



MODELAGEM DE SISTEMA DE TRATAMENTO TERCIÁRIO DE ESGOTO SANITÁRIO UTILIZANDO MEMBRANAS

Amanda Fernandes da Silva

Projeto Final do Curso de Engenharia Química

Orientadores:

Carlos Augusto G. Perlingeiro, D.Sc

Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc

Abril/2013

MODELAGEM DE SISTEMA DE TRATAMENTO TERCIÁRIO DE ESGOTO SANITÁRIO UTILIZANDO MEMBRANAS

Amanda Fernandes da Silva

Projeto Final em Engenharia Química submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro (a) Químico (a).

Aprovado por:

Alexandre Lioi Nascentes, M.Sc.

Fabiana Valeria da Fonseca Araujo, D.Sc.

Heloisa Lajas Sanches, D.Sc.

Orientado por:

Carlos Augusto G. Perlingeiro, D.Sc.

Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Abril de 2013

Silva, Amanda Fernandes da.

Modelagem de sistema de tratamento terciário de esgoto sanitário utilizando membranas/ Amanda Fernandes da Silva. Rio de Janeiro: UFRJ / EQ, 2013.

xii, 73p.

(Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2013.

Orientadores:

Prof. Carlos Augusto G. Perlingeiro e Prof. Juacyara Carbonelli Campos

1. Processo de separação por membranas 2. Modelagem 3. Reúso de Água 4. Projeto Final (Graduação – UFRJ / EQ) 5. Carlos Augusto G. Perlingeiro 6. Juacyara Carbonelli Campos I. Título.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus pela força para terminar o curso de graduação e concluir esse projeto.

Aos meus familiares que sempre me incentivaram e contribuíram para minha formação, em especial aos meus pais Denilton e Maria, e a meu irmão Felipe.

Aos meus orientadores Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro e Juacyara Carbonelli Campos pela dedicação, disponibilidade e todo conhecimento que compartilharam.

Aos professores da Escola de Química pelos ensinamentos e apoio.

Agradeço também a Celina, Edna, Walter e Helen pelos ensinamentos sobre membranas.

Agradeço também aos meus amigos que estiveram sempre me apoiando, em especial aos amigos da faculdade pelos momentos de entusiasmo e aprendizagem compartilhados.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção de grau de Engenheiro (a) Químico (a).

MODELAGEM DE SISTEMA DE TRATAMENTO TERCIÁRIO DE ESGOTO SANITÁRIO UTILIZANDO MEMBRANAS

Amanda Fernandes da Silva

Abril/2013

Orientadores:

Carlos Augusto G. Perlingeiro, D.Sc

Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc

Ultimamente, as questões ambientais apresentaram-se cada vez mais preocupantes e importantes. Dessa maneira, a redução dos impactos ambientais, a economia e a reutilização de recursos são relevantes para a sobrevivência dos seres humanos e das empresas. A fim de estudar a aplicação de processos de separação por membranas que viabilizem a obtenção de efluentes dentro dos padrões de qualidade de lançamento em cursos d'água e compatíveis com o reúso, foi desenvolvida a modelagem de sistema de tratamento terciário de esgoto sanitário utilizando membranas. A modelagem do módulo de membranas foi utilizada para os processos de microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose inversa. Para cada processo, foram realizados estudos de caso, a fim de dimensionar um módulo comercial de membranas e determinar o custo de sua instalação. Os módulos foram dimensionados para uma capacidade equivalente ao consumo de água típico de um Centro Comercial de grande porte. Para obter água de reúso nas classes 2 e 3 segundo a NBR-13969, os estudos de caso demonstraram que os módulos de microfiltração são mais vantajosos do que os módulos de ultrafiltração por apresentarem maior área de permeação por volume de módulo. Para produzir água de reúso na classe 1 segundo a NBR-13969, os estudos de caso demonstraram que o módulo de osmose inversa se destaca pela alta relação entre a área de permeação da membrana e o volume ocupado pelo módulo. Portanto, o dimensionamento e o estudo do custo de instalação de membranas criam um panorama favorável para a ampliação de pesquisas relacionadas aos processos de separação por membranas. Dessa forma, a partir de uma análise detalhada de projeto, é possível decidir qual processo de separação por membranas é mais adequado dependendo da sua aplicação.

ÍNDICE

1. Introdução.....	1
2. Motivação.....	3
3. Objetivo.....	4
4. Revisão Bibliográfica.....	5
4.1. Água de Reúso.....	5
4.1.1. Tipos de Reúso.....	5
4.1.2. Leis e normas para água de reúso.....	8
4.2. Processos de Tratamento de efluentes.....	10
4.2.1. Tratamento de esgoto para obtenção de água de reúso.....	10
4.3. Processo de Separação por Membranas (PSM).....	13
4.3.1. Descrição do Processo de separação por membranas.....	13
4.3.2. Classificação dos processos de separação por membranas.....	15
4.3.3. Morfologia das membranas.....	16
4.3.4. Fluxo permeado dos PSM que utilizam gradiente de pressão como força motriz.....	17
4.3.4.1. Fluxo Permeado para Osmose Inversa – Modelo Osmótico..	18
4.3.5. Seletividade da membrana em relação a um soluto.....	19
4.3.6. Recuperação do processo.....	20
4.3.7. Configurações dos módulos com membranas.....	21
4.3.8. Modos operacionais dos sistemas com membranas.....	23
4.3.9. Polarização de concentração e Incrustação.....	24
4.3.10. Fluxo de permeado em função do tempo através do Modelo de Hermia.....	26
4.3.11. Custo do tratamento de efluentes utilizando membranas.....	28
4.3.11.1. Custos operacionais dos processos de separação por membranas.....	29
4.3.11.2. Custo de capital dos processos de separação por membranas.....	29
4.3.11.3. Custo total dos processos de separação por membranas.....	30
5. Aplicação de PSM para obtenção de água de reúso.....	31
6. Metodologia do Trabalho.....	35
7. Resultados e Discussão.....	40
7.1. Fluxograma do módulo de separação de membrana.....	40
7.2. Modelagem do módulo de separação de membrana.....	40
7.2.1. Dimensionamento.....	42
7.3. Fluxo de permeado em função do tempo utilizando Modelo de Hermia....	42
7.4. Estudos de casos.....	48
7.5. Estimativa dos custos dos processos de separação por membranas para o tratamento de efluentes.....	51
8. Conclusões e Sugestões.....	56
9. Referências Bibliográficas.....	58
10. Anexos.....	61

ÍNDICE DE FIGURAS

- Figura 1:** Reúso indireto não planejado da água.
- Figura 2:** Reúso direto planejado da água.
- Figura 3:** Diferentes níveis de tratamento aos quais o efluente pode ser submetido.
- Figura 4:** Tratamento preliminar do efluente sanitário.
- Figura 5:** Tratamento Primário do efluente sanitário.
- Figura 6:** Tratamento Secundário de efluente sanitário.
- Figura 7:** Tratamento terciário que o efluente sanitário pode ser submetido.
- Figura 8:** Representação esquemática do transporte de massa através de uma membrana.
- Figura 9:** Características dos processos de separação por membranas que utilizam a pressão hidráulica como força motriz.
- Figura 10:** Representação esquemática da seção transversal dos diferentes tipos de morfologia de membranas sintéticas.
- Figura 11:** Módulo Placa e Quadro.
- Figura 12:** Módulo Espiral.
- Figura 13:** Módulos com membranas na forma Fibras Ocas e Capilares.
- Figura 14:** Comparação esquemática entre Filtração Convencional ("Dead End Filtration") e a Filtração em Fluxo Cruzado ("Cross Flow Filtration") ou Filtração Tangencial.
- Figura 15:** Polarização de Concentração nos PSM.
- Figura 16:** Variação esquemática no fluxo permeado com o tempo de operação ocasionada por Polarização de Concentração e "Fouling", operando em fluxo cruzado.
- Figura 17:** Representação esquemática das três fases do declínio do fluxo.
- Figura 18:** Módulo de permeação com membranas.
- Figura 19:** Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de MF com os dados experimentais de Barbosa (2009) (Teste experimental 1).
- Figura 20:** Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de MF utilizando os dados experimentais de Barbosa (2009) (Teste experimental 2).

Figura 21: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de UF utilizando dados experimentais de Barbosa (2009) (Teste experimental 1).

Figura 22: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de UF utilizando os dados experimentais de Barbosa (2009) (Teste experimental 2).

Figura 23: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de NF utilizando os dados experimentais de Barbosa (2009).

Figura 24: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de MF (teste 1).

Figura 25: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio padrão para membrana de MF (teste 1).

Figura 26: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio intermediário para membrana de MF (teste 1).

Figura 27: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de MF (teste 1).

Figura 28: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de MF (teste 2).

Figura 29: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio padrão para membrana de MF (teste 2).

Figura 30: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio intermediário para membrana de MF (teste 2).

Figura 31: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de MF (teste 2).

Figura 32: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de UF (teste 1).

Figura 33: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio padrão para membrana de UF (teste 1).

Figura 34: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio intermediário para membrana de UF (teste 1).

Figura 35: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de UF (teste 1).

Figura 36: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de UF (teste 2).

Figura 37: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio padrão para membrana de UF (teste 2).

Figura 38: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio intermediário para membrana de UF (teste 2).

Figura 39: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de UF (teste 2).

Figura 40: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de NF.

Figura 41: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio padrão para membrana de NF.

Figura 42: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio intermediário para membrana de NF.

Figura 43: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de NF.

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1: Classificações da água de reúso e respectivos valores de parâmetros para esgotos de acordo com NBR- 13969.

Tabela 2: Processos de Separação por Membranas Comerciais que utilizam pressão hidráulica como força motriz.

Tabela 3: Equações de Hermia para o fluxo da membrana.

Tabela 4: Média e faixa dos parâmetros físico-químicos microbiológicos do efluente utilizado na alimentação do sistema de membranas de Barbosa (2009); padrões de lançamento vigentes pelos órgãos CONAMA e INEA.

Tabela 5: Comparação dos parâmetros físicos, químicos e microbiológicos analisados por BARBOSA (2009).

Tabela 6: Dados do módulo comercial de microfiltração.

Tabela 7: Dados do módulo comercial de ultrafiltração.

Tabela 8: Custo do módulo de membranas de cada processo.

Tabela 9: Resultados dos custos de capital dos processos de separação por membranas considerando diferentes quantidades de módulos.

Tabela 10: Resultados dos custos parciais de capital dos processos de separação por membranas considerando $Q_p=31,1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

Tabela 11: Custos parciais de capital em dólares e em reais dos processos de separação por membranas considerando $Q_p=31,1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

Tabela 12: Custo estimado para o consumo de água típico de um centro comercial de grande porte.

Tabela 13: Condições operacionais dos testes experimentais de MF de Barbosa (2009).

Tabela 14: Dados experimentais do teste (1) de MF de Barbosa (2009).

Tabela 15: Dados experimentais do teste (2) de MF de Barbosa (2009).

Tabela 16: Condições operacionais dos testes experimentais de UF de Barbosa (2009).

Tabela 17: Dados experimentais do teste (1) de UF de Barbosa (2009).

Tabela 18: Dados experimentais do teste (2) de UF de Barbosa (2009).

Tabela 19: Condições operacionais do teste experimental de NF de Barbosa (2009).

Tabela 20: Dados experimentais do teste de NF de Barbosa (2009).

Tabela 21: Condições operacionais do teste experimental de OI de Barbosa (2009).

LISTA DE SÍMBOLOS

$\Delta\pi$ - Diferença entre a pressão osmótica da uma solução em contato com a membrana e a pressão osmótica da solução permeada

ΔP – Diferencial de Pressão

θ – nível de recuperação

π_i - Pressão osmótica do componente i

A – Permeabilidade Hidráulica

A_m – Área de permeação da membrana

C_a - Concentração de um componente na corrente de alimentação

CAPEX – Custo de Capital

CAPEX_p – Custo Parcial de Capital

C_c - Concentração de um componente na corrente de concentrado

C_i = concentração do componente i

C_m – Concentração média de soluto na solução

C_{mm} - Custo dos módulos de membranas

C_{mod} - Custo unitário do módulo de membranas

COT – Carbono Orgânico Total

C_p - Concentração de um componente na corrente de concentrado

D - diâmetro externo da membrana

DBO - Demanda Bioquímica de Oxigênio

DQO – Demanda Química de Oxigênio

E – Número de variáveis especificadas

G – Número de Graus de Liberdade

i - taxa de juros anual

J – Fluxo do permeado

J_o – Fluxo de Permeado inicial

K_c - Constante da equação de bloqueio completo do modelo de Hermia

K_p - Constante da equação de bloqueio padrão do modelo de Hermia

K_i - Constante da equação de bloqueio intermediário do modelo de Hermia

K_t - Constante da equação de formação de torta do modelo de Hermia

L - Comprimento útil do módulo

MF - Microfiltração

n – Parâmetro de Hermia que caracteriza o mecanismo do processo de filtração

n_f - Número de fibras ocas

N – Número de equações

N_{mod} – Número de módulos de membranas

NF - Nanofiltração

NMP – Número mais Provável

MBAS – Detergentes Aniônicos

OI - Osmose Inversa

OPEX – Custo Operacional

P_a – Pressão da alimentação

P_c – Pressão do concentrado

P_p – Pressão do permeado

PSM – Processos de Separação por Membranas

Q_a – Vazão de alimentação

Q_c – Vazão de concentrado

Q_p – Vazão de permeado

r - Raio da membrana

R – Constante universal dos gases perfeitos

R^2 - Coeficiente de correlação linear

Re – Rejeição

SDT – Sólidos Dissolvidos Totais

SST – Sólidos Suspensos Totais

T - Temperatura

TCO - Custo Total de Propriedade

TMP – Pressão Transmembrana

U - vida útil da planta

UF - Ultrafiltração

V – Número total de variáveis

VPU - Fator de Valor Presente Uniforme

x – Comprimento da membrana plana

y – Largura da membrana plana

1. INTRODUÇÃO

A água é essencial para os seres vivos e para a permanência da vida no planeta. Esse recurso natural está relacionado com todos os aspectos da civilização humana, incluindo o desenvolvimento agrícola e industrial, além dos valores culturais e religiosos da sociedade.

De acordo com Gomes (2011), embora 70% da superfície do planeta seja constituído por água, apenas 3% corresponde a água doce. Esses dados enfatizam a importância da preservação dos recursos hídricos, evitando o desperdício e a poluição.

Apesar de o Brasil ser favorecido por possuir a maior reserva de água doce do planeta, a distribuição é desuniforme no território nacional. Além disso, com o crescimento econômico e populacional, a demanda de água também se eleva (GOMES, 2011).

Em razão dessa situação, a SABESP (Companhia de Saneamento Básico de São Paulo), por exemplo, decidiu seguir uma política de incentivo ao uso racional da água, exigindo transformações culturais para a conscientização da população. Além disso, como o setor industrial é um consumidor de água significativo, novas opções e soluções para o seu desenvolvimento sustentável são cada vez mais estudadas e desenvolvidas (SABESP, 2011).

Segundo o Manual de Conservação e Reúso de Água para a Indústria (FIRJAN, 2006), a adoção de medidas sustentáveis gera benefícios ambientais, econômicos e sociais para indústrias. Alguns benefícios são:

- Redução da liberação de efluentes industriais em cursos d'água;
- Redução da captação de águas subterrâneas e superficiais;
- Redução dos custos de produção;
- Alterações nos padrões de produção e consumo;
- Reconhecimento da responsabilidade da empresa pela sociedade.

Portanto, o tratamento de efluentes que alcancem padrões de qualidade compatíveis com o reúso adquiriu um grande destaque na medida em que contribui para preservação e melhoria dos recursos hídricos. Dessa forma, alternativas que permitem o reúso da água são vantajosas e estão cada vez mais se destacando no cenário atual.

Este trabalho está estruturado da seguinte forma: os capítulos 2 e 3 descrevem, respectivamente, a motivação e os objetivos para este trabalho. O capítulo 4 dedica-se à apresentação do processo de obtenção de água de reúso a partir do tratamento terciário de efluentes, descrevendo as classificações da água de reúso, os tipos de processos de separação por membranas e suas respectivas equações para modelagem.

O capítulo 5 descreve o trabalho realizado por Barbosa (2009), que foi a principal motivação para realização deste trabalho. Este capítulo apresenta os resultados obtidos pelo estudo realizado em escala de laboratório de avaliação dos processos de separação por membranas para o tratamento terciário de esgotos sanitários para gerar água de reúso.

A metodologia do trabalho está apresentada no capítulo 6 e compreende a explicação de todas as etapas realizadas neste trabalho. Os resultados obtidos e as discussões estão apresentados no capítulo 7.

Finalmente, o capítulo 8 consiste na conclusão do trabalho, na qual os resultados obtidos são destacados e algumas perspectivas para trabalhos futuros são sugeridas.

2. MOTIVAÇÃO

A motivação para este trabalho surgiu de Barbosa (2009), que estudou a tecnologia de membranas como pós-tratamento de efluentes sanitários tratados biologicamente em uma estação de lodos ativados de um centro comercial da cidade do Rio de Janeiro.

A partir desse estudo, surgiu a idéia de efetuar a modelagem e o dimensionamento do módulo de membranas. Além disso, a aplicação e o custo de instalação dos processos de separação por membranas na produção de água de reúso foram avaliados.

3. OBJETIVO

O objetivo deste trabalho foi estudar a utilização de Processos de Separação por Membranas (PSM) no tratamento terciário de esgotos sanitários para gerar água de reúso. O estudo inclui o dimensionamento de módulos de membranas de microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose inversa para tratamento de efluentes.

As principais etapas do projeto foram:

- Elaboração do fluxograma de tratamento de efluente sanitário;
- Modelagem do módulo de membranas;
- Estimativa do fluxo inicial de permeado com os dados de Barbosa (2009) e do comportamento do fluxo de permeado em função do tempo;
- Estudos de casos envolvendo a aplicação de diferentes processos de separação por membranas utilizando módulos comerciais para obter água de reúso de acordo com a norma técnica NBR 13969;
- Estimativa do custo da instalação de membranas para tratamento de efluentes.

4. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

4.1. Água de Reúso

O reúso de água representa uma tecnologia influenciada pela origem e destino da água (BRAGA FILHO E MANCUSO, 2003). Além disso, águas de qualidade inferior devem, quando possível, ser encaminhadas para usos que toleram tal nível de qualidade (BARBOSA, 2009).

Logo, dependendo do tipo de aplicação (consumo humano, matéria prima, geração de energia, fluido de aquecimento ou resfriamento, etc.), a qualidade da água desejada varia.

4.1.1. Tipos de Reúso

O reúso de água possui diferentes classificações, pois pode acontecer de forma direta ou indireta, através de ações planejadas ou não. As respectivas classificações do reúso de água de acordo com CETESB (Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental) (2012) são:

- Reúso indireto não planejado da água: ocorre quando a água, utilizada em alguma atividade humana, é descarregada no meio ambiente e novamente utilizada a jusante, em sua forma diluída, de maneira não intencional e não controlada. Caminhando até o ponto de captação para o novo usuário, a mesma está sujeita às ações naturais do ciclo hidrológico (diluição, autodepuração). A Figura 1 ilustra esse tipo de reúso:

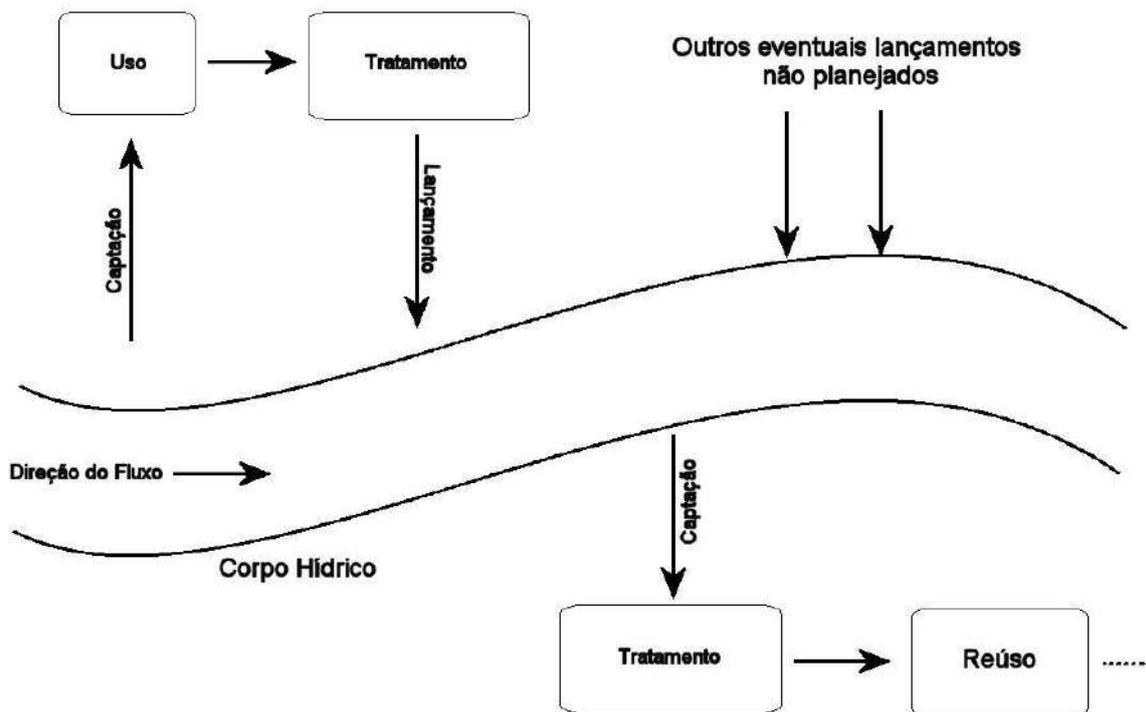


Figura 1: Reúso indireto não planejado da água (LAVRADOR, 1987 apud BARBOSA, 2009)

- Reúso indireto planejado da água: ocorre quando os efluentes, depois de tratados, são descarregados de forma planejada nos corpos de águas superficiais ou subterrâneas, para serem utilizadas a jusante, de maneira controlada, no atendimento de algum uso benéfico. O reúso indireto planejado da água pressupõe que exista também um controle sobre as eventuais novas descargas de efluentes no caminho, garantindo assim que o efluente tratado estará sujeito apenas a misturas com outros efluentes que também atendam ao requisito de qualidade do reúso objetivado.
- Reúso direto planejado das águas: ocorre quando os efluentes, depois de tratados, são encaminhados diretamente de seu ponto de descarga até o local do reúso, não sendo descarregados no meio ambiente. É o caso com maior ocorrência, destinando-se a uso em indústria ou irrigação. A Figura 2 ilustra este tipo de reúso:

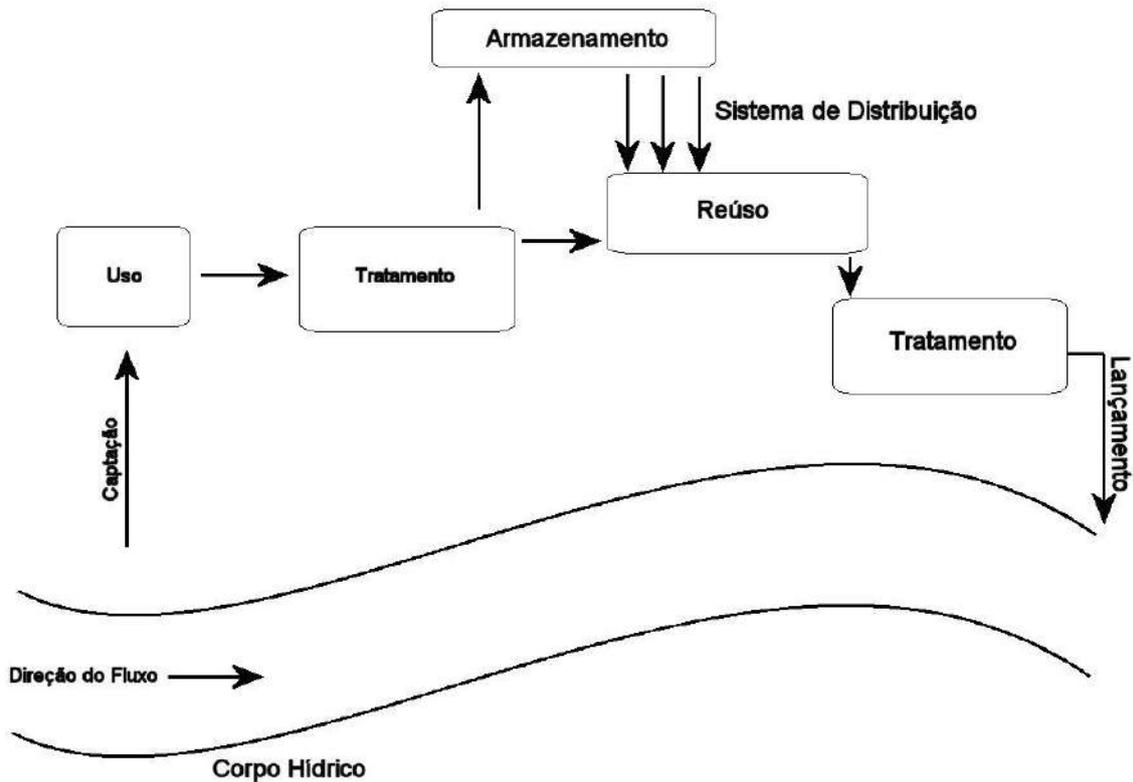


Figura 2: Reúso direto planejado da água (LAVRADOR, 1987 apud BARBOSA, 2009)

Segundo CETESB (2012), a água reciclada possui diversas aplicações, como por exemplo:

- Irrigação paisagística: parques, cemitérios, campos de golfe, faixas de domínio de auto-estradas, campi universitários, cinturões verdes, gramados residenciais.
- Irrigação de campos para cultivos: plantio de forrageiras, plantas fibrosas e de grãos, plantas alimentícias, viveiros de plantas ornamentais, proteção contra geadas.
- Usos industriais: refrigeração, alimentação de caldeiras, água de processamento.
- Recarga de aquíferos: recarga de aquíferos potáveis, controle de intrusão marinha, controle de recalques de subsolo.
- Usos urbanos não-potáveis: irrigação paisagística, combate ao fogo, descarga de vasos sanitários, sistemas de ar condicionado, lavagem de veículos, lavagem de ruas e pontos de ônibus, etc.
- Finalidades ambientais: aumento de vazão em cursos de água, aplicação em pântanos, terras alagadas, indústrias de pesca.
- Usos diversos: aquicultura, construções, controle de poeira, dessedentação de animais.

4.1.2. Leis e normas para água de reúso

O desenvolvimento das regulamentações, que permitem o reúso de água de acordo com princípios legais e técnicos, proporciona a saúde pública e a preservação do meio ambiente (ALMEIDA, 2011).

De acordo com Agência Nacional de Águas (2003), somente em 1981 o Brasil começou a contar com um arcabouço legal e com o ordenamento institucional necessário ao tratamento das questões ambientais, através da Política Nacional de Meio Ambiente (PNMA) e a criação do Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA).

Porém, de acordo com a Constituição Federal de 1988, compete à União legislar e instituir um sistema nacional para estabelecer sistema de gestão de água, cujos direitos constitucionais serão compartilhados com os estados e municípios onde os cursos d'água se encontram. Além disso, o Congresso Nacional instituiu a Política Nacional dos Recursos Hídricos (PNRH), pela lei 9.433 de 1997. Esta lei, conhecida como Lei das Águas, definiu instrumentos de gestão dos recursos hídricos, tais como o enquadramento dos corpos de água em classes; a cobrança pelo uso de recursos hídricos; outorga dos direitos de uso de recursos hídricos; os Planos de Recursos Hídricos; a compensação a municípios; e o sistema de Informações sobre Recursos Hídricos.

Além disso, a norma técnica NBR-13.969 (1997) abordou o reúso de água no Brasil como uma alternativa para o destino de esgotos domésticos ou com características semelhantes. Apesar de não ser uma lei e utilizar padrões tão simplificados, a partir desta norma foram definidas as seguintes classificações e respectivos valores de parâmetros para esgotos, conforme o reúso, que estão representados na Tabela 1:

Tabela 1: Classificações da água de reúso e respectivos valores de parâmetros para efluentes de acordo com NBR- 13969.

Água de Reúso	Aplicações	Padrões de Qualidade
Classe 1	Lavagem de carros e outros usos com contato direto com o usuário com possível aspiração de aerossóis pelo operador, incluindo chafarizes.	Turbidez < 5 uT Coliformes Termotolerantes < 200 NMP/100ml Sólidos Dissolvidos Totais < 200 mg/L pH entre 6 e 8 Cloro residual entre 0,5 mg/L a 1,5 mg/L
Classe 2	Lavagem de pisos, calçadas e irrigação de jardins, manutenção de lagos e canais paisagísticos, exceto chafarizes.	Turbidez < 5 uT Coliformes Termotolerantes < 500 NMP/100ml Cloro residual superior a 0,5 mg/L
Classe 3	Descarga em vasos sanitários.	Turbidez < 10 uT Coliformes Termotolerantes < 500NMP/100ml
Classe 4 *	Irrigação de pomares, cereais, forragens, pastagem para gados e outros cultivos através de escoamento superficial ou por sistema de irrigação pontual.	Coliformes Termotolerantes < 5000 NMP/100 ml Oxigênio dissolvido > 2,0 mg/L

*As aplicações devem ser interrompidas pelo menos 10 dias antes da colheita.

Além disso, o Conselho Nacional de Recursos Hídricos (CNRH) estabeleceu modalidades, diretrizes e critérios gerais para a prática de reúso direto não potável de água, e dá outras providências na resolução 54 em 2005. O reúso de água, de acordo com esta resolução, abrange modalidades como reúso para fins urbanos, agrícolas e florestais, ambientais, industriais, e na aquicultura. Já a CNRH N° 121 de 2010 é a única que prevê padrões para reúso direto não potável de água na modalidade agrícola e florestal.

Por enquanto, ainda não há normatização técnica específica para os sistemas de reúso da água no Brasil. Dessa forma, padrões internacionais ou orientações técnicas de instituições privadas são seguidas (ALMEIDA, 2011).

4.2. Processos de tratamento de efluentes

As empresas estão cada vez mais analisando, mudando e ajustando os processos produtivos para maximizar a eficiência, minimizar a geração de resíduos, gerar economias de energia, água, matérias-primas, controlar a emissão de poluentes e tratar resíduos. A fim de se alcançar boas eficiências de remoção de um determinado parâmetro, as técnicas são divididas em graus ou níveis diferentes (CAMMAROTA, 2011):

- Pré-tratamento ou tratamento preliminar;
- Tratamento primário;
- Tratamento secundário;
- Tratamento terciário.

4.2.1. Tratamento de esgoto para obtenção de água de reúso

De acordo com a NBR 13969, como regra geral, quanto maior a concentração do esgoto, seu processo de depuração se torna mais fácil. Logo, o planejamento do sistema de tratamento de esgotos é importante para redução de seu volume. Além disso, as diferentes formas de reúso de esgoto tratado é definido, regra geral, pelo uso mais restritivo quanto à qualidade de esgoto tratado. Dessa forma, podem-se determinar graus progressivos de tratamento conforme o volume estimado para cada um dos usos. Por exemplo, se o volume destinado para uso com menor exigência for expressivo, não haveria necessidade de se submeter todo o volume de esgoto a ser reutilizado ao máximo grau de tratamento, mas apenas uma parte, reduzindo-se o custo de implantação e operação (NBR 13969).

O processo de tratamento de esgoto, como está ilustrado na Figura 3, é classificado em preliminar, primário, secundário e terciário (VON SPERLING,1996).

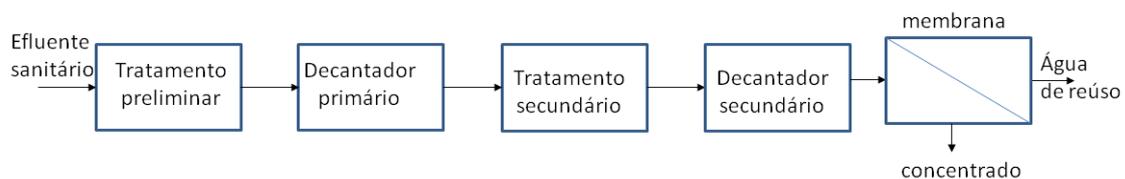


Figura 3: Diferentes níveis de tratamento aos quais o efluente pode ser submetido. Adaptado de Barbosa (2009)

No pré tratamento ou tratamento preliminar, ocorre a remoção de sólidos grosseiros e areia. A remoção dos sólidos grosseiros contribui para proteção dos dispositivos de transporte (bombas e tubulações), das unidades subsequentes, e dos corpos receptores (VON SPERLING,1996). Nesta fase de tratamento são empregadas técnicas como gradeamento, peneiramento, desarenação, neutralização, e equalização (Cammarota, 2011). A Figura 4 ilustra o tratamento preliminar do efluente sanitário.

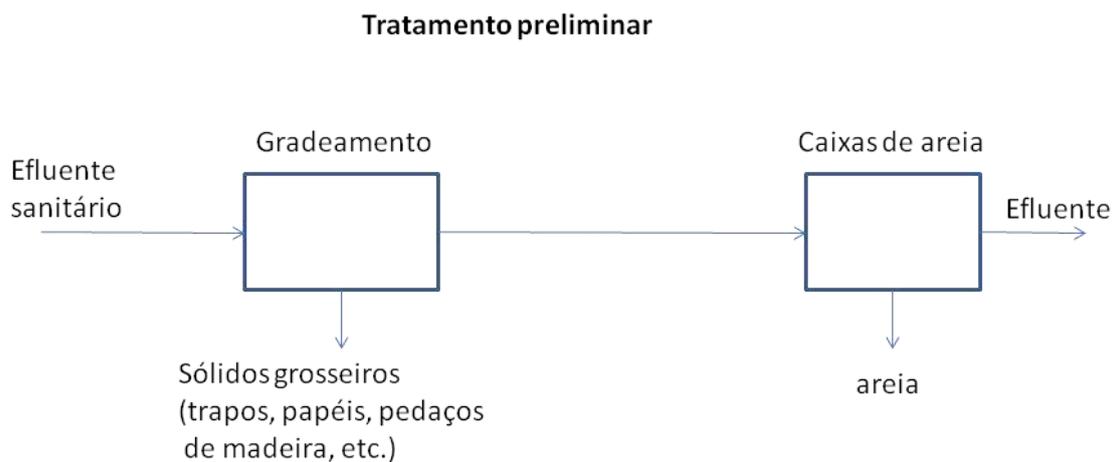


Figura 4: Tratamento preliminar do efluente sanitário. Adaptado de Von Sperling (1996).

O tratamento primário destina-se à remoção de sólidos em suspensão sedimentáveis e flutuantes e está ilustrado na Figura 5. Os esgotos fluem pelos decantadores, onde os sólidos em suspensão com densidade maior do que a do líquido circundante formam o lodo primário bruto. Em seguida, materiais flutuantes com densidade menor do que a do líquido circundante são coletados e removidos na superfície do tanque (VON SPERLING, 1996). As técnicas de sedimentação, coagulação/floculação, flotação, e precipitação química são empregadas nesta fase (CAMMAROTA, 2011).

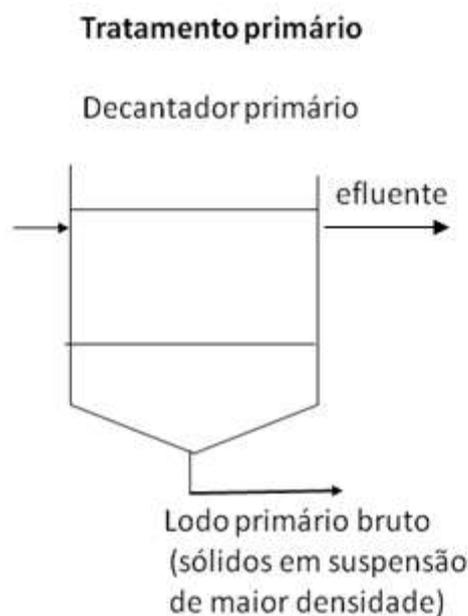


Figura 5: Tratamento Primário do efluente sanitário. Adaptado de Cammarota (2011).

O tratamento secundário visa remover a matéria orgânica dissolvida e em suspensão por reações bioquímicas, realizadas por micro-organismos (VON

SPERLING, 1996). Logo, a essência deste tratamento é converter a matéria orgânica biodegradável em gases e sólidos inorgânicos e material biológico sedimentável, que podem ser separados do efluente por sedimentação. Os processos como lodos ativados, lagoas aeradas, lagoas de estabilização, filtros biológicos, e digestores anaeróbios se destacam nesta fase de tratamento (CAMMAROTA, 2011).

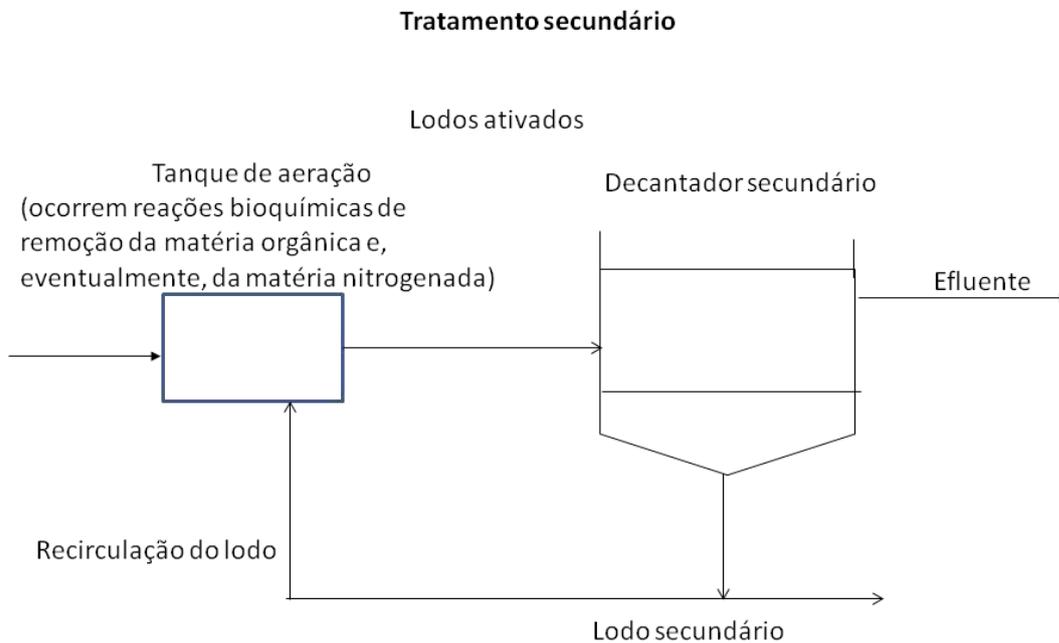


Figura 6: Tratamento Secundário de efluente sanitário. Adaptado de Cammarota (2011).

Finalmente, o tratamento terciário possui o objetivo de melhorar a qualidade de efluentes decorrentes dos tratamentos primário e/ou secundário. Este tratamento pode reduzir sólidos em suspensão, carga orgânica biodegradável e não biodegradável, micropoluentes, cor, sais minerais e nutrientes, através de processos como lagoas de maturação, filtração, troca iônica, processos com membranas, entre outros (Cammarota, 2011). Um esquema de tratamento terciário realizado por processos de separação por membranas está ilustrado na Figura 7.

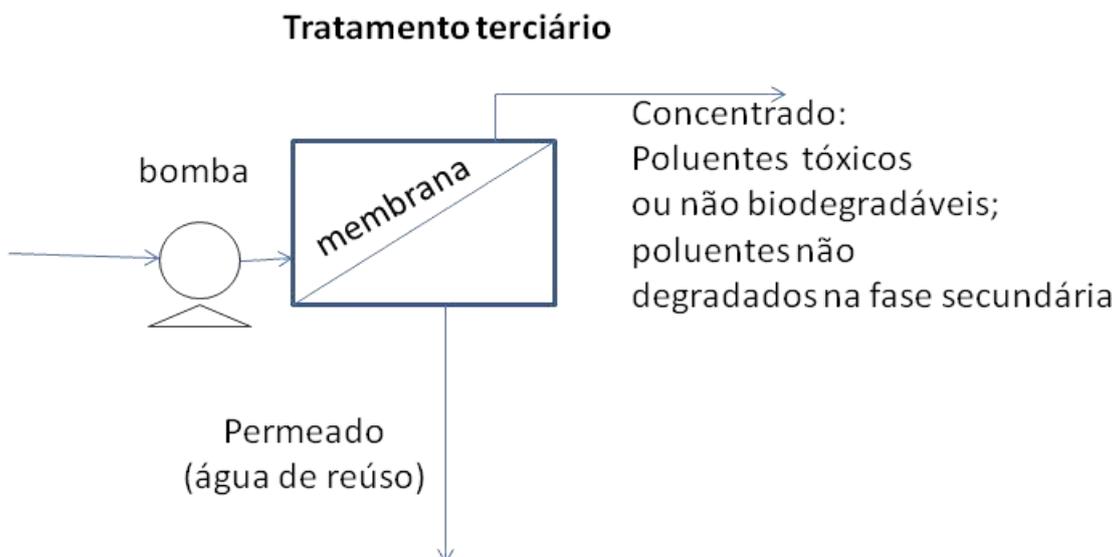


Figura 7: Tratamento terciário que o efluente sanitário pode ser submetido. Adaptado de Barbosa (2009)

4.3. Processo de Separação por Membranas (PSM)

Os processos de separação por membranas podem ser utilizados como tratamento terciário de efluentes e, portanto, são utilizados na produção de água de reúso. Entretanto, cada processo de separação por membranas possui diferentes características e, conseqüentemente, diferentes aplicações.

4.3.1. Descrição do processo de separação por membranas

Nos processos de separação por membranas (PSM), a vazão de alimentação é separada em duas correntes. A parcela que passa através da membrana consiste no permeado, enquanto o concentrado é a corrente enriquecida com solutos, ou sólidos retidos pela membrana (BARBOSA, 2009). Para ocorrer o transporte de uma espécie através da membrana, é necessária a existência de uma força motriz agindo sobre a mesma. Esta força motriz consiste, por exemplo, no gradiente de potencial químico, que pode ser expresso em termos do gradiente de pressão e de concentração (ou pressão parcial) (HABERT et al. ; 2006). A Figura 8 representa o sistema de transporte através de uma membrana.

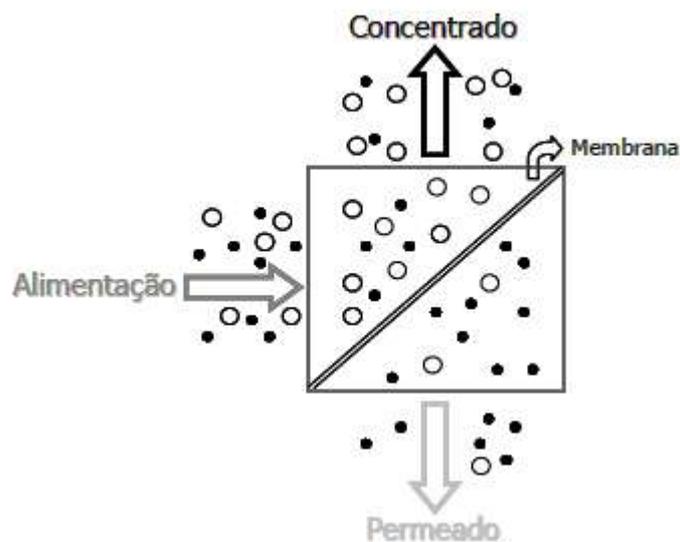


Figura 8: Representação esquemática do transporte de massa através de uma membrana (BERTOLDO, 2005)

Segundo Habert et al. (2006), os PSM possuem diversas aplicações nos mais diferentes setores de atividade de indústria química, na área médica, biotecnologia, indústria alimentícia e farmacêutica e tratamentos de águas industriais e municipais. Dentre os tratamentos de águas, incluem-se dessalinização de águas, tratamento de esgotos municipais, desmineralização de água para caldeiras, eliminação de traços orgânicos, etc.

Além disso, os PSM alcançaram o status de processos comerciais devido a vantagens desta tecnologia. Alguns pontos positivos dos PSM são: economia de energia (na maioria das vezes, a separação ocorre sem mudança de fase); seletividade; separação de compostos termolábeis (como os PSM são operados à temperatura ambiente, podem ser aplicados no fracionamento de misturas envolvendo substâncias termossensíveis); simplicidade de operação e escalonamento (HABERT et al. ; 2006).

Porém, segundo Viana (2005), os PSM apresentam também algumas desvantagens como custo elevado e a necessidade de troca periódica dos módulos. Entretanto, os custos relacionados à aplicação desta tecnologia estão sendo reduzidos expressivamente, pois a produção de membranas está em maior escala, maior número de empresas estão entrando no mercado e, se bem operadas, as membranas apresentam maior vida útil e fluxo permeado mais estável e elevado. Além disso, com as pesquisas na área de desenvolvimento de membranas, a frequência de substituição dos módulos está sendo reduzida (VIANA, 2005).

4.3.2. Classificação dos processos de separação por membranas

Existem diversos processos de separação por membranas, e de acordo com sua classificação, determina-se qual processo é mais adequado para uma determinada meta de projeto.

Dentre os processos de separação por membranas para tratamento de água, destacam-se a microfiltração(MF), ultrafiltração(UF), a nanofiltração(NF) e a osmose inversa(OI), que utilizam pressão hidráulica como força motriz para separar a água dos contaminantes (MIERZWA et al.,2008). As diferenças entre estes sistemas são o tamanho do poro e a pressão necessária para operação. As características gerais destes processos estão apresentadas na Tabela 2.

Tabela 2: Processos de Separação por Membranas Comerciais que utilizam pressão hidráulica como força motriz (Adaptado de HABERT et al. ; 2006).

Processo	Força Motriz	Material Retido	Material que Permeia	Aplicações
Microfiltração (MF)	ΔP (0,5 – 2 atm)	Material em Suspensão, Bactérias Massa molar > 500kDa (0,01 μ m)	Água e sólidos dissolvidos	Esterilização Bacteriana Clarificação de Vinhos e Cervejas Concentração de Células Oxigenação de Sangue
Ultrafiltração (UF)	ΔP (2 – 7 atm)	Colóides, Macromoléculas Massa molar > 5.000 Da	Água (Solvente) Sais solúveis de baixa massa molar	Fracionamento/concentração de proteínas Recuperação de pigmentos/óleos
Nanofiltração (NF)	ΔP (5 – 25 atm)	Moléculas de massa molar média 500 < PM < 2.000 Da	Água, sais e moléculas de baixa massa molar	Purificação de enzimas Biorreatores a membrana
Osmose inversa (OI)	ΔP (15 – 80 atm)	Todo material solúvel ou em suspensão	Água (Solvente)	Dessalinização de águas Concentração de suco de frutas Desmineralização de águas

O principal fator que governa a capacidade de separação de cada processo é a dimensão dos poros das membranas, pois a abertura dos poros representa uma barreira física para contaminantes que sejam maiores que a abertura dos mesmos. Além disso, a pressão de operação aumenta na medida em que o tamanho dos poros diminui. Dessa maneira, conforme a Figura 9, as membranas de osmose inversa (OI) possuem menor diâmetro de poro, trabalham com maiores pressões e apresentam maior capacidade de separação de contaminantes (OLIVEIRA, 2010). A Figura 9 ilustra a capacidade de separação por membranas que utilizam o gradiente de pressão como força motriz.

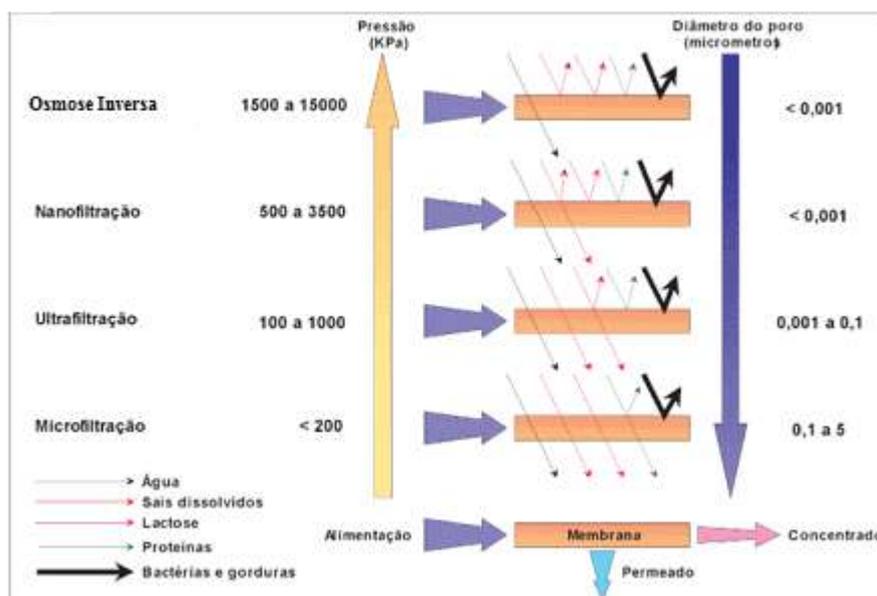


Figura 9: Características dos processos de separação por membranas que utilizam a pressão hidráulica como força motriz (MIERZWA et al.; 2008).

4.3.3. Morfologia das membranas

Além das diferentes características dos processos de separação por membranas que utilizam pressão hidráulica como força motriz, a morfologia das membranas também influencia a sua aplicação (HABERT et al.; 2006).

De um modo geral, as membranas podem ser classificadas em densas e porosas e as características da superfície da membrana vão definir a utilização de uma ou outra. Tanto as membranas densas como as porosas podem ser isotrópicas ou anisotrópicas, ou seja, podem ou não apresentar as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura. As membranas anisotrópicas possuem pele (espessura $\approx 1 \mu\text{m}$) com porosidade ou não, sustentada em uma estrutura porosa. Quando ambas as regiões são formadas por um único material, a membrana é anisotrópica integral. Caso os materiais sejam diferentes, a membrana é definida como anisotrópica composta. A Figura 10 apresenta as morfologias mais comuns observadas nas seções transversais de membranas comerciais (HABERT et al.; 2006).

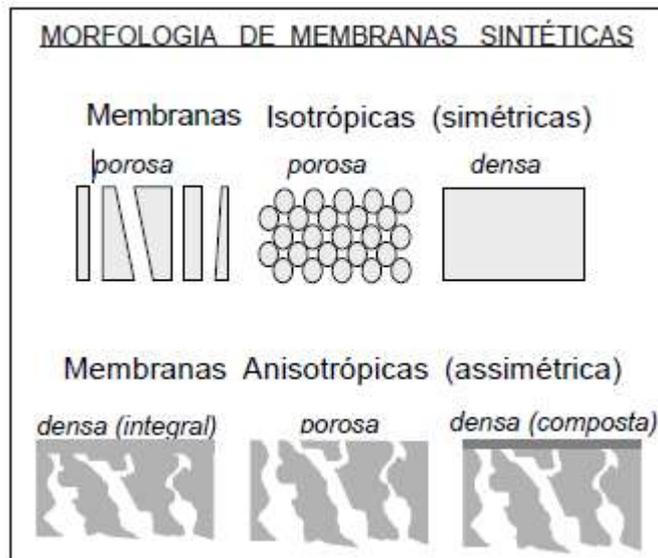


Figura 10: Representação esquemática da seção transversal dos diferentes tipos de morfologia de membranas sintéticas (HABERT et al. ; 2006).

Para membranas porosas, o transporte das espécies através da membrana pode ser convectivo ou difusivo. No caso das membranas densas, a capacidade seletiva é influenciada pela afinidade das diferentes espécies com o material da membrana (etapa de natureza termodinâmica) e pela difusão das mesmas através do filme polimérico (etapa de natureza cinética) (HABERT et al. ; 2006).

4.3.4. Fluxo permeado dos PSM que utilizam gradiente de pressão como força motriz

Para dimensionar um módulo de membranas, é necessário estudar o fluxo de permeado do processo. De um modo geral, para os processos que utilizam o gradiente de pressão como força motriz, o fluxo permeado é representado pela equação a seguir (HABERT et al. ; 2006):

$$J = A \cdot \text{TMP} \quad (1)$$

Em que:

A = permeabilidade hidráulica ($L \cdot h^{-1} \cdot m^{-2} \cdot \text{bar}^{-1}$);

TMP = Pressão transmembrana (bar).

A pressão transmembrana é definida como a média aritmética da soma das pressões afluente (P_A) e pressão de saída do concentrado (P_C) menos a pressão de saída do permeado (P_P) (HABERT et al. ; 2006):

$$\text{TMP} = \frac{(P_A + P_C)}{2} - P_P \quad (2)$$

Em que:

P_a : pressão da alimentação (bar);

P_C : pressão do concentrado (bar);

P_P : pressão do permeado (bar).

A equação (3) também descreve o fluxo do permeado através das membranas de MF, UF, NF e OI (HABERT et al. ; 2006):

$$J = \frac{Q_p}{A_m} \quad (3)$$

Em que:

J = Fluxo Permeado ($L \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$);

Q_p = vazão do permeado ($L \cdot h^{-1}$);

A_m = área da membrana (m^2).

4.3.4.1. Fluxo de Permeado para Osmose Inversa – Modelo Osmótico

Para determinar o fluxo de permeado da osmose inversa, precisa-se calcular a pressão transmembrana e a diferença de pressão osmótica. Logo, o modelo osmótico é importante para dimensionar um módulo de membranas de osmose inversa.

Segundo Habert et al. (2006), o modelo osmótico considera que a queda de fluxo, em relação ao fluxo do solvente puro, ocorre em função da pressão osmótica do soluto na solução. Logo, o fluxo permeado da solução equivaleria ao fluxo permeado do solvente puro, se o sistema fosse operado a uma pressão, ou uma diferença de pressão efetiva, igual a $(TMP - \Delta\pi)$, em que:

$$\Delta\pi = [\pi(C_m) - \pi(C_p)] \quad (4)$$

Sendo:

$\Delta\pi$ = diferença entre a pressão osmótica da uma solução em contato com a membrana (que se encontra numa concentração C_m de soluto) e a pressão osmótica da solução permeada (a uma concentração C_p do soluto) (bar);

C_m = concentração média de soluto na solução ($g \cdot L^{-1}$);

C_p = concentração de soluto no permeado ($g \cdot L^{-1}$).

Segundo a equação de Van't Hoff, a pressão osmótica pode ser calculada por:

$$\pi_i = C_i \cdot R \cdot T \quad (5)$$

Em que:

π_i = pressão osmótica do componente i (bar);

C_i = concentração do componente i ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$);

$R = 0,082$ ($\text{bar} \cdot \text{L} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$);

T = temperatura (K).

A concentração média de uma espécie na solução, por sua vez, é representada da seguinte maneira:

$$C_m = \frac{C_a + C_c}{2} \quad (6)$$

Em que:

C_m = concentração média de soluto na solução ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$);

C_a = concentração de soluto na alimentação ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$);

C_c = concentração de soluto no concentrado ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$);

Logo, para membrana de osmose inversa, o fluxo permeado pode ser expresso por:

$$J = A \cdot (\text{TMP} - \Delta\pi) \quad (7)$$

Em que:

A = permeabilidade hidráulica ($\text{L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{bar}^{-1}$);

TMP = Pressão transmembrana (bar);

$\Delta\pi$ = diferença entre a pressão osmótica da uma solução em contato com a membrana (que se encontra numa concentração C_m de soluto) e a pressão osmótica da solução permeada (a uma concentração C_p do soluto) (bar).

4.3.5. Seletividade da membrana em relação a um soluto

A seletividade da membrana também é importante para dimensionar um módulo de membranas. A seletividade é normalmente considerada como a rejeição para

misturas líquidas aquosas, onde um percentual de soluto é retido pela membrana. A retenção é dada pela Equação seguinte (BARBOSA, 2009):

$$Re(\%) = \left(1 - \frac{C_p}{C_a}\right) \cdot 100 \quad (8)$$

Em que:

Re=Rejeição (%);

C_a = concentração de soluto na alimentação ($g \cdot L^{-1}$);

C_p = concentração de soluto no permeado ($g \cdot L^{-1}$).

4.3.6. Recuperação do processo

Assim como a seletividade, a recuperação do processo também é necessária para o dimensionamento do módulo de membranas. Segundo Peig (2011), a recuperação é definida pela relação entre água produzida (permeado) e a água de alimentação do processo. A corrente de água com sólidos acumulados não recuperada no processo de separação consiste no concentrado. Em sistemas do tipo “dead-end” (filtração frontal) ou “cross-flow”(filtração com fluxo cruzado), a recuperação pode ser definida como:

$$\theta = \frac{Q_p}{Q_a} \quad (9)$$

Em que:

θ = Nível de recuperação;

Q_p = vazão de permeado ($L \cdot h^{-1}$);

Q_a = vazão de alimentação ($L \cdot h^{-1}$).

4.3.7. Configurações dos módulos com membranas

De acordo com a geometria das membranas, existem diferentes configurações de módulos que são dimensionados de formas distintas. As membranas podem apresentar a geometria plana e cilíndrica. A geometria plana engloba a configuração espiral e placa-e-quadro, enquanto a geometria cilíndrica engloba a configuração tubular, capilar e fibra oca. No caso das membranas planas, os módulos com espaçadores permitem aumentar fluxos secundários e melhorar a transferência de massa. Os módulos mais comuns são os de Placa-e-Quadro (Figura 11) e os Espirais (Figura 12) (HABERT et al. ; 2006).

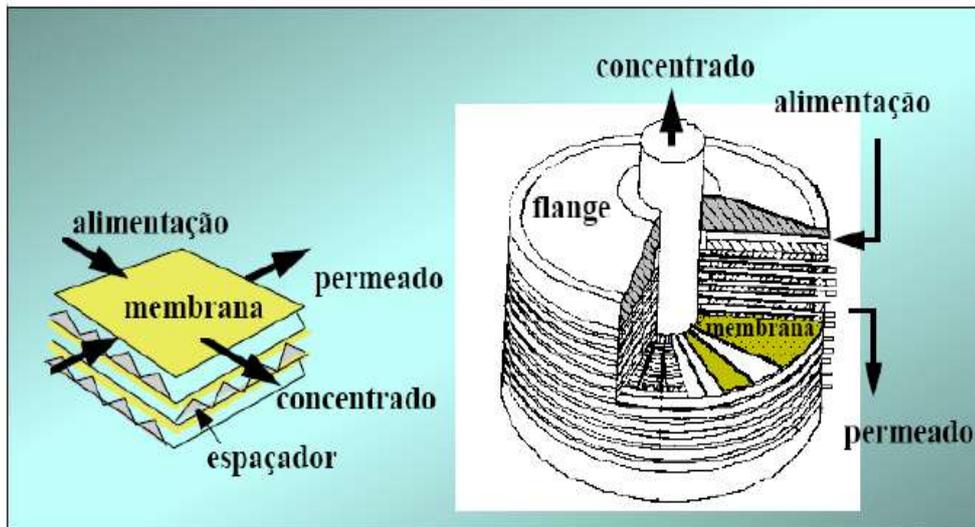


Figura 11: Módulo Placa e Quadro. (HABERT et al. ;2006).

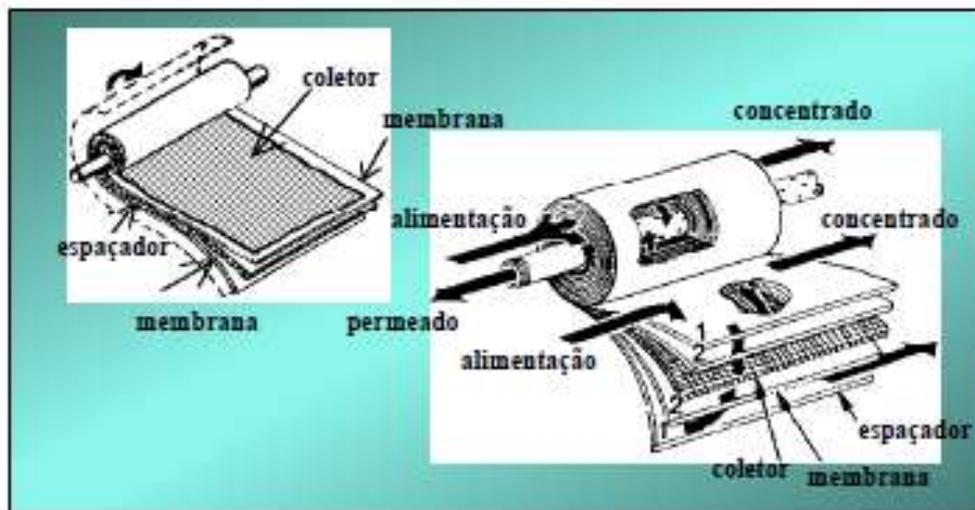


Figura 12: Módulo Espiral (HABERT et al, 2006).

A área de permeação de membranas planas é determinada da seguinte maneira quando possuem o formato circular:

$$A_m = \pi r^2 \quad (10)$$

Em que:

r = raio da membrana (m);

A_m = área da membrana (m^2).

E quando a membrana possui formato retangular, a sua área é calculada da seguinte forma:

$$A_m = x \cdot y \quad (11)$$

Em que:

x = comprimento da membrana (m);

y = largura da membrana (m);

A_m = área da membrana (m^2).

Enquanto as fibras ocas possuem diâmetro externo inferior a 0,5 mm, os capilares possuem diâmetro externo na faixa de 0,5 a 3,0 mm (HABERT et al.,2006). As membranas de geometria cilíndrica são auto-suportadas, aumentando a relação área/volume e diminuindo, significativamente, o custo de produção do módulo. Geralmente, para as membranas capilares a relação área/volume está entre 800 a 1.200 m^2/m^3 , e para as fibras-ocas esta relação situa-se em torno de 10.000 m^2/m^3 . Além disso, quanto menor o diâmetro das membranas, pior é o controle sobre a transferência de massa na solução que escoar por dentro da fibra ou capilar (HABERT et al.,2006). A Figura 13 mostra, esquematicamente, módulos contendo fibras-ocas e capilares.

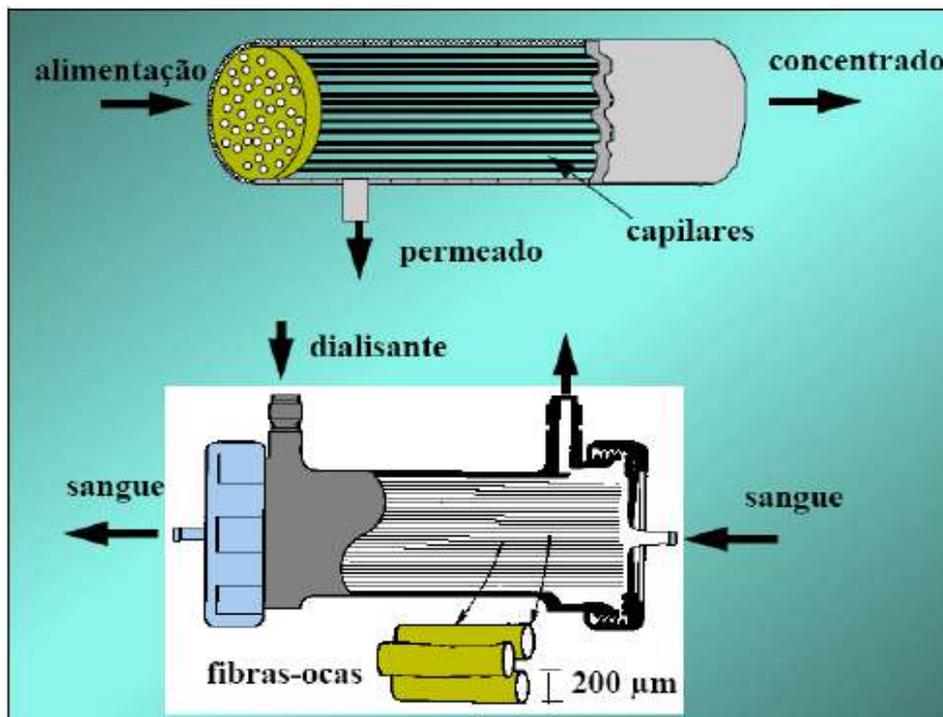


Figura 13: Módulos com membranas na forma Fibras Ocas e Capilares (HABERT et al. 2006).

A área de membranas de fibras ocas é determinada dessa forma:

$$A_m = n_f \pi D L \quad (12)$$

Em que:

A_m = área da membrana (m^2);

D = diâmetro externo da membrana (m);

n_f = número de fibras ocas;

L = comprimento útil do módulo (m).

4.3.8. Modos operacionais dos sistemas com membranas

Os modos operacionais dos sistemas são importantes para avaliar o comportamento do fluxo em função do tempo e, conseqüentemente, para o dimensionamento de um módulo com membranas.

Os PSM podem ser operados em fluxo cruzado ("cross flow filtration") ou em filtração frontal ("dead end filtration"). Na filtração frontal, o permeado passa através da membrana e o soluto, ou os materiais em suspensão, são retidos e acumulados na superfície da membrana. Assim, a concentração do soluto próximo à membrana aumenta com o tempo, caracterizando o modo de operação como transiente. Na filtração de fluxo cruzado a solução ou suspensão escoam paralelamente a superfície da membrana enquanto o permeado é transportado transversalmente a mesma. Neste caso, o escoamento paralelo à membrana limita o acúmulo do material retido sobre a mesma, possibilitando uma operação em condições de regime estabelecido de transferência de massa (HABERT et al., 2006).

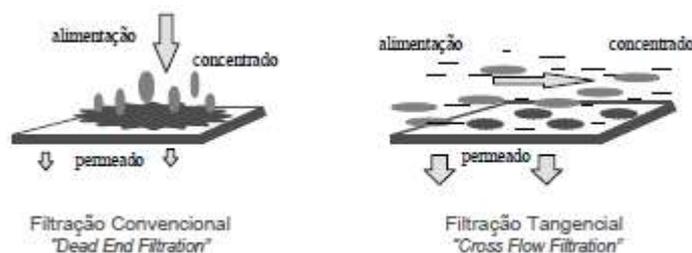


Figura 14: Comparação esquemática entre Filtração Convencional ("Dead End Filtration") e a Filtração em Fluxo Cruzado ("Cross Flow Filtration") ou Filtração Tangencial (HABERT et al. 2006).

4.3.9. Polarização de concentração e Incrustação

Alguns fatores que afetam o desempenho de um módulo com membranas são a polarização de concentração e a incrustação. Ao escolher um módulo de membranas para uma determinada aplicação, são necessários alguns cuidados para evitar ou reduzir a formação de incrustações.

Quando os PSM são utilizados para permear uma solução com solutos de baixa massa molar ou macromoléculas, sempre haverá aumento da concentração das espécies retidas próximo à superfície da membrana em função da seletividade do processo. Como a concentração do soluto próxima à superfície da membrana é maior, um movimento difusivo deste soluto ocorre no sentido de retornar ao seio da solução (Figura 15).

No caso da filtração frontal, mesmo com este mecanismo difusivo de retorno, a tendência predominante é o aumento da concentração de soluto na região próxima à membrana, obtendo um processo transiente.

Entretanto, na operação em fluxo cruzado pode-se obter um equilíbrio entre quantidade de soluto que é transportado em direção à membrana e a quantidade de soluto que se difunde da região próxima à superfície da membrana em direção ao seio da solução. Este equilíbrio resulta em um perfil de concentração de soluto, próximo a membrana, independente do tempo. Logo, o sistema pode ser operado em condições de regime estabelecido de transferência de massa, ou seja, fluxo permeado constante. Este fenômeno, que consiste na polarização de concentração, é inerente a qualquer processo de transporte seletivo. Nas operações em fluxo cruzado a polarização de concentração se estabelece em poucos minutos. A polarização de concentração provoca uma queda no fluxo permeado, relativa ao fluxo de solvente puro obtido na mesma pressão (HABERT et al., 2006).

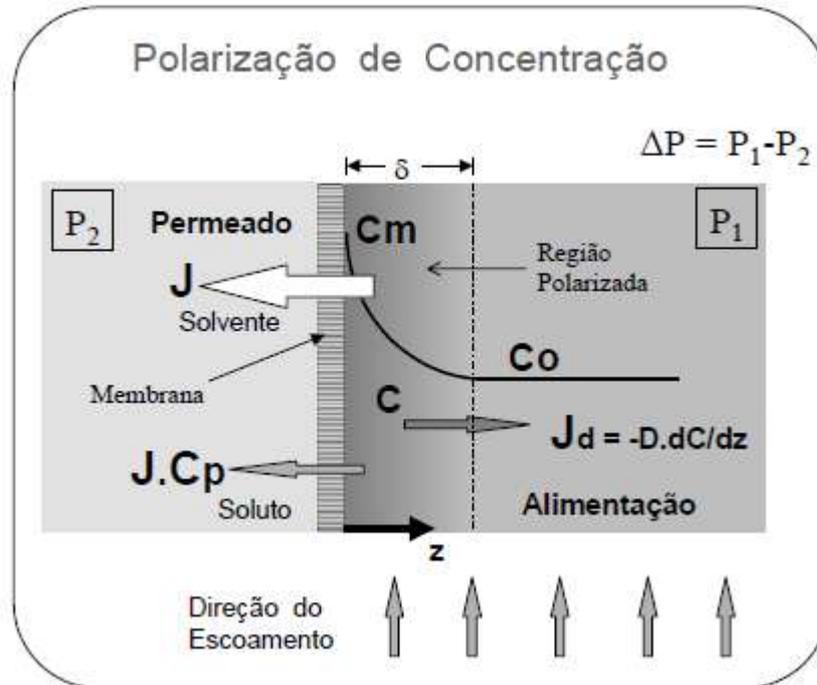


Figura 15: Polarização de Concentração nos PSM (HABERT et al. 2006).

Nos PSM, pode-se perceber uma queda contínua do fluxo permeado com o tempo, indicando que outros fenômenos, além da polarização de concentração, devem estar presentes durante o processamento. Esta variação de fluxo permeado com o tempo é atribuída a um conjunto de possíveis alterações na membrana provocada pelas espécies presentes na solução processada, definida como incrustação ou “fouling”. A Figura 16 ilustra o efeito da polarização de concentração e das incrustações no fluxo permeado nos PSM (HABERT et al., 2006).

Segundo Habert et al. (2006), os principais fatores contribuintes para as incrustações são: adsorção das moléculas de soluto na superfície da membrana ou/e no interior de seus poros; entupimento de poros por moléculas ou partículas em suspensão; depósito de material em suspensão sobre a superfície da membrana formando uma torta de filtração.

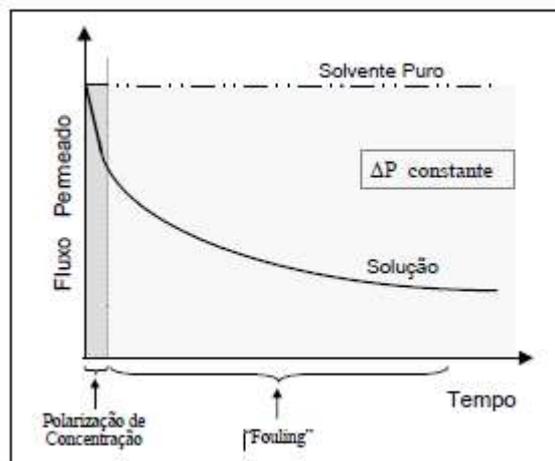


Figura 16 : Variação esquemática no fluxo permeado com o tempo de operação ocasionada por Polarização de Concentração e “Fouling”, operando em fluxo cruzado (HABERT et al., 2006).

4.3.10. Fluxo de permeado em função do tempo através do Modelo de Hermia

Visto que o fluxo permeado pode variar em função do tempo, é importante estudar como esta variação ocorre e qual é o valor de fluxo inicial para dimensionar um módulo com membranas.

O bloqueio de poros e formação de tortas depende da deposição de partículas na superfície da membrana. Na filtração “dead-end”, todas as partículas trazidas pelo fluxo permeado até a superfície, permanecerão eventualmente depositadas na superfície. Na filtração “cross-flow”, apenas uma fração trazida até a superfície permanecerá depositada, pois ocorrem os mecanismos de deposição e suspensão (SONG, 1998).

Segundo Cassini (2008), o declínio do fluxo permeado causado pelo bloqueio de poros ocorre, geralmente, em três fases distintas. Na primeira (I), os poros são parcialmente bloqueados pelas partículas presentes na solução de alimentação e a área efetiva de filtração diminui, causando um declínio inicial rápido no fluxo permeado. Na segunda fase (II), forma-se uma camada de torta na superfície da membrana, a qual é responsável pelo aumento da interrupção hidráulica e, conseqüentemente, por uma diminuição gradual do fluxo permeado com o tempo. Finalmente, na terceira fase (III), o fluxo permeado atinge um estágio secundário onde o fluxo de permeado em função do tempo é considerado constante. A Figura 17 apresenta o comportamento do fluxo permeado em função do tempo:

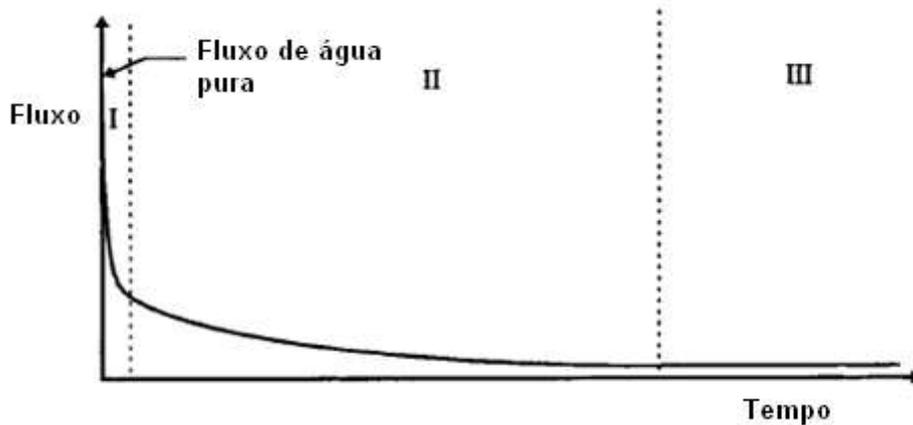


Figura 17: Representação esquemática das três fases do declínio do fluxo (Adaptado de SONG, 1998).

Ainda segundo Cassini (2008), Hermia desenvolveu quatro modelos empíricos correlacionando o fluxo permeado e o tempo, que equivalem a quatro tipos de incrustação: bloqueio completo, bloqueio padrão, bloqueio intermediário, e formação de torta. Esses modelos podem ser usados para filtração frontal e com fluxo cruzado. A equação abaixo representa este modelo:

$$\frac{d^2t}{dV^2} = K \left(\frac{dt}{dV} \right)^n \quad (13)$$

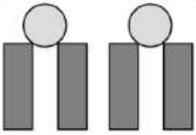
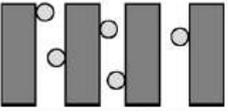
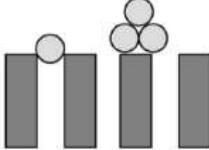
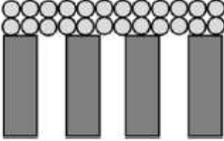
Na equação, t é o tempo de filtração(s), V é o volume de permeado(L), e k e n são constantes que caracterizam o mecanismo do processo de filtração. O parâmetro n pode ter os seguintes valores: $n=2$ (modelo de bloqueio completo), $n=1,5$ (modelo de bloqueio de poros padrão, no interior do poro), $n=1$ (modelo de bloqueio intermediário) e $n=0$ (modelo de bloqueio de poros devido à formação de torta).

No caso de bloqueio completo de poros ($n=2$), as moléculas presentes na solução são maiores que os poros da membrana e cada molécula bloqueia completamente um poro. Logo, quando $n=2$, só ocorre incrustação na superfície da membrana. Já o modelo de bloqueio de poros intermediário ($n=1$) é mais abrangente, pois apesar da incrustação também ocorrer somente na superfície da membrana (as moléculas possuem dimensões semelhantes ao tamanho dos poros da membrana), este modelo também considera a deposição das moléculas sobre as moléculas já aderidas à superfície da membrana. Entretanto, no modelo de bloqueio de poros padrão ($n=1,5$), o bloqueio ocorre no interior dos poros ao invés de ser na superfície (as moléculas são menores que o tamanho de poros). Finalmente, no modelo de formação de torta ($n=0$), as moléculas são maiores que os poros da membrana, e se depositam na superfície e umas sobre as outras atingindo uma alta concentração (CASSINI, 2008).

A Tabela 3 apresenta os quatro mecanismos de bloqueio de poros considerados pelo Modelo Hermia, com a equação linearizada correspondente a cada caso. Nas

equações, J_0 representa o fluxo permeado em $t=0$, e K_c, K_p, K_i e K_t são constantes das equações (CASSINI, 2008).

Tabela 3: Equações de Hermia para o fluxo da membrana (CASSINI, 2008).

	Nome do Modelo	Ilustração	Equação linearizada
$n = 2$	Bloqueio completo		$\ln J = \ln J_0 - K_c t$
$n = 1,5$	Bloqueio padrão		$\frac{1}{J^{0,5}} = \frac{1}{J_0^{0,5}} - K_p t$
$n = 1$	Bloqueio intermediário		$\frac{1}{J} = \frac{1}{J_0} - K_i t$
$n = 0$	Formação de torta		$\frac{1}{J^2} = \frac{1}{J_0^2} - K_t t$

4.3.11. Custo do tratamento de efluentes utilizando membranas

Visto que o tratamento de efluentes utilizando membranas possui diversas vantagens, é importante determinar o custo necessário para utilizar a tecnologia de membranas e verificar a viabilidade econômica.

Segundo Sethi (1997), os custos do tratamento de água utilizando os sistemas de membrana dependem do investimento inicial realizado para os módulos de membrana, juntamente com o equipamento associado e instalações, e os custos operacionais envolvidos na execução do processo. A estimativa é necessária para avaliar as despesas inerentes à utilização dos processos com membranas, para comparar com as tecnologias alternativas de tratamento, e para avaliar a melhor alternativa para obter água de reúso.

Segundo Peig (2011), o custo total da posse ou TCO (Total Cost of Ownership) é uma função econômica que considera todas as despesas relativas aos processos de membranas, desde o investimento inicial até a os custos de operação, manutenção e paradas ao longo da vida útil do equipamento.

A composição do TCO consiste nos custos de capital da planta, que representa a soma dos custos para a implantação do empreendimento amortizados durante a vida útil da planta de tratamento, e nos custos operacionais como energia elétrica, consumo de água, consumo de produtos químicos e reposição de membranas (PEIG, 2011).

4.3.11.1. Custos operacionais dos processos de separação por membranas

Uma parte do TCO consiste nos custos operacionais de uma planta. Os custos operacionais incluem despesas associadas com a energia necessária para executar a planta, produtos químicos utilizados no pré-tratamento, reposição de membranas, disposição do concentrado (PICKERING E WIESNER, 1993).

4.3.11.2. Custo de capital dos processos de separação por membranas

Além dos custos operacionais, o TCO também é composto pelo custo de capital. Segundo Pickering e Wiesner (1993), o custo de capital estimado é composto pelos custos não relacionados à membrana e pelo custo dos módulos de membrana. Os custos não relacionados à membrana incluem os custos de engenharia, obras civis, terreno, licenças ambientais, mão-de-obra, tubulações do processo, controle e instrumentação, bombas e painel elétrico (PICKERING E WIESNER, 1993).

A equação de custo dos módulos de membrana (C_{mm}) pode ser determinada por (PICKERING E WIESNER, 1993):

$$C_{mm} = C_{mod} \cdot N_{mod} \quad (14)$$

Em que:

C_{mm} = custo dos módulos de membranas (\$);

C_{mod} = Custo unitário do módulo de membranas (\$. elemento⁻¹);

N_{mod} = Número de módulos (unidades).

Peig (2011) estudou um modelo para otimização do projeto de sistemas de ultrafiltração, e desenvolveu um modelo econômico para determinar o custo de uma planta utilizando módulos de membranas de ultrafiltração com configuração de fibra oca. Neste modelo econômico, a modelagem do CAPEX (custo de capital) foi simplificada, consistindo apenas na multiplicação do valor do custo unitário das membranas pela quantidade de elementos instalados, conforme a equação 15. Por isso, o custo calculado pela equação 15 foi definido como CAPEX_p, que corresponde ao CAPEX parcial. Portanto, os custos do CAPEX não relacionados a membranas foram desconsiderados neste modelo de cálculo em virtude da ausência de curvas de custos confiáveis e atualizadas para a determinação do custo unitário.

$$\text{CAPEX}_p = C_{\text{mod}} \cdot N_{\text{mod}} \quad (15)$$

Em que:

C_{mod} = Custo unitário do módulo de membranas (\$. elemento⁻¹);

N_{mod} = Número de módulos (unidades).

4.3.11.3. Custo total dos processos de separação por membranas

Para o cálculo do custo total de propriedade (TCO), utiliza-se o fator de valor presente uniforme (VPU) determinado pela equação 16 (PEIG, 2011):

$$\text{VPU} = \frac{(1+i)^U - 1}{(1+i)^U \cdot i} \quad (16)$$

Em que:

i = taxa de juros anual (%);

U = vida útil da planta (anos).

Dessa maneira, o TCO é calculado pela soma dos custos de capital e dos custos operacionais ao longo da vida útil da planta, conforme a equação 17 (PEIG, 2012):

$$\text{TCO} = \text{CAPEX} + \text{OPEX} \cdot \text{VPU} \quad (17)$$

Em que:

CAPEX = Custo de capital (\$);

OPEX = Custo operacional (\$.ano⁻¹);

VPU = Fator de valor presente uniforme (anos).

5. APLICAÇÃO DE PSM PARA OBTENÇÃO DE ÁGUA DE REÚSO

Segundo Barbosa (2009), as técnicas de tratamento de efluente sanitário que utilizam tecnologia de membranas acopladas a outros processos são aplicadas com sucesso tanto em testes de bancada como em nível industrial. Barbosa (2009) utilizou a tecnologia de membranas como pós-tratamento de efluentes sanitários tratados biologicamente em uma estação de lodos ativados de um centro comercial da cidade do Rio de Janeiro.

Dessa forma, Barbosa (2009) descreve a análise de parâmetros físico-químicos e microbiológicos das amostras coletadas em diferentes dias para a alimentação do sistema de membranas. A partir da faixa destes parâmetros, Barbosa (2009) calculou um valor médio para comparar com os padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais INEA e CONAMA na Tabela 4.

Tabela 4: Média e faixa dos parâmetros físico-químicos microbiológicos do efluente utilizado na alimentação do sistema de membranas de Barbosa (2009); padrões de lançamento vigentes pelos órgãos CONAMA e INEA (adaptado de BARBOSA, 2009).

Parâmetros	Média do efluente secundário	Faixa do efluente secundário	CONAMA 430/2011	NT 202/86 e DZ215/2007 INEA/RJ
pH	6,9	6,77 – 7,22	5 - 9	5 - 9
Turbidez (NTU)	56,47	30,5 – 69,8		
Alcalinidade (mgCaCO₃ .L⁻¹)	269,87	264 – 275		
Nitrogênio amoniacal (mgN .L⁻¹)	61,40	48,8 – 83,9	< 20	
Fósforo dissolvido (mg.L⁻¹)	3,53	1,4 – 8,6		
Cloro (mg.L⁻¹)	120,07	96,8 – 132		
DQO (mg.L⁻¹ O₂)	93,98	68 – 145		

DBO (mg. L ⁻¹ O ₂)	21,33	17 – 30	< 120	40 a 180 ⁽¹⁾
SDT(mg.L⁻¹)	526,67	410 – 760		
SST(mg.L⁻¹)	53,00	45 – 66		40 a 180 ⁽¹⁾
Coliformes Termotolerantes (NMP/100 ml)	> 24196	> 24196		
MBAS(mg.L⁻¹)	1,00	1		
Cálcio(mg.L⁻¹)	9,17	5,9 – 11,31		
Magnésio (mg.L ⁻¹)	4,07	3,9 – 4,5		
COT(mg.L⁻¹)	15,11	13,7 – 17,4		
Sílica(mg . L⁻¹)	6,60	6,1 – 6,8		
Condutividade μS/cm	832	844 – 820		

(1) O valor depende da concentração de matéria orgânica

Nos testes experimentais de micro, ultra e nanofiltração, Barbosa (2009) utilizou o efluente sanitário tratado em uma Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) de lodos ativados de um Centro Comercial de grande porte situado na cidade do Rio de Janeiro (efluente bruto → ETE lodos ativados → efluente tratado → MF ou UF ou NF). No ensaio de osmose inversa, a alimentação do sistema foi o permeado do processo de microfiltração, realizado anteriormente para tratar o efluente do centro comercial (efluente bruto → ETE lodos ativados → efluente tratado → MF → OI).

Foram utilizadas membranas de fibra oca nos processos de MF e UF, e membranas planas nos processos de NF e OI. Logo, para as filtrações com as membranas planas (NF e OI), Barbosa (2009) utilizou uma célula de permeação de aço inoxidável 316 com área útil de membrana de 0,00777 m² e filtração tangencial. Para a MF e a UF, foram utilizados módulos de fibra oca com área de permeação igual a 0,09m², e com filtração tangencial.

Após a realização de testes com membranas de MF, UF, NF, OI, e a determinação de parâmetros físicos, químicos e microbiológicos dos permeados obtidos, Barbosa (2009) adquiriu resultados apresentados na Tabela 5. Dessa forma, com as

sugestões para reúso que enquadram a água em uma classe segundo a norma técnica NBR-13969, e com os padrões sugeridos para reúso em sistemas de resfriamento e usos não potáveis irrestritos por SABESP(2002) , Barbosa (2009) verificou qual a aplicação do permeado obtido para cada tipo de processo de membranas.

Tabela 5: Comparação dos parâmetros físicos, químicos e microbiológicos analisados por Barbosa (2009).

Parâmetros	MF	UF	NF	MF + OI	Sugestões para Reúso
pH	7,4	7,4	7,2	6,6	6-8 ⁽¹⁾ 6-9 ⁽⁵⁾
Turbidez (NTU)	0,9	0,3	0,02	0,02	<5NTU ⁽¹⁾⁽²⁾ <10 NTU ⁽³⁾ 2 ⁽⁵⁾
Alcalinidade (mgCaCO₃.L⁻¹)	253	258,8	132,0	26,4	100 ⁽⁵⁾
Nitrogênio amoniacal (mgN.L⁻¹)	52,0	55,9	39,7	7,5	1 ⁽⁵⁾
Fósforo dissolvido (mg.L⁻¹)	0,4	1,2	0,3	0,01	
Cloreto (mg.L⁻¹)	107,0	104,1	62,1	3,7	100 ⁽⁵⁾
DQO(mg. L⁻¹ O₂)	53,6	35,1	30,2	25,0	
DBO(mg. L⁻¹ O₂)	12,0	4,3	4,1	9,0	10 ⁽⁵⁾
SDT(mg. L⁻¹)	270,0	240,0	30,0	28,0	< 200 ⁽¹⁾ 500 ⁽⁵⁾
SST(mg.L⁻¹)	24,0	6,0	4,0	4,0	5 ⁽⁵⁾
Coliformes Termotolerantes (NMP/100 ml)	0,0	0,0	0,0	0,0	< 200 ⁽¹⁾ < 500 ⁽²⁾⁽³⁾⁽⁴⁾ 0 ⁽⁵⁾

MBAS(mg.L⁻¹)	0,7	0,5	0,4	0,1	
Cálcio(mg.L⁻¹)	9,4	9,8	0,5	0,3	
Magnésio (mg.L⁻¹)	1,5	2,2	0,07	0,04	
COT(mg.L⁻¹)	12,2	13,5	3,9	3,9	
Sílica(mg.L⁻¹)	6,4	6,4	4,5	0,0	50 ⁽⁵⁾
Condutividade μS/cm	754,0	740,0	551,0	498,0	

- (1) Classe 1 NBR-13969 (lavagem de carros e outros usos com contato direto com o usuário com possível aspiração de aerossóis pelo operador, incluindo chafarizes)
- (2) Classe 2 NBR-13969 (lavagem de pisos, calçadas e irrigação de jardins, manutenção de lagos e canais paisagísticos, exceto chafarizes)
- (3) Classe 3 NBR-13969 (descarga em vasos sanitários)
- (4) Classe 4 NBR-13969 (Irrigação de pomares, cereais, forragens, pastagem para gados e outros cultivos através de escoamento superficial ou por sistema de irrigação pontual)
- (5) Padrões sugeridos para reúso em sistemas de resfriamento e usos não potáveis irrestritos por SABESP(2002)

Segundo a Tabela 5, os permeados de MF, UF e NF se enquadram nas exigências para água de reúso da classe 2 (lavagem de pisos, calçadas e irrigação, manutenção de lagos e canais paisagísticos, exceto chafarizes) e 3 (descarga em vasos sanitários). Porém, em todos os casos, os permeados precisam passar por um processo de cloração para atender às recomendações quanto à presença de coliformes. Além disso, o permeado de OI pode se enquadrar na classe 1 (lavagem de carros e outros usos com contato direto com usuário), passando por processo de cloração. Portanto, mesmo em descarga sanitária, a água que permeia as membranas precisa ser clorada.

6. METODOLOGIA DO TRABALHO

O projeto de dimensionamento do módulo de separação de membranas foi constituído de acordo com as seguintes etapas:

- Fluxograma;
- Modelagem Matemática;
- Estimativa do fluxo de permeado inicial pelo modelo de Hermia;
- Estudos de casos de aplicação de diferentes módulos de permeação por membranas para obtenção de água de reuso;
- Estimativa do custo da utilização de membranas de microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose inversa para tratamento de efluentes.

O fluxograma foi montado a partir de um estudo das considerações apresentadas na literatura.

A modelagem matemática do processo de separação por membranas foi efetuada de acordo com informações presentes na literatura. Para o dimensionamento do módulo de membranas, é importante saber o fluxo de permeado inicial, assim como o seu comportamento durante o tempo. Logo, estimou-se o fluxo de permeado inicial pelo modelo de Hermia com os dados experimentais de Barbosa (2009). A partir do fluxo calculado pelo modelo de Hermia, determinou-se a área de membrana necessária para todos os PSMs estudados. A vazão de permeado utilizada foi equivalente ao consumo de água típico de um Centro Comercial de grande porte.

O consumo de água de um centro comercial depende de alguns parâmetros como a área construída, número de lojas, tipos de lojas, número de funcionários, tipo do sistema de ar condicionado, entre outros (SANTOS E SANCHES, 2001). Um centro comercial de grande porte situado no Rio de Janeiro consome cerca de 4L/trabalhador/m² de água (FECOMERCIO, 2010) e possui aproximadamente 186.387 m² de área construída (ABRASCE,2013). Logo, o dimensionamento foi realizado para os módulos de membranas necessários para capacidade igual a 31,1 m³. h⁻¹.

Barbosa (2009) realizou um estudo prático, em escala de laboratório, de avaliação dos processos de separação por membranas para o tratamento terciário de esgotos sanitários para gerar água de reúso. Utilizando os processos de microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose inversa, Barbosa (2009) estudou a qualidade do permeado obtido e verificou em qual classe estabelecida pela norma NBR—13969 (classifica a água de reúso em diferentes classes com distintas aplicações de acordo com a sua qualidade) o permeado se enquadrava, como descrito no item 5 e demonstrado na Tabela 5.

Com os resultados de Barbosa (2009) e a partir das exigências estabelecidas pela norma NBR-13969, foram avaliados quatro estudos de casos para avaliar e comparar os módulos de cada processo de separação por membranas. Para avaliação da configuração e áreas de membranas, foram utilizados dados de sistemas comerciais de membranas. Como não se dispunha de todos os dados necessários (custo, tamanho de módulo, tamanho de fibra, etc) para um mesmo fabricante, foram utilizados dados de diferentes fabricantes, mas de configurações semelhantes. Os quatro estudos de casos realizados são:

- **1º Estudo de Caso:**

Segundo Barbosa (2009), o permeado de microfiltração se enquadra nas exigências de água de reúso das classes 2 e 3, estabelecidas pela norma técnica NBR-13969. A água de reúso da classe 2 possui aplicação em lavagem de pisos, calçadas e irrigação de jardins, manutenção de lagos e canais paisagísticos, exceto chafarizes. Além disso, a água de classe 3 é aplicada na descarga em vasos sanitários.

Dessa forma, o primeiro estudo de caso consiste na determinação da quantidade de fibras ocas de microfiltração necessárias para o módulo comercial, e no cálculo da relação entre a área de permeação das fibras e o volume ocupado pelo módulo. Foi estudado um módulo comercial de microfiltração com membranas de fibras ocas (PAM-MEMBRANAS SELETIVAS, 2013).

Além disso, foi determinado o número de módulos necessários para a área de membrana calculada a partir dos fluxos de permeado estimados pelo modelo de Hermia anteriormente.

- **2º Estudo de Caso:**

Segundo Barbosa (2009), o permeado de ultrafiltração apresentou as mesmas características que o de microfiltração. Portanto, o permeado também se enquadra na classe 2 (cujas aplicações são lavagem de pisos, calçadas e irrigação de jardins, manutenção de lagos e canais paisagísticos, exceto chafarizes) e na classe 3 (cuja aplicação é descarga em vasos sanitários) estabelecidas pela norma técnica NBR-13969.

Dessa maneira, o segundo estudo de caso consiste na determinação da relação entre a área de permeação das membranas de fibra oca de ultrafiltração de um módulo comercial e o volume do módulo. Foi estudado um módulo comercial de ultrafiltração com membranas de fibras ocas (DOW WATER & PROCESS SOLUTIONS, 2013).

Além disso, foi determinado o número de módulos necessários para a área de membrana calculada a partir dos fluxos de permeado estimados pelo modelo de Hermia anteriormente.

- **3º Estudo de Caso:**

Segundo Barbosa (2009), o permeado de nanofiltração se enquadrou nas classes 2 e 3 estabelecida pela norma técnica NBR-13969.

Desse forma, o terceiro estudo de caso consiste na determinação da relação entre a área de permeação e o volume ocupado pelo módulo comercial de membranas espirais de nanofiltração. Foi estudado um módulo comercial de nanofiltração com membranas espirais (DOW WATER & PROCESS SOLUTIONS, 2013).

Além disso, foi determinado o número de módulos necessários para a área de membrana calculada a partir do fluxo de permeado estimado pelo modelo de Hermia anteriormente.

- **4º Estudo de Caso:**

De acordo com Barbosa (2009), o permeado de osmose inversa se enquadrou na classe 1 (cuja aplicações são lavagem de carro e outros usos com contato direto com o usuário com possível aspiração de aerossóis pelo operador, incluindo chafarizes) estabelecida pela norma técnica NBR-13969.

Dessa maneira, o quarto estudo de caso consiste na determinação da relação entre a área de permeação e o volume ocupado pelo módulo comercial de membranas espirais de osmose inversa. Foi estudado um módulo comercial de osmose inversa com membranas espirais (DOW WATER & PROCESS SOLUTIONS, 2013).

Além disso, foi determinado o número de módulos necessários para a área de membrana determinada a partir do fluxo de permeado obtido de Barbosa (2009).

- **Estimativa de custos da utilização de membranas de microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose inversa para tratamento de efluentes**

Os custos operacionais dos sistemas com membranas dependem de diversos fatores, são específicos e estimados através de uma planta piloto ou um projeto detalhado (NEMETH et al., 2003).

Além disso, o CAPEX foi determinado pelo modelo simplificado e utilizado por Peig (2011), que desconsidera os custos não relacionados a membranas em virtude da ausência de curvas de custos confiáveis e atualizadas para a determinação do custo unitário, como descrito no item 4.3.11.2. Logo, determinou-se apenas o custo de capital parcial (CAPEX_p).

Logo, os custos parciais de capital foram calculados a partir da equação 18 com dados dos módulos comerciais de cada processo de separação por membranas avaliados nos estudos de casos anteriores. Para os processos de MF, UF, NF e OI, foi considerado o custo dos módulos de empresas com padrões similares aos avaliados nos estudos de caso (WATERANYWHERE; 2013).

- **Cálculo do custo de capital parcial (CAPEX_p)**

$$\text{CAPEX}_p = C_{\text{mod}} \cdot N_{\text{mod}} \quad (18)$$

Em que:

C_{mod} = Custo unitário do módulo membranas (\$·elemento⁻¹);

N_{mod} = Quantidade de elementos instalados (unidades).

Peig (2011) estudou um modelo econômico de uma planta com módulos de membranas de UF do tipo fibra oca com custo unitário igual a R\$ 8500. Logo, o valor do custo de capital parcial a partir do módulo utilizado na literatura (PEIG, 2011) foi comparado com os resultados obtidos no presente trabalho.

- **Vantagem do tratamento terciário de esgoto sanitário utilizando membranas**

O cálculo básico de uma conta cobrada pela CEDAE (Companhia Estadual de Águas e Esgotos) obedece aos seguintes fatores (GUIA DO USUÁRIO NOVA CEDAE, 2012):

- Categoria do imóvel (comercial, industrial, residencial, ou público);
- Número de economias (unidades);
- Número de dias de consumo;
- Volume de água faturado;
- Valor da tarifa.

O cálculo do valor de água faturado obedece a faixas de consumo que, para o comércio, se dividem em (GUIA DO USUÁRIO NOVA CEDAE, 2012):

- De 0 a 20 m³;
- De 21 a 30m³;
- Acima de 30 m³.

Para calcular o volume máximo a ser cobrado em cada faixa de consumo, multiplica-se o limite de cada uma pelo número de economias. O volume é então distribuído pelas faixas (em ordem crescente). Multiplica-se o volume de cada faixa pela tarifa correspondente, soma-se os valores obtidos e chega-se ao valor da água consumida (GUIA DO USUÁRIO NOVA CEDAE, 2012).

As tarifas da CEDAE (Companhia Estadual de Águas e Esgotos) variam de acordo com a localidade, a categoria do imóvel e com o volume de água consumida. Para o comércio localizado na área A, as tarifas são: R\$ 7,89 (consumo de até 20 metros cúbicos); R\$13,91 (consumo entre 21 e 30 metros cúbicos); e R\$ 14,86 (consumo superior a 30 metros cúbicos) (CEDAE, 2013). O custo de água para um centro comercial de grande porte (com aproximadamente 578 lojas) sem o reúso foi calculado para determinar a economia obtida através da utilização de membranas para reutilizar 70% da vazão típica do consumo de água (22380 m³/mês).

7. RESULTADOS E DISCUSSÃO

7.1. Fluxograma do módulo de separação de membrana

A Figura 18 apresenta um esquema que utiliza um módulo de separação com membranas para o tratamento terciário do efluente sanitário (que sai do decantador secundário):

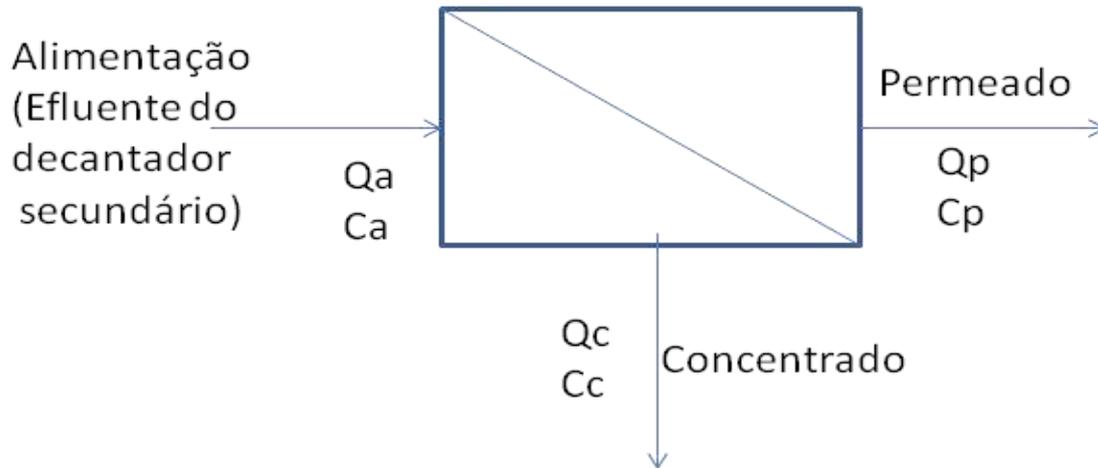


Figura 18: Módulo de permeação com membranas

O efluente que sai do reservatório é bombeado para permear a membrana e origina as correntes de permeado e concentrado.

7.2. Modelagem do módulo de separação de membrana

As equações que representam o balanço de um determinado componente do efluente do decantador secundário estão representadas abaixo:

- **Balanço total para o módulo**

$$Q_a = Q_p + Q_c \quad (19)$$

- **Balanço ao soluto para o módulo**

$$Q_a C_a = Q_c C_c + Q_p C_p \quad (20)$$

Em que:

C = concentração ($g \cdot L^{-1}$);

Q = vazão volumétrica ($L \cdot h^{-1}$);

a = alimentação;

p = permeado;

c = concentrado.

- **Seletividade do processo**

A seletividade está representada pela retenção, que é dada pela seguinte equação:

$$R(\%) = \left(1 - \frac{C_p}{C_a}\right) \cdot 100 \quad (21)$$

Em que:

R=Rejeição(%);

C_a = concentração de soluto na alimentação ($g \cdot L^{-1}$);

C_p = concentração de soluto no permeado ($g \cdot L^{-1}$).

- **Recuperação do processo**

A recuperação é definida pela relação entre água produzida (permeado) e a água de alimentação do processo :

$$\theta = \frac{Q_p}{Q_a} \quad (22)$$

Em que:

θ = Nível de recuperação;

Q_p = vazão de permeado ($L \cdot h^{-1}$);

Q_a = vazão de alimentação ($L \cdot h^{-1}$).

- **Fluxo Permeado**

Para determinar o fluxo do permeado através das membranas de MF, UF, NF e OI, foi utilizada a equação 23. É importante ressaltar que o fluxo de permeado utilizado nos cálculos de dimensionamento do módulo foi o valor do fluxo inicial obtido pelo modelo de Hermia utilizando os dados contidos em Barbosa (2009).

Sabendo que a vazão de permeado é igual ao produto do fluxo e da área de membrana, tem-se que:

$$J_0 = \frac{Q_p}{A_m} \quad (23)$$

Em que:

J_0 = Fluxo Inicial de Permeado ($L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$);

Q_p = vazão do permeado ($L \cdot h^{-1}$);

A_m = área da membrana (m^2).

7.2.1. Dimensionamento

Segundo Perlingeiro (2005), no dimensionamento o modelo é aplicado para calcular as principais dimensões dos equipamentos e do consumo de utilidades, etc para atingir as metas de projeto. Para dimensionar, são necessárias informações como as variáveis conhecidas, as metas de projeto e de operação. Portanto, a partir do balanço de informação, pode-se determinar os Graus de Liberdade e a consistência do problema.

Sendo J_0 , Q_a , Q_p , C_a , C_p as variáveis especificadas (E) e Q_a , Q_p , Q_c , C_a , C_p , C_c , θ , J_0 , A_m as variáveis totais (V), pode-se dimensionar um módulo de membranas utilizando as seguintes equações (N) :

1. Balanço Global: $Q_a = Q_p + Q_c$
2. Balanço ao componente: $Q_a C_a = Q_c C_c + Q_p C_p$
3. Definição: $\theta = \frac{Q_p}{Q_a}$
4. Definição: $J = \frac{Q_p}{A_m}$

Logo, o modelo é consistente determinado e admite uma solução única, pois não apresenta graus de liberdade, como é mostrado a seguir:

Balanço de informação

$$G = V - E - N = 9 - 5 - 4 = 0$$

7.3. Fluxo de permeado em função do tempo utilizando Modelo de Hermia

- **Microfiltração**

Através do modelo de Hermia foram estimadas as constantes da equação linearizada, assim como o fluxo inicial importante para os cálculos de dimensionamento. Para as membranas de MF, UF e NF foram testados os modelos de linearização admitindo bloqueio padrão, bloqueio completo, bloqueio intermediário e formação de torta com os dados de Barbosa (2009). Finalmente, os modelos que

ajustaram os dados experimentais da melhor maneira foram escolhidos para poder determinar os valores de fluxo inicial de permeado.

Barbosa (2009) realizou dois testes com membranas de microfiltração e de ultrafiltração e um teste para membranas de nanofiltração e osmose inversa. Portanto, neste trabalho foram utilizados os dois conjuntos de dados experimentais de MF e UF e um conjunto de dados experimentais de NF e OI.

O modelo que mais se ajustou aos dois testes para o processo de microfiltração foi o de formação de torta. Os gráficos obtidos pelos dois testes de Barbosa (2009) estão apresentados na Figura 19 e na Figura 20:

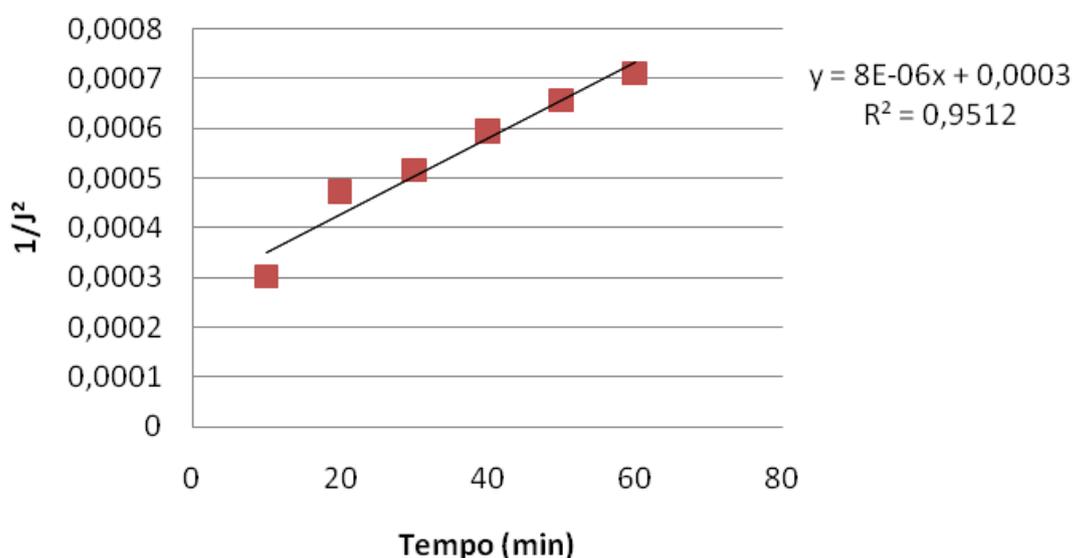


Figura 19: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de MF com os dados experimentais de Barbosa (2009) (Teste experimental 1).

Os parâmetros da equação de Hermia para formação de torta obtidos pelo gráfico do teste 1 de MF são:

$$Kt = -8E-06 \text{ L}^{-2} \cdot \text{h} \cdot \text{m}^4$$

$$J_0 = 57,73503 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^2$$

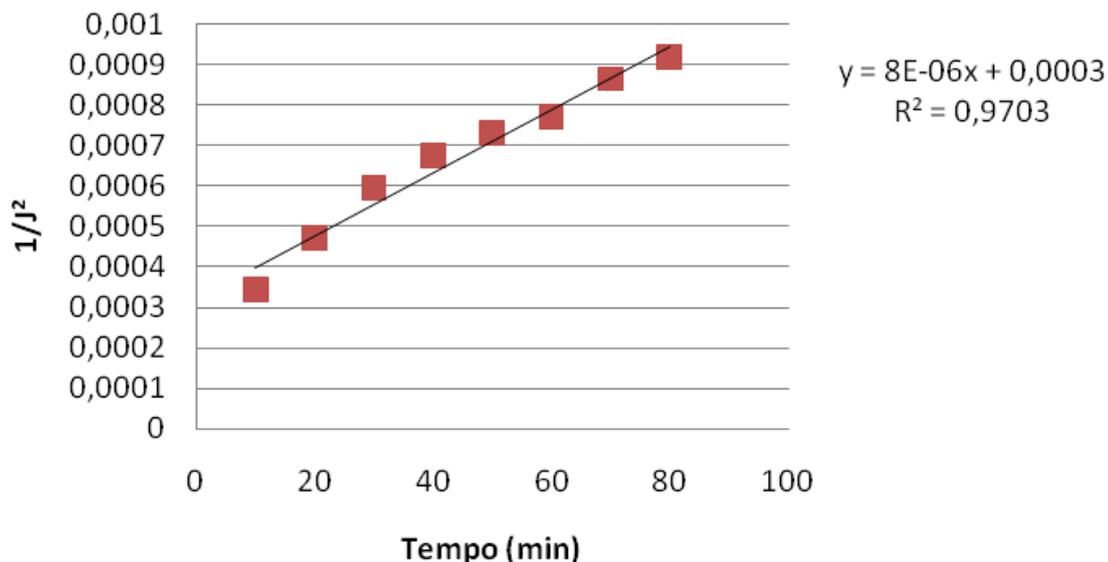


Figura 20: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de MF utilizando os dados experimentais de Barbosa (2009) (Teste experimental 2).

Os parâmetros da equação de Hermia para formação de torta obtidos pelo gráfico do teste 2 de MF são:

$$Kt = -0,000008 \text{ L}^{-2} \cdot \text{h} \cdot \text{m}^4$$

$$J_0 = 57,73502692 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$$

Dos modelos descritos no item 4.3.10, o valor de coeficiente de correlação linear (R^2) indica que o modelo de formação de torta se ajustou melhor aos dois testes do processo de microfiltração. Além disso, os valores de J_0 e Kt obtidos para os dois testes de microfiltração foram praticamente iguais.

Como os poros das membranas de microfiltração são maiores do que os de outros processos que utilizam pressão como força motriz, esperava-se um bloqueio no qual as moléculas fossem menores que os poros. Porém, é provável que moléculas maiores que os poros da membrana estavam presentes na alimentação do processo, e se depositaram na superfície e umas sobre as outras, atingindo uma alta concentração.

Além disso, a formação de torta pode ser explicada pela alta turbidez do efluente utilizado na alimentação do sistema de membranas, conforme a Tabela 4 do item 5. Portanto, uma possível explicação para a elevada turbidez e a conseqüente formação de torta seria a decantação inadequada do processo de tratamento do efluente sanitário.

Com o valor do fluxo permeado e a vazão de permeado do processo, pode-se determinar a área de membrana de acordo com a equação 23 do item 7.2. Portanto, considerando $J_0=57,735 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$, sabe-se que a área de membrana necessária para $31,1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ corresponde a $538,7 \text{ m}^2$.

- **Ultrafiltração**

O modelo que mais se ajustou aos dois testes com o processo de ultrafiltração foi o de bloqueio completo. Os gráficos obtidos pelos dois testes da tese de BARBOSA (2009) estão apresentados nas Figuras 21 e 22:

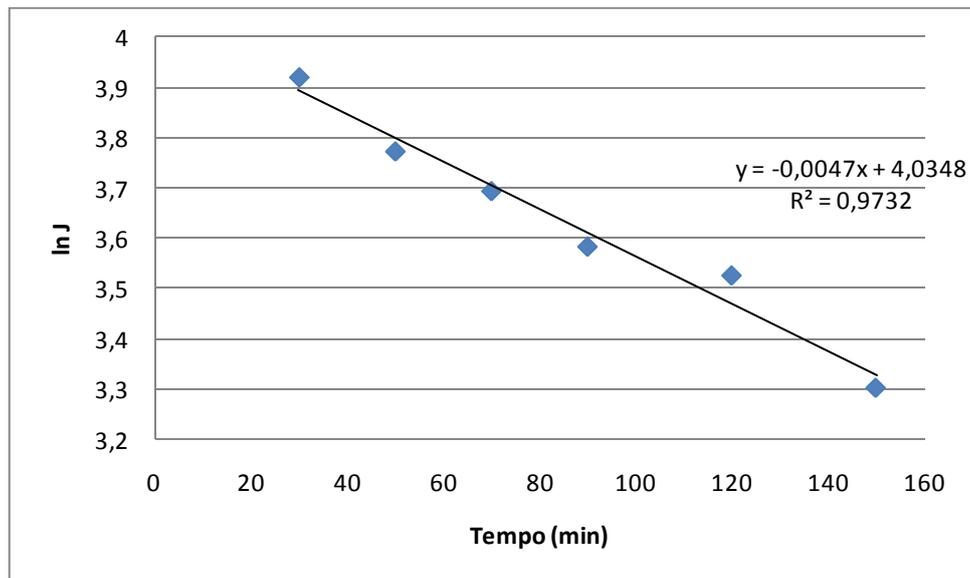


Figura 21: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de UF utilizando dados experimentais de Barbosa (2009) (Teste experimental 1).

Os parâmetros da equação de Hermia para bloqueio padrão obtidos pelo gráfico do teste 1 de UF são:

$$K_c = -0,00047 \text{ L} \cdot \text{h}^{-2} \cdot \text{m}^{-2}$$

$$J_0 = 56,53 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$$

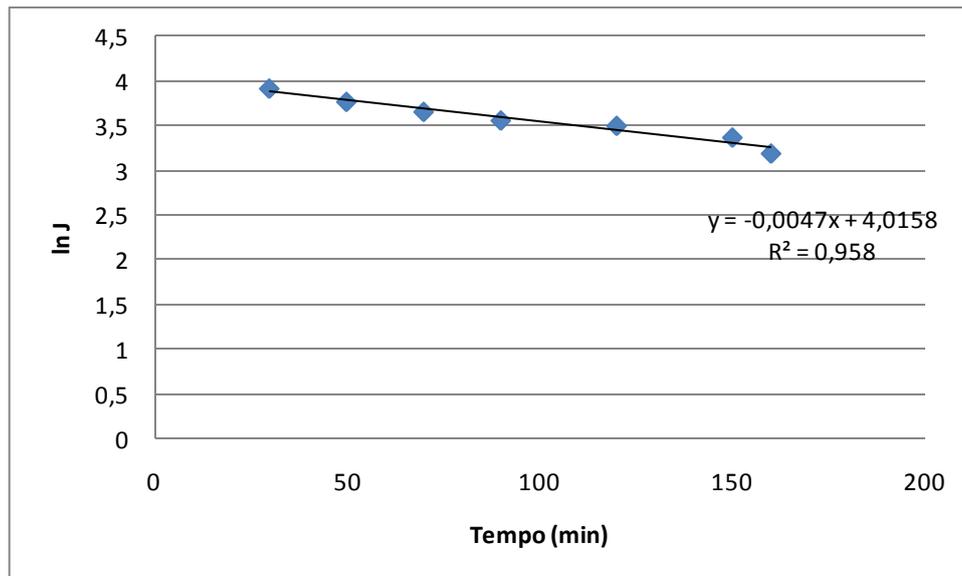


Figura 22: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de UF utilizando os dados experimentais de Barbosa (2009) (Teste experimental 2).

Os parâmetros da equação de Hermia para bloqueio padrão obtidos pelo gráfico do teste 2 de UF são:

$$K_c = -0,00047 \text{ L} \cdot \text{h}^{-2} \cdot \text{m}^{-2}$$

$$J_0 = 55,47 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$$

O maior valor de coeficiente de correlação linear (R^2) indica que o modelo de bloqueio completo se ajustou melhor aos dois testes do processo de ultrafiltração.

Como os poros das membranas de ultrafiltração são menores do que os de microfiltração, era esperado um bloqueio como o de formação de torta. Porém, é provável que a pressão operacional utilizada por Barbosa (2009) tenha influenciado o bloqueio dos poros.

Com o valor do fluxo permeado e a vazão de permeado do processo, pode-se determinar a área de membrana de acordo com a equação 23 do item 7.2. Portanto, considerando a média dos valores de fluxo obtidos pelo modelo de bloqueio completo ($J_0 = 56 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$), sabe-se que a área de membrana necessária para $31,1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ corresponde a $555,4 \text{ m}^2$.

- **Nanofiltração**

O modelo que mais se ajustou ao processo de nanofiltração foi o de formação de torta. O gráfico obtido pelo teste da tese de BARBOSA (2009) está apresentado na Figura 23:

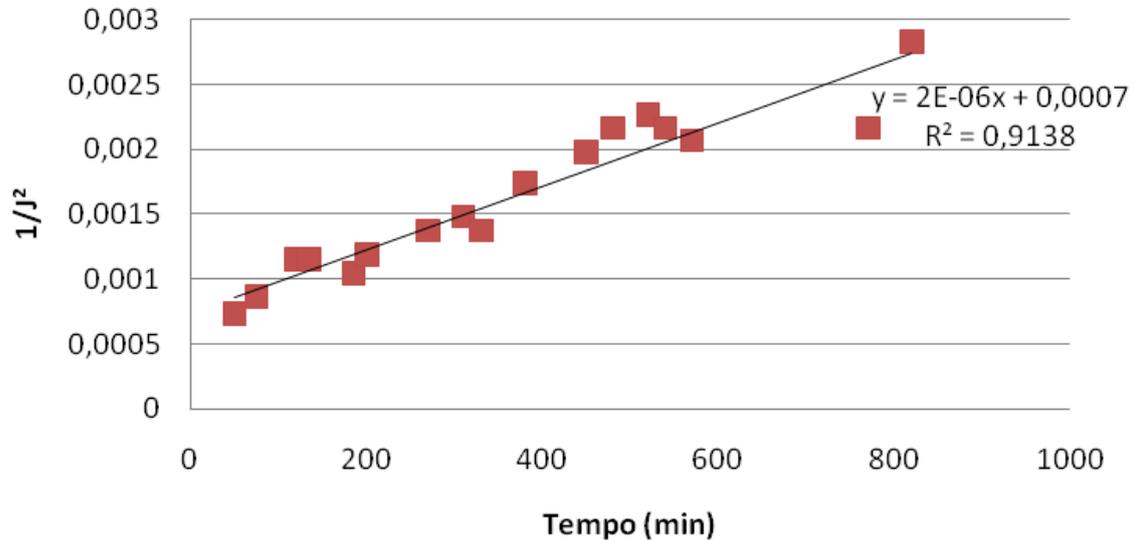


Figura 23: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de NF utilizando os dados experimentais de Barbosa (2009).

Os parâmetros da equação de Hermia para formação de torta obtidos pelo gráfico do teste de NF são:

$$Kt = -0,000002 \text{ L}^{-2} \cdot \text{h} \cdot \text{m}^4$$

$$J_0 = 35,36 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$$

O maior valor de coeficiente de correlação linear (R^2) indica que o modelo de formação de torta se ajustou melhor aos dois testes do processo de nanofiltração.

Como os poros das membranas de nanofiltração são menores do que os de microfiltração e de ultrafiltração, era esperado um bloqueio no qual as moléculas fossem maiores que os poros como na formação de torta. Logo, as moléculas maiores que os poros da membrana estavam presentes na alimentação do processo, e se depositaram na superfície e umas sobre as outras, atingindo uma alta concentração.

Além disso, assim como no processo de MF, a formação de torta também pode ser explicada pela alta turbidez do efluente utilizado na alimentação do sistema de membranas, conforme a Tabela 4 do item 5. Logo, uma possível explicação para a elevada turbidez e a formação de torta também seria a decantação inadequada do processo de tratamento do efluente sanitário.

Com o valor do fluxo permeado e a vazão de permeado do processo, pode-se determinar a área de membrana de acordo com a equação 23 do item 7.2. Portanto, considerando $J_o=35,36 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$, sabe-se que a área de membrana necessária para $31,1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ corresponde a $879,5 \text{ m}^2$.

- **Osmose Inversa**

No processo de osmose inversa, o decaimento do fluxo é bem pequeno de acordo com Barbosa (2009), pois o processo de microfiltração foi utilizado como pré-tratamento. Logo, foi considerado fluxo constante em função do tempo igual a $19,8 \text{ L/m}^2 \cdot \text{h}^{-1}$.

Com o valor do fluxo permeado e a vazão de permeado do processo, pode-se determinar a área de membrana de acordo com a equação 23 do item 7.2. Portanto, considerando $J_o=19,8 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$, sabe-se que a área de membrana necessária para $31,1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ corresponde a $1570,7 \text{ m}^2$.

7.4. Estudos de casos

Os resultados obtidos pelos quatro estudos de casos estão descritos a seguir.

- **1º Estudo de caso**

Um módulo comercial de membranas de microfiltração tem as seguintes especificações (PAM-MEMBRANAS SELETIVAS, 2013):

Dimensões (m)		Área de membrana(m ²)
Diâmetro	Comprimento	
0,20	1,10	40

A filtração ocorre de fora para dentro das fibras, e as membranas de fibras ocas são de poli(imida) e apresentam diâmetro externo igual a $0,00095 \text{ m}$ e o comprimento útil em torno de $0,9 \text{ m}$ (PAM-MEMBRANAS SELETIVAS, 2013). Dessa forma, é possível determinar o número de fibras no módulo, através da fórmula 24 de área de módulo de fibras ocas:

$$A_m = n_f \pi D L \quad (24)$$

Em que:

A_m = área da membrana (m²);

D = diâmetro externo da membrana (m);

n_f = número de fibras ocas;

L = comprimento útil do módulo(m).

Logo, para uma área de permeação igual a 40 m², são necessárias 14892 fibras. Dessa forma, como o volume ocupado pelo módulo de membranas é de 0,0345 m³, pode-se calcular o número de fibras por m³ que é em torno de 431652 fibras/m³. Logo, a relação entre a área de permeação e o volume ocupado pelo módulo é igual a 1159,4 m²/m³. Estes resultados estão na Tabela 6:

Tabela 6: Dados do módulo comercial de microfiltração.

Área de permeação do módulo (m ²)	Quantidade de fibras de um módulo	Volume do módulo (m ³)	Quantidade de fibras/ volume do módulo (n ^o fibras . m ⁻³)	Área de permeação/volume de módulo (m ² . m ⁻³)
40	14892	0,0345	431652	1159,4

Portanto, para obter água de reúso nas classes 2 e 3 segundo a NBR-13969, a microfiltração por fibras ocas é um processo vantajoso ao analisar a relação entre o número de fibras e o volume de seu módulo.

Com a área de permeação, a quantidade de módulos necessários pode ser determinada. Para vazão de permeado e fluxo iguais a 31,1 m³.h⁻¹ e 57,735 L. h⁻¹. m⁻² respectivamente, a área necessária corresponde a 538,7 m², conforme descrito no item 7.3. Portanto, são necessários aproximadamente 14 módulos de microfiltração.

● 2º Estudo de Caso

Um módulo comercial de membranas de ultrafiltração tem as seguintes especificações (DOW WATER & PROCESS SOLUTIONS, 2013):

Dimensões (m)		Área de membrana(m ²)
Diâmetro	Comprimento	
0,225	1,86	51

Este módulo de membranas tem capacidade para 9000 fibras que possuem diâmetro externo igual a 0,0013 m (DOW WATER & PROCESS SOLUTIONS, 2013).

O volume ocupado pelo módulo está em torno de 0,09 m³. Logo, cada metro cúbico de módulo comporta 100000 fibras ocas de ultrafiltração. Além disso, a relação entre a área de permeação e o volume ocupado pelo módulo equivale a 567m²/m³. Estes resultados estão na Tabela 7:

Tabela 7: Dados do módulo comercial de ultrafiltração.

Área de permeação do módulo (m ²)	Quantidade de fibras de um módulo	Volume do módulo (m ³)	Quantidade de fibras/ volume do módulo (n ^o fibras . m ⁻³)	Área de permeação/volume de módulo (m ² . m ⁻³)
51	9000	0,09	100000	567

Logo, assim como as fibras de microfiltração, as fibras de ultrafiltração também produzem água de reúso nas classes 2 e 3 segundo a NBR-13969. Porém, a relação entre a área e o volume ocupado pelo processo de ultrafiltração é menor do que a do processo de microfiltração. Portanto, o módulo de microfiltração torna-se mais atraente.

Com a área de permeação, a quantidade de módulos necessários pode ser determinada. Para vazão de permeado e fluxo iguais a 31,1 m³.h⁻¹ e 56 L.h⁻¹.m⁻² respectivamente, a área necessária corresponde a 555,4 m², conforme descrito no item 7.3. Portanto, são necessários aproximadamente 11 módulos de UF.

- **3º Estudo de Caso**

Um módulo comercial de membrana espiral de nanofiltração tem área de permeação igual a 37,2 m² (DOW WATER & PROCESS SOLUTIONS, 2013). Como o módulo de membranas possui volume aproximadamente igual a 0,032 m³, a relação entre a área de permeação e o volume é igual a 1162,5 m²/m³.

Portanto, para obter água de reúso nas classes 2 e 3, segundo a NBR-13969, a nanofiltração com membranas espirais é um processo vantajoso devido a qualidade do permeado. Além disso, a relação entre a área de permeação e o volume ocupado é maior do que a relação obtida pelas membranas de ultrafiltração e bem próxima da obtida por microfiltração.

Com a área de permeação, a quantidade de módulos necessários pode ser determinada. Para vazão de permeado e fluxo iguais a 31,1 m³.h⁻¹ e 35,36 L. h⁻¹.m⁻² respectivamente, a área necessária corresponde a 879,5 m², conforme descrito no item 7.3. Portanto, são necessários aproximadamente 24 módulos de nanofiltração.

- **4º Estudo de Caso**

Um módulo comercial de membrana espiral de osmose inversa tem área de permeação igual a 41 m² (DOW WATER & PROCESS SOLUTIONS, 2013). Como o módulo de membranas possui volume aproximadamente igual a 0,032 m³, a relação entre a área de permeação e o volume é igual a 1281,25 m²/m³.

Logo, as membranas espirais de osmose inversa também são vantajosas, pois produzem água de reúso que se enquadra na classe 1 segundo a NBR-13969. Além disso, a relação entre a área de permeação e o volume do módulo é maior do que a relação obtida pelas membranas de microfiltração, ultrafiltração e nanofiltração.

Com a área de permeação, a quantidade de módulos necessários pode ser determinada. É importante ressaltar que Barbosa (2009) realizou o processo de microfiltração como pré-tratamento, reduzindo fortemente a variação do fluxo. Logo, para vazão de permeado e fluxo iguais a 31,1 m³.h⁻¹ e 19,8 L. h⁻¹. m⁻² respectivamente, a área necessária corresponde a 1570,7 m², conforme descrito no item 7.3. Portanto, são necessários aproximadamente 39 módulos de osmose inversa.

7.5. Estimativa dos custos dos processos de separação por membranas para o tratamento de efluentes

Os custos de cada módulo para cada processo de separação por membranas avaliados nos estudos de casos estão apresentados na Tabela 8. Para os processos de MF, UF, NF e OI, foi considerado o custo dos módulos de empresas com padrões similares aos avaliados nos estudos de caso.

Tabela 8: Custo do módulo de membranas de cada processo (WATERANYWHERE, REVERSE OSMOSIS SYSTEMS, WATER FILTERS, MEMBRANES, TESTERS AND COMPONENTS, 2013).

Processo de separação por membranas	Custo do módulo
Microfiltração	\$ 1617.00
Ultrafiltração	\$ 1544.00
Nanofiltração	\$ 1631.00
Osmose inversa	\$ 895.50

O CAPEX_p calculado para cada tipo de membrana somente em função do custo do módulo (CAPEX_p = C_{mod} · N_{mod}) está apresentado na Tabela 9 :

Tabela 9: Resultados dos custos de capital dos processos de separação por membranas considerando diferentes quantidades de módulos.

Processos de separação por membranas	CAPEX _p (\$) N _{mod} =10	CAPEX _p (\$) N _{mod} =20	CAPEX _p (\$) N _{mod} =30	CAPEX _p (\$) N _{mod} =40
Microfiltração	16170,00	32340,00	48510,00	64680,00
Ultrafiltração	15440,00	30880,00	46320,00	61760,00
Nanofiltração	16310,00	32620,00	48930,00	65240,00
Osmose inversa	8955,00	17910,00	26865,00	35820,00

Estes resultados não são tão expressivos, pois só consideram os preços dos módulos, permitindo apenas uma comparação de preços.

A partir destes resultados, é notável que o módulo de osmose inversa possui o menor custo de instalação, porém apresenta menor fluxo de permeado e maior pressão de operação, necessitando de mais energia e elevando o custo operacional. Além disso, ao utilizar o processo de osmose inversa para produzir água de reúso que se enquadra na classe 1 estabelecida pela norma técnica NBR-13969, recomenda-se um pré-tratamento por microfiltração. Logo, o processo obterá um custo total maior, porém com boa qualidade do permeado.

A partir do número de módulos necessários para cada PSM, foram calculados os custos parciais de capital (CAPEX_p = C_{mod} · N_{mod}) apresentados na Tabela 10:

Tabela 10: Resultados dos custos parciais de capital dos processos de separação por membranas considerando Q_p=31,1 m³.h⁻¹.

Processos de separação por membranas	Custo do módulo	Número de módulos	CAPEX _p (\$) Para Q _p = 31,1 m ³ .h ⁻¹
Microfiltração	\$ 1617,00	14	22638,00
Ultrafiltração	\$ 1544,00	11	16984,00
Nanofiltração	\$ 1631,00	24	39144,00
Osmose inversa	\$ 895,50	39	34924,50

Logo, assim como as fibras de microfiltração e ultrafiltração, as membranas de nanofiltração também produzem água de reúso nas classes 2 e 3 segundo a NBR-13969, como descrito no item 5. Porém, o custo parcial de capital estimado para o processo de ultrafiltração é menor. Entretanto, ao considerar os custos operacionais e os custos não relacionados as membranas, este cenário pode mudar. O custo operacional para o processo de ultrafiltração (consumo energético maior), por exemplo, será maior do que para o processo de microfiltração (consumo energético menor).

Além disso, o permeado de OI se enquadra na classe 1 (lavagem de carros e outros usos com contato direto com usuário) conforme o item 5. Porém, não é possível afirmar que o módulo de osmose inversa é mais atraente economicamente, pois o pré-tratamento por microfiltração e os custos operacionais elevam o custo total significativamente.

- **Comparação dos resultados**

Peig (2011) estudou um modelo econômico de uma planta com módulos de membranas de UF do tipo fibra oca com a área de permeação e fluxo de permeado de cada módulo iguais a 23m^2 e $72,9\text{ L}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ respectivamente. Dessa forma, para a capacidade igual a $31,1\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$, a área de permeação equivale a $426,61\text{ m}^2$, de acordo com a equação 23 do item 7.2. Logo, são necessários aproximadamente 19 módulos de UF avaliados por Peig (2011).

Considerando o custo unitário igual a R\$ 8500, o valor do custo de capital parcial do módulo utilizado na literatura (PEIG, 2011) equivale a R\$ 161500,00.

A fim de comparar o CAPEX_p dos módulos estudados neste trabalho com o CAPEX_p obtido com o módulo de Peig (2011), foi realizada a conversão dos custos calculados em US\$ para R\$. A conversão dos valores foi feita considerando-se a taxa de câmbio de 02 de abril de 2013, R\$ 2,02/US\$ (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2013.). Os resultados estão apresentados na Tabela 11.

Tabela 11: Custos parciais de capital em dólares e em reais dos processos de separação por membranas considerando $Q_p=31,1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

Processos de separação por membranas	Custo do módulo	CAPEX _p (\$) Para $Q_p= 31,1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	CAPEX _p (R\$) Para $Q_p= 31,1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$
Microfiltração	\$ 1617,00	22638,00	45728,76
Ultrafiltração	\$ 1544,00	16984,00	34307,68
Nanofiltração	\$ 1631,00	39144,00	79070,88
Osiose inversa	\$ 895,50	34924,50	70547,49

A partir da Tabela 11, nota-se que os módulos de ultrafiltração estudados neste trabalho apresentam custo menor do que o módulo da literatura. Além disso, os módulos dos outros processos de separação por membranas (MF, NF e OI) também demonstram custos menores do que o módulo da literatura. Porém, essa diferença de preço pode ser explicada pela avaliação realizada em anos diferentes, visto que os processos de separação por membranas estão cada vez mais viáveis economicamente.

Estes resultados, embora baseados em uma comparação simplificada de custos, demonstram o potencial de aplicação dos processos de separação por membranas para o tratamento de efluentes. Isto cria um panorama favorável para a ampliação de estudos e pesquisas relacionados aos processos de separação por membranas, a partir de uma análise de custos mais detalhada.

- **Vantagem do tratamento terciário de esgoto sanitário utilizando membranas**

Considerando as tarifas da CEDAE (Companhia Estadual de Águas e Esgotos) para o comércio na faixa de R\$ 7,89 (consumo de até 20 metros cúbicos) e R\$ 14,86 (consumo superior a 30 metros cúbicos), o custo de água de um centro comercial de grande porte para cada faixa de consumo está apresentado na Tabela 12. O consumo de água utilizado na estimativa do custo é de aproximadamente 22380 m³/mês (746 m³/dia).

Tabela 12: Custo estimado para o consumo de água típico de um centro comercial de grande porte.

Faixa para consumo comercial (m ³)	Número de economias de um centro comercial de grande porte	Faixa para consumo do centro comercial de grande porte (m ³)	Valor da tarifa (R\$)	Valor da conta correspondente a cada faixa de consumo (R\$)
0-20	578	0-11560	7,89	91208,40
21-30	578	11561-17340	13,91	80399,80
>30	578	>17340	14,86	74894,40

Dessa maneira, o custo total típico de um centro comercial de grande porte é cerca de R\$ 246502,60/mês. Entretanto, ao reutilizar 70% da vazão típica do consumo de água de um centro comercial (22380 m³/mês), é possível economizar aproximadamente R\$ 193529,14/mês. Nota-se que o gasto financeiro obtido sem o reúso de água é superior, pois o retorno adquirido com a utilização de membranas no tratamento terciário de esgoto é garantido.

8. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Neste trabalho, a partir do fluxograma elaborado e da avaliação das equações que descrevem os processos de separação por membranas, realizou-se a modelagem do módulo de membranas.

A estimativa do fluxo inicial de permeado com os dados de Barbosa (2009) e do comportamento do fluxo de permeado em função do tempo são importantes para o dimensionamento de módulos e o acompanhamento do desempenho do processo. Além disso, o modelo de Hermia permite a descrição do modelo de bloqueio de poros, auxiliando na escolha do processo de membranas mais adequado para tal aplicação.

Os estudos de caso demonstraram que os módulos de microfiltração são vantajosos por apresentarem maior área de permeação por volume de módulo. O módulo de ultrafiltração apresentou relação entre a área de permeação e volume de módulo menor do que o módulo de microfiltração, porém ambos processos podem ser utilizados para obter água de reúso nas classes 2 e 3 segundo a NBR-13969. O módulo de nanofiltração estudado também se destaca, pois apresenta alta relação entre a área de permeação membrana e o volume de módulo, além de produzir água de reúso nas classes 2 e 3 segundo a NBR-13969. O módulo de osmose inversa se enquadra na classe 1 segundo a NBR-13969, e a relação entre a área de permeação e o volume do módulo é maior do que a relação obtida pelas membranas de microfiltração, ultrafiltração e nanofiltração.

A estimativa do custo de capital parcial mostrou que para $Q_p=31,1\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, a instalação de membranas de ultrafiltração possui menor custo e a instalação de membranas de nanofiltração apresenta maior custo. No caso da osmose inversa, é recomendado um pré-tratamento por microfiltração, elevando o custo de capital. Entretanto, é importante ressaltar que os custos operacionais e os custos não relacionados as membranas também influenciam o custo total e, conseqüentemente, o estudo de viabilidade econômica.

Como os resultados de custo estão baseados em uma análise simplificada, é importante realizar uma análise de custos mais detalhada, incluindo os custos não relacionados às membranas e os custos operacionais, para escolher o processo de tratamento terciário de efluentes mais viável economicamente.

Além disso, verificou-se que o custo de água obtido com a tarifa cobrada pela CEDAE é alto. Dessa forma, a aplicação de membranas para o tratamento terciário de esgoto de um centro comercial e produção de água de reúso é vantajosa.

Portanto, a partir do dimensionamento e do estudo do custo do processo, pode-se decidir qual processo de separação por membranas é mais adequado dependendo da sua

aplicação. Isto cria um panorama favorável para a ampliação de estudos e pesquisas relacionados aos processos de separação por membranas, a partir de uma análise de projeto mais detalhada.

9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABRASCE- Associação Brasileira de Shopping Centers; disponível em: <http://www.abrasce.com.br>; acessado em Abril de 2013.

ABNT- Associação Brasileira de Normas Técnicas. NBR 13969 “Tanques sépticos Unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos- Projeto, construção e operação”. 1997. 60p.

ALMEIDA, R.G. de. 2011. Aspectos legais para água de reúso. Vértices, Campos dos Goytacazes/RJ, v. 13, n. 2, p. 31-43.

BANCO CENTRAL DO BRASIL; Disponível em <http://www4.bcb.gov.br/pec/conversao/conversao.asp>); acessado em Março de 2013.

BARBOSA, I. L. 2009. Avaliação de processos de separação por membranas para geração de águas de reúso em um centro comercial. Rio de Janeiro, Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal do Rio de Janeiro.

BERTOLDO, L. C. 2005. Desenvolvimento de Membranas de Fibras Ocas para Ultrafiltração e Nanofiltração Utilizando Imersão em Banho Duplo de Precipitação. Rio de Janeiro, Dissertação (Mestrado), COPPE/UFRJ.

BRASIL. Lei no. 9.433, de 08 de janeiro de 1997. Institui a Política Nacional de Recursos Hídricos, cria o Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos, regulamenta o inciso XIX do art. 21 da Constituição Federal, e altera o art. 1º da Lei nº 8.001, de 13 de março de 1990, que modificou a Lei nº 7.990, de 28 de dezembro de 1989. Diário Oficial da República Federativa do Brasil, Brasília.

BRASIL. CONSELHO NACIONAL DE RECURSOS HÍDRICOS. Resolução nº 54, de 28 de novembro de 2005. Estabelece modalidades, diretrizes e critérios gerais para a prática de reúso direto não potável de água.

BRASIL. CONSELHO NACIONAL DE RECURSOS HÍDRICOS. Resolução nº 121, de 16 de dezembro de 2010. Estabelece diretrizes e critérios para a prática de reúso direto não potável de água na modalidade agrícola e florestal.

BRAGA FILHO, D. E MANCUSO, P. 2003. Conceito de reúso de água. *In*: Mancuso, P.; Santos, H. dos (org). Reúso de água. Barueri, SP: Manole (USP).

CAMMAROTA, M. C.; Notas de aula, EQB-Engenharia do Meio Ambiente; EQ/UFRJ; 2011/1.

CEDAE; disponível <http://www.ceade.com.br>; acessado em Abril de 2013.

DOW Water & Process Solutions; disponível em <http://www.dowwaterandprocess.com/index.htm> ; acessado em Fevereiro de 2013.

CASSINI, A. S. 2008. Estudo de Processos alternativos no pré-tratamento de efluentes provenientes da produção de isolados protéicos. Rio Grande do Sul, Tese de Doutorado-UFRS.

CETESB; Disponível em <http://www.cetesb.sp.gov.br/agua/%C3%81guasSuperficiais/39-Reúso-de%C3%81gua>; acessado em Dezembro de 2012

CONSERVAÇÃO E REÚSO DE ÁGUA (Manual de Orientações para o setor industrial); Disponível em http://www.ciesp.com.br/ciesp/conteudo/reúso_agua.pdf; acessado em Dezembro de 2012.

FECOMERCIO (Cartilha O Uso Racional da Água no Comércio), São Paulo, 2010.

FIRJAN (Manual de Conservação e Reúso de Água para a Indústria), Rio de Janeiro, 2006.

GUIA DO USUÁRIO NOVA CEDAE, 2012.

GOMES, M. A. F.; “Água:sem ela seremos o planeta marte amanhã”; Disponível em http://www.cnpma.embrapa.br/down_hp/464.pdf, acessado em Dezembro de 2012.

HABERT, A.C.; BORGES, C.P. E NÓBREGA, R. 2006. Processos de separação com membranas, Escola piloto em engenharia química, COPPE, UFRJ, Rio de Janeiro - RJ.

MIERZWA, J.C.; SILVA, M.C.C.; RODRIGUES, L.B.; HESPANHOL, L.I. 2008. Tratamento de água para abastecimento público por ultrafiltração: avaliação comparativa através dos custos diretos de implantação e operação com os sistemas convencional e convencional com carvão ativado. Eng. Sanit. Ambient. vol.13, no.1, p.78 – 87, Rio de Janeiro.

NEMETH, J. E.; PILUTTI, M. 2003; Technical and cost review of commercially available MF/UF membrane products. International Desalination Association BAH03-029

OLIVEIRA, T. F. 2010. Tratamento de água de abastecimento público por sistema de separação por membrana de ultrafiltração: estudo de caso na ETA Alto da Boa Vista (São Paulo-SP). São Paulo, Dissertação (Mestrado)- Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.95p.

PAM-MEMBRANAS SELETIVAS; disponível em <http://www.pammembranas.com.br>; acessado em Fevereiro de 2013.

PICKERING, K.; WIESNER, M. Cost model for low-pressure membrane filtration. National Science Foundation Journal (ASCE), Texas, p. 772-797, 1993.

PEIG, D. B. 2011. Modelo para otimização do projeto de sistemas de ultrafiltração. São Paulo, Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental. 117 p.

PERLINGEIRO, C. A. G.; Engenharia de Processos, 1º Ed.; Blucher; 2005.

SABESP e CH2MHill, Relatório estabelecimento de diretrizes técnicas, econômicas e institucionais e de programa de ação para implementação de sistema de água de reúso na RMSP, São Paulo, 2002.

SABESP (RELATÓRIO DE SUSTENTABILIDADE); São Paulo, 2011.

SANTOS, G. E.; SANCHES, J. G. 2001. Caracterização do uso da água em shopping centers da região metropolitana de São Paulo. 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental.

SCHAFFER, A.I.; 2001. Natural Organics Removal using Membranes – Principles, Performance and Cost, CRC Press, Boca Raton, USA.

SETHI, S.; 1997. Transient permeate flux analysis, cost estimation, and design optimization in crossflow membrane filtration. Department of environmental science and engineering. Rice university. Houston, Texas.

SONG, L. 1998. Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: mechanisms and modeling of membrane fouling. Journal of Membrane Science, 139, 183-200.

USO RACIONAL DA ÁGUA; disponível em http://www.sabesp.com.br/CalandraWeb/CalandraRedirect/?temp=3&proj=sabesp&pub=T&nome=Uso_Racional_Agua_Generico&db=; acessado em Dezembro de 2012.

VIANA, P.Z. 2004. Biorreator com Membrana Aplicado ao Tratamento de Esgotos Domésticos: Avaliação do Desempenho de Módulos de Membranas com Circulação Externa. 162 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - COPPE/ UFRJ, Rio de Janeiro.

VON SPERLING, M. 1996. Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias); 2º ed., vol. 1., Belo Horizonte, DESA, UFMG, 243p.

WATERANYWHERE disponível em <http://www.wateranywhere.com>; acessado em março de 2013.

10. ANEXOS

Anexo 1 – Dados experimentais de Barbosa (2009)

❖ Testes de Microfiltração

- Condições operacionais:

Tabela 13: Condições operacionais dos testes experimentais de MF de Barbosa (2009).

Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Vazão da alimentação (L. h ⁻¹)
0,5	25	60

- Variação do fluxo permeado no teste 1

Tabela 14: Dados experimentais do teste (1) de MF de Barbosa (2009).

Tempo (min)	Fluxo (L.m ⁻² h ⁻¹)
10	57,5
20	46
30	44
40	41
50	39
60	37,5

- Variação do fluxo permeado no teste 2

Tabela 15: Dados experimentais do teste (2) de MF de Barbosa (2009).

Tempo (min)	Fluxo (L.m ⁻² h ⁻¹)
10	54
20	46
30	41
40	38,5
50	37
60	36
70	34
80	33

❖ Testes de Ultrafiltração

- Condições operacionais:

Tabela 16: Condições operacionais dos testes experimentais de UF de Barbosa (2009).

Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Vazão da alimentação (L. h⁻¹)
2	25	60

- **Variação do fluxo permeado no teste 1**

Tabela 17: Dados experimentais do teste (1) de UF de Barbosa (2009).

Tempo (min)	Fluxo (L.m⁻²h⁻¹)
30	50,4
50	43,5
70	40,2
90	36
120	34
150	27,2

- **Variação do fluxo permeado no teste 2**

Tabela 18: Dados experimentais do teste (2) de UF de Barbosa (2009).

Tempo (min)	Fluxo (L.m⁻²h⁻¹)
30	49,8
50	43
70	38,5
90	35
120	33
150	29
160	24,3

❖ Teste de Nanofiltração

- **Condições operacionais:**

Tabela 19: Condições operacionais do teste experimental de NF de Barbosa (2009).

Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Vazão da alimentação (L. h⁻¹)
5	25	60

- **Variação do fluxo permeado no teste**

Tabela 20: Dados experimentais do teste de NF de Barbosa (2009).

Tempo (min)	Fluxo (L.m⁻²h⁻¹)
50	37
75	34
120	29,5
135	29,5
185	31
200	29
270	27
310	26
330	27
380	24
450	22,5
480	21,5
520	21
540	21,5
570	22
770	21,5
820	18,8

❖ Teste de Osmose Inversa

- **Condições operacionais:**

Tabela 21: Condições operacionais do teste experimental de OI de Barbosa (2009).

Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Vazão da alimentação (L. h⁻¹)
8	25	60

Anexo 2 – Gráficos obtidos pelo Modelo de Hermia para as membranas de MF

- Teste 1

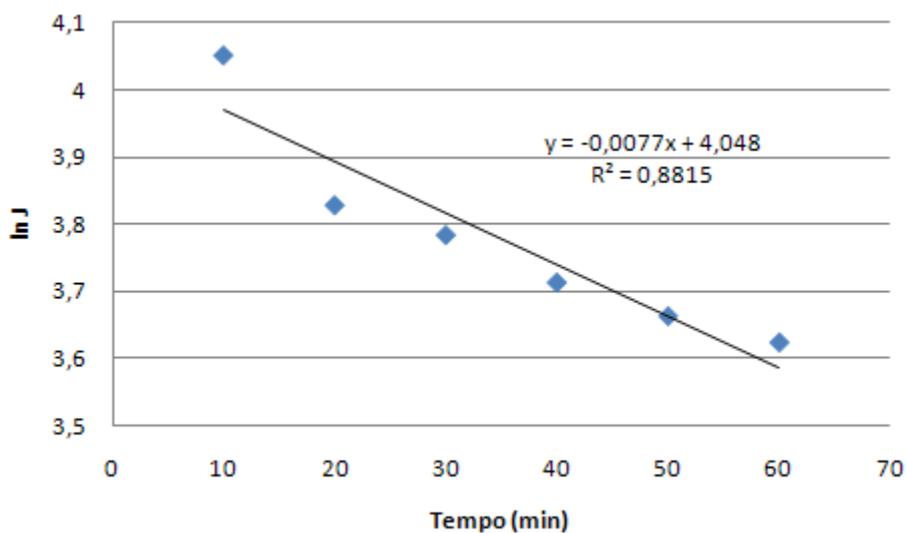


Figura 24: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de MF (teste 1).

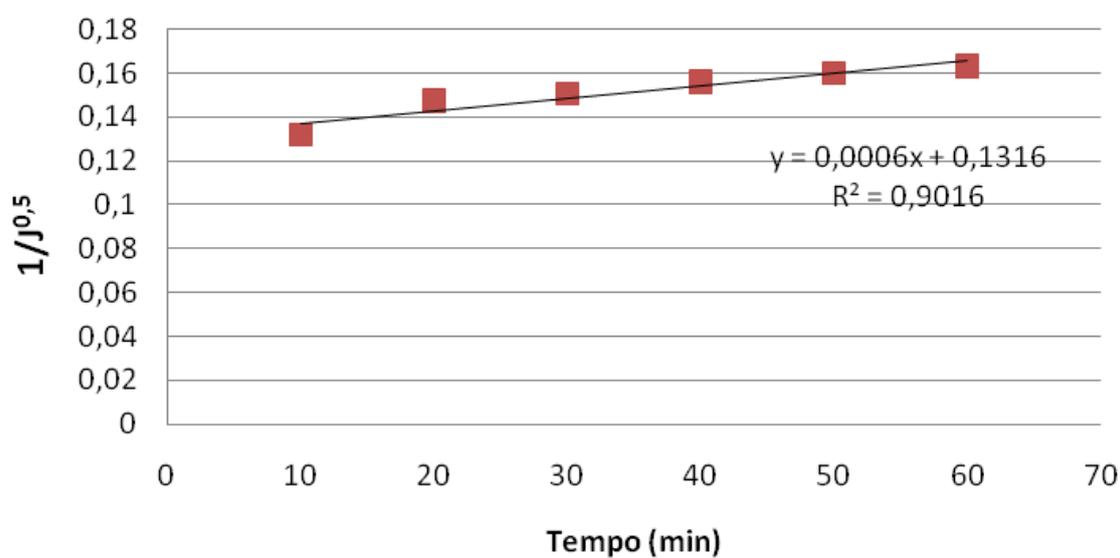


Figura 25: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio padrão para membrana de MF (teste 1).

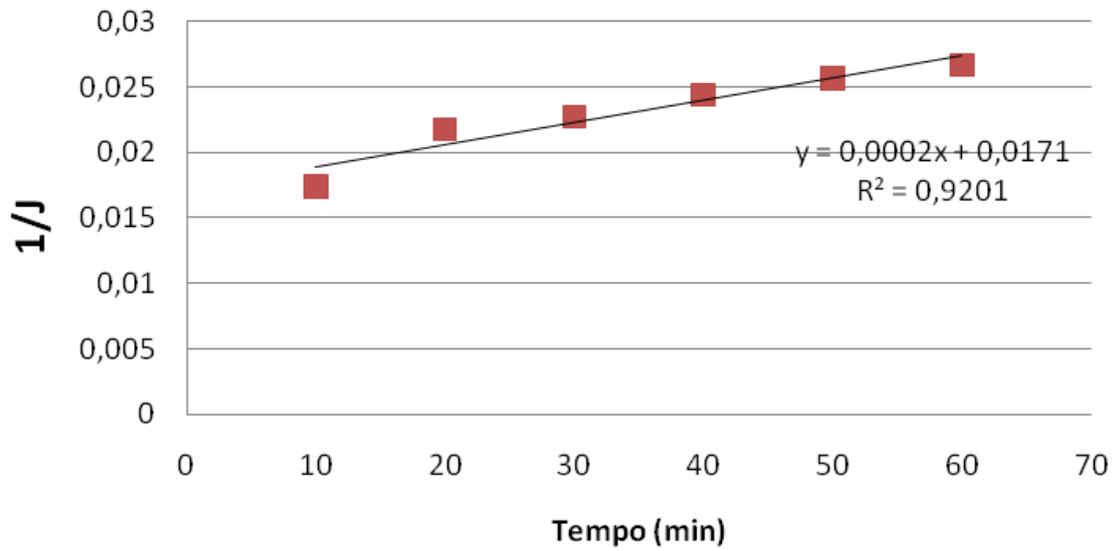


Figura 26: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio intermediário para membrana de MF (teste 1).

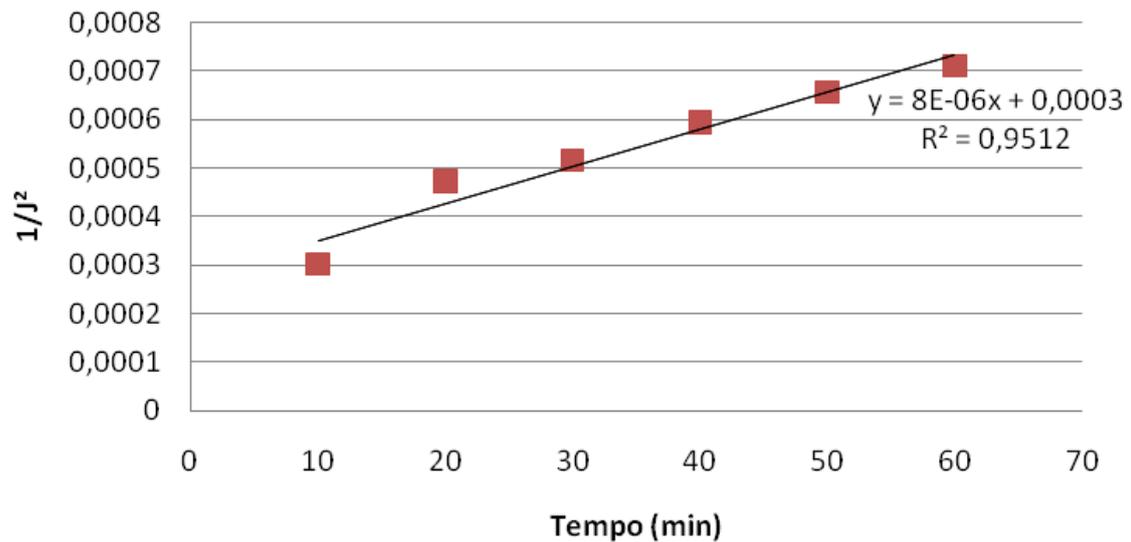


Figura 27: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de MF (teste 1).

- **Teste 2**

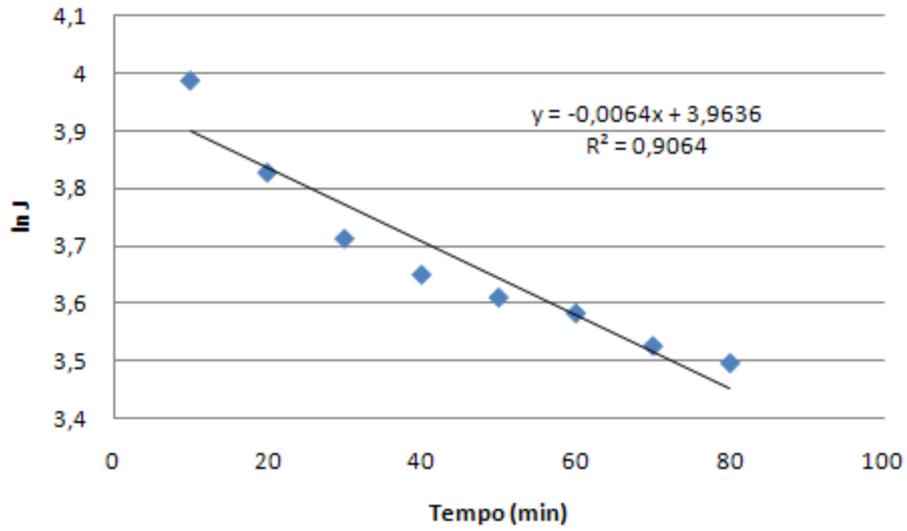


Figura 28: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de MF (teste 2).

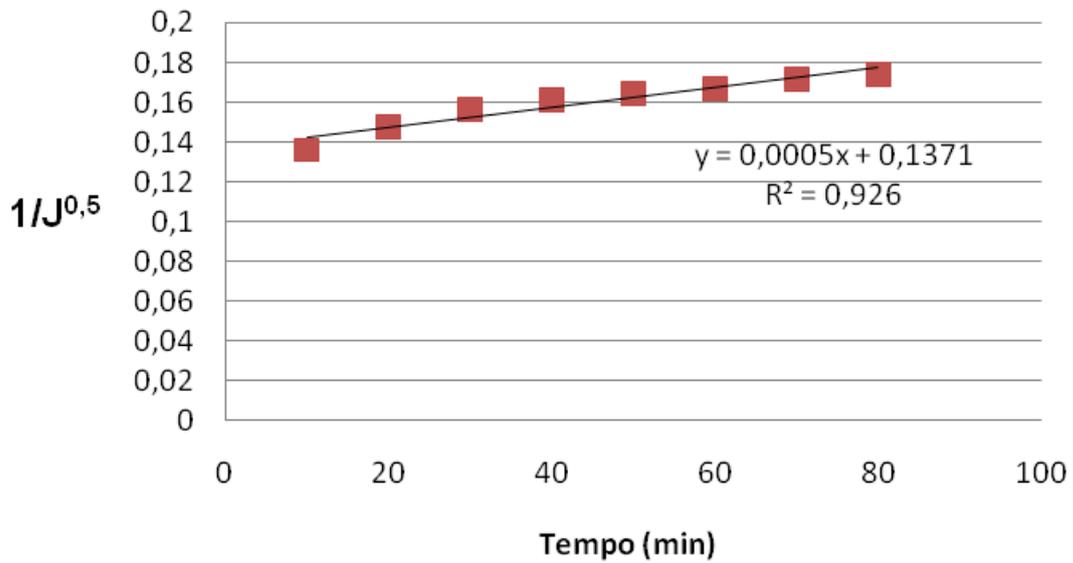


Figura 29: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio padrão para membrana de MF (teste 2).

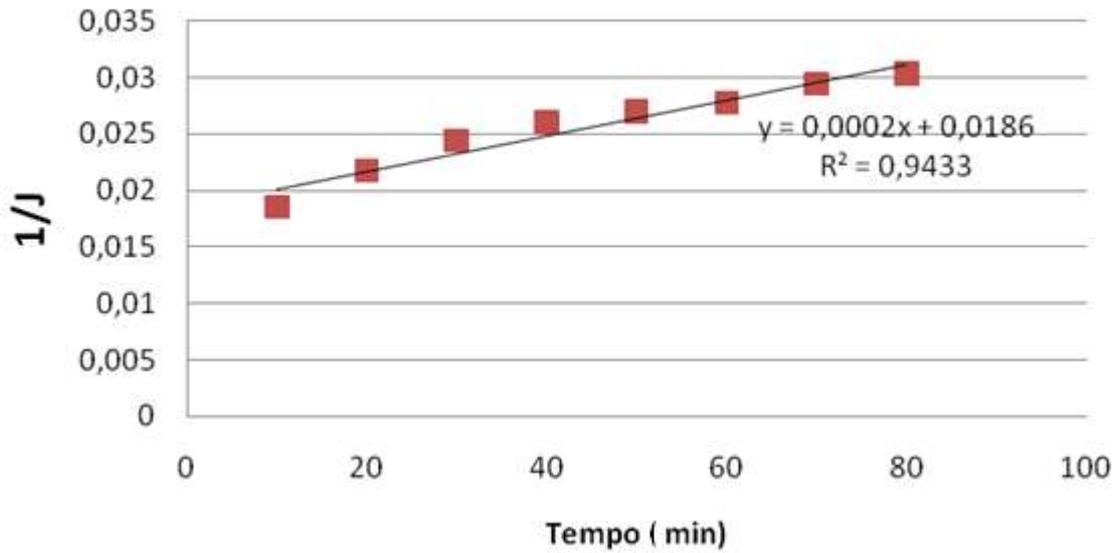


Figura 30: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio intermediário para membrana de MF (teste 2).

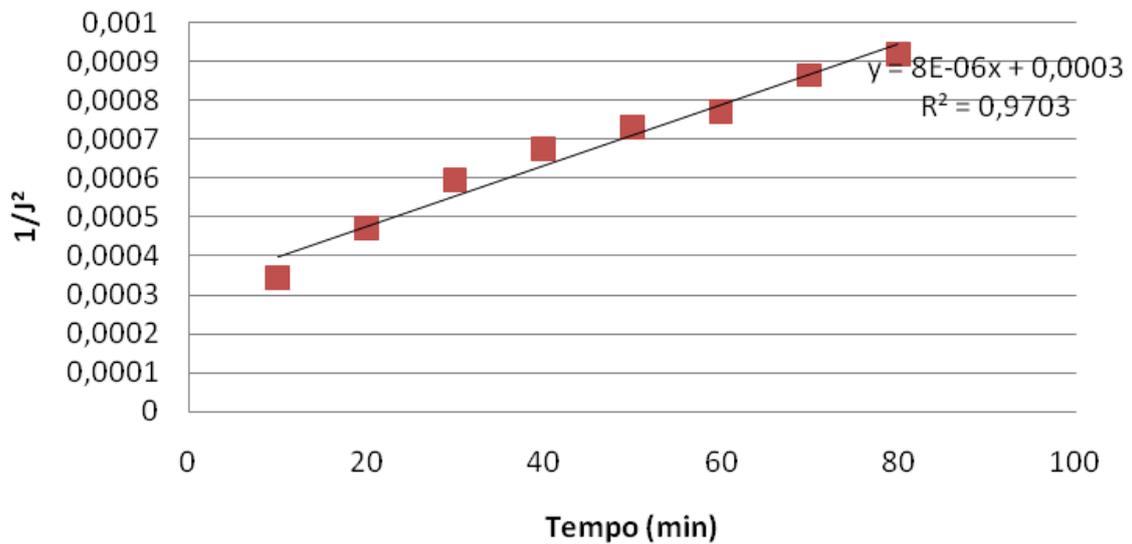


Figura 31: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de MF (teste 2).

Anexo 3 – Gráficos obtidos pelo Modelo de Hermia para as membranas de UF

- Teste 1

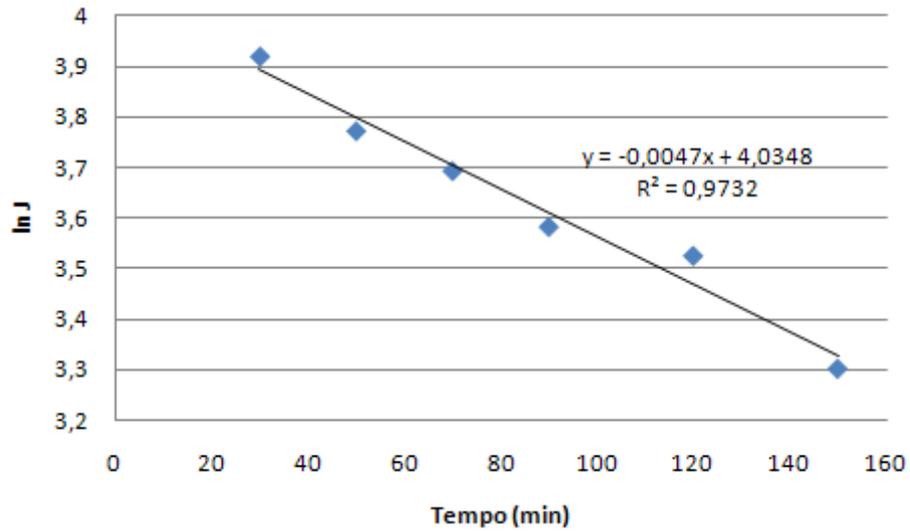


Figura 32: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de UF (teste 1).

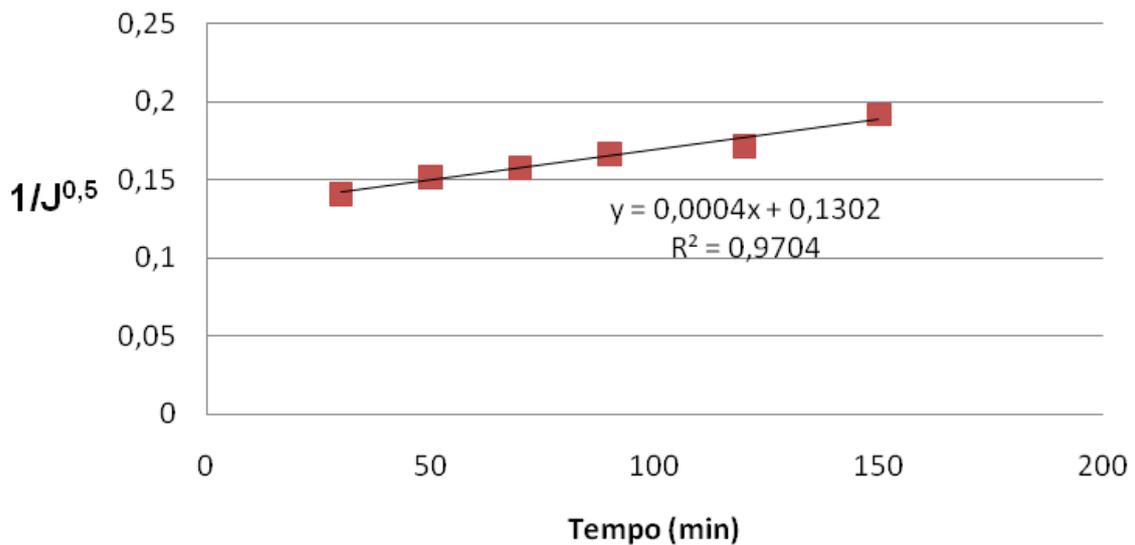


Figura 33: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio padrão para membrana de UF (teste 1).

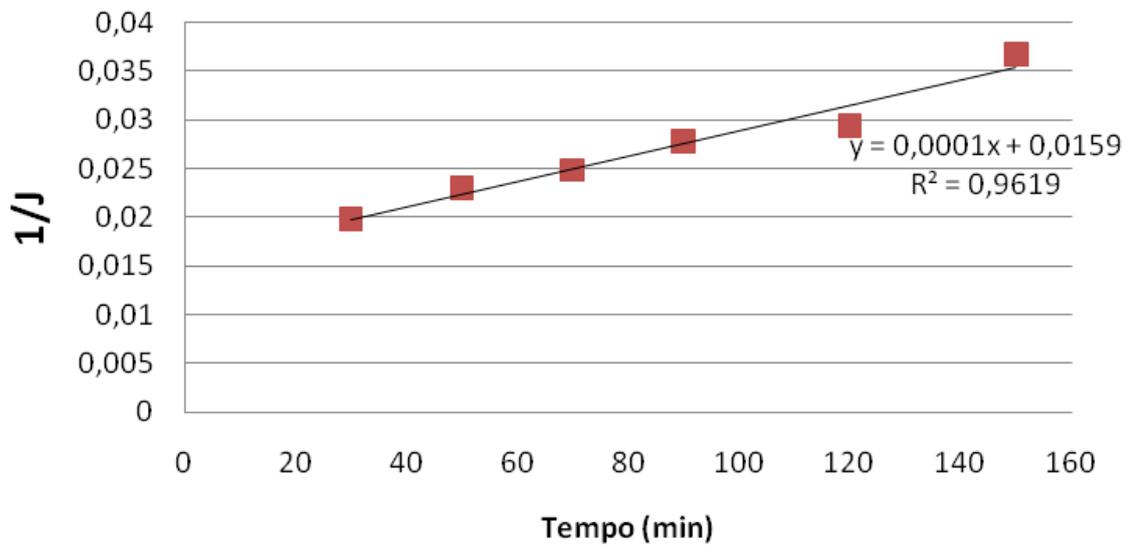


Figura 34: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio intermediário para membrana de UF (teste 1).

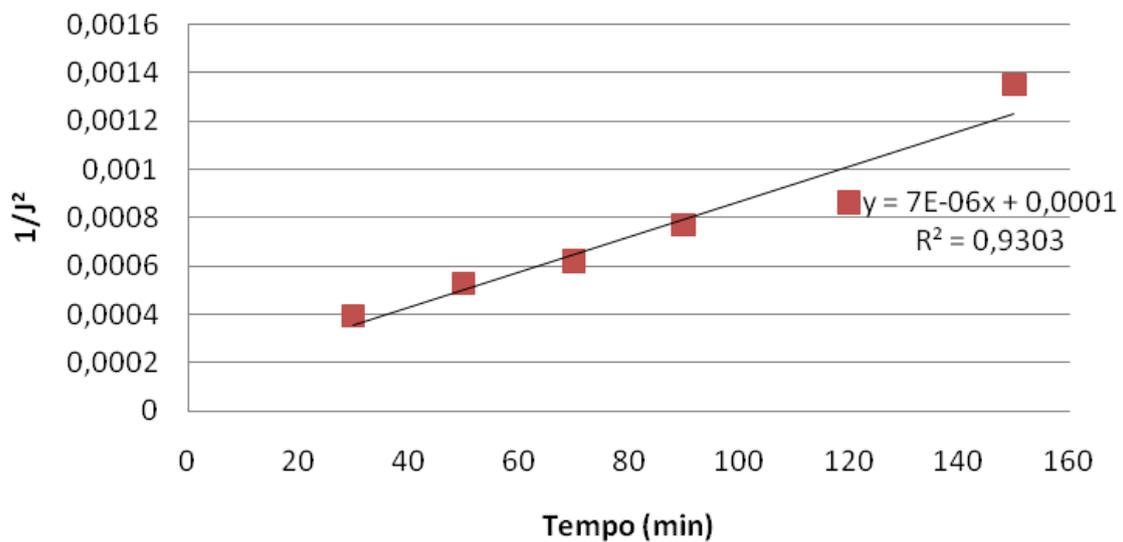


Figura 35: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de UF (teste 1).

- Teste 2

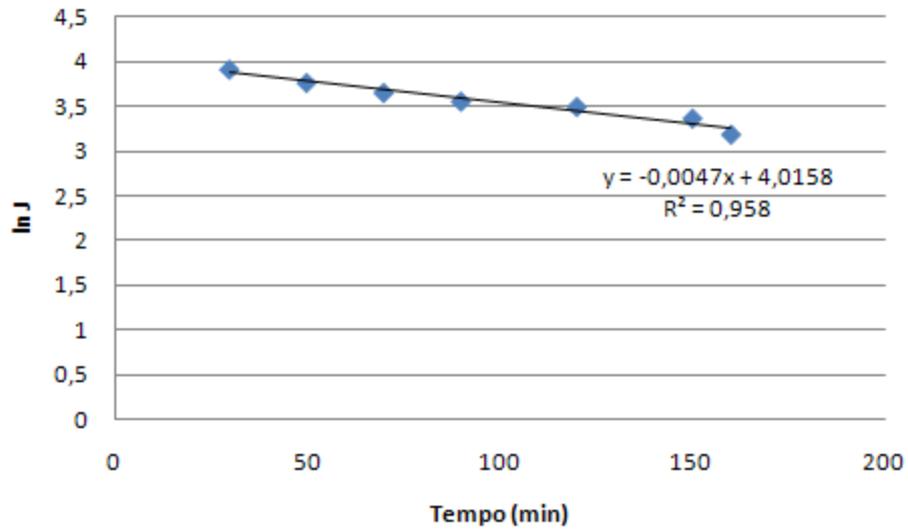


Figura 36: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de UF (teste 2).

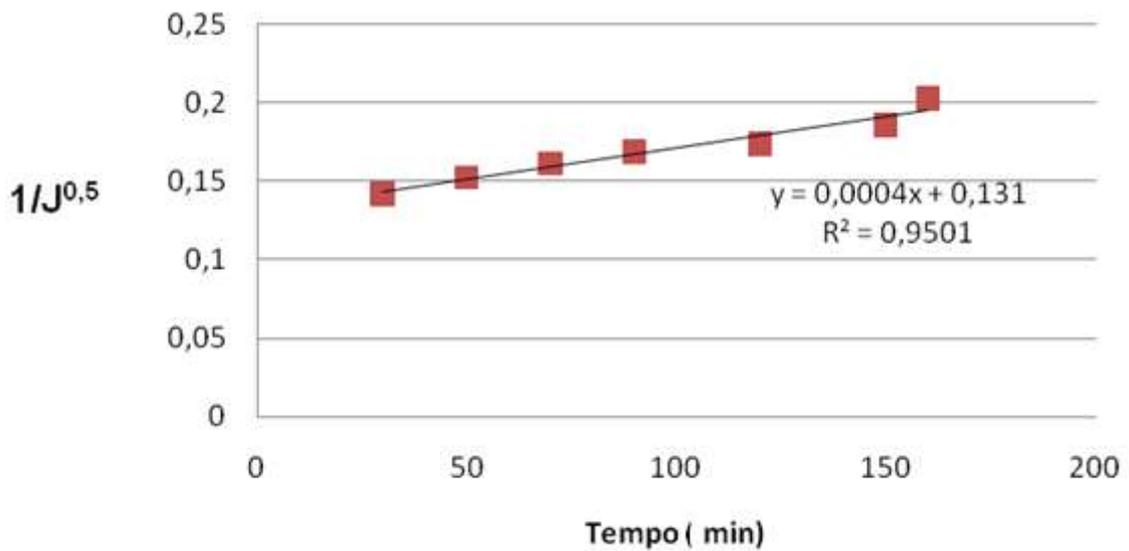


Figura 37: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio padrão para membrana de UF (teste 2).

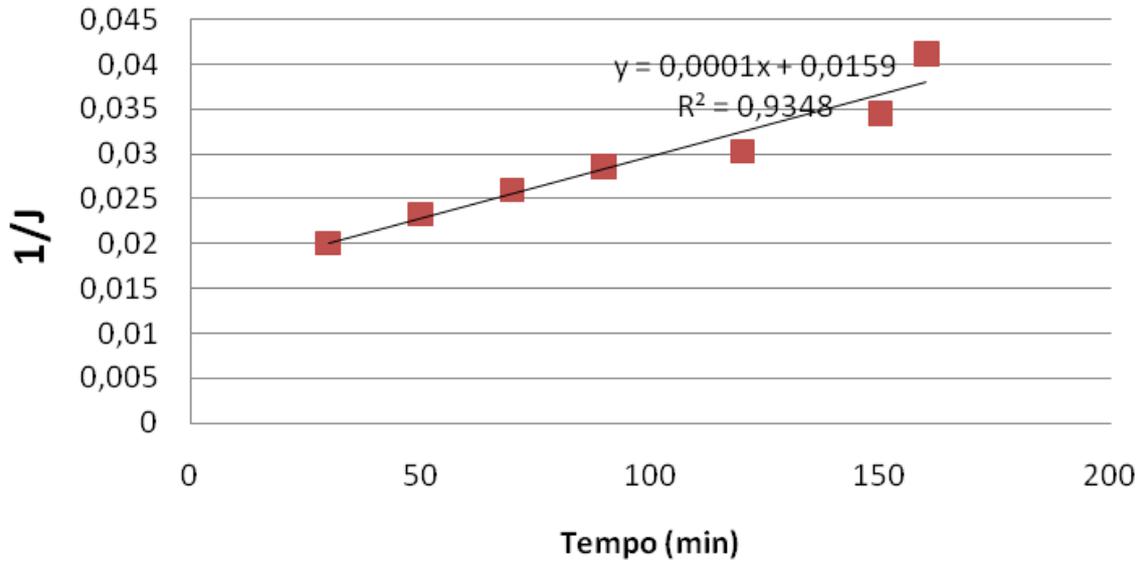


Figura 38: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio intermediário para membrana de UF (teste 2).

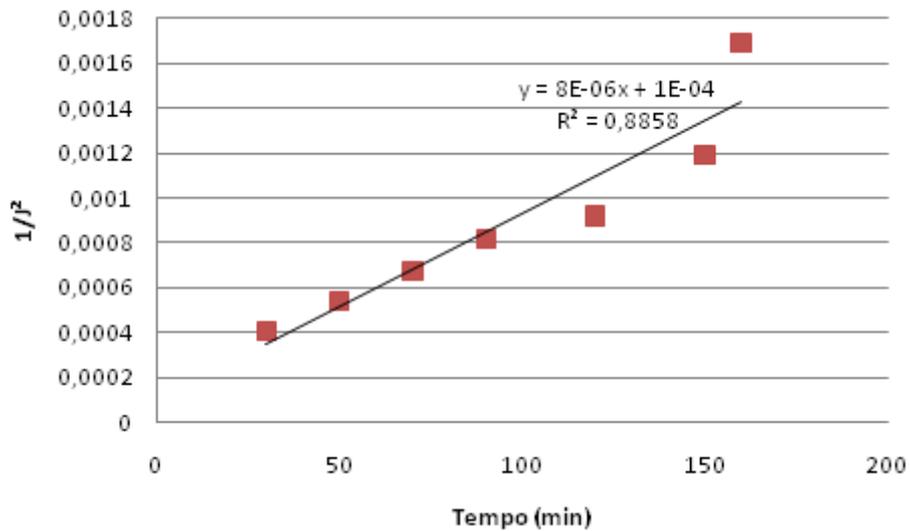


Figura 39: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de UF (teste 2).

Anexo 4 - Gráficos obtidos pelo Modelo de Hermia para as membranas de NF

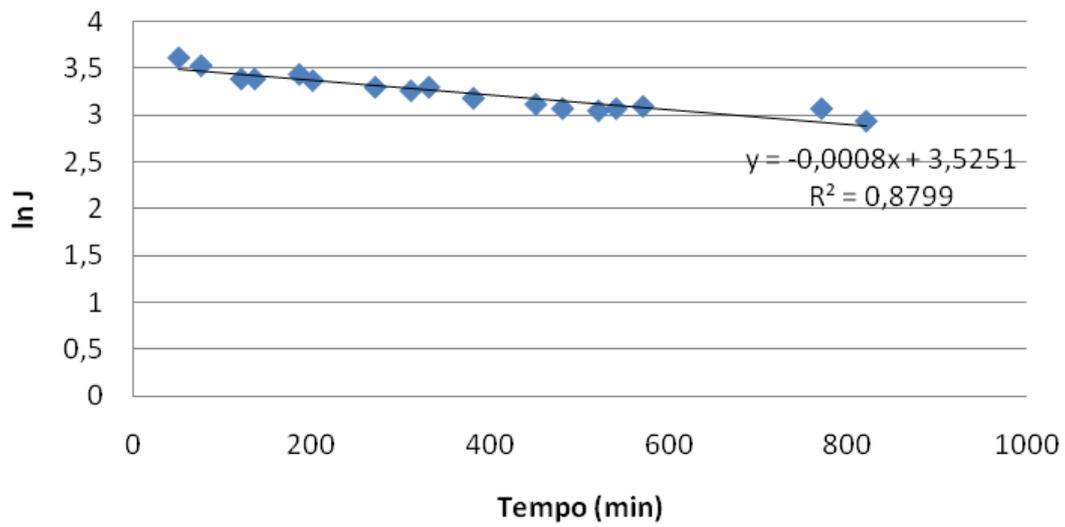


Figura 40: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio completo para membrana de NF.

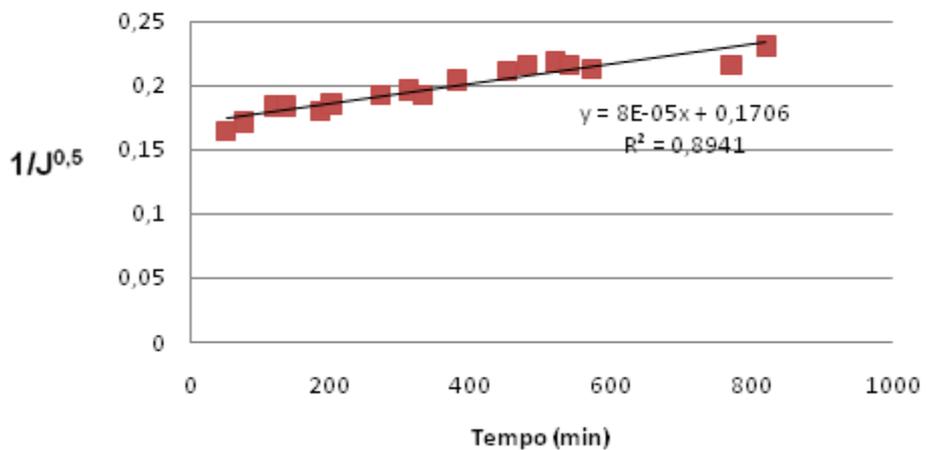


Figura 41: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio padrão para membrana de NF.

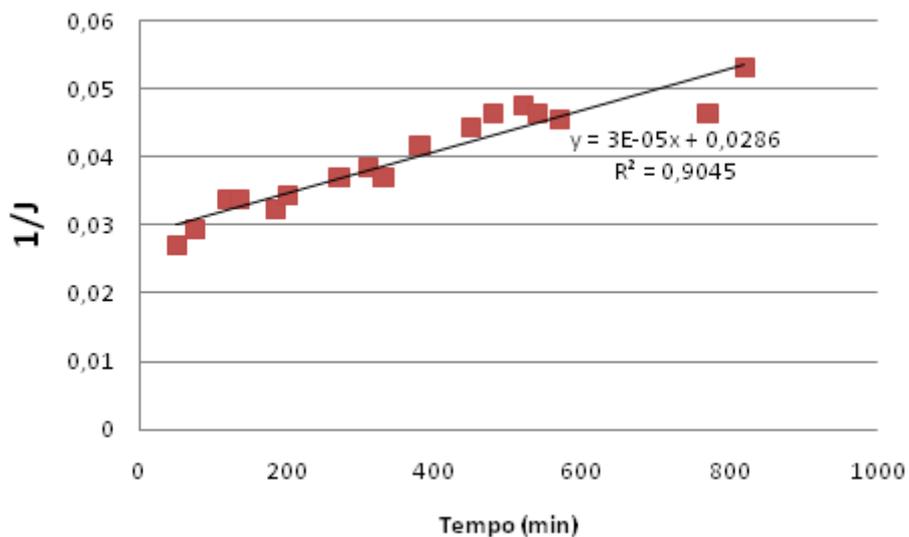


Figura 42: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de bloqueio intermediário para membrana de NF.

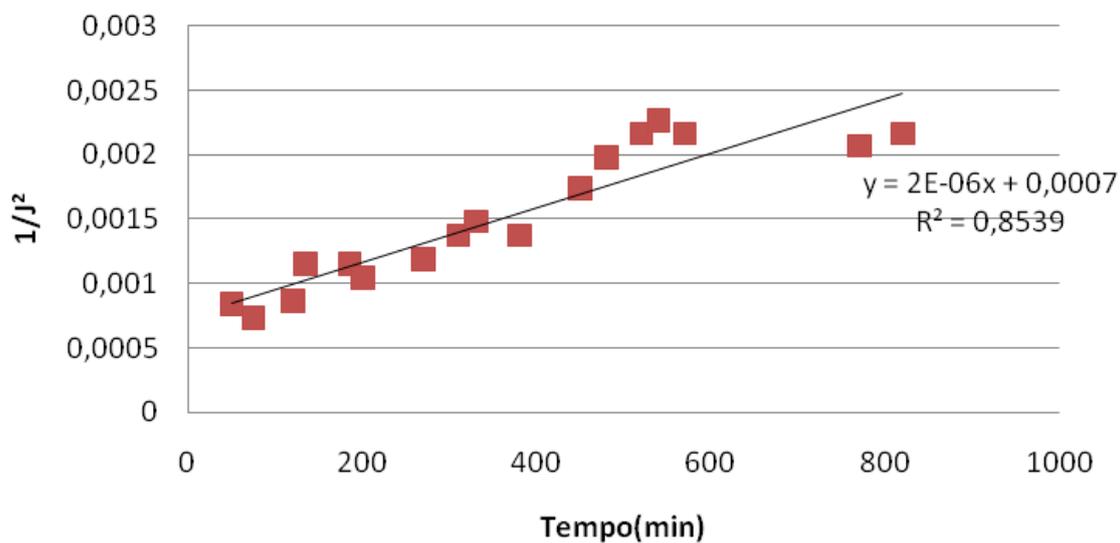


Figura 43: Resultado de linearização do fluxo de permeado pelo modelo de formação de torta para membrana de NF.