

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**TRATAMENTO DE ÁGUAS CINZA GERADAS EM EDIFICAÇÃO
UNIFAMILIAR DE MÉDIO PORTE, VISANDO AO SEU REUSO**

Taísa Machado de Oliveira

Orientadora: Prof^a Dr^a Célia R. Granhen Tavares

Co-orientadora: Prof^a Dr^a Cláudia Telles Benatti

Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá, como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Química.

Maringá- PR - Brasil
Julho de 2014

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)
(Biblioteca Central - UEM, Maringá, PR, Brasil)

Oliveira, Taísa Machado de
O48t Tratamento de águas cinza, geradas em edificação
unifamiliar de médio porte, visando ao seu reuso /
Taísa Machado de Oliveira. -- Maringá, 2014.
x,167 f. :il. (algumas color.), figs., tabs.

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Célia Regina Granhen
Tavares.

Coorientadora: Prof.^a Dr.^a Cláudia Telles
Benatti.

Tese (doutorado) - Universidade Estadual de
Maringá, Centro de Tecnologia, Departamento de
Engenharia Química, Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Química, 2014.

1. Águas cinza - Tratamento com membranas. 2.
Efluentes - Reuso doméstico. 3. Efluentes -
Tratamento com membranas. 4. Membrana de
microfiltração. 5. Membrana de osmose inversa. I.
Tavares, Célia Regina Granhen, orient. II. Benatti,
Cláudia Telles, coorient. III. Universidade Estadual
de Maringá. Centro de Tecnologia. Departamento de
Engenharia Química. Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Química. IV. Título.

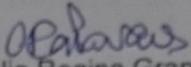
CDD 21.ed.628.164

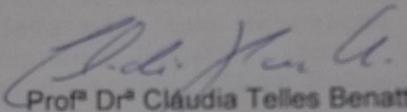
AMMA-001850

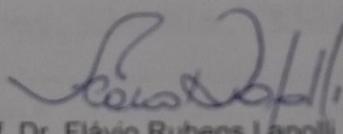
UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

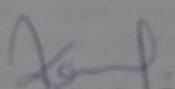
Esta é a versão final da Tese de Doutorado apresentada por Taísa Machado de Oliveira perante a Comissão Julgadora do Curso de Doutorado em Engenharia Química em 23 de julho de 2014.

COMISSÃO JULGADORA

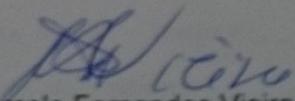

Profª Drª Célia Regina Granhen Tavares
Orientadora / Presidente


Profª Drª Cláudia Telles Benatti
Coorientadora


Prof. Dr. Flávio Rubens Lapolli
Membro


Profª Drª Cristhiane Michiko Passos Okawa
Membro


Drª Alessandra Zacarias dos Santos
Membro


Prof. Dr. Marcelo Fernandes Vieira
Membro

*Às minhas filhas, Ana Beatriz e Ana Luísa,
ao meu marido, Fábio,
aos meus pais, Maria Lúcia e Ivam,
com amor e carinho.*

AGRADECIMENTOS

A Deus, que, com seu Infinito Amor, governa o meu ser, derramando sempre grandes bênçãos sobre mim.

De forma muito especial e carinhosa, aos meus professores e orientadores, doutores Célia Regina Granhen Tavares, Cláudia Telles Benatt, pela oportunidade, confiança, ensinamentos, dedicação e valiosíssimas sugestões nas atividades e no desenvolvimento desta tesa.

Às engenheiras Elenice Tavares Abreu e Alessandra Zacarias dos Santos, pelo suporte no decorrer dos trabalhos.

À Esfera Ambiental e ao Departamento de Engenharia Química da UEM, por disponibilizar todas as condições necessárias ao desenvolvimento desta pesquisa.

Às minhas filhas e ao meu marido pela paciência, pela compreensão e pela força que me deram no decorrer desta pesquisa.

Aos meus pais e à minha sogra pelo incomensurável auxílio em todos os momentos da realização deste trabalho.

A Capes e a FINEP, pelo suporte financeiro, que propiciaram o desenvolvimento desta tese.

RESUMO

O reuso de águas residuárias surge como uma parte integrante da gestão da demanda de água. Algumas das razões para a sua crescente importância são o fornecimento e a preservação da qualidade de água potável, bem como, o potencial de redução da poluição nos recursos hídricos. O reuso doméstico é uma opção atraente devido a um consumo de água relativamente elevado juntamente com uma população intensiva. Nessa perspectiva, destaca-se a água cinza, efluente urbano constituído por águas de lavagens, sem a contribuição de vasos sanitários. O processo de separação com membrana é uma das tecnologias para o tratamento de tais efluentes. No entanto, uma limitação importante para o desempenho dessas membranas são os depósitos e os acúmulos de partículas e de compostos orgânicos sobre a superfície da membrana, o que geram incrustações. Estas causam diminuição do fluxo permeado ao longo do tempo de operação e, também, a deterioração da qualidade do permeado. Como consequência, a redução da viabilidade da membrana.

De acordo com esta abordagem, o presente estudo teve o objetivo avaliar a viabilidade do tratamento das águas cinza pelo processo de separação com membrana (microfiltração submersa e osmose inversa), visando à obtenção de uma água de boa qualidade que permita o seu reuso, para fins menos nobres em edificações de unifamiliares.

Para tanto, foi realizada a caracterização das águas cinza. Elas apresentam variações significativas em sua qualidade física, química e bacteriológica. Isso é decorrente de fatores como a fonte geradora do efluente, os hábitos familiares e os produtos químicos usados no ambiente doméstico (por exemplo, detergentes, sabões, xampus). Também, apresentaram elevadas concentrações de cor aparente, de turbidez, de sólidos suspensos e dissolvidos, de tensoativos aniônicos, de matérias orgânicas e de coliformes fecais.

Em escala bancada, quatro módulos de membrana de fibra oca de microfiltração com poros de $0.4\mu\text{m}$ e diferentes densidades de empacotamento foram estudados. Avaliaram-se as melhores condições de operação (pressão e aeração), o comportamento do fluxo permeado durante 100 minutos, o efeito das incrustações nos módulos, a eficiência de remoção dos parâmetros físicos, químicos e biológico e a qualidade do permeado. Assim, com os melhores resultados obtidos foram aplicados no tratamento em escala real. A limpeza física/retrolavagem foi realizada no término de cada experimento e foi eficiente para a recuperação do fluxo permeado e a permeabilidade hidráulica da membrana.

Para finalizar, foi instalada uma unidade piloto de tratamento de águas cinza em uma residência unifamiliar. Essa consistia no acoplamento dos módulos de membranas de microfiltração submersa de fibra oca e de osmose inversa plana e espiral. Avaliou-se o desempenho desses módulos e a qualidade do efluente tratado durante 100 dias de operação.

O processo físico de separação com membranas de microfiltração e de osmose inversa permitiu rejeição dos parâmetros físicos superiores a 97%. A cor aparente média encontrada foi de 2 ± 3 UNITS PtCo APHA, a turbidez, 2 ± 1 FAU e ausência de sólidos suspensos. Já a quantidade média de matéria orgânica determinada, em termos de DQO e DBO_5 , foi de $28,3 \pm 9,5 \text{ mg L}^{-1}$ e $4 \pm 2 \text{ mg L}^{-1}$ e com rejeição de $91,1 \pm 4,7 \%$ e $98 \pm 1 \%$, respectivamente. Isso assegurou a qualidade da água dentro das normas de reuso doméstico.

Diante disso, a qualidade do efluente final destacou a possibilidade de reutilização de águas cinza para fins menos nobres, tais como descarga de vasos sanitários, irrigação de jardim, lavagem de carro ou de calçada. Desse modo, o processo de separação com membranas foi uma solução tecnicamente atrativa e segura, podendo ser instalada nas edificações unifamiliares e, também, nas multifamiliares, desde que se realizem as limpezas físicas e químicas nos módulos de membrana, de forma a garantir a qualidade do permeado. Essa reutilização pode levar as mudanças na gestão global dos recursos hídricos e de um cenário consequentemente sustentável.

ABSTRACT

Wastewater reuse has emerged as element in the management of water demand. The supply and conservation of drinking water quality as well as the potential decrease of water resources pollution are some of the reasons of such increasing relevance. Domestic reuse is an attractive option due to relatively high water consumption for a demanding population. In this context, greywater is on the spotlight; the urban effluent constituted by wash-water free of flush toilets contributions. The separation process using membrane is one of the available technologies to treat effluents. However, the performance of these membranes is restrained by particles and organic compounds deposited and accumulated on the membrane surface; they generate encrustations and decrease the permeate flow during the operation and deteriorate the permeate quality; consequently the membrane viability is reduced.

According to this approach, the objective of this study was to assess the viability of greywater treatment through separation process using membrane (submerged micro-infiltration and reverse osmosis) seeking good-quality water that allows reuse for ends other than consumption in single-family houses.

For this purpose, we conducted greywater characterization. They present significant variations regarding physical, chemical and bacteriological quality because of factors such as the source generating the effluent, family habits and chemical products used in domestic environments (detergent, soap, shampoo). We also observed high concentrations of apparent color, turbidity, suspended and dissolved solids, anionic surfactants, organic matters and fecal coliforms.

Using a scale workbench, we studied four modules of hollow-fiber membrane with micro-infiltration of 0.4 μ m pores and different packing densities. We assessed the most satisfactory operation conditions (pressure and aeration), the permeate flow behavior for 100 minutes, the effect of encrustations on modules, the efficiency in removing physical, chemical and biological parameters, and finally, the permeate quality. Therefore, we applied the most satisfactory results in the real-scale treatment. At the final stage of each experiment, we carried out the physical cleaning/backwash, which was efficient to recover the permeate flow and the membrane hydraulic permeability.

Finally, we installed a unit of semi-pilot greywater treatment in a single-family house consisting of the coupling of the modules of submerged micro-infiltration of hollow-fiber as well as flat reverse osmosis and spiral reverse osmosis. Modules performance and effluent quality were then assed.

The physical process of separation membranes MF and OI rejeição allowed over 97% of the physical parameters. The average apparent color was found to be 3 ± 2 UNITS PtCo APHA, turbidity, 2 ± 1 FAU and absence of suspended solids. The mean amount of organic matter determined in terms of COD and BOD5 was 28.3 ± 9.5 mg L⁻¹ and 4 ± 2 mg L⁻¹ and rejecting 91.1 ± 4.7 % to 98 ± 1 %, respectively. This ensured the water quality within the norms of domestic reuse.

Results revealed that the separation process using membrane is technically viable alternative to treat greywater. The final effluent quality emphasized the possibility of reusing domestic sewage for ends other than consumption, such as discharge of flush toilets, garden irrigation, car, pavement among others. Such reuse could lead to alterations in the global management of water resources and a consequent sustainable scenario.

Lista de Símbolos, Nomenclaturas e Abreviações

A	–	área do módulo de membrana
C_f	–	concentração final dos parâmetros analisados
C_i	–	concentração inicial dos parâmetros analisados
DBO_5	–	demanda bioquímica de oxigênio de 5 dias
DQO	–	demanda química de oxigênio
E	–	eficiência de remoção
FR	–	porcentagem da recuperação da permeabilidade hidráulica
J_p	–	fluxo permeado
J_{pf}	–	fluxo permeado após 1 hora de operação
J_{pi}	–	fluxo permeado inicial
J_{pw}	–	fluxo permeado depois da limpeza física
LGPA	–	Laboratório de Gestão, Controle e Preservação Ambiental
L_p	–	permeabilidade hidráulica
L_{wf}	–	permeabilidade hidráulica do módulo de membrana depois da limpeza física ou química
L_{wi}	–	permeabilidade hidráulica do módulo de membrana inicial
MF	–	microfiltração
$NH_3 - N$	–	amônia
NO_2-N	–	nitrito
NO_3-N	–	nitrato
OI	–	osmose inversa
P	–	fósforo
P_c	–	porcentagem da queda do fluxo permeado
pH	–	potencial hidrogeniônico
PO_4^{3-}	–	fosfato
PRI	–	período de retorno do investimento
PTM	–	pressão transmembrana
PSM	–	processo de separação com membranas
Q_p	–	vazão volumétrica permeado
R_f	–	recuperação do fluxo permeado
S^{2-}	–	sulfeto
SANEPAR	–	Companhia de Saneamento de Água do Paraná
SDI	–	índice de densidades de sedimentos
SDT	–	sólidos dissolvidos totais
SM	–	Standard Methods
SO_4^{2-}	–	sulfato
SSF	–	sólidos suspensos fixos
SST	–	sólidos suspensos totais
SSV	–	sólidos suspensos voláteis
VBS	–	valor de benefícios gerado pelo sistema
VII	–	valor do investimento inicial para a aquisição do equipamento de tratamento
Δm_p	–	variação da massa permeado
Δt	–	variação do tempo
μ	–	densidade volumétrica do permeado

Lista de Tabelas

Tabela 4.1– Parâmetros especificados para água de reuso na Austrália.....	13
Tabela 4.2 – Parâmetros para a reutilização de águas residuais	16
Tabela 4.3 - Classificação dos parâmetros de qualidade da água, conforme os reusos previstos.....	17
Tabela 4.4 - Parâmetros Básico para o reuso de águas domésticas de acordo com a Conservação e Reuso da água em edificações	19
Tabela 4.5 - Parâmetros especificados pela Lei no 2.856/11 de Niterói.....	23
Tabela 4.6 - Principais processos com membranas e a força motriz necessária à separação	27
Tabela 4.7 - Membrana e aplicação para tratamento de águas e efluentes	27
Tabela 4.8 – Modelo de bloqueios de filtros em sistemas operados a pressão de filtração constante.	45
Tabela 4.9 - Proporções típicas de geração de águas cinza residenciais.....	48
Tabela 5.1 - Metodologia utilizada para a determinação dos parâmetros físico-químicos e biológico	59
Tabela 5.2 - Informações técnicas dos módulos de microfiltração.....	61
Tabela 5.3 - Representação dos fatores, das notações e dos níveis de fatores utilizados no tratamento estatísticos.....	64
Tabela 5.4 - Dados técnicos dos módulos de membranas: microfiltração.....	72
Tabela 5.5 - Tarifa de água e de esgoto aplicada pela SANEPAR	78
Tabela 6.1 - Caracterização físico-química das águas cinza na edificação em estudo	79
Tabela 6.2 - Permeabilidade hidráulica dos módulos avaliados ($L h^{-1} m^2 bar^{-1}$).....	84
Tabela 6.3 – Pressão crítica dos módulos de membranas	84
Tabela 6.4– Fluxo permeado inicial e final para os módulos de membranas	90
Tabela 6.5 – Média da diferença do fluxo permeado da água e do efluente nas condições pré-estabelecidas para os módulos B, C e D.	93
Tabela 6.6 - Análise de Variância das incrustações dos módulos de membranas	94
Tabela 6.7 - Teste de Tukey com 5% de significância às densidades de empacotamento dos módulos de membranas	94
Tabela 6.8 - Teste de Tukey com 5% de significância à aeração	95
Tabela 6.9– Teste de Tukey com 5% de significância à pressão	95
Tabela 6.10 - Dados das estimativas dos coeficientes	96
Tabela 6.11 - Fluxo permeado inicial e a temperatura nas condições pré-fixadas	98
Tabela 6.12 - Redução percentual da permeabilidade hidráulica em cada experimento	108
Tabela 6.13 - Parâmetros avaliados dos afluentes e efluentes nas condições pré-estabelecidas aos módulos de membrana estudados	110
Tabela 6.14 – Médias dos parâmetros avaliados dos afluentes e efluentes aos módulos de membrana estudados	113
Tabela 6.15 - Valores do fluxo do permeado, da incrustação e da recuperação daquele por limpeza física.....	117
Tabela 6.16 - Permeabilidade hidráulica dos módulos de microfiltração estudados nos experimentos A e B.....	117
Tabela 6.17 – Média dos parâmetros químicos e físicos determinados para os experimentos A, B e 100 dias de operação.....	128
Tabela 6.18 – Concentração de surfactante nos 100dias de operação contínua	133
Tabela 6.19 - Valores de água consumida, de águas cinza, de águas negras e de lavagem de calçada na residência em estudo	135

Lista de Figuras

Figura 4.1– Representação esquemática do processo de separação com membrana.....	25
Figura 4.2 - Transporte molecular através das membranas: (a) porosas e (b) densas.....	26
Figura 4.3 - Modos de operação dos sistemas de microfiltração: (a) filtração convencional; (b) filtração cruzada	33
Figura 4.4 - Módulo de membrana espiral.....	35
Figura 4.5 - Módulo de membrana de fibra oca.....	35
Figura 4.6 - Comportamento da PTM em função do fluxo.....	38
Figura 4.7 - Determinação do fluxo crítico por meio de imposição de fluxo e monitoramento da pressão	39
Figura 4.8 - Queda do fluxo do permeado com o tempo a pressão constante	41
Figura 4.9 - Diagrama esquemático dos quatro modos de bloqueios de membrana proposto por Hernia	44
Figura 4.10 - Recuperação parcial de fluxo permeado usando a técnica de operação com retrolavagem	46
Figura 5.1 - Esquema simplificado sistema para permeação do efluente (água cinza) em módulo submerso.....	61
Figura 5.2 - Diagrama esquemático do experimento em escala piloto. B1 bomba submersa de sucção do afluente. B2 bomba de sucção do efluente tratado da MF. B3 bomba de alimentação da OI. MF membrana de fibra oca submersa – microfiltração. OI membrana de espiral - osmose inversa. T1 tanque de alimentação. T2 tanque de membrana de MF. T3 reservatório do permeado da MF e alimentação da OI. T4 tanque de membrana de OI. T5 tanque de água de reuso. F1 – filtro de carvão.	68
Figura 5.3 – Fotografia da unidade de tratamento de águas cinza.....	69
Figura 5.4 – Fotografia do módulo de membrana da microfiltração	70
Figura 5.5 – Fotografia do suporte e o módulo de membrana de osmose inversa.....	71
Figura 6.1- Pressão crítica dos módulos de membrana de microfiltração	86
Figura 6.2 - Fluxo permeado para os módulos de membranas de microfiltração.....	88
Figura 6.3 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo A sem aeração	101
Figura 6.4 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo A com aeração 30L h ⁻¹	101
Figura 6.5 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo A com aeração 50L h ⁻¹	102
Figura 6.6 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo B sem aeração.....	102
Figura 6.7 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo B com aeração 30L h ⁻¹	103
Figura 6.8 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo B com aeração 50L h ⁻¹	103
Figura6.9 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo C sem aeração.....	104
Figura 6.10 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo C com aeração 30L h ⁻¹ ..	104
Figura 6.11 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo C com aeração 50L h ⁻¹ ..	105
Figura 6.12 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo D sem aeração	105
Figura 6.13 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo D com aeração 30L h ⁻¹ ..	106
Figura 6.14- Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo D com aeração 50L h ⁻¹ ...	106
Figura 6.15 - Fluxo permeado em função do tempo para a microfiltração para os experimentos A (módulo de membrana de 6 m ²) e B (módulos de membrana de 0,5 m ² e 1,0 m ²).....	116
Figura 6.16 – Fluxo permeado em função do tempo na operação de osmose inversa com recuperação de 55%.....	121
Figura 6.17 - Fluxo permeado em função do tempo na operação de osmose inversa com recuperação de 90%	122
Figura 6.18 - Fluxo permeado da microfiltração durante 100dias operação	125

Figura 6.19 - Fluxo da alimentação, do permeado, do descarte e da água pura durante 100 dias operação.....	126
Figura 6.20 - Aspecto visual da qualidade da água bruta (a), permeado da microfiltração (b) permeado da osmose inversa (c).....	127

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	3
2. JUSTIFICATIVA	5
3. OBJETIVO PRINCIPAL	7
3.1. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	7
4. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	9
4.1. USO RACIONAL DA ÁGUA PARA UM DESENVOLVIMENTO SUSTENTÁVEL	9
4.2. REUSO DOMÉSTICO DE ÁGUA	10
4.2.1. Evidência de reuso no Brasil	14
4.2.2. Parâmetros para a qualidade da água de reuso doméstico.....	15
4.3. PROCESSO DE SEPARAÇÃO COM MEMBRANAS	23
4.3.1. Membranas Filtrantes	25
4.3.1.1. Microfiltração e ultrafiltração.....	28
4.3.1.2. Nanofiltração e osmose inversa.....	29
4.3.2. Caracterização e operação de módulos com membranas porosas	31
4.3.3. Módulos de membrana	34
4.3.4. Fluxo e pressão transmembrana	36
4.3.5. Pressão crítica.....	38
4.3.6. Características e mecanismo da incrustação	40
4.3.7. Recuperação do fluxo permeado	45
4.4. ÁGUAS CINZA	48
4.4.1. Tratamento das águas cinza.....	52
5. MATERIAIS E MÉTODOS.....	58
5.1. PARTE I – ESTUDO EM ESCALA BANCADA	58
5.1.1. Caracterização do efluente bruto	58
5.1.2. Estudo do processo em módulos de membranas em escala bancada	60
5.1.2.1. Caracterização dos módulos de membranas.....	62
5.1.2.2. Estudo do fluxo permeado para condições hidrodinâmicas pré- estabelecidas (pressão e aeração) para as membranas de microfiltração.....	63
5.1.2.3. Permeabilidade hidráulica antes e após cada experimento.....	65
5.1.3. Eficiência dos módulos de membrana na remoção dos poluentes e determinação da qualidade da água cinza tratada, em escala bancada .	66
5.2. PARTE II – ESTUDO EM ESCALA PILOTO	67
5.2.1. Equipamento de tratamento de águas cinza em escala piloto.....	67
5.2.2. Etapa I - Desempenho operacional das membranas	71
5.2.2.1. Microfiltração	71

5.2.2.2. Osmose inversa.....	74
5.2.2.3. Eficiência dos módulos de membrana na remoção dos poluentes e determinação da qualidade da água cinza tratada, em escala piloto	75
5.2.3. Etapa II – Validação dos testes preliminares em um sistema de tratamento instalado em unidade residencial unifamiliar	75
5.2.4. Considerações sobre custos de instalação da unidade de tratamento estudado e sobre a redução nos custos pelo consumo da água	76
6. RESULTADOS E DISCUSSÃO	79
6.1. PARTE I – ESTUDO EM ESCALA BANCADA	79
6.2. CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE BRUTO.....	79
6.2.1. Estudo do processo em módulos de membranas em escala bancada	84
6.2.1.1. Caracterização dos módulos de membranas.....	84
6.2.2. Estudo do fluxo permeado para condições hidrodinâmicas pré-estabelecidas (pressão e aeração) para as membranas de microfiltração	87
6.2.2.1. Avaliação estatística da queda do fluxo permeado em relação às condições pré-estabelecidas	92
6.2.2.2. Interferência da temperatura, da pressão e da aeração no fluxo permeado inicial.....	97
6.2.2.3. Bloqueio de poros (modelo de Hernia)	100
6.2.3. Permeabilidade hidráulica antes e após cada experimento.....	107
6.2.4. Eficiência dos módulos de membrana na remoção dos poluentes e determinação da qualidade da água cinza tratada, em escala bancada	109
6.3. PARTE II – ESTUDO EM ESCALA PILOTO	115
6.3.1. ETAPA I - Desempenho operacional das membranas	115
6.3.1.1. Microfiltração	115
6.3.1.2. Osmose inversa.....	120
6.3.2. Etapa II – Validação dos testes preliminares em um sistema de tratamento instalado em unidade residencial unifamiliar	123
6.3.3. Eficiência dos módulos de membrana na remoção dos poluentes e determinação da qualidade da água cinza tratada.....	126
6.3.4. Considerações sobre custos de instalação da unidade de tratamento estudado e sobre a redução nos custos pelo consumo da água	134
7. CONCLUSÃO.....	137
8. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	139
9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	140
ANEXO A - Metodologias Utilizadas para a Determinação dos Parâmetros Físicos, Químicos e Biológico	152
ANEXO B – Valores Determinados para o Período de Retorno do Investimento	165

1. INTRODUÇÃO

O ambiente e a qualidade de vida do homem fundamentam-se na disponibilidade e na sustentabilidade dos recursos naturais. Para manter o equilíbrio entre todos os ecossistemas, os recursos hídricos atuam como uma “peça chave” da sociedade humana e do seu sustento. O fornecimento sustentável de água é, assim, essencial para o desenvolvimento socioeconômico da população. O acesso ao abastecimento de água e ao saneamento básico são fatores básicos para que isso ocorra. No entanto, se a demanda global de água ultrapassar os limites de abastecimento, a qualidade de vida das pessoas ficará comprometida.

Essa premissa é iminente, porquanto, com o crescimento populacional, houve a expansão e a intensificação da produção agrícola e industrial. Isso gerou não só aumento na utilização dos recursos hídricos, como também incremento da descarga não regulamentada ou ilegal de água contaminada lançada diretamente nos ecossistemas. Como consequência, vive-se, hoje, uma ameaça global para a saúde humana e para o ambiente.

Na concepção da Organização das Nações Unidas (ONU, 2010), a Terra já vivencia uma “crise da água”. As hodiernas ações ambientais refletem essa preocupação e o compromisso com a qualidade de vida que implicam a preservação e a conservação dos recursos naturais para um desenvolvimento sustentável. Essa meta, sem dúvida, está diretamente vinculada à proteção do ambiente físico e biológico. Administrar o ambiente requer, assim, gerenciamento da água, do solo, das atividades humanas, uma vez que, na natureza, tudo está integrado e interligado. Aliás, não se pode mais admitir um crescimento sem preservação, sem análises dos impactos ambientais.

Indubitavelmente, o principal desafio para a manutenção da qualidade das águas ou a reversão de mananciais de situação crítica é a minimização do lançamento de carga orgânica, ou seja, de efluentes domésticos nos mananciais. Esses são vetores de doenças e contribuem para o aumento dos níveis de mortalidade e morbidade.

Diante disso, começam a surgir novas maneiras de preservar os recursos hídricos. Uma delas é reutilizar as águas oriundas de uso doméstico. Na maioria das edificações, a água potável é utilizada para a realização de quase todas as atividades, independentemente de uma análise prévia da qualidade da água necessária. Para minimizar isso, torna-se imprescindível a

evolução do conceito do uso racional para a conservação de água, ou seja, na associação da gestão, não somente da demanda, mas também da oferta de água, de forma que usos menos nobres possam ser supridos, sempre que possível, por águas de qualidade inferior.

Nessa perspectiva, a água de lavagem, conhecida como água cinza, é, sem dúvida, valioso recurso que pode ser utilizado para aliviar a escassez de água e aumentar a conservação da água em residências unifamiliares. A água cinza, se tratada, pode ser usada em muitas atividades dentro da própria edificação, como descargas sanitárias, irrigação de jardim, lavagem de carro ou limpeza de calçadas.

Além disso, a água cinza apresenta variabilidade das características e da composição, em função da fonte geradora, da força e do fluxo de produção, além do potencial de carga orgânica que variam significativamente em função do comportamento dos habitantes da edificação e da fonte geradora.

Nesse contexto, este trabalho visou a tratar as águas cinza, no local em que são geradas, de forma a reutilizá-las em fins menos nobres. Para isso, utilizou-se a microfiltração (pré-tratamento) e a osmose inversa (polimento). Essas membranas separam macromoléculas ou partículas em suspensão de pequeno tamanho da fase contínua sob gradiente de pressão que asseguram o papel de barreira seletiva.

2. JUSTIFICATIVA

O Brasil privilegia-se por ter uma das maiores reservas de água doce no mundo, sendo detentor de 13,7% de toda a água doce superficial do planeta. Apesar dessa abundância, diversas regiões do país encontram-se, atualmente, sob estresse hídrico.

Essa deterioração dos mananciais de abastecimento pode ser resultado da deficiente cobertura dos serviços de tratamento de águas residuais, da fragilidade da implementação de política de proteção de mananciais, do uso indiscriminado da agropecuária e de outros fatores. Em função disso, há o comprometimento da quantidade e da qualidade da água disponível para consumo em diversas localidades. Surgem, assim, problemas de abastecimento que, atualmente, estão merecendo a atenção e a preocupação das comunidades e das autoridades políticas.

Um fator relevante é a quantidade de efluente doméstico gerado e lançado nos recursos naturais. A Pesquisa Nacional por Amostra de Domicílios (Pnad), referente ao ano de 2012, relatou que, apenas, 57,1% dos domicílios brasileiros têm rede coletora de esgoto. Desse, apenas 37,5% do esgoto gerado, recebem algum tipo de tratamento. Isso revela que as necessidades e as principais carências do país estão relacionadas à falta de coleta e de tratamento de esgoto domésticos.

A Pesquisa da Fundação Nacional de Saúde (2006) estima que, para cada 100 litros de água consumida por brasileiro são gerados cerca de 80 litros de esgoto doméstico no Brasil. Segundo Barreto (2008), em média, 24% do consumo total de água potável em residências, estimadas à população de baixa renda, é consumida nas descargas sanitárias. E os outros 76% em água de lavagem ou água cinza, que poderiam ser reutilizados.

Assim, o reuso doméstico contribuiria não só para preservar a alta qualidade da água potável fornecida, como também reduziria os custos globais e minimizaria os poluentes ambientais. Em suma, uma fonte de economia em segmentos residenciais.

A água cinza, por apresentar facilidade de biodegradação e baixa presença de patógenos, é mais fácil de ser tratada e mais segura para ser reutilizada em fins menos nobres,

que exigem qualidade de água não potável. Como a água está se transformando em um recurso raro, o reuso de águas cinza é praticado em muitos países como uma solução sustentável para reduzir a demanda de água urbana em geral.

Nos países em desenvolvimento, o reuso de águas cinza para irrigação está se tornando cada vez mais comum e é, muitas vezes, usado sem qualquer pré-tratamento. Tal prática é equivocadamente considerada segura, pois essa forma de aplicação pode prejudicar a qualidade do solo. É importante reconhecer que as águas cinza têm o potencial de transmitir doenças e, portanto, requerem tratamento e desinfecção para inativar os microrganismos patogênicos.

Nessa vertente, este trabalho estudou a viabilidade do tratamento das águas cinza com processos de separação com membranas. Essas membranas, por serem barreiras seletivas, permitam a separação de substâncias de acordo com tamanho, forma e difusibilidade. A tecnologia é bastante eficiente, uma vez que permitem elevadas taxas de rejeição de contaminantes, baixa necessidade de produtos químicos para o tratamento, menor área para implantação e menor geração de resíduos.

Diante disso, o setor de saneamento básico deve apresentar transformações quanto à implantação dos sistemas de tratamento de resíduos sanitários, como também mudanças drásticas no tratamento dos esgotos nos grandes centros urbanos. Além disso, com o intuito de subsidiar a redução do consumo de água e buscar a sustentabilidade hídrica pelo uso racional e eficiente da água, devem ser realizadas as adequações hidráulicas necessárias e as devidas contribuições da construção civil para a criação de um sistema que atenda aos parâmetros necessários ao reuso de águas cinza nas edificações.

3. OBJETIVO PRINCIPAL

➤ Tratar as águas cinza pelo processo de separação com membrana, visando à obtenção de uma água sanitariamente segura que permita o seu reuso para fins menos nobres em edificação unifamiliar.

3.1. Objetivos Específicos

➤ Caracterizar o efluente gerado em uma edificação unifamiliar, por análises físicas, químicas e bacteriológicas;

➤ Especificar e estudar, em escala bancada, quatro módulos semelhantes de membranas de microfiltração de fibra oca, que diferem no número de empacotamento, para o tratamento de águas cinza, de forma a avaliar:

- a) O efeito da aeração e da pressão na queda do fluxo permeado;
- b) A percentagem de rejeição das partículas pela membrana;
- c) Os mecanismos de incrustação à pressão constante;
- d) A eficiência das limpezas física (retrolavagem) e química (solução de hipoclorito de sódio) para a recuperação da permeabilidade hidráulica;
- e) Mensurar estatisticamente, nos módulos de membrana estudados, a queda do fluxo permeado com variações nas condições hidrodinâmicas, como aeração e pressão.

➤ Aplicar, em escala real, as melhores condições operacionais obtidas no estudo laboratorial para o módulo de microfiltração e acoplar a unidade de tratamento das águas cinza na edificação em estudo o módulo de osmose inversa, para:

a) Estimar o desempenho operacional das membranas sem qualquer pré-tratamento adicional;

b) Avaliar se a qualidade do permeado atende às especificações da legislação brasileira de reuso doméstico;

c) Estimar o custo econômico do equipamento para o tratamento de águas cinza.

4. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

4.1. Uso Racional da Água para um Desenvolvimento Sustentável

A ONU definiu 2013 como o Ano Internacional de Cooperação pela Água. A intenção era conscientizar a população mundial a respeito dos desafios do gerenciamento da água do planeta e da necessidade de um esforço global para enfrentar a má utilização da água.

Por essas razões, a alternativa mais acessível e viável para abastecer a crescente população mundial é aprender a usar a água disponível de forma cada vez mais efetiva. Vale salientar que a demanda de água no mundo aumenta mais rapidamente do que a população, sob a pressão das mudanças dos hábitos de higiene e da necessidade de se alcançar uma produtividade cada vez maior de alimentos e de produtos industriais, principalmente (GONÇALVES, *et al.*, 2006).

Torna-se precípuo, assim, economizar os recursos naturais, com mais eficiência e racionalidade, para que o crescimento econômico e populacional possa ocorrer com tranquilidade.

Nessa perspectiva, criaram-se formas e procedimentos a serem aplicados na construção de prédios para que estes tenham o mesmo conforto das edificações convencionais, mas com gastos menores de energia e água. Com um custo operacional menor e com uma eficiência maior; essas edificações começaram a ser notadas e constatou-se que eram até melhores que os prédios convencionalmente construídos. Essas construções passaram a ser conhecidas como “edifícios verdes”.

Em razão disso, o Conselho Brasileiro de Construção Sustentável (CBCS) e o Sindicato da Habitação de São Paulo (SECOVI-SP) apresentam algumas práticas para sustentabilidade na construção. Entre outras, aproveitar as condições naturais locais; utilizar o mínimo de terreno e integrá-lo ao ambiente natural; além de implantar e gerir

sustentavelmente a obra; adaptando-a as necessidades atuais e futuras dos usuários. Nesse enfoque, utilizar matérias-primas que contribuam para a eco eficiência do processo, para minimizar o consumo energético e hídrico; reduzir, reutilizar, reciclar e dispor corretamente os resíduos sólidos; introduzir inovações tecnológicas, sempre que possível e viável, visando à educação ambiental para conscientizar os envolvidos no processo (REBÊLO, 2011).

Nesse conceito de sustentabilidade, algumas incorporadoras e construtoras brasileiras passaram a implantar novas instalações hidráulicas para viabilizar o reuso da água. A consciência ambiental também começa a entrar na equação do processo de compra do imóvel, o que impulsiona a inclusão de sistemas de tratamento nos próprios empreendimentos.

Desse modo, a sustentabilidade não é um objetivo a ser alcançado, ou uma situação estanque, mas, sim, um processo, um caminho a ser seguido. Advém daí a ideia de que a expressão mais correta a ser utilizada é um projeto “mais” sustentável. Todo o trabalho nessa área é feito a partir de intenções que são renovadas contínua e progressivamente. Essas intenções genuínas devem estar verdadeiramente compromissadas com os valores do cliente, a saber, o contratante, o usuário e a comunidade onde a obra está inserida. Uma obra mais sustentável implica, assim, conhecer os valores do cliente e entender que projeto é o exercício de intenções e decisões (GONÇALVES *et al.*, 2006).

Salienta-se, ainda, a importância do planejamento, porquanto, no projeto, podem ser previstos os meios mais eficientes para uma construção sustentável. Assim, o gerenciamento do uso da água e a procura por novas alternativas de abastecimento como o aproveitamento da água da chuva, a reposição das águas subterrâneas e o reuso da água estão inseridos no contexto do desenvolvimento sustentável, o qual propõe o uso dos recursos naturais de maneira equilibrada e sem prejuízos para as futuras gerações (GIANCCHINHI, 2010).

4.2. Reuso Doméstico de Água

Segundo a Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (EPA, 2004), o uso eficiente da água tem como objetivos principais a preservação ambiental, a saúde pública e os

benefícios econômicos para ajudar a melhorar a qualidade da água, para manter os ecossistemas aquáticos e para proteger as fontes de água potável. Em razão disso, a possibilidade de substituição de parte da água potável por outra de qualidade inferior, para fins menos nobres, pouparia os mananciais de água.

O reuso de água é um forte aliado para promover a integração entre o tratamento de efluentes e a política de proteção da qualidade das águas. Aliás, o tratamento dos efluentes antes do seu despejo em determinado corpo hídrico, ou a sua reutilização se coadunam com o princípio da precaução, pois se evita a poluição, combatendo-a antes mesmo de ela se concretizar. Embora o despejo de um efluente tratado não elimine os riscos de poluição das águas, esses são mitigados pelo adequado tratamento que o efluente recebe, seja para o seu desaguar, ou para o seu reuso (DANTAS E SALES, 2008).

Restringindo-se ao cenário das habitações, de acordo com o Manual de Conservação e Reuso de Água em Edificações elaborado pela ANA/FIESP (2005), recomenda-se que a decisão de usar fontes alternativas de água, na região urbana, passe prioritariamente pelo critério de menor impacto ao ambiente, procurando-se a água que está disponível naturalmente sem intervenção direta nos mananciais.

Em caso de reuso urbano para fins não potáveis, devem ser tomados alguns cuidados quando há contato direto de pessoas com essa água. Entretanto, esse reuso apresenta obstáculo para sua implementação devido aos custos elevados de sistemas duplos de distribuição de água, dificuldades operacionais e riscos potenciais de conexões cruzadas (HESPANHOL, 2003).

O consumo de água em uma residência é influenciado por diversos fatores, tais como clima da região, renda familiar, número de habitantes da residência, características culturais da comunidade, desperdício domiciliar, valor da tarifa de água e estrutura e forma de gerenciamento do sistema de abastecimento. Para isso, é primordial conhecer os consumos específicos de água nos diversos pontos de utilização de uma residência para se priorizarem as ações de conservação do uso da água em edificações (GONÇALVES *et al.*, 2006).

Nesse contexto, destaca-se a água cinza, oriunda principalmente de lavagem, como chuveiros, lavatórios e máquinas de lavar, ou seja, toda a água utilizada em uma residência excluindo a do vaso sanitário. Sua caracterização permite avaliar a viabilidade do reuso em

áreas urbanas, como lavagem de carros, de pisos, de calçadas, irrigação de plantas, descarga de bacias sanitárias.

A crescente preocupação com o desenvolvimento sustentável, incluindo fatores ecológicos e econômicos, incrementou o interesse pelo reuso das águas cinza. Em uma residência, tal prática pode reduzir o consumo de água potável em 29% a 47 % (HOURLIER *et al.*, 2010).

Uma das evidências de que a escassez prevista é real, é o número de países nos quais já foi superado o limite de vida a ser suportado pela água disponível. Regiões como China, Índia, México, Tailândia, parte do oeste dos Estados Unidos, norte da África e áreas do Oriente Médio estão retirando do lençol freático mais água que o ciclo hidrológico consegue repor. A região do MENA (Middle East and North Africa), que abrange Argélia, Bahrein, Chipre, Egito, Irã, Iraque, Israel, Jordânia, Kuwait, Líbano, Líbia, Marrocos e Saara Ocidental, Omã, Autoridade Palestina, Qatar, Arábia Saudita, Síria, Tunísia, Turquia, Emirados Árabes Unidos e Iêmen, abriga 300 milhões de pessoas e tem apenas 1% do estoque anual de água renovável do planeta (FIORI *et al.* 2006).

A geração de esgotos, cada vez mais crescente pelo aumento da população, é a única forma significativa, crescente e confiável de água para o futuro do MENA. A terra agriculturável no MENA, muitas vezes situada no vilarejo que circunda as residências familiares, torna oportuna a reutilização da água dentro da própria comunidade geradora do esgoto (FIORI *et al.*, 2006).

Áreas em que haja escassez de água, como o Texas e porções da Austrália, dispõem de grandes usinas de reciclagem de água que tratam a água cinza e a devolvem aos domicílios para uso. Diante de um segmento econômico alternativo, nascido do movimento ecológico, desenvolveram-se, em torno da água, projetos para reaproveitamento da água usada em residências por meio de sistemas de reciclagem. Essa súbita alta no interesse pela água cinza acelerou um pouco a atitude dos governos estaduais, muitos dos quais ainda continuam a estudar métodos de reutilização. Em alguns estados norte-americanos, é ilegal recolher água para reutilização e, em outros, é necessário atender algumas restrições para obter licenças (CLARK, 2007).

Na Austrália, por exemplo, o sistema de tratamento de águas cinza (coleta, armazenamento e desinfecção) tem normas especificadas pelo governo local e por autoridades

do governo do Estado. Se viável, o sistema é instalado em domicílios residenciais para fornecer água cinza tratada para a irrigação (incluindo irrigação por superfície), descargas de vasos sanitários, máquinas de lavar e lavagem de veículos e de calçadas. A qualidade da água tratada exigida é mostrada na Tabela 4.1 (MASTER PLUMBERS *et Al.*, 2008).

Tabela 4.1– Parâmetros especificados para água de reuso na Austrália

Parâmetros	
Turbidez	Inferior a 2 UNT
DBO ₅	Inferior a 20mg L ⁻¹
Cloro residual	Entre 0,50 mg L ⁻¹ e 2,00mg L ⁻¹
Coliformes termo tolerantes	Inferior a 30 UFC por 100 mL
Sólidos suspensos	Inferior a 30mg L ⁻¹
Oxigênio dissolvidos	Acima de 2,0 mg L ⁻¹

Fonte: Master Plumbers *et al.* (2008)

Devido ao hodierno e rápido crescimento econômico e concentração da população em áreas urbanas do Japão, a questão da demanda de água em grandes cidades tem enfatizado a confiabilidade do sistema para suprimento de água e a necessidade de desenvolver novas fontes de água, com considerável custo econômico e ambiental. Dessa forma, o reuso tem sido implementado, na maioria das cidades do Japão, para aliviar as situações de recuperação do consumo de água. Para isso, foram mudadas não só as regras da construção civil, como também a construção de novos edifícios. Nestes, o sistema de distribuição duplo é obrigatório e o tratamento típico utilizado para tratar a água de reuso consiste no processo de biorreator a membrana. Desse modo, os japoneses conseguiram aumentar a sua produtividade e, ao mesmo tempo, reduzir o consumo de água, a partir do programa de reutilização. Ressalta-se, no entanto, que essas ações ocorrem por incentivos políticos (BRAGA, 2009).

Todavia, esse compromisso não é encontrado em todos os países. Algumas autoridades ainda precisam de provas de que a reciclagem das águas cinza no local da geração pode ser seguro, tecnicamente praticável e economicamente viável.

4.2.1. Evidência de reuso no Brasil

No Brasil, é difícil a prática de reuso doméstico. Isso se deve à falta de legislação e à de normatização específica, o que dificulta o trabalho dos profissionais. Essa ausência de orientação técnica, para implementar os sistemas de reuso das águas servidas e da fiscalização de tais sistemas, pode trazer riscos à saúde da população. Diante disso, são adotados padrões referenciais internacionais ou orientações técnicas produzidas por instituições privadas, com o intuito de embasar a formulação de legislação e normatização específica.

Essa prática, todavia, ainda não sensibilizou a maioria da população e nem sequer foi difundida. Poucos exemplos podem ser relacionados ao reuso de água no Brasil. Apenas algumas indústrias localizadas no estado de São Paulo e alguns projetos piloto, no Nordeste brasileiro, com finalidade para reuso agrícola, têm avançado nessa área (COSTA E BARROS, 2005).

As águas de reuso da Companhia de Saneamento do Estado de São Paulo (SABESP) têm como origem as estações de tratamento de esgoto doméstico. Segundo a SABESP, com a Aquapolo, foi possível produzir 395 milhões de litros de água de reuso por mês, volume suficiente para atender o Pólo Petroquímico de Capava, no ABC paulista. Parte desse efluente tratado está sendo usado pelas prefeituras da Região Metropolitana de São Paulo para efetuar a limpeza pública. Caminhões, devidamente preparados, são abastecidos com água de reuso para efetuarem a limpeza das ruas após as feiras livres poupando, assim, água potável. Os custos são bastante reduzidos.

Por envolver menores riscos, quando se trata de reuso para fins urbanos, deve-se optar primeiramente para o de uso não potável. É utilizado esgoto tratado na irrigação de parques e jardins públicos, centros esportivos, irrigação de áreas ajardinadas de edifícios, seja residencial ou comercial, lavagem de pátios, trens e ônibus, descarga sanitária em banheiros, construção civil. A prefeitura de São Caetano do Sul é um exemplo, pois utiliza essa água para lavagem de ruas e pátios, para irrigação e rega de áreas verdes, para lavagem de veículos e para desobstrução de rede de esgotos e águas pluviais (HESPANHOL, 2003).

Imbuída, também, nesse desafio do planeta de poupar água, a Petrobras, em parceria com a Companhia Estadual de Águas e Esgotos do Rio de Janeiro (CEDAE), está implantando um dos maiores projetos de reuso desse recurso no mundo, para abastecer o Complexo Petroquímico do Rio de Janeiro (COMPERJ), em Itaboraí. O pólo precisará de uma vazão de 1,5 mil litros por segundo, quantidade equivalente ao consumo de uma cidade de 750 mil habitantes. Para suprir essa necessidade, a Petrobras usará água proveniente da Estação de Tratamento de Esgoto Alegria, da cidade do Rio de Janeiro, em seus processos industriais. Com isso, a empresa espera contribuir para o uso eficiente e inteligente desse recurso (PETROBRAS, 2013).

Ressalta-se que, no planejamento e na implantação de um programa de reuso de água, é necessária uma efetiva comunicação e educação para o público em geral (ONGs, políticos e usuários, entre outros). Campanhas educacionais devem ser realizadas, tendo como alvo os responsáveis pela tomada de decisões, informando-os dos casos de sucesso na implantação do reuso, custo e benefícios dessa prática (SOUSA, 2008).

É importante, também, fornecer informações suficientes para que a população se conscientize sobre a prática de reuso, ou seja, quais os riscos e os controles existentes que viabilizam tal processo. Nessa perspectiva, é fundamental educar, mobilizar, investir em informação, com ampla divulgação dos dados para absorção de tecnologia e para uma significativa evolução do reaproveitamento de água.

4.2.2. Parâmetros para a qualidade da água de reuso doméstico

Internacionalmente, não há legislação para controlar a qualidade das águas cinza tratadas para o reuso doméstico. No entanto, muitos países têm as suas próprias orientações em função das suas necessidades, como apresentado na Tabela 4.2. Afinal, a questão principal, quando se recicla o efluente doméstico, é o risco potencial para a saúde humana, porquanto os padrões são geralmente baseados em teor microbiano. Contudo, muitas vezes, têm sido importantes os parâmetros estéticos para o usuário, como a demanda bioquímica de oxigênio (DBO), os sólidos em suspensão (SS) e a turbidez (PIDOU, *et al.*, 2007).

Tabela 4.2 – Parâmetros para a reutilização de águas residuais

País	Aplicações	DBO ₅ mg L ⁻¹	SST mg L ⁻¹	Turbidez NTU	Coliformes fecais UFCpor100mL	Coliformes Totais UFCpor100mL
Japão ¹	Descarga sanitárias	-	-	< 2	-	ND
	Paisagismo	-	-	< 2	-	< 1000
	Recreação	-	-	< 2	-	ND
Israel ²	Reutilização de águas residuais	10	10	-	<1	-
Espanha ³ , Ilhas Canárias	Reutilização de águas residuais	10	3	2	-	22
EUA ³ , Califórnia	Reuso de água irrestrito	-	-	2 a 5	-	22 a 23 em 30 dias
EUA ³ , Flórida	Reuso de água irrestrito	20	5	-	25% das amostras ND	-
Austrália ⁴ , Queensland	Reuso de águas cinza para jardinagem	20	30	-	-	100
Canadá ⁵ , British Columbia	Reuso de água irrestrito	10	5	2	22	-

1 TAJIMA (2005); 2 GROSS, et al, (2007).

3 US ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (2004)

4 QUEENSLAND GOVERNMENT (2003);

5 CANADA MORTGAGE AND HOUSING CORPORATION (2006)

ND – não detectável

Fonte: adaptado de PIDOU *et al.*, (2007)

A Tabela 4.2 apresenta as diferenças nos parâmetros para o reuso de águas residuais em diferentes países. Por exemplo, padrões para DBO, sólidos suspensos, turbidez, coliformes fecais e coliformes totais variaram de 10 a 20 mg L⁻¹, de 3 a 30 mg L⁻¹, de 2 a 5 NTU, inferior a 22 UFC por 100mL e inferior a 1000 UFC por 100mL, respectivamente.

Já, no Brasil, a Associação Brasileira de Normas Técnicas, ABNT, confirmou, em 28 de janeiro de 2008, após análise sistemática, a NBR 13.969/97 – Tanques sépticos – Unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos - Projeto, construção e operação. Tal NBR foi elaborada pelo Comitê Brasileiro de Construção Civil e pela Comissão de Estudo de Instalação Predial de Tanques Sépticos. Naquela data, afirmou que:

“No caso do esgoto de origem essencialmente doméstica ou com características similares, o esgoto tratado deve ser reutilizado para fins que exigem qualidade de água não potável, mas sanitariamente segura, tais como irrigação dos jardins, lavagens dos pisos e dos veículos automotivos, na descarga dos vasos sanitários, na manutenção paisagística dos lagos e canais com água, na irrigação dos campos agrícolas e pastagens, etc. (ABNT, 1997).”

A norma não só admitiu a simples recirculação de água de enxágue da máquina de lavar para os vasos sanitários, como também expôs um planejamento ao adotar sistema de reuso, de modo a permitir seu uso seguro e racional, além de minimizar os custos de implantação e de operação. Para isso, deve ser considerada a sua finalidade e o volume de esgoto a ser reutilizado, para definir o grau de tratamento necessário. Dessa forma, a norma mostrou os parâmetros de turbidez, coliformes fecais, sólidos dissolvidos, pH e cloro residual a serem seguidos em caso de reuso das águas servidas com características essencialmente domésticas, águas cinza ou águas negras, de acordo com a classe das águas (classe 1, 2, 3, 4) e a finalidade do reuso, como mostra a Tabela 4.3.

Tabela 4.3 - Classificação dos parâmetros de qualidade da água, conforme os reusos previstos

Classe	Uso-previsto	NBR 13.969 / 97
Classe 1	Lavagem de carros e outros usos que requerem contato direto do usuário com a água com possível aspiração de aerossóis pelo operador, incluindo chafarizes	Turbidez < 5 NTU Coliformes fecais < 200NPM/100mL Sólidos dissolvidos totais <200 mg L ⁻¹ pH entre 6 a 8 cloro residual entre 0,5 a 1,5 mg L ⁻¹
Classe 2	Lavagem de pisos, calçadas e irrigação de jardins, manutenção dos lagos e canais para fins paisagísticos, exceto chafarizes	Turbidez < 5 NTU Coliformes fecais < 500NPM/100mL cloro residual entre > 0,5 mg L ⁻¹
Classe 3	Reuso em descarga de bacias sanitárias	Turbidez < 10 NTU Coliformes fecais < 500NPM/100mL
Classe 4	Reuso nos pomares, forragens, pastos para gado e outros cultivos, através de escoamento superficial ou sistema de irrigação pontual	Coliformes fecais < 500NPM/100mL Oxigênio dissolvido > 2,0 mg L ⁻¹

Fonte: adaptado pela NBR 13.969, ABNT (1997)

Observa-se que os parâmetros exigidos nessa norma são amplos, estando vinculados apenas ao “adorno arquitetônico”. Diante disso, o item 5.3 do Guia de Conservação e Reuso da Água em Edificações (ANA/FIESP/SindusCon/SP, 2005) define classes de águas que resumem os critérios mais específicos e mais restritos entre os relacionados na NBR 13.969/97, segundo as atividades de reuso, conforme é apresentado na Tabela 4.4.

Esse guia visa a reunir as principais informações e orientações existentes no mercado e o conhecimento disponível no meio acadêmico, de forma ordenada e ilustrada, com alguns exemplos práticos. No entanto, trata-se de uma contribuição para o setor da construção civil, objetivando dar subsídios à adoção de soluções eficientes na concepção das novas edificações ou na modernização das já existentes (ANA/FIESP/SindusCon/SP, 2005).

Tabela 4.4 - Parâmetros Básico para o reuso de águas domésticas de acordo com a Conservação e Reuso da água em edificações

Classe	Usos preponderantes	Condições de restrição	FIESP 2005
Classe 1	descarga de bacias sanitárias, lavagem de pisos e fins ornamentais (chafarizes, espelhos de água etc.); lavagem de roupas e de veículos	exposição do público, usuários e operários que operam, manuseiam ou tenham algum contato com os sistemas de distribuição de água reciclada	Coliformes fecais ¹ Não detectáveis pH entre 6,0 e 9,0 Cor ≤ 10 UH Turbidez ≤ 2 UNT Odor e aparência Não desagradáveis Óleos e graxas ≤ 1 mg L ⁻¹ DBO ² ≤ 10 mg L ⁻¹ Compostos orgânicos voláteis ³ Ausentes Nitrato < 10 mg L ⁻¹ Nitrogênio amoniacal ≤ 20 mg L ⁻¹ Nitrito ≤ 1 mg L ⁻¹ Fósforo total ⁴ $\leq 0,1$ mg L ⁻¹ Sólido suspenso total ≤ 5 mg L ⁻¹ Sólido dissolvido total ⁵ ≤ 500 mg L ⁻¹
Classe 2	lavagem de agregados; preparação de concreto compactação do solo e controle de poeira.	Fases de construção da edificação	Coliformes fecais ≤ 1000 / mL pH entre 6,0 e 9,0 Odor e aparência Não desagradáveis Óleos e graxas $\leq 1,0$ mg L ⁻¹ DBO ≤ 30 mg L ⁻¹ Compostos orgânicos voláteis Ausentes Sólidos suspensos totais 30 mg L ⁻¹

Tabela 4.4 (Continuação)

Classe	Usos preponderantes	Condições de restrição	FIESP 2005
Classe 3	irrigação de áreas verdes e rega de jardins	atividades antrópicas normalmente praticadas em áreas verdes não incluem contatos primários sendo, portanto, ocasional a frequência de interação homem-meio	<p>pH Entre 6,0 e 9,0</p> <p>Salinidade</p> <p>0,7 < EC (dS/m) < 3,0, 450 < SDT (mg L⁻¹) < 1500</p> <p>Toxicidade por íons específicos:</p> <p>Para irrigação superficial:</p> <p>Sódio (SAR) Entre 3 e 9 Cloretos < 350 mg L⁻¹ Cloro residual Máxima de 1 mg L⁻¹</p> <p>Para irrigação com aspersores:</p> <p>Sódio (SAR) > ou = 3,0 Cloretos < 100 mg L⁻¹ Cloro residual < 1,0 mg L⁻¹</p> <p>Boro</p> <p>Irrigação de culturas alimentícias 0,7 mg L⁻¹ Regas de jardim e similares 3,0 mg L⁻¹</p> <p>Nitrogênio total 5 - 30 mg L⁻¹ DBO < 20 mg L⁻¹ Sólidos suspensos totais < 20 mg L⁻¹ Turbidez < 5 UT Cor aparente < 30 UH Coliformes fecais ≤ 200/100 mL.</p>

1. Esse parâmetro é prioritário para os usos considerados.

2. O controle da carga orgânica biodegradável evita a proliferação de micro-organismos e o cheiro desagradável, em função do processo de decomposição, que pode ocorrer em linhas e reservatórios de decomposição.

3. O controle desse composto visa a evitar odores desagradáveis, principalmente em aplicações externas em dias quentes.

4. O controle de formas de nitrogênio e fósforo visa a evitar a proliferação de algas e filmes biológicos, que podem formar depósitos em tubulações, peças sanitárias, reservatórios, tanques.

5. Valor recomendado para lavagem de roupas e veículos.

Fonte: adaptado pela Conservação e Reuso da água em edificações (ANA/FIESP/SindusCon/SP, 2005).

Cabe ressaltar que o uso da água de reuso Classe 1 pode gerar problemas de sedimentação, o que causaria odores devido à decomposição de matéria orgânica, à obstrução e à presença de materiais flutuantes. Como solução, cita-se a detecção de cloro residual, combinado em todo o sistema de distribuição; e o controle de agentes tensoativos, devendo seu limite ser inferior a $0,5 \text{ mg L}^{-1}$ (ANA/FIESP/SindusCon/SP, 2005).

A experiência do reuso no país, entretanto, é bastante recente e ainda restrita, não havendo informações suficientes para o estabelecimento de padrões. A legislação não fornece as diretrizes para a adoção dessa prática. Diante disso, vários municípios brasileiros contam com leis municipais que contemplam a instalação para aproveitamento da água dentro do conceito da utilização de água “menos nobre para fins menos nobres”.

Destaca-se a Lei 10.785 de 18 de setembro de 2003, do município de Curitiba (PR), que instituiu o Programa de Conservação e Uso Racional da Água nas Edificações – PURAE. Esse programa prevê não só medidas que proporcionem a conservação, o uso racional e a utilização de fontes alternativas de abastecimento de água nas novas edificações, mas também a conscientização dos usuários sobre a importância da conservação dos recursos hídricos.

A regulamentação da referida lei, entretanto, ocorreu por meio da aprovação do Decreto nº 293/06, o qual dispõe sobre os critérios do uso e da conservação racional da água nas edificações, como dimensionamento do volume do reservatório em edificações residenciais, industriais e comerciais, e manteve a obrigatoriedade para todas as novas edificações, da captação ao armazenamento e à utilização das águas pluviais oriundas da cobertura da edificação. Com relação, porém, ao reuso das águas servidas, restringiu-se apenas às edificações comerciais e industriais com área superior a 5.000 m^2 (cinco mil metros quadrados), que deverá ser previsto e executado sistema de coleta e tratamento de águas servidas de acordo com as normas vigentes, que deverão ser reutilizadas em pontos nos quais não se faz necessário o uso de água potável.

O PURAE só foi efetivamente implantado por meio da aprovação do Decreto nº 212/07, o qual aprovou o novo Regulamento de Edificações do Município de Curitiba e relacionou as exigências para cada tipo de uso das edificações.

Já, no município de Maringá-PR, a lei nº 6.345/03 instituiu o programa de reaproveitamento de águas. Este tem a finalidade de diminuir a demanda de água e de aumentar a capacidade de atendimento da população. Os munícipes serão incentivados a

instalar reservatórios para a contenção de águas servidas, o recolhimento de águas de chuvas, com dispositivos para a utilização dessas na descarga de vasos sanitários, na lavagem de pisos, terraços e outros procedimentos similares.

No artigo 3º, o interessado, em participar do programa, deve elaborar o projeto de construção ou de reforma residencial ou comercial e solicitar especificações técnicas referentes às instalações de coletores de água. Já o artigo 7º descreve ainda que a residência ou o estabelecimento cadastrado deva contar com parecer de técnicos envolvidos com a construção civil e que estejam vinculados a atividades de preservação e conservação do ambiente.

No município de Niterói (RJ), a lei nº 2.856/11, instituiu mecanismos de estímulo à instalação de sistema de coleta e à reutilização de águas servidas em edificações públicas e privadas. O artigo 3º determina que as águas servidas, provenientes do tratamento desses efluentes, devam necessariamente atender o que preconiza os itens 5.6; ao 5.6.6, dando especial atenção ao item 6 da Norma 13.969/97 da ABNT, que disciplina e rege a matéria, posto que, por serem de fontes alternativas (dos chuveiros, banheiras, lavatórios, tanques ou máquinas de lavar), tais águas poderão ter características de potabilidade, porém não servirão para consumo humano. Em consequência, Niterói já conta com o sistema de reuso de água cinza em 18 edifícios residenciais. Segundo o governo local, a reutilização gera economia ao usuário e diminuição do volume de água que a cidade precisa captar.

No mesmo artigo, § 1º, determina-se que as águas cinza, após passarem por sistemas de tratamentos próprios e receberem os produtos químicos adequados para a eliminação dos poluentes, desinfecção e polimento das mesmas, deverão obedecer aos parâmetros especificados na Tabela 4.5. Já no § 2º, determina-se que as águas servidas serão direcionadas, por meio de encanamentos (tubulações, conexões e bombas) próprios, com cores específicas, e armazenadas em reservatórios distintos e independentes dos reservatórios de águas potáveis que servirão para a lavagem de pátios, escadarias, jardinagem e também ao abastecimento das descargas dos vasos sanitários as quais serão descarregadas na rede pública de esgoto.

Tabela 4.5 - Parâmetros especificados pela Lei no 2.856/11 de Niterói

Parâmetros	
Turbidez	Inferior a 5 Ut
Cor	Até 15 UH
pH	Entre 6,0 e 9,0
Cloro residual	Entre 0,50 mg L ⁻¹ e 2,00mg L ⁻¹
Coliformes totais	Ausência em 100mL
Coliformes termo tolerantes	Ausência em 100mL
Sólidos dissolvidos totais	Inferior a 200mg L ⁻¹
Oxigênio dissolvidos	Acima de 2,0 mg L ⁻¹

Fonte: Lei nº 2.856/11 – Niterói (RJ)

Nesta vertente, esta tese visa a estudar e a avaliar a combinação do processo de separação com membrana de microfiltração e de osmose inversa no tratamento das águas cinza. Essas membranas são barreiras seletivas que podem permitir a separação seletiva de substâncias de acordo com o tamanho, forma e difusividade.

4.3. Processo De Separação Com Membranas

Os processos de separação com membranas (PSM) deixaram de ser uma curiosidade científica e de laboratório no final da década de 50, quando diversos estudos demonstraram pela primeira vez a viabilidade técnica e econômica dos PSM para dessalinização de água por osmose inversa. Naquela época, os Estados Unidos decidiram investir em projetos de pesquisas que tinham por objetivo principal a dessalinização de águas (HABERT *et al.*, 2006):

- 1) Reid e Breton (1953) relataram que as membranas homogêneas de acetato de celulose, quando utilizadas nas condições de osmose inversa (OI), podiam apresentar retenção salina elevada;
- 2) Loeb e Sourirajan (1960 e 1962) aperfeiçoaram a técnica para preparo da membrana, mais tarde chamada técnica de inversão de fase por imersão-precipitação, que podia aumentar o fluxo permeado de água, elevando a retenção de sais.

O grande avanço nessa tecnologia ocorreu no início da década de 80, quando foram lançados os primeiros sistemas confiáveis de grande porte de microfiltração e ultrafiltração que viabilizaram a introdução da tecnologia de membranas filtrantes no tratamento de água e de esgotos em áreas urbanas (TSUTIYA E SCHNEIDER, 1999).

Todavia, segundo Mallevalle *et al.* (1996), a viabilidade da tecnologia de membranas, em larga escala, só ocorreu com o advento das membranas anisotrópicas, quando uma fina camada superficial responsável pelas propriedades de filtração foi conectada a uma estrutura mais grossa e bem mais porosa responsável pela estabilidade mecânica do sistema, auxiliando na resistência à filtração e na seletividade das membranas.

Graças a uma crescente demanda ao reuso de águas cinza, juntamente com a diminuição dos custos de membranas, as tecnologias de membrana, atualmente, parecem ser uma solução valiosa para o tratamento das águas cinza. As vantagens, nesse contexto, segundo Habert *et al.* (2006): são:

- (i) as membranas são barreiras físicas para solutos e microrganismos nocivos incluindo os menores vírus;
- (ii) os sistemas são compactos e facilitam a instalação no local;
- (iii) a qualidade da água recuperada depende apenas ligeiramente da carga poluente das águas servidas, já a de concentração de contaminantes tem influência desprezível;
- (iv) o uso de produtos químicos é reduzido, e só são utilizados na limpeza química da membrana, o que leva à redução da produção de resíduos e menores custos de químicos.

Entretanto, a principal barreira para a implementação dos PSM é o risco de incrustações na membrana que pode exigir pré-tratamento intensivo ou limpeza química das membranas, o que resulta uma diminuição da vida útil dessas e o aumento dos custos financeiros (BRUGGEN *et al.*, 2003).

Outra grande desvantagem dessa tecnologia de membranas, apresentada na literatura, está relacionada ao custo dessas unidades. Entretanto, a diminuição vertiginosa e rápida dos custos de operação dessa tecnologia vem-se difundindo rapidamente nos países industrializados, provocando a redução desses custos para os próximos anos (LESJEAN e HUISJES, 2008).

Face ao exposto, a tecnologia de membrana está sendo utilizada, cada vez mais, para finalidades diferentes e para uma ampla aplicação dentro da área de tratamento de águas residuais e purificação de água. Isso se deve às características compactas das plantas, o curto tempo de construção, sem geração de resíduo, o baixo custo econômico e a operação confiável a longo prazo, com altas taxas de rejeição para componentes ou contaminantes. Isso ocorre não só devido à função de barreiras das membranas, mas também à experiência adquirida na última década, nas melhorias da selecção de materiais para a fabricação de membranas, na otimização dos aspectos operacionais, incluindo a manutenção e a capacitação preventiva (PETERS, 2010).

4.3.1. Membranas Filtrantes

Numa abordagem geral, a membrana é definida como uma barreira seletiva que separa duas fases homogêneas que, na presença de uma diferença de potencial entre elas, permite a passagem das espécies (moléculas) com velocidades distintas, como representado na Figura 4.1. A propriedade fundamental é a capacidade de uma membrana para controlar a taxa de permeação da espécie química através da membrana.

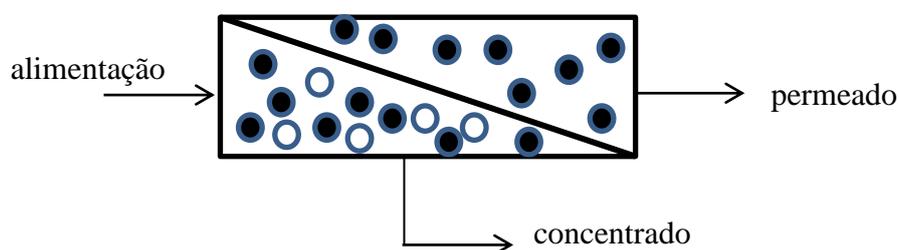
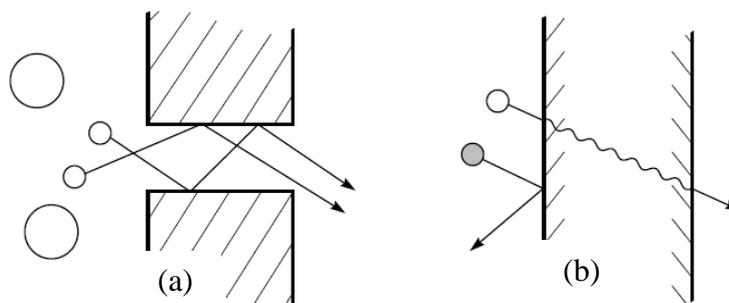


Figura 4.1– Representação esquemática do processo de separação com membrana

Em um PSM o afluente à membrana (alimentação) é separado em duas rotas, o permeado, que corresponde à parte da solução que atravessa a membrana e o concentrado, que é a espécie retida pela membrana (MULDER, 1997).

A barreira seletiva pode ser classificada, de acordo com a morfologia das membranas, em densas e porosas. Essas diferem pelo transporte molecular por meio de membranas, representada pela Figura 4.2, por um fluxo através de poros permanentes ou por mecanismo de solução-difusão.



(a) Membranas porosas - convectivo (b) membranas densas - difusivo
 Figura 4.2 - Transporte molecular através das membranas: (a) porosas e (b) densas
 Fonte: BACKER, 2004

As membranas densas consistem numa película por meio da qual os permeados são transportados por difusão sob a força motriz de pressão, concentração, ou gradiente de potencial elétrico. A separação dos vários componentes de uma mistura está diretamente relacionada à taxa relativa de transporte no interior da membrana, que é determinada pela solubilidade e pela difusividade no material da membrana. Assim, essas membranas podem separar as partículas de tamanho semelhante, se a sua concentração no material da membrana, ou seja, se a sua solubilidade difere significativamente (BACKER, 2004).

Com as membranas porosas, o transporte dos permeados ocorre preferencialmente em uma fase fluida contínua que preenche os poros da membrana. As moléculas ou partículas interagem pouco com o material e trafegam exclusivamente pelos poros, por difusão ou convecção, dependendo da estrutura e do tamanho desses (HABERT *et al.*, 2006).

Para que ocorra o transporte de espécies através de uma membrana, é necessária a existência de uma força motriz agindo sobre a mesma. Essa pode ser o gradiente de potencial químico, como a pressão ou a concentração, ou o gradiente de potencial elétrico, conforme a Tabela 4.6 (PETRUS, 1997).

Tabela 4.6 - Principais processos com membranas e a força motriz necessária à separação

Processo	Força motriz necessária
Microfiltração	Gradiente de Pressão
Ultrafiltração	
Diafiltração	
Nanofiltração	
Osmose Inversa	
Permeação de gases	Gradiente de Concentração
Permeação de vapores	
Pervaporação	
Contactores	
Eletrodialise	Gradiente de Potencial Elétrico

Fonte: PETRUS, 1997

O fator que distingue os processos mais comuns de separação com membranas (microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose inversa) é a aplicação de pressão hidráulica para acelerar o processo de transporte. Entretanto, a natureza da membrana controla quais componentes permearão e quais ficarão retidos, uma vez que são diferencialmente separados de acordo com seus pesos molares ou tamanho de partícula, conforme a Tabela 4.7 (CHERYAN, 1998).

Tabela 4.7 - Membrana e aplicação para tratamento de águas e efluentes

Processo	Pressão (bar)	Abertura do poro (nm)	Componentes removidos
Microfiltração	0,1 a 2	100 – 1000	Sólidos suspensos, bactérias
Ultrafiltração	0,1 – 7	10 – 100	Macromoléculas, vírus, proteínas
Nanofiltração	4 – 20	1 – 10	Micropoluentes, íons divalentes (Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2+} , CO_3^{2+})
Osmose inversa	10 - 30	0,1 – 1	Íons monovalentes (Na^+ , K^+ , Cl^- , NO_3^-), íons divalentes (Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2+} , CO_3^{2+}) e micropoluentes

Fonte: MULDER, 1997

A aplicabilidade e a sequência de processos de separação com membranas, ao serem utilizadas no tratamento de águas residuais, são dependentes das composições químicas e físicas do efluente a ser tratado. Essas características podem diferir significativamente, sendo difícil dizer a priori qual membrana utilizar para tratar as águas residuárias. Já as percentagens

de remoção dos constituintes variam de acordo com a membrana selecionada. Dessa forma, para escolher qual a membrana que melhor se adequa ao tratamento da água residual para a obtenção de certa qualidade da água, é necessário realizar testes de bancada com vários módulos de membranas, o que significa realizar uma pré-seleção, baseada nas características providenciadas pelo fabricante e pelas análises de certos parâmetros do efluente a ser tratado (TCHOBANOGLOUS *et al.*, 2004, GONÇALVES, 2011).

Os processos de separação com membranas serão agrupados em dois grupos: o que abrange a microfiltração e a ultrafiltração e o da nanofiltração e osmose inversa.

4.3.1.1. Microfiltração e ultrafiltração

O processo de microfiltração (MF), um dos primeiros a ser comercializado entre os PSM, paulatinamente, vem conquistando o mercado na substituição de filtros convencionais, em aplicações que necessitem a remoção absoluta de particulados e microrganismos. Esse processo tem sido empregado para concentrar, fracionar e purificar soluções particuladas diluídas ou dispersões coloidais (FRANÇA NETA, 2009).

Essas membranas são barreiras porosas usadas para a separação de partículas. O transporte dos constituintes através da membrana ocorre por fluxo convectivo criado por gradiente de pressão, que succiona o solvente do meio, enquanto que as espécies maiores do que os poros são rejeitadas. Sendo assim, a separação ocorre por exclusão de tamanho, ou seja, pelo contraste entre o tamanho molecular das partículas e o tamanho e a distribuição dos poros na membrana. Essas partículas retidas depositam-se na superfície da membrana de modo a formar uma “torta”, ou seja, uma membrana dinâmica que confere uma rejeição adicional aos contaminantes (BAI e LEOW, 2002, BAKER, 2004).

Holdich e Boston (1990) preconizam que as taxas de fluxo permeado e retenção estão fortemente dependentes do tamanho e da distribuição das partículas que constituem a membrana dinâmica. Contudo, é necessário que ocorra limpeza periódica das membranas, para melhorar as percentagens de rejeição (WATER ENVIRONMENT FEDERATION,

2006) e, também, para aumentar o fluxo, que vai diminuindo com as incrustações da membrana (SALLADINI *et al.*, 2007).

A diferença entre as membranas MF e UF está essencialmente no tamanho dos poros. A microfiltração apresenta poros com tamanhos compreendidos entre 10 a 1000 nm e a ultrafiltração, poros, entre 10 a 100 nm. Sendo assim, a separação por MF acontece em função do tamanho dos compostos, enquanto que UF, em função do peso molecular (ASANO *et al.*, 2007).

A MF e a UF têm sido cada vez mais utilizadas em tratamento de águas de abastecimento e residuais para a separação sólido-líquido. Isso pode ser atribuído a vários fatores, como rigorosos regulamentos de qualidade da água que não poderiam ser efetivamente cumpridos pelos processos convencionais de tratamento, falta de água doce e ênfase no uso de esgoto tratado como um recurso, melhor desempenho e redução de custos do meio de filtração, devido aos avanços da tecnologia (BAI e LEOW, 2002).

Essas membranas estão sendo utilizadas acopladas a tratamentos biológicos, com a finalidade de remover matéria orgânica, microrganismos patogênicos e nutrientes. De uma forma geral, a MF é utilizada para remover sólidos suspensos, incluindo microrganismos de dimensões maiores, como protozoários e bactérias; e a UF remove também vírus e compostos de alto peso molecular dissolvido (WINTGENS *et al.*, 2004).

O efluente tratado por essas membranas pode ser diretamente utilizado para uma variedade de aplicações, desde que desinfetado e que atenda às normas de reuso pretendido (ASANO *et al.*, 2007). Outra aplicação é o pré-tratamento para processos de nanofiltração e osmose inversa (TCHOBANOGLIOUS *et al.*, 2004).

4.3.1.2. Nanofiltração e osmose inversa

A nanofiltração (NF) e a osmose inversa (OI) são aplicadas comercialmente no mundo para reduzir a salinidade em águas potáveis e para recuperar e reutilizar as águas residuárias domésticas ou industriais. A crescente utilização dessas membranas deriva do elevado grau de tratamento que elas conseguem alcançar sem recorrer a agentes químicos, ou

a vários processos de tratamento sequenciais, quando em comparação aos processos de tratamentos convencionais (BARTELS, 2006).

Os processos de separação com membranas de OI e de NF necessitam de que o afluente tenha certos critérios de qualidade, devido a problemas de incrustação, o que influencia diretamente no desempenho dessas membranas. Sendo assim, há necessidade de pré-tratamento, exclusivamente por membranas de microfiltração ou ultrafiltração, ou por agentes químicos para a remoção de microrganismos e de matérias coloidais, cuja presença acarretará na diminuição do desempenho dessas membranas (WILF, 2005 e LÓPEZ-RAMÍREZ *et al.*, 2006).

A porosidade da NF é de 1 a 10 nm, sendo esta seletiva aos íons multivalentes e da OI é de 0,1 a 1 nm, sendo esta seletiva aos íons monovalentes. No entanto, Pabby *et al.* (2009) comentam que aquelas membranas não podem ser classificadas pelo tamanho dos poros, uma vez que não apresentam poros definidos como as de UF e de MF. Mas, quando utilizada a microscopia atômica, podem ser visualizados poros apenas nas membranas de NF (YACUBOWICZ e YACUBOWICZ, 2005). Já para as membranas de OI, consideram-nas membranas densas, pois os poros são discretos e quase não existem (BACKER, 2004).

O mecanismo de separação de partículas, macromoléculas e micromoléculas, de um solvente nas membranas de NF e de OI é mais complexo do que para os processos de MF e UF. Essas não envolve apenas peneiramento, mas, sim, interações físico-químicas entre o solvente e a superfície da membrana, uma vez que o transporte de matérias ocorre por meio de áreas distribuídas no volume livre (PAULSON, 1995 e BACKER 2004).

Há duas linhas de pensamento para explicar o mecanismo de passagem de solvente através da membrana de NF e de OI. A mais desenvolvida é a que envolve a separação por cargas iônicas. Essa ocorre por absorção de moléculas de água e dessorção de íons (repulsão por forças dielétricas) que ocasionam a exclusão de solutos menores que a porosidade da membrana. O outro mecanismo é a teoria de solução-difusão. Essa postula que as membranas de NF e de OI são filmes porosos, em que tanto o soluto como o solvente se dissolvem na membrana. O soluto flui através da membrana principalmente sob força de gradiente de concentração, enquanto o transporte de solvente é dependente do gradiente de pressão transmembrana (PAULSON, 1995, TCHOBANOGLIOUS *et al.*, 2004 e ASANO *et al.*, 2007).

Apesar do modelo de solução-difusão apresentar uma teoria unificada, a separação por membranas de osmose inversa ocorre por um mecanismo que não é compreendido na sua totalidade. Vários especialistas apresentam modelos de mecanismos pelos quais o transporte de constituintes é feito nas membranas de osmose inversa, sendo alguns modelos, ou variações de outros já existentes. Não há, portanto, um mecanismo único que explique como ocorre a separação nesse tipo de membranas (CARTWRIGHT, 2010 e WILLIAMS, 2003). No entanto, para Tchobanoglous *et al.* (2004) e Asano *et al.* (2007), o princípio que rege a separação por membranas de OI é o modelo de solução-difusão e, no caso das membranas de NF podem ser dois os princípios fundamentais, o modelo de solução-difusão e a separação baseada na carga iônica. A exclusão por tamanho também se verifica nos dois processos, no entanto não é usual referir-se a esse tipo de separação nestes processos.

Com respeito à separação baseada na carga iônica pelas membranas de nanofiltração, essa é uma característica desse tipo de membranas, porquanto há membranas que têm a capacidade de reterem íons negativos e outras, íons positivos. Essa capacidade encontra-se relacionada à carga da superfície da membrana e desempenha um papel fundamental no mecanismo de transporte e de propriedades de separação. A maioria das membranas de NF são negativamente carregadas a pH neutro (YACUBOWICZ E YACUBOWICZ, 2005).

4.3.2. Caracterização e operação de módulos com membranas porosas

Existem dois parâmetros normalmente empregados para se caracterizar a membrana porosa: os parâmetros de natureza morfológica e os relativos às propriedades de transporte. Os morfológicos relacionam-se à distribuição de tamanho de poros, à densidade de empacotamento e à espessura. E o de transporte está relacionado à permeabilidade de líquidos e à capacidade de seletividade (HABERT *et al.*, 2006).

A densidade de empacotamento é a relação que há entre a parte sólida e os poros da membrana, isto é, pode ser considerada como a quantidade de vazios em sua estrutura, a parte filtrante. A determinação do diâmetro de poros da membrana assume, assim, grande importância para sua caracterização (CHERYAN, 1998).

O aumento no empacotamento não implica necessariamente redução nos níveis de retenção de macromoléculas, uma vez que esse aumento pode ser devido ao maior número de poros e não ao aumento nos diâmetros (BELLI, 2011; PETRUS, 1997).

A seletividade dessas membranas depende do tamanho dos poros e das propriedades físico-químicas dos polímeros componentes da membrana, principalmente das propriedades da superfície. No entanto, não se encontram membranas com diâmetros de poros únicos, e, sim, com certa distribuição em torno de um diâmetro médio (TSUTIYA e SCHNEIDER, 1999).

A seletividade (equação 1) é medida por meio do coeficiente de rejeição (R), ou seja, definida pela relação entre a concentração da espécie na alimentação (C_o) e a concentração desta no permeado (C_p) (HABERT *et al.*, 2006).

$$R = 1 - \frac{C_p}{C_o} \quad \text{Equação 1}$$

A permeabilidade das membranas refere-se à facilidade com que o permeado consegue atravessar a camada filtrante. O aumento daquela está relacionado linearmente à largura da camada filtrante (BELLI, 2011).

Em membranas com as mesmas características morfológicas, constata-se que, quanto maior for a espessura da subcamada, maior será a sua resistência ao fluxo e menor a taxa de permeação. O material que atravessa a membrana é quantificado pela sua permeabilidade. O mecanismo de transporte é o do fluxo capilar convectivo, em que cada poro é assimilado a um capilar, em que o fluxo total é fornecido pela soma de todos os escoamentos (DUCLERT, 1989).

O PSM pode ser operado de duas formas distintas: a filtração convencional e a filtração cruzada, como representado na Figura 4.3.

Na filtração convencional ou frontal (“*dead end filtration*”), o escoamento do fluido é perpendicular à superfície da membrana, ou seja, a alimentação flui perpendicularmente à superfície da membrana. Essencialmente, todo o líquido passa como produto permeado e as

partículas em suspensão, de tamanhos maiores aos dos poros da membrana, são retidas por esta. Isso acarreta no depósito dos solutos sobre a mesma, sendo necessária a interrupção do processo para limpeza ou substituição do módulo de membrana (BAI e LEOW, 2002).

Já a filtração cruzada ou tangencial (“*cross flow filtration*”) apresenta o escoamento do fluido paralelo à superfície da membrana, surgindo duas correntes de efluentes. Apenas uma parte da suspensão de alimentação passa através dos poros das membranas como permeado, já a outra parte flui tangencialmente ao longo da superfície. Algumas das partículas do líquido permeado podem ser levadas pelo fluxo cruzado e, portanto, não serão depositadas na superfície do meio. Essa filtração, assim, pode ter maior fluxo permeado ao longo de um período de tempo, se comparada à filtração frontal (BAI e LEOW, 2002).

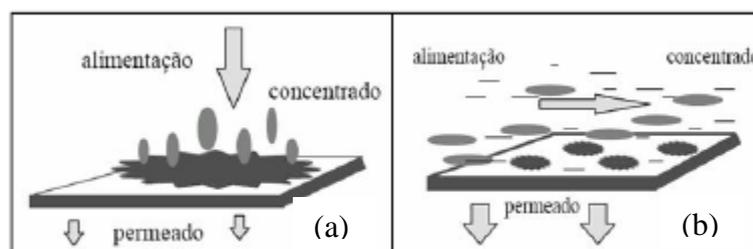


Figura 4.3 - Modos de operação dos sistemas de microfiltração: (a) filtração convencional; (b) filtração cruzada
Fonte: França Neta, 2009.

De acordo com Lapolli (1998), o desempenho da filtração cruzada é função dos parâmetros operacionais. Estes são importantes, tanto para a minimização da incrustação, quanto pelo aspecto econômico, uma vez que o consumo de energia aumenta concomitantemente ao aumento da pressão, da velocidade tangencial e da frequência de retrolavagem. Essas são consideradas as principais variáveis operacionais em sistema de microfiltração cruzada (VIDAL, 2006).

4.3.3. Módulos de membrana

Membranas para a utilização em indústrias ou em estações de tratamento de água e de efluentes, muitas vezes, exigem centenas de milhares de metros quadrados de membrana para efetuar a separação necessária numa escala útil. Essas unidades são agrupadas sob a forma de módulos compactos que contêm inúmeras membranas. O módulo é considerado, assim, o elemento básico de um sistema de membranas, pois congrega todas as unidades necessárias para garantir a operação das membranas como unidade de separação (BELLI, 2011).

O desenvolvimento da tecnologia para produzir módulos de membrana de baixo custo foi uma das descobertas que levaram a processos de membrana comerciais nas décadas de 60 e 70. Os primeiros projetos fundamentaram-se em tecnologia de filtração simples e consistiam em folhas planas de membrana realizada em filtro prensa. Esses são os módulos de placas ou de quadros (BACKER, 2004).

Essas membranas estão dispostas paralelamente a suportes e espaçadores, intermediando-se. O suporte fornece a resistência mecânica à membrana, quando submetida à diferença de pressão elevada. A alimentação ocorre simultaneamente em todas as membranas, e o concentrado é retirado pelo duto central (DIEL, 2010).

Esses modelos são utilizados, mas devido ao custo relativamente elevado, eles têm sido amplamente substituídos, na maioria das aplicações, pelos módulos em espiral e os de fibras ocas (BACKER, 2004).

O módulo espiral utiliza-se da membrana entre dois espaçadores. Um destes serve como um canal para recolhimento do permeado, enquanto o outro, para o escoamento da solução de alimentação. As membranas e os espaçadores são enrolados em torno de um duto perfurado, para o qual o permeado esco, como representado na Figura 4.4. O conjunto é selado externamente com resina epóxi (HABERT, *et al.*, 2006).

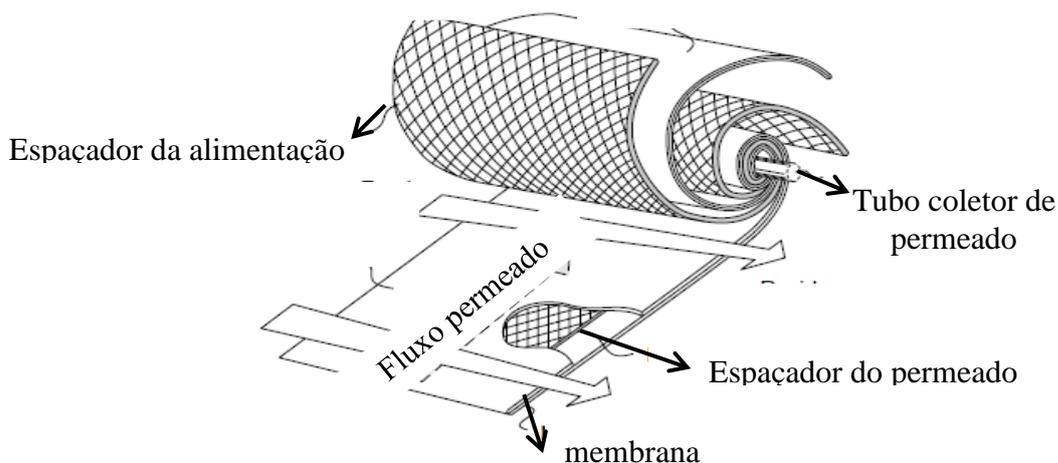


Figura 4.4 - Módulo de membrana espiral
Fonte: Backer, 2004

Já o módulo em fibra oca é formado por várias membranas poliméricas (feixe), na forma de cilindros finos e longos, com diâmetros menores de $0,5\mu\text{m}$, presos nas extremidades por placas, inseridos em um tubo maior, conforme a Figura 4.5. A alimentação entra no interior do tubo e o permeado é retirado na extremidade, após percorrer o interior das fibras, ou vice-versa (MULDER, 1996).

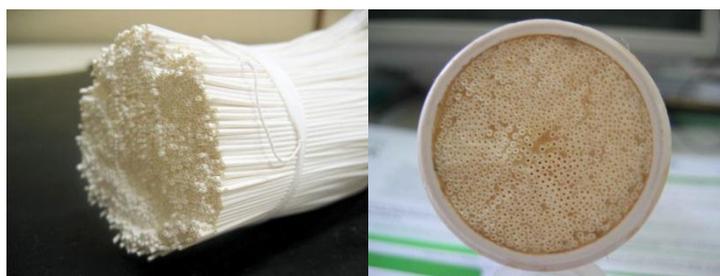


Figura 4.5 - Módulo de membrana de fibra oca
Fonte: Pam-Membranas, 2013

Por serem geralmente mais acessíveis economicamente, as fibras ocas apresentam vantagens em relação aos outros módulos de membranas encontrados no mercado, por serem autossuportadas, o que reduz o custo de produção do módulo de permeação. Além dessa benesse, permitem maior área de filtração por unidade de volume e toleram vigorosas

retrolavagens para a recuperação do fluxo de permeado. Isso se deve ao fato de que a relação entre a área de permeação (área da superfície da membrana) e a do volume do módulo é muito superior aos demais, o que representa maior utilização do espaço e redução no custo de equipamento. Entretanto, o entupimento do orifício interno das fibras e a espessura da parede são relativamente grandes (para evitar colapso em gradientes de pressão elevadas), sendo estas principais desvantagens (HARBET, *et al.* 1996).

Ressalta-se que a tecnologia, para fabricar membranas de alta performance em alta área superficial, aprimora-se cada vez mais. As primeiras membranas anisotrópicas feitas por processos de Loeb - Sourirajan tinham uma espessura efetiva de 0,2 - 0,4 μ m. Atualmente, são utilizadas várias técnicas para a produção de membranas comerciais com uma espessura menor que 0,1 μ m. A permeabilidade e a seletividade dos materiais de membrana também aumentaram duas a três vezes durante o mesmo período. As membranas atuais perfazem 5 a 10 vezes mais o fluxo e oferecem melhor seletividade do que as disponíveis há trinta anos. Como resultado, há melhora no desempenho da membrana, em relação à polarização de concentração e à incrustação da membrana, o que provocou maior interesse, quando do tratamento de água e de efluentes, expandindo-se a capacidade de produção e o aumento da concorrência, reduzindo, assim, drasticamente o custo da membrana ao longo dos anos (BACKER, 2004).

4.3.4. Fluxo e pressão transmembrana

O fluxo permeado é um dos principais parâmetros que determinam a viabilidade econômica do PSM e é o fator que determina o tamanho da área de filtração para a planta da membrana (HOLMAN E OHLINGER, 2007).

É representado pela vazão volumétrica do permeado (Q) por unidade de área de filtração (A) da membrana, isto é, a medida da velocidade com a qual o permeado atravessa a membrana por unidade de área, representado pela equação 2. A unidade é geralmente representada por $L m^{-2} h^{-1}$.

$$J = \frac{Q}{A} \quad \text{Equação 2}$$

O fluxo permeado é diretamente proporcional à pressão aplicada e inversamente proporcional à viscosidade. O aumento da concentração de sólidos na alimentação afeta a viscosidade, a densidade e a difusividade da solução, ocasionando decréscimo no fluxo de permeado. Sob condições restritas, a elevação da pressão ou da temperatura acarreta aumento no fluxo de permeado (HWANG E KAMMERMEYER, 1998).

Outro fator que interfere no fluxo permeado é a temperatura. Estas, quando elevadas, proporcionam maiores fluxos permeados em regiões em que existe controle de pressão e de transferência de massa. Esse efeito térmico reduz a viscosidade do fluido e a difusividade das moléculas (STRATHMANN, 1990).

A configuração do módulo, também, afeta o desempenho das membranas, quanto ao fluxo permeado e à retenção do soluto desejado. Por essa razão, devem ser balanceados pela sua maior propensão ao entupimento, ao custo, à facilidade de limpeza e à substituição (PORTER, 1990).

A pressão transmembrana (PTM) é o diferencial de pressão necessário para injetar ou succionar o permeado através da membrana. Os sistemas de membrana são normalmente concebidos para manter o fluxo constante, uma vez que a PTM irá aumentar ao longo do tempo, devido à obstrução da membrana, ou seja, pelo acúmulo de partículas sobre a superfície da membrana, o que demanda mais energia para injetar ou succionar o permeado através da membrana. A PTM pode também estabelecer as frequências de ciclo de retrolavagem, e um bom indicador do consumo de energia (HOLMAN E OHLINGER, 2007).

A PTM e o fluxo permeado são altamente dependentes um do outro, o que gera três modos de operação para as membranas. O primeiro modo de operação funciona com fluxo constante e variando a PTM, o que requer maior capacidade de bombeamento para compensar o aumento da PTM, provocado pela incrustação na superfície. O segundo modo de funcionamento consiste em operar com PTM constante e fluxo variável. O terceiro existe, quando não há nenhum controle, resultando em variação de ambos, PTM e fluxo (HOLMAN E OHLINGER, 2007, METCALF, 2003).

4.3.5. Pressão crítica

As incrustações na superfície da membrana não podem ser evitadas. Por essa razão, a escolha correta das condições hidrodinâmicas de funcionamento auxiliam na eficiência do processo, reduzindo o acúmulo de massa sobre a membrana (LE CLECH *et al.*, 2006).

Para isso, é fundamental, nos processos de separação por membranas de microfiltração e de ultrafiltração definir a pressão crítica. Essa é a transição entre a polarização de concentração e a incrustações dos poros (*fouling*), ou seja, o momento em que ocorre a interação das partículas com a superfície da membrana (BACCHIN, *et al.*, 2006).

A Figura 4.6 mostra duas zonas distintas, uma de PTM baixa e outra com PTM elevada. A zona com PTM baixa representa aquela em que o fluxo aumenta linearmente com a pressão transmembrana. Nessa zona, é a PTM que controla a filtração. Na região com PTM elevada, o fluxo não oscila mais, quando a pressão transmembrana se eleva, podendo até mesmo ocorrer um decréscimo da PTM. Nessa zona, a filtração depende do nível de entupimento ou do acúmulo de partículas sobre a membrana. O ponto de transição entre as duas zonas corresponde a pressão crítica e o fluxo crítico (TARDIEU, 1997, BACCHIN, *et al.*, 2006).

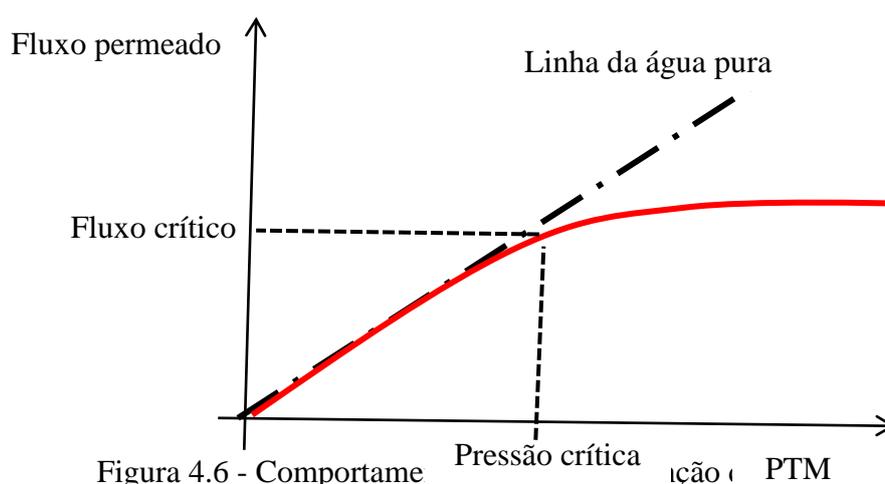


Figura 4.6 - Comportamento de filtração em PTM (BACCHIN, *et al.*, 2006).

O acúmulo de soluto numa membrana nunca pode ser totalmente eliminado, no entanto, se o processo de filtração for executado abaixo da pressão crítica, o fluxo permanece a um nível constante ou moderadamente decrescente, o que possibilitará operação mais estável e apenas uma camada de polarização da concentração se formará sobre a superfície da membrana. Utilizar os sistemas abaixo da pressão crítica, portanto, tem como finalidade maximizar a produtividade e minimizar as incrustações de membrana (LE CLECH *et al.*, 2006).

A pressão crítica, em razão disso, não depende apenas das características da membrana, mas também da concentração de partículas na solução, do tamanho destas, e das condições hidrodinâmicas (SILVA, 2009).

A identificação da pressão crítica tem sido feita empiricamente, ou seja, por meio de análises de fluxo e pressão transmembrana aplicada, conforme Figura 4.7. Experimentos envolvendo fluxo-pressão podem ser realizados pela imposição de um fluxo e monitoramento da pressão ou pela imposição de uma pressão e monitoramento do fluxo. Em ambos os casos, a pressão crítica refere-se ao ponto em que a relação fluxo – pressão se torna não-linear, e conforme a definição dada, quando se inicia a ocorrência das incrustações (BELLI, 2011).

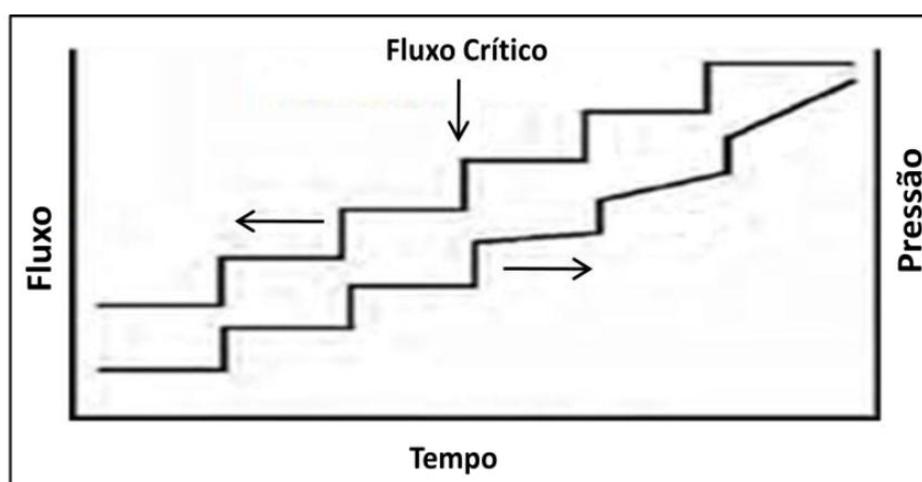


Figura 4.7 - Determinação do fluxo crítico por meio de imposição de fluxo e monitoramento da pressão

Fonte: AMARAL, 2009

Embora aparentemente simples, a exata identificação do fluxo crítico depende, precipuamente, das condições utilizadas (duração e tamanho do degrau, estado inicial da membrana). No entanto, ainda não há método padrão para determinação do fluxo crítico, o que faz com que a comparação dos valores apresentados na literatura seja difícil. Apesar de ser um método com aspectos arbitrários, a sua determinação continua sendo a mais eficiente aproximação para avaliar o comportamento do *fouling* em um sistema de filtração com diferentes operações (SILVA, 2009).

Para operações por períodos longos com PTM elevada, apesar de, na partida da operação, o fluxo ser maior, este tende a cair mais rapidamente, podendo, inclusive, atingir valores até menores que os de fluxo em estado estacionário de sistemas operados sob pressões menores.

Face ao exposto, não é interessante operar sistemas de membranas em condições acima do fluxo ou da pressão crítica, visto que o custo operacional aumenta para assegurar PTM maiores (SILVA, 2009).

4.3.6. Características e mecanismo da incrustação

Uma importante limitação no desempenho dos processos com membranas é que o fluxo permeado é negativamente afetado pelo acúmulo transiente de solutos próximos à superfície da membrana por transporte convectivo, sendo parte do solvente removido do fluido, o que ocasiona maior concentração de solutos na superfície da membrana em relação à da solução (JUDD, 2010 e MULDER, 1995).

O aumento na concentração de solutos na superfície da membrana é responsável pela diferença observada entre o fluxo de permeado inicial e final, quando comparado ao fluxo de água pura (CHERYAN, 1998).

De acordo com Orantes *et al.* (2006) a queda do fluxo inicia-se com o transporte do fluxo de permeado de moléculas com o diâmetro menor da membrana através dos poros da mesma. Algumas dessas moléculas se aderem à estrutura da membrana por interações

eletrostáticas, adsorção ou bloqueio físico de poros, o que gera alterações nas características da superfície da membrana.

Contudo, as incrustações limitam o uso disseminado de tecnologia de membrana para o tratamento de águas residuais e reduzem a viabilidade econômica dos processos de membrana. Aquelas não só causam a diminuição do fluxo de permeado, com o tempo, mas também deterioram a qualidade do permeado em muitas situações (HOEK *et al.*, 2003 e NG *et al.*, 2004), as quais dependem das características da membrana, da alimentação e das condições hidrodinâmicas do sistema.

Embora as incrustações sejam afetadas pelas condições de operação, como fluxo permeado, recuperação e taxa de fluxo cruzado, a causa mais fundamental é o potencial de contaminação da água de alimentação (VROUWENVELDER, 2003).

O declínio do fluxo pode ser causado por vários fatores: a polarização de concentração, a incrustação e a formação da camada de gel. Essa queda do fluxo é apresentada na Figura 4.8 (JARUSUTTHIRAK, 2002 e ZHOU, 2010).

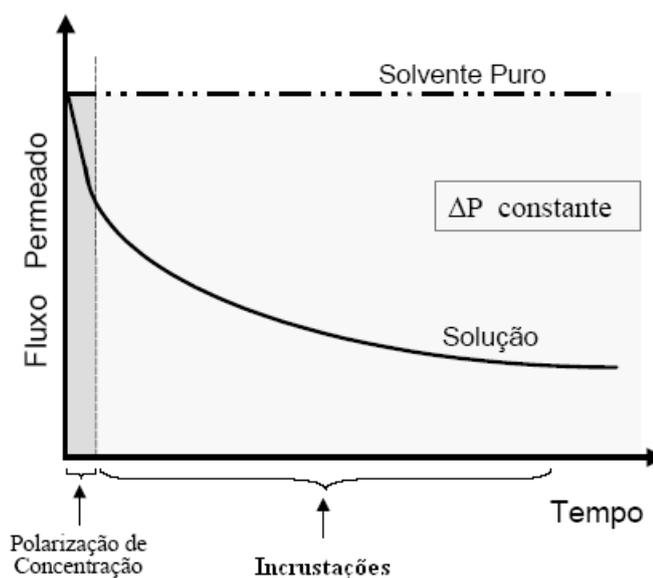


Figura 4.8 - Queda do fluxo do permeado com o tempo a pressão constante
Adaptado de MULDER, 1995

A polarização de concentração é consequência natural da seletividade da membrana e das interações físico-químicas de material acumulado na superfície. Caracteriza-se por uma

camada limite de solução concentrada adjacente à superfície da membrana, quando comparada a concentração ao seio da solução. É observada pela rápida diminuição do fluxo de permeado durante os primeiros minutos de filtração, seguido por um longo e gradual declínio de fluxo em direção ao estacionário, ou próximo ao valor limite do estado estacionário (BAKER, 2004, RADER, 2003 e CHERYAN, 1998).

O entupimento resulta da penetração de solutos presentes em soluções de macromoléculas, ou de suspensões coloidais nos poros da membrana, acarretando também diminuição no fluxo do solvente e alterando as características de retenção (CHERYAN, 1998).

Nesse caso, um mecanismo de *fouling*, tal como adsorção nas paredes dos poros da membrana e bloqueio de poro pela penetração do soluto, ocorre em vez da formação de torta na interface (MULDER, 1995).

A formação da camada de gel é gerada, quando há precipitação de macromoléculas na superfície da membrana, o que ocasiona prejuízo no funcionamento hidrodinâmico do sistema, devido à formação de uma barreira para o fluxo permeado (CHERYAN, 1998).

A incrustação pode ser dividida em reversível e irreversível com base na resistência de fixação de contaminantes à superfície da membrana. As reversíveis ocorrem devido à formação da “torta” ou à polarização de concentração de materiais rejeitados na superfície da membrana. Essas podem ser minimizadas por meio da limpeza física, da retrolavagem, da lavagem hidrodinâmica, da lavagem de superfície com água, ou da limpeza química. Já as incrustações irreversíveis ocorrem por quimissorção e obstrução dos poros. No caso de se prenderem de forma irreversível, a perda de fluxo transmembrana não pode ser recuperada hidrodinâmica ou quimicamente. Isso significa que as membranas devem passar por processo de limpeza química mais intensa, ou até serem substituídas (ZHOU, 2010, GUO e NGO, 2012).

Choi *et al.* (2005) realizaram experiências para avaliar a influência da velocidade no desempenho da membrana durante a microfiltração e a ultrafiltração tangencial com microrganismos em suspensão. Os resultados mostraram que o fluxo permeado aumentou linearmente à velocidade do fluxo. A alta velocidade foi mais eficaz para reduzir as incrustações de membrana MF do que as de UF. Os autores também observaram que as

velocidades de 2 m s^{-1} para MF e de 3 m s^{-1} para UF foram suficientes para evitar a formação da camada de incrustação.

Nghiem *et al.* (2005) examinaram o comportamento da incrustação de membranas de ultrafiltração submersas na reciclagem de águas cinza sintéticas. Constataram que a resistência hidráulica da “torta” dependia da concentração de cálcio e de matéria orgânica. A incrustação maximiza com o aumento da concentração de matéria orgânica e com pequena quantidade de cálcio. Entretanto, esses íons, segundo os autores, podem precipitar e gerar a incrustação irreversível nos módulos de membranas.

Oschmann *et al.* (2004) estudaram a influência do surfactante aniônico, o dodecilsulfato de sódio (SDS), nas incrustações das membranas. Os resultados experimentais indicaram que o SDS incrustou a membrana, na ausência de cálcio. Por outro lado, quando houve a presença superior que 2 mg L^{-1} de cálcio em solução, não se observou nenhuma influência das concentrações de SDS nas incrustações da membrana. Mesmo assim, as incrustações ocorreram devido à adsorção de material particulado na superfície da membrana, segundo os autores.

De acordo com HUANG *et al.* (2008) há quatro mecanismos simplificados para avaliar a incrustação das membranas, os quais estão representados na Figura 4.9:

- Bloqueio completo (A): quando o diâmetro das partículas da alimentação é maior que o diâmetro de poros. Em contato com a membrana, há o bloqueio completo de poros e não há deposição dessas partículas.
- Bloqueio intermediário (B): quando o diâmetro das partículas é menor que o diâmetro de poros, as partículas podem entrar nos poros. Como resultado, algumas dessas partículas atravessam a membrana e outras se aderem ao interior dos poros, reduzindo a área para o fluxo do permeado.
- Bloqueio aleatório (C): quando o diâmetro das partículas é semelhante aos dos poros, essas partículas podem ser depositadas em qualquer parte da membrana.
- Bloqueio de torta de filtro (D): quando o diâmetro de partículas é maior que o diâmetro de poros e há o depósito de partículas sobre a superfície da membrana, isso gera a formação da torta. O fluxo decresce com o aumento da espessura da torta e esta aumenta proporcionalmente ao volume obtido de filtração.

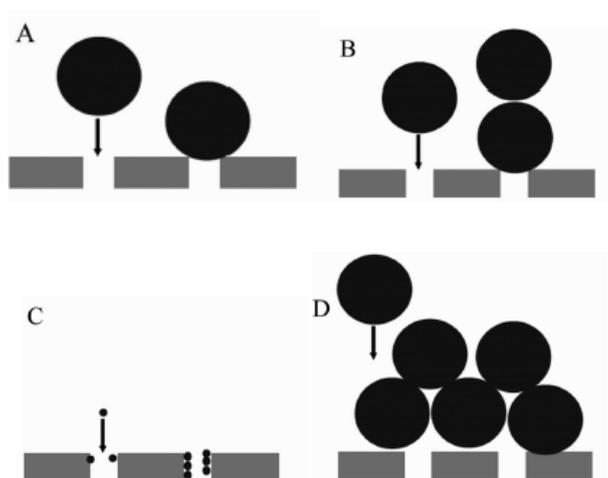


Figura 4.9 - Diagrama esquemático dos quatro modos de bloqueios de membrana proposto por Hernia

A - Bloqueio completo B – Bloqueio intermediário
C- bloqueio aleatório D – Bloqueio da torta

Esses mecanismos de incrustação da superfície de membrana podem ser representados pelo modelo matemático de Hernia, representado pela equação 3.

$$\frac{d^2t}{dV^2} = K \left(\frac{dt}{dV}\right)^n \quad \text{Equação 3}$$

Em que t é o tempo de filtração, V é o volume de permeado e K e n são o coeficiente fenomenológico e o índice geral, respectivamente, ambos dependentes do mecanismo de *fouling*.

O tempo e o volume são obtidos a partir de dados experimentais de filtração a pressão constante. Apesar de o modelo ser incapaz de fornecer uma descrição detalhada das incrustações de membrana, ele serve como uma ferramenta útil para avaliar e apontar os rumos necessários para o estudo (HUANG *et al.*, 2008).

Ajustou-se a equação 3 para cada bloqueio, por meio de gráficos, foi possível obter as equações apresentadas na Tabela 4.8. A linearidade dos gráficos em relação a cada variável indica o principal responsável pelo bloqueio dos poros da membrana (TODISCO *et al.*, 1996).

Tabela 4.8 – Modelo de bloqueios de filtros em sistemas operados a pressão de filtração constante.

Mecanismo de bloqueio	Equação	Linearidade
Bloqueio completo	$V = \frac{J}{K(1 - e^{-k})}$	$\ln V \times t$
Bloqueio intermediário	$V = J k \ln(1 + k t)$	$V \times \ln t$
Bloqueio aleatório	$\frac{t}{V} = \frac{1}{J} + \frac{tK}{J}$	$\frac{t}{V} \times t$
Bloqueio da torta	$\frac{t}{V} = \frac{k}{(4J^2V + \frac{1}{J})}$	$\frac{t}{V} \times V$

V: volume de permeado; J: fluxo inicial; t: tempo de filtração; K: constante de filtração
 Fonte: HUDGSON *et al.* (1993) in SCHNEIDER E TSUTIYA (2001)

Juang *et al.* (2007) estudaram o processo de ultrafiltração para o tratamento de um efluente proveniente de um parque industrial. Observaram que o decréscimo do fluxo permeado, em função do tempo, assemelhou-se a um perfil exponencial, Utilizaram o modelo de Hernia a fim de obter o mecanismo de bloqueio de poros predominante. Os dados de filtração ajustaram-se ao modelo de bloqueio de poros aleatórios, no estágio inicial de filtração, e ao modelo de bloqueio da torta no estágio final.

Vela *et al.* (2009) estudaram os modelos de Hernia adaptados para ultrafiltração de fluxo cruzado, para investigar os mecanismos de incrustação envolvidos em membrana de ultrafiltração de polietileno glicol em diferentes condições experimentais, como velocidade tangencial e pressões transmembrana. Observaram, também, que o bloqueio intermediário era controlado em pressão transmembrana elevada e velocidade reduzida de alimentação. Já o bloqueio completo era controlado com baixa pressão transmembrana e elevada velocidade de alimentação.

4.3.7. Recuperação do fluxo permeado

Ao iniciar o PSM, a superfície e os poros da membrana se incrustam, o que requer limpeza. Tal ato pode resultar em desgaste e eventual perda de propriedades da membrana. Uma estratégia para minimizar as incrustações na membrana é a utilização da membrana

apropriada para uma operação específica. Em razão disso, deve-se conhecer a natureza da água de alimentação e, em seguida, escolher uma membrana menos propensa ao entupimento (MACKENZIE, 2010).

As condições de funcionamento durante o processo de separação são também importantes. Elas afetam as condições de obstrução durante a filtração. Por exemplo, a filtração tangencial de fluxo cruzado é sempre preferida à filtração frontal, porque a turbulência gerada durante a filtração implica uma camada mais fina de depósito e incrustações, por conseguinte, minimizando-as (MACKENZIE, 2010).

Para uma operação de longo prazo, há técnicas de operação, mesmo que parciais, do fluxo permeado. A mais comum é a retrolavagem (*backwashing*), que é o método de limpeza física para remover incrustações da superfície da membrana ou dos poros. Trata-se de um processo de inversão, por um curto período de tempo, do sentido do fluxo permeado, podendo ser realizada, também, com ar comprimido. A Figura 4.10 ilustra essa técnica de limpeza (SILALAH e LEIKNES, 2011 e HABERT *et al.*, 2006).

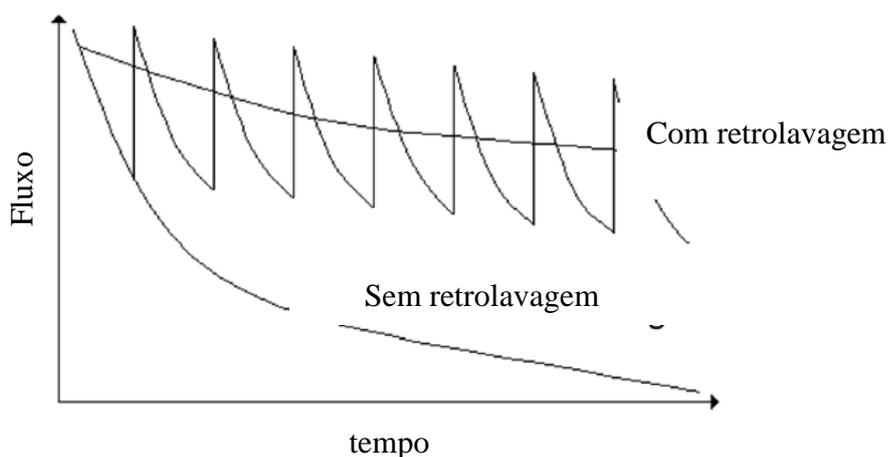


Figura 4.10 - Recuperação parcial de fluxo permeado usando a técnica de operação com retrolavagem

Fonte: HABERT *et al.*, 2006

Côté *et al.* (1998) mostraram que, com o uso de retrolavagem, a operação com fluxo permeado estável, durante longos períodos de tempo, foi possível. Os autores realizaram *backwashing* de 15s a cada 15min de operação, e limpezas promovidas por retrolavagens,

uma vez por semana, de 15min de duração. No término de um ano de experimento, foi realizada a limpeza química na membrana.

Outra técnica fundamental para a manutenção das membranas é a limpeza química periódica das membranas, seja com soluções ácidas ou alcalinas. A determinação da permeabilidade hidráulica é uma ferramenta útil para avaliar a eficácia e identificar as melhores condições de limpeza. A capacidade de limpeza de membrana depende das condições operacionais do sistema de membrana nos processos. Devido a essa variabilidade, é essencial avaliar periodicamente a eficácia do processo de limpeza química, de modo a identificar seus desvios, para eliminar completamente alterações nas membranas, provocadas pelas incrustações (HILL, 2011 e HABERT *et al.*, 2006).

Outro fator relevante, para minimizar as incrustações na superfície das membranas, é o fornecimento de ar às membranas. A aeração provoca o cisalhamento transiente na superfície da membrana e o aumento da velocidade tangencial (turbulência), o que promove a desorganização na concentração de solutos na superfície da membrana e a redução na espessura da camada limite. O desprendimento dessas partículas ocorre pela vibração das fibras provocada pelas bolhas (STRATHMANN, 1990).

De forma geral, quanto maior a intensidade de aeração, maior será a turbulência promovida e mais eficiente será a remoção da torta. Porém, fazem-se necessários cuidados com vazões muito elevadas, principalmente nos módulos submersos com membranas de fibra oca, a fim de se evitar o rompimento das fibras (SILVA, 2009). No entanto, em uma alta densidade de empacotamento, fibras longe da saída de ar sofrem efeitos reduzidos ou quase nulos (STRATHMANN, 1990).

Bouhabila *et al.* (1998) realizaram ensaios em diversos níveis de aeração (20, 150, 400, 600 e 850L h⁻¹) e observaram, pelos resultados de fluxo permeado em função da PTM apresentados, que não houve diferença significativa no fluxo permeado para aeração elevada. Assim, a aeração na taxa de 150L h⁻¹ foi a mais eficiente para minimizar as encrustações nas membranas.

4.4. Águas Cinza

De acordo com o modelo de saneamento que prevê a segregação de águas residuais e a utilização de fontes alternativas de água nas edificações, as águas cinza são as águas servidas que não têm contribuição de efluentes de vasos sanitários. Como definido anteriormente, essa água residual é a proveniente do uso de lavatórios, chuveiros, banheiras, pias de cozinha, máquina de lavar roupa e tanque. Devido à falta de urina e fezes nessas águas, estas são geralmente mais aceitas para reciclagem de que as águas negras que contém resíduos de vaso sanitário.

Estudo realizado por Lu e Leung (2003), em Hong Kong, apresenta a faixa de geração média diária de água cinza em edificações de diferentes classes sociais, conforme apresentado na Tabela 4.9.

Tabela 4.9 - Proporções típicas de geração de águas cinza residenciais

Fonte	Geração média de águas cinza (L dia ⁻¹)
Apartamento de Alto Padrão	246
Apartamento de Baixo Padrão	189
Residências de Baixo Padrão	264
Residências de Médio Padrão	302
Residências de Alto Padrão	360
Outros Tipo de Residências	170

Fonte: LU e LEUNG (2003)

Prathapar *et al.* (2005), o consumo de água cinza em residências foi em média de 161 L hab⁻¹ dia⁻¹, o que corresponde a 82% do total de esgoto doméstico. Esse levantamento foi realizado em 221 domicílios com 1543 ocupantes em Omã, país localizado no sudoeste da Ásia, por meio de questionários e de coleta de dados sobre o consumo de água obtido pelo Ministério da Habitação, Energia e Recursos Hídricos. Essas informações coletadas incluíram o estilo de habitação, o número de moradores, a área das residências, o modelo de máquina de lavar roupa (manual, semiautomática ou automática), o número de ciclos de lavagem e a frequência do uso de chuveiros.

Bazzarella (2005) realizou estudo para avaliar a geração de águas cinza provenientes de um prédio universitário, com população média de 14 pessoas por dia. O prédio continha seis pias e dois chuveiros e foi monitorado durante três meses. A geração média de águas cinza foi de $9,3 \text{ L hab}^{-1} \text{ dia}^{-1}$ para essa habitação. Esses valores muito baixos devem-se ao padrão de consumo em prédios universitários e é muito diferente do padrão de consumo residencial unifamiliar.

Peters *et al.* (2006) quantificaram a água cinza de uma residência de baixo padrão, habitada por três pessoas em Florianópolis (SC), por meio da instalação de hidrômetros nas tubulações de entradas das unidades hidráulico-sanitárias por 12 meses. A geração de água cinza nessa edificação (lavatório + chuveiro + tanque de lavar roupa) foi cerca de 60% do total das águas residuais geradas ($270,7 \text{ L dia}^{-1}$), enquanto que a demanda para a descarga da bacia sanitária foi de 22% desse total. Esses valores reforçaram a potencialidade da utilização da água cinza para o reuso na descarga de bacia sanitária, suprimindo 100% da demanda. A média de consumo, em litros por dia, foi de 89,7 para lavatório e chuveiro, 57,8 para bacia sanitária, 76,3 para tanque de lavar roupa e 48,7 para a pia de cozinha, totalizando os 270 litros por dia. Os autores concluíram que o chuveiro e o lavatório são as unidades que mais consomem água na residência na maioria dos estudos.

Pansonato *et al.* (2007) quantificaram a água cinza em uma residência de baixa renda em Campo Grande (MS), por meio de hidrômetros instalados na pia de cozinha, banheiro e tanque, por um período de 50 dias. Por meio dessa avaliação, identificou-se que a produção média era de $678,3 \text{ L dia}^{-1}$ de água cinza, sendo o consumo específico de $75,4 \text{ L hab}^{-1} \text{ dia}^{-1}$.

Halalshah *et al.* (2008) pesquisaram a geração de água cinza em seis residências em Mafra, cidade localizada no nordeste da Jordânia. A geração média de águas cinza foi de $14 \text{ L hab}^{-1} \text{ dia}^{-1}$. Segundo os autores, esse valor é muito baixo se comparado com a geração de água cinza em Amã, capital da Jordânia, onde a geração fica em torno de $59 \text{ L hab}^{-1} \text{ dia}^{-1}$, e com as quantidades típicas estimadas para os países europeus, que variam entre 66 e $274 \text{ L hab}^{-1} \text{ dia}^{-1}$. A diferença do consumo de água pode ser justificada em função do quadro de escassez de recursos hídricos existente no país, onde a quantidade de água não é suficiente para atender todas as demandas.

Al-Jayyousi (2003) menciona que a água cinza gerada em uma residência corresponde de 50% a 80% de todo o esgoto doméstico. Outros autores, como Lamine *et al.*

(2007), e Eriksson *et al.* (2002), citam que o volume de água cinza fica em torno de 75% do total de esgoto gerado.

Notam-se grandes diferenças na geração de água cinza nos diversas residências. Essas diferenças estão ligadas principalmente ao nível socioeconômico da população, à disponibilidade de água e ao tipo de sistema avaliado. Constata-se, assim, que a geração de águas cinza em uma edificação é proporcional ao consumo de água potável e varia de região para região. Isso se deve às mudanças climáticas, dos costumes dos habitantes, da cultura e da economia, dentre outros fatores.

Master Plumbers *et al.* (2008) comentam sobre as possíveis fontes poluidoras das águas cinza em residência. Para as águas de lavagem da lavanderia, a contaminação é causada por fiapos, óleos, graxas, detergentes, produtos químicos, sabonetes, nutrientes e outros compostos. Essas águas também podem conter alguma contaminação fecal e microrganismos patogênicos decorrentes da lavagem de roupas contaminadas. Já as provenientes de banheiros (banheira, pia e chuveiro) podem ser contaminadas com cabelo, sabonetes, xampus, tinturas de cabelo, pasta de dentes, pelos, sangue, nutrientes, gorduras corporais, óleos e produtos de limpeza. Também podem conter alguns contaminantes fecais e agentes patogênicos associados à lavagem do corpo.

As águas geradas na pia da cozinha são consideradas alta fonte de poluição, devido à quantidade de contaminantes presentes, como partículas de alimentos, óleos, gorduras. Por isso, alguns autores excluem-nas das águas cinza. O volume gerado por essa fonte é quase insignificante por representar apenas 5% da média de consumo em uma residência (CHRISTOV A-BOAL, *et al.*, 1995 e MASTER PLUMBERS *et al.*, 2008).

Os trabalhos científicos de Santos e Zabracki (2003), que caracterizaram um edifício residencial em Curitiba (PR), e o de Fonini, *et al.* (2004), que analisaram as águas provenientes dos banheiros masculino e feminino de um complexo esportivo, puderam constatar que as águas cinza apresentam alto teor de matéria orgânica, representado pela DBO, o que poderia gerar sabor e odor; elevado teor de surfactantes, o que pode ocasionar a formação de espumas e o odor decorrente da decomposição da matéria orgânica; além de elevada concentração de nitrato, que, pela sua toxicidade, pode causar metahemoglobinemia infantil, uma doença letal. Também foi detectada a presença de alto teor de fósforo, o que

indica a presença de detergentes superfosfatados (compostos por moléculas orgânicas), de contaminantes fecais e de turbidez elevada, o que comprova a presença de sólidos suspensos.

Outros estudos examinaram as alterações da qualidade do efluente durante o armazenamento das águas cinza por um período de 48h. Dixon *et al.* (1999) mostraram que as contagens de coliformes totais e coliformes fecais aumentaram nesse período, de 10^3 por 100mL para acima de 10^5 por 100mL. O mais preocupante, conforme suas citações é a possibilidade de infecção viral que essas águas podem gerar aos usuários.

Para Jefferson *et al.* (2000), se efluente ficar armazenado por 48 h, pode haver uma redução de 50% nas concentrações de DBO. Isso se deve a proliferação das bactérias que provoca a degradação da matéria orgânica, como consequência, aumento na concentração de sólidos suspensos.

Li *et al.* (2010), também, ressaltam que as altas temperaturas das águas cinza, oriundas da higiene pessoal e da lavagem de roupas, podem causar problemas, uma vez que favorecem o crescimento microbiano.

Gonçalves *et al.* (2006) por meio de levantamento de estudos realizados no Brasil e no exterior, afirmaram que as águas cinza contêm elevados teores de matéria orgânica, de sulfatos, além de turbidez e de moderada contaminação fecal. Alguns estudos comprovaram também a presença de compostos orgânicos rapidamente biodegradáveis na sua constituição.

O principal componente nas águas cinza é a presença de tensoativos (surfactante), provenientes de detergentes líquidos e sólidos. Esses são moléculas orgânicas pertencentes a grupos hidrófilo e hidrófobo. Este tem a cadeia alquílica de 10 a 20 carbonos. Já o grupo hidrofílico tem carga elétrica que forma pontes de hidrogênio. Para Wiel-Shafran *et al.* (2006), os surfactantes em soluções aquosas tendem a se acumular no líquido/gás ou na interface sólido/líquido, aumentando a distância entre as moléculas de água e causando a redução da tensão superficial na solução. Eriksson *et al.* (2002) relataram que a combinação desses compostos tensoativos com partículas coloidais podem causar a estabilização da fase sólida, devido à adsorção dos surfactantes nas superfícies coloidais, reduzindo a eficiência do tratamento das águas cinza por causa da sedimentação dessas partículas.

No entanto, existe pouca informação sobre o impacto ambiental dos surfactantes. Segundo Wiel-Shafran *et al.* (2006), o acúmulo de surfactante no solo, devido à utilização

desse efluente na irrigação direta, pode criar solos repelentes à água, afetando, por conseguinte, os seus padrões de fluxo e de produtividade.

Importante salientar que aspectos econômicos e socioculturais podem, também, influenciar na composição da água cinza, como a localização, o nível de ocupação da residência, a faixa etária, o estilo de vida, a classe social e os costumes dos moradores. Além da fonte geradora de água cinza, da qualidade da água de abastecimento e do tipo de rede de distribuição, tanto da água de abastecimento quanto da água de reuso (NSW HEALTH, 2002 e ERIKSSON *et al.* 2002).

Para a implantação do tratamento das águas cinza em uma edificação, é necessário que a rede de esgoto sanitário seja projetada com a segregação das águas residuais, de maneira que as águas cinza e as negras utilizem tubulações distintas. O abastecimento de água, também, deve ser projetado com rede dupla, uma de água potável, atendendo pias, chuveiros, tanques, máquina de lavar, e outra de água de reuso, para vasos sanitários. As tubulações devem ter cores distintas e nenhuma interligação entre elas. É recomendável que as válvulas e os registros de cada rede tenham abertura e fechamento diferenciados. No caso de falta de água de reuso, os vasos sanitários devem ser abastecidos com água potável. (GONÇALVES *et al.*, 2006).

Após o tratamento das águas cinza, é necessário que haja dois reservatórios, um para o armazenamento e outro para a distribuição. O volume de reservatório de armazenamento deverá ser determinado com base nas características ocupacionais da edificação e as vazões associadas às peças hidráulicas correspondentes (vazão de águas cinza), e na demanda de água dos aparelhos que integrarão o sistema de reuso (vazão de reuso) (GONÇALVES *et al.*, 2006).

4.4.1. Tratamento das águas cinza

Face ao exposto, o reuso direto de águas cinza nas edificações (em estado bruto) não é recomendável, tendo em vista, sobretudo, o aspecto desagradável e a possibilidade de geração de mau cheiro nas instalações sanitárias (DIXON *et al.*, 1999).

Desse modo, para a obtenção de água de qualidade adequada para os diversos usos, é necessário o tratamento de águas cinza. Isso permite a reutilização da água disponível no local e impede a diluição de águas negras. Além disso, reduz a diluição de vestígios de contaminantes eliminados por seres humanos nas águas negras e pode até aumentar o potencial de remoção no tratamento de esgotos para tais compostos (SCHÄFER *et al.*, 2006).

Lin *et al.* (2005) relataram o tratamento químico de águas cinza da combinação de eletrocoagulante com eletrodos de alumínio e desinfecção com hipoclorito de sódio. As concentrações, antes e após do tratamento, foram de 55mg L⁻¹ para 22 mg L⁻¹ DQO, de 23 mg L⁻¹ para 9mg L⁻¹ de DBO, de 43NTU para 4NTU de turbidez e de 29 mg L⁻¹ para 9 mg L⁻¹ de SS na água cinza. Não detectaram a presença de coliformes fecais nas águas cinza tratadas.

Pidou *et al.* (2008) estudaram dois processos para o tratamento de águas geradas pelo chuveiro, a coagulação com alumínio e a resina de troca iônica magnética. Em condições ideais, a coagulação reduziu as concentrações de 791 mg L⁻¹ para 287 mg L⁻¹ de DQO, de 1205 mg L⁻¹ para 1,23 mg L⁻¹ para DBO₅, de 18 mg L⁻¹ para 15,7 mg L⁻¹ nitrogênio total e de 1,66 mg L⁻¹ para 0,09 mg L⁻¹ PO₄³⁻. Os coliformes totais, *E. coli* e os enterococos fecais na água cinza tratada foram todos menores que 1UFC por 100 mL. Já o processo com resina de troca iônica foi capaz de reduzir a concentração de DQO para 272 mg L⁻¹, de DBO para 33 mg L⁻¹, de turbidez para 8,14 NTU, de nitrogênio total para 15,3 mg L⁻¹ e íon fosfato para 0,91 mg L⁻¹. A presença de coliformes totais, *E. coli* e enterococos fecais nas águas tratadas foram 59 UFC por 100 mL, 8 UFC por 100 mL e inferior a 1 UFC por 100 mL. Assim, concluíram que o processo com resina de troca iônica magnética não conseguiu reduzir os parâmetros turbidez e DBO para os níveis exigidos para o reuso doméstico restrito e irrestrito. Os dois processos de tratamento apresentaram baixa eficiência na remoção de nutrientes, como nitrogênio total e íon fosfato.

No entanto, há poucos trabalhos relatados para o tratamento de águas cinza com processos químicos. A maioria dos tratamentos de águas cinza, apresentados na literatura, inclui o tratamento biológico.

Friedler *et al.* (2005) estudaram o tratamento de águas cinza em escala piloto combinando o filtro biológico rotativo com o tratamento físico-químico (filtração com areia e desinfecção com hipoclorito). O efluente tratado, segundo os autores, atendeu às normas de

qualidade de reuso urbano. O tratamento apresentou remoção de 82% (concentrações de 43 mg L⁻¹ para 7,9 mg L⁻¹) de SST, de 98% (33 NTU para 0.61 NTU) de turbidez, de 96% (concentrações de 59 mg L⁻¹ para 2,3 mg L⁻¹) de DBO e de coliformes fecais e bactérias heterotróficas superiores a 99,9%. Já a remoção de DQO foi de 64% (concentração de 110 mg L⁻¹ para 40 mg L⁻¹), sendo inferior aos outros parâmetros. Esses autores concluíram que a água cinza pode conter compostos orgânicos lentamente biodegradáveis.

Liu *et al.* (2005) realizaram o tratamento de águas cinza em biorreator a membrana (MBR) submersa da Mitsubishi Rayon (polietileno, tamanho do poro 0,4mm). Esse estudo revelou a redução da concentração de DQO de 130 a 322 mg L⁻¹ para 18 mg L⁻¹, em média, no permeado. A concentração de NH₃ – N foi diminuída de 0,6 a 1,0 mg L⁻¹ para 0,5 mg L⁻¹, a DBO₅ passou de 99 a 221 mg L⁻¹ para menos de 5 mg L⁻¹ e a concentração de surfactantes aniônicos de 3,5 a 8,9 mg L⁻¹ para menos do que 0,5 mg L⁻¹. A presença de coliformes fecais ficou abaixo do limite de determinação. O efluente tratado, em razão disso, apresentou-se incolor, inodoro, livre de SS, com fluxo permeado inferior a 15 L m⁻² h⁻¹.

Paris e Schlapp (2010), também, estudaram o tratamento de águas cinza, utilizando um biorreator a membrana submersa de ultrafiltração. Após o tratamento, o permeado apresentou concentrações de DQO inferior a 28,2 mg L⁻¹, de agentes tensoativos aniônicos inferior a 0,79mg L⁻¹ e ausência de sólidos suspensos e de microrganismos. Os autores concluíram, assim, que a qualidade do efluente tratado atendeu os padrões específicos alemães para o reuso doméstico em banheiros, máquinas de lavar roupa e irrigação.

Pode-se afirmar, diante desses trabalhos, que os processos biológicos aeróbios, estudados por Friedler *et al.* (2005), Liu *et al.* (2005) e Paris e Schlapp (2010) foram eficientes para a remoção de substâncias orgânicas, de surfactantes e de contaminações microbianos, sem pós-etapa de desinfecção. Assim, a qualidade do permeado do MBR, segundo Liu *et al.* (2005) e Paris e Schlapp (2010), atendeu os padrões mais rigorosos para o reuso doméstico não potável.

Apesar disso, para Jefferson *et al.* (2004) e Li *et al.* (2009), a água cinza apresenta biodegradabilidade semelhante ao esgoto municipal de baixa e média carga orgânica. A natureza altamente variável da fonte selecionada requer tecnologias robustas em sua operação. Desse modo, segundo os pesquisadores, os processos biológicos são os mais adequados para o tratamento desse efluente, em termos da razão DQO:DBO₅. Entretanto, a deficiência de

nitrogênio e fósforo, leva à necessidade de adição de macronutrientes para melhorar o potencial do tratamento biológico.

Outra desvantagem para Schäfer *et al.* (2006) do tratamento biológico, em particular, é na manutenção dos microrganismos que auxiliam na degradação devido à flutuação na quantidade e na qualidade do efluente.

Diante disso, foram encontrados na literatura, trabalhos que estudaram o tratamento das águas cinza com processo físico. March *et al.* (2004) avaliaram a filtração simples, a sedimentação e a desinfecção com hipoclorito para o tratamento de águas cinza no reuso de descarga sanitária de um hotel. A DQO, a turbidez, a concentração de sólidos suspensos e de nitrogênio total foram reduzidas de 171 mg L⁻¹, 20 NTU, 44 mg L⁻¹ e 11,4 mg L⁻¹ na água cinza bruta, para 78 mg L⁻¹, 16,5 NTU, 18,6 mg L⁻¹ e 7,1 mg L⁻¹, respectivamente, na água cinza após tratamento. Os autores deduziram que as águas de lavagem do banheiro poderiam ser reutilizadas sob condições controladas de trabalho, com tempo de armazenamento inferior a 48h e concentração de cloro residual maior que 1 mg L⁻¹, na descarga sanitária.

Nos estudos de Itayama *et al.* (2004), as concentrações de DBO, de DQO, de SS, de nitrogênio total e de fósforo total tiveram uma redução de 85% (271 para 40,6 mg L⁻¹), 83% (477 para 81 mg L⁻¹), 78% (105 para 23 mg L⁻¹), 78% (20,7 para 4,4 mg L⁻¹) e de 84% (3,8 para 0,6 mg L⁻¹), respectivamente. Os autores utilizaram combinação de filtração com alumina e sílica hidratada e de biodegradação para o tratatamento e verificaram que houve remoção parcial os compostos avaliados.

Santos *et al.* (2012) estudaram a filtração simples seguida da desinfecção por radiação ultravioleta para o tratamento de águas cinza. Obtiveram redução de 35% a 82% dos SST, 47% a 72% da DQO e de 59% a 82% da DBO. Além disso, não se detectou a presença de coliformes totais ou fecais.

Os tratamentos com filtros simples de March *et al.* (2004), de Itayama *et al.* (2004) e de Santos *et al.* (2012) obtiveram efluentes tratados com elevadas concentrações de matérias orgânicas e de sólidos suspensos. Assim, esses parâmetros avaliados não atenderam as normas da ABNT para o reuso doméstico.

Ramon *et al.* (2004) estudaram dois processos de separação com membranas, a ultrafiltração (UF) e a nanofiltração (NF), para o tratamento de águas cinza de baixa carga

orgânica. Eles averiguaram que as membranas de UF removeram 45% a 70% (concentração de 68,3 para 32,4 mg L⁻¹) de DQO e 92% a 97% (0,65 para 0,03 NTU) de turbidez. Já, as membranas de NF removeram 93,3% (concentração de 226 para 15 mg L⁻¹) de DQO e 98,1% (29,5 a 0,6 NTU) de turbidez. Os autores relataram que as duas membranas foram eficiente para a remoção da turbidez. Já, para a concentração de DQO, a NF foi mais seletiva, devido à menor porosidade.

Sostar-Turk *et al.* (2005) estudaram o processo de separação com membranas, utilizando a ultrafiltração, como pré-tratamento e a osmose inversa, como polimento. Obtiveram a redução de 98% na DBO. No entanto, salientaram o alto consumo de energia e as incrustações da membrana, como os principais fatores que limitam a viabilidade econômica de sistemas de membrana.

Funamizu e Kikyô (2007) estudaram o sistema de tratamento de águas cinza com módulos de membranas de nanofiltração. Relataram que as rejeições de concentrações de agente tensoativos foram de 92% a 98% para surfactante aniônico (LAS) e de 88% a 92% para surfactante não-iônico. As concentrações de LAS no permeado ainda foram superiores às normas de reuso (inferior a 0,5 mg L⁻¹), sendo necessário um pós-tratamento.

Li *et al.* (2009) avaliaram o desempenho do módulo espiral de membrana de ultrafiltração submersa no tratamento de águas cinza. A membrana de UF foi capaz de manter um fluxo permeado entre 6 e 10 L m⁻² h⁻¹. O permeado gerado apresentou turbidez inferior a 1 NTU e ausência de sólidos suspensos e de *E. coli*. A concentração de COT, antes e após o tratamento, foi de 161 para 28,6 mg L⁻¹, apresentando remoção de 83,4%.. Entretanto, o nitrogênio amoniacal e o fósforo total permaneceram no permeado, com concentrações de 16,7 mg L⁻¹ e 6,7 mg L⁻¹, respectivamente. Os autores afirmaram que a água cinza tratada pode ser utilizada para fins menos nobres, como irrigação, fertilização do solo ou, alternativamente, descarga de vaso sanitário após desinfecção.

Os estudos para tratamento de águas cinza de Ramon *et al.* (2004), de Sostar-Turk *et al.* (2005) e de Li *et al.* (2009) com membranas de UF, NF, e/ou de OI, mostraram-se eficientes para a remoção de sólidos suspensos, de turbidez e de matéria orgânica. O efluente tratado, por Li *et al.* (2009), apresentou concentrações de macronutrientes, como nitrogênio e fósforo total. A presença desses compostos nas águas cinza pode favorecer a proliferação de algas e de filmes biológicos nos depósitos em tubulações, nas peças sanitárias, nos

reservatórios, nos tanques e outros, por essa razão, é importante a remoção desses compostos nas águas cinza tratadas. Quanto à pesquisa de Funamizu e Kikyou (2007), a concentração de surfactante apresentou-se acima do permitido pela legislação de reuso doméstico (inferior a $0,5 \text{ mg L}^{-1}$). Além disso, esses pesquisadores relatam os custos de operação e de manutenção para as remoções de incrustações podem restringir a aplicação das tecnologias de membrana para tratamento de água cinza.

Diante desses trabalhos relatados, pode-se constatar que a combinação de diferentes tratamentos de águas cinza assegura a qualidade do efluente tratado. Nesta vertente, esta tese visa a estudar e a avaliar a combinação do processo de separação com membrana de microfiltração e de osmose inversa no tratamento das águas cinza. Isso pode ser justificada pelo fato das membranas, por serem barreiras seletivas, permitam a separação de substâncias de acordo com tamanho, forma e difusibilidade. A tecnologia pode ser bastante eficiente, uma vez que, segundo a literatura, permite elevadas taxas de rejeição de contaminantes, baixa necessidade de produtos químicos para o tratamento, menor área para implantação da unidade de tratamento e sem geração de lodo. Portanto, o processo de separação com membrana parece ser uma solução atraente para o tratamento e o reuso das águas cinza.

5. MATERIAIS E MÉTODOS

5.1. PARTE I – Estudo em escala bancada

5.1.1. Caracterização do efluente bruto

Para o desenvolvimento da pesquisa, escolheu-se uma edificação unifamiliar de médio porte (área útil de 390 m²), localizada na região noroeste do Paraná, na cidade de Maringá. A residência habitada por quatro moradores, duas crianças e dois adultos, e uma funcionária que trabalha durante o dia.

As amostras de águas cinza coletadas e analisadas no estudo de bancada eram obtidas da caixa de inspeção da rede coletora de esgoto sanitário da residência estudada. Para isso, quando da coleta, imobilizava-se o vaso sanitário, sempre, no período compreendido entre 8 e 14h. O efluente consistia nas águas provenientes da máquina de lavar-roupas, da higiene pessoal dos moradores, da preparação e finalização do almoço e, principalmente, daquela oriunda da faxina geral.

Posteriormente, o efluente bruto era encaminhado ao Laboratório de Gestão, Controle e Preservação Ambiental (LGCPA), no Departamento de Engenharia Química, obedecendo às condições de amostragem, preservação e análise recomendadas pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995).

Para a caracterização das amostras de águas cinza foram avaliados os parâmetros físico-químicos e biológicos como pH, cor aparente, turbidez, sólidos suspensos e dissolvidos, compostos nitrogenados (amônia, nitrato e nitrito), compostos fosforados (fósforo total e fosfato) e indicadores de contaminação fecal (coliformes termo tolerantes). A metodologia para a determinação desses parâmetros é apresentada na Tabela 5.1 e no anexo A.

Tabela 5.1 - Metodologia utilizada para a determinação dos parâmetros físico-químicos e biológico

Parâmetros avaliados	Metodologia
pH	Equipamento da DIGIMED, Instrumentação Analítica
Cor aparente	Platinum-Cobalt Standard Method, metodologia descrita pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995)
Turbidez	Método espectrofotométrico, metodologia descrita pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995)
Série de sólidos (suspensos e dissolvidos)	Método gravimétrico, metodologia descrita pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995)
Amônia (NH ₃ -N)	Nessler Method, metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010, com precisão de $\pm 0,5 \text{ mg L}^{-1} \text{ N}$.
Nitrito (NO ₂ -N)	Diazotization Method, metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010, com precisão de $\pm 0,0011 \text{ mg L}^{-1}$
Nitrato (NO ₃ -N)	Método Cadmium Reduction Method, metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010, com precisão de $\pm 0,10 \text{ mg L}^{-1}$
Fósforo e fosfato (P e PO ₄ ³⁻)	PhosVer 3 Method, Test 'N Tube, metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010, com precisão de $\pm 0,06 \text{ mg L}^{-1}$.
Sulfato (SO ₄ ²⁻)	SulfaVer 4 Method, metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010, com precisão de $\pm 0,9 \text{ mg L}^{-1}$
Sulfeto (S ²⁻)	Methylene Blue Method, metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010, com precisão de $\pm 0,003 \text{ mg L}^{-1}$
DQO	Oxidação por dicromato de potássio em meio ácido, metodologia descrita pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995)
DBO ₅	BODTrak™ II, metodologia descrita pelo equipamento HACH, com precisão de $\pm 1,0 \text{ mg L}^{-1}$
Surfactante	Determinação de surfactantes aniônicos pelo método espectrofotométrico do azul-de-metileno, metodologia descrita pelo NBR 10738/89 (ABNT, 1989)
Coliformes termo tolerantes	Quantificado por meio das placas para contagem de <i>Escherichia coli</i> e coliformes fecais da 3M Petrifilm, segundo os métodos NMKL (147.1993) e AOAC (991.14), respectivamente

Para finalizar a caracterização, foi determinado o SDI (*Silt Density Index* – Índice de densidades de sedimentos) das águas cinza. Esse é um parâmetro que caracteriza o potencial de incrustação do efluente, sendo um dos mais importantes para o projeto e para a operação de processo de membrana de OI.

O SDI é padronizado na norma ASTM D 4189-95. Esse método avalia a quantidade de sólidos suspensos presentes nas águas residuais, com base na variação de incrustação de uma membrana 0,45 μm durante o tempo de filtração. A metodologia está descrita no anexo A.

5.1.2. Estudo do processo em módulos de membranas em escala bancada

Em escala bancada, avaliou-se o desempenho de quatro módulos de permeação de membranas de microfiltração para o tratamento de águas cinza, fornecidos pela empresa brasileira PAM-Membranas LTDA, com intuito de encontrar o melhor módulo de membrana para a instalação na escala piloto.

As fibras ocas das membranas eram dispostas verticalmente e fixadas nas extremidades dos módulos. Na extremidade superior, ficavam as aberturas das fibras filtrantes para a saída do permeado. Por sua vez, na parte inferior, encontravam-se as fibras aeradoras que permitiam a passagem do ar até as fibras filtrantes.

O transporte através da membrana MF era realizado pelo fluxo cruzado. Neste, a permeação ocorria perpendicularmente à direção do escoamento do fluido ao módulo de membrana submersa.

A Tabela 5.2 apresenta as informações técnicas dos módulos de microfiltração, utilizados nos experimentos de bancada, que serviram de subsídio para a determinação da membrana adequada para o efluente em estudo.

Tabela 5.2 - Informações técnicas dos módulos de microfiltração

Característica	Unidade	Módulo A	Módulo B	Módulo C	Módulo D
Densidade de empacotamento	$m^2 m^{-3}$	300	500	800	1000
Comprimento útil do módulo	mm	120	120	120	120
Permeabilidade hidráulica	$L h^{-1} m^{-2} bar^{-1}$	145,2	140,9	134,3	118,5
Área de permeação	m^2	0,055	0,091	0,146	0,182
Número de fibras	-	153	255	408	509
Diâmetro hidráulico dos poros	μm	0,42	0,41	0,40	0,38
Diâmetro interno da fibra	mm	0,40	0,40	0,40	0,40
Diâmetro externo da fibra	mm	0,95	0,95	0,95	0,95

O equipamento para o tratamento das águas cinza, em escala bancada, era composto por um reservatório de alimentação, apoiado em uma balança semi-analítica, com o módulo de membrana submerso, acoplado por mangueira ao tanque a vácuo e à bomba hidráulica. O permeado era succionado de forma intermitente por uma bomba a vácuo. No tanque, havia um manômetro para o controle da pressão de sucção, conforme mostram a Figura 5.1.

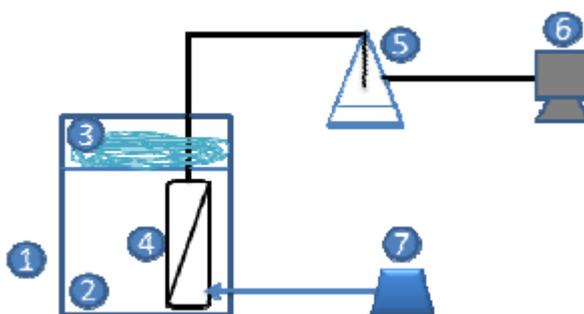


Figura 5.1 - Esquema simplificado sistema para permeação do efluente (água cinza) em módulo submerso
 1 reservatório, 2 efluente bruto, 3 espuma, 4 módulo de microfiltração submerso, 5 kitassato, 6 bomba de vácuo e 7 soprador para gerar aeração do módulo

5.1.2.1. Caracterização dos módulos de membranas

Realizou-se a caracterização dos módulos de membranas por meio da determinação dos parâmetros da permeabilidade hidráulica e do fluxo permeado com solvente puro a uma determinada pressão. Esses parâmetros foram importantes para averiguar as modificações ocorridas nas fibras de filtração durante as permeações com as águas cinza.

A permeabilidade hidráulica é a relação entre a variação do fluxo permeado do solvente puro (água) e a variação da força motriz (pressão transmembrana) aplicada ao módulo de membrana. Como o permeado no presente caso era a água deionizada, a relação entre esses parâmetros deve ser linear e com início na origem do gráfico. Isso porque, quando a PTM for zero, o fluxo permeado também deverá ser zero.

Para a determinação da permeabilidade hidráulica para cada módulo de membrana estudado, monitorou-se o fluxo permeado/água durante 15 min, enquanto a pressão transmembrana era gradualmente aumentada. Plotou-se o gráfico de fluxo permeado por pressão transmembrana, cujo coeficiente angular era a permeabilidade hidráulica, conforme a Equação 4.

$$J_p = L_p \cdot PTM \quad \text{Equação 4}$$

Em que:

J_p – fluxo permeado ($L h^{-1} m^{-2}$)

L_p – permeabilidade hidráulica ($L h^{-1} m^{-2} bar^{-1}$)

PTM – pressão transmembrana (bar)

A pressão crítica dos módulos foi determinada para definir as pressões de operação dos testes experimentais. Para isso, o fluxo permeado (efluente) foi monitorado para uma determinada pressão constante durante 5 min. Com o aumento gradual da pressão, percebia-se que o fluxo permeado aumentava. Mas, em determinado momento, esse aumento da pressão já não mais interferia no fluxo permeado, sendo, assim, o ponto da pressão crítica.

5.1.2.2. Estudo do fluxo permeado para condições hidrodinâmicas pré-estabelecidas (pressão e aeração) para as membranas de microfiltração

Antes de iniciar cada teste experimental, microfiltrava-se a água deionizada a uma pressão igual ou levemente superior a de trabalho (0,20 bar) por 15 min. Esse foi o tempo necessário para que não ocorresse mais diminuição do fluxo permeado. Esse procedimento é conhecido como compactação dos módulos de membranas.

Posteriormente, a pressão de sucção era ajustada à pressão de trabalho, quando se monitorava o fluxo permeado de solvente puro durante 30 min. Esse permanecia estável durante a operação.

Para avaliar a queda do fluxo permeado, ocasionada pelas incrustações, nos módulos de membranas de microfiltração, monitorou-se o fluxo permeado (efluente bruto) durante 100 min, em três pressões diferentes (0,08 bar, 0,10 bar e 0,15 bar). A cada minuto, anotava-se o valor da massa do permeado e o tempo de filtração, para determinar a vazão volumétrica representada pela equação 5.

$$Q_p = \frac{\Delta m_p * 60}{\Delta t * \mu} \quad \text{Equação 5}$$

Em que:

Q_p – vazão volumétrica permeado ($L h^{-1}$)

Δm_p – variação da massa permeado (g)

Δt – variação do tempo (min)

μ - densidade volumétrica do permeado ($g L^{-1}$)

Para cada vazão volumétrica determinada, calculou-se o fluxo permeado (J_p) pela equação 6.

$$J_p = \frac{Q_p}{A} \quad \text{Equação 6}$$

Em que:

Q_p – vazão volumétrica do permeado ($L h^{-1}$)

A – área do módulo de membrana (m^2)

J_p – fluxo permeado ($L h^{-1} m^{-2}$)

Assim, com os dados do fluxo permeado e do tempo para cada pressão e para cada módulo de membrana estudado, foi possível averiguar o comportamento do fluxo.

Operou-se, também, com promotores de turbulência (aeração). O ar foi introduzido de forma intermitente através de difusor instalado diretamente abaixo do módulo de membrana de modo a proporcionar o aumento na taxa de cisalhamento próximo à superfície de membrana. Para isso, trabalhou-se com duas condições de aeração diferentes, $30 L h^{-1}$ e $50 L h^{-1}$, para cada pressão pré-fixada. E repetiu-se a mesma metodologia anteriormente apresentada para cada pressão e aeração escolhida.

Com os dados experimentais obtidos pela queda do fluxo permeado dos módulos de membrana, realizou-se avaliação estatística por meio da análise fatorial 3^3 . Realizaram-se réplicas de três módulos de membranas, os que apresentaram os melhores resultados no primeiro experimento.

A variação conjunta dos três fatores selecionados para o estudo foram o módulo de membrana, a aeração e a pressão, apresentado na Tabela 5.3. Todas as combinações de níveis dos fatores foram investigadas.

Tabela 5.3 - Representação dos fatores, das notações e dos níveis de fatores utilizados no tratamento estatísticos

Fator	Notação	Nível de fator	Unidade
densidade de empacotamento	x_1	500, 800 e 1000	$m^2 m^{-3}$
pressão	x_2	0,08, 0,10 e 0,15	bar
aeração	x_3	0, 30 e 50	$L h^{-1}$

De acordo com os resultados obtidos, não houve interações significativas entre os fatores avaliados. Foi ajustado, assim, o modelo para identificar quais fatores interferiram na

média da queda do fluxo permeado, representado pela equação 7, para identificar quais fatores Isso foi realizado pelo teste de Tukey com 5% de significância.

$$Y = \beta_0 + \beta_1x_1 + \beta_2x_2 + \beta_3x_3 + \varepsilon. \quad \text{Equação 7}$$

A avaliação estatística teve como objeto auxiliar na determinação do melhor módulo de membrana e das melhores condições hidrodinâmicas para o tratamento das águas cinza em escala piloto. E verificar ainda, o quanto cada fator influenciou nas incrustações dos módulos responsáveis pela queda do fluxo permeado (variável resposta, y).

Para finalizar o estudo do fluxo permeado para condições hidrodinâmicas pré-estabelecidas (pressão e aeração), analisou o mecanismo de incrustações que geraram a queda daqueles fluxos nos experimentos realizados. Com os dados experimentais dos volumes dos permeados e dos tempos ajustaram-se os modelos de Hernia, adaptados para filtração cruzada, apresentados anteriormente pelas equações 1 a 4, que correspondem, respectivamente, ao modelo de bloqueio completo, bloqueio intermediário, bloqueio padrão e camada de torta.

5.1.2.3. Permeabilidade hidráulica antes e após cada experimento

Entre todos os fatores que influenciam na queda do fluxo permeado, as técnicas de limpezas são as únicas que têm a função de recuperá-lo. Com isso, após cada teste de microfiltração, foi realizada a limpeza física/retrolavagem para a remoção de partículas que se acumulavam nos poros da membrana. Consistia-se em um processo forçado com água da rede pública de abastecimento, durante 1 minuto, no módulo de membrana, com pressão superior a de microfiltração para a recuperação do fluxo permeado inicial.

Posteriormente, determinava-se a permeabilidade hidráulica de cada módulo de membrana. Se não fosse possível a recuperação das condições iniciais, realizava-se a limpeza

química com uma solução de hipoclorito de sódio 0,1% (massa por volume). Os módulos ficavam submersos nessa solução por 12h.

A avaliação da permeabilidade foi utilizada para determinar a necessidade e a eficiência da limpeza sobre as membranas. A recuperação da permeabilidade hidráulica (FR) por limpeza física ou química era determinada pela equação 8, a qual representa a razão entre as permeabilidades hidráulicas antes e depois das limpezas.

$$FR = \frac{L_{wf}}{L_{wi}} * 100 \quad \text{Equação 8}$$

Em que:

FR – porcentagem da recuperação da permeabilidade hidráulica (%)

L_{wi} - permeabilidade hidráulica do módulo de membrana inicial ($L h^{-1} m^{-2} bar^{-1}$)

L_{wf} - permeabilidade hidráulica do módulo de membrana depois da limpeza física ou química ($L h^{-1} m^{-2} bar^{-1}$)

5.1.3. Eficiência dos módulos de membrana na remoção dos poluentes e determinação da qualidade da água cinza tratada, em escala bancada

Ao final de cada teste, os afluentes e os efluentes eram coletados e encaminhados ao Laboratório de Gestão, Controle e Preservação Ambiental (LGCPA), no Departamento de Engenharia Química na Universidade Estadual de Maringá para as análises. As condições de amostragem, preservação e análise obedeceram às recomendações pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995). Foram avaliados os parâmetros físico-químicos e biológico como cor aparente, turbidez, sólidos suspensos totais e dissolvidos, DBO_5 , surfactante e coliformes termo tolerantes. A metodologia para a determinação desses parâmetros é apresentada na Tabela 5.1 e no anexo A.

Para a determinação da eficiência de remoção do PSM para as águas cinza, segundo a equação 9.

$$E\% = \frac{C_i - C_f}{C_i} * 100 \quad \text{Equação 9}$$

Em que:

C_i – concentração inicial dos parâmetros analisados

C_f – concentração final dos parâmetros analisados

E – eficiência de remoção (%)

5.2. PARTE II – Estudo em escala piloto

5.2.1. Equipamento de tratamento de águas cinza em escala piloto

Para a instalação do equipamento na edificação em estudo, foi necessário adequar as instalações da rede de esgoto para a segregação das águas cinza e das águas negras. A residência apresentava duas tubulações independentes de esgoto. Uma escoava as águas geradas por dois banheiros e a outra, as geradas pela lavanderia (tanque e máquina de lavar roupa), pela cozinha (pia e máquina de lavar louça) e pelos banheiros (lavatório, chuveiro e vaso sanitário). Para que esta tubulação não sofresse contaminação das águas negras, interditaram-se os vasos sanitários no período estudado (agosto de 2013 a abril de 2014). Foi possível, desse modo, viabilizar a segregação das águas cinza e a das negras. Estas eram encaminhadas para a rede de esgoto, enquanto que as águas cinza eram coletadas e tratadas.

Para a captação das águas cinza, construiu-se uma caixa de acúmulo (tanque) com capacidade máxima de 600 L. O cálculo deste volume fundamentou-se na totalidade das águas cinza geradas durante um dia, garantindo-se, dessa forma, a homogeneização da água proveniente das diversas fontes geradoras.

Em escala piloto, avaliou-se a combinação dos módulos de membrana de MF e de OI para o tratamento das águas cinza. Essa unidade de tratamento objetiva validar os sistemas de MF submersa e de OI para a produção de água com qualidade suficiente para o reuso doméstico para fins menos nobres. Outra finalidade era o de estimar o desempenho operacional das membranas nos sistemas de MF e OI sem qualquer pré-tratamento adicional.

O módulo de microfiltração submersa foi utilizado como etapa de pré-tratamento. As melhores condições determinadas no estudo de bancada para o processo de microfiltração foram aplicadas na escala piloto.

O módulo de osmose inversa atuou como a etapa principal do tratamento das águas cinza, cujo objetivo era o de produzir a máxima quantidade de água tratada, para atender a qualidade de reuso doméstico, segundo o guia ANA/FIESP/SindusCon/SP (2005).

A Figura 5.2 apresenta um esquema geral do desenvolvimento do processo de tratamento e a Figura 5.3 é uma fotografia do equipamento piloto utilizado.

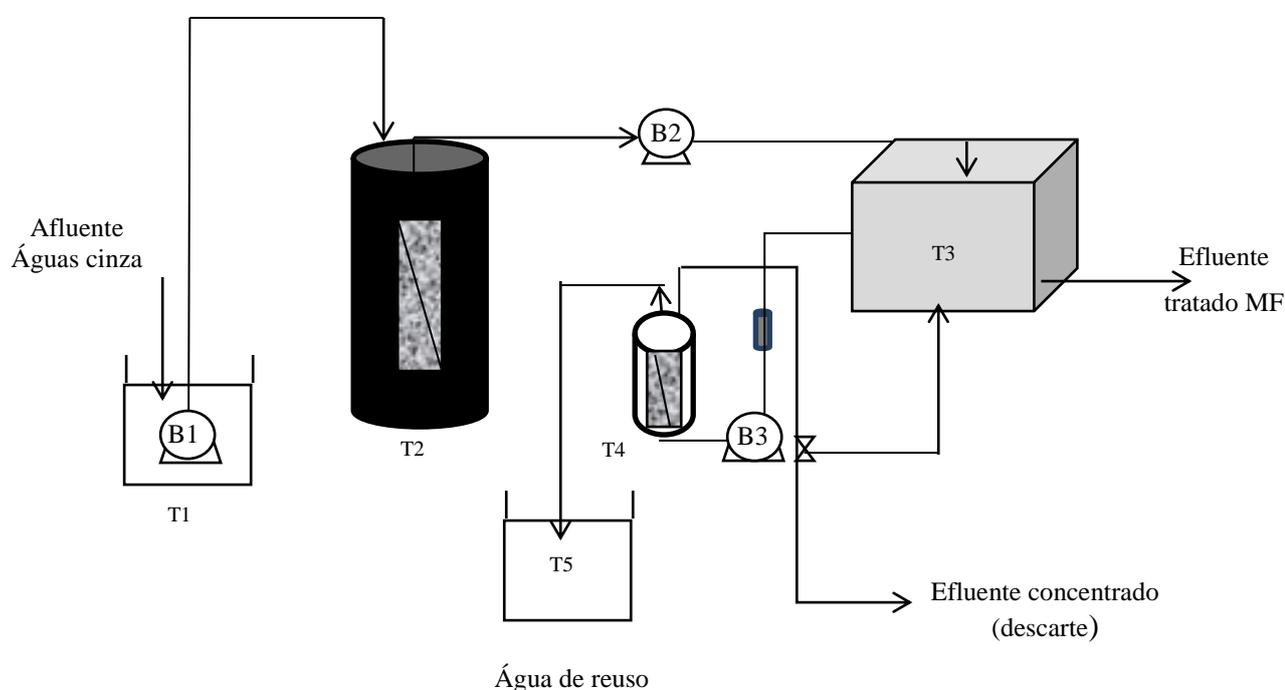


Figura 5.2 - Diagrama esquemático do experimento em escala piloto. B1 bomba submersa de sucção do afluente. B2 bomba de sucção do efluente tratado da MF. B3 bomba de alimentação da OI. MF membrana de fibra oca submersa – microfiltração. OI membrana de espiral - osmose inversa. T1 tanque de alimentação. T2 tanque de membrana de MF. T3 reservatório do permeado da MF e alimentação da OI. T4 tanque de membrana de OI. T5 tanque de água de reuso. F1 – filtro de carvão.



Figura 5.3 – Fotografia da unidade de tratamento de águas cinza

As águas cinza geradas na residência foram coletadas e armazenadas no tanque de acúmulo. Uma bomba submersa, controlada por um interruptor de nível, alimentava o tanque com o módulo de membrana de MF (Figura 5.4). Essa bomba encontrava-se dentro de uma caixa feita com tela de alumínio, que tinha a função de reter as fibras de roupas, os fios de cabelos e outros resíduos.

Uma bomba pressurizada, cuja velocidade era controlada no painel eletrônico, succionava o afluente através da membrana, por gradiente de pressão. Após isso, encaminhava-se o permeado ao reservatório do permeado da MF e da alimentação da OI (T3) e rejeitavam-se as espécies maiores do que os poros, retidas no tanque de membrana de MF (T2).

O tempo de filtração/retrolavagem desse módulo de membrana era controlado no painel eletrônico. Para ocorrer a retrolavagem, válvulas solenoides (duas) eram acionadas por um compressor para permitir a inversão do fluxo permeado. Já o controle da vazão do permeado era realizado por válvula globo.



Figura 5.4 – Fotografia do módulo de membrana da microfiltração

Quando o tanque 3 atingia 70% da sua capacidade volumétrica, a bomba pressurizada da alimentação da osmose inversa era acionada.

A unidade de osmose inversa ficava disposta em um vaso de pressão de inox, com dimensões de 6,35 x 53,34 cm (Figura 5.5). Aquela consistia em membranas planas enroladas em espiral e separadas por um espaçador, criando dois compartimentos: alimentação/concentrado e permeado. A membrana suportava pressão até 15 bar, porém a diferença de pressão entre a alimentação e concentrado não deveria exceder 1 bar. Isso ocasionaria a desespiralização do módulo de forma irreversível.

Havia, também, uma bomba pressurizada, cuja velocidade de funcionamento era ajustada no painel eletrônico, que injetava o afluente na membrana, o que permitia que o permeado fosse recolhido no tanque (T5) de água de reuso e o concentrado, descartado na rede de esgoto e/ou recirculada ao tanque de alimentação da OI. Também, existiam válvulas globos para o controle de pressão da alimentação/filtração e para o ajuste dos parâmetros de funcionamento da unidade, como vazão do permeado e do concentrado (descarte).

Como o módulo de membrana de OI era intolerante a cloro, e como o efluente doméstico podia apresentar esse componente, conforme os produtos químicos utilizados na edificação, instalou-se um filtro de carvão na tubulação da alimentação da OI, o que evitaria a presença de cloro ao módulo de OI.



Figura 5.5 – Fotografia do suporte e o módulo de membrana de osmose inversa

Assim, com a unidade de tratamento de águas cinza foi possível obter as pressões da filtração da MF, da OI e da retrolavagem da MF e as vazões do permeado da MF e da OI e do concentrado da OI.

5.2.2. Etapa I - Desempenho operacional das membranas

5.2.2.1. Microfiltração

De acordo com os testes de bancada, o módulo de microfiltração deveria ter uma densidade de empacotamento entre 500 a 800 $\text{m}^2 \text{m}^{-3}$. Para otimizar esse processo de microfiltração, operou-se o sistema por um período de 60 dias por 8 h/diária na residência em estudo de duas maneiras diferentes, totalizando 480 h de operação.

A primeira (experimento A) operou-se a microfiltração com o módulo de área 6m^2 e a segunda (experimento B), com dois módulos de membrana de 0,5 e $1,0 \text{m}^2$ em paralelo. As

informações técnicas fornecidas pelo fabricante aos módulos de membranas de microfiltração estão especificadas na Tabela 5.4.

Tabela 5.4 - Dados técnicos dos módulos de membranas: microfiltração

PROJETOS MÓDULOS	Unidade	Microfiltração		
Empresa fabricante	-	Pam-Membranas		
Módulo		Fibra oca		
Densidade de empacotamento	$m^2 m^{-3}$	680	500	800
Área de permeação	m^2	6,0	0,5	1,0
Material	-	Poliamida		

A retrolavagem (*backwashing*) foi realizada manualmente com água tratada da MF (permeado) a pressão de 1,0 bar durante um minuto a cada hora de microfiltração. Aquela foi utilizada para controlar o aumento da pressão transmembrana ou o severo declínio do fluxo permeado, por meio da remoção de material particulado dos poros e da superfície da membrana, com a finalidade de reduzir as incrustações reversíveis, tais como, camadas de “torta” e de gel.

Foram realizados e avaliados quatro ciclos de 120 h de operação cada. No término desses, a unidade de tratamento de águas cinza era desligada, e se determinava a permeabilidade hidráulica da membrana de MF. Esta era limpa com água da rede pública de abastecimento até a remoção da “torta” da superfície das fibras da membrana, avaliada visualmente, após, realizava-se a retrolavagem por 20 min com água da rede pública de abastecimento a pressão de 1 bar. E, novamente, determinava-se a permeabilidade hidráulica.

Após 480 h de operação, executou-se a limpeza química a fim de reduzir as incrustações presentes e a recuperação das propriedades iniciais dos módulos de membrana. Para isso, manteve-se a membrana, sob aeração, submersa em uma solução de hipoclorito 2,5% (massa por volume) por 12 h. Decorrido esse tempo de aeração, drenou-se a solução, enxaguou-se a membrana, em retrolavagem, com água da rede pública de abastecimento por 20 min. E, para garantir a remoção do hipoclorito das fibras da membrana, repetiu-se esse procedimento por três vezes.

Diante disso, o fluxo permeado foi monitorado para determinar o efeito da incrustação e a eficiência da retrolavagem no processo de microfiltração, a fim de avaliar a

influência desses parâmetros no desempenho dos módulos de membranas. Para isso, foram utilizados os seguintes indicadores:

- Porcentagem da queda do fluxo permeado (Pc): a razão entre o fluxo permeado no final de cada hora de operação e o fluxo permeado no início da operação ($t=0$), ocasionada pelas incrustações no módulo de membrana e representado pela equação 10.

$$Pc\% = \left(1 - \frac{J_{Pf}}{J_{Pi}}\right) * 100 \quad \text{Equação 10}$$

Em que:

Pc – porcentagem da queda do fluxo permeado (%)

J_{Pi} – fluxo permeado inicial ($L h^{-1} m^{-2}$)

J_{Pf} – fluxo permeado após 1 hora de operação ($L h^{-1} m^{-2}$)

- Recuperação do fluxo permeado (R_f): a razão entre o fluxo permeado depois da limpeza física e o fluxo permeado no início da operação ($t=0$), representado pela equação 11.

$$R_f = \left(1 - \frac{J_{Pw}}{J_{Pi}}\right) * 100 \quad \text{Equação 11}$$

Em que:

R_f – recuperação do fluxo permeado (%)

J_{Pi} – fluxo permeado inicial ($L h^{-1} m^{-2}$)

J_{Pw} – fluxo permeado depois da limpeza física ($L h^{-1} m^{-2}$)

No experimento A, trabalhou-se com aeração contínua ($100L h^{-1}$) nas fibras das membranas. Isso favoreceu a formação de espuma no efluente bruto e no final do processo (após 480 h de operação), em consequência, algumas fibras arrebentaram, reduzindo a vida útil da membrana. Assim, para o experimento B, optou-se por não utilizar aeração prolongada nos módulos de membranas, apenas no momento da retrolavagem de 20 min.

5.2.2.2. Osmose inversa

O módulo de membrana de osmose inversa, fabricado pela empresa FILMITEC, era composto por membrana plana e espiral, com área de filtração de $1,2 \text{ m}^2$. Segundo informação técnica, esse módulo apresenta rejeição de 99,5% para íons monovalentes como sódio e cloreto.

Para esse módulo, não era possível a realização de limpezas físicas, apenas a química. Assim, para evitar o entupimento dos poros e manter o bom funcionamento da membrana de OI, a MF deveria ser eficiente para a remoção de sólidos suspensos do efluente bruto.

O módulo de membrana de OI consistia em barreiras seletiva ao transporte, separando duas fases fluidas, o concentrado e o permeado. Estas fases consistiam a concentração de alimentação.

Trabalhou-se com a OI em regime batelada por 10 a 15h por dia. No entanto, esse regime dependia do volume de permeado produzido na MF. Esse módulo foi operado de duas maneiras diferentes, em relação à quantidade de recuperado (tratado). Na primeira, a membrana foi operada à pressão constante de $3,0 \pm 1,0$ bar com recuperação de 55% por 60 dias de operação. Já na segunda, a pressão foi alterada para $6,0 \pm 1,0$ bar e a recuperação aumentada para 90% com o mesmo período de duração.

Assim, monitorou-se a vazão do fluxo permeado e do concentrado. E a vazão da alimentação foi obtida pela soma dessas vazões. Determinou-se, assim, a porcentagem da queda do fluxo permeado do módulo de OI pela equação 10.

A permeabilidade hidráulica do módulo era avaliada antes de iniciar o tratamento e após 60dias de operação. Posteriormente, realizou-se a limpeza química com recirculação da solução alcalina de NaOH com pH 10 por 10min. Parava-se a recirculação e deixava-se a solução agir no interior do módulo por 10min. Repetiu-se esse procedimento por 10 vezes. E, novamente, a permeabilidade foi averiguada para determinar a eficiência da limpeza química, em relação à permeabilidade hidráulica do módulo.

5.2.2.3. Eficiência dos módulos de membrana na remoção dos poluentes e determinação da qualidade da água cinza tratada, em escala piloto

O monitoramento da qualidade das águas (afluente e efluentes da microfiltração e da osmose inversa) foi realizado a cada 120h de operação. Havia três pontos de coleta. Um se localizava no tanque de alimentação (T1), outro no tanque de acúmulo no reservatório do permeado da MF e alimentação da OI (T3) e o terceiro no tanque de água de reuso (T5). As condições de amostragem e de preservação das amostras obedeceram às recomendações pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995).

As amostras coletadas foram encaminhadas ao Laboratório de Gestão, Controle e Preservação Ambiental (LGCPA), no Departamento de Engenharia Química na Universidade Estadual de Maringá para as análises dos parâmetros físico-químicos, como pH, cor aparente, turbidez, sólidos suspensos totais e dissolvidos, DBO₅, nitrato, fósforo total, sulfato e enxofre. A metodologia para a determinação desses parâmetros é apresentada na Tabela 5.1 e no anexo A.

Já, para a análise da concentração de surfactante nas amostras foi realizado no Laboratório de Saneamento e Meio Ambiente, no Departamento de Engenharia Civil na Universidade Estadual de Maringá.

A eficiência de remoção (rejeição) desses parâmetros aos módulos de membranas foi determinada pela equação 9.

5.2.3. Etapa II – Validação dos testes preliminares em um sistema de tratamento instalado em unidade residencial unifamiliar

O sistema de tratamento de águas cinza foi operado continuamente por 100 dias. Para o pré-tratamento de microfiltração, utilizaram-se os dois módulos de membranas em paralelo com áreas de 0,5 e 1,0 m². E a retrolavagem (*backwashing*) foi automatizada e programada para ser realizada por 1 min a cada 30 min de filtração, para manter o fluxo permeado da MF

mais elevado. Por sua vez, a membrana de OI foi operada com a recuperação do permeado de 90%.

A qualidade do afluente e dos permeados da MF e da OI foi monitorada no vigésimo terceiro (23^o), quadragésimo (40^o), sexagésimo quinto (65^o) e centésimo (100^o) dia. Os parâmetros físicos e químicos, descrito no item 5.2.3, continuaram sendo avaliados. E os parâmetros biológicos, como coliformes fecais e termo tolerantes, foram determinados pela técnica dos tubos múltiplos semi-quantitativos e pela técnica de semeadura em superfície. Essas análises foram realizadas no Laboratório de Microbiologia Aplicada aos Produtos Naturais e Sintéticos, no Departamento de Ciências Básicas da Saúde, na Universidade Estadual de Maringá. A coleta microbiológica era realizada em frascos esterilizados para evitar a contaminação das amostras.

A eficiência de remoção (rejeição) desses parâmetros aos módulos de membranas, também, foi determinada pela equação 9. Assim como, a eficiência da limpeza física da MF e a saturação do módulo de membrana de OI no experimento.

5.2.4. Considerações sobre custos de instalação da unidade de tratamento estudado e sobre a redução nos custos pelo consumo da água

No período estudado (agosto de 2013 a abril de 2014), quantificou-se o consumo mensal de água na edificação, conforme a medida do hidrômetro geral. Com isso, estimou-se a geração diária de águas residuárias, obtida pela razão entre o consumo mensal de água e a quantidade de dias, durante o mês, em que houve consumo de água.

Os moradores catalogaram o número de descarga sanitária (meia e completa) acionada, diariamente, no período estudado. Com as informações técnicas das válvulas hidra (meia descarga consome 3L e a completa 6L), presentes na residência, e a frequência de uso dos sanitários pelos usuários, foram possíveis estimar a quantidade mensal de geração de águas negras.

Também, determinou-se o consumo de água utilizada na lavagem de calçadas. Isso ocorria duas vezes por semana. Quando isso ocorria, as outras atividades que exigiam o consumo de água eram proibidas. Assim, anotava-se o valor inicial e o final marcado no hidrômetro. Com a diferença desses valores determinava-se o consumo de água exclusivo para a lavagem de calçada.

Com a diferença entre o valor mensal de consumo de água potável e o valor da soma de águas negras geradas e a da lavagem da calçada, obteve-se a quantidade de águas cinza mensal gerada na residência. Dividindo esse número pela quantidade de dias em que houve consumo de água, foi possível estimar os valores diários das águas cinza.

O Método do Período de Retorno do Investimento (*payback*) foi utilizado para mensurar o tempo de retorno para recuperar o custo do investimento inicial para a aquisição da unidade de tratamento de reuso de águas cinza em estudo. Trata-se de um método econômico simples que se baseia apenas no valor do investimento inicial para a aquisição do equipamento utilizado e nas tarifas de consumo de água (nesse caso, tarifas de consumo de água para o estado do Paraná). Quanto ao método, não se consideraram os custos para a segregação da rede de esgoto e para a manutenção mensal dos módulos de membranas. Esse *payback* pode auxiliar na tomada de decisão e é calculado pela razão do valor do investimento e do valor do consumo de água mensal na edificação, segundo a equação 12.

$$PRI = \frac{VII}{12 * VBS} \quad \text{Equação 12}$$

Em que,

PRI – período de retorno do investimento (ano)

VII – valor do investimento inicial para a aquisição do equipamento de tratamento (reais)

VBS – valor de benefícios gerado pelo sistema (reais)

O investimento inicial para a aquisição do equipamento da unidade de tratamento de águas cinza com os módulos de membranas foi R\$ 68.300,00, valor fornecido pela empresa Pam Membranas Seletivas Ltda. Para a estimativa do retorno do investimento, o custo operacional do equipamento foi considerado único para quaisquer volumes de águas cinza

gerada em edificações para serem tratadas. A diferença no investimento para edificação unifamiliar ou multifamiliar estaria nos custos e nas quantidades de módulos de membranas de microfiltração e de osmose inversa, necessários para efetuar o tratamento das águas cinza.

Para estimar o valor de benefícios gerados pela implementação do sistema de reuso de água, utilizaram-se os valores de tarifa de água e de esgoto fornecidos pela SANEPAR (Companhia de Saneamento de Água do Paraná) em residências. Essas tarifas são progressivas, isto é, aumentam de acordo com o consumo, conforme a Tabela 5.5. Com o conhecimento dos valores do consumo de água e da geração de águas cinza em residências, é possível estimar a viabilidade econômica do sistema.

Tabela 5.5 - Tarifa de água e de esgoto aplicada pela SANEPAR

Consumo de água (m³)	Tarifa de água e de esgoto (R\$)
1 a 10	45,25
11 a 30	45,25 + (n-10)* 6,78
acima de 31	180,77 + (n-30)*11,57

n – volume de água consumido na edificação

* Fonte: SANEPAR, 2014

6. RESULTADOS E DISCUSSÃO

6.1. Parte I – Estudo em escala bancada

6.2. Caracterização do efluente bruto

Realizaram-se coletas na residência estudada para a caracterização do efluente, com o intuito de determinar os parâmetros físico-químicos e bacteriológicos das águas cinza. Na Tabela 6.1, encontram-se a média, o desvio padrão, o valor mínimo e o valor máximo de cada parâmetro avaliado.

Tabela 6.1 - Caracterização físico-química das águas cinza na edificação em estudo

Parâmetro	Unidades	n	média	mínimo	máximo
pH		15	8,46 ± 1,02	7,13	9,96
Turbidez	FAU	19	145 ± 89	42	358
Cor aparente	UNITS PtCoAPHA	17	704 ± 604	86	2310
DBO ₅	mg L ⁻¹	12	299 ± 239	15	811
DQO	mg L ⁻¹	19	1,1.10 ³ ± 1,7.10 ³	95,3	7,4;10 ³
Surfactante	mg L ⁻¹	8	29,9 ± 4,5	23	39
Série de nitrogênio					
Nitrogênio(N)	mg L ⁻¹	14	7,9 ± 4,4	0,7	17,6
Amônia (NH ₃)	mg L ⁻¹	14	9,6 ± 5,3	0,9	21,3
Nitrogênio nitrito (NO ₂ N)	mg L ⁻¹	12	0,84 ± 0,72	0,05	2,34
Nitrogênio nitrato (NO ₃ N)	mg L ⁻¹	12	3,36 ± 1,54	0,80	6,00
Série de enxofre					
Sulfato (SO ₄ ²⁻)	mg L ⁻¹	15	136 ± 109	27	375
Íon sulfeto (S ²⁻)	mg L ⁻¹	9	0,09± 0,10	0,02	0,33
Série de fósforo					
Íon fosfato (PO ₄ ³⁻)	mg L ⁻¹	17	1,75 ± 0,56	0,65	2,66
Fósforo (P)	mg L ⁻¹	17	0,57 ± 0,18	0,21	0,87
Sólidos suspensos					
Sólidos suspensos totais (SST)	mg L ⁻¹	16	345,9 ± 1022	30,0	4142,7
Sólidos suspensos fixos (SSF)	mg L ⁻¹	5	8,5 ± 9,5	2,0	27,0
Sólidos suspensos voláteis (SSV)	mg L ⁻¹	6	720,3 ± 1663,4	26,0	4115,7
Sólidos dissolvidos totais (SDT)	mg L ⁻¹	12	864 ± 561	296	2212
Coliformes termo tolerantes	UFC por 100mL	9	3,1.10 ⁴ ± 1,4.10 ⁴	2,5.10 ³	4,6.10 ⁴
Índice de densidade de sedimentos (SDI)	-	6	5,8 ± 0,5	5,0	6,5

n = Número de amostras avaliadas

Observa-se na Tabela 6.1 que as características das águas cinza variaram significativamente em sua qualidade física, química e bacteriológica. Isso foi decorrente de fatores como a fonte geradora do efluente, os hábitos familiares e os produtos químicos usados no ambiente doméstico (por exemplo, detergentes, sabões, xampus). Essas flutuações na qualidade desse efluente podem influenciar o tratamento em processo contínuo, devido aos períodos significativos de geração de águas cinza que podem variar de zero a alto fluxo, e oscilação na quantidade de carga orgânica.

O pH das águas cinza (7,13 a 9,96) é mais alcalino do que o das águas residuárias domésticas (6,7 a 8,0), conforme apresentado na literatura por Von Sperling (2005). A diferença apresentada entre esses efluentes se refere, principalmente, ao fato de que os produtos químicos utilizados na lavanderia estão mais concentrados nas águas cinza do que nas águas residuárias domésticas, o que eleva o pH dessas águas cinza. Os resultados obtidos para a água cinza gerada na residência objeto desse estudo foram semelhantes aos encontrados na literatura, como aqueles reportados por Zabrocki *et al.* (2005), Friedler (2004) e Ledin *et al.* (2001), os quais encontraram valores de pH entre 6,7 e 8,5, 7,5 e 8,2, 5 e 10, respectivamente.

Salienta-se que partículas de alimentos e de terra, fluidos de animais crus da pia da cozinha, cabelo, areia, e fibras de roupas são exemplos de fontes de material sólido que misturados aos produtos de limpeza, na maioria das vezes, dão uma configuração turva à água cinza. Assim, a determinação da turbidez e dos sólidos suspensos totais é importante para indicar o conteúdo de partículas e de colóides que podem induzir ao entupimento de instalações de transporte e tratamento desses efluentes.

Além disso, esses materiais, em suspensão, conferem um aspecto desagradável ao efluente e servem de abrigo para microrganismos, podendo ocasionar rejeição por parte dos usuários no caso de reuso sem tratamento.

Observou-se, também, que os valores de turbidez (145 FAU) e de sólidos suspensos totais (345,9 mg L⁻¹), presentes na água cinza, foram semelhantes aos valores citados na literatura. Para Ledin *et al.* (2001), os valores de turbidez variaram de 14 a 370 UNT e para Eriksson *et al.* (2002), as concentrações de sólidos suspensos totais variaram de 17 a 330 mg L⁻¹.

A concentração de sólidos dissolvidos totais (por exemplo, sódio, cálcio, magnésio, compostos de sal de potássio e outros) foi resultado direto do tipo de produtos e alimentos consumidos pelos moradores da edificação em estudo. Uma grande parte dos SDT é proveniente dos detergentes, que variam consideravelmente em seu teor de íons, com uma variação de 296 a 2212 mg L⁻¹.

As concentrações de surfactante encontradas nas águas cinza variaram de 23 a 39 mg L⁻¹ e foram, em média, superiores às concentrações encontradas em esgoto doméstico bruto. Esses tensoativos aniônicos foram as substâncias mais abundantes no efluente em estudo por serem derivados de agentes de limpeza, como detergentes em pó e líquido. Assim, são rejeitadas em grande quantidade no efluente doméstico. Quando lançados nos corpos d'água, causam impactos negativos e sua presença nos efluentes reduz fortemente o desempenho das estações de tratamento de esgotos domésticos nos processos biológicos.

A presença desses tensoativos no efluente em estudo, segundo Eriksson *et al.* (2002), pode causar a estabilização da fase sólida, devido à adsorção dos surfactantes nas superfícies coloidais, reduzindo a eficiência do tratamento com membranas por causa da sedimentação dessas partículas. E, para Wiel-Shafran *et al.* (2006), outro aspecto negativo dos surfactantes, quando lançados diretamente no solo pela irrigação, é a criação de solos repelentes à água, afetando, por conseguinte, os seus padrões de fluxo e de produtividade. Diante disso, a importância da remoção dos tensoativos no tratamento das águas cinza.

Ao analisar a presença de sólidos suspensos fixos (SSF) e voláteis (SSV) na água cinza gerada na edificação estudada, pode-se afirmar que a quantidade de SSV foi maior se comparada ao SSF. Isso indicou maior concentração dos componentes orgânicos dos sólidos em suspensão do que minerais, não incineráveis e inertes.

A razão entre os parâmetros indicadores de matéria orgânica, medidas pelas concentrações de DQO e DBO para o efluente estudado foi de 3,8 (DQO/DBO), maior que a do esgoto doméstico que é, em geral, 2,2 (METCALF, 2003). A principal razão dessa diferença pode ser devida à natureza concentrada das águas cinza em produtos químicos utilizados em residências, como detergentes e produtos de limpeza. Isso é indício da limitação dos processos biológicos para o tratamento de águas cinza e favorece o processo de investigação de opções de tratamento não biológico.

As concentrações de matéria orgânica, medidas em termos de DQO determinadas na água cinza gerada na edificação em estudo, ficaram na faixa de 95,3 a $7,4 \cdot 10^3 \text{ mg L}^{-1}$. Esses valores foram semelhantes àqueles reportados na literatura, 13 a $8 \cdot 10^3 \text{ mg L}^{-1}$, como citado por ERIKSSON *et al.* (2002).

As concentrações de compostos nitrogenados em águas cinza foram inferiores as usualmente encontradas em esgoto doméstico bruto. Neste, o nitrogênio presente está quase todo combinado em forma de proteína e de ureia. Já a concentração de nitrogênio nas águas cinza foi mais baixa, pois provém dos produtos de limpeza doméstica, dos alimentos processados na cozinha, do costume de urinar na hora do banho e do uso de xampus, cuja formulação pode conter queratina e proteínas do leite.

De acordo com Zabrocki e Santos (2005), os valores da concentração de nitrogênio amoniacal e de nitrogênio na forma de nitrato em águas cinza são da ordem de 1 a $25,4 \text{ mg L}^{-1}$ e 0,1 a $0,8 \text{ mg L}^{-1}$, respectivamente. Os valores das concentrações de nitrogênio determinados no presente trabalho foram semelhantes àqueles reportados na literatura.

Já para o fósforo, sua principal fonte são os detergentes, principalmente em locais onde é permitido o uso de detergente contendo fosfato. Observa-se na Tabela 6.1, que o valor da concentração de fósforo, variou de $0,57 \pm 0,18 \text{ mg L}^{-1}$, valores estes acima da concentração máxima permitida de $0,1 \text{ mg L}^{-1}$ exigida pela Agência Nacional de Águas do Brasil para a água de reuso da classe 1. Dessa forma, é necessário fazer um tratamento da água cinza, para minimizar a proliferação de algas e filmes biológicos, que tende a formar depósitos em tubulações, peças sanitárias, reservatórios e tanques.

O fósforo e o nitrogênio, entretanto, são os nutrientes mais usados no Brasil na agricultura. Assim, nem sempre é desejada a remoção desses constituintes, no caso da utilização do efluente tratado para irrigação. Pode ser viável a preservação desses compostos, porquanto, em dosagens adequadas, são nutrientes para a cultura irrigada. No aspecto econômico, haverá maior rentabilidade pela diminuição do uso de fertilizantes comerciais.

A relação média de $\text{DBO}_5 : \text{N} : \text{P}$ foi de 100 : 2,5 : 0,2 para as águas cinza estudadas. Para Von Sperling (2005), essa relação teria que ser de 100 : 5 : 1 para o tratamento biológico ser eficiente. Isso mostrou a deficiência de nitrogênio e fósforo no efluente, sendo necessária a adição de macronutrientes para poder atingir a eficiência do tratamento biológico. Esse foi

outro motivo, por se optar em tratar o efluente bruto apenas pelo processo de separação com membranas.

Coliformes termo tolerantes são um indicativo da presença de coliformes fecais. Estes são microrganismos que crescem tipicamente no intestino de animais de sangue quente (incluindo os humanos). Uma alta contagem de coliformes fecais é indesejável. Isso se deve à probabilidade de desenvolver infecções nos usuário por meio do contato com o esgoto. Os níveis típicos de coliformes termo tolerantes encontrados no esgoto bruto, foram na ordem de 10^6 a 10^8 UFC por 100mL.

Segundo Jame *et al.* (2010), os agentes patogênicos são encontrados nas fezes presentes nas águas negras, o que gera risco de infecção. Mas, pelo fato de as águas cinza não conterem fezes, o elevado número de bactérias fecais é favorecido, devido à quantidade de compostos orgânicos presentes no efluente bruto, o que permite a proliferação.

Observou-se a presença de microrganismos nas águas cinza em estudo, cuja concentração ficou na ordem de 10^4 UFC por 100 mL de coliformes termo tolerantes. Esse parâmetro foi similar aos reportados na literatura por Peters (2006), $7,3 \cdot 10^4$ UFC por 100 mL e por Zabrocki e Santos (2005) $9,4 \cdot 10^5$ UFC por 100 mL. Os coliformes termo tolerantes foram provenientes da lavagem de roupas e da higiene pessoal.

O SDI do efluente bruto foi igual a $5,8 \pm 0,5$. Para esse valor, segundo a metodologia utilizada, as águas cinza bruta devem sofrer um pré-tratamento adequado para a remoção de SST para evitar o entupimento irreversível do módulo de membrana espiral de osmose inversa quando a unidade de tratamento das águas cinza for operada continuamente em escala piloto.

Diante disso, optou-se por trabalhar em escala bancada com o módulo de membrana de microfiltração, com intuito de encontrar o melhor módulo de membrana e a melhor condição de operação para a instalação desse módulo na escala piloto.

6.2.1. Estudo do processo em módulos de membranas em escala bancada

6.2.1.1. Caracterização dos módulos de membranas

Antes de realizar a caracterização dos módulos de membranas, estes foram submetidos à limpeza química, com solução de hipoclorito de sódio 0,1%, por cerca de 6 h, para eliminar as possíveis contaminações de microrganismo na superfície das fibras oca e de partículas aderidas nos poros dos módulos de membrana. Os valores obtidos da permeabilidade hidráulica são apresentados na Tabela 6.2.

Tabela 6.2 - Permeabilidade hidráulica dos módulos avaliados ($\text{L h}^{-1} \text{m}^2 \text{bar}^{-1}$)

Módulo de membrana	Densidade de empacotamento $\text{m}^2 \text{m}^{-3}$	Permeabilidade hidráulica ($\text{L h}^{-1} \text{m}^2 \text{bar}^{-1}$)			
		Fabricante	R^2	Experimental	R^2
A	300	-	-	161,2	0,993
B	500	90,0	0,860	127,8	0,999
C	800	134,2	0,855	147,8	0,994
D	1000	118,5	0,954	309,1	0,996

A diferença entre os valores das permeabilidades hidráulicas fornecidas pelo fabricante e experimentalmente devia ser função da temperatura ambiente, das características físicas e químicas da água microfiltrada, como viscosidade e concentração de íons.

Posteriormente, determinou-se a pressão crítica de cada módulo de membrana, apresentada na Tabela 6.3 e na Figura 6.1.

Tabela 6.3 – Pressão crítica dos módulos de membranas

Módulo de membrana	Densidade de empacotamento ($\text{m}^2 \text{m}^{-3}$)	Pressão crítica (bar)
A	300	0,12
B	500	0,15
C	800	0,20
D	1000	0,25

Nota-se que a pressão crítica foi proporcional à área de filtração, ou seja, quanto menor a densidade de empacotamento, menor a pressão crítica. Diante desses valores, foram fixadas as pressões (0,08, 0,10 e 0,15bar) a serem trabalhadas nos experimentos de bancadas.

Os dados experimentais da Figura 6.1 correspondem a média de 5 pontos determinados durante os 5min de operação para cada pressão considerada. A Figura 6.1 mostra que houve uma relação linear positiva entre o fluxo permeado e a PTM, tanto para água deionizada como para águas cinza, ou seja, o aumento da pressão houve o aumento do fluxo permeado. Essa relação foi menos acentuada quando se trabalhou com o efluente bruto do que quando se trabalhou com água deionizada. Isso ocorreu pelo acúmulo de sólidos na superfície da membrana, quando as águas cinza estavam sendo microfiltradas. A taxa de aumento do fluxo de águas cinza foi 12% menor do que para a água deionizada no módulo A, de 22% para o módulo B, 30% para o módulo C e 40% para o módulo D. Portanto, quanto maior a densidade de empacotamento do módulo, maior foi essa diferença em relação ao aumento do fluxo permeado.

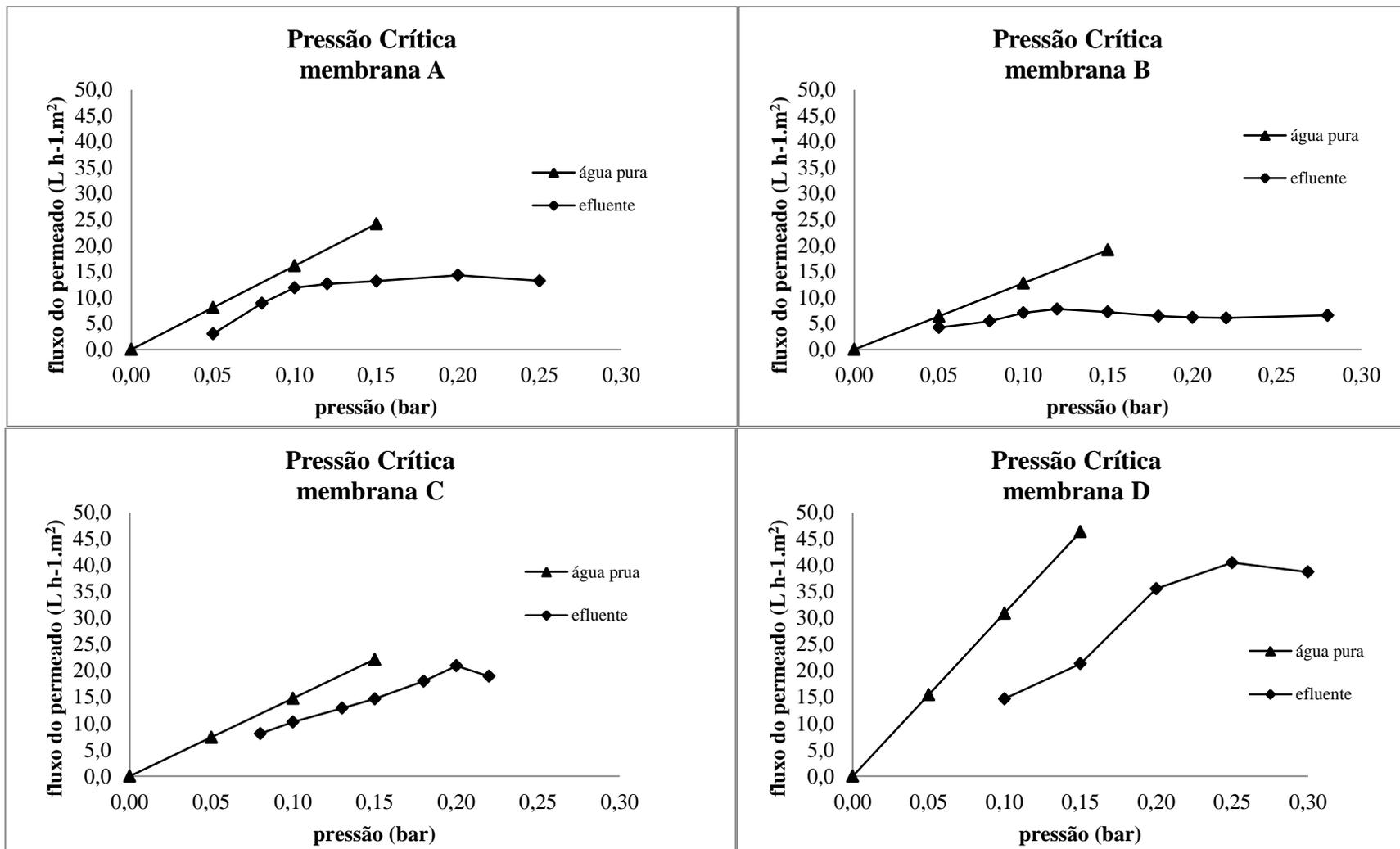


Figura 6.1- Pressão crítica dos módulos de membrana de microfiltração

6.2.2. Estudo do fluxo permeado para condições hidrodinâmicas pré-estabelecidas (pressão e aeração) para as membranas de microfiltração

A incrustação representa um problema para a exploração de todos os sistemas de membrana e resulta em uma diminuição do fluxo permeado com o tempo durante a operação, quando os outros parâmetros operacionais, tais como pressão, temperatura e concentração da alimentação, são mantidos constantes.

Os resultados obtidos durante o período de monitoramento do fluxo permeado durante 100 min para cada módulo de membrana nas condições hidrodinâmicas pré-estabelecidas (pressão) estão apresentados na Figura 6.2.

A Figura 6.2 mostra que houve uma queda mais acentuada no fluxo permeado nos primeiros 15 min de filtração. Após esse período, todos os fluxos, gradualmente, atingiram valores estáveis independente da PTM.

Nos primeiros 15 min, a queda abrupta do fluxo permeado ocorreu devido ao acúmulo de partículas sobre a membrana. Isso foi decorrente da formação da camada de polarização de concentração, cujas propriedades podem evoluir ao longo da operação. Assim, para recuperar as características iniciais da membrana, foi necessária uma parada na filtração, seja pela anulação da pressão transmembrana, ou pela substituição da solução por água limpa.

E, após os 15 min de monitoramento, o fluxo permeado diminuiu lentamente e estabilizou-se. Isso ocorreu devido ao bloqueio dos poros pela adsorção de partículas na superfície externa ou no interior dos poros da membrana, dificultando a passagem do permeado, o qual gerou as incrustações nos módulos de membrana.

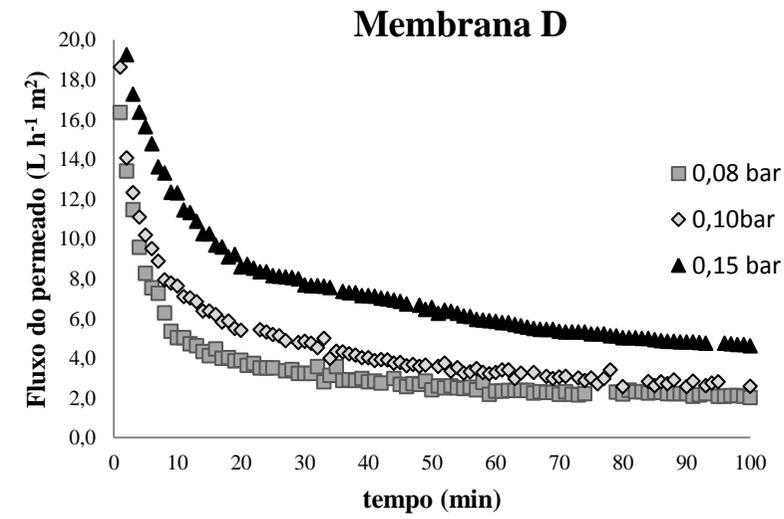
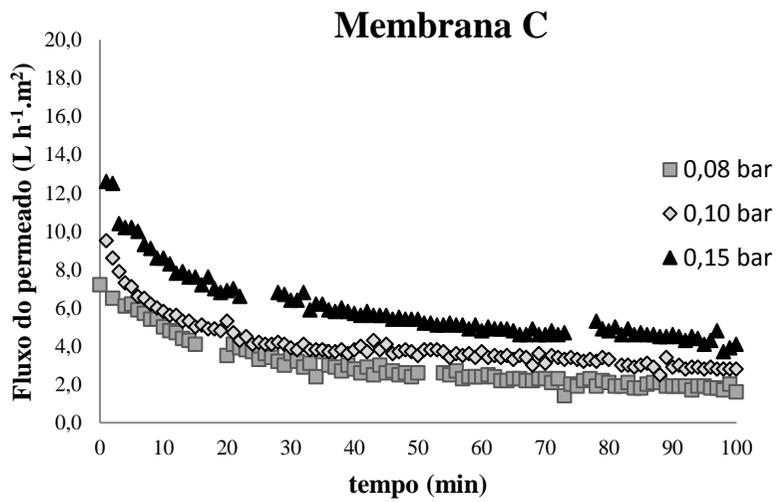
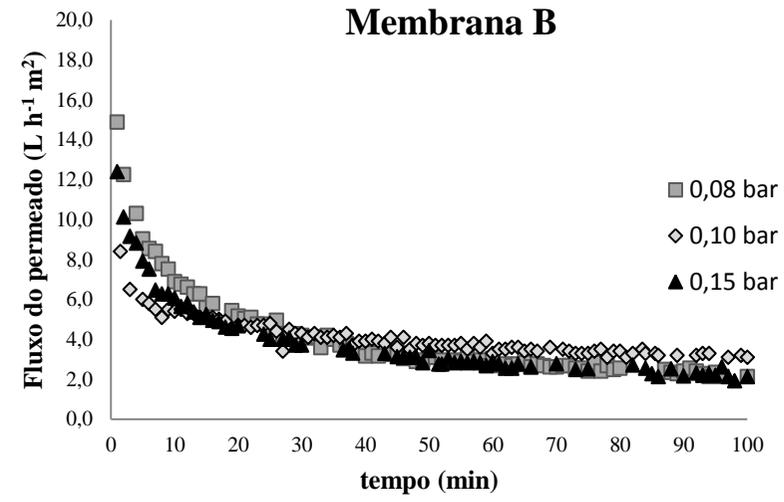
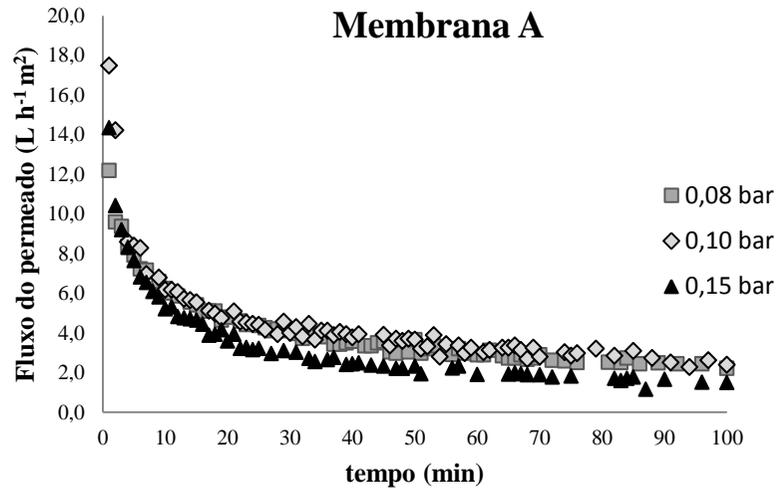


Figura 6.2 - Fluxo permeado para os módulos de membranas de microfiltração

Para os testes realizados no módulo A (densidade de empacotamento $300 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$), os fluxos permeados reduziram 75%, 78% e 85%, no módulo B (densidade de empacotamento $500 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$), essas reduções foram de 80%, 50% e 77%, no módulo C (densidade de empacotamento $800 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$), foram de 71%, 64% e 63%; e no módulo D (densidade de empacotamento $1000 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$), 82%, 80% e 74%, para as pressões 0,08, 0,10 e 0,15 bar, respectivamente. Observou-se que, devido ao aumento da força motriz (pressão) através da membrana, houve maior diminuição do fluxo inicial e final do permeado nos experimentos para o módulo A. Já, para os módulos B, C e D não foram possíveis obter essa relação. Isso pode ter sido provocado pela oscilação da temperatura ambiente no momento dos experimentos que pode ter alterado o fluxo permeado inicial. Isso será discutido mais adiante.

A diminuição acentuada do fluxo permeado nos testes realizados com os módulos de MF em 100 min de operação pode interferir no desempenho do tratamento em processo contínuo na escala piloto, devido às incrustações ocorridas nas fibras ocas. Mas, se a microfiltração for intercalado com pulsos de retrolavagem, seria possível a recuperação do fluxo permeado. Isso foi constatado no término de cada experimento. Foi realizado a retrolavagem de 1min, sendo possível a recuperação total do fluxo permeado, Somente para o experimento com módulo de membrana A (densidade de empacotamento $300 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$) com pressão 0,15 bar, isso não foi possível, sendo necessária a limpeza química com solução básica para a recuperação do fluxo permeado, sendo economicamente inviável em escala real.

Para minimizar essas partículas aderidas na superfície das fibras ocas, aplicou-se a aeração (30 L h^{-1} e 50 L h^{-1}) para cada pressão pré-definida para averiguar se haveria alguma alteração na queda do fluxo permeado durante os 100 min de operação. O fornecimento de ar na parte inferior dos módulos de membranas teve o objetivo de provocar a turbulência transiente na superfície da membrana, aumentando o fenômeno de transporte de partículas para o seio do reator. O desprendimento dessas partículas ocorreu pela vibração das fibras. A turbulência, proveniente de agitação, desorganizou a concentração de solutos na superfície da membrana e a redução da espessura da camada limite. Trata-se de um método simples e efetivo para minimizar o efeito da polarização da concentração. Os dados estão apresentados na Tabela 6.4.

Tabela 6.4– Fluxo permeado inicial e final para os módulos de membranas

Pressão (bar)	Aeração (L h ⁻¹)	Fluxo permeado (L h ⁻¹ m ⁻²)		Diferença do fluxo permeado (L h ⁻¹ m ⁻²)	Incrustação (%)
		Inicial *	Final **		
Módulo (densidade de empacotamento 300m² m⁻³)					
0,08	0	9,5	2,4	7,1	75%
	30	9,8	2,4	7,4	76%
	50	9,9	2,8	7,1	72%
0,10	0	11,4	2,5	8,9	78%
	30	5,7	3,2	2,5	44%
	50	6,0	3,1	2,9	48%
0,15	0	10,0	1,5	8,5	85%
	30	15,2	3,8	11,4	75%
	50	17,4	4,5	12,9	74%
Módulo B (densidade de empacotamento 500m² m⁻³)					
0,08	0	11,0	2,2	8,8	80%
	30	3,9	2,0	1,9	49%
	50	4,5	2,4	2,1	47%
0,10	0	6,4	3,2	3,2	50%
	30	8,4	3,7	4,7	56%
	50	5,7	2,5	3,2	56%
0,15	0	9,7	2,2	7,5	77%
	30	9,3	4,4	4,9	53%
	50	9,3	4,6	4,7	51%
Módulo C (densidade de empacotamento 800m² m⁻³)					
0,08	0	6,2	1,8	4,4	71%
	30	14,6	5,8	8,8	60%
	50	4,9	2,7	2,2	45%
0,10	0	8,1	2,9	5,2	64%
	30	13,8	3,7	10,1	73%
	50	6,8	3,2	3,6	53%
0,15	0	11,2	4,2	7,0	63%
	30	11,2	5,3	5,9	53%
	50	19,6	6,9	12,7	65%
Módulo D (densidade de empacotamento 1000m² m⁻³)					
0,08	0	11,8	2,1	9,7	82%
	30	9,8	3,7	6,1	62%
	50	5,4	2,9	2,5	46%
0,10	0	13,3	2,7	10,6	80%
	30	10,3	6,4	3,9	38%
	50	13,4	7,2	6,2	46%
0,15	0	18,3	4,7	13,6	74%
	30	16,4	9,8	6,6	40%
	50	26,6	11,5	15,1	57%

* média dos cinco primeiros minutos do fluxo permeado

** média dos últimos dez minutos do fluxo permeado

Observa-se na Tabela 6.4 que mesmo com a aeração nas fibras das membranas, houve a redução do fluxo permeado. Isso ocorreu em função das características do efluente a ser tratado e, também, das propriedades físicas do módulo de membrana, como distribuição dos poros nas fibras da membrana, o que justifica a variabilidade nos fluxos permeados.

Outro fator relevante foi a formação de espuma no momento da aeração em alguns efluentes a serem tratados, como fonte de erros aleatórios. A aeração nos experimentos reduziu minimamente a queda do fluxo permeado.

Testes realizados no módulo de membrana A (empacotamento $300 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$) com pressão de 0,08 bar, em diferentes condições de aeração, não apresentou diferença significativa na diminuição do fluxo permeado, de 75%, ($9,5$ a $2,4 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$), 76% ($9,8$ a $2,4 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$) e 72% ($9,9$ a $2,8 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$) para os experimentos sem aeração e aeração de 30 L h^{-1} e 50 L h^{-1} , respectivamente. Entretanto, para a pressão de 0,10 bar, a aeração auxiliou na remoção das partículas da superfície, diminuindo o efeito da incrustação para 44% ($5,7$ a $3,2 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$) e 48% ($6,0$ a $3,1 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$), com aeração de 30 L h^{-1} e 50 L h^{-1} , respectivamente. Já para a pressão 0,15 bar, a incrustação continuou acentuada. Isso pode ser justificado pelo fato de a pressão de sucção ser superior à pressão crítica (0,12 bar), encontrada no módulo A, o que provocou maior entupimento nos poros das fibras das membranas.

No módulo de membrana B, com empacotamento $500 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$, verificou-se que a aeração foi mais favorável para os experimentos com pressão de 0,08 bar e de 0,15 bar. Isso pode ser justificado pela redução do fluxo permeado de $8,8 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ para 1,9 e $2,1 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ e de $7,5 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ para 4,9 e $4,7 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ para essas pressões e para a aeração 30 L h^{-1} e 50 L h^{-1} , respectivamente, se comparado aos testes sem aeração nas mesmas condições de pressão. Entretanto, para a pressão de 0,10 bar, a aeração não minimizou a queda do fluxo permeado. Esta foi $3,2$, $4,7$ e $3,2 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ para testes sem aeração e com aeração de 30 L h^{-1} e de 50 L h^{-1} , respectivamente.

Já, para o módulo C (empacotamento $800 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$), a pressão de 0,08 bar teve a queda do fluxo permeado de 4,4, $8,8$ e $2,2 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ para os testes sem aeração e com aeração de 30 L h^{-1} e 50 L h^{-1} ; respectivamente. A pressão de 0,10 bar foi de 5,2, 10,1 e $3,6 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ para os testes sem aeração e com aeração de 30 L h^{-1} e 50 L h^{-1} ,

respectivamente. E para a pressão de 0,15 bar foi de 13,6, 6,6 e 15,1 L h⁻¹ m⁻² para os testes sem aeração e com aeração de 30 L h⁻¹ e 50 L h⁻¹, respectivamente. Diante desses resultados, pode-se afirmar que houve divergência nos resultados, não apresentando relação entre a pressão, a aeração e a queda do fluxo permeado. Isso pode ter ocorrido devido à variabilidade das águas cinzas, como a concentração de sólidos suspensos na alimentação, que pode ter afetado a difusividade da solução de alimentação, ocasionando uma maior variação dos fluxos iniciais e finais.

Para o módulo D (empacotamento 1000 m² m⁻³), a aeração nas fibras de membrana reduziu a espessura da camada polarizada, o que desfavoreceu a diminuição do fluxo permeado nos experimentos realizados nas condições pré-estabelecidas, como ocorreu nos experimentos com pressões de 0,08 bar e 0,10 bar. Observa-se, também, que os experimentos com a pressão 0,10 bar e 0,15 bar e a aeração de 30 L h⁻¹ apresentaram redução de 42% (10,6 a 3,9 L h⁻¹ m⁻²) e 34% (13,6 a 6,6 L h⁻¹ m⁻²), respectivamente, se comparados aos testes sem aeração nas mesmas pressões.

Diante dessas divergências nos resultados da queda do fluxo permeado em relação à pressão e à aeração, foi realizada a análise estatística, para avaliar a influência desses fatores na variável resposta (diminuição do fluxo permeado).

6.2.2.1. Avaliação estatística da queda do fluxo permeado em relação às condições pré-estabelecidas

A incrustação foi determinada pela diferença entre o fluxo permeado da água e do efluente nas condições hidrodinâmicas estudadas. Com as réplicas desses experimentos em bancada para os módulos de membrana de microfiltração B (empacotamento 500 m² m⁻³), C (empacotamento 800 m² m⁻³) e D (empacotamento 1000 m² m⁻³), realizou-se uma análise estatística para definir o melhor módulo de membrana e as melhores condições hidrodinâmicas a serem aplicados na escala piloto. A Tabela 6.5 apresenta os valores das incrustações nas condições pré-estabelecidas.

Para o módulo A, com densidade de empacotamento $300 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$, não foi realizado a análise estatística. Como a pressão crítica foi de 0,12 bar, determinada anteriormente, nos experimentos realizados com a pressão 0,15 bar, observou-se que o fenômeno da incrustação foi mais acentuado, não sendo possível a recuperação da permeabilidade hidráulica da membrana pelo processo de retrolavagem, sendo necessária, assim, a limpeza química com solução básica. Em razão disso, o custo operacional de módulo em escala real seria mais elevado.

Tabela 6.5 – Média da diferença do fluxo permeado da água e do efluente nas condições pré-estabelecidas para os módulos B, C e D.

Média da diferença do fluxo permeado da água e do efluente ($\text{L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$)					
Módulo	Densidade de empacotamento ($\text{m}^2 \text{ m}^{-3}$)	Pressão (bar)	Aeração		
			zero	30L h⁻¹	50L h⁻¹
B	500	0,08	9,9	8,6	2,3
			4,9	4,4	2,4
		0,10	8,7	6,8	5,1
			5,9	8,4	4,2
		0,15	11,1	21,1	10,2
			12,4	12,9	9,0
C	800	0,08	20,8	9,8	9,4
			18,7	3,8	5,0
		0,10	9,3	12,4	7,8
			3,1	6,6	4,2
		0,15	25,1	23,6	9,7
			21,2	20,4	8,6
D	1000	0,08	22,8	20,3	10,6
			11,2	7,7	4,9
		0,10	31,6	26,5	20,4
			16,6	14,9	8,9
		0,15	45,8	38,5	30,9
			9,6	5,5	4,8

Para verificar se houve diferenças significativas entre as médias dos tratamentos, realizou-se uma Análise de Variância (ANOVA). Para satisfazer a suposição de homoscedasticidade, aplicou-se a função logarítmica na variável resposta. A Tabela 6.6 apresenta os resultados obtidos nessa análise.

Tabela 6.6 - Análise de Variância das incrustações dos módulos de membranas

fatores	GL	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Valor F	Pr > F
x_1	2	3,87	1,94	5,74	0,01
x_2	2	3,78	1,89	5,61	0,01
x_3	2	2,88	1,44	4,28	0,02
x_1x_2	4	2,68	0,67	1,99	0,13
x_1x_3	4	0,31	0,08	0,23	0,92
x_2x_3	4	0,42	0,11	0,31	0,87
$x_1x_2x_3$	8	0,50	0,06	0,18	0,99
Resíduos	27	9,10	0,34	-	-

Os resultados apresentados na Tabela 6.6 mostram que todos os fatores foram relevantes, ou seja, houve diferenças significativas entre a queda média de fluxo em pelo menos um nível dos fatores membrana, pressão e aeração.

Entretanto, não houve nenhuma interação significativa entre os fatores. Assim, as variáveis membrana (x_1), pressão (x_2) e aeração (x_3) são independentes e o modelo a ser ajustado é representado pela equação 13.

$$Y = \beta_0 + \beta_1x_1 + \beta_2x_2 + \beta_3x_3 + \varepsilon. \quad \text{Equação 13}$$

Para identificar quais níveis dos fatores interferiram na média da diferença do fluxo permeado da água e do efluente, realizou-se o teste de Tukey com 5% de significância, representado nas Tabelas 6.7, 6.8 e 6.9.

Tabela 6.7 - Teste de Tukey com 5% de significância às densidades de empacotamento dos módulos de membranas

Nível do fator	Média	Grupo
1000	14,34	a
800	10,02	ab
500	7,45	b

Tabela 6.8 - Teste de Tukey com 5% de significância à aeração

Nível do fator	Média	Grupo
0,15	14,67	a
0,10	9,33	ab
0,08	7,83	b

Tabela 6.9– Teste de Tukey com 5% de significância à pressão

Nível do fator	Média	Grupo
0	12,90	a
30	11,12	ab
50	7,46	b

As letras diferentes nas Tabelas 6.7, 6.8 e 6.9 mostram que houve diferenças entre os níveis. Constatou-se que o nível de empacotamento de membrana $1000 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ foi significativamente diferente do empacotamento $500 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$. Este apresentou, em média, a menor diferença do fluxo permeado da água e do efluente, porém, não é significativamente diferente ao empacotamento $800 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$.

Nos experimentos, com pressão de 0,15bar, houve a maior diferença do fluxo permeado da água e do efluente e nos de 0,08 bar, houve a menor diferença do fluxo permeado da água e do efluente. Porém, não houve diferença significativa para a pressão de 0,10 bar.

Já, para a aeração, a menor diferença do fluxo permeado da água e do efluente encontrada foi para aeração de 50 L h^{-1} , porém não significativamente diferente para a aeração de 30 L h^{-1} .

Assim, o módulo de membrana de microfiltração com densidade de empacotamento de $500 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ e de $800 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ e com a presença de aeração e pressões baixas (inferiores a 0,1 bar) apresentaram os melhores resultados em relação à diferença do fluxo permeado da água e do efluente. Essas condições serão aplicados na escala piloto.

Com objetivo de ajustar o modelo para predição, realizou-se uma regressão linear com esses fatores. Dessa forma, as estimativas dos coeficientes estão apresentadas na Tabela 6.10.

Tabela 6.10 - Dados das estimativas dos coeficientes

	Estimativa	Erro Padrão	Valor t	Pr> t
Intercepto	0,6312	0,3909	1,62	0,1127
x_1	0,0013	0,0003	3,73	0,0005
x_2	8,9880	2,4016	3,74	0,0005
x_3	-0,0104	0,0034	-3,04	0,0037

Portanto, o modelo ajustado é representado pela equação 14.

$$Y = \exp(0,6312 + 0,0013 * x_1 + 8,988 * x_2 - 0,0104 * x_3). \quad \text{Equação 14}$$

Constatou-se que, dentre os fatores analisados, o fator que mais interferiu na diferença do fluxo permeado da água e do efluente, devido às incrustações dos poros das membranas, foi a força motriz (pressão) aplicada ao módulo para succionar o efluente. As características dos módulos de membrana e a aeração interferiram muito pouco, de forma até insignificante, quando comparados à pressão.

Essas incrustações dos módulos de microfiltração podem aumentar os custos operacionais, pelo aumento da pressão necessária para manter o fluxo permeado, pela limpeza química da membrana ou pela substituição do módulo de membrana em caso de incrustação irreversível.

Concluiu-se que a membrana não representou meramente um elemento passivo no sistema, mas um elemento funcional cujo desempenho dependia da composição química dos solutos, da quantidade de sólidos existentes nas águas cinza e da pressão sucção aplicada ao módulo de membrana.

6.2.2.2. Interferência da temperatura, da pressão e da aeração no fluxo permeado inicial

O aumento da pressão acarretou o aumento do fluxo permeado, devido ao aumento da força motriz sobre as fibras das membranas para succionar o efluente, como consequência, o aumento da camada de polarização e das incrustações.

Entretanto, em alguns experimentos não houve essa relação entre a pressão e o fluxo permeado. Assim, novos testes foram realizados para averiguar essa divergência. Relacionaram-se a temperatura ambiente, a pressão, a aeração e o fluxo permeado inicial para cada módulo de membrana em estudo. Esses dados estão apresentados na Tabela 6.11.

Tabela 6.11 - Fluxo permeado inicial e a temperatura nas condições pré-fixadas

Módulo	Densidade de empacotamento (m ² m ⁻³)	Aeração (L h ⁻¹)	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Fluxo permeado inicial* (L h ⁻¹ m ⁻²)
A	300	0	0,08	29	9,5
			0,10	28	10,0
			0,15	29	11,4
		30	0,08	24	8,0
			0,10	24	9,0
			0,15	32	15,2
		50	0,08	24	6,0
			0,10	26	9,9
			0,15	33	17,4
B	500	0	0,08	20	5,2
			0,10	21	7,7
			0,15	20	8,7
		30	0,08	24	6,1
			0,10	22	7,3
			0,15	18	6,2
		50	0,08	24	4,8
			0,10	24	7,2
			0,15	24	9,6
C	800	0	0,08	30	12,6
			0,10	14	2,7
			0,15	20	8,3
		30	0,08	20	3,2
			0,10	28	12,9
			0,15	25	12,5
		50	0,08	18	3,2
			0,10	21	8,2
			0,15	23	10,3
D	1000	0	0,08	23	7,9
			0,10	23	9,9
			0,15	27	15,9
		30	0,08	30	14,6
			0,10	25	11,5
			0,15	20	8,1
		50	0,08	32	16,3
			0,10	28	13,3
			0,15	20	8,2

* média dos cinco primeiros minutos do fluxo permeado

Para o módulo de membrana A, com ou sem aeração, a temperatura dos 9 testes variou de 24° a 33°C e o fluxo permeado, de 6,0 a 17,4 L h⁻¹ m⁻², nas pressões pré-estabelecidas. Os menores fluxos iniciais 9,5 L.h⁻¹.m⁻², 8,0 L.h⁻¹ m⁻² e 6,0 L h⁻¹ m⁻²

foram encontrados para a pressão de 0,08 bar, com os testes sem aeração, 30 L h^{-1} e 50 L h^{-1} , respectivamente. Esses fluxos decresceram em função da temperatura que também diminuiu de 29°C , 25°C e 23°C , uma vez que a pressão manteve-se constante e a aeração não interferiu. Já, nos testes realizados com a pressão de 0,10 bar, a temperatura média foi $26 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$ e o fluxo inicial médio $9,6 \pm 0,4 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$. Para a pressão de 0,15 bar, a temperatura média foi de $31 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$, e o fluxo permeado de $14,7 \pm 2,5 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$.

Para o módulo B, os testes sem aeração e com aeração de 50 L h^{-1} foram realizados em temperatura de $24 \pm 1 \text{ }^\circ\text{C}$ e $22 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$, respectivamente, a pressão variou linearmente com o fluxo permeado inicial. Já os testes com aeração de 30 L h^{-1} , as temperaturas e as pressões foram 27°C e 0,08 bar, 23°C e 0,10 bar e 18°C e 0,15 bar, e o fluxo permeado inicial foi $6,1 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$, $7,3 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ e $6,2 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$, respectivamente. Nesse caso, a temperatura foi o fator dominante para a diferença do fluxo permeado inicial.

Nos testes sem aeração com o módulo C, a 0,08 bar, verificou-se o fluxo permeado de $12,6 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ a 30°C e a 0,10 bar, de $2,7 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ a 14°C . Nesse caso, houve elevação da pressão de 25% e diminuição de temperatura de 53%, sendo o fluxo permeado (variável resposta) reduzido para 21%. Isso mostrou a influência da temperatura nessa variável. Outra situação que constatou essa relação aconteceu nos testes com a aeração de 30 L h^{-1} , a pressão de 0,10 bar e 28°C e 0,08 bar e 20°C , em que se constataram os seguintes valores de fluxo $12,9$ e $3,2 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$, respectivamente.

Nos experimentos realizados com o módulo D, a pressão 0,08bar apresentou maior fluxo permeado médio inicial de $12,9 \pm 3,6 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ (média dos 3 experimentos com e sem aeração), se comparado à pressão de 0,10 bar e 0,15 bar e fluxos de $11,6 \pm 1,4 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ e de $10,7 \pm 3,7 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$, respectivamente. Essa redução do fluxo permeado inicial com o aumento da pressão de sucção foi devido ao fato de os testes terem sido realizados em temperaturas médias de $28 \pm 4 \text{ }^\circ\text{C}$, $25 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$ e $22 \pm 3 \text{ }^\circ\text{C}$.

Pode-se afirmar, portanto, que o fluxo permeado inicial sofreu influência da pressão e da temperatura, com efeito mais acentuado nesse último parâmetro. Isso pode ser explicado devido ao fato de a viscosidade do efluente ser função da temperatura. A

diminuição viscosidade acelerou o fluxo permeado, aumentando o coeficiente de transferência de massa.

6.2.2.3. Bloqueio de poros (modelo de Hernia)

A partir dos dados experimentais de volume permeado e de tempo obtidos nos testes de microfiltração, foram avaliados os mecanismos de incrustações por meio do ajuste dos dados experimentais aos modelos de Hernia, conforme apresentado nas Figuras 6.3 a 6.14.

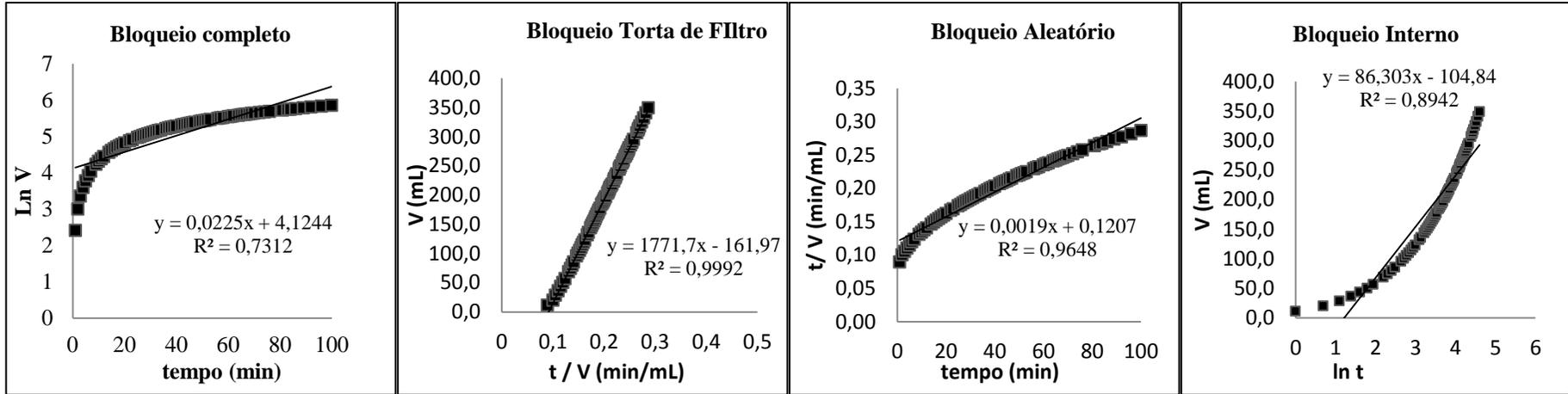


Figura 6.3 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo A sem aeração

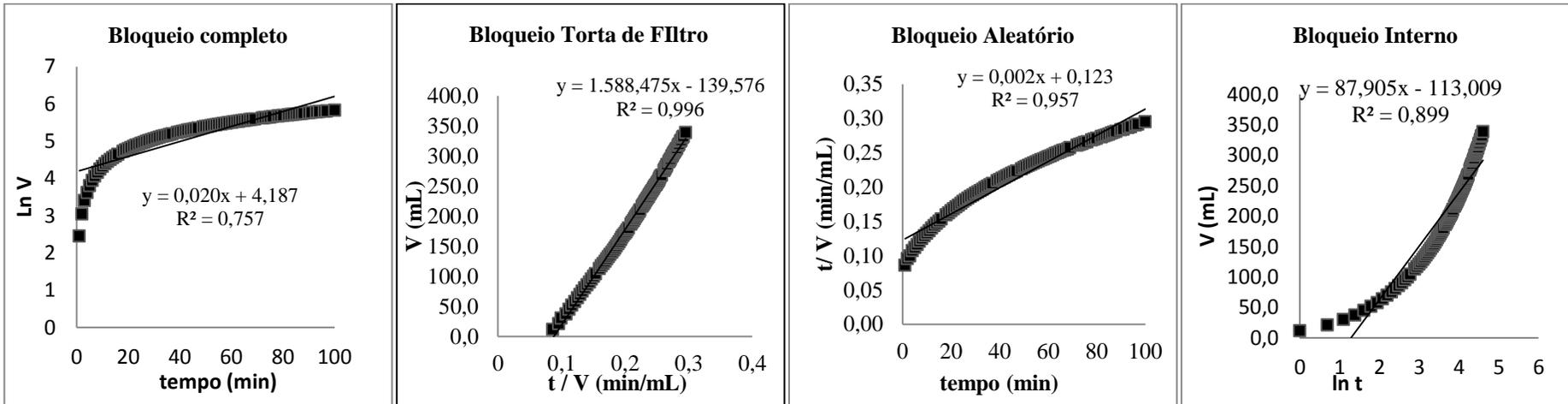


Figura 6.4 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo A com aeração 30L h⁻¹

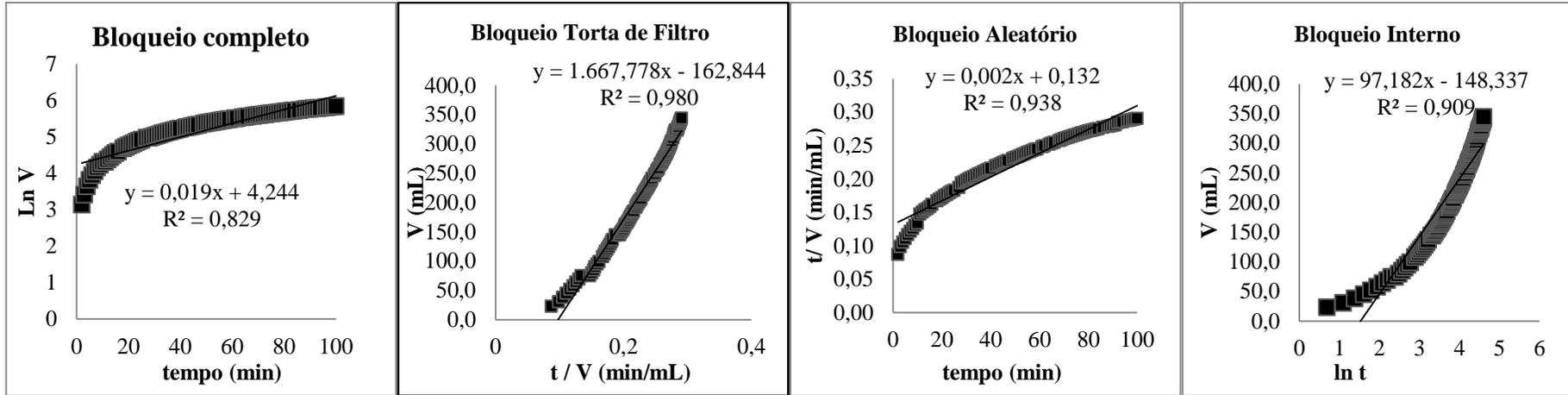


Figura 6.5 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo A com aeração 50L h⁻¹

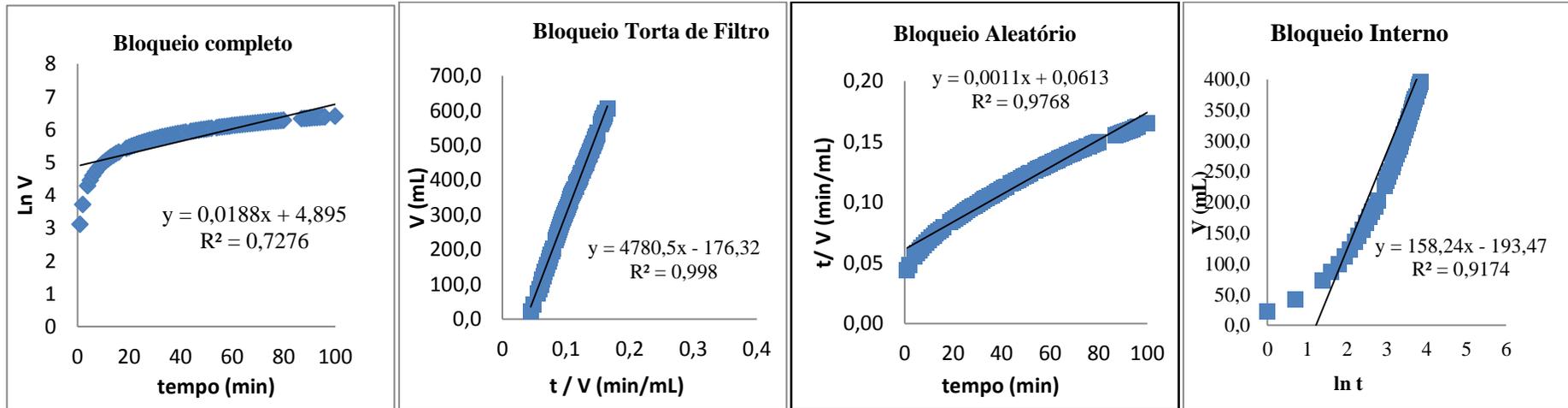


Figura 6.6 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo B sem aeração

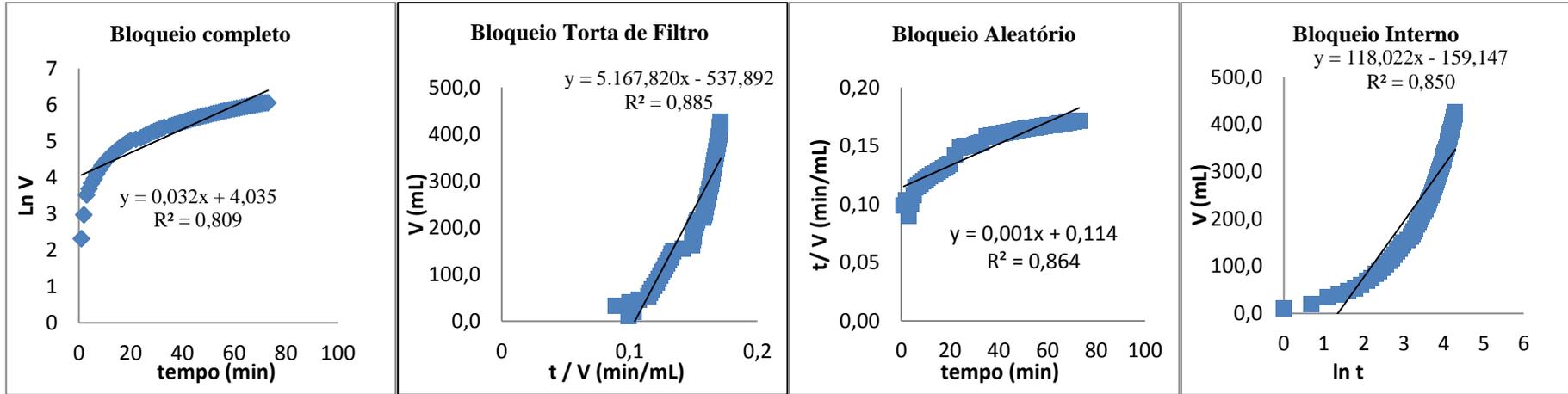


Figura 6.7 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo B com aeração 30L h⁻¹

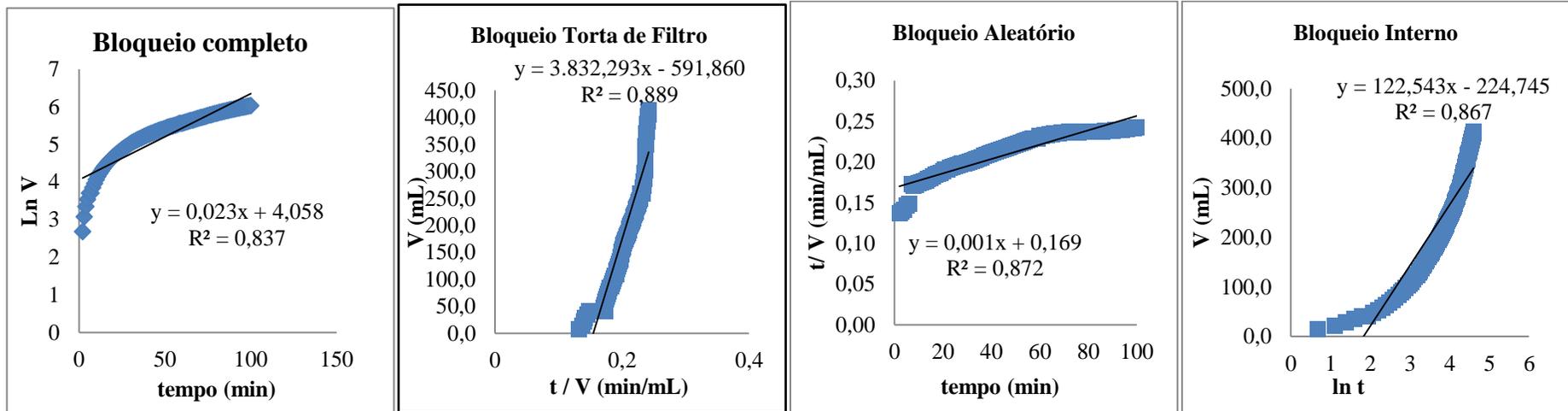


Figura 6.8 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo B com aeração 50L h⁻¹

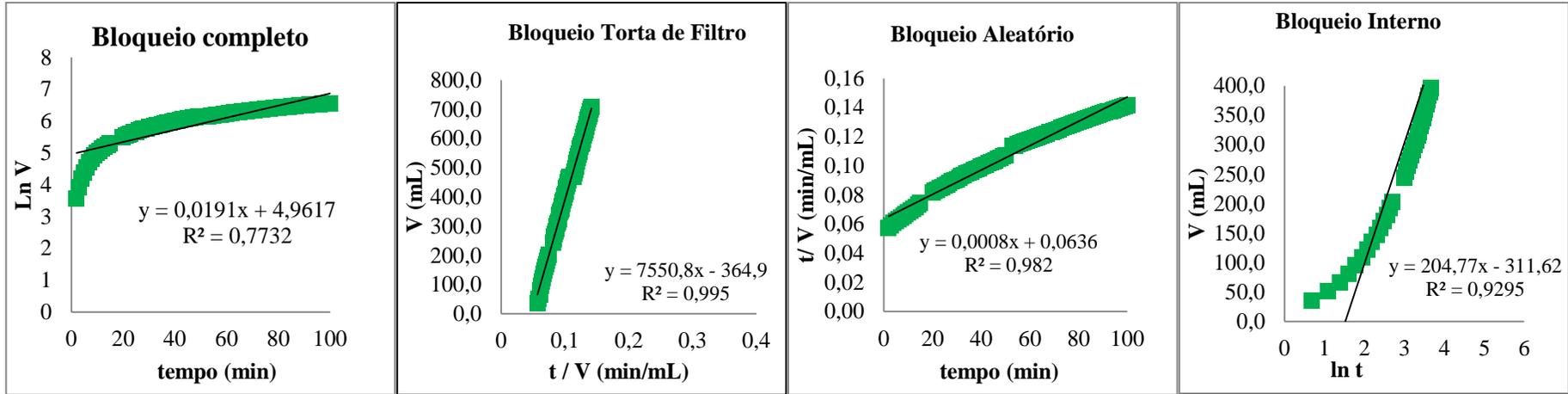


Figura6.9 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo C sem aeração

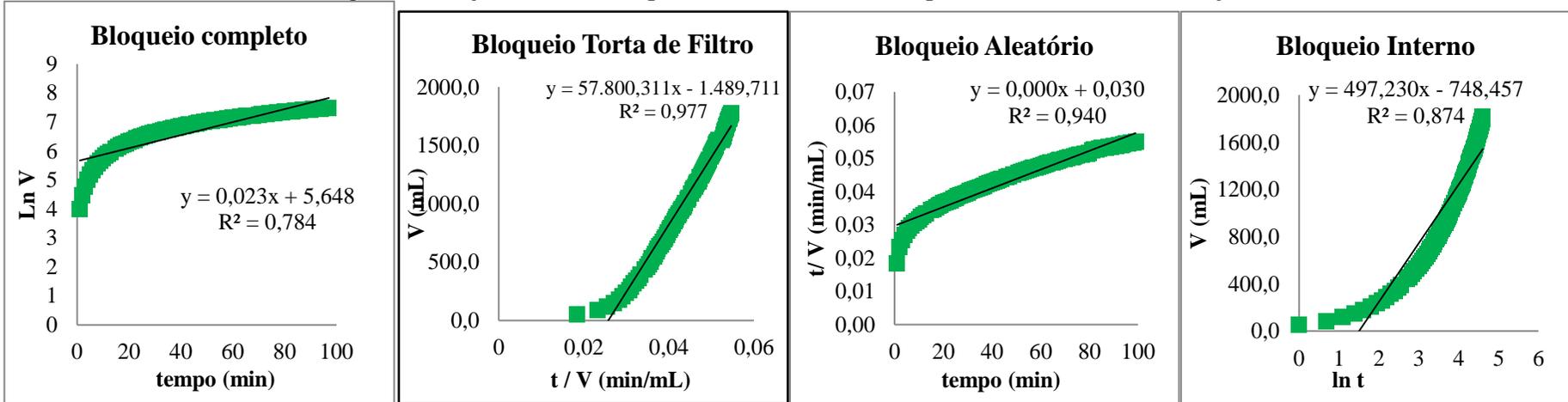


Figura 6.10 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo C com aeração 30L h⁻¹

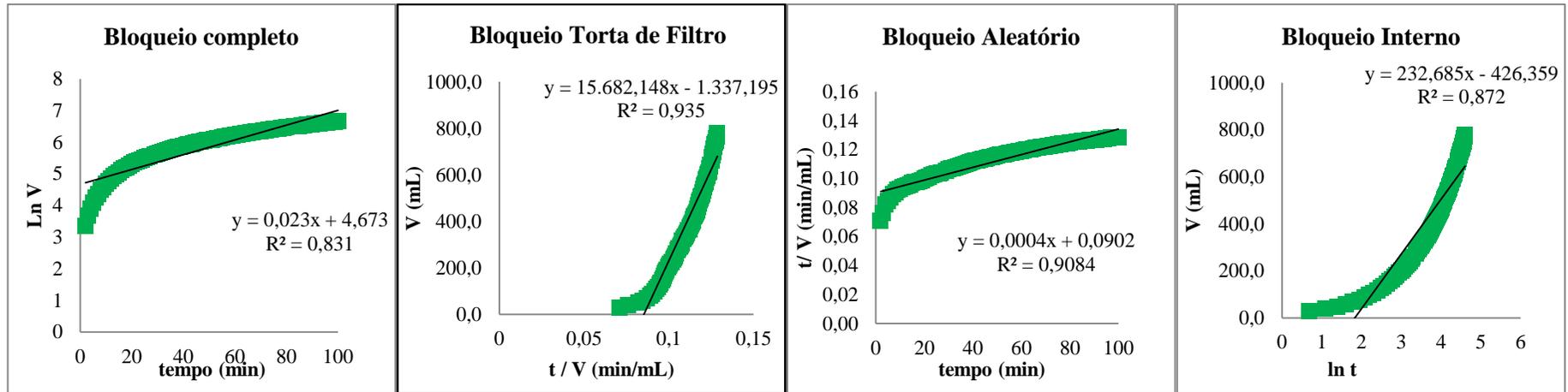


Figura 6.11 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo C com aeração 50L h^{-1}

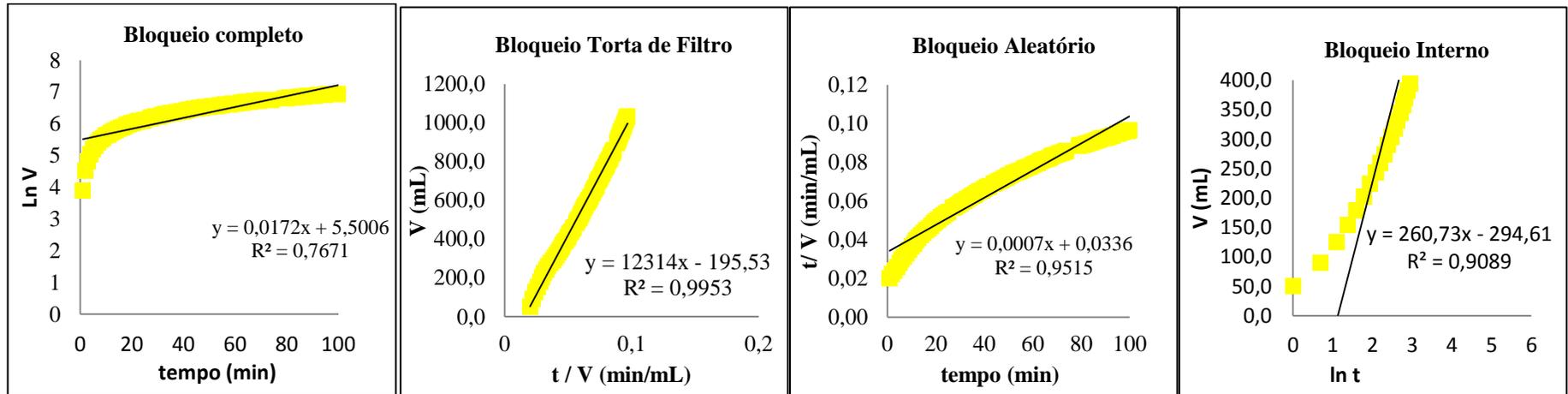


Figura 6.12 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo D sem aeração

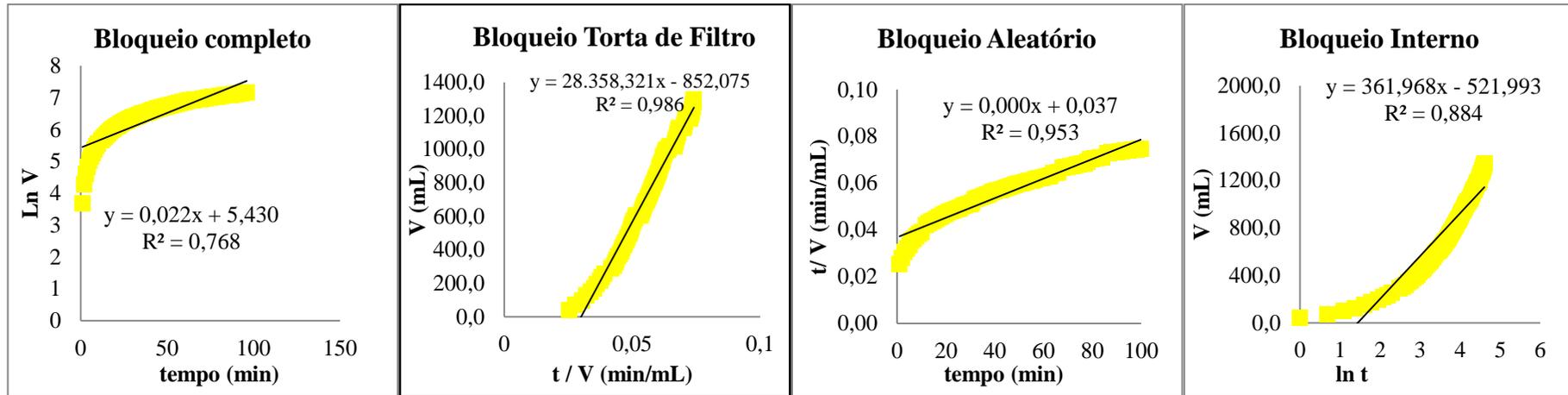


Figura 6.13 - Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo D com aeração 30L h^{-1}

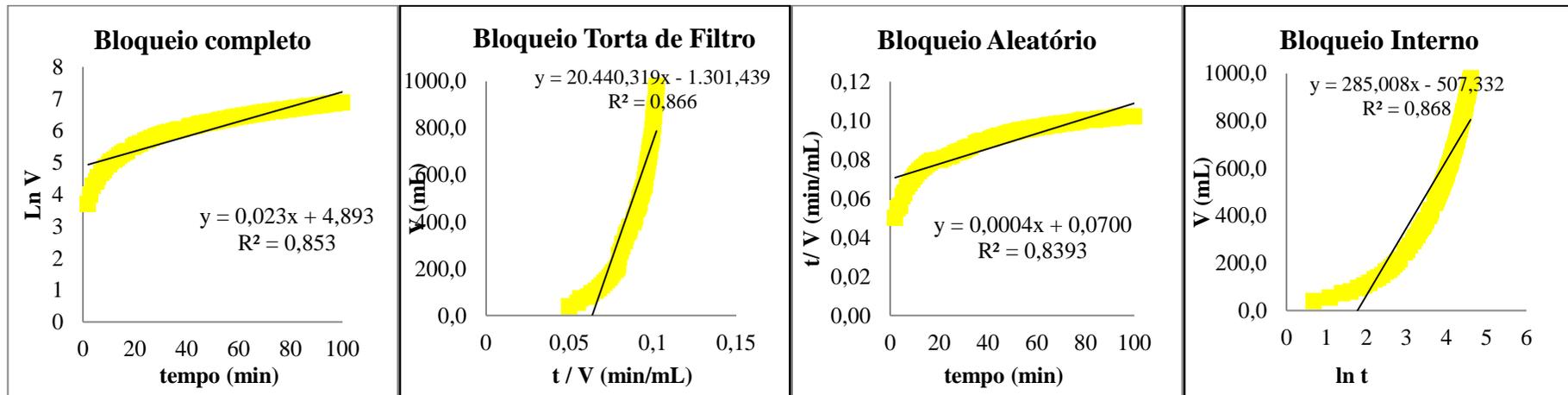


Figura 6.14- Ajuste dos dados para o modelo de Hernia para o módulo D com aeração 50L h^{-1}

A partir da análise das correlações apresentadas nas Figuras 6.3 a 6.14, constatou-se que os mecanismos de incrustações descritos pelos modelos de bloqueio torta de filtro e aleatório foram os que apresentaram maiores valores de R^2 , em comparação aos demais coeficientes, para todos os experimentos realizados.

O bloqueio de torta de filtro foi atribuído principalmente ao fato de as moléculas serem maiores que o tamanho dos poros da membrana, como consequência, houve o depósito dessas na superfície da membrana. Já o aleatório foi devido à elevada concentração de partículas (sólidos suspensos, surfactante e matéria orgânica) no efluente, como consequência entupimento dos poros das membranas.

A incrustação nos módulos de microfiltração estudados pode ser minimizada ou controlada de modo eficiente durante a operação de filtração por mecanismo de retrolavagem e de altas velocidades tangenciais de operação. Isso possibilitaria, em processo contínuo, a remoção de partículas que se aderem na superfície e nos poros da membrana.

6.2.3. Permeabilidade hidráulica antes e após cada experimento

A permeabilidade hidráulica dos módulos de membranas foi determinada antes e após cada teste realizado, sendo possível obter a redução da permeabilidade. Trata-se de um parâmetro importante para se determinar a eficiência da limpeza física ou química das membranas na recuperação das propriedades iniciais do módulo de membrana. A Tabela 6.12 apresenta a percentagem de redução observada nos experimentos realizados.

Tabela 6.12 - Redução percentual da permeabilidade hidráulica em cada experimento

Aeração (L h ⁻¹)	Pressão (bar)	Módulo de membrana (redução da permeabilidade hidráulica em %)			
		A	B	C	D
0	0,08	43,6	25,9	36,5	33,4
	0,10	67,0	55,1	51,6	51,7
	0,15	92,3	86,3	61,0	63,1
30	0,08	40,7	25,2	31,8	28,7
	0,10	65,9	50,7	34,9	35,4
	0,15	90,7	55,9	61,8	54,0
50	0,08	34,2	19,9	19,7	13,1
	0,10	58,9	30,2	38,2	17,3
	0,15	91,9	71,0	60,2	50,5

A Tabela 6.12 mostra que houve relação entre a pressão e a redução percentual da permeabilidade hidráulica. A elevação da pressão acelerou a queda do fluxo permeado da membrana para todos os módulos estudados.

Ao operar a microfiltração com elevada força motriz (pressão), deve-se intensificar a frequência de retrolavagem para a recuperação do fluxo permeado, para manter o PSM em um nível que se pode considerar econômico. Observou-se, também, que a aeração auxiliou na redução da permeabilidade e na minimização da incrustação dos módulos de membrana.

As limpezas permitiram média de recuperação da permeabilidade hidráulica de 106 ± 20 %, 101 ± 12 %, 110 ± 30 % e 106 ± 32 % para os módulos A, B, C e D, respectivamente. Esses resultados indicaram que a retrolavagem de 1 min, após 100 min de filtração, para os módulos estudados, foi suficiente para a remoção das partículas aderidas às fibras da membrana. Se não fosse possível a recuperação da permeabilidade pela retrolavagem, a limpeza química do módulo de membrana era realizada com produtos químicos domésticos (água sanitária diluída a 0,1% de hipoclorito de sódio). Isso facilitará a manutenção da unidade piloto.

6.2.4. Eficiência dos módulos de membrana na remoção dos poluentes e determinação da qualidade da água cinza tratada, em escala bancada

A Tabela 6.13 apresenta as características do efluente bruto e do permeado e a eficiência na remoção dos parâmetros avaliados (cor, turbidez, sólidos suspensos totais, DBO, surfactante e sólidos dissolvidos totais) nas condições pré-estabelecidas aos módulos de microfiltração estudados.

Ao se avaliarem os resultados desses parâmetros nas diferentes condições hidrodinâmicas pré-estabelecidas (pressão e aeração), não foram observadas diferenças significativas ou quaisquer dependências na eficiência de remoção dos parâmetros físicos e químicos, na pressão e na aeração. Assim, as eficiências de remoção dos parâmetros avaliados (cor aparente, turbidez, sólidos suspensos totais, DBO, surfactante, sólidos dissolvidos totais e coliformes termo tolerantes) foram avaliadas em função das características das densidades de empacotamento dos módulos de membrana de MF. Diante disso, a Tabela 6.14 apresenta a média e o desvio padrão das características do efluente bruto e do permeado e da eficiência na remoção dos parâmetros avaliados aos quatros módulos de membranas de microfiltração estudados.

Tabela 6.13 - Parâmetros avaliados dos afluentes e efluentes nas condições pré-estabelecidas aos módulos de membrana estudados

cor aparente (UNITS PtCo APHA)													
pressão (bar)	aeração (L h ⁻¹)	módulo A			módulo B			módulo C			módulo D		
		bruto	tratado	eficiência									
0,08	Sem aeração	535	66	87,7%	164	3	98,2%	790	24	97,0%	376	37	90,2%
	30	598	193	67,7%	790	42	94,7%	302	20	93,4%	216	12	94,4%
	50	293	41	86,0%	518	5	99,0%	900	40	95,6%	216	18	91,7%
0,10	Sem aeração	401	218	45,6%	187	9	95,2%	312	83	73,4%	660	32	95,2%
	30	544	94	82,7%	106	6	94,3%	187	7	96,3%	963	32	96,7%
	50	335	19	94,3%	518	ND	>99,9%	302	19	93,7%	1125	12	98,9%
0,15	Sem aeração	390	238	39,0%	349	11	96,8%	261	15	94,3%	277	8	97,1%
	30	415	30	92,8%	283	16	94,3%	1118	25	97,8%	277	11	96,0%
	50	456	33	92,8%	349	6	98,3%	865	4	99,5%	277	7	97,5%
turbidez (FAU)													
pressão (bar)	aeração (L h ⁻¹)	módulo A			módulo B			módulo C			módulo D		
		bruto	tratado	eficiência									
0,08	Sem aeração	135	13	90,4%	39	ND	>99,9%	142	10	93,0%	73	8	89,0%
	30	92	20	78,3%	142	7	95,1%	98	4	95,9%	44	ND	>99,9%
	50	124	19	84,7%	71	3	95,8%	155	ND	>99,9%	44	ND	>99,9%
0,10	Sem aeração	85	49	42,4%	45	ND	>99,9%	63	16	74,6%	170	ND	>99,9%
	30	110	19	82,7%	95	2	97,9%	59	ND	>99,9%	333	ND	>99,9%
	50	66	30	54,5%	71	ND	>99,9%	98	5	94,9%	239	ND	>99,9%
0,15	Sem aeração	73	32	56,2%	80	3	>99,9%	56	7	87,5%	67	7	89,6%
	30	101	4	96,0%	79	ND	>99,9%	96	ND	>99,9%	67	3	95,5%
	50	67	4	94,0%	80	1	98,8%	375	1	99,7%	67	2	97,0%
sólidos suspensos totais (mg L ⁻¹)													
pressão (bar)	aeração (L h ⁻¹)	módulo A			módulo B			módulo C			módulo D		
		bruto	tratado	eficiência									
0,08	Sem aeração	54	2	96,3%	64	ND	>99,9%	28	8	71,4%	50	7	86,7%
	30	67	22	67,2%	64	8	87,5%	47	3	92,9%	57	ND	>99,9%
	50	87	13	85,1%	30	ND	>99,9%	52	4	92,3%	57	ND	>99,9%

0,10	Sem aeração	102	48	52,9%	53	ND	>99,9%	50	10	80,0%	57	ND	>99,9%
	30	58	12	79,3%	48	ND	>99,9%	30	2	93,3%	107	ND	>99,9%
	50	66	30	54,5%	30	ND	>99,9%	47	3	92,9%	77	ND	>99,9%
0,15	Sem aeração	76	35	53,9%	37	3	90,9%	52	8	84,6%	30	7	77,8%
	30	36	2	94,4%	70	ND	>99,9%	56	ND	>99,9%	30	3	88,9%
	50	82	2	97,6%	37	ND	>99,9%	100	ND	>99,9%	30	3	91,1%

DBO (mg L⁻¹)

pressão (bar)	aeração (L h ⁻¹)	módulo A			módulo B			módulo C			módulo D		
		bruto	tratado	eficiência									
0,08	Sem aeração	504	305	39,5%	225	68	69,8%	170	131	22,9%	320	182	43,1%
	30	498	294	41,0%	170	114	32,9%	337	274	18,7%	145	73	49,7%
	50	516	302	41,5%	211	68	67,8%	380	97	74,5%	145	50	65,5%
0,10	Sem aeração	953	650	31,7%	118	47	60,2%	158	77	51,3%	192	144	25,0%
	30	176	105	40,4%	88	65	26,1%	46	18	60,9%	129	95	26,4%
	50	325	163	49,9%	211	65	69,2%	337	261	22,6%	464	96	79,3%
0,15	Sem aeração	846	623	26,4%	179	46	74,3%	104	64	38,5%	88	54	38,6%
	30	363	272	25,2%	107	50	53,3%	183	50	72,7%	88	45	48,9%
	50	276	133	51,8%	179	51	71,5%	88	41	53,4%	88	31	64,8%

surfactante (mg L⁻¹)

pressão (bar)	aeração (L h ⁻¹)	módulo A			módulo B			módulo C			módulo D		
		bruto	tratado	eficiência									
0,08	Sem aeração	18,4	15,3	16,8%	37,4	12,4	66,8%	24,3	19,0	21,8%	30,3	25,6	15,5%
	30	19,7	16,7	15,2%	32,4	16,55	48,8%	27,5	21,3	22,5%	25,8	21,3	17,4%
	50	23,6	20,7	12,3%	23,5	15	36,2%	29,8	22,5	24,5%	32,8	21,3	35,1%
0,10	Sem aeração	29,4	18,5	37,1%	39,2	9,15	76,6%	26,5	22,4	15,5%	18,5	13,2	28,6%
	30	33,5	26,4	21,1%	28,8	22,55	21,6%	29,8	25,0	16,0%	19,6	14,8	24,5%
	50	32,6	23,5	27,8%	26,3	20,4	22,4%	27,1	18,6	31,4%	28,7	15,1	47,4%
0,15	Sem aeração	27,8	22,1	20,5%	33,5	27,5	17,9%	29,8	20,2	32,2%	26,3	21,3	19,0%
	30	29,9	27,6	7,9%	25,6	20,3	20,7%	28,3	21,4	24,4%	32,6	20,5	37,0%
	50	30,2	25,6	15,2%	23,5	19,6	16,6%	32,2	23,8	26,1%	21,9	14,3	34,7%

sólidos dissolvidos totais (mg L ⁻¹)													
P (bar)	aeração (L h ⁻¹)	módulo A			módulo B			módulo C			módulo D		
		bruto	tratado	eficiência									
0,08	Sem aeração	-	-	-	556,0	324,0	41,7%	1112	788	29,1%	310	230	25,8%
	30	-	-	-	1112,0	916,0	17,6%	900	760	15,6%	483	347	28,3%
	50	-	-	-	388,0	288,0	25,8%	960	684	28,7%	483	203	57,9%
0,10	Sem aeração	-	-	-	750,0	580,0	22,7%	1843	817	55,7%	1067	857	19,7%
	30	-	-	-	1026,7	796,7	22,4%	522	484	7,3%	337	190	43,6%
	50	-	-	-	388,0	242,0	37,6%	900	700	22,2%	1097	973	11,2%
0,15	Sem aeração	-	-	-	156,7	76,7	51,1%	210	167	20,6%	257	187	27,3%
	30	-	-	-	896,7	620,0	30,9%	596	332	44,3%	257	190	26,0%
	50	-	-	-	156,7	76,7	51,1%	650	548	15,7%	257	160	37,7%

Tabela 6.14 – Médias dos parâmetros avaliados dos afluentes e efluentes aos módulos de membrana estudados

módulo A			módulo B			módulo C			módulo D		
Empacotamento de 300m ² m ⁻³			Empacotamento de 500m ² m ⁻³			Empacotamento de 800m ² m ⁻³			Empacotamento de 1000m ² m ⁻³		
bruto	tratado	Eficiência (%)	bruto	tratado	Eficiência (%)	bruto	tratado	Eficiência (%)	bruto	tratado	Eficiência (%)
cor aparente (UNITS PtCo APHA)											
441 ± 101	104 ± 88	77 ± 21	363 ± 216	11 ± 13	96,8 ± 2,2	560 ± 353	26 ± 24	93,4 ± 7,8	487 ± 345	19 ± 12	95 ± 3
turbidez (FAU)											
95 ± 25	21 ± 14	76 ± 19	78 ± 30	2 ± 2	98,6 ± 2,0	127 ± 99	5 ± 5	94,0 ± 8,4	123 ± 103	2 ± 3	97 ± 5
sólidos suspensos totais (mg L⁻¹)											
64 ± 17	12 ± 11	75,7 ± 18,9	48 ± 16	1 ± 3	97,6 ± 4,8	51 ± 21	4 ± 4	89,7 ± 9,4	55 ± 25	2 ± 3	94 ± 8
DBO₅ (mg L⁻¹)											
495 ± 257	316 ± 197	39 ± 9	165 ± 50	64 ± 21	58,3 ± 17,6	200 ± 122	113 ± 94	46,1 ± 21,5	184 ± 128	86 ± 50	49 ± 18
surfactante (mg L⁻¹)											
27,2 ± 5,4	21,8 ± 4,4	19,3 ± 8,8	30,0 ± 5,9	18,2 ± 5,5	36,4 ± 22,6	28,4 ± 2,3	21,6 ± 2,1	23,8 ± 5,8	26,3 ± 5,3	18,6 ± 4,3	28,8 ± 10,7
sólidos dissolvidos totais (mg L⁻¹)											
-	-	-	603 ± 360	436 ± 305	33,4 ± 12,5	855 ± 460	587 ± 223	26,6 ± 15,2	505 ± 339	371 ± 315	30,8 ± 13,8
coliformes termo tolerantes (NPM por 100mL)											
presentes	ausentes	-	presentes	ausentes	-	presentes	ausentes	-	presentes	ausentes	-

Observa-se na Tabela 6.14 que, o módulo A, com empacotamento de $300 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$, apresentou a menor eficiência de remoção nos parâmetros físicos, como cor aparente $76,5 \pm 21,0$ %, turbidez $75,5 \pm 19,5$ % e sólidos suspensos totais $75,5 \pm 18,9$ %, em relação aos outros módulos de microfiltração. Isso pode ser justificado pelo fato de se aplicar a mesma força motriz (pressão) aos módulos de membrana e à menor área de filtração em relação aos outros. Isso ocasionou maior transferência de massa do efluente bruto para o efluente tratado, em que as partículas do efluente bruto exerciam maior pressão nas paredes das fibras ocas da membrana, o que interferiu na seletividade dos PSM. Diante disso, a qualidade do permeado foi inferior.

Já os módulos B (empacotamento $500 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$), C (empacotamento $800 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$) e D (empacotamento $1000 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$) apresentaram, respectivamente, remoções médias superiores a 90% nos parâmetros físicos analisados. Após o tratamento, os valores para cor aparente foram de 11 ± 13 , 26 ± 24 e 19 ± 12 UNITS PtCo APHA, para turbidez foram de 2 ± 2 , 5 ± 5 e 2 ± 3 FAU e, para sólidos suspensos foram de 1 ± 3 , 4 ± 4 e 2 ± 3 mg L^{-1} , respectivamente, para os módulos B, C e D.

A eficiência média de remoção dos parâmetros físicos nos módulos de membrana B, C e D foi, respectivamente, para turbidez de $98,6 \pm 2$ %, $94,0 \pm 8,4$ % e $96,8 \pm 4,5$ %, para cor aparente de $96,8 \pm 2,2$ %, $93,4 \pm 7,8$ % e $95,3 \pm 2,8$ %, e para sólidos suspensos $97,6 \pm 4,8$ %, $89,7 \pm 9,4$ % e $93,8 \pm 8,1$ % para os empacotamentos de 500, 800 e $1000 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$. As remoções desses parâmetros físicos foram praticamente constantes, sem interferência das condições de operação (pressão ou aeração), ou das características do módulo de membrana.

Já a remoção de matéria orgânica (expresso em DBO_5), de surfactante e de sólidos dissolvidos foi inferior a 60%, conforme os resultados apresentados na Tabela 6.13. Isso já era esperado, pois a microfiltração, por apresentar tamanho de poros iguais a $0,4 \text{ }\mu\text{m}$, não seria seletiva para esses parâmetros.

Por outro lado, os módulos de membrana de microfiltração foram eficientes na remoção dos coliformes termo tolerantes, pois todas as amostras tratadas apresentaram ausência na contagem daqueles.

Assim, os parâmetros físicos e biológico das águas cinza tratadas nos módulos de microfiltração B, C e D de densidades de empacotamento 500, 800 e $1000 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$, respectivamente, em escala bancada, verificaram-se a sua adequação para a obtenção de água de reuso Classe 2, 3 e 4, segundo a NBR 13.969/97.

Entretanto, para o reuso que exige o contato direto com o usuário, como lavagem de carros e outros usos com a água, com possível aspiração de aerossóis pelo operador, seria necessário realizar um polimento desse permeado, para que atenda aos parâmetros da legislação brasileira e das diretrizes mais exigentes para o reuso doméstico, com remoção da matéria orgânica, do surfactante e dos sólidos dissolvidos. Isso foi avaliado na escala piloto.

6.3. PARTE II – Estudo em escala piloto

6.3.1. ETAPA I - Desempenho operacional das membranas

6.3.1.1. Microfiltração

Trabalhou-se, em escala bancada, com os módulos de microfiltração a pressão constante com fluxo permeado variável com o tempo. Entretanto, em escala piloto, isso não foi possível, por causa do equipamento de tratamento de águas cinza. Assim, o processo de microfiltração foi operado com fluxo permeado constante e, conseqüentemente, a pressão transmembrana aumentava durante a filtração, a fim de manter o fluxo desejado. Quando se atingia a pressão transmembrana de 0,5 bar, esta permanecia constante, o que acarretava na redução de fluxo permeado com o tempo.

Monitorou-se o fluxo permeado para determinar o desempenho da microfiltração durante 480 h (8 h d^{-1} por 60 dias). Esse fluxo sofreu alterações de fatores externos como as mudanças de temperatura e as condições mecânicas, valores na Figura 6.15. Os dados apresentados nessa Figura sintetizam a média dos fluxos permeados de 8 h por dia. A Tabela 6.15 apresenta os valores do fluxo permeado, da incrustação e da recuperação do fluxo permeado por retrolavagem. Já a Tabela 6.16 mostra a permeabilidade hidráulica dos módulos de microfiltração estudados nos experimentos A e B.

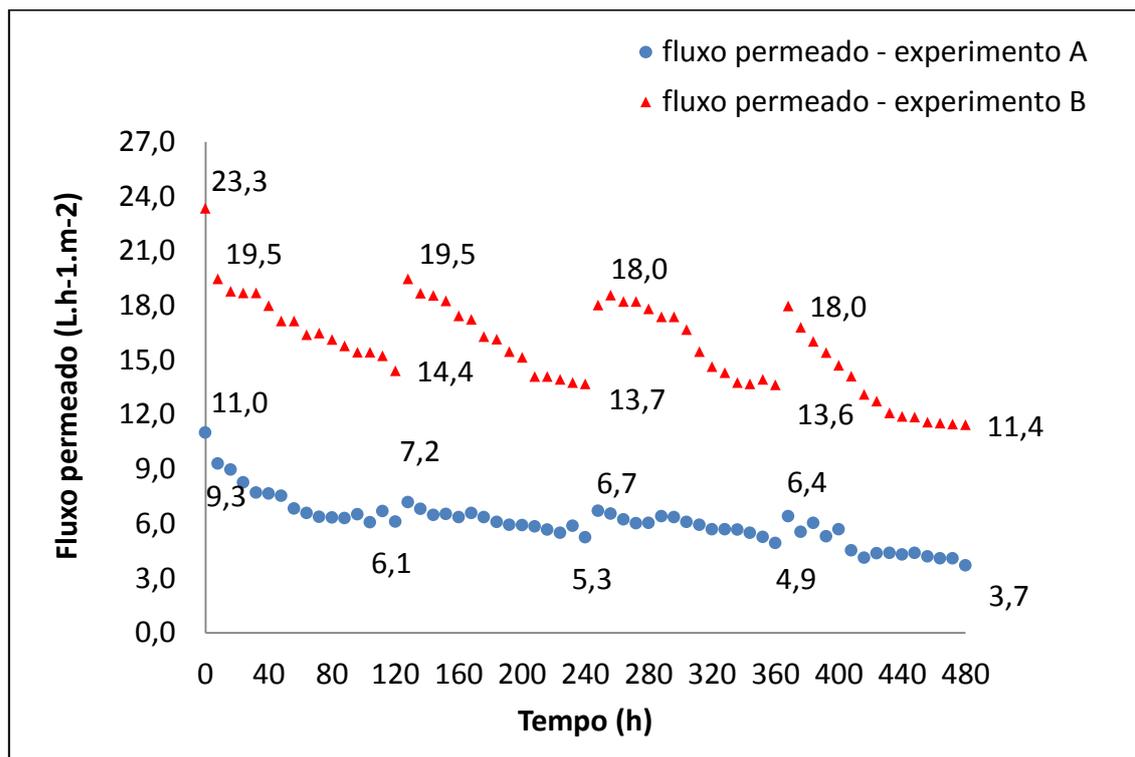


Figura 6.15 - Fluxo permeado em função do tempo para a microfiltração para os experimentos A (módulo de membrana de 6 m²) e B (módulos de membrana de 0,5 m² e 1,0 m²)

No 1º ciclo, nas primeiras 120 h de operação, no experimento A (módulo de membrana de 6 m²), verificou-se variação do fluxo permeado de 11,0 a 6,1 L h⁻¹ m⁻² e o volume de efluente tratado a cada 8 h foi de 447 a 345 L. O efeito da incrustação provocou redução do fluxo permeado de 11,0 a 5,0 L h⁻¹ m⁻², média de 44,4 ± 8,1 %. Já, no experimento B (módulos de membrana de 0,5 m² e 1,0 m²), a variação do fluxo permeado foi de 23,3 a 14,4 L h⁻¹ m⁻², no mesmo período, e o volume de efluente tratado a cada 8h foi inferior ao do experimento A, ou seja, de 334 a 247 L. Isso foi devido às áreas de filtração dos módulos de membranas de microfiltração no experimento B serem quatro vezes menores do que no experimento B. Entretanto, no experimento B foi verificada uma menor redução do fluxo permeado, média de 39,4 ± 4,1 %, se comparado aquela obtida no experimento A. Ressalta-se, também, que a recuperação do fluxo permeado pela retrolavagem de 1min a cada 1h de filtração foi mais eficiente no experimento B do que no experimento A, apresentando uma variação de 62,0 a > 99,9% e de 53,0% a 98,5%, respectivamente.

Tabela 6.15 - Valores do fluxo do permeado, da incrustação e da recuperação daquele por limpeza física

Ciclo	Fluxo permeado (L h ⁻¹ m ⁻²)			Porcentagem da queda do fluxo permeado em relação do fluxo inicial (%)			Recuperação do fluxo permeado por meio das limpezas (%)		
	Média	Mínimo	Máximo	Média	Mínimo	Máximo	Média	Mínimo	Máximo
Experimento A (módulo de membrana de 6m²)									
1 ^o	7,1 ± 1,4	5,0	11,0	44,4 ± 8,1	24,2	54,5	74,0 ± 11,6	53,0	98,5
2 ^o	6,2 ± 0,5	4,7	8,7	51,6 ± 5,2	37,9	57,6	63,5 ± 6,7	45,5	78,8
3 ^o	5,9 ± 0,5	4,2	8,0	53,1 ± 4,6	37,9	62,1	60,9 ± 6,4	45,5	72,7
4 ^o	4,7 ± 0,8	3,0	7,5	63,0 ± 7,1	45,5	72,7	49,0 ± 8,5	36,4	68,2
Experiência B (módulos de membrana de 0,5m² e 1,0m²)									
1 ^o	16,9 ± 2,2	12,6	23,3	39,4 ± 4,1	30,0	46,0	83,9 ± 9,4	62,0	>99,9
2 ^o	16,2 ± 2,0	10,7	23,3	43,4 ± 7,7	30,0	54,0	81,8 ± 9,9	62,7	>99,9
3 ^o	16,1 ± 1,9	10,7	22,4	43,3 ± 7,7	28,7	54,0	81,5 ± 10,0	62,7	96,0
4 ^o	13,8 ± 2,2	9,3	21,0	53,0 ± 7,7	36,0	56,0	68,8 ± 10,8	60,0	90,0

Tabela 6.16 - Permeabilidade hidráulica dos módulos de microfiltração estudados nos experimentos A e B

Ciclo	Experimento A (módulo de membrana de 6 m ²)			Experimento B (módulos de membrana de 0,5 m ² (1) e 1,0 m ² (2))					
	Permeabilidade hidráulica (L. h ⁻¹ m ⁻² bar ⁻¹)			Permeabilidade hidráulica (L. h ⁻¹ m ⁻² bar ⁻¹)					
	Módulo único			Módulo 1			Módulo 2		
	Antes	Após	Redução	Antes	Após	Redução	Antes	Após	Redução
1 ^o	131,73	39,59	69,9%	118,31	60,42	48,9%	109,56	41,87	61,8%
2 ^o	110,78	32,09	71,0%	117,93	52,28	55,7%	108,46	52,28	51,8%
3 ^o	94,29	24,36	74,2%	114,97	53,26	53,7%	105,48	59,31	43,8%
4 ^o	79,05	17,13	78,3%	106,48	46,52	56,3%	104,66	54,45	48,0%

Após esse período, foi realizada a lavagem das fibras ocas com água para a remoção visual da torta superficial e a retrolavagem por 20 min para a remoção total ou parcial de partículas aderidas nos poros das fibras da membrana. Isso permitiu a recuperação do fluxo permeado $8,3 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ no experimento A de 75,8 % em relação ao fluxo inicial de $11 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$. E para o experimento B, a recuperação do fluxo permeado após a retrolavagem intensa de 20 min foi total. Para os módulos de microfiltração menores, a pressão transmembrana e o fluxo foram restabelecidos aos valores iniciais a 0,10 bar e $23,3 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$, respectivamente. Assim, a “torta” sobre as fibras e as partículas dos poros das membranas foram efetivamente removidas durante a retrolavagem.

A permeabilidade hidráulica dos módulos de membrana de MF, durante o 1^o ciclo, no experimento A, foi de 131,73 para $39,59 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$, apresentando uma redução de 69,9%. Com a retrolavagem intensa, houve recuperação da permeabilidade em 84% ($110,78 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$), se comparado com a inicial ($131,73 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$). Já no experimento B, uma redução de 48,9% ($118,31$ a $60,42 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$) para o módulo de membrana 1 (área $0,5 \text{ m}^2$), e de 61,8% ($109,56$ a $41,87 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$) para o módulo de membrana 2 (área $1,0 \text{ m}^2$). A inversão do fluxo permeado por 10 min com água, para esses módulos, foi mais eficiente. Houve a recuperação da permeabilidade em 99,6% ($117,93 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$) e 98,9% ($108,46 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$) em relação a permeabilidades iniciais para o módulo de membrana 1 ($118,31 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$), membrana 2 ($109,56 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$), respectivamente.

O processo retornou à operação por mais 120 h (2^o ciclo). Nos módulos de MF, a incrustação média foi de 51,6% para o experimento A (módulo de membrana de 6 m^2), e de 43,4%, para o B (módulos de membrana de $0,5 \text{ m}^2$ e 1 m^2), se comparado ao fluxo permeado inicial. Para o experimento A, esse valor foi superior à primeira etapa (44,4%). Isso justifica a diminuição do fluxo permeado de $8,7$ a $4,7 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$. A retrolavagem permitiu a recuperação média do fluxo permeado de 63,5%. Já, no experimento B, o fluxo permeado variou de $23,3$ a $10,7 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ e a recuperação com essa limpeza contínua foi de 81,8%. Os módulos menores, portanto, continuaram apresentando os melhores resultados. O volume de efluente tratado apresentou variação a cada 8h de 345 a 264 L, para o experimento A, e de 233 a 164 L, para o experimento B. Essa diferença indica que, para operar o processo de MF continuamente, os módulos de membrana do experimento B deveriam funcionar por mais tempo.

As permeabilidades hidráulicas do módulo único (experimento A) e dos módulos 1 e 2 (experimento B), no término do 2^o ciclo, foram 32,09 e $52,28 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$, respectivamente. Novamente, realizou-se a lavagem nas fibras e a retrolavagem intensa. Mais uma vez, determinaram-se as permeabilidades desses módulos, obtendo-se 94,29, 114,97 e $105,48 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$

bar⁻¹. Os módulos menores (1 e 2) tiveram recuperação de 97,2% e 96,3%. No módulo único (experimento A), a recuperação foi 71,6%. Pode-se afirmar, assim, que o efeito da polarização de concentração foi mais acentuado no processo de microfiltração do que o efeito *fouling*, devido à remoção das partículas aderidas nos poros dos módulos de membranas pelo processo de limpeza física.

A recuperação do fluxo permeado no 2^o ciclo, para o experimento A (módulo de membrana de 6m²), foi de 72,7%, isto é, de 8,0 L h⁻¹ m⁻², e, para o experimento B, de 96,0% e, retornando o fluxo para 22,4 L h⁻¹ m⁻². A limpeza física, mais uma vez, foi mais eficaz na recuperação das características iniciais dos módulos menores do experimento B (módulos de membrana de 0,5m² e 1m²).

Nos dois últimos ciclos de 120 h (3^o e 4^o ciclos), para o experimento A (módulo de membrana de 6 m²), o fluxo permeado foi diminuindo, gradativamente, atingindo valores máximos de 8,0 e de 7,5 L h⁻¹ m⁻² e mínimos de 4,2 e de 3,0 L h⁻¹ m⁻², para cada ciclo respectivamente. A incrustação, em função do fluxo permeado, aumentou no decorrer do processo, levando a entupimento dos poros de 72,7%. A retrolavagem conseguiu recuperar o fluxo permeado, para os 3^o e 4^o ciclos, em média, 60,9% e 49,0%, respectivamente. E o volume de efluente tratado em 8h variou de 322 a 191 L.

No experimento B (módulos de membrana de 0,5m² e 1m²), nos 3^o e 4^o ciclos, houve, também, a redução do fluxo permeado de 22,4 para 10,7 L h⁻¹ m⁻², e de 21,0 para 9,33L h⁻¹ m⁻², em cada ciclo. O valor máximo do *fouling* nos processos foi 60%, mas, com a retrolavagem obteve-se recuperação média do fluxo permeado em 68,8%, conforme apresentado na Tabela 6,16. O volume tratado de efluente em 8h foi de 223 para 164L e de 216 para 137L para cada ciclo. Essa diferença, nos valores mínimos, nos 3^o e 4^o ciclos, pode ser devida à variabilidade das características do efluente bruto e de agentes externos, como temperatura.

Observou-se, diante disso, que as incurstações ocorreram e não puderam ser desprezadas nas avaliações das membranas. O aumento dessas foi decorrente ao processo de microfiltração, gerado pelo aumento da espessura da “torta” e pelo bloqueio dos poros. A resistência da camada da “torta” foi provocada pela quantidade de sólidos suspensos no efluente bruto. Já o bloqueio dos poros da membrana pode ser decorrente da presença de sólidos dissolvidos, surfactante e matéria orgânica. Nos dois experimentos, a incrustação avançou lentamente, embora a limpeza física tenha sido realizada periodicamente.

No final das 480h, foi realizada a limpeza química alcalina com hipoclorito de sódio. Houve a recuperação da permeabilidade hidráulica da membrana em 90%, para o experimento A (módulo de membrana de 6m^2), de $131,74$ para $117,93 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$. Desse modo, o módulo de membrana apresentou uma incrustação irreversível da membrana de 10%. Em razão disso, seria necessária a substituição da membrana em um curto período para o funcionamento ao longo prazo.

Para o experimento B (módulos de membrana de $0,5\text{m}^2$ e 1m^2), a limpeza química recuperou mais de 99,9% da permeabilidade hidráulica dos módulos de membranas de microfiltração. No módulo 1, o fluxo passou de $118,31$ para $121,95 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$ e, no módulo 2, passou de $109,56$ para $115,33 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$. O hipoclorito de sódio, com a sua característica oxidante, removeu as partículas da superfície da membrana. Esse composto aderiu-se nos poros da membrana e, como consequência, houve aumento do diâmetro efetivo para a remoção, por absorção de material. Pode-se, por essa razão, aumentar a quantidade do fluxo permeado, isto é, a permeabilidade hidráulica. Desse modo, em processos ao longo prazo, é necessária a realização periódica das limpezas físicas e químicas.

Diante desses resultados e pela facilidade das limpezas, do manuseio dos módulos e da recuperação dos fluxos permeados, optou-se por operar a unidade de tratamento de águas cinza em processo contínuo com os dois módulos de membranas de microfiltração menores associados em paralelos.

6.3.1.2. Osmose inversa

A membrana de OI, avaliada neste trabalho, foi utilizada para melhorar a qualidade das águas cinza, pré-tratadas por MF, para serem reutilizadas para fins domésticos menos nobres.

As Figuras 6.16 e 6.17 mostram o comportamento do fluxo permeado e da água (solvente puro), durante o monitoramento do processo durante 60 dias para os dois experimentos (recuperação de 55% e de 90%). Os pontos dos fluxos representam a média destes, a cada seis dias de operação.

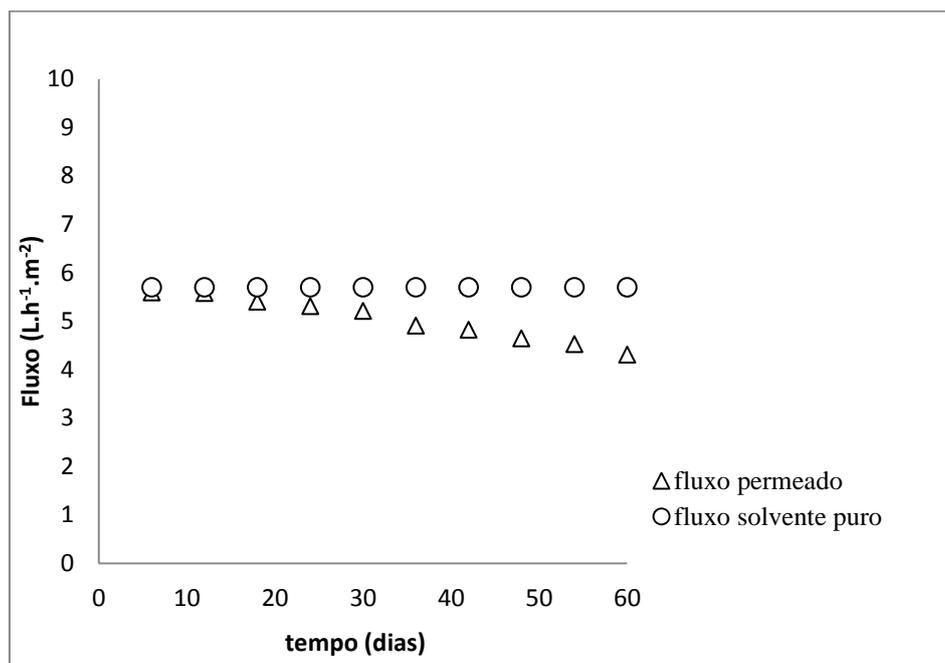


Figura 6.16 – Fluxo permeado em função do tempo na operação de osmose inversa com recuperação de 55%

Na Figura 6.16, apresenta-se o comportamento dos fluxos do primeiro experimento (recuperado 55%) ao longo dos 60 dias de operação, em que o módulo de membrana foi operado com recuperação de 55% e com pressão de alimentação e de permeado iguais, os quais variaram de 2,2 a 3,8 bar. A média do fluxo permeado com as águas cinza tratadas foi de $5,0 \pm 0,4 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$. O fluxo do solvente puro/água, à pressão média de filtração de 3,0 bar, foi para $5,7 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$.

Observou-se, também, a presença do efeito das incrustações no módulo de osmose inversa pela queda do fluxo permeado. Essa foi progredindo lentamente, diferentemente da operação com os módulos de membrana de microfiltração. O fluxo permeado variou de 5,7 a $4,2 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ após 60 dias de operação. Este apresentou redução de 26% em relação ao fluxo com solvente puro.

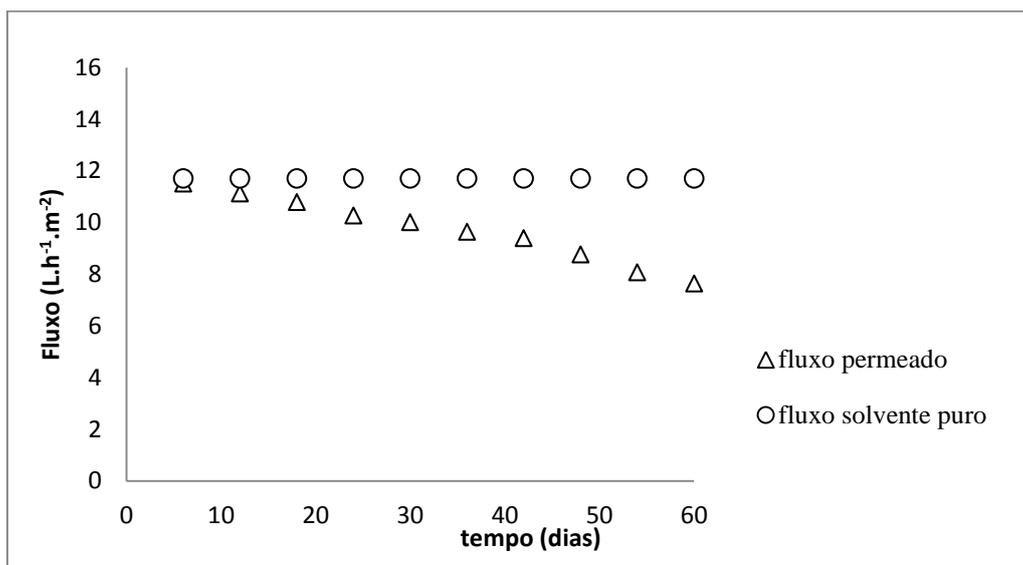


Figura 6.17 - Fluxo permeado em função do tempo na operação de osmose inversa com recuperação de 90%

No segundo experimento com recuperação de 90% (Figura 6.17), a média do fluxo permeado foi de $11,7 \pm 7,5 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$. Já a pressão de alimentação e de permeado foram iguais e variaram de 5,2 a 6,8 bar. O fluxo do solvente puro, à pressão média de 6,0 bar, foi $11,7 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ e do permeado (efluente) variou de 11,7 a $7,6 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2}$, após 60 dias. Este apresentou uma redução de 35%, ocasionada pela queda do fluxo permeado geradas pelas incrustações no módulo de osmose inversa.

A redução da permeabilidade hidráulica para o módulo de membrana de OI, no primeiro período de 60 dias, foi de 11,5%, isto é, seu fluxo passou de 2,18 para $1,93 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$. Após a limpeza química, foi possível recuperar a permeabilidade em 96,3% ($2,10 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$). Pode-se afirmar, portanto, que a incrustação reversível foi de 7,8%, e a irreversível, de 3,7%.

No segundo experimento, apesar de aumentar a quantidade de água cinza tratada de 55% para 90%, houve uma redução maior na permeabilidade hidráulica do módulo de membrana de OI de 30,5%, isto é, de 2,10 para $1,46 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$. Esta redução foi mais acentuada que no outro experimento, como já era previsível, devido à quantidade de permeado produzida foi aumentada. Entretanto, com a limpeza química, após 60 dias de operação, foi possível recuperar em 96,2% ($2,02 \text{ L h}^{-1} \text{ m}^{-2} \text{ bar}^{-1}$) as características iniciais do módulo de membrana. Esta apresentou incrustação reversível de 26,7% e irreversível de 3,8%.

Em suma, nos dois experimentos, a incrustação avançou lentamente e a operação da filtração com o módulo de membrana espiral foi estável. Para o bom funcionamento do PSM da OI, é importante que se realiza a limpeza química periódica.

6.3.2. Etapa II – Validação dos testes preliminares em um sistema de tratamento instalado em unidade residencial unifamiliar

A operação do sistema composto pelos módulos de MF e de OI para a validação dos ensaios realizados anteriormente apresentou algumas características específicas, que passam a ser relatadas a seguir.

No início da operação, a vazão volumétrica tratada era de 525 L por dia e demorava em torno de 15h para microfiltrar as águas cinza geradas diariamente na edificação em estudo. No decorrer do tratamento, devido às incrustações do PSM, o tempo de operação aumentou para 24h para tratar o mesmo volume de afluente gerado por dia. Entretanto, esse tempo oscilava dependendo do volume gerado de águas cinza na residência e do fluxo permeado da MF.

A temperatura das águas cinza oscilou de 18 a 55°C dependendo da fonte geradora e da temperatura ambiente. Como essa ficava no tanque de acúmulo e de homogeneização, as águas cinza geradas diariamente deveriam ser tratadas completamente para evitar a proliferação de microrganismos e a degradação do efluente.

Entretanto, quando o tanque de acúmulo apresentava um volume mínimo aproximado de efluente (80L), a boia de nível presente na bomba submersa não era acionada. Logo, o efluente não era succionado ao tanque de membrana de MF para o possível tratamento. Por não existir geração do efluente na edificação, este permanecia no tanque de acúmulo, sofria degradação e gerava formação do lodo. O aumento na concentração de partículas suspensas no tanque prejudicava o desempenho da MF. Diante disso, o esgotamento desse tanque foi realizado a cada 45 dias de operação (2 vezes em todo o processo, antes de iniciar a operação contínua e após os 45 dias de operação). Isso foi importante para que se mantivessem as características da água cinza em estudo e o desempenho da unidade.

As Figuras 6.18 e 6.19 apresentam o fluxo permeado da microfiltração e do fluxo do solvente puro, da alimentação, do descarte e do permeado da osmose inversa, respectivamente, durante os 100 dias de operação contínua. Os valores representados nas coordenadas das Figuras 6.18 e 6.19 são as médias dos fluxos durante 5 dias de operação.

Para o tratamento das águas cinza em 100 dias corridos, o sistema de MF submersa foi operado com fluxo permeado que variou de 23,3 a 14,5 L h⁻¹ m⁻² (Figura 6.20). A pressão transmembrana variava de 0,1 a 0,5 bar nos primeiros 10 min de cada ciclo de 30 min, enquanto o fluxo permeado mantinha-se constante. Depois desse tempo, ocorria a redução do fluxo e a pressão permanecia constante. Quando a pressão começava a se elevar, era realizado a retrolavagem (após 30 minutos de operação) que minimizava as incrustações dos módulos de membranas e possibilitava a operação com o fluxo permeado mais elevado por mais tempo, se comparado ao experimento B realizado anteriormente.

Nos 12 primeiros dias, o efeito da incrustação foi mais acentuado, isto é, houve redução de 20% do fluxo do permeado (18,7 L h⁻¹ m⁻²). Posteriormente, essa queda do fluxo progrediu lentamente, estabilizando-se em 16,3 L h⁻¹ m⁻² (redução de 30% do fluxo). Após 40 dias de operação, o sistema foi automaticamente desligado, por não haver efluente a ser tratado, devido ao fato de os moradores da residência unifamiliar terem viajado. Como a membrana ficou submersa no efluente bruto durante seis dias, uma torta espessa se formou nas fibras da membrana, prejudicando o funcionamento do PSM. Por essa razão, realizou-se a limpeza física da membrana de MF. Esta foi limpa com água da torneira até a remoção visual da torta superficial das fibras ocas e retrolavagem por 20 min com água a pressão de 1 bar. Assim, ao reiniciar a microfiltração, foi possível a recuperação do fluxo permeado em 92% (21,5 L h⁻¹ m⁻²) do valor inicial. Posteriormente, operou-se por mais de 53 dias continuamente. A queda do fluxo foi mais amena, atingindo o valor mínimo de 14,5 L h⁻¹ m⁻² no final dos 100 dias.

O maior desafio, ao se operar o módulo de membrana de MF de fibra oca, foram as incrustações geradas pela camada de polarização, apesar de serem removidas com a inversão do fluxo permeado a cada 30 min de operação. Outra possibilidade que poderia ser testada em outros trabalhos é a adição de um agitador no tanque de membrana, para aumentar o número de Reynolds do afluente (velocidade das partículas do fluido), que poderia minimizar o progresso das incrustações no módulo de membrana.

No término do tratamento, realizou-se a limpeza química nos módulos de membrana de microfiltração e de osmose inversa para a recuperação das características iniciais desses. Com a

MF, foi possível a recuperação de 90% e de 85% da permeabilidade hidráulica para os módulos de membrana 1 e 2, respectivamente.

A osmose inversa operou durante 100 dias na ausência de qualquer limpeza física ou química. O fluxo permeado apresentou um decréscimo gradativo de 11,7 a 5,4 L h⁻¹ m⁻² (redução de 54%). Isso foi decorrente das incrustações, característica do processo de separação por membrana (Figura 6.19). A vazão descarte/concentrado foi mínima para obter a maior quantidade de permeado possível. Desse modo, aquela variou de 0,5 a 1,4 L h⁻¹. Essa oscilação decorreu da variação de pressão, ou seja, quanto maior a pressão de filtração, menor a quantidade de descarte.

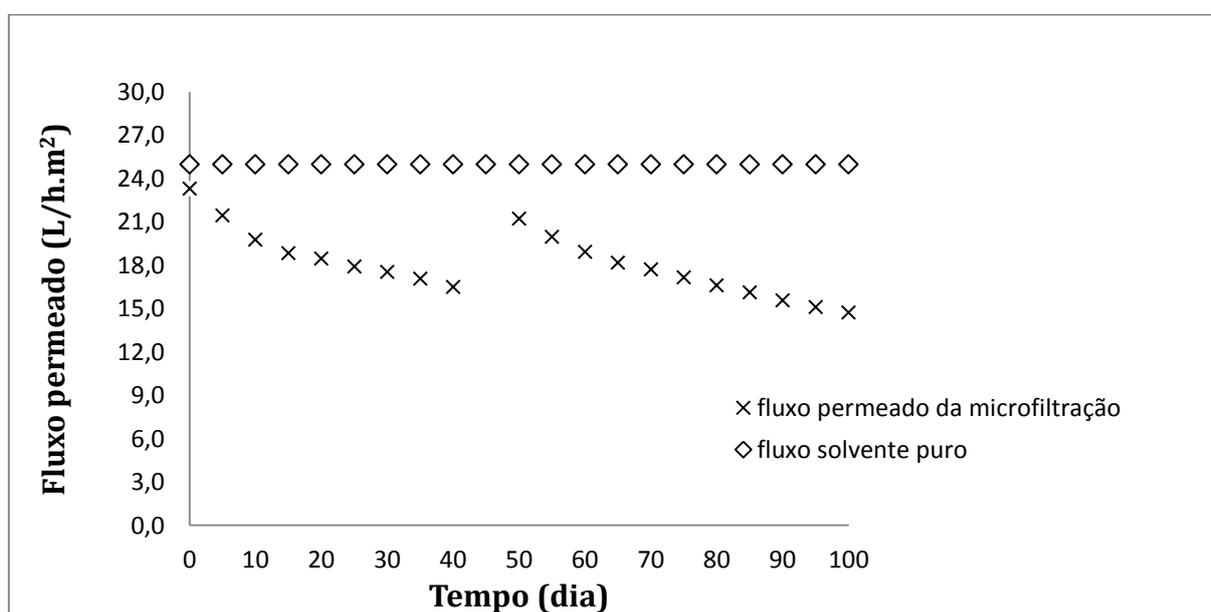


Figura 6.18 - Fluxo permeado da microfiltração durante 100 dias operação

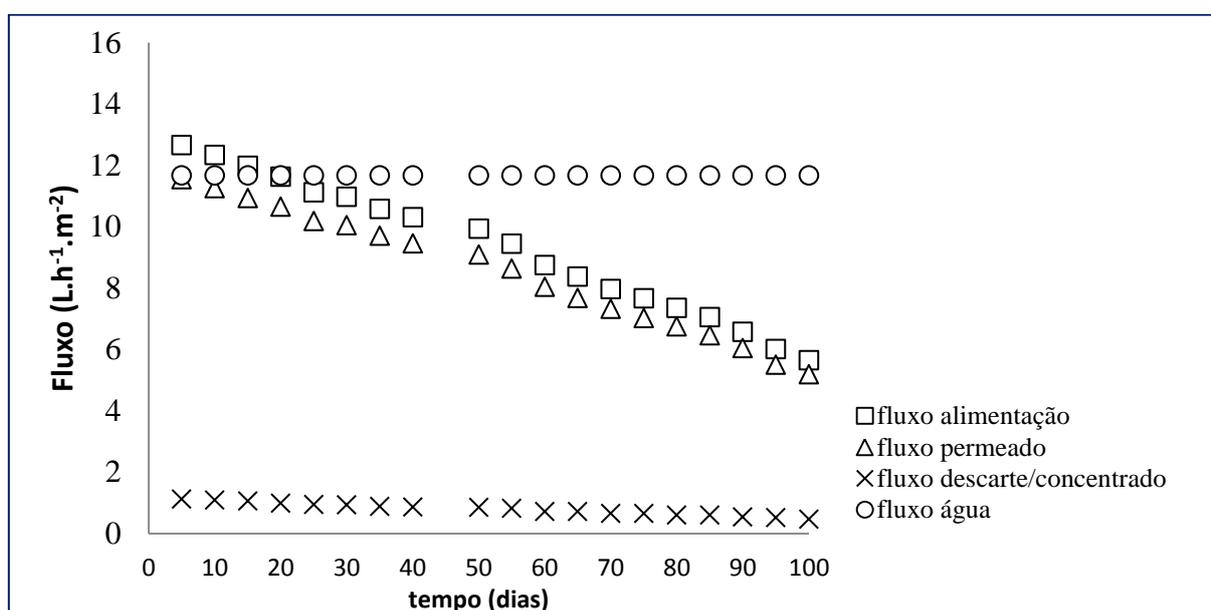


Figura 6.19 - Fluxo da alimentação, do permeado, do descarte e da água pura durante 100 dias operação

Foi determinada a permeabilidade hidráulica do módulo de osmose inversa antes de operar o processo contínuo que foi de $2,02 \text{ L.m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ bar}^{-1}$ e, após 100 dias de operação, foi de $0,97 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ bar}^{-1}$, ou seja, redução de 52%. Após, realizou-se a limpeza química que permitiu a recuperação de 85% das características iniciais daquele módulo, isto é, um novo fluxo permeado de $1,72 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ bar}^{-1}$. Desse modo, verificou-se incrustação irreversível de 14,9%.

6.3.3. Eficiência dos módulos de membrana na remoção dos poluentes e determinação da qualidade da água cinza tratada

Nos testes de bancada, a microfiltração permitiu a remoção dos parâmetros físicos, como cor aparente, turbidez e sólidos suspensos, ou seja, os parâmetros estéticos, fundamentais para o reuso doméstico. Entretanto, faz-se necessária, também, a remoção dos compostos orgânicos, dos surfactantes e dos microrganismos, para garantir a segurança ao usuário da água tratada e a tolerância ambiental. Diante disso, monitorou-se a qualidade da água de reuso nos experimentos A e B. Para isso, foram realizadas 4 coletas a cada 120h de operação e observados os parâmetros físicos e químicos do efluente bruto, do tratado por microfiltração e por osmose inversa para os dois experimentos (A e B). Para a validação dos testes preliminares de 100 dias, também, foram realizadas 4 coletas nos 23^o, 40^o, 65^o e 100^o dias de operação para determinar a eficiência do tratamento por PSM pelas características da água cinza bruta e dos permeados da MF e da OI. As médias dos parâmetros avaliados estão apresentadas na Tabela 6.17.

A Figura 6.20 apresenta uma fotografia por meio da qual é possível verificar o aspecto visual da água cinza bruta (a), após etapa de microfiltração (b) e após etapa de osmose inversa (c). Verificou-se que o aspecto visual da água após o processo de tratamento testado foi excelente, o que minimiza possível rejeição por parte do usuário dessa água de reuso.

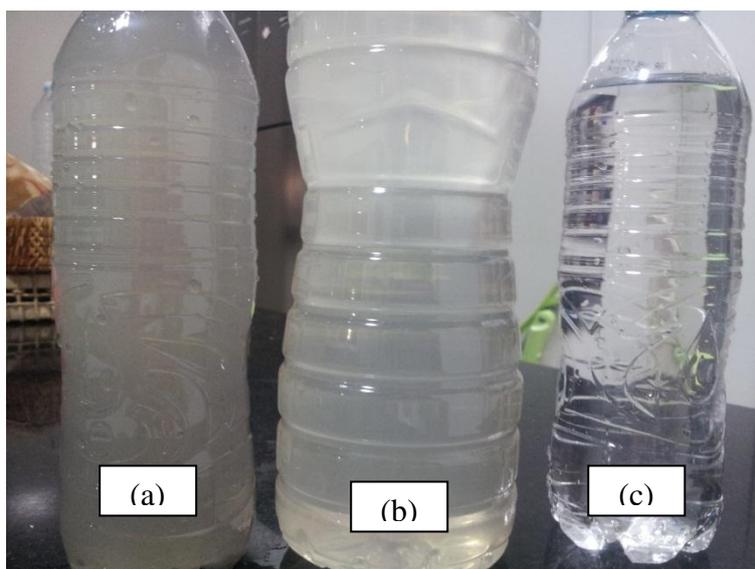


Figura 6.20 - Aspecto visual da qualidade da água bruta (a), permeado da microfiltração (b) permeado da osmose inversa (c)

Tabela 6.17 – Média dos parâmetros químicos e físicos determinados para os experimentos A, B e 100 dias de operação

Parâmetros avaliados	Unidades	bruto	Após a MF	Após a OI
Experimento A (módulos de membranas: MF de 6m ² e OI com recuperação 55%)				
pH	-	7,80 ± 0,96	7,67 ± 0,88	6,91 ± 0,38
cor aparente	UNITS PtCo	890 ± 137	180 ± 73	3 ± 4
	APHA			
turbidez	FAU	168 ± 18	44 ± 20	1 ± 1
SST	mg L ⁻¹	74 ± 8	13 ± 4	ND
SDT	mg L ⁻¹	689 ± 77	579 ± 168	44 ± 44
DBO	mg L ⁻¹	342 ± 133	213 ± 80	4 ± 2
surfactante	mg L ⁻¹	25,3 ± 4,1	20,8 ± 3,0	0,1 ± 0,1
P	mg L ⁻¹	1,45 ± 0,38	1,15 ± 0,27	0,10 ± 0,04
SO ₄ ²⁻	mg L ⁻¹	94 ± 52	33 ± 28	1 ± 1
S ²⁻	mg L ⁻¹	2,68 ± 1,09	2,62 ± 0,99	-
NO ₃ -N	mg L ⁻¹	3,9 ± 0,6	2,9 ± 0,8	1,4 ± 0,6
Experimento B (módulos de membranas: MF de 0,5m ² e 1,0m ² e OI com recuperação de 90%)				
pH	-	7,43 ± 0,28	7,33 ± 0,25	7,24 ± 0,62
cor aparente	UNITS PtCo	714 ± 221	149 ± 80	2 ± 2
	APHA			
turbidez	FAU	133 ± 46	30 ± 22	1 ± 1
SST	mg L ⁻¹	94 ± 71	3 ± 1	ND
SDT	mg L ⁻¹	561 ± 45	510 ± 43	81 ± 49
DBO	mg L ⁻¹	283 ± 91	186 ± 60	8 ± 2
surfactante	mg L ⁻¹	27,8 ± 10,3	22,8 ± 9,6	0,1 ± 0,1
P	mg L ⁻¹	0,81 ± 0,31	0,59 ± 0,23	0,04 ± 0,02
SO ₄ ²⁻	mg L ⁻¹	118 ± 158	33 ± 45	ND
S ²⁻	mg L ⁻¹	1,12 ± 1,22	0,70 ± 1,28	0,02 ± 0,02
NO ₃ -N	mg L ⁻¹	4,1 ± 0,8	1,1 ± 0,5	1,1 ± 1,2
Validação dos testes preliminares (100 dias de operação) (módulos de membranas: MF de 0,5m ² e 1,0m ² e OI com recuperação de 90%)				
pH	-	8,06 ± 0,76	8,03 ± 0,67	6,98 ± 0,70
cor aparente	UNITS PtCo	687 ± 537	200 ± 132	2 ± 3
	APHA			
turbidez	FAU	188 ± 78	71 ± 35	2 ± 1
SST	mg L ⁻¹	136 ± 103	8 ± 6	ND
SDT	mg L ⁻¹	1123 ± 101	951 ± 204	258 ± 145
DBO	mg L ⁻¹	288 ± 38	202 ± 35	4 ± 2
DQO	mg L ⁻¹	613 ± 302	255 ± 200	28 ± 9
surfactante	mg L ⁻¹	39,5 ± 23,5	-	0,7 ± 0,6
P	mg L ⁻¹	1,58 ± 0,15	1,22 ± 0,21	0,04 ± 0,02
SO ₄ ²⁻	mg L ⁻¹	230 ± 191	91 ± 54	1 ± 2
S ²⁻	mg L ⁻¹	0,48 ± 0,30	0,21 ± 0,55	0,06 ± 0,06
NO ₃ -N	mg L ⁻¹	2,7 ± 0,9	2,1 ± 0,6	0,3 ± 0,2
Coliformes termo tolerantes	UFC por 100mL	> 10 ⁵	-	10 ² a 10 ⁴

Ao se avaliarem os resultados dos parâmetros físicos e químicos avaliados (cor aparente, turbidez, sólidos suspensos totais, sólidos dissolvidos totais, DQO, DBO₅, surfactante, sulfato, sulfeto, nitrato, nitrogênio, fósforo e coliformes termo tolerantes) da Tabela 6.17, não foram observadas diferenças significativas ou quaisquer dependências de como a unidade de tratamento estava sendo operada (experimento A ou B). A diversidade dos parâmetros obtidos foi decorrente da variabilidade do efluente bruto.

Nas amostras analisadas, o valor de pH reduziu-se em cada etapa do tratamento. Isso ocorreu devido à diminuição do valor da concentração de surfactante nessas etapas. O pH médio do permeado da OI avaliado foi de $6,91 \pm 0,38$ para o experimentos A e de $7,24 \pm 0,62$ para o experimento B. E na validação do sistema de tratamento por 100 dias de operação contínua, o pH variou de 6,48 a 7,76. Esses valores atenderam os padrões de reuso doméstico, ou seja, de 6,0 a 9,0.

Observa-se pela Tabela 6.17, que a microfiltração para o experimento A possibilitou uma redução média da cor aparente de 890 ± 137 UNITS PtCo APHA para 180 ± 73 UNITS PtCo APHA, correspondendo a 80% de eficiência de remoção; para a turbidez de 168 ± 18 FAU para 44 ± 20 FAU, sendo de 74% a eficiência de remoção e para os sólidos suspensos totais, de 74 ± 8 mg L⁻¹ para 13 ± 4 mg L⁻¹, correspondendo a 82% de eficiência de remoção. Já para o experimento B, foi de 79% a eficiência de remoção para a cor aparente, de 714 ± 221 UNITS PtCo APHA para 149 ± 80 UNITS PtCo APHA, de 77% a eficiência de remoção para a turbidez, correspondendo a redução 133 ± 46 FAU para 30 ± 22 FAU e de 97% a eficiência de remoção para os sólidos suspensos totais, sendo de 94 ± 71 mg L⁻¹ para 3 ± 1 mg L⁻¹. E para a validação dos testes preliminares de 100 dias de operação, a MF removeu 71% a cor aparente, isso foi de 687 ± 537 UNITS PtCo APHA para 200 ± 132 UNITS PtCo APHA; 62% a turbidez, ou seja, de 188 ± 78 FAU para 71 ± 35 FAU e 94% a concentração de sólidos suspensos totais, de 136 ± 103 mg L⁻¹ para 8 ± 6 mg L⁻¹.

Diante desses resultados, pode-se concluir que não houve diferença significativa na remoção dos parâmetros físicos (cor aparente, turbidez e sólidos suspensos totais) em relação à densidade de empacotamento dos módulos de membranas de MF que estavam operando a unidade de tratamento. Assim, a MF foi eficiente como pré-tratamento das águas cinza em escala piloto considerando a remoção daqueles parâmetros físicos. O acoplamento da OI, após a MF, foi essencial ao tratamento das águas cinza. Esse módulo de OI realizou o polimento do

efluente, o que possibilitou, nas amostras do efluente tratado, a ausência de sólidos suspensos em todas as coletadas realizadas e cor aparente média de 3 ± 4 UNITS PtCo APHA, de 2 ± 2 UNITS PtCo APHA e de 2 ± 3 UNITS PtCo APHA, para os experimentos A, B e 100 dias de operação contínua, respectivamente. Além disso, turbidez média, de 1 ± 1 FAU para os experimentos A e B e de 2 ± 1 FAU para os 100 dias de operação. Assim, para todas as análises realizadas, esses parâmetros atenderam o exigido pelo guia “Conservação e Reuso de água em Edificações”, elaborado pela ANA/ FIESP (2005), o qual estabelece que a água reutilizada deve apresentar um valor inferior a 10 UNITS, e pela lei municipal nº 2.856/11 de Niterói, a qual estabelece valor inferior a 15 UNITS.

Constatou-se, também, que a concentração dos sólidos dissolvidos presentes na água de reuso, em lavagens, pode manchar a lataria dos carros, ou os pisos. As análises mostraram concentrações médias de SDT para as águas cinza tratadas, de 44 ± 44 mg L⁻¹ para o experimento A, de 81 ± 49 mg L⁻¹ para o experimento B e de 258 ± 145 mg L⁻¹ para o processo contínuo de 100 dias de operação. Este último apresentou uma concentração média maior se comparado aos outros experimentos, isso pode ser atribuído à qualidade do efluente bruto, cuja concentração de sólidos foi de 1123 ± 101 mg L⁻¹, enquanto para os outros experimentos A e B, foi de 689 ± 77 mg L⁻¹ e de 561 ± 45 mg L⁻¹, respectivamente.

A concentração de matéria orgânica foi monitorada, pois a presença desta pode permitir a proliferação de microrganismos e a decomposição não controlada dos efluentes. Foi possível obter uma eficiência de remoção de matéria orgânica biodegradável (DBO₅) superior a 90% no tratamento das águas cinza pelo PSM. Obtiveram-se, assim, concentrações médias de DBO₅ para o efluente bruto e tratado foram de 342 ± 133 mg L⁻¹ e de 4 ± 2 mg L⁻¹ para o experimento A, de 283 ± 91 mg L⁻¹ e de 8 ± 2 mg L⁻¹ para o experimento B e de 288 ± 38 mg L⁻¹ e de 4 ± 2 mg L⁻¹ para os 100 dias de operação contínua, respectivamente. Essas concentrações de DBO₅ atenderam o estabelecido pela ANA/FIESP (2005), inferior a 10 mg L⁻¹. Avaliou-se, também, a concentração de DQO no tratamento das águas cinza nos 100 dias de operação do sistema, em que o efluente bruto apresentou uma concentração média de 613 ± 302 mg L⁻¹. Foi possível reduzir essa concentração com o PSM para 28 ± 9 mg L⁻¹.

A concentração de fósforo, também, foi monitorada nos experimentos em escala piloto. A presença deste nas águas cinza tratadas pode gerar a proliferação de algas e filmes biológicos que podem formar depósitos em tubulações, peças sanitárias, reservatórios, tanques e outros. A eficiência de remoção de fósforo nos experimentos A, B e nos 100 dias de

operação contínua utilizando a membrana de microfiltração foi de 20,9% ($1,45 \pm 0,38 \text{ mg L}^{-1}$ para $1,15 \pm 0,27 \text{ mg L}^{-1}$), 26,4% ($0,81 \pm 0,31 \text{ mg L}^{-1}$ para $0,59 \pm 0,23 \text{ mg L}^{-1}$) e 22,9% ($1,58 \pm 0,15 \text{ mg L}^{-1}$ para $1,22 \pm 0,21 \text{ mg L}^{-1}$), respectivamente. Com a osmose inversa, foi possível obter um permeado com concentrações média de fósforo de $0,10 \pm 0,04 \text{ mg L}^{-1}$ para o experimento A e de $0,04 \pm 0,02 \text{ mg L}^{-1}$ para o experimento B e para os 100 dias de operação contínua, obtendo rejeição superior a 90%. Para todas as coletas realizadas, as concentrações do efluente tratado atenderam ao estabelecido no guia “Conservação e Reúso de água em Edificações” elaborado pela ANA/ FIESP (2005), que exige concentração de fósforo inferior a $0,1 \text{ mg L}^{-1}$.

A concentração de sulfato, no efluente bruto, oscilou de 29 a 485 mg L^{-1} . Esta variação foi derivada dos produtos de limpeza utilizados na residência, como detergente em barra, em pó e líquido. O módulo de membrana de microfiltração foi responsável pela remoção média de 64% ($94 \pm 52 \text{ mg L}^{-1}$ para $33 \pm 28 \text{ mg L}^{-1}$) para o experimento A, 72% ($118 \pm 158 \text{ mg L}^{-1}$ para $33 \pm 45 \text{ mg L}^{-1}$) para o experimento B e 61% ($230 \pm 191 \text{ mg L}^{-1}$ para $91 \pm 54 \text{ mg L}^{-1}$) para os 100 dias de operação contínua. Já, o módulo de osmose inversa permitiu obter concentrações de sulfato inferiores a 3 mg L^{-1} para as águas cinza tratadas.

As concentrações determinadas de enxofre, no efluente bruto, foram diferentes para os experimentos A ($1,64$ a $4,13 \text{ mg L}^{-1}$) e B ($0,29$ a $1,05 \text{ mg L}^{-1}$). Essa diferença de valores, superior a 75% nas concentrações desse parâmetro, pode ter ocorrido devido ao fato de que, no desenvolvimento do experimento A, a caixa de gordura da residência estava funcionando como uma caixa de acúmulo do efluente da cozinha. Essa água cinza acumulada sofria decomposição anaeróbia e, como consequência, exalava odor desagradável pela produção do gás sulfídrico. Assim, no término do experimento A, realizou-se a limpeza dessa suposta caixa de gordura e executaram-se as adaptações necessárias para que se atendesse às normas brasileiras.

Na unidade de tratamento estudada de águas cinza, obtiveram-se concentrações médias de sulfeto de $0,02 \pm 0,02 \text{ mg L}^{-1}$ para o experimento B e de $0,06 \pm 0,06 \text{ mg L}^{-1}$ para os 100 dias de tratamento contínuo. Apesar de essas concentrações serem baixas, o efluente tratado apresentou odores desagráveis, o que geraria rejeição por parte dos usuários para o reuso doméstico. Uma forma de eliminar esse odor, segundo Belli Filho *et al.* (2001), seria a adição de soluções básicas, como NaOH ou KOH, para absorver esses compostos. Com isso, foi realizado um teste, no qual foi acrescentado $0,5 \text{ mL}$ de solução de $0,1 \text{ mol L}^{-1}$ de

hidróxido de sódio ao efluente tratado. Isso permitiu a diminuição do odor do efluente tratado. A solução básica pode ter provocado o aumento da solubilidade aparente do composto (sulfeto) a eliminar, favorecendo o coeficiente de transferência de massa ou a transformação das moléculas odorantes em compostos não odorantes e não tóxicos. No entanto, seria necessário realizar mais testes para averiguar a validade dessa possibilidade.

As concentrações médias de nitrato no efluente bruto foram de $3,9 \pm 0,6 \text{ mg.L}^{-1}$ e para o experimento A, de $4,1 \pm 0,8 \text{ mg L}^{-1}$ para o experimento B e de $2,7 \pm 0,9 \text{ mg.L}^{-1}$ para os 100 dias de operação contínua e após o tratamento com as membranas foi possível reduzi essas concentrações para $1,4 \pm 0,6 \text{ mg.L}^{-1}$, $1,1 \pm 1,2 \text{ mg.L}^{-1}$ e $0,3 \pm 0,2 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente.. Essas concentrações foram inferiores a 10 mg L^{-1} , valor sugerido pelo “Guia de Conservação e Reuso da água em Edificações” (ANA/FIESP/SindusCon/SP, 2005) para o reuso em descarga de bacias sanitárias, de lavagem de pisos e fins ornamentais (chafarizes, espelhos de água etc.) e de lavagem de roupas e de veículos.

O tensoativo aniônico (surfactante) apresentou uma concentração média no efluente bruto de $25,3 \pm 4,1 \text{ mg L}^{-1}$ para o experimento A e de $27,8 \pm 10,3 \text{ mg L}^{-1}$ para o experimento B. Após a microfiltração, a concentração de surfactante foi reduzida em 18% nos experimentos A e B, ou seja, para $20,8 \pm 3,0 \text{ mg L}^{-1}$ e para $22,8 \pm 9,6 \text{ mg L}^{-1}$, respectivamente. Com o polimento por osmose inversa, foi possível obter um permeado com rejeição superior a 90% para esse parâmetro, no qual a concentração média foi de $0,1 \pm 0,1 \text{ mg L}^{-1}$. Esses valores obtidos atenderam ao estabelecido no guia “Conservação e Reúso de água em Edificações” elaborado pela ANA/ FIESP (2005), que exige concentração de surfactante inferior a $0,5 \text{ mg L}^{-1}$.

Na validação dos testes preliminares no sistema de tratamento instalado na unidade residencial unifamiliar, observou-se que a concentração de surfactante nas águas cinza variou de 18 a 72 mg L^{-1} nos 100 dias de operação. Esse tensoativo aniônico prejudicou a qualidade do permeado do pré-tratamento, devido à aderência das partículas nos poros dos módulos de membrana da MF que diminuiu o fluxo permeado e a qualidade do permeado da MF. Para minimizar os efeitos desse poluente nas membranas de MF, foi necessário intensificar as limpezas físicas (retrolavagens). Por isso, reduziu-se o tempo de filtração de 60min para 30min com retrolavagem de 1min nos testes de validação. E, nesses testes, também, não foi avaliada a concentração do permeado da microfiltração, pois, nos experimentos A e B, o módulo de membrana de OI foi responsável pela eficiência de remoção da concentração de

surfactante. As concentrações desses nas coletas dos 100 dias de operação encontram-se na Tabela 6. 18.

Tabela 6.18 – Concentração de surfactante nos 100dias de operação contínua

Coletas	Efluente Bruto	Permeado da Osmose inversa	Eficiência de remoção
23 ^o dias	18mg L ⁻¹	0,3mg L ⁻¹	98%
40 ^o dias	40mg L ⁻¹	0,3mg L ⁻¹	99%
65 ^o dias	72mg L ⁻¹	0,4mg L ⁻¹	99%
100 ^o dias	28mg L ⁻¹	1,6mg L ⁻¹	94%

A Tabela 6,18 mostra que a concentração de surfactante no permeado da OI foi aumentando no decorrer no processo de tratamento. Diante disso, ao término dos 100dias de operação da unidade, pôde-se observar que a membrana de OI saturou-se com o tensoativo aniônico, o que se constatou na última análise do permeado. A concentração de surfactante no permeado no 100^o dia foi de 1,6 mg L⁻¹. O valor encontrado foi 4 a 5 vezes superior às outras análises 0,1 a 0,4 mg L⁻¹ na escala piloto. Segundo Sinha e Paraneswar (2012), essa redução na queda da rejeição pode ter sido ocasionada pela minimização dos efeitos convectivos, ou seja, pode ter ocorrido o aumento da polarização de concentração na superfície do módulo de membrana gerada pelo acúmulo de íons dissolvidos, sendo necessária a realização da limpeza química no módulo de OI. Isso pode ter ocorrido, ainda, pelo aumento da passagem de tensoativos aniônicos através da membrana, reduzindo a qualidade do permeado.

Verificaram-se, por meio da quantificação de coliformes termo tolerantes, valores superiores a 1600 NMP por 100 mL, com contagem acima de 10⁵ UFC por mL na amostra bruta. Após o tratamento por membranas (MF e OI), foi possível reduzir os coliformes termo tolerantes a 220 NMP por 100 mL e com presença de 10² a 10⁴ UFC por mL. Esses resultados foram divergentes dos resultados encontrados no tratamento das águas cinza com os módulos de membranas de microfiltração de bancada. Nesses testes, os permeados da microfiltração apresentaram ausências de coliformes termo tolerantes. E, também, a presença dessas bactérias, após o PSM, foi divergente da literatura. Segundo Younos *et al.* (2005), os módulos de osmose inversa têm a finalidade de remover 95% das bactérias presentes no efluente bruto.

Foram averiguadas, diante disso, as possíveis formas de contaminação mmicrobiológica das águas cinza tratadas. A primeira pode ter sido ocasionada pelo tempo

decorrido entre a coleta e a análise, por ser superior a 12 horas, o que, supostamente, acarretou a proliferação de microrganismos na amostra. Outro fator de contaminação pode ter ocorrido no tanque de armazenamento da microfiltração/alimentação da OI. A intermitência do volume do permeado da MF nesse tanque e o tempo de espera para atingir o volume mínimo para acionar a chave da operação da OI podem ter deixado o tanque de armazenamento propício à contaminação e à proliferação de microrganismo, devido à presença de matéria orgânica e de tensoativos. Isso pode ter prejudicado a qualidade do afluente na alimentação da OI, prejudicando a eficiência do módulo de OI, saturando-o com bactérias. Assim, para que as águas cinza tratadas atendam o padrão de reuso doméstico, seria necessário acrescentar solução de hipoclorito de sódio de 2 mg.L^{-1} no final do tratamento das águas cinza, ou, ainda, minimizar os fatores que foram os possíveis responsáveis pela suposta contaminação do efluente final.

6.3.4. Considerações sobre custos de instalação da unidade de tratamento estudado e sobre a redução nos custos pelo consumo da água

A Tabela 6.19 apresenta o consumo de água mensal e a geração diária de água residuária (águas cinza e outras), bem como a porcentagem de águas cinza em relação à quantidade total de água residuária gerada no período em estudo.

Tabela 6.19 - Valores de água consumida, de águas cinza, de águas negras e de lavagem de calçada na residência em estudo

Período em estudos	Consumo de água mensal				Geração diária de água Residuária			Porcentagem diária de águas cinza
	total (m ³)	calçada (m ³)	negras (m ³)	Cinza (m ³)	total (L)	cinza (L)	outras (L)	
Agosto / 2013	30	7	2,3	20,8	1200	830	370	69%
Setembro /2013	26	8	2,3	15,7	1000	602	398	60%
Outubro / 2013	29	8	2,8	18,2	935	587	348	63%
Novembro/2013	27	7	2,2	17,8	1125	743	383	66%
Dezembro/2013	12	5	1,8	5,2	600	260	340	43%
Janeiro / 2014	22	7	2,2	12,8	917	535	382	58%
Fevereiro /2014	22	7	2,5	12,5	786	446	340	57%
Março / 2014	20	8	2,4	9,6	741	354	386	48%
Abril / 2014	21	7	2,3	11,7	808	448	359	56%
Média	23±6	7,1±0,9	2,3±0,3	13,8±4,8	901±190	534±181	367±21	(58±8)%

A Tabela 6.19 informa que, no período estudado (agosto de 2013 a abril de 2014), o consumo diário médio de água da residência unifamiliar foi de 901 ± 190 L dia⁻¹. Deste valor, houve geração média de 534 ± 181 L de águas cinza e de 367 ± 21 L de outras, como as águas negras e as águas de lavagem de calçadas. Isso representa uma geração média diária de 58 ± 8 % de águas cinza. Esse valor foi semelhante aos valores reportados na literatura citada anteriormente.

Para a edificação unifamiliar estudada, conforme a Tabela 6,19, o consumo mensal médio de água, no período em estudo, foi de 23 ± 6 L, em que a geração média de águas cinza foi $13,8 \pm 4,8$ L e outros fins (lavagem de calçada e descarga sanitária), $9,4 \pm 1,2$ L. Se a unidade de tratamento fosse instalada nessa residência, as águas cinza tratadas atenderiam o uso menos nobres, como descarga sanitária e lavagem de calçada, considerada neste estudo, e poderia, inclusive, promover um sistema automático de irrigação de jardim com o excesso de águas tratadas.

Desse modo, a economia de água potável mensal na residência seria 14L, e o volume mensal de água potável reduzir-se-ia de 23L para 9L. Assim, os moradores que pagam, hoje, R\$ 133,39 (valor fornecido na Tabela A.1) de água, pagariam, apenas, a taxa mínima de consumo de água e de esgoto (10L) que seria de R\$ 46,25 (valor fornecido na Tabela 5.5). Em

termos financeiros, a economia mensal de seria de R\$ 87,14 (65,3% no valor) e anual de R\$ 1.045,68, sendo, portanto, financeiramente viável.

Entretanto, se considerado o valor do investimento inicial para a aquisição do equipamento (R\$ 68.300,00), o período de retorno financeiro seria superior a 50 anos (dado presente na Tabela A.1 do anexo A), o que seria inviável para uma edificação unifamiliar.

As informações obtidas para a residência unifamiliar, no entanto, podem ser utilizadas para estimar o consumo mensal de água em edificações multifamiliares. No estudo, a unifamiliar apresentou consumo médio de 23L de água, dos quais 58% eram provenientes das águas cinza. Mas, se houvesse 15 edificações em que já existisse a segregação das águas residuárias, haveria um consumo mensal de 345L de água, dos quais 200L seriam de águas cinza. Em consequência, o período de retorno do investimento para a aquisição da unidade de tratamento de águas cinza seria inferior a 3 anos (valor fornecido pela Tabela A.1 do anexo A), sendo, assim, economicamente viável. Nessas edificações multifamiliares, o gasto médio mensal de R\$ 3.825,32 por mês, e, com a instalação do equipamento de tratamento de águas cinza, haveria um decréscimo de 56% (R\$ 2.147,67), ou seja, reduzir-se-ia para R\$ 1.677,65.

7. CONCLUSÃO

Diante da iminente perspectiva da escassez de água, torna-se imprescindível o reuso do efluente urbano. Essa alternativa garante não só a prosperidade e a qualidade de vida da humanidade, como também a preservação dos recursos naturais do planeta, o que condiz à proposta de uma efetiva sustentabilidade.

O estudo, em escala bancada, averiguou que o fluxo permeado inicial sofreu influência da pressão e da temperatura, acentuando-se mais neste último parâmetro, pelo fato de a viscosidade do efluente ser função da temperatura. Constatou-se, ainda, que a diminuição da viscosidade acelerou o fluxo permeado, aumentando o coeficiente de transferência de massa.

Observou-se, também, que o desempenho do tratamento dos módulos de membranas de microfiltração, em escala bancada, dependia da pressão aplicada, da composição química e da quantidade de sólidos existentes nas águas cinza. Assim, detectou-se que o módulo de membrana de microfiltração com densidade de empacotamento de $500 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ e de $800 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$, aliado à presença de aeração e pressões baixas (inferiores a 0,1 bar) apresentaram os melhores resultados em relação à diferença do fluxo permeado da água e do efluente. Essas condições foram aplicadas na escala piloto.

Os mecanismos de incrustações, ajustados nos módulos de membranas de microfiltração, foram descritos, pelo modelo de Hernia, como bloqueio torta de filtro e aleatório. Essas incrustações foram minimizadas ou controladas de modo eficiente durante a operação de filtração, em escala bancada, por mecanismo de retrolavagem e por altas velocidades tangenciais de operação.

Ao se operar a microfiltração, no estudo de bancada, com elevada força motriz (pressão), devia-se intensificar a frequência de retrolavagem para a recuperação do fluxo permeado e para a manutenção de um PSM econômico. Outra constatação foi que a aeração auxiliou na redução da permeabilidade e na minimização da incrustação dos módulos de membrana de bancada.

Os módulos de membranas de microfiltração foram efetivos nas remoções dos parâmetros físicos (cor aparente, sólidos suspensos totais e turbidez) e biológico (coliformes termo tolerantes) das águas cinza tratadas em escala bancada. Esses parâmetros atenderam a qualidade de água de reuso exigida para as Classes 2, 3 e 4, segundo a NBR 13.969/97.

Em escala piloto, apesar das variações na qualidade e na geração do efluente em estudo, o acoplamento do processo de separação com membranas de microfiltração e de osmose inversa foi eficaz na remoção de parâmetros físicos (cor aparente, turbidez e sólidos suspensos), orgânicos (DBO₅ e DQO) e químicos (sólidos dissolvidos, concentração de surfactante, de nitrogênio na forma de nitrato e de fósforo total) presentes no efluente, atendendo aos critérios específicos de águas de reuso das classes 1 e 2 estabelecidos na NBR 13.969/97 e da classe 1 estabelecidos no Guia de Conservação e Reuso da Água em Edificações (ANA/FIESP/SindusCon/SP, 2005).

Constatou-se, que, o módulo de osmose inversa nos 100 dias de operação saturou-se com surfactante e com coliformes termo tolerantes. Assim, para o bom funcionamento das membranas de MF e de OI em estudo, as limpezas físicas e químicas deveriam ser realizadas periodicamente, para se garantir a qualidade da água tratada, para se evitarem as incrustações irreversíveis nos módulos de membranas, também, para se operar em condições hidrodinâmicas favoráveis ao fluxo e às taxas de rejeição.

A unidade de tratamento de águas cinza estudada nesta tese poderá proporcionar a consolidação de uma cultura de reuso desse efluente, o que poderá aumentar a competitividade do setor de construção civil, em projetos de “edificações verdes”. Aliás, devem-se propiciar incentivos que despertem essas construções sustentáveis cujo foco seja o tratamento e o reuso das águas cinza *in situ*. Estas devem ser coletadas, tratadas e reutilizadas para fins não potáveis.

Em suma, a segregação do efluente doméstico urbano poderá beneficiar as estações de tratamento de esgotos municipais, por impedir a diluição de vestígios de contaminantes eliminados por seres humanos nesse efluente, e por aumentar o potencial de degradação dos compostos nos processos biológicos para o tratamento de esgotos.

8. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Averiguar a concentração da solução básica de NaOH para eliminar o odor desagradável do efluente tratado;
- Instalar o equipamento da unidade de tratamento de águas cinza em edificações multifamiliares, como condomínios horizontais e verticais;
- Testar a unidade de tratamento de águas cinza com outros módulos de membranas. Isso é possível, porquanto a tecnologia de membranas avança continuamente, o que propicia novos fornecedores no Brasil. Em consequência, reduzir-se-ia o custo do equipamento, o que propiciaria maior acesso para edificação unifamiliar;
- Estimar o impacto positivo sobre ETE's (e, de forma mais abrangente, sobre o ambiente urbano), como o custo financeiro para o tratamento dos esgotos domésticos, e a infra-estrutura urbana para o esgoto;
- Avaliar a percepção da população com relação ao reuso doméstico, como aceitação, rejeição, falta de conhecimentos e de informações;
- Avaliar a percepção dos engenheiros construtores, dos arquitetos, do poder público municipal em relação à ideia da implementação da segregação da rede de esgoto na fase de projeto;
- Realizar um estudo econômico mais aprofundado para a implantação da unidade de tratamento de águas cinza.

9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

_____. Decreto municipal nº 212 *Consolidação da Legislação de Uso do Solo*. Curitiba (PR). 2007.

_____. Decreto municipal nº 293. *Critérios e Uso e Conservação Racional da Água em Curitiba*. Curitiba (PR). 2006.

_____. Lei municipal nº 10.785 *Cria no município de Curitiba o programa de conservação e uso racional de água nas edificações – PURAE*. Curitiba (PR). 2003.

_____. Lei municipal nº 2.856. *Institui Mecanismos de Estímulo à Instalação de Sistema de Coleta e Reutilização de Águas Servidas em Edificações Públicas e Privadas*. Niterói (RJ). 2011.

_____. Lei municipal nº 6.345. *Institui o Programa de Reaproveitamento de Águas de Maringá*. Maringá (PR). 2003.

_____. Master Plumbers and Mechanical Service Association Of Australia and Mechanical Services Association of Australia and RMIT University. *Urban Greywater Design and Installation Handbook*. Disponível em http://www.nwc.gov.au/data/assets/pdf_file/0017/10754/GREYWATER_handbook_nwc_1_ogo.pdf. Acessado em 01 de janeiro de 2012.2008.

_____. QUEENSLAND GOVERNMENT Onsite sewerage facilities. *Guidelines for the use and disposal of greywater in unsewered areas*. Queensland Government, Local Government and Planning, Brisbane, Queensland Australia, 2003.

_____. Resolução nº54 do Conselho Nacional de Recursos Hídricos. *Estabelece Critérios Gerais para Reuso de Água Potável*. 2005.

_____. Lei nº 9,433. DA POLÍTICA NACIONAL DE RECURSOS HÍDRICOS. Brasil. 1997.

ABNT - NBR 10.738 - *Água - Determinação de surfactantes aniônicos pelo método espectrofotométrico do azul-de-metileno*. Rio de Janeiro. 1989.

ABNT - NBR 13.969: *Tanques Sépticos - Unidades de Tratamento Complementar e Disposição Final dos Efluentes Líquidos – Projeto, Construção e Operação*. Rio de Janeiro, 1997.

AL-JAYYOUSI, O. R., *Greywater Reuse: Towards Sustainable Water Management*, Desalination 156 (1-3), 181-192. 2003.

ANA, FIESP e SindusCon-SP. *Conservação e Reúso de água em Edificações*. Prol Editora Gráfica. São Paulo: 2005.

APHA - AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. *Standard Methods for the Examination for Water and Wastewater* 14^a ed., Washington D.C., 1995.

ASANO, T., BURTON, F. L., LEVERENZ, H. L., TSUCHIHASHI, R., TCHOBANOGLOUS, G. *Water Reuse: Issues, Technologies, and Applications*. New York. McGraw-Hill. 2007.

BACCHIN, P.; AIMAR P., FIELD R. W. *Review Critical and sustainable fluxes: theory, experiments and applications*. Journal of Membrane Science 281, 1-2 42-69. 2006.

BACKER, R. W. *Membrane Technology and Applications*. West Sussex. John Wiley & Sons, Ltda. 2004.

BAI, R., LEOW H.F. *Modeling and experimental study of microfiltration using a composite module*. Journal of Membrane Science, 204, 359–377. 2002.

BARRETO, D. *Perfil do consumo residencial e usos finais da água*. Ambiente Construído, v. 8, n. 2, p. 23-40, abr./jun. 2008.

BARTELS, C. R. *Reverse Osmosis Membranes for Wastewater Reclamation*. Retrived from http://membranes.com/index.php?pagename=tech_papers. 2006.

BAZZARELLA, B.B.; *Caracterização e aproveitamento de água cinza para uso não potável em edificações*. Dissertação . Universidade Federal do Espírito Santo, Centro Tecnológico. Vitória (ES), 165f. 2005.

BELLI, T, J, *Biorreator à Membrana em Batelada Sequencial Aplicado ao Tratamento de Esgoto Visando a Remoção de Nitrogênio Total*. Dissertação. Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis. 2011.

BELLI FILHO, P, COSTA, R. H. R., GONÇALVES, R. F., CORAUCCI FILHO, B., LISBOA, H. M. *Tratamento de Odores em Sistemas de Esgotos Sanitários*. Capítulo 8.. in: Chernicharo, C.A.L. (coordenador). Pós-tratamento de efluente de reatores anaeróbicos. Finep/Prosab, Belo Horizonte, 2001.

BOD TRAK, Manual do Usuário. Hach. Edição 1. 2008.

BORGES, L. Z. *Caracterização da Água Cinza para Promoção da Sustentabilidade dos Recursos Hídricos*. Dissertação de Mestrado do Programa de Pós – Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental da Universidade Federal do Paraná. Curitiba, 2003.

BOUHABILA, E. H., AIM, R. B., BUISSON, H., *Microfiltration of Activated Sludge using Submerged membrane with Air Bubbling (Application to Wastewater treatment)*, Desalination, v. 118, p.315-322, 1998.

BRAGA, E.D. *Estudo de Reúso de Água em Condomínios Residenciais*. Dissertação. Universidade Federal de Itajubá, 144p. 2009

BRUGGEN, B. V. D., LEJON, L., VANDECASTEELE, C. *Reuse, Treatment, and Discharge of the Concentrate of Pressure-Driven Membrane Processes*. Environmental Science and Technology. 37(17):3733. 2003.

CANADA MORTGAGE AND HOUSING CORPORATION (CMHC) *Water reuse standards and verification protocol*. Research Report, CHMC, Ottawa, Canada, 2004.

CARR, R.M., BLUMENTHAL, U.J., MARA, D.D. *Guidelines for the safe use of wastewater in agriculture: revisiting WHO guidelines*. Water Sci. Technol. v50 (2), p31–38. 2004.

CHERYAN, M. (Ed.) *Ultrafiltration and microfiltration handbook*. Lancaster: Technomic Publ., 526 p. 1998.

CHIN, W.H. RODDICK, F.A. HARRIS, J.L. *Greywater treatment by UVC/H₂O₂*. Water Research, vl.43(16), pp.3940-3947. 2009.

CHOI, H., ZHANG, K., DIONYSIOU, D. D., OERTHER, D. B., SORIAL, G. A., *Influence of Cross-Flow Velocity on Membrane Performance During Filtration of Biological Suspension*, Journal of Membrane Science 24818, 9-199. 2005.

CHRISTOV A-BOAL D, LECHTE P, SHIPTON R., *Installation and Evaluation of Domestic Greywater Reuse Systems Executive Summary*. Victoria University of Technology, Victoria, Australia. 1995.

CLARK, J. *HowStuffWorks - O que é água cinzenta?* acessado em 25.01.2011. <http://ambiente.hsw.uol.com.br/agua-cinza1.htm>. 2007.

CONFERÊNCIA DAS NAÇÕES UNIDAS SOBRE MEIO AMBIENTE E DESENVOLVIMENTO, 1992, Rio de Janeiro. *Agenda 21...* Brasília: Senado Federal, Subsecretaria de Edições Técnicas, 1996.

CONSELHO BRASILEIRO DE CONSTRUÇÃO SUSTENTÁVEL (CBCS) E O SINDICATO DA HABITAÇÃO DE SÃO PAULO (SECOVI). *Conduas de Sustentabilidade no Setor Imobiliário Residencial*. Disponível em: < <http://www.cbcs.org.br/website/conduas-de-sustentabilidade/show.asp?ppgCode=2AF07A75-7E4C-426B-BF7A-C2F925B2B065>> acessado em 30 de outubro de 2013.

COSTA, D. M. A., BARROS JÚNIOR, A. C., *Avaliação da Necessidade do Reuso de Águas Residuais*. Holos, ano 21, setembro, 2005. Disponível em: <<http://www2.ifrn.edu.br/ojs/index.php/HOLOS/article/viewFile/74/80>>. acessado em 18.08.2011.

COTE, P.; BUISSON, H.; PRADERIE, M. *Immersed Membranes Activated Sludge Process Applied to the Treatment of Municipal Wastewater*. Water Science and Technology, v. 38, n. 4, p. 437-442, 1998.

DALAHMEH, S. *Bark and Charcoal Filters for Greywater Treatment Pollutant Removal and Recycling Opportunities*. Swedish University of Agricultural Sciences. Tese de Doutorado. 2013.

DANTAS, D. L., SALES, A. W. *Aspectos Ambientais, Sociais e Jurídicos do Reuso Da Água*. Revista de Gestão Social e Ambiental. V.3, Nº.3, p. 4-19. 2009.

DIEL, J. L. *Caracterização Funcional de Membranas Cerâmicas de Micro e Ultrafiltração*. Dissertação. Universidade Federal do Rio Grande do Sul Porto Alegre (RS). 2010.

DIXON A., BUTLER D., FEWKES A. AND ROBINSON, M. *Measurement And Modelling Of Quality Changes In Stored Untreated Grey Water*. Urban Water 1(4), 293-306. 2000.

ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (EPA), *Guidelines for Water Reuse*, U.S. Agency for International Development, Washington, DC, setembro de 2004.

EPA Guidelines for Water Reuse: Environmental Protection Agency; Municipal Support Division: Office of Wastewater Management, Washington DC.; Technology Transfer and Support Division: National Risk Management & Research Laboratory Office of Research and Development, Cincinnati, OH; U.S. Agency for International Development, Washington DC. 2004.

ERIKSSON, E., AUFFARTH, K., HENZE, M., LEDIN, A. *Characteristics of grey wastewater*, Urban Water v4 n1, 85-104. 2002.

FIORI, S.; FERNANDES, V.M.C.; PIZZO, H. *Avaliação qualitativa e quantitativa do reuso de águas cinzas em edificações*. Ambiente Construído. Porto Alegre, V.6, n.1, p19-30, janeiro/março 2006.

FONINI, A.; FERNANDES, V. M. C.; PIZZO, H. S. *Estudo para a Determinação da Capacidade de Aproveitamento das Águas pluviais e das Águas cinzas em um Complexo Esportivo Universitário*. In: I Conferência Latino-Americana de Construção Sustentável e X Encontro Nacional de Tecnologia do Ambiente Construído. São Paulo. Julho. 2004.

FRANÇA NETA, L. S. *Análise de Técnicas de Caracterização da Transferência de Massa em Módulos de Microfiltração*. Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2009.

FRIEDLER, E. *Quality of Individual Domestic Greywater Streams and its Implication for On-Site Treatment and Reuse Possibilities*. Environmental Technology. v25(9), 997-1008. 2004.

FRIEDLER, E., KOVALIO, R., GALILWATER, N. I. *On-Site Greywater Treatment And Reuse In Multi-Storey Buildings*. Science & Technology Vol 51 n 10, pp 187-194. 2005.

FUNAMIZU N, KIKYO Y. *Direct filtration of wastewater from washing machine*, *Proceedings of Advanced Sanitation Conference*, 35/1-35/8, Aachen, Germany, 2007;

FUNDAÇÃO NACIONAL DE SAÚDE. *Manual de saneamento*. 3ª ed., Brasília, Fundação Nacional da Saúde, 2006.

GABARRÓ, J., BATCHELLÍ, L., BALAGUER M. D., PUIG S. COLPRIM, J. *Grey water treatment at a sports centre for reuse in irrigation: A case study*, Environmental Technology. DOI:10.1080/09593330.2012.750382. 2012.

GIACCHINI, M. *Uso e reúso da água. Série de Cadernos Técnicos do CREA-PR*. p32. Disponível site www.crea-pr.gov.br . acessado em 25.11.2010.

GONÇALVES, A.I.B. *Avaliação da Reutilização de Água Residual Tratada para Consumo Humano por Processos de Separação por Membranas*. Dissertação. Faculdade de Ciências e Tecnologia. Universidade Nova de Lisboa. Portugal. 2011.

GONÇALVES, R. F. *Uso Racional da Água em Edificações. Tecnologias de Segregação e Tratamento de Esgoto Domésticos na Origem, Visando A Redução do Consumo de Água e da Infra-Estrutura de Coleta Especialmente nas Periferias Urbanas.* Rede Cooperativa de Pesquisa. Prosab. Rio de Janeiro. pp 352. ABES, 2006.

GONÇALVES, R. F., BAZZARELLA, B. B., PETERS, M. R. PHILLIPPI, L. S. *Gerenciamento de Águas Cinzas, Uso Racional da Água em Edificações.* Capítulo 4, p 153-222, PROSAB, Rio de Janeiro (RJ), ABES, 2006.

GREEN BUILDING COUNCIL BRASIL – Certificação. Disponível em: <www.gbcbrazil.org.br/pt/certificacao>, acesso em 01/12/2012.

GROSS A., SHMUELI O., RONEN Z. and RAVEH E. *Recycled vertical flow constructed wetland (RVFCW) – a novel method of recycling greywater for irrigation in small communities and households.* *Chemosphere*, **66**, .n5, 916-923. 2007.

GUO, W., NGO, H.H. *A Mini-Review on Membrane Fouling.* *Bioresource Technology*. v122, p 27–34. 2012.

HABERT, A. C.; BORGES, C. P.; NOBREGA, R. *Processos de Separação por Membranas.* 1ª Edição. ed. Rio de Janeiro: E-papers Serviços Editoriais, v. 1, 2006.

HACH DR/2010 Spectrophotometer. *Procedures Manual.* Hach. 2000.

HALALSHEHA, M., DALAHMEHB, S., SAYEDB,M., SULEIMANB, W., SHAREEFC,M., MANSOURD, M., SAFIE, M. *Grey water characteristics and treatment options for rural areas in Jordan.* v 99, Issue 14, p 6635–6641. 2008,

HESPANHOL, I. *Potencial de reúso de água no Brasil: agricultura, indústria, municípios, recarga de aquíferos.* Bahia - Análise e dados. nº especial, v.13, Salvador-Ba. p.411-437, 2003

HILL, R. *Industry Report Membranes.* World Trade Center San Diego. Pacific Highway. San Diego. 2011.

HOEK, E.M.V., ELIMELECH, M. *Cake-enhanced concentration polarization: a new fouling mechanism for salt-rejecting membranes,* *Environ. Sci. Technol.* 37. 5581–5588. 2003.

HOLDICH, R. J., BOSTON, J. S.. *Microfiltration using a dynamically formed membrane.* *Filtration and Separation*, 27 (3), 184-187. 1990.

HOLMAN, S.R.; OHLINGER, K. N. *An Evaluation of Fouling Potential and Methods to Control Fouling in Microfiltration Membranes for Secondary Wastewater Effluent.* *Water Environment Federation.* v81 (28). p 6417 – 6444. 2007.

HOURLIER, F., MASSE A., JAOUEN P., LAKEL A., GERENTE C., FAUR C., LE CLOIREC, P. *Formulation of synthetic greywater as an evaluation tool for wastewater recycling technologies.* *Environmental Technology*, 31:2, 215-223. 2010.

HUANG, X., LEAL, M., LI, Q. *Degradation of Natural Organic Matter by TiO₂ Photocatalytic Oxidation and its Effect on Fouling of Low-Pressure Membranes.* *Water Research.* v 42, Issues 4–5, p 1142–1150. 2008.

HWANG, S.T.; KAMMERMEYER, K. *Membranes in Separations*. In: CHERYAN, M. (Ed.). *Ultrafiltration and microfiltration handbook*. Chicago: Technomic Publ., 526p. 1998.

ITAYAMA T., KIJI M., SUETSUGU A., TANAKA N., SAITO T., IWAMI N., MIZUOCHI M. and INAMORI Y. *On site experiments of the slanted soil treatment systems for domestic gray water*. *Water Science Technology*, 53, No. 9, 193–201, 2004.

JABORNIG, S.; FAVERO, E; *Single Household Greywater Treatment With A Moving Bed Biofilm Membrane Reactor (Mbbmr)*. *Journal of Membrane Science*, Vol.446, pp.277-285, 2013.

JACOMINI, F. *Quase metade dos novos prédios corporativos serão “verdes”*. *Gazeta do Povo*. 2011. Acessado em 01/01/2012. Disponível: <http://www.gazetadopovo.com.br/economia/conteudo.phtml?id=1208000>;

JAMES E. J., RADHAKRISHNAN P. V., AJITHKUMAR P. S. *Strategies and Techniques for Reuse of Grey water from Residential and Service Sector Complexes*. Centre for Environment and Development. *Proceedings of Kerala Environment Congress*. p 103 – 114. 2010.

JARUSUTTHIRAKA, C., AMYB, G., CROUÉ, J.P. *Fouling Characteristics of Wastewater Effluent Organic Matter (EfOM) Isolates on NF and UF Membranes*. *Desalination*. v 145, p. 247–255. 2002.

JEFFERSON B., LAINE A., PARSONS S., STEPHENSON T., JUDD S. *Technologies for domestic wastewater recycling*. *Urban Water* 1(4), 285-292. 2000.

JEFFERSON, B., PALMER, A., JEFFREY, P., STUETZ, R., JUDD, S. *Grey Water Characterisation and its Impact on the Selection and Operation of Technologies for Urban Reuse*. *Water Science and Technology*. v50 (2). p 157–164. 2004.

JOO S. H., PARK J. H., LEE Y. W. *Case study on pressured microfiltration and reverse osmosis membrane systems for water reuse*. *Desalination and Water Treatment*, DOI:10.1080/19443994.2013.768371. 2013.

JUANG, L.C, TSENG, D.H., LIN, H.Y., *Membrane Processes for Water Reuse from the Effluent of Industrial Park Wastewater Treatment Plant: a Study on Flux and Fouling of Membrane*. *Desalination*. V.202. p 302 – 309, 2007.

JUDD, S. *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment*. 2a Edition. Butterworth-Heinemann. Oxford. 2010.

JUSTUS, P. *Prédios verdes são quase metade dos lançamentos comerciais em Rio, São Paulo e Curitiba até 2013*. acessado em 01 de janeiro de 2012 <http://oglobo.globo.com/imoveis/predios-verdes-sao-quase-metade-dos-lancamentos-comerciais-em-rio-sao-paulo-curitiba-ate-2013-3079384>. 2011.

KRAUME, M., SCHEUMANN, R., BABAN, A., HAMOURI, B. E. *Performance of a Compact Submerged Membrane Sequencing Batch Reactor (Sm-Sbr) for Greywater Treatment*. *Desalination* 250, 1011–1013. 2010.

- LAMINE, M.; BOUSSELMI, L.; GHRABI, A.; *Biological Treatment of Grey Water Using Sequencing Batch Reactor*. Desalination. v. 215, p.127-132, 2007.
- LAPOLLI, F. R. *Biofiltração E Microfiltração Tangencial Para Tratamento De Esgotos*. Tese. Escola de Engenharia de São Carlos – USP, 1998.
- LE-CLECH, P., CHEN V., FANE, T. A. G. *Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment*. Journal of Membrane Science. Elsevier. 2006.
- LEDIN, A.; ERIKSSON, E.; HENZE, M. *Aspects of groundwater recharge using grey wastewater*. Decentralised Sanitation and Reuse: Concepts, systems and implementation. Cap. 18. p 354-369. London/UK: IWA Publishing. 2001.
- LESJEAN, B.; HUISJES, E. H. *Survey of the European MBR Market: Trends and Perspectives*. Desalination, v. 231, p. 71 – 81, 2008
- LI F., BEHRENDT J., WICHMANN, K. OTTERPOH, R. *Resources And Nutrients Oriented Greywater Treatment For Non-Potable Reuses*. Water Science & Technology. v57. n12. 1901 a 1907. 2008.
- LI, Z., BOYLE, F., REYNOLDS A., *Rainwater harvesting and greywater treatment systems for domestic application in Ireland*. Desalination. Volume 260, Issues 1-3, Pages 1-8. 2010.
- LIN C-J, LO S-L, KUO C-Y, WU C-H. *Pilot-scale electrocoagulation with bipolar aluminium electrodes for on-site domestic greywater reuse*. J Environ. 491–5. Eng 2005.
- LIU R., HUANG H., CHEN L., WEN X. and QIAN Y. *Operational performance of a submerged membrane bioreactor for reclamation of bath wastewater*. Process Biochemistry, 40, No. 1, 125–130. 2005.
- LÓPEZ-RAMÍREZ, J. A., OVIEDO, M. D., ALONSO, J. M. *Comparative Studies of Reverse Osmosis Membranes For Wastewater Reclamation*. Desalination, 191 (1-3), 137–147. 2006.
- LU. W., LEUNG, A. Y. T. *A preliminary study on potential of developing shower/laundry wastewater reclamation an reuse system*. Chemosphere . v. 52. p. 1451-1459. 2003.
- MACKENZIE L. D., *Water and Wastewater Engineering: Design Principles and Practice*. Membrane Filtration, Chapter (McGraw-Hill Professional, 2010), AccessEngineering
- MALLEVIALLE, J., ODENDAAL, P.E., WIESNER, M.R. *Membrane Processes*. American Water Works Association. Research Foundation, Lyonnaise des Eaux, Water Research. Water Treatment. McGraw-Hill. 1996.
- METCALF, E. *Wastewater Engineering: Treatment And Reuse*. McGraw-Hill. 2003.
- MOTA, M. B. R.; MANZANARES, M. D., SILVA, R. A. L. *Viabilidade de Reutilização de Água para Vasos Sanitários*. Revista Ciências do Ambiente On-Line. v2 (2). 2006.
- MULDER M. *Basic Principles of Membrane Technology*. 2. ed. Dordrecht: Kluwer Academic Publishers, 1997.

NG, H.Y., ELIMELECH, M. *Influence of colloidal fouling on rejection of trace organic contaminants by reverse osmosis*, J. Membrane. Sci. 244 215–226. 2004.

NGHIEM, L. D., OSCHMANN, N., SCHÄFER, A. I. *Greywater Recycling by Direct Ultrafiltration: Understanding Fouling*. Desalination, 187, 283-290..2005.

NSW HEALTH. Greywater reuse in Sewered single domestic premises., Sidney, 2002. Acesso em: 17 mar. 2011. disponível em: <http://www.health.nsw.gov.au/publichealth/ehb/general/greywater_policy.pdf>.. 2002.

ONU - ORGANIZAÇÃO DAS NAÇÕES UNIDAS NO BRASIL, Declaração da “ONU Água” para o Dia Mundial da Água. Disponível em <br/a-onu-em-acao/a-onu-em-acao/a-onu-e-a-agua> acessado em 20 de novembro de 2012. 2010.

ORANTES, J.; WISNIEWSKI, C.; HERAN, M.; GRASMICK, A. *The influence of operating conditions on permeability changes in a submerged membrane bioreactor*. Separation and Purification Technology, v. 52, p. 60–66, 2006.

OSCHMANN, N., NGHIEM, L.D., SCHÄFER, A. I. *Fouling Mechanisms Of Submerged Ultrafiltration Membranes In Greywater Recycling*, Desalination, 179, 225-233. 2004.

PABBY, A.K., RIZVI,S.S.H., SASTRE,A.M. *Handbook of membrane separations chemical, pharmaceutical, food and biotechnological applications*.CRC. Boca Ration. 2009.

PANSONATO, N.; ASMUS, A. F.; RIBEIRO, A. S.; AZEVEDO, C.; PAULO, P. L. *Caracterização de Água Cinza em uma Residência de Baixa Renda em Campo Grande, MS, Brasil*. in Conferência Internacional em Saneamento Sustentável: Segurança Alimentar e Hídrica para a América Latina. Fortaleza – CE. 2007.

PARIS, S., SCHLAPP, C. *Greywater recycling in Vietnam — Application of the HUBER MBR process*. Desalination 250. p1027–1030. 2010.

PAULSON, D. J. *Membranes, the Finest Filtration*. Filtration News. 1995.

PESQUISA NACIONAL POR AMOSTRA DE DOMICÍLIOS (PNAD), *Síntese de Indicadores 2012* Disponível em <http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/trabalhoerendimento/pnad2012/default_intese.shtm>, acessado em 15 de janeiro de 2014.

PETERS, M. R. *Potencialidade de uso de fontes alternativas de água para fins não potáveis em uma unidade residencial*. Dissertação de mestrado. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2006.

PETERS, M.R.; SEZERINO, P.H.; DARELLA, C. P.; PASCAL, J.A.; PHILIPPI, L.S. *Quantificação e Caracterização de Águas Cinzas para Reúso Doméstico*. V Simpósio Qualidade Ambiental, 2006.

PETERS, T. *Membrane Technology for Water Treatment*. Review Chemistry Engineer . Technol., 33, n. 8, 1233–1240. 2010.

PETROBRAS - *Complexo Petroquímico do Rio de Janeiro* (Comperj) Disponível em <<http://www.petrobras.com.br/pt/nossas-atividades/principais-operacoes/refinarias/complexo-petroquimico-do-rio-de-janeiro.htm>> acessado em 30 de novembro de 2013,

PETRUS, J. C. C. *Preparação, Modificação e Caracterização de Membranas Assimétricas para Clarificação de Suco de Frutas*. Campinas. 139p. Tese. Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, 1997.

PIDOU, M. MEMON, F. A., STEPHENSON, T., JEFFERSON. B.; JEFFREY, P. *Greywater recycling: A review of treatment options and applications*. Institution of Civil Engineers. Proceedings. Engineering Sustainability. v 160. p119-131. 2007.

PIDOU, M., AVERY L., STEPHENSON, T., JEFFREY P., PARSONS, S. A., LIU S., MEMON, F. A., JEFFERSON B. *Chemical Solutions for Greywater Recycling*. Chemosphere 71, 147–155. 2008.

PNSB, Pesquisa Nacional de Saneamento Básico. *Atlas Saneamento 2011: saneamento básico melhora em todas as regiões do país, mas diferenças ainda existem*. IBGE. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. Comunicação Social, outubro de 2011. Disponível em http://www.ibge.gov.br/home/presidencia/noticias/noticia_visualiza.php?id_noticia=1998&id_pagina=1 acesso em: 02.01.2012.

PORTER, M.C. *Ultrafiltration*. In: PORTER, M.C. (Ed.) Handbook of industrial membrane technology. New Jersey: Noyes Publications, 1990.

PRATHAPAR S.; A., JAMRAH A., AHMED M., A L ADAWI S., AL SIDAIRI S., AL HARASSI A. *Overcoming Constraints in Treated Greywater Reuse in Oman*. Desalination. n. 186. p. 177-186, 2005.

RADER, A. S. *Estudo Teórico-Experimental do Processo de Microfiltração de Partículas de Sílica em Suspensão Aquosa*. Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Dissertação. 2003.

RAFFIN M., GERMAIN, E., JUDD: S. *Wastewater Polishing Using Membrane Technology: A Review Of Existing Installations*, Environmental Technology, 34:5, 617-627. 2013.

RAMON G., GREEN M., SEMIAT R. and DOSORETZ C. *Low strength greywater characterization and treatment by direct membrane filtration*. Desalination, 170, No. 3, 241–250, 2004.

REBÊLO, M. M. P. S. *Caracterização de Águas Cinzas e Negras de Origem Residencial e Análise da Eficiência de Reator Anaeróbio Com Chicanas*. Dissertação. Universidade Federal de Alagoas. Centro de Tecnologia. Maceió. 2011.

SALLADINI, A., PRISCIANDARO, M., BARBA, D. *Ultrafiltration of biologically treated wastewater by using backflushing*. Desalination, 207 (1-3), 24–34. 2007

SANCHES, M., RIVERO, M J., ORTIZ, I., Grey Water Reuse: Treatment Options and Viability of A photocatalytic process. Disponível em <http://archivos.labcontrol.cl/wcce8/offline/techsched/manuscripts/lyc86i.pdf>. Acessado em 20/05/2013. 2009.

SANEPAR, Companhia de Saneamento do Paraná - *Tabela de Tarifas de Saneamento Básico*. Anexo do decreto 10193 / 2014. <<http://site.sanepar.com.br/sites/site.sanepar.com.br/files/clientes2012/tabelatarifasmarco2014.pdf>> acessado em 01 de abril de 2014.

SANTASMASAS, C., ROVIRA, M., CLARENS, F., VALDERRAMA, C. *Grey water reclamation by decentralized MBR prototype. Resources, Conservation and Recycling*. v72. p 102–107, 2013.

SANTOS, C., TAVEIRA-PINTO, F., CHENG, C.Y., LEITE, D. Development of an Experimental System for Greywater Reuse. *Desalination* 285, 301–305. 2012.

SANTOS, D. C; ZABRACKI. *Greywater Characterization in Residential Buildings to assess it's Potential use*. Anais do CIB-W62 Symposium. Ankara, Turquia, 2003.

SCHÄFER, A.I.; NGHIEM, D.L.; OSCHMANN, N. *Bisphenol: A Retention in the Direct Ultrafiltration of Greywater*, *Journal of Membrane Science*, 283, 233–243 . 2006.

SCHEUMANN R. *Greywater Treatment with a Submerged Membrane Sequencing Batch Reactor*. Tese. Prozesswissenschaften der Technischen Universität Berlin. 2010.

SCHNEIDER, R.P.; TSUTIYA, M.T. *Membranas Filtrantes para o Tratamento de Água, Esgoto e Água de Reuso*, 1º Edição, Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, São Paulo, 234p, 2001.

SILALAH, S. H.D., LEIKNES T. *High Frequency Back-Pulsing For Fouling Development Control In Ceramic Microfiltration For Treatment Of Produced Water*, *Desalination and Water Treatment*, 28:1-3, 137-152, 2011.

SILVA, A. K. P.; FLORES, L. C.; GALDEANO, M. M.; VAL, P.T. *Reúso de água e suas implicações jurídicas*. Editora Hermano & Bugelli Ltda. São Paulo-SP. 2003

SILVA, M. K. *Biorreatores com Membranas: uma Alternativa para o Tratamento se Efluentes*. Tese. Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Escola de Engenharia Química. Programa de Pós-graduação em Engenharia Química. Porto Alegre. 2009.

SINHA, A. P., PARAMESWAR, D. *Mass Transfer - Principles and Operations*. PHI Learning Private Limite. New Delhi. 2012.

SOSTAR-TURK S., PETRINIC I. and SIMONIC M. *Laundry Wastewater Treatment Using Coagulation and Membrane Filatration*. *Resources, Conservation and Recycling*, 44, No. 2, 185–196, 2005.

SOUSA, A. F. S. *Diretrizes para Implantação de Sistemas de Reuso de Água em Condomínios Residenciais Baseadas no Método Appcc – Análise de Perigos e Pontos Críticos de Controle: Estudo de Caso Residencial Valville I*. Dissertação.. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária II.. 176p. São Paulo, 2008.

STRATHMANN, H. *Synthetic membranes and their preparation*. In: PORTER, M.C. (Ed.) *Handbook of industrial membrane technology*. New Jersey: Noyes Publications, 1990.

TAJIMA, A., *The Behaviour of the Pathogenic Microbes in the Treated Wastewater Reuse System and the Establishment of the New Technical Standard for the Reuse of Treated Wastewater*. In: Proc. of the IWA Specialty Conference on Wastewater Reclamation and Reuse for Sustainability, 8–11th November, Jeju, Korea. 2005.

TARDIEU, E. *Caractérisation du colmatage dans un bioréacteur à membrane recirculé appliqué au traitement d'eau résiduaire urbaine*. Montpellier. 179P ; Thèse (Doctorat). Université de Montpellier II - Sciences et Techniques du Languedoc - France. 1997.

TCHOBANOGLIOUS, G., BURTON, F. L., EDDY, M., STENSEL, H. D. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. Boston. McGraw-Hill. 2004.

TEODOSIU, C., KENNEDY, M.D., STRATEN, H. A. SCHIPPERS, J.C. *Evaluation of secondary refinery effluent treatment using ultrafiltration membranes*. Water Research. v33, Issue 9, p 2172–2180. 1999.

THAKUR, S., CHAUHAN, M.S. *Grey Water Recycling*. Journal of Environmental Science and Sustainability (JESS) Vol. 1 (4): 117 – 119. 2013.

TODISCO, S., PEÑA, L., DRIOLI, E., TALLARICO, P. *Analysis of the Fouling Mechanism in Microfiltration of Orange Juice*. Journal of Food Processing and Preservation. v 20, Issue 6, p 453–466. 1996.

TSUTIYA, M. T. e SCHNEIDER, R. P. *Tratamento de Água e Esgoto Através de Membranas Filtrantes*. Revista Saneas. Associação dos engenheiros da SABESP. n.10. 1999.

USEPA (U.S. Environmental Protection Agency) *Guidelines for Water Reuse*. USEPA, Washington, DC, USA, 2004, Report EPA/625/R-04/108.

VELA, M. C. V., BLANCO, S. A. J. L., GARCIA, J. L., RODRIGUE, E. B., *Analysis of Membrane pore Blocking Models Adapted to Crossflow Ultrafiltration in the Ultrafiltration of Peg*, Chemical Engineering Journal, v. 149, p. 232-241. 2009.

VIDAL, C. M. S. *Avaliação da Microfiltração Tangencial como alternativa de Tratamento Avançado de Efluente Gerado em Sistema de Tratamento de Esgoto Sanitário Constituído de Reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) Seguido de Tanque de Aeração*. Tese. Universidade de São Paulo. São Carlos (SP). 2006.

VON SPERLING, M. *PRINCÍPIOS DO TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS – LODOS ATIVADOS*. DESA – Universidade Federal de Minas Gerais - UFMG, Belo Horizonte, v.4, 428 p., 2005.

VROUWENVELDER, J.S., KAPPELHOF, J.W.N.M., HEIJMAN, S.G.J., SCHIPPERS J.C., KOOIJ D., *Tools for fouling diagnosis of NF and RO membranes and assessment of the fouling potential of feed water*. Desalination 157 (1–3) (2003) 361–365.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION. *Membrane Systems for Wastewater Treatment*. New York. WEF Press & McGraw-Hill. 2006.

WIEL-SHAFRAN, A., RONEN, Z., WEISBROD N., ADAR E., GROSS A. *Potential Changes in Soil Properties Following Irrigation with Surfactant-Rich Greywater*. Ecological Engineering v26, p348–354. 2006.

WILF, M. *Fundamentals of RO-NF technology*. Hydranautics. acessado em 20 de fevereiro 2014 disponível em <http://gwri-ic.technion.ac.il/pdf/IDS/94.pdf>. 2005

WINTGENS, T., GALLENKEMPER, M., MELIN, T. *Removal of endocrine disrupting compounds with membrane processes in wastewater treatment and reuse*. Water Science & Technology. v50 (5) p 1–8. 2004.

YACUBOWICZ, H., E YACUBOWICZ, J. *Nanofiltration: properties and uses*. Filtration and Separation, 42 (7), 16-21. 2005.

YOUNOS, T., TULOU, K. *Overview of Desalination Techniques*. Universities Council on Water Resources. Jornal, of Contemporary Water Researche Education. Issue 132. P 3 a 10. 2005.

ZABROCKI, L.; SANTOS, D. C. *Caracterização da água cinza em edifícios residenciais*. 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. ABES. Anais. Campo Grande, 2005.

ZHOU, N. *Parametric study of ultrafiltration membrane system & development of fouling control mechanism*. Tese. Faculty of Purdue University. Hammond, Indiana. 2010.

ANEXO A - Metodologias Utilizadas para a Determinação dos Parâmetros Físicos, Químicos e Biológico

COR APARENTE

Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995))

Acrescentar, em uma cubeta, 25mL de amostra e, em outra, 25mL de água deionizada (o branco). Ajustar o espectrofotômetro à absorvância de 455nm, zerar o equipamento com o branco e iniciar as leituras da cor aparente.

TURBIDEZ

Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995))

Acrescentar, em uma cubeta, 25mL de amostra e, em outra, 25mL de água deionizada (o branco). Ajustar o espectrofotômetro à absorvância de 750nm, zerar o equipamento com o branco e iniciar as leituras da turbidez.

SÓLIDOS SUSPENSOS E DISSOLVIDOS– MÉTODOS GRAVIMÉTRICOS

Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995))

Para a preparação do filtro de fibra de vidro, colocar o disco de papel de fibra de vidro no aparelho de sucção. Com a bomba de vácuo ligada, lavar o filtro com três sucessivos volumes de 20mL de água destilada.

Remover toda a água com a aplicação de vácuo.

Remover o papel de filtro de fibra de vidro do aparelho de filtração e levar à mufla a 550°C por 30min. Colocar no dessecador até resfriamento total e pesar o filtro, obtendo-se P_1 .

Colocar o disco de papel de fibra de vidro no aparelho de sucção. Agitar vigorosamente a amostra, adicionar 25,0mL (volume da amostra) em uma proveta graduada e filtrar no aparelho.

Remover cuidadosamente o filtro de fibra de vidro com o resíduo retido e reserva o permeado. Levar à estufa a 105-110°C durante 12h, para que toda a água seja evaporada. Esfriar no dessecador e pesar, obtendo P_2 .

Posteriormente, levar o filtro à mufla a 550°C por 30min. Esfriar no dessecador e pesar, obtendo o P_3 .

Colocar a cápsula de porcelana limpa e seca na mufla por 30min. Esfriar no dessecador e pesar (P_3).

Com o filtrado, reservado anteriormente (25mL), adicionar a cápsula e leva-la a estufa à 100°C até a secagem completa (cerca de 12h). Esfriar no dessecador e pesar (P_2).

Utiliza-se a equação A.1 para a determinação dos sólidos suspensos totais (SST), a A.2, para sólidos suspensos fixos (SSF), A.3, para sólidos suspensos voláteis e A.4, para os sólidos dissolvidos totais.

$$\text{SST} \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(P_2 - P_1) * 10^6}{\text{volume da amostra}} \quad \text{Equação A.1}$$

$$\text{SSF} \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(P_2 - P_3) * 10^6}{\text{volume da amostra}} \quad \text{Equação A.2}$$

$$\text{SSV} \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \text{SST} - \text{SSF} \quad \text{Equação A.3}$$

$$\text{SST} \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(P_4 - P_3) * 10^6}{\text{volume da amostra}} \quad \text{Equação A.4}$$

AMÔNIA

(Nessler Method * – Metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010)

* Adaptado do Standard Methods for the Examination of Water and Wasterwater

Acrescentar, em um tubo, 25mL de amostra e, em outro, 25mL de água deionizada (o branco). Adicionar 3 gotas de Mineral Stabilizer e 1mL de reagente Nessler para cada tubo. Esperar um minuto para a reação ocorrer.

Ajustar o equipamento à absorvância de 425nm, zerar o equipamento com o branco e iniciar as leituras das amostras. A concentração de amônia é determinada em mg L⁻¹ e na forma de NH₃, de NH₄⁺ e de NH₃-N.

NITRITO

(Diazotization Method – Metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010)

Acrescentar, em uma cubeta, 10mL de amostra e, em outra, 10mL de água deionizada (o branco). Adicionar o reagente em pó de nitrito Nitri Ver 3 em cada cela. Esperar vinte minutos para a reação ocorrer.

Ajustar o equipamento à absorvância de 507nm, zerar o equipamento com o branco e iniciar as leituras. A concentração de nitrito é determinada em mg L⁻¹ e na forma de NO₂⁻, de NO₂-N e de NaNO₂.

NITRATO

(Cadmium Reduction Method – Metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010)

Acrescentar, em uma cubeta, 25mL de amostra e, em outra, 25mL de água deionizada (o branco). Adicionar o reagente em pó de nitrato Nitra Ver 5 em cada cela. Esperar seis minutos para a reação ocorrer.

Ajustar o equipamento à absorvância de 400nm, zerar o equipamento com o branco e iniciar as leituras. A concentração de nitrato é determinada em mg.L^{-1} e na forma de NO_3^- e de $\text{NO}_3\text{-N}$.

FÓSFORO E FOSFATO

(PhosVer 3 Method, Test 'N Tube – Metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010)

* Adaptado do Standard Methods for the Examination of Water and Wasterwater

Pipetar 5mL da amostra e de água deionizada. Adicionar cada volume em dois tubos com o reativo de fósforo diluído Test 'N e agitar.

Ajustar o equipamento à absorvância de 890nm, zerar o equipamento com o branco. Depois, adicionar um sachê de Phos Ver 3 phosphate no tubo com a amostra e agitar por 10 a 15s. Esperar por dois minutos para a reação ocorrer. Iniciar as leituras. A concentração de fósforo é determinada em mg L^{-1} e na forma de P, de PO_4^{3-} e de P_2O_5

SULFATO

(SulfaVer 4 Method, metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010)

Acrescentar, em uma cubeta, 25mL de amostra e, em outra, 25mL de água deionizada (o branco). Adicionar o reagente em pó de sulfato Sulfa Ver 4 em cada cubeta. Esperar 5min para a reação ocorrer.

Ajustar o equipamento à absorvância de 450nm, zerar o equipamento com o branco e iniciar as leituras. A concentração de sulfato é determinada em mg L^{-1} e na forma de SO_4^{2-} .

SULFETO

(Methylene Blue Method, metodologia descrita pelo equipamento Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010)

* adaptado do USEPA para a análise de efluentes

Acrescentar, em uma cubeta, 25mL de amostra e, em outra, 25mL de água deionizada (o branco). Adicionar 1mL de reagente sulfeto 1 e 1mL de sulfeto 2 em cada cubeta e misturar. Esperar cinco minutos para a reação ocorrer.

Ajustar o equipamento à absorvância de 690nm, zerar o equipamento com o branco e iniciar as leituras. A concentração de sulfeto é determinada em mg L^{-1} e na forma de S^{2-} .

DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO (DQO)

(Métodos Analíticos - Oxidação por dicromato de potássio em meio ácido)

Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995)

Reagentes químicos

a) Solução Oxidante:

Dissolver em 500mL de água destilada 10,216g de $K_2Cr_2O_7$ seco a $100^\circ C$ e 33,3g de $HgSO_4$ e adicionar 167mL de H_2SO_4 concentrado. Esperar o esfriamento e após, completar o volume com água destilada.

b) Solução Catálise

Dissolver 10g de Ag_2SO_4 em 1L de H_2SO_4 concentrado.

c) Solução padrão

Pesar 0,8509g de Biftalato de Potássio P.A. ($C_8H_5KO_4$), seco em estufa a $100^\circ C$ por 2h, e dissolver em água destilada até completar o volume a 1000mL. Esta solução corresponde a uma concentração de $1000mg$ de $O_2 L^{-1}$.

Preparação da curva de calibração

Preparar uma série de soluções padrões de 100 a 700mg de $O_2 L^{-1}$ a partir da solução padrão de acordo com a Tabela A.1.

Tabela A.1 – Volume da solução padrão por concentração de O₂

Volume da solução padrão a elevar a 100mL	Concentração (mg de O₂ L⁻¹)
10	100
20	200
30	300
40	400
50	500
60	600
70	700

Conhecida a concentração de oxigênio a ser oxidado em cada amostra, realizar o procedimento descrito abaixo para cada solução e determinar a absorbância para cada solução e construir uma reta de calibração. O branco é preparado, substituindo a amostra por água destilada.

Procedimento

Em tubos de oxidação adicionar 1,5mL de solução oxidante, 2,5mL da amostra e 3,5mL de solução catálise, fechar e agitar. Levar ao reator (COD – REACTOR HACH) a 150°C por duas horas. Ler a absorbância a 600nm após ligeiro resfriamento. Determinar a concentração de oxigênio necessário para oxidar a amostra na curva de calibração. Se amostra contiver íons Cl⁻, a leitura deve ser realizada a quente, pois os íons Cl⁻ precipitam com a prata, falseando a leitura.

DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO (DBO)

(BODTrak™ II, metodologia descrita pelo equipamento HACH)

Aquecer ou esfriar a amostra para 19° a 21°C. Homogeneizar a amostra e adicionar 2 saches de buffer nutriente nos volumes de amostras a serem analisadas. Os volumes das amostras dependem do intervalo da concentração de DBO presente, de acordo com a Tabela A.2. Transferir o conteúdo da proveta para um recipiente de BODTraK™ II com agitador

magnético. Colocar um copo de selagem no gargalo do recipiente e adicionar, com auxílio de uma espátula, dois comprimidos de KOH.

Tabela A.2 – Volumes de amostra simplificados

Intervalo de DBO (mg L⁻¹)	Volume de amostra (mL)
0 a 35	420
0 a 70	355
0 a 350	160
0 a 700	95

SURFACTANTE

(NBR 10738/89 - Determinação de surfactantes aniônicos pelo método espectrofotométrico do azul-de-metileno por extração simples)

Reagentes químicos

a) Solução-estoque de ASL (Alquil Sulfonato Linear)

Pesar uma quantidade igual a 1,00g de ASL que tenha 100% de matéria ativa. Dissolver em água e diluir até 1000mL (1mg ASL mL⁻¹). Guardar em refrigerador para minimizar a biodegradação. Para ASL com menos de 100 g de matéria ativa.

b) Solução-padrão de ASL

Diluir 10,00mL da solução-estoque de ASL para 1000mL com água. Preparar no momento do uso, no qual 1,00mL contém 10,0µg ASL.

c) Solução indicadora de fenolftaleína alcoólica

Dissolver 0,5g de fenolftaleína p.a. em 50mL de álcool etílico ou isopropílico p.a. 95% e diluir a 100mL com água destilada.

d) Solução de hidróxido de sódio 1mol L⁻¹

Dissolver 40g de hidróxido de sódio p.a. (NaOH) em água destilada e completar a 1L.

e) Ácido sulfúrico concentrado p.a. (H₂SO₄)

f) Solução de ácido sulfúrico 0,5 mol L⁻¹

Adicionar cuidadosamente, com agitação, 28mL de ácido sulfúrico concentrado p.a. (H₂SO₄) em água destilada e completar a 1000mL.

g) Clorofórmio p.a. (CHCl₃)

h) Fosfato diácido de sódio monoidratado p.a. (NaH₂PO₄.H₂O)

i) solução de azul-de-metileno

Dissolver 100mg de azul-de-metileno p.a. em 100mL de água destilada. Transferir 30mL da solução de azul-de-metileno para um béquer de 1000mL. Adicionar 500mL de água destilada, 6,8 mL de ácido sulfúrico concentrado p.a. (H₂SO₄) e 50g de fosfato diácido de sódio mono-idratado,p.a. (NaH₂PO₄.H₂O). Agitar até completa dissolução e diluir a 1000 mL com água destilada.

j) Solução de lavagem

Adicionar 6,8mL de ácido sulfúrico concentrado p.a. (H₂SO₄) a 500mL de água destilada. Adicionar 50g de fosfato diácido de sódio monoidratado p.a. (NaH₂PO₄.H₂O), agitar até completa dissolução e diluir a 1000mL com água destilada.

k) Solução de peróxido de hidrogênio a 30% (H₂O₂)

Procedimentos – Método A – Extração simples

Selecionar o volume para a análise de efluentes domésticos e industriais, adequado à concentração de surfactante aniônico esperada, conforme a Tabela A.3.

Tabela A.3 – Seleção da amostra em função da concentração de surfactante aniônico esperada

Concentração esperada de surfactante aniônico (mg L ⁻¹)	Amostra* (mL)
0,025 a 0,080	400
0,080 a 0,40	250
0,4 a 2,0	100
2,0 a 10,0	20

* para volumes inferiores a 100ml, diluir a amostra com água destilada 100mL.

Se for necessário, evitar a descoloração do azul- de metileno por sulfetos e adicionar cinco gotas de peróxido de hidrogênio (solução k).

Colocar a amostra no funil de separação e adicionar, gota a gota, solução de hidróxido de sódio 1mol L⁻¹ (solução d) até tornar a solução alcalina à fenolftaleína. Eliminar a cor rosa, adicionando, gota a gota, a solução de ácido sulfúrico 0,5 mol/L (solução f).

Adicionar 10mL de clorofórmio (solução g) e 25mL de reagente azul-de-metileno (solução i). Agitar o funil vigorosamente por 30s, tendo o cuidado de abrir a torneira do funil algumas vezes durante a agitação. Deixar que as duas fases separem. Excessiva agitação pode causar formação de emulsão. Se persistir a emulsão, adicionar pequeno volume de álcool isopropílico (< 10mL). Adicionar o mesmo volume de álcool isopropílico para as soluções padrões. Algumas amostras requerem um período maior para a separação das fases. Após a separação das fases, girar lentamente o funil e aguardar nova separação de fases.

Transferir a camada de clorofórmio para um segundo funil de separação. Enxaguar a haste do primeiro funil de separação com pequenas quantidades de clorofórmio (solução g). Repetir a extração mais duas vezes, usando 10mL de clorofórmio (solução g).

Juntar os extratos de clorofórmio no segundo funil de separação. Adicionar 50mL da solução de lavagem (solução j) e agitar fortemente por 30s. Não se devem formar emulsões neste estágio. Deixar separar as duas fases.

Após a separação das duas camadas, deslocar as gotículas aderidas na parede do funil de separação. Transferir a fase de clorofórmio, filtrando-a através de lã de vidro (4.1-j) para um balão volumétrico de 100mL. O filtrado deve ser claro. Extrair a solução de lavagem mais duas vezes com 10mL de clorofórmio (solução g) de cada vez e adicionar ao balão através da

lã de vidro (4.1-j). Enxaguar a lã de vidro e o funil com clorofórmio (solução g). Coletar as lavagens no balão volumétrico, diluir à marca com clorofórmio e misturar bem.

Efetuar mesmo procedimento para uma prova em branco com água destilada.

Ler a absorvância a 652 nm, usando o branco como referência.

Preparar padrões de surfactantes na faixa de 10µg a 200µg, conforme a Tabela A.4, pela diluição da solução-padrão de ASL (5.3.1.2) em balão volumétrico de 100mL. Processar cada padrão conforme o procedimento.

Tabela A.4 - Padrões de surfactantes na faixa de 10 µg

Concentração de ASL (µg)	Volume de solução b e completar a 100mL com água destilada (mL)
0	0
10	1,0
30	3,0
50	5,0
70	7,0
90	8,0
110	11,0
130	13,0
150	15,0
200	20,0

Cálculo da concentração de surfactante

Ler na curva de calibração as µg de ASL correspondentes às absorvâncias medidas e determinar a concentração de surfactante pela equação A.5.

$$SAAM \left(\frac{mg}{L} \right) = \frac{\mu g \text{ ASL aparente}}{mL \text{ amostra original}} \quad \text{Equação A.5}$$

O resultado é expresso em termos de substâncias ativas ao azul-de-metileno, ou seja, em termos de ASL aparente.

COLIFORMES TERMO TOLERANTES

(Método: 3M Petrifilm Placa para contagem de *E. coli* e Coliformes)

A placa Petrifilm EC é um sistema pronto para a contagem de *E. coli* e de coliformes, com meio de cultura que contém os nutrientes do Agar vermelho violeta bile (VRBA), um agente gelificante solúvel em água fria, o indicador de atividade glicuronidásica (5-bromo-4-cloro-3-indolil- β -D-glicuronídeo) e o indicador de tretazólio para facilitar a enumeração das colônias.

Colocar a placa Petrifilm EC em uma superfície plana e levantar o filme superior e coloque 1mL da amostra, diluída ou não, no centro do filme inferior. Abaixar o filme superior sobre a amostra de modo a evitar a formação de bolhas de ar. Posicionar o difusor plástico no centro da placa, com o lado liso voltado para baixo. Para distribuir a amostra uniformemente, deve-se pressionar levemente o centro do difusor plástico, para não arrastar o difusor sobre o filme. Remover o difusor e esperar pelo menos um minuto para solidificar o gel. Finalmente, incubar as placas na posição horizontal com o lado transparente para cima a 37⁰C por (24 \pm 2)h. Após esse período, contar as colônias vermelhas com gás que corresponde os coliformes termo tolerantes.

SDI – ÍNDICE DE DENSIDADES DE SEDIMENTOS

(ASTM D 4189-95)

O Índice de densidades de sedimentos (SDI - Sit Density Index) trata-se de uma filtração em modo perpendicular a 2bar, através de uma membrana de 47mm de diâmetro com um poro de 0,45µm. O SDI avaliado foi aquele denominado SDI₁₅. Nesse teste determina-se o tempo no início da filtração para preencher 500mL (t₀) e o tempo após 15 minutos de operação para preencher os mesmos 500mL (t₁₅) então o SDI₁₅ é calculado com a equação A.6.

$$SDI = \left(\frac{t_{15} - t_0}{t_{15}} \right) * \frac{100}{15} \quad \text{Equação A.6}$$

Se o SDI apresentar um valor entre 0 a 2, pode-se utilizar a OI. Já, se o valor variar até 3, pode-se utilizar a NF. Se for superior a este, é necessário um pré-tratamento para a remoção de sólidos suspensos nas águas residuais, para a adequação das condições necessárias ao PSM de OI e de NF.

ANEXO B – Valores Determinados para o Período de Retorno do Investimento

Tabela B.1 – Dados dos valores do investimento inicial para a aquisição do equipamento de tratamento (VII), de benefício gerado pelo sistema (VBS) e o período de retorno do investimento (PRI)

V (m³)	VBS (R\$)	VII (R\$)	PRI (anos)				
10	45,25	68300,00	126	44	342,75	68300,00	17
11	52,03	68300,00	109	45	354,32	68300,00	16
12	58,81	68300,00	97	46	365,89	68300,00	16
13	65,59	68300,00	87	47	377,46	68300,00	15
14	72,37	68300,00	79	48	389,03	68300,00	15
15	79,15	68300,00	72	49	400,60	68300,00	14
16	85,93	68300,00	66	50	412,17	68300,00	14
17	92,71	68300,00	61	51	423,74	68300,00	13
18	99,49	68300,00	57	52	435,31	68300,00	13
19	106,27	68300,00	54	53	446,88	68300,00	13
20	113,05	68300,00	50	54	458,45	68300,00	12
21	119,83	68300,00	47	55	470,02	68300,00	12
22	126,61	68300,00	45	56	481,59	68300,00	12
23	133,39	68300,00	43	57	493,16	68300,00	12
24	140,17	68300,00	41	58	504,73	68300,00	11
25	146,95	68300,00	39	59	516,30	68300,00	11
26	153,73	68300,00	37	60	527,87	68300,00	11
27	160,51	68300,00	35	61	539,44	68300,00	11
28	167,29	68300,00	34	62	551,01	68300,00	10
29	174,07	68300,00	33	63	562,58	68300,00	10
30	180,85	68300,00	31	64	574,15	68300,00	10
31	192,34	68300,00	30	65	585,72	68300,00	10
32	203,91	68300,00	28	66	597,29	68300,00	10
33	215,48	68300,00	26	67	608,86	68300,00	9
34	227,05	68300,00	25	68	620,43	68300,00	9
35	238,62	68300,00	24	69	632,00	68300,00	9
36	250,19	68300,00	23	70	643,57	68300,00	9
37	261,76	68300,00	22	71	655,14	68300,00	9
38	273,33	68300,00	21	72	666,71	68300,00	9
39	284,9	68300,00	20	73	678,28	68300,00	8
40	296,47	68300,00	19	74	689,85	68300,00	8
41	308,04	68300,00	18	75	701,42	68300,00	8
42	319,61	68300,00	18	76	712,99	68300,00	8
43	331,18	68300,00	17	77	724,56	68300,00	8
				78	736,13	68300,00	8
				79	747,70	68300,00	8
				80	759,27	68300,00	7

81	770,84	68300,00	7	127	1303,06	68300,00	4
82	782,41	68300,00	7	128	1314,63	68300,00	4
83	793,98	68300,00	7	129	1326,2	68300,00	4
84	805,55	68300,00	7	130	1337,77	68300,00	4
85	817,12	68300,00	7	131	1349,34	68300,00	4
86	828,69	68300,00	7	132	1360,91	68300,00	4
87	840,26	68300,00	7	133	1372,48	68300,00	4
88	851,83	68300,00	7	134	1384,05	68300,00	4
89	863,40	68300,00	7	135	1395,62	68300,00	4
90	874,97	68300,00	7	136	1407,19	68300,00	4
91	886,54	68300,00	6	137	1418,76	68300,00	4
92	898,11	68300,00	6	138	1430,33	68300,00	4
93	909,68	68300,00	6	139	1441,90	68300,00	4
94	921,25	68300,00	6	140	1453,47	68300,00	4
95	932,82	68300,00	6	141	1465,04	68300,00	4
96	944,39	68300,00	6	142	1476,61	68300,00	4
97	955,96	68300,00	6	143	1488,18	68300,00	4
98	967,53	68300,00	6	144	1499,75	68300,00	4
99	979,10	68300,00	6	145	1511,32	68300,00	4
100	990,67	68300,00	6	146	1522,89	68300,00	4
101	1002,24	68300,00	6	147	1534,46	68300,00	4
102	1013,81	68300,00	6	148	1546,03	68300,00	4
103	1025,38	68300,00	6	149	1557,60	68300,00	4
104	1036,95	68300,00	5	150	1569,17	68300,00	4
105	1048,52	68300,00	5	151	1580,74	68300,00	4
106	1060,09	68300,00	5	152	1592,31	68300,00	4
107	1071,66	68300,00	5	153	1603,88	68300,00	4
108	1083,23	68300,00	5	154	1615,45	68300,00	4
109	1094,80	68300,00	5	155	1627,02	68300,00	3
110	1106,37	68300,00	5	156	1638,59	68300,00	3
111	1117,94	68300,00	5	157	1650,16	68300,00	3
112	1129,51	68300,00	5	158	1661,73	68300,00	3
113	1141,08	68300,00	5	159	1673,30	68300,00	3
114	1152,65	68300,00	5	160	1684,87	68300,00	3
115	1164,22	68300,00	5	161	1696,44	68300,00	3
116	1175,79	68300,00	5	162	1708,01	68300,00	3
117	1187,36	68300,00	5	163	1719,58	68300,00	3
118	1198,93	68300,00	5	164	1731,15	68300,00	3
119	1210,50	68300,00	5	165	1742,72	68300,00	3
120	1222,07	68300,00	5	166	1754,29	68300,00	3
121	1233,64	68300,00	5	167	1765,86	68300,00	3
122	1245,21	68300,00	5	168	1777,43	68300,00	3
123	1256,78	68300,00	5	169	1789,00	68300,00	3
124	1268,35	68300,00	4	170	1800,57	68300,00	3
125	1279,92	68300,00	4	171	1812,14	68300,00	3
126	1291,49	68300,00	4	172	1823,71	68300,00	3

173	1835,28	68300,00	3
174	1846,85	68300,00	3
175	1858,42	68300,00	3
176	1869,99	68300,00	3
177	1881,56	68300,00	3
178	1893,13	68300,00	3
179	1904,7	68300,00	3
180	1916,27	68300,00	3
181	1927,84	68300,00	3
182	1939,41	68300,00	3
183	1950,98	68300,00	3
184	1962,55	68300,00	3
185	1974,12	68300,00	3
186	1985,69	68300,00	3
187	1997,26	68300,00	3
188	2008,83	68300,00	3
189	2020,40	68300,00	3
190	2031,97	68300,00	3
191	2043,54	68300,00	3
192	2055,11	68300,00	3
193	2066,68	68300,00	3
194	2078,25	68300,00	3
195	2089,82	68300,00	3
196	2101,39	68300,00	3
197	2112,96	68300,00	3
198	2124,53	68300,00	3
199	2136,10	68300,00	3
200	2147,67	68300,00	3
