UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO

ESCOLA DE QUÍMICA

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS

ARTHUR TRAVALLONI LOUVISSE

AVALIAÇÃO DA APLICAÇÃO DO PROCESSO DE ULTRAFILTRAÇÃO NO TRATAMENTO DE ÁGUA DO RIO PARAÍBA DO SUL

RIO DE JANEIRO

Arthur Travalloni Louvisse

AVALIAÇÃO DA APLICAÇÃO DO PROCESSO DE ULTRAFILTRAÇÃO NO TRATAMENTO DE ÁGUA DO RIO PARAÍBA DO SUL

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós Graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como requisito parcial à obtenção da titulação de Mestre em Ciências.

Orientadora: Juacyara Carbonelli Campos, D. Sc.

RIO DE JANEIRO

2017

Louvisse, Arthur Travalloni

Avaliação da aplicação do processo de ultrafiltração no tratamento de água do Rio Paraíba do Sul. Arthur Travalloni Louvisse. Rio de Janeiro, UFRJ/EQ, 2017.

108 fl.: il.

Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos) -Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Rio de Janeiro, 2017.

Orientadora: Juacyara Carbonelli Campos.

 Tratamento de água. 2. Ultrafiltração. 3. Rio Paraíba do Sul. 4. Avaliação Econômica – Dissertação. I. Campos, Juacyara Carbonelli. (Orientadora). II. Universidade Federal do Rio de Janeiro – UFRJ, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química. III. Título. Arthur Travalloni Louvisse

AVALIAÇÃO DA APLICAÇÃO DO PROCESSO DE ULTRAFILTRAÇÃO NO TRATAMENTO DE ÁGUA DO RIO PARAÍBA DO SUL

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós Graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como requisito parcial à obtenção da titulação de Mestre em Ciências.

Aprovada por:

Prof.^a Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc. (EQ/UFRJ) - Orientadora

Prof. Fábio de Almeida Oroski, D. Sc. (EQ/UFRJ)

Silvio Edegar Weschenfelder, D. Sc. (PETROBRAS)

RIO DE JANEIRO

2017

AGRADECIMENTOS

À minha família e amigos, que me apoiaram durante o Mestrado.

À minha orientadora, Juacyara Carbonelli Campos pela disponibilidade e valiosa orientação.

Aos colegas do LABFOZ e à equipe do LABTARE, pelo suporte nos experimentos e análises.

Ao Instituto Federal Fluminense, pela concessão do horário de trabalho especial durante o período do Mestrado e apoio financeiro.

RESUMO

LOUVISSE, Arthur Travalloni. Avaliação da aplicação do processo de ultrafiltração no tratamento de água do Rio Paraíba do Sul. Rio de Janeiro, 2017. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2017.

Os processos de separação por membrana, especialmente microfiltração e ultrafiltração, são tecnologias alternativas no tratamento de águas para abastecimento. Isso se deve, primeiramente, à possibilidade de obtenção de águas de excelente qualidade em estações mais compactas, com menor uso de produtos químicos e menor geração de resíduos. O presente trabalho avaliou o desempenho da ultrafiltração no tratamento da água proveniente do Rio Paraíba do Sul, que abastece o Pólo de Inovação Campos dos Goytacazes. Situado em área rural, seu projeto de expansão futura envolve instalação de uma estação de tratamento de água de pequena escala. O desempenho do processo de ultrafiltração foi avaliado em função do fluxo de permeado e da qualidade da água produzida em testes realizados em escala de bancada com amostras de água bruta do Rio Paraíba do Sul, captada na entrada do Polo de Inovação. Foram realizados medidas de fluxo de permeado com membranas de ultrafiltração com diferentes tamanhos de poro, diferentes pressões de operação e concentrações de contaminante. Dentre as membranas testadas, a membrana com retenção nominal de 50kDa apresentou maior produção de água tratada, utilizando a pressão de operação de 2bar. Neste estudo também foi realizada estimativa de custo preliminar a partir das variáveis definidas nos experimentos e dados de literatura, considerando uma unidade ultrafiltração de pequena escala com capacidade para atender a expansão prevista do Polo de Inovação. Os custos obtidos foram de R\$ 104.854,09 para o custo de investimento (CAPEX), R\$ 47.960,13 para o custo operacional (OPEX), sendo o custo total, elevado quando comparado com plantas de maior capacidade. Tendo em vista a baixa demanda para operação da planta, cálculos de OPEX e custo total também foram realizados considerando ocupação parcial da mão de obra, Dessa forma, foi obtido custo total de R\$ 2,16 por m³ considerando 100% ocupação de um técnico, e R\$ 1,28 por m³ para 20% de ocupação deste técnico, com base em 30 anos de retorno de investimento. Os resultados obtidos mostram que processos de separação por membranas consiste numa promissora alternativa para tratamento de água. através de sistemas de pequena escala, descentralizados, para abastecimento de comunidades isoladas e municípios sem infraestrutura de acesso a rede de distribuição e com carência de saneamento básico.

Palavras chave: Tratamento de água; ultrafiltração; Rio Paraíba do Sul; avaliação econômica.

ABSTRACT

LOUVISSE, Arthur Travalloni. Evaluation of the ultrafiltration process application in the treatment of water from Paraíba do Sul River. Rio de Janeiro, 2017. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2017.

Membrane separation processes, especially microfiltration and ultrafiltration, are emerging technologies in the treatment of water for human consumption. This is due to the possibility of obtaining water with excellent quality through compact stations, with less use of chemicals and less waste generation. The present study evaluated the performance of the ultrafiltration process in the treatment of water from Paraíba do Sul River, which supplies the Polo de Inovação Campos dos Goytacazes. Polo de Inovação is located in a rural area and its expansion project involves the construction of a small scale water treatment station. The UF process performance was evaluated as a function of the permeate flux and water quality produced in bench scale tests with raw water samples from the RPS, captured at the entrance of the Polo de Inovação. Measurements of permeate flux with UF membranes with different pore sizes, different operating pressures and contaminant concentrations were performed. The most suitable operating conditions were membrane with nominal retention of 50kDa and operating pressure of 2bar. In this study, preliminary cost estimation was also made from variables defined in the experiments and literature data, considering a small scale ultrafiltration unit with capacity to meet the expected expansion of the Polo.The costs were R\$ 104,854.09 for the capital expenditure (CAPEX), R \$ 47,960.13 for the operating expenditures (OPEX) and R\$ 2.16 per m³ of water produced, which is a high cost when compared to bigger water treatment plants.Considering the automation of the water treatment plant, OPEX calculations and total cost were also performed considering partial occupation of the technician responsible for the plant. Therefore, a total cost of R \$ 2.16 per m³ was obtained, considering that the technician would work exclusively in the plant, and R \$ 1.28 per m³ if he works 20% of his time in the plant, based on 30 years of return on the investment. The results show that membrane separation processes are a promising alternative for water treatment through decentralized small scale systems. They are a suitable technology for the production of potable water for isolated communities and municipalities without access to distribution network infrastructure and lack of basic sanitation.

Key words: Water treatment; ultrafiltration, Paraíba do Sul River; economic evaluation.

Lista de Figuras

Figura Sul	1:	Мара	da	Bacia	Hidrográfica	do	Rio	Paraíba	do 18
Figura 2: potável	Distri	buição	regional	da popu	Ilação de 884	milhõe	s sem	acesso à á 22	igua
Figura 3: região. Da	Discre ados c	epância de 2008	entre po em pero	pulação entagem	urbana e rural	no aces	sso a á	gua potáve	l por 23
Figura 4: potável. C	Com Dados	paração de 2008	das po 3	pulações	mundial urba	ana e ru	ıral sei	m acesso á	igua 23
Figura 5:	Princi	pais eta	pas de t	ratamento	o de água de a	abastecir	mento.		29
Figura 6:	Proce	sso Sep	aração	por Meml	orana (PMS)				32
Figura 7: membran	Faixa as	a típica	de tam	anho de	remoção em	process	sos de	separação	por 33
Figura 8:	Esque	ema dos	tipos de	e membra	inas de acordo	com a	simetria	a	37
Figura 9:	Módu	lo placa	e quadr	0					39
Figura 10	: Mód	ulo espi	ral com i	membran	as planas				39
Figura 11	: Mód	ulos tipo	tubular	único e a	grupadas				39
Figura 12	: Mód	ulos fibr	a oca e	capilares					40
Figura 13 hidráulica	8: Tipo e b) b	os de si comba c	stemas le vácuo	para obte	enção do grad	diente d	e pres	são: a) pres	são 41
Figura 14	: Esqu	uema filt	ração tra	ansversal					42
Figura 15	: Esqu	uema filt	ração ta	ngencial.					42
Figura 1 estacioná	6: Po rio na	olarizaçã região (o de c próxima	concentra à membr	ção; perfil d ana	e conce	entraçõ	es em es	tado 48
Figura 17	: Cres	cimento	no uso	da tecnol	ogia de memb	oranas			50
Figura 18	: Flux	ograma	das etap	oas exper	imentais cond	uzidas r	ieste e	studo	55
Figura 19	: Flux	ograma	do siste	ma de UF	de bancada.				55
Figura 20	: Foto	do siste	ema de l	JF de bar	ncada				56
Figura 21 kDa. Cor m/s	: Flux ndiçõe	o de pe s de op	ermeado eração:	versus to 4 bar, 25	empo na com °C, vazão de a	pactação alimenta	o da m ção 12	embrana de 0 L/h, VET 75	ə 50 1,15

Figura 30: Fluxo de permeado em função da pressão de operação para diferentes condições de membrana de 50 kDa......87

Lista de Tabelas

Tabela 1: Dados da quantidade de municípios por região em relação a presença ounão de abastecimento e tratamento de água
Tabela 2: Níveis de atendimento com água e esgotos dos municípios24
Tabela 3: Parâmetros organolépticos citados na Portaria nº 2.914/2011 do Ministério da Saúde e seus efeitos27
Tabela 4: Comparação entre os PSM34
Tabela 5: Especificação das membranas utilizadas nos experimentos56
Tabela 6: Metodologias das análises físico-químicas e microbiológicas58
Tabela 7: Parâmetros físico-químicos e microbiológicos do monitoramento do RPS -entrada da ETA71
Tabela 8: Dados estatísticos básicos das análises do RPS - entrada da ETA71
Tabela 9: Parâmetros físico-químicos e microbiológicos da água tratada na estaçãode tratamento do PICG73
Tabela 10: Dados estatísticos básicos das análises da água tratada na ETA do PICG74
Tabela 11: Resumo de resultados de compactação76
Tabela 12: Permeabilidade hidráulica das membranas77
Tabela 13: Parâmetros físico-químicos e microbiológicos da água bruta do RPS usada nos testes de permeação e dos permeados obtidos com membranas de UF com diferentes tamanhos de poro
Tabela 14: Fluxo de permeado após 120 min de operação com membrana de 50 kDa
Tabela 15: Qualidade da água do RPS concentrada e do permeado produzido85
Tabela 16: Permeabilidade hidráulica da membrana de 50 kDa em diversascondições de membrana
Tabela 17: Parâmetros operacionais e variáveis do projeto
Tabela 18: Cálculo do CAPEX90
Tabela 19: Comparação entre diferentes estimativas de CAPEX91
Tabela 20: Cálculo do OPEX92
Tabela 21: Cálculo do OPEX considerando ocupação parcial do técnico em
química93

Lista de Abreviaturas e Siglas

A_m: Área superficial da membrana (m²)

A_{tran.exp}: Área transversal do módulo de membranas do sistema de bancada (m²)

A_{tran}: Área transversal do módulo de membranas (m²)

A_{tran.proj}: Área transversal do módulo de membranas do projeto (m²)

AWWA: American Water Works Association

Ca: Concentração do contaminante na água de alimentação (mg/L)

CAPEX: Despesas de capital (R\$)

CAPEX_{Ad}: Custo de investimento estimado por Adham et al. (1996) (US\$)

CAPEX_{EPA}: Custo de investimento estimado por EPA (2005) (US\$)

CAPEX_{WW}: Custo de investimento estimado por Wright e Woods (1993) (US\$)

CEIVAP: Comitê de Integração da Bacia Hidrográfica do Rio Paraíba do Sul

C_{EnR(anual)}: Custo energético anual da bomba de recirculação (R\$/ano)

CETESB: Companhia Ambiental do Estado de São Paulo

C_f: Valor final do parâmetro C

C_i: Valor inicial do parâmetro C

C_{kWh}: Custo do kWh (R\$/kWh)

C_{mem/m2}: Custo referente a 1 m² de membrana (R\$/m²)

C_{mem}: Custo das membranas (R\$)

CONAMA: Conselho nacional do meio ambiente

COPOM: Comitê de Política Monetária

C_P: Concentração do contaminante na água do permeado (mg/L)

CT: Custo total do metro cúbico da água tratada (R\$/m³)

DALY: Disability-Adjusted Life Years

D_C: Comprimento característico (m)

EPA: Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos

E_{R(m2)}: Consumo de energia da bomba de recirculação (kW)

ETA ABV: Estação de Tratamento de Água Alto da Boa

f_D: Fator de fricção de Darcy

FIRJAN: Federação das Indústrias do Estado do Rio de Janeiro

FRV: Fator de Redução de Volume

i: Taxa de retorno de investimento (%a/a/100)

IBGE: Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística

J: Fluxo de permeado Lm⁻²h⁻¹

L: Comprimento do módulo de membranas (m)

Len: Comprimento da membrana em espiral desenrolada (m)

Lesp: Espessura do espaçador (m)

L_{mm}: Comprimento do módulo de membranas (m)

L_P: Permeabilidade da membrana para água (L/h*m²/bar)

MF: Microfiltração

n: Número de anos para o retorno do investimento

NF: Nanofiltração

NMP: Número mais provável

η: Eficiência da bomba

ODM: Objetivos de Desenvolvimento do Milênio

OMS/UNICEF - JMP: Programa de Monitoramento Conjunto da OMS com a UNICEF

OMS: Organização Mundial de Saúde

- ONU: Organização das Nações Unidas
- OPEX: Custos operacionais (R\$)
- OR: Osmose reversa
- P_a: Pressão na linha de alimentação (kPa)
- PAN: Policrilonitrila
- Pc: Pressão na linha de concentrado (ou rejeito) (kPa)
- PES: Polietersulfona
- PNAD: Pesquisa Nacional por Amostra de Domicílio
- P_P: Pressão na linha de permeado (kPa)
- PSM: Processos de separação por membranas
- PTM: Pressão Transmembrana (kPa)
- ΔP : Perda de carga entre a entrada e saída do módulo de membranas (bar)
- ρ: Densidade do fluido (kg/m³)
- Q: Vazão do fluido (m³/s)
- Q_{Ef}: Vazão efetiva de permeado (L/h)
- Q_{exp}: Vazão de alimentação experimental (m³/s)
- Q_p: Vazão de permeado (L/h)
- Q_{per}: Vazão de permeado de projeto (L/h)
- Q_r: Vazão da bomba de recirculação (m³/s)
- Q_R: Vazão de Recirculação (m³/h)
- R: Recuperação
- Rc: Rejeição de um dado contaminante (%)
- Re: Número de Reynolds
- Rop: Razão de tempo operacional do sistema

RPS: Rio Paraíba do Sul

SABESP: Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo

SNIS: Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento

tinop: Tempo inoperacional do sistema (h/dia)

t_{lq}: Tempo de limpezas químicas (h/dia)

t_{mr}: Tempo de manutenção de rotina (h/dia)

t_{op}: Tempo operacional da planta em um ano (h/ano)

t_{ti}: Tempo de testes de integridade (h/dia)

UF: Ultrafiltração

UNHRC: Conselho dos Direitos Humanos das Nações Unidas

UNICEF: Fundo das Nações Unidas para a Infância

V_{an}: Volume anual de água produzido (m³/ano)

V_a: Volume de alimentação (m³)

VET: Velocidade de escoamento tangencial (m/s)

V_f: Volume final no tanque de alimentação (L)

V_i: Volume inicial no tanque de alimentação (L)

VMP: Valores máximos permitidos

 V_p : Volume de permeado (m³)

WASH: Água, Saneamento e Higiene

1 INTRODUÇÃO E OBJETIVOS 17
1.1 INTRODUÇÃO 17
1.2 OBJETIVO GERAL
1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS 20
2.1 ÁGUA PARA CONSUMO HUMANO E SAÚDE 21
2.2 PADRÕES DE POTABILIDADE DA ÁGUA PARA CONSUMO HUMANO 26
2.3 TRATAMENTO CONVENCIONAL DE ÁGUA PARA O CONSUMO HUMANO 28
2.4 PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS (PSM) 31
2.4.1 Descrição do PSM
2.4.2 Classificação das membranas 36
2.4.3 Configurações e módulos de permeação
2.4.4 Modos de Operação 40
2.4.5 Parâmetros de Operação 43
2.4.6 Fouling
2.4.7 Polarização por concentração 47
2.4.8 Vantagens dos PSM 48
2.4.9 Aplicação de MF/UF para o tratamento de água para consumo humano 49
3 MATERIAIS E MÉTODOS
3.1 ETAPA 1 - AVALIAÇÃO DA QUALIDADE DA ÁGUA DO RPS E DO TRATAMENTO CONVENCIONAL DA ETA DO PICG
3.2 ETAPA 2 – CARACTERIZAÇÃO DAS MEMBRANAS 58
3.2.1 Compactação das membranas 58
3.2.2 Permeabilidade hidráulica
3.3 ETAPA 3 - TESTES DE PERMEAÇÃO 59
3.3.1 Avaliação da qualidade do permeado para membranas com diferentes retenções nominais
3.3.2 Avaliação quantitativa do fluxo de permeado em função da pressão de operação para membranas de diferentes retenções nominais
3.4 ETAPA 4 - AVALIAÇÃO DA QUALIDADE E DO FLUXO DE PERMEADO PARA ÁGUA DO RPS COM FRV=10
3.4.1 Avaliação do fluxo de permeado com redução de volume da água do RPS 60
3.4.2 Avaliação da qualidade da água do RPS com FRV=10 e do permeado produzido 61
3.4.3 Avaliação do fluxo de permeado com o tempo em diferentes pressões de operação no tratamento de água do RPS em FRV=10

SUMÁRIO

3.5 ETAPA 5 - AVALIAÇÃO DA LIMPEZA DA MEMBRANA	62
3.6 ETAPA 6 - AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR	63
3.6.1 CAPEX	63
3.6.2 OPEX	67
3.6.3. Custo total	70
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO	71
4.1 ETAPA 1 - AVALIAÇÃO DA QUALIDADE DA ÁGUA DO RPS E DO TRATAMENTO CONVENCIONAL DA ETA DO PICG	71
4.1.1 Monitoramento do Rio Paraíba do Sul	71
4.1.2 Monitoramento da Estação de Tratamento de Água do PICG	73
4.2 ETAPA 2 – CARACTERIZAÇÃO DAS MEMBRANAS	75
4.2.1 Compactação das membranas	75
4.2.2 Permeabilidade hidráulica	77
4.3 ETAPA 3 - TESTES DE PERMEAÇÃO	78
4.3.1 Avaliação da qualidade da água bruta do RPS e dos permeados de membranas co diferentes retenções nominais	om 78
4.3.2 Avaliação quantitativa do fluxo de permeado em função da pressão de operação pa membranas de diferentes retenções nominais	ara 79
4.3.3 Avaliação do fluxo de permeado estabilizado em teste de longa duração com a membrana de 50kDa e pressão de operação de 2 bar	82
4.4 ETAPA 4 - AVALIAÇÃO DA QUALIDADE E FLUXO DE PERMEADO PARA ÁGUA E RPS CONCENTRADA	DO 83
4.4.1 Avaliação do fluxo de permeado na concentração da água do RPS até FRV=10	83
4.4.2 Avaliação da qualidade da água do RPS concentrado e do permeado produzido	84
4.5 ETAPA 5 - AVALIAÇÃO DA LIMPEZA DA MEMBRANA	87
4.6 ETAPA 6 - AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR	89
4.6.1 CAPEX	90
4.6.2 OPEX	91
4.6.3 Custo total	93
5 CONCLUSÕES	97
6 REFERÊNCIAS	. 101

1 INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

1.1 INTRODUÇÃO

O crescimento exagerado da demanda hídrica em diversas regiões do mundo, combinado com a degradação da qualidade da água disponível, vem provocando sérios problemas de escassez hídrica. O crescimento urbano desordenado, o elevado nível de industrialização e expansão agrícola são fatores que contribuem para a diminuição da disponibilidade hídrica. Neste contexto, o tratamento da água para abastecimento público representa um grande desafio, seja pelos grandes volumes envolvidos, pelas restrições de área para instalação dos sistemas de tratamento, bem como pela degradação da qualidade da água dos mananciais disponíveis (MIERZWA *et al.*, 2006).

No Brasil, um fator que agrava a situação do abastecimento de água para consumo humano é a falta de infra-estrutura, especialmente nas áreas rurais. De acordo com PNAD (Pesquisa Nacional por Amostra de Domicílio) de 2013, realizada pelo IBGE (Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística), apenas 33% da população rural do Brasil possui água canalizada tratada nas residências. Dessa forma, o consumo de água sem qualidade aliado ao saneamento precário nestas áreas, leva a uma elevada incidência de doenças de transmissão hídrica (IBGE, 2013). Tal realidade tem conduzido a busca por alternativas que possibilitem garantir a qualidade de água para abastecimento público.

Dentre as tecnologias desenvolvidas para o tratamento de água de abastecimento destacam-se: coagulação, floculação e filtração (para a remoção de algas e materiais particulados); adsorção em carvão ativado em pó e granular; oxidação química mediante o emprego do cloro; permanganato de potássio, ozônio e peróxido de hidrogênio, no caso da remoção de toxinas e compostos orgânicos (MARCHETTO e FERREIRA FILHO, 2005).

Em centros urbanos o princípio de "economia de escala" geralmente favorece sistemas centrais de abastecimento, distribuição e tratamento de água envolvendo algumas destas etapas.

Por outro lado, em localidades distantes dos centros urbanos e sem acesso à infraestrutura básica, o uso de sistemas descentralizados de tratamento tem sido considerado uma solução viável. Os principais requisitos, neste caso de sistemas de pequena escala, são: baixo custo, facilidade de operação, baixa manutenção e baixa demanda energética (VERBANETS, 2009). Neste contexto, processos de separação por membranas (PSM) são considerados atrativos, pelo seu elevado desempenho, e potencialmente viáveis, pela acentuada redução no custo das membranas nas últimas décadas.

No presente trabalho, foi utilizado o estudo de caso de uma unidade de pequena escala, para avaliar o tratamento por ultrafiltração (UF) da água do Rio Paraíba do Sul (RPS), de forma a atender o projeto de expansão futura do Polo de Inovação Campos dos Goytacazes (PICG).

O RPS é formado pela confluência dos rios Paraitinga e Paraibuna em São Paulo; passa pelos estados de Minas Gerais e Rio de Janeiro, percorrendo 1150 km até desaguar no Oceano Atlântico, no Norte Fluminense. A bacia do RPS tem uma área de 62.074 km² e abrange 184 municípios, sendo 39 localizados no Estado de São Paulo, 57 no Estado do Rio de Janeiro e 88 em Minas Gerais. Vale destacar que 52 desses 184 municípios são banhados pelo RPS, sendo que 28 desses municípios captam água do RPS para abastecimento (ANA, 2017).

A Figura 1 mostra a região correspondente á bacia do RPS e os estados abrangidos.



AGEVAD

Figura 1: Mapa da Bacia Hidrográfica do Rio Paraíba do Sul. Fonte: Comitê de Integração da Bacia Hidrográfica do Rio Paraíba do Sul (CEIVAP) (2016).

O RPS está localizado numa área de intensa atividade antrópica e recebe grande carga de poluição, visto que localiza-se em uma das regiões mais industrializadas do país. Por conta disso, a qualidade de suas águas pode estar comprometida, representando risco à saúde da população que a consome.

De acordo com CEIVAP (Comitê de Integração da Bacia Hidrográfica do Rio Paraíba do Sul, 2016) no trecho entre Campos dos Goytacazes e a sua foz, o RPS é considerado classe 3, com os usos definidos na Resolução Federal 357 do CONAMA (2005). Nesta classificação, as águas podem ser destinadas as seguintes aplicações: ao abastecimento para consumo humano, após tratamento convencional ou avançado; à irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forrageiras; à pesca amadora; à recreação de contato secundário; e à dessedentação de animais.

No entanto, diversas fontes contribuem para a crescente degradação do rio, tais como efluentes domésticos, efluentes industriais e resíduos da agropecuária, além do agravante da retirada de cobertura vegetal da mata ciliar.

Segundo estudos do CEIVAP (2010), estima-se que 14% da carga poluidora do RPS é proveniente de efluentes industriais orgânicos, porém, a maior parte da poluição é oriunda de efluentes domésticos. A gravidade dessa situação é alarmante pois, ainda segundo CEIVAP (2010), 88,7% dos municípios da bacia do RPS não possuem saneamento básico e, por conta disso, 1 bilhão de litros de esgotos domésticos, praticamente sem tratamento, são despejados diariamente.

Neste contexto, de crescente deterioração da qualidade do RPS, sistemas de membrana de pequena escala, descentralizados, podem representar solução atrativa para garantir água potável para consumo em áreas rurais onde não existe infraestrutura de saneamento básico.

O que torna esse estudo relevante, especialmente para áreas rurais e municípios sem acesso a rede de distribuição de água tratada, situação semelhante a parte dos Municípios da bacia do RPS, contexto no qual se enquadra o presente estudo.De acordo com as classes de separação, os PSM são conhecidos como Microfiltração (MF), UF, Nanofiltração (NF) e Osmose Reversa (OR). Dentre estes processos, a utilização da UF para tratamento de água de abastecimento tem aumentado consideravelmente, pois representa uma barreira absoluta para patogênicos, removendo turbidez e aumentando palatabilidade da água (VERBANETS, 2009; ARNAL, 2007). Além de reduzir o impacto ambiental do tratamento, reduzindo a adição de químicos e produção de resíduos.

Além disso, a UF tem sido considerada uma ótima opção para a redução da concentração de matéria orgânica, precursora da formação dos subprodutos de desinfecção no processo de tratamento, antes da etapa de desinfecção (WHO, 2008).

O uso de produtos como cloro e dióxido de cloro na desinfecção, importantes na remoção de gosto e odor, podem levar à formação destes subprodutos com possíveis efeitos carcinogênicos (EPA, 2001). Dentre as principais substâncias formadas como subprodutos da desinfecção com cloro, prejudiciais a saúde, estão os ácidos haloacéticos, as cetonas cloradas e as haloacetonitrilas. No entanto, a UF, pela sua capacidade de separar material coloidal e moléculas de alta massa molar, é capaz de reduzir a concentração de matéria orgânica precursora da formação desses subprodutos (WHO, 2008). A UF pode ser ainda mais eficiente quando associada ao processo de coagulação ou adsorção em carvão ativado (EPA, 2001; SPETH e REISS, 2005). Alguns autores se referem à UF como um método físico de desinfecção que reduz a demanda por agente desinfetante e, consequentemente, a formação de subprodutos na etapa final de desinfecção (WHO, 2008).

Atualmente, a estação de tratamento de água do PICG é uma estação em escala piloto, desenvolvida por Cordeiro (2008), com a capacidade de produzir água para 360 pessoas (18 h/dia de operação) e abastecer o PICG. Esse sistema utiliza o processo de tratamento convencional que engloba etapas de floculação e

decantação seguida de filtração, filtros de areia e carvão. Utiliza o coagulante policloreto de alumínio e a desinfecção é realizada com hipoclorito de sódio. De acordo com especificações de projeto, a unidade opera com uma turbidez máxima de entrada de 200 UT, vazão de alimentação de 2,0 m³/h, (CORDEIRO, 2008).

O estudo proposto consiste em avaliar processo de UF para tratamento da água do RPS visando atender aumento da demanda de água do PICG, em função de futura expansão.

1.2 OBJETIVO GERAL

Avaliar o uso de sistema de UF de pequena escala como alternativa para tratamento de água do RPS, visando atender aumento da demanda de água do PICG, em função de futura expansão.

1.3 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Analisar a qualidade da água do RPS na entrada e saída da Estação de Tratamento de Água (ETA) atualmente em operação no PICG;
- Avaliar processo de UF para tratamento da água do RPS através de testes em escala de bancada;
- Comparar a qualidade da água tratada por UF com a qualidade obtida no tratamento convencional através de parâmetros físicos químicos e microbiológicos;
- Avaliar a viabilidade técnica e econômica preliminar do processo de UF para tratamento da água proveniente do RPS.
2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 ÁGUA PARA CONSUMO HUMANO E SAÚDE

O acesso à água potável constitui uma das metas definidas na Declaração do Milênio aprovada em setembro de 2000 pela Organização das Nações Unidas (ONU). Dentre os Objetivos de Desenvolvimento do Milênio (ODM) formulados, a meta 7C estabeleceu reduzir pela metade a proporção de pessoas sem acesso a água adequada ao consumo humano até 2015 (UN, 2006).

Corroborando essa diretriz, em abril de 2011, o Conselho dos Direitos Humanos das Nações Unidas (UNHRC) adotou, através da Resolução 16/2, o acesso a água potável segura e ao saneamento como um direito humano: um direito à vida e à dignidade humana (UNHRC, 2011).

De acordo com a ONU, a definição de "água segura" refere-se a "uma oferta de água que não representa risco à saúde, que é suficiente para atender todas as necessidades domésticas, que está disponível continuamente e que tem custo acessível" (UN, 2006).

Neste contexto, a partir de 2000, a Organização Mundial de Saúde (OMS) e o Fundo das Nações Unidas para a Infância (UNICEF) estabeleceram um Programa de Monitoramento Conjunto (OMS/UNICEF - JMP), que representa o mecanismo oficial da ONU encarregado principalmente de monitorar os progressos em relação às metas do ODM 7 sobre abastecimento de água potável e saneamento.

De acordo com ultimo relatório emitido por esse programa em 2010, intitulado "Progressos sobre Saneamento e Água Potável: Relatório de atualização 2010", cerca de 884 milhões de pessoas ainda não possuem acesso a água potável e aproximadamente três vezes esse número de pessoas não tem acesso a saneamento básico (WHO/UNICEF, 2010).

As populações sem acesso a água potável, em termos mundiais, é mostrada na Figura 2, indicando que a maior parte concentra-se na África e Ásia; cerca de 700 milhões de pessoas, seguido pela América Latina e Caribe, com 38 milhões de pessoas.



Figura 2: Distribuição regional da população de 884 milhões sem acesso a água potável. Dados de 2008, população em milhões (WHO/UNICEF, 2010).

Outro ponto importante, ilustrado no referido monitoramento, é a discrepância neste indicador entre população rural e urbana. De acordo com o relatório, 84% da população sem acesso a água potável corresponde à população rural, conforme ilustram as Figuras 3 e 4 (WHO/UNICEF, 2010).



Figura 3: Discrepância entre população urbana e rural no acesso a água potável por região, dados de2008 em percentagem. Adaptado de WHO/UNICEF (2010).



Figura 4: Comparação das populações mundial urbana e rural sem acesso água potável, dados de 2008. Adaptado de WHO/UNICEF (2010).

Tal discrepância é ratificada nos dados agrupados pela UNICEF relativos a Água, Saneamento e Higiene (WASH), que aponta que, apesar da população mundial estar quase igualmente dividida entre habitantes urbanos e rurais, a grande maioria dos que não têm acesso a água e saneamento vive nas áreas rurais. Segundo o levantamento sete em cada dez pessoas sem acesso a saneamento básico são habitantes rurais e mais de oito em cada dez pessoas sem acesso a fontes melhoradas de água potável vivem em áreas rurais (WHO/UNICEF, 2015).

No Brasil, de acordo com o censo de 2010 do IBGE, 82,85% da população é atendida por rede de abastecimento de água, enquanto que o restante é atendido por poço ou nascentes. Em áreas rurais, especificamente, apenas 32,8% dos domicílios estão ligados a redes de abastecimento de água com ou sem canalização interna (IBGE, 2010).

Em pesquisa realizada em 2008, o IBGE computou o número de municípios por região que possuem serviço de abastecimento por rede; o número de municípios que possuem tratamento (por tipo de tratamento) e o número de municípios sem tratamento algum. Estes dados estão resumidos nas Tabelas 1 (IBGE, 2008).

	Municípios					
Grandes Regiões e Unidades da Federação		Com serviço de abastecimento de água por rede geral de distribuição				
	Total		Condição de atendimento			
		Total	Pelo menos um distrito possui água tratada	Todos os distritos possuem água tratada	Sem água tratada	
Brasil	5 564	5 531	344	4 822	365	
Norte	449	442	28	322	92	
Nordeste	1 793	1 772	112	1 520	140	
Sudeste	1 668	1 668	85	1 513	70	
Sul	1 188	1 185	103	1 044	38	
Centro-Oeste	466	464	16	423	25	

Tabela 1: Dados da quantidade de municípios por região em relação a presença ou não de abastecimento e tratamento de água. Dados IBGE (2008).

Pode-se observar que alguns municípios brasileiros não apresentam tratamento da água para abastecimento.

Estes dados estão de acordo com o levantamento do Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS), que é um sistema de dados ligado ao Ministério das Cidades e Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental. Em uma pesquisa realizada em 2014, foram levantados os níveis de atendimento dos municípios cujos prestadores de serviços eram participantes do SNIS, em diferentes regiões geográficas e no Brasil, conforme mostra a Tabela 2 (SNIS, 2014).

		0 0	•	· · · ·
	Atendimento	Atendimento	Atendimento total	Atendimento urbano
RECIÃO	com água	urbano com água	com esgoto*	com esgoto*
REGIAO	(rural+urbano)%	(urbano)%	%	%
Norte	54,51	67,83	7,88	9,92
Nordeste	72,90	89,48	23,81	31,12
Sudeste	91,73	96,83	78,33	83,26
Sul	88,18	97,30	38,14	44,40
Centro-Oes	te 88,88	96,69	46,91	51,65
TOTAL:	83,03	93,16	49,84	57,64

Tabela 2: Níveis de atendimento com água e esgotos dos municípios. Dados de SNIS (2014).

* Referido aos municípios atendidos com água

Pode-se notar que este monitoramento também aponta diferenças na disponibilidade de água potável entre área rural e urbana, uma vez que apresenta índices

superiores na área urbana em relação ao total para todas as regiões, padrão também observado em nível mundial.

Segundo a PNAD de 2009, realizada pelo IBGE, as áreas rurais, que abrigam cerca de 30 milhões de pessoas em 8,8 milhões de domicílios, são as mais carentes de infraestrutura de saneamento. De acordo com a PNAD, 67,2% da população rural capta água de poços (protegidos ou não), em cursos d'água sem nenhum tratamento e em outras fontes geralmente insalubres (IBGE, 2010).

Esta discrepância pode ser atribuída à falta de infra-estrutura, geralmente encontrada nas áreas rurais e aos elevados custos para a implantação das redes e sistema de abastecimento de água com adutoras, reservatórios, tratamento e ligações domiciliares, devido, entre outros fatores, a pulverização dessa população em pequenas vilas, comunidades ou distritos em grandes áreas (VERBANETS, 2009).

A principal consequência da falta de abastecimento de água potável é o aumento na incidência de doenças de veiculação hídrica na população de baixo poder aquisitivo, principalmente nos primeiros anos de vida, quando as crianças apresentam baixa resistência a doenças. Essa população habita, na maioria das vezes, as periferias das cidades e a zona rural, exatamente aquelas com menor cobertura de serviços de saneamento básico, conforme apontado nos levantamento citados anteriormente (FUNASA, 2011).

Em termos mundiais, de acordo com a UNICEF, que monitora dados relativos a Água, Saneamento e Higiene através do programa WASH, a falta de água potável, de saneamento básico e de higiene causam a morte de cerca de 1,5 milhão de crianças menores de 5 anos a cada ano (UNICEF, 2006). Isso se deve à enorme quantidade de enfermidades de veiculação hídrica existentes, que podem ser transmitidas tanto pela ingestão de água contaminada por agentes biológicos patogênicos como pela insuficiência da quantidade de água (PADUA; HELLER, 2010). Dentre essas doenças destacam-se: cólera, disenteria bacilar, febre tifóide, hepatite infecciosa, febre paratifóide, gastroenterite, diarréia infantil e leptospirose (D'AGUILA, 2000).

Estima-se que a ausência ou deficiência do abastecimento de água ou do esgotamento sanitário são responsáveis por 2.200.000 mortes por ano e 82.200.000

anos de vida perdidos ou com incapacidade no mundo, conforme dados expressos pelo indicador Disability-Adjusted Life Years (DALY), o que corresponde a 4,0% de todas as mortes e a 5,7% de todos os DALY (PRÜSS *et al*, 2002). Tal indicador foi implementado através de programa da WHO (World Health Organization) em âmbito mundial para medir impacto de fatores relacionados a saúde na qualidade e expectativa de vida dos países (WHO, 2008).

Além de doenças causadas por agentes biológicos, há uma crescente preocupação com a presença de agentes químicos em níveis tóxicos na água de abastecimento, podendo provocar efeitos agudos e crônicos. Tais doenças são causadas pela presença de substâncias químicas na água, como, por exemplo: agroquímicos, resíduos industriais, hospitalares e esgotos. Esses agentes químicos podem se originar de diversos processos inerentes à ocupação humana, como subprodutos de processos industriais e atividades agrícolas, ou ainda do próprio processo de tratamento de água; ou por contaminação da própria rede de distribuição pelo contato com materiais inadequados das instalações de abastecimento (PADUA e HELLER, 2010).

2.2 PADRÕES DE POTABILIDADE DA ÁGUA PARA CONSUMO HUMANO

Atualmente, a legislação que estabelece os padrões de potabilidade da água para consumo humano no Brasil está disponível na Portaria n° 2.914/2011 do Ministério da Saúde. Nessa portaria estão descritos diversos padrões físico-químicos e microbiológicos, tais como: turbidez para a água pós-filtração ou pré-desinfecção, limites para cianotoxinase e outras substâncias químicas que representam riscos à saúde, além dos padrões organolépticos (de rejeição para consumo) associados a cor, odor e gosto. Além desses padrões, a Portaria n° 2.914/2011 ainda define procedimentos de monitoramento e controle, tais como: número mínimo de amostras, frequência para o controle da qualidade da água em sistemas de abastecimento, tempo de contato mínimo para os diferentes tipos de desinfecção e as concentrações de cloro residual livre e combinado que devem ser mantidas em toda a extensão do sistema de distribuição. O cumprimento e o monitoramento desses parâmetros são essenciais para a distribuição de água adequada para consumo humano (BRASIL, 2011).

Segundo Pádua e Heller (2010), os parâmetros organolépticos servem como indicadores da aceitação da água para consumo humano. Na Tabela 3 pode-se observar os parâmetros organolépticos citados na Portaria n° 2.914/2011 do Ministério da Saúde, assim como seus correspondentes efeitos na água de abastecimento.

Tabela 3: Parâmetros organolépticos citados na Portaria nº 2.914/2011 do Ministério da Saúde e seus efeitos (PADUA e HELLER, 2010).

Parâmetro	Efeito
Alumínio	Depósito de hidróxido de alumínio na rede de distribuição
Amônia (como NH3)	Odor, acentuado em pH elevado
Cloreto	Gosto
Cor Aparente	Aspecto estético
Dureza	Gosto, incrustações, comprometimento da formação de espuma com o sabão
Etilbenzeno	Odor
Ferro	Aspecto estético - turbidez e cor
Manganês	Aspecto estético - turbidez e cor
Monoclorobenzeno	Gosto e odor
Gosto e Odor	Gostos e odores são desfavoráveis ao consumo
Sódio	Gosto
Sólidos dissolvidos totais	Gosto, incrustações
Sulfato	Gosto, limite referente ao sulfato de sódio
Sulfeto de Hidrogênio	Gosto e odor
Surfactantes (como LAS)	Gosto, odor e formação de espuma
Tolueno	Odor
Turbidez	Aspecto estético, indicação de integridade do sistema
Zinco	Gosto
Xilenos	Gosto e odor

Embora a legislação estabeleça os limites para parâmetros físico-químicos e microbiológicos a serem seguidos para garantir que a água de abastecimento fornecida à população seja potável, a definição de água potável é aquela que pode ser consumida sem riscos à saúde humana e sem causar rejeição ao consumo por questões organolépticas (PADUA e HELLER, 2010). Sendo assim, mesmo se uma determinada substância potencialmente prejudicial à saúde (não explicitada na legislação) estiver presente na água bruta, ela precisará ser monitorada na água distribuída à população. Vale lembrar que somente a realização do tratamento da água não garante a potabilidade, uma vez que a qualidade da água pode se deteriorar entre o tratamento, a distribuição e o consumo. Por conta disso, é necessário atuar em todos os aspectos, desde a proteção de mananciais, a seleção de tecnologias de tratamento apropriadas, a operação correta das estações de

tratamento, até a adoção de medidas para evitar a contaminação da água no sistema de distribuição, garantindo assim a segurança no consumo dessa água (BASTOS *et al.*, 2003).

2.3 TRATAMENTO CONVENCIONAL DE ÁGUA PARA O CONSUMO HUMANO

O tratamento convencional de águas para consumo humano pode envolver de modo geral seis etapas principais, sendo estas: pré-tratamento, coagulação, floculação, decantação, filtração e desinfecção. Essas etapas funcionam como múltiplas barreiras para a passagem de partículas (suspensas ou dissolvidas) e microrganismos para a água tratada (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

A Figura 5 mostra as principais rotas de tratamento, segundo Di Bernardo e Dantas (2005). A definição das etapas necessárias para tratamento é função principalmente da qualidade da água bruta (que varia de acordo com período ano), do tamanho e da distribuição das partículas presentes e das suas características físico-químicas.



Figura 5: Principais rotas de tratamento de água (DI BERNARDO E DANTAS, 2005).

Ainda de acordo com os autores Di Bernardo e Dantas (2005), estas etapas podem ser descritas como:

 Pré-Tratamento: Utilizado para a remoção de material sólido grosseiro e amortecer picos de turbidez em épocas chuvosas. São empregadas técnicas de decantação, com uso de lagos com elevado tempo detenção hidráulica, ou pré-filtração dinâmica, na qual a condição de operação é definida para cada qualidade de água de entrada ou ainda filtros com leitos de pedregulhos. Esta etapa é projetada de forma a prevenir impactos nas etapas posteriores do tratamento, que podem ocorrer devido a águas fora das especificações de entrada dos equipamentos. A necessidade dessa etapa varia com a qualidade da água bruta.

- Coagulação: A água bruta é coagulada com um sal de alumínio ou ferro, que leva à formação de precipitados do metal do coagulante e de impurezas presentes na água. O processo de coagulação fundamenta-se na neutralização das cargas das partículas coloidais suspensas na água e pela adição de um agente químico coagulante. Dessa forma, a repulsão entre essas partículas é eliminada, favorecendo o contato das mesmas, propiciando a formação de flocos de tamanho suficientemente grande para decantar. Alguns fatores que devem ser observados nessa etapa são:
 - Quantidade de coagulante
 - Controle do pH (existe um pH ótimo de coagulação)
 - Qualidade da água bruta (quanto mais turva a água bruta, mais fácil é a coagulação)
 - Agitação (aumenta a probabilidade de colisão dos coágulos)
- Floculação: A água fica sob agitação lenta, permanecendo nessa etapa até que os flocos alcancem tamanho e massa específica suficientes para que sejam removidos por sedimentação em decantadores ou por flotação em flotadores.

Na floculação, ocorre a aglomeração dos flocos e partículas coloidais da água, proporcionando melhor remoção das partículas. Os principais fatores de influência dessa etapa são:

- Probabilidade de colisão das partículas
- Adição ou não de floculantes
- o Diluição de floculantes
- o Temperatura
- o Características de fluxo
- Decantação: Essa etapa pode ocorrer em decantadores convencionais ou de alta taxa. Decantadores convencionais consistem em grandes tanques, com escoamento horizontal ou vertical, enquanto os de alta taxa possuem módulos de plástico ou placas planas paralelas. Nos decantadores existem três zonas de passagem dos flocos para que ocorra a decantação:

- o Zona de entrada (velocidade baixa para decantação dos flocos)
- Zona de saída (saída da água tratada)
- o Zona de lama (retirada dos flocos decantados)
- Filtração: De acordo com a rota de tratamento escolhida, a filtração pode ser descendente, em que a água bruta coagulada é introduzida pela parte superior da unidade, ou ascendente, em que a corrente é introduzida pela parte inferior da unidade filtrante. Quando água bruta não apresenta características de turbidez e cor elevadas, pode-se utilizar a filtração ascendente diretamente após coagulação. No caso da rota incluir decantadores, a corrente de água segue para unidades de escoamento descendente, onde ocorre a filtração. Nessa etapa, ocorre a remoção dos traços finais de matéria suspensa na água que foi quimicamente condicionada. Como meio filtrante, são utilizados materiais com granulometria apropriada para realizar a filtração da água, como areia e antracito. Os filtros podem operar pressurizados ou por gravidade.
- Desinfecção: A desinfecção é realizada através do uso de produtos químicos, geralmente por cloração ou uso de dióxido de cloro. Seguida de fluoretação e correção de pH. Por fim, a água tratada segue para tanques de armazenamento.

A seguir serão apresentados os processos de separação por membrana, considerados não convencionais.

2.4 PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS (PSM)

2.4.1 Descrição do PSM

O PSM consiste na separação do efluente em duas correntes distintas, denominadas permeado, parcela que passa através da membrana, e concentrado, parcela que fica enriquecida com os solutos retidos pela membrana, conforme ilustra a Figura 6:



Figura 6: Processo Separação por Membrana (PMS). Adaptado de Thorsen E Fløgstad (2006). As membranas funcionam como barreiras seletivas, restringindo parcial ou totalmente, a passagem de um ou mais componentes de uma corrente para outra. A força motriz, que promove o transporte através da membrana, está associada a um gradiente de pressão, de concentração ou potencial elétrico.

Dentre os processos que utilizam a pressão como força motriz, estão a microfiltração (MF), UF, nanofiltração (NF) e osmose reversa (OR), que diferem entre si basicamente pelo diâmetro de poro da membrana. As membranas de MF possuem a maior abertura de poros, seguida respectivamente das membranas de UF, NF e OR (MULDER, 1996). O uso das tecnologias de membranas filtrantes é bastante amplo, indo desde o pós-tratamento de esgoto sanitário e efluentes industriais, até o tratamento de água para abastecimento e dessalinização de águas salobras ou salinas (MULDER, 1996).

Nos processos de MF e UF, que utilizam membranas porosas, o transporte se dá por convecção, ocorrendo através dos poros, e a separação é por exclusão de tamanho. Já nos processos que utilizam membranas densas (praticamente sem poros) o mecanismo de separação envolve o transporte das moléculas por difusão através da membrana (MULDER, 1996; BAKER, 2004).

A Figura 7 ilustra a faixa e a capacidade de separação de cada um dos processos de separação por membrana que utiliza pressão hidráulica como força motriz.



Figura 7: Faixa típica de tamanho de remoção em processos de separação por membranas (VICKERS, 2005).

O fluxo de permeado produzido é determinado pela porosidade superficial, além do tamanho dos poros da membrana. Nesse aspecto, as membranas de MF apresentam porosidade superficial superior em relação as de UF. Enquanto as de UF tem porosidade superficial na faixa de 0,1 a 1%, nas de MF esse valor varia de 5 a 50%. No entanto, devido ao maior diâmetro dos poros, a membrana de MF é mais suscetível a entupimento, o que pode resultar no declínio mais acentuado do fluxo de permeado ao longo do tempo (HABERT *et al.*, 2006).

Além do tamanho dos poros, a pressão através da membrana é um parâmetro importante no processo. Quanto maior o tamanho dos poros da membrana, menor a pressão através da membrana que pode ser utilizada. Dessa forma, a membrana de OR opera com as maiores pressões de operação e, consequentemente, maior consumo de energia por volume de água tratada (CHERYAN, 1998).

A Tabela 4 ilustra as características dos PSM (adaptado do METCALF e EDDY (2003)):

Processo	Tipo e tamanho de poro	Mecanismo de separação	Pressão de Operação	Substâncias removidas
MF	Porosa (0,1 a 10 micra)	Convecção	0,1 a 2 bar	Sólidos suspensos, cistos e oocistos de protozoários, algumas bactérias e vírus.
UF	Porosa (10 a 100 nm)	Convecção	2 a 7 bar	Macromoléculas, colóides, algumas bactérias, alguns vírus e proteínas.
NF	Porosa (1 a 10 nm)	Convecção	7 a 20 bar	Moléculas pequenas, dureza e vírus.
OR	Densa (<2 nm)	Difusão	20 a 80 bar	Moléculas pequenas, cor, dureza, sulfatos, nitratos, sódio e outros íons.

Tabela 4: Comparação entre os PSM. Adaptado de Metcalf e Eddy (2003).

No tratamento de água de abastecimento, o uso de membranas de UF é bastante comum, uma vez que comparado com o tratamento convencional, oferece algumas vantagens significativas (NAKATSUKA, 1996):

 - Qualidade superior da água tratada, pela remoção de material coloidal, bactérias e vírus (microrganismos resistentes a tratamento químico, por exemplo Giardia e Cryptosporidium);

- Sistema compacto e modular, ajustável a variações na qualidade de entrada;

- Menor utilização de coagulante e floculante;

- Menor geração de resíduos;

Já a tecnologia de OR e NF são as mais empregadas para dessalinização e abrandamento da água, sendo capazes de separar diversas espécies iônicas dissolvidas no efluente como: sódio, cloreto, cálcio, magnésio e outros (NAKATSUKA, 1996). A capacidade de separação nos PSM é determinada pela abertura dos poros das membranas, visto que o tamanho dos poros define a barreira física que impede a passagem de contaminantes maiores do que os mesmos (DROSTE, 1997).

No entanto, o desempenho do processo depende da manutenção do fluxo de permeado ao longo do tempo. Um dos fenômenos responsáveis por reduzir o fluxo de permeado e a vida útil da membrana é a ocorrência de incrustações que

promovem o entupimento/bloqueio dos poros, conhecida como incrustação orgânica ou *fouling*. Esse fenômeno resulta da deposição de partículas, colóides, macromoléculas ou sais dentro ou na superfície das membranas. O *fouling* pode ocorrer por diversos mecanismos que incluem: adsorção, bloqueio de poros, precipitação de sais e formação de torta. O *fouling* é considerado reversível quando puder ser removido através de limpeza química e/ou mecânica (HABERT *et al*, 2006). Mais detalhes sobre o impacto desse fenômeno nos PSM são descritos no Capítulo 2.4.6.

Segundo Strathmann (2001), as propriedades que determinam o desempenho ou a eficiência de uma membrana são:

- alta seletividade;
- elevado fluxo permeado;
- boa estabilidade mecânica, térmica e química sob as condições de operação;
- baixa tendência à formação de fouling;
- boa compatibilidade com efluente.

No caso do tratamento de água para abastecimento e esgotos, os PSM denominados de baixa pressão são amplamente utilizados. As membranas utilizadas nesses processos são de MF ou UF (GUERRA e PELLEGRINO, 2012). De acordo com Baker *et al*(1991), as membranas de MF seriam adequadas para a filtração de colóides e algumas bactérias presentes na água bruta. No entanto, as membranas de UF são mais utilizadas para essa aplicação, visto que têm menor propensão ao bloqueio de poros, pois estes são muito pequenos em comparação com as substâncias em suspensão.

Estudos realizados por Mierzwa et al. (2008), também mostraram a eficiência para a remoção de compostos orgânicos e matéria orgânica natural superior a 76%, utilizando membranas de UF (espiral) na água do Reservatório Guarapiranga (coletada na SABESP - Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo).

Mousa (2007), em estudo com soluções sintéticas de ácidos húmicos (1 a 20 mg/L) e membranas de poliacrilonitrila (PAN), mostrou que a ocorrência de *fouling* é mais acentuada para membranas de maior tamanho de poro. De acordo com o autor, em

membranas com maior tamanho de poros é mais provável que ocorra o bloqueio dos poros além da formação da torta na superfície da membrana.

Kuchler e Miekeley (1994) encontraram que a rejeição de soluções de ácido húmico na membrana de 1 kDa é 80-90%, a mesma que na membrana de 10 kDa, enquanto a rejeição de ácido fúlvico é 60-70%.

2.4.2 Classificação das membranas

Podem ser classificadas quanto à estrutura em porosas ou densas. Em membranas porosas, o transporte de massa é fundamentalmente convectivo, ocorrendo através dos poros. Nas densas não há poros discretos, portanto, o transporte de massa é realizado através de uma etapa de sorção dos componentes na superfície da membrana e difusão através do material que constitui a membrana, seguido de posterior dessorção dos componentes (caso das membranas de osmose reversa) (HABERT *et al.*, 2006).

As membranas também podem ser classificadas quanto à sua morfologia, podendo ser:

- Homogêneas constituídas por um único material;
- Compostas ou Heterogêneas constituídas por mais de um material;
- Simétricas ou Isotrópicas apresentam as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura;
- Assimétricas ou Anisotrópicas apresentam gradiente de porosidade na direção perpendicular à sua superfície.

Tanto membranas densas como porosas podem ou não apresentar as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura, podendo ser isotrópicas ou ansiotrópicas, conforme ilustra a Figura 8. O que define a classificação das membranas são as características que a mesma apresenta na superfície de contato com a solução (HABERT *et al.*, 2006).

Membranas Simétricas



Figura 8: Esquema dos tipos de membranas de acordo com a simetria. Adaptado de Baker (2004). As membranas simétricas possuem espessura na faixa de 10 a 200 micrômetros, enquanto as membranas assimétricas possuem uma camada de topo densa (pele), com espessura de 0,1 a 0,5 micrometros, suportada por uma camada porosa, com espessura de 50 a 150 micrometros. A resistência ao transporte de massa e, consequentemente, o fluxo de permeado, são determinados pela espessura total da membrana (no caso das simétricas) ou pela camada de topo (caso sejam assimétricas) (MULDER, 1996).

A estrutura das membranas, quando submetida inicialmente a pressão de operação, sofre uma deformação mecânica em função do adensamento de sua microestrutura, denominada compactação. Tal fenômeno é observado no inicio da operação, causando uma redução no fluxo de permeado (PERSSON *et al.*, 1995).

2.4.3 Configurações e módulos de permeação

Os módulos de membrana são os elementos básicos do sistema, estes reúnem as membranas, estruturas de suporte e pressão, canais de alimentação e captação do permeado e do concentrado.

As membranas podem ser planas ou cilíndricas. As membranas planas podem apresentar configuração de módulo tipo placa-quadro ou espiral. Membranas

cilíndricas podem apresentar configuração de modulo tipo tubular ou fibra oca (METCALF e EDDY, 2007).

A configuração placa-quadro consiste em placas planas de membranas empilhadas alternadamente com placas porosas. Na espiral, o mesmo conjunto é enrolado. A água de alimentação escoa entre as membranas e a parcela dessa corrente que atravessa a superfície das mesmas é coletada como permeado. As Figuras 9 e 10 ilustram módulos de membranas planas tipo placa/quadro e espiral, respectivamente.

As configurações tubular e fibra oca são construídas por tubos de material polimérico ou cerâmico arranjado em feixes dentro de módulos. No caso da configuração tubular, esta consiste em cartuchos com centenas de fibras e, no caso da fibra oca, milhares de fibras com diâmetro entre 0,5mm e 1,4mm. Nos módulos tubulares, as membranas ficam dispostas dentro de um vaso de pressão individualmente ou agrupadas. A alimentação é bombeada para dentro da membrana enquanto o permeado é coletado no espaço externo entre a membrana e o vaso de pressão. A parcela da alimentação que não atravessa a superfície da membrana é descartada ou recirculada como concentrado. Membranas de fibra oca podem ser colocadas no interior de um vaso de pressão ou podem permanecer submersas num tanque com a água de alimentação, sendo esta última preferencialmente utilizada para águas com altas concentrações de sólidos suspensos (METCALF e EDDY, 2007).

O sentido do fluxo nesses módulos pode variar, sendo de dentro para fora ou de fora para dentro. As Figuras 11 e 12 ilustram módulos tipo tubular e fibra-oca, respectivamente.

A limpeza dos módulos pode ser mecânica ou realizada através da circulação de soluções químicas (METCALF e EDDY, 2007).

Os módulos são projetados de forma a maximizar a superfície útil das membranas por volume do módulo, limitar o acúmulo de material retido e impossibilitar a contaminação do permeado por substancias presentes no concentrado. Esses módulos devem apresentar características como: facilidade de limpeza, baixo volume morto e simplicidade de manuseio, além de baixo custo de fabricação (SCHNEIDER e TSUTIYA 2001).



Figura 9: Módulo placa e quadro (HABERT et al., 2006).



Figura 10: Módulo espiral com membranas planas (HABERT et al., 2006).



Figura 11: Módulos tipo tubular único e agrupadas. (HABERT et al., 2006).



Figura 12: Módulos fibra oca e capilares (HABERT et al., 2006).

2.4.4 Modos de Operação

Na operação de sistemas de membranas utiliza-se uma bomba para promover o fluxo do afluente em direção ao módulo, conferindo a pressão necessária para que o fluido passe através da membrana. Nesse processo, são utilizadas válvulas, tanto para o controle do fluxo de alimentação como de concentrado, de forma a regular a pressão nessas correntes. O permeado geralmente é colhido à pressão atmosférica (SCHNEIDER e TSUTIYA, 2001).

Existem também sistemas de filtração por sucção, nos quais utiliza-se uma bomba centrífuga para criar pressão negativa na corrente do permeado. Dessa forma, é gerada a diferença de pressão entre o fluido no canal de alimentação e de permeado, que funciona como força motriz para a filtração. Este tipo de bomba é comumente utilizada em reatores biológicos com membrana submersa (SCHNEIDER e TSUTIYA, 2001).

A Figura 13 mostra esquematicamente as duas formas de obter o gradiente de pressão para o processo.



Figura 13: Tipos de sistemas para obtenção do gradiente de pressão: a) pressão hidráulica e b) bomba de vácuo. Fonte: Elaboração Própria.

Em relação ao modo de operação, as membranas podem operar de duas formas:

- Convencional (dead-end): A corrente de entrada escoa perpendicularmente à membrana, gerando uma corrente de saída de permeado. Os solutos e materiais em suspensão ficam retidos, acumulando-se próximos a superfície da membrana, que promove um aumento da resistência do meio filtrante e, conseqüentemente, diminuição acentuada do fluxo do permeado (SCHNEIDER e TSUTIYA, 2001);
- Tangencial (cross-flow): A corrente de entrada escoa paralelamente ao meio filtrante, sendo geradas duas correntes, a do concentrado (que contém a parcela da alimentação que não permeou a membrana) e o permeado (que contém a parcela tratada do fluido, que passou pela membrana). Minimiza-se, dessa forma, o acúmulo de partículas ou soluto na superfície da membrana (pelo efeito do arraste gerado pela velocidade tangencial) resultando, assim, em menor resistência ao fluxo. Nesse tipo de operação, é possível manter fluxos de permeado constantes por longos períodos de tempo (AL-MALACK e ANDERSON, 1996).

As Figuras 14 e 15 ilustram as duas formas de operação, respectivamente:



Figura 14: Esquema filtração convencional (GHIGGI, 2011).



Figura 15: Esquema filtração tangencial (GHIGGI, 2011).

Outro aspecto importante em relação ao modo de operação é que este pode ser operado de duas formas diferentes: à pressão constante ou à vazão constante. No primeiro, a pressão transmembrana é mantida constante e depois de algum tempo de operação, ocorre um aumento da resistência ao fluxo pelo acúmulo de soluto na superfície da membrana e, consequentemente, a redução do fluxo de permeado.

Esta diminuição do fluxo reduz também o aporte de material na interface da membrana, o que favorece manutenção do fluxo de permeado.

Já na operação em fluxo constante, quando a resistência ao fluxo começa a aumentar, ocorre um aumento da pressão sobre a superfície da membrana que pode acentuar seu bloqueio. (AL-MALACK e ANDERSON, 1997).

O modo de operação empregado depende do projeto do sistema e busca alcançar um fluxo de permeado estabilizado.

2.4.5 Parâmetros de Operação

Segundo Metcalf e Eddy (2007), os principais parâmetros de operação de PSM são descritos como:

2.4.5.1 Fluxo de permeado

O fluxo é definido como a vazão de permeado por unidade de área de membrana:

$$J = \frac{Q_p}{A_m} \tag{1}$$

Onde:

J: Fluxo de permeado (L/h*m²);

Q_p: Vazão de permeado (L/h);

A_m: Área superficial da membrana (m²).

2.4.5.2 Recuperação

A recuperação representa a fração volumétrica da água de alimentação que é tratada pelo sistema num determinado intervalo de tempo. É a razão entre volume total de água permeada (Vp) e o volume alimentado (Va):

$$R = \frac{V_p}{V_a} \tag{2}$$

Onde:

R: Recuperação;

- V_p: Volume de permeado (m³);
- V_a: Volume de alimentação (m³).

Deve ser descontado do volume de permeado, a água utilizada para limpeza química e retrolavagem.

2.4.5.3 Pressão transmembrana (PTM)

A pressão transmembrana (PTM) é o gradiente de pressão que atua como força motriz para o transporte de massa através da membrana e pode ser definido, para diferentes modos de operação, como:

Modo de escoamento tangencial (cross-flow):

$$PTM = \left(\frac{P_a + P_c}{2}\right) - P_p \tag{3}$$

Modo convencional (dead-end):

$$PTM = P_a - P_p \tag{4}$$

Onde:

PTM: Pressão Transmembrana (kPa);

Pa: Pressão na linha de alimentação (kPa);

P_p: Pressão na linha de permeado (kPa);

Pc: Pressão na linha de concentrado (ou rejeito) (kPa).

2.4.5.4 Rejeição

A rejeição é o percentual de um dado contaminante presente na alimentação que é retido pela membrana, sendo expresso como (EPA, 2005; METCALF e EDDY, 2007):

$$Rc = \left(1 - \frac{C_p}{C_a}\right) * 100\tag{5}$$

Onde:

Rc: Rejeição de um dado contaminante (%);

C_p: Concentração do contaminante na água do permeado (mg/L);

Ca: Concentração do contaminante na água de alimentação (mg/L).

2.4.5.5 Permeabilidade

A permeabilidade corresponde a constante de proporcionalidade, L_p, entre fluxo de Permeado e a PTM:

$$L_p = \frac{J}{PTM} \tag{6}$$

Onde:

L_p: Permeabilidade da membrana para água (Lm⁻²h⁻¹bar⁻¹).

Decréscimos do fluxo e permeado (J) com o tempo, durante a operação, alteram diretamente o valor de permeabilidade da membrana, sendo relacionados a alterações da membrana e interações físico-químicas com impurezas presentes no fluido. Tais alterações geralmente resultam na formação de *fouling*, afetando o desempenho da filtração tangencial (METCALF e EDDY, 2007; VIANA, 2004).

Quando utiliza-se água pura, normalmente este decréscimo é atribuído ao fenômeno de compactação estrutural da membrana, e a Lp é chamada de permeabilidade hidráulica. Essa medida serve para caracterizar a membrana, além de indicar o grau de integridade da mesma (MULDER, 1996).

2.4.5.6 Fator de Redução de Volume (FRV)

O fator de redução de volume consiste na razão entre os volumes final e inicial do tanque de alimentação em um processo de filtração por membranas em batelada (MULDER, 1996).

$$FRV = \frac{V_i}{V_f} \tag{7}$$

Onde:

V_f: Volume final no tanque de alimentação (L);

Vi: Volume inicial no tanque de alimentação (L);

FRV: Fator de redução de volume.

A utilização desse fator é de grande utilidade quando se quer avaliar a performance do sistema em condições similares a de um sistema contínuo. Através da medida da concentração prévia da amostra, pela redução de volume, pode-se testar o sistema com concentrações maiores de soluto. Esse recurso permite simular a operação em um sistema contínuo operado com diferentes graus de recuperação de água.

A partir de equações de balanço de massa, chega-se a seguinte equação:

$$FRV = \frac{1}{1 - \frac{R}{100}}$$
 (8)

Dessa forma, é possível avaliar a performance hidráulica do sistema em diferentes recuperações em um sistema de laboratório em batelada.

2.4.5.7 Velocidade de escoamento tangencial

A velocidade de escoamento tangencial (VET) é determinada pela divisão da vazão do fluido que passa pela membrana pela área da seção transversal do módulo de membranas.

$$VET = \frac{Q}{A_{Tran}} \tag{9}$$

Onde:

VET: Velocidade de escoamento tangencial (m/s);

Q: Vazão do fluido (m³/s);

A_{Tran}: Área transversal do módulo de membranas (m²).

2.4.6 Fouling

Um dos principais problemas na operação dos PSM é a ocorrência de *fouling* na membrana, que é a acumulação do soluto na superfície da membrana ou no interior dos poros, resultando na redução do fluxo permeado e, consequentemente, na redução do seu desempenho.

O *fouling* depende basicamente das características da água de alimentação e da membrana, mas também depende das condições de operação. Dentre os parâmetros determinantes para minimizar a formação de *fouling* destacam-se: a velocidade tangencial no módulo da membrana e a frequência de retrolavagem (CHERYAN, 1998).

Em geral, o fluxo do permeado é maior conforme se aumenta a velocidade tangencial e a frequência de retrolavagem, visto que esses dois fatores promovem o controle da formação de *fouling* na superfície da membrana. A determinação da velocidade tangencial ideal também é importante para concepção de projetos de filtração tangencial, pois irá determinar a taxa de recuperação de água por passagem, ou seja, o percentual da vazão de alimentação que é convertido em permeado por passagem pela superfície da membrana, trabalhando com a recirculação de concentrado (MIERZWA, 2006).

O aumento do diferencial de pressão na membrana aumenta a vazão produzida de permeado. Porém, este aumento de pressão pode ocasionar maior penetração de solutos nos poros da membrana e seu bloqueio e, consequentemente, aumentar o *fouling*, levando à diminuição da permeabilidade da membrana (LAPOLLI, 1998).

Cabe ressaltar que a formação de *fouling* aumenta os custos operacionais, pois gera uma maior demanda de energia (pelo aumento da pressão de operação), diminui os intervalos entre as limpezas químicas e reduz significativamente o tempo de vida útil das membranas (SEIDEL e ELIMELECH, 2002).

Dessa forma, estudos e testes piloto para a determinação das melhores condições hidrodinâmicas de operação de acordo com o afluente a ser tratado, são necessários para minimizar efeito do *fouling* (TARDIEU *et al.*, 1998).

2.4.7 Polarização por concentração

O declínio no fluxo de permeado ao longo do tempo também pode estar associado ao fenômeno de polarização por concentração.

Uma vez que a membrana é seletiva, isto é, permite a passagem apenas de alguns solutos, ocorre uma acumulação dos solutos que são rejeitados na superfície da membrana. Consequentemente, forma-se uma camada concentrada nestes solutos na interface, oferecendo uma resistência adicional à transferência de massa. Este fenômeno é conhecido como **polarização da concentração** (BAKER, 2004).

Dessa forma, devido a concentração próxima à superfície da membrana ser maior do que no seio da solução, é iniciado um movimento retro-difusivo em direção ao seio da solução e um gradiente de concentração dos compostos na região próxima à interface membrana/solução é estabelecido. Este fenômeno de polarização de concentração está representado na Figura 16 (TEIXEIRA, 2001).



Figura 16: Polarização de concentração; perfil de concentrações em estado estacionário na região próxima à membrana (ROSA, 1995).

O comportamento de resistência ao fluxo de permeado em decorrência do fenômeno de polarização por concentração pode ser representado por dois modelos: modelo das resistências e modelo da camada gel (quando a concentração do soluto na interface da membrana é alta suficiente para ocorrer a gelificação das moléculas de soluto). As condições hidrodinâmicas, além das propriedades físico-químicas da membrana e sua interação com soluto irão determinar qual modelo melhor se aplica (BAKER, 2004). A polarização de concentração intensifica e favorece a formação de *fouling*, aumentando o declínio do fluxo de permeado (HABERT *et al.*, 2006).

Segundo Habert *et al.* (2006), tais fenômenos são acentuados com o aumento do diferencial de pressão através da membrana (PTM), que intensifica o transporte dos solutos para superfície, produzindo um aumento da resistência ao transporte do solvente.

2.4.8 Vantagens dos PSM

Segundo Habert *et al.* (2006), existem diversas vantagens relacionadas ao uso de PSM em processos comerciais, estas estão comentadas a seguir:

Economia de Energia: Na maior parte dos PSM, a separação ocorre sem que ocorra mudança de fase. Isso faz com que esses processos sejam economicamente favoráveis.

Seletividade: A seletividade é uma característica importante dos PSM. Em alguns casos estes processos representam a única alternativa de separação, sendo que também é possível seu uso em processos combinados (processos convencionais e processos com membranas são utilizados para que a separação ocorra de maneira mais eficiente e econômica).

Separação de Compostos Termolábeis: Os PSM geralmente são operados em temperatura ambiente, o que possibilita o fracionamento de misturas envolvendo substâncias termosensíveis. Portanto, os PSM tem sido amplamente empregados na indústria farmacêutica e alimentícia.

Simplicidade de Operação e Escalonamento: Uma das principais vantagens dos PSM é a sua simplicidade operacional e facilidade de escalonamento (scale up). Os sistemas são modulares e os dados para o dimensionamento da planta podem ser obtidos através de equipamentos de escala piloto que operam, muitas vezes, com módulos de membrana com a mesma dimensão dos utilizados industrialmente. Ademais, a operação dos sistemas de membrana não exige mão de obra intensiva.

Reduz a necessidade de aplicação de produtos químicos para a obtenção de um efluente de boa qualidade: os únicos produtos químicos imprescindíveis para os PSM são os utilizados na limpeza química das membranas, porém, estes são consumidos em quantidades muito pequenas quando comparadas aos sistemas convencionais de tratamento (SCHNEIDER e TSUTIYA, 2001).

Os PSM são processos robustos: Os PSM atuam como uma barreira física de separação e, dessa forma, alterações na qualidade da água de alimentação não interferem de maneira significativa na qualidade do efluente (BLUMENROTH e SCHNEIDER 2001).

2.4.9 Aplicação de MF/UF para o tratamento de água para consumo humano

De acordo com a American Water Works Association (AWWA) (2005), o uso de processos de MF e UF para tratamento de água para o consumo humano começou a ganhar destaque na década de 90, em função da aplicação de legislações mais rigorosas de potabilidade da água para consumo e pelos crescentes avanços

tecnológicos que favoreceram bastante o custo-benefício dos PSM, resultando em um aumento significativo no número de instalações no mundo (EPA, 2001; AWWA, 2005).

O primeiro sistema de tratamento de água municipal por membrana foi instalado nos Estados Unidos durante o início dos anos 90 e foi comissionado em 1993 pela San Jose Water Company, em Saratoga, Califórnia. Com capacidade de 13.600 m³/d (3,6 MGD), tinha objetivo de atingir altos padrões de redução de turbidez e remoção de patógenos (AWWA, 2008).

O estudo realizado por Vickers (2005) mostrou o crescimento significativo da aplicação desta tecnologia na década de 90, em termos de numero de instalações a nível mundial, conforme ilustra a Figura 17:



Figura 17: Crescimento no uso da tecnologia de membranas (VICKERS, 2005).

De acordo com o autor, o crescimento acentuado observado a partir da década de 90, está relacionado com os custos de implantação mais competitivos (em comparação aos tratamentos convencionais), em função da economia de escala e de inovações implementadas nos PSM (VICKERS, 2005).

Jacangelo *et al.* (1996) observaram que, durante a década de 90, houve uma maior aplicação em larga escala de sistemas de UF em relação aos de MF. De acordo com os autores, o crescimento significativo dos processos de UF em termos de número de instalações no período estudado ocorreu devido à melhora no controle de formação de *fouling* em membranas de UF. Membranas de MF, embora permitam maior fluxo de operação, apresentam maior tendência de deposição de partículas na sua estrutura de macroporos, levando à redução mais rápida do fluxo e requerendo maior frequência de limpeza em relação as membranas de UF. Estas geralmente possuem estrutura assimétrica, assim como uma camada superficial efetivamente responsável pela filtração com porosidade significativamente menor (*skinner structure*), impedindo a passagem de contaminantes para interior da membrana. Dessa forma, tanto o *fouling* quanto o número de limpezas necessárias para a operação são minimizados (JACANGELO *et al.*, 1996).

Outro aspecto importante da aplicação da tecnologia de membranas no tratamento de água para abastecimento é ressaltado por Jacangelo *et al.* (1996). Segundo os autores, os PSM são processos efetivos na remoção de micro-organismos, permitindo a redução do uso de cloro na desinfecção, o que promove um melhor controle dos subprodutos de desinfecção. O processo de UF possui a capacidade de reter microorganismos menores, como vírus (0,02 a 0,08 micra), além de protozoários (3-15 micra) e bactérias (0,5 a 10 micra). Por conta disso, requer apenas desinfecção residual para atingir os limites estabelecidos pela legislação (JACANGELO *et al.*, 1996).

Atualmente, sabe-se que o mercado de membranas de UF cresceu de U\$3,1 bilhões (2015) para U\$ 3,3 bilhões (2016) (RAMAMURTHY, 2016). Além disso, estima-se que o mercado de membranas apresentará uma taxa de crescimento de 10% de 2016 a 2021 (INDUSTRY ARC, 2017), sendo que, no caso específico as membranas de UF, o crescimento esperado para esse período é de 6,7%, chegando a U\$4,6 bilhões em 2021 (RAMAMURTHY, 2016).

No Brasil, existem três estações de tratamento de água por membranas de UF. A SABESP é responsável pela implantação e operação de todas essas plantas, que são destinadas à produção de água potável (SIGNUS, 2014;REVISTA TAE, 2016).

A primeira planta de UF instalada no país é a Estação de Tratamento de Água Alto da Boa Vista (ETA ABV), que atualmente funciona com 14 m³/s e entrou em operação em 2015, aumentando a produção de água potável em 2 m³/s. A tecnologia de membranas utilizada nessa planta é da empresa Koch Membrane Systems (REVISTA TAE, 2016). As outras duas estações de tratamento de água por

membranas de UF localizam-se no município de Bertioga, em São Paulo. Estas são: a ETA São Lourenço, que utiliza membranas da Dow Water & Process Solutions, e possui capacidade de produção de 90 m³/h de água; e a ETA Itapanhaú, que utiliza membranas similares e possui capacidade de produção de 360 m³/h de água (SIGNUS, 2014).

De acordo com dados publicados no AWWA - Membrane Process Commitee (2008) e EPA (2001), os principais fornecedores de sistemas de MF/UF nos Estados Unidos para sistemas de tratamento de água de abastecimento de larga escala são: Aquasource, F.B. Leopold, Hydranautics, Ionics, Koch, Pall, US Filter e Zenon. Segundo dados da Industry ARC (2017), as principais empresas do mercado mundial de membranas de UF/OR são Dow Chemicals, GE Corporation, Koch Membrane Systems, Oasys Water, PennWell Corporation. Vale destacar que Dow Chemical e Koch Membrane Systems dominam o mercado com 51% das cotas. Os Estados Unidos e a região Ásia-Pacífico possuem 65% do mercado de membranas UF/OR (INDUSTRY ARC, 2017).

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo, estão detalhados os sistemas e metodologias utilizadas no presente estudo, conforme o fluxograma ilustrado na Figura 18:



Figura 18: Fluxograma das etapas experimentais conduzidas neste estudo.

Na Etapa 1, foi avaliada a eficiência do processo de tratamento convencional da ETA instalada no PICG, através do monitoramento de parâmetros físico-químicos e microbiológicos da água do RPS na entrada e na saída da ETA. As amostras, coletadas em frascos de vidro ou plástico previamente esterilizado, foram acondicionadas em refrigerador e transportadas para laboratório para análise. Essas análises foram usadas para a avaliação comparativa da qualidade da água tratada na ETA com o permeado proveniente do sistema de UF testado.

Na Etapa 2, o sistema de filtração de bancada foi utilizado para caracterização preliminar das membranas de UF com a determinação da permeabilidade hidráulica inicial com água microfiltrada após processo de compactação.

Na Etapa 3, foram realizados testes de permeação com a água bruta do RPS, visando a avaliação da qualidade e do fluxo de permeado para cada uma das

membranas estudadas, além da influência das condições de operação no fluxo de permeado, mais especificamente da pressão de operação. Além disso, foi encontrado o fluxo de permeado estabilizado para essa condição de operação. As amostras utilizadas nestes testes, apos coletadas, foram acondicionadas em caixa térmica contendo gelo reciclável e transportadas para o laboratório, para realização dos testes dentro de prazo de poucos dias. Estes testes nortearam a escolha da membrana adequada para o processo, buscando maximizar o fluxo de permeado gerado, sem comprometer a qualidade do mesmo.

Na Etapa 4, foi conduzido o teste de permeação com redução do volume da água de alimentação, concentrando a amostra até redução de volume de 10 vezes (FRV=10), visando simular a deterioração sazonal da qualidade da água do RPS e investigar comportamento considerando condições limites desse afluente, para processos industriais que operam com elevada recuperação, visando minimizar produção de rejeitos e área de membrana. Nesse teste, foi avaliada a qualidade da água do RPS com FRV=10, a fim de saber se a membrana selecionada também seria adequada no tratamento dessa água de pior qualidade. Em seguida, foram realizados testes de permeação em diferentes pressões de operação com a água do RPS concentrada, visando a avaliação da influência da pressão de operação no fluxo de permeado. Esse teste permite a definição da pressão de operação mais adequada no tratamento do efluente concentrado, além de permitir a estimativa do fluxo de permeado estabilizado nas condições operacionais definidas. Tais parâmetros são essenciais na estimativa dos custos do processo, realizada na Etapa 6.

Cabe ressaltar que, além da concentração da água na alimentação, o efeito da VET também é determinante para definir as melhores condições hidrodinâmicas de operação do sistema (BAKER, 2004, CHERYAN, 1998). No presente trabalho, os testes de permeação foram conduzidos com VET de 1,15 m/s. Devido a limitações experimentais, não foram investigados outros regimes de escoamento na avaliação do fluxo de permeado.

A Etapa 5 foi a avaliação da limpeza das membranas. Nessa etapa, a membrana utilizada nos demais testes foi limpa, conforme as metodologias apresentadas no item 3.5. Em seguida, sua permeabilidade hidráulica foi medida e comparada com a inicial. Com isso foi possível avaliar a capacidade de recuperação da membrana.

Na Etapa 6 foi realizada uma avaliação econômica preliminar que consistiu na estimativa do custo total da água produzida, através do cálculo das despesas de capital (CAPEX) e custos operacionais (OPEX) para a implantação de uma planta de UF no PICG.

Os experimentos foram realizados em um sistema de membranas de bancada. A Figura 19 ilustra o sistema e seus componentes esquematicamente. A unidade é constituída por um banho (BA), tanque de alimentação com capacidade de 5 L (TA), bomba centrifuga (BO), rotâmetro para medida de vazão de alimentação (RO) e pipeta para medida vazão de permeado (PI) (0 a 10 mL), manômetro (MA), termômetro (TE), válvulas (VA 1 a 4) e módulo de permeação com membrana plana com uma área útil de membrana de 0,00777 m², área transversal de 0,291 cm² e espaçador de 0,6 mm de espessura (MB).



Figura 19: Fluxograma do sistema de UF de bancada (Adaptado de PAM, 2008).

A Figura 20 mostra uma foto da unidade de bancada. As membranas utilizadas estão especificadas na Tabela 5. As membranas de UF são normalmente especificadas através da retenção nominal, que é definida como sendo o valor da massa molar para a qual a membrana apresenta um coeficiente de rejeição de 95% (HABERT et al., 2006).



Figura 20: Foto do sistema de UF de bancada.

Tabela 5: Especificação das membranas utilizadas nos experimentos. Dados de Microdyn-Nadir (2006).

Modelo	Retenção nominal (kDa)	Marca	Fluxo com água limpa (L/h*m²)*	Material
UP005	5	Nadir @	>30	PES**
UP010	10	Nadir @	>150	PES**
UH050P	50	Nadir @	>250	PES**

*Condições do teste: 3bar, 20°C.

** Polietersulfona

Nos testes de permeação, o sistema foi operado em modo contínuo, com reciclo total, a partir do tanque de alimentação de capacidade de 5 L. As correntes de permeado e concentrado retornaram para tanque de alimentação de forma a manter a homogeneidade da água no tanque.

Este procedimento foi usado em todos os testes, a menos do teste do item 3.4.1 no qual foi efetuada concentração da água do RPS, com redução de volume até FRV=10, pelo retorno apenas do concentrado ao tanque de alimentação.

A seguir são apresentados detalhes de cada etapa.

3.1 ETAPA 1 - AVALIAÇÃO DA QUALIDADE DA ÁGUA DO RPS E DO TRATAMENTO CONVENCIONAL DA ETA DO PICG

Para garantir que as características físicas e químicas da água sejam mantidas dentro dos limites estabelecidos conforme determina a Resolução 357 do CONAMA, o monitoramento dos parâmetros físico-químicos e microbiológicos da água do rio é
de extrema importância, sendo um dos fatores determinantes no processo de gestão ambiental, explicitando o atual estado de qualidade do corpo hídrico e suas tendências (PADUA e HELLER, 2010).

O monitoramento de parâmetros físico-químicos e microbiológicos do RPS foi realizado no período de outubro de 2015 a junho de 2016, com coleta mensal de amostras na corrente de entrada e saída da ETA do PICG.

Os parâmetros analisados foram:

- Físico-químicos: pH, condutividade elétrica, sólidos dissolvidos totais e turbidez
- Microbiológicos: coliformes totais e termotolerantes

Além dos parâmetros acima citados, também foi medida a absorbância em UV-254nm da água utilizada nos testes de permeação. Esse parâmetro é importante na avaliação da contaminação do efluente por substâncias húmicas (MCEWEN et al., 1998; VAN NIEUWENHUIJZEN e VAN DER GRAAF, 2011). O equipamento utilizado foi UV-1800 da marca Shimadzu.

O monitoramento do RPS mostra o estado de qualidade do corpo hídrico e as variações desses parâmetros no período, de forma a avaliar se estão de acordo com os requisitos legais exigidos.

Além disso, foi possível identificar alterações na qualidade da água tratada possivelmente relacionadas a estas variações, constatando o efeito dos períodos chuvoso e seco nos resultados das análises e desempenho da ETA.

A descrição das metodologias usadas na determinação dos parâmetros físicoquímicos e microbiológicos está detalhada na Tabela 6.

	0		5
Parâmetros	Método	Metodologia (APHA, 2005)	Equipamentos utilizados
рН	Potenciométrico	4500 - H+ B	Thermo - Modelo Orion Star A214
Condutividade Elétrica (µS/cm)	Potenciométrico	2510 B	TECNAL - TEC-4MP
Sólidos dissolvidos Totais (mg/L)	Potenciométrico	-	TECNAL - TEC-4MP
Coliformes Totais (NMP)	Enzima- Substrato	9223 B	Meio de cultivo: Collilert; Estufa: Biopar
Coliformes Termotolerantes (NMP)	Enzima- Substrato	9223 B	Meio de cultivo: Collilert; Estufa: Biopar
Turbidez (uT)	Nefelométrico	2130	MS TECNOPON - Modelo TB-1000

Tabela 6: Metodologias das análises físico-químicas e microbiológicas.

Para calcular as remoções obtidas no tratamento, foi utilizada a Equação 10:

$$Remoção(\%) = \frac{C_i - C_f}{C_i} * 100$$
(10)

Onde, C_i e C_f representam, respectivamente, os valores inicial e final do parâmetro avaliado.

3.2 ETAPA 2 – CARACTERIZAÇÃO DAS MEMBRANAS

3.2.1 Compactação das membranas

Inicialmente foi realizada a compactação das membranas com água microfiltrada. A compactação foi efetuada com uma pressão maior do que a de operação, de forma a garantir que a membrana não sofresse compactação durante os testes de permeação com o efluente real, interferindo no fluxo de permeado medido. Por conta disso, a pressão utilizada nessa etapa foi de 4 bar. Quatro litros de água destilada e microfiltrada (em sistema Millipore) foram recirculados. A temperatura foi mantida constante em 25°C utilizando banho de circulação. O fluxo foi medido a cada 10 minutos em triplicata. A compactação foi considerada completa quando o fluxo de permeado apresentou valores estáveis.

Essa prática é fundamental para que sejam evitados possíveis erros de interpretação dos resultados dos experimentos seguintes.

3.2.2 Permeabilidade hidráulica

Após a compactação das membranas, foi determinada a permeabilidade das mesmas com água limpa. Nesse teste, o tanque de alimentação foi abastecido com água microfiltrada. As correntes de permeado e concentrado permaneceram recirculando no sistema.

A pressão do sistema foi variada (1, 2 e 3 bar), e efetuou-se a medida do fluxo de permeado para cada membrana em cada condição de pressão de operação. A temperatura foi mantida constante em 25°C durante todos os testes.

A partir das medidas de variação do fluxo de permeado com a pressão, foi possível calcular a permeabilidade hidráulica que corresponde ao coeficiente angular da reta que relaciona fluxo de permeado versus pressão.

Os dados de permeabilidade hidráulica das membranas foram importantes para a interpretação de etapas posteriores como a avaliação da limpeza das membranas e capacidade de regeneração após uso no tratamento da água bruta do RPS.

3.3 ETAPA 3 - TESTES DE PERMEAÇÃO

3.3.1 Avaliação da qualidade do permeado para membranas com diferentes retenções nominais

Nessa etapa, foi realizada a comparação da qualidade do permeado gerado com água do RPS utilizando membranas de diferentes retenções nominais. As membranas utilizadas foram de Polietersulfona e apresentavam retenções nominais de 5 kDa, 10 kDa e 50 kDa.

Esse teste teve como objetivo verificar se os permeados gerados pelas três membranas atendem aos padrões de potabilidade estabelecidos na Portaria N⁰ 2914 (BRASIL, 2011) em relação aos parâmetros analisados. Esses parâmetros encontram-se listados no item 3.1 da metodologia analítica.

Nesse teste, as condições operacionais foram: pressão de operação 2 bar, temperatura de 25°C e vazão de alimentação de 120 L/h, o que proporciona uma VET de 1,15 m/s no sistema de membranas de bancada utilizado nesse trabalho. A vazão de alimentação foi fixada nesse valor por limitações operacionais do sistema de membranas de bancada.

3.3.2 Avaliação quantitativa do fluxo de permeado em função da pressão de operação para membranas de diferentes retenções nominais

Nesta etapa foi avaliada a influência da pressão e do tamanho de poro das membranas no desempenho do processo. As pressões de operação adotadas foram de 1, 2 e 3 bar. Essa faixa de pressão de operação foi adotada pois corresponde aos valores típicos de sistemas de UF para o tratamento de águas de rio para consumo humano (CHERYAN, 1998; HUANG, 2009; GUO, 2010).

Os ensaios tiveram duração de 2 horas cada um, possibilitando a observação da variação do fluxo de permeado com o tempo para cada uma das membranas de UF em diferentes pressões de operação. A temperatura foi mantida constante em 25°C, assim como a vazão de alimentação, em 120 L/h.

Estes testes nortearam a seleção da membrana e condições de operação r utilizadas nas etapas seguintes.

3.3.3 Avaliação do fluxo de permeado estabilizado em teste de longa duração

Nessa etapa foi obtido o fluxo de permeado estabilizado para o tratamento da água bruta RPS, com a membrana e a pressão de operação escolhidas nas etapas anteriores. Neste teste, 5 L de água do RPS foram tratados por 330 minutos, com retorno das correntes de concentrado e permeado ao tanque de alimentação. O teste foi encerrado quando o fluxo de permeado se estabilizou.

A redução do fluxo com o tempo e o valor de fluxo de permeado estabilizado obtidos neste teste serviram como parâmetros de comparação com o fluxo de permeado estabilizado, apresentado posteriormente no item 4.4.3, onde foi estudado o desempenho do sistema de membranas no tratamento da água bruta do RPS concentrada até FRV=10.

3.4 ETAPA 4 - AVALIAÇÃO DA QUALIDADE E DO FLUXO DE PERMEADO PARA ÁGUA DO RPS COM FRV=10

3.4.1 Avaliação do fluxo de permeado com redução de volume da água do RPS

Nesta etapa, o sistema de UF de bancada foi operado em modo contínuo . A corrente de permeado foi removida enquanto a corrente de concentrado retornou ao tanque de alimentação, até atingir-se FRV=10. Neste teste, 4 L da água do RPS

foram adicionados ao tanque de alimentação e a concentração desse efluente foi realizada até que sobrasse apenas 400 mL no tanque.

O objetivo da redução de volume é a concentração dos contaminantes, visando criar condições de operação semelhantes às comumente encontradas em plantas com escala industrial, que usam a recirculação para aumentar a recuperação da água. Este procedimento resulta menor área de membrana e baixa geração de rejeito, porém um aumento de consumo de energia. Além disso, como a água do RPS varia em sua qualidade ao decorrer do ano, a realização de um teste com a concentração dos poluentes faz-se necessária.

A variação do fluxo de permeado foi monitorada durante o processo de redução de volume de forma a verificar ocorrência de queda acentuada no fluxo, pela saturação de contaminantes na superfície, ou uma redução gradativa do fluxo, que indicaria possibilidade de uso de recuperações elevadas para essa água.

3.4.2 Avaliação da qualidade da água do RPS com FRV=10 e do permeado produzido

Após a redução de volume, a qualidade da água do RPS com FRV=10 foi analisada, bem como a do permeado proveniente do tratamento da mesma. Este teste é necessário para confirmar que a membrana selecionada, que é adequada para o tratamento da água do RPS, também é adequada para o tratamento dessa água na qual houve concentração dos contaminantes. As análises realizadas nesta etapa seguiram a mesma metodologia do item 3.1.

3.4.3 Avaliação do fluxo de permeado com o tempo em diferentes pressões de operação no tratamento de água do RPS em FRV=10

Nesta etapa, foram realizados testes de permeação em diferentes pressões de operação (1, 2 e 3 bar) utilizando a membrana selecionada e água do RPS com FRV=10. Assim como nos testes com água bruta descritos no item 3.3, esse teste visa avaliar o efeito da pressão de operação no fluxo de permeado, porém, no tratamento de uma água de pior qualidade.

Foi definida a pressão de operação mais adequada para o tratamento da água do RPS com FRV=10 no sistema de membranas. Bem como o fluxo de permeado

estabilizado, que foi considerado para estimativa preliminar do custo de projeto do sistema de tratamento de UF para expansão do PICG. O projeto necessário no PICG considera um sistema de capacidade bem inferior as grandes estações de tratamento de cidades e municípios. Portanto, os parâmetros encontrados nos experimentos de bancada foram utilizados sem a avaliação dos mesmos em escala piloto.

3.5 ETAPA 5 - AVALIAÇÃO DA LIMPEZA DA MEMBRANA

Após os testes de permeação com água do RPS bruta e concentrada, a membrana foi submetida a limpeza para avaliar sua capacidade de regeneração após uso e, consequentemente, formação de *fouling*.

O procedimento consistiu na limpeza física da membrana, seguida da limpeza química. Utilizou-se solução oxidante/alcalina, tendo em vista que, para águas de rio, a formação de *fouling* está associada predominantemente a matéria orgânica e microrganismos (*biofouling*) (REBHUN *et al.*, 1993; TEIXEIRA *et al.*, 2001).

A limpeza física consistiu na rinsagem extensiva da membrana, promovendo a remoção de materiais incrustados na mesma. A limpeza química consistiu na imersão da membrana em solução oxidante e alcalina (1 mol/L NaOH e 0,05% HCIO) por 12 horas. Este procedimento foi baseado no estudo realizado por Strugholtz *et al.* (2005), no qual foram avaliados vários agentes químicos para limpeza de membranas tubulares de PES provenientes de plantas de tratamento de água potável na Alemanha.

Para avaliar a eficiência do processo de limpeza, a permeabilidade hidráulica foi determinada seguindo a mesma metodologia utilizada no item 3.2.2.

As permeabilidades hidráulicas com água limpa foram medidas antes e depois de cada procedimento de limpeza. Em seguida, os valores encontrados nessa etapa foram comparados com os valores de permeabilidade hidráulica inicial (do item 4.2.2). Com isso, foi possível avaliar recuperação do fluxo de permeado após cada um dos procedimentos.

3.6 ETAPA 6 - AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR

A avaliação econômica do processo foi realizada através do custo total do mesmo. O custo do processo foi estimado através dos custos de capital (CAPEX), custos de operação (OPEX) e custo total. Para esta estimativa preliminar, foram feitas as seguintes considerações:

- Com a expansão do PICG, 1000 novas pessoas iriam trabalhar, estudar e pesquisar na unidade. Cada pessoa consumiria, em média, 75 litros de água por dia no PICG (TOWRT et al., 2000);
- A estação operaria 365 dias por ano e ficaria fora de operação somente nos períodos de manutenção de rotina, limpeza química e teste de integridade (GUERRA e PELLEGRINO, 2012);
- A planta operaria com FRV=10, o que significa que a água bruta do RPS realizaria diversas passagens pela membrana até uma recuperação de 90%. Portanto, o fluxo de permeado utilizado nos cálculos de custo foi o fluxo calculado no item 4.4.3;
- O custo do metro quadrado da membrana polimérica foi considerado R\$156,00 (GUERRA e PELLEGRINO, 2012; BAKER, 2004);
- Os módulos de membrana utilizados teriam 1,016 m de comprimento, 0,2 m de diâmetro e 40 m² de área útil (BAKER, 2004);
- A taxa de câmbio considerada na conversão de valores de US\$ para R\$ foi de R\$ 3,12/US\$ (referente ao dia 03/08/2017) (BCB, 2017).

3.6.1 CAPEX

O CAPEX está relacionado com os investimentos necessários para a realização do projeto. No caso do PSM em questão, esse investimento é referente aos seguintes itens (BAKER, 2004; NOBLE e STERN, 1995):

- Membranas e housings;
- Bombas;
- Tubulações, válvulas e estrutura;
- Controle e instrumentação;
- Construção e montagem;
- Custos indiretos.

Essa seção descreve as considerações e cálculos utilizados para a estimativa do CAPEX.

3.6.1.1 Cálculo do custo das membranas

O custo de membranas e housings foi calculado a partir do custo do metro quadrado das membranas (GUERRA e PELLEGRINO, 2012) através da seguinte equação (SETHI, 1997):

$$C_{mem} = C_{mem/m^2} * A_m \tag{11}$$

Sendo que:

$$A_m = \frac{Q_{Ef}}{J} \tag{12}$$

$$Q_{Ef} = \frac{Q_{per}}{R_{op}} \tag{13}$$

$$R_{op} = \frac{24 - t_{inop}}{24}$$
(14)

$$t_{inop} = t_{mr} + t_{ti} + t_{lq} \tag{15}$$

Onde:

C_{mem}: Custo das membranas (R\$);

 C_{mem/m^2} : Custo referente a 1 m² de membrana (R\$/m²);

 Q_{Ef} : Vazão efetiva de permeado (L/h);

J: Fluxo de permeado (L/h*m²);

Q_{per}: Vazão de permeado de projeto (L/h);

 R_{op} : Razão de tempo operacional do sistema;

 t_{inop} : Tempo inoperacional do sistema (h/dia);

 t_{mr} : Tempo de manutenção de rotina (10 min/dia);

 t_{ti} : Tempo de testes de integridade (20 min/dia);

t_{lq} : Tempo de limpezas químicas (h/dia) (50 limpezas de 6 horas por ano).

3.6.1.2 Cálculo do custo das bombas

O custo da bomba de alimentação não foi contabilizado, visto que a corrente de água enviada para a estação já possui pressão de aproximadamente 2,5 bar.

O custo da bomba recirculação foi obtido através da consulta ao Relatório de Estimativa de Custo para Equipamentos de Processo de Loh *et al.* (2002), corrigido pelas informações referenciadas no *Chemical Engineering Plant Cost Index*, de modo a representar dados atualizados para 2016. O fator de correção para a atualização de custo da bomba foi de 1,39.

No cálculo da vazão da bomba, essencial para a estimativa do custo da mesma, foram utilizadas a seguinte equação:

$$Q_r = VET * A_{tran.proj} \tag{16}$$

Sendo que $A_{tran.proj}$ é definida por:

$$A_{tran .proj} = L_{en} * L_{esp} \tag{17}$$

$$L_{en} = A_{mem} / L_{mm} \tag{18}$$

E VET é definida por:

$$VET = Q_{exp} / A_{tran .exp}$$
(19)

Onde:

 Q_r : Vazão da bomba de recirculação (m³/s);

VET: Velocidade de escoamento tangencial (m/s)

 $A_{tran.proj}$: Área transversal do módulo de membranas (m²);

 L_{en} : Comprimento da membrana em espiral desenrolada (m);

Lesp: Espessura do espaçador (m);

L_{mm}: Comprimento do módulo de membranas (m);

 Q_{exp} : Vazão de alimentação experimental (m³/s);

 $A_{tran.exp}$: Área transversal do módulo de membranas do sistema de bancada (m²).

3.6.1.3 Cálculo dos custos de periféricos

A partir dos valores típicos para os custos de tubulações, válvulas, estruturas, controle e instrumentação de estações de tratamento por membranas de UF descritos por Baker (2004) e Noble e Stern (1995) foi considerado que o custo de periféricos representa 40% do custo de investimento em equipamentos e componentes da planta. Em ambos os livros citados anteriormente, foi afirmado que os gastos com tubulações, válvulas e estrutura compõe 20% dos custos de investimento em equipamentos e controle e instrumentação representam os outros 20%.

3.6.1.4 Cálculo dos custos de construção e montagem

O custo de construção e montagem foi obtido considerando um percentual de 20% em relação ao valor dos equipamentos e componentes (MIERZWA et al., 2008).

3.6.1.5 Cálculo dos custos indiretos de capital

Segundo a Agência de Proteção Ambiental dos EUA (EPA, 2005), além dos custos diretos de capital (diretamente relacionados ao processo e a construção da planta), também existem os custos indiretos em sistemas de abastecimento de água por UF, que correspondem ao custo com terreno, treinamento de equipe, experimentos em menor escala, educação do público em relação ao processo, permissão do estado para operação, dentre outros.

O valor do CAPEX pode ser obtido pela multiplicação do custo de investimento direto pelo fator de custo referente aos custos indiretos. Para pequenos sistemas de MF ou UF a EPA recomenda o uso do fator 1,67 (EPA, 2005).

3.6.1.6 Cálculo do CAPEX por outras metodologias

Para fins de comparação, nesse capítulo, serão apresentados outros três modelos de cálculo para o CAPEX. Os modelos são baseados na vazão de permeado do projeto de sistemas de tratamento por membranas.

Adham *et al.* (1996) desenvolveram a Equação 20 a partir de dados de 74 plantas de UF e MF:

$$CAPEX_{Ad} = 55961,66 * Q_{perm}^{0,6}$$
(20)

Wright e Woods (1993) desenvolveram a Equação 21 para o CAPEX de unidades de UF com vazões de permeado semelhantes ao da estação do PICG:

$$CAPEX_{WW} = 40000 * (\frac{24}{70} * Q_{perm})^{0,41}$$
 (21)

A Agência de Proteção Ambiental dos EUA desenvolveu a Equação 22 para estimar o CAPEX de plantas de MF e UF com vazões de permeado menores que 1 mgd (EPA, 2005):

$$CAPEX_{EPA} = 687557 * (Q_{perm} * 0,00634)^{0,4839}$$
(22)

Onde:

*CAPEX*_{Ad}: Custo de investimento estimado por Adham et al. (1996) (US\$);

CAPEX_{WW}: Custo de investimento estimado por Wright e Woods (1993) (US\$);

CAPEX_{EPA}: Custo de investimento estimado por EPA (2005) (US\$);

 Q_{perm} : Vazão de permeado do projeto (m³/h).

3.6.2 **OPEX**

O OPEX está relacionado com os custos operacionais para manter a planta de tratamento de água funcionando (WS ATKINS CONSULTANTS, 1997). Os fatores que influenciam nesses custos são:

- Custo energético de operação
- Depreciação da unidade
- Tempo de vida útil das membranas
- Manutenção e mão de obra
- Limpezas químicas (custo e frequência)

3.6.2.1 Custo energético de operação

O consumo energético do sistema de membranas está basicamente associado ao custo de bombeio necessário para manter a recirculação e fluxo de permeado através da membrana. Dessa forma, para o cálculo do custo energético do sistema, foram considerados os gastos de energia elétrica da bomba de recirculação. As equações utilizadas para determinar o custo energético anual da bomba foram:

$$C_{EnR(anual)} = t_{OP} * E_{R(m^2)} * C_{kWh} * A_{memb}$$
 (23)*

Sendo que $E_{R(m^2)}$ é calculado por:

$$E_{R(m^2)} = 0,02777 * \left(\frac{\Delta P * Q_R}{\eta * A_{memb}}\right)$$
(24)*

$$\Delta P = \frac{f_D * L * \rho * CFV^2}{2 * D_C}$$
(25)**

Onde:

C_{EnR(anual)}: Custo energético anual da bomba de recirculação (R\$/ano);

t_{0P}: Tempo operacional da planta em um ano (h/ano);

 $E_{R(m^2)}$: Consumo de energia da bomba de recirculação (kW);

 C_{kWh} : Custo do kWh (R\$/kWh);

 ΔP : Perda de carga entre a entrada e saída do módulo de membranas (bar);

Q_R: Vazão de Recirculação (m³/h);

η: Eficiência da bomba;

*f*_D: Fator de fricção de Darcy;

- L: Comprimento do módulo de membranas (m);
- ρ: Densidade do fluido (kg/m³);

D_C: Comprimento característico (m).

*(CHERIAN, 1998)

**(PERRY e CHILTON, 1991)

Para o cálculo do custo energético da bomba, foram feitas as seguintes considerações:

- A eficiência das bombas foi considerada 80% (GUERRA e PELLEGRINO, 2012);
- O custo do kWh no estado do Rio de Janeiro é de R\$ 0,63 segundo a FIRJAN (Federação das Indústrias do Estado do Rio de Janeiro) (2017);
- O fator de fricção de Fanning é $f_F = \frac{8.7}{Re}$ segundo Guerra e Pellegrino (2012) para membranas de PES com água limpa;
- O fator de fricção de Fanning é 1/4 do fator de fricção de Darcy;
- O comprimento característico D_C é duas vezes a espessura do espaçador L_{esp}.

3.6.2.2 Custo de depreciação da unidade

A depreciação anual do investimento é calculada pela divisão do CAPEX, sem os custos de membranas, construção e montagem, pelo período de 10 anos (CHERYAN, 1998). Nesse cálculo não foi considerado o valor residual do investimento.

3.6.2.3 Custo anual de troca de membranas

Nesse estudo, foi considerado que as membranas de PES teriam vida útil de 5 anos (CHERYAN, 1998; GUERRA e PELLEGRINO, 2012) e, portanto, o custo anual relacionado à reposição de membranas foi estimado em um quinto do custo total das membranas (MIERZWA et al., 2008).

3.6.2.4 Custo de manutenção

O custo relacionado à manutenção anual foi considerado 1,5% do CAPEX, sem os custos de membranas, construção e montagem (GUERRA e PELLEGRINO, 2012).

3.6.2.5 Custo de mão de obra

O custo de mão de obra foi estimado pela multiplicação do salário do técnico responsável pela planta pelo número de meses do ano. Como no PICG já existem funcionários que operam a ETA, foi considerado que apenas mais um funcionário seria contratado, com uma média salarial de R\$ 2500,00/mês (valor baseado no salário inicial de técnico em química no Instituto Federal Fluminense sem encargos).

Visando estimar impacto do custo de mão de obra deste funcionário, cálculos dos valores do OPEX foram realizados considerando a demanda parcial do técnico para operação da planta e seu compartilhamento em outras atividades do PICG. Foi considerado que o técnico trabalharia em atividades relacionadas à planta de 20 a 100% do seu expediente.

3.6.2.6 Custo de limpezas químicas

O custo dos produtos químicos utilizados para a regeneração das membranas foi estimado em R\$ 2,184/m² para cada ciclo de regeneração (GUERRA e PELEGRINO, 2012).

3.6.3. Custo total

O Custo total (CT) por m³ de água tratada foi medido através da Equação 26 (HIRSCHFELD, 1982), que contabiliza o custo operacional e a remuneração sobre o capital investido, com base no de retorno do investimento por uma série uniforme de pagamentos.

$$CT = \frac{CAPEX * \left(\frac{i * (1+i)^n}{(1+i)^n - 1}\right) + OPEX}{Van}$$
(26)

Onde:

CT: Custo total do metro cúbico da água tratada (R\$/ m³);

Van: Volume anual de água produzido (m³/ano);

i: Taxa de retorno de investimento (%a/a/100);

n: Número de anos para o retorno do investimento.

Nesta avaliação foram considerados períodos de retorno de investimento de 5 a 30 anos. A taxa de retorno de investimento (i) foi considerada 10,25% a/a, segundo a reunião do Comitê de Política Monetária de 31/06/2017 (COPOM, 2017).

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 ETAPA 1 - AVALIAÇÃO DA QUALIDADE DA ÁGUA DO RPS E DO TRATAMENTO CONVENCIONAL DA ETA DO PICG

4.1.1 Monitoramento do Rio Paraíba do Sul

A Tabela 7 mostra os resultados das análises da água bruta do RPS obtidos no período de monitoramento de outubro de 2015 a junho de 2016 de amostras coletadas na entrada da ETA do PICG.

Tabela 7: Parâmetros físico-químicos e microbiológicos do monitoramento do RPS - entrada da ETA.

					Meses	6			
Parametros	out/15	nov/15	dez/15	jan/16	fev/16	mar/16	abr/16	mai/16	jun/16
pН	7,0	6,2	7,0	6,37	6,5	7,0	7,1	7,2	6,9
Condutividade Elétrica (µS/cm)	93,56	98,03	81,74	63,18	60,64	66,75	65,00	73,00	73,00
Sólidos dissolvidos Totais (mg/L)	46,40	47,13	40,32	31,33	30,55	32,58	32,00	37,00	38,00
Turbidez (uT)	15	15	74	38	25	67	48	43	34
Coliformes Totais/100mL (NMP*)	755	>2419	>2419	365	980	>2419	>2419	>2419	1414
Coliformes Termotolerantes/100mL (NMP*)	47,3	47,3	250,9	7,5	58,3	686,7	816,4	167,0	24,1
Pluviometria (mm/mês)	43,6	174,0	99,6	153,6	38,6	12,6	27,4	14,4	44,6

*Número Mais Provável

A Tabela 8 indica os dados estatísticos básicos dessas análises comparativamente aos valores máximos permitidos (VMP) de acordo com a Resolução CONAMA 357 de 2005 (BRASIL, 2005).

Tabela 0. Dados estatísticos basicos das analises do ICFS - entrada da ETA.						
Parâmetros	Valor Máximo	Valor mínimo	Média	Desvio Padrão	CONAMA 357 * VMP**	
pН	7,2	6,2	6,8	0,35	6 a 9	
Condutividade Elétrica (µS/cm)	98,03	60,64	74,99	13,43	-	
Sólidos dissolvidos Totais (mg/L)	47,13	30,55	37,26	6,33	500	
Turbidez (NTU)	74,15	1,50	38,44	23,21	100	
Coliformes Totais/100mL (NMP)	2419,6	365,4	1734,7	855,3	-	
Coliformes Termotolerantes/100mL (NMP)	816,4	7,5	233,94	305,13	1000	
	al a					

Tabela 8: Dados estatísticos básicos das análises do RPS - entrada da ETA.

* Classe 3 ** VMP: Valor Maximo Permitido

Pode-se observar que os valores de pH, condutividade elétrica e sólidos dissolvidos totais não apresentaram grandes variações e encontram-se dentro dos padrões

estabelecidos pela Resolução CONAMA 357/2005, na classificação estabelecida pelo CEIVAP para água bruta do RPS.

A resolução 357 do CONAMA não estabelece limites para índices de condutividade elétrica e sólidos dissolvidos totais, porém, a Companhia Ambiental do Estado de São Paulo (CETESB, 2009) estabelece que níveis de condutividade elétrica superiores a 100 µS/cm indicam ambientes impactados. Nenhuma das amostras apresentou valores acima do limite estabelecido pela CETESB (2009).

A turbidez apresentou variações significativas no período, o que pode ser explicado pela diferença de pluviosidade e, consequentemente, pelo fluxo do rio entre períodos de chuva e estiagem (PADUA e HELLER, 2010). O maior valor de turbidez encontrado no período monitorado foi de 74,15 NTU, sendo a média 38,44 NTU. Apesar de apresentarem variação elevada, os valores atendem ao CONAMA 357/2005, classe 3, que estabelece o valor máximo permitido (VMP) para turbidez de 100 NTU.

Os coliformes totais apresentaram valores elevados, principalmente de março a maio de 2016. Em relação a presença de coliformes termotolerantes, os maiores valores também foram registrados nesse período, sendo a média do todo o período monitorado 233,94 NMP/100mL, o que atende a CONAMA 357/2005, classe 3, cujo VMP é de 1000 NMP/100mL. Valores pontuais de coliformes termotolerantes acima de 1000 NMP/100mL não foram encontrados em nenhuma análise. No entanto, estes resultados indicam uma qualidade de água deteriorada e imprópria ao consumo sem tratamento adequado, e que, na situação atual, é consumida por uma parcela da população rural e ribeirinha que não possui acesso à água tratada.

É importante ressaltar que a flutuação elevada dos valores medidos no período estudado é indicativo da necessidade de um sistema de tratamento robusto para garantir a qualidade da água.

Em geral, os resultados obtidos das análises de água bruta do RPS não apresentaram diferenças significativas em relação a estudos realizados na região Norte Fluminense:

Nunes *et al.* (2014) estudaram a qualidade da água do RPS na mesma localização do presente trabalho, avaliando a variação de alguns parâmetros com a

pluviosidade. Nesse artigo, os parâmetros de coliformes totais e termotolerantes, sólidos dissolvidos e condutividade apresentaram valores semelhantes aos encontrados no presente estudo. No entanto, Nunes *et al.* (2014) observaram valores de turbidez na faixa de 120-150 NTU em meses chuvosos, enquanto o valor mais alto observado nesse estudo foi de 74,15NTU.

Teixeira *et al.* (2015) e Oliveira *et al.* (2015) estudaram parâmetros microbiológicos e físico-químicos, respectivamente, na Bacia Hidrográfica do Rio Macabu, também localizado na Região Norte Fluminense, encontrando valores de condutividade (em média 50 µS/cm), sólidos dissolvidos totais (em média 26mg/L) e pH (em média 7,1) na mesma ordem de grandeza dos obtidos no presente estudo.

4.1.2 Monitoramento da Estação de Tratamento de Água do PICG

Os valores dos parâmetros monitorados da água tratada coletada na saída da ETA do PICG são indicados na Tabela 8, para o período de outubro de 2015 a junho de 2016. Os dados estatísticos básicos relacionados estão resumidos na Tabela 9, juntamente com os máximos definidos pela Portaria 2914/2011 do Ministério da Saúde para consumo (BRASIL, 2011). Os percentuais de remoção foram calculados a partir das médias das água bruta (Tabela 9) e tratada (Tabela 10), utilizando a Equação 9.

					Meses				
Parametros	out/15	nov/15	dez/15	jan/16	fev/16	mar/16	abr/16	mai/16	jun/16
рН	7,1	6,3	7,0	7,2	7,0	7,0	7,4	7,5	7,6
Condutividade Elétrica (µS/cm)	135,65	156,7	160,8	130,1	139,9	124,4	169,0	159,0	110,0
Sólidos dissolvidos Totais (mg/L)	67,27	75,15	79,12	63,6	70,42	62,46	84	80	55
Turbidez (uT)	0,15	0,41	0,21	0,34	0,32	0,23	0,22	0,33	0,43
Coliformes Totais /100mL) (NMP)	<1	<1	1240,8*	34,5	<1	93,2	26,2	<1	4
Coliformes Termotolerantes/100mL (NMP)	<1	<1	<1	<1	<1	<1	<1	<1	<1

Tabela 9: Parâmetros físico-químicos e microbiológicos da água tratada na estação de tratamento do PICG.

*Provável erro experimental

Parâmetros	Valor Máximo	Valor mínimo	Média	Desvio Padrão	VMP* (Port MS 2914)	Remoção
pH	7,65	6,3	7,13	0,39	6a9	NA
Condutividade Elétrica (µS/cm)	169	110	142	19	-	NA
Sólidos dissolvidos Totais (mg/L)	84	55	70	9	1000	NA
Turbidez (uT)	0,43	0,15	0,29	0,10	5	99
Coliformes Totais (NMP)	93	<1	39	38	Ausente	97
Coliformes Termotolerantes (NMP)	<1	<1	<1	0	Ausente	100

Tabela 10: Dados estatísticos básicos das análises da água tratada na ETA do PICG.

* VMP: Valores Máximos Permitidos

O aumento nos valores de condutividade elétrica e sólidos dissolvidos totais observado na água tratada na saída da ETA não está relacionado a eficiência do tratamento mas a adição de produtos químicos nas etapas de coagulação/floculação e desinfecção da água, conforme reportado por outros autores (LOPES, 2014; GUIMARÃES, 2013).

Em relação à turbidez, observou-se uma redução de 99% no processo. O valor e entrada era de 38,44 NTU (média) e caiu para 0,29 NTU, o que atende aos requisitos da legislação em vigência para águas de consumo humano (BRASIL, 2011).

As análises microbiológicas mostraram que o tratamento convencional removeu com sucesso os coliformes termotolerantes, porém, não foi capaz de remover os coliformes totais em quatro das amostras (dezembro e janeiro de 2015 e março e abril de 2016).

Estes resultados são indicativos de que o processo convencional existente pode não ser completamente eficiente para garantir a qualidade da água tratada no caso de variações acentuadas na qualidade da água bruta, principalmente na estação chuvosa quando ocorre maior arraste de material orgânico. Isso mostra a necessidade de melhorias no sistema de tratamento.

Nesse aspecto, falhas no processo de desinfecção, como descontrole da quantidade de hipoclorito adicionada, podem ser causas atribuídas ao não enquadramento deste parâmetro. Vale ressaltar que, a longo prazo, a recorrência de problemas na remoção dos coliformes totais pode representar risco à saúde no consumo da água, sendo, portanto, necessária atenção especial a esse parâmetro para garantir a segurança no consumo da água proveniente do processo convencional atualmente empregado no PICG.

4.2 ETAPA 2 – CARACTERIZAÇÃO DAS MEMBRANAS

4.2.1 Compactação das membranas

As membranas foram compactadas no sistema de UF de bancada com água microfiltrada até atingir fluxo constante. As condições de operação utilizadas foram de 4 bar de pressão de operação, temperatura 25°C e VET de 1,15 m/s (vazão de alimentação de 120 L/h).

As Figuras 21, 22 e 23 mostram os gráficos da variação do fluxo de permeado com o tempo obtidos na compactação das membranas de 50 kDa, 10 kDa e 5 kDa, respectivamente.



Figura 21: Fluxo de permeado versus tempo na compactação da membrana de 50 kDa. Condições de operação: 4bar, 25°C, vazão de alimentação 120 L/h, VET 1,15 m/s.



Figura 22: Fluxo de permeado versus tempo na compactação da membrana de 10 kDa. Condições de operação: 4 bar, 25°C, vazão de alimentação 120 L/h, VET 1,15 m/s.



Figura 23: Fluxo de permeado versus tempo na compactação da membrana de 5 kDa. Condições de operação: 4 bar, 25°C, vazão de alimentação 120 L/h, VET 1,15 m/s.

A Tabela 11 apresenta o resumo dos resultados obtidos no experimento de compactação das membranas:

Tabela 11: Resumo de resultados de compactação.						
Membrana	Tempo de compactação (min)	Fluxo Inicial a 4 bar (L/h*m²)	Fluxo final a 4 bar (L/h*m²)	Redução de fluxo de permeado (%)		
M1 (50kDa)	120	686,4	388,5	43,4		
M2 (10kDa)	180	308,9	215,5	30,2		
M3 (5kDa)	360	97,0	81,3	16,2		

Pode-se notar que os tempos de compactação são específicos para cada membrana e se relacionam com a estrutura e tamanho dos poros. As membranas de menor retenção nominal (ou menor tamanho de poro) apresentaram maior tempo de compactação com menor fator de redução de fluxo de permeado, comportamento semelhante ao reportado em outros estudos da literatura (DIEL, 2010).

4.2.2 Permeabilidade hidráulica

Após a compactação, as membranas foram caracterizadas quanto à sua permeabilidade hidráulica. Os fluxos de permeado, para cada condição de pressão (1, 2 e 3 bar), foram medidos mantendo constantes as demais condições de operação: temperatura de 25°C e vazão de alimentação de 120 L/h (VET=1,15 m/s).

O fluxo de permeado se comportou conforme o esperado, aumentando linearmente com o aumento da pressão e da retenção nominal da membrana.

A Tabela 12 mostra as permeabilidades hidráulicas das membranas calculadas a partir destes gráficos.

Tabela 12: Permeabilidade hidráulica das membranas.				
Membrana	Permeabilidade hidráulica (L/h*m²/bar)	R^2		
50 kDa	76,1	0,981		
10 kDa	34,8	0,999		
5 kDa	14,3	0,999		

Os valores obtidos de permeabilidade com água limpa encontram-se na mesma ordem de grandeza dos valores encontrados na literatura para membrana de UF poliméricas com retenções nominais semelhantes (BARBOSA, 2009; COSTA e PINHO, 2005).

BARBOSA (2009) encontrou valor de 77,9 (L/h*m²/bar) para permeabilidade hidráulica em membranas de fibra oca de 50 kDa ao estudar processos de tratamento de efluentes de uma ETE.

HOWE (2007), trabalhando com membranas de UF de fibra-oca de polisulfona de 100 kDa, encontrou permeabilidade inicial de 306 (L/h*m²/bar) com água microfiltrada. Esse valor está bem acima do encontrado no presente estudo, o que pode ser atribuído ao maior tamanho de poro usado.

COSTA e PINHO (2005), testando uma série de membranas de acetato de celulose visando UF de material orgânico em suspensão, encontraram valores na mesma ordem de grandeza para a de 50 kDa, em torno de 100 (L/h*m²/bar) e, para a de 20 kDa, em torno de 65 (L/h*m²/bar).

Habert *et al.* (2006) citou como valor típico de permeabilidade hidráulica para membranas de UF aproximadamente 200 L/h*m²/bar, superior aos obtidos no presente estudo. Porém o tamanho de poro não foi especificado. Dessa forma, considerando que este valor típico se refere à membrana de 100 kDa, que corresponde a média da faixa da UF (5 a 200 kDa), valores inferiores seriam esperados no presente trabalho, considerando que foram utilizadas membranas de UF de 5, 10 e 50 kDa, que correspondem ao limite inferior da faixa de tamanho completa da UF.

As permeabilidades encontradas nesses testes foi compatível com o indicado pelo fabricante das membranas (Microdyn-Nadir) no caso das membranas de 5 e 10 kDa. No entanto, a permeabilidade da membrana de 50 kDa (76,1 L/h*m²/bar) foi 8,7% abaixo do valor indicado pelo fabricante (83,33 L/h*m²/bar) (MICRODYN-NADIR, 2006). Essa diferença foi considerada baixa e, portanto, essa membrana foi utilizada nos testes.

4.3 ETAPA 3 - TESTES DE PERMEAÇÃO

4.3.1 Avaliação da qualidade da água bruta do RPS e dos permeados de membranas com diferentes retenções nominais

As características físico-químicas e microbiológicas das amostras de água bruta do RPS que foi utilizada nos testes de permeação e dos permeados obtidos com as membranas de retenção nominal 50 kDa, 10 kDa e 5 kDa (operação à pressão de 2bar, temperatura de 25°C e VET de 1,15 m/s) são mostradas na Tabela 13.

Parâmetros	Água Bruta do	Membrana			
	RPS	50kDa	10kDa	5kDa	
рН	6,87	6,82	6,78	6,6	
Condutividade Elétrica (µS/cm)	74	74	42	43	
Sólidos dissolvidos Totais (mg/L)	37	37	21	21	
Turbidez (NTU)	21	0,31	0,44	0,47	
Coliformes Totais (NMP)	>2419,6	<1	<1	<1	
Coliformes Termotolerantes (NMP)	313	<1	<1	<1	
Temperatura(°C)	23,98	-	-	-	
ABS 254	0,16	0,12	0,08	0,07	

Tabela 13: Parâmetros físico-químicos e microbiológicos da água bruta do RPS usada nos testes de permeação e dos permeados obtidos com membranas de UF com diferentes tamanhos de poro.

Os resultados da Tabela 14 mostraram características semelhantes às obtidas no período de monitoramento da Etapa 2 e, portanto, essa amostra foi considerada representativa em relação à qualidade da água bruta do RPS.

Os resultados de análise dos parâmetros físico-químicos e microbiológicos dos permeados indicaram que os permeados produzidos com as três membranas apresentaram qualidades semelhantes, mostrando percentuais de remoção de 100% para coliformes totais e termotolerantes e maior que 97,7% para turbidez, que são os parâmetros mais relevantes considerados neste estudo.

A Absorbância em UV-254nm apresentou valores muito baixos na água do RPS bruta e tratada. Portanto, pode-se considerar pouco provável a contaminação dessa água com substâncias húmicas.

Dessa forma, em termos de qualidade da água tratada, podemos considerar que as três membranas testadas produzem permeados que atendem aos requisitos de qualidade requeridos.

4.3.2 Avaliação quantitativa do fluxo de permeado em função da pressão de operação para membranas de diferentes retenções nominais

Neste teste, efetuou-se a avaliação quantitativa do fluxo de permeado aplicando diferentes pressões de operação (1, 2 e 3 bar) e utilizando membranas com diferentes retenções nominais, visando a avaliação do impacto dessas variáveis nesse parâmetro.

Cada ensaio foi conduzido por 120 minutos e o fluxo de permeado foi medido a cada 15 minutos, desde início do processo.

As Figuras 24, 25 e 26 mostram os gráficos dos fluxos de permeado em função do tempo para as membranas de 50 kDa, 10 kDa e 5 kDa de retenção nominal, nas pressões de operação 1, 2 e 3 bar, respectivamente.



Figura 24: Fluxo de permeado das membranas 50, 10 e 5 kDa na pressão de 1 bar.



Figura 25: Fluxo de permeado das membranas 50, 10 e 5 kDa na pressão de 2 bar.



Figura 26: Fluxo de permeado das membranas 50, 10 e 5 kDa na pressão de 3 bar.

Pode-se notar que as membranas de maior retenção nominal produziram maior o fluxo de permeado, para a mesma condição de pressão de operação, conforme esperado. Sendo que o fluxo de permeado obtido com a membrana de 50 kDa foi significativamente maior que o fluxo obtido com as demais membranas utilizadas nos testes.

Como a qualidade do permeado produzido com as três membranas foi igualmente satisfatória, tendo em vista os fins do presente estudo, a membrana de 50 kDa foi escolhida como a mais viável, considerando maior fluxo produzido. Maiores fluxos de permeado estão associado a menores gastos energéticos e de investimento, para uma mesma capacidade de planta.

Pode-se notar também uma queda no fluxo de permeado inicial mais acentuada para a membrana de maior retenção nominal.

No caso da membrana de 50 kDa, a queda no fluxo de permeado em 2 h de operação em relação ao inicial foi maior quanto maior a pressão de operação (11% para 1 bar, 17% para 2 bar e 22% para 3 bar).

Este comportamento pode ser atribuído à maior possibilidade da ocorrência de bloqueios (na superfície ou interior dos poros) nesta membrana, devido a contaminantes de dimensões submicra e coloidais presentes na água, semelhante ao tamanho de poros da membrana. Pode-se observar que este efeito é mais significativo com aumento da pressão de operação. Estudos na literatura reportam comportamentos similares (CHERYAN, 1998). No entanto, mesmo com uma maior

queda no fluxo de permeado nas duas horas de teste, a membrana de 50 kDa apresentou fluxo superior às demais.

Dessa forma, a membrana de 50 kDa foi escolhida para ser utilizada nos testes seguintes.

Na Tabela 14 estão indicados os fluxos de permeado da membrana de 50 kDa após 120 minutos de operação.

	Fluxo de permeado
PTM (bar)	(L/h*m²)
1	167
2	198
3	212

Tabela 14: Fluxo de permeado após 120 min de operação com membrana de 50 kDa.

É importante ressaltar que não foi observado aumento significativo do fluxo com o aumento da pressão de operação de 2 para 3 bar na membrana escolhida (50kDa). Observou-se um incremento de 19% (167 L/h*m² – 198 L/h*m²) no fluxo de permeado (após duas horas de operação) com aumento da pressão de operação de 1 para 2 bar e de apenas 7% (198 - 212 L/h*m²) ao aumentar pressão de 2 para 3 bar. Tal comportamento é indicativo de que, para este tipo de aplicação, o uso de pressões de operação acima de 2 bar não leva a aumentos significativos de desempenho do processo.

Estudos reportados na literatura apontam que, em tratamentos de água por membranas de rios para abastecimento urbano, são comumente utilizadas baixas pressões de operação, de forma a minimizar gastos energéticos e *fouling* (NAKATSUKA *et al.*, 1996; CHOI *et al.*, 2005; ARNAL *et al.*, 2007).

Por conta dos resultados obtidos e condições operacionais de sistemas semelhantes encontrados na literatura, a pressão de 2 bar foi escolhida para a realização dos testes seguintes (CHOI *et al.*, 2005; ARNAL *et al.*, 2007; LOWE e HOSSAIN, 2008).

4.3.3 Avaliação do fluxo de permeado estabilizado em teste de longa duração com a membrana de 50kDa e pressão de operação de 2 bar

A Figura 27 apresenta o fluxo de permeado proveniente do tratamento da água do RPS com membrana de retenção nominal 50 kDa e pressão, temperatura e VET constantes (2 bar, 25°C e 1,15 m/s, respectivamente).

O fluxo levou 330 minutos para que fosse considerado estável. O valor do fluxo estabilizado após esse tempo foi de 188 L/h*m².



Figura 27: Fluxo de permeado em função do tempo de operação. Teste de longa duração até a estabilização do fluxo de permeado com membrana de 50kDa. Condições de operação: 2 bar, 25°C, vazão de alimentação 120 L/h, VET=1,15 m/s.

4.4 ETAPA 4 - AVALIAÇÃO DA QUALIDADE E FLUXO DE PERMEADO PARA ÁGUA DO RPS CONCENTRADA

4.4.1 Avaliação do fluxo de permeado na concentração da água do RPS até FRV=10

Variações sazonais na qualidade da água do RPS e a operação de sistemas de membranas com altas recuperações foram simuladas através do teste de permeação com a água do RPS concentrada (FRV=10). A Figura 28 mostra a redução do fluxo em função do tempo no processo de concentração da água até o FRV desejado.



Figura 28: Fluxo do permeado em função do FRV durante redução volume da amostra com membrana de 50 kDa. Condições de operação: pressão 2 bar, 25°C, vazão de alimentação 120 L/h, VET= 1,15 m/s.

A concentração dos 4 L de água do RPS até FRV=10 levou 180 min nas condições de operação definidas. Pode-se observar que, ao final da concentração dos contaminantes na água de alimentação, há uma queda de 47% no fluxo de permeado, que chega a 120 L/h*m² para um FRV=10, caracterizando a formação de *fouling* na membrana.

Apesar de uma expressiva redução no fluxo de permeado, fluxo obtido ao final do teste é típico para sistemas de UF (GUERRA e PELLEGRINO, 2012; HABERT *et al.*, 2006). Sendo assim, pode-se considerar viável o uso de maiores recuperações na aplicação de processos de UF para tratamento dessa água, reduzindo o custo das instalações.

4.4.2 Avaliação da qualidade da água do RPS concentrado e do permeado produzido

Em função da concentração da água do RPS até FRV=10, ocorre a concentração dos contaminantes na superfície da membrana, tais como sólidos suspensos, argilas, microrganismos, algas e colóides. Por conta disso, foram realizadas as análises de qualidade da água do RPS concentrada e do permeado produzido no tratamento da mesma. Os resultados dessas análises podem ser observados na Tabela 15.

Parâmetros	Água do RPS concentrada (FRV=10)	Permeado
рН	6,75	6,71
Condutividade Elétrica (µS/cm)	595	587
Sólidos dissolvidos Totais (mg/L)	297	293
Turbidez (uT)	105	0,55
Coliformes Totais (NMP)	>2419,6	<1
Coliformes Termotolerantes (NMP)	>2419,6	<1
ABS 254	1,205	0,8355

Tabela 15: Qualidade da água do RPS concentrada e do permeado produzido.

Os resultados indicam que, conforme o esperado, com a concentração da água do RPS, todos os parâmetros analisados, exceto pH, apresentaram valores mais elevados do que nos testes com água bruta. No entanto, essa piora na qualidade do efluente tratado não impactou o desempenho da membrana uma vez que a qualidade do permeado foi semelhante a do teste com água bruta, atendendo aos padrões legais de potabilidade (BRASIL, 2011).

Observaram-se, ainda, valores elevados de condutividade e sólidos dissolvidos totais não esperados. Este comportamento poderia ser atribuído a saturação gradativa de contaminantes na superfície da membrana, com a possível formação de uma torta, que poderia atuar coadjuvante, aumentando grau de filtração, e promovendo a separação de substancia orgânicas dissolvidas (macromoléculas, colóides carregados).

4.4.3 Avaliação do fluxo de permeado com o tempo em diferentes pressões de operação no tratamento de água do RPS em FRV=10

A Figura 29 mostra a variação do fluxo de permeado em função do tempo em diferentes condições de pressão de operação. A membrana utilizada no teste foi de 50 kDa e água do RPS concentrada (FRV=10) foi tratada.



Figura 29: Fluxo de permeado da membrana de 50 kDa, nas pressões de 1 bar, 2 bar e 3 bar. Com o aumento da pressão de 1 para 2 bar, foi observado um aumento de 38% no fluxo de permeado após 120 min de operação. No entanto, o aumento da pressão de 2 para 3 bar não promoveu um incremento significativo (4%) no fluxo de permeado após o mesmo período. Esse resultado indica que a pressão de 2 bar é adequada para a operação do sistema, e mostra a capacidade do PSM de tratar efluentes com diferentes concentrações de poluentes. Os resultados mostram que incrementos na pressão de operação acima de 2 bar não aumentaram significativamente o desempenho do processo. Além disso, pode-se observar a estabilização do fluxo de permeado em 120 min de operação.

Pode-se observar pelo gráfico, que o fluxo de permeado fica praticamente constante após 100 min de operação na pressão de 2 bar. A estabilização do fluxo ocorreu mais rápido com a água do RPS concentrada até FRV=10 do que no teste com água bruta. Esse comportamento pode ser explicado pela maior concentração de contaminantes na água concentrada, o que acelerou a formação do *fouling* na superfície da membrana (CHERYAN, 1998; FIELD, 2010). Além disso, a alta concentração desses contaminantes também levou a redução do fluxo estabilizado para a membrana de 50 kDa a 2 bar de pressão, que, no teste com água bruta do RPS foi de 188 L/h*m², enquanto nesse teste (com água bruta do RPS concentrada até FRV=10) foi de 85 L/h*m².

O valor do fluxo de permeado estabilizado, conforme obtido neste teste, na unidade de bancada, foi utilizado nos cálculos dos parâmetros de projeto, tendo em vista que o sistema a ser construído no PICG será de pequena escala e irá operar com recuperação de 90%. O sistema fornecerá água para apenas 1000 pessoas e terá somente 1 módulo de membranas, podendo até ser considerado um sistema piloto.

4.5 ETAPA 5 - AVALIAÇÃO DA LIMPEZA DA MEMBRANA

Nesta etapa, foi utilizada a membrana de 50 kDa após os testes de permeação das etapas anteriores. A eficiência das etapas de limpeza foi avaliada pelo grau de restauração da permeabilidade hidráulica com água limpa, em relação à determinada antes do início dos testes no item 4.2.2.

A Figura 30 mostra o fluxo de permeado em função da pressão de operação determinado com água limpa, para cada condição da membrana: nova, após uso e após as limpezas física e química. A partir deste gráfico foram calculadas as permeabilidades hidráulicas. A Tabela 16 mostra a permeabilidade hidráulica da membrana nas diversas condições testadas.



Figura 30: Fluxo de permeado em função da pressão de operação para diferentes condições de membrana de 50 kDa.

Condição da membrana	Permeabilidade hidráulica (L/h*m²/bar)	Permeabilidade em relação à inicial (%)
Nova	76,07	100
Usada	28,08	36,91
Após limpeza física	56,73	74,58
Após limpeza química	68,01	89,40

Tabela 16: Permeabilidade hidráulica da membrana de 50 kDa em diversas condições de membrana.

Conforme observado na Tabela 17, a permeabilidade da membrana foi restabelecida após as limpezas física e química, o que mostra que o procedimento de limpeza empregado foi satisfatório.

Os resultados indicaram que a limpeza química com solução de 1 mol/L NaOH e 0,05% HCIO foi eficiente na recuperação de 89,40% da permeabilidade hidráulica original da membrana.

Observou-se também o restabelecimento do fluxo de permeado com água limpa após as limpezas em relação aos valores obtidos com a membrana nova. Após o uso da membrana, o fluxo de permeado com água limpa caiu para, em média, 43% do fluxo obtido com a membrana nova. No entanto, após as limpezas física e química estes fluxos foram, em média, respectivamente, 72% e 94% do fluxo obtido antes do uso da membrana.

Este comportamento é corroborado por estudos realizados por Strugholtz *et al.* (2005), que indicaram que a combinação de produtos oxidantes/alcalinos para a limpeza de membranas, semelhante à utilizada neste trabalho (1 mol/L NaOH e 0,05% HCIO), proporcionam melhor eficiência em relação a outros agentes químicos normalmente usados em sistemas de tratamento de água de abastecimento, na remoção de incrustações orgânicas. De acordo com os autores, o pH elevado favorece a hidrólise dos grupos funcionais gerados pela oxidação do material orgânico.

Estudos realizados por Porcelli *et al.* (2010) também mostraram maior eficiência de limpeza com mistura de solução oxidante e alcalina para a recuperação de membranas de fibra oca usadas em tratamento de água de abastecimento.

4.6 ETAPA 6 - AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR

A avaliação econômica preliminar do processo de tratamento de água do RPS por membranas no PICG foi realizada através dos custos de capital (CAPEX), custos de operação, (OPEX) e custo total.

Para a estimativa dos custos, alguns parâmetros fundamentais foram previamente calculados e estão apresentados na Tabela 17:

Tabela 17: Parâmetros operacionais e variáveis do projeto.						
Cálculo da vazão de perme	eado					
Número de pessoas na expansão	n	1000				
Água consumida por pessoa por dia ^(a)	L/(pessoa*dia)	75				
Água consumida por hora	L/h	3125				
Cálculo da vazão de alimen	tação					
Recuperação	%	90				
Vazão de alimentação	L/h	3472,22				
Cálculo da vazão efetiva de pe	ermeado					
Tempo de manutenção de rotina ^(b)	min/dia	10				
Tempo de testes de integridade ^(b)	min/dia	20				
Tempo anual de limpezas químicas ^(b)	h/ano	300				
Tempo diário de limpezas químicas	min/dia	49,31				
Tempo total sem produção de permeado	min/dia	79,31				
Razão de tempo operacional		0,9449				
Vazão efetiva de permeado	L/h	3307,16				
Cálculo da vazão de recircu	lação					
Vazão de alimentação experimental	L/h	120				
Área transversal do módulo experimental	m²	0,0000291				
VET	m/s	1,14547				
Medida do espaçador entre as membranas	m	0,0006				
Comprimento do módulo de membranas ^(c)	m	1,016				
Comprimento da membrana enrolada no módulo	m					
espiral		39,37				
Area transversal do módulo de membranas	m²	0,023622				
Vazão de recirculação	L/h	97410,5				
Número de módulos de men	Número de módulos de membrana					
Fluxo de permeado	L/h*m²	85				
Área útil de membrana necessária	m²	38,91				

m²

40

0,9727

Área de um módulo de membranas^(c)

Número de módulos de membrana

89

Onde: ^(a) (TOWRT *et al.*, 2000) ^(b) (GUERRA e PELLEGRINO, 2012) ^(c) (BAKER, 2004)

Como pode-se observar na Tabela 18, foram definidos diversos parâmetros de operação como as vazões do projeto (permeado, alimentação e recirculação), a vazão de permeado efetiva (levando em consideração o tempo inoperacional da estação) e o número de módulos de membrana a serem adquiridos. Tais parâmetros foram essenciais para o cálculo dos custos de investimento e operação da planta de tratamento de água do PICG.

4.6.1 **CAPEX**

O cálculo de CAPEX está apresentado na Tabela 18:

Tabela 18: Cálculo d	o CAPEX.	
Custo de membrana	IS	
Custo do m ² da membrana (PES+housings)	R\$/m ²	156
Área de um módulo de membranas	m²	40
Custo de membranas	R\$	6240,00
Custo da bomba de recirc	culação	
Custo total da bomba	R\$	25153,44
Custo de periféricos	6	
Custo de tubulações, válvulas e estruturas	R\$	10464,48
Custo de controle e instrumentação	R\$	10464,48
Custo de construção e mo	ntagem	
Custo de construção e montagem	R\$	10464,48
Cálculo dos custos diretos o	de capital	
CAPEX direto	R\$	62786,88
Cálculo do CAPEX to	otal	
CAPEX	R\$	104854,09

Conforme apresentado na Tabela 18, o custo de investimento da planta de tratamento de água por UF do PICG foi estimado em R\$ 104854,09.

Para fins de comparação, a Tabela 19 mostra o CAPEX calculado no presente estudo assim como as estimativas de CAPEX pelos modelos desenvolvidos por

Adham et al. (1996), Wright e Woods (1993) e EPA (2005), baseados na vazão de permeado de projeto.

Tabela 19: Comparação entre diferentes estimativas de CAPEX.				
Custos de capital				
CAPEX	R\$	104854,09		
CAPEX - Adham et al (1996)	R\$	345903,69		
CAPEX - Wright e Woods (1993)	R\$	128380,63		
CAPEX - EPA (2005)	R\$	321626,79		

Alguns autores consideram que o custo de capital em sistemas de membrana giram em torno de R\$1.872,00 - R\$3.744,00 por metro quadrado de área de membrana (CHERYAN, 1986; KULKARNI et al., 1992), o que significa que o CAPEX deste estudo deve estar em torno de R\$74.880,00 - R\$149.760,00. Entre as estimativas da Tabela 20, o modelo de Wright e Woods (1993) foi aquele que mostrou valores mais condizentes com o encontrado no presente estudo, o que pode ser atribuído ao fato deste modelo ter sido elaborado para plantas de pequena escala para regiões remotas do Canadá. Os demais modelos se aplicam para cálculo de plantas de grande escala, o que dificulta a comparação. Ao levar em consideração também a redução nos custos dos PSM das duas últimas décadas, pode-se afirmar que o valor de CAPEX estimado no presente trabalho encontra-se condizente com os valores encontrados na literatura.

4.6.2 **OPEX**

Os cálculos para a estimativa do OPEX estão na Tabela 20:

Cálculo do custo energético da bomba de recirculação				
Comprimento característico	m	0,0012		
Densidade da água	kg/m³	997		
Viscosidade dinâmica da água	Pa*s	0,00089		
Número de Reynolds		1539,83		
Fator de fricção de Fanning		0,00565		
Fator de fricção de Darcy		0,0226		
Perda de carga no módulo de membranas	Bar	0,12516		
Eficiência da bomba		0,8		
Vazão de recirculação	m³/h	97,41		
Consumo de energia da bomba por m ²	kW/m²	0,01058		
Tempo de operação anual da planta	h/ano	8277,5		
Custo do kWh no Rio de Janeiro	R\$/kWh	0,63		
Custo energético anual da bomba de recirculação	R\$/ano	2206,96		
Cálculo dos demais custos operacionais				
Custo anual de depreciação	R\$/ano	8814,96		
Custo anual de troca de membranas	R\$/ano	1248,00		
Custo anual de manutenção	R\$/ano	1322,24		
Custo anual de mão de obra	R\$/ano	30000,00		
Número de limpezas químicas por ano	limpeza/ano	50		
Custo de uma limpeza química	R\$/limpeza	87,36		
Custo anual de limpezas químicas	R\$/ano	4368,00		
Cálculo do OPEX				
OPEX	R\$	47960,13		

Como pode-se observar na Tabela 20, o custo operacional anual da planta de tratamento de água do PICG é de R\$ 47.960,13.

Em relação ao consumo de energia, Kunikane *et al.* (1995) realizaram um estudo no qual foi constatado que o consumo de energia de um sistema de membranas seria em média 0,5 kWh/m³ de água produzida. No presente estudo, o valor encontrado foi de 0,14 kWh/m³. Cheryan (1998) afirmou que o consumo de energia em um sistema de membranas de configuração espiral seria de 40 a 130 W/m² de membrana, enquanto Noble e Stern (1995) afirmaram que o valor típico seria de 50 W/m². Entretanto, no caso da planta do PICG, o valor encontrado foi de 10,58 W/m².

De acordo com os cálculos da Tabela 20, a planta de UF do PICG possui um custo operacional de R\$ 1,75/m³, valor maior do que o encontrado na literatura para
plantas de UF. Guerra e Pellegrino (2012) encontraram um valor médio de R\$ 0,3/m³ para os custos operacionais de plantas de UF e Aptel (1994), afirmou que os custos operacionais de uma planta de tratamento de água por membranas podem chegar a 0,64 R\$/m³.

Cabe ressaltar que as diferenças encontradas no presente estudo, inerentes ao consumo de energia reduzido e custo operacional total elevado, em relação aos trabalhos da literatura, podem ser atribuídas ao fato da planta do PICG ser bem menor do que as plantas consideradas nos estudos mencionados nesse capítulo. Dessa forma, o consumo de energia fica reduzido (pelo fato do sistema dispor de apenas uma bomba, com baixa vazão) e o gasto com o técnico responsável pela planta (que corresponde a 63% do OPEX) fica muito elevado.

O impacto do custo de mão de obra, calculado considerando a ocupação parcial do técnico para operação da planta e seu compartilhamento em outras atividades do PICG podem ser vistos na Tabela 21.

OPEX (mão de obra compartilhada)				
Ocupação do	Custo da mão de obra	OPEX		
técnico	(R\$)	(R\$)		
20%	6000	23960		
50%	15000	32960		
75%	22500	40460		
100%	30000	47960		

Tabela 21: Cálculo do OPEX considerando ocupação parcial do técnico em química

Com a consideração de que o técnico responsável ficaria apenas 20% do seu tempo ocupado com atividades relacionadas ao sistema de UF, o valor do OPEX fica reduzido em 50% (R\$ 23960,00). Essa hipótese é pertinente quando se considera a automação da planta e a pequena escala da mesma.

4.6.3 Custo total

A Tabela 22 apresenta os valores de custo total por m³ de água produzida, para diferentes períodos de retorno de investimento.

Cálculo do custo total				
Volume anual de água produzido	m³/ano	27375		
Taxa de retorno de investimento		0,1025		
Custo total (n=5)	R\$/m³	2,77		
Custo total (n=10)	R\$/m³	2,38		
Custo total (n=15)	R\$/m³	2,26		
Custo total (n=20)	R\$/m³	2,21		
Custo total (n=25)	R\$/m³	2,18		
Custo total (n=30)	R\$/m³	2,16		

Tabela 22: Custo total para diferentes tempos de retorno de investimento.

A planta de tratamento de água por membranas do PICG apresentou um custo total de permeado de R\$ 2,16 /m³ após um período de 30 anos. Esse valor é bastante alto quando comparado com estudos de plantas de UF de alta capacidade, devido à diminuição dos custos com a escala (CHERYAN, 1998).

No entanto, considerando ocupação de 20% da mão de obra, o cálculo do custo total é indicado na Tabela 23.

Tabela 23: Custo total para diferentes tempos de retorno de investimento considerando ocupação parcial do técnico.

	····	,
Volume anual de água produzido	m³/ano	27375
Taxa de retorno de investimento		0,1025
Custo total (n=5)	R\$/m ³	1,89
Custo total (n=10)	R\$/m ³	1,51
Custo total (n=15)	R\$/m ³	1,39
Custo total (n=20)	R\$/m ³	1,33
Custo total (n=25)	R\$/m ³	1,31
Custo total (n=30)	R\$/m ³	1,29

Cálculo do custo total (mão de obra compartilhada em 20%)

Com a consideração de que o técnico ocupa somente 20% do seu tempo com a planta, o custo total por metro cúbico de água produzida ao final de 30 anos após o investimento foi reduzido em 60% (1,29 R\$/m³).

Segundo Cheryan (1998), o custo do tratamento da água por membranas tende a reduzir em função da capacidade da planta, sendo de R\$ 0,41 /m³ para plantas com mais de 3785 m³/d de capacidade e R\$ 0,92 /m³ para plantas que produzem aproximadamente 379 m³/d de permeado.

Por outro lado, um estudo realizado por (ADHAM *et al.*, 1996), constatou que o custo do permeado em sistemas de tratamento de membrana de baixa capacidade (38 m³/d) é de aproximadamente R\$ 2,06 /m³.

Vale ressaltar que a ampliação do uso dos PSM tem promovido a diminuição do custo dessa tecnologia nos últimos anos e, como essa tecnologia continua sendo popularizada e ampliada, os PSM apresentam grande potencial para reduções futuras em seus custos (EPA, 2005; MIERZWA *et al.*, 2008).

Vale ainda lembrar que a instalação de um sistema de UF no PICG para o tratamento de água vai além da questão econômica. Como o PICG é um campus voltado para a pesquisa e inovação tecnológica, é interessante para o pólo ter um sistema de tratamento de água que utilize uma tecnologia como a de UF, que possui grande potencial para aprimoramentos e pesquisa.

5 CONCLUSÕES

O monitoramento realizado no período de Outubro de 2015 a Junho de 2016 na água bruta do RPS mostrou variações significativas de alguns parâmetros físicoquímicos e microbiológicos. Apesar das variações observadas, os valores encontram-se dentro dos padrões estabelecidos pela Resolução CONAMA 357/2005, conforme estabelecido pelo CEIVAP para água bruta do RPS. No entanto, sua qualidade não é apropriada para consumo humano sem tratamento adequado.

Essa água do RPS, após tratamento na ETA por processo convencional é utilizada para abastecer o PICG. O monitoramento da qualidade da água produzida nesta ETA, também realizado no mesmo período, apresentou variações relevantes, principalmente em relação aos parâmetros microbiológicos.

As análises microbiológicas mostraram que o tratamento convencional removeu com sucesso os coliformes termotolerantes, porém, não foi capaz de remover os coliformes totais em quatro das amostras (coletadas em dezembro e janeiro de 2015; e março e abril de 2016). Em relação à turbidez, observou-se uma redução de 99% no processo.

Estes resultados indicam a influência da variação de qualidade sazonal da água captada na eficiência do processo convencional, que não é robusto o suficiente para garantir qualidade da água tratada quando ocorrem variações acentuadas na qualidade da água bruta.

A UF é uma tecnologia com alta capacidade de remoção da turbidez, matéria orgânica e microrganismos, produzindo água de melhor qualidade em relação aos processos convencionais. Por isso, a proposta deste trabalho foi avaliar o desempenho do processo de UF no tratamento da água bruta do RPS que abastece o PICG, considerando o aumento da demanda prevista para o PICG, em função de sua futura expansão.

A avaliação do processo de UF no tratamento da água do RPS foi realizado na unidade de bancada descrita no item 3 com amostra de água bruta coletada na entrada da ETA do PICG, utilizando membranas de retenção nominal de 50, 10 e 5 kDa. A avaliação da eficiência das membranas foi baseada no fluxo de permeado e qualidade da água produzida. Os testes de permeação indicaram que os permeados produzidos com as três membranas possuem qualidades semelhantes, atendendo aos requisitos de potabilidade requeridos, em relação a todos os parâmetros físico-químicos e microbiológicos analisados (com remoção de 100% dos coliformes totais, inclusive no tratamento de águas de pior qualidade).

Constatou-se ainda que o fluxo de permeado obtido com a membrana de 50 kDa foi significativamente maior que o fluxo obtido com as demais membranas, nas mesmas condições de operação. Além disso, observou-se que o uso de pressões de operação acima de 2 bar não proporcionou aumentos significativos no desempenho do processo. O fluxo de permeado estabilizado, definido através de teste de longa duração com a membrana de 50 kDa, foi de 188 L/h*m², após 5 horas e meia de teste.

Os testes de permeação com concentração da água de alimentação (simulando variações sazonais e sistemas de membranas com altas recuperações), mostraram uma redução no fluxo de permeado para valores em torno de 120 L/h*m² em um FRV=10, caracterizando a formação de fouling na membrana de 50 kDa. Também foram avaliados os parâmetros físico-químicos e microbiológicos desse permeado, que apresentou qualidade semelhante ao permeado gerado no tratamento da água bruta do RPS. Além disso, a água do RPS concentrada em FRV=10 foi tratada até que os fluxos se estabilizassem, apresentando um valor de 85 L/h*m² para a membrana de 50 kDa. Este resultado de fluxo de permeado é considerado típico para sistemas de UF, o que indica que, para a água do RPS, pode ser considerada a operação com recirculação do concentrado, possibilitando recuperações elevadas. Este valor foi usado para o dimensionamento e estimativa do custo de implantação de um sistema de tratamento de UF para abastecimento do PICG.

Após a formação do fouling no teste de redução do volume, verificou-se que a limpeza química com solução de 1 mol/L NaOH e 0,05% HCIO foi eficiente na recuperação de 89,40 % da permeabilidade hidráulica original da membrana. Comparando a permeabilidade hidráulica, obtida antes e depois da realização da limpeza química, observou-se o restabelecimento do fluxo de permeado em relação aos valores obtidos com a membrana nova.

A estimativa do custo total, calculado a partir do custo de investimentos (CAPEX) e custos de operação (OPEX) do sistema de tratamento de UF para abastecimento do PICG, foi de R\$ 2,16 por metro cúbico de água produzida, tomando por base o fluxo estabilizado e a contratação de um técnico em química trabalhando somente na planta de tratamento de UF. No entanto, foi estimado que, caso esse técnico trabalhe apenas 20% do seu tempo na estação (contando com o alto índice de automação da mesma), esse custo seria de R\$ 1,29 por metro cúbico.

Estes resultados apontam para uma viabilidade técnica e econômica da utilização de um sistema de UF para o tratamento de água do RPS no PICG. Além disso, embora baseados em caso especifico do PICG, os resultados demonstram o potencial de utilização dos processos de separação por membranas para tratamento de água, através de sistemas de pequena escala, descentralizados, para abastecimento de comunidades isoladas e municípios sem infraestrutura de acesso a rede de distribuição e com carência de saneamento básico. É uma tecnologia com alta capacidade de remoção de turbidez, matéria orgânica e microrganismos, capaz de produzir água de melhor qualidade, além de apresentar vantagens em relação aos processos convencionais de tratamento, principalmente pela simplicidade de operação e manutenção, menor demanda de produtos químicos e menor geração de resíduos.

De acordo com os resultados obtidos, a seguintes sugestões para trabalhos futuro podem ser citados:

- Investigar outras condições hidrodinâmicas, avaliar a variação da vazão de alimentação e consequentemente o efeito de outros regimes de escoamento (variando velocidades de escoamento tangencial
- Testar outras membranas e materiais (Fibra oca, outras poliméricas, cerâmica)
- Avaliar outros métodos de limpeza
- Avaliar efeito do pré tratamento
- Implementar avaliação econômica com estudo de sensibilidade, investigando o efeito da variação dos parâmetros de maior impacto identificados neste estudo

6 REFERÊNCIAS

ADHAM, S. S.; JACANGELO, J. G.; LAINE, J.M. Characteristics and costs of MF and UF plants. J. AWWA. 88(5), p. 23-31. 1996.

AL-MALACK, M.H.; ANDERSON, G.K. Formation of dynamic membranes with crossflow microfiltration, Journal of Membrane Science, p. 112-287. 1996.

AL-MALACK, M.H.; ANDERSON, G.K. Use of crossflow Microfiltration in wastewater treatment, Wat. Res., v. 31, n.12, p. 3064, 1997.

ANA. Bacia do Rio Paraíba do Sul. Agência Nacional de Águas. 2017. Disponível em:

http://www2.ana.gov.br/Paginas/servicos/saladesituacao/v2/RioParaibadoSul.aspx# >. Acesso em 26 set 2017.

APHA. Standard methods for the examination of water and wastewater. 21st ed. Washington: American Public Health Association, 2005.

APTEL, P. Membrane pressure driven processes in water treatment. Membrane processes in separation and purification. Kluwer Academic Publishers, Dordretch. p. 263-261. 1994.

ARNAL, J.M.; SANCHO, M.; FAYOS, B. G.; LORA, J.; VERDU, G. Aquapot: UF real applications for water potabilization in developing countries. Problems, location and solutions adopted. Desalination, n. 204, p. 316-321, 2007.

AWWA, Manual of Water Supply Practices—M53, Second Edition Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water, 2005

AWWA. Journal AWWA Membrane Process Commitee. 100:12. p. 84 -96. 2008.

BAKER R.W. *et al.* Membrane Separation Systems - Recent Developments and Future Directions. Noyes Data Corp. New Jersey. USA. 1991.

BAKER, R. W. Membrane Technology and Applications. 2a Edição. John Wiley & Sons, 2004.

BARBOSA, I. L., Avaliação de Processos de Separação por Membranas para Geração de Águas de Reuso em um Centro Comercial. Dissertação de Mestrado. Departamento de Engenharia Química, UFRJ, 2009.

BASTOS, R. K.; HELLER, L ; PRINCE, A. A.; BRANDÃO, C. C. S.; COSTA, S. Manual de boas práticas no abastecimento de água: procedimentos para a minimização de riscos à saúde (versão preliminar). FUNASA/OPAS, 2003.

BCB. Banco Central do Brasil. Taxas de Câmbio. Disponível em: http://www4.bcb.gov.br/pec/taxas/port/ptaxnpesq.asp?id=txcotacao. Acesso em: 04 ago 2017.

BLUMENRTH, U. M.; SCHNEIDER, B. Effective UF treatment for surface water. Filtration+Separation. p. 32-34. 2001.

BRASIL. Ministério da saúde. Portaria Nº 2914, de 12 de dezembro de 2011. Dispõe sobre os procedimentos de controle e de vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade. 2011.

BRASIL. Resolução nº. 357, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento bem como estabelece condições e padrões de lançamento de efluentes e dá outras providências. 2005.

BRAZ, A. S. *et al.* Análise da Qualidade Físico-Química de Três Marcas de Águas Minerais Comercializadas em Campina Grande – PB, 50 Simpósio de Segurança Alimentar, Bento Gonçalves, RS. 2015.

CASSINI, A. S. Estudo de Processos Alternativos no Pré-tratamento de Efluentes Provenientes da Produção de Isolados Protéicos. Tese de Doutorado, Departamento de Engenharia Química, UFRGS, 2008.

CEIVAP, PEC-2939 – Diagnóstico e Prognóstico do Plano de Recursos Hídricos da Bacia do Rio Paraíba do Sul – Fundação COPPETEC. Disponível em : http://www.hidro.ufrj.br/pgrh/pgrh-re-009-r1/pgrh-re-009-r1/pgrh-re-009-r1-cap11.pdf>. Acesso em dez 2016.

CEIVAP, Revista Pelas Águas do Paraíba, v. IV, ed. 4, jan 2010. Disponível em: <<u>http://www.ceivap.org.br/downloads2010/revista4.pdf</u>>. Acesso em dez 2016.

CETESB. Significado Ambiental e Sanitário das Variáveis de Qualidade das Águas de dos Sedimentos e Metodologias Analíticas e de Amostragem. Companhia Ambiental do Estado de São Paulo. São Paulo, p. 43. 2009.

CHERYAN, M. Ultrafiltration and Microfiltration Handbook. 2. ed. Stranton: CRC Press, 527 p. 1998.

CHOI, H.; KIM, H.; YEOM, I.; DIONYSIOU, D. D. Pilot plant study of an ultrafiltration membrane system for drinking water treatment operated in the feed-and-bleed mode. Dessalination, n. 172, p. 281-291. 2005.

COPOM. Histórico das Taxas de Juros. Disponível em: http://www.bcb.gov.br/Pec/Copom/Port/taxaSelic.as>. Acesso em: 04 ago 2017.

CORDEIRO, Willians S. Alternativas de Tratamento de Água para Comunidades Rurais. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Instituto Federal Fluminense, Campos dos Goytacazes. p. 95. 2008.

COSTA, A. R., PINHO, M. N., Effect of membrane pore size and solution chemistry on the ultrafiltration of humic substances solutions, Journal of Membrane Science, v. 255, n. 1-2, p. 49-56. Jun 2005.

D'AGUILA, Paulo Soares *et al*. Avaliação da qualidade de água para abastecimento público do Município de Nova Iguaçu. Cad. Saúde Pública, Rio de Janeiro, v. 16, n. 3, p. 791-798, Set 2000.

DI BERNARDO, Luiz; DANTAS, Angela Di Bernardo. Métodos e técnicas de tratamento de água. v. 1. 2 ed. São Carlos: RiMa, 2005.

DIEL, J. L., Caracterização funcional de membranas cerâmicas de MF e UF, Dissertação de Mestrado, EQ; UFRGS, 2010.

DROSTE, R. L. Theory and practice of water and wastewater treatment. John Wiley & Sons, Inc, 800 p. 1997.

EPA. Low-Pressure Membrane Filtration For Pathogen Removal: Application, Implementation, And Regulatory Issues. Abr 2001.

EPA. Controlling disinfection by-products and microbial contaminants in drinking water.United States Environmental Protection Agency, Office of research and Development, 330 p. 2001.

EPA. Membrane Filtration Guidance Manual. United States Environmental Protection Agency, Office of Water. 332 p. 2005.

EPA. Technologies and Costs - Document for the Final Long Term 2 Enhanced Surface Water Treatment Rule and Final Stage 2 Disinfectants and Disinfection Byproducts Rule. Dec 2005.

FIELD, R. Fundamentals of Fouling. In: (Ed.). Membrane Technology: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, p.1-23. 2010.

FUNASA, Boletim Informativo Publicação da Fundação Nacional de Saúde, v. 10. Dez 2011.

GHIGGI, F. F. Tratamento de águas para consumo domestico com membranas de ultrafiltração. Dissertação Mestrado. Departamento de Engenharia Química. Escola de Engenharia. Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre. 2011.

GUERRA, K.; PELLEGRINO, J. Investigation of Low-Pressure Membrane Performance, Cleaning, and Economics Using a Techno-Economic Modeling Approach. U.S. Department of Interior, p.127. 2012

GUIMARÃES, P. S. Tratamento de Águas Residuárias Oriundas da Purificação do Biodiesel por Coagulação Empregando Sulfato de Alumínio e Quitosana: Avaliação Preliminar. Tese de Mestrado. p. 77. 2013.

GUO, H. *et al.* Low-pressure membrane integrity tests for drinking water treatment: A review. Water Research, v. 44, n. 1, p. 41-57. 2010.

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

HIRSCHFELD, H. Engenharia Econômica. 2^a edição, Editora Atlas S/A. São Paulo, p. 334. 1982.

HOWE, K.J.; ASHISH M., KUANG-PING C., SAMERS. A. Effect of membrane configuration on bench-scale MF and UF fouling experiments. Water Research, v. 41 , n. 17, p. 3842-3849, set 2007.

HUANG, H. *et al.* Pretreatment for Low Pressure Membranes in Water Treatment: A Review. Environmental Science & Technology, v.43, n.9, p. 3011-3019. 2009.

IBGE. Censo demográfico: 2010, Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística, Rio
de Janeiro, 2010. Disponível em:
<http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/censo2010>.

IBGE. Pesquisa nacional de saneamento básico, Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística, Brasília, 2008.

IBGE. Pesquisa Nacional por Amostra de Domicílios. Rio de Janeiro, v. 33, p.1-133, 2013.

INDUSTRY ARC. RO and UF Membranes Market: By Application (Drinking Water, Cell Separation, Virus Removal, Food & Beverage and Others); By Composition (Cellulose Acetate, Polyamide); By Type (Asymmetric, Liquid, Solution Coated) and By Geography-Forecast (2017-2022). Report Code 0006. Industry Analytics, Research, Consulting. 2017.

JACANGELO, J. G. *et al.* Characteristics and Costs of MF and UF plants, AWWA Journal . 1996.

JONSSON, C., JONSSON, A. S. "Influence of the membrane material on the adsorptive fouling of ultrafiltration membranes", Journal of Membrane Science, v. 108, pp. 79-87. 1995.

KUCHLER I. L., MIEKELEY N. "Ultrafiltration of Humic Compounds Through Low Molecular Mass Cut-Off Level Membranes, The Science of the Total Environment. 1994.

KULKARNI, S.S., FUNK, E.W., LI, N.N. Ultrafiltration, Applications and Economics. Van Nostrand Reinhold, New York. p. 446-453. 1992.

LAPOLLI, F. R. Biofiltração e Microfiltração Tangencial para Tratamento de Esgotos.. São Carlos. Tese (Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo - São Carlos – SP, 1998.

LIM, A. L.; BAI, R. Membrane fouling and cleaning in microfiltration of activated sludge wastewater. Journal of Membrane Science, v. 216, n. 1–2, p. 279-290, 2003.

LOH, H. P.; LYONS, J.; WHITE, C. W. Process Equipment Cost Estimation by Aspen Icarus. Relatório Final. National Energy Technology Centre (DOE/NETL), 2002.

LOPES, B. V. Eficiência de Coagulantes na Remoção de Diferentes Concentrações de Ferro e Manganês para ETA Terras Baixas Trabalho de Conclusão de Curso De Engenharia Ambiental E Sanitária/Universidade Federal De Pelotas, Pelotas. 2014.

LOWE, J.; HOSSAIN, M. M. Application of ultrafiltration membranes for removal of humic acid from drinking water. Desalination, n. 218, p. 343–354, 2008.

MARCHETTO, M.; FERREIRA FILHO, S.S. Interferência do processo de coagulação na remoção de compostos orgânicos causadores de gosto e odor em águas de abastecimento mediante a aplicação de carvão ativado em pó. Revista Engenharia Sanitária e Ambiental, n.3, v.10, p. 243-252, 2005.

MCEWEN, J. B. et al. Treatment Process Selection for Particle Removal. The Foundation, 1998.

METCALF; EDDY, Water Reuse: Issues, technologies and applications. McGraw-Hill, 1 ed., p. 1569, 2007.

METCALF; EDDY, Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse, McGraw-Hill, 4.ed., p. 1819, 2003.

MICRODYN-NADIR. Products Catalog - The Art of Clear Solutions. Microdyin-Nadir Advanced Separation Technologies. 23 p. 2006.

MIERZWA J. C. *et al.* "Tratamento de água para abastecimento público por ultrafiltração: avaliação comparativa através dos custos diretos de implantação e operação com os sistemas convencional e convencional com carvão ativado". Engenharia Sanitária e Ambiental, Rio de Janeiro, v.13, n.1. 2008.

MIERZWA J. C. *et al.* Tratamento direto de água de abastecimento por ultrafiltração, Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, 30; Punta del Este. 2006.

MIERZWA, J., C. Processos de Separação por Membranas para Tratamento d Água. In: Padua V.L.(Contribuição ao estudo da remoção de cianobactérias e microcontaminantes orgânicos por meio de técnicas de tratamento de águas para consumo humano. Rio d janeiro: ABES, 2006, p.335-380.

MOUSA H. A. Investigation of UF membranes fouling by humic acid, Desalination, v. 217, p. 38-51, 2007.

MULDER M. Basic principles of membrane technology ed. 2, Kluwer Academic Publishers, 1996.

NAKATSUKA, S.; NAKATE, I.; MIYANO, T. Drinking water treatment by using ultrafiltration hollow fiber membranes. Desalination, n. 106, p. 55-61, 1996.

NOBLE, R.; STERN, S. Membrane Separations Technology - Principles and Applications. 1995.

NOBREGA, R. *et al.* Apostila do Curso de Processos de Separação com Membranas. Rio de Janeiro: COPPE – Escola Piloto em Engenharia Química, UFRJ, 1997.

NUNES, T. C. G. *et al.* A abordagem da qualidade da água do Rio Paraíba do Sul na educação ambiental na UPEA, Campos dos Goytacazes, RJ. Boletim do Observatório Ambiental Alberto Ribeiro Lamego, Campos dos Goytacazes/RJ, v.8 n.2, p. 19-32, 2014.

OLIVEIRA, V. S. C. *et al.* Monitoramento ambiental da qualidade da água da bacia hidrográfica do rio Macabu através de indicadores físico-químicos. Boletim do Observatório Ambiental Alberto Ribeiro Lamego, Campos dos Goytacazes/RJ, <u>v. 9</u>, <u>n. 2, 2015</u>.

PÁDUA, V. L.; HELLER, L. (Org.). Abastecimento de água para consumo humano. 2.ed. Minas Gerais: Editora UFMG, 2010.

PAM. Fluxograma de Processo no. FPI 23042008. Manual de Operação do Equipamento de Nanofiltração. PAM Membranas Seletivas Ltda. 2008.

PERRY, R.; CHILTON, C. Chemical Engineers' Handbook. 5th ed. McGraw-Hill. New York. 1991.

PERSSON, K. M.; GEKAS V.; TRAGARDH G. , Study of Membrane Compaction and its influence on Ultrafiltation water permeability. Journal Of Membrane Science, v. 100, p. 155–162, 1995.

PORCELLI, N.; JUDD, S., Chemical cleaning of potable water membranes: a review. Separation and Purification Technology v. 71, i. 2, p. 137-143. 2010.

POUET, M.F.; THERAULAZ, F.; MESNAGE, V.; THOMAS, O. Natural Water. UV - Visible Spectrophotometry Of Water And Wastewater. Elsevier. p. 163-188. 2007.

PRÜSS, A.; KAY, D.; FEWTRELL, L.; BARTRAM, J. Estimating The Burden Of Disease From Water, Sanitation, And Hygiene At A Global Level. Environmental Health Perspectives, v. 110, n. 5, p. 537-542, 2002.

RAMAMURTHY, S. Ultrafiltration Membranes: Technologies and Global Markets. Report Code MST044D. BBC Research. 2016.

REBHUN, L. M. Control of Organic Matter by Coagulation and Floc Separation. Water Science and technology, V.27N. 11, pg 1-20, 1993.

REVISTA TAE, ETA do Alto da Boa Vista (ABV). Publicada em 19/05/2016. Disponível em: <<u>http://www.revistatae.com.br/10401-noticias</u>>. Acesso em: Ago 2017.

ROSA, M. J. Separação Seletiva de Compostos Orgânicos de Correntes Aquosas por Ultrafiltração e Nanofiltração. Tese de Doutorado - Universidade Técnica de Lisboa, Instituto Superior Técnico, Lisboa. 1995.

SCHNEIDER, R.P.; TSUTIYA, M.T. Membranas filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reuso, 1ed, São Paulo: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, p. 234. 2001.

SEIDEL, A., ELIMELECH, M. Coupling between chemical and physical interactions in natural organic matter (NOM) fouling of nanofiltration membranes: implications for fouling control. Journal of Membrane Science, v.203, p.245-255, 2002.

SETHI, S. Transient permeate flux analysis, cost estimation, and design optimization in crossflow membrane filtration. PhD Thesis. R. University. Houston, 1997.

SHIRSHOVA, L.T.; GHABBOUR, E.A.; DAVIES, G. Spectroscopic characterization of humic acid fractions isolated from soil using different extraction procedures. Geoderma, v.133. p. 204–216. 2006.

SIGNUS. ETA com tecnologia de Ultrafiltração em Bertioga. Saneamento Ambiental OnLine. nº 656. Signus Editora Ltda. 2014.

SNIS, Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos. Sistema Nacional de Informações em Saneamento, Ministério das Cidades, Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental, 2014.

SPETH, R.; REISS, C. R. WaterQuality. In: AWWA. Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water.1st ed. American Water Works Association, p. 7-34. 2005.

STRATHMANN, A. 2001. Membrane Separation Processes: Current Relevance and Future Opportunities, AIChE Journal, v. 47, p. 1077-1087. 2001.

STRUGHOLTZ, S.; SUNDARAMOORTHY, K.; PANGLISCH, S.; LERCH, A.; BRUGGER, A.; GIMBEL, R. Evaluation of the Performance of Different Chemicals For Cleaning Capillary Membranes. Desalination, v. 179, p. 191-202, 2005.

TARDIEU, E., GRASMICK, A., GEAUGEY, V., MANEM, J. Hydrodynamic control of bioparticle deposition in a MBR applied to wastewater treatment. Journal of Membrane Science, v. 147(1), p.1-12, 1998.

TEIXEIRA, M. M. C. G. R., Ultrafiltração no Tratamento de Águas para Consumo Humano, Dissertação de Mestrado, Universidade Nova de Lisboa, Lisboa, 2001.

TEIXEIRA, P. C. *et al.* Estudo da contaminação microbiológica na Bacia Hidrográfica do Rio Macabu, norte do estado do Rio de Janeiro. Boletim do Observatório Ambiental Alberto Ribeiro Lamego, Campos dos Goytacazes/RJ, <u>v. 9, n. 2, 2015</u>.

THORSEN, T.; FLØGSTAD, H. Nanofiltration in drinking water treatment. Techneau, 11. December 2006.

TOWRT, A. C.; RATNAYAKA, D. D.; BRANDT M. J. Water Supply. 5. ed. London: IWA, p. 676. 2000.

UN, The Millenium Development Goals Report - 2006, United Nations Department of Economic and Social Affairs (DESA), 2006.

UNHRC, Direito Humano à água e saneamento, Comunicado a Mídia, Programa da Década da Água da ONU - Água sobre Advocacia e Comunicação (UNW-DPAC), 2011. Disponível em: <<u>http://www.un.org/waterforlifedecade/pdf/human_right_to_water_and_sanitation_me</u> <u>dia_brief_por.pdf</u>>.

UNICEF, Report Card on Water and Sanitation, Launch of Progress for Children Set. 2006. Disponível em: https://www.unicef.org/media/media_36020.html.>

US EPA. United States Environmental Protection Agency, title 40, part. 141 - 142, National Primary Drinking Water Regulations, 2003.

VAN NIEUWENHUIJZEN, A.; VAN DER GRAAF, J. Handbook on Particle Separation Processes. IWA Publishing, 2011.

VERBANETS M. P. *et al.* Decentralized systems for potable water and the potential of membrane technology, Water Research, v.43, p.245-265, 2009.

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

VICKERS, J. C. "Membrane Filtration Guidance Manual" M53, AWWA, p. 1–6, 2005.

VICKERS, J. C. Introduction. In: AWWA. Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water. 1st ed. American Water Works Association, p. 1-7, 2005.

WALLBERG, O. *et al.* Ultrafiltration of kraft black liquor with a ceramic membrane. Desalination, v. 145, p. 145-153, 2003.

WATER WORLD, World's second largest potable UF plant begins production, Minneapoli, Water World Website, 2016. Disponível em: 2016. Acesso em 13 mar 2017.

WHO. Guidelines for drinking-water quality, Incorporating 1st and 2nd addenda. World Health Organization, ed. 3, vol.1, p. 668, 2008.

WHO/UNICEF Progress on Sanitation and Drinking Water: 2015, Update and MDG assessment, 2015. Disponível em: https://www.unicef.pt/progressos-saneamento-agua-potavel/files/progress-on-sanitation-drinking-water2015.pdf>.

WHO/UNICEF, "Progress on Sanitation and Drinking Water: 2010", Update Report, 2010. Disponível em: http://www.who.int/water_sanitation_health/monitoring/globalassess/en.

WRIGHT, D. G.; WOODS, D. R. Evaluation of capital cost data. Part 7: Liquid waste disposal with emphasis on physical treatment. The canadian journal of chemical engineering. p. 71. 1993.

WS ATKINS CONSULTANTS. Cost-effective membrane technologies for minimising wastes and effluents. Environmental Technology Best Practice Programme. Crown Copyright. 54 p. 1997.