0,16	56,6
$\Delta P = 2,0$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	49,2
1,18	47,5
0,62	46,6
0,16	45,2
$\Delta P = 1,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	35
1,18	36,4
0,62	35,5
0,16	33,4
$\Delta P = 0,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	16,6
1,18	14,3
0,62	14
0,16	14,1

Tabela B.21: Dados de velocidade tangencial *versus* fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 300 mg.L⁻¹ de SiO₂.
Experimento.

$\Delta P = 3,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	88,6
1,18	81,2
0,62	84
0,16	78,3
$\Delta P = 2,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	62,6
1,18	60,3
0,62	56,7
0,16	56,4
$\Delta P = 2,0$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	51
1,18	48,9
0,62	47,8
0,16	45,4
$\Delta P = 1,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	38
1,18	38,4
0,62	36,9
0,16	35,9
$\Delta P = 0,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	18,3
1,18	15
0,62	14,9
0,16	14,6

Tabela B.22: Dados de velocidade tangencial *versus* fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 500 mg.L⁻¹ de SiO₂.
Experimento.

$\Delta P = 3,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	81,2
1,18	78,5
0,62	77,8
0,16	75,2
$\Delta P = 2,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	58,6
1,18	56,6
0,62	55,2
0,16	54,9
$\Delta P = 2,0$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	48,3
1,18	45,9
0,62	45,8
0,16	44,1
$\Delta P = 1,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	37,2
1,18	35,9
0,62	36,8
0,16	35,5
$\Delta P = 0,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	16,5
1,18	14,6
0,62	14
0,16	14,3

Dados dos Ensaios com a Suspensão de Sílica para Diferentes Pressões - Réplica

Para as Concentrações de 100, 300 e 500 mg.L⁻¹ de SiO₂, respectivamente

Tabela B.23: Dados de velocidade tangencial *versus* fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 100 mg.L⁻¹ de SiO₂. Réplica.

$\Delta P = 3,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	87,4
1,18	89,4
0,62	89,9
0,16	88,1
$\Delta P = 2,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	64,4
1,18	63,1
0,62	63
0,16	64,2
$\Delta P = 2,0$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	54,3
1,18	50,7
0,62	51,2
0,16	49,5
$\Delta P = 1,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	40
1,18	37,5
0,62	38,5
0,16	37,9
$\Delta P = 0,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	16,3
1,18	15,7
0,62	14,6
0,16	14,8

Tabela B.24: Dados de velocidade tangencial *versus* fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 300 mg.L⁻¹ de SiO₂. Réplica.

$\Delta P = 3,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	86,1
1,18	80,6
0,62	80,2
0,16	81,3
$\Delta P = 2,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	62,7
1,18	59,7
0,62	57,5
0,16	58,8
$\Delta P = 2,0$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	50,1
1,18	48,1
0,62	46,8
0,16	48,8
$\Delta P = 1,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	38,3
1,18	36,6
0,62	36,9
0,16	36,5
$\Delta P = 0,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	17,5
1,18	14,8
0,62	14,8
0,16	14,9

Tabela B.25: Dados de velocidade tangencial *versus* fluxo permeado para diferentes pressões transmembrana para a suspensão de sílica à concentração de 500 mg.L⁻¹ de SiO₂. Réplica.

$\Delta P = 3,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	84
1,18	79,6
0,62	77,6
0,16	77,1
$\Delta P = 2,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	59,9
1,18	57,3
0,62	55,9
0,16	54,8
$\Delta P = 2,0$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	47,3
1,18	46,2
0,62	46
0,16	45,4
$\Delta P = 1,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	37,9
1,18	35,9
0,62	35,7
0,16	35,9
$\Delta P = 0,5$ bar	
Velocidade tangencial (m.s ⁻¹)	Fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
1,67	16,6
1,18	14,5
0,62	13,9
0,16	14,3

Dados de Fluxo Permeado *versus* Tempo para a Suspensão de Partículas de Sílica

Concentração de 100 mg.L^{-1} de SiO_2

Tabela B.26: Fluxo Permeado *versus* tempo para a suspensão de sílica para a concentração de 100 mg.L^{-1} de SiO_2 (velocidade tangencial $1,18 \text{ m.s}^{-1}$, pressão transmembrana igual a 1 bar)

Fluxo permeado ($\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	Tempo (s)
28,3	0
26,5	3
25,8	6
25,5	9
25,3	12
25,5	15
25,3	18
25,4	21

Dados da Curva de Calibração Turbidez *versus* Concentração de Partículas de Sílica para a Faixa de Concentração Utilizada neste Trabalho

Tabela B.27: Dados de turbidez *versus* concentração de sílica para a faixa de concentração utilizada neste trabalho.

Concentração de SiO_2 (mg.L^{-1})	Turbidez (NTU)
50	3,65
70	4,58
100	7,17
200	14,4
500	41,3