

SANDRO ROGÉRIO LAUTENSCHLAGER

OTIMIZAÇÃO DO PROCESSO DE ULTRAFILTRAÇÃO NO TRATAMENTO
AVANÇADO DE EFLUENTES E ÁGUAS SUPERFICIAIS

Tese apresentada à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para obtenção do título de
Doutor em Engenharia.

Área de Concentração:

Engenharia Hidráulica e Sanitária

Orientador:

Professor Dr. Sidney Seckler Ferreira Filho

São Paulo

2006

FICHA CATALOGRÁFICA

Lautenschlager, Sandro Rogério

Otimização do processo de ultrafiltração no tratamento avançado de efluentes e águas superficiais. São Paulo, 2006.

226p.

Tese (Doutorado) -Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária.

1. Ultrafiltração 2. Otimização 3. Efluentes 4. Reúso

Universidade de São Paulo. Escola Politécnica.

Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária

A DEUS criador do céu e da terra obrigado por ter me predestinado e por saber todas as coisas, obrigado por mais esta ajuda.

À minha esposa Sueli pela compreensão nos momentos de ausência e pelo carinho recebido.

Aos meus pais, Ismael e Iraceli, por toda a dedicação para a minha formação. Valeu pessoal vcs são 10!!!

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Dr. Sidney Seckler Ferreira Filho pela amizade, pela confiança depositada e pelos valiosos ensinamentos.

A Engenheiro Roberto Meirelles que contribuiu com dicas e dados importantes para que este trabalho fosse realizado.

Aos professores Francis Digiano da University of North Carolina at Chapel Hill) e Andrew Schuler da Duke University por terem me recebido em suas instituições e colaborado na publicação deste trabalho.

A Veolia Water Systems Brasil e a Companhia Consorciun L'Espoir (CLE) pelo apoio financeiro para que este trabalho fosse realizado.

Aos Engenheiros Wilson Marin e Derli Forti da empresa WGM Sistemas Importação e Exportação Ltda por apoiarem este trabalho.

A todos que, direta ou indiretamente, contribuíram para a execução deste trabalho.

Índice

Índice de Figuras	viii
Índice de Tabela	xii
Resumo	xiii
Abstract	xiv
1 Introdução	1
1.1 Constituintes em estações de tratamento de efluente	3
1.2 Exemplos de ETEs com reúso de efluentes	5
1.3 Otimização de processos de filtração por membranas	10
2 Objetivo	11
3 Revisão Bibliográfica - Processo de Separação por Membranas	12
3.1 Microfiltração e Ultrafiltração.....	13
3.1.1 Filtração e o mecanismo de entupimento da membrana	20
3.1.2 Configurações.....	21
3.1.2.1 O primeiro fator: a qualidade do efluente (água de alimentação)	22
3.1.2.2 O segundo fator: o modo de operação	22
3.1.2.3 O terceiro fator: a característica da membrana utilizada	23
3.1.2.4 O quarto fator: o método de limpeza da membrana.	23
3.1.3 Performance estável da ultrafiltração em longos períodos	25
3.1.4 Descrição teórica da filtração por membranas.....	26
3.1.5 Foco das pesquisas em micro e ultrafiltração no tratamento de efluentes	30
3.1.5.1 Estudos de otimização.....	30
3.1.5.2 Estudos de caracterização da filtração	31
3.1.5.3 Composição dos foulants	33
3.1.6 Reator biológico com membrana (MBR).....	35
3.2 Nanofiltração e Osmose Reversa	39
3.2.1 Influência da pressão e da temperatura.....	43
3.2.2 Influência da recuperação de água no sistema	43
3.2.3 Problemas encontrados em OR decorrentes do inadequado pré-tratamento.....	44
3.3 Modelagem matemática do volume líquido produzido pela UF.....	47
4 Material e Métodos	49

5	Resultados.....	54
5.1	Caso 1 - CLE	55
5.1.1	Permeabilidade e Recuperação.....	59
5.1.2	Retrolavagem e Inversão do Fluxo	62
5.1.2.1	Efeito da retrolavagem no desempenho do sistema.....	63
5.1.2.2	Efeito da Inversão do fluxo no desempenho do sistema	65
5.1.3	Maximização do volume líquido produzido pela UF	67
5.1.4	Desempenho em termos de turbidez.....	73
5.1.5	Qualidade do permeado da UF em termos de SDI.....	76
5.1.6	Balanço de massa com uso de osmose reversa após UF – Caso 1 CLE	79
5.1.7	Conclusões Caso 1.....	85
5.2	Caso 2 – Empresa de produtos de higiene pessoal.....	88
5.2.1	Membrana 1 - HF-82-35-PM100.....	88
5.2.2	Membrana 2 - HF-92-35-PMTOC Fase 1	93
5.2.3	Membrana 2 - HF-92-35-PMTOC Fase 2	98
5.2.4	Conclusões Caso 2.....	103
5.3	Caso 3 – Refinaria	105
5.3.1	Fase 1.....	105
5.3.2	Fase 2.....	110
5.3.3	Conclusões Caso 3.....	114
5.3.4	Roteiro para otimizar a produção de água por UF	115
6	Conclusões.....	116
7	Referências.....	117
8	Anexo A – Resultados Operacionais Planta Piloto Caso 1	130
8.1	Resultados Parte 1	130
8.1.1	Estatística dos dados - Parte 1	140
8.2	Resultados Operacionais Planta Piloto – Parte 2	141
8.2.1	Estatística dos dados – Parte 2	150
8.3	Planilha otimização volume produzido.....	151
9	Anexo B - Resultados Operacionais Planta Piloto Caso 2.....	161
9.1	Resultados para membrana 1.....	161
9.1.1	Estatística membrana 1	165

9.1.2	Planilha otimização volume produzido membrana 1.....	166
9.2	Resultados para membrana 2 – Fase 1.....	171
9.2.1	Estatística membrana 2 – Fase 1	175
9.2.2	Planilha otimização volume produzido membrana 2 – Fase 1.....	176
9.3	Resultados para membrana 2 – Fase 2.....	181
9.3.1	Estatística membrana 2 – Fase 2	185
9.3.2	Planilha otimização volume produzido membrana 2- Fase 2.....	186
10	Anexo C - Resultados Operacionais Planta Piloto Caso 3.....	191
10.1	Resultados para Fase 1	191
10.1.1	Estatística Fase 1	194
10.1.2	Planilha otimização volume produzido - Fase 1.....	195
10.2	Resultados para Fase 2.....	200
10.2.1	Estatística – Fase 2	206
10.2.2	Planilha otimização volume produzido - Fase 2.....	207

Índice de Figuras

Figura 1 Fluxograma do processo de reúso <i>Gerringong Gerroa</i>	7
Figura 2 Unidade de tratamento utilizados no projeto de reúso <i>Gerringong Gerroa</i> (a) sistema biológico, (b) filtração e (c) Ultravioleta	7
Figura 3 Vista aérea da ETE - <i>Gerringong Gerroa</i> Austrália	8
Figura 4 Irrigação de pastagens com efluente da ETE - <i>Gerringong Gerroa</i> Austrália	8
Figura 5 Fluxograma do processo de reúso na <i>Volkswagen</i> em Taubaté.....	9
Figura 6 Constituintes encontrados nos efluentes e o intervalo de operação para as tecnologias de membranas(Metcalf & Eddy, 2003).....	13
Figura 7 Seção transversal de uma membrana em fibra oca (Koch, 2005)	14
Figura 8 Vista de módulos de membranas tubulares (Koch, 2005).....	15
Figura 9 ROGA® Module 1, circa 1964 (Koch, 2005)	15
Figura 10 Esquema de uma membrana espiral	16
Figura 11 Seção transversal de um cartucho de UF em fibra oca <i>inside-out</i> em produção e em retrolavagem.	17
Figura 12 Deposição de contaminantes na parede externa da membrana operando no modo <i>outside-in</i>	17
Figura 13 Ilustração de retrolavagem em membrana operando no modo <i>outside-in</i>	18
Figura 14 Comportamento do fluxo versus tempo de operação com TMP constante.	20
Figura 15 Resistência de uma membrana pelos vários mecanismo de <i>fouling</i>	21
Figura 16 Esquema de um processo de filtração por membrana e os fatores que influenciam o processo	22
Figura 17 Exemplo típico de configuração com recirculação do concentrado (filtração tangencial).	23
Figura 18 Exemplo típico de configuração sem recirculação do concentrado (<i>filtração perpendicular</i>).	23
Figura 19 Efeito da retrolavagem no fluxo em uma membrana de ultrafiltração com TMP constante	24
Figura 20 Desenvolvimento da resistência durante a operação.....	25
Figura 21 Microscopia eletrônica de uma membrana com partículas depositadas ..	34
Figura 22 Microscopia eletrônica de uma membrana com biofilme depositado	34

Figura 23 Microscopia eletrônica de uma membrana com orgânicos depositados ..	34
Figura 24 Microscopia eletrônica de uma membrana com sais depositados	35
Figura 25 Processo convencional de uso de membrana após sistema de lodos ativados.....	35
Figura 26 Membranas integrada ao tanque de aeração - MBR	36
Figura 27 Redução do tamanho do tanque de aeração pelo uso do sistema MBR .	37
Figura 28 Esquema de um rack de membrana - Memcor®	38
Figura 29 Membranas submersas no tanque de aeração - Zenon®	38
Figura 30 Limpeza de um módulo de membrana submersa MBR - Zenon®	38
Figura 31 Representação esquemática do fenômeno de osmose e osmose reversa.	39
Figura 32 Sistema contínuo de osmose reversa	40
Figura 33 Esquema de um módulo de OR em espiral (Anjou Recherche, 2004).....	42
Figura 34 Módulo móvel de OR em espiral (Anjou Recherche, 2004)	42
Figura 35 Esquema de uma configuração de nanofiltração	43
Figura 36 Módulo de OR entupido com biofouling	45
Figura 37 Membrana de OR danificada pela falta de limpeza adequada.....	45
Figura 38 Modulo de OR danificado devido longo tempo em operação sem limpeza	46
Figura 39 Modelo linear da permeabilidade como função do tempo após retrolavagem e inversão do fluxo	48
Figura 40 Fluxograma da planta piloto	50
Figura 41 Vista planta piloto	51
Figura 42 Cartuchos de UF instalados na planta piloto.....	52
Figura 43 Vista aérea do site da CLE.....	56
Figura 44 Processo de tratamento de efluentes na CLE configuração atual.....	57
Figura 45 Processo de tratamento de efluentes na CLE após sistema de reúso.....	57
Figura 46 Permeabilidade ($l/m^2h.bar$) e TMP	60
Figura 47 Recuperação balanço (entrada - saída).....	61
Figura 48 Esquema ilustrando a combinação da retrolavagem e inversão do fluxo	62
Figura 49 Permeabilidade e tempo após retrolavagem.....	63
Figura 50 Correlação entre permeabilidade e tempo após retrolavagem (■ Fase 1) (● Fase 2).....	64

Figura 51 Permeabilidade e tempo após inversão do fluxo.....	65
Figura 52 Correlação entre permeabilidade e tempo após inversão de fluxo (■ Fase 1) (● Fase 2).....	66
Figura 53 Recuperação da permeabilidade após inversão do fluxo fase 1 e 2.....	67
Figura 54 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem	70
Figura 55 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de inversão do fluxo	70
Figura 56 Esquema de operação para retrolavagem – Fase 1	71
Figura 57 Esquema de operação para inversão de fluxo - Fase 1	71
Figura 58 Esquema de operação combinando retrolavagem e inversão de fluxo – Fase 1	72
Figura 59 Dados de turbidez alimentação e permeado.....	73
Figura 60 Redução de turbidez em porcentagem	74
Figura 61 Dados de SD ₁₅ para o permeado da UF - CLE	76
Figura 62 Membrana usada no teste SDI ₁₅ após teste com permeado da UF - CLE76	
Figura 63 Resultados de SDI ₁₅ para o permeado da UF – Site 2.....	77
Figura 64 Membrana de SDI ₁₅ após teste com permeado da UF – Site 2	78
Figura 65 Filtro de cartucho após sete dias em operação – Site 2	78
Figura 66 Processo de tratamento após sistema de reúso com resultados obtidos após simulação para sistema de osmose reversa	80
Figura 67 Esquema de reciclo OR (Sistema 1)	81
Figura 68 Esquema de reciclo OR (Sistema 2)	83
Figura 69 Fluxograma simplificado dos processos de tratamento atual - Caso 2	88
Figura 70 Fluxograma dos processos de tratamento após UF – Caso 2	88
Figura 71 Turbidez da alimentação e permeado UF - Membrana 1.....	89
Figura 72 Recuperação balanço (Entrada – Saída) - Membrana 1	89
Figura 73 Permeabilidade e TMP - Membrana 1	90
Figura 74 Correlação entre a permeabilidade e tempo após retrolavagem - Membrana 1	90
Figura 75 Recuperação da permeabilidade após retrolavagem.....	91
Figura 76 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem - Membrana 1.....	92
Figura 77 Turbidez da alimentação e permeado UF –Membrana 2 - Fase 1	93

Figura 78 Recuperação balanço (Entrada – Saída) - Membrana 2 – Fase 1	94
Figura 79 Permeabilidade e TMP - Membrana 2 – Fase 1.....	95
Figura 80 Correlação entre a permeabilidade e tempo após retrolavagem - Membrana 2 – Fase 1	95
Figura 81 Recuperação da permeabilidade após retrolavagem.....	96
Figura 82 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem - Membrana 2 – Fase 1	97
Figura 83 Turbidez da alimentação e permeado UF – Membrana 2 – Fase 2.....	98
Figura 84 Recuperação balanço (Entrada – Saída) - Membrana 2 – Fase 2.....	99
Figura 85 Permeabilidade e TMP - Membrana 2 – Fase 2.....	99
Figura 86 Correlação entre a permeabilidade e tempo após retrolavagem - Membrana 2 – Fase 2	100
Figura 87 Recuperação da permeabilidade após retrolavagem.....	100
Figura 88 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem - Membrana 2 Fase 2.....	102
Figura 89 Turbidez da alimentação e permeado UF – Caso 3 –Fase 1	105
Figura 90 Recuperação balanço (Entrada – Saída) - Caso 3 – Fase 1.....	106
Figura 91 Permeabilidade e TMP - Caso 3 – Fase 1	107
Figura 92 Correlação entre a permeabilidade e tempo após retrolavagem - Caso 3 – Fase 1	107
Figura 93 Recuperação da permeabilidade após retrolavagem.....	108
Figura 94 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem - Caso 3 – Fase 1.....	109
Figura 95 Turbidez da alimentação e permeado UF – Caso 3 Fase 2.....	110
Figura 96 Recuperação balanço (Entrada – Saída) - Caso 3 Fase 2.....	110
Figura 97 Permeabilidade e TMP - Caso 3 Fase 2	111
Figura 98 Correlação entre a permeabilidade e tempo após retrolavagem - Caso 3 Fase 2	111
Figura 99 Recuperação da permeabilidade após retrolavagem.....	112
Figura 100 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem - Caso 3 Fase 2.....	113

Índice de Tabela

Tabela 1 - Constituintes típicos encontrados no efluente de ETEs e o seus efeitos no na qualidade final do efluente (Metcalf & Eddy, 2003)	4
Tabela 2 - Limites para metais no solo (Environment Protection Authority South Australia).....	6
Tabela 3 - Membrana e aplicação para tratamento de água (Mulder, 1997).....	12
Tabela 4 - Recomendações para uso das membranas de osmose reversa (Idaho, 1992).....	41
Tabela 5 – Parâmetros monitorados para cada ensaio.....	49
Tabela 6 - Característica do efluente final CLE após decantador secundário.....	58
Tabela 7 - Resumo da turbidez para entrada e permeado.....	73
Tabela 8 - Resumo da turbidez para entrada e permeado (Lubello C. et al., 2003). 74	
Tabela 9 - Dados de entrada para cálculo da primeira OR	81
Tabela 10 - Resultados obtido para os pontos 1 a 10 Figura 67	82
Tabela 11 - Resultados simulação para sistema 1.....	82
Tabela 12 - Dados de entrada para cálculo da segunda OR	83
Tabela 13 - Resultados simulação para segunda OR.....	84

Resumo

Neste trabalho o uso de ultrafiltração como tratamento avançado de efluente e água é proposto e avaliado. Foi proposto um modelo matemático visando maximizar o volume produzido pela UF. Avaliou-se as principais variáveis de controle do sistema de ultrafiltração como: tipo de membrana, qualidade da água de alimentação, dosagem de químicos, retrolavagem e inversão de fluxo e como estas variáveis podem influenciar o desempenho da ultrafiltração em termos de quantidade e qualidade da água produzida. Avaliou-se também neste trabalho a qualidade da água permeada da ultrafiltração em termos de SDI (*Silt density Index*), visando a possibilidade do uso da água permeada da ultrafiltração como alimentação de osmose reversa. Os resultados obtidos foram satisfatórios em relação à quantidade e qualidade da água produzida. O modelo matemático proposto foi validado em três estudos de caso auxiliando assim na maximização do volume produzido. Em termos de turbidez, o sistema permaneceu estável produzindo uma água permeada com turbidez aproximadamente constante mesmo com bruscas oscilações na água de alimentação. Em termos de SDI₁₅, um estudo de caso foi realizado e o sistema produziu água com SDI₁₅ na média igual a 1. Verificou-se que o fluxo correlaciona-se com a dosagem de químicos, retrolavagem e inversão de fluxo.

Abstract

This work presents the use of ultrafiltration as an advanced treatment for wastewater and surface water. A mathematical model was proposed for maximization the net water produced by UF. The main control variables of the system; quality of the feed water, chemical dosage, backwash and change of flow direction were studied to understand how it can interfere in the performance of the system mainly as far as quantity and quality of water produced were concerned. The quality of the permeated water in terms of SDI was measured because of the possibility that permeated from UF could be used as feed water to the reverse osmosis process. The results were very acceptable in terms of the quantity and the quality of the water permeated by UF. The mathematical model was validated for three cases and showed to be a valuable tool to maximization the net water produced. UF was stable in terms of the permeated turbidity although some oscillation occurred instantly in the turbidity of the feed. In terms of SDI_{15} the UF produced permeated water with an average of $SDI_{15}=1$. There was a correlation between flux, chemical dosage, backwash and change of flux direction.

1 Introdução

Atualmente observa-se uma mudança no foco do tratamento de efluentes da era do tratamento de efluentes para atender as legislações para era do reúso da água. Nos países desenvolvidos, o efluente doméstico era coletado e usado na agricultura ou disposto em águas superficiais até início do século 19th. Por volta de 1850 a população preocupou-se com os aspectos higiênicos do efluente e iniciou-se a coleta e o tratamento do efluente (Asano e Levine, 1996). Uma nova era iniciou-se após a segunda guerra mundial devido ao crescimento industrial e a urbanização. Em muitos países o tratamento do efluente tornou-se obrigatório por lei por volta de 1970.

Inicialmente, o tratamento de efluentes era focado na remoção de poluentes que consumiam oxigênio (amônia e matéria orgânica), mais tarde o tratamento focou-se na remoção de nutrientes para diminuir o potencial de eutrofização dos corpos receptores. Nos dias atuais, na maioria dos países ocidentais, a maior parte do efluente é tratado para proteger a qualidade da água dos rios e lagos que recebem este efluente. Num futuro próximo o foco poderá mudar na direção do recurso de água pura, ou seja, para a gestão do recurso natural, a água. Na presente década o tratamento do efluente poderá desenvolver-se na direção do reuso dos constituintes do efluente e no reúso da água. A causa do decréscimo da disponibilidade de água com qualidade para consumo pode ser relacionada principalmente ao aumento da população e pela mudança no estilo de vida. Segundo Mujeirigo e Ødegaard a baixa disponibilidade de água no futuro irá limitar o crescimento econômico e social (Mujeirigo, 2000; Ødegaard, 2000).

Neste século o uso da água tem sido aquele focado no suprimento. A água tem sido uma comodite abundante na maioria dos lugares, ou seja, tem sido fornecida em grande quantidade a um preço baixo. Com a falta de recurso de água para o consumo humano a situação irá mudar rapidamente em muitas regiões. Assim, a política de gestão da água deverá mudar de uma política dirigida ao suprimento para uma política dirigida para a demanda. Numa situação de gestão dirigida à demanda, o preço da água irá aumentar e o tratamento avançado do efluente poderá tornar-se competitivo. Isto permitirá a viabilidade econômica dos

projetos de tratamento avançado, como meio de produzir a quantidade de água limpa necessária (Ødegaard, 2000).

Comparado com outras fontes de água, o efluente tratado tem alguns benefícios que requer uma maior atenção. Segundo Mujeirigo os seguintes benefícios do reúso do efluente são comumente reconhecidos (Mujeirigo, 2000):

- Uma contribuição adicional às fontes de água, pois pode atuar como uma nova fonte ou como uma fonte alternativa que pode ser usada em aplicações que não requerem qualidade de água potável, deixando a água com boa qualidade para suprir a necessidade urbana;
- Uma redução dos custos do tratamento e da disposição do efluente, ou seja, uma vantagem econômica quando os requisitos de qualidade para água de reúso forem menores do que a qualidade requerida para descarga do efluente em águas superficiais;
- Uma redução da descarga de poluentes nas águas superficiais, pois, quando a água de reúso é utilizada para irrigação de florestas e na agricultura, permite-se que substâncias orgânicas sejam degradadas através de processos bioquímicos no solo, sendo possivelmente assimiladas pelas plantas;
- Uso dos nutrientes nitrogênio e fósforo contidos na água de reúso utilizados para irrigação da agricultura, campos de futebol e de golfe;
- Considerável reabilitação e uniformidade dos fluxos de águas, pois o fluxo do efluente doméstico após o seu tratamento geralmente é mais uniforme do que os rios em regiões semi-áridas;

1.1 Constituintes em estações de tratamento de efluente

O tratamento avançado de efluentes pode remover constituintes os quais podem ser agrupados em quatro categorias: (1) orgânicos residuais, colóides inorgânicos e sólidos suspensos, (2) constituintes orgânicos dissolvidos, (3) constituintes inorgânicos dissolvidos e (4) constituintes biológicos. Os efeitos potenciais destes constituintes nos efluentes das estações de tratamento de efluentes (ETEs) podem variar consideravelmente. Alguns destes efeitos são listados na Tabela 1.

Apresenta-se abaixo um resumo das técnicas usadas para remover os constituintes mencionados acima (Metcalf & Eddy, 2003; Mujeirigo e Asano, 1999).

- Orgânicos residuais e colóides inorgânicos e sólidos suspensos: diversas técnicas de filtração, como filtros de dupla camada, areia-antracito, filtração por membrana, se necessário à combinação com coagulação e floculação;
- Constituintes orgânicos dissolvidos: técnicas de adsorção como carvão ativado, troca iônica, osmose reversa;
- Constituintes inorgânicos: precipitação química, troca iônica e ultrafiltração;
- Constituintes biológicos: cloração, ozonização, desinfecção por UV e filtração com membranas (Kirkpatrick e Asano, 1986).

Tabela 1 - Constituintes típicos encontrados no efluente de ETEs e o seus efeitos no na qualidade final do efluente (Metcalf & Eddy, 2003)

Constituinte Residual	Efeito
Colóides orgânicos, inorgânicos e sólidos em suspensão	
Sólidos em suspensão	Podem causar o depósito de lodos ou interferir na transparência da água
	Podem prejudicar a desinfecção por proteger os organismos
Sólidos coloidais	Podem afetar a turbidez do efluente
Matéria orgânica (particulada)	Pode proteger bactérias durante desinfecção, pode consumir fontes de oxigênio
Matéria orgânica dissolvida	
Carbono orgânico total	Pode consumir oxigênio
Orgânicos refratários	Tóxicos para ser humano; carcinogênicos
Compostos orgânicos voláteis	Tóxicos para ser humano; carcinogênicos, formam oxidantes fotoquímicos
Compostos Farmacêuticos	Impacta espécies aquáticas (ex. disfunções endócrinas, mutação sexual)
Surfactantes	Causam espumas e podem interferir na coagulação
Matéria inorgânica dissolvida	
Amônia	Aumenta o consumo de cloro para desinfecção
	Podem ser convertida a nitrato e pode consumir oxigênio
	Com fósforo pode induzir o crescimento descontrolado de algas
	Não ionizada forma produtos tóxicos aos peixes
Nitrato	Estimula o crescimento aquático e de algas
Fósforo	Estimula o crescimento aquático e de algas Podem interferir na coagulação Podem interferir no abrandamento cal-soda
Cálcio e Magnésio	Aumenta a dureza e sólidos dissolvidos totais
Sólidos dissolvidos totais	Interfere nos processos industriais e na agricultura
Biológicos	
Bactérias	Podem causar doenças
Protozoários	Podem causar doenças
Vírus	Podem causar doenças

1.2 Exemplos de ETEs com reúso de efluentes

Em algumas partes do mundo o tratamento avançado de efluente já é utilizado em grandes estações de tratamento de efluentes. Em áreas áridas e semi-áridas o efluente das ETEs é uma alternativa essencial ao recurso de água convencional como as águas superficiais e as águas subterrânea (STOWA, 2001). Um exemplo é a *Water Factory 21* na Califórnia –EUA, onde desde de 1976 o efluente secundário é tratado numa série de etapas: floculação, filtração em filtros dupla camada areia-antracito, adsorção em carvão ativado, osmose reversa e cloração. O efluente tratado é usado na recarga do aquífero impedindo assim a intrusão salina com uma vazão total de 60.000m³/dia (Wehner, 1992). Recentemente Arviv e colaboradores avaliaram o uso de micro e ultrafiltração como uma alternativa de pré-tratamento para osmose reversa no projeto *Water Factory 21*. Neste trabalho constatou-se que micro ou ultrafiltração são alternativas viáveis do ponto de vista técnico e econômico, inclusive com grande redução de custo operacional (Arviv et al., 2002).

Na cidade de *St. Petersburg* na Florida-USA, desde de 1972 aproximadamente 25% da vazão total do efluente, 65.000 m³/dia, é utilizado para irrigação (STOWA, 2001). Em Windhoek, Namíbia, o efluente da ETE é utilizado como fonte de água potável. Neste projeto aproximadamente 24000m³/dia de efluente é tratado através de uma série de processos: ozonização (para desinfecção), carvão ativado (para remoção de micro poluentes) e finalmente ultrafiltração como segunda etapa de desinfecção. A cloração é adicionada para evitar o crescimento de bactérias no sistema de distribuição (Haarhoff e van der Merwe, 1996). Na Bélgica aproximadamente 7500m³/dia de efluente tratado é utilizado na recarga de aquíferos. Após um tempo de residência de um a dois meses o aquífero é utilizado como fonte para produção de água potável (Van Houtte et al., 1998; Van Houtte e Verbauwheide, 2003). Em *Peterborough* (Reino Unido) o efluente de uma ETE, em uma usina de energia, é usado como fonte de água nas caldeiras. Após o tratamento secundário o efluente é encaminhado a uma microfiltração, osmose reversa e troca iônica (Murrer e Latter, 2003). No Brasil a *Volkswagen* em Taubaté implantou um sistema de reúso para utilizar o efluente secundário. Após o tratamento secundário o efluente é encaminhado ao filtro de fluxo ascendente tipo dynasand, ultrafiltração e posteriormente a osmose reversa e

finalmente passa por leitos mistos (troca iônica). A água tratada é utilizada no processo produtivo. Outros exemplos de tratamento avançado e reúso podem ser encontrados no mundo, em Israel (Brenner et al., 2000; Soffer et al., 2000), no Japão (Asano et al., 1996; Maeda et al., 1996; Ogoshi et al., 2001), na Austrália (Gibson e Apostolidis, 2001; Patterson, 2001), na Europa (Arviv et al., 2002; Lazarova et al., 2000; Lazarova et al., 2001).

Na Figura 1 apresenta-se o fluxograma de um tratamento avançado na cidade de *Gerringong Gerroa* na Austrália. O projeto em *Gerringong Gerroa* é um projeto do tipo, *Design-Build-Operate*, para um período de 20 anos. O sistema foi projetado para atender a necessidade da comunidade no ano 2022 para uma população de 11000 habitantes. Neste projeto o efluente é tratado usando peneiramento, desarenador, tratamento biológico com remoção de nitrogênio e fósforo, filtração em filtros de areia, ozonização, carvão ativado biológico (BAC), microfiltração e desinfecção por UV. O projeto prevê um consumo acima de 80% da água de reúso produzida. O efluente final é armazenado em um reservatório de 50.000m³ antes de ser bombeado para as fazendas locais e ser usado como água de irrigação em pastagens. Quando não é possível realizar irrigação e o reservatório está completamente cheio o efluente pode ser descartado. Neste projeto os resíduos sólidos são classificados com classe A (Environment Protection Authority South Australia) e também são reutilizados. Segundo a agência de proteção ambiental do sul da Austrália para um resíduo ser classificado como classe A ele deve atender os limites estabelecidos na Tabela 2. Apresenta-se na Figura 2 as unidades de tratamento biológico, filtração e ultravioleta utilizados no sistema de reúso de *Gerringong Gerroa*. Na Figura 3 apresenta-se uma vista aérea da ETE e na Figura 4 um sistema de irrigação utilizando água de reúso em pastagens ambas do projeto *Gerringong Gerroa*. Na Figura 5 apresenta o fluxograma do processo de reúso na *Volkswagen* em Taubaté.

Tabela 2 - Limites para metais no solo (Environment Protection Authority South Australia)

Contaminante	Classe A (mg/Kg) – limite máximo
Arsênio	20
Cádmio	3
Cobre	200
Chumbo	200
Mercúrio	1
Níquel	60
Zinco	250

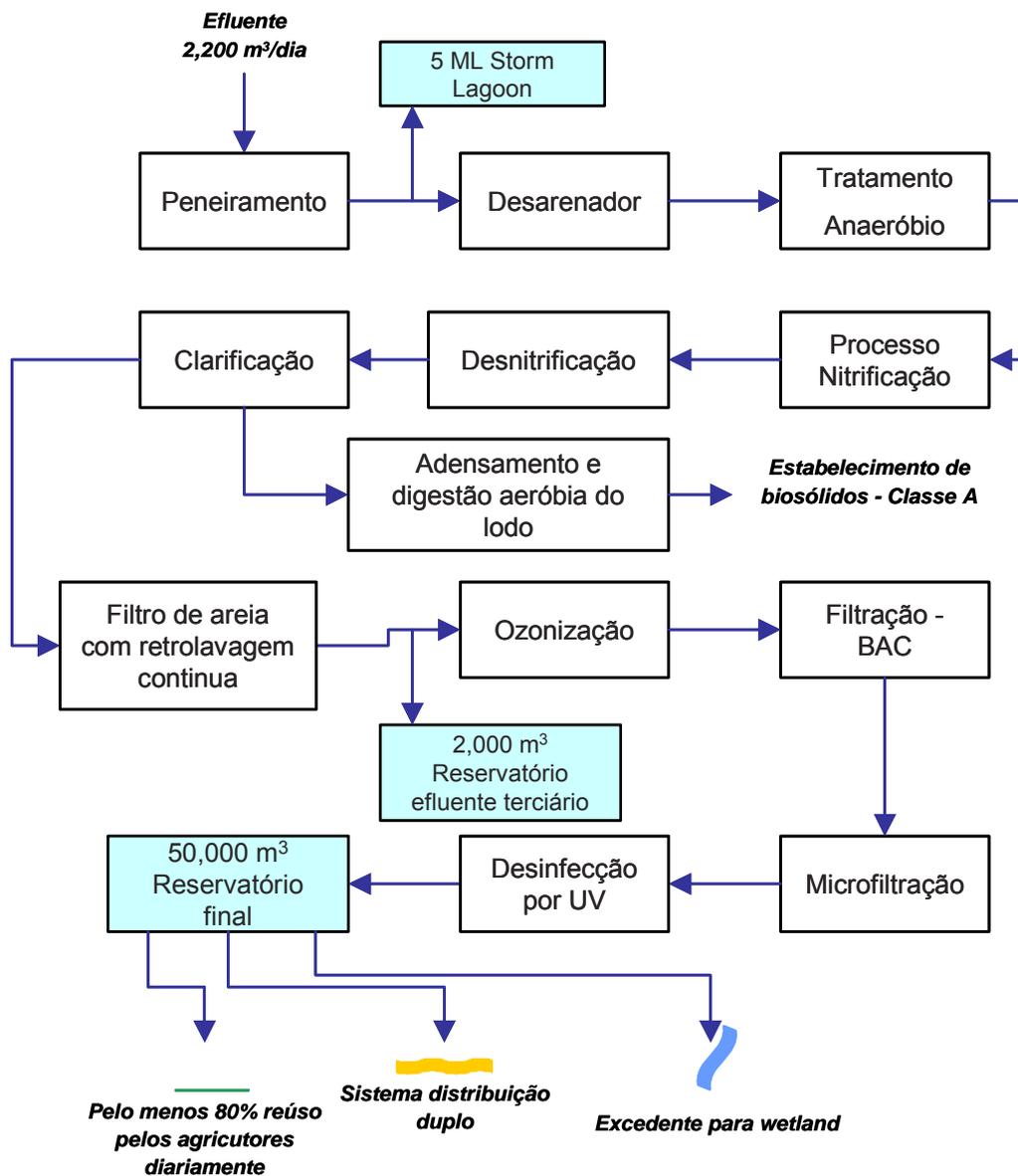


Figura 1 Fluxograma do processo de reúso *Gerringong Gerroa*

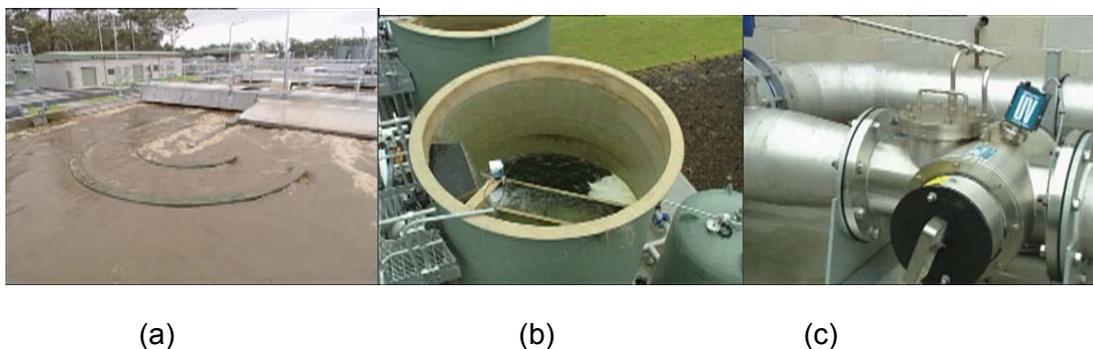


Figura 2 Unidade de tratamento utilizados no projeto de reúso *Gerringong Gerroa* (a) sistema biológico, (b) filtração e (c) Ultravioleta



Figura 3 Vista aérea da ETE - *Gerringong Gerroa Austrália*



Figura 4 Irrigação de pastagens com efluente da ETE - *Gerringong Gerroa Austrália*

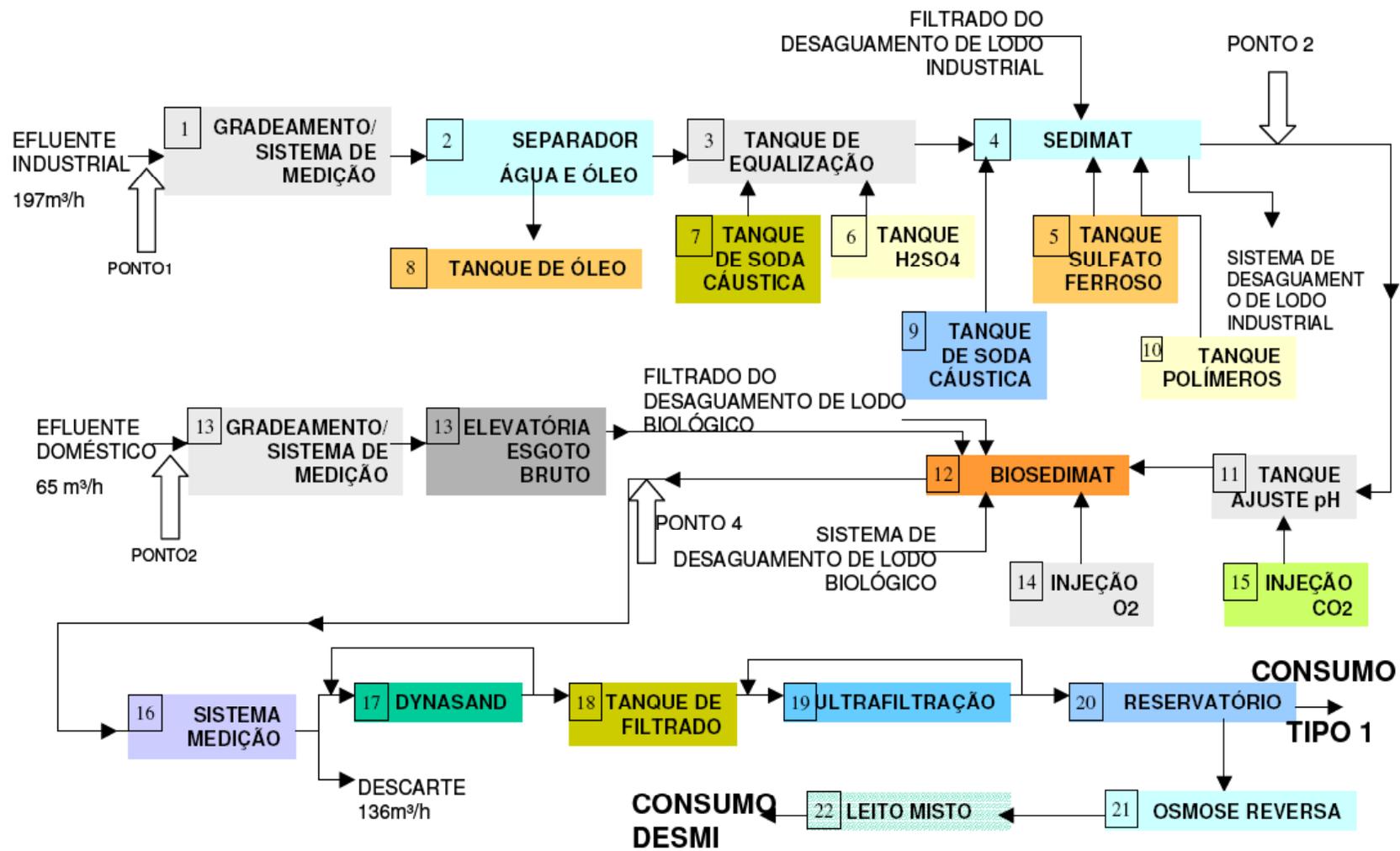


Figura 5 Fluxograma do processo de reúso na Volkswagen em Taubaté

1.3 Otimização de processos de filtração por membranas

A maior desvantagem do uso de UF em aplicações para tratamento de efluentes é a inevitável ocorrência do acúmulo de substâncias na superfície da membrana que produzem *fouling* (deposição). Existe um consenso que o fluxo, a velocidade do concentrado, frequência de retrolavagem e duração, adição de cloro durante retrolavagem são todos importantes para minimizar *fouling* em filtração tangencial com membrana do tipo fibra oca (Lautenschlager et.al., 2005). Contudo não existe ainda um simples modelo matemático aceito por todos que descreva o efeito entre estes parâmetros operacionais na taxa de *fouling*.

Chen Paul J. e colaboradores usaram uma abordagem estatística para maximizar o volume produzido por ultrafiltração. Concluiu-se que o intervalo entre retrolavagem, tempo de retrolavagem e pressão de retrolavagem teve efeito sobre o desempenho sobre UF (Chen Paul et. al., 2003). Bourgeois e colaboradores investigaram o efeito do tamanho das partículas, presentes nos efluentes, a concentração e o modo de operação e como estes fatores afetam a performance de sistemas de UF (Bourgeois, 2001).

2 Objetivo

Baseado na necessidade de avaliar como a tecnologia de ultrafiltração pode ser utilizada no tratamento avançado de efluentes industriais para possível reúso e também como tratamento avançado de águas superficiais os seguintes objetivos foram estabelecidos:

- Verificar se o desempenho de sistema de ultrafiltração para tratamento avançado de efluentes industriais operando com filtração tangencial alimentada de dentro para fora não entope quando alimentando por efluente industrial;
- Verificar como as variáveis operacionais, dosagem de químicos durante a retrolavagem, retrolavagem e inversão do fluxo interferem no sistema em termos de produção de água permeada;
- Desenvolver um modelo matemático simplificado que possa ser usado através de um roteiro na otimização de sistemas de UF visando maximizar o volume líquido produzido;
- Verificar se a qualidade do permeado da ultrafiltração em termos de turbidez mantém estável quando a qualidade do efluente de alimentação oscila em termos de turbidez;

Assim, o trabalho científico pode ser caracterizado como um estudo de otimização de sistema de ultrafiltração para tratamento de efluentes industriais.

3 Revisão Bibliográfica - Processo de Separação por Membranas

Filtração por membrana é uma técnica de filtração no qual a membrana age como uma barreira seletiva entre duas fases (Mulder, 1997). Como resultado da força através da membrana, componentes são transportados na direção da superfície da membrana onde alguns componentes são retidos na superfície da membrana e outros passam pela membrana. O processo pode ser utilizado para inúmeras aplicações, cada uma com sua própria característica de separação:

- Processos orientados pela pressão: micro, ultra e nanofiltração e osmose reversa;
- Processos orientados pela concentração: separação de gases, pervaporação e diálise;
- Processos orientados pela temperatura: destilação por membranas;
- Processos orientados pela eletricidade: eletrodiálise.

Será descrito a seguir os processos orientados pela pressão. Apresenta-se na Tabela 3 um resumo das principais características dos processo orientados por pressão.

Tabela 3 - Membrana e aplicação para tratamento de água (Mulder, 1997).

Processo	Pressão (bar)	Abertura (nm)	Componentes Removidos
Microfiltração	0.1-2	100-1000	Sólidos Suspensos, bactérias
Ultrafiltração	0.1-2	10-100	Macromoléculas, vírus, proteínas
Nanofiltração	4-20	1-10	Micropoluentes, íons bivalentes (Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2-} , CO_3^{2-})
Osmose Reversa	10-30	0,1-1	Íons monovalentes (Na^+ , K^+ , Cl^- , NO_3^-), dureza

Apresenta-se na Figura 6 os tamanhos dos principais constituintes encontrados nos efluentes e o intervalo de operação para os processos de microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa.

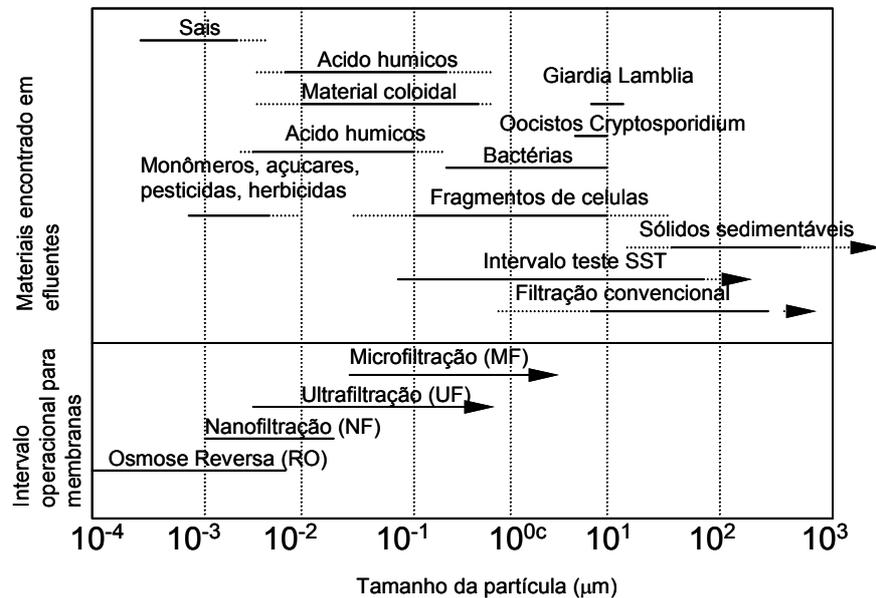


Figura 6 Constituintes encontrados nos efluentes e o intervalo de operação para as tecnologias de membranas (Metcalf & Eddy, 2003).

3.1 Microfiltração e Ultrafiltração

Membranas de microfiltração e ultrafiltração são operadas em condições similares, mas diferem no tamanho da abertura do poro (Durham et al., 2001; Kunikane et al., 1995; Wakeman e Williams, 2002; Wiesner e Aptel, 1996). Uma completa rejeição de vírus pode ser obtida quando ultrafiltração é usada, entretanto quando se utiliza microfiltração não se tem uma completa remoção de vírus (Madaeni et al., 1995; Madaeni, 1999). Na prática outras diferenças relacionadas com o diâmetro do poro das membranas podem ser mencionadas, especialmente no uso de micro ou ultrafiltração como pré-tratamento antes de osmose reversa. Quando ultrafiltração é utilizada como pré-tratamento para osmose, menores pressões são observadas nas membranas de osmose e os intervalos de limpeza são maiores do que quando se utiliza microfiltração (Kim et al., 2002; Tchobanoglous et al., 1998).

O sistema de ultrafiltração separa o efluente em: água purificada ou permeado e outra parcela denominada concentrado ou retido. As membranas tipicamente consistem de uma camada suporte com abertura de 100 μ m e uma fina camada de 0,1 a 1 μ m (Mulder, 1997). A maioria das membranas utilizadas no tratamento de água são membranas orgânicas que são fabricadas de polipropileno, acetato celulose, poliamida aromática, ou um filme fino composto (*thin-film composite* - TFC). Membranas inorgânicas incluem camadas adicionais de óxido de alumínio (Al₂O₃) e dióxido de zircônio (ZrO₂).

O termo módulo de membrana é utilizado para descrever uma unidade completa contendo uma estrutura que suporta pressão, entrada, saída do concentrado e do permeado. Os principais módulos de membranas utilizados no tratamento de efluentes são (Aptel e Buckley, 1996; Mulder, 1997):

- Membrana tubular com diâmetro interno maior do que 3mm, compondo um módulo;
- Fibra oca ou membranas capilares com diâmetro interno inferior a 3mm, com módulos compostos de 100 a 1000 fibras;
- Membranas espirais compostas por membranas planas enroladas num espaçador;
- Membranas planas compostas de uma série de folhas de membranas planas e camadas suportes;

A Figura 7 apresenta um seção transversal de uma membrana em fibra oca e a Figura 8 apresenta módulos de membranas tubulares. Apresenta-se na Figura 9 um dos primeiros módulos de membranas planas enroladas num espaçador e ilustra-se na Figura 10 os principais componentes de uma membrana espiral.

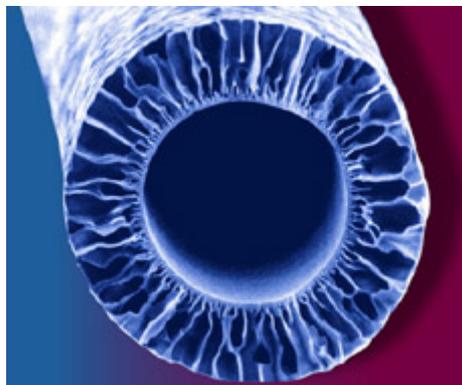


Figura 7 Seção transversal de uma membrana em fibra oca (Koch, 2005)



Figura 8 Vista de módulos de membranas tubulares (Koch, 2005)



Figura 9 ROGA® Module 1, circa 1964 (Koch, 2005)

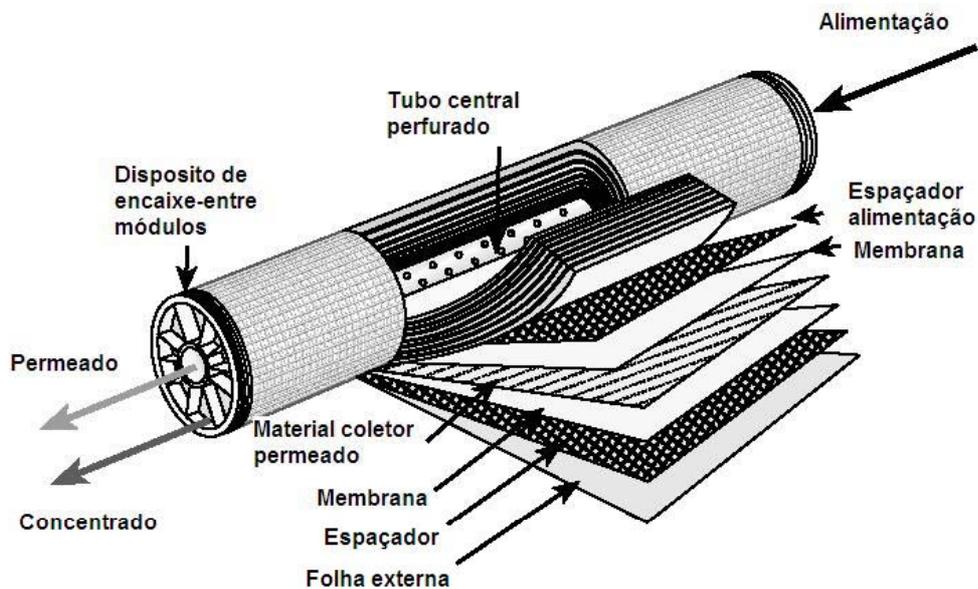


Figura 10 Esquema de uma membrana espiral

O fluxo em membranas tubulares e fibra oca pode ser de dentro para fora *inside-out* ou de fora para dentro *outside-in*. No modo de dentro para fora a água de alimentação entra pela parte interna do tubo e a água permeada é coletada na parte externa do tubo. Na configuração de fora para dentro o fluxo apresenta direção oposta ao anterior. A Figura 11 ilustra uma membrana na configuração *inside-out* em produção e em retrolavagem. A Figura 12 ilustra uma membrana operando no modo *outside-in* com a deposição de contaminantes na parte externa da membrana. A Figura 13 ilustra como ocorre a retrolavagem da membrana operando no modo *outside-in*.

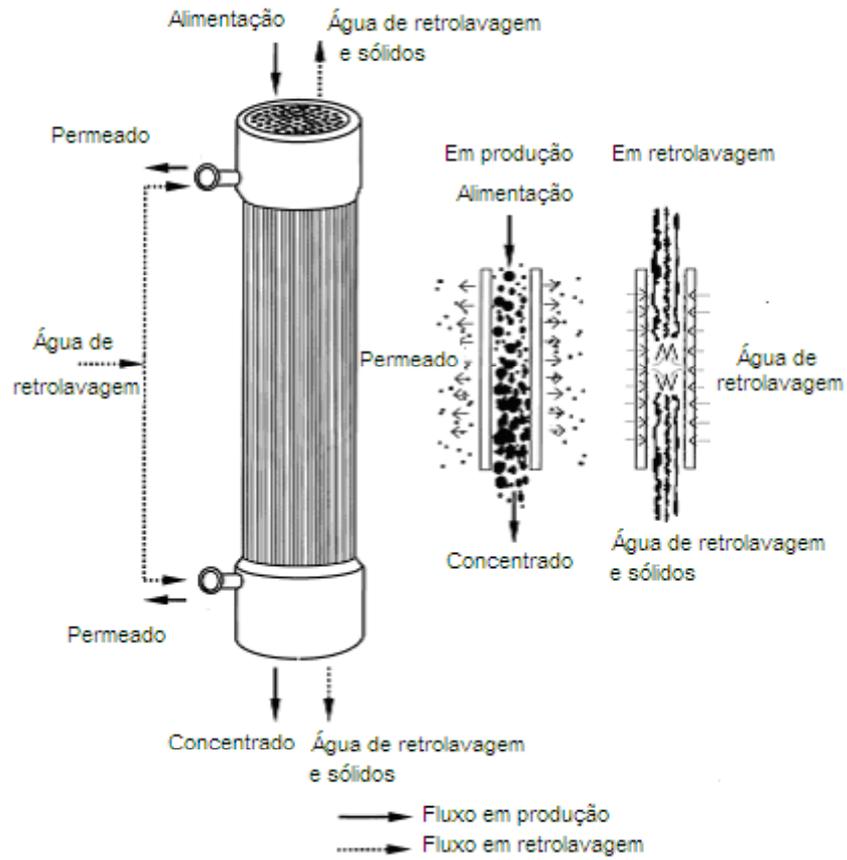


Figura 11 Seção transversal de um cartucho de UF em fibra oca *inside-out* em produção e em retrolavagem.

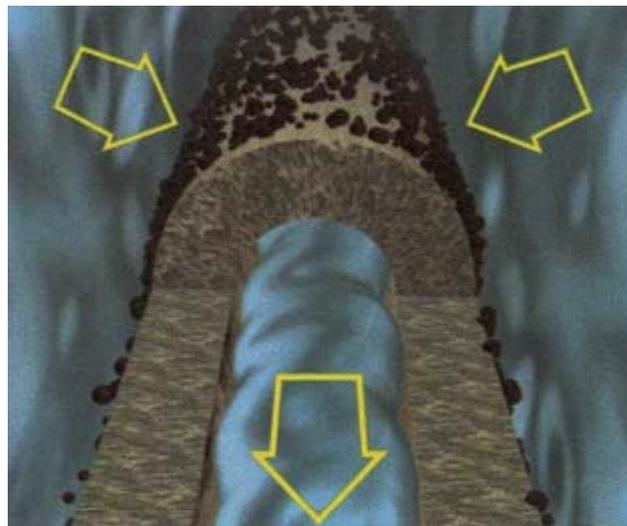


Figura 12 Deposição de contaminantes na parede externa da membrana operando no modo *outside-in*

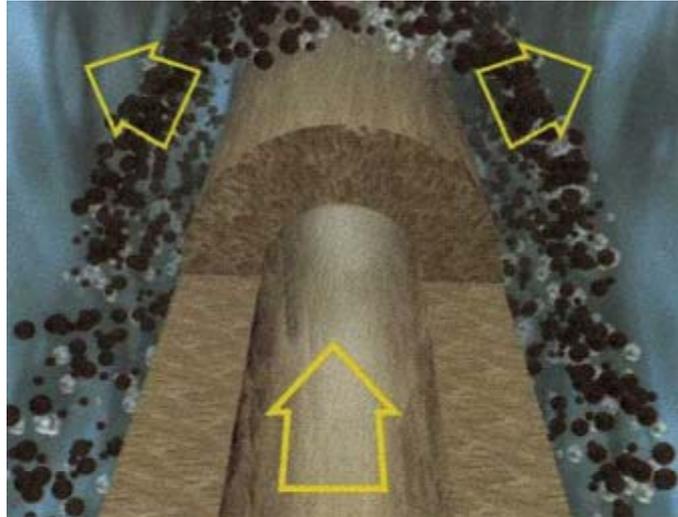


Figura 13 Ilustração de retrolavagem em membrana operando no modo *outside-in*

Definições

Os termos mais comuns utilizados no processo de ultrafiltração são descritos a seguir. Uma propriedade importante das membranas é o seu fluxo, o qual é definido como o volume de permeado (ou massa) que passa por meio de uma dada unidade de área da membrana.

O fluxo de permeado J na equação 1 é expresso em ($m^3/m^2.s$) (Mulder, 1997). Na prática o fluxo J é representado como o volume filtrado em litro por m^2 de área de membrana ($l/m^2.h$). Comumente o fluxo em ultrafiltração tratando efluente encontra-se entre 50 a $200l/m^2.h$, dependendo da pressão aplicada sobre a membrana.

$$J = \frac{dV}{dt} \frac{1}{A} \quad (1)$$

onde:

- J - fluxo em ($m^3/m^2.s$);
- V – volume filtrado;
- t – tempo em segundos;
- A – área da membrana

A diferença de pressão sobre a membrana é denominada *Trans Membrane Pressure* (TMP) sendo definida como a diferença entre a pressão do lado da água de alimentação e a pressão do lado do permeado. A relação entre fluxo J e TMP é

definida pela lei modificada de Darcy (Wiesner e Aptel, 1996) sendo apresentada na equação 2.

$$J = \frac{\Delta P}{\eta_T R_{\text{memb}}} \quad (2)$$

onde:

ΔP - diferença de pressão, TMP (N/m^2 , Pa);

η_T - viscosidade dinâmica (N.s/m^2 , Pa.s);

R_{memb} - Resistência total sobre membrana ($1/\text{m}$).

A viscosidade dinâmica η_T esta relacionada com a temperatura da água de alimentação $T(^{\circ}\text{C})$. Uma relação empírica que pode ser utilizada é (Koprowski T. P., 1995):

$$\eta_T = \frac{\eta_0}{(1 + 0.0337 T + 0.000221 T^2)} \quad (3)$$

onde:

η_0 - viscosidade dinâmica (N.s/m^2 , Pa.s)

Outra característica de uma membrana é a sua seletividade. A seletividade pode ser expressa como a rejeição R que é definida na equação 4. Quando o soluto é rejeitado completamente pela membrana, a membrana tem uma rejeição de $R=1$. O termo rejeição é especialmente usado em nanofiltração e osmose reversa.

$$R = 1 - \frac{C_p}{C_{\text{alim}}} \quad (4)$$

onde:

R - rejeição;

C_p - concentração do permeado (kg/m^3);

C_{alim} - concentração na água de alimentação (kg/m^3).

3.1.1 Filtração e o mecanismo de entupimento da membrana

Durante o processo de filtração alguns constituintes da água de alimentação depositam-se sobre a superfície da membrana e/ou na sua matriz. Este processo de retenção é referido frequentemente como *fouling* da membrana e causa um decréscimo no fluxo.

Uma definição comum para o *fouling* é: *fouling* é o resultado do processo de perda de performance da membrana devido à deposição de substâncias suspensas ou dissolvidas sobre sua superfície externa e em seus poros abertos (Koros et al., 1996).

A parte facilmente removível do material retido é denominada *fouling* reversível, a parte remanescente é denominada de *fouling* irreversível. A retenção de constituintes da água de alimentação causa um aumento da resistência global sobre a membrana, resultando em perda de fluxo quando mantido a pressão TMP. O decréscimo no fluxo durante o processo de filtração é esquematicamente representado pela Figura 14.

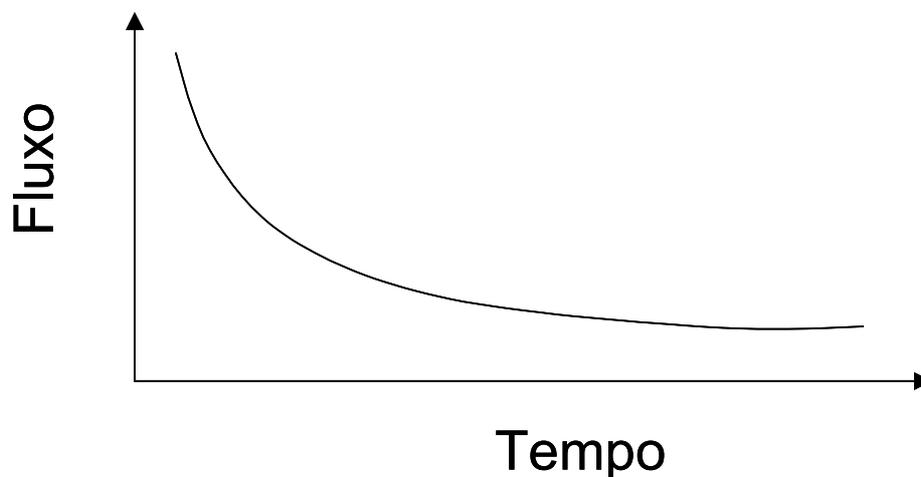


Figura 14 Comportamento do fluxo versus tempo de operação com TMP constante.

Os constituintes da água de alimentação que são retidos podem ser encontrados em diversos lugares próximos a superfície da membrana. Essencialmente cinco mecanismos podem ser distinguidos, cada mecanismo contribui para resistência total sobre a membrana:

1. Adsorção dentro dos poros da membrana (R_a);
2. Bloqueio dos poros da membrana (R_p);

3. Alta concentração de poluente próximo à membrana, concentração de polarização (R_{cp});
4. Deposição sobre a superfície da membrana formando uma camada espessa (R_c);
5. Compressão da camada espessa (R_{cc}) não apresentado na figura abaixo.

Estes mecanismos são apresentados esquematicamente na Figura 15 (van den Berg, 1988).

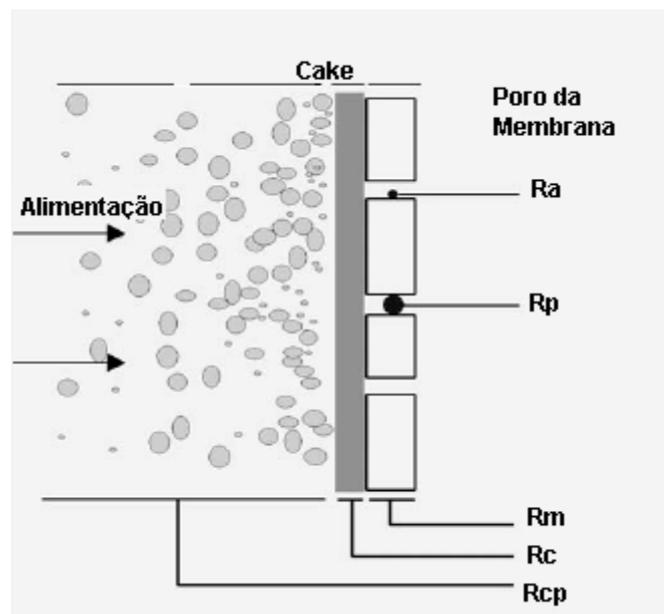


Figura 15 Resistência de uma membrana pelos vários mecanismo de *fouling*

Durante o processo de filtração estes mecanismos podem ocorrer simultaneamente. A resistência inicial da membrana (R_m) é determinada pela média do diâmetro médio e a porosidade da membrana. Segundo Roorda e colaboradores a resistência total pode exceder a resistência da membrana mais do que três vezes em certas condições (Roorda e van der Graaf, 2000).

3.1.2 Configurações

Na Figura 16 apresenta-se um esquema do processo de ultrafiltração para tratamento de efluentes de ETEs, e os fatores que podem influenciar as características da filtração.

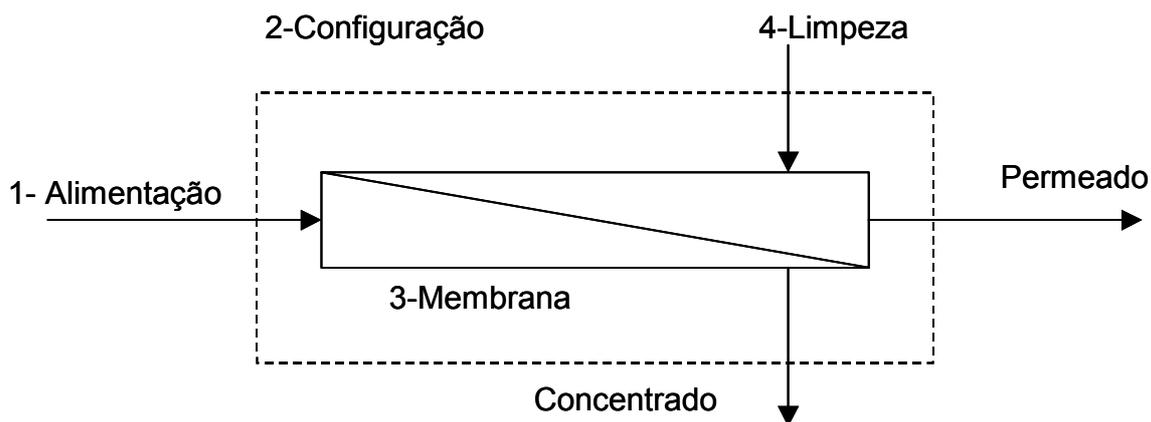


Figura 16 Esquema de um processo de filtração por membrana e os fatores que influenciam o processo

3.1.2.1 O primeiro fator: a qualidade do efluente (água de alimentação)

As propriedades da água de alimentação podem ser alteradas por pré-tratamento tais como: processos físicos que incluem a pré-filtração (Botes et al., 1998; Bourgeois et al., 2001; Drage et al., 2001; van der Graaf e van Nieuwenhuijzen, 1998), processos químicos que incluem ajuste de pH, coagulação, floculação e precipitação (Adin et al., 1998; Al-Malack e Anderson, 1996; Doyen et al., 2002; Minegishi et al., 2001), adsorção em carvão ativado (Park et al., 1999; Seo et al., 1996; Snoeyink et al., 2000) e desinfecção (Cornelissen, 1997; Milisic e Bersillon, 1986; Wakeman e Williams, 2002). Com a coagulação uma pré-camada pode ser formada sobre a superfície da membrana. Esta camada pode agir como uma segunda camada filtrante que poderá aumentar a performance do processo (Galjaard et al., 2001; Guigui et al., 2002; Wiesner e Laîné, 1996).

3.1.2.2 O segundo fator: o modo de operação

Na configuração com recirculação e filtração tangencial o concentrado retorna constantemente no início formando um *loop* de recirculação como apresentado na Figura 17. Na configuração sem recirculação com filtração perpendicular o volume total da água de alimentação passa através da membrana deixando todos os componentes que são maiores do que o poro de entrada ou saída da membrana conforme ilustrado na Figura 18. Existem mais sistemas operando em filtração tangencial do que no modo perpendicular (Al-Malack and Anderson, 1996) mas, segundo Parameshwaran e colaboradores sistemas

operando no modo de filtração tangencial usam mais energia do que sistemas operando no modo de filtração perpendicular (Parameshwaran et al., 2001).

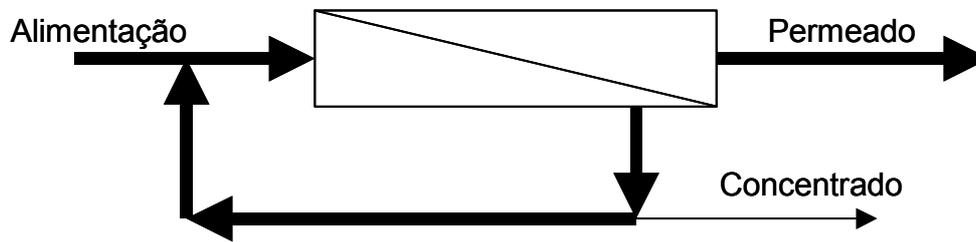


Figura 17 Exemplo típico de configuração com recirculação do concentrado (filtração tangencial).

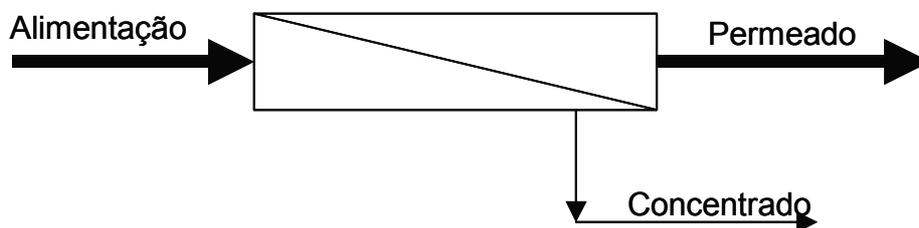


Figura 18 Exemplo típico de configuração sem recirculação do concentrado (filtração perpendicular).

3.1.2.3 O terceiro fator: a característica da membrana utilizada

Segundo Cornelissen e Fane geralmente membranas com pequena variação na distribuição dos poros, com superfície hidrofílica ao invés de hidrofóbica e carga negativa na superfície apresentam reduzido *fouling* irreversível (Cornelissen, 1997; Fane e Fell, 1987).

3.1.2.4 O quarto fator: o método de limpeza da membrana.

Uma maneira de remover o material retido na superfície pode ser pela limpeza transversal. Esta limpeza pode ter uma melhor eficiência com a adição de bolhas de ar, sendo denominado de *AirFlush*® (Verberk et al., 2002). Outro método utilizado para a remoção do material retido é o fluxo oposto ao da filtração (retrolavagem), utilizando o permeado como água de alimentação. Se os componentes são fortemente adsorvidos sobre a membrana, a retrolavagem não será eficiente. Tipicamente os períodos de retrolavagem são de 30 a 60 minutos (Mulder, 1997). Uma curva típica do fluxo em condições regulares durante a filtração em TMP constante e com retrolavagens regulares é apresentada na Figura 19. A

linha tracejada apresenta uma queda contínua do fluxo caso a retrolavagem não fosse realizada, a linha contínua apresenta a queda no fluxo seguido de um aumento após a retrolavagem.

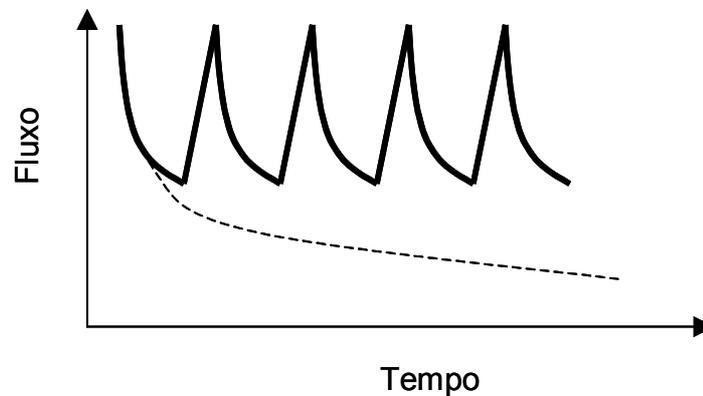


Figura 19 Efeito da retrolavagem no fluxo em uma membrana de ultrafiltração com TMP constante

Um método relativamente novo para limpeza de membrana de ultrafiltração é o uso de ultra-som em uma frequência 45kHz (Chai et al., 1999) ou vibração do módulo (Vigo et al., 1993). Entretanto estes métodos ainda não são aplicados em plantas em escala real. Outro método de limpeza é o uso de produtos químicos os quais podem ser utilizados para mover os composto que provocam o *fouling*, dissolvê-los ou modificá-los quimicamente. A concentração dos químicos e o tempo de limpeza são parâmetros importantes para o eficiente uso da limpeza química. Para prevenir a degradação da membrana durante a limpeza química, as propriedades químicas da membrana devem ser conhecidas. Uma limpeza química efetiva deve inibir a re deposição de compostos que produzem o *fouling*. Os químicos utilizados na limpeza química de membranas podem ser agrupados como (Zeman e Zydney, 1996):

- Ácidos, os quais são usados para dissolver sais de cálcio e óxidos de metais;
- Alcalinos, os quais são usados para remover sílica, colóides inorgânicos e uma grande parcela dos *fouling*s orgânicos e biológicos. O mecanismo de atuação consiste na neutralização do material ácido, saponificação (hidrólise) dos óleos e gorduras e dispersão / emulsificação de material coloidal;

- Surfactantes, os quais são usados para deslocar *foulants*, para emulsificar óleos e para dissolver *foulants* hidrofóbicos. Surfactantes podem possuir grupos não iônicos, grupos aniônicos ou grupos catiônicos. Para uma efetiva limpeza um balanço entre características hidrofóbica e hidrofílica é requerido;
- Oxidantes, os quais são usados para oxidação de matéria orgânica e bactérias (desinfecção);
- Seqüestrantes (agentes quelantes), os quais são usados para remoção de metais catiônicos da solução;
- Enzimas, as quais são usadas para degradar *foulants*. Proteases são usadas para degradar proteínas, amilases são usadas para degradar polisacarídeos e lipases hidrolisam ácidos graxos.

3.1.3 Performance estável da ultrafiltração em longos períodos

A operação estável de um processo de ultrafiltração para tratamento de efluentes de ETEs pode ser alcançada se ocorrer boa filtrabilidade do efluente e se houver uma reversibilidade da camada de *fouling*. Na Figura 20 o desenvolvimento da resistência total de uma membrana entupida (R) ou a TMP ao longo do tempo é apresentada para um fluxo contínuo. Na situação (a) a resistência ou TMP aumenta levemente somente durante a filtração e a resistência adicional causada pelo *fouling* é removida durante a limpeza. Na situação (b) o aumento da resistência é muito maior e a remoção da camada de *fouling* durante o processo de limpeza é insuficiente. O efeito repetido é apresentado na parte final da Figura 20, onde A''_1 é maior do que A'_1 .

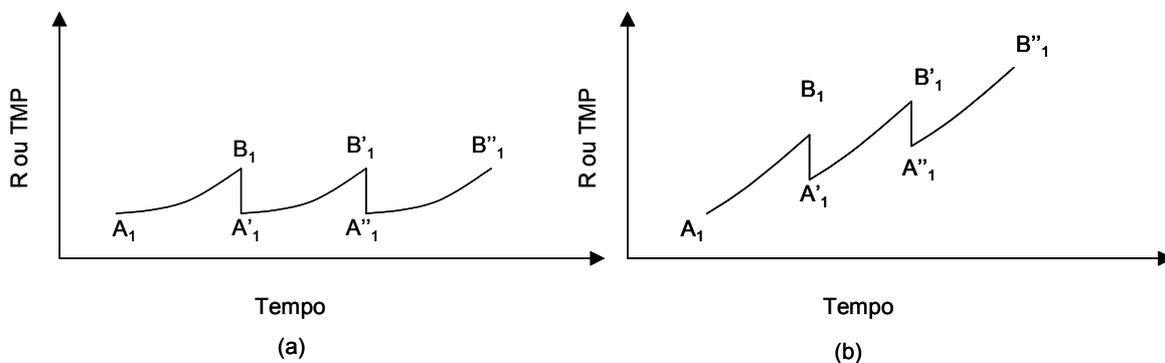


Figura 20 Desenvolvimento da resistência durante a operação.

3.1.4 Descrição teórica da filtração por membranas

Efluentes contêm uma grande variedade de constituintes, com variações nas condições físicas e químicas. A composição dos efluentes é muito mais complexa quando a variação contínua da concentração e a natureza dos constituintes são admitidas. É difícil realizar uma descrição teórica do comportamento da filtração considerando estas variações. Outros critérios para descrever o processo de filtração são o modo da operação com ou sem recirculação e a membrana utilizada (van den Berg e Smolders, 1990; Bowen e Jenner, 1995; Fane e Fell, 1987; Jönsson e Trägård, 1990; Matthiasson e Sivik, 1980; Mulder, 1995; Wessling, 2001). Bowen e Jenner descrevem o modelo teórico para filtração de colóides e pequenas partículas dispersas em ambos os modos de operação com e sem recirculação (Bowen e Jenner, 1995). Num modelo de polarização de gel sugere-se que quando a concentração da superfície da membrana aumenta, os macro-solutos chegam a sua solubilidade limite e precipitam sobre a superfície da membrana e formam géis sólidos. Solutos que não precipitam não são considerados. O modelo de pressão osmótica descreve o comportamento do fluxo quando os solutos não precipitam. Entretanto, em processos de ultrafiltração a pressão osmótica é negligenciada. Estes dois modelos podem ser modificados em várias formas mesmo assim, são aplicáveis somente para uma solução bem definida (van den Berg e Smolders, 1990; Bowen e Jenner, 1995).

As interações entre as partículas são consideradas em diferentes modelos de filtração. Um modelo interessante é o trabalho de Wessling sobre modelagem estocástica, aonde o *fouling* das membranas de microfiltração foi descrito como função de nano partículas (como proteínas) (Wessling, 2001). Embora estas partículas sejam muito menores do que os poros da membrana, encontrou-se que estas partículas podem entupir a membrana fortemente. A modelagem estocástica mostrou que as interações das partículas devem formar aglomerados de partículas formando pontes sobre um poro. Bowen e Jenner descreveram vários modelos de interação de partículas e segundo eles verificar os modelos teóricos pode ser muito difícil. A performance da ultrafiltração pode ser interpretada pela relação de resistência em série (Bowen e Jenner, 1995). O modelo de resistência em série é baseado na lei de Darcy (equação 2) e negligencia o termo da pressão osmótica,

como é o caso da ultrafiltração. A soma de todas as resistências denomina-se resistência total da membrana como definido pela lei de Darci.

A descrição do fenômeno de filtração utilizada foi àquela proposta por Hermia (Hermia, 1982). Considera-se que: a pressão é constante os poros das membranas são cilíndricos e que ocorre fluxo laminar nos poros.

Para um entupimento total (*Complete Blocking Filtration Law*), a relação entre o volume permeado (V) e o tempo de filtração (t) pode ser expressa como:

$$K_b V = Q_0 (1 - e^{-K_b t}) \quad (5)$$

e

$$\frac{d^2 t}{dV^2} = K_b \left(\frac{dt}{dV} \right)^2 \quad (6)$$

onde:

$$K_b = \mu_0 \sigma$$

K_b – é uma constante para entupimento total (s^{-1})

μ_0 - velocidade de filtração (m/s)

σ - área bloqueada por volume filtrado (m^{-1})

Q_0 = fluxo inicial (m^3/h)

Para um entupimento intermediário (*Intermediate Blocking Filtration Law*), a relação entre o volume permeado (V) e o tempo de filtração (t) pode ser expressa como:

$$K_i V = \ln(1 + K_i Q_0 t) \quad (7)$$

e

$$\frac{d^2 t}{dV^2} = K_i \left(\frac{dt}{dV} \right)^2 \quad (8)$$

onde

$$K_i = \frac{\sigma}{A_{\text{memb}}} \quad (9)$$

K_i – é uma constante para entupimento intermediário (m^{-3})

Para o entupimento padrão (*Standard Blocking Filtration Law*) considera-se que o volume do poro decresce proporcionalmente ao volume do filtrado pela deposição de partículas sobre a parede dos poros. A relação entre o volume permeado V e o tempo total de filtração t é apresentado nas equações 10 e 11.

$$\frac{K_s}{2} t = \frac{t}{V} - \frac{1}{Q_0} \quad (10)$$

e

$$\frac{d^2t}{dV^2} = K_s \left(\frac{dt}{dV} \right)^2 \quad (11)$$

e

$$K_s = \frac{2C}{LA_0}$$

onde:

K_s – é uma constante para o entupimento padrão

C – volume de partículas sólidas retidas por unidade de volume filtrado

L – espessura da membrana (m)

A_0 – superfície inicial ativa da membrana (m²)

Hermia equacionou a filtração em camada (*Cake Filtration Law*), assumindo resistência em série e uma constante superposição de partículas. Com estas considerações a relação entre o volume total permeado (V) e o tempo de filtração pode ser expresso nas equações (12) e (13). A filtração em camada é uma relação linear entre V e t/V:

$$\frac{K_c}{2} V = \frac{t}{V} - \frac{1}{Q_0} \quad (12)$$

e

$$\frac{d^2t}{dV^2} = K_c \quad (13)$$

onde

$$K_c = \frac{\alpha \cdot \gamma \cdot s \cdot \eta}{A_{\text{memb}}^2 \cdot \Delta P \cdot (1 - m \cdot s)}$$

K_c - constante de filtração em camada ($s.m^{-6}$)

α – resistência específica da camada (m/kg)

γ – densidade do filtrado (kg/m^3)

s - fração da massa de sólidos

m – relação da camada seca e úmida

Hlavacek e Bouchet apresentaram uma formulação similar para filtração com fluxo constante (Hlavacek e Bouchet, 1993) e Agustin Suarez e Veza apresentaram uma formulação para fluxo e TMP variável (Agustin Suarez e Veza, 2000). Madaeni e colaboradores usaram a lei de entupimento padrão e a lei de filtração em camadas para distinguir entre a deposição de partículas e a filtração em camada sobre a superfície da membrana em sistema de microfiltração operando em bateladas (Madaeni et al., 1995).

Lojkine e colaboradores usaram os modelos acima em microfiltração de células em suspensão operando no modo tangencial. O foco do estudo foi verificar o efeito do tamanho das partículas no desempenho do sistema em termos de fluxo. Segundo Lojkine os modelos utilizados apresentam algumas desvantagens. Com frequência eles são deduzidos para solução diluída de partículas rígidas, esféricas e flutuantes. Os seguintes efeitos são ignorados (Lojkine et al., 1992):

- Interação entre partículas, especialmente em sistema operando com filtração tangencial;
- Interação entre a membrana e as partículas;
- Entupimento da membrana;
- Compressão da camada (particularmente importante para partículas deformáveis);
- Propriedades da alimentação, especialmente a viscosidade dependendo da concentração.

Segundo Lojkine e colaboradores, grande parte dos trabalhos publicados sugerem que o fluxo decresce conforme as partículas diminuem de tamanho. Além do mais resinas aniônicas ou catiônicas usadas como floculantes aumentam o fluxo devido à redução da concentração na camada de polarização e um aumento da porosidade das camadas. Propriedades das partículas como, forma, rugosidade da

superfície e forças de adesão terão um efeito mais pronunciado no comportamento de filtração do que o tamanho das partículas (Lojkine et al., 1992).

3.1.5 Foco das pesquisas em micro e ultrafiltração no tratamento de efluentes

As pesquisas sobre micro e ultrafiltração para tratamento avançado de efluentes focam na performance do sistema, na qualidade do permeado, no mecanismo de filtração, no custo de implantação e também na caracterização dos compostos que podem entupir, ou seja, produzir *fouling* irreversível.

O tratamento avançado de efluentes pode ser descrito como um passo de polimento antes da descarga ou uma técnica de tratamento antes do reúso. Grande parcela dos casos relatados usa a configuração com recirculação.

3.1.5.1 Estudos de otimização

Aproximadamente vinte anos atrás foi publicado em uma revista científica o uso de ultrafiltração em efluentes. Inoué e colaboradores apresentaram os resultados de uma pesquisa em grande escala sobre o uso de ultrafiltração para tratamento avançado de efluente. Um módulo de UF em fibra oca (polivinil álcool; área da membrana, $A_m = 70\text{m}^2$, diâmetro do poro: $0,04\mu\text{m}$) e um módulo tubular de UF (poliacrilonitrila; $A_m = 22\text{m}^2$, diâmetro do poro: $0,01\mu\text{m}$ (MWCO 13Kda)) foi testado para tratar efluente (5,4 mg SS/l) com propósito de reusar a água em indústrias. A performance da ultrafiltração com recirculação foi comparada com (1) performance de um micro filtro ($21\mu\text{m}$) seguido de osmose reversa e (2) coagulação mais filtração em filtros dupla camada areia-antracito seguida de osmose reversa. A ultrafiltração produziu uma água limpa com baixa turbidez. Nenhum comentário foi feito sobre a característica da filtração do efluente (Inoué et al., 1981).

Oesterholt e Bult realizaram testes com unidades de microfiltração com área da membrana $A_m = 0,1\text{m}^2$, diâmetro do poro $0,2\mu\text{m}$ e compararam com a performance de filtros de areia dinâmicos (*DynaSand*; $0,7\text{m}^2$) para polimento de efluentes. Uma performance estável com um fluxo de $135\text{ (l/m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{bar)}$, produziu um permeado livre de bactérias e um custo total estimado de € 0.94 por m^3 para microfiltração e € 0.07 por m^3 para a filtração contínua no filtro de areia (Oesterholt e Bult, 1993).

Mundialmente, a aplicação mais comum para água de reúso é usá-la na irrigação (Messalem et al., 2000; Vera et al., 1998) e/ou como água de processo. Assim, existem estudos de otimização de micro e ultrafiltração comumente usadas como pré-tratamento seguida de osmose reversa (Durham et al., 2001; Van Hoof S. C. J. M, et al., 1998; Kim et al., 2002, Naerssen et al., 2002). Outros tipos de estudos de otimização de micro e ultrafiltração são aqueles no qual estes sistemas são usados para polimento do efluente (Duin et al., 2000; van der Graaf et al., 1999), para desinfecção (Dorau, 1998; Gnirss, 2000; Jolis et al., 1999; Langlais et al., 1993 e 1993; Madaeni, 1999; Sadr Ghayeni et al., 1998) e para remoção de fósforo antes da descarga do efluente em águas superficiais (Dittrich et al., 1996).

A maioria dos estudos com micro ou ultrafiltração são estudos de otimização nos quais as propriedades dos efluentes são melhoradas pelo pré-tratamento com coagulantes (Decarolis et al., 2001) ou com filtração em multi-media (Bourgeois et al., 2001; Tchobanoglous et al., 1998). Vial e colaboradores sugeriram a otimização do processo de ultrafiltração através do uso de uma matriz experimental de maneira a obter um maior número de informação com um menor número de experimentos (Vial et al., 1992). Agustin Suarez e Veza usaram modelos de sobrecarga para otimizar o sistema de microfiltração tratando efluente secundário (Agustin Suarez e Veza, 2000).

3.1.5.2 Estudos de caracterização da filtração

Existem estudos sobre micro e ultrafiltração de efluentes que mostram um declínio no fluxo, mas ainda existem muitas incertezas a respeito do mecanismo de entupimento (Vera et al., 1998). Poucos estudos mostram detalhes sobre o mecanismo de entupimento que ocorre na filtração por membranas. Decarolis e colaboradores estudaram ultrafiltração de efluentes terciários. O efluente foi tratado biologicamente e polido em filtros de areia. Este efluente filtrado foi usado como água de alimentação nos experimentos com ultrafiltração com capilaridade de 0.8 mm, material poliestersulfano, peso molecular de corte (MWCO) de 150 kDa. O impacto da dosagem de coagulantes foi investigado, nas seguintes dosagens 0,7 e 14 mg Fe⁺³/l. A matéria orgânica foi quantificada com UV254 e carbono orgânico total (TOC) e a seguinte eficiência de rejeição foi observado 4.1% UV254 e 5.6% TOC. Concluiu-se que, embora aproximadamente 95% da matéria orgânica passa

pela membrana, as substâncias orgânicas tem um papel importante no *fouling* durante o processo de ultrafiltração de efluentes (Decarolis et al., 2001).

Segundo Bersillon e Wiesner orgânicos como: compostos polifenólicos, proteínas, e polisacarídeos ligam-se junto com os colóides que depositam sobre a membrana e assim consolidam a camada de *fouling* na superfície da membrana, o qual produzirá um acréscimo na resistência (Bersillon, 1989; Wiesner e Aptel, 1996).

Segundo Decarolis e colaboradores, um aumento no fluxo de 34 para 102 (l/m².h) produziu entupimento, com mudanças estruturais na membrana, provavelmente compressão da camada de *fouling*. Para limpeza do *fouling* foi utilizado um *flush*, em intervalos maiores do que 30 minutos. Um decréscimo no fluxo foi atribuído ao *fouling* interno e filtração comatada. Finalmente, a adição de cloreto férrico melhorou a performance do sistema, o qual deve ser atribuída a agregação das partículas coloidais menores do que 1 µm. Supõe-se que os agregados maiores resultariam numa baixa resistência específica da camada comatada. Sugeriu-se que as características da filtração dependem da concentração de orgânicos e dos colóides (Decarolis et al., 2001).

Tchobanoglous e colaboradores investigaram ultrafiltração sem recirculação (polisulfone 100kDa) tratando efluente secundário com 4,6mg SS/l, efluente secundário após filtração contínua em filtros de areia, 1,9mg SS/l e efluente terciário. A performance de uma unidade de ultrafiltração tratando efluente de duas ETEs foi comparada. Os resultados mostraram que partículas menores do 1.0 µm tinham um efeito maior na filtração do que grandes partículas (Tchobanoglous et al., 1998). Bourgeois e colaboradores continuaram estas investigações com os mesmos efluentes e uma fina camada comatada desenvolveu-se na membrana de ultrafiltração, tratando efluentes após a pré-filtração e efluentes terciários. Uma camada mais espessa foi desenvolvida para efluentes secundários. A pré-filtração removeu pouco mais do que 50% de partículas maiores do que 5 µm, e uma redução de aproximadamente de 100% para partículas maiores do que 20 µm. A fina camada comatada desenvolvida após pré-filtração do efluente, apresentou uma melhor filtrabilidade e foi completamente removida pela retrolavagem. Já a camada espessa encontrada para o efluente secundário não pode ser removida completamente com a retrolavagem, por causa da obstrução das fibras da membrana com um diâmetro interno de 0,76mm. Nos experimentos em três diferentes ETEs, o mecanismo de filtração foi mais relacionado a distribuição do

tamanho das partículas do que a carga de sólidos suspensos. Novamente pequenas partículas menores do que 5 µm foram mais importantes do que as grandes partículas. Isto sugere que a causa, pode ser uma grande quantidade de partículas com tamanho submicron para efluentes com uma alta fração de partículas menores do que 5 µm. Remover estas pequenas partículas com a retrolavagem é mais difícil do que remover grandes partículas. As partículas remanescentes para um longo período de operação ocasionaram um decréscimo da filtrabilidade, o qual é similar a um aumento na resistência total da membrana (Bourgeois et al. 2001).

Com acréscimo da resistência a pressão TMP foi mais alta para o mesmo fluxo, provocando um crescimento de uma camada mais aderida sendo mais difícil de ser removida. Assim, a melhor performance foi encontrada para os testes de ultrafiltração sendo alimentada com um efluente pré-tratado, ou seja, efluente terciário.

3.1.5.3 Composição dos foulants

Bourgeois e colaboradores e Tchobanoglous e colaboradores relacionaram o fenômeno do *fouling* à distribuição de partículas. Entretanto, Decarolis e colaboradores relacionaram este fenômeno à interação orgânica com colóides (Bourgeois et al., 2001; Tchobanoglous et al., 1998; Decarolis et al., 2002). Abdessemed e colaboradores encontraram que a retenção de DQO e o fluxo aumentaram após a coagulação com uso de 20 mg Fe⁺³/l. O cloreto férrico estimulou a floculação e aumentou a porosidade da camada incrustada (Abdessemed et al., 2002).

Um extensivo estudo sobre a caracterização dos constituintes que entopem as membranas de ultrafiltração foi realizado por Jarusutthirak e colaboradores. Segundo eles as características do *fouling* estão relacionadas com os constituintes da água de alimentação assim como as características da membrana. Segundo Jarusutthirak os principais *foulants* foram detectados como sendo polissacarídeos e/ou aminoácidos originados dos colóides (Jarusutthirak e Amy, 2001; Jarusutthirak et al. 2002; 2002a).

Apresenta-se a seguir ilustrações dos principais *fouling*s; na Figura 21 uma foto de microscopia eletrônica ilustra partículas depositas sobre a membrana, a Figura 22 apresenta a deposição de biofilme, a Figura 23 apresenta a deposição de orgânicos e a Figura 24 a deposição de sais (Anjou Recherche, 2004).

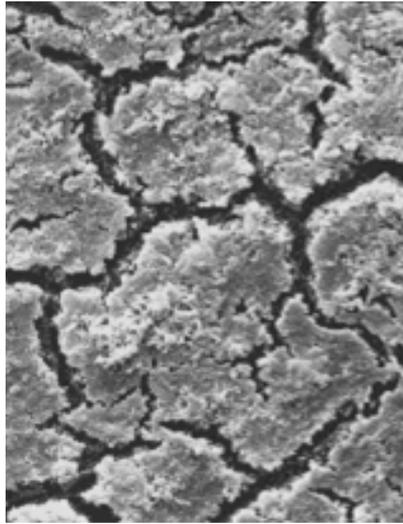


Figura 21 Microscopia eletrônica de uma membrana com partículas depositadas

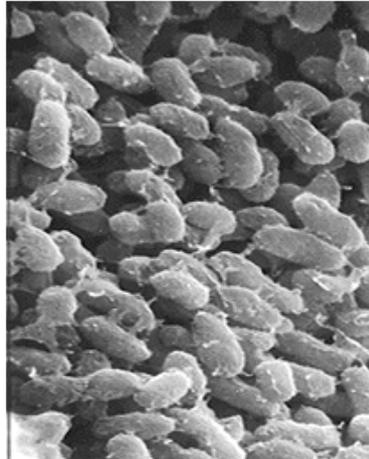


Figura 22 Microscopia eletrônica de uma membrana com biofilme depositado

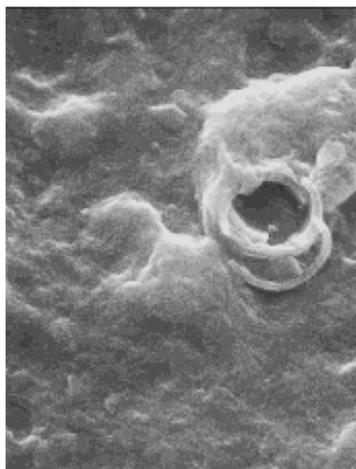


Figura 23 Microscopia eletrônica de uma membrana com orgânicos depositados

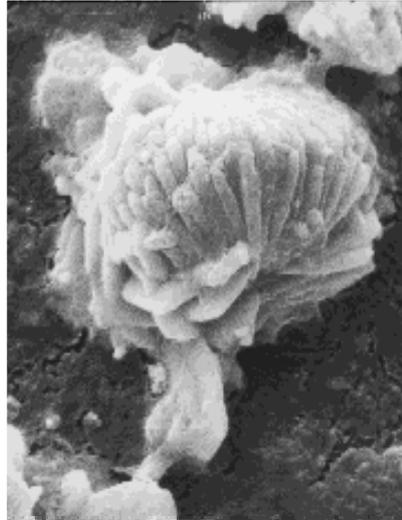


Figura 24 Microscopia eletrônica de uma membrana com sais depositados

3.1.6 Reator biológico com membrana (MBR)

Um conceito relativamente novo para o tratamento de efluente é o uso de reator biológico com membranas (MBR). Em um MBR o processo biológico é combinado com o processo físico para a separação sólido líquido usando para isto um sistema de membranas. A membrana é utilizada na corrente de recirculação ou submersa no reator ou em outro tanque separado. A membrana atua como uma barreira que retém colóides e macromoléculas, incluindo bactérias. A Figura 25 ilustra um processo convencional de uso de membrana após o sistema de tratamento secundário por lodos ativados e a Figura 26 ilustra um sistema com a membrana integrada ao tanque de aeração MBR.

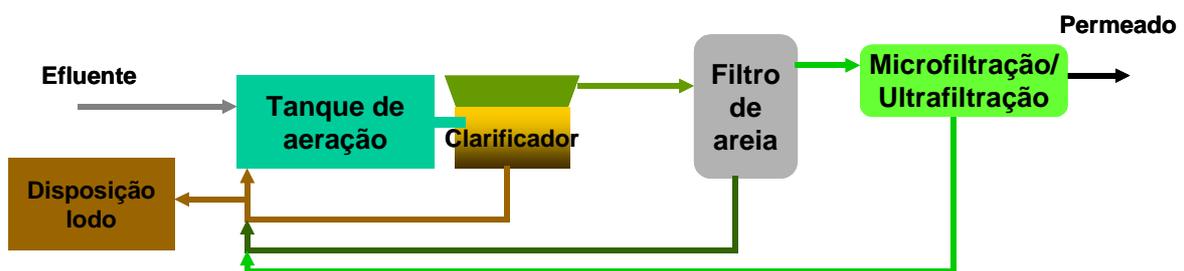


Figura 25 Processo convencional de uso de membrana após sistema de lodos ativados

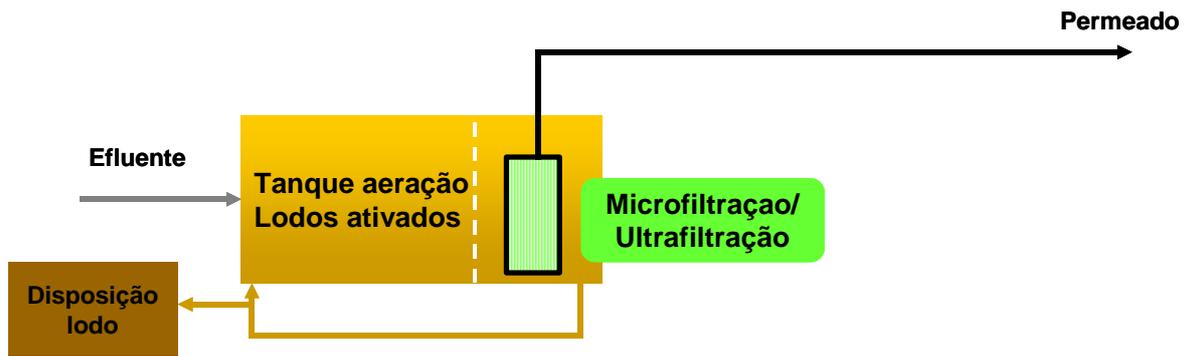


Figura 26 Membranas integrada ao tanque de aeração - MBR

O bioreator pode operar com uma alta concentração de biomassa, tipicamente acima de 20g/l. Quando o reator opera com alta concentração de sólidos o tamanho do reator reduz significativamente conforme ilustrado na Figura 27.

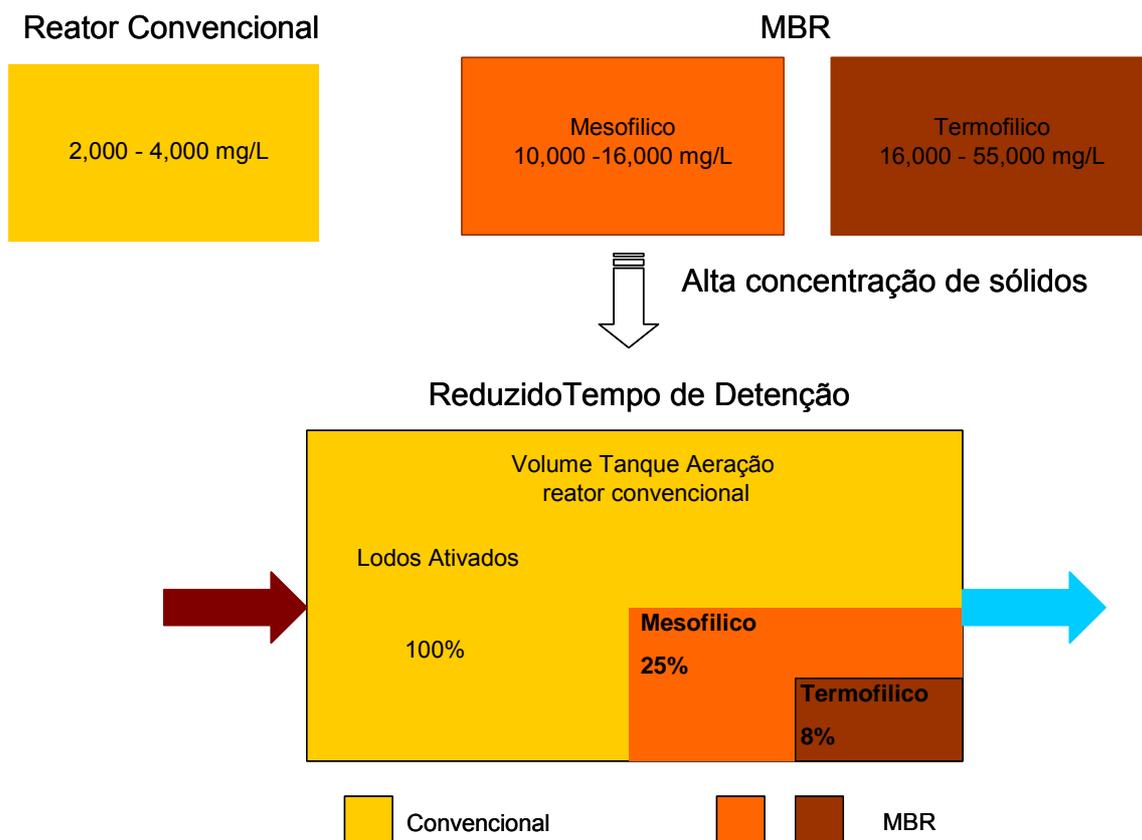


Figura 27 Redução do tamanho do tanque de aeração pelo uso do sistema MBR

Este processo tem sido aperfeiçoado durante os últimos 30 anos e o efluente tem características similar a efluentes de ETEs após o tratamento por ultrafiltração (Ben Aïm e Semmens, 2002; Jefferson et al., 2000). Segundo Jefferson e colaboradores MBR tem vantagem especial para sistemas de tratamento pequenos, onde sistemas compactos e uma alta qualidade do efluente é requerida. Espera-se que a alta qualidade do efluente e a capacidade de ser compacto ira produzir um aumento na demanda por sistemas MBR. Similar a filtração do efluente, em MBR a filtrabilidade da água de alimentação também não esta clara. Uma melhor compreensão da filtrabilidade irá melhorar os sistemas MBR e tornará este sistema mais econômico e viável (Rosenberger e Kraume, 2002). A filtrabilidade depende da concentração de substâncias poliméricas extra celular suspensas (EPS). O impacto da concentração de sólidos suspensos e da viscosidade do lodo parece ser desprezível. Segundo Evenblij e van der Graaf um maior número de pesquisa sobre este tópico deve ser realizado para uma melhor compreensão dos fatores que influenciam a filtrabilidade (Evenblij e van der Graaf, 2003). No Brasil a Natura e o

parque Wet'wild possuem sistema com MBR e o efluente tratado é reutilizado. A Figura 28 ilustra um rack de membranas que será submersa em um tanque de aeração para operar no modo MBR. Na Figura 29 uma ilustração da membrana submersa no tanque de aeração e na Figura 30 a limpeza dos módulos de membranas operando em MBR com jatos de água.



Figura 28 Esquema de um rack de membrana - Memcor®



Figura 29 Membranas submersas no tanque de aeração - Zenon®



Figura 30 Limpeza de um módulo de membrana submersa MBR - Zenon®

3.2 Nanofiltração e Osmose Reversa

A tecnologia de osmose reversa teve aplicação prática, como operação unitária, no final da década de 50 e início da década de 60, sendo inicialmente aplicada nas indústrias para reduzir o consumo de água e energia, controle da poluição e recuperação de materiais úteis de efluentes (Mierzwa, J. C., 2002).

Esta tecnologia baseia-se no fenômeno natural de osmose, que consiste na passagem de água pura através de uma membrana semipermeável, de uma solução salina diluída para uma solução mais concentrada até que seja atingido um equilíbrio, resultando na elevação do nível de líquido da solução mais concentrada. A diferença de nível entre as duas soluções é conhecida como pressão osmótica de equilíbrio. Caso seja aplicada uma pressão hidráulica superior à pressão osmótica de equilíbrio do lado da solução mais concentrada, irá ocorrer o fluxo de água através da membrana da solução concentrada para a diluída, fenômeno conhecido como osmose reversa (Conlon, 1990). A Figura 31 é uma representação esquemática do fenômeno de osmose e osmose reversa.

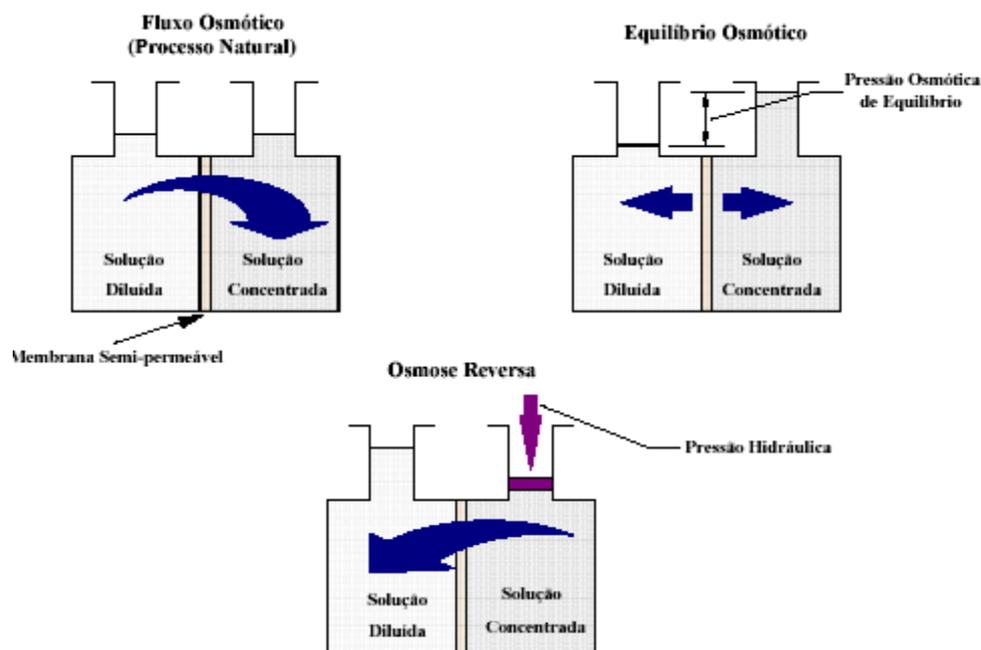


Figura 31 Representação esquemática do fenômeno de osmose e osmose reversa.

O processo de osmose reversa é uma alternativa aos processos disponíveis de dessalinização, entre eles, a troca iônica e a destilação, sendo o mais econômico dentro do seu campo de aplicação.

Como no caso da troca iônica e destilação, o processo de osmose reversa é utilizado para a obtenção de água com alto grau de qualidade, atuando como uma barreira para a maioria dos sais dissolvidos ou moléculas inorgânicas, bem como moléculas orgânicas, com massa molecular superior a cem. A taxa de rejeição de sais pode variar de 95% a mais de 99%, dependendo do tipo de membrana utilizada, da concentração salina da corrente processada, do tipo de substâncias envolvidas e das condições operacionais do sistema (Conlon, 1990).

Além da taxa de rejeição de sais um parâmetro que apresenta bastante interesse é a taxa de recuperação de água do sistema. Na prática, quando uma determinada corrente é processada em uma unidade de osmose reversa esta será dividida em duas correntes, ou seja, o permeado que apresenta uma baixa concentração salina e o concentrado no qual deverão estar presentes as substâncias inicialmente presentes na solução de alimentação, conforme apresentado na Figura 32

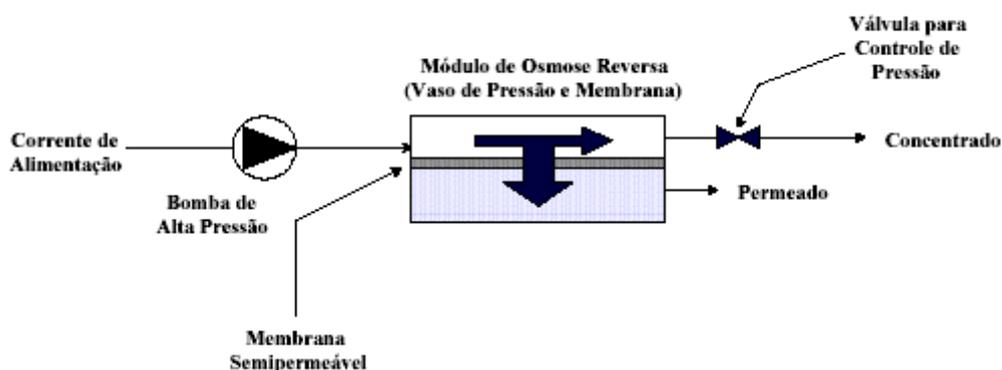


Figura 32 Sistema contínuo de osmose reversa

No sistema apresentado acima, a membrana é colocada em um vaso de pressão, o qual apresenta uma entrada e duas saídas. Utilizando-se uma bomba de alta pressão, a água a ser purificada é continuamente alimentada ao vaso, ocorrendo no interior deste a divisão do fluxo. Dependendo da composição química da água de alimentação e arranjo utilizado, pode-se obter uma recuperação de água próxima de 90%, na forma de água tratada. Além das características referentes à qualidade da água de alimentação, o desempenho dos sistemas de tratamento por osmose reversa é influenciado pelos seguintes fatores:

- tipo de módulo e material das membranas;
- pressão e temperatura da corrente de alimentação;

- taxa de recuperação de água;
- concentração de sais na alimentação.

Basicamente, as membranas de osmose reversa podem ser fabricadas em três tipos de materiais distintos: acetato de celulose, poliamida e filme fino composto (poliamida-polissulfona). Estes materiais influenciam a definição dos parâmetros operacionais do sistema de tratamento como um todo. Assim algumas recomendações devem ser seguidas. A Tabela 4 apresenta as recomendações para utilização dos tipos de membranas disponíveis.

Tabela 4 - Recomendações para uso das membranas de osmose reversa (Idaho, 1992)

Material da Membrana	Limite de pH	Limite de Temperatura	Outras Limitações
Acetato de Celulose	1,5 – 7,0	0 – 50 °C	Pode ser degradada por processos biológicos
Poliamida	4 – 11	0 – 46 °C	Não tolera cloro livre
Filme Fino Composto (Poliamida/Polissulfona)	< 1 – 13	0– 79 °C	Pode tolerar níveis moderados de cloro livre (0,1 ppm)

Com relação aos tipos de módulos de osmose reversa existem disponíveis no mercado quatro configurações básicas: a tubular, a do tipo placa, o módulo enrolado em espiral e a do tipo fibra oca (Parekh, 1988). Os módulos tubulares e em placa foram os primeiros a serem utilizados no início do desenvolvimento da tecnologia de osmose reversa, sendo que os sistemas que fazem uso destes tipos de módulos envolvem um alto investimento inicial e apresentam uma baixa densidade de empacotamento da membrana, sendo aplicados em sistemas que operam com águas ou soluções com alta concentração de material em suspensão, como por exemplo, em indústrias alimentícias.

Os módulos enrolados em espiral, mais utilizados atualmente, são aqueles conforme ilustra na Figura 10. Já nos módulos em fibra oca, as membranas são processadas de forma a serem obtidos tubos capilares muito finos, os quais são montados no interior dos vasos de pressão. Tanto os módulos enrolados em espiral, como os de fibra oca, apresentam uma elevada densidade de empacotamento tendo como desvantagem a possibilidade da ocorrência de entupimentos que dificilmente são revertidos pelos métodos convencionais de limpeza. Na Figura 33 um esquema ilustra uma membrana espiral de osmose reversa e na Figura 34 um módulo móvel de OR com as membranas.

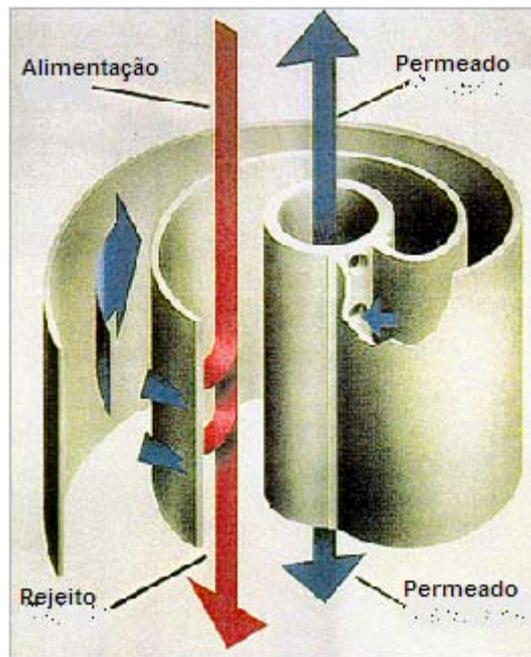


Figura 33 Esquema de um módulo de OR em espiral (Anjou Recherche, 2004)



Figura 34 Módulo móvel de OR em espiral (Anjou Recherche, 2004)

Os sistemas de OR e NF são projetados de maneira que o concentrado do primeiro estágio alimenta o segundo estágio e assim sucessivamente. É possível através desta composição aumentar a recuperação de água permeada. A Figura 35 ilustra um diagrama do conceito e um exemplo com os vasos dispostos conforme ilustrado no diagrama operacional.

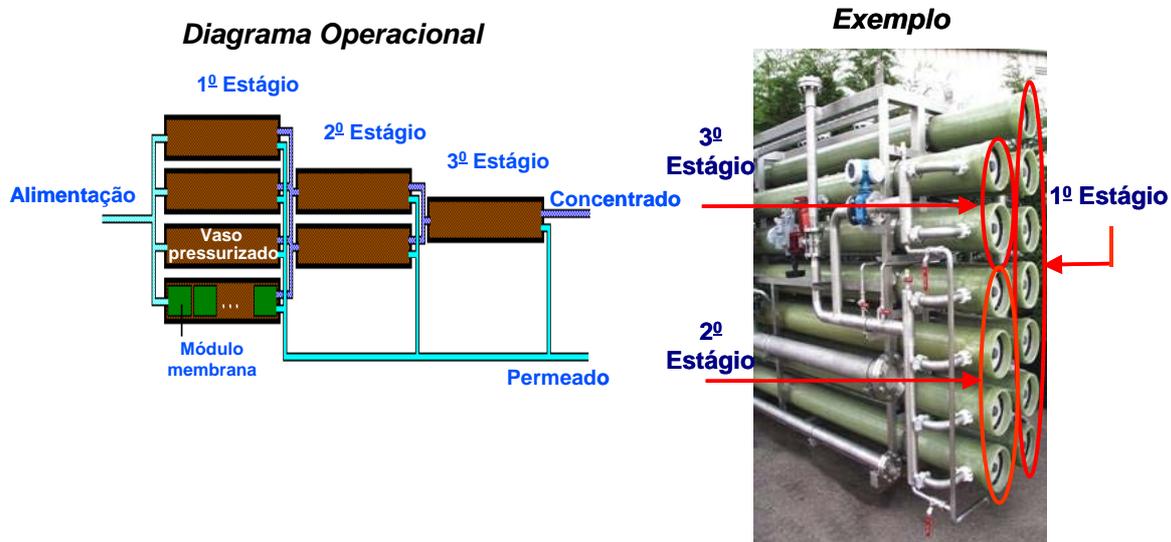


Figura 35 Esquema de uma configuração de nanofiltração

3.2.1 Influência da pressão e da temperatura

No caso da pressão, o processo de osmose reversa é influenciado tanto na quantidade como na qualidade da água produzida, ou seja, com o aumento da pressão na alimentação do sistema ocorre um aumento no fluxo de água através da membrana e uma redução na concentração de sólidos totais dissolvidos no permeado, o que significa dizer que ocorre um aumento na taxa de rejeição de sais.

Com relação à temperatura da água de alimentação do sistema, também se observa uma variação na taxa de produção de permeado bem como na taxa de rejeição de sais. Neste caso, ao contrário do que ocorre com o aumento da pressão, a taxa de rejeição de sais do sistema de osmose reversa é reduzida ocorrendo uma piora da qualidade do permeado.

3.2.2 Influência da recuperação de água no sistema

A recuperação de água em um sistema de osmose reversa é definida pela relação entre a água de alimentação do sistema e o fluxo do permeado.

Com o aumento da recuperação de água, o fluxo de permeado através da membrana vai diminuindo e finalmente é interrompido quando a concentração salina

atinge um valor onde a pressão osmótica do concentrado é superior à pressão aplicada na corrente de alimentação. A taxa de rejeição de sais também é reduzida com o aumento da recuperação de água.

3.2.3 Problemas encontrados em OR decorrentes do inadequado pré-tratamento

Comumente os fabricantes de membranas de osmose reversa recomendam *Silt Density Index* (SDI₁₅) menor do que 3 para água de alimentação. Kim e colaboradores realizaram estudos com três tipos de pré-tratamento para osmose reversa alimentada com água oriunda de efluente secundário (Kim et al., 2002). Os seguintes pré-tratamentos para água de alimentação da osmose reversa foram avaliados:

- (i) Ultrafiltração;
- (ii) Filtro dupla camada areia-antracito e adsorção em carvão ativado granular;
- (iii) Filtro dupla camada areia-antracito com dosagem de floculante orgânico e adsorção em carvão ativado granular.

Mostrou-se que o sistema (i) é o melhor sistema para remoção de turbidez. A combinação, sistema (i) e OR foi à combinação que apresentou o menor declínio no fluxo entre as limpezas. Adicional a este fato a recuperação do fluxo foi facilmente atingida com limpeza mecânica sem a adição de químicos. O sistema (ii) não providenciou pré-tratamento adequado o que ocasionou um rápido entupimento da OR. O impacto na performance da OR foi uma queda acentuada no fluxo e uma baixa rejeição de sais. A adição de floculante orgânico (15 mg/l) para ajudar na formação de flocos que pudessem ser filtrados não melhorou significativamente a performance do sistema (iii). Observou-se também que o inadequado pré-tratamento tinha um impacto sobre a recuperação do fluxo da OR. A limpeza mecânica foi insuficiente, quando os sistemas (ii) e (iii) foram empregados como pré-tratamento. Adicionalmente uma limpeza química com duração maior foi necessária para recuperar o fluxo quando os sistemas (ii) e (iii) foram utilizados.

A seguir são apresentas algumas membranas de OR danificadas e a principal causa do entupimento. A Figura 36 apresenta membrana de OR entupida com *biofouling*, a Figura 37 apresenta membrana de OR danificado pelo uso de método

de limpeza inadequado e a Figura 38 apresenta membrana de OR danificada por operar longo período sem realizar limpeza.



Figura 36 Módulo de OR entupido com biofouling



Figura 37 Membrana de OR danificada pela falta de limpeza adequada



Figura 38 Modulo de OR danificado devido longo tempo em operação sem limpeza

3.3 Modelagem matemática do volume líquido produzido pela UF

A proposta de modelagem neste trabalho é realizar uma abordagem simplificada aonde engenheiros de campo envolvidos com testes pilotos ou operação de unidades de UF possam utilizar esta abordagem para ter uma compreensão melhor do sistema com a possibilidade de otimizá-lo.

A permeabilidade é um parâmetro comum para quantificar a performance de um sistema de membrana. Considerando $P_{\text{RETRO}}(t)$ a permeabilidade após a retrolavagem e $P_{\text{IF}}(t)$ a permeabilidade após a inversão do fluxo, um modelo geral para o volume líquido produzido pela UF para qualquer função da permeabilidade pode ser escrito como:

$$\text{VLP} = n \cdot A \cdot \int_0^{t_{\text{RETRO}}} P_{\text{RETRO}}(t) dt + m \cdot A \cdot \int_{t_{\text{RETRO}}}^{t_{\text{IF}}} P_{\text{IF}}(t) dt - n \cdot \text{VG}_{\text{RETRO}} - m \cdot \text{VG}_{\text{IF}} \quad (14)$$

onde:

VLP – Volume líquido produzido (L);

A – área da membrana (m²);

n e m – representa o numero de retrolavagens e inversões de fluxo respectivamente;

VG_{RETRO} - volume gasto durante cada retrolavagem (L);

VG_{IF} - volume gasto durante cada inversão de fluxo (L);

Portanto, um modelo simples para quantificar o volume líquido produzido por um sistema de membrana pode ser formulado considerando que o *fouling* causa um decréscimo linear na permeabilidade com o tempo (t), após a retrolavagem e após a inversão do fluxo isto é:

$$P_{\text{RETRO}}(t) = a \cdot t + b \quad (15)$$

$$P_{\text{IF}}(t) = c \cdot t + d \quad (16)$$

onde:

P_{RETRO} – permeabilidade após retrolavagem (L/m².h.bar);

P_{IF} – permeabilidade após inversão do fluxo (L/m².h.bar);

a, b, c, d – constantes a serem determinadas para cada tipo de efluente;

t – tempo após retrolavagem ou após inversão do fluxo

A Figura 39 ilustra o modelo linear para a permeabilidade como função do tempo após retrolavagem e após inversão do fluxo. A área tracejada na Figura 39 representa o volume total produzido por uma unidade de área de membrana. O volume líquido é obtido subtraindo o volume gasto com inversão do fluxo e/ou retrolavagem. Se a inversão do fluxo causa uma recuperação da permeabilidade e o volume gasto com a inversão do fluxo é menor ou igual ao volume gasto com a retrolavagem então o volume líquido produzido pela UF deverá ser maior quando considerarmos a inversão na operação.

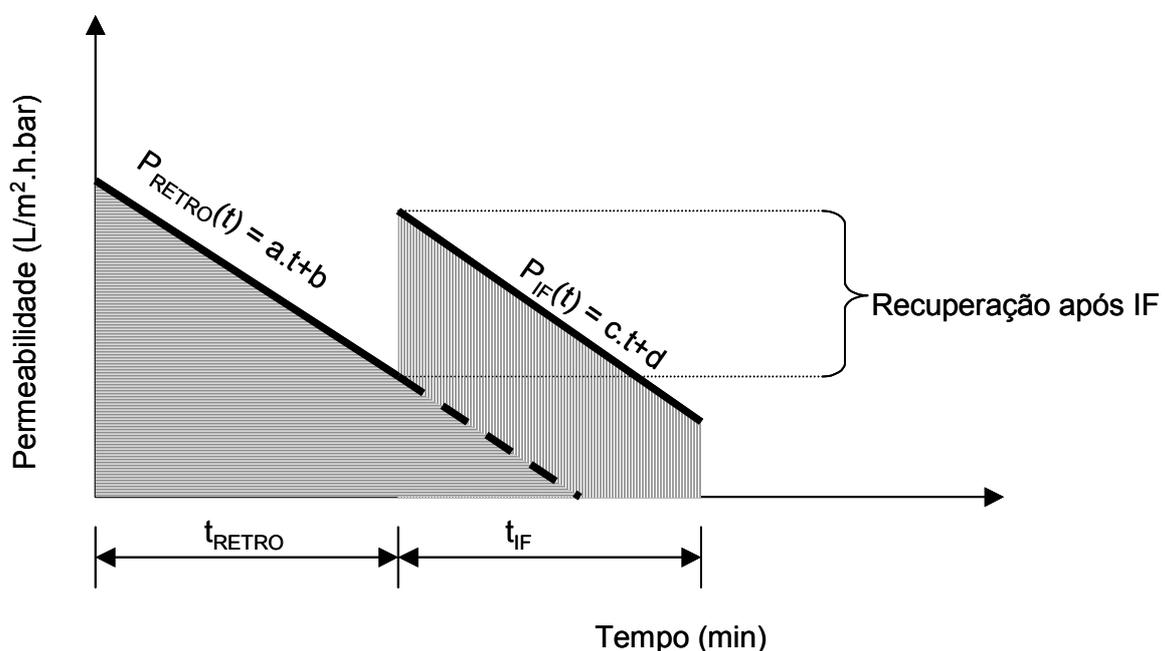


Figura 39 Modelo linear da permeabilidade como função do tempo após retrolavagem e inversão do fluxo

Para validar esta abordagem serão apresentados três estudos de caso que foram realizados com uma planta piloto de UF. A seguir tem-se a descrição da planta piloto utilizada.

4 Material e Métodos

Os parâmetros monitorados para cada estudo de caso (teste piloto) estão assinalados com (X) na Tabela 5. Realizou-se três estudos de casos. O primeiro teste piloto (Caso 1) foi realizado na CLE Brasil uma unidade de negócios do grupo Veolia Water Systems e a unidade de UF foi alimentada com efluente secundário. O segundo teste piloto (Caso 2) foi realizado em uma fabrica de produtos de limpeza e higiene pessoal e a unidade de UF recebeu efluente industrial após remoção de óleos e graxas. O terceiro teste piloto (Caso 3) foi realizado em uma refinaria e a unidade de UF foi alimentada com água superficial.

Tabela 5 – Parâmetros monitorados para cada ensaio

Parâmetro	Unidade	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Vazão do permeado	m ³ /h	X	X	X
Vazão do concentrado	m ³ /h	X	X	X
Pressão de alimentação	bar	X	X	X
Pressão recirculação	bar	X	X	X
Pressão permeado	bar	X	X	X
Temperatura	°C	X	X	X
Tempo após retrolavagem	min.	X	X	X
Tempo após inversão do fluxo	min.	X		
Turbidez alimentação	UNT	X	X	X
Turbidez permeado	UNT	X	X	X
pH alimentação	-	X	X	X
SDI ₁₅	-	X		

Silt Density Index (SDI)

Silt Density Index (SDI) trata-se de uma filtração em modo perpendicular a 30psi (2,1 bar), através de uma membrana de 47mm de diâmetro com um poro de 0,45µm (Standard Test Method, 1982). O SDI avaliado foi aquele denominado SDI₁₅. Neste 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 como segue:

$$SDI_{15} = \left(\frac{t_{15} - t_0}{t_{15}} \right) \frac{100}{15}$$

Planta Piloto

A configuração adotada para planta piloto foi do tipo filtração tangencial com o concentrado retornando constantemente no início, formando um *loop* de recirculação como apresentado na Figura 17. O diagrama da planta piloto de modo simplificado é apresentado na Figura 40. A Figura 41 apresenta uma vista da planta piloto utilizada nos testes.

Os seguintes equipamentos fazem parte da planta piloto:

- Membranas de ultrafiltração (módulo de UF em fibra oca);
- Equipamentos de controle e instrumentação;
- Tanques de retrolavagem e de filtrado;
- Filtro *Bag*;
- Peneiramento fino;
- Sistema de dosagem de químicos;

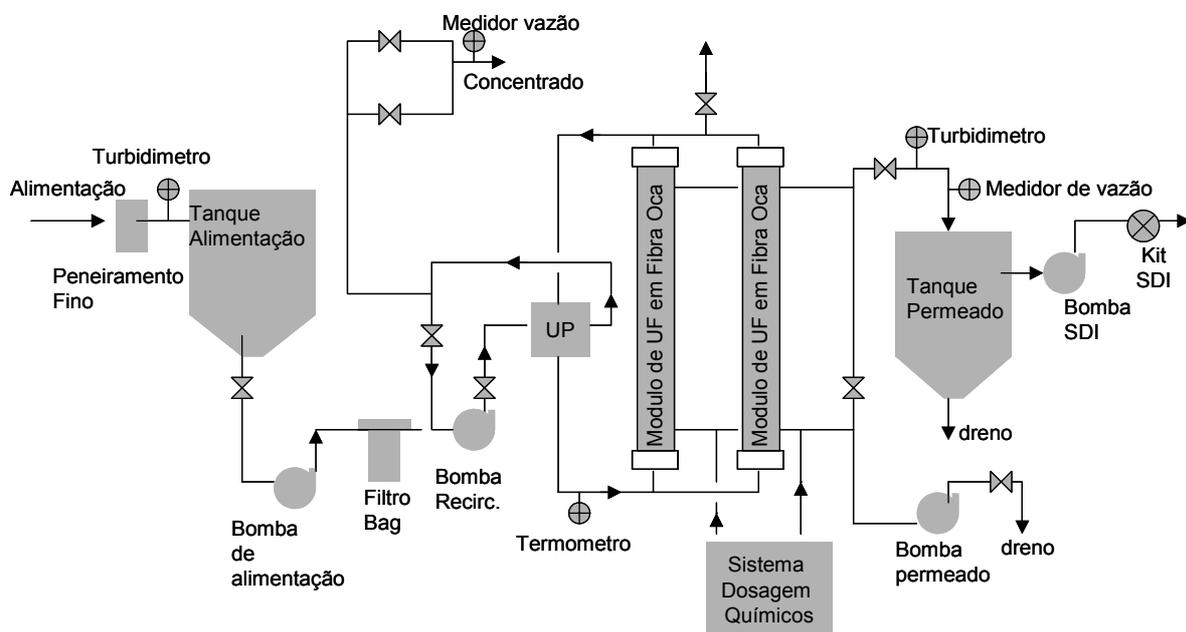


Figura 40 Fluxograma da planta piloto



Figura 41 Vista planta piloto

A unidade de ultrafiltração pode operar com dois módulos de membranas conforme ilustrado na Figura 42, as características das membranas ilustrada na Figura 42 são:

- Membrana HF-82-35-PM100
- Diâmetro nominal da fibra: 0.035 inch (0.9 mm);
- Diâmetro externo da carcaça: 5 inch (127 mm);
- Comprimento do cartucho: 43 inch (1,090 mm);
- Área nominal da membrana: 82 ft² (7.6 m²);
- Peso molecular de corte: 100,000 Daltons



Figura 42 Cartuchos de UF instalados na planta piloto

No painel de controle isto é na interface homem maquina (IHM) configura-se um *set-point* para o diferencial de pressão sendo este mantido constante no decorrer dos testes assim, a vazão do permeado diminui conforme o sistema opera.

Durante o processo de filtração é possível configurar o sistema para que o efluente intercale o sentido de entrada pelas duas extremidades dos módulos. O material retido na superfície das membranas é removido durante as retrolavagens periódicas, inversão do fluxo e pelas limpezas químicas.

Para o controle e acompanhamento do processo, a unidade é equipada com um *PLC Allen-Bradley* e diversos instrumentos de medição que fornecem as seguintes informações: pressão de entrada e do filtrado, vazão de alimentação, do permeado e do concentrado e turbidez de alimentação e do permeado, temperatura e pH.

Os transmissores de pressão monitoram o TMP (*Trans Membrane Pressure*), ou seja, o diferencial de pressão entre a entrada e a saída das membranas. Todas essas informações são visualizadas no painel IHM localizado na parte frontal do painel de controle.

O painel IHM permite ao operador obter prontamente as informações de processo nas diversas telas de acesso, bem como atuar manualmente, quando necessário, em qualquer uma das fases do processo de filtração.

5 Resultados

Trabalhos mostram que cada efluente e cada tipo de membrana têm uma interação específica (Anselme e Jacobs 1996; Bersillon e Thompson, 1996; Metcalf e Eddy, 2003). Assim, testes piloto são necessários para determinar a combinação da condição ótima do processo e a configuração da ultrafiltração tratando um novo efluente.

Os resultados foram divididos em três estudos de caso. O caso 1 trata-se de efluente de uma indústria de laminação de chapa a frio e efluente doméstico. O caso 2 trata-se do uso de UF no tratamento avançado de um efluente industrial sem a contribuição do efluente doméstico. O caso 3 trata-se do uso de UF no tratamento água proveniente de um rio e também de uma represa.

5.1 Caso 1 - CLE

Foi usado no teste piloto o skid de ultrafiltração descrito anteriormente proveniente da Koch contendo a unidade de ultrafiltração, o qual chegou na Companhia *Consortium L'Espoir* (CLE) no dia 09/12/2004. A CLE Brasil é uma sociedade brasileira de propósito específico (SPE) criada em agosto 2001 para execução do Projeto de terceirização das utilidades do novo complexo industrial da Vega do Sul. A CLE Brasil é controlada acionariamente pelo Grupo Veolia Environnement. O início da montagem eletromecânica e tubulações ocorreram no dia 14/12/2004 e a operação do sistema com a coleta sistemática de dados iniciaram-se no dia 24/12/2004. A Figura 43 apresenta uma foto aérea do site da CLE aonde foi realizado os testes. Os testes na CLE foram realizado com recirculação, retrolavagem, inversão do fluxo e limpeza química com os seguintes produtos químicos: soda, cloro e ácido cítrico. A membrana de UF utilizada no teste foi HF-82-35-PM100. A propriedades desta membrana são:

- Diâmetro nominal da fibra: 0.035 inch (0.9 mm);
- Diâmetro externo da carcaça: 5 inch (127 mm);
- Comprimento do cartucho: 43 inch (1,090 mm);
- Área nominal da membrana: 82 ft² (7.6 m²);
- Peso molecular de corte: 100,000 Daltons

A UF poderá ser utilizada como um estágio intermediário (pré-tratamento) caso seja utilizado osmose reversa com polimento final para reúso do efluente na CLE. O permeado da osmose poderá assim, ser reutilizado como água de make-up em torres de resfriamento e/ou como reposição de água de processo. As informações foram coletadas no sistema IHM em intervalos de uma hora.



Figura 43 Vista aérea do site da CLE

Antes de passar pelas membranas de ultrafiltração, os efluentes da CLE passam por vários processos como: tratamento físico químico, flotador por ar dissolvido (DAF) e sistema biológico por lodos ativados. O processo de tratamento de efluentes atualmente em uso na CLE é apresentado na Figura 44. O processo após implantação do sistema de reúso é ilustrado na Figura 45. A Tabela 6 apresenta as características do efluente a ser tratado pela unidade de ultrafiltração estes dados representam a média histórica para o efluente secundário durante período de um ano.

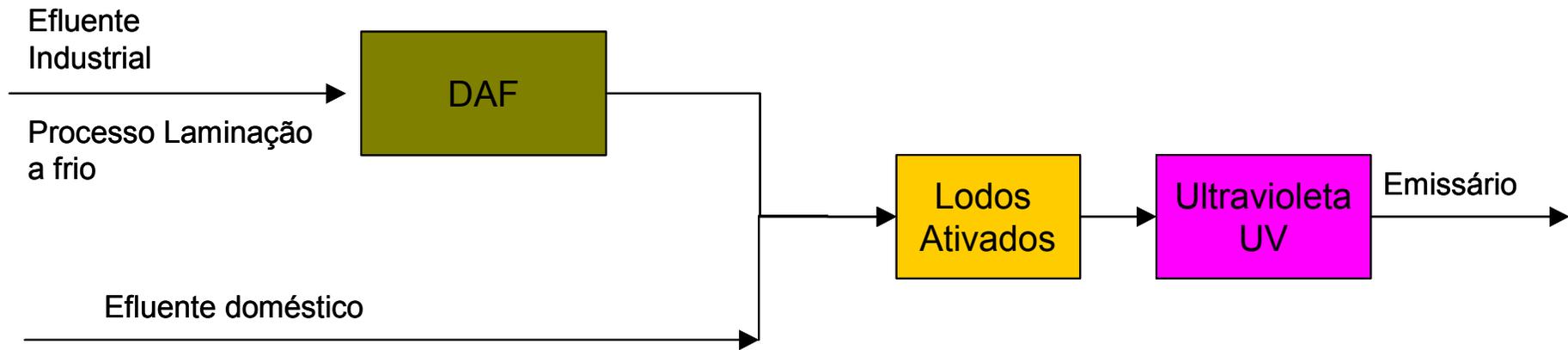


Figura 44 Processo de tratamento de efluentes na CLE configuração atual

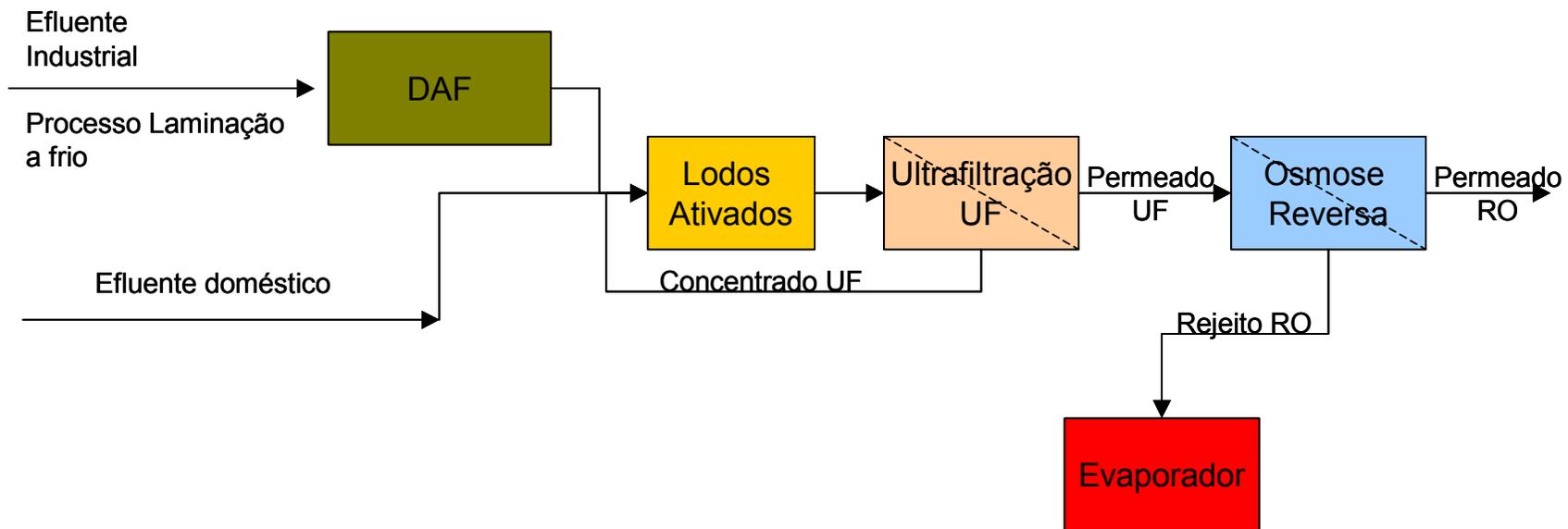


Figura 45 Processo de tratamento de efluentes na CLE após sistema de reúso

Tabela 6 - Característica do efluente final CLE após decantador secundário

Parâmetros	Unidade	L.D	Resultados
PH	----	0,05	7,27
Temperatura	°C	± 0,1	20,7
Sólidos Suspensos Totais	ml/L	0,1	< 10
Sólidos Dissolvidos Totais	mg/L	5	1880
Óleos e Graxas	mg/L	5	< 5
Alcalinidade de Bicarbonatos	mgCaCO ₃ /L	1	77
Alumínio	mgAl/L	0,2	< 0,2
Bário	mgBa/L	1,0	< 1,0
Cálcio	mgCa/L	1	40
Cloreto	mgCl/L	1	168
Cádmio Solúvel	mgCd/L	0,05	< 0,05
Chumbo Solúvel	mgPb/L	0,20	< 0,20
Cobre Solúvel	mgCu/L	0,05	< 0,05
Cromo Solúvel	mgCr/L	0,20	< 0,20
Magnésio	mgMg/L	0,05	20
Manganês Solúvel	mgMn ⁺² /L	0,05	< 0,05
Níquel Solúvel	mgNi/L	0,20	< 0,20
Selênio	mgSe/L	0,01	< 0,01
Zinco Solúvel	mgZn/L	0,05	< 0,05
Estrôncio	mgSr/L	0,2	< 0,2
Fósforo	mgP/L	0,5	1,19
Fósforo Dissolvidos	mgP/L	0,5	1,00
Ferro Total	mgFe/L	0,05	0,09
Ferro Solúvel	mgFe ⁺² /L	0,05	0,03
Fluoreto	mgF/L	0,01	0,37
Potássio	mgK/L	0,2	5,61
Sílica Solúvel	mgSiO ₂ ¹ /L	0,1	14,68
Sódio	mgNa/L	0,1	1255
Sulfato	mgSO ₄ /L	1,0	9,0
Sulfito	mgSO ₃ /L	1,0	< 1,0
Amônia	mgN/L	0,1	1,13
DBO	mgO ₂ /L	5	< 5
DQO	mgO ₂ /L	10	32
DQO Solúvel	mgO ₂ /L	10	30
Nitrogênio Nitrato	mgN/L	0,05	1,4
Nitrogênio Nitrito	mgN/L	0,005	< 0,005
Nitrogênio Orgânico Solúvel	mgN/L	0,05	0,12
Nitrogênio Orgânico Total	mgN/L	0,05	0,12
Nitrogênio K. Total	mgN/L	0,05	1,25

5.1.1 Permeabilidade e Recuperação

Na Figura 46 são apresentados o desempenho do sistema em termos de permeabilidade e a pressão TMP. Para eliminar a influência da variação da temperatura, a permeabilidade foi calculada e corrigido para 20°C usando a equação (17) e a viscosidade foi determinada usando a equação (18) (Koprowski T. P., 1995):

$$\text{Perm} = \frac{\eta_T}{\eta_{20}} \frac{Q}{A \cdot \text{TMP}} \quad (17)$$

$$\eta_T = \frac{\eta_0}{(1 + 0.0337T + 0.000221T^2)} \quad (18)$$

onde:

Perm - Permeabilidade (Lh⁻¹m⁻²bar⁻¹);

η_0 - viscosidade da água à 0°C;

η_T - viscosidade da água a temperatura T;

η_{20} - viscosidade da água à 20°C;

Q - vazão registrada no medidor de vazão (Lh⁻¹);

T - temperatura da água (°C);

A - área da membrana (m²);

TMP – Pressão transmembranica;

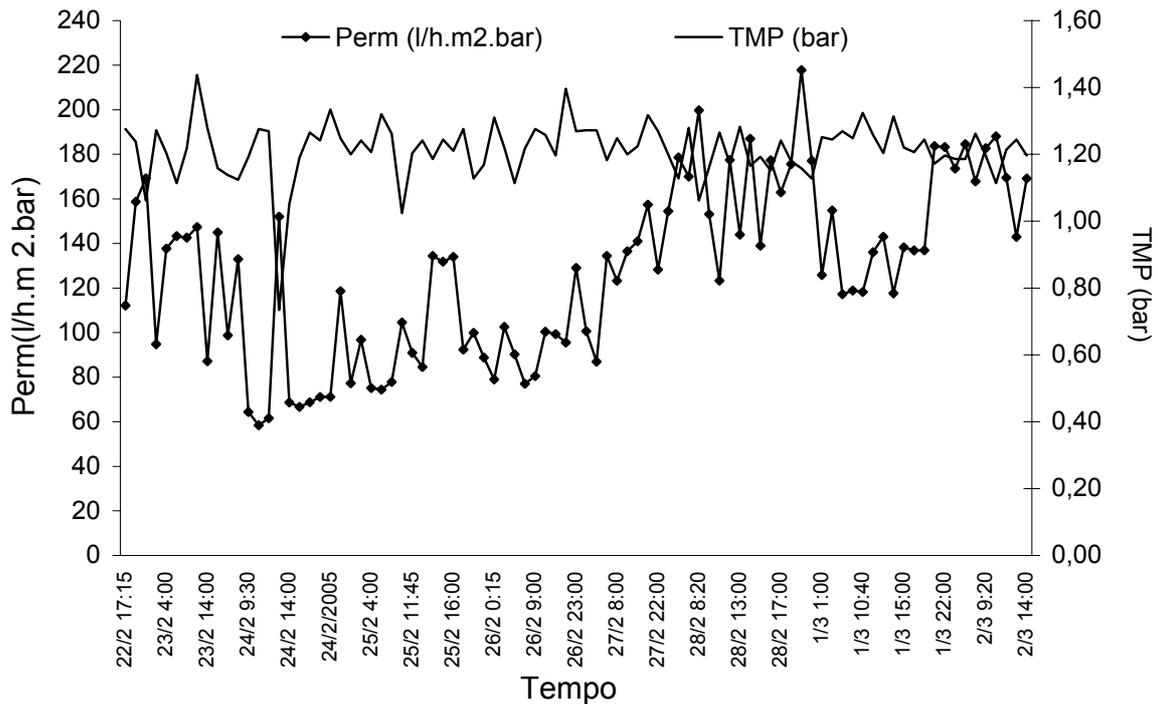


Figura 46 Permeabilidade (l/m²h.bar) e TMP

A média da permeabilidade para o período foi de 120,06 (l/m²h.bar) com um desvio padrão de 42,26 (l/m²h.bar). Entretanto, após o dia 27/02 a dosagem de soda e cloro durante a retrolavagem foi aumentada de 100ppm para 200ppm e de 50ppm para 100ppm respectivamente, esta mudança resultou num acréscimo na permeabilidade. Assim, as médias da permeabilidade foram de 100 (l/m²h.bar) e de 137 (l/m²h.bar) antes e após a alteração respectivamente. Isto representa um acréscimo de 37% na produção com a mesma área de membrana. Considerando que as membranas representam aproximadamente 30% do custo total de um sistema de tratamento de efluentes por membrana, a otimização da dosagem desprezando o custo operacional relacionado com os químicos, poderia reduzir o custo total de investimento em 12%.

A Figura 47 apresenta a recuperação para o sistema de UF. A recuperação apresentada na figura foi determinada usando a equação (19).

$$\text{Recuperação (\%)} = \frac{\text{Vazão Permeado}}{\text{Vazão Permeado} + \text{Vazão Concentrado}} \times 100 \quad (19)$$

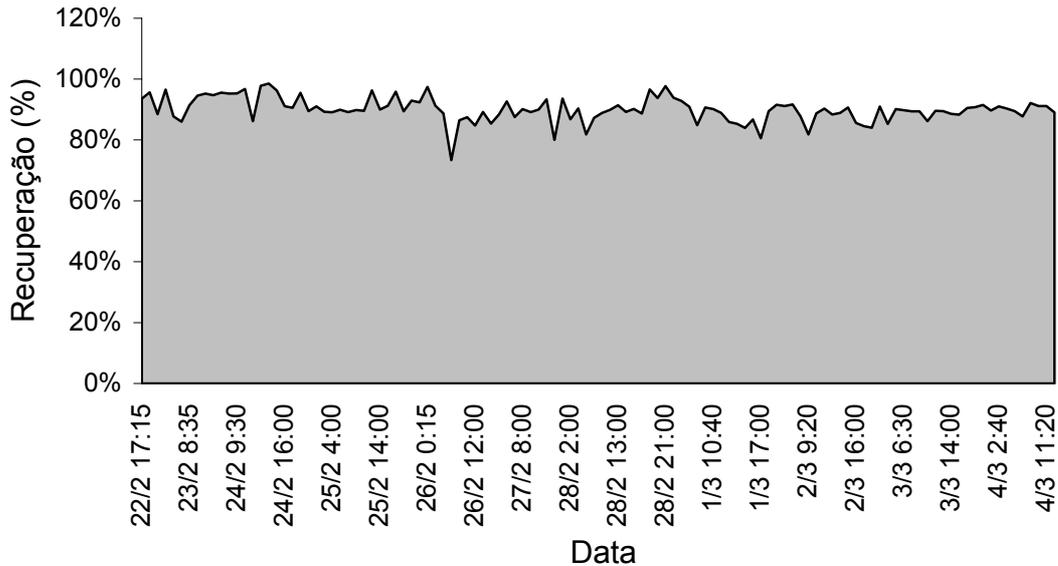


Figura 47 Recuperação balanço (entrada - saída)

A recuperação média para o período de 22/02 a 04/03/2005 foi de 89% desprezando o gasto de água com retrolavagem e inversão do fluxo. A diferença aqui de 1% foi decorrente do sistema de controle através da válvula moduladora entre permeado e concentrado. Para determinar a recuperação líquida foram considerados os seguintes fatores:

- (1) volume gasto com retrolavagem a cada 1h (168 L)
- (2) volume gasto na inversão de fluxo (48 L)

usando (1), (2) e a permeabilidade média para o período de 120 (L/m²h.bar) tem-se:

$$\text{Vol. per. (1h)} = 120 \left(\frac{\text{L}}{\text{m}^2 \text{h. bar}} \right) * 15,24(\text{m}^2) * 1(\text{h}) * 1(\text{bar}) = 1829\text{L}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Permeado} = 1829\text{L} \\ \text{Concentrado} = 203\text{L} \\ \text{Retrolavagem} = 168\text{L} \\ \text{Inversão fluxo} = 48\text{L} \end{array} \right. \Rightarrow \text{Recuperação}(\%)_{\text{liqui.}} = \frac{1829 - 168 - 48}{2032} = 79,4\%$$

Neste caso o consumo de água com retrolavagem e inversão representa aproximadamente 10% do volume produzido, assim além de representar um papel importante na redução do entupimento da membrana a retrolavagem e inversão do fluxo também apresentam um papel importante no volume total produzido pela UF.

5.1.2 Retrolavagem e Inversão do Fluxo

Bourgeois e colaboradores avaliaram o efeito que a qualidade de efluente e o modo de operação tem sobre a performance de uma membrana de UF em fibra oca, com peso molecular de corte de 100,000 Daltons. A performance foi avaliada pelo monitoramento do fluxo e da TMP (Bourgeois et. al, 2001). Entretanto, não é descrito no trabalho de Bourgeois e colaboradores como a inversão do fluxo pode auxiliar no aumento da produção de água permeada e também na recuperação do fluxo. Portanto, neste trabalho, testes foram realizados para quantificar como a retrolavagem e inversão colaboram na recuperação do fluxo. Os resultados são apresentados as seguir.

A Figura 48 ilustra como o sistema testado na CLE opera os ciclos de retrolavagem e inversão de fluxo. No ponto (A) o sistema opera com alimentação de cima para baixo. Em (A) ocorre retrolavagem, dosagem de químicos e inversão do fluxo. No ponto (B) ocorre somente inversão do fluxo com um rápido *flush*.

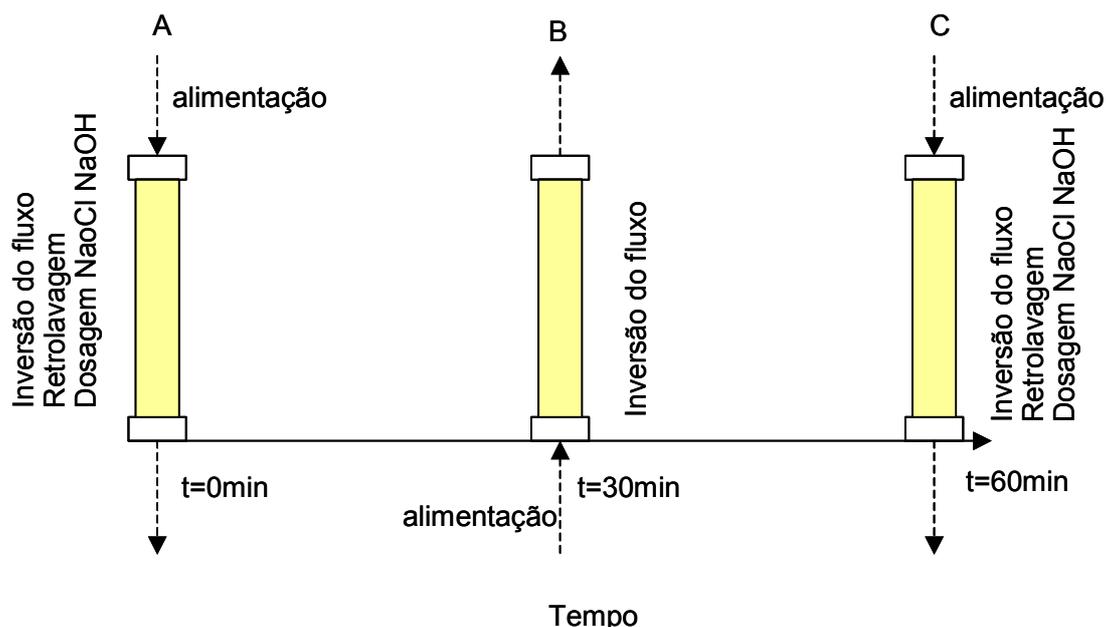


Figura 48 Esquema ilustrando a combinação da retrolavagem e inversão do fluxo

O dados analisados para verificar a influência da inversão do fluxo e da retrolavagem no desempenho de UF foram divididos em dois intervalos; antes da alteração na dosagem de químicos durante a retrolavagem realizada no dia 28/02 às 9:30h (**Fase 1**) e após (**Fase 2**).

5.1.2.1 Efeito da retrolavagem no desempenho do sistema.

A Figura 49 apresenta a permeabilidade e o tempo após retrolavagem. Na Figura 50 encontra-se a correlação entre a permeabilidade e o tempo após a retrolavagem para o conjunto de dados apresentados na Figura 49 assumindo a hipótese formulada para permeabilidade como uma função linear após a retrolavagem.

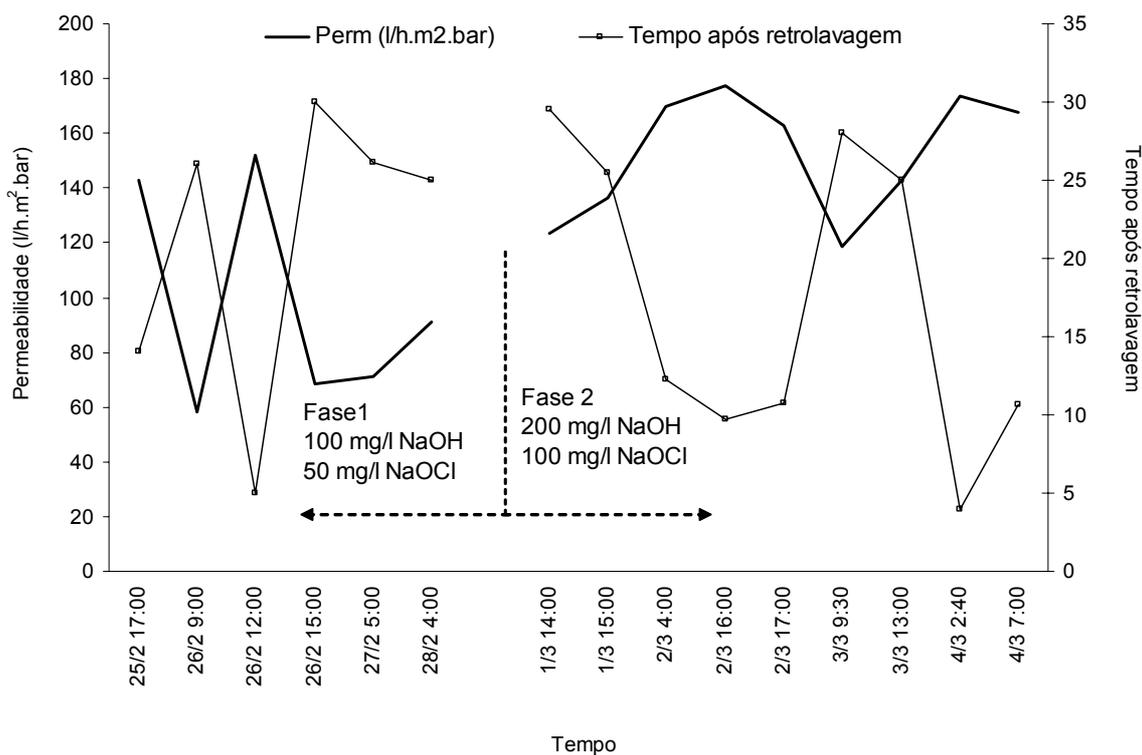


Figura 49 Permeabilidade e tempo após retrolavagem

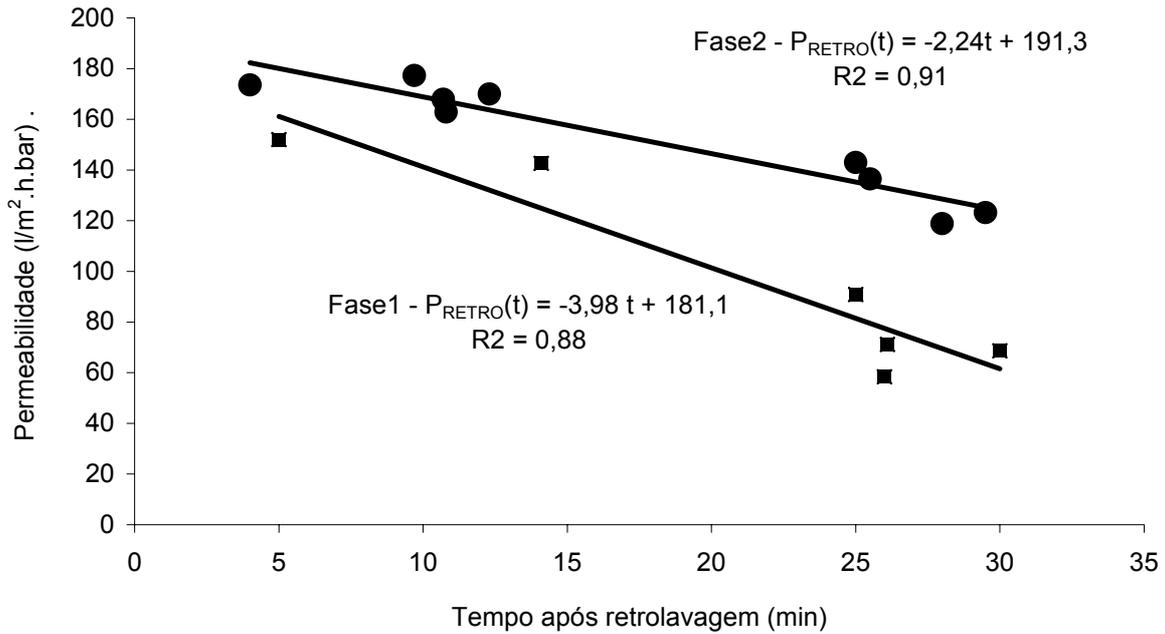


Figura 50 Correlação entre permeabilidade e tempo após retrolavagem (■ Fase 1) (● Fase 2).

Na fase 2 a permeabilidade é maior do que na fase 1 para o tempo igual a zero. Além do mais a permeabilidade irá decrescer mais lentamente na fase 2 do que na fase 1 após a retrolavagem.

A seguir é apresentado uma análise similar para o efeito da inversão do fluxo no desempenho do sistema.

5.1.2.2 Efeito da Inversão do fluxo no desempenho do sistema

Conforme Brow e colaboradores, o movimento tangencial do fluido ajuda a remover a maioria dos materiais rejeitados pela superfície da membrana. Logo, o acúmulo de células na superfície da membrana é minimizada (Brow e Kavanagh, 1987). Dessa maneira, acredita-se que a inversão do fluxo seguido de um *flush* rápido produz um movimento tangencial à superfície que ajuda a remover parte do material depositado além de maximizar o volume produzido pela membrana.

A Figura 51 apresenta a permeabilidade e o tempo até a próxima inversão do fluxo. Estes dados foram selecionado em diversos ciclos durante a operação. Assim, os pontos na Figura 51 são pontos somente de inversão de fluxo conforme indicado como (B) na Figura 48 sendo oriundos de diversos ciclos após inversão do fluxo. Na Figura 52 encontra-se a correlação entre a permeabilidade e o tempo após a inversão do fluxo para o conjunto de dados apresentados na Figura 51.

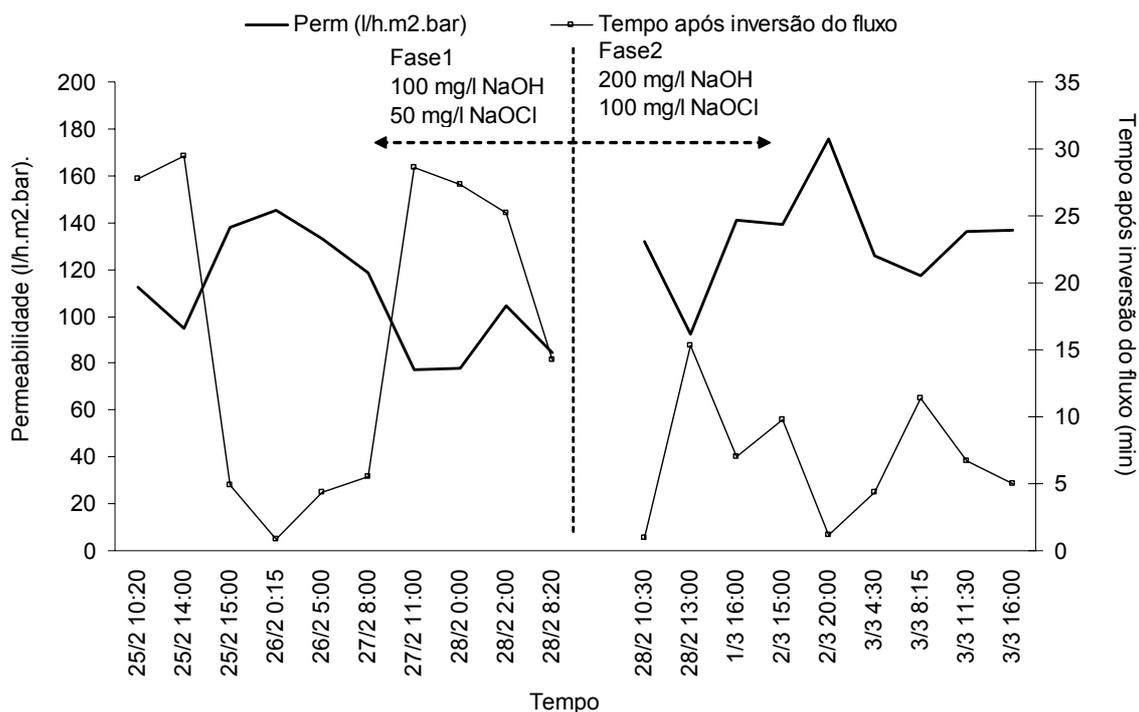


Figura 51 Permeabilidade e tempo após inversão do fluxo

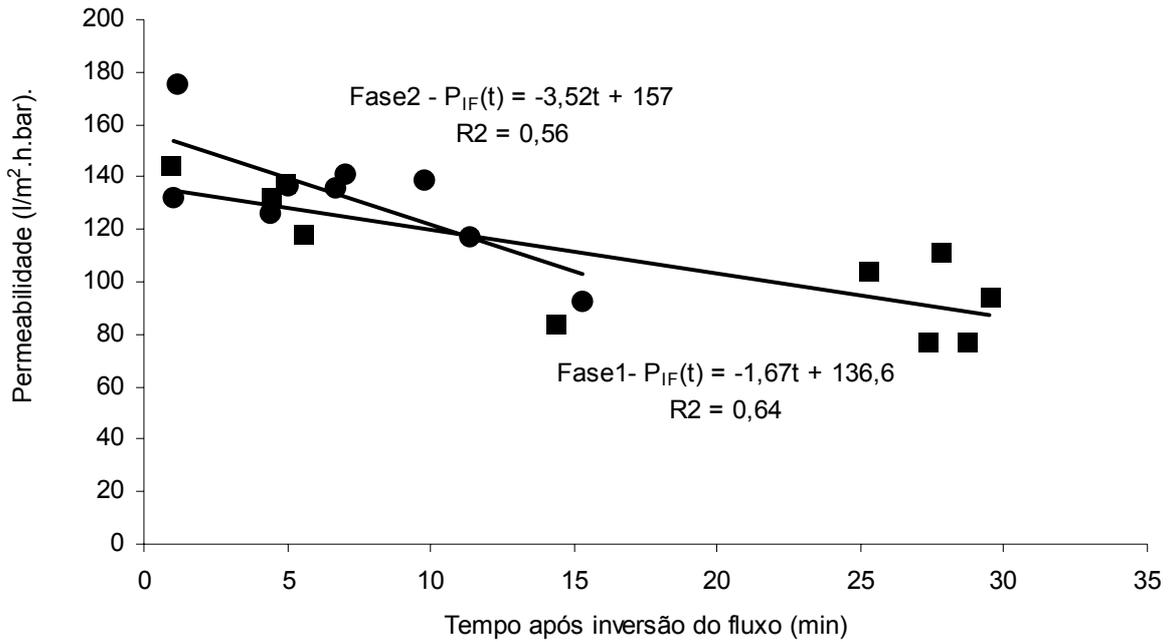


Figura 52 Correlação entre permeabilidade e tempo após inversão de fluxo (■ Fase 1) (● Fase 2).

Na fase 2 a permeabilidade foi maior do que na fase 1 para o tempo após a inversão do fluxo igual a zero. Entretanto a permeabilidade diminuiu mais rápido na fase 2 do que na fase 1 após inversão do fluxo.

Se a sequência ilustrada na Figura 48 for considerada então a recuperação da permeabilidade (RC) após 30 minutos de operação para retrolavagem pode ser escrita como:

$$RC(\%) = \frac{P_{IF}(0) - P_{RETRO}(30)}{P_{IF}} \times 100 \quad (20)$$

Considerando que as equações apresentadas na Figura 50 (P_{RETRO}) e na Figura 52 (P_{IF}) representam o comportamento do fluxo ao longo do tempo após retrolavagem e inversão do fluxo então a recuperação pode ser calculada como segue:

$$RC_{Ap.RETROFase1}(\%) = \frac{\overbrace{(-3,98 \times 0 + 181,1)}^{P_{RETRO}(0)} - \overbrace{(-1,67 \times 30 + 136,6)}^{P_{IF}(30)}}{(-3,98 \times 0 + 181,1)} \times 100 = 52,5\%$$

$$RC_{Ap.IF.Fase1}(\%) = \frac{\overbrace{(-1,67 \times 0 + 136,6)}^{P_{IF}(0)} - \overbrace{(-3,98 \times 30 + 181,1)}^{P_{RETRO}(30)}}{(-1,67 \times 0 + 136,6)} \times 100 = 54,8\%$$

$$RC_{Ap.RETRO.Fase2}(\%) = \frac{\overbrace{(-2,24 \times 0 + 191,2)}^{P_{RETRO}(0)} - \overbrace{(-3,52 \times 30 + 157)}^{P_{IF}(30)}}{(-2,24 \times 0 + 191,2)} \times 100 = 73\%$$

$$RC_{Ap.IF.Fase2}(\%) = \frac{\overbrace{(-3,52 \times 0 + 157)}^{P_{IF}(0)} - \overbrace{(-2,24 \times 30 + 191,2)}^{P_{RETRO}(30)}}{(-3,52 \times 0 + 157)} \times 100 = 21\%$$

Assim, a recuperação após retrolavagem foi 52,5% na fase 1 e 73% na fase 2. Já a recuperação após a inversão do fluxo foi 54,8% para fase 1 e 21% na fase2. A Figura 53 ilustra as recuperações da permeabilidade após retrolavagem e inversão do fluxo para fase 1 e 2.

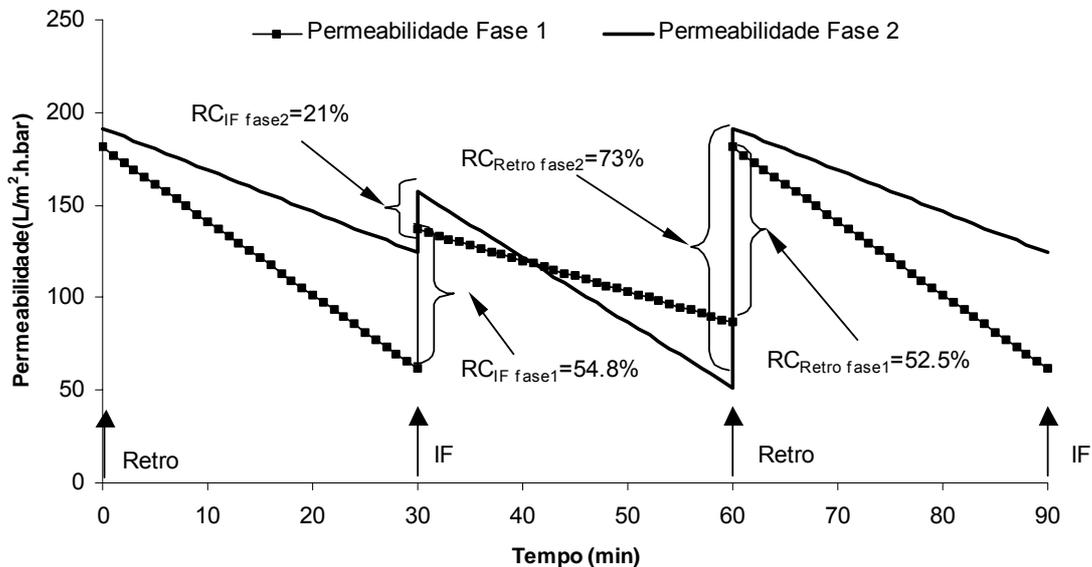


Figura 53 Recuperação da permeabilidade após inversão do fluxo fase 1 e 2

5.1.3 Maximização do volume líquido produzido pela UF

Usando a função P_{RETRO} (Figura 50) o volume de água permeada produzida pela UF após a retrolavagem (V_{ARETRO}) pode ser calculado como:

$$V_{ARETRO\ Fase1}(\ell) = 7,6 \int_0^t (-3,98 \times 60 \times t + 181) dt \quad (21)$$

$$V_{ARETRO\ Fase1}(\ell) = -907,4t^2 + 1375t \quad (22)$$

Assim, para um período de operação de 30 minutos (0,5h) o volume produzido após retrolavagem na fase 1 foi:

$$t = 0,5h \Rightarrow V_{ARETRO\ Fase1}(\ell) = 460,65$$

Usando a função (P_{IF}) determinada na Figura 52 o volume de água permeada produzida pela UF após a inversão do fluxo (V_{AIF}) pode ser calculado como:

$$V_{AIF\ Fase1}(\ell) = 7,6 \int_0^t (-1,67 \times 60 \times t + 136,6) dt \quad (23)$$

$$V_{AIF\ Fase1}(\ell) = -380,7t^2 + 1038,1t \quad (24)$$

Portanto, para um período de operação de 30 minutos (0,5h) o volume produzido após inversão do fluxo na fase 1 foi:

$$t = 0,5h \Rightarrow V_{AIF\ Fase1}(\ell) = 423,8$$

Assim o volume líquido de água permeada produzido pela UF, considerando as perdas com retrolavagem VG_{RETRO} realizando retrolavagem a cada 30 minutos num ciclo de 60 minutos foi:

$$V_{Liquido\ Fase1(RETRO+RETRO)}(\ell) = 2 \times V_{ARETRO\ Fase1} - 2 \times VG_{RETRO} \quad (25)$$

$$V_{Liquido\ Fase1(RETRO+RETRO)}(\ell) = 2 \times 460,65 - 2 \times 84 = 753,3 \quad (26)$$

Considerando VG_{IF} volume gasto com inversão do fluxo, o volume líquido de água produzido realizando uma retrolavagem e uma inversão do fluxo a cada 30 minutos num ciclo de 60 minutos foi:

$$V_{Liquido\ Fase1(RETRO+IF)}(\ell) = V_{ARETRO\ Fase1} + V_{AIF\ Fase1} - VG_{RETRO} - VG_{IF} \quad (27)$$

$$V_{Liquido\ Fase1(RETRO+IF)}(\ell) = 460,65 + 423,8 - 84 - 24 = 776,5 \quad (28)$$

Portanto substituindo uma retrolavagem por uma inversão de fluxo a produção de água permeada pela UF aumenta em 3% na fase 1 além de reduzir o consumo de químicos em 50%. Entretanto na fase 2 o uso somente de retrolavagem produz um volume 16% maior do que a combinação retrolavagem seguido de inversão a cada 30 minutos conforme descrito abaixo.

O volume de água permeada produzida após a retrolavagem na fase 2 pode ser calculado como:

$$V_{ARETRO\ Fase2}(\ell) = 7,6 \int_0^t (-2,24 \times 60 \times t + 191,2) dt \quad (29)$$

$$V_{\text{ARETRO Fase2}}(\ell) = -510,7t^2 + 1453t \quad (30)$$

Assim, para um período de operação de 30 minutos (0,5h) o volume produzido após a retrolavagem na fase 2 foi:

$$t = 0,5h \Rightarrow V_{\text{ARETRO Fase2}}(\ell) = 598,87$$

O volume de água permeada produzida após inversão do fluxo na fase 2 pode ser calculado como:

$$V_{\text{AIF Fase2}}(\ell) = 7,6 \int_0^t (-3,52 \times 60 \times t + 157) dt \quad (31)$$

$$V_{\text{AIF Fase2}}(\ell) = -802,56t^2 + 1193,2t \quad (32)$$

Logo, para um período de operação de 30 minutos (0,5h) o volume produzido após a inversão do fluxo na fase 2 foi:

$$t = 0,5h \Rightarrow V_{\text{AIF Fase2}}(\ell) = 395,9$$

O volume líquido considerando as perdas com retrolavagem e inversão de fluxo foi:

$$V_{\text{Líquido Fase2(RETRO+RETRO)}}(\ell) = 2 \times 598,8 - 2 \times 84 = 1029,6 \quad (33)$$

$$V_{\text{Líquido Fase2(RETRO+IF)}}(\ell) = 598,8 + 395,9 - 84 - 24 = 886,7 \quad (34)$$

Usando o modelo matemático proposto para calcular o volume líquido produzido pela UF (Equação 16) e as relações estabelecidas pelos dados dos testes foi possível por meio de planilhas eletrônicas determinar o tempo em que a UF produz o máximo volume líquido. A Figura 54 apresenta o volume líquido produzido pela UF para diversos intervalos de retrolavagem num ciclo operacional de uma hora. A Figura 55 apresenta o volume líquido produzido pela UF para diversos intervalos de inversão de fluxo. Os dados (planilhas) usados nestas figuras encontram-se no anexo 8.3.

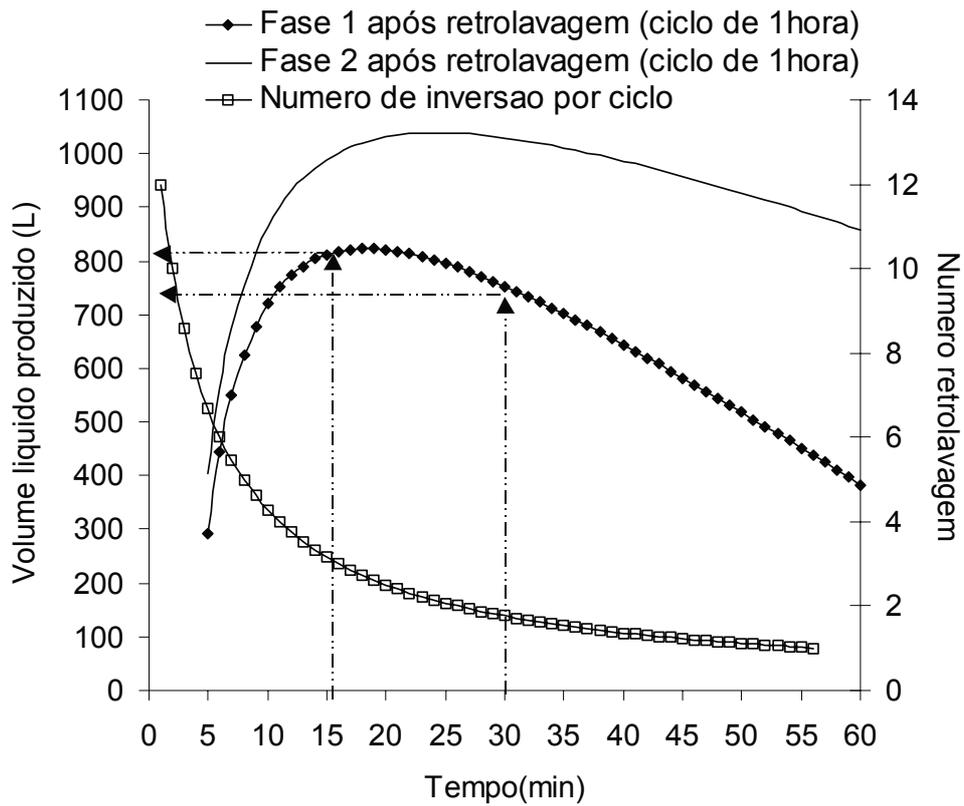


Figura 54 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem

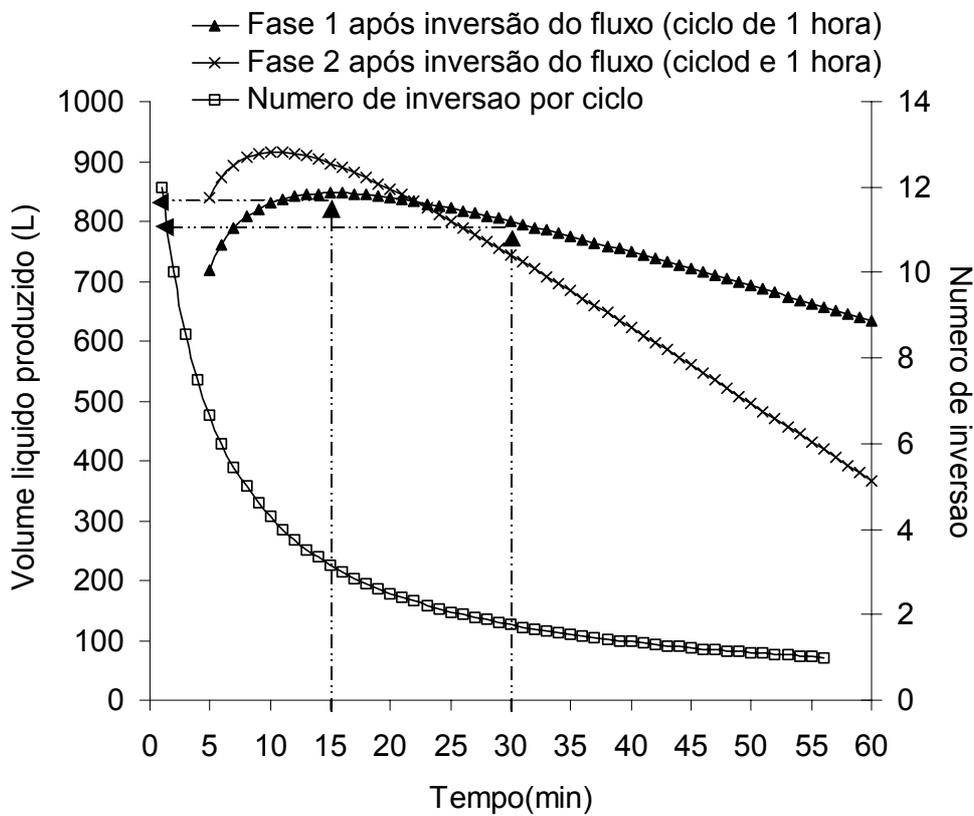


Figura 55 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de inversão do fluxo

Com as informações das Figura 54 e Figura 55 uma série de combinações operacionais são apresentadas, ilustrando como o procedimento pode ser utilizado para maximizar o volume líquido produzido pela UF. Adotou-se quinze minutos como comparação porque o tempo em que ocorre os máximos valores encontra-se próximos de quinze minutos. Por exemplo, para inversão do fluxo na fase 1 o tempo que maximiza o volume líquido foi 15 minutos e para retrolavagem foi 18 minutos.

A Figura 56 apresenta uma sequência operacional envolvendo somente retrolavagem e os respectivos volumes resultantes da estratégia adotada. Neste exemplo o aumento do volume produzido foi de aproximadamente 8%.

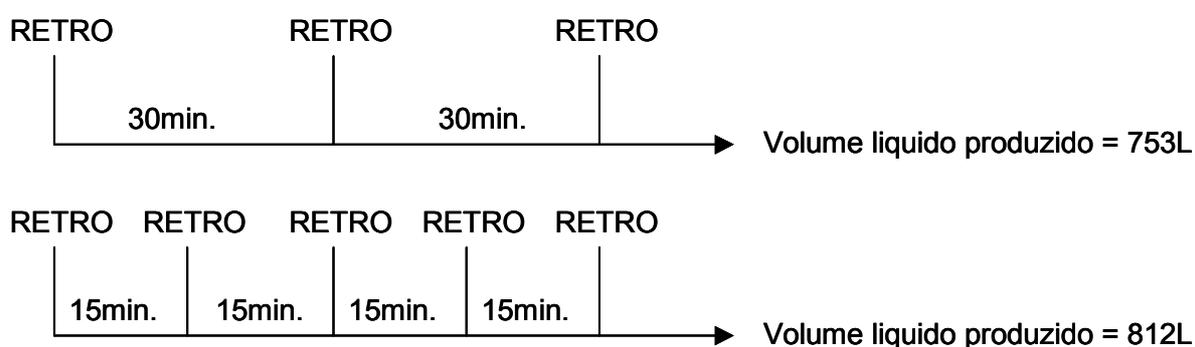


Figura 56 Esquema de operação para retrolavagem – Fase 1

A Figura 57 apresenta um esquema operacional com uso de inversão de fluxo a cada 30 minutos e a cada 15 minutos. O aumento no volume líquido produzido pela UF pela redução no tempo entre as inversões de fluxo foi de 6%.

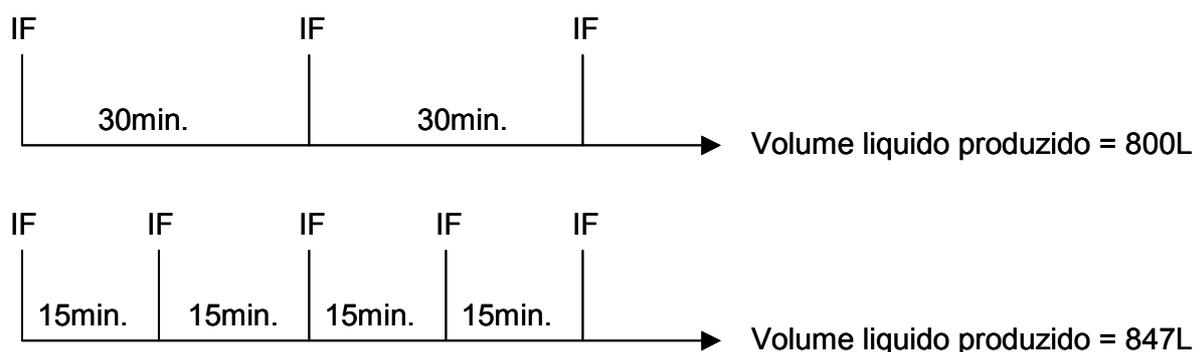


Figura 57 Esquema de operação para inversão de fluxo - Fase 1

A Figura 58 compara uma estratégia operacional somente com retrolavagem e inversão do fluxo a cada 30 minutos e uma adoção de inversão do fluxo entre as

retrolavagens. O aumento no volume líquido produzido pela UF foi de aproximadamente 7%.

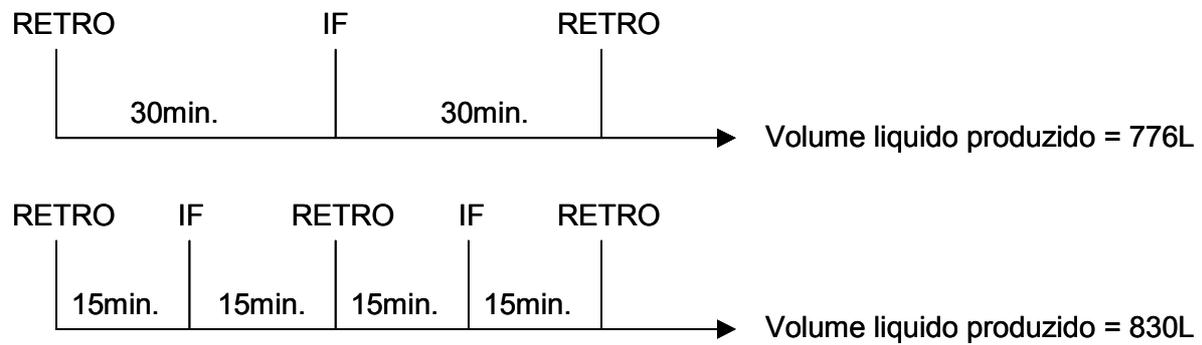


Figura 58 Esquema de operação combinando retrolavagem e inversão de fluxo – Fase 1

Embora a combinação usando somente inversão do fluxo resultou em um maior volume líquido produzido pela mesma área de membrana recomenda-se realizar pelo menos uma retrolavagem durante um dado intervalo de tempo.

5.1.4 Desempenho em termos de turbidez

A Figura 59 apresenta os dados de turbidez na alimentação e na saída do sistema durante o período de 22/02 a 04/03. O gráfico encontra-se em escala logarítmica. Durante este período a média foi de 7,8 e 0,05 UNT para turbidez na alimentação e na água permeada respectivamente. Nos dias 1, 2 e 3 a turbidez de alimentação atingiu os seguintes valores 29, 34 e 21UNT e a turbidez do permeado permaneceu inalterada em 0,03UNT. Na Tabela 7 encontra-se o resumo da turbidez na alimentação e na água permeada.

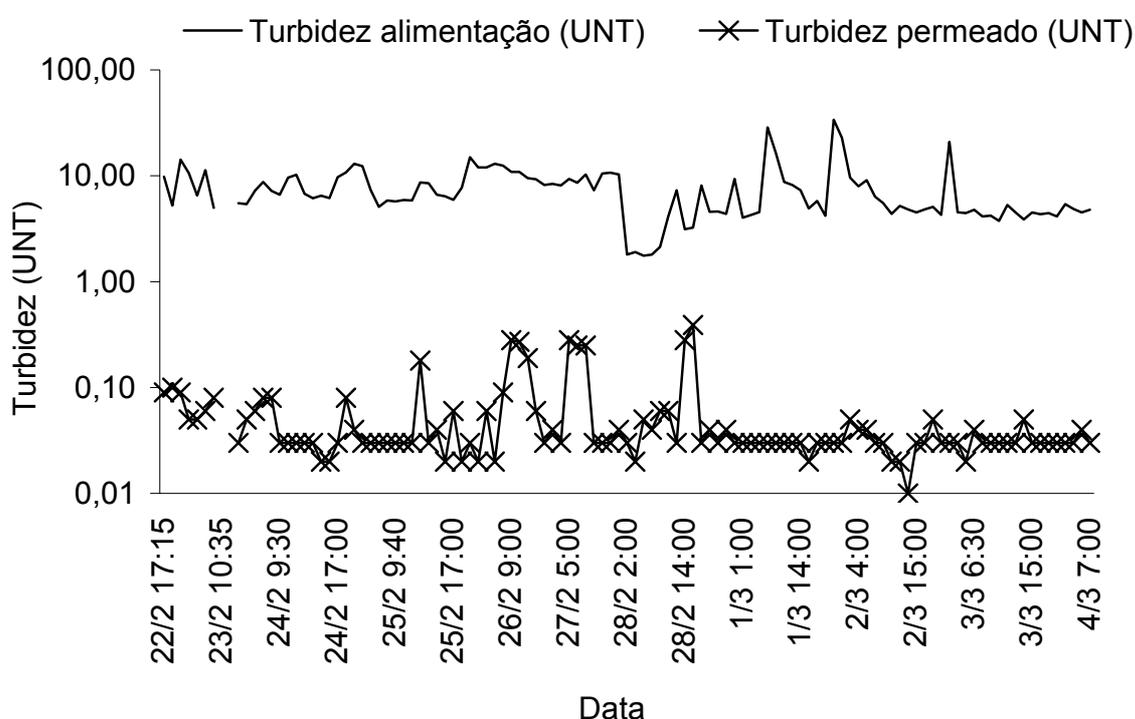


Figura 59 Dados de turbidez alimentação e permeado

Tabela 7 - Resumo da turbidez para entrada e permeado

	Turbidez alimentação (UNT)	Turbidez permeado (UNT)
Média	7,8	0,05
Máximo	33,9	0,28
Mínimo	1,76	0,01
Desvio padrão	4,78	0,05

A redução de turbidez em porcentagem é apresentada na Figura 60, nesta figura o eixo do y esta deslocado para o valor de 95,5%. Durante o período de análise a redução média na turbidez foi de 99%.

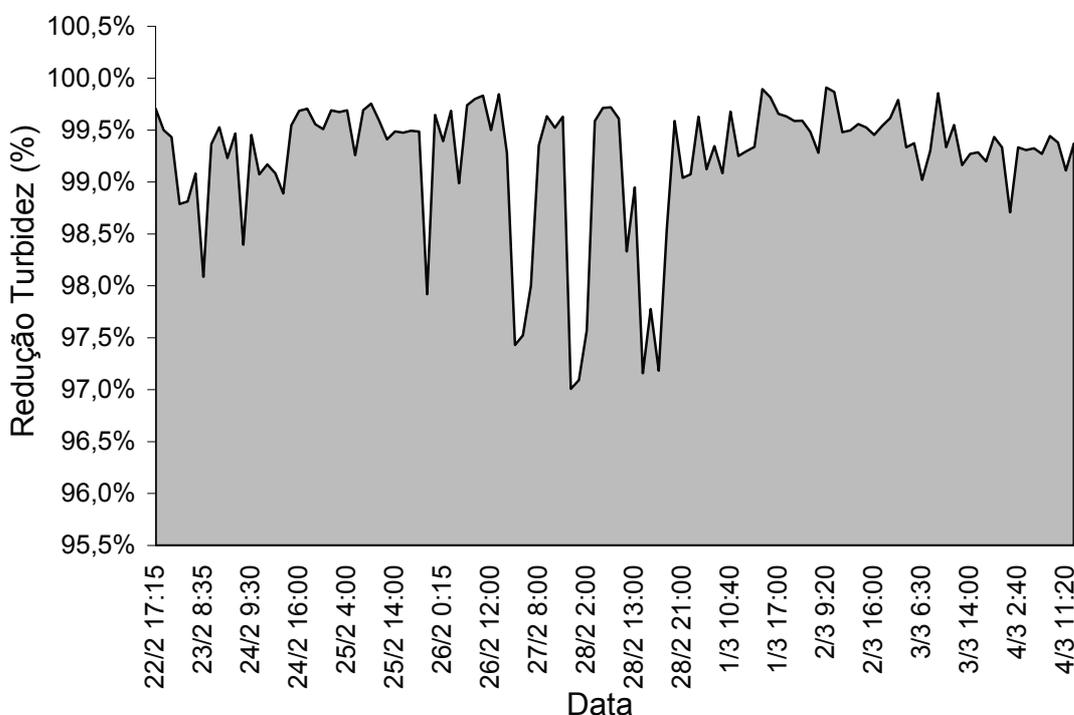


Figura 60 Redução de turbidez em porcentagem

Os resultados parecem satisfatórios quando comparado com os resultados publicados em literatura. Van Hoof e colaboradores encontraram 0,3 UNT para turbidez no permeado quando o sistema de UF foi alimentado com turbidez entre 3 a 4UNT (Van Hoof, S. C. J. M., et. al, 1999). No trabalho de Lubello e colaboradores a performance, em termos de redução de turbidez, para um sistema de UF alimentado com efluente secundário foi de 94,5% (Lubello C. et al., 2003). Os dados para turbidez de alimentação e permeado do efluente apresentados no trabalho de Lubello e colaboradores são resumidos na Tabela 8 (Lubello C. et al., 2003).

Tabela 8 - Resumo da turbidez para entrada e permeado (Lubello C. et al., 2003)

	Turbidez alimentação (UNT)	Turbidez permeado (UNT)
Média	7,35	0,4
Máximo	32	0,7
Mínimo	2,2	0,18
Desvio padrão	6,9	0,18

A turbidez de alimentação do efluente, apresentando no trabalho de Lubello e colaboradores, foi aproximadamente igual ao produzido pelo efluente da CLE. Entretanto, a qualidade da água permeada em termos de turbidez no teste realizado na CLE foi aproximadamente uma ordem de grandeza melhor do que o relatado por Lubello e colaboradores.

Adicionalmente, a turbidez na água permeada mostrou-se independente da qualidade da água de alimentação. Supõe-se que as maiores variações encontradas na turbidez do permeado estão mais relacionadas com a sujidade no turbidímetro do que com a água de alimentação. Uma vez que, em sistemas de lodos ativados podem ocorrer variações bruscas na qualidade do clarificado, a performance da UF independente da qualidade da água de alimentação é uma característica importante quando se considera a possibilidade de usar a UF após o sistema de lodos ativados.

5.1.5 Qualidade do permeado da UF em termos de SDI

Segundo Bick A e Oron G o fluxo do permeado em osmose reversa (OR) é principalmente caracterizado pelo valor de SDI, enquanto que a passagem de sais é influenciada por altas temperaturas (Bick A e Oron G. 2001). Wilf M. e Schierachb modelaram qual a redução do custo total da água produzida pela OR pela redução do SDI, os resultados indicaram a possibilidade de redução em até 10% quando ocorre uma redução no SDI de 3 para valores abaixo de 1 na água de alimentação de OR (Wilf M. e Schierachb M. K., 2001).

Assim, para avaliar o potencial de entupimento de uma água foi realizado o teste SDI. A Figura 61 apresenta os resultados de SDI₁₅ para o permeado da UF. Os valores de SDI₁₅ estiveram sempre abaixo de 2,4 com média de 1 e valor mínimo de 0,5. Assim, estes resultados mostram a eficiência do processo de UF. A Figura 62 apresenta uma membrana utilizada num teste de SDI₁₅ com permeado da UF da CLE.

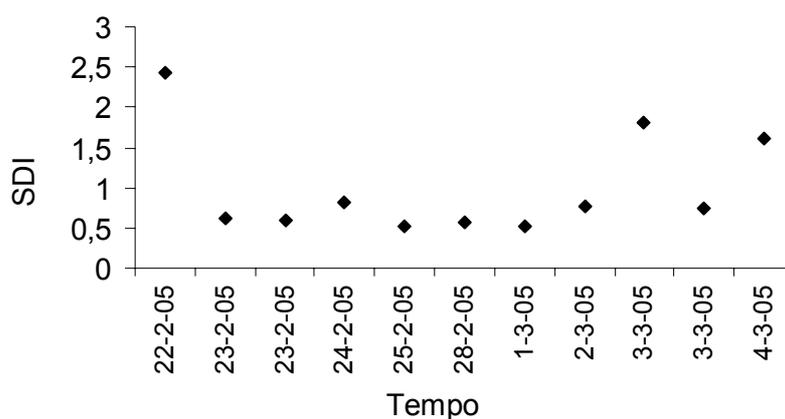


Figura 61 Dados de SD₁₅ para o permeado da UF - CLE



Figura 62 Membrana usada no teste SDI₁₅ após teste com permeado da UF - CLE

Para ilustrar o problema de um pré-tratamento inadequado e problemas com unidade de UF, apresentam-se a seguir alguns resultados obtidos em outra unidade de UF. Esta unidade operava no modo de filtração perpendicular e tratava efluente secundário para reúso. O fabricante da membrana e as informações do site 2 não serão revelados e serão denominados aqui como sendo site 2.

Durante um período de dois meses acompanhou-se o sistema no site 2. A água de alimentação da UF foi oriunda de um sistema de lodos ativados com características muito similares ao efluente da CLE. A Figura 63 apresenta os resultados para SDI₁₅ durante o mês de setembro e a média para o período foi de 5. A Figura 64 apresenta uma membrana de SDI₁₅ após teste com permeado da UF no site 2. Na Figura 65 apresenta-se um filtro de cartucho que foi utilizado antes da osmose reversa como uma proteção para OR após sete dias em operação. Nesta estação após um período de operação de cinco meses houve a necessidade de realizar a troca de todas as membranas de OR.

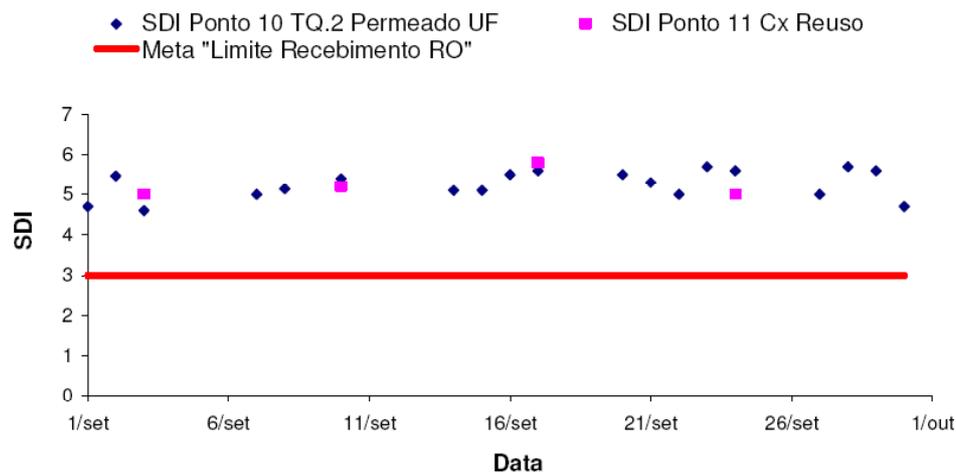


Figura 63 Resultados de SDI₁₅ para o permeado da UF – Site 2

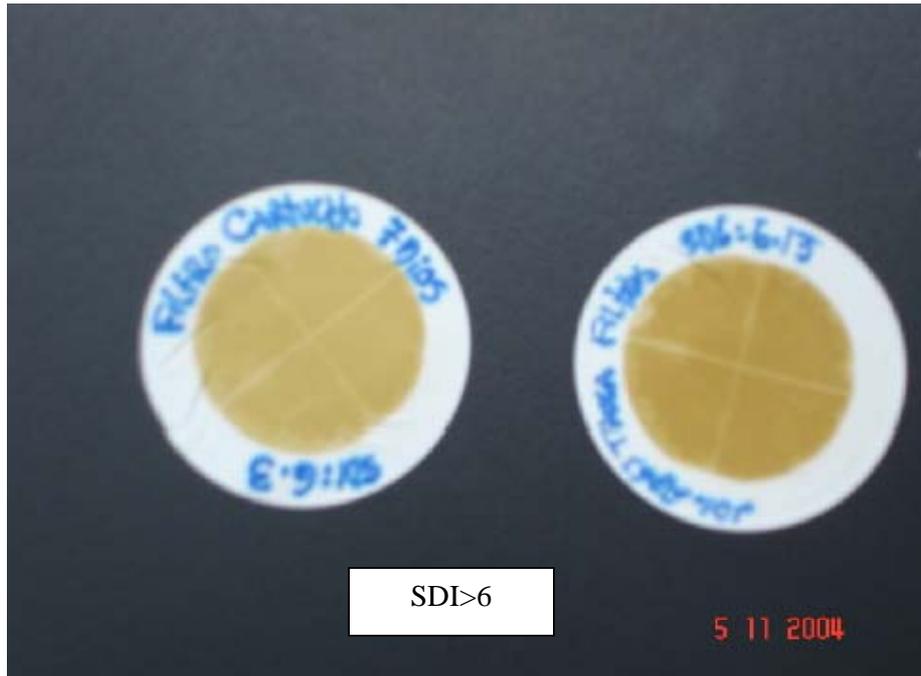


Figura 64 Membrana de SDI₁₅ após teste com permeado da UF – Site 2



Figura 65 Filtro de cartucho após sete dias em operação – Site 2

5.1.6 Balanço de massa com uso de osmose reversa após UF – Caso 1 CLE

Para estimar a qualidade do permeado da osmose reversa (OR) e determinar o volume de água enviada ao evaporador foi realizado uma simulação com o software IMSDesign (Hydranautics, 2003). A Figura 66 apresenta o fluxograma do sistema de tratamento ilustrando os sistemas de osmose considerados (Sistema 1 e 2). A Figura 67 ilustra o esquema considerado no software para o sistema 1 e a Figura 68 para o sistema 2. A membrana considerada na simulação foi a *Low Fouling Composite* (LFC) da empresa Hydranautics.

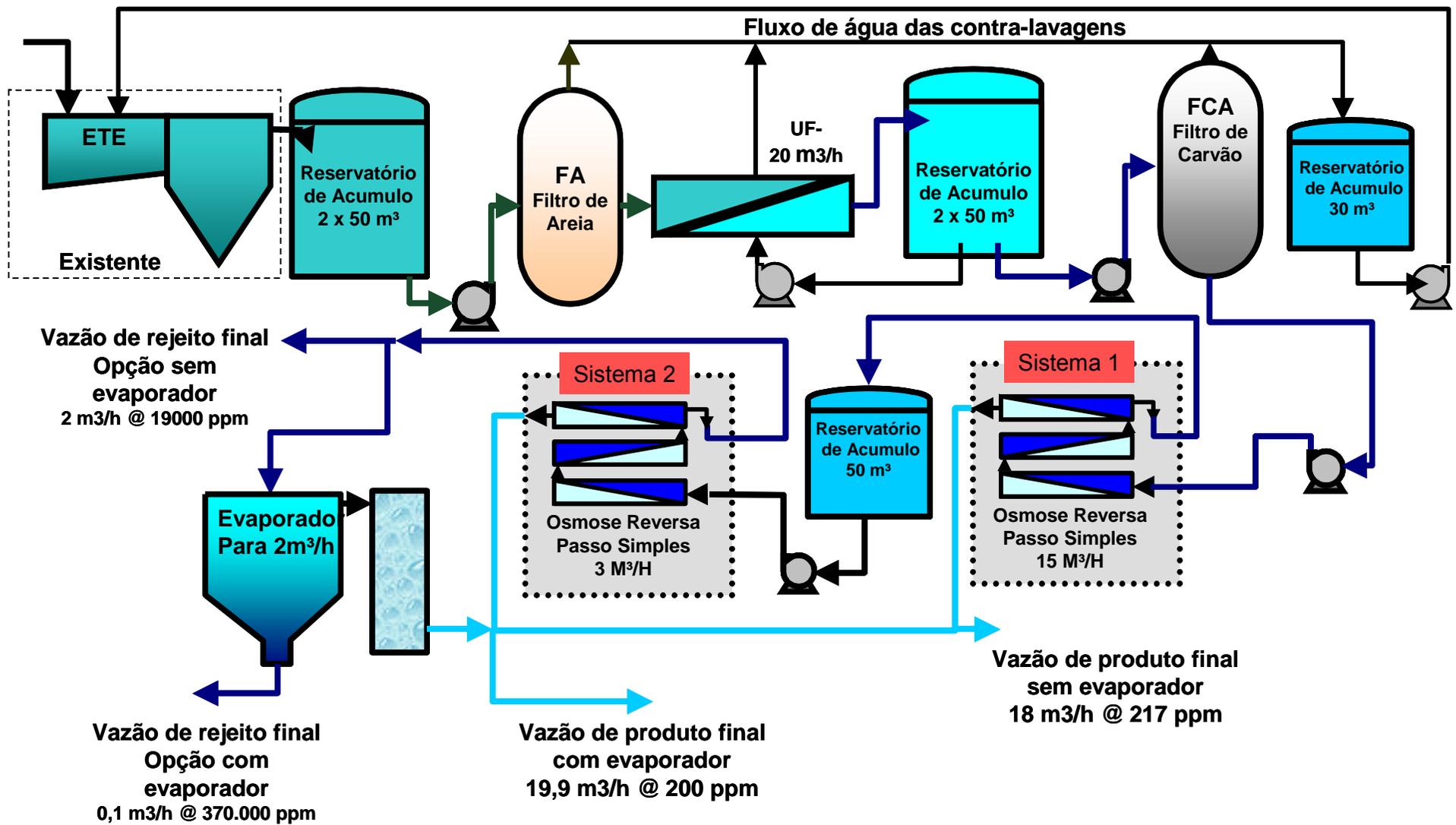


Figura 66 Processo de tratamento após sistema de reúso com resultados obtidos após simulação para sistema de osmose reversa

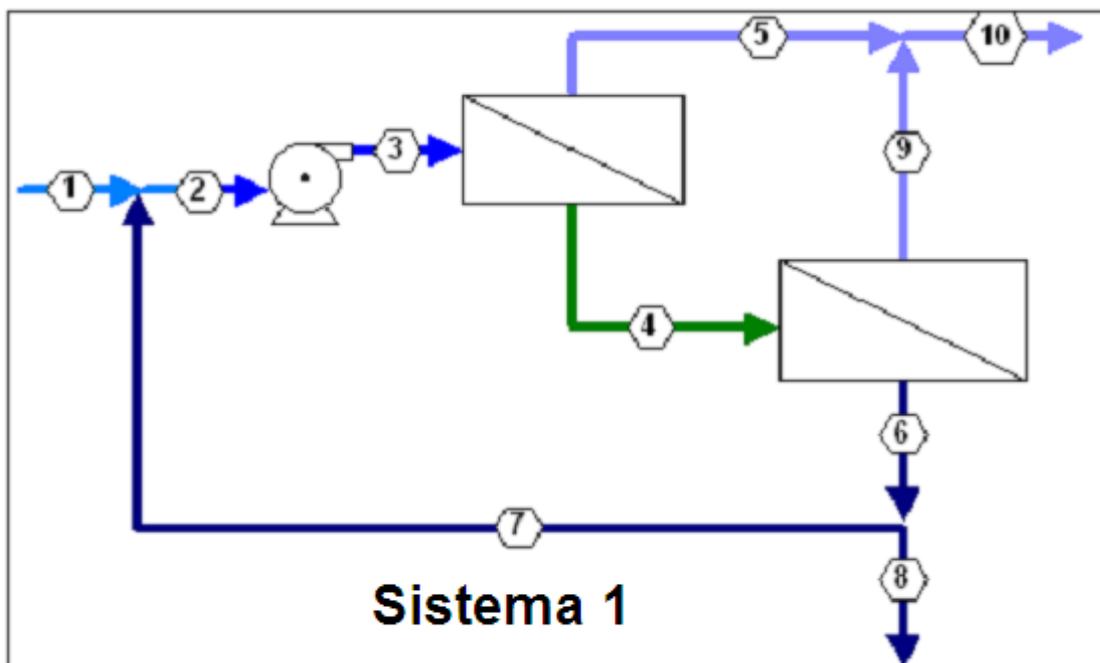


Figura 67 Esquema de reciclo OR (Sistema 1)

Na Tabela 9 encontram-se os dados utilizados na simulação para o sistema 1. Na Tabela 10 encontram-se os resultados para vazão(m^3/h), pressão(bar) e sólidos dissolvido totais (mg/l) para o sistema 1. Na Tabela 11 encontram-se os resultados para os íons na água bruta, na água bruta ajustada, no permeado e no concentrado para o sistema 1.

Tabela 9 - Dados de entrada para cálculo da primeira OR

Pressão recomendada para bomba	11,8bar
Temperatura água de alimentação	30 ^o C
pH da água de alimentação	7,77
Vazão de alimentação	20m ³ /h
Vazão de permeado	15m ³ /h
Recuperação total do sistema	75%
Recirculação do concentrado	2m ³ /h
Idade prevista para os elementos	3 anos
Declínio do fluxo por ano	12%
Aumento de passagem de sais por ano	10%

Tabela 10 - Resultados obtido para os pontos 1 a 10 Figura 67

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Vazão(m ³ /h)	20	22	22	12,3	9,7	7	2	5	5,3	15
Pressão(bar)	0	0	9,8	9,1	29	8,4	0	0	0	0
Sólidos dissolvido totais (mg/l)	2086	2590,6	2590,6	4520,9	121,9	7645,6	7645,6	7645,6	429,5	231,6

Tabela 11 - Resultados simulação para sistema 1

Íon	Água Bruta		Água Bruta ajustada		Permeado		Concentrado	
	(mg/l)	meq/l	(mg/l)	meq/l	(mg/l)	meq/l	(mg/l)	meq/l
Ca	40	2,0	50,6	2,5	0,99	0,0	156,9	7,8
Mg	25	2,1	31,6	2,6	0,62	0,1	98,1	8,1
Na	700	30,4	868,8	37,8	79,58	3,5	2560,0	111,3
K	5,6	0,1	6,9	0,2	0,77	0,0	20,1	0,5
NH ₄	0,8	0,0	1,0	0,1	0,11	0,0	2,9	0,2
Ba	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0
Sr	5,0	0,1	6,32	0,1	0,124	0,0	19,616	0,4
CO ₃	0,8	0,0	1,0	0,0	0,00	0,0	3,2	0,1
HCO ₃	138	2,3	163,3	2,7	45,09	0,0	416,7	6,8
SO ₄	9,0	0,2	11,4	0,2	0,28	0,0	35,1	0,7
Cl	1145,0	32,3	1429,3	40,3	100,16	0,7	4277,3	120,7
F	0,4	0,0	0,5	0,0	0,09	0,0	1,3	0,1
NO ₃	1,4	0,0	1,5	0,0	0,86	2,8	3,0	0,0
SiO ₂	15,0		18,3		2,91	0,0	51,3	
TDS	2086,0		2590,6		231,6		7645,6	
pH	7,7		7,8		7,3		8,1	

Na Tabela 12 encontram-se os dados de entrada para simulação do sistema 2. Na Tabela 13 encontram-se os resultados para os íons na água bruta, na água bruta ajustada, no permeado e no concentrado para o sistema 2.

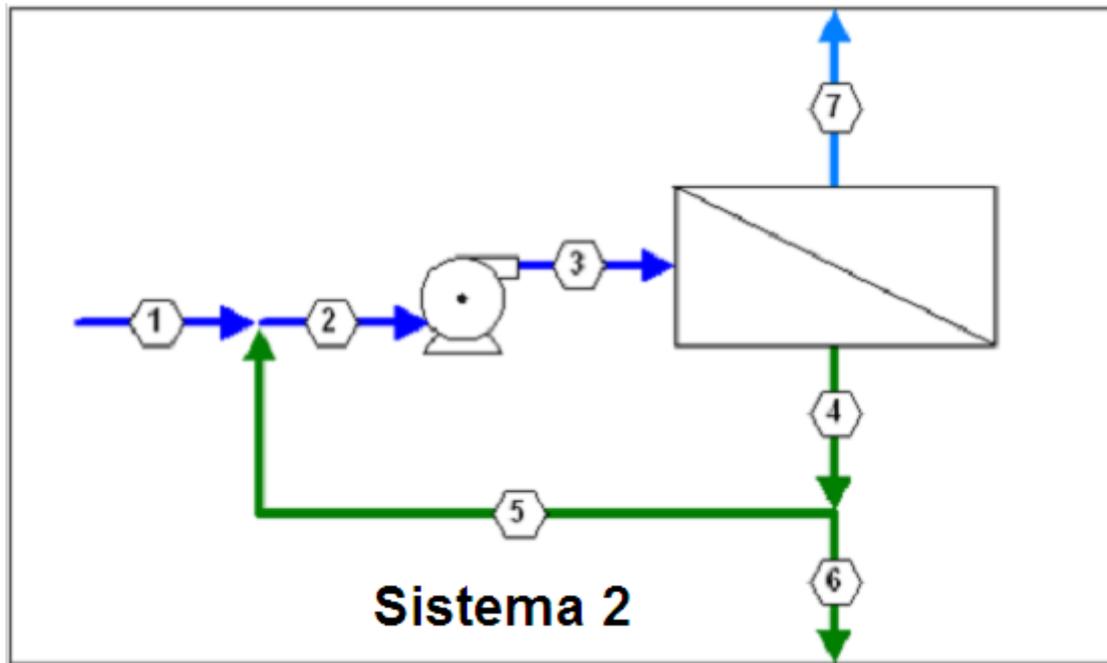


Figura 68 Esquema de reciclo OR (Sistema 2)

Tabela 12 - Dados de entrada para cálculo da segunda OR

Pressão recomendada para bomba	28,5bar
Temperatura água de alimentação	30 ⁰ C
pH da água de alimentação	7,17
Vazão de alimentação	5m ³ /h
Vazão de permeado	3m ³ /h
Recuperação total do sistema	60%
Recirculação do concentrado	0,8m ³ /h
Idade prevista para os elementos	3 anos
Declínio do fluxo por ano	12%
Aumento de passagem de sais por ano	10%

Tabela 13 - Resultados simulação para segunda OR

Íon	Água Bruta		Água Bruta ajustada		Permeado		Concentrado	
	(mg/l)	meq/l	(mg/l)	Meq/l	(mg/l)	Meq/l	(mg/l)	Meq/l
Ca	157,0	7,8	189,3	9,4	0,67	0,0	391,4	19,5
Mg	98,0	8,1	118,2	9,7	0,42	0,0	244,3	20,1
Na	2560,0	111,3	3078,2	133,8	52,36	2,3	6320,2	274,8
K	20,1	0,5	24,1	0,6	0,51	0,0	49,5	1,3
NH ₄	2,9	0,2	3,5	0,2	0,07	0,0	7,1	0,4
Ba	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0
Sr	19,0	0,4	22,9	0,5	0,08	0,0	47,36	1,1
CO ₃	3,2	0,1	0,9	0,0	0,00	0,0	1,8	0,1
HCO ₃	416,7	6,8	453,7	7,4	12,0	0,2	926,9	15,2
SO ₄	35,1	0,7	42,3	0,9	0,16	0,0	87,5	1,8
Cl	4277,0	120,6	5175,5	146,0	76,4	2,2	10638,8	300,1
F	1,3	0,1	1,6	0,1	0,05	0,0	3,2	0,2
NO ₃	3,0	0,0	3,5	0,1	0,38	0,0	6,9	0,1
SiO ₂	51,0		61,4		0,71		126,4	
TDS	7644,3		9175,1		143,8		18851,5	
pH	8,1		7,2		5,7		7,4	

5.1.7 Conclusões Caso 1

Com base nas hipóteses formuladas, nos objetivos propostos e nos resultados obtidos no estudo do caso 1 pode-se obter as seguintes conclusões:

- Verificou-se que as membranas em fibra oca com peso molecular de corte de 100,000 Daltons alimentadas de dentro para fora em configuração com recirculação e filtração tangencial não entupiram quando alimentadas com efluente industrial;
- Verificou-se que o sistema operando em TMP constante a permeabilidade média para o período do teste foi de 120,06 (l/m²h.bar). Todavia, este valor pode ser maior se considerarmos que após alteração na dosagem de químicos a média foi maior. Entende-se que para fins de dimensionamento de um sistema em escala real o valor informado pode ser uma boa aproximação para o tipo de efluente testado;
- Verificou-se que o consumo da água produzida com retrolavagem foi 8,2%, com a inversão do fluxo 2,4% e com a água descartada como concentrado 10%. Assim a recuperação líquida do sistema foi de 79,4%. Entretanto, o sistema pode ter uma recuperação líquida de até 84%. Porém nesse caso a membrana poderá ter um desgaste maior;
- Verificou-se que a dosagem de químicos durante a retrolavagem tem papel importante na recuperação do fluxo. Após alteração na dosagem de químicos observou-se um acréscimo de até 37% no fluxo quando comparado com a dosagem anterior.
- A recuperação do fluxo após a retrolavagem foi 52,5% na fase 1 e 73% na fase 2. Já a recuperação do fluxo após a inversão no sentido de alimentação foi 54,8% na fase 1 e 21% na fase 2.
- Simulou-se uma combinação com retrolavagem a cada 15 minutos e inversão do fluxo a cada 15 minutos. Esta combinação aumentou a produção em mais de 7% na fase 1 e 6% na fase 2.
- Verificou-se que mesmo com acentuada oscilação da turbidez na água de alimentação da UF, com pico de 34 UNT, o sistema de UF produziu água permeada com turbidez média de 0,05 UNT. Este dado corrobora com a hipótese de que o sistema de ultrafiltração pode ser uma

alternativa viável a ser considerada como pré-tratamento de osmose reversa. Assim, pode-se afirmar que o sistema é estável mesmo com variações bruscas na água de alimentação. Esta característica é importante porque sistemas de tratamento de esgoto por lodos ativados apresentam grandes oscilações.

- Em termos de SDI_{15} o sistema de UF produziu resultados sempre abaixo de 2,5 e a média para o período do teste foi de $SDI_{15} = 1$ o que parece satisfatório. Estes resultados também são satisfatórios quando se considera o uso de osmose reversa após a unidade de UF. Segundo os fabricantes de membranas de OR quanto menor o valor de SDI_{15} maior será o fluxo para OR. Por outro lado, citou-se um caso de entupimento de membrana de OR aonde o SDI_{15} situava-se na faixa de 5.
- A hipótese de correlacionar a permeabilidade com tempo após a retrolavagem foi observada. Com a correlação entre permeabilidade e o tempo após a retrolavagem e o modelo matemático proposto, foi possível determinar a melhor estratégia para retrolavagem:
 - Para fase 1 a frequência ótima para realizar a retrolavagem foi 15 minutos. Isto representa um acréscimo de 8% no volume total líquido produzido pela UF quando comparado com a frequência de 30 minutos;
 - Para fase 1 a frequência ótima para realizar inversão do fluxo foi 18 minutos. Isto representa um acréscimo de 6% no volume total líquido produzido pela UF quando comparado com a frequência de 30 minutos;
 - Na fase 2 a frequência ótima para realizar a retrolavagem foi 24 minutos. Isto representa um acréscimo de 1% no volume total líquido produzido pela UF quando comparado com a frequência de 30 minutos;
 - Para inversão do fluxo na fase 2 a frequência ótima foi 10 minutos. Isto representa um acréscimo de 23% no volume total líquido produzido pela UF quando comparado com a frequência de 30 minutos;

- Simulou o desempenho da osmose reversa e também o uso de evaporador. A água permeada da osmose apresentou uma concentração final de 200ppm de sólidos totais dissolvidos.

5.2 Caso 2 – Empresa de produtos de higiene pessoal

Por questões contratuais não foi permitido mencionar o nome da empresa aonde foi realizado este teste. Trata-se de uma empresa que produz produtos para higiene pessoal. O efluente industrial após decantação primária é encaminhado ao flotor (DAF) e então o efluente é descartado na rede municipal. A Figura 69 ilustra os processos utilizados atualmente no tratamento do efluente industrial e a Figura 70 ilustra os processos com adição da unidade piloto de UF .

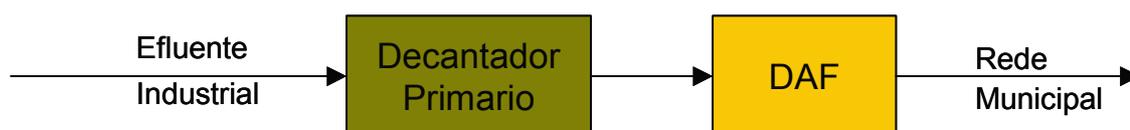


Figura 69 Fluxograma simplificado dos processos de tratamento atual - Caso 2

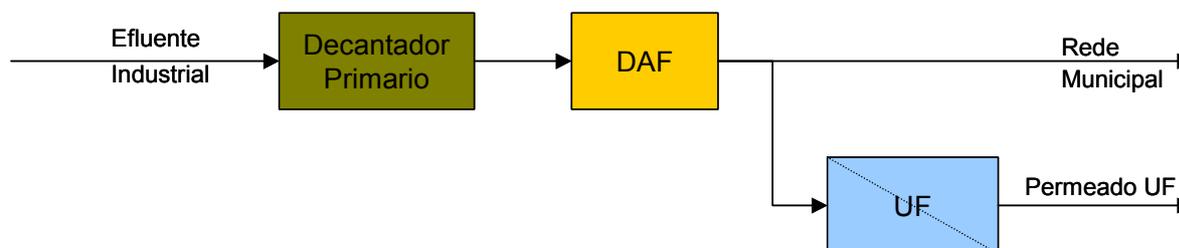


Figura 70 Fluxograma dos processos de tratamento após UF – Caso 2

5.2.1 Membrana 1 - HF-82-35-PM100

A primeira membrana em fibra oca utilizada no teste foi a HF-82-35-PM100 fornecida pela *Koch Membranes* a qual tem as seguintes propriedades:

- Diâmetro nominal da fibra: 0.035 inch (0.9 mm);
- Diâmetro externo da carcaça: 5 inch (127 mm);
- Comprimento do cartucho: 43 inch (1,090 mm);
- Área nominal da membrana: 82 ft² (7.6 m²);
- Peso molecular de corte: 100,000 Daltons

A Figura 71 apresenta os resultados para turbidez na alimentação da UF e para o permeado da UF. Para este período a turbidez média na alimentação foi de 66 UNT e a turbidez média do permeado foi de 2,9 UNT o que representa uma redução média de 95% na turbidez. A Figura 72 apresenta a recuperação de água.

Para o período considerado a recuperação média foi de 85%, desprezando o consumo de água com retrolavagens.

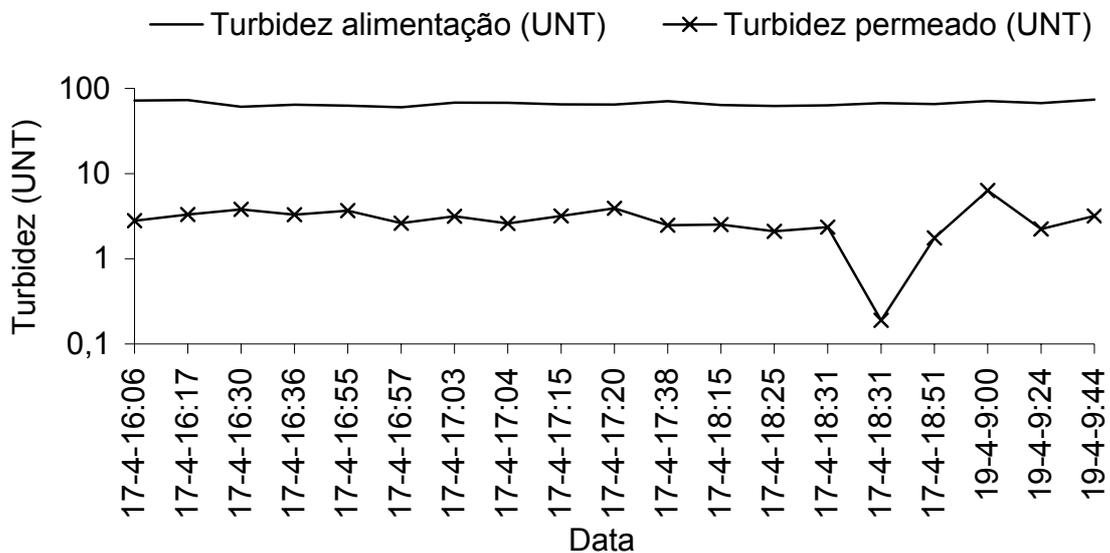


Figura 71 Turbidez da alimentação e permeado UF - Membrana 1

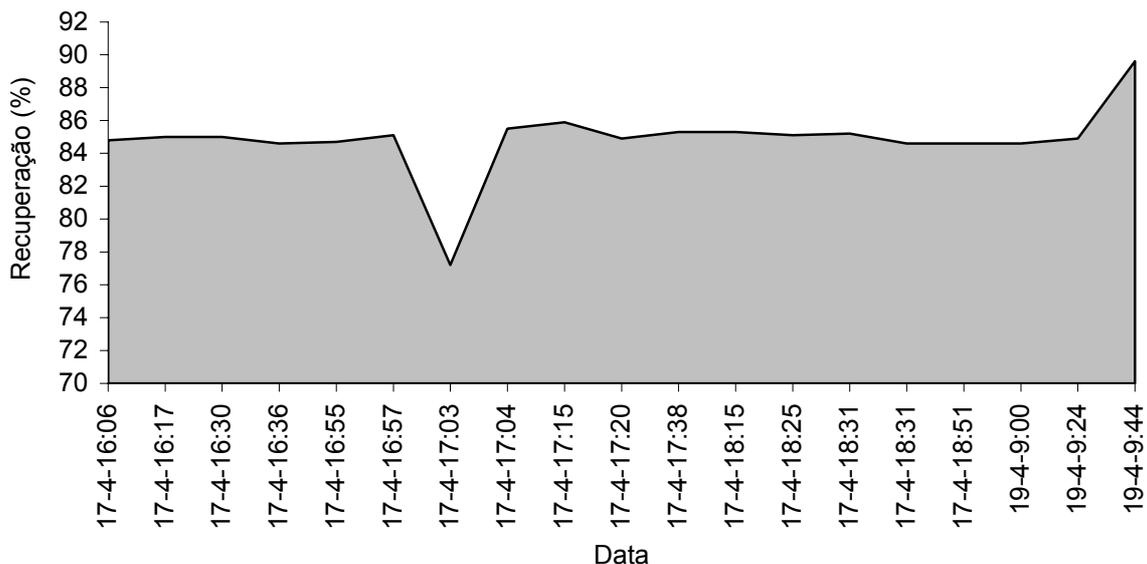


Figura 72 Recuperação balanço (Entrada – Saída) - Membrana 1

Na Figura 73 são apresentados o desempenho do sistema em termos de permeabilidade e a pressão TMP. O sistema operou em TMP constante e a permeabilidade média para o período foi de 96 (l/m².h.bar). A Figura 74 apresenta a correlação entre a permeabilidade e o tempo após a retrolavagem. Para tempo igual a zero a permeabilidade foi de 127,4 (l/m².h.bar).

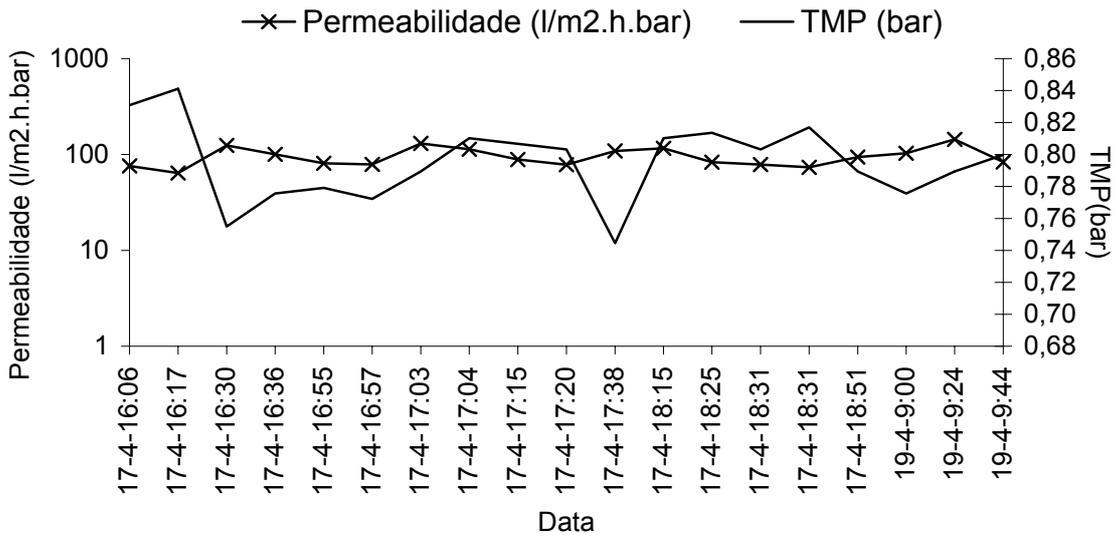


Figura 73 Permeabilidade e TMP - Membrana 1

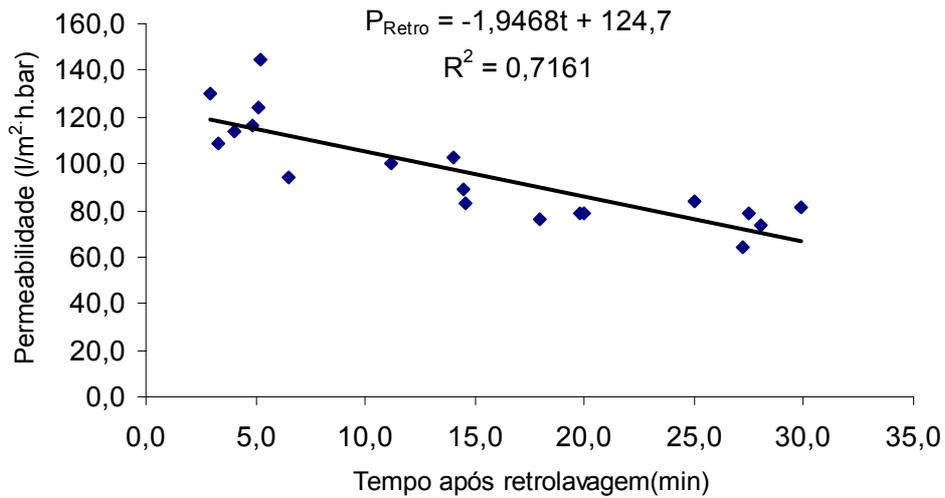


Figura 74 Correlação entre a permeabilidade e tempo após retrolavagem - Membrana 1

Usando a correlação entre permeabilidade e o tempo após retrolavagem (Figura 74) determinou-se qual a recuperação da permeabilidade após realizar a retrolavagem em intervalos de 30 minutos (Figura 75).

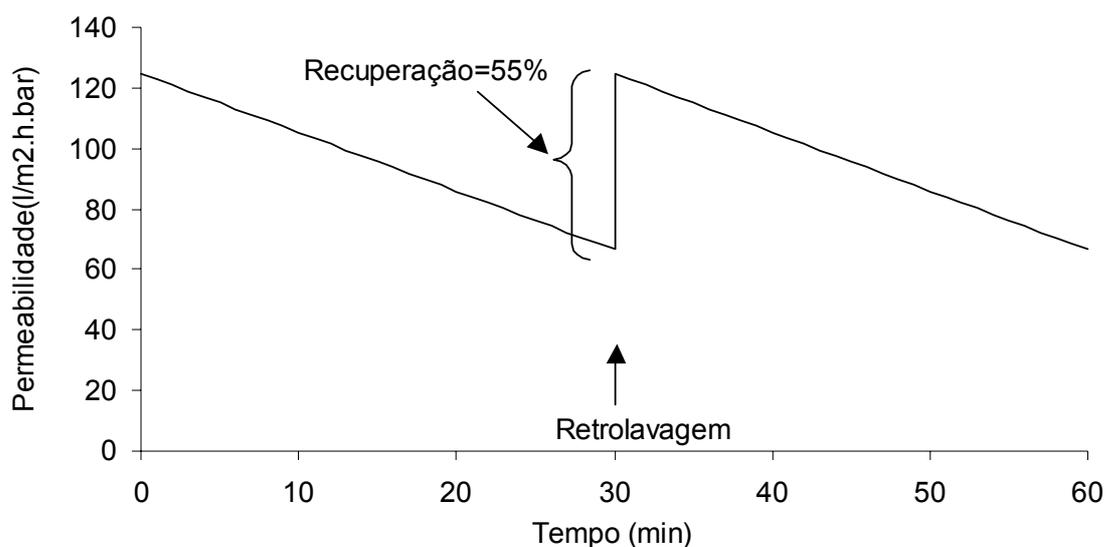


Figura 75 Recuperação da permeabilidade após retrolavagem

Com as informações da Figura 74 e o modelo matemático proposto para otimizar sistema de UF (Equação 16) foi possível construir o gráfico apresentado na Figura 76. A Figura 76 apresenta o volume líquido produzido em diversos intervalos entre retrolavagens. Foi utilizado no teste um intervalo entre retrolavagens de 30 minutos com um consumo de água em cada retrolavagem de 40L. Através da modelagem proposta foi possível determinar o tempo em que o sistema produz o máximo volume líquido de água com a mesma área de membrana. Neste caso o tempo será 18 minutos e o volume líquido produzido em um ciclo de uma hora foi 682 L. Já o volume líquido produzido em intervalos de retrolavagens de 30 minutos como o utilizado no teste piloto foi 642 L. Portanto se o sistema de UF operasse com intervalos de retrolavagem de 18 minutos o volume líquido produzido pela membrana aumentaria em 6% com mesma área de membrana.

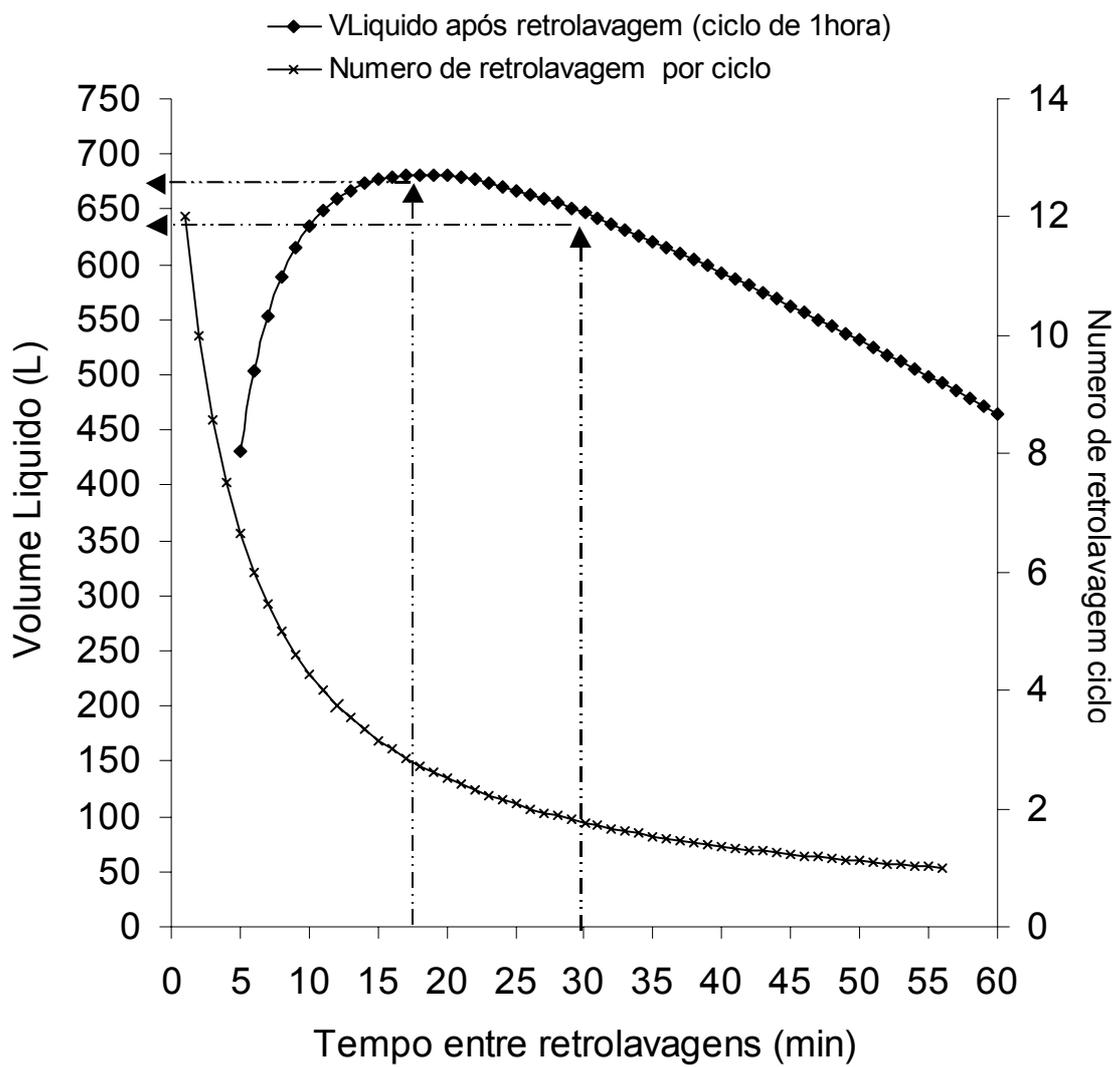


Figura 76 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem - Membrana 1

5.2.2 Membrana 2 - HF-92-35-PMTOC Fase 1

Utilizou-se também um segundo tipo de membrana. Esta segunda membrana utilizada no teste foi a HF-92-35-PMTOC em fibra oca também fornecida pela *Koch Membrane* a qual tem as seguintes propriedades:

- Diâmetro nominal da fibra: 0.035 inch (0.9 mm);
- Diâmetro externo da carcaça: 5 inch (127 mm);
- Comprimento do cartucho: 43 inch (1,090 mm);
- Área nominal da membrana: 92 ft² (8.5 m²);
- Peso molecular de corte: 50,000 Daltons

O período de teste com esta membrana foi dividido em duas fases. A primeira fase foi de 19/04 a 22/04 às 15:30. Após esta data a membrana recebeu uma carga de óleos e graxas provocando o seu entupimento. Após esta ocorrência o comportamento da membrana foi diferente denominando-se assim esta fase como fase 2.

A Figura 77 apresenta os resultados para turbidez na alimentação da UF e o permeado da UF. Para fase 1 a turbidez média na alimentação foi 47 UNT e no permeado 2,4 UNT o que representa uma redução média de 95% na turbidez. A Figura 78 apresenta a recuperação de água. Para o período apresentado a recuperação média foi de 90%.

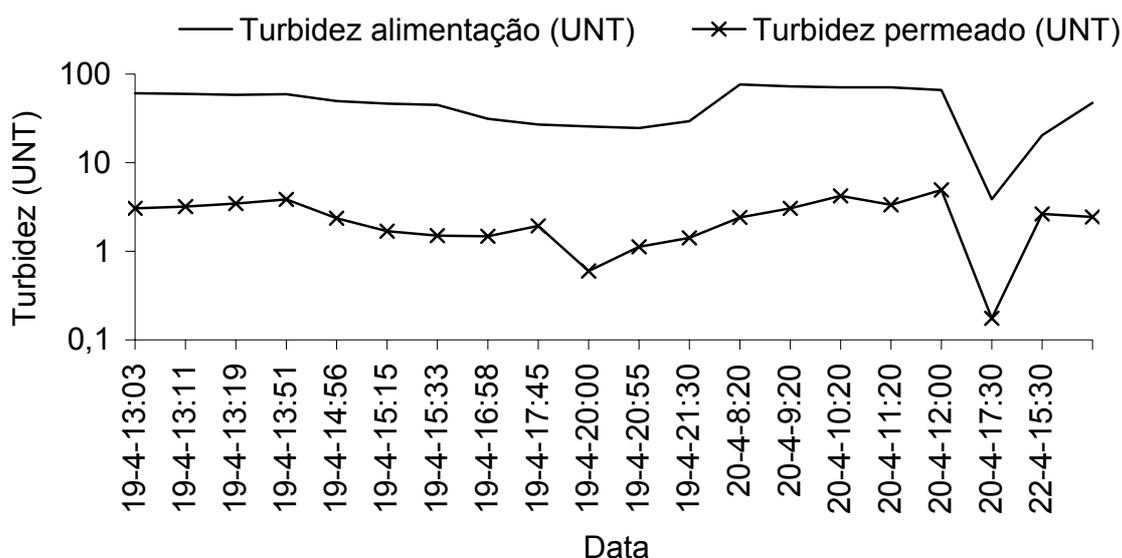


Figura 77 Turbidez da alimentação e permeado UF –Membrana 2 - Fase 1

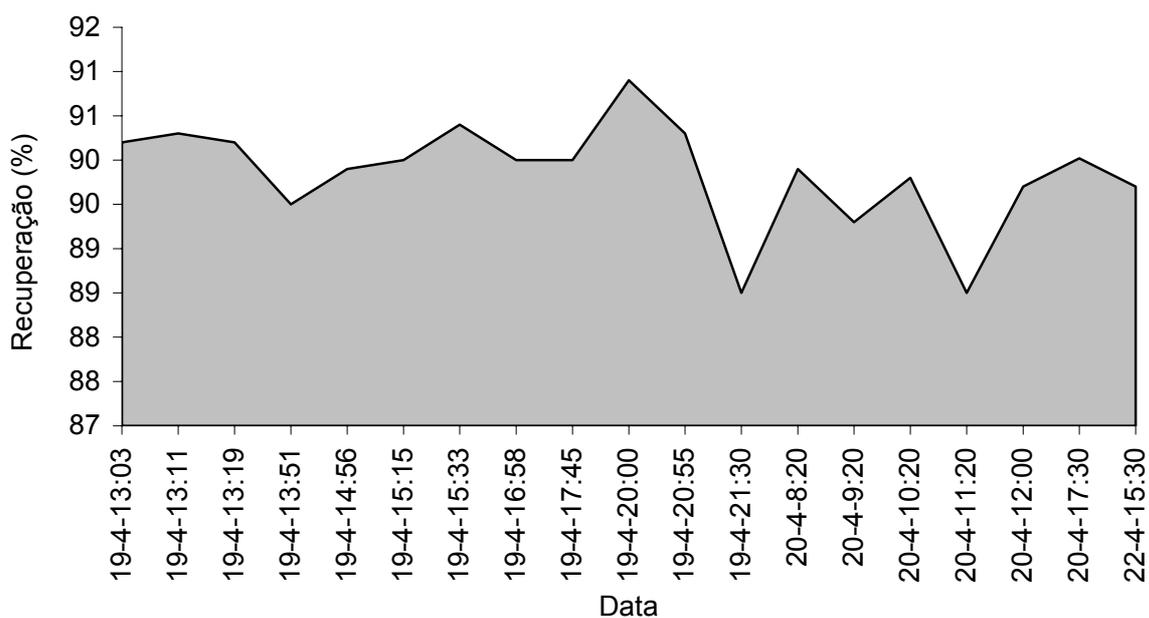


Figura 78 Recuperação balanço (Entrada – Saída) - Membrana 2 – Fase 1

Na Figura 79 são apresentados o desempenho do sistema em termos de permeabilidade e a pressão TMP. A permeabilidade média para o período foi 82 (l/m².h.bar). A Figura 80 apresenta a correlação entre a permeabilidade e o tempo após a retrolavagem. Para tempo igual a zero a permeabilidade foi 115,31 (l/m².h.bar).

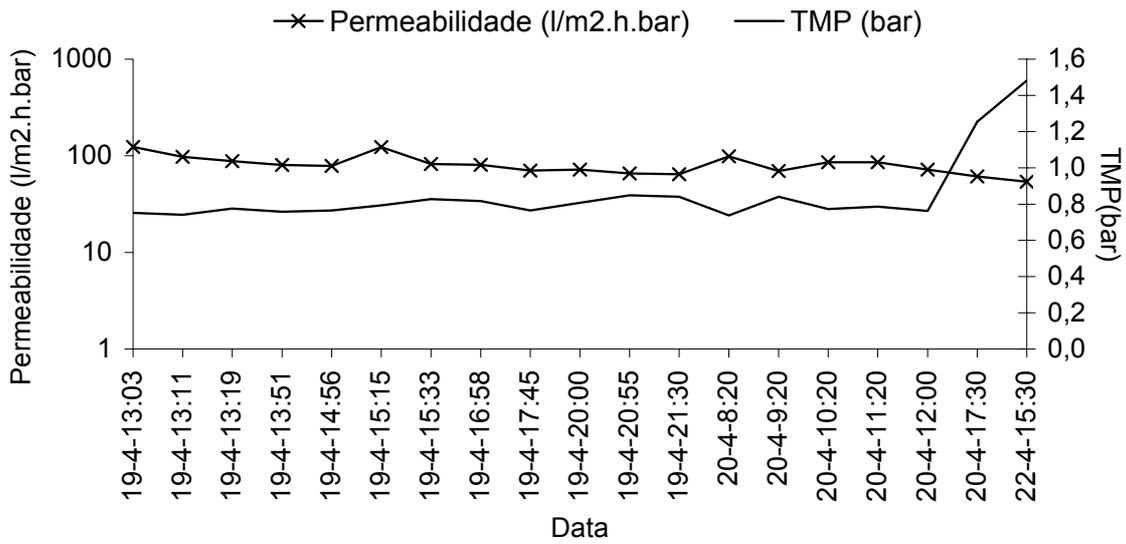


Figura 79 Permeabilidade e TMP - Membrana 2 – Fase 1

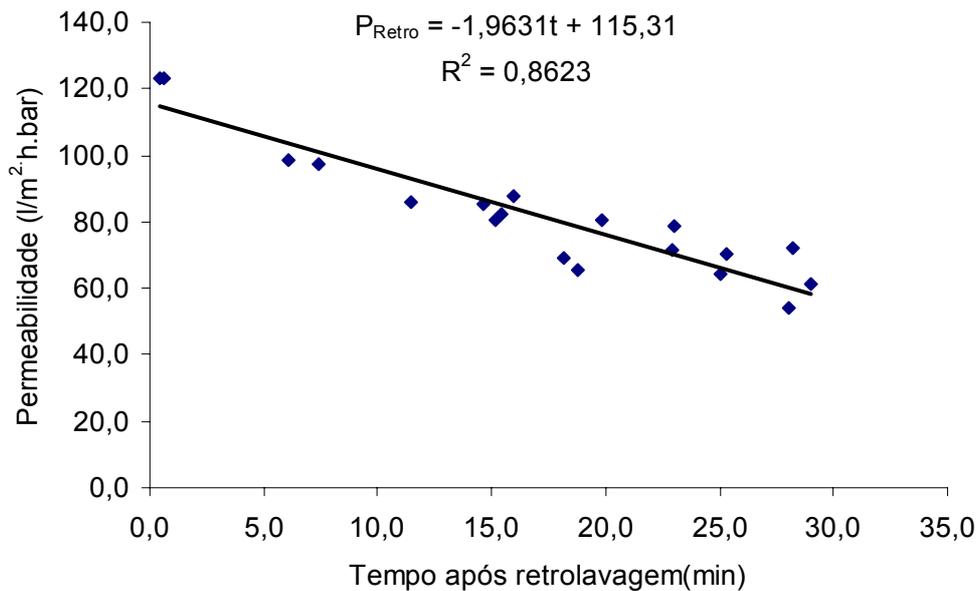


Figura 80 Correlação entre a permeabilidade e tempo após retrolavagem - Membrana 2 – Fase 1

Usando a correlação entre permeabilidade e o tempo após retrolavagem (Figura 80) determinou-se qual a recuperação da permeabilidade após realizar a retrolavagem num intervalo de 30 minutos (Figura 81).

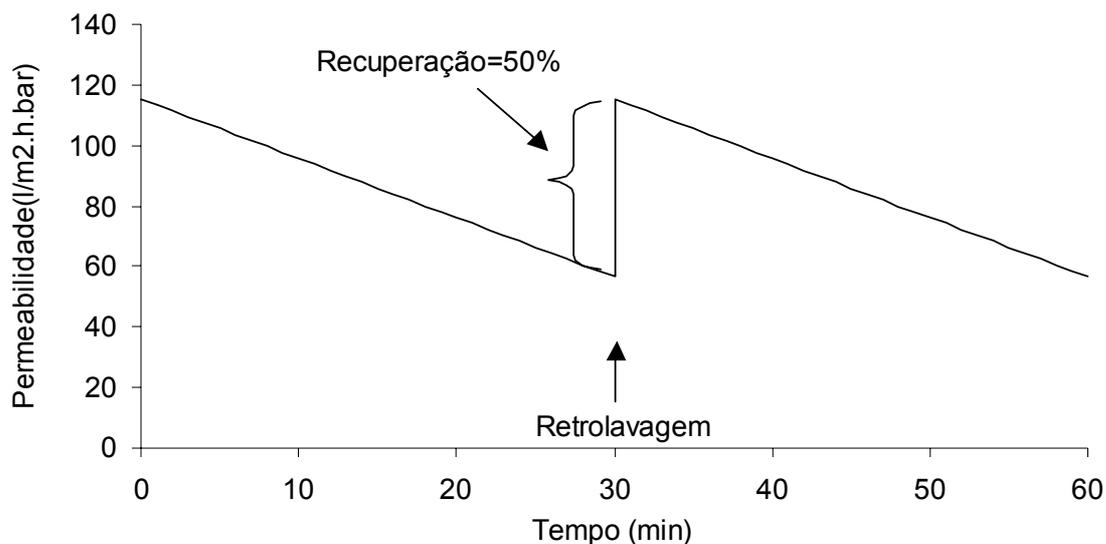


Figura 81 Recuperação da permeabilidade após retrolavagem

Com as informações da Figura 80 e o modelo matemático proposto para otimizar sistema de UF foi possível construir o gráfico apresentado na Figura 82. A Figura 82 apresenta o volume líquido produzido em diversos intervalos de retrolavagem. Para este tipo de membrana utilizou-se no teste um intervalo entre retrolavagens de 30 minutos com um consumo de água em cada retrolavagem de 40L. Através da modelagem proposta foi possível determinar o tempo em que o sistema produziu o máximo volume líquido de água com a mesma área de membrana. Neste caso o tempo foi 17 minutos e o volume líquido produzido em um ciclo de uma hora foi 697 L. Já o volume líquido produzido em intervalos de retrolavagens de 30 minutos como utilizado no teste piloto foi 649 L. Portanto se o sistema de UF fosse operado com intervalos de retrolavagem de 17 minutos o volume líquido produzido pela membrana aumentaria em 7% com a mesma área de membrana.

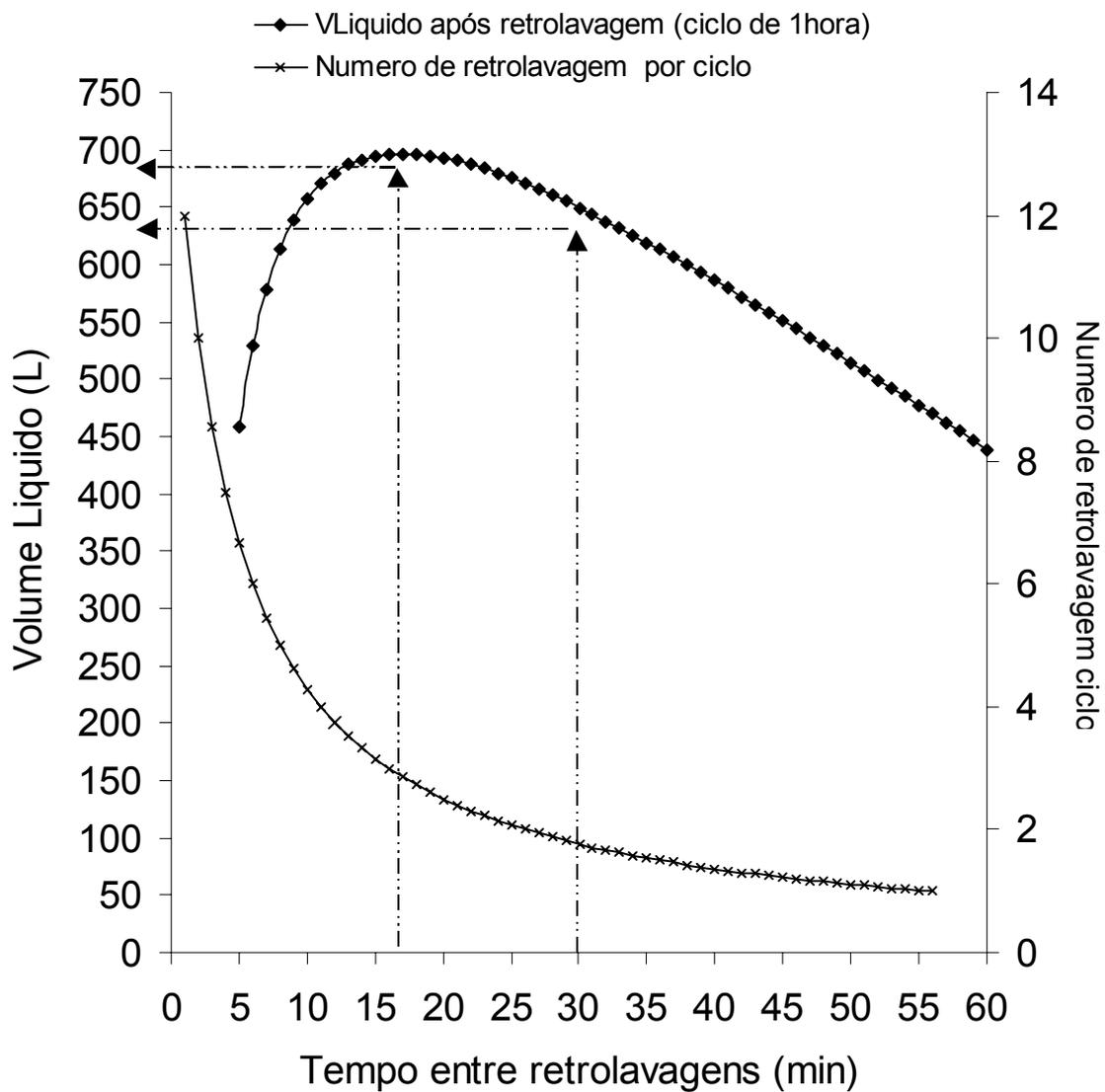


Figura 82 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem - Membrana 2 – Fase 1

5.2.3 Membrana 2 - HF-92-35-PMTOC Fase 2

Na fase 2 a pressão entre membranas (TMP) aumentou possivelmente pelo entupimento da membrana com uma carga de óleos e graxas (O&G>10ppm) devido uma instabilidade no sistema de remoção de O&G assim, a permeabilidade decresceu de uma média de 82 (l/m².h.bar) para 37 (l/m².h.bar), o que representa uma queda de 55% na capacidade do sistema.

A Figura 83 apresenta os resultados para turbidez na alimentação da UF e o permeado da UF. Para este período a turbidez média na alimentação foi 7,4 UNT e no permeado 0,5 UNT o que representa uma redução média de 94% na turbidez. A Figura 84 apresenta a recuperação de água. Para o período apresentado a recuperação média foi de 86%.

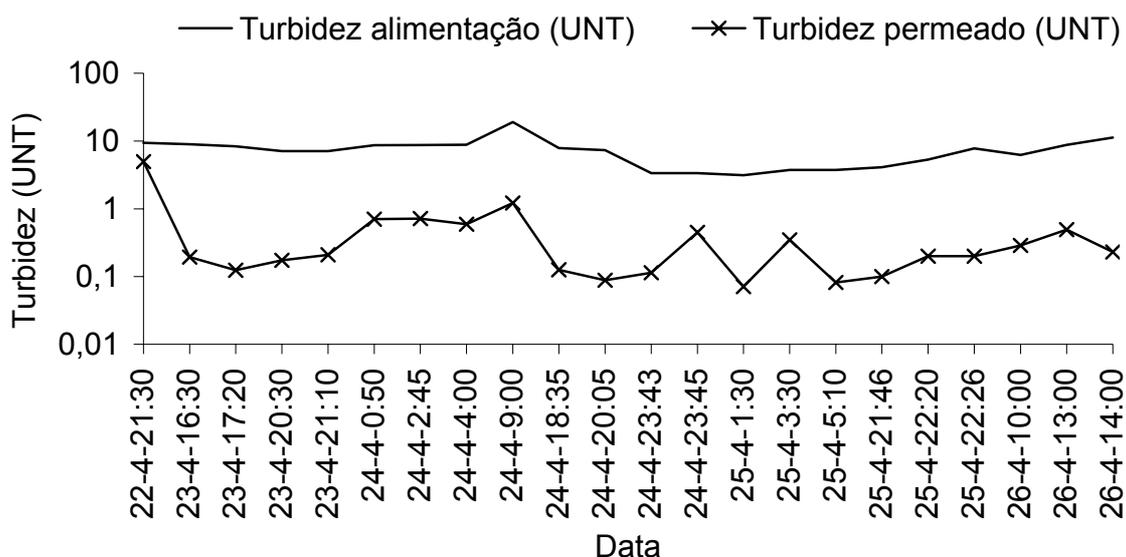


Figura 83 Turbidez da alimentação e permeado UF – Membrana 2 – Fase 2

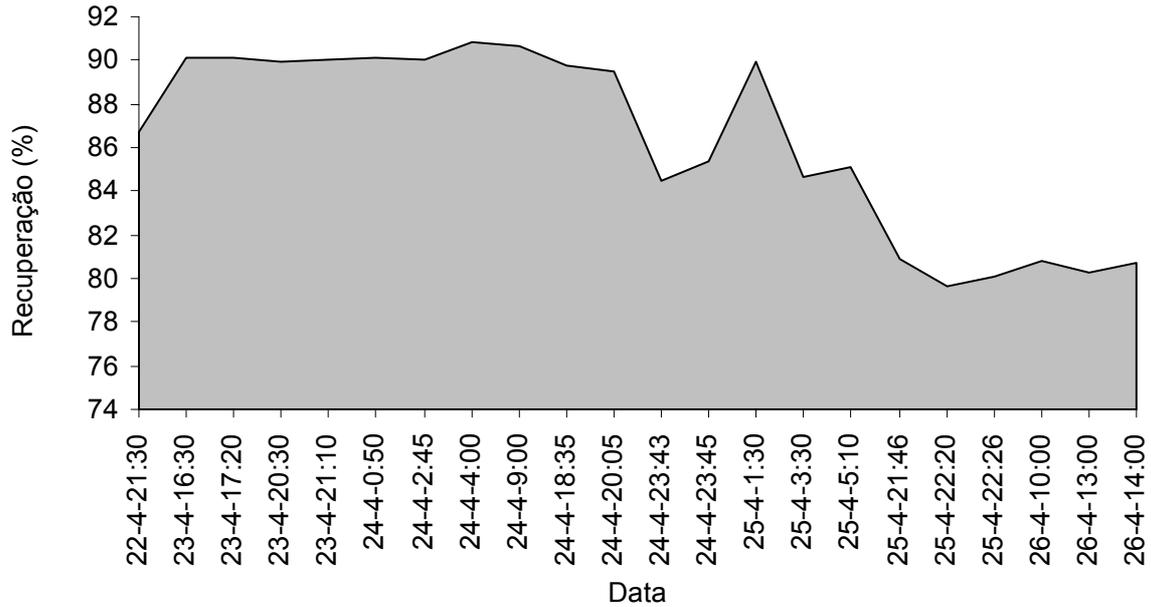


Figura 84 Recuperação balanço (Entrada – Saída) - Membrana 2 – Fase 2

Na Figura 85 são apresentados o desempenho do sistema em termos de permeabilidade e a pressão TMP. A permeabilidade média para o período foi 37,4 (l/m².h.bar). A Figura 86 apresenta a correlação entre a permeabilidade e o tempo após a retrolavagem. Para tempo igual a zero a permeabilidade foi 72,13 (l/m².h.bar).

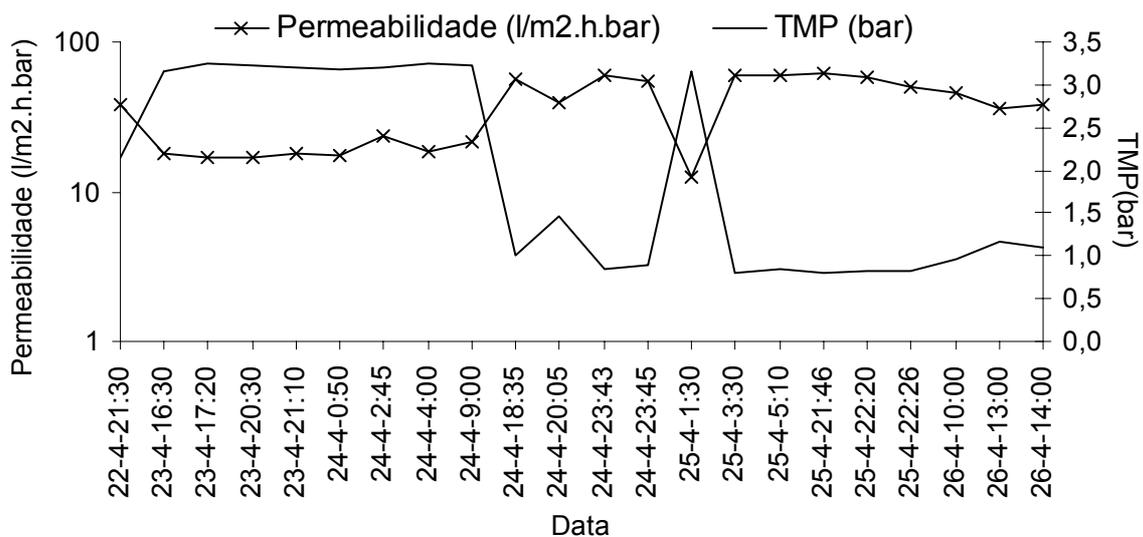


Figura 85 Permeabilidade e TMP - Membrana 2 – Fase 2

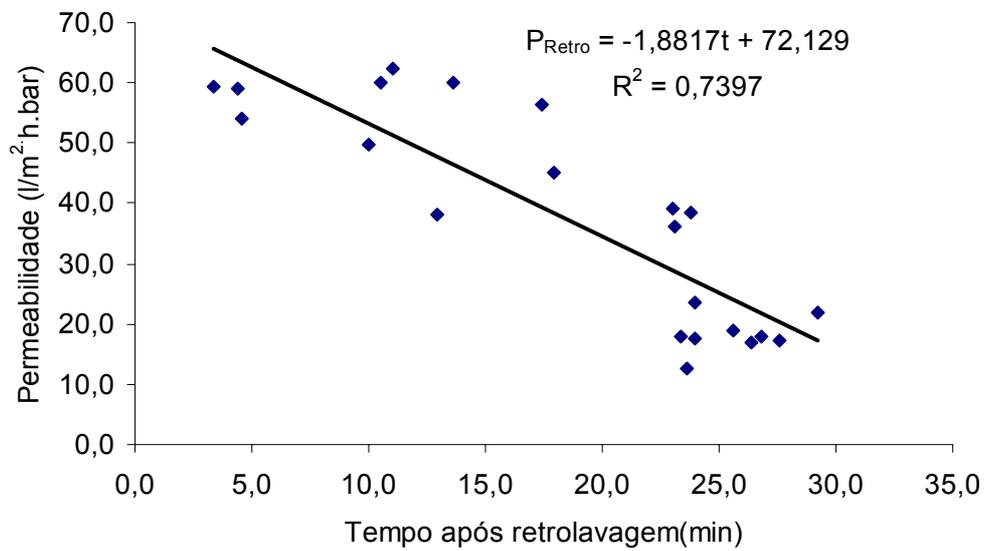


Figura 86 Correlação entre a permeabilidade e tempo após retrolavagem - Membrana 2 – Fase 2

Usando a correlação entre permeabilidade e o tempo após retrolavagem (Figura 86) determinou-se qual a recuperação da permeabilidade após realizar a retrolavagem num intervalo de 30 minutos (Figura 87).

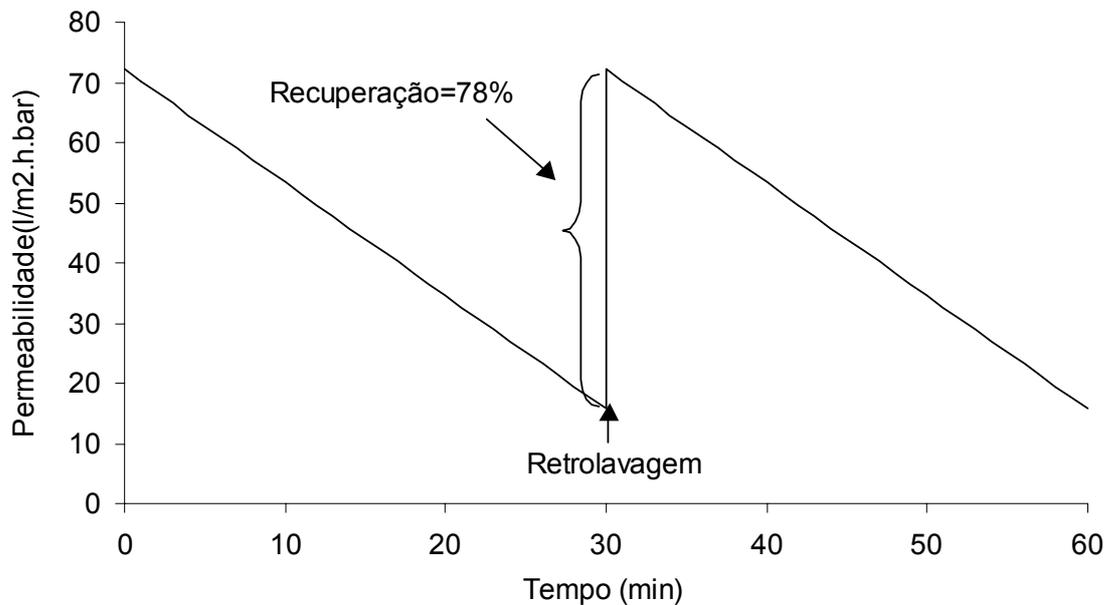


Figura 87 Recuperação da permeabilidade após retrolavagem

Com as informações da Figura 86 e o modelo matemático proposto para otimizar sistema de UF foi possível construir o gráfico apresentado na Figura 88. A Figura 88 apresenta o volume líquido produzido em diversos intervalos de retrolavagem. Para este tipo de membrana utilizou-se no teste um intervalo entre retrolavagens de 30 minutos com um consumo de água em cada retrolavagem de 40L. Através da modelagem proposta foi possível determinar o tempo em que o sistema produziu o máximo volume líquido de água com a mesma área de membrana. Neste caso o tempo foi 17 minutos e o volume líquido produzido em um ciclo de uma hora foi 336 L. Já o volume líquido produzido em intervalos de retrolavagens de 30 minutos como utilizado no teste piloto foi 293 L. Portanto se o sistema de UF fosse operado com intervalos de retrolavagem de 17 minutos o volume líquido produzido pela membrana aumentaria em 14% com a mesma área de membrana.

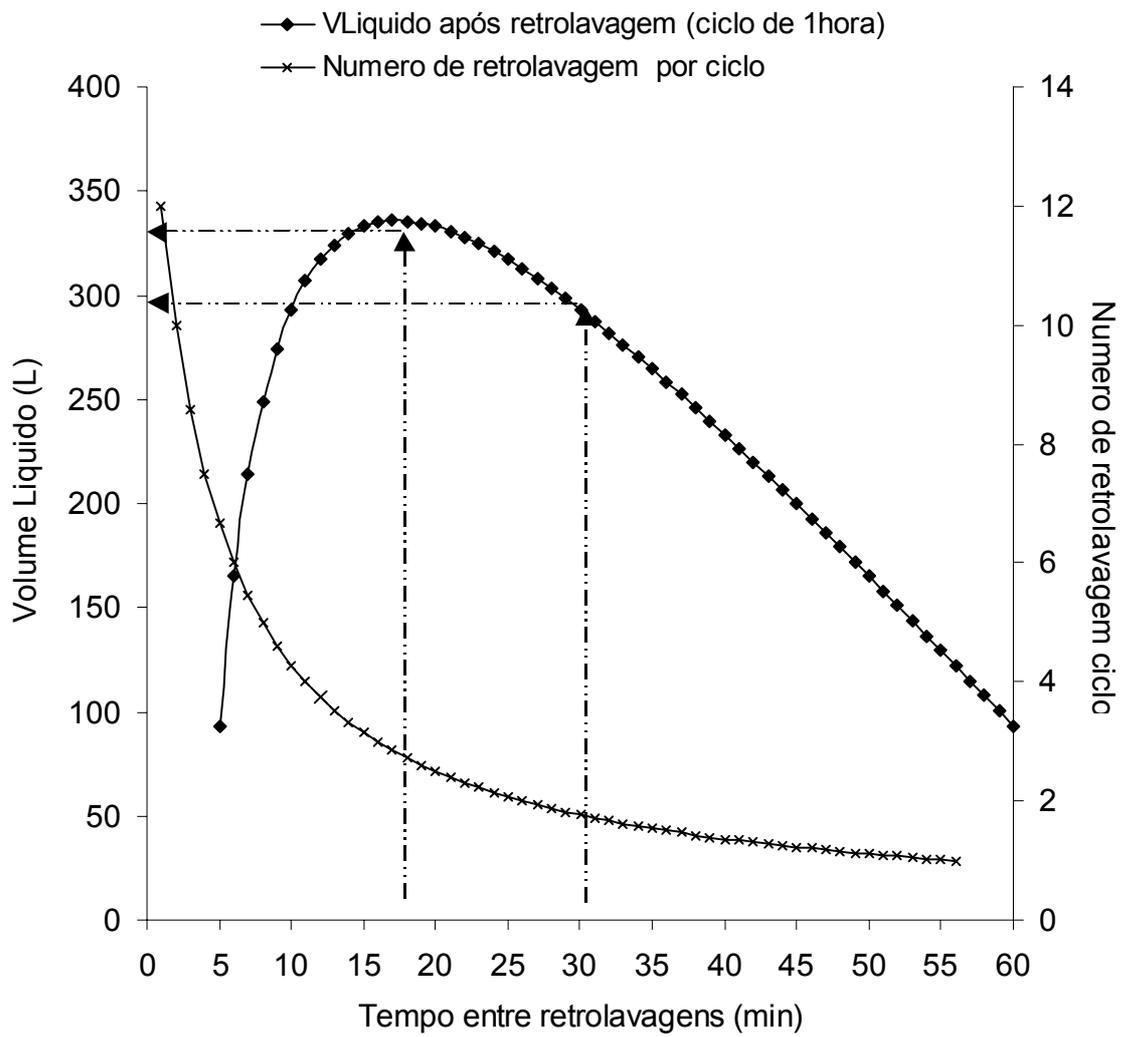


Figura 88 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem - Membrana 2 Fase 2

5.2.4 Conclusões Caso 2

Com base nas hipóteses formuladas, nos objetivos propostos e nos resultados obtidos no estudo de caso 2 pode-se obter as seguintes conclusões:

- Em termos de turbidez as membranas tiveram desempenho próximos na fase 1. Para membrana 1 a turbidez média do permeado foi 2,9 UNT e para membrana 2 2,4 UNT. Entretanto o valor correto para turbidez do permeado deve ser algo em torno de 0,5 UNT uma vez que os altos valores para turbidez foram causados por sujidade no turbidímetro. Na fase 2 o desempenho da membrana 2 apresentou valores próximos da expectativa para UF com média de 0,5 UNT para o permeado;
- A membrana 1 apresentou uma performance melhor do que a membrana 2 em termos de permeabilidade. A permeabilidade média para membrana 1 foi 127 ($l/m^2.h.bar$) e para membrana 2 foi 82 ($l/m^2.h.bar$) para fase 1 e 37 ($l/m^2.h.bar$) para fase 2. Possivelmente a permeabilidade para membrana 2 foi menor por tratar-se de uma membrana com peso molecular de corte 50k Daltons versus 100k Daltons para membrana 1;
- A retrolavagem recuperou 55% da permeabilidade após 30 minutos de operação na membrana 1 e 50% para membrana 2 na fase 1 e 78% na fase 2;
- A hipótese de correlacionar a permeabilidade com tempo após a retrolavagem foi observada. Com a correlação entre permeabilidade e tempo após a retrolavagem e o modelo matemático proposto foi possível determinar a melhor estratégia para retrolavagem:
 - Para membrana 1 a frequência ótima para realizar retrolavagem foi 18 minutos. Isto representa um acréscimo de 6% no volume total líquido produzido pela UF quando comparado com a frequência de 30 minutos;
 - Para membrana 2 na fase 1 o tempo ótimo para realizar a retrolavagem foi 17 minutos. A adoção deste intervalo entre retrolavagens aumentou o volume líquido produzido pela UF em

7% quando comparado com o volume produzido com intervalos entre retrolavagem de 30 minutos;

- Para membrana 2 na fase 2 o tempo ótimo para realizar a retrolavagem também foi 17 minutos. O uso desta frequência aumentou o volume líquido produzido em 14% quando comparado com a frequência de retrolavagem de 30 minutos.

5.3 Caso 3 – Refinaria

Neste teste piloto a membrana de UF utilizada foi HF-82-35-PM100 em fibra oca fornecida pela Koch Membrane. O teste piloto foi realizado na fase 1 com água oriunda de uma represa com turbidez de alimentação praticamente estável. Na fase 2 a água de alimentação para UF foi proveniente de um rio, o qual apresentou alta oscilação na turbidez durante o período de teste. Além do objetivos já mencionados neste teste procurou-se testar duas possíveis fontes de água para refinaria e qual deveria ser o impacto em selecionar uma das duas fontes no desempenho de uma possível adoção de UF como tratamento avançado.

5.3.1 Fase 1

A Figura 89 apresenta os resultados para turbidez na alimentação da UF e o permeado da UF. Para este período a turbidez média na alimentação foi 5,4 UNT e no permeado 0,3 UNT o que representa uma redução média de 95% na turbidez. A Figura 90 apresenta a recuperação de água. Para o período apresentado a recuperação média foi de 95%.

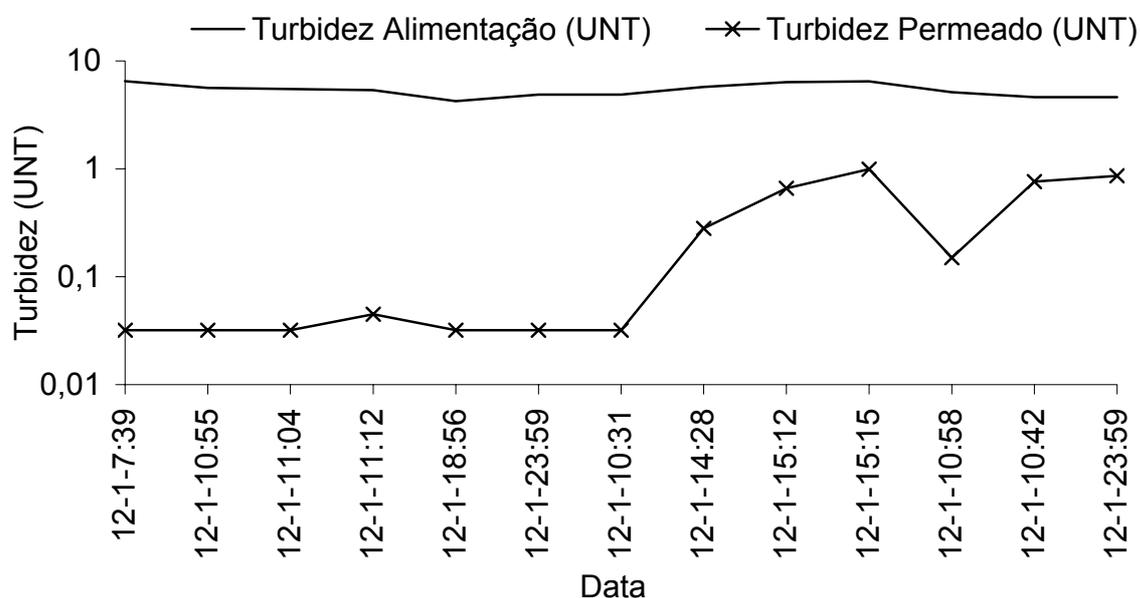


Figura 89 Turbidez da alimentação e permeado UF – Caso 3 –Fase 1

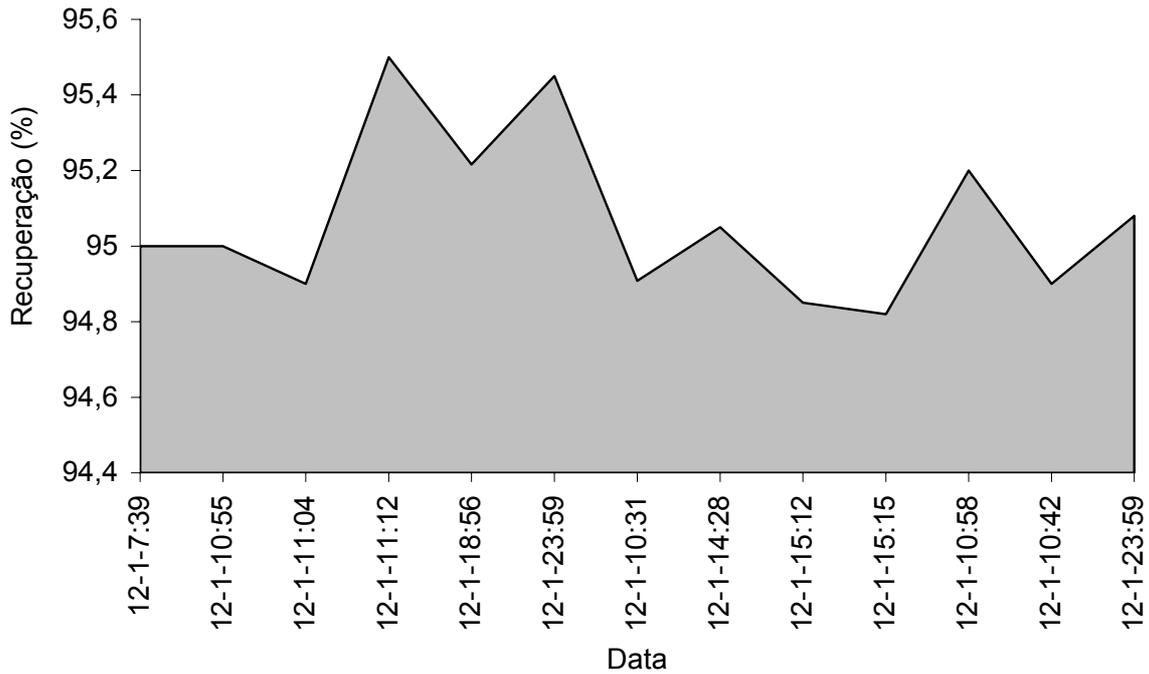


Figura 90 Recuperação balanço (Entrada – Saída) - Caso 3 – Fase 1

Na Figura 91 são apresentados o desempenho do sistema em termos de permeabilidade e a pressão TMP. A permeabilidade média para o período foi 110,1 ($l/m^2.h.bar$). A Figura 92 apresenta a correlação entre a permeabilidade e o tempo após a retrolavagem. Para tempo igual a zero a permeabilidade foi 140,5 ($l/m^2.h.bar$).

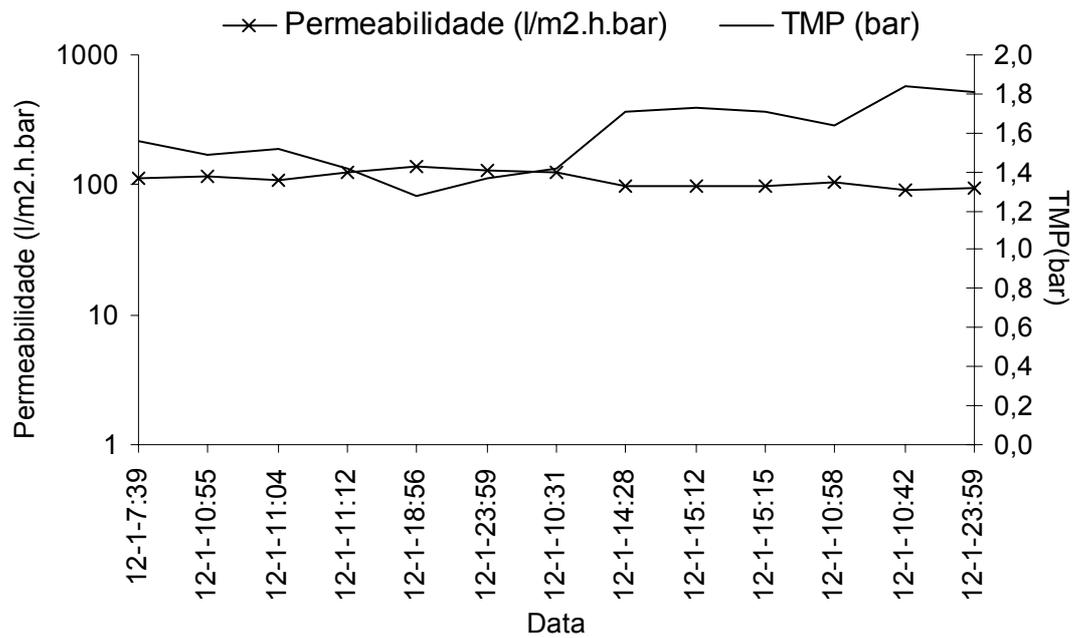


Figura 91 Permeabilidade e TMP - Caso 3 – Fase 1

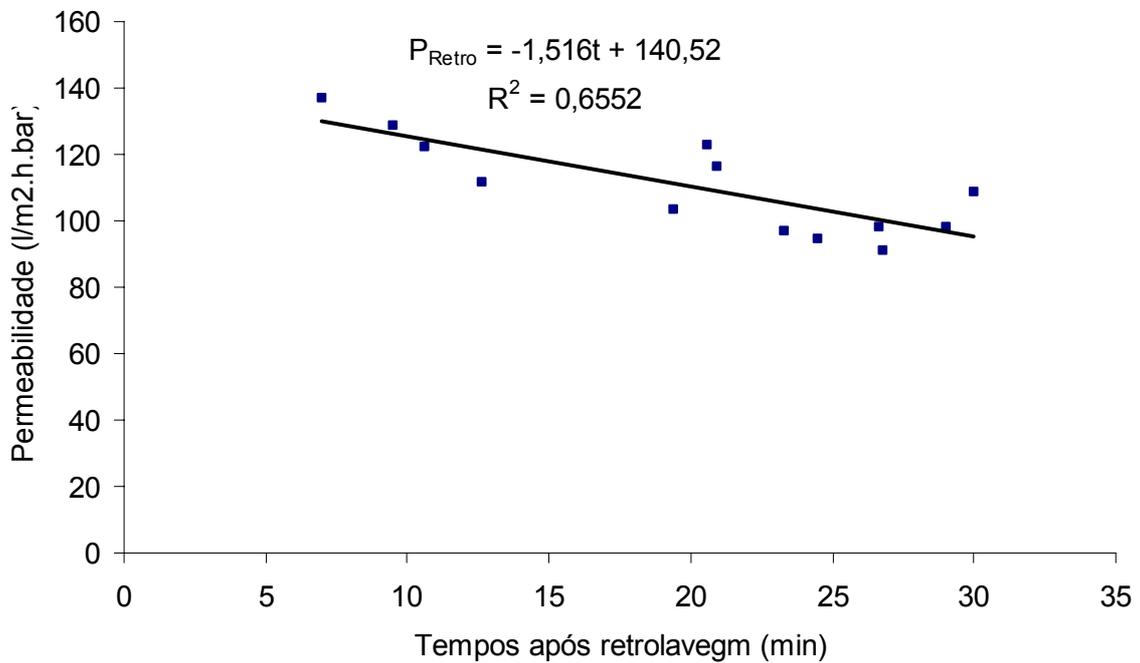


Figura 92 Correlação entre a permeabilidade e tempo após retrolavagem - Caso 3 – Fase 1

Usando a correlação entre permeabilidade e o tempo após retrolavagem (Figura 92) determinou-se qual a recuperação da permeabilidade após realizar a retrolavagem num intervalo de 30 minutos (Figura 93).

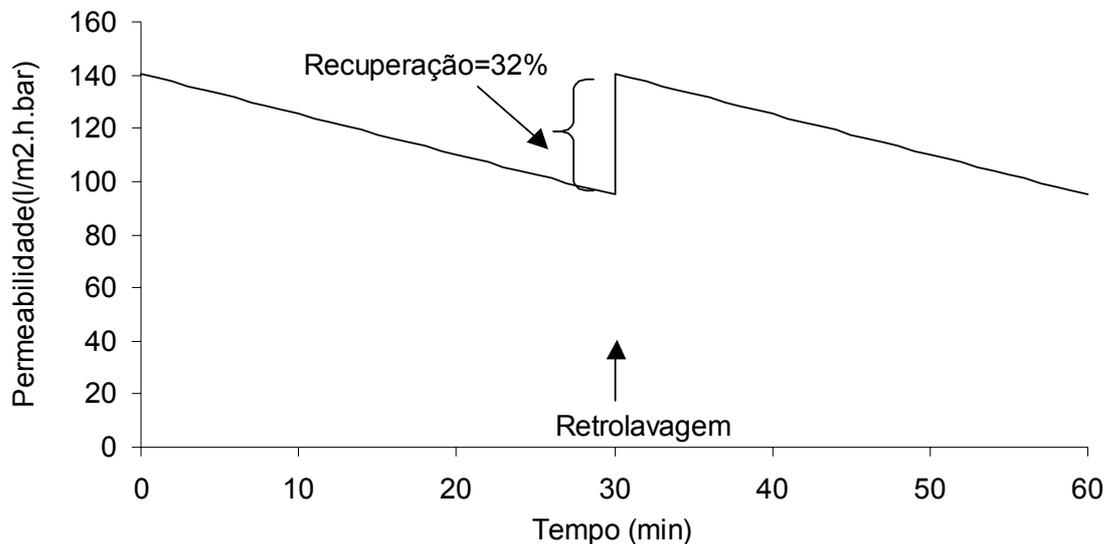


Figura 93 Recuperação da permeabilidade após retrolavagem

Com as informações da Figura 92 e o modelo matemático proposto para otimizar sistema de UF foi possível construir o gráfico apresentado na Figura 94. A Figura 94 apresenta o volume líquido produzido em diversos intervalos de retrolavagem. Para este tipo de membrana utilizou-se no teste um intervalo entre retrolavagens de 30 minutos com um consumo de água em cada retrolavagem de 40L. Através da modelagem proposta foi possível determinar o tempo em que o sistema produziu o máximo volume líquido de água com a mesma área de membrana. Neste caso o tempo foi 20 minutos e o volume líquido produzido em um ciclo de uma hora foi 834 L. Já o volume líquido produzido em intervalos de retrolavagens de 30 minutos como utilizado no teste piloto foi 817 L. Portanto se o sistema de UF fosse operado com intervalos de retrolavagem de 20 minutos o volume líquido produzido pela membrana aumentaria em 2% com a mesma área de membrana.

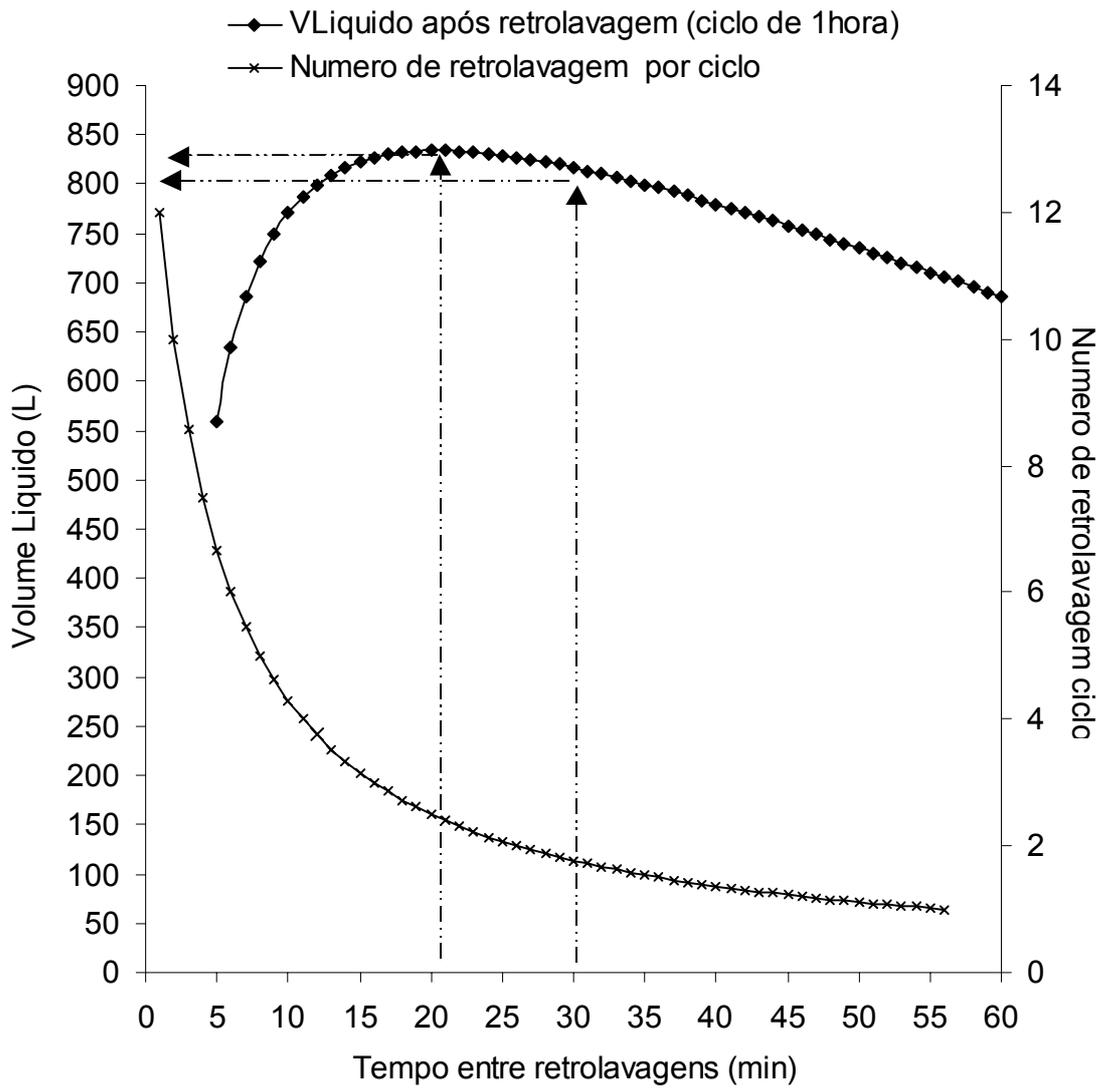


Figura 94 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem - Caso 3 – Fase 1

5.3.2 Fase 2

A Figura 95 apresenta os resultados para turbidez na alimentação da UF e o permeado da UF. Para este período a turbidez média na alimentação foi 36 UNT e no permeado 0,2 UNT o que representa uma redução média de 95% na turbidez. A Figura 96 apresenta a recuperação de água. Para o período apresentado a recuperação média foi de 91%.

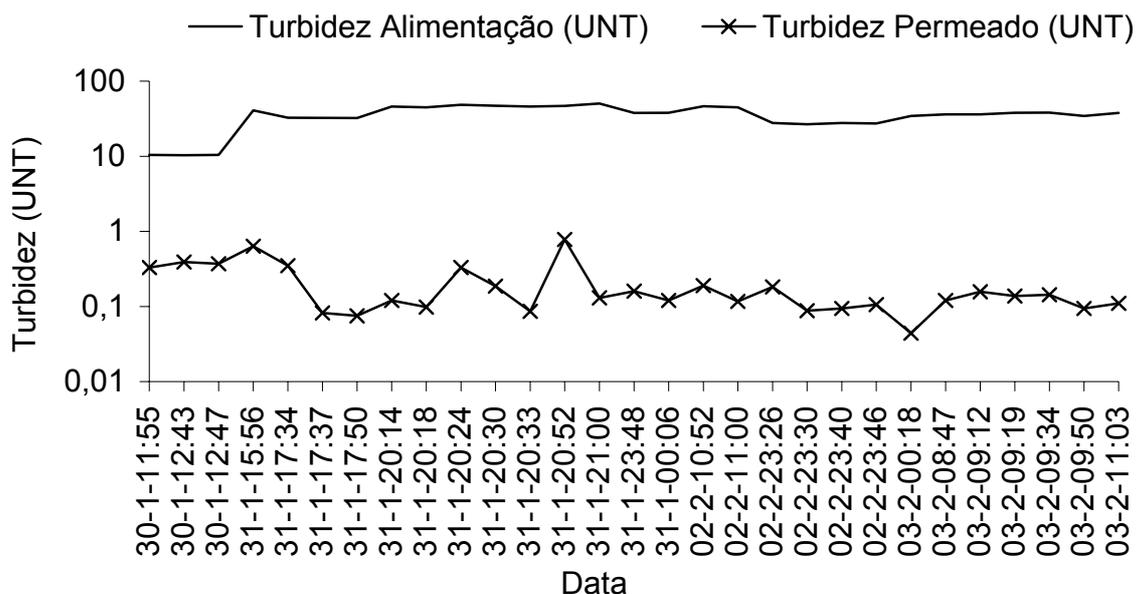


Figura 95 Turbidez da alimentação e permeado UF – Caso 3 Fase 2

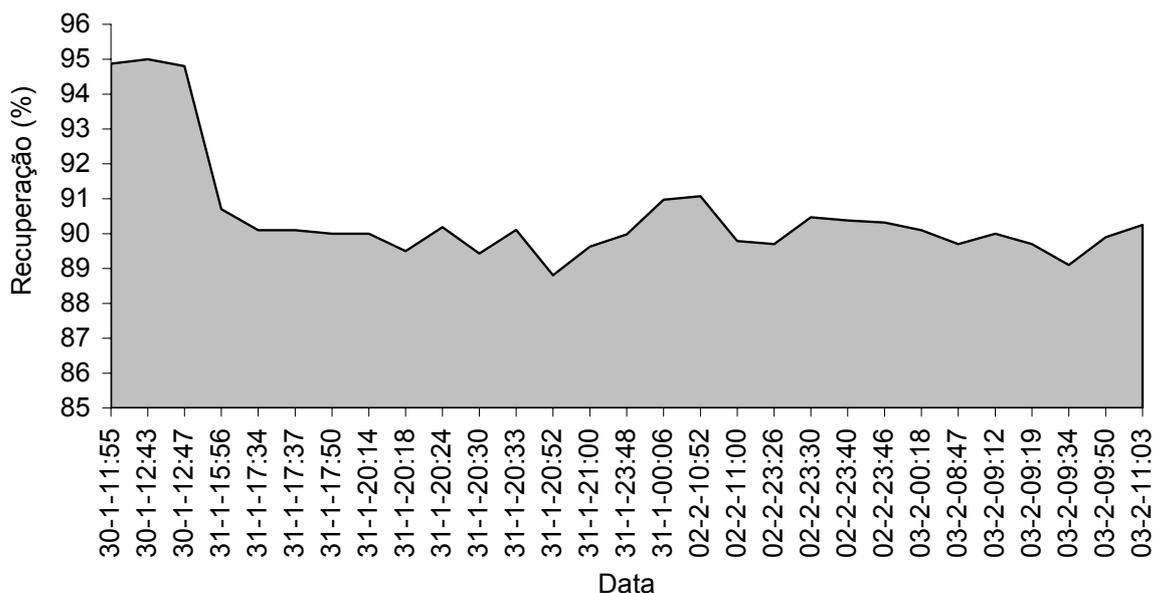


Figura 96 Recuperação balanço (Entrada – Saída) - Caso 3 Fase 2

Na Figura 97 são apresentados o desempenho do sistema em termos de permeabilidade e a pressão TMP. A permeabilidade média para o período foi 141,3 (l/m².h.bar). A Figura 98 apresenta a correlação entre a permeabilidade e o tempo após a retrolavagem. Para tempo igual a zero a permeabilidade foi 255,5 (l/m².h.bar).

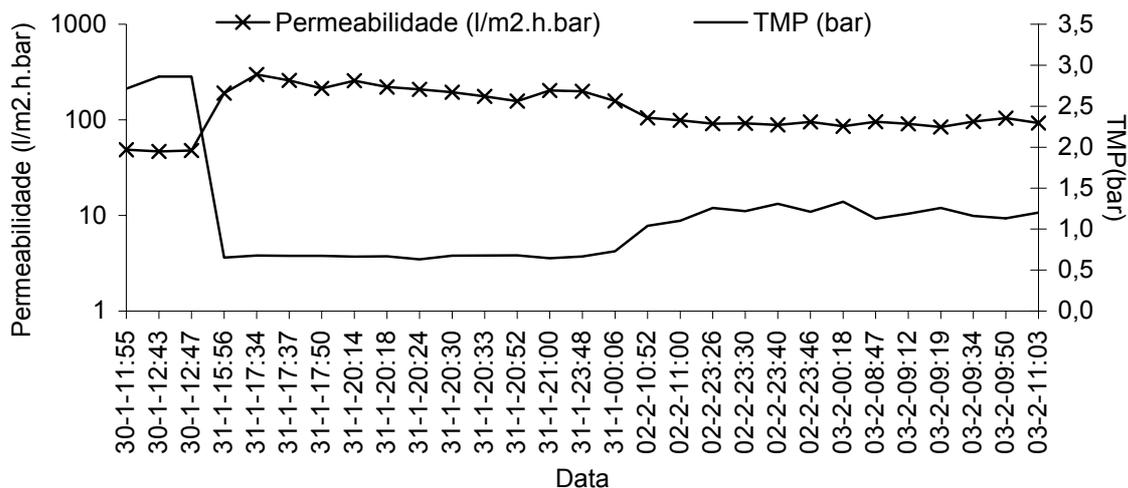


Figura 97 Permeabilidade e TMP - Caso 3 Fase 2

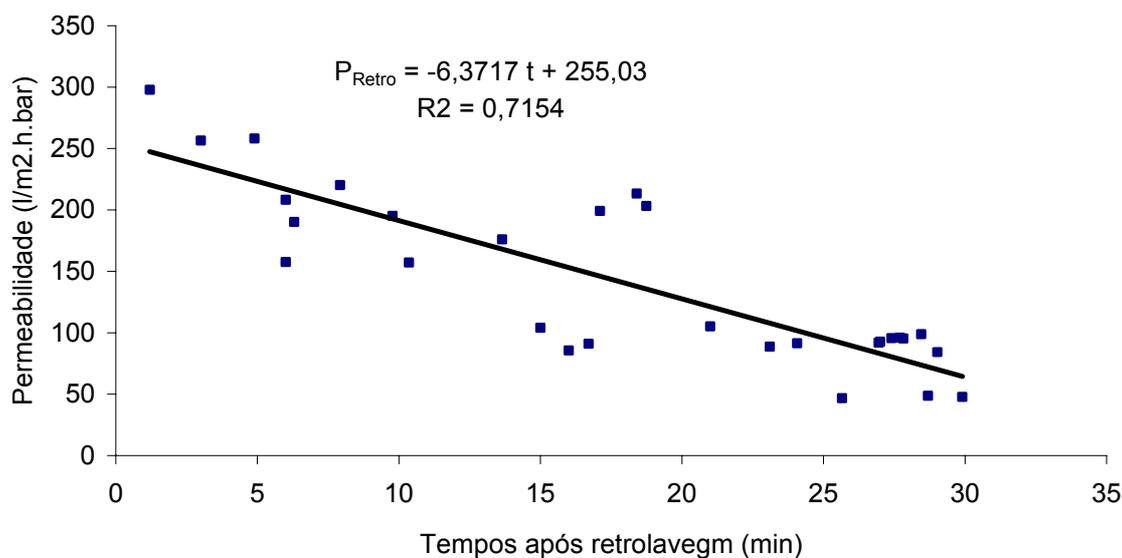


Figura 98 Correlação entre a permeabilidade e tempo após retrolavagem - Caso 3 Fase 2

Usando a correlação entre permeabilidade e o tempo após retrolavagem (Figura 98) determinou-se qual a recuperação da permeabilidade após realizar a retrolavagem num intervalo de 30 minutos (Figura 99).

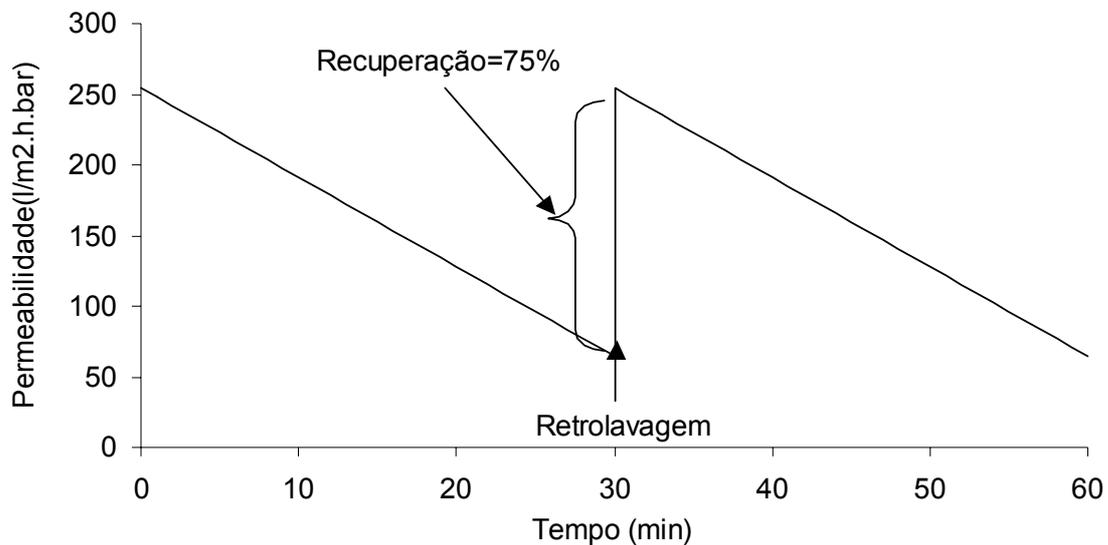


Figura 99 Recuperação da permeabilidade após retrolavagem

Com as informações da Figura 98 e o modelo matemático proposto para otimizar sistema de UF foi possível construir o gráfico apresentado na Figura 100. A Figura 100 apresenta o volume líquido produzido em diversos intervalos de retrolavagem. Para este tipo de membrana utilizou-se no teste um intervalo entre retrolavagens de 30 minutos com um consumo de água em cada retrolavagem de 40L. Através da modelagem proposta foi possível determinar o tempo em que o sistema produziu o máximo volume líquido de água com a mesma área de membrana. Neste caso o tempo foi 10 minutos e o volume líquido produzido em um ciclo de uma hora foi 1455 L. Já o volume líquido produzido em intervalos de retrolavagens de 30 minutos como utilizado no teste piloto foi 1128 L. Portanto se o sistema de UF fosse operado com intervalos de retrolavagem de 10 minutos o volume líquido produzido pela membrana aumentaria em 29% com a mesma área de membrana.

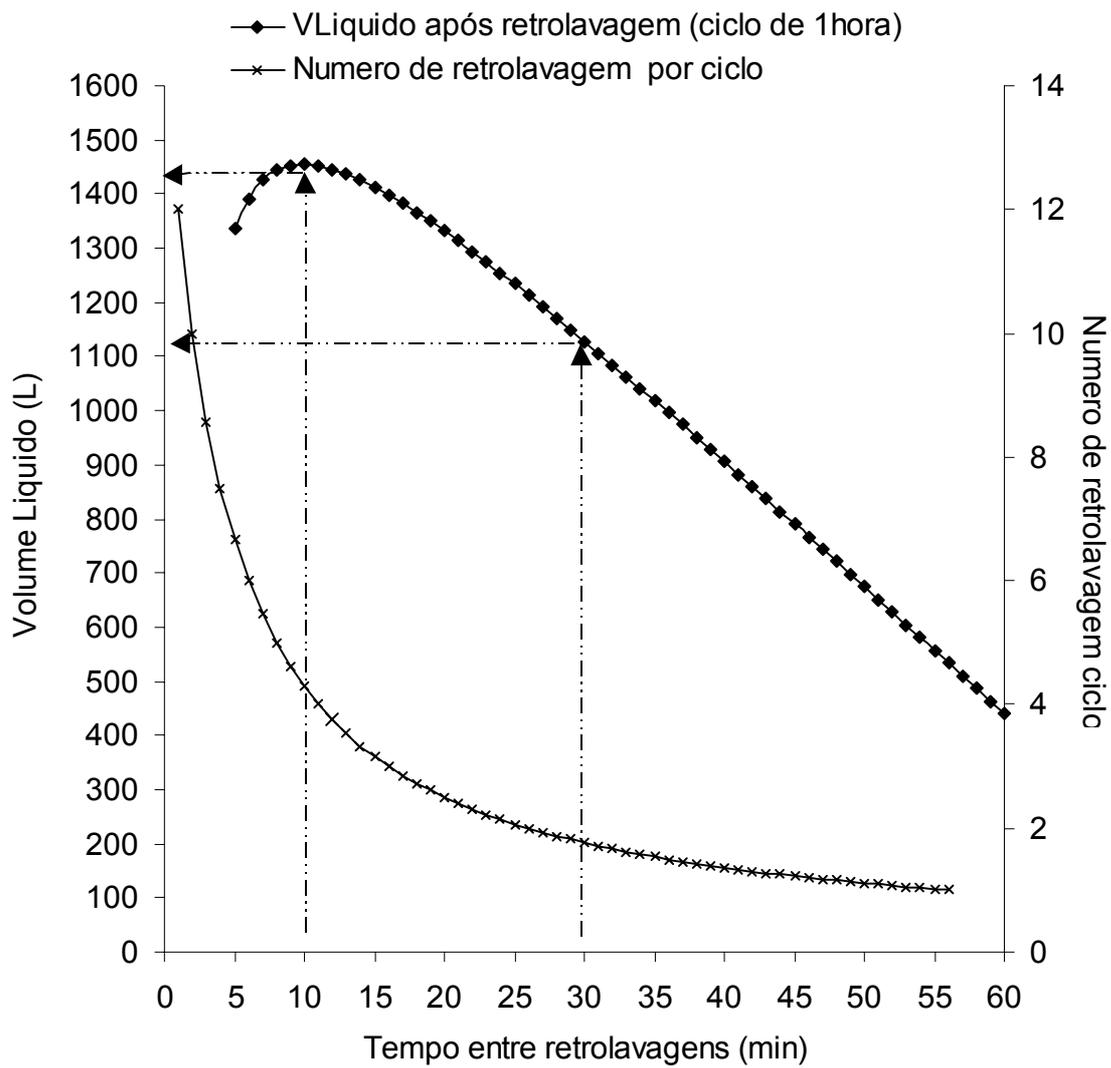


Figura 100 Volume líquido produzido pela UF em diversos intervalos de retrolavagem - Caso 3 Fase 2

5.3.3 Conclusões Caso 3

Com base nas hipóteses formuladas, nos objetivos propostos e nos resultados obtidos no estudo de caso 3 pode-se obter as seguintes conclusões:

- Embora a turbidez na fase 2 foi maior na alimentação (média = 36 UNT) do que na fase 1 (média = 5,4 UNT) a turbidez do permeado na fase 2 foi menor (média = 0,2 UNT) do que a turbidez do permeado da fase 1 (média = 0,3 UNT);
- A permeabilidade para fase 2 (média = 141,3 l/m².h.bar) foi maior do que para fase 1 (média = 110,1 l/m².h.bar) embora a turbidez para fase 2 fosse maior do que na fase 1;
- A retrolavagem recupera 32% da permeabilidade após 30 minutos de operação na fase 1 e 75% na fase 2;
- A hipótese de correlacionar a permeabilidade com tempo após a retrolavagem foi observada. Com a correlação entre a permeabilidade e o tempo após a retrolavagem foi possível determinar a melhor estratégia para retrolavagem.
 - Para fase 1 encontrou-se que a frequência ótima para realizar retrolavagem foi 20 minutos. Isto representa um acréscimo de 2% no volume total líquido produzido pela UF quando comparado com a frequência de 30 minutos.
 - Para fase 2 o tempo ótimo para realizar a retrolavagem foi 10 minutos. A adoção deste intervalo entre retrolavagens aumentará o volume líquido produzido pela UF em 29% quando comparado com o volume líquido produzido com intervalos entre retrolavagem de 30 minutos.

5.3.4 Roteiro para otimizar a produção de água por UF

Os passos necessários para maximizar o volume líquido produzido por UF operando no modo de dentro para fora, em filtração tangencial, baseado nos intervalos entre retrolavagem e inversão do fluxo são os seguintes:

1. Estabelecer a relação entre a permeabilidade e o tempo após a retrolavagem e após a inversão do fluxo. A dosagem de químicos durante a retrolavagem pode ser um parâmetro importante de projeto, assim deve-se considerar algumas simulações de dosagem durante o teste piloto;
2. Integrar a permeabilidade como função do tempo usando a equação 16 em ordem de calcular o volume líquido produzido pelo sistema;
3. Repetir a integração acima para diferentes intervalos de retrolavagem e inversão do fluxo (exemplo, usando um planilha eletrônica). A seguir escolher a combinação de retrolavagem e inversão de fluxo que maximizará o volume líquido produzido.
4. Então adotar intervalos que podem ser convenientes para a operação do sistema.

6 Conclusões

Com base nas hipóteses formuladas, nos objetivos propostos e nos resultados obtidos nos estudos de caso apresentados pode-se obter as seguintes conclusões:

- Verificou-se que sistema de UF operando com membranas em fibra oca alimentadas de dentro para fora em configuração com recirculação e filtração tangencial não entupiram nos três estudos de caso desde que as mesmas não recebam óleos e graxas acima de 10ppm;
- Verificou-se no estudo de caso 1 que a dosagem de químicos durante a retrolavagem assume função importante na recuperação da permeabilidade. Após alteração na dosagem de químicos observou-se um acréscimo de até 37% na permeabilidade quando comparado com a dosagem anterior;
- Nos três casos a permeabilidade está correlacionado com o tempo após a retrolavagem e/ou após a inversão do fluxo;
- Constatou-se que a estratégia de utilizar inversão do fluxo deve ser considerada na operação de sistema de UF. Além da economia com produtos químicos a inversão do fluxo pode aumentar o volume produzido pela UF em algumas situações;
- Desenvolveu-se um modelo matemático o qual pode ser utilizado para maximizar o volume produzido pela UF. Os resultados foram satisfatório para os três estudos de casos, possibilitando assim maximizar o volume produzido pela UF;
- Verificou-se que, mesmo com acentuada oscilação da turbidez na água de alimentação da UF, o sistema de UF produziu água permeada com turbidez estável. Assim, constatou-se que o sistema é estável mesmo com variações bruscas na água de alimentação;

7 Referências

Abdessemed, D., Nezzal, G., Ben Aïm, R. (1999). Treatment of wastewater by ultrafiltration. *Desalination*, 126, 1-5.

Adin, A., Soffer, Y. and Ben-Aim, R. (1998). Effluent pretreatment by iron coagulation applying various dose-pH combinations for optimum particle separation. *Water Science and Technology*, 38 (6), 27-34.

Agustin Suarez, J. and Veza, J.M. (2000). Dead-end microfiltration as advanced treatment for wastewater. *Desalination*, 127, 47-58.

Al-Malack, M.H. and Anderson, G.K. (1996). Coagulation-cross flow microfiltration of domestic wastewater. *Journal of Membrane Science*, 121 (0), 59-70.

Aptel, P. and Buckley, C.A. (1996). Categories of membrane operations (Ch. 2). In: *Water Treatment Membrane Processes*. Mallevalle, J., Odendaal, P.E. and Wiesner, M.R. (eds.), McGraw-Hill, New York.

Arviv, R., Mourato, D. and Coburn, J. (2002). ZeeWeed membranes for water reuse and desalination applications. *Membrane Technology*, 12, 6-12.

Asano, T. and Levine, A.D. (1996). Wastewater reclamation, recycling and reuse: past, present, and future. *Water Science and Technology*, 33 (10), 1-14.

Asano, T., Maeda, M. and Takaki, M. (1996). Wastewater reclamation and reuse in Japan: overview and implementation examples. *Water Science and Technology*, 34 (11), 219-226.

Anjou Recherche (2004) The Veolia Water's membrane expertise and "center of excellence" Comunicação pessoal.

Anselme, C. and Jacobs, E.P. (1996). Ultrafiltration (Ch. 10). In: Water Treatment Membrane Processes. Mallevalle, J., Odendaal, P.E. and Wiesner, M.R. (eds.), McGraw-Hill, New York.

Ben Aïm, R.M. and Semmens, M.J. (2002). Membrane bioreactors for wastewater treatment and reuse: a success story. *Water Science and Technology*, 47 (1), 1-5.

Bersillon, J.L. (1989). Fouling analysis and control. Proceedings symposium 'Future industrial prospects of membrane processes', Brussels, 6-7 July 1988.

Bersillon, J.L. and Thompson, M.A. (1996). Field evaluation and piloting (Ch. 14). In: Water Treatment Membrane Processes. Mallevalle, J., Odendaal, P.E. and Wiesner, M.R. (eds.), McGraw-Hill, New York.

Bick A. and Oron G. (2001). Assessing the linkage between feed water quality and reverse osmosis membrane performance. *Desalination*, 137 (1-3), 141-148

Botes, J.P., Jacobs, E.P. and Bradshaw, S.M. (1998). Long-term evaluation of a UF pilot plant for potable water production. *Desalination*, 115, 229-238.

Bourgeois, K.N., Darby, J.L. and Tchobanoglous, G. (2001). Ultrafiltration of wastewater: effects of particles, mode of operation, and backwash effectiveness. *Water Research*, 35 (1), 77-90.

Bowen, W.R. and Jenner, F. (1995). Theoretical descriptions of membrane filtration of colloids and fine particles: an assessment and review. *Advances in Colloid and Interface Science*, 56, 141-200.

Brenner, A., Shandalov, S., Messalem, R., Yakirevich, A., Oron, G. and Rebhun, M. (2000). Wastewater reclamation for agricultural reuse in Israel: trends and experimental results. *Water, Air and Soil Pollution*, 123 (1), 167-182.

Brown, D. E and Kavanagh, P. R., (1987). Crossflow separation of cells. *Process Biochem*, 22(4) 96-101.

Chai, X., Kobayashi, T. and Fujii, N. (1999). Ultrasound-associated cleaning of polymeric membranes for water treatment. *Separation and Purification Technology*, 15, 139-146.

Chen Paul J., Kim S.L., Ting Y.P. (2003). Optimization of membrane physical and chemical cleaning by a statistically designed approach. *Journal of Membrane Science* 219, 27-45.

Conlon, W.J. *Membrane Processes*. Chapter 11, *Water Quality and Treatment – A Handbook of Community Water Supplies*, Fourth Edition, American Water Works Association, 1990. 1194p.

Cornelissen, E.R. (1997). *Membrane fouling in wastewater filtration. Causes, consequences and prevention*. PhD-thesis, UTwente, Enschede (the Netherlands).

Decarolis, J., Hong, S. and Taylor, J. (2001). Fouling behavior of a pilot scale inside-out hollow fiber UF membrane during dead-end filtration of tertiary wastewater. *Journal of Membrane Science*, 191, 165-178.

Dittrich, J., Gnirss, R., Peter-Frohlich, A. and Sarfert, F. (1996). Microfiltration of municipal wastewater for disinfection and advanced phosphorus removal. *Water Science and Technology*, 34 (9), 125-131.

Dorau, W. (1998). Removal of pathogens from waste water effluents by microfiltration technology - necessity and chances of improving the elimination of pathogens and classical contaminants drastically. *European Water Management*, 1 (2), 42-52.

Doyen, W., Vandaele, R., Molenberghs, B., Cromphout, J., Bielen, P. and Baée, B. (2002). Description of different effects of in-line coagulation upon semi-dead end ultrafiltration. *Proceedings 'Membranes in Drinking and Industrial Water Production'*, September 22-26, 2002.

Drage, B., Holden, P., Marchant, J., Bailey, A. and Upton, J. (2001). Comparison of surface water pre-treatments for ultrafiltration. *Water Science and Technology: Water Supply*, 1 (5), 349-356.

Duin, O., Wessels, P., Roest, H. van der, Uijterlinde, C. and Schoonewille, H. (2000). Direct nanofiltration or ultrafiltration of WWTP-effluent. *Desalination*, 132 (1), 65-72.

Durham, B., Bourbigot, M.M. and Pankratz, T. (2001). Membranes as pretreatment to desalination in wastewater reuse: operating experience in the municipal and industrial sectors. *Desalination*, 138, 83-90.

Environment Protection Authority Department of Environment and Natural Resources (<http://www.environment.sa.gov.au/epa/pdfs/biosolids.pdf>).

Evenblij, H. and Graaf, J.H.J.M. van der (2003). Filterability of MBR sludges (in preparation)

Fane, A.G. and Fell, C.J.D. (1987). A review of fouling and fouling control in ultrafiltration. *Desalination*, 62, 117-136.

Galjaard, G., Buijs, P., Beerendonk, E., Schoonenberg, F. and Schippers, J.C. (2001). Precoating (EPCE®) UF membranes for direct treatment of surface water. *Desalination*, 139 (1), 305-316.

Gibson, H.E. and Apostolidis, N. (2001). Demonstration, the solution to successful community acceptance of water recycling. *Water Science and Technology*, 43 (10), 259—266.

Gnirss, R. (2000). Microfiltration of municipal wastewater in Berlin: experience of operation and cost evaluation. *Proceedings 'Conference on Membranes in Drinking and Industrial Water Production'*, October 2000, l'Aquila, Italy, 2, 287-295.

Guigui, C., Rouch, J.C., Durand-Bourlier, L. Bonnelye, V. and Aptel, P. (2002). Combination of coagulation and ultrafiltration for drinking water production: impact of process configuration and module design. *Desalination*, 147 (1), 95-100.

Haarhoff, J. and Merwe, B. van der (1996). Twenty-five years of wastewater reclamation in Windhoek, Namibie. *Water Science and Technology*, 33 (10), 25-35.

Hermia, J. (1982). Constant pressure blocking filtration laws - application to power-law non-Newtonian fluids. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, 60, 183-187.

Hydranautics Membrane Solutions Design Software, V85 – IMSDesign (2003).
<http://www.hydranautics.com/>

Hlavacek, M. and Bouchet, F. (1993). Constant flowrate blocking laws and an example of their application to dead-end microfiltration of protein solutions. *Journal of Membrane Science*, 82 (3), 285-295.

IDAHO - NATIONAL ENGINEERING LABORATORY. Waste Treatment Technologies, EGG-WMO-10244, Vol. 13, EG&G Idaho, Inc.: Idaho Falls, Idaho. 1992.

Inoué, G., Ogasawara, H., Yanagi, C. and Murayama, Y. (1981). Advanced treatment of secondary sewage effluent by membrane process. *Desalination*, 39, 423-434.

Jarusutthirak, C. and Amy, G. (2001). Membrane filtration of wastewater effluents for reuse: Effluent organic matter rejection and fouling. *Water Science and Technology*, 43 (10), 225-232.

Jarusutthirak, C., Amy, G. and Croué, J.-P. (2002). Fouling characteristics of wastewater effluent organic matter (EfOM) isolates on NF and UF membranes. *Desalination*, 145, 247-255.

Jarusutthirak, C., Amy, G., Drewes, J. and Fox, P. (2002a). Nanofiltration and ultrafiltration membrane filtration of wastewater effluent organic matter (EfOM): rejection and fouling (e21518a). Proceedings IWA 2002, Melbourne, 1-11.

Jefferson, B., Laîné, A.L., Judd, S. and Stephenson, T. (2000). Membrane bioreactors and their role in wastewater reuse. Water science and technology, 41 (1), 197-204.

Jolis, D., Hirano, R. and Pitt, P. (1999). Tertiary treatment using microfiltration and UV disinfection for water reclamation. Water Environment Research, 71 (2), 224-231.

Jönsson, A.-S. and Trägård, G. (1990). Fundamental principles of ultrafiltration. Chemical Engineering Processes, 27, 67-81.

Kim, S.L., Paul Chen, J. and Ting, Y.P. (2002). Study on feed pretreatment for membrane filtration of secondary effluent. Separation and Purification Technology, 29, 171-179.

Kirkpatrick, W.R. and Asano, T. (1986). Evaluation of tertiary treatment systems for wastewater reclamation and reuse. Water Science and Technology, 18 (10), 83-95.

Koprowski T. P. Development of the modified fouling index for the prediction of fouling of hyper-, nano-, and ultrafiltration membranes. M.Sc. thesis, IHE, Delft, 1995.

Koch, 2005 Informações obtidas no site : <http://www.kochmembrane.com>

Koros, W.J., Ma, Y.H. and Shimidzu, T. (1996). Terminology for membranes and membrane processes; IUPAC recommendations 1996. Journal of Membrane Science, 120, 149-159.

Kunikane, S., Magara, Y., Itoh, M. and Tanaka, O. (1995). A comparative study on the application of membrane technology to the public water supply. *Journal of Membrane Science*, 102, 149-154.

Langlais, B., Denis, Ph., Triballeau, S., Faivre, M. and Bourbigot, M.M. (1993). Microfiltration used as a means of disinfection downstream: a bacterial treatment stage on fixed-bed bacteria. *Water Science and Technology*, 27 (7), 19-27.

Lautenschlager, S. R., Ferreira Filho S. S., A. J. Schuler, DiGiano, F. A. (2005). A Net Water Production Model for Ultrafiltration Including Flow Direction Reversal and Chemically Assisted Backwashing (Submitted to *Water Environment Research*)

Lazarova, V., Cirelli, G., Jeffrey, P., Salgot, M., Ickson, N. and Brissaud, F. (2000). Enhancement of integrated water management and water reuse in Europe and the Middle East. *Water Science and Technology*, 42 (1), 193-202.

Lazarova, V., Levine, B., Sack, J., Cirelli, G., Jeffrey, P., Muntau, H., Salgot, M. and Brissaud, F. (2001). Role of water reuse for enhancing integrated water management in Europe and Mediterranean countries. *Water Science and Technology*, 43 (10), 25-33.

Lojkine, M.H., Field, R.W., Howell, J.A. (1992). Crossflow microfiltration of cell suspensions: a review of models with emphasis on particle size effects. *Transitions in Chemical Engineering, part C*, 70, 149-164.

Lubello C., Gori R., Bernardinis de A.M., and Simonelli G. (2003). Ultrafiltration as tertiary treatment for industrial reuse. *Water Science and Technology: Water Supply* Vol 3 No 4, 161–168

Madaeni, S.S. (1999). The application of membrane technology for water disinfection. *Water Research*, 33 (2), 301-308.

Madaeni, S.S., Fane, A.G. and Grohmann, G.S. (1995). Virus removal from water and wastewater using membranes. *Journal of Membrane Science*, 102, 65-75.

Maeda, M., Nakada, K., Kawamoto, K. and Ikeda, M. (1996). Area-wide use of reclaimed water in Tokyo, Japan. *Water Science and Technology*, 33 (10), 51-57.

Matthiasson E. and Sivik B. (1980). Concentration polarization and fouling. *Desalination*, 35, 59-103.

Messalem, R., Brenner, A., Shandalov, S., Leroux, Y., Uzlaner, P., Oron, G., and Wolf, D. (2000). Pilot study of SBR biological treatment and microfiltration for reclamation and reuse of municipal wastewater. *Water Science and Technology*, 42 (1), 263-268.

Metcalf & Eddy (2003). *Wastewater engineering; treatment and reuse* (4th international edition). McGraw-Hill, New York.

Milisic, V. and Bersillon, J.L. (1986). Anti-fouling techniques in cross flow microfiltration.

Mierzwa, José Carlos (2002). 367p Tese (Doutorado). O uso racional e o reúso como ferramentas para o gerenciamento de águas e efluentes na indústria – estudo de caso da Kodak Brasileira. - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária.

Minegishi, S., Jang, N.-Y., Watanabe, Y., Hirata, S. and Ozawa, G. (2001). Fouling mechanism of hollow fiber ultrafiltration membrane with pre-treatment by coagulation/sedimentation process. *Water Science and Technology: Water Supply*, 1 (4), 49-56.

Mujeirigo, R. (2000). Achievements and challenges in the reuse of reclaimed water. Presentations and articles Euro-CASE workshop 'Wastewater as a resource'. Paris, Institut de France, 7 July 2000.

Mujeirigo, R. and Asano, T. (1999). The role of advanced treatment in wastewater reclamation and reuse. *Water Science and Technology*, 40 (4), 1-9.

Mulder, M.H.V. (1995). Polarization phenomena and membrane fouling. In: Membrane separations technology — principles and applications. Noble, R.D. and Stern S.A. (eds.). Amsterdam, p. 45-83.

Mulder M. (1997). Basic principles of membrane technology (2nd edition, corrected), Kluwer Academic Publishers, Dordrecht.

Murrer, J. and Latter, S. (2003). Reducing the costs of ultrapure water production. Alpheus International Ltd. Available via www.alpheus.co.uk, 1-3.

Naerssen, E. van, Mulder, J.W., Pluim, J. and Kramer, J.F. (2002). Membrane filtration of wwtp-effluent - a new challenge in boiler feed water production. Proceedings 'Ultrapure water Europe 2002 - Cost savings and optimisation of high-purity water treatment', sept/oct 2002, Amsterdam, the Netherlands, P1-8 - P8-8.

Ødegaard, H. (2000). Wastewater as a resource - what are the options?. Presentations and articles Euro-CASE Workshop 'Wastewater as a resource'. Paris, Institut de France, 7 July 2000.

Oesterholt, F.I.H.M. and Bult, B.A. (1993). Improving municipal waste water quality by effluent polishing: a pilot scale experiment at Winterswijk, the Netherlands. *Water Science and Technology*, 27 (5), 277-286.

Ogoshi, M., Suzuki, Y. and Asano, T. (2001). Water reuse in Japan. *Water Science and Technology*, 43 (10), 17-23.

Parameshwaran, K., Fane, A.G., Cho, B.D. and Kim, K.J. (2001). Analysis of microfiltration performance with constant flux processing of secondary effluent. *Water Research*, 35 (18), 4349-4358.

Parekh, B.S. Reverse Osmosis Technology Applications for High-Purity-Water Production, Marcel Dekker, Inc., 1988. 526p.

Park, H., Choo, K.-H. and Lee, C.-H. (1999). Flux enhancement with powdered activated carbon addition in the membrane anaerobic bioreactor. *Separation Science and Technology*, 34 (14), 2781.

Patterson, R.A. (2001). Wastewater quality relationships with reuse options. *Water Science and Technology*, 43 (10), 147-154.

Roorda, J.H. and Graaf, J.H.J.M. van der (2000). Understanding membrane fouling in ultrafiltration of wwtp-effluent. *Water Science and Technology*, 41 (10), 345-353.

Rosenberger, S. and Kraume, M. (2002). Filterability of activated sludge in membrane bioreactors. *Desalination*, 146, 373-379.

Sadr Ghayeni, S.B., Beatson, P.J., Schneider, R.P. and Fane, A.G. (1998). Water reclamation from municipal wastewater using combined microfiltration-reverse osmosis (ME-RO): Preliminary performance data and microbiological aspects of system operation. *Desalination*, 116, 65-80.

Seo, G.T., Suzuki, Y. and Ohgaki, S. (1996). Biological powdered activated carbon (BPAC) microfiltration for wastewater reclamation and reuse. *Desalination*, 106, 39-45.

Snoeyink, V.L., Campos, C. and Mariñas, B.J. (2000). Design and performance of powdered activated carbon/ultrafiltration systems. *Water Science and Technology*, 42 (12), 1-10.

Soffer, Y., Ben-Aim, R. and Adin, A. (2000). Membrane for water reuse: effect of precoagulation on fouling and selectivity. *Water Science and Technology*, 42 (1), 367-372.

Standard Test Method for Silt Density Index (SDI) of Water. ASTM (1982) ASTM Procedure D4189-82.

STOWA (2001). Compendium wwtp-effluent as source for 'other water' (in Dutch). Compendium rwzi-effluent als bron van 'ander water'. STOWA 2001-14, Utrecht.

Teodosiu C., Pastravanu O. and Macoveanu M. (2000). Neural network models for ultrafiltration and backwashing Water Research, 34, Issue 18, 4371-4380.

Tchobanoglous, G., Darby, J., Bourgeois, McArdle, J., Genest, P. and Tylla, M. (1998). Ultrafiltration as an advanced tertiary treatment process for municipal wastewater. Desalination, 119, 315-322.

Van den Berg, G.B. (1988). Concentration polarization in ultrafiltration - models and experiments. PhD-thesis, UTwente, Enschede.

Van den Berg, G.B. and Smolders, C.A. (1990). Flux decline in ultrafiltration processes. Desalination, 77 (1), 101-133.

Van der Graaf, J.H.J.M. (1995). Disinfection (in Dutch). Desinfectie (Ch. 5). In: Behandeling van afvalwater II — N51. Vakgroep WMG, TUDelft, Delft.

Van der Graaf, J.H.J.M. and Nieuwenhuijzen, A.F. van (1998). Experiments on high rate effluent filtration in the Netherlands. Water Science and Technology, 38 (3), 127-134.

van der Graaf, J.H.J.M., Kramer, J.F., Pluim, J., Koning, J. de and Weijs, M. (1999). Experiments on membrane filtration of effluent at wastewater treatment plants in the Netherlands. Water Science and Technology, 39 (5), 129-136.

Van der Graaf, J.H.J.M. (2003). Future effluent (in Dutch). Effluent van de toekomst (ET). PAOCursus 'Effluent van de toekomst', Delft, 24 January 2003, 1-7.

Van Hoof, S.C.J.M., Duyvesteijn, C.P.T.M. and Vaal, P.P.R. (1998). Dead-end ultrafiltration of pretreated and untreated WWTP effluent for re-use in process water applications. Desalination, 118 (1), 249-254.

Van Hoof S. C. J. M., Hashim A. and Kordes A. J. (1999). The effect of ultrafiltration as pretreatment to reverse osmosis in wastewater reuse and seawater desalination applications. *Desalination*, 124, 231-242

Van Houtte, E., Verbauwheide, J., Vanderberghe, F., Demunter, S. and Cabooter, J. (1998). Treating different types of raw water with micro- and ultrafiltration for further desalination using reverse osmosis. *Desalination*, 117, 49-60.

Van Houtte, E. and Verbauwheide, J. (2003). Drinking water from effluent via dune infiltration (in Dutch). *Drinkwater uit effluent via duininfiltratie (ET16)*. PAO-cursus 'Effluent van de toekomst', Delft, 24 January 2003, 1-9.

Vera, L., Villaroel, R., Delgado, S. and Elmaleh, S. (1998). Can microfiltration of treated wastewater produce suitable water for irrigation? *Water Science and Technology*, 38 (4), 395.

Verberk, J.Q.J.C., Hoogeveen, P.E., Futselaar, H. and Dijk, J.C. van (2002). Hydraulic distribution of water and air over a membrane module using AirFlush. *Water Science and Technology:Water Supply*, 2 (2), 297 —304.

Vial, D., Phan Tan Luu, R. and Huyard, A. (1992). Optimal design applied to ultrafiltration on tertiary effluent with plate and frame modules. *Water Science and Technology*, 25 (10), 253-261.

Vigo, F., Uliana, C., Ravina, E., Lucifredi, A. and Gandoglia, M. (1993). The vibrating ultrafiltration module. Performance in the 50-1000 Hz frequency range. *Separation Science and Technology*, 28 (4), 1063-1076.

Wakeman, R.J. and Williams, C.J. (2002). Additional techniques to improve microfiltration. *Separation and Purification Technology*, 26, 3-18.

Wehner, M. (1992). A research and demonstration project permit under the new California groundwater recharge regulations. *Desalination*, 87, 37-52.

Wessling, M. (2001). Two-dimensional stochastic modelling of membrane fouling. *Separation and Purification Technology*, 24, 375-387.

Wiesner, M.R. and Aptel, P. (1996). Mass transport and permeate flux and fouling in pressure driven processes (Ch. 4). In: *Water Treatment Membrane Processes*.

Wilf M. and Schierachb M. K. (2001). Improved performance and cost reduction of RO seawater systems using UF pretreatment. *Desalination*, 135, 61-68

VROM (1996). Discharge requirements municipal wastewater (in Dutch). Lozingenbesluit WVO Stedelijk Afvalwater 24 February 1996. Ministry of Housing, Spatial Planning and the Environment, *Staatsblad*, 1996:140

Zeman, L.J. and Zydney, A.L. (1996). *Microfiltration and ultrafiltration: principles and applications*. Marcel Dekker, New York.

8 Anexo A – Resultados Operacionais Planta Piloto Caso 1

8.1 Resultados Parte 1

Dia/Mês Hora	-Vazão Permeado (m³/h)	Vazão Concentrado (m³/h)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
22/2 17:15	2,63	0,18	93,5%	0,84	1,90	0,18	1,19
22/2 19:00	1,50	0,07	95,7%	0,83	1,86	0,10	1,24
22/2 22:00	1,04	0,14	88,5%	0,90	1,74	0,09	1,23
23/2 1:00	1,27	0,05	96,6%	0,90	1,73	0,08	1,24
23/2 4:00	0,98	0,14	87,8%	0,90	1,81	0,08	1,28
23/2 6:00	1,11	0,18	86,0%	0,87	1,65	0,07	1,19
23/2 8:35	1,20	0,11	91,4%	0,90	1,97	0,08	1,36
23/2 10:35	1,18	0,07	94,5%	0,83	1,77	0,06	1,24
23/2 14:00	2,70	0,14	95,2%	0,98	1,74	0,21	1,15
23/2 15:00	2,84	0,16	94,7%	0,97	1,73	0,21	1,14
23/2 16:00	2,45	0,11	95,6%	0,83	1,89	0,17	1,20

Dia/Mês/- Hora	Vazão Permeado (m³/h)	Vazão Concentrado (m³/h)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
23/2 17:00	2,25	0,11	95,2%	0,95	1,72	0,13	1,21
24/2 9:30	1,82	0,09	95,2%	0,92	1,68	0,12	1,18
24/2 10:30	1,36	0,05	96,8%	0,82	1,70	0,08	1,18
24/2 11:30	2,11	0,34	86,1%	0,83	1,77	0,14	1,15
24/2 13:00	2,00	0,05	97,8%	0,90	1,65	0,12	1,16
24/2 14:00	1,50	0,02	98,5%	0,94	1,70	0,11	1,21
24/2 15:00	1,16	0,05	96,2%	0,79	1,88	0,09	1,24
24/2 16:00	1,16	0,11	91,1%	0,79	1,89	0,08	1,25
24/2 17:00	2,61	0,27	90,6%	0,99	1,73	0,18	1,18
24/2 18:50	1,91	0,09	95,5%	0,67	1,91	0,12	1,17
24/2 21:10	1,93	0,23	89,5%	0,99	1,74	0,12	1,24
24/2 23:50	1,84	0,18	91,0%	0,97	1,73	0,11	1,24
25/2 2:00	1,88	0,23	89,2%	0,99	1,68	0,12	1,21

Dia/Mês/ Hora	Vazão Permeado (m³/h)	Vazão Concentrado (m³/h)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
25/2 4:00	1,29	0,16	89,1%	0,83	1,90	0,08	1,29
25/2 8:20	3,25	0,36	89,9%	0,43	1,72	0,26	0,82
25/2 9:40	1,86	0,23	89,1%	1,03	1,78	0,12	1,28
25/2 10:20	1,41	0,16	89,9%	0,87	1,90	0,11	1,28
25/2 11:45	1,95	0,23	89,6%	1,00	1,74	0,13	1,24
25/2 13:00	1,77	0,07	96,3%	0,80	1,53	0,10	1,06
25/2 14:00	1,23	0,14	90,0%	0,81	1,89	0,08	1,27
25/2 15:00	1,66	0,16	91,3%	0,79	1,84	0,11	1,20
25/2 16:00	1,59	0,07	95,9%	0,79	1,63	0,10	1,11
25/2 17:00	1,73	0,20	89,4%	0,81	1,83	0,10	1,22
25/2 19:00	2,09	0,16	92,9%	0,95	2,09	0,08	1,44
25/2 22:30	1,09	0,09	92,3%	0,81	1,92	0,08	1,28
26/2 0:15	1,73	0,05	97,4%	0,82	1,74	0,12	1,16

Dia/Mês/ Hora	Vazão Permeado (m³/h)	Vazão Concentrado (m³/h)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
26/2 3:00	1,18	0,11	91,2%	0,67	1,79	0,09	1,14
26/2 5:00	1,43	0,18	88,7%	0,72	1,68	0,08	1,12
26/2 7:00	0,75	0,27	73,3%	0,90	1,59	0,05	1,19
26/2 9:00	0,73	0,11	86,5%	0,97	1,72	0,07	1,28
26/2 11:00	0,79	0,11	87,5%	0,97	1,72	0,08	1,27
26/2 12:00	1,14	0,20	84,7%	0,12	1,52	0,08	0,73
26/2 15:00	0,75	0,09	89,2%	0,81	1,52	0,11	1,05
26/2 23:00	0,79	0,14	85,4%	0,83	1,70	0,08	1,19
27/2 1:15	0,86	0,11	88,4%	0,85	1,80	0,06	1,27
27/2 3:00	0,86	0,07	92,7%	0,77	1,84	0,06	1,24
27/2 5:00	0,95	0,14	87,5%	0,85	1,99	0,09	1,33
27/2 8:00	1,45	0,16	90,1%	0,97	1,72	0,10	1,25
27/2 11:00	0,93	0,11	89,1%	0,83	1,72	0,08	1,20

Dia/Mês/ Hora	Vazão Permeado (m³/h)	Vazão Concentrado (m³/h)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
27/2 13:00	1,23	0,14	90,0%	0,93	1,80	0,12	1,24
27/2 16:30	0,95	0,07	93,3%	0,81	1,78	0,09	1,21
27/2 22:00	1,00	0,25	80,0%	0,88	1,84	0,04	1,32
28/2 0:00	1,00	0,07	93,6%	0,97	1,71	0,08	1,26
28/2 2:00	1,04	0,16	86,8%	0,69	1,69	0,17	1,02
28/2 4:00	1,07	0,11	90,4%	0,79	1,85	0,12	1,20
28/2 8:20	1,02	0,23	81,8%	0,80	1,82	0,07	1,24
28/2 9:30	3,11	0,45	87,3%	0,98	1,86	0,23	1,19
28/2 10:30	1,64	0,20	88,9%	0,96	1,74	0,10	1,24
28/2 11:40	1,61	0,18	89,9%	0,92	1,71	0,10	1,21
28/2 13:00	1,20	0,11	91,4%	0,81	1,89	0,08	1,28
28/2 14:00	2,25	0,27	89,2%	0,76	1,87	0,19	1,13
28/2 15:00	1,04	0,11	90,2%	0,68	1,81	0,08	1,17

Dia/Mês Hora	Vazão Permeado (m³/h)	Vazão Concentrado (m³/h)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
28/2 16:00	1,07	0,14	88,7%	0,98	1,78	0,07	1,31
28/2 17:00	1,29	0,05	96,6%	0,94	1,65	0,08	1,22
28/2 19:00	1,02	0,07	93,8%	0,81	1,61	0,10	1,11
28/2 21:00	0,95	0,02	97,7%	0,85	1,73	0,08	1,22
28/2 23:00	1,04	0,07	93,8%	0,97	1,72	0,07	1,28
1/3 1:00	1,18	0,09	92,9%	0,93	1,79	0,10	1,26
1/3 3:00	1,14	0,11	90,9%	0,93	1,65	0,10	1,20
1/3 8:40	1,27	0,23	84,8%	0,97	2,03	0,10	1,40
1/3 9:40	1,54	0,16	90,7%	1,01	1,76	0,12	1,27
1/3 10:40	1,25	0,14	90,2%	0,99	1,75	0,10	1,27
1/3 11:40	1,09	0,14	88,9%	0,83	1,90	0,09	1,27
1/3 13:00	1,52	0,25	85,9%	0,79	1,81	0,12	1,18

Dia/Mês Hora	Vazão Permeado (m³/h)	Vazão Concentrado (m³/h)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
1/3 14:00	1,45	0,25	85,3%	0,81	1,90	0,10	1,25
1/3 15:00	1,54	0,30	84,0%	1,06	1,65	0,16	1,20
1/3 16:00	1,64	0,25	86,7%	1,03	1,72	0,15	1,22
1/3 17:00	1,98	0,48	80,6%	1,21	1,65	0,12	1,32
1/3 19:00	1,54	0,18	89,5%	1,01	1,74	0,11	1,27
1/3 22:00	1,73	0,16	91,6%	0,98	1,70	0,14	1,20
2/3 1:00	1,86	0,18	91,1%	0,93	1,68	0,18	1,13
2/3 4:00	2,00	0,18	91,7%	1,09	1,81	0,17	1,28
2/3 8:20	1,95	0,27	87,8%	0,85	1,54	0,14	1,06
2/3 9:20	1,64	0,36	81,8%	0,88	1,67	0,11	1,16
2/3 11:00	1,43	0,18	88,7%	0,80	1,98	0,12	1,27
2/3 12:00	1,91	0,20	90,3%	0,93	1,70	0,14	1,17
2/3 13:00	1,73	0,23	88,4%	0,88	1,96	0,14	1,28

Dia/Mês Hora	Vazão Permeado (m³/h)	Vazão Concentrado (m³/h)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão permeado do (bar)	TMP (bar)
2/3 14:00	2,00	0,25	88,9%	0,92	1,71	0,15	1,17
2/3 15:00	1,54	0,16	90,7%	0,93	1,69	0,12	1,19
2/3 16:00	1,88	0,32	85,6%	0,94	1,72	0,18	1,15
2/3 17:00	1,86	0,34	84,5%	1,06	1,79	0,19	1,24
2/3 20:00	1,91	0,36	84,0%	0,94	1,72	0,15	1,18
2/3 23:00	2,29	0,23	91,0%	0,94	1,70	0,16	1,16
3/3 2:00	1,84	0,32	85,3%	0,88	1,64	0,13	1,13
3/3 4:30	1,45	0,16	90,1%	0,97	1,74	0,10	1,25
3/3 6:30	1,79	0,20	89,8%	0,94	1,83	0,14	1,24
3/3 8:15	1,34	0,16	89,4%	0,84	1,92	0,11	1,27
3/3 9:30	1,34	0,16	89,4%	0,83	1,86	0,10	1,25
3/3 10:30	1,41	0,23	86,1%	0,90	1,98	0,12	1,32
3/3 11:30	1,57	0,18	89,6%	0,84	1,90	0,11	1,26

Dia/Mês Hora	Vazão Permeado (m³/h)	Vazão Concentrado (m³/h)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
3/3 13:00	1,54	0,18	89,5%	0,83	1,87	0,14	1,20
3/3 14:00	1,41	0,18	88,6%	0,92	1,93	0,11	1,31
3/3 15:00	1,54	0,20	88,3%	0,99	1,73	0,14	1,22
3/3 16:00	1,52	0,16	90,5%	0,95	1,68	0,11	1,21
3/3 17:00	1,57	0,16	90,8%	0,83	1,92	0,13	1,24
3/3 20:00	1,95	0,18	91,5%	0,94	1,68	0,14	1,17
4/3 0:30	1,98	0,23	89,7%	0,80	1,88	0,14	1,20
4/3 2:40	1,84	0,18	91,0%	0,82	1,83	0,14	1,19
4/3 5:00	1,91	0,20	90,3%	0,81	1,85	0,14	1,19
4/3 7:00	1,93	0,23	89,5%	0,86	1,90	0,12	1,26
4/3 8:10	1,95	0,27	87,8%	0,85	1,81	0,13	1,20

Dia/Mês Hora	Vazão Permeado (m³/h)	Vazão Concentrado (m³/h)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
4/3 9:20	1,86	0,16	92,1%	0,77	1,72	0,13	1,11
4/3 10:20	1,86	0,18	91,1%	0,81	1,86	0,12	1,21
4/3 11:20	1,64	0,16	91,1%	0,86	1,89	0,13	1,24
4/3 13:00	1,84	0,23	89,0%	0,94	1,75	0,15	1,20

8.1.1 Estatística dos dados - Parte 1

	Vazão Permeado (m³/h)	Vazão Concentrado (m³/h)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
Média	1,49	0,19	89,2%	0,88	1,78	0,11	1,21
Máximo	3,11	0,57	97,7%	1,21	2,09	0,23	1,44
Mínimo	0,73	0,02	73,3%	0,12	1,52	0,04	0,73
Desvio	0,43	0,10	3,8%	0,12	0,11	0,03	0,09

8.2 Resultados Operacionais Planta Piloto – Parte 2

Dia/Mês Hora	Temp. (°C)	Tempo após inversão ou retrolavagem do fluxo	Somente inversão do	Turbidez da alimentação (UNT)	Turbidez do permeado (UNT)	Redução da turbidez (%)	pH (S.U.)	Perm (l/h.m².bar)
22/2 17:15	31,3	5,00	SIM	13,7	0,04	99,7%	7,7	112,45
22/2 19:00	30,8	21,10	SIM	10	0,05	99,5%	7,8	62,14
22/2 22:00	30,8	10,00	FALSO	10,6	0,06	99,4%	7,5	43,67
23/2 1:00	30,9	16,70	FALSO	6,6	0,08	98,8%	7,7	52,76
23/2 4:00	30,8	1,70	SIM	5,9	0,07	98,8%	7,5	39,39
23/2 6:00	31,2	22,50	SIM	9,8	0,09	99,1%	7,6	47,60
23/2 8:35	30,9	12,50	SIM	5,23	0,1	98,1%	7,7	45,38
23/2 10:35	30,9	5,80	SIM	14,2	0,09	99,4%	7,7	48,99
23/2 14:00	30	16,00	FALSO	10,6	0,05	99,5%	7,6	122,82
23/2 15:00	31,1	25,30	FALSO	6,5	0,05	99,2%	7,6	127,20
23/2 16:00	31,6	22,20	FALSO	11,3	0,06	99,5%	7,6	103,74
23/2 17:00	31,5	13,00	FALSO	4,99	0,08	98,4%	7,5	94,48

Dia/Mês Hora	Temp. (°C)	Tempo inversão retrolavagem fluxo após ou do	Somente inversão	Turbidez da alimentação (UNT)	Turbidez do permeado (UNT)	Redução da turbidez (%)	pH (S.U.)	Perm (l/h.m².bar)
24/2 9:30	30,6	27,22	SIM	5,5	0,03	99,5%	7,6	159,24
24/2 10:30	31,8	27,50	SIM	5,4	0,05	99,1%	7,6	116,12
24/2 11:30	31,1	20,00	FALSO	7,22	0,06	99,2%	7,6	187,01
24/2 13:00	31,8	12,00	FALSO	8,73	0,08	99,1%	7,8	173,35
24/2 14:00	32	20,90	FALSO	7,21	0,08	98,9%	7,7	124,66
24/2 15:00	33,3	22,12	SIM	6,61	0,03	99,5%	7,6	90,93
24/2 16:00	33,3	10,00	SIM	9,6	0,03	99,7%	7,7	90,18
24/2 17:00	31,5	3,40	SIM	10,23	0,03	99,7%	7,6	112,31
24/2/ 18:50	31,3	12,50	SIM	6,77	0,03	99,6%	7,6	83,35
24/2 21:10	31	21,50	FALSO	6,13	0,03	99,5%	7,7	79,69
24/2 23:50	31,1	29,60	FALSO	6,49	0,02	99,7%	7,6	75,99
25/2 2:00	31	21,40	FALSO	6,15	0,02	99,7%	7,7	79,81
25/2 4:00	31,3	29,40	FALSO	9,72	0,03	99,7%	7,5	51,12

Dia/Mês Hora	Temp. (°C)	Tempo inversão retrolavagem fluxo após ou do	Somente inversão	Turbidez da alimentação (UNT)	Turbidez do permeado (UNT)	Redução da turbidez (%)	pH (S.U.)	Perm (l/h.m².bar)
25/2 8:20	30,3	8,40	FALSO	10,8	0,08	99,3%	7,9	206,68
25/2 9:40	30,8	22,60	FALSO	13	0,04	99,7%	7,6	74,91
25/2 10:20	31,4	27,80	SIM	12,3	0,03	99,8%	7,6	112,17
25/2 11:45	31,9	27,10	FALSO	7,34	0,03	99,6%	7,5	158,70
25/2 13:00	31,5	15,50	SIM	5,1	0,03	99,4%	7,6	169,17
25/2 14:00	33	29,52	SIM	5,86	0,03	99,5%	7,7	94,77
25/2 15:00	32,2	4,90	SIM	5,72	0,03	99,5%	7,5	137,71
25/2 16:00	32	27,40	FALSO	5,92	0,03	99,5%	7,5	143,27
25/2 17:00	31,9	14,10	FALSO	5,85	0,03	99,5%	8,2	142,63
25/2 19:00	31,5	29,10	FALSO	8,65	0,18	97,9%	7,7	147,38
25/2 22:30	31,1	5,80	SIM	8,49	0,03	99,6%	7,5	87,15
26/2 0:15	33,5	0,90	SIM	6,61	0,04	99,4%	7,8	144,99
26/2 3:00	34,6	3,30	SIM	6,4	0,02	99,7%	7,5	98,78

Dia/Mês Hora	Temp. (°C)	Tempo inversão retrolavagem fluxo após ou do	Somente inversão	Turbidez da alimentação (UNT)	Turbidez do permeado (UNT)	Redução da turbidez (%)	pH (S.U.)	Perm (l/h.m².bar)
26/2 5:00	30,1	4,40	SIM	5,93	0,06	99,0%	7,4	132,96
26/2 7:00	31	15,00	SIM	7,7	0,02	99,7%	7,6	64,38
26/2 9:00	31	26,00	FALSO	15	0,03	99,8%	7,6	58,38
26/2 11:00	33	19,00	SIM	12	0,02	99,8%	7,6	61,59
26/2 12:00	33	5,00	FALSO	12	0,06	99,5%	7,7	152,02
26/2 15:00	34	30,00	FALSO	13	0,02	99,8%	7,6	68,65
26/2 23:00	32,3	16,80	SIM	12,5	0,09	99,3%	7,7	66,65
27/2 1:15	31,8	25,90	SIM	10,9	0,28	97,4%	7,5	68,74
27/2 3:00	31,1	9,50	FALSO	10,9	0,27	97,5%	7,8	71,10
27/2 5:00	32,4	26,10	FALSO	9,5	0,19	98,0%	7,5	71,15
27/2 8:00	31,3	5,50	SIM	9,3	0,06	99,4%	8	118,60
27/2 11:00	32,4	28,67	SIM	8,2	0,03	99,6%	7,7	77,24
27/2 13:00	33,2	1,70	SIM	8,4	0,04	99,5%	7,5	96,74

Dia/Mês Hora	Temp. (°C)	Tempo inversão retrolavagem fluxo após ou do	Somente inversão	Turbidez da alimentação (UNT)	Turbidez do permeado (UNT)	Redução da turbidez (%)	pH (S.U.)	Perm (l/h.m².bar)
27/2 16:30	34,7	11,90	FALSO	8,1	0,03	99,6%	7,6	75,07
27/2 22:00	33	12,00	FALSO	9,36	0,28	97,0%	9,4	74,40
28/2 0:00	33	27,30	SIM	8,6	0,25	97,1%	7,6	77,85
28/2 2:00	31	25,21	SIM	10,3	0,25	97,6%	7,9	104,55
28/2 4:00	31	25,00	FALSO	7,3	0,03	99,6%	7,6	90,91
28/2 8:20	30,9	14,30	SIM	10,5	0,03	99,7%	7,6	84,56
28/2 9:30	31	26,10	FALSO	10,7	0,03	99,7%	7,6	134,42
28/2 10:30	32	1,00	SIM	10,3	0,04	99,6%	7,6	131,85
28/2 11:40	31,9	14,80	FALSO	1,8	0,03	98,3%	7,6	134,00
28/2 13:00	33,2	15,30	SIM	1,9	0,02	98,9%	7,7	92,38
28/2 14:00	32,1	11,10	SIM	1,76	0,05	97,2%	7,6	99,87
28/2 15:00	32,5	19,90	FALSO	1,8	0,04	97,8%	7,7	88,78
28/2 16:00	33,7	12,30	SIM	2,13	0,06	97,2%	7,9	78,96

Dia/Mês Hora	Temp. (°C)	Tempo inversão retrolavagem fluxo após ou do	Somente inversão	Turbidez da alimentação (UNT)	Turbidez do permeado (UNT)	Redução da turbidez (%)	pH (S.U.)	Perm (l/h.m².bar)
28/2 17:00	33,8	16,70	FALSO	4,12	0,06	98,5%	7,9	102,58
28/2 19:00	33	12,00	FALSO	7,3	0,03	99,6%	7,8	90,22
28/2 21:00	33	18,00	FALSO	3,13	0,03	99,0%	7,8	77,05
28/2 23:00	33	12,00	FALSO	3,24	0,03	99,1%	7,8	80,51
1/3 1:00	29	15,00	SIM	8,1	0,03	99,6%	7,6	100,35
1/3 3:00	30	23,00	FALSO	4,57	0,04	99,1%	7,7	99,34
1/3 8:40	29,9	13,00	FALSO	4,6	0,03	99,3%	8,2	95,53
1/3 9:40	29,4	11,00	FALSO	4,37	0,04	99,1%	7,8	129,04
1/3 10:40	31	28,00	SIM	9,34	0,03	99,7%	7,7	100,62
1/3 11:40	31,5	23,00	SIM	4,01	0,03	99,3%	7,6	86,90
1/3 13:00	30,1	19,00	SIM	4,27	0,03	99,3%	7,7	134,39
1/3 14:00	29,5	29,50	FALSO	4,54	0,03	99,3%	7,7	123,20
1/3 15:00	29,4	25,50	FALSO	28,7	0,03	99,9%	7,9	136,46

Dia/Mês Hora	Temp. (°C)	Tempo inversão retrolavagem fluxo após ou do	Somente inversão	Turbidez da alimentação (UNT)	Turbidez do permeado (UNT)	Redução da turbidez (%)	pH (S.U.)	Perm (l/h.m².bar)
1/3 16:00	29,6	7,00	SIM	16,3	0,03	99,8%	7,6	141,03
1/3 17:00	29,9	13,70	SIM	8,73	0,03	99,7%	7,7	157,36
1/3 19:00	29,7	0,00	FALSO	8,18	0,03	99,6%	7,6	128,22
1/3 22:00	28,8	24,80	FALSO	7,3	0,03	99,6%	7,6	154,49
2/3 1:00	28,5	19,40	SIM	4,9	0,02	99,6%	7,7	178,54
2/3 4:00	28,2	12,30	FALSO	5,8	0,03	99,5%	7,6	169,98
2/3 8:20	28,3	8,80	FALSO	4,18	0,03	99,3%	7,7	199,66
2/3 9:20	28,2	27,00	SIM	33,9	0,03	99,9%	7,6	153,11
2/3 11:00	28,1	20,70	FALSO	22,8	0,03	99,9%	7,3	123,29
2/3 12:00	28,1	22,50	FALSO	9,61	0,05	99,5%	7,7	177,44
2/3 13:00	29	11,90	SIM	7,96	0,04	99,5%	7,7	143,90
2/3 14:00	28,1	24,30	FALSO	9,08	0,04	99,6%	7,7	186,98
2/3 15:00	28,8	9,80	SIM	6,34	0,03	99,5%	7,6	139,02

Dia/Mês Hora	Temp. (°C)	Tempo inversão retrolavagem fluxo após ou do	Somente inversão	Turbidez da alimentação (UNT)	Turbidez do permeado (UNT)	Redução da turbidez (%)	pH (S.U.)	Perm (l/h.m².bar)
2/3 16:00	28,4	9,70	FALSO	5,5	0,03	99,5%	8,5	177,31
2/3 17:00	28,3	10,80	FALSO	4,37	0,02	99,5%	7,8	162,88
2/3 20:00	28,3	1,20	SIM	5,2	0,02	99,6%	7,8	175,63
2/3 23:00	27,7	14,40	FALSO	4,8	0,01	99,8%	8	217,77
3/3 2:00	28,3	16,60	SIM	4,5	0,03	99,3%	7,7	177,13
3/3 4:30	28,4	4,40	SIM	4,8	0,03	99,4%	7,6	125,80
3/3 6:30	28,8	19,50	SIM	5,1	0,05	99,0%	7,5	154,80
3/3 8:15	27,3	11,40	SIM	4,29	0,03	99,3%	7,5	117,17
3/3 9:30	27,4	28,00	FALSO	20,9	0,03	99,9%	7,7	118,86
3/3 10:30	27,2	24,00	SIM	4,52	0,03	99,3%	7,7	118,26
3/3 11:30	28	6,70	SIM	4,44	0,02	99,5%	7,6	136,06
3/3 13:00	27,1	25,00	FALSO	4,78	0,04	99,2%	7,6	143,03
3/3 14:00	27,8	1,30	FALSO	4,12	0,03	99,3%	7,7	117,64

Dia/Mês Hora	Temp. (°C)	Tempo após inversão ou retrolavagem do fluxo	Somente inversão	Turbidez da alimentação (UNT)	Turbidez do permeado (UNT)	Redução da turbidez (%)	pH (S.U.)	Perm (l/h.m².bar)
3/3 15:00	28	10,90	FALSO	4,21	0,03	99,3%	7,5	138,26
3/3 16:00	28,3	5,00	SIM	3,75	0,03	99,2%	7,7	136,89
3/3 17:00	28,2	14,00	SIM	5,31	0,03	99,4%	7,7	136,97
3/3 20:00	27,6	28,00	FALSO	4,5	0,03	99,3%	7,7	183,65
4/3 0:30	27,3	8,00	FALSO	3,87	0,05	98,7%	7,8	183,24
4/3 2:40	26,9	4,00	FALSO	4,51	0,03	99,3%	7,5	173,61
4/3 5:00	25,8	26,00	FALSO	4,34	0,03	99,3%	7,5	184,50
4/3 7:00	27,8	10,70	FALSO	4,44	0,03	99,3%	7,5	167,89
4/3 8:10	26,9	22,30	FALSO	4,12	0,03	99,3%	7,7	182,74
4/3 9:20	26,7	21,30	FALSO	5,4	0,03	99,4%	7,8	188,01
4/3 10:20	27,5	25,00	FALSO	4,85	0,03	99,4%	7,7	169,51
4/3 11:20	28,2	13,10	SIM	4,51	0,04	99,1%	7,6	142,93
4/3 13:00	27,7	15,50	FALSO	4,78	0,03	99,4%	7,8	169,11

8.2.1 Estatística dos dados – Parte 2

	Temp. (°C)	Tempo após inversão ou retrolavagem do fluxo	Somente inversão	Turbidez da alimentação (UNT)	Turbidez do permeado (UNT)	Redução da turbidez (%)	pH (S.U.)	Perm (l/h.m ² .bar)
Média	30,191	16,18		7,74	0,056	99,0%	7,70	120,06
Máximo	34,7	30,00		33,90	0,390	99,9%	9,40	217,77
Mínimo	25,8	0,00		1,76	0,010	97,0%	7,30	39,39
Desvio	2,2403	8,66		4,79	0,065	0,7%	0,25	42,26

8.3 Planilha otimização volume produzido

Tempo (min.)	Volume após retrolavagem fase1	Volume após retrolavagem fase2	Volume após inversão do fluxo fase1	Volume após inversão do fluxo fase 2	Número de retrolagem e inversão por ciclo	Volume gasto com retrolagem	Volume gasto durante inversão do fluxo
5	108,3	117,5	83,9	93,9	12	1008	288
6	128,4	140,2	100,0	111,3	10	840	240
7	148,1	162,6	115,9	128,3	10	840	240
8	167,2	184,7	131,6	144,8	8	672	192
9	185,8	206,5	147,1	160,9	8	672	192
10	204,0	228,0	162,4	176,6	6	504	144
11	221,6	249,2	177,5	191,8	6	504	144
12	238,7	270,2	192,4	206,5	6	504	144
13	255,3	290,8	207,0	220,9	6	504	144
14	271,4	311,2	221,5	234,7	6	504	144
15	287,0	331,3	235,7	248,1	4	336	96

Tempo (min.)	Volume após retrolavagem fase1	Volume após retrolavagem fase2	Volume após inversão do fluxo fase1	Volume após inversão do fluxo fase 2	Número de retrolagem e inversão por ciclo	Volume gasto com retrolagem	Volume gasto durante inversão do fluxo
16	302,1	351,2	249,8	261,1	4	336	96
17	316,7	370,7	263,6	273,6	4	336	96
18	330,8	389,9	277,2	285,7	4	336	96
19	344,4	408,9	290,6	297,4	4	336	96
20	357,5	427,6	303,7	308,6	4	336	96
21	370,1	446,0	316,7	319,3	4	336	96
22	382,2	464,1	329,5	329,6	4	336	96
23	393,7	481,9	342,0	339,5	4	336	96
24	404,8	499,5	354,3	348,9	4	336	96
25	415,4	516,8	366,4	357,8	4	336	96
26	425,4	533,7	378,4	366,4	4	336	96
27	435,0	550,4	390,1	374,4	4	336	96

Tempo (min.)	Volume após retrolavagem fase1	Volume após retrolavagem fase2	Volume após inversão do fluxo fase1	Volume após inversão do fluxo fase 2	Número de retrolagem e inversão por ciclo	Volume gasto com retrolagem	Volume gasto durante inversão do fluxo
28	444,1	566,8	401,5	382,0	4	336	96
29	452,6	583,0	412,8	389,2	4	336	96
30	460,7	598,8	423,9	396,0	2	168	48
31	468,2	614,4	434,7	402,2	2	168	48
32	475,2	629,7	445,4	408,1	2	168	48
33	481,8	644,7	455,8	413,5	2	168	48
34	487,8	659,4	466,0	418,4	2	168	48
35	493,3	673,8	476,0	422,9	2	168	48
36	498,3	687,9	485,8	427,0	2	168	48
37	502,9	701,8	495,4	430,6	2	168	48
38	506,9	715,4	504,8	433,8	2	168	48
39	510,4	728,7	513,9	436,5	2	168	48

Tempo (min.)	Volume após retrolavagem fase1	Volume após retrolavagem fase2	Volume após inversão do fluxo fase1	Volume após inversão do fluxo fase 2	Número de retrolagem e inversão por ciclo	Volume gasto com retrolagem	Volume gasto durante inversão do fluxo
40	513,4	741,7	522,9	438,8	2	168	48
41	515,9	754,4	531,6	440,6	2	168	48
42	517,9	766,9	540,1	442,0	2	168	48
43	519,4	779,0	548,4	442,9	2	168	48
44	520,4	790,9	556,5	443,4	2	168	48
45	520,8	802,5	564,4	443,5	2	168	48
46	520,8	813,8	572,1	443,1	2	168	48
47	520,3	824,8	579,6	442,2	2	168	48
48	519,3	835,6	586,8	440,9	2	168	48
49	517,7	846,0	593,9	439,2	2	168	48
50	515,7	856,2	600,7	437,0	2	168	48
51	513,2	866,1	607,3	434,4	2	168	48

Tempo (min.)	Volume após retrolavagem fase1	Volume após retrolavagem fase2	Volume após inversão do fluxo fase1	Volume após inversão do fluxo fase 2	Número de retrolagem e inversão por ciclo	Volume gasto com retrolagem	Volume gasto durante inversão do fluxo
52	510,1	875,7	613,7	431,3	2	168	48
53	506,6	885,0	619,9	427,8	2	168	48
54	502,5	894,0	625,9	423,8	2	168	48
55	497,9	902,8	631,7	419,4	2	168	48
56	492,9	911,3	637,3	414,5	2	168	48
57	487,3	919,4	642,6	409,2	2	168	48
58	481,3	927,3	647,8	403,5	2	168	48
59	474,7	935,0	652,7	397,3	2	168	48
60	467,6	942,3	657,4	390,6	2	168	48

Tempo (min.)	V _{Líquido} fase 1 após retrolavagem (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 2 após retrolavagem (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 1 após inversão do fluxo (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 2 após inversão do fluxo (ciclo de 1 hora)	Sequência (Retrolavagem+Inversão do Fluxo) fase 1	Sequência (Retrolavagem+Inversão do fluxo) fase 2
5	291,4	402,4	718,4	838,3	504,9	620,4
6	444,3	561,9	760,0	872,9	602,1	717,4
7	549,1	673,4	788,0	893,9	668,6	783,6
8	624,0	754,9	807,3	906,2	715,7	830,5
9	678,9	816,4	821,0	912,8	749,9	864,6
10	719,8	863,9	830,7	915,4	775,2	889,7
11	750,5	901,2	837,4	915,2	793,9	908,2
12	773,5	930,9	842,0	912,7	807,7	921,8
13	790,7	954,7	844,8	908,5	817,8	931,6
14	803,3	973,8	846,4	903,1	824,8	938,5
15	812,2	989,3	846,9	896,6	829,5	942,9

Tempo (min.)	V _{Líquido} fase 1 após retrolavagem (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 2 após retrolavagem (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 1 após inversão do fluxo (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 2 após inversão do fluxo (ciclo de 1 hora)	Sequência (Retrolavagem+Inversão do Fluxo) fase 1	Sequência (Retrolavagem+Inversão do fluxo) fase 2
16	818,0	1001,8	846,6	889,2	832,3	945,5
17	821,4	1011,8	845,5	881,1	833,5	946,5
18	822,8	1019,8	843,9	872,4	833,3	946,1
19	822,4	1026,0	841,8	863,3	832,1	944,6
20	820,5	1030,8	839,2	853,7	829,9	942,2
21	817,4	1034,3	836,3	843,7	826,8	939,0
22	813,2	1036,7	833,1	833,5	823,1	935,1
23	808,0	1038,1	829,6	822,9	818,8	930,5
24	802,0	1038,7	825,8	812,2	813,9	925,4
25	795,3	1038,6	821,9	801,2	808,6	919,9
26	787,9	1037,9	817,7	790,0	802,8	913,9
27	780,0	1036,5	813,5	778,7	796,7	907,6

Tempo (min.)	V _{Líquido} fase 1 após retrolavagem (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 2 após retrolavagem (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 1 após inversão do fluxo (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 2 após inversão do fluxo (ciclo de 1 hora)	Sequência (Retrolavagem+Inversão do Fluxo) fase 1	Sequência (Retrolavagem+Inversão do fluxo) fase 2
28	771,5	1034,7	809,0	767,2	790,3	901,0
29	762,6	1032,4	804,4	755,6	783,5	894,0
30	753,3	1029,7	799,8	743,9	776,5	886,8
31	743,6	1026,6	795,0	732,1	769,3	879,3
32	733,6	1023,1	790,1	720,2	761,8	871,6
33	723,2	1019,4	785,1	708,2	754,1	863,8
34	712,6	1015,4	780,0	696,1	746,3	855,7
35	701,7	1011,1	774,9	683,9	738,3	847,5
36	690,6	1006,6	769,7	671,7	730,1	839,1
37	679,2	1001,9	764,4	659,4	721,8	830,6
38	667,7	996,9	759,1	647,0	713,4	822,0
39	656,0	991,8	753,7	634,6	704,8	813,2

Tempo (min.)	V _{Líquido} fase 1 após retrolavagem (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 2 após retrolavagem (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 1 após inversão do fluxo (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 2 após inversão do fluxo (ciclo de 1 hora)	Sequência (Retrolavagem+Inversão do Fluxo) fase 1	Sequência (Retrolavagem+Inversão do fluxo) fase 2
40	644,1	986,5	748,3	622,2	696,2	804,3
41	632,0	981,1	742,8	609,7	687,4	795,4
42	619,8	975,5	737,3	597,1	678,6	786,3
43	607,5	969,8	731,8	584,5	669,6	777,2
44	595,0	963,9	726,2	571,9	660,6	767,9
45	582,5	958,0	720,6	559,3	651,5	758,6
46	569,8	951,9	714,9	546,6	642,3	749,2
47	557,0	945,7	709,2	533,9	633,1	739,8
48	544,1	939,4	703,5	521,2	623,8	730,3
49	531,1	933,1	697,8	508,4	614,5	720,7
50	518,0	926,6	692,1	495,6	605,0	711,1
51	504,9	920,1	686,3	482,8	595,6	701,4

Tempo (min.)	V _{Líquido} fase 1 após retrolavagem (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 2 após retrolavagem (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 1 após inversão do fluxo (ciclo de 1 hora)	V _{Líquido} fase 2 após inversão do fluxo (ciclo de 1 hora)	Sequência (Retrolavagem+Inversão do Fluxo) fase 1	Sequência (Retrolavagem+Inversão do fluxo) fase 2
52	491,7	913,5	680,5	470,0	586,1	691,7
53	478,4	906,8	674,6	457,1	576,5	681,9
54	465,0	900,0	668,8	444,2	566,9	672,1
55	451,6	893,2	662,9	431,3	557,3	662,3
56	438,1	886,3	657,1	418,4	547,6	652,4
57	424,5	879,4	651,2	405,5	537,9	642,5
58	411,0	872,4	645,3	392,6	528,1	632,5
59	397,3	865,4	639,3	379,6	518,3	622,5
60	383,6	858,3	633,4	366,6	508,5	612,5

9 Anexo B - Resultados Operacionais Planta Piloto Caso 2

9.1 Resultados para membrana 1

Dia/Mês/Ano Hora	Permeado (m ³ /h)	Rejeito (m ³ /h)	Recuperação (%)	Pressão da Alimentação (bar)	Pressão de Recirculação. (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
17/4/00 16:06	0,68	0,11	84,8	0,48	1,18	0,000	0,83
17/4/00 16:17	0,59	0,11	85	0,51	1,19	0,007	0,84
17/4/00 16:30	1,00	0,18	85	0,34	1,19	0,007	0,75
17/4/00 16:36	0,84	0,16	84,6	0,34	1,21	0,000	0,78
17/4/00 16:55	0,68	0,11	84,7	0,36	1,20	0,000	0,78
17/4/00 16:57	0,66	0,11	85,1	0,34	1,21	0,007	0,77
17/4/00 17:03	1,09	0,32	77,2	0,50	1,13	0,028	0,79
17/4/00 17:04	0,98	0,18	85,5	0,46	1,16	0,000	0,81
17/4/00 17:15	0,77	0,14	85,9	0,47	1,14	0,000	0,81
17/4/00 17:20	0,68	0,11	84,9	0,46	1,17	0,014	0,80

Dia/Mês/Ano Hora	Permeado (m ³ /h)	Rejeito (m ³ /h)	Recuperação (%)	Pressão da Alimentação (bar)	Pressão de Recirculação. (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
17/4/00 17:38	0,86	0,16	85,3	0,34	1,19	0,021	0,74
17/4/00 18:15	1,00	0,18	85,3	0,50	1,18	0,028	0,81
17/4/00 18:25	0,73	0,14	85,1	0,49	1,17	0,014	0,81
17/4/00 18:31	0,68	0,11	85,2	0,46	1,16	0,007	0,80
17/4/00 18:39	0,66	0,11	84,6	0,46	1,18	0,000	0,82
17/4/00 18:51	0,79	0,14	84,6	0,34	1,23	0,000	0,79
19/4/00 9:00	0,84	0,16	84,6	0,36	1,22	0,014	0,78
19/4/00 9:24	1,16	0,20	84,9	0,48	1,17	0,034	0,79
19/4/00 9:44	0,70	0,09	89,6	0,47	1,16	0,014	0,80

Dia/Mês/Ano Hora	Turbidez alimentação (UNT)	Turbidez permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	pH (S.U.)	Viscosidade Corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
17/4/00 16:06	71,8	2,80	36	18,0	6,1	0,71	75,88
17/4/00 16:17	73,2	3,30	36,5	27,2	6,0	0,70	64,31
17/4/00 16:30	61,0	3,80	35,3	5,1	6,0	0,71	124,19
17/4/00 16:36	64,3	3,29	35,9	11,2	6,2	0,71	100,44
17/4/00 16:55	62,8	3,67	36	29,9	6,2	0,71	80,91
17/4/00 16:57	60,1	2,62	36	27,5	6,2	0,71	78,91
17/4/00 17:03	68,0	3,16	35	2,9	7,7	0,72	130,34
17/4/00 17:04	67,8	2,59	35,1	4,0	6,6	0,72	113,55
17/4/00 17:15	64,9	3,19	35,9	14,5	6,2	0,71	88,74
17/4/00 17:20	64,7	3,92	36	20,0	6,2	0,71	78,48
17/4/00 17:38	70,6	2,48	35,2	3,3	6,7	0,72	108,96
17/4/00 18:15	63,9	2,52	35	4,9	6,9	0,72	116,43
17/4/00 18:25	62,3	2,10	35,7	14,6	6,2	0,71	83,14
17/4/00 18:31	63,3	2,35	35,9	19,8	6,2	0,71	78,64

Dia/Mês/Ano Hora	Turbidez alimentação (UNT)	Turbidez permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	pH (S.U.)	Viscosidade Corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
17/4/00 18:39	67,3	0,19	36,8	28,0	6,2	0,69	73,42
17/4/00 18:51	65,3	1,76	35,4	6,5	6,3	0,71	94,28
19/4/00 9:00	71,0	6,33	34,7	14,0	6,3	0,72	102,87
19/4/00 9:24	67,2	2,24	33	5,2	6,8	0,75	144,22
19/4/00 9:44	73,9	3,18	34,8	25,0	6,2	0,72	83,42

9.1.1 Estatística membrana 1

	Permeado (m ³ /h)	Rejeito (m ³ /h)	Recuperação (%)	Pressão da Alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
Média	0,81	0,15	84,8	0,43	1,18	0,010	0,80
Máximo	1,16	0,32	89,6	0,51	1,23	0,034	0,84
Mínimo	0,59	0,09	77,2	0,34	1,13	0,000	0,74
Desvio	0,16	0,05	2,2	0,07	0,03	0,011	0,02

Data	Turbidez alimentação (UNT)	Turbidez permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	pH (S.U.)	Viscosidade Corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
Média	66,5	2,92	35,48	14,82	6,38	0,71	95,85
Máximo	73,9	6,33	36,80	29,90	7,70	0,75	144,22
Mínimo	60,1	0,19	33,00	2,90	6,00	0,69	64,31
Desvio	4,1	1,19	0,83	9,55	0,41	0,01	21,97

9.1.2 Planilha otimização volume produzido membrana 1

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
60	1,00				
5	0,08	75,9	12,00	480,0	430,8
6	0,10	90,3	10,00	400,0	503,5
7	0,12	104,5	8,57	342,9	553,2
8	0,13	118,5	7,50	300,0	588,7
9	0,15	132,2	6,67	266,7	614,7
10	0,17	145,7	6,00	240,0	634,0
11	0,18	158,9	5,45	218,2	648,4
12	0,20	171,8	5,00	200,0	659,2
13	0,22	184,6	4,62	184,6	667,3
14	0,23	197,0	4,29	171,4	673,1
15	0,25	209,3	4,00	160,0	677,1
16	0,27	221,3	3,75	150,0	679,8

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
17	0,28	233,0	3,53	141,2	681,2
18	0,30	244,5	3,33	133,3	681,7
19	0,32	255,8	3,16	126,3	681,3
20	0,33	266,8	3,00	120,0	680,3
21	0,35	277,5	2,86	114,3	678,6
22	0,37	288,0	2,73	109,1	676,4
23	0,38	298,3	2,61	104,3	673,8
24	0,40	308,3	2,50	100,0	670,8
25	0,42	318,1	2,40	96,0	667,4
26	0,43	327,6	2,31	92,3	663,7
27	0,45	336,9	2,22	88,9	659,8
28	0,47	345,9	2,14	85,7	655,6
29	0,48	354,7	2,07	82,8	651,2
30	0,50	363,3	2,00	80,0	646,6

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
31	0,52	371,6	1,94	77,4	641,8
32	0,53	379,6	1,88	75,0	636,8
33	0,55	387,4	1,82	72,7	631,7
34	0,57	395,0	1,76	70,6	626,5
35	0,58	402,3	1,71	68,6	621,1
36	0,60	409,4	1,67	66,7	615,7
37	0,62	416,2	1,62	64,9	610,1
38	0,63	422,8	1,58	63,2	604,4
39	0,65	429,1	1,54	61,5	598,7
40	0,67	435,2	1,50	60,0	592,8
41	0,68	441,1	1,46	58,5	586,9
42	0,70	446,7	1,43	57,1	580,9
43	0,72	452,0	1,40	55,8	574,9
44	0,73	457,1	1,36	54,5	568,8

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
45	0,75	462,0	1,33	53,3	562,6
46	0,77	466,6	1,30	52,2	556,4
47	0,78	471,0	1,28	51,1	550,2
48	0,80	475,1	1,25	50,0	543,9
49	0,82	479,0	1,22	49,0	537,5
50	0,83	482,6	1,20	48,0	531,1
51	0,85	486,0	1,18	47,1	524,7
52	0,87	489,1	1,15	46,2	518,2
53	0,88	492,0	1,13	45,3	511,7
54	0,90	494,7	1,11	44,4	505,2
55	0,92	497,1	1,09	43,6	498,6
56	0,93	499,2	1,07	42,9	492,0
57	0,95	501,1	1,05	42,1	485,4
58	0,97	502,8	1,03	41,4	478,8

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
59	0,98	504,2	1,02	40,7	472,1
60	1,00	505,4	1,00	40,0	465,4

9.2 Resultados para membrana 2 – Fase 1

Dia/Mês/Ano Hora	Permeado (m ³ /h)	Rejeito (m ³ /h)	Recuperação (%)	Pressão da Alimentação (bar)	Pressão de Recirculação. (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
19/4/00 13:03	0,98	0,11	90,2	0,35	1,18	0,014	0,75
19/4/00 13:11	0,86	0,09	90,3	0,34	1,19	0,021	0,74
19/4/00 13:19	0,82	0,09	90,2	0,34	1,22	0,007	0,78
19/4/00 13:51	0,73	0,09	89,5	0,34	1,20	0,014	0,76
19/4/00 14:56	0,73	0,07	89,9	0,36	1,20	0,014	0,77
19/4/00 15:15	1,16	0,09	90	0,48	1,16	0,028	0,79
19/4/00 15:33	0,82	0,09	90,4	0,48	1,18	0,000	0,83
19/4/00 16:58	0,79	0,07	90	0,46	1,18	0,000	0,82
19/4/00 17:45	0,66	0,07	90	0,34	1,20	0,007	0,77
19/4/00 20:00	0,70	0,07	90,9	0,46	1,16	0,000	0,81
19/4/00 20:55	0,68	0,07	90,3	0,41	1,29	0,000	0,85
19/4/00 21:30	0,66	0,09	88,5	0,49	1,19	0,000	0,84
20/4/00 8:20	0,84	0,09	89,9	0,33	1,19	0,021	0,74

Dia/Mês/Ano Hora	Permeado (m ³ /h)	Rejeito (m ³ /h)	Recuperação (%)	Pressão da Alimentação (bar)	Pressão de Recirculação. (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
20/4/00 9:20	0,68	0,07	89,3	0,48	1,21	0,000	0,84
20/4/00 10:20	0,77	0,09	89,8	0,34	1,21	0,007	0,77
20/4/00 11:20	0,79	0,09	88,5	0,37	1,22	0,007	0,79
20/4/00 12:00	0,66	0,07	89,7	0,35	1,20	0,014	0,76
20/4/00 17:30	0,91	0,09	90,02	0,90	1,62	0,007	1,25
22/4/00 15:30	0,89	0,11	89,7	1,05	1,91	0,000	1,48

Dia/Mês/Ano Hora	Turbidez alimentação (UNT)	Turbidez permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	pH (S.U.)	Viscosidade Corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
19/4/00 13:03	60,95	3,06	29,4	0,6	6,1	0,81	123,19
19/4/00 13:11	59,98	3,20	35,4	7,4	6,1	0,71	97,51
19/4/00 13:19	58,30	3,47	35,6	16,0	6	0,71	87,92
19/4/00 13:51	59,40	3,85	35,4	15,2	6	0,71	80,25
19/4/00 14:56	49,71	2,36	36	23,0	5,9	0,71	78,58
19/4/00 15:15	46,46	1,69	35,1	0,4	5,9	0,72	123,07
19/4/00 15:33	45,01	1,50	35,8	15,4	5,9	0,71	82,10
19/4/00 16:58	31,26	1,48	35,9	19,8	5,7	0,71	80,67
19/4/00 17:45	26,97	1,94	36,5	25,3	5,7	0,70	70,51
19/4/00 20:00	25,64	0,60	36,3	22,9	5,8	0,70	71,79
19/4/00 20:55	24,62	1,13	36,6	18,8	5,8	0,70	65,70
19/4/00 21:30	29,50	1,42	36,3	25,1	5,9	0,70	64,41
20/4/00 8:20	76,36	2,41	33,7	6,1	6	0,74	98,72
20/4/00 9:20	72,72	3,06	34,3	18,2	6,1	0,73	69,35

Dia/Mês/Ano Hora	Turbidez alimentação (UNT)	Turbidez permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	pH (S.U.)	Viscosidade Corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
20/4/00 10:20	70,87	4,24	34,3	14,6	6,1	0,73	85,61
20/4/00 11:20	70,74	3,35	34,8	11,5	6,1	0,72	85,72
20/4/00 12:00	65,96	4,93	35,8	28,2	6,1	0,71	71,82
20/4/00 17:30	3,87	0,18	35	29,0	5,2	0,72	61,11
22/4/00 15:30	20,40	2,64	31,8	28,0	6,6	0,77	53,85

9.2.1 Estatística membrana 2 – Fase 1

	Permeado (m ³ /h)	Rejeito (m ³ /h)	Recuperação (%)	Pressão da Alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
Média	0,80	0,08	89,85	0,46	1,26	0,01	0,85
Máximo	1,16	0,11	90,90	1,05	1,91	0,03	1,48
Mínimo	0,66	0,07	88,50	0,33	1,16	0,00	0,74
Desvio	0,13	0,01	0,59	0,19	0,19	0,01	0,19

	Turbidez alimentação (UNT)	Turbidez permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	pH (S.U.)	Viscosidade Corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
Média	47,30	2,45	34,95	17,13	5,95	0,72	81,68
Máximo	76,36	4,93	36,60	29,02	6,60	0,81	123,19
Mínimo	3,87	0,18	29,40	0,40	5,20	0,70	53,85
Desvio	21,28	1,26	1,77	8,84	0,27	0,03	18,68

9.2.2 Planilha otimização volume produzido membrana 2 – Fase 1

Tempo (min.)	Tempo (horas)	V após retrolavagem (L)	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem (L)	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
60	1				60	
5	0,1	78,2	12,00	480,0	5	458,3
6	0,1	93,0	10,00	400,0	6	529,9
7	0,1	107,5	8,57	342,9	7	578,7
8	0,1	121,8	7,50	300,0	8	613,2
9	0,2	135,7	6,67	266,7	9	638,2
10	0,2	149,4	6,00	240,0	10	656,5
11	0,2	162,8	5,45	218,2	11	670,0
12	0,2	176,0	5,00	200,0	12	679,8
13	0,2	188,8	4,62	184,6	13	686,8
14	0,2	201,4	4,29	171,4	14	691,7
15	0,3	213,7	4,00	160,0	15	694,8

Tempo (min.)	Tempo (horas)	V após retrolavagem (L)	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem (L)	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
16	0,3	225,7	3,75	150,0	16	696,4
17	0,3	237,4	3,53	141,2	17	696,9
18	0,3	248,9	3,33	133,3	18	696,4
19	0,3	260,1	3,16	126,3	19	695,0
20	0,3	271,0	3,00	120,0	20	693,0
21	0,4	281,6	2,86	114,3	21	690,4
22	0,4	292,0	2,73	109,1	22	687,2
23	0,4	302,0	2,61	104,3	23	683,6
24	0,4	311,8	2,50	100,0	24	679,6
25	0,4	321,4	2,40	96,0	25	675,3
26	0,4	330,6	2,31	92,3	26	670,6
27	0,5	339,5	2,22	88,9	27	665,7
28	0,5	348,2	2,14	85,7	28	660,5

Tempo (min.)	Tempo (horas)	V após retrolavagem (L)	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem (L)	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
29	0,5	356,6	2,07	82,8	29	655,1
30	0,5	364,8	2,00	80,0	30	649,5
31	0,5	372,6	1,94	77,4	31	643,7
32	0,5	380,2	1,88	75,0	32	637,8
33	0,6	387,4	1,82	72,7	33	631,7
34	0,6	394,5	1,76	70,6	34	625,5
35	0,6	401,2	1,71	68,6	35	619,2
36	0,6	407,6	1,67	66,7	36	612,7
37	0,6	413,8	1,62	64,9	37	606,2
38	0,6	419,7	1,58	63,2	38	599,5
39	0,7	425,3	1,54	61,5	39	592,8
40	0,7	430,7	1,50	60,0	40	586,0
41	0,7	435,7	1,46	58,5	41	579,1

Tempo (min.)	Tempo (horas)	V após retrolavagem (L)	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem (L)	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
42	0,7	440,5	1,43	57,1	42	572,2
43	0,7	445,0	1,40	55,8	43	565,1
44	0,7	449,2	1,36	54,5	44	558,1
45	0,8	453,2	1,33	53,3	45	550,9
46	0,8	456,9	1,30	52,2	46	543,7
47	0,8	460,2	1,28	51,1	47	536,5
48	0,8	463,4	1,25	50,0	48	529,2
49	0,8	466,2	1,22	49,0	49	521,9
50	0,8	468,8	1,20	48,0	50	514,5
51	0,9	471,0	1,18	47,1	51	507,1
52	0,9	473,0	1,15	46,2	52	499,6
53	0,9	474,7	1,13	45,3	53	492,2
54	0,9	476,2	1,11	44,4	54	484,7

Tempo (min.)	Tempo (horas)	V após retrolavagem (L)	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem (L)	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
55	0,9	477,4	1,09	43,6	55	477,1
56	0,9	478,2	1,07	42,9	56	469,5
57	1,0	478,8	1,05	42,1	57	461,9
58	1,0	479,2	1,03	41,4	58	454,3
59	1,0	479,2	1,02	40,7	59	446,7
60	1,0	479,0	1,00	40,0	60	439,0

9.3 Resultados para membrana 2 – Fase 2

Dia/Mês/Ano Hora	Permeado (m ³ /h)	Rejeito (m ³ /h)	Recuperação (%)	Pressão da Alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
22/4/00 21:30	0,91	0,32	86,7	1,77	2,57	0,021	2,15
23/4/00 16:30	0,68	0,05	90,1	2,74	3,58	0,000	3,16
23/4/00 17:20	0,66	0,07	90,1	2,92	3,57	0,000	3,24
23/4/00 20:30	0,66	0,09	89,9	2,86	3,59	0,000	3,22
23/4/00 21:10	0,68	0,07	90	2,75	3,65	0,007	3,20
24/4/00 0:50	0,66	0,07	90,1	2,77	3,61	0,007	3,19
24/4/00 2:45	0,89	0,09	90	2,79	3,63	0,000	3,21
24/4/00 4:00	0,73	0,07	90,8	2,88	3,59	0,000	3,24
24/4/00 9:00	0,82	0,07	90,7	2,90	3,58	0,021	3,22
24/4/00 18:35	0,68	0,07	89,8	0,86	1,20	0,014	1,02
24/4/00 20:05	0,68	0,07	89,5	1,22	1,71	0,000	1,47
24/4/00 23:43	0,58	0,10	84,52	0,49	1,18	0,000	0,84
24/4/00 23:45	0,57	0,10	85,34	0,53	1,23	0,000	0,88

Dia/Mês/Ano Hora	Permeado (m ³ /h)	Rejeito (m ³ /h)	Recuperação (%)	Pressão da Alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
25/4/00 1:30	0,48	0,05	89,9	2,90	3,41	0,007	3,15
25/4/00 3:30	0,57	0,09	84,7	0,48	1,15	0,007	0,81
25/4/00 5:10	0,59	0,11	85,1	0,50	1,19	0,000	0,84
25/4/00 21:46	0,55	0,14	80,9	0,37	1,21	0,000	0,79
25/4/00 22:20	0,56	0,13	79,67	0,48	1,18	0,000	0,83
25/4/00 22:26	0,48	0,13	80,11	0,49	1,18	0,000	0,83
26/4/00 10:00	0,50	0,11	80,8	0,55	1,40	0,007	0,97
26/4/00 13:00	0,50	0,11	80,3	0,83	1,51	0,000	1,17
26/4/00 14:00	0,50	0,14	80,7	0,63	1,57	0,000	1,10

Dia/Mês/Ano Hora	Turbidez alimentação (UNT)	Turbidez permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	pH (S.U.)	Viscosidade Corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
22/4/00 21:30	90,40	4,96	31,4	23,8	10,2	0,77	38,38
23/4/00 16:30	8,97	0,19	35,7	26,8	6,2	0,71	17,94
23/4/00 17:20	8,35	0,12	35,5	26,4	6,1	0,71	16,97
23/4/00 20:30	7,10	0,17	35,3	27,6	6,1	0,71	17,15
23/4/00 21:10	7,10	0,21	35,3	23,4	6,1	0,71	17,89
24/4/00 0:50	8,64	0,70	34,3	24,0	6,4	0,73	17,70
24/4/00 2:45	8,71	0,72	34,4	24,0	6,5	0,73	23,61
24/4/00 4:00	8,84	0,59	35,4	25,6	7,1	0,71	18,80
24/4/00 9:00	19,05	1,22	34,2	29,2	10,2	0,73	21,81
24/4/00 18:35	7,85	0,13	35,1	17,4	5,7	0,72	56,44
24/4/00 20:05	7,34	0,09	35	23,0	5,6	0,72	39,26
24/4/00 23:43	3,37	0,11	34,7	3,4	8,5	0,72	59,25
24/4/00 23:45	3,37	0,45	34,95	4,6	6,77	0,72	54,17

Dia/Mês/Ano Hora	Turbidez alimentação (UNT)	Turbidez permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	pH (S.U.)	Viscosidade Corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
25/4/00 1:30	3,12	0,07	35,7	23,6	5,6	0,71	12,61
25/4/00 3:30	3,75	0,35	34,3	10,5	5,7	0,73	60,00
25/4/00 5:10	3,75	0,08	34,4	13,6	5,7	0,73	59,98
25/4/00 21:46	4,10	0,10	32,42	11,0	10,9	0,76	62,45
25/4/00 22:20	5,30	0,20	33,15	4,4	11,32	0,75	59,01
25/4/00 22:26	7,80	0,20	33,76	10,0	11,58	0,74	49,78
26/4/00 10:00	6,23	0,29	33,1	17,9	5,3	0,75	45,25
26/4/00 13:00	8,74	0,49	34,9	23,1	5,8	0,72	36,14
26/4/00 14:00	11,20	0,23	35,1	12,9	5,5	0,72	38,16

9.3.1 Estatística membrana 2 – Fase 2

	Permeado (m ³ /h)	Rejeito (m ³ /h)	Recuperação (%)	Pressão da Alimentação (bar)	Pressão de Recirculação (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
Média	0,63	0,10	86,35	1,58	2,29	0,00	1,93
Máximo	0,91	0,32	90,80	2,92	3,65	0,02	3,24
Mínimo	0,48	0,05	79,67	0,37	1,15	0,00	0,79
Desvio	0,12	0,06	4,23	1,11	1,13	0,01	1,12

	Turbidez alimentação (UNT)	Turbidez permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	pH (S.U.)	Viscosidade Corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
Média	11,05	0,53	34,46	18,46	7,22	0,73	37,40
Máximo	90,40	4,96	35,70	29,20	11,58	0,77	62,45
Mínimo	3,12	0,07	31,40	3,40	5,30	0,71	12,61
Desvio	18,06	1,03	1,11	8,24	2,14	0,02	18,03

9.3.2 Planilha otimização volume produzido membrana 2- Fase 2

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
60	1,00				60	
5	0,08	47,8	12,00	480,0	5	93,0
6	0,10	56,5	10,00	400,0	6	165,0
7	0,12	65,0	8,57	342,9	7	214,1
8	0,13	73,2	7,50	300,0	8	249,0
9	0,15	81,2	6,67	266,7	9	274,3
10	0,17	88,8	6,00	240,0	10	293,0
11	0,18	96,3	5,45	218,2	11	306,8
12	0,20	103,4	5,00	200,0	12	317,0
13	0,22	110,3	4,62	184,6	13	324,4
14	0,23	116,9	4,29	171,4	14	329,6
15	0,25	123,3	4,00	160,0	15	333,0

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
16	0,27	129,3	3,75	150,0	16	335,0
17	0,28	135,2	3,53	141,2	17	335,8
18	0,30	140,7	3,33	133,3	18	335,7
19	0,32	146,0	3,16	126,3	19	334,7
20	0,33	151,0	3,00	120,0	20	333,0
21	0,35	155,8	2,86	114,3	21	330,7
22	0,37	160,2	2,73	109,1	22	327,9
23	0,38	164,5	2,61	104,3	23	324,7
24	0,40	168,4	2,50	100,0	24	321,0
25	0,42	172,1	2,40	96,0	25	317,0
26	0,43	175,5	2,31	92,3	26	312,7
27	0,45	178,7	2,22	88,9	27	308,1
28	0,47	181,5	2,14	85,7	28	303,3

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
29	0,48	184,2	2,07	82,8	29	298,2
30	0,50	186,5	2,00	80,0	30	293,0
31	0,52	188,6	1,94	77,4	31	287,6
32	0,53	190,4	1,88	75,0	32	282,0
33	0,55	192,0	1,82	72,7	33	276,3
34	0,57	193,2	1,76	70,6	34	270,4
35	0,58	194,3	1,71	68,6	35	264,4
36	0,60	195,0	1,67	66,7	36	258,3
37	0,62	195,5	1,62	64,9	37	252,1
38	0,63	195,7	1,58	63,2	38	245,8
39	0,65	195,7	1,54	61,5	39	239,5
40	0,67	195,3	1,50	60,0	40	233,0
41	0,68	194,8	1,46	58,5	41	226,5

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
42	0,70	193,9	1,43	57,1	42	219,9
43	0,72	192,8	1,40	55,8	43	213,2
44	0,73	191,4	1,36	54,5	44	206,5
45	0,75	189,8	1,33	53,3	45	199,7
46	0,77	187,8	1,30	52,2	46	192,8
47	0,78	185,7	1,28	51,1	47	185,9
48	0,80	183,2	1,25	50,0	48	179,0
49	0,82	180,5	1,22	49,0	49	172,0
50	0,83	177,5	1,20	48,0	50	165,0
51	0,85	174,3	1,18	47,1	51	157,9
52	0,87	170,7	1,15	46,2	52	150,8
53	0,88	167,0	1,13	45,3	53	143,7
54	0,90	162,9	1,11	44,4	54	136,6

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
55	0,92	158,6	1,09	43,6	55	129,4
56	0,93	154,0	1,07	42,9	56	122,1
57	0,95	149,2	1,05	42,1	57	114,9
58	0,97	144,0	1,03	41,4	58	107,6
59	0,98	138,7	1,02	40,7	59	100,3
60	1	133,0	1,00	40,0	60	93,0

10 Anexo C - Resultados Operacionais Planta Piloto Caso 3

10.1 Resultados para Fase 1

Dia/Mês/ Hora	Permeado (lph)	Rejeito (lph)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação. (bar)	Pressão de recirculação. (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
12/1 7:39	1384,7	69,2	95,0	1,7	1,6	0,1	1,6
12/1 10:55	1384,7	69,2	95,0	1,6	1,6	0,1	1,5
12/1 11:04	1339,3	68,3	94,9	1,6	1,6	0,1	1,5
12/1 11:12	1407,4	63,3	95,5	1,5	1,5	0,1	1,4
12/1 18:56	1405,13	67,2	95,2	1,4	1,4	0,1	1,3
12/1 23:59	1405,13	63,9	95,5	1,5	1,5	0,1	1,4
13/1 10:31	1384,7	70,5	94,9	1,5	1,5	0,1	1,4
14/1 14:28	1366,54	67,6	95,1	1,8	1,8	0,1	1,7
14/1 15:12	1368,81	70,5	94,9	1,8	1,8	0,1	1,7
14/1 15:15	1368,81	70,9	94,8	1,8	1,8	0,1	1,7
17/1 10:58	1362	65,4	95,2	1,5	1,9	0,1	1,6

Dia/Mês/ Hora	Permeado (lph)	Rejeito (lph)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação. (bar)	Pressão de recirculação. (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
18/1 10:42	1357,46	69,2	94,9	1,9	1,9	0,1	1,8
18/1 23:59	1368,81	67,3	95,1	2,0	1,9	0,1	1,8
Média	1377,19	67,90	95,07	1,67	1,68	0,10	1,57
Máximo	1407,40	70,90	95,50	1,95	1,94	0,11	1,84
Mínimo	1339,30	63,33	94,82	1,38	1,37	0,09	1,27
Desvio	20,46	2,45	0,22	0,18	0,19	0,01	0,18

Dia/Mês/ Hora	Turbidez Alimentação (UNT)	Turbidez Permeado (UNT)	Temperatura. (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	Viscosidade corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
12/1 7:39	6,5	0,0	21,9	12,6	1,0	111,8
12/1 10:55	5,6	0,0	21,9	20,9	1,0	116,5
12/1 11:04	5,5	0,0	22,4	30,0	0,9	109,1
12/1 11:12	5,4	0,0	22,4	20,6	0,9	122,9
12/1 18:56	4,2	0,0	22,4	7,0	0,9	136,9
12/1 23:59	4,9	0,0	21,9	9,5	1,0	129,1
13/1 10:31	4,9	0,0	21,9	10,6	1,0	122,6

Dia/Mês/ Hora	Turbidez Alimentação (UNT)	Turbidez Permeado (UNT)	Temperatura. (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	Viscosidade corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
14/1 14:28	5,7	0,3	22,8	29,0	0,9	98,1
14/1 15:12	6,3	0,7	22,9	23,3	0,9	97,1
14/1 15:15	6,5	1,0	23,0	26,6	0,9	97,9
17/1 10:58	5,1	0,2	22,2	19,4	0,9	103,8
18/1 10:42	4,6	0,8	22,6	26,8	0,9	91,1
18/1 23:59	4,6	0,9	22,2	24,5	0,9	94,5

10.1.1 Estatística Fase 1

Média	5,37	0,30	22,34	20,06	0,95	110,11
Máximo	6,48	0,99	23,01	30,00	0,96	136,91
Mínimo	4,24	0,03	21,90	7,00	0,93	91,11
Desvio	0,74	0,37	0,39	7,78	0,01	14,57

10.1.2 Planilha otimização volume produzido - Fase 1

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem (L)	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem (L)	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
60	1				60	
5	0,08	86,6	12,00	480,0	5	559,3
6	0,10	103,4	10,00	400,0	6	633,6
7	0,12	119,9	8,57	342,9	7	685,0
8	0,13	136,3	7,50	300,0	8	722,2
9	0,15	152,5	6,67	266,7	9	749,8
10	0,17	168,5	6,00	240,0	10	770,8
11	0,18	184,3	5,45	218,2	11	786,9
12	0,20	199,9	5,00	200,0	12	799,4
13	0,22	215,3	4,62	184,6	13	809,1
14	0,23	230,5	4,29	171,4	14	816,6

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem (L)	Número de retrolavagem ciclo	de Volume gasto com retrolavagem (L)	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
15	0,25	245,6	4,00	160,0	15	822,3
16	0,27	260,4	3,75	150,0	16	826,6
17	0,28	275,1	3,53	141,2	17	829,7
18	0,30	289,6	3,33	133,3	18	831,9
19	0,32	303,8	3,16	126,3	19	833,2
20	0,33	317,9	3,00	120,0	20	833,8
21	0,35	331,8	2,86	114,3	21	833,8
22	0,37	345,5	2,73	109,1	22	833,3
23	0,38	359,1	2,61	104,3	23	832,4
24	0,40	372,4	2,50	100,0	24	831,0
25	0,42	385,5	2,40	96,0	25	829,3
26	0,43	398,5	2,31	92,3	26	827,3
27	0,45	411,3	2,22	88,9	27	825,0

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem (L)	Número de retrolavagem ciclo	de Volume gasto com retrolavagem (L)	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
28	0,47	423,8	2,14	85,7	28	822,5
29	0,48	436,2	2,07	82,8	29	819,7
30	0,50	448,4	2,00	80,0	30	816,8
31	0,52	460,4	1,94	77,4	31	813,7
32	0,53	472,2	1,88	75,0	32	810,4
33	0,55	483,8	1,82	72,7	33	807,0
34	0,57	495,3	1,76	70,6	34	803,4
35	0,58	506,5	1,71	68,6	35	799,7
36	0,60	517,6	1,67	66,7	36	795,9
37	0,62	528,4	1,62	64,9	37	792,0
38	0,63	539,1	1,58	63,2	38	788,0
39	0,65	549,6	1,54	61,5	39	784,0
40	0,67	559,9	1,50	60,0	40	779,8

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem (L)	Número de retrolavagem ciclo	Volume gasto com retrolavagem (L)	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
41	0,68	570,0	1,46	58,5	41	775,6
42	0,70	579,9	1,43	57,1	42	771,3
43	0,72	589,6	1,40	55,8	43	766,9
44	0,73	599,1	1,36	54,5	44	762,5
45	0,75	608,5	1,33	53,3	45	758,0
46	0,77	617,6	1,30	52,2	46	753,4
47	0,78	626,6	1,28	51,1	47	748,8
48	0,80	635,4	1,25	50,0	48	744,2
49	0,82	643,9	1,22	49,0	49	739,5
50	0,83	652,3	1,20	48,0	50	734,8
51	0,85	660,5	1,18	47,1	51	730,0
52	0,87	668,5	1,15	46,2	52	725,2
53	0,88	676,4	1,13	45,3	53	720,4

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem (L)	Número de retrolavagem ciclo	Volume gasto com retrolavagem (L)	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
54	0,90	684,0	1,11	44,4	54	715,6
55	0,92	691,4	1,09	43,6	55	710,7
56	0,93	698,7	1,07	42,9	56	705,7
57	0,95	705,8	1,05	42,1	57	700,8
58	0,97	712,6	1,03	41,4	58	695,8
59	0,98	719,3	1,02	40,7	59	690,8
60	1	725,8	1,00	40,0	60	685,8

10.2 Resultados para Fase 2

Dia/Mês/ hora	Permeado (lph)	Rejeito (lph)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação. (bar)	Pressão de recirculação. (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
30/1 11:55	1051,01	53,9	94,9	2,8	2,8	0,1	2,7
30/1 12:43	1066,9	53,3	95,0	3,0	3,0	0,1	2,9
30/1 12:47	1089,6	56,7	94,8	3,0	3,0	0,1	2,9
31/1 15:56	1180,4	109,8	90,7	0,5	1,0	0,1	0,7
31/1 17:34	1897,72	187,9	90,1	0,5	1,0	0,1	0,7
31/1 17:37	1641,21	162,5	90,1	0,5	1,0	0,1	0,7
31/1 17:50	1364,27	136,4	90,0	0,5	1,0	0,1	0,7
31/1 20:14	1582,19	158,2	90,0	0,5	1,1	0,1	0,7
31/1 20:18	1371,08	144,0	89,5	0,5	1,1	0,1	0,7
31/1 20:24	1223,53	120,1	90,2	0,5	1,0	0,1	0,6
31/1 20:30	1232,61	130,3	89,4	0,5	1,1	0,1	0,7
31/1 20:33	1130,46	111,8	90,1	0,5	1,1	0,1	0,7
31/1 20:52	1003,34	112,3	88,8	0,5	1,1	0,1	0,7

Dia/Mês/ hora	Permeado (lph)	Rejeito (lph)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação. (bar)	Pressão de recirculação. (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
31/1 21:00	1212,18	125,7	89,6	0,4	1,1	0,1	0,6
31/1 23:48	1214,45	121,7	90,0	0,5	1,0	0,1	0,7
31/1 0:06	1051,01	94,9	91,0	0,6	1,1	0,1	0,7
2/2 10:52	1026,04	91,6	91,1	1,0	1,3	0,1	1,0
2/2 11:00	1021,5	104,3	89,8	1,0	1,4	0,1	1,1
2/2 23:26	1044,2	107,6	89,7	1,1	1,6	0,1	1,3
2/2 23:30	1019,23	97,1	90,5	1,1	1,6	0,1	1,2
2/2 23:40	1039,66	100,0	90,4	1,2	1,6	0,1	1,3
2/2 23:46	1041,93	100,9	90,3	1,0	1,6	0,1	1,2
3/2 0:18	1055,55	104,5	90,1	1,1	1,8	0,1	1,3
3/2 8:47	998,8	102,9	89,7	0,9	1,6	0,1	1,1
3/2 9:12	998,8	99,9	90,0	0,9	1,6	0,1	1,2
3/2 9:19	976,1	100,5	89,7	1,2	1,6	0,1	1,3
3/2 9:34	1021,5	111,3	89,1	0,8	1,7	0,1	1,2

Dia/Mês/ hora	Permeado (lph)	Rejeito (lph)	Recuperação (%)	Pressão de alimentação. (bar)	Pressão de recirculação. (bar)	Pressão do Permeado (bar)	TMP (bar)
3/2 9:50	1089,6	110,0	89,9	0,8	1,6	0,1	1,1
3/2 11:03	1035,12	100,9	90,2	1,0	1,6	0,1	1,2

Dia/Mês/ Hora	Turbidez Alimentação (UNT)	Turbidez Permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	Viscosidade corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
30/1 11:55	10,5	0,3	21,9	28,7	1,0	48,7
30/1 12:43	10,3	0,4	22,0	25,7	1,0	46,7
30/1 12:47	10,5	0,4	21,9	29,9	1,0	47,7
31/1 15:56	40,9	0,6	29,7	6,3	0,8	190,2
31/1 17:34	32,7	0,4	29,3	1,2	0,8	297,8
31/1 17:37	32,6	0,1	29,4	4,9	0,8	258,2
31/1 17:50	32,3	0,1	29,6	18,4	0,8	213,4
31/1 20:14	45,9	0,1	28,6	3,0	0,8	256,5
31/1 20:18	44,8	0,1	28,8	7,9	0,8	220,3
31/1 20:24	48,6	0,3	28,9	6,0	0,8	208,2
31/1 20:30	47,0	0,2	29,0	9,8	0,8	195,1
31/1 20:33	46,0	0,1	29,6	13,7	0,8	176,0
31/1 20:52	46,8	0,8	29,2	10,4	0,8	157,2
31/1 21:00	50,6	0,1	28,4	18,7	0,8	203,2

Dia/Mês/ Hora	Turbidez Alimentação (UNT)	Turbidez Permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	Viscosidade corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
31/1 23:48	37,8	0,2	28,0	17,1	0,8	199,2
31/1 0:06	38,0	0,1	28,0	6,0	0,8	157,5
2/2 10:52	46,4	0,2	29,1	21,0	0,8	105,2
2/2 11:00	44,9	0,1	29,2	28,5	0,8	98,8
2/2 23:26	27,7	0,2	27,6	24,1	0,8	91,5
2/2 23:30	26,7	0,1	27,7	27,0	0,8	92,0
2/2 23:40	27,8	0,1	27,1	23,1	0,8	88,7
2/2 23:46	27,3	0,1	27,4	27,8	0,8	95,4
3/2 0:18	34,5	0,0	28,4	16,0	0,8	85,6
3/2 8:47	36,1	0,1	28,5	27,4	0,8	95,7
3/2 9:12	36,1	0,2	28,4	16,7	0,8	91,1
3/2 9:19	38,0	0,1	28,3	29,0	0,8	84,2
3/2 9:34	38,1	0,1	28,1	27,7	0,8	96,0
3/2 9:50	34,5	0,1	28,5	15,0	0,8	104,1

Dia/Mês/ Hora	Turbidez Alimentação (UNT)	Turbidez Permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	Viscosidade corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
3/2 11:03	37,7	0,1	28,7	27,0	0,8	92,7

10.2.1 Estatística – Fase 2

	Permeado (lph)	Rejeito (lph)	Recuperação (%)	Pressão da alimentação. (bar)	Pressão de recirculação. (bar)	Pressão do permeado (bar)	TMP (bar)
Média	1161,38	110,73	90,51	0,97	1,48	0,10	1,13
Máximo	1897,72	187,87	95,00	2,96	2,97	0,12	2,86
Mínimo	976,10	53,35	88,81	0,35	0,99	0,07	0,63
Desvio	219,88	29,52	1,59	0,72	0,56	0,01	0,64

	Turbidez Alimentação (UNT)	Turbidez Permeado (UNT)	Temperatura (°C)	Tempo após retrolavagem (min)	Viscosidade corrigida	Permeabilidade (l/m ² .h.bar)
Média	35,55	0,20	27,90	17,85	0,84	141,27
Máximo	50,59	0,78	29,70	29,90	0,96	297,81
Mínimo	10,33	0,04	21,85	1,20	0,80	46,70
Desvio	11,04	0,17	2,18	9,30	0,04	70,08

10.2.2 Planilha otimização volume produzido - Fase 2

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1hora)
60	1,00				60	
5	0,08	151,4	12,00	480,0	5	1336,4
6	0,10	179,2	10,00	400,0	6	1392,1
7	0,12	206,2	8,57	342,9	7	1424,9
8	0,13	232,5	7,50	300,0	8	1443,5
9	0,15	257,9	6,67	266,7	9	1452,5
10	0,17	282,5	6,00	240,0	10	1454,8
11	0,18	306,3	5,45	218,2	11	1452,3
12	0,20	329,2	5,00	200,0	12	1446,2
13	0,22	351,4	4,62	184,6	13	1437,3
14	0,23	372,8	4,29	171,4	14	1426,1

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
15	0,25	393,3	4,00	160,0	15	1413,3
16	0,27	413,0	3,75	150,0	16	1398,9
17	0,28	432,0	3,53	141,2	17	1383,4
18	0,30	450,1	3,33	133,3	18	1367,0
19	0,32	467,4	3,16	126,3	19	1349,7
20	0,33	483,9	3,00	120,0	20	1331,7
21	0,35	499,6	2,86	114,3	21	1313,1
22	0,37	514,4	2,73	109,1	22	1293,9
23	0,38	528,5	2,61	104,3	23	1274,4
24	0,40	541,8	2,50	100,0	24	1254,4
25	0,42	554,2	2,40	96,0	25	1234,1
26	0,43	565,8	2,31	92,3	26	1213,5
27	0,45	576,7	2,22	88,9	27	1192,6

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
28	0,47	586,7	2,14	85,7	28	1171,4
29	0,48	595,9	2,07	82,8	29	1150,1
30	0,50	604,3	2,00	80,0	30	1128,5
31	0,52	611,8	1,94	77,4	31	1106,8
32	0,53	618,6	1,88	75,0	32	1084,9
33	0,55	624,6	1,82	72,7	33	1062,8
34	0,57	629,7	1,76	70,6	34	1040,6
35	0,58	634,0	1,71	68,6	35	1018,3
36	0,60	637,6	1,67	66,7	36	995,9
37	0,62	640,3	1,62	64,9	37	973,4
38	0,63	642,2	1,58	63,2	38	950,8
39	0,65	643,3	1,54	61,5	39	928,1
40	0,67	643,6	1,50	60,0	40	905,3

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
41	0,68	643,0	1,46	58,5	41	882,5
42	0,70	641,7	1,43	57,1	42	859,6
43	0,72	639,5	1,40	55,8	43	836,6
44	0,73	636,6	1,36	54,5	44	813,5
45	0,75	632,8	1,33	53,3	45	790,4
46	0,77	628,2	1,30	52,2	46	767,3
47	0,78	622,8	1,28	51,1	47	744,1
48	0,80	616,6	1,25	50,0	48	720,8
49	0,82	609,6	1,22	49,0	49	697,5
50	0,83	601,8	1,20	48,0	50	674,2
51	0,85	593,2	1,18	47,1	51	650,8
52	0,87	583,7	1,15	46,2	52	627,4
53	0,88	573,5	1,13	45,3	53	603,9

Tempo (min.)	Tempo (horas)	Volume após retrolavagem	Número de retrolavagem por ciclo	Volume gasto com retrolavagem	Tempo (min.)	V _{Líquido} após retrolavagem (ciclo de 1 hora)
54	0,90	562,4	1,11	44,4	54	580,5
55	0,92	550,5	1,09	43,6	55	556,9
56	0,93	537,8	1,07	42,9	56	533,4
57	0,95	524,4	1,05	42,1	57	509,8
58	0,97	510,0	1,03	41,4	58	486,3
59	0,98	494,9	1,02	40,7	59	462,6
60	1	479,0	1,00	40,0	60	439,0

