ANTONIO MARCOS DOS SANTOS TREVISOLI

ESTUDO EXPERIMENTAL DA MICROFILTRAÇÃO TANGENCIAL
COM MEMBRANA CERÂMICA APLICADA NA CLARIFICAÇÃO DA
VINHAÇA

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia
de São Carlos da Universidade de São Paulo,
como parte dos requisitos para a obtenção do
Título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Área de concentração: Térmica e Fluidos
Orientador: **Prof. Dr. Sérgio Rodrigues Fontes**

São Carlos

2010

AUTORIZO A REPRODUÇÃO E DIVULGAÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca – EESC/USP

T814e Trevisoli, Antonio Marcos dos Santos
Estudo experimental da microfiltração tangencial com
membrana cerâmica aplicada na clarificação da vinhaça ;
orientador Sérgio Rodrigues Fontes. -- São Carlos, 2010.

Dissertação (Mestrado-Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Mecânica e Área de Concentração em Térmica e
Flúidos) -- Escola de Engenharia de São Carlos da
Universidade de São Paulo, 2010.

1. Transferência de massa. 2. Microfiltração. 3. Cana
de açúcar. 4. Vinhaça. 5. Membrana cerâmica. 6. Modelo de
bloqueio. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato(a): Licenciado ANTONIO MARCOS DOS SANTOS TREVISOLI.

Dissertação defendida e julgada em 13.10.2010 perante a Comissão Julgadora:

Prof. Associado **SERGIO RODRIGUES FONTES** – (Orientador)
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP) APROVADO

Prof. Associado **MARCELO ZAIAT**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP) Aprovado

Prof. Dr. **CARLOS ALBERTO GASPARETTO**
(Universidade Estadual de Campinas/UNICAMP) APROVADO

Prof. Associado **JONAS DE CARVALHO**
Coordenador do Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Mecânica

Prof. Titular **GERALDO ROBERTO MARTINS DA COSTA**
Presidente da Comissão da Pós-Graduação da EESC

Dedicatória

Dedico este trabalho aos meus pais Antonio D. Trevisoli e Maria Ap. dos Santos Trevisoli que são as pessoas mais importantes da minha vida, meu apoio e meu modelo de vida. Dedico também aos meus irmãos Alex e Alan Trevisoli que são meus companheiros e minha fonte de relaxamento. Não menos importante, este trabalho também é dedicado à Gisele Mendonça, minha noiva, que me auxilia, me compreende, me alegra e me faz ser o mais feliz dos homens.

Nenhum homem alcança seus objetivos estando sozinho. Nenhuma vitória é mais saborosa como aquela conquistada ao lado das pessoas que o amam e te querem bem. Hoje posso saborear a vitória de mais uma conquista em minha vida por caminhar ao lado de grandes pessoas e, por isso, agradeço:

- ♦ primeiramente, a Deus por todas as bênçãos, força, ensinamentos e divina luz;
- ♦ aos meus familiares que sempre quiseram o meu bem e me deram suporte para alcançar este grau de mestre;
- ♦ ao meu orientador, Prof.º Dr. Sérgio R. Fontes, por acreditar na minha capacidade, pela confiança, apoio, paciência, atenção e orientações que me fizeram seguir em frente, não desistir do meu trabalho e vencer as dificuldades;
- ♦ à COSAN LTDA. – Unidade Serra, que me forneceu a vinhaça utilizada nos experimentos sempre quando precisei;
- ♦ aos órgãos de amparo e incentivo à pesquisa FAPESP, CNPq e CAPES pelo suporte no desenvolvimento da pesquisa na concessão de equipamentos;
- ♦ aos técnicos do NETeF (Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos) Hélio, Luchesi, Roberto Pratavieira, José Roberto e Roberto Lourenço, por toda a atenção, auxílio, companheirismo e paciência na manutenção da bancada de ensaio desse trabalho;
- ♦ à minha noiva por todo o carinho e amor a mim fornecidos mesmo nos momentos difíceis em que meu temperamento não me fez ser uma pessoa muito agradável.
- ♦ aos meus colegas de sala, Renata N. Haneda, Rita Donatto e Bruno Trevisan pelos momentos de estudo, análises e descontrações que passamos juntos. Em especial quero dizer muito obrigado à Renata que foi mais que uma

companheira de sala. Nestes dois longos anos ela foi uma verdadeira professora e um modelo de pesquisadora.

- ♦ aos meus amigos e companheiros de graduação que sempre me apoiaram e que foram fundamentais no começo de minha caminhada rumo à obtenção deste título de mestre.
- ♦ aos meus amigos pessoais que conquistei ao longo da vida. Não me arrisco a citar nomes, pois poderia cometer a gafe de esquecer alguns, mas saibam que estão todos em minha memória, em meu coração e na história da minha vida.
- ♦ a todos os professores, colegas e funcionários do Departamento de Engenharia Mecânica, da Universidade de São Paulo – São Carlos, pelo incentivo, apoio e por compartilharem seus conhecimentos;
- ♦ agradeço, em especial, ao grande pesquisador Prof.º Dr. Geraldo Lombardi pelo apoio e por todas as palavras de incentivo desde quando eu era apenas um adolescente. Suas palavras me guiaram para caminhos corretos e seguros.

OBRIGADO!

RESUMO

Trevisoli, A. M. S. **Estudo experimental da microfiltração tangencial aplicado na clarificação da vinhaça**. 2010. 138 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2010.

O presente trabalho teve como objetivo estudar o processo de microfiltração tangencial com membranas tubulares cerâmicas, aplicado à clarificação da vinhaça originária do processamento de cana de açúcar, analisando as características fluidodinâmicas do processo e os tipos de bloqueios de poro por modelos matemáticos. Neste estudo foram utilizadas membranas cerâmicas de α -alumina (α - Al_2O_3) com tamanho nominal de poros de 1,2 μm e 0,8 μm , respectivamente denominadas no texto como M12 e M08. Amostras do permeado (fluxo transmembrana) e retentado foram analisadas com medidas de propriedades tais como: densidade, pH, condutividade elétrica, viscosidade, tensão superficial, cor e turbidez. As características da permeação das membranas cerâmicas foram primeiramente analisadas com água potável em diferentes condições fluidodinâmicas e o fluxo transmembrana foi medido em função do tempo para quantificar as propriedades da membrana antes que houvesse impregnações diversas em sua superfície. Vinhaça diluída na proporção volumétrica de 50% vol. foi microfiltrada em condições fluidodinâmicas variadas utilizando pressões transmembrana de 200 kPa, 300 kPa, 400 kPa e 500 kPa em escoamento turbulento com número de Reynolds de 11.500, 22.500 e 33.500. Os resultados experimentais foram analisados através de gráficos do fluxo transmembrana em função do tempo e das resistências (resistência total, resistência da membrana, resistência de polarização e resistência de *fouling*) em função da pressão, e da análise do pH, condutividade elétrica, viscosidade, densidade, tensão superficial, quantidade de sólido solúveis totais (°Brix), cor e turbidez. A influência da interação da vinhaça na superfície da membrana microporosa foi investigada a partir dos valores das resistências e aplicação de modelos matemáticos para bloqueio de poros. Os melhores resultados de fluxo transmembrana foi de 31,48 $\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ para a M12 em condição fluidodinâmica de 500 kPa para a pressão transmembrana e 11.500 para o número de Reynolds e de 39,47 $\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ para a membrana M08 com 500 kPa de pressão e 33.500 para o número de Reynolds. O estudo do modelo de bloqueio dos poros revelou que o fluxo de permeado diminui principalmente por fenômenos relacionados à formação da camada de polarização e do bloqueio parcial dos poros. As análises físico-químicas revelaram que o pH e a viscosidade do permeado foi afetado pelo número de Reynolds e que o processo tem potencial para remover partículas em suspensão, reduzir a turbidez e a cor do permeado.

Palavras-chave: microfiltração; cana de açúcar; vinhaça; membrana cerâmica; modelo de bloqueio

ABSTRACT

Trevisoli, A. M. S. (2010). **Experimental study of cross flow microfiltration with ceramic membrane applied in clarifying the vinasse.** 2010. 138 p. M. Sc. Dissertation - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2010.

This present work studied the process of cross flow microfiltration using tubular ceramic applied in the vinasse clarification from sugar cane, analyzing fluid dynamic features of process and the types of pore blocking applied to math models. In this research was used α -alumina (α -Al₂O₃) ceramic membrane with pore size of 1.2 μ m and 0.8 μ m, respectively called M12 and M08. Permeate samples (transmembrane flux) and retentate were analyzed measuring their specific mass, pH, electrical conductivity, viscosity, surface tension, total soluble solid (°Brix), color and turbidity. The virgin membranes were analyzed first with tap water in different fluid dynamics conditions and transmembrane flux was measured in function of the time to quantify its proprieties before to have impregnation in its surface. Vinasse was deluded in water in the proportion of 50%vol and it was microfiltered in varied fluid dynamics using transmembrane pressure of 200 kPa, 300 kPa, 400 kPa and 500 kPa in turbulent flow with Reynolds number 11,500; 22,500 and 33,500. The experimental data obtained were analyzed through to graphics of transmembrane flux versus time and resistances (membrane resistance, total resistance, polarization resistance and fouling resistance) versus pressure, and produced tables with physical-chemical proprieties values. The influence of interaction between vinasse and membrane surface was investigated using math models to pore blockage. The high performance was obtained with M12 membrane with permeate of 31.48 L/h⁻¹m² in transmembrane pressure of 500 kPa (Re = 13,500). For M08 membrane permeate flux (39.47 L.h⁻¹m⁻²) was higher for the situation of greater tangential velocity (Re = 33,500) and higher pressure (Δ P = 500 kPa). The analysis for the pore blockage showed that the permeate flux decreases primarily by phenomena related to the cake formation of polarization and partial blockage of pores. Analyses of pH and viscosity of permeate flux showed that Reynolds number influences on values. The study showed that the clarification of vinasse by ceramic membranes of microfiltration has the potential to remove suspension particles and to reduce turbidity and color.

Key-words: microfiltration, sugar cane; vinasse; ceramic membrane; blocking law.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1– Espectro de filtração segundo o tamanho das partículas. (Adaptado de HABERT; BORGES e NÓBREGA, 2006).	8
Figura 2 – Tipos de filtração usando membrana de microfiltração: filtração convencional “ <i>dead end</i> ” (a) e filtração tangencial “ <i>cross flow</i> ” (b). (adaptado de HABERT, BORGES e NÓBREGA, 2006).	9
Figura 3 – Comparação da camada de polarização (torta ou <i>cake layer</i>) entre a filtração convencional (a) e a tangencial (b).	10
Figura 4 – Comportamento da espessura da camada de polarização e do fluxo específico do filtrado ao longo do tempo de operação na filtração tangencial (a) e convencional (b).	11
Figura 5 – Desenho esquemático de membrana tubular (a) simples (monocanal) e (b) multicanal.	15
Figura 6 – Classificação das membranas quanto à morfologia – adaptado de HABERT; BORGES; NÓBREGA, 2006.	16
Figura 7 – Esquema da morfologia da seção transversal de diferentes membranas – adaptado de HABERT; BORGES; NÓBREGA, 2006.	16
Figura 8 – representação do ângulo de contato entre superfície hidrofílica (a) e hidrofóbica (b). Em superfície hidrofílica (a) há a penetração espontânea dentro do poro; em contrapartida, na hidrofóbica (b) pressão é necessária para a introdução da gotícula no poro.	18
Figura 9 – Ilustração do comportamento hidrofílico e hidrofóbico com gotícula de água e óleo.	18
Figura 10 – Ilustração das tensões superficiais de um líquido sobre uma superfície sólida para o caso estacionário.	19
Figura 11 – Resistências à transferência de massa, provocadas pela incrustação e pela polarização de concentração. (adaptado de HABERT; BORGES, NÓBREGA, 2006).	26
Figura 12 – Curva típica de fluxo de permeado em função do tempo.	27
Figura 13 – Evolução da produção de álcool e vinhaça nas safras de 1997 a 2007.	30
Figura 14 - Mecanismos de <i>fouling</i> para membrana: (a) bloqueio completo de poro; (b) bloqueio parcial de poro; (c) formação de torta; (d) bloqueio interno de poro.	37
Figura 15 - Organograma da metodologia utilizada neste trabalho.	40
Figura 16 - foto das membranas tubulares de α -alumina com poro médio de 0,8 μm (a) e 1,2 μm (b). Figura esquemática (fora de escala) com as dimensões das membranas utilizadas (c).	42
Figura 17 - Escoamento interno à membrana cerâmica e o fluxo de permeado perpendicularmente ao sentido do vazão de concentrado.	42
Figura 18 – (a) Foto da bancada experimental e (b) esquema da bancada em que: (1) – tanque	

de armazenagem da mistura; (2) – bomba de escoamento; (3) – rotâmetro; (4) – módulo com membrana; (5) – sistema de controle de rotação da bomba e controle de temperatura (6) – sistema de refrigeração que conta com um reservatório de armazenagem de água frio ou quente e uma bomba.	44
Figura 19 – Fluxo transmembrana para água potável durante os 240 minutos de experimento utilizando (a) a membrana M08 e (b) a membrana M12.	52
Figura 20 – Resistência da membrana (R_M) para as membranas M08 e M12.	53
Figura 21 – Viscosidade média em função da taxa de deformação.	55
Figura 22 – Gráfico da fluxo transmembrana “ J ” em função do tempo para a membrana M12 com valores do número de Reynolds de 11.500 (a), 22.500 (b) e 33.500 (c).	58
Figura 23 – Gráfico do fluxo transmembrana pelo tempo (a); gráfico do fluxo transmembrana durante os 240 minutos de experimentação (b).	60
Figura 24 - Gráfico da fluxo transmembrana “ J ” em função do tempo para a membrana M08 e número de Reynolds de 11.500 (a), 22.500 (b) e 33.500 (c)	62
Figura 25 - Gráfico do fluxo transmembrana pelo tempo para a membrana M08 (a); gráfico do fluxo transmembrana durante os 240 minutos de experimentação (b).	62
Figura 26 – Gráfico do fluxo transmembrana pela pressão (a) e fluxo transmembrana em função do número de Reynolds (b).	63
Figura 27 – Análise das resistência total pela pressão em diferentes números de Reynolds. ..	65
Figura 28 – Resistência causada por <i>fouling</i> em função da pressão para a membrana (a) M08 e (b) M12,	66
Figura 29 – Resistência de polarização em função da pressão para a membrana M08.	67
Figura 30 - Resistência de polarização em função da pressão para a membrana M12.	67
Figura 31 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M08 e número de Reynolds de 11.500.	70
Figura 32 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M08 e número de Reynolds de 22.500.	71
Figura 33 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M08 e número de Reynolds de 33.500.	72
Figura 34 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M12 e número de Reynolds de 11.500.	73
Figura 35 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M12 e número de Reynolds de 22.500.	74
Figura 36 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M12 e número de Reynolds de 33.500.	75
Figura 37 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M08 e número de Reynolds de 11.500.	77
Figura 38 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M08	

e número de Reynolds de 22.500.....	79
Figura 39 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M08 e Re=33.500.....	80
Figura 40 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M12 e número de Reynolds de 11.500.....	82
Figura 41 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M12 e número de Reynolds de 22.500.....	83
Figura 42 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M12 e número de Reynolds de 33.500.....	84
Figura 43 – Comparação na turbidez do permeado (a) vinhaça diluída (V50) (b) e vinhaça <i>in natura</i> (c). Comparação entre vinhaça <i>in natura</i> e permeado (d).	89

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Caracterização Físico-química da vinhaça (média de 64 amostras de 28 usinas do Estado de São Paulo)	31
Tabela 2 – Descrição das membranas de microfiltração.	41
Tabela 3 - Condição experimental utilizada na microfiltração da água potável com as duas membranas cerâmicas antes da microfiltração da solução V50.	46
Tabela 4 – Condição experimental utilizada na microfiltração da solução V50 com as duas membranas cerâmicas.....	47
Tabela 5 – Tabela com os valores das velocidades tangenciais e seus respectivos valores do número de Reynolds para a água.	51
Tabela 6 – Tabela com os valores das velocidades tangenciais e seus respectivos valores do número de Reynolds.	55
Tabela 7 – Contribuição em porcentagem de cada tipo de obstrução causada na membrana M08.....	68
Tabela 8 - Contribuição em porcentagem de cada tipo de obstrução causada na membrana M12.....	69
Tabela 9 – Caracterização físico-química da solução V50 e do permeado.	86
Tabela 10 – Análise dos sólidos solúveis totais (°Brix).	87
Tabela 11 – Valores obtidos para cor e a turbidez da solução V50 e do permeado obtido através das membranas M08 e M12, pressão transmembrana de 500 kPa e número de Reynolds de 11500 e 22500.	88
Tabela 12 – Massa da membrana seca, úmida e durante a secagem em estufa.....	89

LISTA DE SÍMBOLOS

C_i^m	concentração média de soluto entre os dois lados da membrana
$\frac{\partial}{\partial x}$	gradiente ao longo da espessura da membrana (por todo o comprimento do poro)
A	área da tubulação
C_i	concentração do soluto que varia ao longo da espessura da membrana
d	diâmetro da tubulação
D_i	coeficiente de difusão do soluto na fase líquida no interior dos poros
J	fluxo transmembrana ou fluxo de permeado
J_0	fluxo inicial de permeado
J_f	fluxo constante ou fluxo terminal obtido após longos períodos de filtração
J_i	fluxo de permeado de soluto
J_w	fluxo transmembrana para a água potável
J_w'	fluxo transmembrana para a água após o enxágüe
k	permeabilidade absoluta da membrana
K'	constante de Kozeny-Carman
k'_n	constante cuja dimensão varia com o valor de n
k_0	constante
k_1	constante
k_2	constante
$k_{3/2}$	constante
L	espessura uniforme da membrana
L_P	Permeabilidade hidráulica da membrana
n'	número de poros
n	variável com valor associado ao modelo de obstrução empregado

Q	fluxo do concentrado
r	raio médio dos poros
R	resistência total da membrana
Re_d	número de Reynolds
R_F	resistência de <i>fouling</i>
R_M	resistência membrana
R_P	resistência de polarização
R_T	resistência total da membrana
S	área superficial por unidade de volume do meio poroso
u_m	velocidade tangencial média de escoamento do fluido
γ_{lv}	tensão superficial líquido-vapor
γ_{sl}	tensão superficial sólido-líquido
γ_{sv}	tensão superficial sólido-vapor
ΔP	variação de pressão
ε	porosidade superficial da membrana
η	viscosidade dinâmica do líquido
η_0	constante análoga à viscosidade de fluidos newtonianos
η_w	viscosidade dinâmica da água
ρ	massa específica;

SUMÁRIO

RESUMO	I
ABSTRACT	II
LISTA DE FIGURAS	III
LISTA DE TABELAS	VI
LISTA DE SÍMBOLOS	VII
1 INTRODUÇÃO	1
1.1 INTRODUÇÃO E JUSTIFICATIVA	1
1.2 OBJETIVOS	5
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	6
2.1 MICROFILTRAÇÃO	6
2.1.1 CONCEITUAÇÃO E FENOMENOLOGIA	6
2.1.2 TIPOS DE MICROFILTRAÇÃO	8
2.1.3 MEMBRANAS	13
2.1.4 PERMEABILIDADE HIDRÁULICA	19
2.1.5 RESISTÊNCIA AO FLUXO (R)	21
2.1.6 CARACTERÍSTICA DA CURVA DO FLUXO DE PERMEADO	26
2.1.7 MÉTODOS PARA DIMINUIR AS RESISTÊNCIAS CAUSADAS POR OBSTRUÇÃO	27
2.1.8 CARACTERÍSTICAS FLUIDODINÂMICAS DO PROCESSO	28
2.2 VINHAÇA	28
2.3 MODELOS MATEMÁTICOS	35
2.3.1 MODELO PARA O FLUXO DE PERMEADO	35
2.3.2 MODELO PARA ANÁLISE DO FLUXO DE PERMEADO (ANÁLISE DA RESISTÊNCIA)	37
2.4 ADIMENSIONAL DE REYNOLDS	38
3 MATERIAIS E MÉTODOS	40

3.1	COLETA DA VINHAÇA	40
3.2	CARACTERIZAÇÃO FÍSICA DAS MEMBRANAS	41
3.3	PREPARO DA SOLUÇÃO V50	43
3.4	BANCADA EXPERIMENTAL	43
3.5	PROCESSO DE MICROFILTRAÇÃO TANGENCIAL	45
3.5.1	CARACTERIZAÇÃO DA MEMBRANA COM ÁGUA POTÁVEL	45
3.5.2	MICROFILTRAÇÃO DA VINHAÇA	46
3.5.3	PROCESSO DE LIMPEZA	47
3.6	ANÁLISE MATEMÁTICA E PRODUÇÃO DE GRÁFICOS	48
3.7	CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA (EQUIPAMENTOS DE MEDIÇÃO)	48
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO	50
4.1	CARACTERÍSTICAS DO FLUXO TRANSMEMBRANA DA ÁGUA	50
4.1.1	CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS	50
4.1.2	FLUXO TRANSMEMBRANA (ÁGUA)	51
4.1.3	CÁLCULO DA RESISTÊNCIA DA MEMBRANA (R_M)	53
4.2	CARACTERÍSTICAS DA VINHAÇA	54
4.2.1	VISCOSIDADE	54
4.2.2	CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS	55
4.2.3	FLUXO TRANSMEMBRANA (VINHAÇA)	56
4.2.4	CÁLCULO DA RESISTÊNCIA TOTAL	64
4.2.5	CÁLCULO DA RESISTÊNCIA DE <i>FOULING</i>	65
4.2.6	CÁLCULO DA RESISTÊNCIA DE POLARIZAÇÃO	66
4.2.7	COMPARAÇÃO ENTRE AS RESISTÊNCIAS	68
4.2.8	ANÁLISE DO MECANISMO DE OBSTRUÇÃO DO PORO VIA MODELO MATEMÁTICO	69
4.2.9	MODELO PARA ANÁLISE DO FLUXO DE PERMEADO (ANÁLISE DA RESISTÊNCIA)	75
4.2.10	ANÁLISE DO PERMEADO	85
4.1	ACOMPANHAMENTO DA MASSA DA MEMBRANA	89
5	CONCLUSÕES	91
6	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	93
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	94
	ANEXOS	100

<u>ANEXO A – VAZÃO TRANSMEMBRANA (J)</u>	<u>101</u>
<u>ANEXO B – RESISTÊNCIA DA MEMBRANA “R_M”, RESISTÊNCIA TOTAL “R_T” E RESISTÊNCIA À FORMAÇÃO DA CAMADA DE POLARIZAÇÃO “R_p”</u>	<u>132</u>
<u>ANEXO C – PROPRIEDADES DO PERMEADO</u>	<u>135</u>

1 INTRODUÇÃO

1.1 Introdução e Justificativa

A vinhaça é um subproduto resultante da produção de etanol capaz de gerar prejuízos em recursos hídricos. Principalmente no estado de São Paulo, a vinhaça chama muito a atenção tanto pelo volume produzido quanto pelo seu poder fertilizante. Segundo Uyeda (2009) para cada tonelada de cana-de-açúcar esmagada produz-se 82 litros de álcool e 90 kg de açúcar, em contrapartida, 1066 litros de vinhaça são produzidos.

Dado a essa grande quantidade de vinhaça produzida pela indústria sucroalcoleira, cerca de 13 litros/litro de etanol produzido (FREIRE; CORTEZ, 2000), e por sua riqueza em potássio, matéria orgânica e teor de água, este subproduto vem sendo estudado com o intuito de lhe conferir uma utilização nobre, aproveitando assim, suas potencialidades orgânicas e minerais como fertilizante. Segundo Prada, Guekezian e Suárez-Iilha (1998) os principais processos para o aproveitamento da vinhaça são a fertirrigação com vinhaça *in natura*, concentração da vinhaça, fermentação aeróbia e a fermentação ou biodigestão anaeróbia.

A fertirrigação é o processo mais utilizado pela indústria sucroalcoleira, pois, além de irrigar a cana, promove a adubação do solo. No entanto, com a maior produtividade de álcool, e de vinhaça, as usinas tiveram que aumentar a aplicação desta no solo, o que gerou alguns problemas, tais como: contaminação de lençóis freáticos próximos à superfície e alteração da qualidade do solo por saturação de alguns nutrientes como, por exemplo, o potássio (K).

Portanto, para minimizar estes problemas conseqüentes da fertirrigação, novas tecnologias precisam ser avaliadas e pesquisadas.

A clarificação da vinhaça antes de seu descarte, por exemplo, pode reduzir sua ação

sobre o solo, possibilitando evitar a própria saturação do mesmo. Este processo pode também reduzir o mau cheiro durante a fertirrigação, amenizar o nível de contaminação se esta atingir recursos hídricos, e ainda, sua fase aquosa pode ser utilizada dentro da indústria para lavagem da cana-de-açúcar recém chegada e/ou seus maquinários.

Neste contexto, o processo de microfiltração apresenta-se com uma alternativa para clarificação da vinhaça, com diversas vantagens sobre outros processos por ser este de natureza física. Por exemplo, na microfiltração não há a necessidade do uso de substâncias químicas que podem contribuir com a poluição do meio ambiente e não requer consumo de energia térmica.

Sendo assim, a microfiltração tangencial tem o poder de concentrar e de reter substâncias indesejadas podendo atuar como alternativa ao tratamento de resíduos líquidos industriais. Processos de micro, ultra e nanofiltração vêm sendo pesquisados e utilizados nas áreas de engenharia por possuírem um grande potencial para remoção de componentes em misturas sólido-líquido e/ou líquido-líquido.

A microfiltração tangencial (MFT) utiliza uma membrana microporosa como barreira seletiva na separação de duas ou mais fases e o gradiente de pressão é a força motriz do processo. Esta absorve o espectro de separação na faixa micro (10^{-6} metros ou 1 μm), tornando-se um processo adequado na separação de partículas, tais como: bactérias, proteínas, emulsões dentre outras misturas (RIPPERGER; ALTMANN, 2002).

Uma das características dos processos de separação com membranas é que eles podem ser operados em filtração perpendicular (*dead end*) ou filtração tangencial (*cross flow*). Na filtração *dead end*, uma solução ou suspensão é perpendicularmente pressionada contra a membrana causando um grande acúmulo de particulados na superfície microporosa, enquanto que na filtração tangencial a solução escoia paralelamente à superfície da membrana e o permeado é transportado transversalmente. Este escoamento paralelo com o conseqüente

cisalhamento na superfície garante, em parte, a limpeza da membrana promovendo menor entupimento de seus poros quando comparado à filtração em modo clássico.

O processo de filtração tangencial utilizando membrana seletiva começou a ser utilizado no início do século passado quando Bechhold (1907) constatou que na filtração de suspensão através de uma membrana microporosa sintética à base de celulose, o fluxo de permeado era maior no modo de escoamento tangencial (paralelo) quando comparado ao modo perpendicular (RIPPERGER; ALTMANN, 2002).

Por ser um processo muitas vezes mais rápido e economicamente viável para separação de suspensões e emulsões quando comparados a métodos como decantação, centrifugação e destilação, seu uso e aplicação em indústria alimentícia e de bebidas, química, petroquímica, farmacêutica e de biotecnologia, tratamento de águas e na medicina vêm aumentando anualmente, gerando expectativa no mercado financeiro podendo chegar até a US\$1,2 bilhão em 2010 (WATER & WASTES DIGEST, 2006).

Esse crescente aumento no uso de técnicas de microfiltração tangencial na indústria através de membranas microporosas também se deve ao fato de ser um processo com separação/retenção de natureza física, não necessitando usar substâncias químicas que, em muitos casos, podem causar impactos nocivos ao meio ambiente.

Dentre as vantagens encontradas na microfiltração com a utilização do uso de membranas cerâmicas pode-se citar sua maior durabilidade a altas temperaturas, suficiente resistência mecânica, resistência a solventes orgânicos e características únicas de superfície. Além disso, estas membranas são resistentes ao ataque biológico e à esterilização a vapor, por isso sua contaminação por bactérias é pouco provável (CHI-SHENG WU; LEE, 1999). Fortulan et al. (2006) ressaltaram que membranas cerâmicas podem ser facilmente limpas por processos químicos agressivos, utilizando-se calor e vapor, o que permite a limpeza em serviço sob condições de fluxo reverso pulsado.

A MFT já possui uma ampla aplicabilidade no setor industrial devido, principalmente, à maior rapidez no processo de separação, ao baixo custo operacional, ao baixo índice de impactos ambientais e à possibilidade de reaproveitamento das membranas. Com tudo, o estudo do processo, dos materiais para confecção, do tamanho de poro e das formas de limpeza das membranas estão em ascensão.

Para Ushikubo (2006) a tecnologia de membranas apresenta grande potencial na clarificação de sucos de frutas, pois permite eliminar etapas da clarificação convencional, reduzindo o tempo e aumentando o rendimento, além de gerar um produto de alta qualidade.

Nogueira e Venturini Filho (2007) usaram o processo de micro e ultrafiltração tangencial com membrana cerâmica para clarificar o caldo de cana comparando-o com o caldo de cana clareado por processo químico e obtiveram resultados satisfatórios quanto à remoção da cor.

O presente trabalho vem de encontro à necessidade de se criar alternativas para o reaproveitamento sustentável da vinhaça e o de analisar física e quimicamente a vinhaça e o permeado junto ao processo de microfiltração tangencial. O objetivo geral do trabalho é o de analisar a interação da vinhaça com membranas cerâmicas de microfiltração tangencial e quantificar experimentalmente o declínio na permeação transmembrana e suas variações com aplicação de modelos matemáticos para os tipos de bloqueios de poro, contribuindo assim, com informações para outras pesquisas que envolvam este resíduo.

1.2 Objetivos

O objetivo geral desta dissertação de mestrado é a investigação experimental do processo de filtração tangencial aplicado na clarificação da vinhaça analisando as características fluidodinâmicas e comportamentais de membranas cerâmicas de microfiltração (0,8 μm e 1,2 μm) quanto ao declínio do permeado e bloqueios de poro.

Esta dissertação de mestrado tem como objetivos específicos:

- i) Estudar o comportamento do mecanismo de filtração tangencial aplicado na mistura vinhaça/água com variação da pressão transmembrana e de valores de número de Reynolds em regime turbulento;
- ii) Investigar a formação da camada de polarização (*cake-layer*) e de entupimento de poros (*fouling*) a partir do declínio do permeado (ou vazão transmembrana) com modelos de bloqueio apresentados na literatura;
- iii) Analisar a influência de propriedades físicas da vinhaça como: viscosidade, pH e condutividade elétrica, e suas variações no processo com membranas cerâmicas

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Microfiltração

2.1.1 Conceituação e Fenomenologia

A microfiltração (MF) é um dos processos usados para separação/retenção de componentes em misturas sólido-líquido, líquido-líquido e gás-sólido em que se utiliza de gradiente de pressão como força motriz. As partículas são separadas através de uma superfície porosa (também chamada de membrana seletiva) com poros que apresentam diâmetro médio na escala micro (10^{-6} m), contudo, a microfiltração é mais indicada para reter misturas em suspensão e emulsão. Neste processo a própria natureza físico-química da membrana controla quais componentes da mistura serão filtrados e quais serão retidos. (DEL COLLE, 2005). Na Figura 1, observa-se o espectro dos diferentes tipos de filtração com membranas, segundo o tamanho médio das partículas e o tamanho dos poros da membrana.

Queiroz (2004) destaca que para este tipo de processo a vazão de alimentação é dividida em duas, a vazão do concentrado que será enriquecida de macromoléculas retidas e a vazão de permeado que será deficiente ou isenta de macromoléculas.

Em geral, o tamanho dos poros de uma membrana que a caracteriza como sendo de microfiltração varia de 0,06 a 10 μm . Segundo Habert, Borges e Nóbrega (2006), a microfiltração é caracterizada pela retenção de partículas de tamanhos que variam entre 0,1 e

10 μm . Por outro lado, Masse, Massé e Pellerin (2007) caracterizam a microfiltração quanto à retenção junto à membrana seletiva de partículas com tamanho na ordem de 0,1 a 5 μm . Em contrapartida Ripperger e Altmann (2002) apresentam faixa mais abrangente caracterizando o processo de microfiltração quanto ao tamanho de poro de 0,02 a 20 μm .

A utilização do processo de separação por membranas, na qual está incluída a microfiltração, cresce ano a ano por se tratar de um processo isento de produtos químicos que podem ser nocivos a natureza, por não necessitar de alto consumo energético (calor) uma vez que, basicamente, apenas a bomba hidráulica (energia elétrica) é necessária para a operação do processo, e por ser um processo rápido quando comparado a outros métodos como decantação, centrifugação e destilação. A aplicabilidade e o uso de tais membranas são observados nas indústrias alimentícias e de bebidas, química, petroquímica, farmacêutica e de biotecnologia, tratamento de águas e na medicina.

Outras vantagens na utilização deste método de filtração são com relação à limpeza e vida útil. Segundo Chi-Sheng Wu e Lee (1999) a membrana cerâmica apresenta maior durabilidade a altas temperaturas, suficiente resistência mecânica, resistência a solventes orgânicos, a ataque biológico e à esterilização a vapor tornando sua contaminação por bactérias pouco provável.

Em contrapartida, a microfiltração nem sempre é um bom processo para ser aplicado em escala industrial assim como cita o trabalho de Hinková et al. (2000). Neste trabalho os autores obtiveram resultado satisfatório para a clarificação do caldo de cana retendo 50% das impurezas, porém, devido ao custo da membrana e à baixa vazão de permeado causada principalmente pelo processo de *fouling*, seu uso neste caso não é recomendado para a indústria.

Outro fator negativo à utilização da microfiltração é a complexidade do sistema que requer um conhecimento das características físicas e químicas da solução de alimentação, do

fluxo do produto e da membrana seletiva, da economia associada com a compra, instalação e operação do módulo filtrante (QUEIROZ, 2004).

Figura 1– Espectro de filtração segundo o tamanho das partículas. (Adaptado de HABERT; BORGES e NÓBREGA, 2006).

2.1.2 Tipos de Microfiltração

Uma das características dos processos de separação com membranas é que eles podem ser operados do modo convencional (filtração perpendicular) ou do modo tangencial. No modo convencional, também chamada *dead end* ou *filtração estática*, uma solução ou suspensão é pressionada contra a membrana (Figura 2a). O permeado atravessa a membrana e o soluto ou materiais em suspensão são retidos, acumulando-se na interface membrana/solução, no fenômeno chamado polarização de concentração. (ALICIEO et al.,

2008).

No modo tangencial, que também pode ser chamada de *cross flow* ou *filtração dinâmica*, a solução escoia paralelamente à superfície da membrana, enquanto o permeado é transportado transversalmente (HABERT, BORGES e NÓBREGA, 2006) (Figura 2b).

Figura 2 – Tipos de filtração usando membrana de microfiltração: filtração convencional “*dead end*” (a) e filtração tangencial “*cross flow*” (b). (adaptado de HABERT, BORGES e NÓBREGA, 2006).

Em comparação com a filtração convencional, a filtração tangencial mostra-se mais viável na retenção de particulados com tamanho médio na ordem de 10^{-6} m, uma vez que, a obstrução dos poros (*fouling*) e formação da camada de polarização (camada sobre a superfície da membrana causada pela precipitação dos solutos acumulados na polarização de concentração) que causa entupimento é menor, isto porque a substância a ser filtrada é recirculada pelo sistema passando paralelamente à superfície filtrante garantindo, em parte, a limpeza da membrana evitando o seu entupimento precoce e gerando maior fluxo de permeado. Figura 3 mostra um maior acúmulo de particulados junto à membrana de microfiltração quando a operação é realizada do modo convencional (Figura 3a) e menor para a filtração tangencial (Figura 3b).

Figura 3 – Comparação da camada de polarização (torta ou *cake layer*) entre a filtração convencional (a) e a tangencial (b).

Na filtração tangencial há um rápido aumento da camada de polarização no início do processo, contudo, esta camada tende a se estabilizar em um valor médio ao longo do tempo. Inversamente ao comportamento da camada de polarização o fluxo de permeado diminui com o tempo tendendo a um valor constante.

Em contrapartida, na filtração convencional a espessura da camada de polarização tende a aumentar progressivamente fazendo com que o fluxo de permeado tenda a zero. Isso acontece porque o concentrado é permanentemente pressionado contra o filtro, ou seja, não há forças de cisalhamento capaz de retirar as partículas do contato direto com o filtro, impedindo assim, sua auto-limpeza.

O comportamento da espessura da camada de polarização e do fluxo de permeado ao longo das filtrações do tipo convencional e tangencial estão apresentadas na Figura 4a e Figura 4b.

Na microfiltração tangencial (MTF) as forças de cisalhamento e turbulências geradas pelo próprio fluxo tangencial limita a espessura da camada de substâncias retidas na superfície da membrana (HUNT et al., 1987; RIPPERGER, 1988; PILLAY; BUCKCLEY, 1992). Segundo estes autores, a espessura desta camada permanece constante no fluxo de filtrado em regime permanente.

No entanto o valor do fluxo transmembrana se reduz gradualmente em longo prazo

devido, não somente a um fator isolado, mas à combinação de outros tipos de resistências oferecidas tais como resistência da própria membrana porosa, *fouling* reversível e não reversível, formação da polarização de concentração e camada de polarização.

Figura 4 – Comportamento da espessura da camada de polarização e do fluxo específico do filtrado ao longo do tempo de operação na filtração tangencial (a) e convencional (b).

Neste tipo de processo de filtração a vazão de permeado é influenciada pelos parâmetros de resistência, pelas características reológicas do retentado e pelas características hidrodinâmicas do processo como velocidade tangencial e pressão transmembrana.

Apesar de ter, na filtração tangencial, o arrasto para fora da unidade da maioria das partículas depositadas devido à ação da velocidade tangencial, muitas técnicas têm sido adotadas para se evitar este depósito nas membranas (HANEDA, 2006). Milisic (1986) aponta várias técnicas para mitigar a disposição de partículas nas membranas como o uso de abrasivos, auxiliares de filtração e coagulantes. Utilizam-se também, retro-lavagens periódicas, frequências de ultrassom, fluxos pulsados, podendo remover partículas já localizadas nas membranas ou na sua superfície (VIDAL; CAMPOS, 2009)

Muitos trabalhos na área de microfiltração tem conduzido a bons resultados para o processo. Silva *et al.* (2005) conseguiram a clarificação do suco de maracujá orgânico através da MF. A microfiltração foi realizada em um sistema de membranas tubulares de poli(etersulfona), com tamanho médio de poros igual a $0,3\ \mu\text{m}$ e área filtrante de $0,05\ \text{m}^2$. A

eficiência deste processo foi verificada na completa remoção da polpa em suspensão no suco permeado resultando em um suco límpido, clarificado e pouco viscoso.

Nogueira e Venturini Filho (2007) usaram o processo de micro e ultrafiltração para clarificar o caldo de cana e o permeado obtido foi comparado ao caldo de cana clareado por processo químico (sulfo-defecação) quanto à turbidez e a cor. Os resultados obtidos foram satisfatórios para a técnica de filtração tangencial quanto à remoção da cor, porém, foi equivalente quanto à remoção de turbidez. Contudo, a microfiltração apresentou um maior fluxo de permeado quando comparado à ultrafiltração.

Alicieo et al. (2008) aplicaram o processo de MF tangencial na clarificação de cerveja para várias pressões em baixa temperatura ($6 \pm 1^\circ\text{C}$), obtendo redução de 28,75% na cor e 95,65% na turbidez para a pressão de 4 bar. O estudo de *fouling* demonstrou que o mecanismo para a pressão de 1 e 3 bar foi o de bloqueio completo de poros e para a pressão de 2 e 4 bar o de formação de torta.

Ushikubo (2006), em sua dissertação, filtrou polpa diluída de umbu utilizando uma membrana tubular de polipropileno de diâmetro médio de poro de $0,2 \mu\text{m}$, com o objetivo de estudar o efeito do pré-tratamento enzimático da polpa e das condições operacionais de velocidade tangencial e pressão transmembrana no fluxo de permeado e na formação da camada polarizada e do *fouling* obtendo um permeado levemente amarelado, límpido e sem presença de polpa, enquanto o retentado mostrou-se amarelo e opaco, com maior concentração de sólidos em suspensão. Houve retenção de sólidos totais e solúveis. Foram observados fluxos de permeado estabilizados de 40 a 65 kg/h.m^2 .

Haneda (2006) utilizou do processo de microfiltração para reter bactérias do grupo coliforme em uma suspensão *in natura* de soro de leite. Variando os parâmetros fluidodinâmicos como número de Reynolds e pressão transmembrana e o tipo de membrana utilizada (membrana comercial, tubos microporosos de α -alumina (Al_2O_3) impregnados com

citrato de prata); a autora concluiu que o processo de microfiltração tangencial para esta situação mostrou-se ser satisfatório uma vez que houve retenção de até 99,9% das bactérias *Escherichia coli* com vazões transmembrana entre 10 L.h⁻¹m⁻² e 120 L.h⁻¹m⁻².

Del Colle (2005) filtrou, através de tubo cerâmico poroso impregnados com citrato de zircônio, emulsão de água/óleo vegetal no qual parâmetros fluidodinâmicos, tais como, número de Reynolds e pressão transmembrana, foram variados a fim de se obter maior vazão e melhor qualidade de permeado. A análise do permeado foi feita através da concentração de Carbono Orgânico Total (TOC), condutividade elétrica e pH. A microfiltração mostrou-se satisfatória, pois a retenção da fase óleo foi de até 99% analisada através de medidas de TOC.

Umebara (2010) estudou as melhores condições de operação na clarificação do caldo de cana em membrana cerâmica por microfiltração tangencial. Os experimentos foram realizados avaliando a influência da temperatura (50 a 70°C) e pressão de operação (0,4 a 0,6 bar) no processo de clarificação. Os caldos de cana, permeado e retentado foram avaliados quanto ao tempo de estocagem e as propriedades físico-químicas, como pH, sólidos solúveis totais, turbidez, viscosidade, cor, Pol. (sacarose aparente) e pureza, cinzas e quantificação de minerais. A autora constatou que os fluxos de permeado dos caldos apresentaram semelhante comportamento no decaimento, independente da pressão e temperatura e que a separação por membranas cerâmicas mostrou-se eficiente na remoção da cor e turbidez dos caldos podendo ser utilizado na indústria para produção de açúcar com menor coloração e maior valor agregado.

2.1.3 Membranas

O processo de filtração exige uma barreira seletiva que faz a distinção entre o que deve e o que não deve passar. Esta distinção é feita por agentes físicos como tamanho de poro,

pressão transmembrana (PTM), velocidade do fluxo a ser filtrado e agentes químicos associados a fenômenos físico-químicos superficiais. É neste contexto que se entende as membranas, ou seja, como barreiras seletivas com propriedades físico-químicas direcionadas à retenção de misturas sólido/líquido, líquido/líquido e gás/líquido e aplicada na esterilização, clarificação, purificação de águas, recuperação de tintas coloidais utilizadas na pintura de veículos, recuperação de proteínas do soro do queijo, produção de queijo, recuperação da goma na indústria têxtil, concentração de gelatina, recuperação de óleos, entre outros (HABERT; BORGES; NÓBREGA, 2006).

A tecnologia de membranas apresenta grande potencial na clarificação de sucos de frutas, pois permite eliminar etapas da clarificação convencional, reduzindo o tempo e aumentando o rendimento, além de gerar um produto de alta qualidade (USHIKUBO, 2006).

Como em toda separação, de um lado origina-se um produto com baixas concentrações de um determinado componente e, de outro, um segundo produto com altas concentrações deste componente (QUEIROZ, 2004).

A seletividade de uma membrana está relacionada com a distribuição de diâmetros dos poros em sua estrutura. Não é comum a existência de membranas com diâmetros de poros únicos, e sim, com certa distribuição em torno de um diâmetro médio (VIDAL, 2001).

Membranas são confeccionadas dos mais diferentes materiais sendo mais comum as membranas inorgânicas de material cerâmico, como alumina; carbono; óxidos metálicos e metais, e as membranas poliméricas de acetato de celulose, poliamida, polissulfonadas e polietersulfonadas, nylon, politetrafluoretileno, polipropileno, celulose regenerada e policarbonada (CHERYAN, 1998; RADJENOVIC et. al., 2007).

A utilização de membrana polimérica ou orgânica no processo de filtração dependerá de vários fatores hidrodinâmicos como velocidade tangencial e pressão transmembrana e das características da substância que está sendo filtrada, como por exemplo, pH, tamanho de

partículas, característica química, depende do produto com o qual se está trabalhando e daqueles que se deseja obter, do custo da membrana e de energia, da durabilidade da membrana, facilidade de limpeza, entre outros fatores.

Segundo Queiroz (2004), as maiores vantagens quando se utiliza membranas poliméricas em comparação às membranas inorgânicas é a ampla faixa de tamanhos dos poros que podem ser produzidos, são fáceis de serem manufaturadas e, por isso, se ajusta melhor aos módulos e apresentam baixo custo para produção. Já as membranas cerâmicas permitem filtração com alta velocidade tangencial (regime de escoamento turbulento) e com pressões elevadas, resistência a temperaturas acima de 280 °C, boa resistência a corrosão (resistente a solventes orgânicos e extensa faixa de pH), podem ser limpas com vapor e esterilizadas, apresentam uma longa vida operacional e são quimicamente inertes.

As membranas poliméricas e as cerâmicas, geralmente, são encontradas na forma tubular, sendo de canal simples ou de multicanal (Figura 5). Habert, Borges e Nóbrega (2006) ressaltam que membranas na forma de fibra oca (tubular) tem grande aceitação por apresentar superior relação às demais quando comparada a relação área de permeação e o volume do módulo.

Figura 5 – Desenho esquemático de membrana tubular (a) simples (monocanal) e (b) multicanal.

Do ponto de vista morfológico as membranas podem ser divididas em duas grandes categorias: densas e porosas. As membranas são consideradas densas quando o transporte dos componentes envolve uma etapa de dissolução e difusão através do material que constitui a membrana. A membrana é denominada porosa quando o transporte do permeado ocorre preferencialmente em uma fase fluida contínua, que preenche os poros da membrana

(HABERT; BORGES; NÓBREGA, 2006).

Independentemente de a membrana ser densa ou porosa, esta pode ser isotrópicas ou anisotrópicas (Figura 6 e Figura 7). As membranas isotrópicas (simétricas) apresentam as mesmas características ao longo de sua espessura, ou seja, possuem diâmetro de poro regular em toda sua espessura. Devido a consideráveis perdas de carga e à sensibilidade aos ataques de microrganismos, membranas isotrópicas são pouco utilizadas em aplicações industriais.

Figura 6 – Classificação das membranas quanto à morfologia – adaptado de HABERT; BORGES; NÓBREGA, 2006.

Figura 7 – Esquema da morfologia da seção transversal de diferentes membranas – adaptado de HABERT; BORGES; NÓBREGA, 2006.

As anisotrópicas (assimétrica) não apresentam as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura. Estas membranas possuem diâmetro de poro que aumenta à medida que se aprofunda a camada filtrante, apresentando assim, boas propriedades mecânicas e proporcionando um melhor fluxo de permeado (camada filtrante muito fina sobre uma estrutura mais espessa e mais porosa) (HANEDA, 2006).

Existe também a possibilidade de se confeccionar membranas formadas de uma

camada filtrante sobre um suporte, chamada de membrana ‘composite’, sendo freqüentemente assimétricas. São mais recentes e apresentam melhor desempenho. As membranas minerais são confeccionadas em óxido de zircônio sobre suporte de fibra de carbono ou de alumina (Al_2O_3). Elas apresentam boa resistência aos agentes químicos ($1 < \text{pH} < 14$), aos solventes, aos oxidantes, a fortes pressões e a altas temperaturas (MOULIN¹ 1987 apud HANEDA, 2006, p. 31)

Hoje em dia cerca de 50% das membranas de ultra e microfiltração fabricadas tem sua superfície modificada. As mais comuns modificações na superfície envolvem adição de um modificador compatível (como um polímero carregado ou hidrofílico), adsorção de um modificador sobre a superfície, pós-tratamento químico ou físico-químico da superfície e enxerto da superfície. (ZEMAN; ZYDNEY, 1996).

Outra forma de classificação de uma membrana pode se dar de acordo com a atração ou repulsão que moléculas de água têm pela sua superfície. Quando há atração a superfície é dita hidrofílica, senão, hidrofóbica. Para saber a hidrofilicidade de uma superfície é mais conveniente expressar em termos do ângulo de contato da água. Superfícies hidrofílicas tem o ângulo de contato, θ , próximo a 0° ($\cos(\theta) \cong 1$), enquanto materiais hidrofóbicos exibem o ângulo de contato próximo ou maior que 90° ($\cos(\theta) \leq 0$) - Figura 8.

Segundo Del Colle (2005) a hidrofilicidade é a medida de quanto o líquido pode molhar a superfície em contato. Quando uma gota de água é colocada sobre um material completamente hidrofílico a água espalha-se resultando em um ângulo de contato zero ou baixo. Por outro lado, sobre um material hidrofóbico a água é repelida, causando um alto valor no ângulo de contato (Figura 9).

¹ MOULIN, C. *L’ultrafiltration et son utilisation dans lès traitement d’effluents industriels.. Montpellier. D.E.A. (Rapport). Université des Sciences et Techniques du Languedoc – France, 1987.*

Cheryan (1998) ressalta que a membrana ideal para fluxo aquoso são as de superfície hidrofílica (atração por água), uma vez que, se o material for hidrofóbico, adsorverá componentes que são hidrofóbicos ou anfóteros, e isso pode causar o *fouling*. Por exemplo, muitas proteínas têm regiões hidrofóbicas dentro de sua estrutura que interagem com materiais hidrofóbicos.

Figura 8 – representação do ângulo de contato entre superfície hidrofílica (a) e hidrofóbica (b). Em superfície hidrofílica (a) há a penetração espontânea dentro do poro; em contrapartida, na hidrofóbica (b) pressão é necessária para a introdução da gotícula no poro.

Figura 9 – Ilustração do comportamento hidrofílico e hidrofóbico com gotícula de água e óleo.

Nos casos estacionários o balanço de forças que determina o ângulo de contato é mostrado na Figura 10. No equilíbrio, 3 tensões superficiais (γ) correspondente à tensão da interface sólido/vapor (sv), sólido/liquido (sl) e liquido/vapor (lv) estão contrabalanceadas. A determinação do ângulo de contato é obtida através da equação de Young-Dupré (eq. 1).

Figura 10 – Ilustração das tensões superficiais de um líquido sobre uma superfície sólida para o caso estacionário.

$$\gamma_{sv} = \gamma_{sl} + \gamma_{lv} \cdot \cos \theta \quad (1)$$

A eq. 1 nunca foi verificada experimentalmente devido à dificuldade em se medir a tensão interfacial sólido/vapor (sv) (ZEMAN; ZYDNEY, 1996). Além da classificação da membrana quanto ao material do qual é formada (inorgânico ou polimérico), se é densa, porosa ou composta, simétrica ou assimétrica, hidrofílica ou hidrofóbica, podemos classificá-la segundo a ação de mecanismo como adsorção e difusão, troca iônica, osmótica ou membranas não seletivas.

2.1.4 Permeabilidade Hidráulica

Um importante indicador da funcionalidade da membrana de micro e ultrafiltração é o fluxo transmembrana (permeabilidade). Normalmente é expresso como o volume do fluido que atravessa uma unidade de área da membrana para alguma determinada pressão.

A relação entre o fluxo, J , a pressão, P , é descrita pela Lei de Darcy (eq. 2):

$$J = -\frac{k}{\eta} \frac{\partial P}{\partial x} \quad (2)$$

no qual k = permeabilidade absoluta da membrana; η = viscosidade dinâmica do líquido; $\frac{\partial P}{\partial x}$ = gradiente de pressão ao longo da espessura da membrana (por todo o comprimento do poro).

O sinal negativo na Lei de Darcy indica que a pressão diminui na direção do fluxo. Resolvendo a eq. 2 para uma espessura uniforme da membrana (L), no estado estacionário, com diferença de pressão constante e utilizando o formalismo de Kedem-Katchalsky para um feixe de poros cilíndricos (n) de raio (r) e comprimento uniformes, podemos escrever a equação acima como:

$$J = -\frac{k}{\eta} \frac{\Delta P}{L} = L_p \cdot \frac{\Delta P}{\eta} \quad (3)$$

sendo que L_p = Permeabilidade hidráulica da membrana, $k = \frac{n' r^2}{8\pi}$ (expressão obtida a partir da equação de Hagen-Poiseuille no qual n' é o número de poros e r o raio médio dos poros)

A permeabilidade da membrana pode ser entendida como uma medida da maior ou menor facilidade que a membrana oferece a passagem de um dado solvente (HABERT; BORGES; NÓBREGA, 2006).

A eq. 3 é análoga à lei de Ohm da eletricidade e tem também a mesma forma de outras duas importantes equações que utilizam de uma diferença de potencial: a lei de Fick da difusão (transferência de massa) e a lei de Fourier para a condução de calor (transferência de calor).

Caso a membrana se aproxime mais de um meio poroso formado por esferas que se tocam tangencialmente o fluxo de solvente pode ser calculado utilizando o modelo de Kozeny-Carman (eq. 4).

$$J = \frac{\varepsilon^3}{K'\eta S^2(1-\varepsilon^2)} \frac{\Delta P}{L} \quad (4)$$

no qual S = área superficial por unidade volume do meio poroso, K' = constante de Kozeny-Carman e ε = porosidade superficial da membrana.

Independente do modelo utilizado para o fluxo de solvente, o fluxo permeado de soluto, J_i , pode, no caso mais geral, ser calculado utilizando-se a lei de Fick, expressa pela equação 5.

$$J_i = JC_i^m - D_i \frac{\partial C_i}{\partial x} \quad (5)$$

sendo que C_i^m representa a concentração média do soluto entre os dois lados da membrana, D_i o coeficiente de difusão do soluto na fase líquida no interior dos poros; C_i a concentração do soluto que varia ao longo da espessura da membrana.

Observa-se, nesta equação, que o primeiro termo refere-se à contribuição convectiva ao fluxo do soluto e que o segundo termo representa a contribuição difusiva. Nos processos cuja força motriz é o gradiente de pressão, a contribuição difusiva ao fluxo de soluto, via de regra, é desprezível face à parcela convectiva. (HABERT; BORGES; NÓBREGA, 2006).

2.1.5 Resistência ao fluxo (R)

Em todo processo físico real em que haja movimento relativo entre partes distintas observa-se uma dificuldade à continuidade desse movimento causado por inércia, interação de forças do tipo elétrica, magnética, ou simplesmente pelo contato entre as partes. Na passagem

do fluxo de permeado através da superfície porosa também se observa essa dificuldade e seus motivos ainda estão sendo estudados, no entanto, já são conhecidos os principais limitantes de fluxo de permeado, além da própria resistência imposta pela membrana, são eles: a polarização da concentração, a camada polarizada e o *fouling*. Na operação tangencial conhecer e posteriormente controlar esses processos é essencial para a viabilidade econômica do processo.

A resistência da membrana é simplesmente igual à recíproca da permeabilidade hidráulica da membrana. (ZEMAN; ZYDNEY, 1996). A resistência total da (R) membrana é definida como o inverso da permeabilidade (eq. 6) tal qual é feita em eletricidade com a condutância elétrica que é o inverso da resistência elétrica.

$$R = \frac{1}{L_p} \quad (6)$$

Substituindo a eq. 6 na eq. 3 obtemos:

$$J = \frac{\Delta P}{\eta R} \quad (7)$$

A resistência R na eq. 7 representa a resistência total que é a soma das resistências causadas pela própria membrana (R_M), pela polarização de concentração e camada polarizada (R_P) e pelo *fouling* (R_F).

$$J = \frac{\Delta P}{\eta R_T} = \frac{\Delta P}{\eta(R_M + R_P + R_F)} \quad (8)$$

A resistência total é calculada a partir do fluxo de permeado medido durante o processo de filtração tangencial. Na Figura 11 podemos observar todas as resistências proporcionadas ao fluxo transmembrana e a discussão de cada resistência é discutida na subseção 2.1.5.1.

2.1.5.1 Resistência da Membrana (R_M)

A resistência da membrana é a própria resistência oferecida por fatores geométricos como tamanho, distribuição de poros e espessura da membrana, e pela afinidade entre solvente e superfície da membrana (hidrofílica ou hidrofóbica).

A resistência da membrana pode ser calculada medindo o fluxo de permeado utilizando somente água como alimentação em uma membrana nova, assim não haverá interferência da polarização de concentração e da camada polarizada no fluxo transmembrana, tampouco interferência devido ao *fouling*.

$$J_w = \frac{\Delta P}{\eta_w R_M} \rightarrow R_M = \frac{\Delta P}{\eta_w J_w} \quad (9)$$

sendo que o índice “w” se refere às propriedades da água.

2.1.5.2 Resistência por *Fouling* (R_F)

Durante a filtração partículas de tamanho menor que o poro acabam sendo adsorvidas na superfície da membrana causando acúmulo destas partículas o que leva à diminuição do diâmetro efetivo do poro e, posteriormente, ao seu entupimento total e irreversível. Por outro lado, partícula com tamanho superior ao diâmetro do poro pode obstruí-lo causando também um entupimento irreversível. A essas obstruções em que a passagem do fluxo de permeado fica prejudicado podendo cessar o fluxo através do poro são chamadas de *fouling*.

Alicieo et al. (2008) definem o *fouling* como a deposição irreversível de partículas retidas, colóides, emulsões, suspensões, macromoléculas, sais, etc. na superfície da membrana.

Para Ushikubo (2006) este fenômeno está relacionado às características da membrana e interações soluto-soluto e soluto-membrana. A recuperação do valor de fluxo é possível somente com a limpeza química da membrana.

O cálculo da resistência causada por *fouling* é feito medindo-se o fluxo de água pura após o processo de microfiltração. Para isso, realiza-se o processo de microfiltração normalmente e, ao término da filtração, faz-se o enxágue da membrana utilizando somente água. Este enxágue garante que a camada polariza e a polarização de concentração seja removida e a eq. 8 fica reduzida a

$$J_{w'} = \frac{\Delta P}{\eta_w (R_M + R_F)} \rightarrow R_F = \frac{\Delta P}{\eta_w J_{w'}} - R_M \quad (10)$$

sendo que o índice “w” refere-se as característica do fluxo após o enxágue e a resistência causada por *fouling* entende-se como a soma das resistência de adsorção e bloqueio (Figura 11).

2.1.5.3 Resistência de polarização (R_P)

Segundo Cheryan (1998), os sólidos são arrastados para a superfície da membrana por transporte convectivo e, sendo parcialmente ou totalmente rejeitados, tendem a se concentrar na interface, formando um gradiente de concentração. A este aumento da concentração dá-se

o nome de polarização da concentração. Ela é responsável pelo desvio do fluxo comparado ao fluxo de água pura, pois provoca o contra-fluxo de solutos em direção à alimentação, em virtude da difusão.

De acordo com Haneda (2010) e Queiroz (2004) a deposição de partículas na superfície da membrana é normalmente considerada como um dos principais fatores responsáveis pela diminuição do fluxo de filtração em função do tempo em vários processos de separação por membrana.

Durante a filtração inicia-se uma precipitação dos solutos acumulados na polarização de concentração que leva ao bloqueio dos poros e à adsorção dos componentes na membrana. Quando a concentração de solutos na interface aumenta a ponto de depositar uma camada na superfície da membrana, tem-se a formação da camada polarizada, também denominada camada de polarização ou “torta”, que oferece uma resistência adicional ao fluxo. Esta é uma camada dinâmica, isto é, alterando-se as condições operacionais (por exemplo, aumentando a velocidade tangencial, diminuindo a pressão ou a concentração da alimentação), podem-se reverter os efeitos de diminuição do fluxo (USHIKUBO, 2006)

A resistência de polarização no qual se refere este trabalho, será, portanto, a junção da resistência proporcionada pela camada de polarização e polarização de concentração e, para o seu cálculo, faz-se a subtração simples da resistência

$$R_T = R_M + R_P + R_F \rightarrow R_P = R_T - R_M - R_F \quad (11)$$

Figura 11 – Resistências à transferência de massa, provocadas pelo incrustação e pela polarização de concentração. (adaptado de HABERT; BORGES, NÓBREGA, 2006)

2.1.6 Característica da curva do fluxo de permeado

A curva do fluxo de permeado apresenta um comportamento característico no qual Marshall e Daufin (1995) dividem em três estágios (Figura 12). O primeiro é caracterizado por uma perda reversível do fluxo causada pela polarização de concentração. Neste estágio há uma queda brusca do fluxo nos primeiros minutos.

No segundo estágio, a variação do fluxo é decrescente, variando com o diâmetro do poro da membrana (GIRARD; FUKUMOTO, 2000). Inicia-se a precipitação dos solutos acumulados na polarização que leva ao bloqueio dos poros e à adsorção dos componentes na membrana, ocasionando a formação da camada polarizada e do *fouling* (USHIKUBO, 2006). A perda de fluxo causada por *fouling* geralmente é irreversível.

O terceiro, e último estágio, é a consolidação do *fouling* no qual o fluxo decresce contínua e lentamente.

Figura 12 – Curva típica de fluxo de permeado em função do tempo.

2.1.7 Métodos para diminuir as resistências causadas por obstrução

Devido às resistências à passagem do fluxo de permeado é comum observar que no início de qualquer operação de filtração, o fluxo do permeado ou filtrado diminui progressivamente até um valor estabelecido. Quando a filtração é do tipo tangencial, ocorre uma contínua redução do fluxo de permeado; segundo Habert, Borges e Nóbrega (2006) a redução do fluxo permeado com o tempo é inevitável.

Para recuperar o fluxo permeado parcial ou totalmente é necessário que se apliquem nas membranas processos físicos como retro-lavagem e variação da pressão transmembrana; e métodos químicos como aplicação de soluções ácidas ou alcalinas, e também surfactantes.

Fortulan et al. (2006) ressaltam ainda que membranas cerâmicas podem ser facilmente limpas por processos químicos agressivos, utilizando-se calor e vapor, o que permite a limpeza em serviço sob condições de fluxo pulsado reverso ou retro-lavagem.

2.1.8 Características fluidodinâmicas do processo

Segundo Cheryan (1998), os parâmetros que mais afetam o fluxo de permeado são a pressão transmembrana, a concentração da alimentação, a temperatura e a turbulência da alimentação (provocada por elevada velocidade tangencial).

Para fluidos que não contêm muitos componentes causadores do *fouling*, altas pressões podem aumentar o valor do fluxo transmembrana, pois maior é a força motriz. Outra forma de aumentar o valor do fluxo de permeado é através do aumento da velocidade tangencial. Pan et al. (2007) variando a velocidade tangencial para um valor maior obtiveram um fluxo de permeado maior. Isto ocorreu porque com o acréscimo de velocidade passou a agir uma tensão de cisalhamento maior na superfície do poro diminuindo a espessura da camada de polarização. Os autores também constataram que para o aumento de pressão acontece o mesmo efeito, no entanto, com o aumento da pressão houve um rápido decréscimo do fluxo de permeado e isso se deve à rápida deposição das partículas na superfície causando o bloqueio parcial do poro.

Assim, utilizando valores mais baixos de pressão, tem-se um fluxo inicial mais baixo, mas que é mantido com o tempo (Porter, 1990). Segundo Cheryan (1998), o aumento da pressão transmembrana tende a aumentar o fluxo até a consolidação da camada polarizada, após o qual o fluxo se torna independente da pressão, apenas aumentando a espessura ou a densidade da camada.

2.2 Vinhaça

Chama-se de vinhaça o resíduo líquido da destilação dos vinhos; vinhos são os

líquidos já fermentados a partir do mosto e, mosto, são todos os líquidos suscetíveis a sofrer fermentação (FREIRE; CORTEZ, 2000). Além do nome vinhaça este resíduo originário do processo de fermentação do caldo de cana também recebe os nomes regionais de vinhoto, restilo, tiborna, calda, guarapão e caxixi.

Para a produção da vinhaça que está no final do processo da produção do álcool há várias etapas envolvidas e vários fatores que poderão alterar sua composição final. No primeiro estágio, os nutrientes retirados do solo pela cana afetarão na composição final tanto do açúcar e álcool quanto do seu resíduo (vinhaça). Para o corte da cana de açúcar há o processo mecânico que faz uso de colheitadeira e o processo manual que, em muitos casos, acontece com a queima da cana de açúcar. Por fim, ao chegar à usina esta cana traz consigo areia, argila, palha crua e queimada, produtos químicos tais como inseticida, pesticida; pedra e outras partículas. Então, ela será lavada antes de ser moída. Já neste processo há a origem do primeiro resíduo líquido originário da fabricação do açúcar e do álcool, a água de lavagem.

Juntamente com a água condensada dos evaporadores, a água de refrigeração e a água de descarga de caldeiras eles formam os principais resíduos líquidos que merecem atenção especial antes de ser lançadas ao solo ou em lagos. A vinhaça, então, não é exclusivamente o único líquido que deve ser tratado antes de ser descartado, porém, a vinhaça é o mais importante, quer pelo volume produzido, quer pela sua potencialidade de uso (FREIRE; CORTEZ, 2000).

Comparado com o volume de álcool produzido a vinhaça está na proporção de 1:13, ou seja, para cada litro de álcool produzido gera-se em média 13 litros de vinhaça (FREIRE; CORTEZ, 2000).

Com a crescente produção brasileira de álcool motivada pelos programas de incentivo à produção, a produção de resíduo também vem aumentando ao longo do tempo. A Figura 13 mostra que na safra de 2010 a produção de álcool chegou próximo a 28,4 bilhões de litros e

com isso gerou-se, aproximadamente, 370 bilhões de litros de vinhaça.

Figura 13 – Evolução da produção de álcool e vinhaça nas safras de 1997 a 2007.

Fonte: Companhia Nacional de Abastecimento - CONAB (2010)

Na Tabela 1 são encontrados valores máximos, médios e mínimos observados para a composição química da vinhaça e também algumas características físicas encontradas no levantamento realizado em usinas do Estado de São Paulo (ELIA NETO; NAKAHONDO, 1995).

A Tabela 1 mostra os principais componente químicos da vinhaça *in natura* obtido a partir do mosto de melaço ou de caldo. A composição química da vinhaça de cana-de-açúcar é variável e depende da composição do vinho utilizado, e este da natureza e composição da matéria-prima, do sistema usado no preparado do mosto, do método de fermentação, da levedura, entre outros. O conhecimento da composição química da vinhaça a ser utilizada na adubação é de fundamental importância, principalmente para a orientação quanto às dosagens a serem aplicadas no campo.

Através da análise da composição físico-química da vinhaça (Tabela 1) observa-se que o potássio é o elemento predominante, seguido do sulfato e do cloreto (teores razoáveis), e o cálcio, nitrogênio, fósforo e magnésio (baixos teores).

Tabela 1 - Caracterização Físico-química da vinhaça (média de 64 amostras de 28 usinas do Estado de São Paulo)

Descrição	Concentrações			Padrão/L.álcool
	Mínimos	Média	Máximos	
Dados de Processo				
Brix do Mosto (°B)	12,00	18,65	23,65	
Teor Alcoólico Vinho (°GL)	5,73	8,58	11,30	
Taxa de Vinhaça (l/l.álcool)	5,11	10,85	16,43	10,85 l
Vazão de Referência (m³/dia)	530,00	1908,86	4128,00	
Caracterização da Vinhaça				
pH	3,50	4,15	4,90	
Temperatura (°C)	65,00	89,16	110,50	
Demanda Bioquímica Oxigênio (DBO ₅) (mg/l)	6680,00	16949,76	75330,00	175,13 g
Demanda Química de Oxigênio (DQO) (mg/l)	9200,00	28450,00	97400,00	297,60 g
Sólidos Totais (ST) (mg/l)	10780,00	25154,61	36680,00	268,90
Sólidos Suspensos Totais (SST) (mg/l)	260,00	3966,84	9500,00	45,71g
Sólidos Suspensos Fixos (SSF) (mg/l)	40,00	294,38	1500,00	2,69 g
Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) (mg/l)	40,00	3632,16	9070,00	43,02 g
Sólidos Dissolvidos Totais (SDT) (mg/l)	1509,00	18420,06	33680,00	223,19 g
Sólidos Dissolvidos Voláteis (SDV) (mg/l)	588,00	6579,58	15000,00	77,98 g
Sólidos Dissolvidos Fixos (SDF) (mg/l)	921,00	11872,36	24020,00	145,21 g
Resíduos Sedimentáveis (RS) 1 hora (ml/l)	0,20	2,29	20,00	24,81 ml
Cálcio (mg/l CaO)	71,00	515,25	1096,00	5,38 g
Cloreto (mg/l Cl)	480,00	1218,91	2300,00	12,91 g
Cobre (mg/l CuO)	0,50	1,20	3,00	0,01 g
Ferro (mg/l Fe ₂ O ₃)	2,00	25,17	200,00	0,27 g
Fósforo total (mg/l P ₂ O ₄)	18,00	60,41	188,00	0,65 g
Magnésio (mg/l MgO)	97,00	225,64	456,00	2,39 g
Manganês (mg/l MnO)	1,00	4,82	12,00	0,05 g
Nitrogênio (mg/l N)	90,00	356,63	885,00	3,84 g
Nitrogênio amoniacal (mg/l N)	1,00	10,94	65,00	0,12 g
Potássio total (mg/l K ₂ O)	814,00	2034,89	3852,00	21,21 g
Sódio (mg/l Na)	8,00	51,55	220,00	0,56 g
Sulfato (mg/l SO ₄)	790,00	1537,66	2800,00	16,17 g
Sulfito (mg/l SO ₄)	5,00	35,90	153,00	0,37 g
Zinco (mg/l ZnO)	0,70	1,70	4,60	0,02 g
Etanol - CG (ml/l)	0,10	0,88	119,00	9,1 ml
Glicerol (ml/l)	2,60	5,89	25,00	62,1 ml
Levedura (base seca) (mg/l)	114,01	403,56	1500,15	44,1 g

Fonte: Elia Neto e Nakahodo (1995)

Em 1941 após um artigo publicado na revista *Brasil Açucareiro*² (apud FREIRE; QUEIROZ, 2000, p. 39), a vinhaça deixou de servir exclusivamente como alimentação de animais e passou a ser utilizada como adubo ou matéria-prima para a extração de carbonato de cálcio e de potássio.

Dado à grande produção volumétrica produzida pelas destilarias e por sua riqueza em potássio, matéria orgânica e teor de água, a vinhaça tem sido estudado com o intuito de lhe conferir uma utilização mais nobre aproveitando, assim, suas potencialidades orgânicas e minerais.

² Utilização das caldas de melaços. *Brasil Açucareiro*, v. 18, n. 3, p. 54-55, 1941.

Às alternativas já mencionadas adotadas para a vinhaça (POLACK; DAY; CHO, 1981) acrescentaram ainda as seguintes:

- Combustão da vinhaça concentrada, com recuperação das cinzas, rica em potássio, para ser usada como fertilizante;
- Osmose reversa, para remoção da água da solução diluída, visando à concentração da vinhaça;
- Ultrafiltração, ou filtração em escala molecular, com o objetivo de filtrar moléculas poliméricas (amidos, gomas e dextranas) que interferem na cristalização do açúcar;
- Outros tratamentos, tais como, secagem em reator de leito fluidizado, secagem solar e *spray-drying*.

Segundo Prada, Guekezian e Suárez-Ilha, (1998) os principais processos para o aproveitamento da vinhaça são a fertirrigação com vinhaça *in natura*, concentração da vinhaça, fermentação aeróbica e a fermentação ou biodigestão anaeróbica. Pinto (1999) cita ainda, o uso da digestão aeróbica como solução para o problema do descarte da vinhaça transformando resíduo em energia.

Dentre as várias alternativas apresentadas para o uso da vinhaça, a que mais se mostrou econômica e eficiente do ponto de vista agrícola, e que, portanto, passou a ser difundida e adotada pela maioria das usinas, foi o uso na fertilização por irrigação (fertirrigação) dos canaviais.

O termo fertirrigação embora muito utilizado no setor, não é de todo correto, por não se tratar exatamente de uma irrigação, mas sim à aplicação do resíduo líquido que também causa o molhamento do solo (FREIRE; CORTEZ, 2000).

Devido à sua origem, a vinhaça é tida como “extrato de levedura” diluído, constituindo

um meio complexo que se aplicado ao solo como fertilizante, favorece o desenvolvimento de microrganismos, atuando sobre os diversos processos biológicos, tais como a mineralização e imobilização de nitrogênio, e sua nitrificação, desnitrificação e fixação biológica (FREIRE; CORTEZ, 2000).

Quando aplicada por longos períodos ao solo, a vinhaça o deixa alcalino. Uma das explicações encontradas na literatura é devido à oxidação da matéria orgânica sendo a atividade microbiana a responsável pela oxidação dessa matéria orgânica.

Para aplicação da vinhaça no solo não é benéfica para todo tipo de solo e clima. Em solos ditos hidromórficos, caracterizados por possuírem altos teores de cálcio, magnésio, sódio e potássio, não são recomendados para receberem elevadas quantidades de vinhaça (GLÓRIA, ORLANDO FILHO, 1984). Já em solos arenosos, aplicações excessivas de vinhaça podem promover salinização e desbalanceamento catiônico, com redução na produção vegetal.

O volume de vinhaça aplicado no solo varia de acordo com as características do solo e da vinhaça, sendo que, no geral, a aplicação varia de 50 a 300 m³/ha o que corresponde a uma dose de 120 a 180 kg de K₂O/ha á (WORKSHOP, 2007).

De acordo com os estudos realizados por diferentes autores, a aplicação da vinhaça no solo por longos períodos de tempo eleva o pH dos solos; aumenta a capacidade de troca catiônica (CTC), fornece e aumenta a disponibilidade de alguns nutrientes, melhora a estrutura do solo, aumenta a retenção de água, melhora a atividade biológica promovendo maior número de pequenos animais (minhocas, besouros, etc.) bactérias e fungos.

Em contrapartida, elevada quantidade de vinhaça lançada ao solo pode ser prejudicial. Silva, Pozzi de Castro e Magro (1976) realizaram um trabalho com 16 variedades de cana plantadas com e sem irrigação de vinhaça e concluíram que a adição de vinhaça ao solo, principalmente de vinhaça com alto teor de potássio, atrasou a maturação, reduziu o teor de

sacarose e de fibras e promoveu o acúmulo de cinzas no caldo, prejudicando a matéria prima principalmente para a produção de açúcar.

Durante anos, diversos acidentes ecológicos ocorreram pelo descarregamento indiscriminado da vinhaça, principalmente em cursos d'água (SHEEHAN, 1980).

A grande preocupação quando a vinhaça atinge um curso d'água é sua elevada DBO (Demanda Bioquímica de Oxigênio). A DBO da vinhaça é da ordem de 7000 mg/L a 75000 mg/L. Essa agressividade da vinhaça deve-se ao fato de sua riqueza em matéria orgânica coloidal, retirando, conseqüentemente, todo ou quase todo o oxigênio disponível na água para sua oxidação e transformação em compostos estáveis e inócuos (FREIRE; CORTEZ, 2000).

A contínua aplicação da vinhaça no solo pode gerar, em longo prazo, a saturação de cátions, principalmente de potássio na CTC dos solos, ocasionando problemas de lixiviação de seus constituintes para águas subterrâneas. Segundo Termo...(2007) a lixiviação de K para as águas subterrâneas não é um problema ambiental, uma vez que o K não é poluente de águas. O problema é a formação de complexos químicos entre o $(K)^+$ e o $(NO_3)^-$ uma vez que do ponto de vista ambiental é preocupante porque o nitrato é grande poluente de águas.

Para evitar contaminação e manter a preservação do solo, da água e seus afluentes e da mata nativa a Companhia Ambiental do Estado de São Paulo – CETESB (2006) define normas para a aplicação da vinhaça no solo no Estado de São Paulo.

Outro processo muito utilizado nas indústrias é a concentração da vinhaça. Uma das formas de se concentrar vinhaça é através do uso de evaporadores. A evaporação da água utilizando-se evaporadores de múltiplo efeito é a tecnologia mais difundida e já bastante utilizada na indústria de açúcar em todo o mundo (CHENG, 1985).

O uso de osmose reversa pode ser uma alternativa para este tipo de processo sendo mais eficiente quando comparado ao uso de evaporadores, no entanto, o alto custo energético da concentração da vinhaça, independente do processo é talvez a sua principal restrição.

2.3 Modelos matemáticos

2.3.1 Modelo para o fluxo de permeado

Diversos modelos matemáticos foram propostos para descrever a curva do fluxo de permeado, sendo a maior parte deles semi-empíricos (USHIKUBO, 2006).

Um modelo muito empregado para análise do fluxo de permeado foi estudado por Field et al. (1995) a partir do modelo desenvolvido por Hermia (1982). O modelo empregado por Field é capaz de descrever o declínio do fluxo permeado durante o processo de filtração tangencial à pressão constante. Este modelo pode ser descrito pela equação 12.

$$\frac{dJ}{dt} = -k'_n (J - J_f) J^{2-n} \quad (12)$$

Em que o expoente n varia de acordo com o modelo de obstrução empregado. J é o fluxo de permeado; J_f é o fluxo constante ou fluxo terminal obtido após longos períodos de filtração; k'_n é uma constante na qual sua dimensão varia com o valor de n empregado.

A partir da eq. 12, Field et al. (1995) formulou quatro equações levando em consideração o tipo de obstrução proporcionado ao fluxo permeado. As equações proposta por Field é descrita nas subseções seguintes.

2.3.1.1 Modelo do bloqueio completo do poro ($n=2$)

Presume-se, neste modelo, que cada partícula que alcança a membrana participa no

bloqueio por meio de selagem de poros. Resolvendo a eq. 12 para $n = 2$, obtemos:

$$J = J_f + (J_0 - J_f)e^{k_2 t} \quad (13)$$

no qual J_0 é o fluxo inicial de permeado ($t = 0$).

2.3.1.2 Modelo do bloqueio parcial de poros ($n = 1$)

Cada partícula não necessariamente participa da selagem do poro. Por isso esse modelo leva em consideração a probabilidade de deposição das partículas na superfície da membrana.

$$k_1 t = \frac{1}{J_f \left[\ln \frac{J_0 - J_f}{J_0} \frac{J}{J - J_f} \right]} \quad (14)$$

2.3.1.3 Modelo da torta de filtração [camada polarizada] ($n=0$)

Diferentemente dos processos que envolvem o mecanismo de bloqueio o modelo para a torta de filtração leva em conta a resistência proporcionada pela própria membrana juntamente com a resistência da torta de filtração.

$$k_0 t = \frac{1}{J_f^2} \left[\ln \left(\frac{J}{J_0} \frac{J_0 - J_f}{J - J_f} \right) - J_f \left(\frac{1}{J} - \frac{1}{J_0} \right) \right] \quad (15)$$

2.3.1.4 Modelo de bloqueio interno de poros ($n=3/2$)

Para este modelo assume-se que o volume efetivo do poro decresce pela deposição (adsorção) de partículas na parede do poro. Se o bloqueio interno do poro ocorre, o *fouling* se torna independente da velocidade e não se alcança um valor limite para o fluxo, ou seja, $J_f=0$ (ALICEO et al., 2008).

$$k_{3/2}t = \frac{1}{J^{1/2}} - \frac{1}{J_0^{1/2}} \quad (16)$$

A Figura 14 mostra os tipos de obstruções proporcionados pela deposição de soluto junto à membrana porosa de acordo com os modelos propostos e descritos acima.

Figura 14 - Mecanismos de *fouling* para membrana: (a) bloqueio completo de poro; (b) bloqueio parcial de poro; (c) formação de torta; (d) bloqueio interno de poro.

2.3.2 Modelo para análise do fluxo de permeado (análise da resistência)

Outra maneira para analisar o tipo de obstrução à passagem do fluxo permeado é fazê-lo via análise da resistência em função do tempo. Substituindo na eq. 12 a eq. 7 podemos encontrar como a resistência varia com o tempo eq. 17.

$$\frac{dR}{dt} = k_i \Delta P^{2-n} \eta^{n-2} \left(\frac{1}{R} - \frac{J_f \eta}{\Delta P} \right) R^n = \frac{k_i \Delta P}{\eta} \left(\frac{J - J_f}{J^n} \right) \quad (17)$$

A análise da derivada primeira da resistência será útil para analisar o valor de n que está associado ao tipo de obstrução do poro. Arnot, Field e Koltuniewicz (2000) destacam que

$dR(t)/dt$ sempre decresce com o aumento do tempo se $n \leq 1$. Então, para um máximo na curva $dR(t)/dt$ é uma evidência do completo bloqueio ($n=2$) ou bloqueio interno do poro ($n=3/2$).

A segunda derivada fornece,

$$\frac{d^2 R}{dt^2} = \frac{k_i \eta^{3-2n} \Delta P}{J^{n+1}} [(1-n)J + nJ_f] \frac{dJ}{dt} \quad (18)$$

Como dJ/dt é sempre negativo o valor de n fará com que a derivada segunda seja negativa ou positiva. Para $n = 0$ ou $n = 1$, o lado direito da eq. 18 será um termo positivo multiplicado por dJ/dt que é um termo negativo (eq. 12) devido ao declínio do fluxo. Deste modo, a derivada segunda da resistência será negativa.

2.4 Adimensional de Reynolds

O adimensional de Reynolds é usado como critério para a distinção entre escoamento laminar e turbulento (MUNSON; YOUNG; OKIISHI, 2004). Este número foi obtido por Osbourne Reynolds no século XIX e geralmente essa correlação é apresentada como (ZEMAN; ZYDNEY, 1996):

$$Re_d = \frac{\rho u_m d}{\eta} \quad (19)$$

Em que Re_d é o número de Reynolds, ρ é a massa específica, u_m é a velocidade média de escoamento do fluido, d é o diâmetro da tubulação e η é a viscosidade dinâmica do fluido.

Para escoamento interno em tubo circular o fluxo será considerado turbulento quando o valor do número do adimensional de Reynolds ultrapassar o valor crítico de $Re_{d,c} \geq 2300$

(INCROPERA; DE WITT, 1998).

As grandezas da correlação de Reynolds podem ser modificadas de acordo com os parâmetros mais convenientes para fazer medição. Podemos na correlação de Reynolds substituir o valor da velocidade (u) do modo como segue.

$$Q = u \cdot A = u \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \quad (20)$$

no qual Q é o fluxo do concentrado que circula pelo sistema de filtração e A é a área da tubulação. Rearranjando a equação acima obtemos

$$u = \frac{4Q}{\pi \cdot d^2} \quad (21)$$

3 MATERIAIS E MÉTODOS

O presente capítulo apresenta a metodologia experimental utilizada no desenvolvimento deste trabalho assim como todos os materiais e equipamentos utilizados. O organograma da Figura 15 apresenta as atividades desenvolvidas durante a execução deste mestrado, no qual foi estabelecida em 12 fases : do item 1 ao 9, a metodologia corresponde à fase experimental e caracterização físico-química do permeado, água potável,vinhaça *in natura* e V50; e os itens 10, 11 e 12 correspondem à fase teórica de análise do declínio do fluxo transmembrana e aplicação dos modelos matemáticos para averiguar os prováveis bloqueios que contribuíram para a redução deste fluxo.

Figura 15 - Organograma da metodologia utilizada neste trabalho.

3.1 Coleta da vinhaça

A vinhaça foi fornecida pela Empresa COSAN – Unidade Serra localizada na cidade

de Ibaté/S.P e esta foi recolhida diretamente do próprio duto que a transporta para o tanque de armazenamento. A temperatura média da vinhaça recolhida foi de 50 °C, porém, para o processo de filtração deixou-se que esta chegasse naturalmente à temperatura ambiente (25°C).

Antes do processo de filtração a vinhaça foi filtrada em peneira da marca GRANUTEST com tamanho médio dos poros de 300 µm. Este processo de peneiragem foi importante para separar particulado macro que está presente na substância uma vez que esta foi retirada do duto externo que está aberto ao ambiente e que vem do processo de descarte de dentro da usina podendo haver, além, de terra, palhas e outros tipos de sujeira.

3.2 Caracterização física das membranas

Para a realização desta atividade experimental foram utilizadas duas membranas tubulares de α -alumina (Al_2O_3) – ANDRITZ GROUP (Áustria) que apresentam poros médios de $8,0 \cdot 10^{-7} m$ (0,8 µm) denominada M08 e $1,2 \cdot 10^{-6} m$ denominada M12 (Figura 16).

Ambas membranas possuem comprimento de 0,254 m, diâmetro interno de 0,006 m e diâmetro externo de 0,012 m (Tabela 2).

Tabela 2 – Descrição das membranas de microfiltração.

<i>Diâmetro Médio dos Poros (µm)</i>	<i>Comprimento (10⁻¹ m)</i>	<i>Diâmetro interno (10⁻¹ m)</i>	<i>Diâmetro externo (10⁻¹ m)</i>
1,2	2,54	0,6	1,2
0,8	2,54	0,6	1,0

A Figura 17 mostra o sentido de escoamento da solução. O escoamento é realizado pela parte interna da membrana sendo a filtração realizada de dentro para fora. O permeado é

colhido a partir da parte externa.

Figura 16 - foto das membranas tubulares de α -alumina com poro médio de $0,8 \mu\text{m}$ (a) e $1,2 \mu\text{m}$ (b). Figura esquemática (fora de escala) com as dimensões das membranas utilizadas (c).

Figura 17 - Escoamento interno à membrana cerâmica e o fluxo de permeado perpendicularmente ao sentido do vazão de concentrado.

A massa da membrana M12 foi medida antes do início da fase experimental enquanto esta estava seca antes de seu primeiro uso. A massa foi medida em uma balança da marca BEL ENGINEERING (Modelo Mark 3500, precisão $\pm 0,01$). Em seguida, a membrana ficou

em repouso em água destilada obtida pelo destilador PERMUTION, EJ Krieger e Cia Ltda., por um período de 24h. Após o período de submersão, mediu-se a massa da membrana úmida, ou seja, com material úmido adsorvido. Realizada a medida, esta membrana foi levada à secagem em estufa com temperatura de 40 °C até que toda água evaporesse. No intervalo de uma hora a massa da membrana foi analisada até se obter o mesmo valor de massa inicial sabendo, assim, o tempo necessário para que ela fique completamente seca. Repetiu-se o procedimento sempre após a membrana ser limpa no final de cada experimento.

3.3 Preparo da solução V50

Neste trabalho, filtrou-se a vinhaça diluída em água potável na proporção de 50% vol. Para cada série de experimentos foi utilizada a quantidade de 4 litros de vinhaça *in natura* misturada a 4 litros de água potável ou abastecimento da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC/USP). Tanto a água quanto a vinhaça foram misturadas enquanto estas estavam à temperatura ambiente (25 °C).

3.4 Bancada experimental

A filtração foi realizada na bancada experimental mostrada na Figura 18. O equipamento ofereceu versatilidade para investigar a variação dos principais parâmetros: pressão transmembrana (PTM), velocidade tangencial (u), regime de escoamento e temperatura. Nesta Figura podemos observar os principais componentes da bancada: o tanque

(1) que armazena e regula a temperatura da substância a ser filtrada e que posteriormente circulará pelo sistema; a bomba de escoamento (2) que é responsável por fazer escoar o fluido com diferentes velocidades tangenciais tendo como vazão e pressão máxima 500 l/h e 1200 kPa, respectivamente; o rotâmetro (3); o módulo de filtração (4) que suporta internamente a membrana seletiva e por onde se colhe o permeado; o controle de rotação da bomba e de temperatura do sistema (5) que através de um sistema eletrônico com termopar controla o sistema de refrigeração (6) fazendo circular água quente ou fria através da parede dupla do tanque de armazenamento (1).

Figura 18 – (a) Foto da bancada experimental e (b) esquema da bancada em que: (1) – tanque de armazenagem da mistura; (2) – bomba de escoamento; (3) – rotâmetro; (4) – módulo com membrana; (5) – sistema de controle de rotação da bomba e controle de temperatura (6) – sistema de refrigeração que conta com um reservatório de armazenagem de água frio ou quente e uma bomba.

Para cada série de experimentos foi utilizada a quantidade de 4 litros de vinhaça misturada a 4 litros de água potável ou abastecimento. Dentro do tanque de armazenagem a vinhaça teve sua temperatura controlada para que o processo fosse realizado a $25^{\circ}\text{C} \pm 0,5^{\circ}\text{C}$.

O processo de refrigeração contou com um reservatório de água, uma bomba d'água e um controlador de temperatura. A temperatura foi medida por um termopar, inserido dentro do tanque de armazenagem e controlada por um sistema eletrônico como visto na Figura 18. Em dias quentes gelo foi colocado dentro do reservatório e a bomba hidráulica forçou a circulação

de água interiormente à parede dupla do tanque de armazenagem forçando a troca de calor entre as paredes do tanque (aço-inox) e a mistura a ser filtrada. Eventualmente em dias muito frio água quente foi utilizada para manter a temperatura.

3.5 Processo de microfiltração tangencial

3.5.1 Caracterização da membrana com água potável

As características da membrana foram analisadas em primeiro lugar com água potável para se verificar o fluxo transmembrana máximo, ou seja, o total rendimento da membrana e, assim, calcular sua resistência antes que houvesse alguma impregnação em sua superfície por partículas diversas que venham a ficar adsorvida, incrustadas ou presas no interior dos poros.

Para a obtenção do fluxo transmembrana foi variada as condições de pressão transmembrana e de velocidade tangencial (número de Reynolds) para cada membrana. Foram utilizados 3 valores para o adimensional de Reynolds (13.000, 27.000 e 40.000) associados a 4 valores de pressão transmembrana (200 kPa, 300 kPa, 400 kPa e 500 kPa). Para cada número de Reynolds escolhido a filtração foi realizada com as 4 pressões transmembrana. Para cada pressão a filtração se deu por 60 minutos sendo que, a cada 5 minutos foi coletado uma quantidade de permeado para acompanhamento e medição de sua massa. Portanto, o tempo necessário para variar todas as pressões, para o mesmo número de Reynolds, foi de 240 minutos (Tabela 3). Depois de variada as pressões, iniciou-se novamente o processo de filtração com outro valor de número de Reynolds. Este procedimento se repetiu até que se tivesse feito todas as medidas com os 3 valores, descritos acima, do número de Reynolds.

Tabela 3 - Condição experimental utilizada na microfiltração da água potável com as duas membranas cerâmicas antes da microfiltração da solução V50.

	substância	membrana	Volume (10 ⁻³ m³)	temperatura (°C)			
	Água	M08 e M12	8	25			
	Pressão transmembrana (kPa)						
	número de Reynolds	velocidade tangencial média (m/s)	200	300	400	500	tempo total (min.)
Série Experimental Única	13.000	2,0	x	x	x	x	240
	27.000	4,2	x	x	x	x	240
	40.000	6,2	x	x	x	x	240

3.5.2 Microfiltração da vinhaça

O experimento com vinhaça diluída em água (V50) foi realizado com 4 pressões transmembrana: 2, 3, 4 e 5 bar (200, 300, 400 e 500 kPa) e três valores do número de Reynolds (11.500, 22.500 e 33.500). O procedimento experimental da filtração da vinhaça foi realizados em 3 séries experimentais. A primeira vez foi idêntica ao procedimento com água potável, ou seja, para cada número de Reynolds escolhido a filtração foi realizada com as 4 pressões transmembrana, sendo que, a cada pressão a filtração demorou 60 minutos (Tabela 4). A cada 5 minutos foi coletado uma quantidade de permeado para análise físico-química de suas propriedades e medição de sua massa. Após os 240 minutos que foi o tempo necessário para variar todas as pressões, a bancada experimental foi limpa como descrito na seção 3.5.3. e então, iniciou-se novamente o procedimento experimental descrito acima com outro valor para o número de Reynolds. Este procedimento se repetiu até que se tivesse feito todas as medidas com os 3 valores, descritos acima, do número de Reynolds.

As séries experimentais conseqüentes foram repetições da primeira, porém, a segunda série experimental iniciou com a pressão de 300 kPa variando até a pressão de 500 kPa e a

terceira iniciou com 400 kPa e foi até 500 kPa.

Cabe ressaltar que os procedimentos experimentais foram idênticos para a membrana M08 e M12.

Tabela 4 – Condição experimental utilizada na microfiltração da solução V50 com as duas membranas cerâmicas.

	substância	membrana	Volume (10 ⁻³ m ³)	temperatura (°C)			
	V50	M08 e M12	8	25			
			Pressão transmembrana (kPa)				
	número de Reynolds	velocidade tangencial média (m/s)	200	300	400	500	tempo total (min.)
1ª Série Experimental	11.500	1,8	x	x	x	x	240
	22.500	3,5	x	x	x	x	240
	33.500	5,3	x	x	x	x	240
2ª Série Experimental	11.500	1,8		x	x	x	180
	22.500	3,5		x	x	x	180
	33.500	5,3		x	x	x	180
3ª Série Experimental	11.500	1,8			x	x	120
	22.500	3,5			x	x	120
	33.500	5,3			x	x	120

3.5.3 Processo de limpeza

Após a primeira série experimental no qual, sem alterar o número de Reynolds, variou-se a pressão transmembrana nos quatro valores escolhidos, a membrana foi limpa com água e detergente neutro. Esta mistura circulou na própria bancada experimental a uma frequência de bomba de 40 Hz (Reynolds≈27.000). Primeiramente, a bancada foi limpa sem pressão transmembrana durante 3 minutos. Em seguida foi trocada a água e o processo se iniciou novamente. Em uma terceira circulação de água foi imposta ao sistema uma pressão transmembrana de 300 kPa também por um período de 3 minutos. Com a aplicação de detergente a água circulou por 10 minutos na pressão de 300 kPa por uma única vez.

Novamente a água foi trocada e o processo de limpeza continuou por mais duas vezes durante 3 minutos cada para a pressão 300 kPa. Por fim, a água foi trocada e circulou pelo sistema por 3 minutos novamente sem aplicação de pressão transmembrana.

Após constatada a limpeza da membrana, esta foi mergulhada em água com detergente enzimático por 24 horas. Após este período foi enxaguada, seca em estufa a 40 °C e sua massa foi medida a cada hora até que a total secagem da mesma com o intuito de verificar se houve perceptível na massa da membrana devido à impregnação ou mesmo adsorção de vinhaça em sua estrutura.

3.6 Análise matemática e produção de gráficos

Com os resultados obtidos foram produzidos gráficos do fluxo transmembrana (J) em função do tempo, em função da pressão transmembrana e em função do número de Reynolds. Após realizados os cálculos das resistências (total, de polarização, da membrana e *fouling*) e foram produzidos gráficos da resistência pela pressão. Todos os gráficos foram produzidos com o auxílio do software ORIGIN[®] 7.0.

Na resolução das equações do modelo matemático aplicado à descrição da curva do fluxo foi utilizado o software MAPLE[®] 12.

3.7 Caracterização físico-química (equipamentos de medição)

Em cada experimento realizado foram medidas as propriedades físicas e químicas para tempos de 5 minutos: vazão, condutividade elétrica, pH, massa específica, tensão superficial, viscosidade, °Brix, cor e turbidez. Todas as medidas foram feitas a 25 °C.

A medida da condutividade elétrica foi feita em duplicata utilizando condutivímetro da marca ORION (Modelo 105 A plus, precisão $\pm 0,01$) calibrado com solução padrão de 1412 μS da marca Digimed.

As medidas do pH foram realizadas em duplicata utilizando pHmetro da marca ORION (Modelo 210 A plus, precisão $\pm 0,01$) calibrado com soluções tampão de pH 4 e 7 da marca Nalgon.

A massa específica foi medida com a ajuda de um picnômetro Amitel 25 ml Classe “A”. As medidas foram realizadas em duplicata, sempre a 25°C, e o valor utilizado foi a média dessas medidas.

Para as medidas de tensão superficial foi utilizada o tensiômetro da marca SensaDyne (modelo QC3000). As medidas foram realizadas em duplicata com amostras a 25°C.

A viscosidade foi obtida com medidas em triplica utilizando reômetro da marca Brookfield (modelo DV-III Ultra).

Para se medir a quantidade de sólido totais solúveis nas amostras foi utilizado refratômetro da marca Atago (modelo RX-5000).

A cor e a turbidez foram medidas no Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC/USP. A metodologia de medição foi de acordo com o Standard Methods (21a. edição, 2005) segundo as normas 2130B e 2120C, respectivamente, para turbidez e cor.

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Características do fluxo transmembrana da água

4.1.1 Cálculo do número de Reynolds

Para o cálculo do número de Reynolds foram utilizadas as eq. 19, 20 e 21 da seção 2.4. Os valores das propriedades da água utilizada foram a massa específica e a viscosidade e, tais valores, estão indicadas no Anexo B. A seguir tem-se um exemplo do cálculo do número de Reynolds para a membrana de diâmetro médio de 0,8 μm : $Q = 49,54 \text{ g/s}$ ou $4,954 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$, e consequentemente a velocidade tangencial calculada através da eq. 21:

$$u = \frac{4Q}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 5,62 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot (6,0 \cdot 10^{-3})^2} \approx 2,0 \text{ m/s}.$$

Por fim, aplicando o resultado obtido pela eq. 21 na eq. 19 encontra-se o valor do adimensional de Reynolds: $\text{Re}_d = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{997,07 \cdot 1,99 \cdot 6,0 \cdot 10^{-3}}{9,35 \cdot 10^{-4}} \approx 13.000.$

Tabela 5 mostra os resultados das velocidades tangencias com o respectivo valor do número de Reynolds.

Tabela 5 – Tabela com os valores das velocidades tangenciais e seus respectivos valores do número de Reynolds para a água.

Membrana	Velocidade tangencial média u (m/s)	Número de Reynolds
0,8 μm	2,0	13.000
	4,2	27.000
	6,2	40.000
1,2 μm	2,1	13.000
	4,3	27.000
	6,3	40.000

4.1.2 Fluxo transmembrana (ÁGUA)

Nesta seção são apresentados e discutidos os gráficos do fluxo transmembrana para a água potável utilizada nos experimento para quatro diferentes pressões (200, 300, 400 e 500 kPa) atuando como força motriz em três diferentes valores de número de Reynolds. Todos os dados referentes aos fluxos transmembrana são apresentados nas tabelas do Anexo A.

A Figura 19 mostra o fluxo transmembrana durante 240 minutos de experimento. Na Figura 19a o fluxo transmembrana corresponde ao da membrana de poro com diâmetro médio de 0,8 μm (M08) e na Figura 19b o da membrana de poro médio de 1,2 μm (M12).

Os gráficos da Figura 19 mostram que o fluxo transmembrana foi elevado, porém, há uma queda após alguns minutos de processamento causada pela formação da polarização de concentração seguida pela camada de polarização. Para a menor pressão e menor valor de número de Reynolds a vazão é maior no início e cai rápido a um valor médio muito inferior

ao inicial como caracterizado pela Figura 12.

Figura 19 – Fluxo transmembrana para água potável durante os 240 minutos de experimento utilizando (a) a membrana M08 e (b) a membrana M12.

Observa-se que em cada mudança de pressão transmembrana, o que corresponde aos intervalos de 60 minutos, houve um aumento abrupto no fluxo transmembrana e isso ocorre porque o fluido é submetido a maior pressão sobre a membrana vencendo, inicialmente, as resistências da membrana e de camada de polarização. No entanto, após alguns minutos uma nova camada é formada fazendo com que o fluxo diminua lentamente tendendo a se estabilizar no final do processo. Pode-se observar também que quanto maior o número de Reynolds menor é o fluxo transmembrana e este tende a permanecer constante.

Os melhores valores de fluxo foram obtidos para a maior pressão (500 kPa) e maior número de Reynolds (40.000) para a membrana M12. A membrana M08 apresentou maior fluxo para o menor número de Reynolds (13.000) e pressão de 200 kPa. O fluxo obtido foi de aproximadamente $261 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ para a membrana M12 e $278 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ para a membrana M08 (fluxo medida após 60 minutos de experimentação). Por meio do gráfico da resistência (Figura 20) pode-se ver que para altas pressões os valores da resistência tende para um único valor o que explica a proximidade no valor dos fluxos independente da membrana utilizada.

A água potável utilizada por apresentar algumas substâncias químicas em sua composição seu fluxo apresentou diminuição com o passar do tempo indicando que tais

substâncias interagem com a superfície da membrana, uma vez que, para a água pura o fluxo permanece constante com o decorrer do tempo.

4.1.3 Cálculo da resistência da membrana (R_M)

A resistência da membrana foi calculada usando a eq. 9, no qual o valor do fluxo transmembrana utilizado foi a média aritmética dos resultados obtidos nos últimos 15 minutos sendo que o fluxo esteve praticamente constante como mostra a Figura 20.

Figura 20 – Resistência da membrana (R_M) para as membranas M08 e M12.

O gráfico na Figura 20 indica que a resistência da membrana é menor quanto menor a pressão e velocidade tangencial. Exceto para a velocidade de 2,1 m/s (M12), as demais resistências tenderam para o mesmo valor quando a pressão foi de 500 kPa. Para as velocidades de 6,2 m/s (M08) e 6,3 m/s (M12), as resistências tiveram um comportamento praticamente constante independentemente da pressão aplicada. O gráfico mostra ainda que a

membrana M08 teve a menor resistência de todas quando operada com velocidade tangencial de 2,0 m/s e pressão de 200 kPa. No entanto, esta membrana mostrou-se mais sensível à variação da velocidade tangencial aumentando muito o seu valor quando comparado à membrana M12 sob mesmas condições.

Para o número de Reynolds de 13.000 e pressão de 200 kPa o comportamento da resistência é análogo para as duas membranas. As resistências crescem de forma linear o que mostra proporcionalidade do aumento da resistência com a pressão para a condição fluidodinâmica estudada.

4.2 Características da vinhaça

4.2.1 Viscosidade

Foram realizadas medidas das propriedades reológicas da suspensão (vinhaça) utilizada na microfiltração utilizando o reômetro Brookfield DV-III. Os testes foram realizados em duplicata e seus valores médios foram utilizados e mostrados graficamente. A Figura 21 mostra a viscosidade dinâmica média em função da taxa de deformação para a solução V50 a 25 °C. O comportamento constante da viscosidade mostra que a V50 é um fluido newtoniano. O valor da viscosidade da vinhaça V50 utilizada neste trabalho foi obtido através da média aritmética dos valores obtidos para a taxa de deformação de 500 a 800 s⁻¹. Para posteriores cálculos de número de Reynolds e outros em que se necessite, o valor da viscosidade dinâmica média será de 0,954 cP a 25°C.

Figura 21 – Viscosidade média em função da taxa de deformação.

4.2.2 Cálculo do número de Reynolds

Seguindo os procedimentos descrito na seção 4.1.1 o valor do número de Reynolds foi calculado utilizando para a massa específica da vinhaça diluída o valor de $1006,14 \text{ kg/m}^3$ medido a 25°C com picnômetro Amitel 25 ml Classe “A”.

A Tabela 4 traz os valores das velocidades tangenciais médias no interior da membrana cerâmica e os respectivos valores do número de Reynolds.

Tabela 6 – Tabela com os valores das velocidades tangenciais e seus respectivos valores do número de Reynolds.

Membrana	Velocidade Tangencial Média u (m/s)	Número de Reynolds
0,8 μm	1,8	11.500
	3,5	22.500
	5,3	33.500
1,2 μm	1,8	11.500
	3,5	22.500
	5,3	33.500

4.2.3 Fluxo transmembrana (vinhaça)

Nesta seção é apresentado e analisado o comportamento do fluxo transmembrana “ J ” da vinhaça diluída (V50) em função do tempo para diferentes pressões e velocidades tangenciais para o escoamento em regime turbulento, com valores do número de Reynolds acima de 2.300. Cabe ressaltar que, para cada valor do número de Reynolds, o experimento teve duração total de 240 minutos, ou seja, não se interrompeu o processo de microfiltração ao fim dos 60 minutos da primeira para a segunda pressão a ser estabelecida, e assim por diante. A Figura 22 apresenta os resultados do fluxo em função do tempo durante o intervalo de 60 minutos.

O gráfico da Figura 22a mostra o fluxo de permeado (vazão transmembrana), obtido com a membrana de poro médio de 1,2 μm de diâmetro (M12), para o menor número de Reynolds 11.500 o que representa, neste caso, a menor vazão para a suspensão vinhaça/água que é processada no circuito hidráulico (bancada experimental). Nesta figura observa-se que o maior fluxo transmembrana ao final de 60 min. de filtragem foi para a pressão de 500 kPa ($31,48 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$), e que este decresce progressivamente quando há redução da pressão transmembrana até o atingir o valor mínimo de $27,81 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ para a pressão de 200 kPa. No entanto, nos primeiros 10 minutos, esta ordem decrescente de fluxo de permeado não foi observada sendo que o menor fluxo de permeado foi para a pressão de 400 kPa. Esta condição só foi invertida após decorridos 30 minutos de experimentação.

Para a pressão de 200 kPa houve um elevado fluxo para os primeiros 5 minutos mas seu valor caiu bruscamente. De acordo com Marshall e Daufin (1995), Cheryan (1998), Habert, Nóbrega e Borges (2006) o fluxo é elevado enquanto o soluto ainda está se depositando junto à superfície e não há a total formação da camada de polarização. Enquanto

a polarização de concentração está aumentando, o fluxo decai rapidamente mas logo essa queda fica menos acentuada indicando a formação da camada de polarização (*cake layer*). A baixa pressão não é suficiente para superar a resistência causada pela camada de polarização, fazendo assim, o fluxo reduzir continuamente. No entanto, após 45 minutos de experimento observa-se que a diminuição da vazão transmembrana é menor indicando a estabilização da camada de polarização causando um fluxo transmembrana constante.

Para o valor do número de Reynolds de 11.500, que corresponde ao menor valor para a velocidade tangencial (2,1 m/s), não houve diferença significativa entre os valores de fluxo de permeado independentemente da pressão aplicada. Nesses casos, portanto, a influência da pressão transmembrana (PTM) é pouco significativa, observando pouca diferença entre os valores do fluxo transmembrana máximo e mínimo (Figura 22a).

No gráfico da Figura 22b observa-se que com o aumento do número de Reynolds ($Re=22.500$) a ordem decrescente da vazão transmembrana permaneceu inalterada, ou seja, a maior vazão continuou sendo para a maior PTM e a menor para a PTM de 200 kPa. No entanto, a variação do fluxo transmembrana com o tempo diminuiu. Nesta situação o maior fluxo foi observado para a maior pressão (500 kPa) e seu menor fluxo para menor pressão (200 kPa) tendo os valores de $31,01 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ e $15,77 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ respectivamente. Esta constância no fluxo transmembrana é causada pela diminuição da espessura da camada limite de polarização (HABERT; NÓBREGA; BORGES, 2006), pois, o aumento da velocidade tangencial e a operação em baixa pressão, diminuiu o fluxo de permeado, diminuindo o arraste de soluto (convecção) em direção da superfície da membrana reduzindo os fenômenos relacionados à incrustação que por sua vez, minimizam a redução do fluxo permeado.

Na Figura 22c, observa-se que o fluxo já está constante porém seu valor ainda é dependente da pressão. Para maiores pressões o fluxo também é maior. Nesta condição obteve-se o fluxo máximo de $28,5 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ ($\Delta P = 500 \text{ kPa}$) e mínimo de $11,88 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ ($\Delta P =$

200 kPa).

Figura 22 – Gráfico da fluxo transmembrana “ J ” em função do tempo para a membrana M12 com valores do número de Reynolds de 11.500 (a), 22.500 (b) e 33.500 (c)

O gráfico da Figura 23a mostra o fluxo transmembrana em função do tempo para todos os experimentos realizados. Nota-se que o maior fluxo de permeado foi para a situação de menor vazão ($Re=11.500$) e maior pressão ($\Delta P=500$ kPa). Por outro lado, a condição oposta é a que forneceu o menor fluxo de permeado, ou seja, para a situação de maior velocidade tangencial ($Re=33.500$) e a menor pressão transmembrana ($\Delta P=200$ kPa).

A Figura 23b mostra o fluxo de permeado durante os 240 minutos de filtração. Nela, observa-se a variação do fluxo e o aumento abrupto sempre quando houve mudança na pressão. De acordo com a eq. 3 uma mudança na pressão ocasiona um aumento no fluxo de permeado, porém, este aumento ajuda a concentrar mais soluto próximos à superfície da membrana ocasionando um aumento da camada de polarização e do *fouling*. Consequentemente a resistência total (membrana, polarização e *fouling*) tende a aumentar

com o aumento da pressão como mostra a Figura 27. A concentração da solução próximo à superfície é mais evidente nas pressões de 300, 400 e 500 kPa para os valores do número de Reynolds de 22.500 e 33.500, sendo que o fluxo transmembrana começa com um valor mais elevado e após os 25 minutos iniciais tende à estabilização. Vale ressaltar que nestas condições a queda no fluxo não é elevada, por exemplo, o fluxo de permeado passou de 26,5 para 21,9 $\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ para o número de Reynolds de 22.500 e $\Delta P=300$ kPa; porém o perfil do gráfico é típico da filtração tangencial como esperado.

Contrariamente à pressão, com o aumento do número de Reynolds há uma diminuição do fluxo transmembrana quando a pressão permanece constante. O gráfico da Figura 23b mostra a queda da vazão com o aumento do número de Reynolds. Este gráfico ainda ilustra de forma mais clara que o fluxo não é alterado significativamente com o aumento da pressão para o número de Reynolds de 11.500.

(a)

Figura 23 – Gráfico do fluxo transmembrana pelo tempo (a); gráfico do fluxo transmembrana durante os 240 minutos de experimentação (b).

A Figura 24 apresenta os resultados da vazão transmembrana em função do tempo durante os 60 minutos do processo de filtração para a membrana comercial de origem alemã com poro de diâmetro médio de $0,8\ \mu\text{m}$ (M08). Os experimentos foram realizados com o mesmo tipo de matéria-prima (V50) utilizada no processo com a membrana comercial de $1,2\ \mu\text{m}$ (M12). Esses experimentos também foram realizados com variação da pressão transmembrana e do número de Reynolds, especificados na legenda de cada figura.

Com a menor das velocidades tangenciais utilizadas no processo ($u = 2,0\ \text{m/s}$), que corresponde ao menor número de Reynolds ($Re=11.500$), obteve-se o maior fluxo ($30,44\ \text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$) após 60 minutos. Observa-se que para este valor do número de Reynolds ($Re=11.500$) não houve diferença significativa entre os valores de fluxo de permeado independentemente da pressão aplicada. Nesses casos, portanto, a influência da pressão transmembrana é pouco significativa, observando pouca diferença entre os valores do fluxo transmembrana máximo e mínimo (Figura 24a).

O comportamento do gráfico é praticamente constante durante todo o processo experimental indicando que para esta membrana a estabilidade da camada de polarização e

outros bloqueios acontecem de forma mais rápida.

Para a pressão de 200 kPa houve um elevado fluxo para os primeiros 5 minutos mas seu valor caiu bruscamente identicamente ao caso da M12. Esta queda ocorre devido à deposição de soluto junto à superfície e a não total formação da camada de polarização (Figura 31a).

No gráfico da Figura 24b observa-se que com o aumento do número de Reynolds (22.500) recuperou a ordem decrescente da vazão transmembrana observada na filtração com a membrana M12. No entanto, o fluxo apresentou, durante quase todo o processo, um decréscimo em seu valor causada pela tardia estabilização da camada de polarização (Figura 32).

Nesta situação em que a velocidade tangencial foi de 3,5 m/s, o maior fluxo foi observado para a pressão de 300 kPa e seu menor fluxo para menor pressão (200 kPa) tendo os valores de $36,79 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ e $33,09 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$, respectivamente.

Na Figura 24c vê-se o fluxo constante para todos os valores de pressão transmembrana. No entanto, para a pressão de 300 kPa há um decréscimo a partir dos 45 minutos causada por *fouling* como mostra o gráfico da Figura 38d. Na Figura para maiores pressões o fluxo também é maior. Nesta condição obteve-se o fluxo máximo de $39,47 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ ($\Delta P = 500 \text{ kPa}$) e mínimo de $31,81 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ ($\Delta P = 200 \text{ kPa}$).

Figura 24 - Gráfico da fluxo transmembrana “J” em função do tempo para a membrana M08 e número de Reynolds de 11.500 (a), 22.500 (b) e 33.500 (c)

Figura 25 - Gráfico do fluxo transmembrana pelo tempo para a membrana M08 (a); gráfico do fluxo transmembrana durante os 240 minutos de experimentação (b).

Na comparação das membranas de 1,2 μm e 0,8 μm , tem-se a ordem de valores dos

fluxos invertidos para número de Reynolds de 11.500. Enquanto que na membrana M12 o maior fluxo é para a pressão de 500 kPa e o menor para a pressão de 200 kPa, na membrana M08 o maior fluxo é quando se tem a pressão transmembrana de 200 kPa e a menor para 500 kPa (Figura 26a).

Observou-se que para a membrana M12 o fluxo tende a um único valor independentemente do número de Reynolds quando a pressão atinge 500 kPa (Figura 26a). Quando observado na Figura 26b vê-se que a reta apresenta um declínio, porém, com tendência para um valor constante.

No gráfico do fluxo pela pressão (Figura 26a) fica evidente que o fluxo cresce com o aumento da pressão (exceto para $Re=11.500$) e que a membrana M08 apresentou fluxo transmembrana superior à M12. Provavelmente a impregnação (e polarização) prevaleceu na membrana M12 com mais partículas adsorvidas devido ao tamanho maior do poro.

Figura 26 – Gráfico do fluxo transmembrana pela pressão (a) e fluxo transmembrana em função do número de Reynolds (b).

Ao longo desses processos observou-se oscilações no fluxo transmembrana, o que indica variações na estabilização da camada de polarização na superfície da membrana e que será discutido na seção 4.2.8.

4.2.4 Cálculo da Resistência Total

Na Figura 27 observam-se os valores da resistência total para três velocidades tangenciais e em função da pressão transmembrana. A partir de PTM igual 350 kPa a membrana M08 apresenta resistência total menor quanto maior for a velocidade tangencial. Para pressões inferiores a 350 kPa a resistência total é maior para o número de Reynolds de 33.500 quando comparado com o de 22.500. Para a membrana M12 a resistência total é menor quanto menor a pressão e velocidade tangencial. Com o aumento da pressão, a taxa de crescimento em função do número de Reynolds ($Re=11.500$) para ambas membranas é maior tendo seu valor máximo na pressão de 500 kPa. Neste caso observa-se que as membranas são mais sensíveis à mudança de pressão quando a velocidade tangencial é baixa. Para a membrana M12 as resistências possuem valores bem distintos quando a baixa pressão. Com o aumento da pressão seus valores apresentaram uma convergência para um único ponto como mostra a Figura 27. Em contrapartida a membrana M08 apresenta valores próximos para a resistência em baixa pressão e seus valores vão divergindo com o aumento da pressão.

Para número de Reynolds igual a 11.500 os valores das resistências foram próximos em todas as pressões medidas apresentando uma ligeira diferença em altas pressões. Esta foi a única situação em que a resistência da M12 foi menor que a da M08. A maior resistência foi para a membrana M12 para número de Reynolds de 33.500 e a menor para a membrana M08 e número de Reynolds de 33.500. Através do gráfico observa-se que a membrana M12 encontra situação ideal de filtração para baixa pressão e baixo número de Reynolds enquanto que M08 a baixa pressão independentemente do número de Reynolds utilizado.

A membrana M08 apresenta as menores resistência, porém esta membrana mostra-se mais sensível à variação da velocidade tangencial aumentando muito o seu valor quando

comparado à membrana M12 sob mesmas condições.

Figura 27 – Análise das resistência total pela pressão em diferentes números de Reynolds.

4.2.5 Cálculo da Resistência de *Fouling*

A resistência causada por *fouling* foi calculada utilizando a eq. 10. Os gráficos da Figura 28 mostram a variação da resistência do *fouling* pela pressão. A resistência de M12 apresenta maior valor de resistência de *fouling* em relação à M08, indicando que, o maior diâmetro de poro foi mais afetado por adsorção e outras impregnações fazendo com que o fluxo decaísse mais e apresentasse valor de fluxo inferior ao da membrana M08.

Para a membrana M08 o *fouling* aumentou com o acréscimo da pressão isto porque para maiores pressões há uma maior compactação de soluto na superfície causando maior obstrução ao fluxo (Figura 28a). Para a membrana M12 o *fouling* para o menor número de Reynolds foi maior que nas demais condições.

A membrana M12 mostra que quanto maior o número de Reynolds menor é a obstrução causada por *fouling* para esta membrana.

Figura 28 – Resistência causada por *fouling* em função da pressão para a membrana (a) M08 e (b) M12,

4.2.6 Cálculo da Resistência de Polarização

A Figura 29 mostra a resistência devido à polarização de concentração e/ou camada de polarização para a membrana M08 em função da pressão transmembrana do processo de microfiltração tangencial. Observa-se que o crescimento desta resistência para baixo número de Reynolds é linear, ou seja, o aumento da pressão causa compactação do soluto na superfície contribuindo para o aumento da camada de polarização. Para número de Reynolds maior pode-se citar a diminuição da camada polarizada devido ao arraste de soluto no sentido do fluxo provocado pelo aumento das forças de cisalhamento ou maior velocidade tangencial. Como citado acima, o acréscimo de pressão provoca o acúmulo de soluto na superfície aumentando a camada de polarização, altas velocidades podem reduzir esta camada como mostra o gráfico para número de Reynolds de 33.500 que apresenta resistência menor quando a pressão ultrapassa os 350 kPa.

Figura 29 – Resistência de polarização em função da pressão para a membrana M08.

Os cálculos para a resistência de polarização para a membrana M12 resultou em valores negativos para o $Re=11.500$ (Tabela B.2 - ANEXO B). Ushikubo (2006) comenta que o valor negativo vem, possivelmente, das variações na determinação da viscosidade do permeado e da água, que tornou a resistência total menor que a soma de R_M e R_F . No entanto, estes dados podem ser analisados como sendo próximos a zero, indicando que não houve praticamente resistência ao fluxo provocada pela polarização da concentração e pela camada polarizada nessa condição. A Figura 30 mostra que a resistência de polarização aumenta com o acréscimo de pressão a partir dos 300 kPa para os Reynolds de 22.500 e 33.500.

Figura 30 - Resistência de polarização em função da pressão para a membrana M12.

4.2.7 Comparação entre as resistências

Tabela 5 mostra a contribuição em porcentagem causada ao fluxo de permeado da membrana M08 para cada tipo de obstrução (membrana, *fouling* e de polarização). Pode-se notar que o *fouling* contribuiu de 30,9 a 95,9% para a obstrução do fluxo de permeado, enquanto a resistência da membrana foi responsável por 4,6 a 15,6% da resistência total, e a resistência devida à polarização da concentração e à camada polarizada variaram grandemente com as condições experimentais (0 a 60,8%).

Com o aumento da pressão a resistência de polarização aumentou e, em contrapartida, a resistência de *fouling* diminuiu para um mesmo valor do número de Reynolds. Quando a pressão é fixada observa-se que a resistência de *fouling* é maior para o $Re=22.500$.

O experimento realizado para número de Reynolds de 22.500 fornece os maiores valores de resistência de *fouling* e os menores para a de polarização.

Tabela 7 – Contribuição em porcentagem de cada tipo de obstrução causada na membrana M08

Número de Reynolds	Pressão (kPa)	R_M (%)	R_F (%)	R_P (%)
11.500	200	4,6	55,3	40,1
	300	6,4	42,0	51,6
	400	7,4	34,4	58,2
	500	8,3	30,9	60,8
22.500	200	4,1	95,9	0
	300	15,2	69,8	14,9
	400	11,7	53,6	34,8
	500	10,8	45,1	44,0
33.500	200	13,9	86,1	0
	300	15,6	62,6	21,8
	400	13,5	54,7	31,8
	500	11,9	50,9	37,2

A análise da porcentagem de obstrução causada ao fluxo de permeado para a membrana M12 é apresentada na tabela 6. Pode-se notar que o *fouling* contribuiu de 54,8 a 100% para a obstrução do fluxo de permeado, enquanto a resistência da membrana foi responsável por 0 a 11,2% da resistência total, e a resistência devida à polarização da concentração e à camada polarizada variou grandemente com as condições experimentais (0 a 36,9%). Para esta membrana a resistência de *fouling* é a mais significativa justificando o menor fluxo transmembrana quando comparada à membrana M08.

Com o aumento do número de Reynolds o valor percentual da resistência de *fouling* diminuiu e a resistência de polarização, por sua vez, aumentou e para o mesmo número de Reynolds a resistência de *fouling* reduziu com o aumento da pressão.

Tabela 8 - Contribuição em porcentagem de cada tipo de obstrução causada na membrana M12

Número de Reynolds	Pressão (kPa)	R _M (%)	R _F (%)	R _P (%)
11.500	200	0	100	0
	300	0	100	0
	400	9,5	90,5	0
	500	11,2	71,0	17,8
22.500	200	7,3	85,1	7,6
	300	7,7	76,5	15,8
	400	8,4	73,2	18,3
	500	8,9	67,3	23,9
33.500	200	6,8	56,3	36,9
	300	6,9	69,0	24,2
	400	7,1	63,5	29,4
	500	8,4	54,8	36,8

4.2.8 Análise do mecanismo de obstrução do poro via modelo matemático

Utilizando do modelo matemático para o declínio da vazão transmembrana proposto por Field obtém-se os seguintes gráficos para o processamento com as membranas M08 e M12.

Figura 31 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M08 e número de Reynolds de 11.500.

De acordo com o gráfico da Figura 31a os maiores responsáveis pela queda do fluxo são a camada polarizada ($n=0$) e bloqueio parcial do poro ($n=1$). Este tipo de obstrução à passagem do fluxo é característico da baixa pressão transmembrana (200 kPa) como se pode ver no gráficos das Figura 31 e 32a. Na Figura 32a não há o perfeito ajuste dos dados experimentais ao modelo, no entanto, o comportamento da curva se assemelha à curva de $n=0$ e $n=1$ indicando que ainda está havendo formação da camada de polarização, pois, aos 40 minutos as curvas são coincidentes, ou seja, a camada de polarização está formada e o fluxo, à partir daí torna-se torna constante.

As Figuras 31b, 31c e 31d mostram que o aumento da pressão fez com que houvesse bloqueio completo do poro levando a curva experimental para mais perto da curva ($n=2$). O aumento da pressão força a passagem do fluxo pelos poros o que ocasiona arraste, muitas vezes, de partículas de tamanho maior que o do poro causando a total obstrução. Porém, aos

40 minutos se observa que o fenômeno da camada de polarização e bloqueio parcial dos poros passa a ser mais relevante que outros tipos de bloqueio. Com número de Reynolds de 11.500 a camada de polarização se forma após um intervalo de 40 minutos para $\Delta P > 200$ kPa.

O aumento do número de Reynolds alterou a estabilidade da camada de polarização tornando-a instável, tendo total formação aos 40 minutos, 30 minutos, 55 minutos e 35 minutos do processo para as pressões de 200, 300, 400 e 500 kPa, respectivamente (Figura 32). Observa-se que a pressão, neste número de Reynolds (11.500), promoveu o deslocamento da curva para perto da curva $n=2$ (bloqueio total do poro).

Figura 32 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M08 e número de Reynolds de 22.500.

A Figura 33 mostra que a associação alta velocidade tangencial e aumento de pressão provoca a obstrução total dos poros o que torna o fluxo constante para todo o intervalo de operação (60 minutos). Para alta pressão (500 kPa) o fenômeno de bloqueio completo do poro foi evidenciado em todo o tempo de processamento.

Figura 33 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M08 e número de Reynolds de 33.500.

As Figura 34, 35 e 36 mostram os modelos de bloqueio de poro comparados ao fluxo da membrana M12. Na Figura 34a curva experimental não se ajusta a nenhuma teórica, exceto na Figura 34c onde o modelo para camada de polarização e bloqueio completo dos poros se ajusta na maior parte da curva à curva experimental. De acordo com a Figura 34a e 34b a formação da camada de polarização se dá de forma tardia, por volta dos 55 min. A Figura 34d mostra que a camada de polarização se estabiliza quase no final do processo, 45 min. A formação tardia da camada de polarização explica o fato desse número de Reynolds ser o melhor para esta membrana tendo fluxos transmembrana maiores e menores resistência.

Figura 34 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M12 e número de Reynolds de 11.500.

Na Figura 35a há o perfeito ajuste entre a curva experimental e a curva teórica ($n=2$) onde há o bloqueio completo do poro. Neste caso, este bloqueio proporcionou um fluxo constante, porém, com baixo valor fazendo com que esta condição fosse a uma das piores para o fluxo transmembrana como mostra a Figura 23a. A Figura 35b mostra que até os 10 minutos o bloqueio completo do poro prevaleceu, porém, o desenvolvimento da camada de polarização e o bloqueio parcial do poro passou a reger o fluxo após os 30 minutos. Mesmo com obstruções por camada de polarização, bloqueio completo ou parcial dos poros, para pressões transmembrana elevada o fluxo tende a ter um valor alto dentro da mesma faixa de número de Reynolds como mostra as Figuras 35c e 35d.

Figura 35 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M12 e número de Reynolds de 22.500.

Na Figura 36a, nos 20 primeiros minutos de experimento, houve a predominância do bloqueio parcial do poro ($n=0$), mas, após, este período a camada de polarização apresentou-se estável mantendo o fluxo constante. Em baixa pressão este tipo de obstrução é suficiente para reduzir o fluxo a baixos valores sendo esta pressão o que forneceu o menor fluxo transmembrana para este número de Reynolds como mostrou a Figura 23a. Nas Figuras 36b e 36c há um bom ajuste da curva experimental com o modelo para camada de polarização e bloqueio parcial do poro desde o começo do experimento. Inversamente à pressão de 200 kPa, a pressão de 500 kPa é suficiente para vencer os bloqueios impostos pela operação de filtração e garantir um valor de fluxo mais elevado como mostra a Figura 36d.

Figura 36 – Modelo de bloqueio para o fluxo transmembrana utilizando o modelo de Field para a membrana M12 e número de Reynolds de 33.500.

Os gráficos das Figuras 31, 32, 33, 34, 35 e 36 mostraram que os principais fatores para a redução do fluxo transmembrana são: a formação da camada de polarização e o bloqueio parcial do poro. Em alguns casos a queda do fluxo ocorreu por bloqueio completo do poro, no entanto, a camada polarizada foi a mais atuante demorando um tempo médio de 30 minutos para a sua total formação.

4.2.9 Modelo para análise do fluxo de permeado (análise da resistência)

A análise do comportamento da resistência durante todo o processo experimental faz-se importante para a melhor compreensão da queda do fluxo permeado e a evolução dos diferentes tipos de bloqueio como suas variações no decorrer do tempo.

A derivada da resistência representada na Figura 37b mostra que até os 15 minutos há a

formação da camada de polarização (curva decrescente) e que após este período há obstrução causada por bloqueio completo ou interno (curva crescente). Na Figura 37d a camada de polarização é dominante nos 15 primeiros minutos e após este período há alternância entre bloqueio total de poro e camada de polarização como principal agente responsável pela redução do fluxo. Esta instabilidade é mostrada na Figura 31b como o “sanduíche” da curva experimental que está entre as curvas teóricas de $n=0$, $n=1$ e $n=2$. A curva da Figura 37f a grande instabilidade entre a formação da camada limite e bloqueio parcial do poro e o completo bloqueio do mesmo. Como relatado anteriormente a elevação da pressão força o arraste de soluto para a superfície ocasionando um aumento da camada de polarização, e um conseqüente aumento de bloqueio de poro. O gráfico da Figura 37h pode ser dividida em 3 estágios: dos 5 aos 20 minutos formação da camada de polarização, dos 20 aos 40 minutos aumento na quantidade de poros bloqueados totalmente e à partir dos 40 minutos uma nova predominância da camada de polarização.

De todas as resistências analisadas nos gráficos da Figura 37a, 37 c e 37 g apenas a resistência para a pressão de 200 kPa apresenta pequena taxa de crescimento ao longo do tempo, para as demais pressões a resistência aumentou em decorrência do acúmulo de particulado na superfície por elevação da pressão.

Figura 37 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M08 e número de Reynolds de 11.500.

Na Figura 38 a análise da resistência e sua derivada é feita para o número de Reynolds de 22.500. O aumento do número de Reynolds deixou instável o tipo de obstrução predominante na filtração mesmo para baixa pressão. Esta instabilidade no tipo de bloqueio proporciona um fluxo transmembrana maior como pode ser visto claramente na comparação entre as derivadas das Figuras 39b e 39h, em que o fluxo transmembrana para o número de Reynolds de 33.500 e $\Delta P = 200$ kPa (Figura 39b) é um dos piores resultados entre todos os fluxos transmembrana e sua derivada apresenta comportamento suave sem muitas variações mostrando que o bloqueio advém da camada de polarização e bloqueio parcial de poro e que, após 35 minutos, encontra a

instabilidade. Por outro lado, a derivada da Figura 39h que representa a pressão de e $\Delta P=500$ kPa é muito mais instável fornecendo fluxo elevado, sendo este, o maior fluxo obtido com esta membrana. O aumento da pressão por um lado contribui para aumentar a instabilidade na formação dos bloqueios e por outro aumenta a obstrução por bloqueio completo dos poros. Utilizando desta observação, o fluxo relativo à Figura 38b será o menor, para este número de Reynolds, pois sua curva é mais suave e apresenta bloqueio por camada de polarização e bloqueio parcial de poro, e o fluxo relativo à Figura 38d o maior uma vez que esta é muito instável apresentando sua primeira mudança logo aos 15 min.

Figura 38 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M08 e número de Reynolds de 22.500.

A Figura 39b mostra que a principal obstrução é proporcionada pela camada de polarização e bloqueio parcial de poros onde encontra seu valor máximo em aproximadamente 35 minutos de operação. Na Figura 39d a camada de polarização e o bloqueio parcial de poro regem a queda do fluxo até os 40 minutos de operação, após este tempo o bloqueio completo do poro e o bloqueio interno do poro tornaram-se mais relevantes na obstrução do fluxo acentuando sua queda como pode ser visto na Figura 25a. As Figura 39f e 39h mostram a derivada para pressões mais elevadas causando mais instabilidade do tipo de bloqueio garantindo alto valor do fluxo transmembrana. A pressão de 500 kPa proporcionou o maior fluxo para esta membrana por ter a variação da derivada em um tempo mais curto quando comparada à pressão de 400 kPa (Figura 39f).

Figura 39 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M08 e $Re=33.500$.

As Figura 40, 41 e 42 mostram as resistências e suas derivadas em função do tempo para diferentes pressões e número de Reynolds para a membrana M12. Na Figura 40a mostra que nesta pressão a camada de polarização é predominante até os 40 minutos e que depois os bloqueios total e interno passaram a agir mais efetivamente causando uma maior queda no fluxo como mostrado na Figura 23a. Com o aumento da pressão o fluxo aumentou e também a instabilidade dos bloqueios. Para a pressão de 500 kPa a instabilidade garantiu, juntamente com a alta pressão, o

maior fluxo transmembrana para esta membrana.

(a)

(b)

(c)

(d)

(e)

(f)

Figura 40 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M12 e número de Reynolds de 11.500.

A Figura 41a mostra uma queda no valor da resistência da membrana com o tempo. Esta queda proporcionou ao fluxo um aumento no seu valor no final do processo, no entanto, esta queda não é significativa para o fenômeno estudado uma vez que, mesmo em decréscimo, seu valor continuou alto comparado às outras resistências. Para pressão de 200 kPa (Figura 41b) mesmo a alternância dos tipos de bloqueio não foi suficiente para elevar o fluxo pois a pressão foi baixa para vencer a alta resistência imposta. A maior pressão, que gerou o maior fluxo para este número de Reynolds, começou com bloqueio completo de poro (Figura 41h) obstruindo o fluxo e aos 35 minutos a camada de polarização foi o maior redutor do fluxo.

Figura 41 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M12 e número de Reynolds de 22.500.

Os gráficos da Figura 42 mostram a resistência para a mais elevada velocidade tangencial. Neste estudo pode-se observar que a camada de polarização e o bloqueio parcial do poro são os principais agentes redutores de fluxo (gráfico decrescente). Observa-se na Figura 42a que, além do valor de número de Reynolds a pressão serem elevados, o bloqueio completo e o bloqueio interno do poro foram os principais fatores redutores de fluxo ficando constante até o final do experimento garantindo um baixo fluxo sendo o menor valor para a membrana M12.

Figura 42 – Modelo para análise do fluxo de permeado via resistência para a membrana M12 e número de Reynolds de 33.500.

4.2.10 Análise do Permeado

O processo de clarificação da vinhaça via microfiltração tangencial produz como resultado o permeado (fluido clarificado) e o retentado (solução V50 concentrada). Para ambos a condutividade elétrica, viscosidade, massa específica, tensão superficial, °Brix, cor e turbidez foram analisadas. A tabela 9 ilustra os valores encontrados para a solução V50 e para o permeado obtido com as membranas M08 e M12 sujeitas a pressões transmembrana de 200 e 500 kPa em três valores de número de Reynolds (11500, 22500 e 33500). Outros resultados para a análise do permeado sob diferentes condições fluidodinâmicas podem ser encontrados no Anexo C.

O pH apresentou variação entre 4,858 a 5,121 para o permeado obtido com a membrana M12 e 4,717 a 4,847 para a membrana M08; o retentado apresentou valor médio de 4,7. Observou-se que os valores encontrados para o pH foram maiores que o pH da vinhaça *in natura*. Esse comportamento também foi visualizado por Nogueira e Venturini Filho (2007) e Umebara (2010). O valor do pH sofreu alteração com a variação do número de Reynolds e da pressão transmembrana. Observa-se que o valor do pH diminuiu com o aumento do número de Reynolds e da pressão transmembrana para ambas membranas.

Através da tabela 9, observa-se ainda, uma ligeira diminuição entre a condutividade elétrica da solução V50 em comparação ao permeado. Isso se deve ao fato de que a membrana retém componentes eletricamente condutores presentes na suspensão. No entanto comparando o valor do permeado entre si nota-se que este valor foi praticamente constante. O valor de condutividade encontrado para o permeado ainda está elevado mostrando que sua condutividade ainda se assemelha ao valor encontrado para águas residuais.

Tabela 9 – Caracterização físico-química da solução V50 e do permeado.

Substância	pH	Condutividade Elétrica (μS)	Viscosidade (10^{-3} Pa.s)	Massa específica Aparente (kg/m^3)	Tensão Superficial (dinas/cm)
Água potável (25 °C)	6,883	207	0,935	997,07	72,07
Vinhaça <i>in natura</i>	4,630	1653	1,146	1015,684	62,4
V50	4,700	1600	0,954	1006,141	67,9
Permeado 1 (M12; Re=11500; ΔP =200 kPa)	5,121	1568	0,746	1001,744	70,9
Permeado 2 (M12; Re=11500; ΔP =500 kPa)	5,034	1549	0,745	1006,072	70,9
Permeado 3 (M12; Re=22500; ΔP =200 kPa)	5,024	1567	0,878	1001,820	71,0
Permeado 4 (M12; Re=22500; ΔP =500 kPa)	4,956	1544	1,025	1005,118	71,0
Permeado 5 (M12; Re=33500; ΔP =200 kPa)	4,941	1567	0,947	1001,820	71,0
Permeado 6 (M12; Re=33500; ΔP =500 kPa)	4,858	1552	0,926	1003,783	71,0
Permeado 7 (M08; Re=11500; ΔP =200 kPa)	4,847	1530	1,04	1005,187	71,3
Permeado 8 (M08; Re=11500; ΔP =500 kPa)	4,811	1565	0,754	1004,614	71,1
Permeado 9 (M08; Re=22500; ΔP =200 kPa)	4,741	1553	0,754	1004,309	71,3
Permeado 10 (M08; Re=22500; ΔP =500 kPa)	4,746	1568	0,785	1004,500	71,2
Permeado 11 (M08; Re=33500; ΔP =200 kPa)	4,746	1550	0,999	1004,691	70,9
Permeado 12 (M08; Re=33500; ΔP =500 kPa)	4,717	1545	0,992	1005,454	71,0

A viscosidade do permeado variou de 0,745 a 1,025Pa.s para a membrana M12 e 0,754 a 1,04 Pa.s para a membrana M08. Quando fixada a pressão transmembrana, o aumento do número de Reynolds resultou em uma viscosidade maior para o permeado tanto para a

membrana M08 quanto para a M12. Nota-se que quando o valor do número de Reynolds foi fixado a viscosidade diminuiu com o aumento da pressão transmembrana.

A comparação da tensão superficial do permeado com a solução V50 mostra que o processo de microfiltração tangencial tem boa capacidade para reter partículas da vinhaça uma vez que o valor da tensão superficial do permeado de ambas membranas se aproximou do valor da água potável (Tabela 9).

Os valores dos sólidos solúveis totais (°Brix) para o permeado variaram de 1,13 a 1,20 quando medidos a 25°C. O maior valor do °Brix ficou para a vinhaça *in natura* (3,26) seguida pela V50 (1,42) como mostrado na Tabela 10. Observa-se que a membrana M08 mostra maior poder de reter sólidos solúveis na vinhaça diluída.

Tabela 10 – Análise dos sólidos solúveis totais (°Brix).

Substância	°Brix
Vinhaça <i>in natura</i>	3,26
V50	1,42
Permeado 6 (M12; Re=33500; $\Delta P=500$ kPa)	1,20
Permeado 12 (M08; Re=33500; $\Delta P=500$ kPa)	1,13

A Tabela 11 traz os valores para a cor e a turbidez da solução V50 e do permeado. Comparativamente, o permeado que foi obtido com o menor valor de Reynolds (11500) apresentou melhor percentual na redução da cor da turbidez do que aquele obtido com número de Reynolds de 22500. Comparando o valor da cor e da turbidez entre as duas membranas (M08 e M12) para a mesma condição fluidodinâmica, a membrana M08 foi capaz de reduzir mais a cor (90,06%) enquanto que a membrana M12 foi mais eficiente na redução da turbidez (99,97%). A Figura 43 ilustra o comparativo qualitativo da turbidez da vinhaça *in natura*, V50 e retentado; o permeado é um fluido translúcido com coloração amarelada (Fig.43c).

Tabela 11 – Valores obtidos para cor e a turbidez da solução V50 e do permeado obtido através das membranas M08 e M12, pressão transmembrana de 500 kPa e número de Reynolds de 11500 e 22500.

Substância	Cor (uH)	% de redução da cor	Turbidez (NTU)	% de redução da turbidez
V50	17700	-	2110	-
Permeado 8 (M08; Re=11500; $\Delta P=500$ kPa)	1760	90,06	1,17	99,94
Permeado 10 (M08; Re=22500; $\Delta P=500$ kPa)	2000	88,7	2,21	99,90
Permeado 2 (M12; Re=11500; $\Delta P=500$ kPa)	1860	89,49	0,76	99,96
Permeado 4 (M12; Re=22500; $\Delta P=500$ kPa)	2035	88,5	0,68	99,97

(a)

(b)

(c)

(d)

Figura 43 – Comparação na turbidez do permeado (a) vinhaça diluída (V50) (b) e vinhaça *in natura* (c).
Comparação entre vinhaça *in natura* e permeado (d).

4.1 Acompanhamento da massa da membrana

Com o objetivo de verificar a adsorção de vinhaça junto à superfície da membrana M12 foi acompanhada a medida da massa da membrana ao longo dos experimentos. Primeiramente foi medida a massa da membrana seca. Em seguida, a membrana ficou em repouso em água destilada obtida por um período de 24h e sua massa foi medida novamente. A membrana foi levada à estufa o tempo de secagem foi acompanhado. Os resultados para a massa da membrana estão mostrados na Tabela 12.

Tabela 12 – Massa da membrana seca, úmida e durante a secagem em estufa.

Membrana M12	Massa (g)	Restante de água (%)
seca	35,61	
Úmida (24 h)	37,91	100
1h em forno	36,11	21,74
2h em forno	35,61	0

Os resultados mostram que após 2h dentro da estufa a 40 °C a membrana que apenas repousou em água elimina totalmente a massa de água acumulada. Durante o resto dos experimentos o tempo ideal para deixar a membrana na membrana será de duas horas.

Após as séries experimentais a membrana foi lavada com detergente neutro e seca em estufa por duas horas. A massa da membrana não se alterou (35,61 g) o que indica, aparentemente, boa limpeza da membrana como se pode ver no Anexo C no qual as repetições dos experimentos mostram valor de fluxo transmembrana semelhante ou até mesmo maior quando comparado ao primeiro experimento. Porém, a balança utilizada (BEL ENGINEERING - Modelo Mark 3500). pode não ter sido adequada para este tipo de medição, uma vez que, sua precisão é de apenas duas casas decimais.

5 CONCLUSÕES

A partir desta investigação experimental pode-se concluir que:

- i) A taxa de permeação decorrente da membrana M12 é mais susceptível à variação da velocidade tangencial e pressão transmembrana;
- ii) O fluxo transmembrana para a M12 apresenta-se instável com variações durante os 60 minutos do processo, mostrando continuamente que os fenômenos de obstrução não se estabilizaram durante o processo;
- iii) A membrana M08 apresentou os menores resultados da resistência e mostrou-se menos afetada pela mudança da velocidade tangencial quando comparada à membrana M12 sob mesmas condições;
- iv) Com a membrana M12 o maior resultado obtido para o fluxo transmembrana foi de 31,48 $\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$ em condição fluidodinâmica de 500 kPa para a pressão transmembrana e número de Reynolds de 11.500. O menor valor, 11,88 $\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$, obtido na menor pressão (200 kPa) e o maior número de Reynolds (33.500);
- v) Com a membrana M08 o maior fluxo transmembrana, 39,47 $\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$, foi obtido para número de Reynolds de 33.500 e maior pressão transmembrana ($\Delta P = 500$ kPa). O menor fluxo, 28,91 $\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$, para número de Reynolds de 11.500 e pressão transmembrana de 400 kPa), ou seja, o comportamento da M08 em relação à quantidade de permeado obtida, foi praticamente de forma inversa ao da membrana M12 para pressão transmembrana e número de Reynolds;
- vi) A clarificação da vinhaça por membranas cerâmicas, tem potencial para remover as particulados do caldo, reduzir a cor e a turbidez;

-
- vi) os tipos mais comuns de obstrução do fluxo transmembrana para este processo de microfiltração foram causados pela camada de polarização e pelo bloqueio parcial do poro;
 - vii) a análise do pH e viscosidade do permeado mostraram que o número de Reynolds influencia em seus valores.
 - viii) A membrana M08 tem maior capacidade para remoção de sólidos suspensos na vinhaça.

6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- i) Estudar o desempenho do processo com membranas de outra natureza (membrana polimérica e de aço-inox) e meios tubulares micro-porosos importados e, principalmente, nacionais buscando a redução de custos operacionais.
- ii) Caracterizar junto ao processo a morfologia da superfície permeável (membrana) limpa e com polarização e/ou *fouling* via análise de imagens por microscopia eletrônica visando entender melhor o declínio do fluxo transmembrana;
- iii) Estudar características físico-químicas do permeado através das análises de TOC, DBO e SST com o intuito de acrescentar mais informações à literatura sobre o permeado e averiguar os possíveis dados que este permeado poderá causar ao atingir recursos hídricos.
- iv) Investigar o desempenho do processo de microfiltração quanto à queda do fluxo transmembrana, com isolamento de componentes preponderantes (óleo) no fluido complexo (vinhaça).
- v) Analisar a redução de fluxo transmembrana encontrado com membranas de diferentes tamanhos de poros para desenvolvimento de modelos matemáticos.
- vi) Acoplar o processo de microfiltração tangencial ao processo de digestão anaeróbica da vinhaça objetivando concentrar a matéria orgânica para maior produção de biogás.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALICIEO, T.V.R.; MENDES, E.S.; PEREIRA, N.C.; BARROS, S.T.D.; INNOCENTI, T.D.; ALVES, J.A. Análise do uso da membrana cerâmica de 0,2µm na clarificação de cerveja. **Acta Sci. Technol.**, Maringá, v. 30, n. 2, p. 181-186, 2008.

ARNOT, T. C.; FIELD, R. W.; KOLTUNIEWICZ, A. B. Cross-flow and dead-end microfiltration of oily-water emulsions - Part II. Mechanisms and modeling of flux decline. **Journal of Membrane Science**, v. 169, p. 1-15, 2000.

BECCHOLD, H. Kolloidstudien mit der filtrations method, **Z. Phys. Chem.** n.60, p. 257-318, 1907.

CHENG, J. C. P. **Cane sugar handbook**. New York: John Wylen & Sons, 1985, 1134 p.

CHERYAN, M. **Ultrafiltration and Microfiltration: Handbook**. Lancaster: Technomic Publishing Company, 1998, 527 p.

CHI-SHENG WU, J.; LEE, E-H. Ultrafiltration of soybean oil/hexane extract by porous ceramic membranes. **J. Memb. Sci.**, Amsterdam, v. 154, n. 2, p. 251-259, 1999.

COMPANHIA AMBIENTAL DO ESTADO DE SÃO PAULO. **P4.231/06: Vinhaça – critérios e procedimentos para aplicação no solo agrícola**. São Paulo: CETESB, 2006.

COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. Disponível em:<www.conab.gov.br>. Acesso em: 1 out. 2010.

CONAB – **Companhia Nacional de Abastecimento**. Disponível em:www.conab.gov.br. Acesso em: 01 Out. 2010.

DEL COLLE, R. **Desemulsificação de emulsões estáveis de água e óleo de girassol por processo de filtração tangencial**. 2005. 100 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

ELIA NETO, A.; NAKAHODO, T. **Caracterização físico-química da vinhaça. projeto nº**

9500278. Piracicaba: Seção de Tecnologia de Tratamento de Águas do Centro de Tecnologia Copersucar, 1995. Relatório Técnico

FERREIRA, E. E.; BRANDÃO, P. R. G.; KLEIN, B.; PERES, A. E. C. Reologia de suspensões minerais: uma revisão. **R. Esc. Minas**, v. 58, n. 1, p. 83-87, jan./mar. 2005.

FERREIRA, L. (2003). "Membrane separations in biotechnology", *International Dairy Journal*, n. 12 (9), 787-789.

FIELD, R. W.; WU, D.; HOWELL, J. A.; GUPTA, B. B. Critical flux concept for microfiltration fouling. **Journal of Membrane Science**, v. 100, p. 259-272, 1995.

FORTULAN, C.A.; IKEGAMI, R.A.; PURQUERIO, B.M.; HANEDA, R.N.; FONTES, S.R. Manufatura de membranas cerâmicas tubulares, **Pesquisa e Tecnologia Minerva**, v. 3, n. 1, p. 123-130, 2006.

FREIRE, W. J.; CORTEZ, L. A. B. **Vinhaça de cana-de-açúcar**. Guaíba: Agropecuária, 2000. 203 p. (Série Engenharia Agrícola, 1).

GIRARD, B; FUKUMOTO, L. R. Membrane processing of fruit juices and beverages: a review. **Critical Reviews in Food Science and Nutrition**, v. 40, n. 2, p. 91-157, 2000.

GLÓRIA, N.A.; ORLANDO FILHO, J. Aplicação de vinhaça: um resumo e discussões sobre o que foi pesquisado. **Álcool e Açúcar**, v. 4, n. 15, p. 22-31, 1984.

HABERT, A. C.; BORGES, C. P.; NÓBREGA, R. **Processos de separação com membranas**. Rio de Janeiro: E-papers, 2006. 180 p. (Escola piloto em engenharia química, 3).

HANEDA, R. N. **Estudo do desempenho do processo de microfiltração tangencial com membranas cerâmicas aplicado à retenção de bactérias e redução de sólidos suspensos da bebida à base de açaí**. 2010. 138p. Tese de Doutorado - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2010.

HANEDA, R. N. **Investigação do desempenho de diferentes estruturas micro-porosas tubulares na retenção de bactérias em suspensão por microfiltração tangencial**. 2006. 127 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

HANEDA, R. N.; FONTES, S. R.. 2008.a, "Investigation into the crossflow microfiltration process utilizing ceramic membrane applied to bacteria reduction and clarifying of açai juice", Proceedings of ASME International Mechanical Engineering Congress and Exposition, Boston, Massachusetts, USA.

HANEDA, R. N.; FONTES, S. R.. 2008.b, "Characteristics and influence of cake layer in the microfiltration of açai juice", In: The 12th Brazilian Congress of Thermal and Science Engineering, Belo Horizonte, Proceedings of 12th Brazilian Congress of Thermal and Science Engineering.

HANEDA, R. N.; FONTES, S. R.. 2009, "Analysis of physical properties and experimental behaviour of high turbulent flow in cross-flow microfiltration of açai juice", Proceedings of ASME Fluids Engineering Summer Meeting, Vail, Colorado, USA.

HERMIA, J. Constant pressure blocking filtration laws – Application to power-law non-newtonian fluids. **Trans. Ind. Chem. Eng.**, v. 60, p. 183-187, 1982.

HINKOVÁ, A.; BUBNÍK, Z.; KADLEC, P.; POUR, V.; STARHOVÁ, H. Membrana filtration in the sugar industry. **Chem. Papers**, v. 54, n. 6a, p. 375-382, 2000.

HUNT, J. W.; TREFFRY-GOATLEY, K.; FLEMMER, R. L. C.; RAAL, J. D.; BUCKLEY, C. A. A mathematical model of steady-state cross-flow microfiltration in a woven hose support. **Journal of Desalination**, v. 61, n. 3, p. 187-200, 1987.

INCROPERA, F. P.; DE WITT, D. P. **Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa**, 4ª Ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 1998.

LIENHARD IV, J. H.; LIENHARD V, J. H. **A heat transfer textbook**. 3ª ed. Cambridge: Phlogiston Press, 2008. 749 p.

MARSHALL, A. D.; DAUFIN, G. Physico-chemical aspects of membrane fouling by dairy fluids. **Fouling and cleaning in pressure driven membrane processes**, International Dairy Federation, cap. 1, p. 8-35, 1995.

MASSE, L.; MASSÉ, D.I.; PELLERIN, Y. The use of membranes for the treatment of manure: a critical literature review. **Biosystems Engineering**, n. 98, p. 371-380, 2007.

MILISIC, V. Anti-fouling techniques in cross-flow microfiltration. **Filtration separation**, v. 6, n. 23, p 347 – 349, 1986.

MUNSON, B. R.; YOUNG, D. F.; OKIISHI, T. H. **Fundamentos da Mecânica dos Fluidos**. Tradução Euryale de Jesus Zerbini. 4ª ed. São Paulo: Edgard Blücher LTDA, 2004. 584 p.

NOGUEIRA, A. M. P.; VENTURINI FILHO, W. G. Clarificação de caldo de cana por micro e ultrafiltração: comprovação de viabilidade técnica em experimentos preliminares. **Brazilian Journal of Food Technology**, Campinas, v. 10, n. 1, p. 57-62, 2007.

PAN, Y.; WEI, W.; WANG, T.; YAO, P. Fabrication of carbon membrane and microfiltration of oil-in-water emulsion: An investigation on fouling mechanisms. **Separation and Purification Technology**, n. 57, p. 388-393, 2007.

PILLAY, V. L.; BUCKLEY, C. A. Cake formation in cross-flow microfiltration systems. **Journal of Water Science and Technology**, v. 25, n. 10, p. 149-162, 1992.

PINTO, C. P. **Tecnologia da digestão anaeróbia da vinhaça e desenvolvimento sustentável**. 1999. 147 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1999.

POLACK, J.A.; DAY, D.F.; CHO, Y.K. Gasohol from sugar cane: stillage disposition. Baton Rouge: Audubon Sugar Institute/Louisiana State University, Department of Natural Resources, 1981. 47p. (Report to Louisiana)

PORTER, M. C. **Handbook of Industrial Membrane Technology**. New Jersey: Noyes Publications, 1990. 604 p.

PRADA, S. M.; GUEKEZIAN, M.; SUÁREZ-IHA, M. E. V. Metodologia analítica para a determinação de sulfato em vinhoto. **Química Nova**, v. 21, n. 3, p. 249-252, 1998.

QUEIROZ, V. M. S. **Estudo experimental do escoamento e da concentração de mistura no processo de filtração tangencial de suspensões macromoleculares**. 2004. 119 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

RADJENOVIC, J.; MATOSIC, M.; MIJATOVIC, I.; PETROVIC, M.; BARCELÓ, D. Membrane (MBR) as na advanced wastewater treatment technology. **Hdb Env. Chem.**, v. 5, p. 37-101, nov. 2007.

RIPPERGER, S. Engineering aspects and applications of crossflow microfiltration. **Journal of Chemical Engineering and Technology**, v. 11, n. 1, p. 17-25, 1988.

RIPPERGER, S.; ALTMANN, J. Crossflow microfiltration - State of the art. **Separation and Purification Technology**, n. 26, p. 19-31, 2002.

ROUVET, F.; FIATY, K.; LAURENT, P.; LIOU, J. K. Modelling and simulation of membrane fouling in batch ultrafiltration on pilot plant. In: *Computers & Chemical Engineering*. v. 22, Suppl., p S901-S904, 1998.

SHEEHAN, G.J.; GREENFIELD, D. F. *Water Researcher*, 1980, 14, 257.

SILVA, G. M. A.; POZZI DE CASTRO, L. J.; MAGRO, J. A. Comportamento agroindustrial da cana-de-açúcar em solo irrigado e não irrigado com vinhaça. IV Seminário Copersucar da indústria Açucareira. *Anais..* p.107-122. Águas de Lindóia. 1976.

SILVA, T. T.; DELLA MODESTA, R.C.; PENHA, E. M. MATTA, V. M.; CABRAL, L. M. C. Suco de maracujá orgânico processado por microfiltração. **Pesq. agropec. bras.**, Brasília, v. 40, n. 4, p. 419-422, abr. 2005.

TERMO de referência para o workshop tecnológico: vinhaça. In: **WORKSHOP TECNOLÓGICO SOBRE VINHAÇA**, 9., 2007, Jaboticabal. **Anais...** Jaboticabal: UNESP, 2007. Disponível em:<http://www.apta.sp.gov.br/cana/ver_work.php?work_id=52>. Acesso em: 6 set. 2010.

UMEBARA, T. **Microfiltração de caldo de cana**: caracterização do caldo permeado e retentado. 2010, 100 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Alimentos) – Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2010.

USHIKUBO, F. Y. **Efeito do tratamento enzimático, da velocidade tangencial e da pressão transmembrana na microfiltração da polpa diluída de umbu (*Spondias tuberosa* Arr. Cam.)**. 2006. 117 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) – Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2006.

UYEDA, C. A. **Influência da aplicação de vinhaça na condutividade hidráulica do solo saturado e no escoamento superficial**. 2009. 66 f. Tese (Doutorado em Agronomia) – Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”, Universidade de São Paulo, Piracicaba, 2009.

VIDAL, C. M. S.; CAMPOS, J. R. Coagulação associada à microfiltração para o tratamento avançado de esgoto sanitário. **Ambiência - Revista do Setor de Ciências Agrárias e Ambientais**, v. 5, n. 1, p. 101-114, jan./abr. 2009.

VIDAL, C.M.S. **Microfiltração tangencial como alternativa de pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de leito expandido alimentado com esgoto sanitário.** 2001, 147 f. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

WATER & WASTES DIGEST. (2006). **Microfiltration market to surpass \$12 billion by 2010.** Disponível em:< <http://www.wwdmag.com/Microfiltration-Market-to-Surpass-1-2-Billion-by-2010-NewsPiece11037>>. Acesso em: 23 Jan. 2009.

ZEMAN, L. J.; ZYDNEY, A. L. **Microfiltration and Ultrafiltration: Principles and Applications.** New York: Marcel Dekker Inc., 1996. 642 p.

ANEXOS

ANEXO A – VAZÃO TRANSMEMBRANA (J)

Anexo A

Vazão Transmembrana (J) – Água potável

Tabela A. 1: Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 µm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 13.000$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>		<i>3 bar</i>		<i>4 bar</i>		<i>5 bar</i>	
	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)
5	3350,10	9169,98	256,90	703,19	169,83	464,86	141,50	387,32
10	2132,84	5838,07	228,03	624,17	159,28	435,99	133,20	364,60
15	1082,14	2962,06	211,41	578,68	150,78	412,72	127,96	350,26
20	581,69	1592,22	197,28	540,00	144,45	395,39	124,45	340,65
25	414,57	1134,77	185,78	508,52	140,12	383,54	121,26	331,92
30	328,58	899,40	175,30	479,84	133,66	365,86	118,18	323,49
35	284,31	778,22	159,71	437,16	127,36	348,61	115,67	316,61
40	241,97	662,33	153,99	421,51	123,30	337,50	113,80	311,50
45	223,08	610,62	146,76	401,72	119,73	327,73	110,99	303,80
50	207,22	567,21	140,86	385,57	117,41	321,38	103,73	283,93
55	194,49	532,36	135,48	370,84	114,41	313,17	102,61	280,87
60	181,53	496,89	130,88	358,25	111,56	305,36	100,98	276,41

Tabela A. 2: Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $\text{Re} \approx 27.000$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>		<i>3 bar</i>		<i>4 bar</i>		<i>5 bar</i>	
	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)
5	59,27	162,24	78,07	213,70	97,52	266,93	102,65	280,98
10	56,65	155,06	75,91	207,78	95,09	260,28	103,28	282,70
15	55,86	152,90	74,49	203,90	94,06	257,46	102,97	281,85
20	55,47	151,83	73,28	200,58	93,14	254,95	102,23	279,83
25	55,01	150,57	72,76	199,16	88,77	242,98	101,15	276,87
30	54,34	148,74	72,11	197,38	88,05	241,01	100,13	274,08
35	54,05	147,95	71,68	196,20	87,54	239,62	98,92	270,77
40	53,84	147,37	71,07	194,53	86,98	238,08	98,05	268,39
45	53,81	147,29	70,60	193,25	86,27	236,14	97,02	265,57
50	53,05	145,21	70,43	192,78	85,54	234,14	96,66	264,58
55	53,15	145,48	69,96	191,50	85,03	232,75	96,06	262,94
60	52,78	144,47	69,65	190,65	84,78	232,06	95,67	261,87

Tabela A. 3: Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $\text{Re} \approx 40.000$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>		<i>3 bar</i>		<i>4 bar</i>		<i>5 bar</i>	
	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)
5	37,60	102,92	63,58	174,03	83,24	227,85	101,71	278,40
10	36,81	100,76	63,01	172,47	82,59	226,07	101,05	276,60
15	36,77	100,65	62,86	172,06	82,24	225,11	100,00	273,72
20	36,97	101,20	62,90	172,17	81,95	224,32	99,60	272,63
25	37,19	101,80	62,80	171,90	81,76	223,80	98,58	269,84
30	37,43	102,45	62,61	171,38	81,40	222,81	98,00	268,25
35	37,48	102,59	62,59	171,32	81,93	224,26	96,79	264,94
40	37,92	103,80	62,57	171,27	81,61	223,39	96,73	264,77
45	37,97	103,93	62,74	171,73	81,41	222,84	96,51	264,17
50	38,49	105,36	62,66	171,51	81,60	223,36	96,30	263,59
55	38,53	105,47	62,74	171,73	81,28	222,48	96,23	263,40
60	38,58	105,60	62,80	171,90	81,44	222,92	95,68	261,90

Tabela A. 4: Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $\text{Re} \approx 13.000$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>		<i>3 bar</i>		<i>4 bar</i>		<i>5 bar</i>	
	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)
5	1005,94	2753,49	179,59	491,58	126,43	346,07	99,02	271,04
10	484,33	1325,72	141,62	387,65	112,95	309,17	93,42	255,71
15	320,65	877,69	120,99	331,18	103,13	282,29	92,48	253,14
20	234,27	641,25	114,98	314,73	101,51	277,86	89,56	245,15
25	193,63	530,01	109,07	298,55	95,70	261,95	88,52	242,30
30	165,62	453,34	101,88	278,87	95,18	260,53	85,24	233,32
35	145,98	399,58	98,46	269,51	94,01	257,33	84,43	231,10
40	121,08	331,42	95,47	261,32	90,02	246,41	84,09	230,17
45	112,40	307,66	93,45	255,79	95,59	261,65	81,85	224,04
50	103,89	284,37	91,48	250,40	86,48	236,72	82,98	227,14
55	100,04	273,83	89,88	246,02	85,91	235,16	81,40	222,81
60	96,02	262,83	88,86	243,23	84,97	232,58	80,84	221,28

Tabela A. 5: Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $\text{Re} \approx 27.000$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>		<i>3 bar</i>		<i>4 bar</i>		<i>5 bar</i>	
	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)
5	69,93	191,41	98,60	269,89	102,68	281,06	108,35	296,58
10	65,68	179,78	89,68	245,47	101,00	276,46	106,48	291,46
15	63,89	174,88	87,86	240,49	97,00	265,51	104,98	287,35
20	63,13	172,80	87,43	239,32	97,25	266,20	103,63	283,66
25	62,75	171,76	86,85	237,73	96,30	263,59	102,40	280,29
30	62,40	170,80	85,85	234,99	93,88	256,97	101,65	278,24
35	62,43	170,89	85,48	233,98	93,45	255,79	100,57	275,28
40	62,19	170,23	84,91	232,42	92,28	252,59	99,67	272,82
45	61,84	169,27	84,38	230,97	90,16	246,79	99,79	273,15
50	62,14	170,09	84,99	232,64	90,26	247,06	98,59	269,86
55	61,56	168,50	83,94	229,76	90,97	249,01	98,66	270,05
60	61,88	169,38	82,62	226,15	89,85	245,94	97,97	268,17

Tabela A. 6: Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 37500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>		<i>3 bar</i>		<i>4 bar</i>		<i>5 bar</i>	
	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J(g)	J (L.h⁻¹m⁻²)	J (g)	J (L.h⁻¹m⁻²)
5	51,56	141,13	82,72	226,42	107,82	295,13	123,32	337,55
10	50,74	138,89	82,11	224,75	104,89	287,11	118,42	324,14
15	50,54	138,34	81,18	222,21	103,43	283,11	114,75	314,10
20	50,46	138,12	80,10	219,25	102,54	280,68	110,84	303,39
25	50,40	137,96	80,47	220,26	101,84	278,76	108,91	298,11
30	50,67	138,70	82,60	226,09	101,42	277,61	107,08	293,10
35	50,68	138,72	83,11	227,49	100,87	276,10	100,94	276,30
40	50,75	138,91	82,47	225,74	100,96	276,35	100,17	274,19
45	50,87	139,24	82,28	225,22	102,27	279,94	98,80	270,44
50	51,53	141,05	82,16	224,89	101,51	277,86	97,61	267,18
55	51,02	139,65	81,75	223,77	100,73	275,72	97,00	265,51
60	51,02	139,65	81,79	223,88	100,10	274,00	95,35	260,99
	51,02	139,65	81,79	223,88	100,10	274,00	95,35	260,99

Vazão Transmembrana “J” – Vinhaça

Tabela A. 7: Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $\text{Re} \approx 11.500$.

Tempo (minutos)	2 bar					
	Exp. 1		Exp. 2		Exp. 3	
	J(g)	J ($\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$)	J (g)	J ($\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$)	J(g)	J ($\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$)
5	13,51	36,98	-	-	-	-
10	11,15	30,52	-	-	-	-
15	11,47	31,40	-	-	-	-
20	11,40	31,20	-	-	-	-
25	11,51	31,51	-	-	-	-
30	11,49	31,45	-	-	-	-
35	11,38	31,15	-	-	-	-
40	11,30	30,93	-	-	-	-
45	11,34	31,04	-	-	-	-
50	11,26	30,82	-	-	-	-
55	11,22	30,71	-	-	-	-
60	11,12	30,44	-	-	-	-

Figura A. 1 – Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 2 bar e número de Reynolds de 11.500 para a única série experimental.

Tabela A. 8 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 11.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	12,19	33,37	8,85	24,22	-	-
10	11,60	31,75	7,90	21,62	-	-
15	11,61	31,78	7,50	20,53	-	-
20	11,55	31,61	7,45	20,39	-	-
25	11,52	31,53	7,15	19,57	-	-
30	11,27	30,85	7,10	19,43	-	-
35	11,30	30,93	7,00	19,16	-	-
40	11,23	30,74	6,80	18,61	-	-
45	11,16	30,55	6,65	18,20	-	-
50	11,15	30,52	6,50	17,79	-	-
55	10,99	30,08	6,20	16,97	-	-
60	10,99	30,08	5,10	13,96	-	-

Figura A. 2– Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 3 bar e número de Reynolds de 11.500 para as duas séries experimentais.

Tabela A. 9 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 11.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	12,01	32,87	8,80	24,09	12,75	34,90
10	11,67	31,94	8,60	23,54	12,15	33,26
15	11,71	32,05	8,60	23,54	12,10	33,12
20	11,40	31,20	8,50	23,27	11,35	31,07
25	11,23	30,74	8,45	23,13	11,35	31,07
30	11,14	30,49	8,40	22,99	11,25	30,79
35	10,82	29,62	8,40	22,99	11,10	30,38
40	10,73	29,37	8,40	22,99	10,70	29,29
45	10,77	29,48	8,40	22,99	10,65	29,15
50	10,78	29,51	8,35	22,86	10,00	27,37
55	10,67	29,21	8,25	22,58	9,85	26,96
60	10,56	28,91	8,15	22,31	9,80	26,82

Figura A. 3 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 4 bar e número de Reynolds de 11.500 para as três séries experimentais.

Tabela A. 10 - - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 11.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	11,93	32,66	10,80	29,56	14,30	39,14
10	11,50	31,48	10,15	27,78	13,35	36,54
15	11,32	30,99	10,15	27,78	13,15	35,99
20	11,31	30,96	10,10	27,65	12,80	35,04
25	11,26	30,82	10,00	27,37	12,30	33,67
30	11,20	30,66	9,95	27,24	12,15	33,26
35	11,12	30,44	9,80	26,82	11,90	32,57
40	11,04	30,22	9,75	26,69	11,55	31,61
45	10,77	29,48	9,70	26,55	11,35	31,07
50	10,76	29,45	9,70	26,55	11,30	30,93
55	10,74	29,40	9,60	26,28	11,10	30,38
60	10,72	29,34	9,35	25,59	10,50	28,74

Figura A. 4 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 5 bar e número de Reynolds de 11.500 para as três séries experimentais.

Tabela A. 11: Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $\text{Re} \approx 22.500$.

<i>Tempo</i> (minutos)	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	J(g)	J ($\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$)	J (g)	J ($\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$)	J(g)	J ($\text{L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$)
5	15,90	43,52	-	-	-	-
10	14,09	38,57	-	-	-	-
15	13,55	37,09	-	-	-	-
20	13,27	36,32	-	-	-	-
25	12,89	35,28	-	-	-	-
30	12,73	34,84	-	-	-	-
35	12,70	34,76	-	-	-	-
40	12,29	33,64	-	-	-	-
45	12,31	33,70	-	-	-	-
50	12,30	33,67	-	-	-	-
55	12,24	33,50	-	-	-	-
60	12,09	33,09	-	-	-	-

Figura A. 5 – Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 2 bar e número de Reynolds de 22.500 para a única série experimental.

Tabela A. 12: Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 22.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	15,36	42,04	8,90	24,36	-	-
10	14,70	40,24	7,90	21,62	-	-
15	14,50	39,69	7,85	21,49	-	-
20	13,98	38,27	7,85	21,49	-	-
25	13,64	37,34	7,75	21,21	-	-
30	13,23	36,21	7,70	21,08	-	-
35	13,61	37,25	7,65	20,94	-	-
40	13,75	37,64	7,60	20,80	-	-
45	13,70	37,50	7,45	20,39	-	-
50	13,49	36,93	7,35	20,12	-	-
55	13,51	36,98	7,20	19,71	-	-
60	13,44	36,79	7,10	19,43	-	-

Figura A. 6 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 3 bar e número de Reynolds de 22.500 para as duas séries experimentais.

Tabela A. 13 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 22.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	15,37	42,07	10,35	28,33	12,45	34,08
10	14,50	39,69	10,05	27,51	11,60	31,75
15	13,97	38,24	10,00	27,37	11,40	31,20
20	13,45	36,82	9,95	27,24	11,40	31,20
25	13,48	36,90	9,75	26,69	11,35	31,07
30	13,40	36,68	9,70	26,55	10,80	29,56
35	13,39	36,65	9,70	26,55	10,30	28,19
40	13,40	36,68	9,65	26,41	10,05	27,51
45	13,28	36,35	9,65	26,41	10,00	27,37
50	12,70	34,76	9,45	25,87	10,00	27,37
55	12,53	34,30	9,45	25,87	9,95	27,24
60	12,41	33,97	9,35	25,59	9,80	26,82

Figura A. 7 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 4 bar e número de Reynolds de 22.500 para as três séries experimentais.

Tabela A. 14 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 22.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	14,50	39,69	12,75	34,90	14,95	40,92
10	13,93	38,13	11,80	32,30	14,10	38,59
15	13,81	37,80	11,65	31,89	13,75	37,64
20	13,74	37,61	11,55	31,61	13,70	37,50
25	13,76	37,66	11,50	31,48	13,65	37,36
30	13,51	36,98	11,20	30,66	13,45	36,82
35	13,18	36,08	11,20	30,66	13,40	36,68
40	13,09	35,83	11,10	30,38	13,20	36,13
45	13,14	35,97	11,10	30,38	12,85	35,17
50	13,09	35,83	11,10	30,38	12,75	34,90
55	13,21	36,16	11,05	30,25	12,60	34,49
60	13,20	36,13	11,05	30,25	12,30	33,67

Figura A. 8 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 5 bar e número de Reynolds de 22.500 para as três séries experimentais.

Tabela A. 15 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $\text{Re} \approx 33.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	13,13	35,94	-	-	-	-
10	12,01	32,87	-	-	-	-
15	11,81	32,33	-	-	-	-
20	11,56	31,64	-	-	-	-
25	11,53	31,56	-	-	-	-
30	11,44	31,31	-	-	-	-
35	11,56	31,64	-	-	-	-
40	11,53	31,56	-	-	-	-
45	11,55	31,61	-	-	-	-
50	11,54	31,59	-	-	-	-
55	11,58	31,70	-	-	-	-
60	11,62	31,81	-	-	-	-

Figura A. 9 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 2 bar e número de Reynolds de 33.500 para a única série experimental.

Tabela A. 16 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 33.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹.m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹.m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹.m⁻²)</i>
5	14,50	39,69	8,15	22,31	-	-
10	13,93	38,13	7,20	19,71	-	-
15	13,81	37,80	7,05	19,30	-	-
20	13,74	37,61	7,05	19,30	-	-
25	13,76	37,66	6,95	19,02	-	-
30	13,51	36,98	6,95	19,02	-	-
35	13,18	36,08	6,70	18,34	-	-
40	13,09	35,83	6,65	18,20	-	-
45	13,14	35,97	6,55	17,93	-	-
50	13,09	35,83	6,40	17,52	-	-
55	13,21	36,16	6,30	17,24	-	-
60	13,20	36,13	5,55	15,19	-	-

Figura A. 10 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 3 bar e número de Reynolds de 33.500 para as duas séries experimentais.

Tabela A. 17 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 33.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	14,88	40,73	10,20	27,92	11,25	30,79
10	14,89	40,76	10,15	27,78	11,05	30,25
15	14,81	40,54	10,15	27,78	10,65	29,15
20	14,58	39,91	9,70	26,55	10,65	29,15
25	14,24	38,98	9,35	25,59	10,45	28,60
30	13,67	37,42	9,30	25,46	10,00	27,37
35	13,67	37,42	9,30	25,46	9,80	26,82
40	13,75	37,64	9,15	25,05	9,80	26,82
45	13,63	37,31	9,10	24,91	9,80	26,82
50	14,22	38,92	8,95	24,50	10,75	29,43
55	13,75	37,64	8,70	23,81	11,25	30,79
60	13,61	37,25	8,70	23,81	9,70	26,55

Figura A. 11 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 4 bar e número de Reynolds de 33.500 para as três séries experimentais.

Tabela A. 18 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (0,8 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 33.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	15,10	41,33	14,10	38,59	15,05	41,20
10	15,03	41,14	13,05	35,72	14,70	40,24
15	15,20	41,61	12,85	35,17	14,25	39,01
20	14,73	40,32	12,85	35,17	14,05	38,46
25	14,66	40,13	12,70	34,76	14,00	38,32
30	14,55	39,83	12,60	34,49	13,90	38,05
35	14,83	40,59	12,50	34,22	13,90	38,05
40	14,65	40,10	12,45	34,08	13,85	37,91
45	14,55	39,83	12,30	33,67	13,30	36,41
50	14,51	39,72	11,90	32,57	13,25	36,27
55	14,50	39,69	11,70	32,03	12,80	35,04
60	14,42	39,47	11,65	31,89	12,70	34,76

Figura A. 12 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 5 bar e número de Reynolds de 33.500 para as três séries experimentais.

Tabela A. 19 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 11.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	17,31	47,38	-	-	-	-
10	12,95	35,45	-	-	-	-
15	12,49	34,19	-	-	-	-
20	11,71	32,05	-	-	-	-
25	11,49	31,45	-	-	-	-
30	11,61	31,78	-	-	-	-
35	10,36	28,36	-	-	-	-
40	11,44	31,31	-	-	-	-
45	11,30	30,93	-	-	-	-
50	10,98	30,05	-	-	-	-
55	10,84	29,67	-	-	-	-
60	10,16	27,81	-	-	-	-

Figura A. 13- Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 2 bar e número de Reynolds de 11.500 para a única série experimental.

Tabela A. 20 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 11.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	15,50	42,43	10,04	27,48	-	-
10	13,70	37,50	6,38	17,46	-	-
15	13,66	37,39	7,85	21,49	-	-
20	11,95	32,71	6,89	18,86	-	-
25	11,77	32,22	6,77	18,53	-	-
30	11,90	32,57	6,98	19,11	-	-
35	11,34	31,04	6,76	18,50	-	-
40	10,80	29,56	6,86	18,78	-	-
45	11,77	32,22	7,22	19,76	-	-
50	12,61	34,52	7,61	20,83	-	-
55	10,48	28,69	6,80	18,61	-	-
60	10,72	29,34	6,89	18,86	-	-

Figura A. 14 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 3 bar e número de Reynolds de 11.500 para as duas séries experimentais.

Tabela A. 21 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 11.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	12,82	35,09	20,15	55,16	16,31	44,64
10	11,81	32,33	18,46	50,53	14,92	40,84
15	11,53	31,56	18,11	49,57	14,55	39,83
20	11,17	30,57	17,54	48,01	14,01	38,35
25	13,48	36,90	16,32	44,67	14,00	38,32
30	8,86	24,25	16,24	44,45	13,54	37,06
35	11,50	31,48	16,17	44,26	13,22	36,19
40	10,99	30,08	16,00	43,80	12,83	35,12
45	10,93	29,92	15,78	43,19	12,60	34,49
50	11,04	30,22	15,74	43,08	12,58	34,43
55	11,07	30,30	15,88	43,47	12,59	34,46
60	11,38	31,15	15,30	41,88	12,44	34,05

Figura A. 15 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 4 bar e número de Reynolds de 11.500 para as três séries experimentais.

Tabela A. 22 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 11.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	15,04	41,17	17,01	46,56	13,30	36,41
10	13,50	36,95	16,44	45,00	12,65	34,63
15	12,86	35,20	16,09	44,04	12,39	33,91
20	13,09	35,83	15,97	43,71	12,25	33,53
25	12,37	33,86	15,92	43,58	12,19	33,37
30	11,98	32,79	15,79	43,22	12,23	33,48
35	11,81	32,33	15,74	43,08	12,27	33,59
40	12,19	33,37	15,69	42,95	11,96	32,74
45	11,59	31,72	15,77	43,17	12,18	33,34
50	11,45	31,34	15,33	41,96	12,12	33,18
55	11,62	31,81	15,52	42,48	11,88	32,52
60	11,50	31,48	15,46	42,32	12,22	33,45

Figura A. 16 -Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 5 bar e número de Reynolds de 11.500 para as três séries experimentais.

Tabela A. 23 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $\text{Re} \approx 22.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	5,43	14,86	-	-	-	-
10	5,41	14,81	-	-	-	-
15	5,36	14,67	-	-	-	-
20	5,32	14,56	-	-	-	-
25	5,54	15,16	-	-	-	-
30	5,45	14,92	-	-	-	-
35	5,55	15,19	-	-	-	-
40	5,62	15,38	-	-	-	-
45	5,66	15,49	-	-	-	-
50	5,60	15,33	-	-	-	-
55	5,68	15,55	-	-	-	-
60	5,76	15,77	-	-	-	-

Figura A. 17 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 2 bar e número de Reynolds de 22.500 para a única série experimental.

Tabela A. 24 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 22.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	9,68	26,50	19,36	52,99	-	-
10	9,74	26,66	17,97	49,19	-	-
15	9,20	25,18	16,74	45,82	-	-
20	8,92	24,42	16,74	45,82	-	-
25	8,39	22,97	16,30	44,62	-	-
30	7,82	21,41	16,34	44,73	-	-
35	8,15	22,31	16,09	44,04	-	-
40	8,05	22,03	15,42	42,21	-	-
45	8,16	22,34	15,06	41,22	-	-
50	8,20	22,45	15,14	41,44	-	-
55	8,15	22,31	15,21	41,63	-	-
60	8,00	21,90	15,46	42,32	-	-

Figura A. 18 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 3 bar e número de Reynolds de 22.500 para as duas séries experimentais.

Tabela A. 25 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 22.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	12,36	33,83	18,33	50,17	22,27	44,64
10	10,94	29,95	17,43	47,71	19,84	40,84
15	10,58	28,96	16,52	45,22	18,96	39,83
20	10,19	27,89	16,60	45,44	18,61	38,35
25	9,87	27,02	16,58	45,38	18,61	38,32
30	10,30	28,19	16,67	45,63	18,35	37,06
35	10,01	27,40	16,62	45,49	17,87	36,19
40	9,41	25,76	16,33	44,70	17,74	35,12
45	9,63	26,36	15,61	42,73	17,68	34,49
50	9,51	26,03	15,60	42,70	17,74	34,43
55	9,68	26,50	15,68	42,92	17,71	34,46
60	9,69	26,52	15,78	43,19	17,71	34,05

Figura A. 19 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 4 bar e número de Reynolds de 22.500 para as três séries experimentais.

Tabela A. 26 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 22.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	11,94	32,68	18,23	49,90	20,44	55,95
10	11,74	32,14	17,50	47,90	20,18	55,24
15	11,77	32,22	17,19	47,05	19,84	54,31
20	11,21	30,68	16,99	46,51	19,90	54,47
25	11,44	31,31	16,99	46,51	19,84	54,31
30	11,24	30,77	16,85	46,12	19,61	53,68
35	11,03	30,19	16,43	44,97	19,46	53,27
40	10,52	28,80	16,23	44,43	19,45	53,24
45	10,74	29,40	16,35	44,75	19,39	53,07
50	10,30	28,19	16,34	44,73	19,52	53,43
55	11,50	31,48	16,40	44,89	19,58	53,59
60	11,33	31,01	16,53	45,25	19,38	53,05

Figura A. 20 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 5 bar e número de Reynolds de 22.500 para as três séries experimentais.

Tabela A. 27 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 33.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	1,59	4,35	-	-	-	-
10	4,07	11,14	-	-	-	-
15	4,27	11,69	-	-	-	-
20	4,05	11,09	-	-	-	-
25	4,30	11,77	-	-	-	-
30	4,26	11,66	-	-	-	-
35	4,54	12,43	-	-	-	-
40	4,35	11,91	-	-	-	-
45	4,42	12,10	-	-	-	-
50	4,24	11,61	-	-	-	-
55	4,52	12,37	-	-	-	-
60	4,34	11,88	-	-	-	-

Figura A. 21 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 2 bar e número de Reynolds de 33.500 para a única série experimental.

Tabela A. 28 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 33.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	8,53	23,35	20,04	54,85	-	-
10	7,75	21,21	17,28	47,30	-	-
15	7,75	21,21	16,93	46,34	-	-
20	7,46	20,42	16,53	45,25	-	-
25	7,13	19,52	16,29	44,59	-	-
30	7,23	19,79	15,97	43,71	-	-
35	7,28	19,93	16,23	44,43	-	-
40	7,06	19,32	16,28	44,56	-	-
45	7,22	19,76	16,06	43,96	-	-
50	7,18	19,65	15,82	43,30	-	-
55	7,08	19,38	15,74	43,08	-	-
60	7,10	19,43	15,87	43,44	-	-

Figura A. 22 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 3 bar e número de Reynolds de 33.500 para as duas séries experimentais.

Tabela A. 29 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 33.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	9,69	26,52	19,86	54,36	21,20	58,03
10	9,22	25,24	18,92	51,79	19,72	53,98
15	9,22	25,24	18,52	50,69	19,75	54,06
20	9,08	24,85	19,23	52,64	19,17	52,47
25	8,85	24,22	19,61	53,68	18,79	51,43
30	8,77	24,01	19,55	53,51	18,81	51,49
35	8,90	24,36	19,61	53,68	19,00	52,01
40	8,80	24,09	19,67	53,84	18,90	51,73
45	9,03	24,72	19,34	52,94	18,78	51,41
50	9,23	25,26	19,10	52,28	18,89	51,71
55	8,98	24,58	19,20	52,55	18,77	51,38
60	8,86	24,25	18,87	51,65	18,77	51,38

Figura A. 23 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 4 bar e número de Reynolds de 33.500 para as três séries experimentais.

Tabela A. 30 - Tabela com os valores dos permeados coletados para o processo de microfiltração tangencial com membrana comercial (1,2 μm de tamanho médio dos poros; 254 mm de comprimento; 6,0 mm de diâmetro interno) sob regime de escoamento turbulento de $Re \approx 33.500$.

<i>Tempo (minutos)</i>	<i>2 bar</i>					
	<i>Exp. 1</i>		<i>Exp. 2</i>		<i>Exp. 3</i>	
	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J (g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>	<i>J(g)</i>	<i>J (L.h⁻¹m⁻²)</i>
5	11,09	30,36	22,57	61,78	22,30	61,04
10	10,76	29,45	21,56	59,01	21,83	59,75
15	10,60	29,01	21,98	60,16	21,78	59,62
20	10,45	28,60	21,28	58,25	21,59	59,10
25	10,34	28,30	21,88	59,89	21,51	58,88
30	10,57	28,93	20,25	55,43	21,45	58,71
35	10,33	28,28	20,69	56,63	21,48	58,80
40	10,18	27,86	21,86	59,84	21,57	59,04
45	10,15	27,78	20,57	56,30	21,82	59,73
50	10,25	28,06	21,64	59,23	21,77	59,59
55	10,34	28,30	21,33	58,39	21,54	58,96
60	10,32	28,25	21,43	58,66	21,80	59,67

Figura A. 24 - Gráfico do fluxo em função do tempo para a pressão de 5 bar e número de Reynolds de 33.500 para as três séries experimentais.

ANEXO B – RESISTÊNCIA DA MEMBRANA “ R_M ”, RESISTÊNCIA TOTAL “ R_T ” E RESISTÊNCIA À FORMAÇÃO DA CAMADA DE POLARIZAÇÃO “ R_p ”

Anexo B

Resistência da membrana “ R_m ”, Resistência total “ R_T ”, Resistência de *Fouling* e Resistência à formação da camada de polarização “ R_C ”

Os dados coletados durante os experimentos dizem respeito ao fluxo mássico, no entanto, para efeito de cálculo este fluxo foi convertido para fluxo volumétrico, utilizando as massas específicas do permeado no valor de 1006,14 kg/m³ e da água, 997,07 kg/m³ (LIENHARD VI; LIENHARD V, 2008) a 25°C. Os valores de viscosidade utilizados nos cálculos foi de 0,954 cP (0,000954 kg/m.s) para o permeado e de 0,935 cP (0,000935 kg/m.s) para a água potável.

Tabela B. 1 – Resistências da membrana comercial M08, para regimes de escoamento turbulento.

Resistência (m ⁻¹)	Pressão (bar)	Membrana (0,8µm)					
		Re≈11.500 (u=1,78 m/s)	J _{médio} (10 ⁻⁵ m/s)	Re≈22.500 (u=3,52 m/s)	J _{médio} (10 ⁻⁵ m/s)	Re≈33.500 (u=5,29 m/s)	J _{médio} (10 ⁻⁵ m/s)
R_M	2	1,35.10 ^{12*}	14,80	4,96.10 ^{12**}	4,03	6,83.10 ^{12***}	2,93
	3	2,91.10 ^{12*}	10,30	5,63.10 ^{12**}	5,32	6,29.10 ^{12***}	4,77
	4	4,60.10 ^{12*}	8,7	6,18.10 ^{12**}	6,47	6,46.10 ^{12***}	6,19
	5	6,42.10 ^{12*}	7,79	6,84.10 ^{12**}	7,31	6,85.10 ^{12***}	7,3
R_T	2	2,97.10 ¹³	0,85	2,72.10 ¹³	0,93	2,87.10 ¹³	0,88
	3	4,51.10 ¹³	0,84	3,7.10 ¹³	1,02	4,02.10 ¹³	0,94
	4	6,23.10 ¹³	0,81	5,3.10 ¹³	0,95	4,79.10 ¹³	1,05
	5	7,73.10 ¹³	0,82	6,31.10 ¹³	1,00	5,74.10 ¹³	1,10
R_F	2	1,50.10 ¹³	1,54	2,11.10 ¹³	0,97	1,79.10 ¹³	1,02
	3	1,60.10 ¹³	2,00	2,02.10 ¹³	1,47	1,89.10 ¹³	1,51
	4	1,68.10 ¹³	2,36	2,22.10 ¹³	1,78	1,98.10 ¹³	1,93
	5	1,75.10 ¹³	2,64	2,16.10 ¹³	2,22	2,24.10 ¹³	2,16
R_P	2	1,33.10 ¹³	-	1,13.10 ¹²	-	3,98.10 ¹²	-
	3	2,62.10 ¹³	-	1,12.10 ¹³	-	1,50.10 ¹³	-
	4	4,08.10 ¹³	-	2,46.10 ¹³	-	2,17.10 ¹³	-
	5	5,34.10 ¹³	-	3,46.10 ¹³	-	2,82.10 ¹³	-

* Resistência obtida para o valor do número de Reynolds de 13.000 (u=2,0 m/s).

** Resistência obtida para o valor do número de Reynolds de 27.000 (u=4,2 m/s).

*** Resistência obtida para o valor do número de Reynolds de 40.000 (u=6,2 m/s).

Tabela B. 2 – Resistências da membrana comercial M12, para regimes de escoamento turbulento.

Resistência (m ⁻¹)	Pressão (bar)	Membrana (1,2 µm)					
		Re≈11.500 (u=2,1 m/s)	J _{médio} (10 ⁻⁵ m/s)	Re≈22.500 (u=3,49 m/s)	J _{médio} (10 ⁻⁵ m/s)	Re≈33.500 (u=5,27 m/s)	J _{médio} (10 ⁻⁵ m/s)
R_M	2	2,63.10 ^{12*}	7,60	4,25.10 ^{12**}	4,70	5,14.10 ^{12***}	3,89
	3	4,38.10 ^{12*}	6,85	4,71.10 ^{12**}	6,38	4,82.10 ^{12***}	6,23
	4	6,13.10 ^{12*}	6,52	5,82.10 ^{12**}	6,87	5,22.10 ^{12***}	7,66
	5	8,05.10 ^{12*}	6,22	6,68.10 ^{12**}	7,48	6,80.10 ^{12***}	7,35
R_T	2	2,97.10 ¹³	0,85	2,72.10 ¹³	0,93	2,87.10 ¹³	0,88
	3	4,51.10 ¹³	0,840	3,70.10 ¹³	1,02	4,02.10 ¹³	0,94
	4	6,23.10 ¹³	0,81	5,30.10 ¹³	0,95	4,79.10 ¹³	1,05
	5	7,73.10 ¹³	0,82	6,31.10 ¹³	1,00	5,74.10 ¹³	1,10
R_F	2	5,31.10 ¹³	0,062	4,98.10 ¹³	0,071	4,28.10 ¹³	0,073
	3	5,87.10 ¹³	0,094	4,70.10 ¹³	0,12	4,83.10 ¹³	0,11
	4	5,38.10 ¹³	0,12	5,05.10 ¹³	0,14	4,68.10 ¹³	0,15
	5	5,12.10 ¹³	0,15	5,06.10 ¹³	0,19	4,42.10 ¹³	0,20
R_P	2	-2,46.10 ^{13****}	-	4,44.10 ¹²	-	2,81.10 ¹³	-
	3	-1,89.10 ^{13****}	-	9,70.10 ¹²	-	1,69.10 ¹³	-
	4	-4,93.10 ^{13****}	-	1,27.10 ¹³	-	2,16.10 ¹³	-
	5	1,28.10 ^{13****}	-	1,79.10 ¹³	-	2,96.10 ¹³	-

* Resistência obtida para o valor do número de Reynolds de 13.000 (u=2,1 m/s).

** Resistência obtida para o valor do número de Reynolds de 27.000 (u=4,3 m/s).

*** Resistência obtida para o valor do número de Reynolds de 40.000 (u=6,3 m/s).

**** Resistência negativa (sem sentido físico).

ANEXO C – PROPRIEDADES DO PERMEADO

Anexo C

Características químicas do permeado (pH, condutividade elétrica, viscosidade, massa específica aparente e tensão superficial).

Tabela C. 1 - Características químicas do permeado obtido com a membrana comercial M08, para regimes de escoamento turbulento.

Número de Reynolds	Pressão (bar)	pH	Condutividade Elétrica (μS)	Viscosidade (10^{-3} Pa.s)	Massa específica Aparente (kg/m^3)	Tensão Superficial (dina/cm)
11.500	2	4,847	1530	0,78478	1004,431	72,7
	3	4,818	1532	-	1003,554	-
	4	4,816	1544	-	1004,660	-
	5	4,811	1565	0,78469	1003,859	72,7
22.500	2	4,741	1553	0,78503	1003,554	72,7
	3	4,734	1564	-	1004,546	-
	4	4,739	1565	-	1005,652	-
	5	4,746	1568	0,78479	1003,745	72,7
33.500	2	4,746	1550	0,78366	1003,936	72,6
	3	4,731	1546	-	1004,736	-
	4	4,744	1546	-	1004,584	-
	5	4,717	1545	0,78324	1004,698	72,6

(a)

(b)

Figura C. 1 – (a) gráfico da condutividade elétrica em função da pressão e (b) pH em função da pressão.

Tabela C. 2 - Características químicas do permeado obtido com a membrana comercial M12, para regimes de escoamento turbulento.

Número de Reynolds	Pressão (bar)	pH	Condutividade Elétrica (μS)	Viscosidade (10 ⁻³ Pa.s)	Massa específica Aparente (kg/m ³)	Tensão Superficial (dina/cm)
11.500	2	5,121	1568	0,78515	1001,744	72,8
	3	5,014	1557	-	1001,99	-
	4	4,992	1548	-	1005,576	-
	5	5,034	1549	0,7845	1006,072	72,8
22.500	2	5,024	1567	0,7899	1001,8204	73,1
	3	4,923	1563	-	1002,067	-
	4	4,912	1552	-	1004,088	-
	5	4,956	1544	0,78589	1005,118	72,8
33.500	2	4,941	1567	0,78651	1001,8204	72,9
	3	4,958	1549	-	1002,067	-
	4	4,928	1551	-	1003,63	-
	5	4,858	1552	0,78553	1003,783	72,8

Figura C. 2 - (a) gráfico da condutividade elétrica em função da pressão e (b) pH em função da pressão.