

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO  
ESCOLA DE QUÍMICA  
CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE  
PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS**

**APLICAÇÃO DE CAL E NANOFILTRAÇÃO NO  
TRATAMENTO DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO:  
AVALIAÇÃO TECNOLÓGICA E ESTIMATIVA DE CUSTOS**

Dissertação de Mestrado

**Ronei de Almeida**

Rio de Janeiro  
2018

# **APLICAÇÃO DE CAL E NANOFILTRAÇÃO NO TRATAMENTO DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO: AVALIAÇÃO TECNOLÓGICA E ESTIMATIVA DE CUSTOS**

**Ronei de Almeida**

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, UFRJ, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Ciências.

Orientadores:

Fabio de Almeida Oroski, D. Sc.  
Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc.

2018

## FICHA CATALOGRÁFICA

De Almeida, Ronei

Aplicação de cal e nanofiltração no tratamento de lixiviado de aterro sanitário: avaliação tecnológica e estimativa de custos / Ronei de Almeida – 2018.

182 f.: il

Orientadores: Fábio Almeida Oroski e Juacyara Carbonelli Campos

Dissertação (Mestrado). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos. EQ/UFRJ, Rio de Janeiro, 2018.

1. Lixiviado. 2. Cal. 3. Coagulação-floculação. 4. Arraste. 5. Nanofiltração. 6. Avaliação tecno-econômica. I. De Almeida, Ronei. II. Universidade Federal do Rio de Janeiro. III. Aplicação de cal e nanofiltração no tratamento de lixiviado de aterro sanitário: avaliação tecnológica e estimativa de custos.

Renei de Almeida

APLICAÇÃO DE CAL E NANOFILTRAÇÃO NO TRATAMENTO DE LIXIVIADO  
DE ATETERO SANITÁRIO: AVALIAÇÃO TECNOLÓGICA E ESTIMATIVA DE  
CUSTOS

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 à obtenção do título de Mestre em Ciências.

Orientada por:



Fábio de Almeida Oroski, D. Sc., UFRJ, (Orientador)

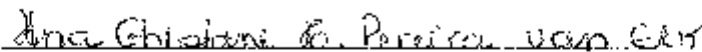


Juliana Carbonelli Campos, D. Sc., UFRJ, (Orientador)

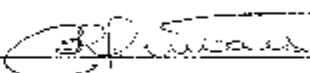
Aprovada em 06 de setembro de 2018 por:



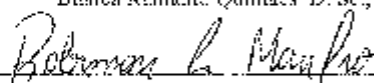
Fábio de Almeida Oroski, D. Sc., UFRJ, (Orientador)



Ana Ghislane Henriques Pereira Van Elk, D. Sc., UFRJ.



Bianca Ramalho Quintaes, D. Sc., COPEL/URB.



Robinson Luciano Manfro, D. Sc., UFRJ.

Rio de Janeiro

2018

Rio de Janeiro  
Setembro de 2018

**DEDICATÓRIA:**

*A Deus,  
As minhas avós Sonia e Dalva*

**“Eu passei por várias mudanças, mas, honestamente, ficar vulnerável foi o que me ajudou a melhorar”.**

Michael Phelps

## **AGRADECIMENTOS**

Aos meus amores e maiores incentivadores: avós Sonia, Dalva e Cleverson.

À família pela torcida e suporte ao longo desta caminhada.

Ao professor Fábio Oroski pela disponibilidade e seriedade durante a revisão e avaliação deste texto.

À professora Juacyara, agradeço pelo profissionalismo, amizade e confiança.

Aos funcionários da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro. Em especial, aos colaboradores e professores do Departamento de Engenharia Bioquímica.

Aos amigos do Laboratório de Tratamento de Águas e Reúso de Efluentes (LabTare) da Universidade Federal do Rio de Janeiro.

À todos os amigos que são ouvidos e presença constante.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) pelo auxílio financeiro fornecido para realização desta pesquisa.

À Companhia de Limpeza Urbana do Município do Rio de Janeiro pelo fornecimento das amostras de lixiviado utilizadas neste estudo.

## RESUMO

Um dos principais problemas relacionados ao gerenciamento dos resíduos sólidos é o efetivo tratamento dos líquidos lixiviados gerados em aterros sanitários, visto que, até o momento, não foram desenvolvidas soluções que tragam resultados técnicos e econômicos mais satisfatórios no tratamento do lixiviado. Neste contexto, foram avaliados os fatores técnico-econômicos da aplicação de cal e nanofiltração para tratamento do lixiviado do aterro sanitário de Seropédica (RJ). Os resultados apontaram que a aplicação de 30 g cal.L<sup>-1</sup>, em condições operacionais de mistura rápida por 1 min a 150 rpm, mistura lenta por 30 min a 50 rpm e decantação por 30 min, seguido de arraste por fluxo de ar em vazão de 1,33 L ar.min<sup>-1</sup> e tempo de retenção hidráulica de 24 h, foi capaz de remover matéria orgânica do lixiviado, em termos percentuais de, 48% de Demanda Química de Oxigênio (DQO) e 52% de Substâncias Húmicas (SH), além de enquadrar o efluente ao padrão de descarte para nitrogênio amoniacal (N-NH<sub>3</sub>), de 20 mg N-NH<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>, estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011. Posteriormente, a utilização do processo de nanofiltração com as membranas comerciais SR100 (*Fluid Systems*<sup>TM</sup>) e NP030 (*Mycrodyn NADIR*<sup>®</sup>) realizado em batelada até um fator de redução de volume de 2,5, correspondente a um rendimento do processo em regime contínuo de 60%, pressão operacional de 8 bar e vazão de recirculação de 30 L.h<sup>-1</sup>, promoveu eficiências de remoção adicionais dos parâmetros de poluição de efluentes líquidos analisados e enquadrou o efluente ao padrão de descarte para DQO de 250 mg.L<sup>-1</sup> estabelecido pela DZ-206.R-6 do Estado do Rio de Janeiro. No que concerne à estimativa de custos do processo, as informações obtidas nas unidades experimentais foram utilizadas para realização de um levantamento inicial das variáveis de projeto e posterior apreciação dos custos de tratamento do lixiviado, considerando uma vazão média de geração de lixiviado de 1000 m<sup>3</sup>.dia<sup>-1</sup>, eficiência de recuperação do processo de nanofiltração de 60% e fluxo permeado médio de 12 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>, foi estimado o custo total por m<sup>3</sup> de efluente tratado em dois cenários, nos quais considerou-se preços distintos do m<sup>2</sup> das membranas que seriam utilizadas no processo de filtração. Os resultados indicaram que, para um período de operação de 15 anos da estação de tratamento de lixiviado, o custo total seria de R\$ 46,46 e R\$ 50,14 por m<sup>3</sup> de efluente tratado. Considerando que o aterro sanitário operaria por 25 anos e após o encerramento das atividades, a estação de tratamento de lixiviado manteria suas atividades por mais 15 anos, em um período de 40 anos, o custo total para tratar o m<sup>3</sup> de lixiviado seria de R\$ 41,10 e R\$ 44,18. Ressalta-se que, nos dois cenários avaliados, no que tange aos custos de operação do processo, sobressaiu-se o valor percentual relativo à troca das membranas. Constatou-se ainda que, através da rota de tratamento aplicada, obteve-se um efluente tratado a um custo inferior ao apresentado atualmente pelo aterro sanitário de Seropédica (RJ). Além disso, parti-se do pressuposto que mediante a utilização da rota tecnológica proposta, seria possível abdicar dos processos biológicos que são empregados na estação.

Palavras-chave: Lixiviado, Cal, Coagulação-floculação, Arraste, Nanofiltração, Avaliação técnico-econômica.



## ABSTRACT

One of the main problems related to solid waste management is the effective treatment of leachate liquids generated in landfills, since no solutions have been developed, to date, resulting in more satisfactory technical and economic results concerning leachate treatment. In this context, the technical and economical factors concerning lime application and nanofiltration for the treatment of a leachate from the Seropédica (RJ) sanitary landfill were evaluated. The results indicate that the application of  $30 \text{ g cal.L}^{-1}$ , under rapid mixing conditions for 1 min at 150 rpm, slow mixing for 30 min at 50 rpm and decanting for 30 min, followed by stripping, at a  $1.33 \text{ L air.min}^{-1}$  flow and hydraulic retention time of 24 h, was able to remove organic matter from the leachate, in percentage, of 48% of the Chemical Oxygen Demand (COD) and 52% of Humic Substances (HS), in addition to placing the effluent within the  $20 \text{ mg NH}_3\text{-N.L}^{-1}$  ammonia nitrogen ( $\text{NH}_3\text{-N}$ ) discharge standard established by CONAMA Resolution 430/2011. Subsequently, the use of a nanofiltration process using commercial SR100 (Fluid Systems<sup>TM</sup>) and NP030 (Mycrodyn NADIR<sup>®</sup>) membranes was performed, batchwise, up to a volume reduction factor of 2.5, corresponding to a continuous 60% regime, 8 bar operating pressure and recirculation flow rate of  $30 \text{ L.h}^{-1}$ , leading to additional removal efficiencies of the analyzed liquid effluent pollution parameters, placing the effluent within the COD standard of  $250 \text{ mg.L}^{-1}$  established by DZ-206.R-6 in the state of Rio de Janeiro. Regarding cost estimates for the process, the information obtained from the experimental units was used to carry out an initial survey of the project variables, and subsequent assessment of leachate treatment costs, considering a mean leachate generation flow of  $1,000 \text{ m}^3$ , nanofiltration process recovery efficiency of 60% and average permeate flux of  $12 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ . The total cost per  $\text{m}^3$  of treated effluent was estimated in two scenarios, in which different membrane  $\text{m}^2$  prices of the used in the filtration process were considered. The results indicate that, for a 15-year operation period of the leachate treatment plant, the total cost would be of R\$46.46 and R\$50.14 per  $\text{m}^3$  of treated effluent. Considering that the landfill would operate for 25 years and after closing, the leachate treatment station would maintain its activities for another 15 years, totalling 40 years, the total cost to treat leachate the  $\text{m}^3$  of leachate would be of R\$41.10 and R\$44.88. It is noteworthy that, in both evaluated scenarios, with regard to process operation costs, the percentage value relative to membrane exchange was emphasized. It was also verified that, a treated effluent at a lower cost to that currently presented by the Seropédica (RJ) sanitary landfill was obtained through the applied treatment route. In addition, it was assumed that it would be possible to abdicate the biological processes currently employed at the station, by using the proposed technological route.

Key words: Landfill leachate, Lime, Coagulation-flocculation, Ammonia stripping, Nanofiltration, Techno-economic evaluations

## SUMÁRIO

|  |    |
|--|----|
| 1. INTRODUÇÃO .....  | 1  |
| 1.1 Contextualização .....   | 1  |
| 1.2 Objetivos .....  | 3  |
| 1.2.1 Objetivo Geral .....   | 3  |
| 1.2.2 Objetivos Específicos .....                                      | 3  |
| 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....  | 5  |
| 2.2 Lixiviado de Aterro Sanitário .....                                | 5  |
| 2.2.1 Resíduos Sólidos Urbanos .....                                   | 5  |
| 2.2.2 Aterro Sanitário .....   | 7  |
| 2.2.3 Líquidos Percolados, Chorume ou Lixiviado .....                  | 11 |
| 2.3 Tecnologias para Tratamento de Lixiviado.....                      | 21 |
| 2.3.1 Tratamento com cal .....   | 24 |
| 2.3.2 Processos de Separação por Membranas .....                       | 28 |
| 2.4 Estimativa de custos de projeto.....                               | 44 |
| 2.5 Estudo de caso.....  | 47 |
| 3 MATERIAIS E MÉTODOS .....  | 51 |
| 3.1 Caracterização do lixiviado .....                                  | 51 |
| 3.2 Tratamento com cal .....   | 52 |
| 3.2.1 Coagulação-floculação .....                                      | 52 |
| 3.2.2 Quantificação e caracterização do lodo gerado no processo .....  | 53 |
| 3.2.3 Arraste por fluxo de ar de nitrogênio amoniacal .....            | 54 |
| 3.3 Nanofiltração .....  | 55 |
| 3.3.1 Processo de filtração .....                                      | 55 |
| 3.3.2 Permeabilidade hidráulica inicial das membranas SR100 e NF030 .. | 59 |
| 3.4 Tratamento combinado .....   | 60 |
| 3.5 Estimativa preliminar de custos.....                               | 62 |
| 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO .....   | 71 |
| 4.1 Caracterização do lixiviado .....                                  | 71 |
| 4.2 Tratamento com cal .....   | 74 |
| 4.2.1 Coagulação-floculação .....                                      | 74 |
| 4.2.2 Arraste por fluxo de ar de nitrogênio amoniacal .....            | 80 |
| 4.2.3 Quantificação e caracterização do lodo gerado no processo .....  | 86 |
| 4.3 Nanofiltração .....  | 90 |

|       |   |     |
|-------|---|-----|
| 4.3.1 | Permeabilidade hidráulica inicial das membranas SR100 e NP030.. | 90  |
| 4.3.2 | Processo de filtração .....                                     | 90  |
| 4.4   | Tratamento combinado .....                                      | 99  |
| 4.5   | Estimativa preliminar de custos.....                            | 105 |
| 4.5.1 | CAPEX.....  | 107 |
| 4.5.2 | OPEX.....   | 110 |
| 4.5.3 | Custo total .....   | 113 |
| 5.    | CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....                                 | 116 |
|       | REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....                                 | 120 |
|       | APÊNDICES.....  | 129 |

## LISTA DE FIGURAS

|  |    |
|--|----|
| Figura 1 Fases de degradação e estabilização da matéria orgânica dos resíduos sólidos.....   | 9  |
| Figura 2 Parâmetros de decisão para a seleção do tipo de tratamento de lixiviados .....  | 23 |
| Figura 3 Representação esquemática do processo de separação por membrana. ....   | 28 |
| Figura 4. Classificação das membranas quanto a estrutura e morfologia. ....  | 30 |
| Figura 5 Tipos mais usuais de módulos de membranas. ....   | 32 |
| Figura 6. Esquemas de modos de operação e curvas de fluxo em função do tempo. ....   | 34 |
| Figura 7 Imagem aérea da Estação de Tratamento de Chorume do aterro sanitário de Seropédica (RJ) (A: Lagoa de evaporação; B: Tratamento físico-químico; C: Tanque aeróbio; D: Tanque anóxico; E: Galpão com módulos de membranas)..... | 50 |
| Figura 8 Aparelho de <i>Jar-Test</i> modelo Nova Ética utilizado no processo de coagulação-floculação com cal.....   | 53 |
| Figura 9 Aparato experimental utilizado no processo de arraste por fluxo ar de nitrogênio amoniacal. ....  | 54 |
| Figura 10 Aspecto visual das membranas de nanofiltração SR100 e NF030 utilizadas neste estudo.....   | 57 |
| Figura 11 Imagem e representação esquemática da unidade de filtração em escala de bancada. ....  | 58 |
| Figura 12 Representação esquemática da rota de tratamento realizada neste estudo. ....   | 61 |
| Figura 13 Aspecto visual do lixiviado bruto utilizado nos experimentos deste estudo. ....  | 73 |
| Figura 14 Aspecto visual do lixiviado bruto e tratado por processo de coagulação-floculação em concentrações de cal de 10 a 50 g.L <sup>-1</sup> .....   | 77 |
| Figura 15 Eficiência de remoção dos parâmetros de poluição de efluentes após aplicação do processo de coagulação-floculação com cal em concentrações de 10 a 50 g.L <sup>-1</sup> . ....   | 78 |

|   |     |
|---|-----|
| Figura 16 Eficiência de remoção de N-NH <sub>3</sub> e DQO em função do tempo de operação do processo de arraste por fluxo de ar (1,33 L ar. min <sup>-1</sup> por litro de efluente e tempo de retenção hidráulica de 24h).....  | 81  |
| Figura 17 Monitoramento dos valores de pH do efluente ao longo do processo de arraste por fluxo de ar. ....   | 83  |
| Figura 18 Aspecto visual do lixiviado bruto e do efluente após aplicação do processo de coagulação-floculação em concentração ideal de cal (30 g.L <sup>-1</sup> ) e arraste por fluxo de ar em vazão de 1,33 L ar.min <sup>-1</sup> por litro de efluente e tempo de residência hidráulica de 24h..... | 86  |
| Figura 19 Quantificação e caracterização do lodo gerado no processo de coagulação-floculação em concentração de 10 a 50 g.L <sup>-1</sup> de cal.....   | 87  |
| Figura 20 Aspecto visual do efluente e do lodo gerado após aplicação do processo de coagulação-floculação em concentração ideal de coagulante (30 g.L <sup>-1</sup> ) (430 mL de lodo gerado por litro de efluente tratado). ....   | 88  |
| Figura 21 Monitoramento do fluxo permeado do efluente proveniente do tratamento com cal em concentração ideal de coagulante (30 g.L <sup>-1</sup> ) durante o processo de nanofiltração com as membranas SR100 e NP030, à pressão de 7 e 8 bar. ....  | 91  |
| Figura 22 Fluxo permeado obtidos no processo de filtração com as membranas SR100 e NP030 a 7 e 8 bar em vazões de recirculação de 30, 60, 90 e 120 L.h <sup>-1</sup> . ....   | 93  |
| Figura 23 Variação do fluxo permeado em função do fator de redução de volume (FRV) do processo de nanofiltração (Pressão operacional de 8 bar, vazão de recirculação de 30 L.h <sup>-1</sup> e 5h de operação) ....   | 97  |
| Figura 24 Imagem do aspecto visual dos permeados obtidos após processo de nanofiltração com as membranas SR100 e NP030. ....  | 98  |
| Figura 25 Aspecto das membranas SR100 e NP030 após processo de nanofiltração realizado neste estudo. ....   | 98  |
| Figura 26 Percentuais de remoção dos parâmetros de poluição de efluentes do tratamento com cal, nanofiltração (membranas SR100 e NP030) e processo combinado, em condições ideais, avaliados neste estudo.....  | 103 |
| Figura 27 Aspecto visual do efluente após aplicação do processo de tratamento do lixiviado proposto (A: lixiviado bruto; B: efluente após   |     |

|  |     |
|--|-----|
| tratamento com cal; C: efluente após nanofiltração (membrana SR100); D: efluente após nanofiltração (membrana NP030))..... | 104 |
| Figura 28 Percentual relativo dos custos que compõem os valores de CAPEX <sup>(1)</sup> .....                              | 109 |
| Figura 29 Percentual relativo dos custos que compõem os valores de CAPEX <sup>(2)</sup> .....                              | 109 |
| Figura 30 Percentual relativo dos custos que compõem os valores de OPEX <sup>(1)</sup> .....                               | 111 |
| Figura 31 Percentual relativo dos custos que compõem os valores de OPEX <sup>(2)</sup> .....                               | 111 |

## LISTA DE TABELAS

|   |    |
|---|----|
| Tabela 1. Variação da composição do lixiviado para diferentes idades de aterros norte americanos. ....  | 13 |
| Tabela 2. Variação da composição físico-química de lixiviados de aterros brasileiros.....   | 14 |
| Tabela 3 Condições e padrões previstos na Resolução CONAMA nº 430/2011 para descarte de efluentes. ....   | 20 |
| Tabela 4 Aplicações do processo de coagulação-floculação.....   | 25 |
| Tabela 5. Propriedades das membranas utilizadas em diferentes tipos de processos.....   | 33 |
| Tabela 6. Principais causadores de <i>fouling</i> e os pré-tratamentos aplicados para remoção destes compostos de água de alimentação de sistema de nanofiltração e osmose inversa. ....  | 37 |
| Tabela 7. Características gerais dos PSM. ....  | 40 |
| Tabela 8. Características típicas dos processos de membrana aplicados para tratamento de efluentes.....   | 41 |
| Tabela 9 Estudos encontrados na literatura revisada que utilizaram processo de nanofiltração no tratamento de lixiviado de aterro sanitário. ....   | 43 |
| Tabela 10 Custos estimados para diferentes rotas tecnológicas empregadas para tratamento de lixiviado de aterro sanitário.....  | 46 |
| Tabela 11 Métodos e equipamentos para avaliação dos parâmetros de poluição de efluentes líquidos utilizados neste trabalho. ....  | 52 |
| Tabela 12 Características das membranas SR100 e NP030 utilizadas no processo de nanofiltração. ....   | 56 |
| Tabela 13. Caracterização do lixiviado bruto do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ), amostras coletadas em 14/11/2017 (n = 10) .....  | 71 |
| Tabela 14 Condições e resultados dos parâmetros de poluição obtidos para determinação da concentração ideal de cal para o processo de coagulação-floculação em concentração de 10 a 50 g.L-1 de coagulante, mistura rápida de 1 min a 150 rpm, mistura lenta por 30 min a 50 rpm e decantação por 30 min..... | 75 |

|   |     |
|---|-----|
| Tabela 15 Caracterização do permeado obtido após processo de nanofiltração com as membranas SR100 e NP030 a pressão operacional de 8 bar e vazão de recirculação de 30 L.h <sup>-1</sup> . .....  | 95  |
| Tabela 16 Parâmetros de poluição do lixiviado bruto, efluente tratado com cal em concentração ideal de cal (30 g.L <sup>-1</sup> ), arraste de fluxo por ar (1,33 L ar.min <sup>-1</sup> por litro de efluente e tempo de retenção hidráulica de 24h) e nanofiltração com as membranas SR100 e NP030 (pressão operacional de 8 bar e vazão de recirculação de 30 L.h <sup>-1</sup> ). ..... | 100 |
| Tabela 17 Parâmetros operacionais e variáveis de projeto. ....  | 105 |
| Tabela 18 Estimativa preliminar do CAPEX do processo de tratamento de lixiviado. ....   | 107 |
| Tabela 19 Estimativa preliminar do OPEX do processo de tratamento do lixiviado. ....  | 110 |
| Tabela 20 Custo total por m <sup>3</sup> de efluente tratado para diferentes períodos de funcionamento da estação de tratamento de lixiviado (15, 20, 25, 30, 35 e 40 anos) .....   | 113 |
| Tabela 21 Estimativas de custos dos equipamentos, instalação, construção civil e instrumentação do processo para tratamento com cal. ....   | 162 |



## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

$\Delta P_{ES}$ : Variação de pressão na entrada e na saída do módulo (Pa)

A: Área de permeação da membrana ( $m^2$ )

ABNT: Associação Brasileira de Normas Técnicas

ABRELPE: Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais

ABS 254 nm: Absorbância a 254 nm

AF: Ácidos fúlvicos

AH: Ácidos húmicos

$A_{te}$ : Área transversal do módulo de membranas do sistema de bancada ( $m^2$ )

$A_{tp}$ : Área transversal do módulo de membranas ( $m^2$ )

C: Concentração do parâmetro de poluição do efluente tratado

$C_0$ : Concentração do parâmetro de poluição do lixiviado bruto

CAPEX: Custos de capital (R\$)

C-F: Coagulação-floculação

$Cl^-$ : Cloreto

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

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

COMLURB: Companhia Municipal de Limpeza Urbana

CONAMA: Conselho Nacional do Meio Ambiente

COT: Carbono Orgânico Total

CT: Custo total ( $R\$.m^{-3}$ )

DBO: Demanda Bioquímica de Oxigênio

DQO: Demanda Química de Oxigênio

$E_B$ : Eficiência da bomba (%)

$E_N$ : Energia requerida para a operação do sistema de nanofiltração (kWh)

ETA: Estação de Tratamento de Água

ETC: Estação de Tratamento de Chorume

ETE: Estação de Tratamento de Esgotos

FRV: Fator de Redução de Volume

H: Constante de Henry

HU: Huminas

ISBL: *Inside battery limits*

J: Fluxo permeado através na membrana ( $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  ou  $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ )

$J_a$ : Fluxo de alimentação ( $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  ou  $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ )

$K_{a(25^\circ\text{C})}$ : Constante de ionização ácida a 25°C

$L_{\text{en}}$ : Comprimento da membrana em espiral (m)

$L_{\text{esp}}$ : Espessura do espaçador (m)

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

$L_p$ : Permeabilidade hidráulica da membrana ( $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$  ou  $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ )

LSI: *Langelier Saturation Index*

MBR: *Membrane bioreactor*

MF: Microfiltração

n: Período de operação da estação de tratamento de lixiviado (ano)

NBR: Norma Brasileira

NF: Nanofiltração

N-NH<sub>3</sub>: Nitrogênio amoniacal

NOM: *Natural Organic Matter*

NTK: Nitrogênio Total Kjeldahl

OI: Osmose Inversa

OPEX: Custos de operação ( $\text{R}\$. \text{m}^{-3}$ )

OSBL: *Outside battery limits*

P: Pressão operacional (bar)

PEAD: Polietileno de alta densidade

pH: Potencial hidrogeniônico

PNRS: Política Nacional de Resíduos Sólidos

PSM: Processos de Separação por Membranas

Q: Vazão de permeado através da membrana ( $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  ou  $\text{L} \cdot \text{h}^{-1}$ )

$Q_e$ : Vazão efetiva de permeado ( $\text{L} \cdot \text{h}^{-1}$ )

$Q_{\text{exp}}$ : Vazão de alimentação experimental ( $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ )

$Q_p$ : Vazão de permeado de projeto ( $\text{L} \cdot \text{h}^{-1}$ )

$Q_R$ : Vazão da bomba de recirculação ( $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ )

$R_{\text{CAPEX}}$ : Custo de capital normalizado por volume de efluente tratado ( $\text{R\$} \cdot \text{m}^{-3}$ )

$R_{\text{op}}$ : Razão de tempo operacional do sistema

RSU: Resíduos sólidos urbanos

SDT: Sólidos Dissolvidos Totais

SH: Substâncias húmicas

SLAP: Sistema de Licenciamento de Atividades Poluidoras

SST: Sólidos Suspensos Totais

ST: Sólidos Totais

STF: Sólidos Totais Fixos

STV: Sólidos Totais Voláteis

t: Tempo para preenchimento da pipeta (h)

$t_{\text{inop}}$ : Tempo inoperacional do sistema ( $\text{h} \cdot \text{dia}^{-1}$ )

$t_{\text{iq}}$ : Tempo para realização de limpeza química das membranas ( $\text{h} \cdot \text{dia}^{-1}$ )

$t_{\text{mr}}$ : Tempo de manutenção de rotina ( $10 \text{ min} \cdot \text{dia}^{-1}$ )

TRH: Tempo de retenção hidráulica

$t_{ij}$ : Tempo para realização de testes de integridade das membranas (20 min.dia<sup>-1</sup>)

UASB: *Upflow anaerobic sludge blanket*

UF: Ultrafiltração

V: Volume de permeado medido na pipeta (L)

VET: Velocidade de escoamento tangencial (m.s<sup>-1</sup>)

$V_f$ : Volume final no tanque de alimentação (L<sup>3</sup>)

$V_i$ : Volume inicial no tanque de alimentação (L<sup>3</sup>)

$V_T$ : Volume total de efluente tratado (m<sup>3</sup>.ano<sup>-1</sup>)

Y: Rendimento ou recuperação do módulo ou elemento de membrana (%)

$\sigma$ : Desvio padrão

$\sigma_M$ : Erro padrão da média

# 1. INTRODUÇÃO

## 1.1 Contextualização

Nas últimas décadas, com a ascensão da urbanização e o aumento do padrão de consumo nas cidades, foram desenvolvidas e implementadas técnicas de engenharia sanitária para dar um destino ambientalmente seguro aos resíduos sólidos urbanos. No Brasil, a Lei nº12.305/2010 que institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), dispõe sobre os princípios, objetivos, instrumentos e diretrizes relativas à gestão integrada e o gerenciamento de resíduos sólidos. A destinação final ambientalmente adequada inclui a reutilização, reciclagem, a compostagem, a recuperação e o reaproveitamento energético, e, a disposição final, observando normas operacionais específicas de modo a evitar danos ou riscos à saúde pública e à segurança, além de minimizar os impactos ambientais adversos. Neste contexto, o aterro sanitário apresenta-se como a solução mais econômica para a destinação final dos resíduos sólidos, quando comparada a alternativas como a incineração, a compostagem e a pirólise (BNDES, 2014). Ademais, mesmo no caso em que estes processos são economicamente viáveis, há a necessidade de um aterro sanitário que receba os rejeitos desses tratamentos.

Entretanto, apesar dos aterros sanitários serem considerados uma solução segura para destinação dos resíduos sólidos, ainda assim, essa tecnologia gera passivos ambientais, tal como, o lixiviado – efluente líquido proveniente da decomposição de substâncias contidas nos resíduos sólidos e infiltração de águas pluviais.

O lixiviado é uma matriz aquosa potencialmente poluidora e de extrema complexidade, devido sua elevada variabilidade de composição, visto que, seu processo de geração pode ser influenciado pelas características dos resíduos dispostos no aterro (composição gravimétrica, compressividade, permeabilidade, granulometria, peso específico, umidade, etc.), por fatores climáticos (precipitação pluviométrica, evapotranspiração e temperatura), hidrogeológicos (escoamento superficial, infiltração, topografia e geologia),

pelas características da camada de cobertura e pelo método de impermeabilização do local (EL-FADEL *et al.*, 2002; KJELDSEN *et al.*, 2002). Portanto, para seu tratamento, é necessário uma combinação de processos, de forma a adaptar-se às variações de composição e volume de efluente gerado. Desta forma, o tratamento do efluente torna-se igualmente complexo e oneroso.

Existe uma variedade de tecnologias utilizadas para tratamento de lixiviado de aterro. Dentre os processos convencionalmente empregados, destacam-se os processos biológicos (sistemas de lagoas, lodos ativados e reatores biológicos aeróbios e anaeróbios), os processos físico-químicos (oxidação química, adsorção, flotação, coagulação-floculação e precipitação química) (RENOU *et al.*, 2008) e estações de tratamento de esgotos (ETE) que operam tratando o lixiviado em conjunto com esgotos sanitários (ZHANG, 2013).

De acordo com a literatura revisada, nos últimos anos, devido os padrões de descarte de efluentes líquidos cada vez mais restritivos, tratamentos mais eficientes baseados em processos de separação por membranas, principalmente a nanofiltração, têm sido utilizados como rota tecnológica para polimento do lixiviado tratado previamente por processos biológicos e/ou físico-químicos ou substituindo, completamente, os processos convencionais de tratamento (CASTRO e SANTOS, 2010; DE ALMEIDA *et al.*, 2017; GIORDANO *et al.*, 2002; MARIAN e NGHIEM, 2010; MARTTINEN *et al.*, 2002; MAURÍCIO, 2014; MORAVIA, 2010; YAO, 2013).

Os insucessos obtidos no Brasil relacionados ao tratamento desse efluente, apontam para necessidade de se reexaminar as estratégias adotadas, buscando a combinação de tecnologias, no qual as preocupações fundamentais, estejam associadas à eficiência do tratamento e aos custos do processo. Em contrapartida, observa-se que, de modo geral, não há uma tecnologia capaz de atuar isoladamente no tratamento do lixiviado. Ademais, ressalta-se que, apesar dos esforços empreendidos, constata-se que não houve avanços significativos nos estudos reportados na literatura, no que diz

respeito à proposição de uma rota de tratamento tecno-econômicamente exequível.

## 1.2 Objetivos

### 1.2.1 Objetivo Geral

O presente trabalho tem como objetivo geral avaliar os fatores técnicos e econômicos do processo combinado (tratamento com cal e nanofiltração) para tratamento do lixiviado do aterro sanitário de Seropédica (RJ).

### 1.2.2 Objetivos Específicos

- I. Determinar as condições ideais do tratamento com cal e verificar a influência dos parâmetros concentração de coagulante, pH, vazão de fluxo de ar e tempo de residência do pré-tratamento na remoção de nitrogênio amoniacal e matéria orgânica;
- II. Quantificar e caracterizar o lodo gerado no pré-tratamento com cal;
- III. Avaliar, com base em parâmetros físico-químicos, a eficiência da nanofiltração no tratamento do efluente do pré-tratamento com cal;
- IV. Avaliar a qualidade final do efluente para descarte após aplicação da rota de tratamento proposta (tratamento com cal + nanofiltração);
- V. Realizar a estimativa de custos de investimento, operação e manutenção do processo empregado no tratamento do lixiviado;
- VI. Avaliar comparativamente, do ponto de vista tecnológico, operacional e econômico, o processo proposto neste estudo em relação a outros sistemas empregados para tratamento de lixiviados.

## **Publicações Resultantes deste Trabalho**

A seguir, são listadas as publicações obtidas até o momento, que foram resultantes deste trabalho.

- DE ALMEIDA, R., CAMPOS, J. C., 2017. Utilização de nanofiltração e osmose inversa no tratamento de lixiviado de aterro sanitário. In: Congresso ABES/Fenasan 2017, São Paulo, Brasil.
- DE ALMEIDA, R., OROSKI, F. A., CAMPOS, J. C., 2017. Treatment of landfill leachate by a combined process of coagulation-flocculation and nanofiltration. In: Sixteenth International Waste Management and Landfill Symposium, S. Margherita di Paula, Cagliari, Italy.
- DE ALMEIDA, R., OROSKI, F. A., CAMPOS, J. C., 2018. Treatment of landfill leachate by a combined process of coagulation-flocculation and nanofiltration. Waste Manage. (submetido) (Apêndice A)
- DE ALMEIDA, R., OROSKI, F. A., CAMPOS, J. C., 2017. Utilização de coagulação-floculação com cal e nanofiltração no tratamento de lixiviado de aterro sanitário. ENGEVISTA. (submetido)

Para facilitar a compreensão e leitura, este documento está estruturado em 5 capítulos, incluindo esta introdução. No capítulo 2 é apresentada uma revisão da literatura sobre a formação e características do lixiviado gerado em aterros sanitário, uma breve abordagem sobre os principais processos de tratamento desse efluente, destacando os processos de separação por membranas e, por fim, um levantamento de dados referentes a estimativa de custos de processos para tratamento de lixiviado. No capítulo subsequente, encontra-se os materiais e métodos empregados para realização da investigação proposta. Em seguida, no capítulo 4, são apresentados os resultados e a discussão, para no capítulo 5, serem feitas as conclusões e sugestões decorrentes do estudo. Por fim, constam as referências bibliográficas e os apêndices.



## **2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### 2.2 Lixiviado de Aterro Sanitário

#### 2.2.1 Resíduos Sólidos Urbanos

A norma NBR-10004/2004 (ABNT, 2004) define resíduo sólido como:

“Resíduos nos estados sólido e semissólido, que resultam de atividades de origem industrial, doméstica, hospitalar, comercial, agrícola, de serviços e de varrição. Ficam incluídos nesta definição os lodos provenientes de sistemas de tratamento de água, aqueles gerados em equipamentos e instalações de controle de poluição atmosférica, bem como determinados líquidos cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgotos ou corpos de água, ou exijam para isso soluções técnicas e economicamente inviáveis em face à melhor tecnologia disponível.”

A quantidade de resíduos gerados em um país está relacionada à evolução de sua população, ao nível de crescimento demográfico, industrialização, urbanização e poder de compra e consumo dos habitantes (BNDES, 2014). Como fator agravante, o manejo inadequado dos resíduos sólidos, desde a geração até a disposição final (por exemplo, em vazadouros a céu aberto ou até em cursos d'água), pode resultar em riscos ambientais, sociais e econômicos, além de prejuízos à saúde pública (ABRELPE, 2016).

No Brasil, os números referentes à geração de resíduos sólidos urbanos (RSU), revelaram que no ano de 2016 foram gerados cerca de 78,3 milhões de toneladas (ABRELPE, 2016). Observando-se os dados de 2016 (78.257.825 toneladas) comparativamente aos de 2010 (60.868.080 toneladas), verificou-se um crescimento da geração de RSU de 28,6%, o que demonstra a relevância das questões relacionadas a gestão dos RSU.

Dentre os processos utilizados para destinação dos resíduos sólidos, destacam-se: a reutilização, a triagem e reciclagem, a compostagem, digestão anaeróbica, a incineração com recuperação e reaproveitamento energético, solidificação/inertização, coprocessamento e a disposição em aterros (BNDES, 2014; ABRELPE, 2015). Ressalta-se que a definição de uma rota tecnológica para tratamento dos resíduos sólidos envolve a adoção de políticas públicas pelo Estado e está atrelada, majoritariamente, a fatores sociais e econômicos de cada país (ABRELPE, 2016). No Brasil, quase a totalidade dos resíduos é disposta no solo, seja em forma de aterros sanitários, aterros controlados ou vazadouros a céu aberto (BNDES, 2014).

De acordo com o mais recente estudo da Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais (ABRELPE) (2016), o gerenciamento é o componente operacional da gestão de RSU e inclui as etapas de segregação, armazenamento, coleta, transporte, tratamentos e disposição final. No Brasil, a Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), Lei nº12.305/2010, dispõe sobre princípios, objetivos, instrumentos e diretrizes relativas à gestão integrada e o gerenciamento de resíduos sólidos. A Lei nº 12.305/2010 instituiu, de fato, um marco regulatório para os resíduos sólidos, tendo como diretriz basilar a não geração, a redução, a reciclagem e o tratamento, atribuindo, dessa forma, valor agregado aos resíduos gerados, e, por fim, a disposição final ambientalmente adequada dos rejeitos. Neste contexto, a PNRS (2010) definiu disposição final ambientalmente adequada como distribuição ordenada de rejeitos em aterros sanitários, observando normas operacionais específicas de modo a evitar danos ou riscos à saúde pública e à segurança e a minimizar os impactos ambientais adversos (Art. 3º, VII) (BRASIL, 2010).

A opção pelos aterros sanitários deve-se ao fato de essa ser, atualmente, a forma de disposição mais viável dentro da realidade brasileira, tanto do ponto de vista técnico quanto do ponto de vista econômico, considerando-se a capacidade dos municípios de arcar com os custos de implantação e operação das diferentes tecnologias disponíveis (BNDES, 2014).

### 2.2.2 Aterro Sanitário

Os índices de disposição final de RSU em 2016 apresentaram retrocesso no encaminhamento ambientalmente adequado dos RSU coletados, passando a 58,4% do montante anual disposto em aterros sanitários (0,3% menor em relação ao ano anterior) (ABRELPE, 2016). As unidades inadequadas como lixões e aterros controlados ainda estão presentes em todas as regiões do país e receberam mais de 81 mil toneladas de resíduos por dia, com elevado potencial de poluição ambiental e impactos negativos à saúde (ABRELPE, 2016).

Mesmo com uma legislação mais restritiva e apesar dos esforços empreendidos em todas as esferas governamentais, a destinação inadequada de RSU se faz presente em todas as regiões e estados brasileiros e 3.334 municípios, correspondente a 59,8% do total, ainda fazem uso de locais impróprios para disposição final dos resíduos coletados (ABRELPE, 2016).

A elaboração e implantação do projeto de um aterro sanitário segue as normas técnicas da ABNT 8419/1992 e ABNT NBR 15849/2010 que tem por objetivo a disposição do resíduo no solo, minimizando os impactos ambientais. A concepção do projeto deve prever o sistema de operação, drenagem das águas pluviais, impermeabilização da base do aterro, cobertura final, sistemas de coleta de lixiviados e gases gerados e sistema de monitoramento e fechamento do aterro. Outro fator a ser considerado são as distâncias mínimas de corpos hídricos, lençóis freáticos, aeroportos e núcleos residenciais. Ademais, os aterros devem ser capazes de conter os poluentes passíveis de dissipação no solo através de processos de degradação ou retenção físico-química.

Entretanto, apesar dos aterros sanitários serem considerados uma solução segura para a destinação dos resíduos, devido suas características construtivas que minimizam os impactos ao meio ambiente e à saúde pública, esta técnica gera passivos ambientais, tais como o gás do aterro, gás bioquímico ou biogás – mistura de gases produzidos pela ação biológica na

matéria orgânica em condições anaeróbicas, composto principalmente de dióxido de carbono e metano em composições variáveis (ABNT, 1992) – e o lixiviado, efluente líquido produzido pela decomposição de substâncias contidas nos resíduos sólidos e infiltração de águas pluviais (ABNT, 1985).

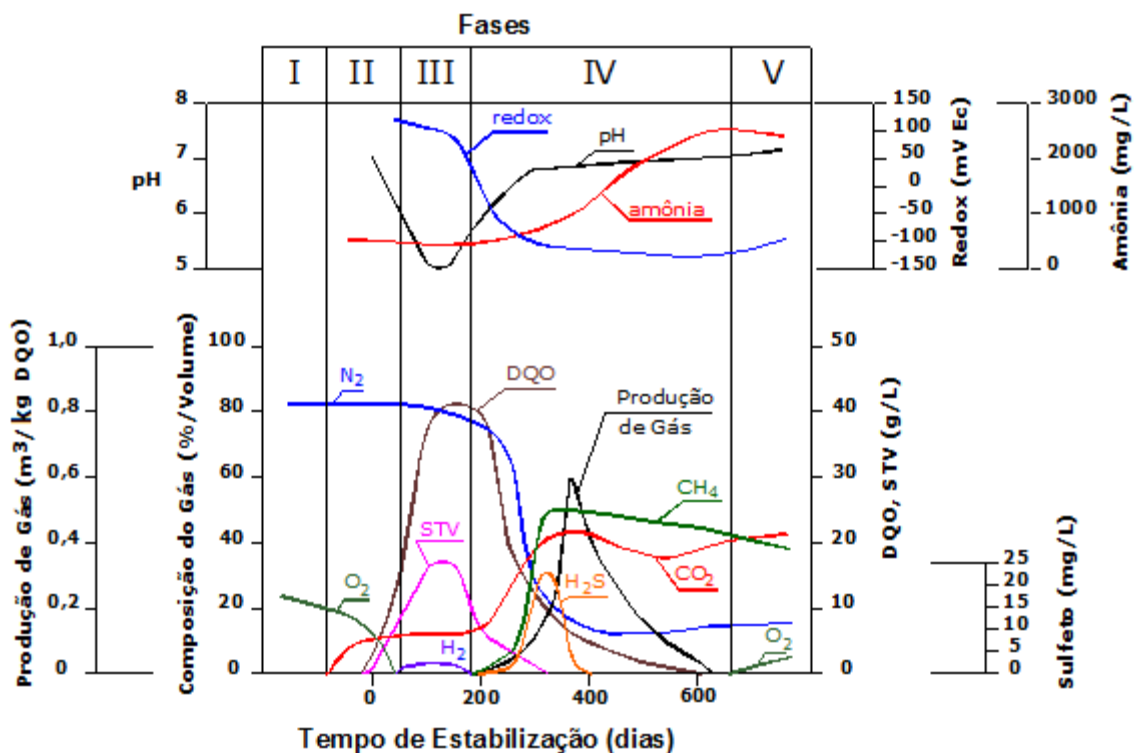
Conforme reportado na literatura revisada, o gás do aterro pode ser drenado através de tubulações e encaminhado para queima ou recuperação e aproveitamento energético (RYCKBOSCH *et al.*, 2011; MCKENDRY, 2002; THEMELIS E ULLOA, 2007). O lixiviado gerado precisa ser drenado, coletado e encaminhado para tratamento, visto que o mesmo não só pode contaminar as águas superficiais, como também as águas subterrâneas, além de degradar o solo e a vegetação (KJELDSEN *et al.*, 2002; OMAR e ROHANI, 2015).

No estudo de caracterização e tratabilidade de lixiviados de aterros sanitários para as condições brasileiras do Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB) (POVINELLI e SOBRINHO, 2009), os autores destacaram que o início da participação brasileira no estudo do lixiviado se deu com o trabalho de Oliveira (1971), o qual descreveu os mecanismos básicos através dos quais um aterro sanitário construído e operado inadequadamente poderia poluir as águas subterrâneas e superficiais.

Posteriormente, a impermeabilização da base dos aterros foi capaz de eliminar o principal risco ambiental apresentado pelo autor, a contaminação dos aquíferos pela infiltração do lixiviado (POVINELLI e SOBRINHO, 2009). Todavia, após ser recolhido pelo sistema de drenagem, esse efluente não pode ser descartado diretamente em um corpo hídrico receptor devido suas características que conferem elevado potencial poluidor. Adicionalmente, ressalta-se que as condições ambientais específicas de cada aterro e a composição variada dos lixiviados de diferentes regiões dificultam a definição de processos de tratamento de aplicabilidade geral, o que evidencia a problemática em torno do manejo desse efluente (KJELDSEN *et al.*, 2002; OMAR e ROHANI, 2015).

Ao longo da década de 1980, o estudo da biodegradabilidade dos resíduos e o monitoramento de parâmetros físico-químicos do gás e lixiviado produzido nos aterros demonstraram que, ao longo da degradação, os resíduos sólidos passam por diferentes fases de decomposição que foram correlacionadas com a composição do gás e do lixiviado formado, dando origem ao surgimento de diferentes modelos que representavam esse processo (KJELDSEN *et al.*, 2002).

Na Figura 1 é apresentado um modelo estabelecido por Harper e Pohland (1986) com cinco fases de degradação e estabilização da matéria orgânica.



**Figura 1 Fases de degradação e estabilização da matéria orgânica dos resíduos sólidos.**

Fonte: Adaptado Harper e Pohland (1986); Moravia (2010)

As atividades em um aterro sanitário são iniciadas com a fase 1 – aeróbia inicial: o oxigênio presente nos interstícios dos resíduos recém cobertos é rapidamente consumido, resultando na produção de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e aumento da temperatura residual. A maior parte do lixiviado produzido nesta fase é resultante da liberação de umidade dos resíduos

durante a compactação, bem como da infiltração de águas pluviais através dos rejeitos (KJELDSEN *et al.*, 2002).

A fase aeróbia inicial é seguida pela fase 2 – de transição: a capacidade de campo das células de deposição de resíduos é alcançada e a formação dos gases e do lixiviado refletem a passagem da condição aeróbia para a condição anaeróbia de decomposição (HARPER e POHLAND, 1986).

A fase 3 – acidogênica, define a predominância da formação de ácidos voláteis totais com um decréscimo nos valores do pH, elevação da concentração de demanda química de oxigênio (DQO) dos lixiviados e aumento da mobilidade das espécies iônicas (HARPER e POHLAND, 1986).

A fase 4 – metanogênica: inicia-se quando quantidades mensuráveis de metano são produzidas. Durante esta fase, os ácidos que se acumulam na fase acidogênica são convertidos em metano e dióxido de carbono por bactérias metanogênicas e a taxa de produção de metano aumenta (KJELDSEN *et al.*, 2002). Ocorre aumento nos valores do pH, abaixamento do potencial de oxi-redução, redução das concentrações de DQO e demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e uma acelerada complexação e redução das espécies iônicas (HARPER e POHLAND, 1986).

A fase 5 – maturação final, ocorre quando os nutrientes se tornam escassos. Menores quantidades de substratos disponíveis são degradadas, a produção de gás decresce e tanto os constituintes orgânicos quanto os compostos inorgânicos dos lixiviados apresentam condições de pós-estabilização (HARPER e POHLAND, 1986).

Segundo Kjeldsen *et al.* (2002), as fases de estabilização da matéria orgânica em um aterro sanitário podem ocorrer de forma simultânea, além disso, são influenciadas por fatores ambientais e operacionais do aterro, os quais podem impactar significativamente as taxas de decomposição dos resíduos, formação e composição do biogás e do lixiviado.

## 2.2.3 Líquidos Percolados, Chorume ou Lixiviado

### 2.2.3.1 Definição

A norma brasileira NBR 8849/1985 (ABNT, 1985) define percolado, como o líquido que passou através de um meio poroso e define chorume ou lixiviado, como o líquido produzido pela decomposição de substâncias contidas nos resíduos sólidos, que tem como características a cor escura, o mau cheiro e a elevada Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO). Esta mesma norma define lixiviação como o deslocamento ou arraste, por meio líquido, de certas substâncias contidas nos RSU.

Neste trabalho preferiu-se utilizar a denominação “lixiviado” de aterro sanitário ao invés de líquidos percolados ou somente chorume de aterro sanitário, por se acreditar que esta denominação define melhor este líquido e também para se padronizar com as definições internacionais, visto que em Portugal também se utiliza o termo lixiviado, nos países de língua espanhola também se utiliza o termo lixiviado, em francês se utiliza o termo *lixiviat*, em inglês se utiliza o termo *leachate*, e assim por diante.

### 2.2.3.2 Geração e Composição do Lixiviado

A geração do lixiviado ocorre quando o teor de umidade dos resíduos excede sua capacidade de campo, definido como a máxima umidade retida em um meio poroso sem produzir percolação (EL-FADEL *et al.*, 2002). De acordo com El-Fadel *et al.* (2002), o processo de geração do lixiviado pode ser influenciado por fatores climáticos (precipitação pluviométrica, evapotranspiração e temperatura), hidrogeológicos (escoamento superficial, infiltração, topografia, geologia e recirculação do lixiviado), pelas características da camada de cobertura (umidade, vegetação, declividade), características dos resíduos (composição gravimétrica, compactação, permeabilidade, granulometria, peso específico, etc.) e pelo método de impermeabilização do local.

Em relação ao volume de lixiviado, faz-se necessário uma estimativa aproximada da quantidade gerada para o dimensionamento dos sistemas de drenagem, armazenamento e tratamento de efluentes em um aterro sanitário. Os métodos mais utilizados para estimar o volume de lixiviado gerado no aterro sanitário são: o Método Suíço, o Método Racional, o Método do Balanço Hídrico e o Método ou Modelo HELP (Hydrologic Evaluation of Leachate Production) (FARQUHAR, 1989; EL-FADEL *et al.*, 2002). Entretanto, ainda assim, fatores não controláveis, como o regime pluviométrico a que está submetida a região onde se localiza o aterro sanitário e a velocidade de degradação dos resíduos pela ação dos microrganismos, dificultam uma estimativa precisa do volume de lixiviado gerado (FARQUHAR, 1989).

No que concerne a composição do efluente, Kjeldsen *et al.* (2002) afirma que os lixiviados podem ser caracterizados como uma solução aquosa com quatro grupos de poluentes: material orgânico dissolvido (ácidos graxos voláteis e compostos orgânicos mais refratários como ácidos húmicos e fúlvicos), macrocomponentes inorgânicos ( $\text{Ca}^{+2}$ ,  $\text{Mg}^{+2}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{NH}^{+4}$ ,  $\text{Fe}^{+2}$ ,  $\text{Mn}^{+2}$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{-2}$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ), compostos orgânicos xenobióticos originários de resíduos domésticos e químicos (hidrocarbonetos aromáticos, fenóis, pesticidas, entre outros) e metais pesados ( $\text{Cd}^{+2}$ ,  $\text{Cr}^{+3}$ ,  $\text{Cu}^{+2}$ ,  $\text{Pb}^{+2}$ ,  $\text{Ni}^{+2}$ ,  $\text{Zn}^{+2}$ ). Esse último grupo, ainda segundo os autores, está presente em baixas concentrações pois, durante a fase acidogênica, ocorre a complexação das espécies metálicas e na fase metanogênica, o pH eleva-se propiciando a precipitação de metais e a formação de sulfetos pela redução de sulfatos, que têm a capacidade de formar precipitados principalmente com Cd, Ni, Zn, Cu e Pb.

O conhecimento das fases de decomposição dos resíduos sólidos no aterro sanitário e os mecanismos envolvidos nesse processo, permitiram o agrupamento dos diversos componentes do lixiviado com base no padrão geral de sua variação ao longo do tempo. Na Tabela 1, são apresentados intervalos de variação da composição físico-química do lixiviado em função do intervalo do tempo de operação, em anos, do aterro sanitário.



**Tabela 1. Variação da composição do lixiviado para diferentes idades de aterros norte americanos.**

| Parâmetros (mg.L <sup>-1</sup> )* | Idade do Aterro (anos) |                 |               |         |
|-----------------------------------|------------------------|-----------------|---------------|---------|
|                                   | 0 a 5                  | 5 a 10          | 10 a 15       | > 20    |
| DBO                               | 10.000 – 25.000        | 1.000 – 4.000   | 50 – 1.000    | < 50    |
| DQO                               | 15.000 – 40.000        | 10.000 – 20.000 | 1.000 – 5.000 | < 1.000 |
| NTK                               | 1.000 – 3.000          | 400 – 600       | 75 – 300      | < 50    |
| N-NH <sub>3</sub>                 | 500 – 1.500            | 300 – 500       | 50 – 200      | < 30    |
| Alcalinidade                      | 10.000 – 15.000        | 1.000 – 6.000   | 500 – 2000    | < 500   |
| SDT                               | 10.000 – 25.000        | 5.000 – 10.000  | 2.000 – 5.000 | < 1.000 |
| pH                                | 3 – 6                  | 6 – 7           | 7 – 7,5       | 7,5     |
| Cálcio                            | 2.000 – 4.000          | 500 – 2.000     | 300 – 500     | < 300   |
| Sódio e Potássio                  | 2.000 – 4.000          | 500 – 1.500     | 100 – 500     | < 100   |
| Ferro e Magnésio                  | 500 – 1.500            | 500 – 1.000     | 100 – 500     | < 100   |
| Zinco                             | 100 – 200              | 50 – 100        | 10 – 50       | < 10    |
| Cloreto                           | 1.000 – 3.000          | 500 – 2.000     | 100 – 500     | < 100   |
| Sulfato                           | 500 – 2.000            | 200 – 1.000     | 50 – 200      | < 50    |
| Fósforo                           | 100 – 300              | 10 – 100        | –             | < 10    |

\* Exceto pH

DBO: Demanda Bioquímica de Oxigênio; DQO: Demanda Química de Oxigênio; NTK: Nitrogênio Total Kjeldahl; N-NH<sub>3</sub> : Nitrogênio amoniacal; SDT: Sólidos Dissolvidos Totais; pH: Potencial hidrogeniônico.

Fonte: FARQUHAR (1989).

É importante frisar que os dados apresentados na Tabela 1 são provenientes de aterros sanitários norte americanos, cujas condições climáticas, socioeconômicas, dentre outras, diferem das brasileiras. Portanto, os lixiviados tendem a apresentar diferentes concentrações dos diversos constituintes presentes na sua composição.

Neste contexto, Souto e Povinelli (2007) realizaram um estudo e disponibilizaram informações com as possíveis variações dos parâmetros físico-químicos de lixiviados de aterros de resíduos brasileiros (Tabela 2). Os autores ressaltaram que, ainda assim, a composição do lixiviado pode variar consideravelmente de um local para outro dentro de uma mesma região, como também dentro de um mesmo aterro em diferentes épocas do ano. Complementarmente, ainda segundo os autores, os modelos utilizados para prever a composição do lixiviado baseado nas fases de degradação dos resíduos associados a idade do aterro sanitário, não são bem sucedidos quando aplicados ao lixiviado gerado em aterros brasileiros.

**Tabela 2. Variação da composição físico-química de lixiviados de aterros brasileiros.**

| Parâmetros  | Faixa Máxima   | Faixa mais Provável | FVMP (%) |
|---|----------------|---------------------|----------|
| pH  | 5,7 – 8,6      | 7,2 – 8,6           | 78       |
| DBO (mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> )             | < 20 – 30.000  | < 20 – 8.600        | 75       |
| DQO (mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> )             | 190 – 80.000   | 190 – 22.300        | 83       |
| NTK (mg N.L <sup>-1</sup> )                           | 80 – 3.100     | Não há              | –        |
| N-NH <sub>3</sub> (mg N.L <sup>-1</sup> )             | 0,4 – 3.000    | 0,4 – 1.800         | 72       |
| Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) | 750 – 11.400   | 750 – 7.100         | 69       |
| ST (mg.L <sup>-1</sup> )                              | 3.200 – 21.900 | 3.200 – 14.400      | 79       |
| STF (mg.L <sup>-1</sup> )                             | 630 – 20.000   | 630 – 5.000         | 60       |
| STV (mg.L <sup>-1</sup> )                             | 2.100 – 14.500 | 2.100 – 8.300       | 74       |
| SST (mg.L <sup>-1</sup> )                             | 5 – 2.800      | 5 – 700             | 68       |
| Condutividade (µS.cm <sup>-1</sup> )                  | 2.950 – 25.000 | 2.950 – 17.660      | 77       |
| Cloreto (mg Cl <sup>-</sup> .L <sup>-1</sup> )        | 500 – 5.200    | 500 – 3.000         | 72       |

FVMP: Frequência de Ocorrência dos Valores mais Prováveis

pH: Potencial hidrogeniônico; DBO: Demanda Bioquímica de Oxigênio; DQO: Demanda Química de Oxigênio; NTK: Nitrogênio Total Kjeldahl; N-NH<sub>3</sub>: Nitrogênio Amoniacal; ST: Sólidos Totais; STF: Sólidos Totais Fixos; STV: Sólidos Totais Voláteis; SST: Sólidos Suspensos Totais.

Fonte: Adaptado SOUTO e POVINELLI (2007).

De acordo com a literatura revisada, uma característica comum observada nos lixiviados de aterros brasileiros é a elevada concentração de matéria orgânica recalcitrante – substâncias de baixa biodegradabilidade, estrutura molecular complexa e variável – e elevada concentração de nitrogênio, encontrado principalmente na forma amoniacal (FERRAZ *et al.*, 2013; LIMA *et al.*, 2017; LINS *et al.*, 2015; SILVA *et al.*, 2004; RODRIGUES *et al.*, 2009).

Os compostos orgânicos recalcitrantes são substâncias altamente estáveis e que persistem no ambiente, resistindo à degradação química, fotolítica e biológica (STEVENSON, 1994). Efluentes com elevadas concentrações desses compostos apresentam efeitos tóxicos para os organismos vivos e podem atuar negativamente, sobretudo como disruptor dos sistemas reprodutivo, imunológico e endócrino (METCALF & EDDY, 2003). Ademais, efluentes com elevada concentração de nitrogênio amoniacal, quando descartados em cursos d'água sem prévio tratamento, podem estimular o crescimento de algas, provocar depleção do oxigênio dissolvido, interferência nos processos fotossintéticos e serem tóxicos à biota do ecossistema aquático. Já nos sistemas de tratamento biológico, elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal

podem causar problemas de odor e limitar a eficiência do tratamento por seu efeito tóxico às bactérias decompositoras (METCALF & EDDY, 2003).

#### 2.2.3.2.1 Matéria Orgânica Recalcitrante (Substâncias Húmicas)

A matéria orgânica pode ser entendida como um sistema complexo de várias substâncias de natureza diversa originados da degradação de carboidratos, proteínas e gorduras, e que está em transformação contínua, devido à ação de fatores químicos, físicos e biológicos, inerentes ao solo e ao clima (STEVENSON, 1994). O termo recalcitrância está associado à dificuldade ou impossibilidade de degradação de certas substâncias na natureza. Por resistirem à biodegradação, persistem a degradação e se acumulam no ambiente.

Para análise da concentração de matéria orgânica em efluentes líquidos, usualmente, são utilizados métodos analíticos para determinação dos parâmetros Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), Demanda Química de Oxigênio (DQO) e Carbono Orgânico Total (COT) (METCALF & EDDY, 2003).

De acordo com Metcalf & Eddy (2003), geralmente, a recalcitrância de águas residuárias é avaliada de acordo com a relação DQO/DBO<sub>5</sub>, visto que a DBO representa a quantidade de oxigênio requerida para degradar a matéria orgânica contida em uma amostra por ação bioquímica aeróbica, sendo expressa em mg O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, logo representa o teor de matéria orgânica biodegradável contida no efluente. Em contrapartida, a DQO representa a quantidade de oxigênio requerida para oxidar a fração orgânica de uma amostra susceptível à oxidação por um oxidante químico forte em meio ácido, também expressa em mg O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>. Portanto, a demanda de oxigênio medida nesse último ensaio pode ser exercida por substâncias biodegradáveis ou não (METCALF & EDDY, 2003). Dessa forma, os autores afirmam que valores na faixa de 1,5 a 2,5 sugerem que os poluentes presentes no efluente são majoritariamente biodegradáveis e superiores a 5,0, a presença de poluentes refratários é significativa e bastante acentuada.

Por outro lado, de acordo com a literatura revisada, a recalcitrância em lixiviados está relacionada e é atribuída à presença de compostos de elevada massa molar e estruturas muito complexas, como é o caso das substâncias húmicas (SH) (CHRISTENSEN *et al.*, 1998; KJELDSEN *et al.*, 2002; REFERÊNCIA).

Segundo STEVENSON (1994), as substâncias húmicas podem ser definidas como uma série de polímeros amorfos de coloração amarela-marrom a preta, de massa molar elevada (>1000 Da) e grupos funcionais distintos, formados durante o processo de decomposição de resíduos vegetais e animais, por reações de oxidação e subsequente polimerização da matéria orgânica que constituem uma importante fração do material orgânico dissolvido nas águas naturais.

Essas substâncias podem ser fracionadas em função de sua solubilidade em 3 principais frações: ácidos húmicos (AH), ácidos fúlvicos (AF) e huminas (HU) (KJELDSEN *et al.*, 2002). Segundo Kjeldsen *et al.* (2002), a fração AF é aquela solúvel em meio alcalino e ácido; a fração AH é solúvel em meio alcalino e insolúvel em meio ácido (pH < 2) e a fração HU é insolúvel em qualquer faixa de pH. No estudo realizado por Christensen *et al.* (1998), os autores concluíram que da fração isolada de matéria orgânica dissolvida de amostras de lixiviado, os ácidos fúlvicos e os ácidos húmicos correspondiam por 10 e 60% da composição total presente no lixiviado, respectivamente.

De acordo com Schulten e Schnitzer (1993), a composição média em termos de fórmula química de uma molécula de ácido húmico é  $C_{308}H_{328}O_{90}N_5$ , essa estrutura apresenta massa molecular de 5540 Da e análise elementar de 66,8% C, 6,0% H, 26,0% O e 1,3% N. A nível estrutural, as três frações húmicas são análogas, diferindo na massa molar e na quantidade de grupos funcionais (SCHULTEN e SCHNITZER, 1993). Segundo estudo realizado por Christensen *et al.* (1998), as três frações de SH diferiram em relação às distribuições aparentes de massa molecular

média, sendo de 1800, 2600 e 2100 Da para os ácidos fúlvicos, ácidos húmicos e huminas, respectivamente.

A presença de ácidos húmicos e fúlvicos em concentrações elevadas no lixiviado faz com que este apresente características bem definidas, como elevada cor, tensoatividade, atividade fotoquímica (MOZA *et al.*, 1995) e alta capacidade de tamponamento (CHRISTENSEN *et al.*, 1998), as quais afetam o comportamento de outras substâncias químicas no ambiente, modificando processos redox, podendo aumentar a solubilidade de compostos hidrofóbicos e solubilizar metais como Cd, Ni e Zn por complexação, modificando a biodisponibilidade e biotoxicidade de compostos poluentes presentes nos aterros (CHRISTENSEN *et al.*, 1998).

#### 2.2.3.2.2 Nitrogênio Amoniacal

O nitrogênio, devido ao seu alto número de estados de oxidação, pode apresentar-se na forma de muitos compostos. No meio ambiente, o nitrogênio encontra-se mais frequentemente na forma de amônia (NH<sub>3</sub>), amônio (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>), nitrito (NO<sub>2</sub><sup>-</sup>), nitrato (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) ou nitrogênio gasoso (N<sub>2</sub>) (METCALF & EDDY, 2003). Em efluentes líquidos, pode estar presente sob duas formas inorgânicas dependendo do pH da solução: como amônia dissociada, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, na forma iônica e como amônia não dissociada, NH<sub>3</sub>, também conhecida como amônia gás, amônia volátil ou amônia livre. A equação da relação de equilíbrio entre as espécies amônia gás e a amônia iônica é expressa, de forma simplificada, conforme apresentado na Equação 1 (METCALF & EDDY, 2003):



Aplicando a lei de ação das massas e assumindo que o coeficiente de atividade da água é igual a 1, tem-se a Equação 2:

$$\frac{[\text{NH}_3][\text{H}^+]}{[\text{NH}_4^+]} = K_a \quad (2)$$

Onde  $K_{a(25^\circ\text{C})}$  é a constante de ionização ácida (dissociação) igual a  $5,62 \times 10^{-10} \text{ mol.L}^{-1}$  a  $25^\circ\text{C}$ .

Devido a distribuição das espécies inorgânicas em função do pH, o percentual de amônia pode ser determinado através da Equação 3.

$$\text{NH}_3(\%) = \frac{100}{1 + [\text{H}^+]/K_a} \quad (3)$$

Adicionalmente, visto que a solubilidade dos gases em mistura dependem de suas respectivas pressões parciais, definindo-se a partir destas proporcionalidades, a constante de Henry (H), e sabendo que valores elevados de H indicam que o gás possui baixa solubilidade em água, observa-se que para o nitrogênio, o aumento da temperatura da solução eleva o valor da constante de Henry e conseqüentemente, a quantidade de gás amônia aumenta, em decorrência da diminuição da solubilidade do  $\text{NH}_3$  (ECKENFELDER, 1989).

De acordo com Onay e Pohland (1998), os lixiviados gerados na fase final de estabilização do aterro são geralmente ricos em nitrogênio amoniacal devido à hidrólise e fermentação das frações nitrogenadas dos substratos biodegradáveis, como aminoácidos, carboidratos e proteínas. Ainda segundo os autores, não há mudanças significativas nas concentrações de nitrogênio amoniacal no lixiviado da fase acidogênica à metanogênica, visto que a amônia é estável em condições anaeróbias. Além disso, a hidrólise da cadeia de polipeptídeos é desvantajosa em termos energéticos, sendo esta, a aparente razão para a cinética lenta de hidrólise de proteínas, o que por sua vez leva a liberação lenta e contínua de amônia ao longo da vida útil do aterro sanitário (ONAY e POHLAND, 1998).

A presença de nitrogênio amoniacal em lixiviados de aterros sanitários representa um grande risco de poluição das águas superficiais e subterrâneas. Despejos com elevada concentração de nitrogênio amoniacal lançados em corpos hídricos sem prévio tratamento podem provocar eutrofização, depleção de oxigênio dissolvido e efeitos tóxicos à fauna aquática (METCALF & EDDY, 2003).

#### 2.2.3.3 Legislação Ambiental Brasileira

O Decreto 50.877/61 cita em seu Artigo 1º que “Os resíduos líquidos, sólidos ou gasosos, domiciliares ou industriais, somente poderão ser lançados às águas, *in natura* ou depois de tratados, quando essa operação não implique na poluição das águas receptoras. E ainda em seu Artigo 3º afirma que, para os efeitos deste Decreto, considera-se “poluição” qualquer alteração das propriedades físicas, químicas e biológicas das águas, que possa importar em prejuízo à saúde, à segurança e ao bem-estar das populações e ainda comprometer a sua utilização para fins agrícolas, industriais, comerciais, recreativos e, principalmente, a existência normal da fauna aquática.

A Resolução CONAMA nº 430 de 13 de maio de 2011, na Seção II dita as condições e padrões de lançamento de efluentes, no Artigo 16 cita que “Os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados diretamente no corpo receptor desde que obedeçam as condições e padrões previstos”, ficam incluídos no Parágrafo 1º, os efluentes oriundos de sistemas de disposição final de resíduos sólidos. Na Tabela 3 são listadas algumas condições e padrões previstos, apresentados na Resolução CONAMA 430/2011.

**Tabela 3 Condições e padrões previstos na Resolução CONAMA nº 430/2011 para descarte de efluentes.**

| <b>Parâmetros</b>                                  | <b>Condições/Padrões previstos</b>   |
|--|--|
| pH   | 5 a 9  |
| Materiais sedimentáveis                            | Até 1 mg.L <sup>-1</sup> em teste de 1 hora em cone <i>Inmhoff</i> . Para o lançamento em lagos e lagoas, cuja velocidade de circulação seja praticamente nula, os materiais sedimentáveis deverão estar virtualmente ausentes |
| Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO 5 dias a 20°C) | Remoção mínima de 60% de DBO, sendo que este limite só poderá ser reduzido no caso de existência de estudo de autodepuração do corpo hídrico que comprove atendimento às metas do enquadramento do corpo receptor              |
| Nitrogênio amoniacal total                         | Valor máximo: 20 mg.L <sup>-1</sup>  |

Fonte: Adaptado BRASIL (2011)

No Estado do Rio de Janeiro (RJ), a Norma Técnica NT-202.R-10, de 04 de dezembro de 1986, estabelece critérios e padrões para o lançamento de efluentes líquidos, como parte integrante do Sistema de Licenciamento de Atividades Poluidoras (SLAP). Esta Norma Técnica aplica-se aos lançamentos diretos ou indiretos de efluentes líquidos, provenientes de atividades poluidoras, em águas interiores ou costeiras, superficiais ou subterrâneas do Estado do Rio de Janeiro, através de quaisquer meios de lançamento. Na diretriz de controle de carga orgânica em efluentes líquidos de origem industrial (DZ – 205.R-6), em seu artigo que define os padrões de lançamento em relação a Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), estabeleceu-se que as atividades poluidoras industriais com carga de DBO igual ou superior a 100 Kg.dia<sup>-1</sup>, deverão atingir remoção de DBO de no mínimo 90%. Para o restante das atividades, será exigida remoção de sólidos grosseiros, sedimentáveis, materiais flutuantes e DBO, correspondendo ao nível básico de tecnologia de controle de carga orgânica biodegradável, ou seja, um mínimo de 70% de remoção de DBO e ausência de sólidos sedimentáveis inferiores a 0,5 ml.L<sup>-1</sup>. Em relação a Demanda Química de Oxigênio (DQO), os efluentes de atividades com vazão superior a 3,5 m<sup>3</sup>.dia<sup>-1</sup>, somente poderão ser lançados nos corpos d'água, direta ou indiretamente, se atenderem aos limites de DQO estabelecidos. Na DZ – 205.R-6, para estações terceirizadas de tratamento de efluentes líquidos, a concentração deve ser inferior a 250 mg.L<sup>-1</sup> ou 5,0 kg DQO.dia<sup>-1</sup>.



### 2.3 Tecnologias para Tratamento de Lixiviado

O aumento do rigor dos órgãos ambientais em relação ao controle, monitoramento e disposição de diversos tipos de efluentes tem alertado, cada vez mais, as autoridades competentes em relação aos tratamentos de lixiviados de aterros sanitários. Com o passar dos anos, a averiguação dos impactos do lixiviado de aterros no meio ambiente, forçou autoridades ao redor do mundo a adaptarem e modificarem requisitos e leis, tornando-as mais rigorosas e restritivas (MORAVIA, 2010).

Existe uma variedade de tecnologias utilizadas para tratamento de lixiviado de aterro. Dentre os processos empregados, destacam-se os processos biológicos (sistemas de lagoas, lodos ativados e reatores biológicos aeróbios e anaeróbios), os processos físico-químicos (oxidação química, adsorção, flotação, coagulação-floculação e precipitação química) (RENOU *et al.*, 2008) e estações de tratamento de esgotos (ETE) que operam tratando o lixiviado em conjunto com esgotos sanitários (ZHANG, 2013).

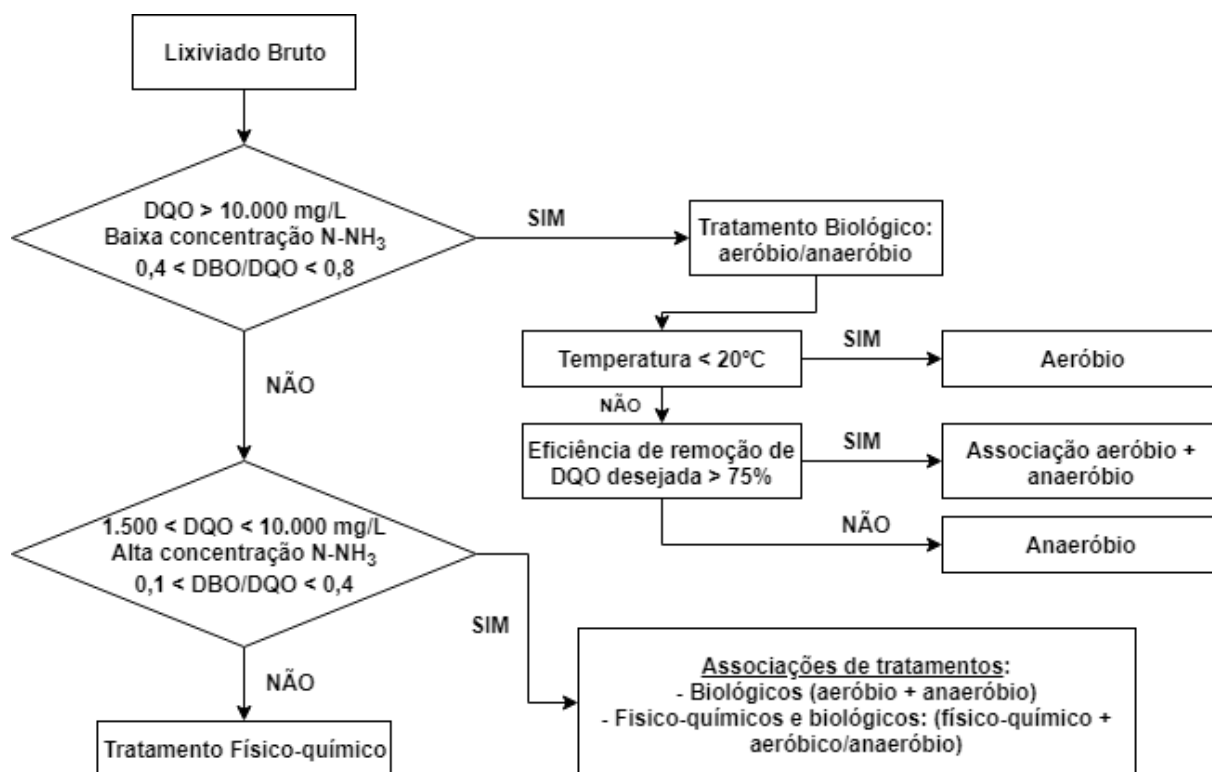
Os processos biológicos consistem na decomposição da matéria orgânica através da utilização de microrganismos. Normalmente, são utilizados quando o lixiviado contém elevada concentração de matéria orgânica biodegradável. Esse tipo de tratamento pode ser subdividido em dois grandes grupos: processos aeróbios e anaeróbios. Podem também ser classificados de acordo com o tipo de crescimento microbiano (em suspensão ou aderido). O tratamento biológico também mostra efetividade na remoção da matéria nitrogenada, principalmente de lixiviados novos, quando a razão DQO/DBO está na faixa 1,5 – 2,5. Em lixiviados antigos, a maior presença de compostos refratários tende a limitar a eficácia do processo (KARGI e PAMUKOGLU, 2003; VILAR *et al.*, 2011).

Os processos físico-químicos incluem a redução de sólidos em suspensão, partículas coloidais, cor e compostos tóxicos através da flotação, coagulação-floculação, adsorção e arraste por fluxo de ar, por exemplo. Normalmente, são utilizados adicionalmente na linha de tratamento da

estação (pré-tratamento ou polimento final) ou para tratar um poluente específico, como por exemplo, arraste com fluxo de ar para remoção de nitrogênio amoniacal (SILVA *et al.*, 2004).

O tratamento de lixiviado em ETE, juntamente com o esgoto doméstico, consiste na dosagem controlada do lixiviado no afluente da estação de tratamento de esgoto para tratamento combinado. Esse tipo de tratamento é adotado em diversos países devido ao seu baixo custo operacional e facilidade de manutenção (GOMES, 2009). Entretanto, em alguns países, principalmente na Europa, esse tipo de tratamento vem sendo cada vez menos utilizado devido à presença no lixiviado de compostos orgânicos de baixa biodegradabilidade que reduzem a eficiência do tratamento biológico, geralmente utilizado em ETE, e aumentam a concentração de poluentes no efluente (RENOU *et al.*, 2008).

A Figura 2, sugere um critério para seleção do tratamento mais apropriado para lixiviados de acordo com parâmetros físico-químicos do efluente.



**Figura 2** Parâmetros de decisão para a seleção do tipo de tratamento de lixiviados.  
Fonte: Adaptado Moravia (2010).

Outra alternativa empregada para tratamento de lixiviados é a recirculação do efluente no próprio aterro, a qual consiste na aspersão do lixiviado sobre as células de aterramento por meio de aspersores ou de caminhões pipa. Esta técnica combina o tratamento anaeróbio no interior da célula com a evaporação natural, que ocorre a cada recirculação, reduzindo desta forma, a alta carga orgânica e o volume do efluente a ser tratado. Este processo só deve ser adotado em regiões onde o balanço hídrico é negativo, ou seja, em regiões onde a taxa de evaporação é maior do que a precipitação pluviométrica. Segundo Cintra *et al.* (2002), ainda devem ser levados em consideração possíveis riscos ambientais, tais como a poluição do solo e das águas subterrâneas, além do arraste de substâncias tóxicas pela infiltração do excesso de lixiviado recirculado, principalmente se houver danos na camada impermeabilizante de fundo.

De maneira geral, não há tecnologia que, atuando isoladamente, consiga tratar efluentes com elevada concentração de compostos recalcitrantes e carga orgânica como no lixiviado. Desta forma, as soluções

convencionais são baseadas em sistemas combinados, cujas preocupações fundamentais estão associadas, principalmente, à eficiência de tratamento e aos custos do processo.

Em contrapartida, os insucessos obtidos no Brasil e no mundo, apontaram para a necessidade de se repensarem as estratégias adotadas, buscando processos adequados para o tratamento do lixiviado e que possam ser aplicados dentro da realidade brasileira. Neste contexto, de acordo com a literatura revisada, nos últimos anos, devido os padrões de descarte de efluentes líquidos cada vez mais restritivos, tratamentos mais eficientes baseados em Processos de Separação por Membranas (PSM), principalmente, nanofiltração e osmose inversa, têm sido utilizados como rota tecnológica para polimento do lixiviado tratado previamente por processos biológicos e/ou físico-químicos ou substituindo, completamente, os processos convencionais de tratamento (MARIAN e NGHIEM, 2010; PERTILE *et al.*, 2013; YAO, 2013)

### 2.3.1 Tratamento com cal

A coagulação seguida de floculação é uma técnica utilizada para a remoção de materiais em suspensão ou coloidais. As partículas coloidais (ou simplesmente coloides), normalmente responsáveis pela cor e turbidez da suspensão, possuem uma faixa de tamanho de 1 nm ( $10^{-7}$  cm) a 0,1 nm ( $10^{-8}$  cm) e não podem ser removidas por processos físicos convencionais (ECKENFELDER, 2000).

A coagulação é o processo de desestabilização das partículas coloidais de modo que o crescimento da partícula possa ocorrer em consequência das colisões entre partículas (METCALF & EDDY, 2003). O papel do coagulante é desestabilizar a suspensão coloidal reduzindo todas as forças atrativas, reduzindo a barreira de energia e assim, permitir a agregação das partículas coloidais (METCALF & EDDY, 2003).

A coagulação resulta de dois mecanismos básicos: coagulação pericinetica e eletrocinética, na qual o potencial zeta é reduzido por íons ou colóides de carga contrária a um nível abaixo das forças atrativas de van der waals, e coagulação ortocinética, na qual as misturas se agregam e formam blocos que aglomeram as partículas coloidais (ECKENFELDER, 1989). A adição de cátions com altas valências reduz a carga da partícula e a distância efetiva da dupla camada, desse modo o potencial zeta é reduzido (ECKENFELDER, 1989).

A Tabela 4 apresenta os coagulantes mais usuais no processo de coagulação-floculação e suas aplicações.

**Tabela 4 Aplicações do processo de coagulação-floculação.**

| Coagulante                                      | Faixa de dosagem (mg.L <sup>-1</sup> ) | pH         | Comentários  |
|---|--|------------|--|
| Cal   | 150 – 500                              | 9,0 – 11,0 | Para coagulação de colóides e remoção de nitrogênio<br>Efluentes com baixa alcalinidade e alta concentração de fósforo<br>$\text{Ca(OH)}_2(\text{aq}) + \text{Ca(HCO}_3)_2(\text{aq}) \rightarrow 2\text{CaCO}_3(\text{s}) + 2\text{H}_2\text{O(l)}$<br>$\text{MgCO}_3(\text{aq}) + \text{Ca(OH)}_2(\text{aq}) \rightarrow \text{Mg(OH)}_2(\text{aq}) + \text{CaCO}_3(\text{s})$ |
| Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> | 75 – 250                               | 4,5 – 7,0  | Para coagulação de colóides e remoção de fósforo<br>Efluente com alta alcalinidade e baixa concentração de fósforo<br>$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3(\text{aq}) + 6\text{H}_2\text{O(l)} \rightarrow 2\text{Al(OH)}_3(\text{s}) + 3\text{H}_2\text{SO}_4(\text{aq})$  |
| FeCl <sub>3</sub> , FeCl <sub>2</sub>           | 35 – 150                               | 4,0 – 7,0  | Para coagulação de colóides e remoção de fósforo   |
| FeSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O            | 70 – 200                               | 4,0 – 7,0  | Efluentes com alta alcalinidade e baixa concentração de fósforo<br>$\text{FeCl}_3(\text{aq}) + 3\text{H}_2\text{O(l)} \rightarrow \text{Fe(OH)}_3(\text{s}) + 3\text{HCl(aq)}$   |
| Polímeros catiônicos                            | 2 – 5                                  | Não muda   | Usado para coagulação de colóides e auxiliar a coagulação com metal  |
| Polímeros aniônicos e não iônicos               | 0,25 – 1,0                             | Não muda   | Usado para aumentar a velocidade de sedimentação   |
| Argila  | 3 – 20                                 | Não muda   | Usado para suspensões coloidais muito diluídas   |

Fonte: Eckenfelder (1989).

Segundo Cavalcanti (2012), no tratamento de lixiviados de aterros sanitários, a coagulação-floculação é uma técnica muito utilizada como um pré-tratamento (antes de um tratamento biológico ou separação por

membranas, por exemplo), ou ainda como um polimento final, afim de remover a matéria orgânica não biodegradável.

Existem diversos estudos a respeito da utilização de coagulação-floculação no tratamento de lixiviados e efluentes em geral, visando a otimização do tratamento, como por exemplo, a seleção do coagulante mais adequado, a identificação de condições experimentais ótimas e a avaliação do efeito do pH (FERREIRA, 2013; FRANCO, 2009; LIMA, 2017; SILVA, 2017).

Em contrapartida, o arraste por fluxo de ar consiste em um processo físico de transferência dos compostos voláteis com a injeção de ar no líquido através de difusores ou outros mecanismos de aeração. Segundo Metcalf & Eddy (2003), os fatores responsáveis pela eficiência de remoção dos compostos voláteis envolvem a área de contato (gás de arraste - líquido), a solubilidade do contaminante na fase aquosa, a difusividade do contaminante no ar e na água, a turbulência das fases e a temperatura de operação.

Um dos métodos físico-químicos mais comumente utilizado para remoção de amônia em lixiviado é o de arraste por fluxo de ar (*air stripping*). O tratamento direto através da aeração envolve a injeção forçada de ar através de um reator, resultando na liberação da amônia volátil (amônia livre) para o ar. Este tipo de tratamento fornece uma série de vantagens. Pode-se citar como exemplos, a não necessidade de construção de equipamento e a simplicidade e baixo custo do processo (METCALF & EDDY, 2003). A remoção por arraste com ar, por outro lado, necessita de uma torre de remoção e, portanto, envolve alguns custos de construção. O efluente é bombeado para o topo da torre e depois escorre em direção oposta, deslizando suavemente no interior do equipamento. Paralelamente, o efluente vai de encontro ao ar em escoamento forçado em contra-corrente, resultando na liberação da amônia livre para o ar (LIAO *et al.*, 1995).

Segundo Collivignarelli *et al.* (1998), o pH ótimo para o processo de arraste é aproximadamente de 10,0 a 10,5. De fato, baixos valores levam a

baixas eficiências, enquanto que altos valores levam a altas eficiências, mas com o inconveniente de um aumento significativo no consumo de alcalinizante.

Em alguns experimentos de Collivignarelli *et al.* (1998), em temperatura ambiente, quando se aumentou o pH de 8,5 para 10,5, a eficiência do processo aumentou de 14% para 46%. O aumento do pH para 12 permitiu atingir uma eficiência de 50%; esse aumento na eficiência não foi significativo em comparação ao aumento do consumo de alcalinizante (30% maior). Já nos experimentos em que o pH não foi controlado, ou seja, não foi adicionado alcalinizante, o valor do pH aumentou durante o tratamento de valores iniciais de aproximadamente 8,0 para valores finais maiores que 9,2. Isso se explica pelas diferentes taxas de remoção de amônia e dióxido de carbono (maior para o dióxido de carbono) até as condições de equilíbrio serem alcançadas.

Desta forma, ao realizarmos o processo de coagulação-floculação com cal, elevamos o pH natural do efluente e conseqüentemente, eleva-se a eficiência do processo de arraste quando aplica-se esse processo posteriormente. Além disso, de acordo com Collivignarelli *et al.* (1998), a vazão específica de ar é outro parâmetro muito importante no processo de remoção da amônia usando o arraste por fluxo de ar. Os mesmos citam que altas vazões levam a altas eficiências de remoção.

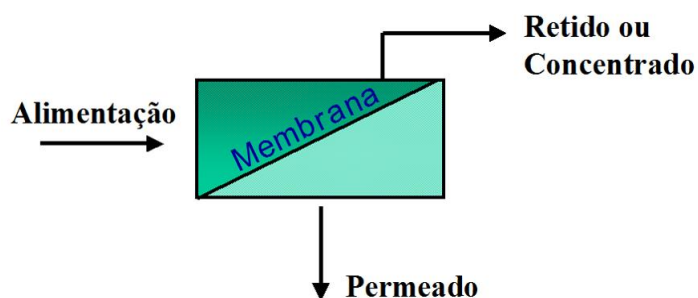
Ademais, segundo Renou *et al.* (2008), a aplicação do processo de coagulação-floculação com cal no tratamento de lixiviado reduz de 15 a 30% a salinidade deste efluente e diminui a concentração de substâncias húmicas através da coagulação-floculação da matéria orgânica. Além disso, de acordo com os autores, o processo de coagulação-floculação com cal produz um lodo quimicamente inerte que pode ser armazenado em local apropriado.

## 2.3.2 Processos de Separação por Membranas

### 2.3.2.1 Introdução

Vickers (2005) apontou o crescimento significativo da aplicação dos Processos de Separação por Membranas (PSM) a partir da década de 1990 em termos de aplicação e número de instalações. De acordo com o autor, o crescimento acentuado observado nessa década, estava 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). Ademais, ressalta-se que, é estimado que o mercado de membranas apresentará uma taxa de crescimento de 10% de 2016 a 2021 (INDUSTRY ARC, 2017). Segundo Moravia (2010), os PSM nas últimas décadas tiveram destaque, principalmente nos países europeus, onde Gierlich e Kolbach (1998), mencionavam esta tecnologia no tratamento de lixiviados de aterros sanitários.

A membrana é definida como uma barreira semipermeável que separa duas fases homogêneas e restringe parcial ou totalmente o transporte de uma ou mais espécies químicas presentes nas fases (METCALF & EDDY, 2003). O PSM é caracterizado pelo fato da corrente de alimentação ser dividida em duas correntes distintas, sendo a parcela retida pela superfície denominada de rejeito ou concentrado, e a parcela que atravessa a membrana de permeado, conforme ilustrado esquematicamente na Figura 3.



**Figura 3 Representação esquemática do processo de separação por membrana.**

Fonte: Adaptado de Metcalf & Eddy (2003).



### 2.3.2.2 Classificação das Membranas e Módulos de Operação

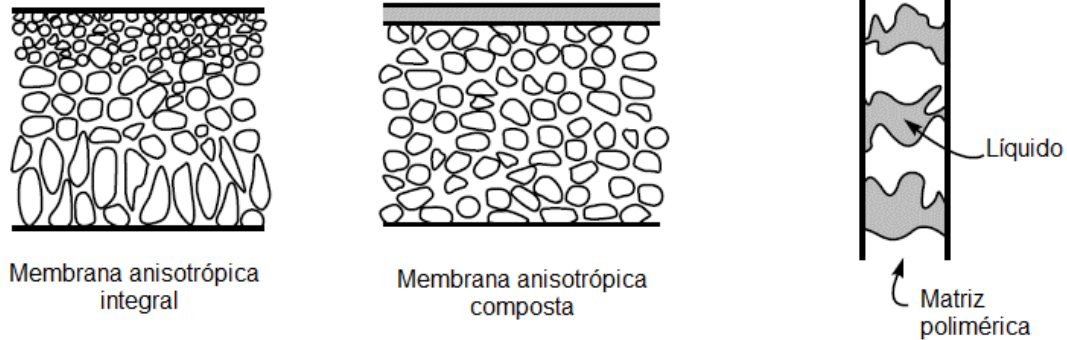
As membranas podem ser classificadas de acordo com a sua estrutura, em duas grandes categorias: densas ou porosas, sendo a classificação definida a partir da característica da superfície da membrana que está em contato com a solução. Nos processos que utilizam membranas porosas, como microfiltração, ultrafiltração e nanofiltração, a força motriz é o gradiente de pressão através da membrana, e o transporte é fundamentalmente convectivo. A capacidade seletiva da membrana, neste caso, depende das relações entre o tamanho das espécies e as dimensões dos poros da membrana. Por outro lado, nos processos que utilizam membranas densas, como pervaporação, separação de gases e osmose inversa, o transporte das espécies ocorre por mecanismo difusivo e a força motriz é o gradiente de concentração ou de pressão de vapor através da membrana. A seletividade é função da afinidade das espécies com o material da membrana e de seus coeficientes de difusão (BAKER, 2004).

Em relação à estrutura e morfologia, as membranas isotrópicas porosas possuem em sua estrutura poros aleatoriamente distribuídos. As membranas isotrópicas densas constituem-se de um filme denso através do qual o permeado é transportado por difusão (BAKER, 2004). Enquanto que as membranas isotrópicas eletricamente carregadas podem ser porosas ou densas carregadas com íons positivos ou negativos (BAKER, 2004). As membranas anisotrópicas apresentam uma camada superior mais fechada e fina, denominada de pele, com a presença ou não de poros em sua estrutura (HABERT *et al.*, 2006). Essas membranas podem ser ainda classificadas em integrais, quando essas duas regiões são compostas pelo mesmo material, ou compostas, quando um material diferente da matriz é utilizado para a formação da pele (HABERT *et al.*, 2006). Vale ressaltar ainda que, nas membranas anisotrópicas compostas, as características da superfície da membrana que está em contato com a solução problema definem se a membrana é porosa ou densa. A Figura 4 apresenta os diferentes tipos de estrutura e morfologia de membranas.

### Membranas Isotrópicas (Simétricas)



### Membranas Anisotrópicas (Assimétricas)



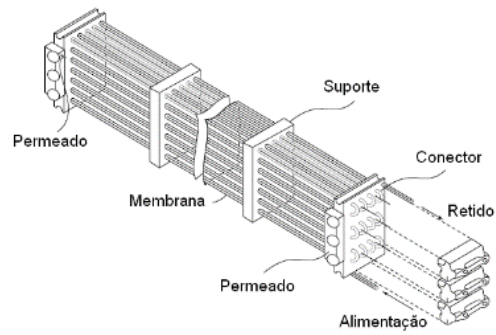
**Figura 4. Classificação das membranas quanto a estrutura e morfologia.**

Fonte: Baker (2004).

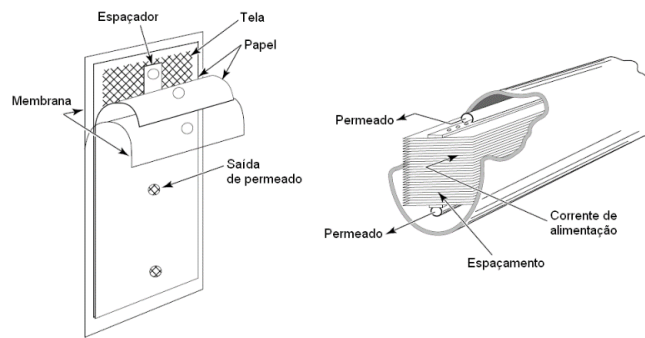
As membranas sintéticas comerciais são produzidas a partir de duas classes distintas de materiais: os materiais orgânicos, em sua grande maioria polímeros, e os inorgânicos, como metais e cerâmicos. As membranas utilizadas em sistemas de tratamento de efluentes são em sua maioria poliméricas. Normalmente, as membranas de natureza orgânica apresentam menor custo de produção. No entanto, as membranas inorgânicas apresentam uma maior vida útil e permitem limpezas mais eficientes (HABERT *et al.*, 2006).

Para serem utilizadas industrialmente, as membranas são acomodadas em módulos. Os módulos são estruturas com membranas capazes de suportar a pressão aplicada sobre o sistema (BAKER, 2004). Apresentam canais para alimentação do módulo e para a remoção do concentrado e do permeado. Os módulos podem ter diversas configurações, sendo que as

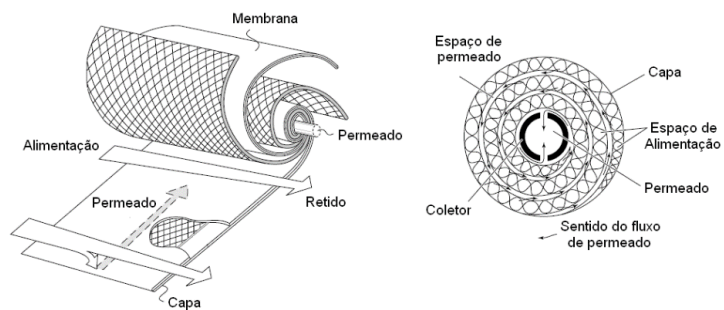
geometrias mais usuais são os módulos de fibras ocas, tubulares, placa e quadro e espirais (BAKER, 2004), ilustrados na Figura 5.



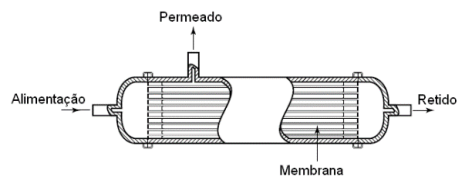
(a) Módulo tubular



(b) Módulo placa



(c) Módulo espiral



(d) Módulo fibra

**Figura 5 Tipos mais usuais de módulos de membranas.**  
Fonte: Baker (2004).

A seleção da membrana a ser utilizada depende de fatores como permeabilidade hidráulica e fluxo de permeado, já a seleção dos módulos leva em consideração fatores como: fator de empacotamento, polarização por concentração, tendência a incrustação ou *fouling* (daqui em diante, no texto será adotado o termo *fouling*), custos, características da operação e da solução a ser permeada; limpeza, substituição e manutenção (HABERT *et al.*, 2006).

A escolha do melhor tipo de membrana e a configuração mais adequada é analisada caso a caso, sendo baseada, geralmente, em estudos com plantas pilotos de modo a minimizar o efeito de deterioração da membrana. O desempenho das membranas é avaliado pela seletividade, propriedades mecânicas, químicas e estabilidade térmica do material. Além disso, a morfologia e a natureza do material que a constitui define o tipo de aplicação e a eficiência da separação.

A Tabela 5 relaciona os processos de separação por membranas as composições das membranas utilizadas e suas configurações usuais.

**Tabela 5. Propriedades das membranas utilizadas em diferentes tipos de processos.**

| Tipo de Processo | Propriedades das Membranas   |                                 |
|------------------|--|---------------------------------|
|                  | Material   | Configuração                    |
| Microfiltração   | Polipropileno, Acrilnitrilo, Polisulfona, Politetrafluoretileno, Nylon, Teflon | Espiral, fibra oca, placa plana |
| Ultrafiltração   | Poliâmida aromática, Acetato de celulose, Teflon, Polisulfona, Polipropileno   | Espiral, fibra oca, placa plana |
| Nanofiltração    | Poliâmida aromática, Acetato de celulose, Polisulfona                          | Espiral, fibra oca              |
| Osiose Inversa   | Poliâmida aromática, Acetato de celulose                                       | Espiral, fibra oca              |

Fonte: Adaptado de Metcalf & Eddy (2003).

### 2.3.2.3 Modos de Operação dos PSM

Os processos com membranas podem ser operados da forma clássica, denominada filtração frontal (em inglês adota-se o termo *dead end filtration*) ou em fluxo cruzado (em inglês adota-se o termo *cross flow filtration*), sendo esta operação denominada filtração tangencial (HABERT *et al.*, 2006). De acordo com os autores, a formação da “torta” (depósito de material sólido e particulado retido sobre o meio filtrante) é limitada ou quase completamente suprimida devido ao efeito de arraste gerado pela velocidade tangencial quando o sistema de filtração é operado em escoamento tangencial. Este fato confere vantagem em comparação aos sistemas de filtração frontal, cuja incrustação ocorre em curto período de tempo, devido ao acúmulo da “torta” retida. Na Figura 6 são apresentados esquematicamente os dois modos de operação citados, assim como as curvas de fluxo permeado em função do tempo, para cada caso.

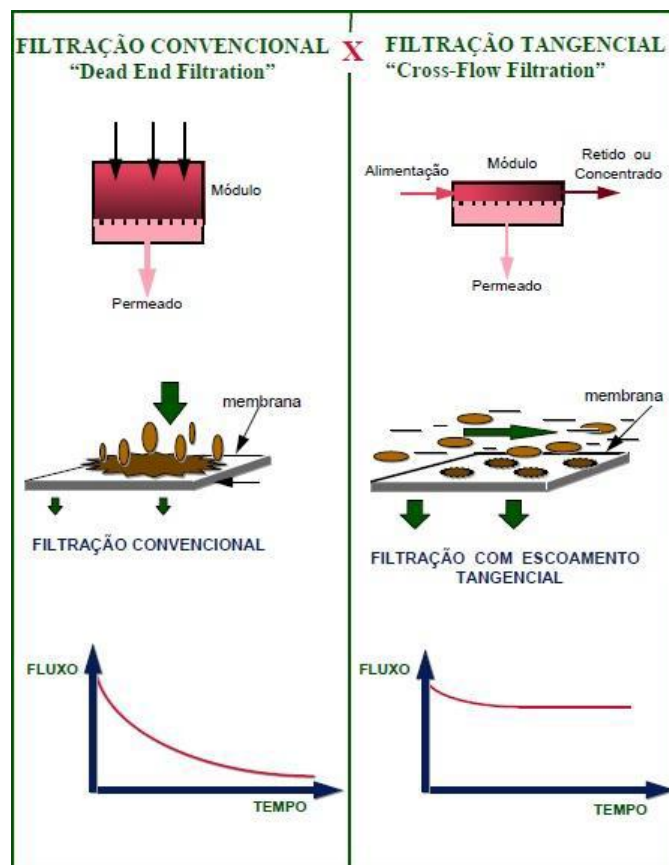


Figura 6. Esquemas de modos de operação e curvas de fluxo em função do tempo.  
Fonte: Habert *et al.* (2006).

Em geral, o fluxo do permeado se eleva com o aumento da velocidade tangencial e da frequência de retrolavagem, devido ao efeito de controle da formação da “torta” na superfície da membrana. Maiores pressões de operação costumam aumentar a vazão produzida de permeado, no entanto, é sempre importante a investigação dessa variável operacional para o tipo de efluente que se deseja tratar, pois o aumento de pressão pode ocasionar maior compactação da “torta” levando a diminuição da permeabilidade da membrana (HABERT *et al.*, 2006).

#### 2.3.2.4 Declínio do fluxo de permeado ao longo do tempo

O fluxo é o volume de material que passa através de unidade de superfície da membrana por unidade de tempo, conforme a Equação 4, muitas vezes é referido como a velocidade de permeação da membrana. O fluxo está diretamente relacionado com a força motriz, resistência total oferecida pela membrana e da região interfacial adjacente a ela (METCALF & EDDY, 2003).

$$J = \frac{Q}{A} \quad (4)$$

Onde:

J é o fluxo permeado através na membrana ( $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  ou  $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ );

A é a área de permeação da membrana ( $\text{m}^2$ );

Q é a vazão de permeado através da membrana ( $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  ou  $\text{L} \cdot \text{h}^{-1}$ ).

Outro parâmetro muito utilizado na comparação entre diferentes PSM ou de um mesmo processo com diferentes pressões é a permeabilidade hidráulica da membrana  $L_p$  ( $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$  ou  $\text{L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ ), apresentada na Equação 5 (METCALF & EDDY, 2003).

$$L_p = \frac{J}{P} \quad (5)$$

Onde, P é a pressão de operação da membrana (bar).

Uma das maiores limitações nos PSM é o declínio do fluxo de permeado ao longo do tempo. De modo geral, isso ocorre devido à polarização de concentração e ao *fouling*. Este é caracterizado pelo acúmulo de material na superfície da membrana através de adsorção de moléculas de soluto na superfície da membrana e/ou no interior de seus poros, formação de camada gel, bloqueio de poros por moléculas ou partículas em suspensão, entre outros processos. Esses fenômenos induzem a resistências adicionais ao transporte através das membranas, as quais são dependentes das interações entre os diferentes solutos e entre a membrana e a solução (HABERT *et al.*, 2006). Segundo Wang *et al.* (2011) os principais fatores que governam esses mecanismos no tratamento de lixiviados estão relacionados com as interações entre a membrana e as partículas em suspensão, coloides, matéria orgânica e compostos recalcitrantes presentes no efluente. Assim, as características da corrente de alimentação e as propriedades da membrana são importantes fatores que regem a formação do *fouling* nestes processos (WANG *et al.*, 2011).

A queda do fluxo permeado com o tempo, observada nos PSM, é um problema inevitável. Entretanto, existem algumas técnicas de operação que resultam em recuperação, ao menos parcial, do fluxo permeado. A mais comum é a retrolavagem (*backflushing*) que é a inversão, por um intervalo curto de tempo, do sentido do fluxo permeado (METCALF & EDDY, 2003). Outra alternativa, é a limpeza periódica da membrana. A limpeza das membranas pode ser realizada por métodos físicos e químicos, ou a conjugação destes. Os métodos físicos dependem da força mecânica para remover o material incrustante da superfície da membrana, enquanto que os métodos químicos dependem de reações químicas, tais como reações de hidrólise, peptização, saponificação, solubilização e dispersão ou quelação, para enfraquecer as forças de coesão entre os materiais incrustados e de adesão entre estes e a superfície da membrana (METCALF & EDDY, 2003). Na Tabela 6 são listadas algumas destas tecnologias aplicadas aos processos de nanofiltração e osmose.



**Tabela 6. Principais causadores de *fouling* e os pré-tratamentos aplicados para remoção destes compostos de água de alimentação de sistema de nanofiltração e osmose inversa.**

| <b>Composto responsável pelo <i>fouling</i></b>              | <b>Pré-tratamento para remoção</b>  |
|--|---|
| Sólidos suspensos  | < 2 mg/L - Filtro de Cartucho de 5 µm de Tamanho de Poros<br>> 2 mg/L - Filtração por Filtro de Areia<br>Microfiltração   |
| Material coloidal orgânico e inorgânico                      | Ultrafiltração  |
| Alcalinidade (CaCO <sub>3</sub> )                            | Filtração por Carvão Antracitoso<br>Processo de Coagulação e Filtração em Linha<br>LSI < 2 - Dosagem de Produto Anti-incrustante<br>LSI > 2 - Adição de Ácido, Processo de Troca Iônica ou<br>Remoção de Alcalinidade |
| Sílica Ativa   | Remoção de alcalinidade com Óxido de Magnésio   |
| Dureza   | Dosagem de Produto Anti-incrustante<br>Abrandamento<br>Remoção de alcalinidade  |
| Residuais de Sulfato (CaSO <sub>4</sub> )                    | Dosagem de Produto Anti-incrustante<br>Aeração e Filtração  |
| Óxidos metálicos (Fe e Mn)                                   | Flotação por Ar Dissolvido<br>Oxidação Química e Filtração  |
| Cloro  | Carvão Ativado<br>Redução Química   |
| Compostos orgânicos dissolvidos (NOM, detergentes aniônicos) | Adsorção por Carvão Ativado<br>Flotação por Ar Dissolvido   |
| Material biológico   | Cloração/Descloração<br>Ultravioleta + Microfiltração   |

Fonte: Adaptado Chamon (2011).

LSI (*Langelier Saturation Index* – índice de saturação de Langelier: mede o potencial da água de provocar corrosão ou incrustação)

NOM (do inglês, *Natural Organic Matter*, matéria orgânica natural)

### 2.3.2.5 Avaliação da Eficiência dos PSM

A produtividade dos PSM é determinada pelo fluxo de permeado, este é expresso em termos de área de membrana, como demonstrado anteriormente pela Equação 4. O rendimento ou recuperação do módulo ou elemento de membrana (Y), expresso pela Equação 6, é o quociente entre o fluxo do permeado dividido pelo fluxo de alimentação, em valor percentual, para processos contínuos (BALLANEC *et al.*, 2002).

$$Y(\%) = \frac{J}{J_a} \times 100 \quad (6)$$

Onde,  $J_a$  é o fluxo de alimentação ( $m^3 \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$  ou  $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ ).

Em PSM que operam em batelada, a corrente de permeado é constantemente removida até que se atinja determinado nível de redução do volume ou aumento da concentração de soluto. Para tal operação é comum a utilização do parâmetro Fator de Redução de Volume (FRV), determinado por meio da Equação 7, para avaliação do processo de separação por membrana (BALLANEC *et al.*, 2002).

$$FRV = \frac{V_i}{V_f} \quad (7)$$

Onde:

$V_i$  é o volume inicial no tanque de alimentação ( $L^3$ );

$V_f$  é o volume final no tanque de alimentação ( $L^3$ ).

#### 2.3.2.6 Classificação dos PSM

Os principais processos de membranas na área de tratamento de efluentes consistem na microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e osmose inversa (OI). Estes processos podem ser classificados por: (1) tipo de material que a membrana é fabricada, (2) natureza da força externa aplicada, (3) mecanismo de separação, (4) tamanho dos poros da membrana e (5) tamanho nominal das partículas que são separadas (METCALF & EDDY, 2003).

As separações por MF, UF, NF e OI utilizam a pressão como força motriz. Nos processos de MF e UF esta força pode ser positiva ou negativa, caso o sistema seja submerso. Neste último caso o permeado é obtido, portanto, pelo vácuo gerado no interior da membrana através de bomba de sucção (METCALF & EDDY, 2003). Uma vez que a porosidade das membranas de NF e OI são bem menores que as primeiras, a força necessária para a filtração por estes processos é maior.

Segundo Metcalf & Eddy (2003), os mecanismos de separação para os processos de MF, UF, NF e OI podem ser dados por dois efeitos: efeito de peneiramento ou filtração para o caso dos processos de membranas porosas

que tem diâmetros de poros com dimensões que variam entre microporos à macroporos, como é o caso dos processos de MF, UF e de NF quando esta apresenta um diâmetro de poros maior, e, efeito da diferença de solubilidade e capacidade de difusão das substâncias na membrana, como nos processos de OI e NF de menor diâmetro de poro. As características dos diversos processos por membranas são apresentadas na Tabela 7.

**Tabela 7. Características gerais dos PSM.**

| Tipo de Processo | Força Atuante na Membrana                  | Pressão de Operação (kgf/cm <sup>2</sup> )   | Tipo de Mecanismo de Separação                           | Faixa Típica de Operação (µm) |
|------------------|--|--|--|-------------------------------|
| Microfiltração   | Diferença de pressão hidrostática ou vácuo | 0,071 – 1,02   | Peneiramento/Filtração                                   | 0,08 – 2,0                    |
| Ultrafiltração   | Diferença de pressão hidrostática ou vácuo | 0,71 – 7,12  | Peneiramento/Filtração                                   | 0,005 – 0,2                   |
| Nanofiltração    | Diferença de pressão hidrostática ou vácuo | 3,57 – 5,61<br>(1000 a 2500 mg/L Sólidos Dissolvidos Totais)<br>5,10 – 10,20<br>(água do mar)    | Peneiramento/Filtração<br>+<br>Difusão<br>+<br>Separação | 0,001 – 0,01                  |
| Osiose Inversa   | Diferença de pressão hidrostática ou vácuo | 12,24 – 18,35<br>(1000 a 2500 mg/L Sólidos Dissolvidos Totais)<br>56,08 – 86,67<br>(água do mar) | Dissolução/Difusão<br>+<br>Separação                     | 0,0001 – 0,001                |

Fonte: Adaptado Metcalf & Eddy (2003).

As classificações por porosidade e pelo tamanho nominal das partículas que serão separadas estão diretamente relacionadas entre si e consistem na classificação mais utilizada na área de tratamento de efluentes. As membranas são definidas quanto ao diâmetro de seus poros em: (1) macroporos (<50 nm), (2) mesoporos (2-50 nm) e (3) microporos (<2 nm) (METCALF & EDDY, 2003). Na OI, os tamanhos dos poros são tão pequenos que a membrana é definida como densa (METCALF & EDDY, 2003). As dimensões das partículas e moléculas separadas, o tipo de técnica de separação e as características típicas dos PSM aplicados para tratamento de efluentes é apresentado na Tabela 8.

**Tabela 8. Características típicas dos processos de membrana aplicados para tratamento de efluentes.**

| Tipo de Processo | Estrutura de Operação (tam. poros) | Fluxo de permeado (L.m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup> ) | Descrição do Permeado                       | Tipos de elementos removidos  | Firmas Fornecedoras   |
|------------------|------------------------------------|---|---|---|---|
| Microfiltração   | Macroporos (>50 nm)                | 17 – 67   | Água + solutos dissolvidos                  | Sólidos Suspensos Totais, turbidez, protozoários, ócitos, cistos, algumas bactérias e vírus       | Osmonics, Dow, Pall, Koch, USfilter                                   |
| Ultrafiltração   | Mesoporos (2-50 nm)                | 17 – 33   | Água + pequenas moléculas                   | Macromoléculas, colóides, a maioria das bactérias, alguns vírus e proteínas                       | Dow, Hydranautics, Koch, Norit, Pall e Zenon                          |
| Nanofiltração    | Microporos (<2 nm)                 | 10 – 35   | Água + pequenas moléculas, íons dissolvidos | Pequenas moléculas (íons divalentes), dureza e vírus  | Dow, Film Tec, Hydranautics, Tripsep, Osmonics, Toyobo                |
| Osmose Inversa   | Densa (< 2nm)                      | 12 - 20   | Água + pequenas moléculas, íons dissolvidos | Moléculas muito pequenas (íons monovalente), cor, dureza, sulfatos, nitratos, sódio e outros íons | Dow, Filme Tec, Hydranautics, Tripsep, Osmonics, Koch, Triseip, Toray |

Fonte: Adaptado Metcalf & Eddy (2003).

### 2.3.2.7 Nanofiltração

A nanofiltração (NF) é um processo de separação por membranas intermediário a ultrafiltração e a osmose inversa, cuja principal força motriz responsável pela separação é a diferença de pressão (HABERT, *et al.*, 2006). Sendo que seu princípio básico é semelhante aos demais processos com membranas, onde a solução a ser tratada circula sob pressão em contato com uma membrana microporosa (METCALF & EDDY, 2003). São membranas constituídas por uma subcamada de alta porosidade com espessura entre 100 e 300 µm (METCALF & EDDY, 2003). Devido a esses fatores, esta camada oferece pouca resistência ao solvente (METCALF & EDDY, 2003). Em geral, essas membranas são capazes de reter espécies moleculares com massa molar variando entre 500 e 2000 Dalton (HABERT *et al.*, 2006). A NF, em alguns casos, substitui a osmose inversa, por serem membranas mais abertas e, portanto, com baixa retenção de sais, porém com fluxo elevado, dependendo da situação e necessidade do uso (MASSE *et al.*, 2007).

O tratamento de efluentes de aterros sanitários, por processos combinados com membranas mostrou-se muito promissor. As técnicas de tratamento utilizando membranas atingiram patamares de crescimento devido a diversos fatores, como o menor consumo energético em comparação com os outros processos de separação tradicionais e a flexibilidade operacional, pelo fato do sistema ser mais compacto, além de permitir a obtenção de produtos finais de melhor qualidade (ZHANG, 2013).

Na Tabela 9 são apresentados alguns trabalhos que utilizaram o processo de nanofiltração no tratamento de lixiviado de aterro sanitário.

**Tabela 9 Estudos encontrados na literatura revisada que utilizaram processo de nanofiltração no tratamento de lixiviado de aterro sanitário.**

| <b>Rota de tratamento</b>   | <b>Resultados</b>   | <b>Observações</b>   | <b>Referência bibliográfica</b> |
|---|---|--|---------------------------------|
| Nanofiltração como etapa de polimento final do lixiviado do aterro metropolitano de Gramacho (RJ)                     | Eficiência de remoção total do sistema de 99,9% cor, 97% DBO <sub>5</sub> e 94% DQO             | Vazão de concentrado de cerca de 20% da vazão total de alimentação das membranas. O concentrado retorna para lagoa de equalização da estação de tratamento | Giordano <i>et al.</i> (2002)   |
| Pré-tratamento biológico + Nanofiltração  | Eficiência de remoção total do sistema de 27 – 50% N-NH <sub>3</sub> e 90% DQO                  | -  | Marttinen <i>et al.</i> (2002)  |
| Pré-tratamento físico-químico + Nanofiltração para tratamento do lixiviado do aterro sanitário de Belo Horizonte (BH) | Eficiência de remoção total do sistema de 99,6% cor, 99,4% DQO, 91,6% NTK e 83% Cl <sup>-</sup> | Concentração de nitrogênio amoniacal no efluente após aplicação da rota de tratamento foi de 78±7 mg.L <sup>-1</sup>                                       | Moravia (2010)                  |
| Pré-tratamento físico-químico + Nanofiltração para tratamento do lixiviado do aterro metropolitano de Gramacho (RJ)   | Eficiência de remoção total do sistema de 67% COT e 81% DQO                                     | -  | Castro e Santos (2010)          |
| Pré-tratamento físico-químico + NF para tratamento do lixiviado do aterro sanitário de Wollongong (Austrália)         | Eficiência de remoção total do sistema de 92% COT e 99% turbidez                                | -  | Marian e Nghiem (2010)          |
| MF + NF para tratamento do lixiviado do aterro de Gericinó (RJ)   | Eficiência de remoção do sistema de NF foi de 84% COT e 73% DQO                                 | Concentração de nitrogênio amoniacal no efluente após aplicação da rota de tratamento foi de 267 mg.L <sup>-1</sup>  | Maurício (2014)                 |
| Pré-tratamento físico-químico + Nanofiltração para tratamento do lixiviado do aterro sanitário de Seropédica          | Eficiência do remoção do sistema de NF foi de 95% COT e 91% DQO                                 | Concentração de nitrogênio amoniacal no efluente após aplicação da rota de tratamento foi de 353 mg.L <sup>-1</sup>  | De Almeida e Campos (2017)      |

## 2.4 Estimativa de custos de projeto

De acordo Peter e Timmerhaus (1991), qualquer processo industrial necessita de um investimento de partida (ou custo de capital fixo) para ser iniciado. O investimento fixo é o somatório dos investimentos direto e indireto. O investimento direto se divide em ISBL (*inside battery limits*) e OSBL (*outside battery limits*). O investimento em ISBL é aquele realizado na aquisição, no transporte e na instalação dos equipamentos que participam diretamente no processamento. Inclui suportes estruturais, isolamento, pintura, instrumentação, tubulações, válvulas, equipamento e material elétrico. Em contrapartida, o OSBL é o investimento realizado em itens relacionados com o processo, porém localizados fora da área de processamento. Inclui edificações para abrigar os equipamentos (estrutura, escadas, elevadores, etc.), edificações auxiliares (administração, refeitório, etc.), oficinas de manutenção com seus instrumentos e equipamentos, serviços gerais e investimento no terreno, onde será construído o empreendimento (PERLINGEIRO, 2005).

Segundo Seider *et al.* (2004), o custo total do empreendimento será dado pelo somatório dos custos de capital (CAPEX), do inglês, *Capital Expenditure*, definido como montante de investimentos realizados em equipamentos e instalações de forma a manter a produção de um produto, realização de um serviço ou manter em funcionamento um negócio ou um determinado sistema, somado aos custos de operação (OPEX), do inglês *Operational Expenditure*, referentes aos custos associados a manutenção dos equipamentos e aos gastos de consumíveis e outras despesas operacionais, tais como mão-de-obra e manutenção, necessários à operação dos sistemas. Ressalta-se que o CAPEX e o OPEX têm diferentes impactos em projetos, pois a maior parte das despesas de capital é fixa e seu impacto financeiro em um projeto é sentido imediatamente. De forma análoga, os custos operacionais são incorridos ao longo de toda a vida do projeto e incluem um componente variável que pode ser gerenciado continuamente (SEIDER *et al.*, 2004).



De acordo com Seider *et al.* (2004), a acurácia de uma estimativa de custos de um projeto depende do seu nível de detalhamento, dos dados disponíveis e do tempo empregado para realização do estudo. Nos estágios iniciais, essa estimativa é apenas uma aproximação dos custos, necessária para o levantamento dos dados de forma mais precisa em etapas posteriores. Perlingeiro (2004) apontou que existem diversos critérios de avaliação econômica e estimativas de custos de projeto descritos na literatura especializada e praticados nas empresas, e que são utilizados diferentemente de acordo com as circunstâncias.

Neste contexto, e considerando o escopo deste trabalho, na Tabela 10 são apresentados os custos estimados para diferentes rotas tecnológicas descritas na literatura para tratamento de lixiviado.

**Tabela 10 Custos estimados para diferentes rotas tecnológicas empregadas para tratamento de lixiviado de aterro sanitário.**

| Rota tecnológica  | Escala   | Custo de tratamento                                      | Observações  | Referência bibliográfica                  |
|---|--|--|--|---|
| Tratamentos físico-químicos em geral                                | Real<br>23 m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup>   | US\$ 0,95.m <sup>-3</sup> a<br>US\$ 2,38.m <sup>-3</sup> | CAPEX: US\$ 30 mil a US\$ 120 mil  | QASIM e CHIANG (1994) <sup>(a)</sup>      |
| Tratamentos biológicos em geral                                     | Real<br>23 m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup>   | US\$ 0,95.m <sup>-3</sup> a<br>US\$ 1,43.m <sup>-3</sup> | CAPEX: US\$ 25 mil a US\$ 75 mil   | QASIM e CHIANG (1994) <sup>(a)</sup>      |
| Cotratamento:<br>UASB +<br>Precipitação<br>química                  | Real<br>272 m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup>  | US\$ 0,92.m <sup>-3</sup>                                | Custos para uma estação de tratamento de efluentes (10.000 ft), capitalizado, US\$.m <sup>3</sup><br>CAPEX: US\$ 0,15.m <sup>3</sup><br>OPEX: US\$ 0,77.m <sup>3</sup>               | YANGIN <i>et al.</i> (2002)               |
| Cotratamento:<br>tratamento<br>anaeróbico                           |  | US\$ 0,10.m <sup>-3</sup>                                | CAPEX: US\$ 0,10.m <sup>3</sup><br>*OPEX: - US\$ 0,01.m <sup>3</sup><br>*Biogás do reator anaeróbico pode fornecer energia para abastecimento da estação (US\$ 0,01.m <sup>3</sup> ) |   |
| Processo oxidativo avançado   | Real<br>10 m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup>   | R\$ 23,00.m <sup>-3</sup>                                | CAPEX: R\$ 60 mil  | LANGE <i>et al.</i> (2006) <sup>(b)</sup> |
| Tratamento biológico + recirculação + (físico-químico ou biológico) | Real<br>250 m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup> a<br>2.000 m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup> | US\$ 0,77.m <sup>-3</sup> a<br>US\$ 5,54.m <sup>-3</sup> | CAPEX: US\$ 0,538.m <sup>-3</sup> a US\$ 0,92.m <sup>-3</sup><br>OPEX: US\$ 0,15.m <sup>-3</sup> a US\$ 5,01.m <sup>-3</sup>   | GUPTA e SINGH (2007) <sup>(c)</sup>       |
| Air Stripping em torres de recheio                                  | Real<br>100 m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup>  | R\$ 152 mil diário                                       | -  | LEITE <i>et al.</i> (2009) <sup>(d)</sup> |
| Físico-químico + Biológico + Nanofiltração                          | Real<br>960 m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup><br>2.000 m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup>   | R\$ 25,00.m <sup>-3</sup>                                | CAPEX: R\$ 3,4 milhões   | PENIDO (2009)                             |
| Air stripping + MBR + Nanofiltração                                 | Piloto<br>480 m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup>  | US\$ 8,60.m <sup>-3</sup>                                | CAPEX: US\$ 3.194.063,35<br>OPEX: US\$ 1.288.855,19  | AMARAL <i>et al.</i> (2016)               |

UASB: *upflow anaerobic sludge blanket*; TRH: tempo de retenção hidráulica; MBR: *membrane bioreactor*

(a) Custos estimados através de modelos quantitativos simplificados.

(b) Estudo realizado em escala de laboratório e estimado para vazão real de 10 m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>. Neste caso, os autores sugerem a tecnologia como tratamento preliminar, com remoção média de 61% DQO.

(c) Critérios adotados para projeto das unidades de tratamento do lixiviado foram obtidos através de revisão da literatura. Estudo dos fatores técnicos dos processos de tratamento realizado em escala de laboratório e os custos estimados para escala real.

(d) Estudo dos fatores técnicos do processo de tratamento realizado em escala de laboratório e o custo estimado para escala real. De acordo com os autores, o custo diário do processo, do ponto de vista financeiro, inviabiliza a aplicação do sistema estudado em escala real.

De acordo com a literatura revisada, observa-se que cada tipo de tratamento tem suas peculiaridades, porém, de forma geral, os custos envolvidos são: equipamentos (reatores, bombas, compressores, válvulas, controladores, entre outros), instalação e manutenção dos equipamentos, energia (elétrica ou gerada por combustível) e instalação da rede elétrica, alvenaria (custos envolvidos para construção da estação de tratamento de lixiviado), supervisão técnica (engenheiro e técnicos), manutenção da operação e compra dos insumos necessários (reagentes) (AMARAL *et al.*, 2009; LANGE *et al.*, 2006; LEITE *et al.*, 2009).

## 2.5 Estudo de caso

Na avaliação do presente estudo, será utilizado o lixiviado proveniente do aterro sanitário de Seropédica (RJ). O aterro sanitário Centro de Tratamento de Resíduos (CTR-Rio) localiza-se no estado do Rio de Janeiro, entre os municípios de Seropédica e Itaguaí (22°47'44.53"S e 43°45'38.01" W). Latitude: – 22.795703, Longitude: – 43.760558) (Estrada Santa Rosa, s/n – Seropédica – RJ, CEP: 23890-000).

Projetado para substituir o antigo aterro metropolitano de Gramacho (RJ), ocupa uma área de aproximadamente 2.212.000 m<sup>2</sup>, sendo o maior aterro sanitário da América Latina. Concebido e licenciado para operar no município de Seropédica, não faz divisa com aglomerados urbanos. Está situado a 9 km do centro de Seropédica, a 11 Km da área de proteção ambiental do rio do Guandu, a 17 Km da Estação de Tratamento de Água Guandu (ETA Guandu) e a 8 Km da Universidade Federal Rural do Rio de Janeiro (UFRRJ) (LEJEUNE, 2016).

As operações no CTR-Rio foram iniciadas em abril de 2011 e desde então são gerenciadas através de concessão fornecida pela Companhia Municipal de Limpeza Urbana (COMLURB) do estado do Rio de Janeiro, sendo atualmente, a empresa “Ciclus Ambiental do Brasil S.A.” responsável pela administração e operação do aterro (LEJEUNE, 2016). Segundo os relatórios fornecidos pela concessionária responsável pelo aterro sanitário, no primeiro ano de operação foram recebidas cerca de 6000 toneladas por

dia de resíduos sólidos urbanos. No ano de 2017, a entrada média mensal de resíduos sólidos até o mês de abril foi de 274.972,88 toneladas, aproximadamente 9166 toneladas por dia, sendo a maior parcela dos resíduos proveniente do município do Rio de Janeiro (88%) e em menor percentual dos municípios de Seropédica e Itaguaí (7%) (CICLUS, 2017).

O aterro sanitário CTR-Rio, conhecido como aterro sanitário de Seropédica, possui uma estação de tratamento de lixiviado composta por quatro etapas: tratamento preliminar, tratamento físico-químico, tratamento biológico e tratamento físico. De acordo com os relatórios de monitoramento da estação de tratamento de lixiviado e visita técnica realizada em 27 de novembro de 2017 com o acompanhamento de uma técnica responsável pelo funcionamento da estação, o lixiviado gerado no aterro é captado por drenos e escoado por gravidade para as lagoas de evaporação que possuem capacidade em torno de 220.645 m<sup>3</sup>. Em seguida, o efluente é direcionado a filtros de areia para remoção de sólidos grosseiros e bombeado para três lagoas de equalização, duas com capacidade de 5.000 m<sup>3</sup> e uma de 10.000 m<sup>3</sup>, as quais são interligadas a um tanque de contenção. Em caso de parada da estação de tratamento ou pluviosidade elevada, o efluente em excesso pode ser transferido para esse tanque. As lagoas de equalização são cobertas com uma manta de polietileno de alta densidade (PEAD) e possuem tempo de residência médio de 30 dias.

O tratamento físico-químico inicia-se com a adição de uma suspensão de cal (10% m/m) com auxílio de uma bomba helicoidal em uma lagoa de alcalinização. A vazão de suspensão de cal adicionada varia de acordo com o pH do lixiviado medido na lagoa até que seja atingido um valor de pH de 12. Considerando-se um volume aproximado de 625 m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup> de lixiviado tratado, estima-se um gasto diário de 700 Kg de cal (COMUNICAÇÃO PESSOAL, 2017). O lodo gerado nessa etapa, removido posteriormente em um sedimentador primário, é bombeado para um *geobag*, material geotêxtil utilizado para desidratação desse subproduto sólido, e após o desaguamento, o rejeito é disposto no aterro sanitário. Do sedimentador primário, o efluente líquido segue para um tanque de *air stripping* com agitação mecânica que

opera a temperatura ambiente, pH 12 e possui na parte superior um sistema de soprador de ar com seis tubos sopradores operando a uma vazão total de ar de  $4.000 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ . Os gases liberados no tanque de *air stripping* são conduzidos para uma torre de lavagem de gases e tratados com solução de ácido fosfórico.

Posteriormente, o lixiviado pré-tratado segue para o sistema de tratamento secundário, composto por tanque aeróbio e tanque anóxico. No tanque aeróbio, o qual possui um sistema de agitação mecânica, bomba submersa e injeção de oxigênio puro, são adicionados como fonte de nutrientes para os microrganismos  $\text{H}_3\text{PO}_4$  (0,02% v/v) e substrato (álcool etílico). A concentração de oxigênio no tanque é monitorada digitalmente e automaticamente corrigida para garantir sua manutenção dentro da faixa operacional de 4 a  $6 \text{ mg.L}^{-1}$ . Nesse estágio, de acordo com a técnica da estação de tratamento, o pH do efluente encontra-se em torno de 12 e não há ajuste do pH. Logo em seguida, o efluente é enviado ao tanque anóxico, o qual possui um sistema de agitação mecânica. Nesse estágio, o pH do efluente situa-se em torno de 8. O efluente do tanque anóxico é enviado para um sedimentador, onde ocorre a sedimentação do lodo biológico. Parte do lodo retorna ao tanque aeróbio para reaproveitamento da biomassa formada e outra parte é bombeada para secagem nos *geobags*, juntamente com os resíduos do sedimentador primário, e posterior disposição final no aterro sanitário.

O polimento final do efluente compreende sua passagem através de um sistema de filtros cartucho (filtros descartáveis) para remoção de partículas maiores que  $75 \mu\text{m}$ , estima-se que diariamente são utilizados 40 unidades desses filtros, e filtração em processo de separação por membrana, composto por 12 módulos de nanofiltração tipo espiral (COMUNICAÇÃO PESSOAL, 2017). O processo de nanofiltração é realizado em dois estágios, ou seja, o efluente proveniente do tratamento biológico é filtrado duas vezes no sistema de nanofiltração. O concentrado gerado é recirculado no aterro sanitário. Por fim, parte do efluente tratado é utilizado como água de reúso dentro do aterro sanitário para lavagem de veículos e equipamentos,

irrigação do solo e para molhar canteiros e vias de acesso, e o restante é despejado no rio Guandu próximo ao empreendimento. De acordo com dados obtidos, de abril de 2015 a julho de 2017 foram gerados diariamente cerca de 1000 m<sup>3</sup> de lixiviado e tratados 750 m<sup>3</sup>.dia<sup>-1</sup> (COMUNICAÇÃO PESSOAL, 2017).

A estação de tratamento de lixiviado do aterro sanitário de Seropédica conta com a presença de um engenheiro, um químico, dois técnicos de laboratório, um mecânico, um técnico eletricitista e um bombeiro hidráulico. De acordo com informações obtidas durante visita a estação, o custo estimado médio de tratamento do lixiviado varia de 50 a 70 reais por m<sup>3</sup> de efluente tratado (COMUNICAÇÃO PESSOAL, 2017).

A Figuras 7, de Setembro de 2017, mostra a vista aérea da Estação de Tratamento de Chorume (ETC) do aterro sanitário de Seropédica (RJ).



**Figura 7 Imagem aérea da Estação de Tratamento de Chorume do aterro sanitário de Seropédica (RJ) (A: Lagoa de evaporação; B: Tratamento físico-químico; C: Tanque aeróbio; D: Tanque anóxico; E: Galpão com módulos de membranas).**

Fonte: CICLUS (2017).

### 3 MATERIAIS E MÉTODOS

Este capítulo descreve os procedimentos analíticos empregados nas análises realizadas, a rota de tratamento aplicada e os procedimentos adotados para elaboração da análise de custos preliminar proposta para tratamento do lixiviado.

#### 3.1 Caracterização do lixiviado

Neste trabalho foi utilizado lixiviado proveniente do aterro sanitário de Seropédica, situado no Estado do Rio de Janeiro. As amostras foram coletadas em uma canaleta onde o lixiviado chega à lagoa de equalização e entregues ao Laboratório de Tratamento de Águas e Reúso de Efluentes (LabTare), localizado na Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro (EQ/UFRJ), em duas bombonas de 20 litros no dia 14 de novembro de 2017.

A caracterização do lixiviado foi realizada com base em parâmetros de poluição de efluentes líquidos do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012): Sólidos (2540-B; 2540-C; 2540-D; 2540-E), potencial hidrogeniônico (pH) (4500-H<sup>+</sup>), Carbono Orgânico Total (COT) (5310-C), Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO<sub>5</sub>) (5210-B), Demanda Química de Oxigênio (DQO) (5220-D), nitrogênio amoniacal (4500-NH<sub>3</sub>), cloreto Cl<sup>-</sup> (4500-Cl<sup>-</sup>), condutividade (2510-A), turbidez (2130-B), cor verdadeira (2120-C) e absorvância a 254 nm (ABS 254 nm) (5910-B). Avaliou-se a concentração de Substâncias Húmicas (SH) presente no efluente através do método espectrofotométrico/colorimétrico modificado ou método de Sheng modificado, proposto por Lima *et al.* (2017).

Na Tabela 11 são apresentados os métodos e equipamentos utilizados para avaliação dos parâmetros de poluição de efluentes líquidos deste trabalho.

**Tabela 11 Métodos e equipamentos para avaliação dos parâmetros de poluição de efluentes líquidos utilizados neste trabalho.**

| Parâmetros                    | Método (APHA, 2012)            | Equipamentos                                  |
|-------------------------------|--------------------------------|---|
| Sólidos                       | 2540-B; 2540-C; 2540-D; 2540-E | Balança: Ohaus; Estufa: Gehaka; Mufla: Quimis |
| Potencial hidrogeniônico (pH) | 4500-H <sup>+</sup>            | pHmetro microprocessador Quimis               |
| COT                           | 5310-C                         | TOC Analyzer-Hipertoc 1000                    |
| DBO <sub>5</sub>              | 5210-B                         | Oxímetro: YSI                                 |
| DQO                           | 5220-D                         | Espectrofotômetro DR2800 e reactor Hach       |
| Nitrogênio amoniacal          | 4500-NH <sub>3</sub>           | Orion 4 star Thermo pH Ise portable           |
| Cloreto                       | 4500-Cl <sup>-</sup>           | Bureta Automática Tritette Class A            |
| Condutividade                 | 2510-A                         | Condutivímetro MS Tecnopon                    |
| Turbidez                      | 2130-B                         | Turbidímetro: Poli Control-AP 2000            |
| cor verdadeira                | 2120-C                         | Espectrofotômetro DR2800                      |
| ABS 254 nm                    | 5910-B                         | Espectrofotômetro Shimadzu                    |

## 3.2 Tratamento com cal

### 3.2.1 Coagulação-floculação

A coagulação-floculação foi realizada como etapa de pré-tratamento para a nanofiltração. No processo de coagulação-floculação utilizou-se o óxido de cálcio (CaO) como coagulante. O processo foi realizado em aparelho *Jar-test* (Modelo Nova Ética). Foi preparada solução de CaO (200 g.L<sup>-1</sup>) e analisadas concentrações de coagulante de 10 a 50 g. L<sup>-1</sup> adicionados a 500 mL de lixiviado, para determinação da concentração ideal de coagulante. Os experimentos foram realizados em capela de exaustão de gases. A faixa de concentração avaliada foi definida baseado em trabalho realizado anteriormente (DE ALMEIDA *et al.*, 2017), no qual observou-se que em concentração de 10 g.L<sup>-1</sup> de cal foram obtidos maiores percentuais de remoção dos parâmetros de poluição de efluentes líquidos, entretanto, a concentração de remoção de nitrogênio amoniacal obtida estava acima dos limites estabelecidos pela Resolução CONAMA nº 430 de 2011 (20 mg.L<sup>-1</sup>) (DE ALMEIDA *et al.*, 2017). Desta forma, neste estudo, optou-se por aumentar a concentração de cal e a configuração do tratamento preliminar para avaliação tecno-econômica do processo de pré-tratamento do lixiviado. O tempo de mistura rápida foi de 1 minuto a 150 rpm e mistura lenta durante



30 minutos a 50 rpm. Posteriormente, o lixiviado decantou por 30 minutos. Uma fotografia do aparato experimental é apresentada na Figura 8.



**Figura 8** Aparelho de *Jar-Test* modelo Nova Ética utilizado no processo de coagulação-floculação com cal

Foram realizadas três bateladas do processo de coagulação-foculação com cal e ao final de cada procedimento, o sobrenadante foi recolhido para análise dos parâmetros de poluição de efluentes descrito no item 3.1, com exceção do parâmetro Carbono Orgânico Total (COT) (5310-C).

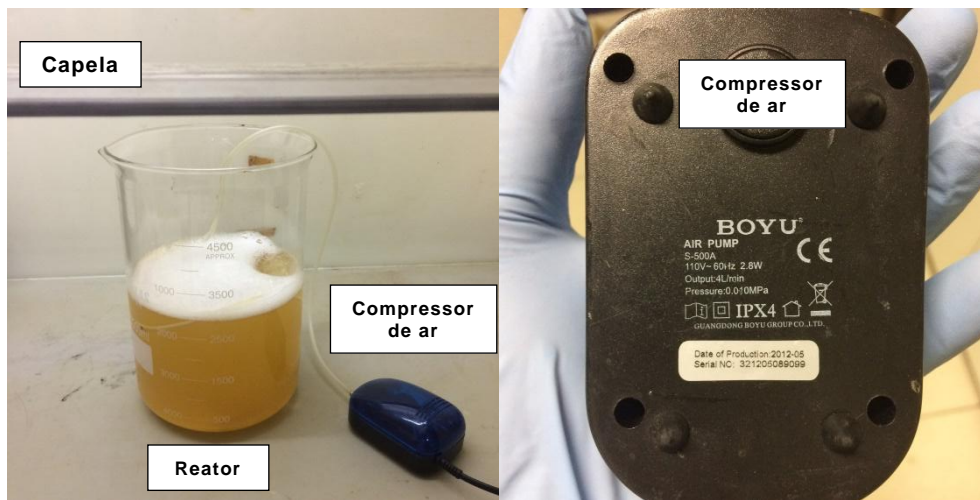
### 3.2.2 Quantificação e caracterização do lodo gerado no processo

A quantificação do lodo gerado após término do processo de coagulação-floculação foi realizada utilizando-se uma proveta de 2 L. Ao término da aplicação da coagulação-floculação, o efluente foi vertido em proveta e após 1 hora de sedimentação, o volume de lodo gerado foi aferido.

A caracterização do lodo foi realizada com base em parâmetros de poluição de efluentes líquidos do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012): Sólidos totais, Sólidos voláteis e sólidos fixos (2540-G).

### 3.2.3 Arraste por fluxo de ar de nitrogênio amoniacal

Os ensaios de arraste por fluxo de ar foram conduzidos em batelada em capela de exaustão de gases, utilizando-se um béquer com um volume reacional de 5 litros e compressor de ar modelo Boyu S-500A e vazão de ar de 4 L.min<sup>-1</sup>, conforme mostrado na Figura 9.



**Figura 9** Aparato experimental utilizado no processo de arraste por fluxo de ar de nitrogênio amoniacal.

O sobrenadante obtido no processo de coagulação-floculação, em concentração ideal de coagulante, foi aerado através de compressor de ar em vazão de 1,33 L de ar.min<sup>-1</sup> por litro de efluente. Em um período de 12h, foram recolhidas amostras a cada 1 h para avaliação do pH, DQO e da concentração de nitrogênio amoniacal do efluente e após 24h, os mesmos parâmetros foram analisados.

A Equação 8 foi utilizada para calcular a eficiência de remoção dos parâmetros de poluição do efluente que foram avaliados no estudo.

$$\text{Eficiência de Remoção (\%)} = \left( \frac{C_0 - C}{C_0} \right) \times 100 \quad (8)$$

Onde  $C_0$  é a concentração do parâmetro de poluição do lixiviado bruto e  $C$ , a concentração do parâmetro de poluição do efluente tratado.

### 3.3 Nanofiltração

#### 3.3.1 Processo de filtração

A nanofiltração (NF) foi realizada utilizando-se um módulo de filtração em bancada. A unidade experimental é constituída por um banho termostático que mantém a temperatura do tanque de alimentação a 25°C, quadro elétrico com inversor de frequência utilizado para controlar a velocidade da bomba de alimentação (B-01), módulo de permeação, medidor de pressão da corrente de alimentação (PI-01) e concentrado (PI-02), medidores de vazão das correntes de concentrado (FI-01) e permeado (FI-02) e válvulas de controle nas correntes de alimentação (V-1), concentrado (V-2) e permeado (V-3 e V-4). O sistema possui capacidade de 5 litros e área nominal de permeação de 77,7 cm<sup>2</sup>, sendo o material de construção da célula de aço inoxidável 316 (PAM Membranas Seletivas Ltda).

Previamente foram realizadas medições de fluxo permeado em função da pressão de operação (7 e 8 bar) e da vazão de recirculação (30, 60, 90 120 L.h<sup>-1</sup>). Posteriormente, em condições ideais de operação, o sistema foi alimentado com 3 litros do efluente proveniente do tratamento com cal. O permeado foi recolhido e acondicionado à temperatura de 4°C, para análise dos parâmetros de poluição de efluentes líquidos (APHA, 2012).

O processo de separação por membrana foi operado em batelada, a corrente de permeado foi constantemente removida até que se atingisse determinado nível de redução do volume. Para tal operação utilizou-se o parâmetro Fator de Redução de Volume (FRV), determinado por meio da Equação 9, para avaliação da eficiência do processo de NF.

$$FRV = \frac{V_i}{V_f} \quad (9)$$

Onde  $V_i$  é o volume inicial no tanque de alimentação do processo de separação por membrana ( $L^3$ ) e  $V_f$  é o volume final no tanque de alimentação após o processo de filtração ( $L^3$ ).

Durante realização do processo de filtração, as válvulas V-2 e V-4 eram abertas, válvula V-3 era fechada e a vazão de alimentação e pressão operacional foram controlados através do ajuste manual da válvula V-1 e do inversor de frequência do quadro elétrico do sistema. O monitoramento do fluxo permeado foi realizado fechando a válvula V-4 e com o auxílio de um cronômetro realizavam-se medidas do tempo necessário para o permeado ascender na pipeta em um determinado volume.

Para a etapa do processo de NF, o efluente do pré-tratamento com cal foi submetido a testes com dois modelos de membranas. As características das membranas utilizadas são apresentadas na Tabela 12 e na Figura 10, uma imagem do aspecto visual das membranas utilizadas.

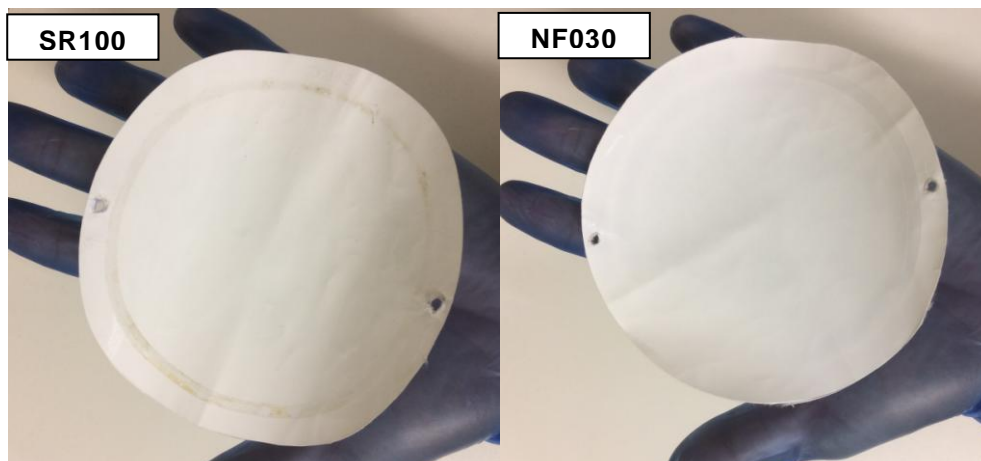
**Tabela 12 Características das membranas SR100 e NP030 utilizadas no processo de nanofiltração.**

| <b>Parâmetro</b>   | <b>Membrana SR100</b> | <b>Membrana NP030</b>  |
|--|-----------------------|------------------------|
| Material   | Poliamida             | Poliétersulfona        |
| Retenção nominal (Da)  | 200                   | 400                    |
| Permeabilidade hidráulica ( $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$ ) | 1,2 - 2,5             | 1,5 - 3,5              |
| Máxima pressão operacional (bar)   | 41                    | -                      |
| Faixa temperatura operacional ( $^{\circ}C$ )                              | 5 - 50                | 5 - 95                 |
| Faixa pH operacional   | 4 - 10                | 0 - 14                 |
| Rejeição (%)   | > 99 <sup>(1)</sup>   | 80 - 95 <sup>(2)</sup> |

<sup>(1)</sup>  $MgSO_4$

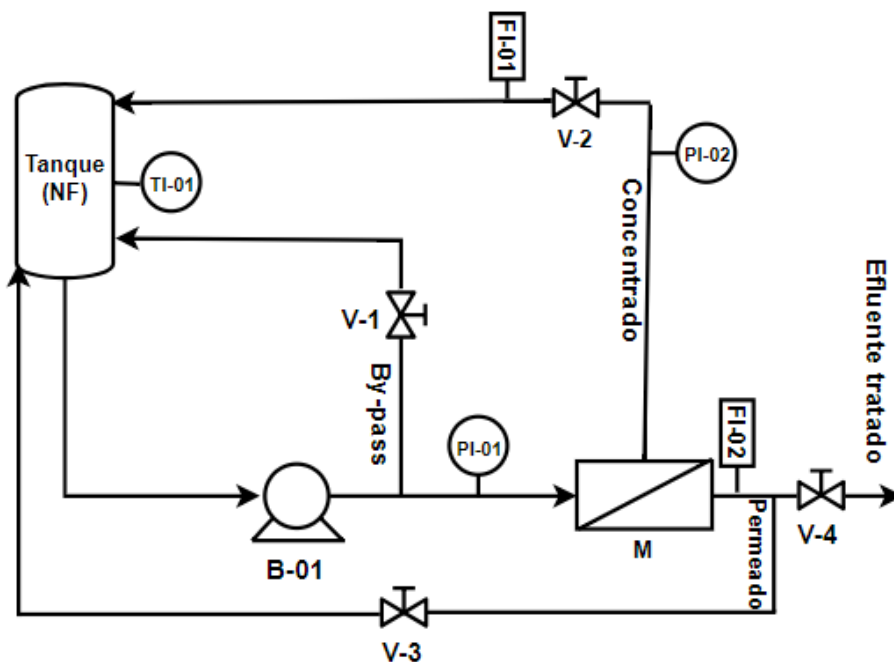
<sup>(2)</sup>  $Na_2SO_4$

Fonte: Koch Membrane Systems (Fluid Systems<sup>TM</sup>); Mycrodyn NADIR<sup>®</sup>.



**Figura 10 Aspecto visual das membranas de nanofiltração SR100 e NF030 utilizadas neste estudo.**

Na Figura 11 é apresentado uma imagem e a representação esquemática do sistema de filtração em escala de bancada utilizado no processo de NF deste estudo.



- |  |   |  |
|--|---|--|
| TI-01: Termômetro<br>(banho termostático)  | V-1: Válvula de controle<br>(by-pass)     | FI-01: Medidor de vazão<br>(concentrado) |
| B-01: Bomba (alimentação)                  | V-2: Válvula de controle<br>(concentrado) | FI-02: Medidor de vazão<br>(permeado)    |
| PI-01: Medidor de pressão<br>(alimentação) | V-3: Válvula de controle<br>(permeado)    | M: Membrana                              |
| PI-02: Medidor de pressão<br>(concentrado) | V-4: Válvula de controle<br>(permeado)    |  |

Figura 11 Imagem e representação esquemática da unidade de filtração em escala de bancada.

### 3.3.2 Permeabilidade hidráulica inicial das membranas SR100 e NF030

Para caracterização das membranas utilizadas neste estudo, foi avaliado a permeabilidade hidráulica inicial. Água destilada e microfiltrada (em sistema Millipore) foi recirculada no sistema por 2 h à pressão de 6 bar, para que houvesse adensamento da estrutura porosa da membrana (compactação da membrana). Em seguida, variou-se a pressão na faixa de 6 a 9 bar e foram realizadas medidas do fluxo permeado em vazão de recirculação de 120 L.h<sup>-1</sup>. Com os valores de fluxo e pressão, ajustou-se uma reta, onde o coeficiente angular indicou a permeabilidade hidráulica inicial da membrana em L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.bar<sup>-1</sup>.

Para aferição do fluxo permeado utilizou-se um cronômetro e a pipeta volumétrica do sistema de NF. No tempo escolhido para a medida do fluxo, fechou-se a válvula V-3 e V-4, permitindo assim, a passagem de permeado pela pipeta (FI-02). Mediu-se o tempo necessário para que o permeado preenchesse certo volume da pipeta. Em seguida, utilizou-se a Equação 10 para calcular o fluxo de permeado.

$$J(\text{L. m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}) = \frac{V(\text{L})}{A(\text{m}^2) \times t(\text{h})} \quad (10)$$

Onde:

J é o fluxo permeado (L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>);

V é o volume de permeado medido na pipeta (L);

A corresponde a área de filtração (m<sup>2</sup>);

t é o tempo necessário para o preenchimento da pipeta (h).

### 3.4 Tratamento combinado

Após o estabelecimento das condições ideais de operação do processo de tratamento com cal e nanofiltração, o processo de tratamento proposto neste estudo foi operado de forma a avaliar conjuntamente a eficiência de remoção dos parâmetros de poluição de efluentes líquidos descritos nos itens anteriores deste capítulo.

Na Figura 12 é apresentado um esquema ilustrativo das etapas de tratamento do lixiviado realizadas.



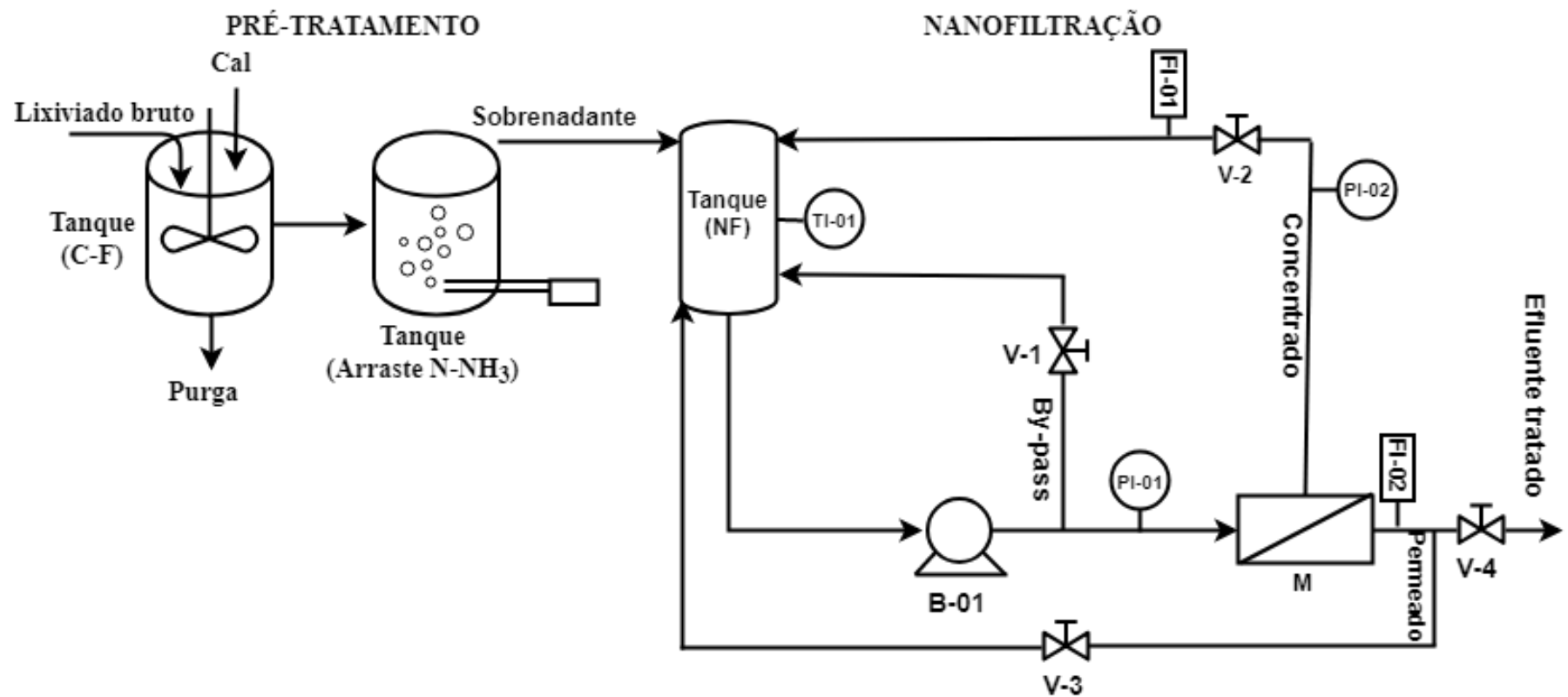


Figura 12 Representação esquemática da rota de tratamento realizada neste estudo.

### 3.5 Estimativa preliminar de custos

A estimativa de custos será realizada com base nos resultados obtidos nos testes em laboratório e extrapoladas para um sistema real com vazão de tratamento de lixiviado pré-definida, sendo representada, neste trabalho, pelos custos de capital (CAPEX), pelos custos de operação (OPEX) e pelo custo total (CT), e normalizada por unidade de volume de lixiviado tratado.

Para estimativa preliminar de custos do processo proposto, foram feitas as seguintes considerações:

- O valor do custo de capital do processo de tratamento com cal foi estimado a partir do estudo apresentado por Silva *et al.* (2011). Os autores estimaram os custos de tanques com agitação, os quais seriam utilizados neste estudo para o processo de coagulação-floculação, soprador, bombas, coluna de arraste, coluna de absorção, tanque para armazenamento de solução de lavagem dos gases provenientes do processo de arraste por fluxo de ar, tanque para armazenamento do efluente pré-tratado e custos de instalação, construção civil e instrumentação. Os equipamentos foram dimensionados pelos autores considerando uma vazão de alimentação de lixiviado de  $1000 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$ , assim como proposto neste trabalho. O valor foi corrigido pelas informações referenciadas no *Chemical Engineering Plant Cost Index*, de modo a representar dados atualizados para 2018. O fator de correção para a atualização de custos de capital foi de 0,96.
- Não foram considerados tratamento e disposição final do lodo e do concentrado gerado no processo, visto que esses rejeitos podem ser dispostos no próprio aterro sem custos adicionais para planta de tratamento do lixiviado;
- A estação de tratamento de lixiviado 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 do processo de separação por membrana operaria com FRV = 2,5, o que significa que o sobrenadante do pré-tratamento seria filtrado até uma recuperação de 60%. Portanto, o fluxo de permeado utilizado nos cálculos de custo foi o fluxo estimado a partir dos resultados obtidos no item 3.3;
- A vazão de alimentação do processo de nanofiltração utilizada nos cálculos de custo seria função da quantificação do volume de lodo gerado no pré-tratamento em concentração ideal de cal calculado no item 3.2.2.
- Os módulos de membrana utilizados teriam 1,016 m de comprimento, 0,2 m de diâmetro e 40 m<sup>2</sup> de área útil (BAKER, 2004);
- O levantamento do custo preliminar do processo foi realizado considerando o custo do metro quadrado da membrana polimérica de R\$156,00 (GUERRA e PELLEGRINO, 2012; BAKER, 2004) e US\$ 180. m<sup>-2</sup> apontado por Amaral *et al.* (2016) para membrana de nanofiltração NF90-2540, *Dow-Filmtec*, Minneapolis, EUA.
- A taxa de câmbio considerada na conversão de valores de US\$ para R\$ foi de R\$ 3,90/US\$ (referente ao dia 13/08/2018) (BCB, 2018).

### 3.5.1 CAPEX

O CAPEX, ou custo de investimento, foi determinado somando-se os custos de aquisição de equipamentos do processo para pré-tratamento do lixiviado (SILVA *et al.*, 2011), além dos módulos de membranas, de vasos (*housings*), de válvulas, de tubulações e de instrumentações que constituem uma unidade de permeação (SINGH e CHERYAN, 1998; SALEHI *et al.*, 2014).

i. Membranas e *housings*

Os custos para aquisição de membranas e *housings* equivalem, aproximadamente, a 25-35% do valor total de investimento (LOH *et al.*, 2002; SALEHI *et al.*, 2014; CHERYAN, 1998). Neste estudo, o custo de membranas e *housings* foi calculado a partir do custo do metro quadrado das membranas (AMARAL *et al.*, 2016; GUERRA e PELLEGRINO, 2012) através da Equação 11 (SETHI, 1997).

$$C_{\text{mem}} = C_{\text{mem}/\text{m}^2} \times A_{\text{m}} \quad (11)$$

Sendo que:

$$A_{\text{m}} = \frac{Q_{\text{e}}}{J} \quad (12)$$

$$Q_{\text{e}} = \frac{Q_{\text{p}}}{R_{\text{op}}} \quad (13)$$

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

$$t_{\text{inop}} = t_{\text{mr}} + t_{\text{ti}} + t_{\text{lq}} \quad (15)$$

Onde:

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

$C_{\text{mem}/\text{m}^2}$  (R\$.m<sup>-2</sup>): custo referente a 1 m<sup>2</sup> de membrana;

$Q_{\text{e}}$  (L.h<sup>-1</sup>): vazão efetiva de permeado;

$J$  (L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>): fluxo de permeado;

$Q_{\text{p}}$  (L.h<sup>-1</sup>): vazão de permeado de projeto;

$R_{\text{op}}$  : razão de tempo operacional do sistema;

$t_{\text{inop}}$  (h.dia<sup>-1</sup>): tempo inoperacional do sistema;

$t_{\text{mr}}$  (10 min.dia<sup>-1</sup>): tempo de manutenção de rotina;

$t_{\text{ti}}$  (20 min.dia<sup>-1</sup>): tempo para realização de testes de integridade das membranas;

$t_{iq}$  ( $\text{h.dia}^{-1}$ ): tempo para realização de limpeza química das membranas (50 limpezas de 6 horas por ano).

## ii. Periféricos e bombas

O custo de investimento para periféricos estimado em estudos reportados na literatura é de aproximadamente US\$  $780.\text{m}^{-2}$  de membrana, considerando-se a aquisição de válvulas, de instrumentos, de equipamentos e de tubulações (SINGH e CHERYAN, 1998; SALEHI *et al.*, 2014).

Custos com bombas de alimentação não foram contabilizados, partindo-se da premissa que a corrente enviada à unidade de permeação já possui pressão superior a 8 bar, sendo a corrente de alimentação do processo de nanofiltração enviada através de bombas que foram orçadas no processo de tratamento com cal.

O custo da bomba de recirculação do sistema de nanofiltração 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 2018. O fator de correção para a atualização de custo da bomba foi de 1,48.

No cálculo da vazão da bomba, necessária para a estimativa do custo da mesma, foi utilizado a Equação 16.

$$Q_R = VET \times A_{tp} \quad (16)$$

Sendo que  $A_{tp}$  é definida por:

$$A_{tp} = L_{en} \times L_{esp} \quad (17)$$

$$L_{en} = \frac{A_{mem}}{L_{mm}} \quad (18)$$

E a velocidade de escoamento tangencial (VET) foi calculado de acordo com a Equação 19.

$$VET = \frac{Q_{exp}}{A_{te}} \quad (19)$$

Onde:

$Q_R$  ( $m^3.s^{-1}$ ): vazão da bomba de recirculação;

VET ( $m.s^{-1}$ ): velocidade de escoamento tangencial;

$A_{tp}$  ( $m^2$ ): área transversal do módulo de membranas;

$L_{en}$  (m): comprimento da membrana em espiral;

$L_{esp}$  (m): espessura do espaçador;

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

$Q_{exp}$  ( $m^3.s^{-1}$ ): vazão de alimentação experimental;

$A_{te}$  ( $m^2$ ): área transversal do módulo de membranas do sistema de bancada.

### iii. 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).

### iv. 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, os quais correspondem ao custo com terreno, treinamento de equipe, experimentos em menor escala, permissão do Estado para operação, dentre outros. O valor do CAPEX pode ser obtido pela multiplicação do custo de investimento direto (soma dos custos de capital) pelo fator de custo referente aos custos indiretos. Para sistemas de processos de separação por membranas, recomenda-se o uso do fator 1,67 (EPA, 2005).

### 3.5.2 OPEX

Para a composição do OPEX, foram elencados os custos do consumo energético para operação do sistema de tratamento com cal e nanofiltração, da depreciação do investimento, da troca de membranas, da manutenção, da mão de obra e da regeneração das membranas (SINGH e CHERYAN, 1998).

#### i. Consumo energético

##### a. Tratamento com cal

A energia requerida para a operação do sistema de pré-tratamento do lixiviado com cal foi estimado em 2 kW (AMARAL *et al.*, 2016), foi considerado operação do sistema em modo contínuo (24 h.dia<sup>-1</sup>), sendo 0,5 kW usado para o processo de coagulação-floculação e 1,5 kW para o processo de arraste por fluxo de ar (AMARAL *et al.*, 2016)

##### b. Nanofiltração

A energia requerida para a operação do sistema de nanofiltração ( $E_N$ ) foi estimada por meio da Equação 20 (SINGH e CHERYAN, 1998).

$$E_N = \frac{\Delta P_{ES} \times Q_R}{E_B} \quad (20)$$

$E_N$  (kWh)

Onde,

$\Delta P_{ES}$  : variação de pressão na entrada e na saída do módulo (Pa)

$Q_R$  : vazão de recirculação (m<sup>3</sup>.s<sup>-1</sup>)

$E_B$  : eficiência da bomba

O custo energético foi determinado multiplicando-se  $E_N$  pelo custo do valor unitário, tomado para este estudo pela geração de energia e pelo tempo de operação, na medida em que a eficiência da bomba apresentava-se a 82%

(LOH *et al.*, 2002). O custo da energia foi estimado em R\$ 0,57 por kWh consumido, classe de consumo não residencial, valor fornecido pela concessionária responsável pelo fornecimento da energia elétrica do município do Estado do Rio de Janeiro (RJ) (LIGHT, 2018).

#### ii. Custos com matéria-prima para tratamento com cal

O óxido de cálcio antes de ser adicionado à mistura, é preparada uma suspensão em água a uma proporção de 10% m/m. A partir da concentração ideal de cal definida neste estudo e da vazão de lixiviado estimada ( $41,6667 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ), calculou-se a vazão de cal necessária para o pré-tratamento do efluente e posteriormente a massa de cal que deverá ser utilizada para operação do processo.

De acordo com comunicação pessoal com a técnica responsável pelo monitoramento da estação de tratamento de chorume (ETC) do aterro sanitário de Seropédica, o fornecimento de cal da ETC é realizado em sacas de 600 kg no valor de R\$ 220,00 ( $\text{R\$ } 0,37 \cdot \text{kg}^{-1}$ ). No estudo apresentado por GOMES (2009), são avaliados duas marcas comerciais A e B de cales, cujo custo são de  $\text{R\$ } 0,50 \cdot \text{Kg}^{-1}$  e  $\text{R\$ } 0,80 \cdot \text{kg}^{-1}$ , respectivamente. Nesta análise, considerou-se o valor de  $\text{R\$ } 0,37 \cdot \text{kg}^{-1}$  de cal obtido através de comunicação pessoal durante visita técnica a estação de tratamento no dia 27/11/2017.

#### iii. Depreciação

A depreciação do investimento é normalmente compreendida ao longo de um período de 7 a 15 anos (CHERYAN, 1998; SALEHI *et al.*, 2014), os custos das membranas não são incluídos nessa estimativa, sendo uma despesa operacional independente. Utilizando-se um método de depreciação linear de 15 anos, a depreciação foi calculada dividindo-se o custo de investimento fixo, excluindo-se o custo das membranas, pelo período estabelecido no cálculo (AMARAL *et al.*, 2016).



#### iv. Trocas de membranas

O custo referente à troca de membranas depende do tempo de vida útil. De acordo com a literatura revisada, as membranas poliméricas possuem tempo de vida útil de 5 anos (CHERYAN, 1998; GUERRA e PELLEGRINO, 2012). Nesta análise, estipulou-se em 5 anos o tempo de vida útil das membranas e, portanto, o custo anual relacionado à reposição de membranas foi estimado 13% do custo total das membranas, percentual estimado por Amaral *et al.* (2016).

#### v. Manutenção e mão-de-obra

Guerra e Pellegrino (2012) estimaram o custo relacionado à mão de obra e manutenção em aproximadamente 2% do custo de capital, valor este adotado nesta avaliação.

#### vi. Regeneração das membranas

Para a regeneração das membranas, são projetados gastos anuais entre US\$ 1 a 32,00 por m<sup>2</sup>, em função apenas do uso de detergentes e de produtos de limpeza convencionais. Havendo a necessidade de um sistema independente de limpeza, contendo bombas, trocadores de calor e controles próprios, deve se adicionar ao custo anual para essa finalidade uma média de US\$20.000 a US\$ 50.000 (KRAWCZYK e JONSSON, 2014; SINGH e CHERYAN, 1998). Nesta avaliação, de forma conservadora, adotou-se um custo de US\$ 32,00.m<sup>2</sup> de membrana somado a US\$ 50.000, considerando a utilização de sistemas adicionais para limpeza das membranas.

### 3.5.3 Custo total

O custo total (CT) por unidade de volume de lixiviado tratado foi obtido pela Equação 21, que contabiliza o custo operacional (OPEX) normalizado por volume anual de efluente tratado e o custo de capital (CAPEX) normalizado por volume de efluente tratado anualmente somado ao tempo, em anos, de operação da estação de tratamento de lixiviado, determinada por meio da Equação 22.

$$CT = R_{\text{CAPEX}} + \frac{\text{OPEX}}{V_T} \quad (21)$$

$$R_{\text{CAPEX}} = \frac{\text{CAPEX}}{V_T \times n} \quad (22)$$

Onde,

$R_{\text{CAPEX}}$ : custo de capital normalizado por volume de efluente tratado ( $\text{R}\$.m^{-3}$ )

$n$  : período de operação da estação de tratamento de lixo considerado em anos;

$V_T$  : volume total de efluente tratado ( $m^3.ano^{-1}$ )

Nesta avaliação foram considerados períodos de operação da estação de tratamento de lixo de 15, 20, 25, 30, 35 e 40 anos.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos após caracterização do lixiviado bruto, assim como, análise dos resultados do processo de tratamento do lixiviado e avaliação preliminar de custos do processo proposto para tratamento do lixiviado do aterro sanitário de Seropédica (RJ).

### 4.1 Caracterização do lixiviado

Como já mencionado no item 3.1, foram recebidos 40 litros de lixiviado em duas bombonas. O lixiviado bruto utilizado neste estudo foi analisado, determinando-se os parâmetros de poluição de efluentes líquidos descritos no Capítulo 3.

Os valores dos parâmetros obtidos na caracterização do lixiviado são apresentados nas Tabelas 13.

**Tabela 13. Caracterização do lixiviado bruto do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ), amostras coletadas em 14/11/2017 (n = 10).**

| Parâmetros                                 | Mínimo | Máximo | Média±σ <sub>M</sub> | Desvio Padrão (σ) |
|--|--------|--------|----------------------|-------------------|
| pH   | 7,7    | 8,2    | 8,0                  | 0,1               |
| DQO (mg.L <sup>-1</sup> )                  | 4330   | 4690   | 4522±28              | 90                |
| SH (mg.L <sup>-1</sup> )                   | -      | -      | 1466                 |                   |
| N-NH <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )    | 1150   | 1851   | 1512±76              | 239               |
| Absorbância (254 nm)                       | 26,29  | 27,01  | 26,70±0,03           | 0,10              |
| Cor verdadeira (mg Pt-Co.L <sup>-1</sup> ) | 5560   | 7640   | 6391±190             | 602               |
| Condutividade (mS.cm <sup>-1</sup> )       | 14,57  | 20,45  | 19±1                 | 4                 |
| Turbidez (NTU)                             | 110    | 120    | 110±5                | 15                |
| *COT                                       | -      | -      | 2154                 |                   |
| Cl <sup>-</sup>                            | 890    | 1327   | 887                  |                   |
| *DBO <sub>5</sub>                          | -      | -      | 290                  |                   |
| DBO <sub>5</sub> /DQO                      |        |        | 0,06                 |                   |

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (M-\bar{M})^2}{n-1}}; \sigma_M = \frac{\sigma}{\sqrt{n}}$$

σ = desvio padrão; M = valor observado em cada ensaio;  $\bar{M}$  = média dos valores observados; n = número de ensaios realizados; σ<sub>M</sub> = erro padrão da média

\*Amostras coletadas em 16/07/2016

n = número de análises realizadas da mesma amostra, sempre que era utilizada nos ensaios

Os valores médios dos parâmetros de poluição obtidos na caracterização do lixiviado indicaram que o efluente apresentava elevada concentração de matéria orgânica, demonstrado através dos elevados valores de Demanda Química de Oxigênio (DQO) e Carbono Orgânico Total (COT) obtidos,  $4522 \pm 28$  e  $2154 \text{ mg.L}^{-1}$ , respectivamente. Da mesma forma, a relação  $\text{DBO}_5/\text{DQO}$  ( $<0,1$ ) indicou elevada concentração de substâncias recalcitrantes, confirmadas pela elevada concentração de Substâncias Húmicas (SH) ( $1466 \text{ mg.L}^{-1}$ ), compostos orgânicos não biodegradáveis, essencialmente ácidos húmicos e fúlvicos.

Embora, o aterro sanitário de Seropédica (RJ) seja um aterro jovem (7 anos), desta forma, esperava-se que a relação  $\text{DBO}_5/\text{DQO}$  indicasse maior concentração de matéria orgânica biodegradável em termos de  $\text{DBO}_5$ , valores elevados de matéria orgânica recalcitrante podem ser justificados como decorrentes das características dos resíduos depositados no local. Outro fator que corrobora a baixa biodegradabilidade do efluente é o valor da absorvância a 254 nm ( $26,70 \pm 0,03$ ), um indicativo de elevada concentração de substâncias orgânicas aromáticas, que absorvem na região do ultravioleta (Sir *et al.*, 2012).

Segundo Saroj *et al.* (2005), a razão  $\text{DQO}/\text{COT}$  é um parâmetro importante para propósitos ambientais, visto que ele pode ser utilizado para avaliar mudanças na recalcitrância da matéria orgânica ao longo dos anos. Fan *et al.* (2006) aponta que quando a relação  $\text{DQO}/\text{COT}$  é maior que 2,8, torna-se adequado a aplicação de processos biológicos para tratamento do lixiviado. A razão  $\text{DQO}/\text{COT}$ , para o lixiviado do aterro sanitário de Seropédica, de 2,1, demonstra que processos biológicos são pouco eficazes para o tratamento desse efluente.

Por outro lado, a concentração de nitrogênio amoniacal ( $\text{N-NH}_3$ ) ( $1512 \pm 76 \text{ mg.L}^{-1}$ ) está em consonância com valores descritos na literatura para um aterro jovem, como é o caso do aterro sanitário de Seropédica (RJ). Kjeldsen *et al.* (2002) apontaram um estudo que analisou lixiviados de 50

aterros alemães, revelando que a concentração de nitrogênio amoniacal nos lixiviados não sofreu modificações significativas a longo prazo. Os autores relataram que não há mudanças significativas nas concentrações de  $\text{N-NH}_3$  da fase ácida a fase metanogênica de decomposição dos resíduos – o valor médio observado foi de  $740 \text{ mg.L}^{-1}$ . Visto que, o nitrogênio é liberado dos resíduos principalmente pela decomposição de proteínas e não há mecanismos para sua degradação em condições metanogênicas, os dados apresentados confirmaram que as concentrações de nitrogênio amoniacal permanecerão altas mesmo em lixiviados de aterros com maior tempo de operação, onde apesar de serem observadas baixas concentrações de conteúdo orgânico, persistirão elevados teores de nitrogênio no lixiviado gerado. Neste estudo, a concentração de  $1512 \pm 76 \text{ mg N-NH}_3.\text{L}^{-1}$  está condizente com os dados descritos na literatura e com os dados de caracterização fornecidos pela estação de tratamento de chorume (ETC) do aterro sanitário de Seropédica (RJ).

A Figura 13 mostra uma foto do aspecto visual do lixiviado bruto utilizado na rota de tratamento proposta neste estudo.



**Figura 13 Aspecto visual do lixiviado bruto utilizado nos experimentos deste estudo.**

O lixiviado bruto utilizado neste trabalho apresentou elevado valor de cor verdadeira ( $6391 \pm 190 \text{ mg Pt-Co.L}^{-1}$ ). A diferença entre os valores de cor

observada para lixiviados de diferentes aterros, indica que a cor desse efluente está associada às substâncias dissolvidas, afirmação essa reforçada pela presença de substâncias húmicas.

Por fim, a análise de sólidos do lixiviado bruto revelou elevada concentração de sólidos totais voláteis ( $13775 \text{ mg.L}^{-1}$ ) comparado aos sólidos totais fixos ( $1855 \text{ mg.L}^{-1}$ ), o que indicou a presença preponderante de material orgânico comparado aos constituintes inorgânicos. Esses valores estão em desacordo com os previstos por Souto e Povinelli (2007). Segundo os autores, os aterros de resíduos brasileiros apresentam em uma faixa mais provável, maior concentração de constituintes inorgânicos. Por outro lado, os dados levantados pela ABRELPE (2016) relacionados a destinação dos resíduos sólidos urbanos, sinalizam para disposição final de resíduos com elevado percentual de material orgânico em aterros sanitários, o que possivelmente, relaciona-se com as características do lixiviado gerado e descritas neste trabalho.

## 4.2 Tratamento com cal

### 4.2.1 Coagulação-floculação

O processo de coagulação-floculação foi realizado para reduzir o teor de sólidos do lixiviado bruto e a concentração de matéria orgânica recalcitrante (substâncias húmicas). Esta etapa foi um pré-tratamento do efluente, condicionando o lixiviado para o processo posterior de arraste de nitrogênio amoniacal por fluxo de ar e nanofiltração.

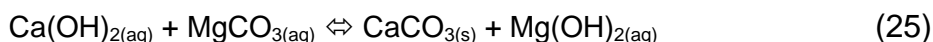
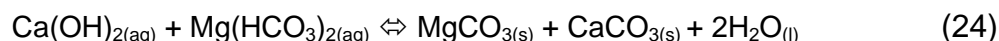
Os resultados dos ensaios realizados para concentrações de 10 a  $50 \text{ g.L}^{-1}$  de coagulante, mistura rápida de 1 min a 150 rpm, mistura lenta de 30 min a 50 rpm e decantação por 30 minutos, são apresentados na Tabela 14.

**Tabela 14 Condições e resultados dos parâmetros de poluição obtidos para determinação da concentração ideal de cal para o processo de coagulação-floculação em concentração de 10 a 50 g.L<sup>-1</sup> de coagulante, mistura rápida de 1 min a 150 rpm, mistura lenta por 30 min a 50 rpm e decantação por 30 min.**

| Parâmetros de Poluição de Efluentes |     |                           |                          |            |   |  |                                      |                                       |                |
|-------------------------------------|-----|---------------------------|--------------------------|------------|---|--|--------------------------------------|---------------------------------------|----------------|
| Cal (g.L <sup>-1</sup> )            | pH  | DQO (mg.L <sup>-1</sup> ) | SH (mg.L <sup>-1</sup> ) | ABS 254 nm | N-NH <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> ) | Cor verdadeira (mg Pt-Co.L <sup>-1</sup> ) | Condutividade (mS.cm <sup>-1</sup> ) | Cl <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> ) | Turbidez (NTU) |
| Bruto                               | 8,0 | 4522                      | 1466                     | 26,70      | 1512                                    | 6391                                       | 19                                   | 887                                   | 110            |
| 10                                  | 8,0 | 3165                      | 1180                     | 22,30      | 1120                                    | 5875                                       | 16                                   | 766                                   | 105            |
| 20                                  | 8,5 | 3210                      | 1298                     | 18,87      | 1098                                    | 5760                                       | 16                                   | 754                                   | 87             |
| 30                                  | 9,1 | 2344                      | 855                      | 13,78      | 1310                                    | 1560                                       | 13                                   | 562                                   | 54             |
| 40                                  | 9,6 | 1995                      | 990                      | 15,60      | 996                                     | 2230                                       | 15                                   | 495                                   | 48             |
| 50                                  | 9,8 | 3220                      | 1005                     | 10,57      | 1078                                    | 995  | 19                                   | 568                                   | 52             |

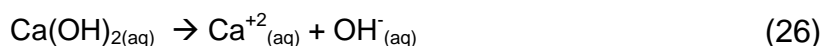
Durante a adição da cal, os íons de carbonato precipitam gradualmente, levando a redução da dureza do efluente (Ca<sup>+2</sup> e Mg<sup>+2</sup>), os primeiros cristais de CaCO<sub>3</sub> (confirmados por Difração de Raios-X) são formados logo assim que a cal é adicionada ao lixiviado (Renou *et al.*, 2008). Em seguida, a condutividade diminui até que a concentração de carbonato torna-se limite e evita que o limite de solubilidade do sal seja excedido. Assim, a dose ideal de coagulante corresponderá a concentração de cal que fornece o menor valor de condutividade (Renou *et al.*, 2008).

Além disso, experimentalmente, segundo Renou *et al.* (2008), o pré-tratamento do lixiviado com óxido de cálcio induz à descarbonatação do lixiviado e tem um forte efeito sobre a fração inorgânica presente no efluente. O mecanismo de reação é descrito pelas Equações 23, 24 e 25.



Neste estudo, observou-se que durante a coagulação-floculação, o lixiviado sofreu uma descoloração lenta que evolui gradualmente com a dose crescente de cal adicionada. A cor do lixiviado muda progressivamente, após a sedimentação da fase precipitada, de preto para marrom escuro e amarelo claro.

O pH do sobrenadante aumentou continuamente com a adição de óxido de cálcio e atingiu um valor de 9,8 na concentração máxima de cal avaliada neste estudo (50 g.L<sup>-1</sup>). Salienta-se que, o aumento do pH com a adição de CaO é imposto pela introdução de íons OH<sup>-</sup> ao efluente, uma vez que é preparada uma solução de Ca(OH)<sub>2</sub> para adicioná-la ao lixiviado (Equação 26).



Ao avaliar o processo de coagulação-floculação com óxido de cálcio associado ao arraste de amônia no tratamento de lixiviados gerados no aterro da Muribeca (PE), Silva (2008) observou que o tratamento com cal, utilizando concentrações de 15 e 35 g.L<sup>-1</sup> de óxido de cálcio, proporcionou um grande potencial para remoção de turbidez e cor, resultando em remoções superiores a 50 e 60%, respectivamente. Dentre os parâmetros físico-químicos analisados, é dado destaque à remoção de matéria orgânica (28,6% de DQO e 35,7% de DBO<sub>5</sub>) verificada após o processo (SILVA, 2008).

Na Figura 14 é apresentado uma fotografia do aspecto visual do lixiviado bruto e tratado por processo de coagulação-floculação em concentrações de cal de 10 a 50 g.L<sup>-1</sup>.

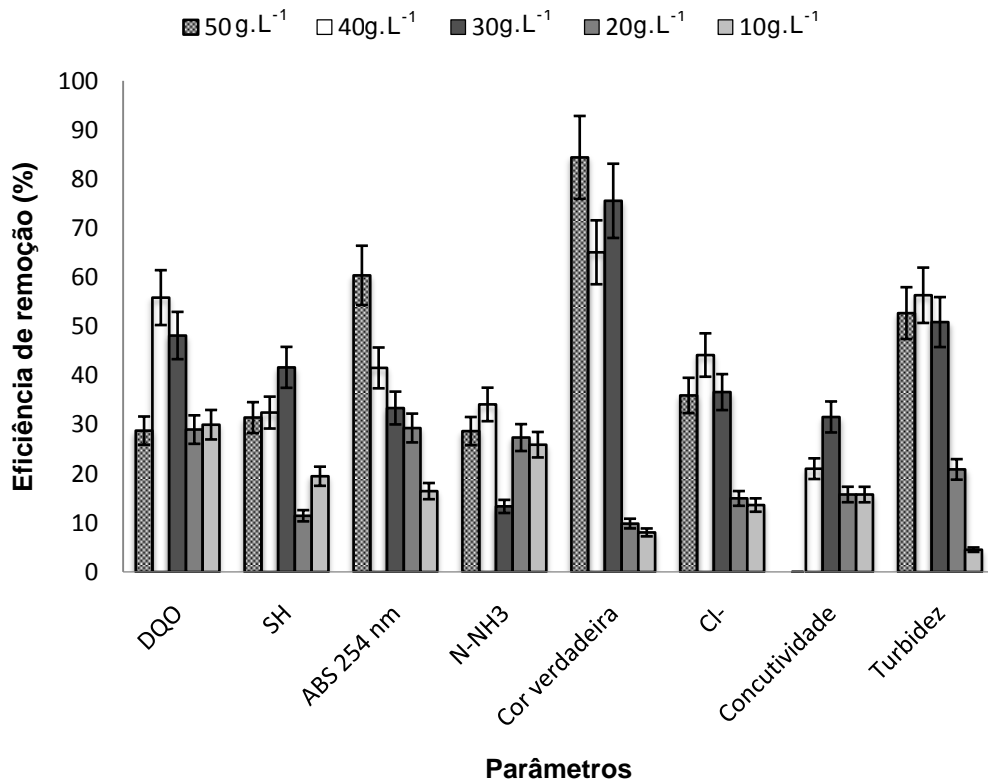




**Figura 14** Aspecto visual do lixiviado bruto e tratado por processo de coagulação-floculação em concentrações de cal de 10 a 50 g.L<sup>-1</sup>.

No Brasil, estudos em escala piloto para tratamento com cal de lixiviados, foram conduzidos no âmbito do PROSAB (2009), edital V, tema 3, nos anos de 2007 e 2008, por LANGE *et al* (UFMG), AMORIM *et al* (UnB) e JUCÁ *et al* (UFPE). Entretanto, todos os pesquisadores citados concluíram que a tecnologia não é economicamente aplicável ou que o desempenho é insatisfatório para remoção de DBO e DQO, ou ainda que, a formação elevada de sais pode inibir o crescimento microbiano nas unidades biológicas subseqüentes. Contudo, contrariamente ao que foi apresentado pelos autores, o processo de coagulação-floculação com cal, nas condições avaliadas neste estudo, mostrou-se satisfatório para remoção de matéria orgânica do lixiviado. Adicionalmente, destaca-se que, a rota de tratamento proposta neste trabalho, não prevê a aplicação de quaisquer tratamento biológico.

Na Figura 15 são apresentados os resultados dos parâmetros de poluição do efluente obtidos em termos percentuais de eficiência de remoção após aplicação do processo de coagulação-floculação com cal nas concentrações de 10 a 50 g.L<sup>-1</sup>, em condições operacionais de 1 min de mistura rápida a 150 rpm, 30 min de mistura lenta a 50 rpm e decantação por 30 min.



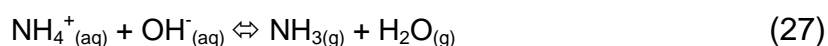
**Figura 15** Eficiência de remoção dos parâmetros de poluição de efluentes após aplicação do processo de coagulação-floculação com cal em concentrações de 10 a 50 g.L<sup>-1</sup>.

Conforme pode ser observado, o melhor resultado de remoção de Demanda Química de Oxigênio (DQO) foi obtido em concentração de 40 g.L<sup>-1</sup> de cal (56%), enquanto que o maior percentual de remoção de SH foi obtido em concentração de 30 g cal.L<sup>-1</sup> (42%). Comparativamente, nesta última concentração de coagulante, considerando o desvio padrão, o percentual de remoção de DQO (48%) foi próximo ao obtido em concentrações superiores de cal. Adicionalmente, essa concentração de coagulante também correspondeu ao menor valor de condutividade obtido para o efluente tratado (13 mS.cm<sup>-1</sup>), apontada por Renou *et al.* (2008), como o valor de concentração de cal ideal para o processo de coagulação-floculação. Desta forma, a concentração de 30 g.L<sup>-1</sup> foi tomada como concentração ideal de cal, dentro da faixa analisada, para remoção de matéria orgânica do lixiviado.

Aditivamente, remoções consideráveis de cor verdadeira e turbidez foram obtidas em concentração de 30 g.L<sup>-1</sup> de cal, 76% e 51%, respectivamente. Ressalta-se que a coagulação-floculação com cal é uma técnica usualmente utilizada para remoção de matéria orgânica em suspensão e partículas coloidais, normalmente responsáveis pela cor e turbidez do efluente. Ademais, é importante frisar que, neste estudo, a utilização do óxido de cálcio, proporcionou condições favoráveis, através da elevação do pH do meio, condicionando o efluente à remoção de outros poluentes, assim como, será detalhado no próximo item deste documento.

#### 4.2.2 Arraste por fluxo de ar de nitrogênio amoniacal

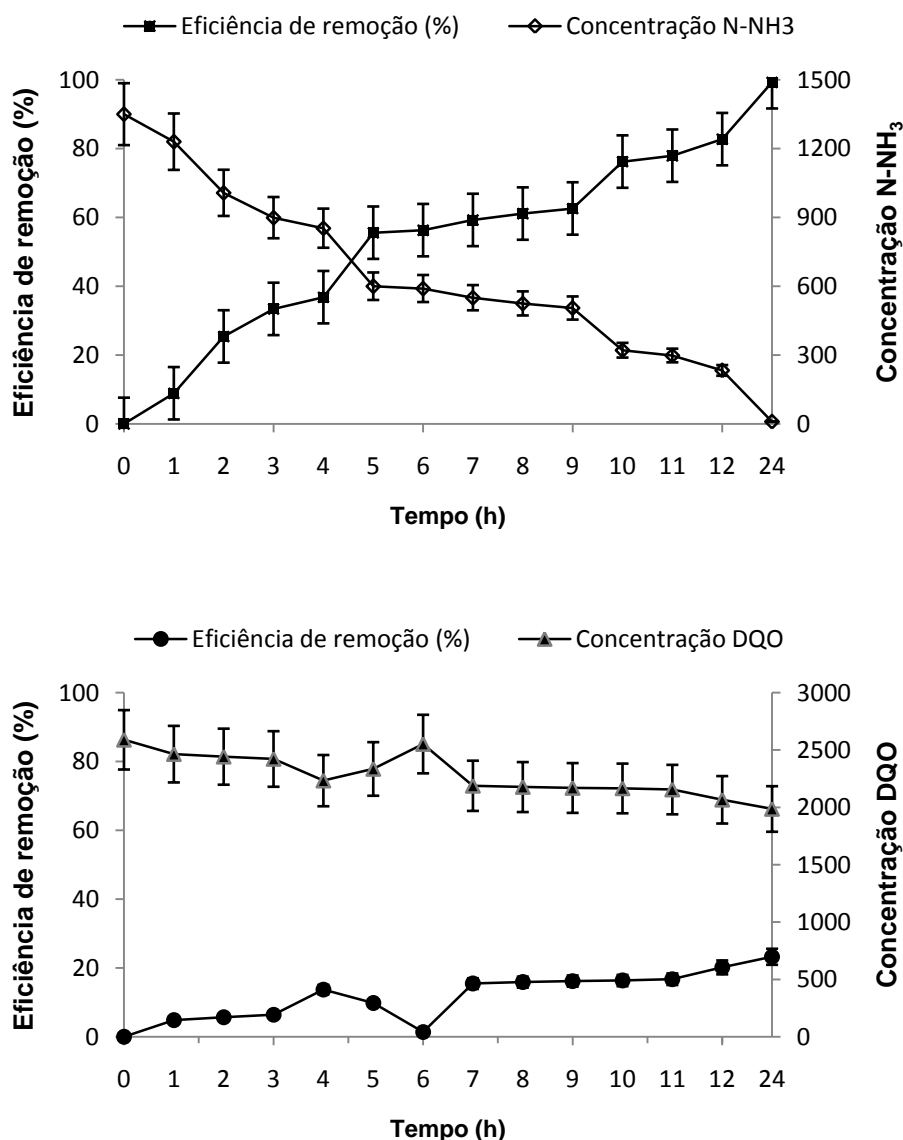
O nitrogênio amoniacal está presente em soluções aquosas sob duas formas inorgânicas: amônia dissociada,  $\text{NH}_4^+$ , na forma iônica, e como amônia não dissociada,  $\text{NH}_3$ , também conhecida como amônia gás, amônia volátil ou amônia. A relação de equilíbrio entre as espécies amônia e amônia iônica é apresentada de forma simplificada pela Equação 27.



Em pH neutro a 25°C prevalece a forma do íon amônio ( $\text{NH}_4^+$ ). No pH próximo a 9,5 temos 50% do nitrogênio amoniacal na forma de  $\text{NH}_3$  e 50% na forma de  $\text{NH}_4^+$ . Em pH superior a 11, a 25°C, praticamente todo nitrogênio amoniacal está na forma de  $\text{NH}_3$  (El-Gohary *et al.*, 2013). Como pode ser observado na Equação 21, o aumento do pH, representado pela adição de íons hidroxila, desloca o equilíbrio da reação para direita, elevando a concentração de amônia gás.

Neste trabalho, em condição ideal de cal ( $30 \text{ g.L}^{-1}$ ), determinada no item 4.2.1 deste capítulo, avaliou-se a remoção de nitrogênio amoniacal e DQO, nas condições descritas no item 3.2.3 do capítulo 3, assim como foi realizado monitoramento do pH do efluente ao longo do processo de arraste por fluxo de ar.

Na Figura 16 são apresentados os valores das concentrações de N- $\text{NH}_3$  e DQO, assim como os respectivos percentuais de eficiência de remoção ao longo do processo de arraste.



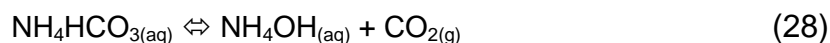
**Figura 16** Eficiência de remoção de N-NH<sub>3</sub> e DQO em função do tempo de operação do processo de arraste por fluxo de ar (1,33 L ar. min<sup>-1</sup> por litro de efluente e tempo de retenção hidráulica de 24h).

Observa-se que o processo de arraste por fluxo de ar em condição operacional de 1,33 L ar.min<sup>-1</sup> por litro de efluente e tempo de retenção hidráulica de 24h, apresentou uma eficiência de remoção de cerca de 99% de nitrogênio amoniacal. A concentração de N-NH<sub>3</sub> final do efluente foi de 9,8 mg.L<sup>-1</sup>, aproximadamente. De acordo com a literatura revisada, o processo de arraste por fluxo de ar é apontado como a técnica mais utilizada e apropriada para tratamento de efluentes com elevadas concentrações de nitrogênio

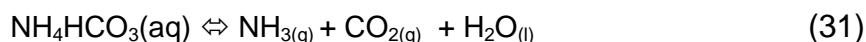
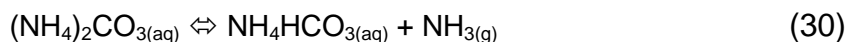
amoniacoal (FERRAZ *et al.*, 2013; RENOU *et al.*, 2008; RODRIGUES *et al.*, 2009; SILVA *et al.*, 2004).

Segundo Campos *et al.* (2013), ao avaliar a remoção de nitrogênio amoniacoal de lixiviado de aterro sanitário através do tratamento com cal, a medida que a alcalinidade do efluente diminui, ocorre diminuição da concentração de nitrogênio amoniacoal, devido a remoção prévia de CO<sub>2</sub>, o que favorece conseqüentemente, a remoção de N-NH<sub>3</sub> por arraste.

De acordo com os autores, o lixiviado apresenta elevada alcalinidade, decorrente da elevada concentração de íons HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> e CO<sub>3</sub><sup>-2</sup>, dessa forma, o bicarbonato de amônio presente no lixiviado é decomposto de acordo com a Equação 28.



Portanto, considerando que a alcalinidade presente no lixiviado é predominantemente a partir de bicarbonatos e que o nitrogênio amoniacoal está predominantemente presente na forma de carbonatos e bicarbonatos, sugerem-se as seguintes reações, representadas pelas Equações 29, 30 e 31.

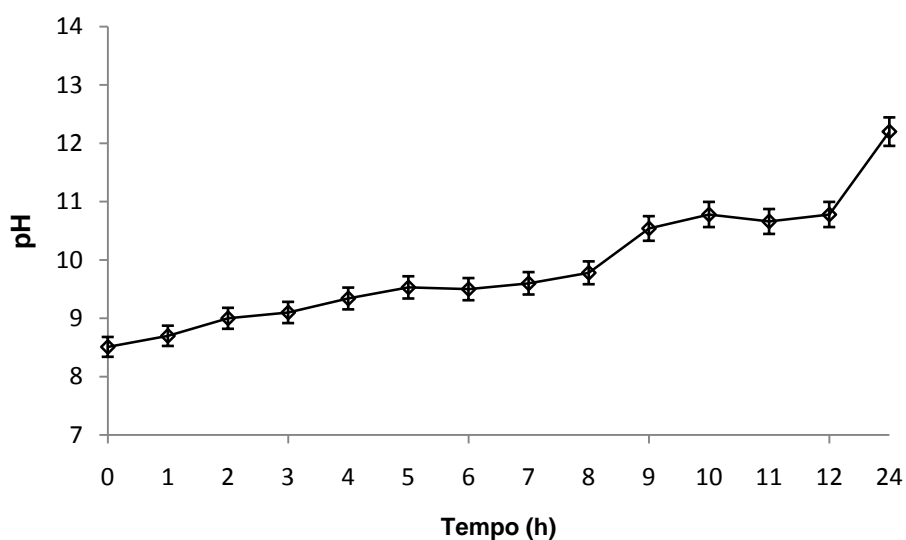


As reações 29 e 30 são intermediárias e conduzem à reação final representada pela Equação 31. Nessa reação final, ocorre liberação de NH<sub>3</sub> e CO<sub>2</sub>, ademais, podemos observar que, essa mesma reação é equivalente à reação 28. Portanto, as experiências conduzidas em pH natural do lixiviado, ou seja, sem adição de alcalinizante, resultam na elevação do pH desse efluente até 9,2 aproximadamente, devido o equilíbrio químico

bicarbonato/carbonato (Campos *et al.*, 2013). Segundo os autores, isso se explica pelas diferentes taxas de remoção de amônia e dióxido de carbono (maior para o dióxido de carbono) até as condições de equilíbrio serem alcançadas. Essa avaliação é compreensível levando em consideração as diferentes constantes de Henry dos dois gases (1,420 atm para CO<sub>2</sub> e 0,75 atm para NH<sub>3</sub> a 20°C), que indicam que o arraste do CO<sub>2</sub> é bem mais rápido que o arraste da amônia.

Avaliando-se a evolução do pH do efluente transcorrido o tempo de arraste, neste estudo, é possível observar que o pH eleva-se gradualmente devido a liberação de gás carbônico presente na forma de alcalinidade, favorecendo a presença de amônia volátil e conseqüentemente, o arraste por fluxo de ar do efluente é favorecido, refletindo nos valores de remoção de nitrogênio amoniacal obtidos. Transcorridos 24 horas de operação do processo, observou-se que o pH do efluente elevou-se de 8,5 para 12,2.

Na Figura 17 é apresentado o monitoramento dos valores de pH do efluente ao longo do processo de arraste por fluxo de ar.



**Figura 17** Monitoramento dos valores de pH do efluente ao longo do processo de arraste por fluxo de ar.

O processo de arraste por fluxo de ar vem sendo amplamente estudado, e com alguns parâmetros e eficiências descritas na literatura. GUO *et al.* (2010), fizeram o arraste com ar em diferentes valores de pH, 8 a 13, e observaram que acima do pH 11 a remoção de nitrogênio amoniacal se manteve próxima (92% para  $\approx 94\%$ ), considerando o pH ideal 11. Dessa forma com o período de 18h e vazão de ar de  $1,5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  por litro de efluente, obtiveram uma eficiência de remoção 96,6% (1750 para  $59,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ). Os autores apontaram que, o processo pode ser realizado conjuntamente com agitação forçada por dispositivos mecânicos ou apenas com altas rotações.

SILVA (2008) apresentou uma eficiência de remoção superior a 90% (1310 para  $131 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ), os resultados foram obtidos com uma vazão de ar de  $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  por litro de lixiviado, pH 12 a uma temperatura constante de  $26^\circ\text{C}$  e um tempo de aeração de 12 horas.

El-Gohary *et al.* (2013) realizaram um estudo que avaliou a remoção de nitrogênio amoniacal de lixiviado de aterro sanitário por arraste. Foram obtidos valores percentuais de eficiência de remoção de 94,5% após 24 horas de arraste. O pH do efluente ao final dos experimentos foi igual a 11. Segundo os autores, após 6 horas de arraste já foi possível observar aumento linear do pH do lixiviado (9 – 10) e em tempo de arraste superior a seis horas, não foi observado aumento significativo nos valores percentuais de remoção de  $\text{N-NH}_3$ . Desse modo, os autores concluíram que 6 horas de arraste eram suficientes para remoção de nitrogênio amoniacal do lixiviado em termos percentuais consideráveis de eficiência de remoção.

HASAR *et al.* (2009) realizaram combinações para a remoção de amônia variando o pH e a rotação, no qual a concentração inicial ficou entre  $1100\text{--}2150 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  atingindo eficiência de 76,4% de remoção, a pH 10, 90,6%, a pH 11, e de 93,2%, a pH 12, quando a vazão de ar foi mantida a  $2 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$  por litro de lixiviado, agitação a 400 rpm e tempo de retenção hidráulica de 6h. Os autores observaram que, aumentando a velocidade de agitação para 1100 rpm, na ausência de fluxo de ar, a remoção de amônia

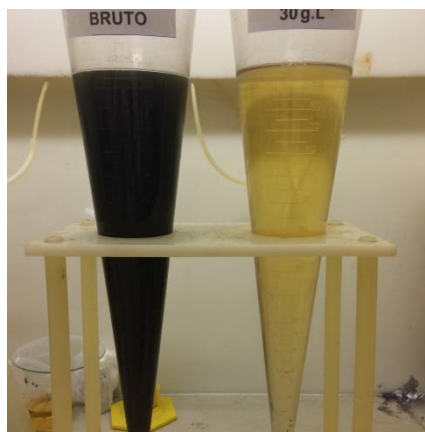


atingiu 66,4%, a pH 10, 91,7%, a pH 11, e de 93,3%, a pH 12. No mesmo tempo de retenção hidráulica e com a inserção de vazão de ar de 2 L.min<sup>-1</sup> houve pequena melhora.

Um problema da utilização do arraste de nitrogênio amoniacal por fluxo de ar é que a amônia passa para fase gasosa, dessa forma, o processo deve conter um sistema de recolhimento. FERRAZ (2010) apresentou uma eficiência de recolhimento da amônia, próxima a 80%, utilizando uma solução de ácido sulfúrico e água deionizada. O autor comenta que essa solução é passível de se utilizar como fonte de nitrogênio para fabricação de compostos que podem ser utilizados como condicionante de solos.

Adicionalmente, neste estudo, optou-se por realizar avaliação do parâmetro DQO ao longo do processo de arraste, apesar dessa tecnologia não ser apontado na literatura, assim como mencionado no capítulo 2 deste trabalho, como a mais apropriada para remoção de matéria orgânica do efluente. Porém, ainda assim, observou-se que durante o processo, a concentração de DQO foi reduzida de 2590 para 1987 mg.L<sup>-1</sup>, cerca de 23% de eficiência de remoção. Essa redução percentual em termos de DQO, pode ser atribuída a perda de material orgânico por volatilização.

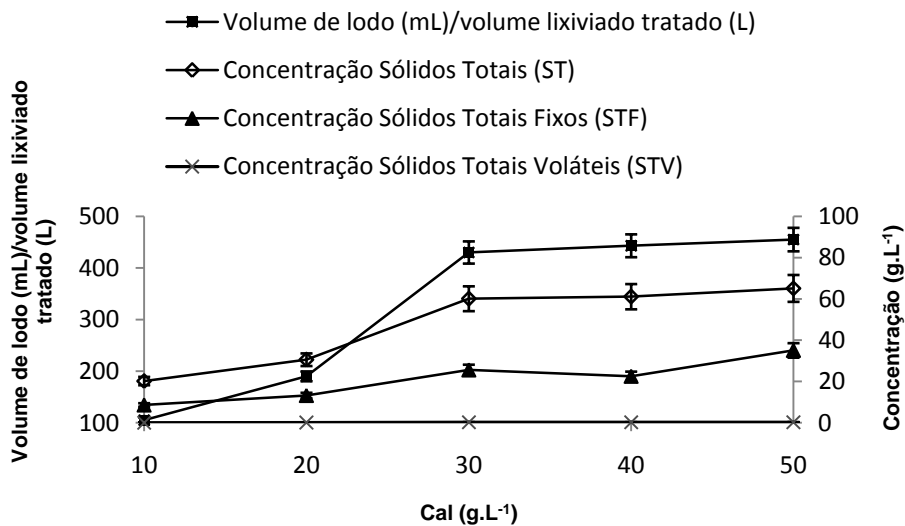
Na Figura 18 é apresentada uma imagem do aspecto visual do lixiviado bruto e do efluente após aplicação do processo de coagulação-floculação em concentração ideal de cal (30 g.L<sup>-1</sup>), arraste por fluxo de ar em vazão de 1,33 L ar.min<sup>-1</sup> por litro de efluente e tempo de retenção hidráulica de 24h.



**Figura 18 Aspecto visual do lixiviado bruto e do efluente após aplicação do processo de coagulação-floculação em concentração ideal de cal ( $30 \text{ g.L}^{-1}$ ) e arraste por fluxo de ar em vazão de  $1,33 \text{ L ar.min}^{-1}$  por litro de efluente e tempo de residência hidráulica de 24h.**

#### 4.2.3 Quantificação e caracterização do lodo gerado no processo

Na Figura 19, são apresentados os resultados de caracterização do lodo gerado no processo de coagulação-floculação com cal ( $10 - 50 \text{ g.L}^{-1}$ ) em relação a concentração de sólidos totais, sólidos totais fixos e sólidos totais voláteis, bem como a quantificação do lodo em mL por litro de lixiviado tratado.



**Figura 19** Quantificação e caracterização do lodo gerado no processo de coagulação-floculação em concentração de 10 a  $50 \text{ g.L}^{-1}$  de cal.

Observa-se que, a maior concentração de sólidos totais fixos em relação aos sólidos totais voláteis, demonstra a presença preponderante de material inorgânico no lodo gerado através do processo de tratamento com cal, assim como esperado e descrito na literatura (NOVAES, 2018; RENO *et al.*, 2008).

Em relação à formação de lodo, observa-se um aumento da quantidade de lodo gerado com o aumento da concentração do coagulante utilizado. O processo de coagulação-floculação em concentração ideal de cal ( $30 \text{ g.L}^{-1}$ ) removeu cerca de 48% de DQO e 32% de condutividade, este último, relacionado ao conteúdo de sais do efluente (RENO *et al.*, 2008), para cada 430 mL de lodo gerado por litro de lixiviado tratado.

Na Figura 20 é apresentado uma imagem do aspecto visual do efluente e do lodo gerado após aplicação do processo de coagulação-floculação em concentração ideal de coagulante ( $30 \text{ g.L}^{-1}$ ).



**Figura 20 Aspecto visual do efluente e do lodo gerado após aplicação do processo de coagulação-floculação em concentração ideal de coagulante ( $30 \text{ g.L}^{-1}$ ) (430 mL de lodo gerado por litro de efluente tratado).**

Novaes (2018) avaliou a geração de lodo em tratamentos primários de lixiviado de aterro sanitário. Foram realizados ensaios de coagulação-floculação utilizando os coagulantes óxido de cálcio, cloreto férrico e sulfato de alumínio nos lixiviados dos aterros sanitário de Seropédica e de Gericinó (RJ). Os testes com cal foram realizados variando-se a concentração do coagulante. Uma vez determinadas as condições ideais do processo de tratamento, o lodo gerado foi analisado e classificado de acordo com os critérios estabelecidos pela Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT), Norma Brasileira - NBR 10.004 de 2004. Segundo o autor, para o lixiviado do aterro sanitário de Seropédica (RJ), o processo de coagulação-floculação em concentração ideal de cal ( $16 \text{ g.L}^{-1}$ ), removeu cerca de 41% da DQO para cada 163 mL de lodo gerado por volume de efluente tratado e o lodo gerado no processo foi classificado como resíduo sólido não-perigoso (Classe II). Ainda de acordo com o autor, os coagulantes avaliados apresentaram vantagens e desvantagens no tratamento dos lixiviados dos aterros estudados. No entanto, a utilização da cal apresenta a melhor relação remoção do poluente por volume de lodo gerado.

De acordo com Santana-Silva (2008), o lodo precipitado pode conter diversos compostos, como: hidróxido de cálcio, carbonato de cálcio, fósforo precipitado, nitrogênio orgânico. Dessa forma, poderia ser facilmente utilizado como fertilizante ou até mesmo na correção de solos ácidos.

Novaes (2018) afirma que em relação a geração de lodo no aterro sanitário de Seropédica (RJ), são gerados em média 800 m<sup>3</sup> de lixiviado.dia<sup>-1</sup>. Com a relação 41,89 g de lodo seco.L<sup>-1</sup> de lixiviado, obtida no trabalho realizado pelo autor, tem-se uma média de 33.512 kg de lodo seco.dia<sup>-1</sup>, os quais são dispostos no próprio aterro. Considerando que o aterro recebe em média 10.000 toneladas de rejeitos por dia, o valor de lodo que é enviado ao aterro corresponde a cerca de 0,34% do total de rejeitos. Grande parte desse lodo, cerca de 90%, é composto, preponderantemente, de material inorgânico (não-volátil). Ademais, de acordo com Renou *et al.* (2008), o processo de tratamento de lixiviados com cal, produz um lodo quimicamente inerte que pode ser armazenado em local apropriado ou disposto em aterros sanitários.

### 4.3 Nanofiltração

#### 4.3.1 Permeabilidade hidráulica inicial das membranas SR100 e NP030

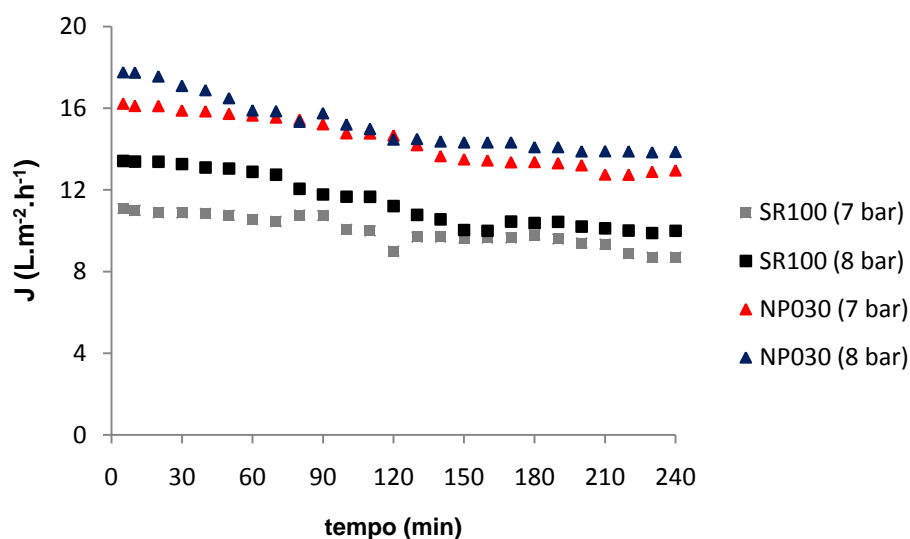
Segundo Habert *et al.* (2006), no caso de solvente puro (água destilada e microfiltrada), admitindo-se que a membrana seja inerte em relação ao solvente e que ela não se deforme pela ação da pressão, o fluxo permeado apresentará uma dependência linear com a pressão. O coeficiente angular desta reta representará a permeabilidade hidráulica para o solvente em questão.

As membranas de nanofiltração foram testadas em relação ao fluxo permeado (J) para pressões diferentes (6, 7, 8 e 9 bar) em vazão de recirculação de 120 L.h<sup>-1</sup> utilizando água destilada para obtenção do valor da permeabilidade hidráulica inicial das membranas SR100 e NP030.

O valor da permeabilidade hidráulica obtida através do teste de permeabilidade para a membrana SR100 e NP030 foi de 1,70 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.bar<sup>-1</sup> e 2,38 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.bar<sup>-1</sup>, respectivamente. Os valores obtidos são condizentes com a faixa de valores fornecida pelo fabricante (Tabela 12). É importante ressaltar que a permeabilidade hidráulica inicial das membranas depende de vários parâmetros, entre eles, a porosidade, espessura da membrana, tortuosidade e tamanho do poro (HARBET *et al.*, 2006).

#### 4.3.2 Processo de filtração

Inicialmente, para as duas membranas utilizadas neste estudo (SR100 e NP030), foi avaliado o fluxo permeado com o tempo, retornando a corrente de permeado ao tanque de alimentação, para as pressões de 7 e 8 bar, em vazão de recirculação de 120 L.h<sup>-1</sup>. Os resultados são apresentados na Figura 21.



**Figura 21 Monitoramento do fluxo permeado do efluente proveniente do tratamento com cal em concentração ideal de coagulante (30 g.L<sup>-1</sup>) durante o processo de nanofiltração com as membranas SR100 e NP030, à pressão de 7 e 8 bar.**

Pela análise dos fluxos permeados obtidos durante o processo de filtração das membranas SR100 e NP030, constata-se que o fluxo permeado nas duas pressões avaliadas, é maior na membrana NP030, isso pode ser explicado comparando-se a retenção nominal das membranas, 200 Da para membrana SR100 e 400 Da para NP030, assim como apresentado na Tabela 12 do capítulo 3.

Para membrana SR100, observou-se que durante o processo de nanofiltração à pressão de 7 bar, após 1h30 de operação, ocorreu acentuada queda do fluxo permeado com o tempo, muito provavelmente, provocado pelo aumento da concentração das espécies presentes no efluente próximo a superfície da membrana. O fluxo permeado após 4h de filtração foi reduzido de 11 para 8,7 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>. Essa queda do fluxo permeado traz indícios que existem interações entre os poluentes presentes no efluente e a membrana, o que pode levar a formação de *fouling* e/ou polarização por concentração na camada de filtração, reduzindo o fluxo de permeado do processo. Por outro lado, a operação do sistema a 8 bar apresentou fluxo permeado na faixa de 13 a 10 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.

Em contrapartida, durante o processo de filtração com a membrana NP030, observou-se que após 1h de operação do sistema a 8 bar, o fluxo permeado apresentou queda acentuada semelhante a observada com a membrana SR100 e, nesse caso, se igualou, aproximadamente, ao valor de fluxo permeado obtido no processo de filtração a 7 bar. A pressão de 7 bar, o sistema apresentou fluxo permeado na faixa de 16 – 13 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> e a 8 bar, a faixa de fluxo permeado observada foi de 18 – 14 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>.

Sir *et al.* (2012) destaca que a queda contínua do fluxo permeado ao longo dos processos de separação por membranas, está associada também a outros fenômenos, como por exemplo, a adsorção de ácidos húmicos e fúlvicos na superfície da membrana, podendo provocar o *fouling* da membrana e levar a fluxos permeados extremamente baixos, inviabilizando o processo.

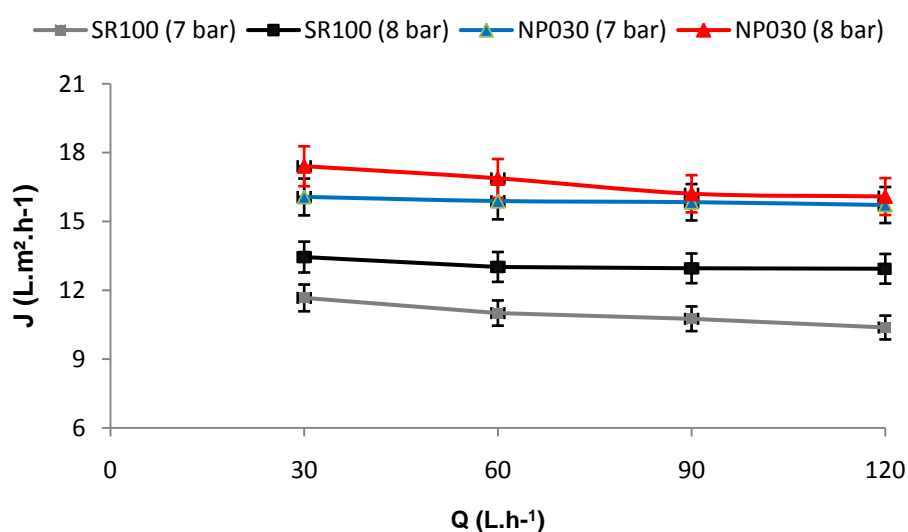
Evidencia-se que, a seleção da membrana a ser utilizada depende de diversos fatores, tais como, permeabilidade hidráulica e fluxo de permeado, já a seleção dos módulos deve levar em consideração fatores como: fator de empacotamento, polarização por concentração, custos, características da operação e da solução a ser permeada; limpeza, substituição e manutenção das membranas (HABERT *et al.*, 2006). Essa escolha, deve ser analisada caso a caso, sendo baseada, geralmente, em estudos com plantas pilotos de modo a minimizar o efeito de deterioração da membrana e prolongar o tempo de vida útil do sistema.

Ademais, o desempenho das membranas é avaliado pela seletividade, propriedades mecânicas, químicas e estabilidade térmica do material. Além disso, a morfologia e a natureza do material que a constitui define o tipo de aplicação e a eficiência da separação (BAKER, 2004; HABERT *et al.*, 2006). Ressalta-se, tendo em vista o escopo deste trabalho e os fatores intrínsecos associados à pesquisa científica, que a avaliação dos fluxos permeados em diferentes pressões, foi realizada como um indicativo de condições



operacionais adequadas para a rota de tratamento proposta, dada as condições disponíveis para elaboração deste estudo.

Posteriormente, avaliou-se o fluxo permeado em função da vazão de recirculação, nas pressões de 7 e 8 bar, após 1h de operação do sistema. Na Figura 22 são apresentados os valores de fluxo permeado obtidos no processo de filtração com as membranas SR100 e NP030 a 7 e 8 bar em vazões de recirculação de 30, 60, 90 e 120 L.h<sup>-1</sup>.



**Figura 22 Fluxo permeado obtidos no processo de filtração com as membranas SR100 e NP030 a 7 e 8 bar em vazões de recirculação de 30, 60, 90 e 120 L.h<sup>-1</sup>.**

No caso de solvente puro, quanto maior a pressão, maior o fluxo permeado. Porém, em outros casos, além de certo limite o aumento da pressão pode ser prejudicial para a membrana, pois pode ocorrer a compactação da membrana e a intensificação da camada gel, diminuindo o fluxo permeado e alterando a eficiência do sistema (HABERT et al., 2006). Em contrapartida, a vazão de recirculação do sistema exerce influência sobre o fluxo permeado, visto que, segundo Moravia (2010), o aumento dessa vazão, em um sistema que opera por escoamento tangencial, pode melhorar a mistura próxima à superfície da membrana e controlar a polarização por concentração, desta forma, conseqüentemente, haverá um aumento do fluxo permeado do processo de filtração.

No processo de nanofiltração deste estudo, observou-se que não só para a membrana SR100, assim como para a membrana NP030, a variação da vazão de recirculação do sistema teve pouca influência sobre os valores de fluxo permeado obtidos. Tavares e Brião (2012) avaliaram o efeito da pressão e da velocidade tangencial sobre o fluxo permeado em um sistema de filtração do tipo espiral e observaram que quanto maior a pressão e a velocidade tangencial do sistema, maior o fluxo permeado. Observa-se que, neste trabalho, provavelmente, devido a elevada faixa de variação da vazão de recirculação do sistema, pouco foi a influência sobre os valores de velocidades tangenciais e, conseqüentemente, a variação do valor de fluxo permeado do processo foi ínfimo. Provavelmente, em um intervalo de variação da vazão de recirculação do sistema menor, haja maior impacto sobre os valores das velocidades tangenciais e por conseguinte, do fluxo permeado.

À pressão de 7 bar, na faixa de vazão de recirculação avaliada, o fluxo permeado da membrana SR100 oscilou entre 11,6 e 10,3  $L.m^{-2}.h^{-1}$ , enquanto que para membrana NP030, esse valor foi de 16,0 à 15,7  $L.m^{-2}.h^{-1}$ . Em pressão superior, a faixa de valores foi de 13,5 – 12,9  $L.m^{-2}.h^{-1}$  (SR100) e 17,4 – 16,1  $L.m^{-2}.h^{-1}$  (NP030).

Dado os resultados obtidos, o processo de nanofiltração do efluente proveniente do tratamento com cal, foi realizado em pressão operacional de 8 bar e vazão de recirculação de 30  $L.h^{-1}$ . Na Tabela 15 são apresentados os valores dos parâmetros de efluentes líquidos do permeado obtidos após processo de filtração com as membranas SR100 e NP030.

**Tabela 15 Caracterização do permeado obtido após processo de nanofiltração com as membranas SR100 e NP030 a pressão operacional de 8 bar e vazão de recirculação de 30 L.h<sup>-1</sup>.**

| Parâmetros                                 | Nanofiltração |        |       |        |        |       |
|--|---------------|--------|-------|--------|--------|-------|
|  | SR100         |        |       | NP030  |        |       |
|  | Mínimo        | Máximo | Média | Mínimo | Máximo | Média |
| pH   | 7,8           | 8,3    | 8,0   | 7,9    | 8,2    | 8,1   |
| DQO (mg.L <sup>-1</sup> )                  | 174           | 205    | 193   | 220    | 278    | 249   |
| SH (mg.L <sup>-1</sup> )                   | 75            | 98     | 84    | 95     | 121    | 109   |
| ABS 254 nm                                 | 2,46          | 3,44   | 2,88  | 2,55   | 3,07   | 2,87  |
| N-NH <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )    | 7,9           | 10,2   | 8,9   | 5,6    | 12,5   | 9,4   |
| Cor verdadeira (mg Pt-Co.L <sup>-1</sup> ) | 67            | 97     | 83    | 110    | 135    | 122   |
| Cl <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )      | 225           | 371    | 298   | 302    | 343    | 318   |
| Condutividade (mS.cm <sup>-1</sup> )       | 6,34          | 7,21   | 6,85  | 9,00   | 9,32   | 9,18  |
| Turbidez (NTU)                             | 0,25          | 0,56   | 0,40  | 0,50   | 1,10   | 0,77  |

O processo de nanofiltração foi eficiente quanto a remoção de matéria orgânica presente no efluente proveniente do processo de tratamento com cal, em concentração ideal de coagulante (30 g.L<sup>-1</sup>), arraste por fluxo de ar (1,33 L ar.min<sup>-1</sup> por litro de lixiviado tratado) e tempo de retenção hidráulica de 24h. Para a membrana SR100 foram obtidos percentuais de remoção de, aproximadamente, 91%, 78% e 94% em termos de DQO, ABS 254 nm e cor verdadeira, respectivamente. Enquanto que para a membrana NP030, foram obtidos percentuais de remoção de 89%, 78% e 91% em relação aos mesmos parâmetros descritos.

A concentração de substâncias húmicas foi reduzida consideravelmente e seu valor final correspondeu a uma redução de 90% e 87% da concentração presente no efluente após tratamento com cal, dado o processo de filtração com as membranas SR100 e NP030, respectivamente.

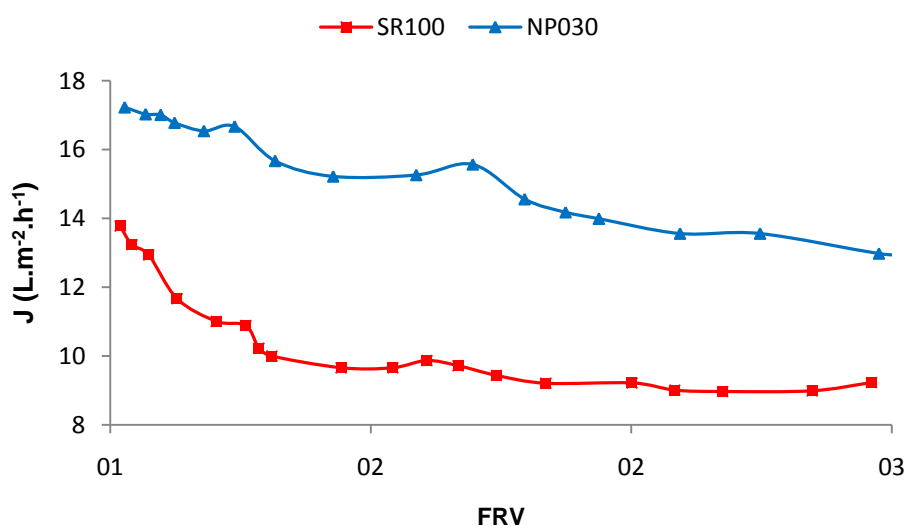
O sobrenadante obtido no processo de tratamento com cal apresentou valor de condutividade 45% e 27% superior ao permeado obtido após NF com as membranas SR100 e NP030. Normalmente, a condutividade aumenta ao

longo dos processos de tratamento químico (introdução de sais coagulantes e carbonatos/bicarbonatos gerados pela degradação da matéria orgânica), entretanto, o que foi observado no pré-tratamento é que ocorrem precipitações químicas de sais orgânicos e inorgânicos, assim como descrito no item 4.2.1 deste capítulo, e com isso há a redução da condutividade. Segundo Habert *et al.* (2006), o processo de nanofiltração é pouco eficiente na remoção de sais, pois é capaz de reter espécies moleculares com massa molar variando entre 500 e 2000 Dalton, ainda assim, foi observado percentuais de remoção de  $\text{Cl}^-$  superiores a 40% após processo de NF.

Reis (2014) reportou percentuais de remoção de íons cloreto de 84% após aplicação de processo de nanofiltração. O autor destaca que, o cloreto é um ânion monovalente, não sendo característica da membrana de nanofiltração a remoção desse tipo de íon. Entretanto, sua remoção pode ocorrer devido a precipitação de íons cloreto na membrana, ou mesmo pelo cotransporte de íons, a fim de manter a eletroneutralidade da membrana. Em matrizes aquosas complexas, como os efluentes, a presença de uma grande variedade de íons faz com que esses apresentem também uma grande variedade de interações complexas. A retenção de alguns íons de maior tamanho e valência pela membrana faz com que, para que se mantenha a eletroneutralidade, outros íons também sejam retidos ou, contrariamente, sejam forçados a passar pela membrana, dependendo das forças iônicas envolvidas. Como dito anteriormente, a complexa variedade na composição do lixiviado dificulta a predição de percentuais de eficiência de remoção de íons.

Finalmente, o processo de separação por membrana foi operado em batelada, onde a corrente de permeado foi coletada até que se atingisse determinado fator de redução do volume (FRV), definida neste estudo como 2,5, o que corresponde a um rendimento ou recuperação do módulo ou elemento de membrana de 60%. O tanque do PSM foi alimentado com 3 litros de efluente proveniente do tratamento com cal, operou durante cerca de 5h a pressão de 8 bar e vazão de recirculação de  $30 \text{ L.h}^{-1}$ . Ressalta-se que a

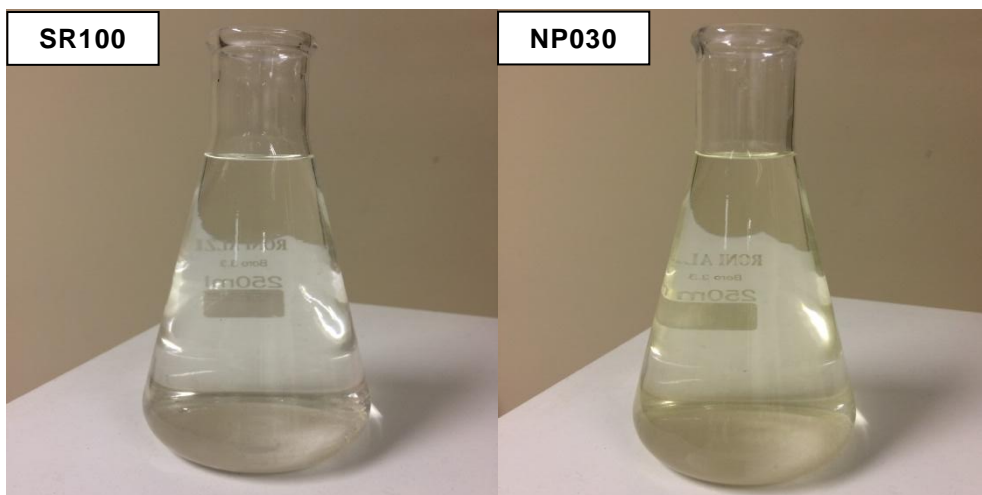
definição do rendimento para o processo de filtração deste estudo, foi a partir do trabalho realizado por Amaral *et al.* (2016). Na Figura 23 é apresentado o monitoramento do fluxo permeado do processo de filtração com as membranas SR100 e NP030 em função do FRV.



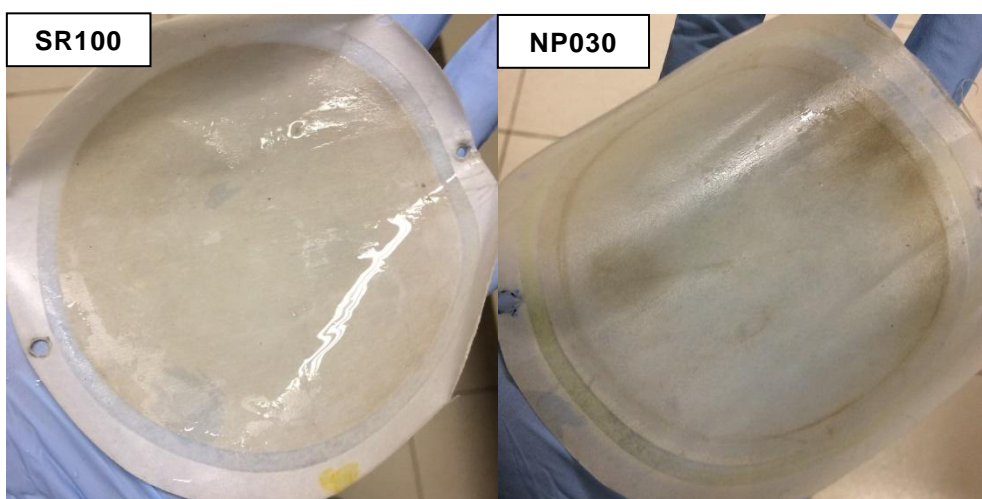
**Figura 23** Variação do fluxo permeado em função do fator de redução de volume (FRV) do processo de nanofiltração (Pressão operacional de 8 bar, vazão de recirculação de 30 L.h<sup>-1</sup> e 5h de operação).

Observou-se que, ao longo do processo de filtração, até obtenção de um rendimento de 60%, o fluxo permeado do processo de nanofiltração com a membrana SR100 apresentou redução percentual de 33%, enquanto que para membrana NP030 a queda do fluxo permeado foi de 25%, aproximadamente.

Na Figura 24 é apresentado uma imagem dos permeados obtidos após processo de nanofiltração com as membranas SR100 e NP030. Uma imagem das membranas ao término do processo de filtração é apresentada na Figura 25.



**Figura 24** Imagem do aspecto visual dos permeados obtidos após processo de nanofiltração com as membranas SR100 e NP030.



**Figura 25** Aspecto das membranas SR100 e NP030 após processo de nanofiltração realizado neste estudo.

#### 4.4 Tratamento combinado

Após o estabelecimento das condições ideais de operação dos processos de tratamento com cal e nanofiltração, o processo combinado proposto neste estudo foi operado de forma a avaliar conjuntamente a eficiência de remoção dos parâmetros de poluição de efluentes líquidos. A coagulação-floculação ocorreu em condição ideal de cal ( $30 \text{ g.L}^{-1}$ ), mistura rápida por 1 min a 150 rpm, mistura lenta por 30 min a 50 rpm e decantação durante 30 min. O sobrenadante obtido foi submetido a arraste por fluxo de ar ( $1,33 \text{ L ar.min}^{-1}$  por litro de efluente). Em seguida, 3 L do efluente proveniente do tratamento com cal foi nanofiltrado com as membranas SR100 e NP030 a pressão operacional de 8 bar e vazão de recirculação de  $30 \text{ L.h}^{-1}$ , recolhendo-se o permeado até a obtenção de um fator de redução de volume de 2,5.

Na Tabela 16 são apresentados os resultados dos parâmetros de poluição do lixiviado bruto, efluente tratado com cal em concentração ideal de cal ( $30 \text{ g.L}^{-1}$ ), arraste de fluxo por ar ( $1,33 \text{ L ar.min}^{-1}$  por litro de efluente e tempo de retenção hidráulica de 24h) e nanofiltração com as membranas SR100 e NP030 (pressão operacional de 8 bar e vazão de recirculação de  $30 \text{ L.h}^{-1}$ ).

**Tabela 16** Parâmetros de poluição do lixiviado bruto, efluente tratado com cal em concentração ideal de cal (30 g.L<sup>-1</sup>), arraste de fluxo por ar (1,33 L ar.min<sup>-1</sup> por litro de efluente e tempo de retenção hidráulica de 24h) e nanofiltração com as membranas SR100 e NP030 (pressão operacional de 8 bar e vazão de recirculação de 30 L.h<sup>-1</sup>).

| Parâmetros                                 | Lixiviado Bruto |        |             | C-F/Arraste com ar          |        |              | Nanofiltração |        |             |        |        |             |
|--|-----------------|--------|-------------|-----------------------------|--------|--------------|---------------|--------|-------------|--------|--------|-------------|
|  | Mínimo          | Máximo | Média       | Cal (30 g.L <sup>-1</sup> ) |        |              | SR100         |        |             | NP030  |        |             |
|  | Mínimo          | Máximo | Média       | Mínimo                      | Máximo | Média        | Mínimo        | Máximo | Média       | Mínimo | Máximo | Média       |
| pH   | 7,7             | 8,2    | <b>8,0</b>  | 10,7                        | 11,5   | <b>11,1</b>  | 7,8           | 8,3    | <b>8,0</b>  | 8,0    | 8,3    | <b>8,1</b>  |
| DQO (mg.L <sup>-1</sup> )                  | 4330            | 4690   | <b>4522</b> | 2116                        | 2368   | <b>2258</b>  | 174           | 205    | <b>193</b>  | 220    | 278    | <b>249</b>  |
| SH (mg.L <sup>-1</sup> )                   | -               | -      | <b>1466</b> | 782                         | 866    | <b>821</b>   | 75            | 98     | <b>84</b>   | 95     | 121    | <b>109</b>  |
| ABS 254 nm                                 | 26,29           | 27,01  | <b>26,7</b> | 12,98                       | 13,38  | <b>13,25</b> | 2,46          | 3,44   | <b>2,88</b> | 2,55   | 3,07   | <b>2,87</b> |
| N-NH <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )    | 1150            | 1851   | <b>1512</b> | 10,9                        | 18,5   | <b>14,8</b>  | 7,9           | 10,2   | <b>8,9</b>  | 5,6    | 12,5   | <b>9,4</b>  |
| Cor verdadeira (mg Pt-Co.L <sup>-1</sup> ) | 5560            | 7640   | <b>6391</b> | 1120                        | 1430   | <b>1290</b>  | 67            | 97     | <b>83</b>   | 110    | 135    | <b>122</b>  |
| Cl <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )      | 890             | 1327   | <b>887</b>  | 523                         | 632    | <b>585</b>   | 225           | 371    | <b>298</b>  | 302    | 343    | <b>318</b>  |
| Condutividade (mS.cm <sup>-1</sup> )       | 14,57           | 20,45  | <b>19</b>   | 12,48                       | 12,57  | <b>12,53</b> | 6,34          | 7,21   | <b>6,85</b> | 9,00   | 9,32   | <b>9,18</b> |
| Turbidez (NTU)                             | 110             | 120    | <b>110</b>  | 36                          | 45     | <b>39</b>    | 0,25          | 0,56   | <b>0,40</b> | 0,50   | 1,10   | <b>0,77</b> |



Considerando as características do lixiviado bruto descritas no item 4.1 deste capítulo, observou-se que a etapa de tratamento com cal, nas condições ideais definidas para o processo, foi eficiente na remoção de matéria orgânica recalcitrante, cor verdadeira e nitrogênio amoniacal do efluente. A concentração de Demanda Química de Oxigênio (DQO), substâncias húmicas (SH) e cor verdadeira, foram reduzidas à concentrações de 2258 mg.L<sup>-1</sup>, 821 mg.L<sup>-1</sup> e 1290 mg Pt-Co.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Adicionalmente, a concentração de nitrogênio amoniacal (N-NH<sub>3</sub>), através do pré-tratamento proposto, foi reduzida a uma concentração compatível com o limite de descarte estabelecido na Resolução CONAMA nº 430 de 2011. O valor final após aplicação do tratamento com cal foi de 14,8 mg N-NH<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>, sendo o limite de descarte estabelecido pela legislação de 20 mg.L<sup>-1</sup> (BRASIL, 2011).

Castro e Santos (2010) avaliaram o processo de nanofiltração (NF) pós coagulação-floculação no tratamento do lixiviado do aterro metropolitano de Gramacho (RJ) e demonstraram a eficiência da NF para remoção de matéria orgânica do efluente. Foram obtidas remoções percentuais de 67%, 81% e 78% no PSM em relação as concentrações de Carbono Orgânico Total (COT), Demanda Química de Oxigênio (DQO) e absorvância a 254 nm (ABS 254 nm), respectivamente.

Trebouet *et al.* (2001) buscaram a sinergia do tratamento físico-químico (modificação de pH, filtração e coagulação-floculação com FeCl<sub>3</sub>) para remover contaminantes potenciais, incluindo substâncias orgânicas e inorgânicas dissolvidas, coloides e partículas em suspensão, seguido do Processo de Separação por Membranas (PSM) de nanofiltração. O lixiviado escolhido para os testes da viabilidade do tratamento proposto foi proveniente do Aterro de Saint-Nazaire localizado na França, com características de aterro estabilizado e alta concentração de SH. O resultado mostrou uma redução de 70-80% da DQO em relação ao lixiviado bruto, conseguindo atingir os padrões de descarte da legislação francesa (120 mg O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>).

Moravia (2010) mostrou que para atingir uma boa eficiência no tratamento do lixiviado do Aterro de Belo Horizonte foi necessária à combinação de processos físico-químicos seguido de duas técnicas de PSM sequenciais, a microfiltração (MF) e a nanofiltração (NF). O resultado apresentado por Moravia (2010) quanto a operação da microfiltração pós pré-tratamento do efluente foi de um fluxo de permeado médio de  $50,3 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  na ausência de retrolavagem, e o fluxo médio na presença da operação de retrolavagem foi de  $95,0 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ . Valores próximos aos alcançados pela Rota 2 (pré-tratado físico-químico seguido de nanofiltração), que obteve fluxo médio de  $81,93 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  nos ensaios com retrolavagem e de  $41,53 \text{ L.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$  sem retrolavagem, ambos nas mesmas condições operacionais. Com o tratamento na íntegra (físico-químico+MF+NF), o autor obteve eficiência de redução de cor real de 99,6%, sólidos totais de 99,4% e matéria orgânica em termos de DQO de 98,4%.

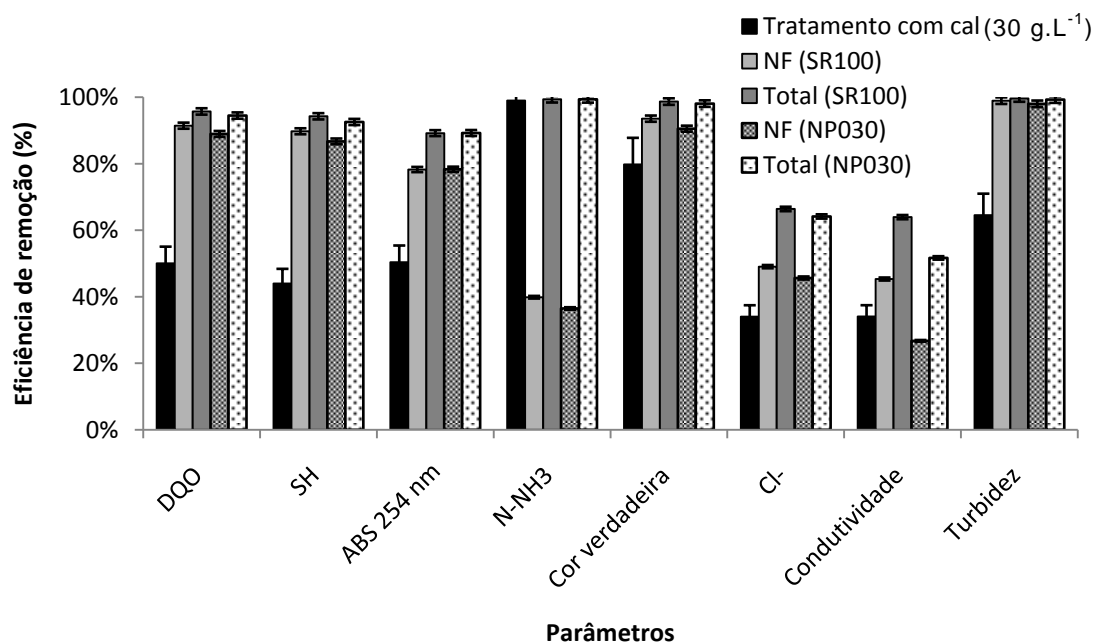
Destacam-se outros trabalhos encontrados na literatura, onde avaliou-se o processo de nanofiltração como etapa posterior a tratamentos físico-químicos: Mariam e Ngheim (2010) obtiveram percentuais de remoção de 89% e 93% de Carbono Orgânico Total (COT) e DQO do lixiviado proveniente de um aterro sanitário na Austrália. Top *et al.* (2011) observaram eficiência de remoção de matéria orgânica do lixiviado oriundo do aterro sanitário de Sтамbul (Turquia) em torno de 92%. De Almeida e Campos (2017) avaliaram a aplicação do processo de nanofiltração como etapa de polimento final do lixiviado do aterro sanitário de Seropédica, pós tratamento físico-químico, e obtiveram percentuais de remoção de 95% de COT e 91% de DQO.

De modo geral, observa-se que a tecnologia de membranas já é descrita na literatura para tratamento de lixiviado de aterro sanitário desde a década de 1990. De fato, Gierlich e Kolbach (1998) já mencionavam que a tecnologia de membranas era amplamente usada nos países europeus no tratamento de lixiviados de aterro sanitário. Peters (1998) utilizou processos de nanofiltração para tratar o lixiviado de aterros sanitários na Alemanha,

conseguindo reduzir o volume do efluente em torno de 75 a 80%, reinjetando o concentrado no aterro.

No Brasil, a estação de tratamento de lixiviado do aterro metropolitano de Gramacho (RJ) conta com uma unidade de nanofiltração como etapa final do tratamento do efluente. Segundo Giordano (2002), a vazão de concentrado é de cerca de 20% da vazão total de alimentação introduzida nas membranas. O concentrado é retornado para uma lagoa de equalização. A eficiência de remoção total do sistema é de 99,9% para cor, 94% para a DQO e 97% para a Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO).

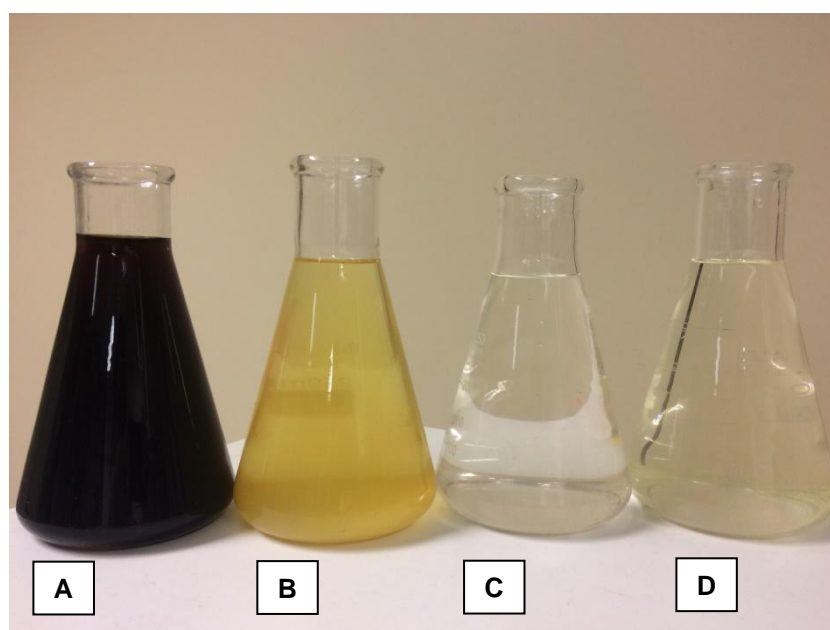
Neste trabalho, observou-se que a aplicação do processo de NF, posterior ao tratamento físico-químico, foi eficiente como etapa complementar para remoção dos parâmetros de poluição do efluente. Na Figura 26 é apresentado os percentuais de eficiência de remoção do tratamento com cal, nanofiltração (membranas SR100 e NP030) e tratamento combinado realizado neste estudo.



**Figura 26** Percentuais de remoção dos parâmetros de poluição de efluentes do tratamento com cal, nanofiltração (membranas SR100 e NP030) e processo combinado, em condições ideais, avaliados neste estudo.

O processo de tratamento combinado com a membrana SR100 apresentou remoções percentuais de DQO, SH, ABS 254 nm, cor verdadeira e nitrogênio amoniacal de 96%, 94%, 89%, 99% e 99%, respectivamente. Por outro lado, com a membrana NP030, os percentuais de remoção foram de 94%, 93%, 89%, 98% e 99%, respectivamente, para os mesmos parâmetros. Destaca-se que, neste trabalho, o processo de nanofiltração foi realizado em uma única etapa, diferentemente do que ocorre nos sistemas de filtração por membranas da estação de tratamento de lixiviado do aterro de São Gonçalo (RJ), onde o permeado do processo de filtração é recirculado e passa novamente no sistema de permeação para enquadrar o efluente nos padrões de descarte (LOBLICH, 2014).

Na Figura 27 é apresentado uma fotografia do aspecto visual do lixiviado bruto, efluente após tratamento com cal e após processo de nanofiltração com as membranas SR100 e NP030.



**Figura 27 Aspecto visual do efluente após aplicação do processo de tratamento do lixiviado proposto (A: lixiviado bruto; B: efluente após tratamento com cal; C: efluente após nanofiltração (membrana SR100); D: efluente após nanofiltração (membrana NP030)).**

#### 4.5 Estimativa preliminar de custos

A análise preliminar de custos do processo de tratamento do lixiviado proposto neste trabalho foi realizada através dos custos de capital (CAPEX), custos de operação (OPEX) e custo total (CT). Na Tabela 17 estão apresentados os parâmetros operacionais e as variáveis de projeto calculadas assim como descrito no item 3.5 deste estudo.

**Tabela 17 Parâmetros operacionais e variáveis de projeto.**

| <b>Cálculo da vazão de alimentação do PSM</b>      |                   |                                    |           |
|--|-------------------|------------------------------------|-----------|
| Recuperação  |                   | %                                  | 60        |
| Vazão de alimentação                               |                   | L.h <sup>-1</sup>                  | 32534     |
| <b>Cálculo da vazão efetiva de permeado do PSM</b> |                   |                                    |           |
| Tempo de manutenção de rotina (a)                  | t <sub>mr</sub>   | min.dia <sup>-1</sup>              | 10        |
| Tempo de testes de integridade (a)                 | t <sub>ti</sub>   | min.dia <sup>-1</sup>              | 20        |
| Tempo anual de limpezas químicas (a)               | t <sub>iq</sub>   | h.ano <sup>-1</sup>                | 300       |
| Tempo diário de limpezas químicas                  |                   | min.dia <sup>-1</sup>              | 49,3151   |
| Tempo total sem produção de permeado               | t <sub>inop</sub> | min.dia <sup>-1</sup>              | 79,3151   |
| Razão de tempo operacional                         | R <sub>op</sub>   |                                    | 0,9449    |
| Vazão efetiva de permeado                          | Q <sub>e</sub>    | L.h <sup>-1</sup>                  | 34430,4   |
| Fluxo de permeado                                  | J                 | L.m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup> | 12,0      |
| Área de membrana                                   | A <sub>m</sub>    | m <sup>2</sup>                     | 2869,2    |
| <b>Cálculo da vazão de recirculação do PSM</b>     |                   |                                    |           |
| Vazão de recirculação experimental                 | Q <sub>exp</sub>  | L.h <sup>-1</sup>                  | 30        |
| Área transversal do módulo experimental            | A <sub>te</sub>   | m <sup>2</sup>                     | 0,0000291 |
| Velocidade de escoamento tangencial                | VET               | m.s <sup>-1</sup>                  | 0,2864    |
| Medida do espaçador entre as membranas             | L <sub>esp</sub>  | m                                  | 0,0006    |
| Comprimento do módulo de membranas (b)             | L <sub>mm</sub>   | m                                  | 1,06      |
| Comprimento da membrana enrolada no módulo espiral | L <sub>en</sub>   | m                                  | 2706,7944 |
| Área transversal do módulo de membranas            | A <sub>tp</sub>   | m <sup>2</sup>                     | 1,6240766 |
| Vazão de recirculação                              | Q <sub>r</sub>    | L.h <sup>-1</sup>                  | 1674305,8 |
| <b>Número de módulos de membranas</b>              |                   |                                    |           |
| Fluxo de permeado                                  | J                 | L.m <sup>-2</sup> .h <sup>-1</sup> | 12,0      |
| Área de membrana                                   | A <sub>m</sub>    | m <sup>2</sup>                     | 2869,2    |
| Área de um módulo de membrana (b)                  |                   | m <sup>2</sup>                     | 40        |
| Número de módulos de membranas                     |                   |                                    | 72        |

(a) GUERRA E PELLEGRINO (2012)

(b) BAKER (2004)

Como pode-se observar na Tabela 17, foram definidos parâmetros operacionais de projeto, tais como: vazão de alimentação do processo de nanofiltração (32534 L.h<sup>-1</sup>), considerando que durante o tratamento com cal,

seriam obtidos 57% de sobrenadante - percentual obtido no item 4.2.3 deste capítulo - sendo a vazão de alimentação de lixiviado bruto igual  $41666,7 \text{ L.h}^{-1}$  e de cal de  $15411,2 \text{ L.h}^{-1}$ , este último, dado a concentração ideal de coagulante de  $30 \text{ g.L}^{-1}$ . Por outro lado, o processo de nanofiltração operaria com eficiência de recuperação de 60%, fluxo permeado de  $12,0 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$  e a vazão de recirculação experimental considerada para estimativa da vazão de recirculação de projeto foi de  $30 \text{ L.h}^{-1}$ . O valor de fluxo permeado e vazão de recirculação foi estimado com base no observado ao longo do processo de filtração, descrito no item 4.3.2, para as membranas SR100 e NP030.

Posteriormente, foram calculadas as variáveis de projeto, as quais apontaram que para operação da estação de tratamento de lixiviado proposta neste estudo, seriam necessários para o processo de nanofiltração, uma área de membrana de  $2869,2 \text{ m}^2$  dispostas em 72 módulos do tipo espiral com  $1,06 \text{ m}$  de comprimento,  $0,2 \text{ m}$  de diâmetro e  $40 \text{ m}^2$  de área útil de membrana. Segundo comunicação pessoal (2017), a estação de tratamento de lixiviado do aterro sanitário de Seropédica, na sua configuração de tratamento atual, opera com 12 módulos de membranas tipo espiral, entretanto, não foram fornecidos dados de área de membrana e comprimento dos módulos.

#### 4.5.1 CAPEX

Na Tabela 18, são apresentados os resultados obtidos na estimativa do CAPEX do processo de tratamento do lixiviado.

**Tabela 18 Estimativa preliminar do CAPEX do processo de tratamento de lixiviado.**

| <b>Tratamento com cal</b>                                   |                     |                                  |                                  |
|---|---------------------|----------------------------------|----------------------------------|
| <b>CAPEX</b>  |                     | R\$ 2.266.483,16                 |                                  |
| <b>Nanofiltração</b>  |                     |                                  |                                  |
| <b>Membranas e housings</b>                                 |                     |                                  |                                  |
| Custo m <sup>2</sup> das membranas                          | R\$.m <sup>-2</sup> | 156,00 <sup>(1)</sup>            | 702,00 <sup>(2)</sup>            |
| Área de um módulo de membrana                               | m <sup>2</sup>      | 40                               |                                  |
| Número de módulos necessários                               |                     | 72                               |                                  |
| Custo de membranas e housings                               | R\$                 | 447.595,52                       | R\$ 2.014.179,84                 |
| <b>Bomba de recirculação</b>                                |                     |                                  |                                  |
| Vazão de recirculação experimental                          | L.h <sup>-1</sup>   | 30                               |                                  |
| Vazão de recirculação                                       | L.h <sup>-1</sup>   | 1674305,81                       |                                  |
| Vazão de recirculação                                       | gpm                 | 7372                             |                                  |
| Custo total da bomba de recirculação                        |                     | US\$ 114.019,78                  |                                  |
| Custo total da bomba de recirculação                        |                     | R\$ 444.677,14                   |                                  |
| Custo total da bomba de recirculação corrigido              |                     | R\$ 658.122,16                   |                                  |
| <b>Periféricos</b>  |                     |                                  |                                  |
| Tubulações, válvulas, estruturas, controle e instrumentação |                     | US\$ 2.237.977,60                |                                  |
| Custo de periféricos  |                     | US\$ 2.237.977,60                |                                  |
| Custo de periféricos  |                     | R\$ 8.728.112,65                 |                                  |
| <b>Construção e montagem</b>                                |                     |                                  |                                  |
| Custo de construção e montagem                              |                     | R\$ 1.877.246,96                 |                                  |
| <b>Cálculo dos custos diretos de capital</b>                |                     |                                  |                                  |
| CAPEX direto  |                     | R\$ 11.711.077,30                | R\$ 13.277.661,62                |
| <b>Custos indiretos</b>                                     |                     | R\$ 7.846.421,79                 | R\$ 8.896.033,28                 |
| <b>Cálculo do CAPEX total</b>                               |                     |                                  |                                  |
| CAPEX   |                     | R\$ 19.557.499,08 <sup>(1)</sup> | R\$ 22.173.694,90 <sup>(2)</sup> |
| <b>Cálculo do CAPEX do tratamento combinado</b>             |                     |                                  |                                  |
| CAPEX   |                     | R\$ 21.823.982,24 <sup>(1)</sup> | R\$ 24.440.178,06 <sup>(2)</sup> |

(1) BAKER (2004); GUERRA E PELLEGRINO (2012)

(2) AMARAL *et al.* (2016)

Neste trabalho, o custo de capital do tratamento com cal considerado foi estimado a partir dos custos de equipamentos apresentados no estudo elaborado por Silva *et al.* (2011) somado ao custos de instalação, construção civil, tubulações, válvulas e instrumentação, os quais, segundo os autores, corresponderiam a 125% dos custos dos equipamentos do processo. Foram

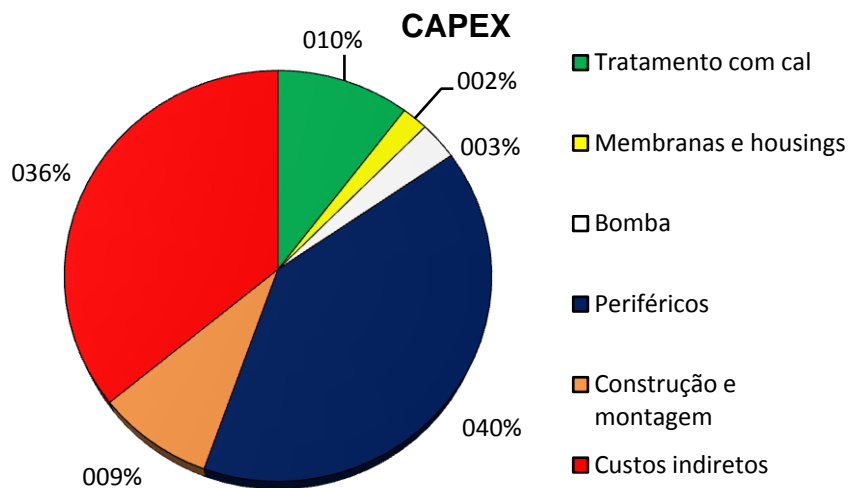
considerados para tratamento com cal, a utilização de três tanques com agitação, um soprador, nove bombas, uma coluna de arraste, uma coluna de absorção, um tanque para armazenamento de solução de lavagem dos gases provenientes do processo de arraste por fluxo de ar e um tanque para armazenamento do efluente pré-tratado (Apêndice B). Ressalta-se que no estudo elaborado por Silva *et al.* (2011), a vazão de geração de lixiviado estimada também foi de  $1000 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$ . Desse modo, os custos de capital do processo de tratamento com cal foi estimado em R\$ 2.266.483,16.

O cálculo da variável vazão de recirculação ( $Q_R$ ) de projeto da bomba igual a 7372 gpm, indicou através de consulta ao Relatório de Estimativa de Custo para Equipamentos de Processo de Loh *et al.* (2002), a necessidade de mais de uma bomba para operação do sistema de nanofiltração. Desta forma, foi considerado o custo unitário de uma bomba com capacidade de 750 gpm (US\$ 11.600,00), obteve-se o número total de bombas necessárias para operação dos sistemas, corrigido pelas informações referenciadas no *Chemical Engineering Plant Cost Index*, de modo a representar dados atualizados para 2018, obtendo-se assim, o custo total das bombas de recirculação do projeto.

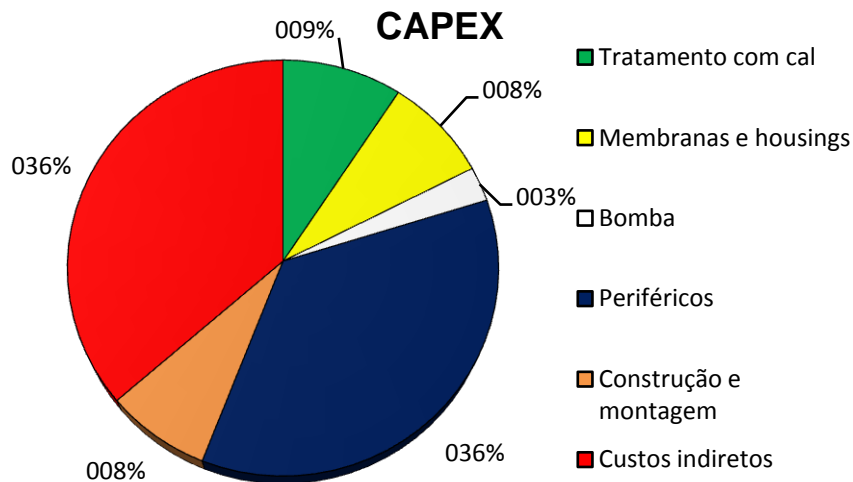
O custo de capital da estação de tratamento de lixiviado na configuração proposta neste estudo foi de R\$ 21.823.982,24 considerando-se o custo da membrana polimérica de R\$  $156,00 \cdot \text{m}^{-2}$  apresentado por Baker (2004); Guerra e Pellegrino (2012), e de R\$ 24.440.178,06 no cenário em que o custo do  $\text{m}^2$  de membrana foi de R\$ 702,00, assim como apontado por Amaral *et al.* (2016).

Os gráficos das Figuras 28 e 29 demonstram a composição relativa dos custos de investimento apresentados na Tabela 18, considerando-se o custo do  $\text{m}^2$  de membrana apresentado por Baker (2004); Guerra e Pellegrino (2012) e Amaral *et al.* (2016), respectivamente.





**Figura 28** Percentual relativo dos custos que compõem os valores de CAPEX<sup>(1)</sup>



**Figura 29** Percentual relativo dos custos que compõem os valores de CAPEX<sup>(2)</sup>

Com relação aos custos de capital, sobressai-se os gastos com periféricos, os quais contabilizam a aquisição de equipamentos, válvulas, tubulações e instrumentação. Ressalta-se que, os custos com periféricos, assim como descrito no item 4.5.1, é relacionado ao m<sup>2</sup> de membrana utilizado no sistema de permeação. Adicionalmente, o custo com membranas, contabilizaram 2,05% no cenário em que o custo da membrana polimérica é de R\$ 156,00. m<sup>-2</sup> e 8,24%, considerando-se o valor apresentado por Amaral *et al.* (2016) (R\$ 702,00.m<sup>-2</sup>).

#### 4.5.2 OPEX

Na Tabela 19 são apresentados os resultados obtidos na estimativa do OPEX do processo de tratamento do lixiviado.

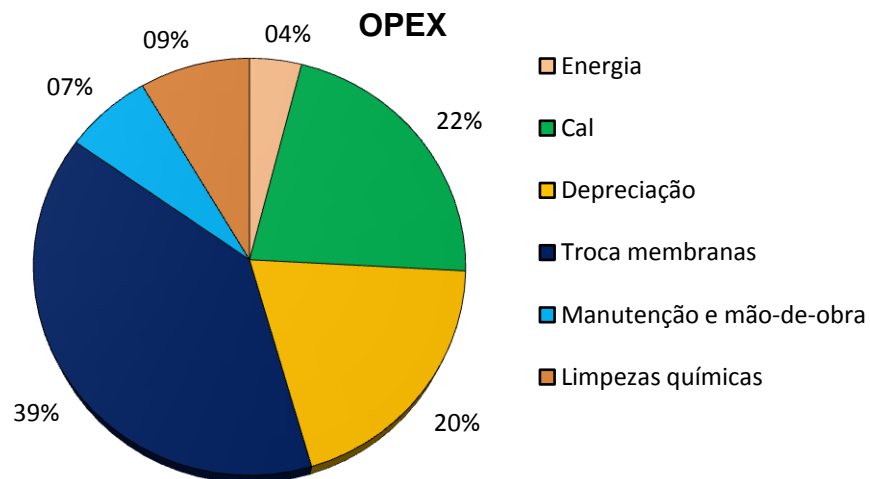
**Tabela 19 Estimativa preliminar do OPEX do processo de tratamento do lixiviado.**

| <b>Consumo energético</b>                            |                                 |                                 |                                 |
|--|---------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|
| Tratamento com cal                                   | kWh                             | 48                              | 48                              |
| Custo do kWh   | R\$                             | 0,57                            | 0,57                            |
| Tempo de operação da planta                          | h.ano <sup>-1</sup>             | 8277,5                          | 8277,5                          |
| Custo do consumo energético do tratamento com cal    | R\$.ano <sup>-1</sup>           | R\$ 226.472,40                  | R\$ 226.472,40                  |
| Variação de pressão na entrada e na saída do módulo  | Pa                              | 12516                           | 12516                           |
| Vazão de recirculação                                | L.h <sup>-1</sup>               | 1674305,8                       | 1674305,808                     |
| Vazão de recirculação                                | m <sup>3</sup> .s <sup>-1</sup> | 0,4651                          | 0,465084947                     |
| Área superficial total de membrana                   | m <sup>2</sup>                  | 2869,20                         | 2869,202054                     |
| Eficiência da bomba                                  |                                 | 0,82                            | 0,82                            |
| Consumo energético da bomba de recirculação          | kWh                             | 58760,19                        | 58760,18773                     |
| Custo do consumo energético da bomba de recirculação | R\$.ano <sup>-1</sup>           | R\$ 33.493,31                   | R\$ 33.493,31                   |
| Custo energético da estação de tratamento            | R\$.ano <sup>-1</sup>           | R\$ 259.965,71                  | R\$ 259.965,71                  |
| <b>Matéria-prima tratamento com cal</b>              |                                 |                                 |                                 |
| Vazão de lixiviado estimada                          | m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> | 41,6667                         | 41,6667                         |
| Custo da cal   | R\$.Kg <sup>-1</sup>            | 0,37                            | 0,37                            |
| Solução 10% m/m cal                                  | kg                              | 111,11                          | 111,11                          |
| Concentração ideal de cal                            | kg.m <sup>3</sup>               | 30                              | 30                              |
| Vazão de cal   | m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> | 15,4112                         | 15,4112                         |
| Massa anual de cal                                   | kg.ano <sup>-1</sup>            | 3826986,24                      | 3826986,24                      |
| Custo anual da cal                                   | R\$.ano <sup>-1</sup>           | R\$ 1.415.984,91                | R\$ 1.415.984,91                |
| <b>Depreciação</b>                                   |                                 |                                 |                                 |
| Custo de capital fixo, exceto o custo das membranas  |                                 | R\$ 19.109.903,56               | R\$ 20.159.515,06               |
| Período de depreciação                               | ano                             | 15                              | 15                              |
| Custo anual de depreciação                           | R\$.ano <sup>-1</sup>           | R\$ 1.273.993,57                | R\$ 1.343.967,67                |
| <b>Trocas de membranas</b>                           |                                 |                                 |                                 |
| Custo anual de troca de membranas                    | R\$.ano <sup>-1</sup>           | R\$ 2.542.474,88                | R\$ 2.882.580,34                |
| <b>Manutenção e mão-de-obra</b>                      |                                 |                                 |                                 |
| Custo anual de manutenção e mão-de-obra              | R\$.ano <sup>-1</sup>           | R\$ 436.479,64                  | R\$ 488.803,56                  |
| <b>Regeneração das membranas</b>                     |                                 |                                 |                                 |
| Custo anual de limpezas químicas                     | US\$.ano <sup>-1</sup>          | US\$ 141.814,4657               | US\$ 141.814,4657               |
| Custo anual de limpezas químicas                     | R\$.ano <sup>-1</sup>           | R\$ 553.076,42                  | R\$ 553.076,42                  |
| <b>OPEX</b>  |                                 | R\$ 6.481.975,13 <sup>(1)</sup> | R\$ 6.944.378,60 <sup>(2)</sup> |

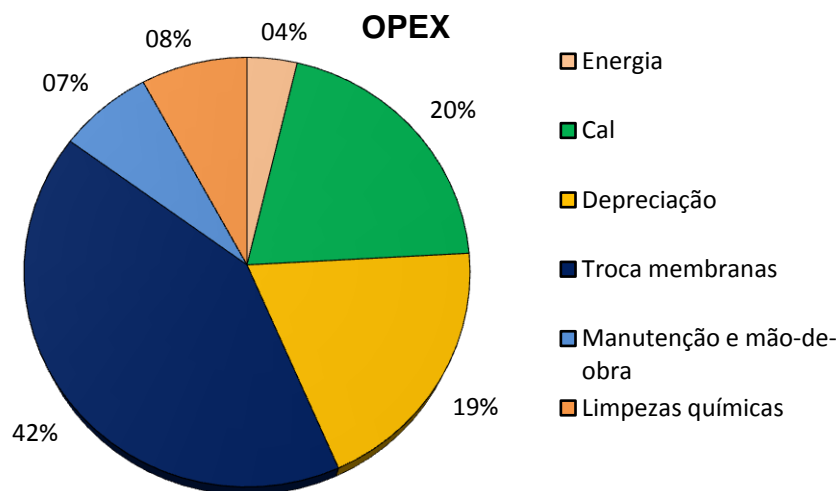
(1) BACKER (2004); GUERRA E PELLEGRINO (2012)

(2) AMARAL *et al.* (2016)

O gráficos das Figuras 30 e 31 demonstram a composição relativa dos custos de operação apresentados na Tabela 19, considerando-se o custo do m<sup>2</sup> de membrana apresentado por Baker (2004); Guerra e Pellegrino (2012) e Amaral *et al.* (2016), respectivamente.



**Figura 30** Percentual relativo dos custos que compõem os valores de OPEX<sup>(1)</sup>.



**Figura 31** Percentual relativo dos custos que compõem os valores de OPEX<sup>(2)</sup>.

Com relação ao custo operacional, sobressai-se o valor percentual relativo à troca de membranas, 39,2%<sup>(1)</sup> e 41,5%<sup>(2)</sup>. Sendo esses valores compatíveis com o descrito na literatura, onde Penido (2009) e Amaral *et al.* (2016) apontaram as despesas com trocas de membranas como um dos maiores encargos nos processos de separação por membranas.

Destaca-se que as despesas operacionais são incorridas ao longo de toda a vida do projeto e incluem um componente variável que pode ser gerenciado continuamente, desta forma, evidencia-se que, boas práticas operacionais ao longo da vida útil da planta de tratamento de lixiviado, tais como, limpeza periódica das membranas, poderão reduzir os custos operacionais e tornar o processo de tratamento proposto mais atrativo do ponto de vista econômico.

### 4.5.3 Custo total

Na Tabela 20 são apresentados os valores de custo total por m<sup>3</sup> de efluente tratado, para diferentes períodos de funcionamento da estação de tratamento de lixiviado.

**Tabela 20 Custo total por m<sup>3</sup> de efluente tratado para diferentes períodos de funcionamento da estação de tratamento de lixiviado (15, 20, 25, 30, 35 e 40 anos).**

| Cálculo do custo total                                    |                                   |                   |                   |                   |                   |                   |                   |
|---|-----------------------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| Período de operação da estação de tratamento de lixiviado | anos                              | 15                | 20                | 25                | 30                | 35                | 40                |
| Recuperação do PSM  |                                   | 0,60              | 0,60              | 0,60              | 0,60              | 0,60              | 0,60              |
| Vazão de alimentação                                      | m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup>   | 32,534            | 32,534            | 32,534            | 32,534            | 32,534            | 32,534            |
| Volume total de efluente tratado                          | m <sup>3</sup> .ano <sup>-1</sup> | 170998,704        | 170998,704        | 170998,704        | 170998,704        | 170998,704        | 170998,704        |
| CAPEX <sup>(1)</sup>                                      | R\$                               | R\$ 21.823.982,24 | R\$ 21.823.982,24 | R\$ 21.823.982,24 | R\$ 21.823.982,24 | R\$ 21.823.982,24 | R\$ 21.823.982,24 |
| OPEX <sup>(1)</sup>                                       | R\$.ano <sup>-1</sup>             | R\$ 6.481.915,13  | R\$ 6.481.915,13  | R\$ 6.481.915,13  | R\$ 6.481.915,13  | R\$ 6.481.915,13  | R\$ 6.481.915,13  |
| Custo total <sup>(1)</sup>                                | R\$.m <sup>-3</sup>               | R\$ 46,42         | R\$ 44,29         | R\$ 43,01         | R\$ 42,16         | R\$ 41,55         | R\$ 41,10         |
| CAPEX <sup>(2)</sup>                                      | R\$                               | R\$ 24.440.178,06 | R\$ 24.440.178,06 | R\$ 24.440.178,06 | R\$ 24.440.178,06 | R\$ 24.440.178,06 | R\$ 24.440.178,06 |
| OPEX <sup>(2)</sup>                                       | R\$.ano <sup>-1</sup>             | R\$ 6.944.178,06  | R\$ 6.944.178,06  | R\$ 6.944.178,06  | R\$ 6.944.178,06  | R\$ 6.944.178,06  | R\$ 6.944.178,06  |
| Custo total <sup>(2)</sup>                                | R\$.m <sup>-3</sup>               | R\$ 50,14         | R\$ 47,76         | R\$ 46,33         | R\$ 45,37         | R\$ 44,69         | R\$ 44,18         |

(1) BAKER (2004); GUERRA E PELLEGRINO (2012)

(2) AMARAL *et al.* (2016)

Conforme apresentado na Tabela 20, observou-se que para um período de operação de 15 anos da estação de tratamento de lixiviado através da rota de tratamento apresentada neste estudo, o custo total será de R\$ 46,42 por m<sup>3</sup> de efluente tratado, considerando o custo da membrana polimérica (R\$ 156,00.m<sup>-2</sup>) e de R\$ 50,14.m<sup>-3</sup> de efluente tratado, considerando o custo da membrana de R\$ 702,00.m<sup>-2</sup> apontado por Amaral *et al.* (2016). Ademais, o custo de tratamento do m<sup>3</sup> de lixiviado decresce quanto maior o período de funcionamento da estação. Considerando que o aterro sanitário operaria por 25 anos e após o encerramento das atividades, a estação de tratamento de lixiviado manteria suas atividades por mais 15 anos, em um período de 40 anos, o custo total para tratar o m<sup>3</sup> de lixiviado seria de R\$ 41,10 e R\$ 44,18. De acordo com comunicação pessoal (2017), o custo de tratamento de lixiviado estimado, na configuração atual da estação, varia de R\$ 50 – 70,00 por m<sup>3</sup> de efluente tratado.

Destaca-se que, no estudo apresentado neste documento, o tratamento proposto não apresenta quaisquer processos biológicos, o que além de elevar os custos de tratamento do lixiviado, mostra-se ineficiente no tratamento de efluentes com elevada concentração de matéria orgânica recalcitrante (KARGI e PAMUKOGLU, 2003; VILAR *et al.*, 2011). Adicionalmente, os processos de separação por membranas (PSM) atendem uma demanda crescente da área de tratamento de efluentes líquidos – estações de tratamento descentralizadas – ou seja, os custos com terrenos e construção são reduzidos, visto que os PSM são sistemas compactos e podem ser dispostos em estruturas móveis, representando uma redução nos custos de capital do processo.

No Brasil, segundo Valente (2013), o custo para o tratamento adequado do lixiviado pode variar de R\$ 20,00 a R\$ 100,00 por m<sup>3</sup> e dependendo da localização do aterro, em alguns casos, o valor pode ser maior. Este custo pode ser significativo para a operação. Um aterro localizado em uma cidade que possua de 150 mil a 200 mil habitantes recebe cerca de 150 toneladas de resíduo por dia. De acordo com os dados apresentados por Valente

(2013), este volume gera em média cerca de 26 m<sup>3</sup> de lixiviado diariamente. Levando-se em conta esses dados, o tratamento ou disposição desse efluente pode custar de R\$ 520 a R\$ 2.600 por dia ou entre R\$ 200 mil a R\$ 1 milhão por ano. O preço cobrado pelos aterros para dispor os resíduos sólidos urbanos varia muito, mas, na maioria dos casos, gira em torno de R\$ 40,00 e R\$ 70,00 por tonelada de resíduo (VALENTE, 2013). Segundo comunicação pessoal (2018), o custo para dispor uma tonelada de resíduos no aterro sanitário de Seropédica é de R\$ 58,00. Por outro lado, o custo que o aterro sanitário teria para tratar ou dispor do lixiviado gira em torno de R\$ 4,00 a R\$ 20,00 por tonelada de resíduo recebido, o que pode inviabilizar economicamente alguns aterros (VALENTE, 2013).

Ressalta-se que, os trabalhos da literatura que apresentam uma configuração semelhante com a proposta deste estudo, embora apresentem custo de tratamento inferior, não foram eficientes para enquadrar o efluente nos limites de descarte para nitrogênio amoniacal estabelecido na Resolução CONAMA nº 430/2011, além disso, a vazão de tratamento do lixiviado proposta pelos autores era inferior ao estabelecido na rota de tratamento deste trabalho (AMARAL *et al.*, 2016; LEITE *et al.*, 2009; PENIDO, 2009).

Por fim, salienta-se que a análise econômica empregada neste estudo trata-se de uma estimativa com grau de incerteza associado, e por isso, deve ser considerada como uma etapa preliminar para a decisão quanto ao investimento a ser realizado. Para obter uma avaliação mais rigorosa deve-se elaborar um maior detalhamento do processo (etapas, custos e dimensionamento dos equipamentos) e fazer orçamentos mais precisos junto a fornecedores para então obter cotações mais assertivas para os preços de todos os equipamentos e, por fim, implementação do processo.

## 5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

O presente estudo investigou uma rota tecnológica composta pela aplicação de cal e nanofiltração para tratamento do lixiviado do aterro sanitário de Seropédica (RJ), tendo apresentado resultados técnico-economicamente favoráveis, como sumarizado a seguir.

Em relação a caracterização do lixiviado do aterro sanitário de Seropédica (RJ), os resultados apontaram que o efluente apresenta elevada concentração de matéria orgânica recalcitrante (DQO:  $4522 \pm 28 \text{ mg.L}^{-1}$ ; SH:  $1466 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $\text{DBO}_5/\text{DQO} < 0,1$ ) e nitrogênio amoniacal ( $1512 \pm 76 \text{ mg.L}^{-1}$ ). Indicando que, apesar do aterro sanitário ter iniciado suas atividades há 8 anos, o lixiviado gerado possui características de um aterro estabilizado.

O processo de tratamento com cal, nas condições ideais estabelecidas, mostrou-se um pré-tratamento satisfatório para remoção de matéria orgânica do efluente e para enquadrá-lo nos padrões de descarte para nitrogênio amoniacal, de  $20 \text{ mg.L}^{-1}$ , estabelecido pela Resolução CONAMA nº 430/2011. Inicialmente, o processo de coagulação-floculação com  $30 \text{ g cal.L}^{-1}$ , mistura rápida a 150 rpm por 1 min, mistura lenta a 50 rpm por 30 min e decantação por 30 min, promoveu a remoção de matéria orgânica, em termos percentuais, de 48% de DQO e 52% de SH para cada 430 mL de lodo gerado por litro de efluente tratado. Posteriormente, o processo de arraste por fluxo de ar em vazão de  $1,33 \text{ L ar.min}^{-1}$  e tempo de retenção hidráulica de 24 h, reduziu a concentração de  $\text{N-NH}_3$  para  $9,8 \text{ mg.L}^{-1}$ , aproximadamente.

A nanofiltração foi realizada utilizando-se duas membranas poliméricas, SR100 e NP030, com retenção nominal de 200 e 400 Da, respectivamente. A avaliação do fluxo permeado em função do tempo de operação do processo de filtração, nas pressões operacionais de 7 e 8 bar e vazão de recirculação de  $120 \text{ L.h}^{-1}$ , indicou que para a membrana SR100, após 4 h de operação do sistema a 7 bar, o fluxo permeado foi reduzido de 11 para  $8,7 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ , enquanto que a 8 bar, o fluxo permeado variou na faixa de 13 a  $10 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ . Em contrapartida, para membrana NP030 em pressão operacional de 7 bar, o



sistema apresentou fluxo permeado na faixa de 16 – 13 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> e a 8 bar, a faixa de fluxo permeado observada foi de 18 – 14 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>. Em seguida, avaliou-se o fluxo permeado do processo em função da vazão de recirculação do sistema de nanofiltração (30, 60, 90 e 120 L.h<sup>-1</sup>) nas pressões de 7 e 8 bar. Os resultados apontaram que os valores de fluxo permeado são maiores em maior pressão operacional e a vazão de recirculação apresentou pouca influência nos valores de fluxo permeado. Portanto, dado os resultados obtidos, o processo de nanofiltração do efluente proveniente do tratamento com cal, foi realizado em batelada até um fator de redução de volume (FRV) de 2,5, correspondente a um rendimento do processo contínuo de 60%, em pressão operacional de 8 bar e vazão de recirculação de 30 L.h<sup>-1</sup>.

O processo de tratamento proposto, nas condições ideais estabelecidas, foi aplicado conjuntamente. Ao final do processo de nanofiltração com a membrana SR100 foram obtidos remoções percentuais de DQO, SH, ABS 254 nm, cor verdadeira e nitrogênio amoniacal de 96%, 94%, 89%, 99% e 99%, respectivamente. Por outro lado, com a membrana NP030, os percentuais de remoção foram de 94%, 93%, 89%, 98% e 99%, respectivamente, para os mesmos parâmetros. Salienta-se que, levando-se em consideração o limite de descarte para DQO de 250 mg.L<sup>-1</sup>, estabelecido na DZ-206.R-6 do Estado do Rio de Janeiro para estações terceirizadas de tratamento de efluentes líquidos, o processo de tratamento aplicado foi capaz de enquadrar o efluente no padrão de descarte estabelecido para esse parâmetro. Ao final do processo de tratamento combinado, a concentração de DQO foi reduzida à 193 e 249 mg.L<sup>-1</sup>, com as membranas SR100 e NP030, respectivamente.

Quanto ao indicativo de custos do processo, destaca-se que as informações obtidas nas unidades experimentais foram utilizadas para realização de um levantamento inicial das variáveis de projeto e posterior apreciação dos custos de tratamento do lixiviado. Nessas condições, tendo a estação de tratamento de lixiviado do aterro sanitário de Seropédica (RJ) como referênica, com vazão média de geração de lixiviado de 1000 m<sup>3</sup>.dia<sup>-1</sup>,

com eficiência de recuperação do processo de nanofiltração de 60% e fluxo permeado médio de  $12 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ , foi estimado o custo total por  $\text{m}^3$  de efluente tratado em dois cenários, nos quais foram considerados preços distintos do  $\text{m}^2$  de membrana. Os resultados apontaram que, para um período de operação de 15 anos da estação de tratamento de lixiviado, o custo total seria de R\$ 46,46<sup>1</sup> e R\$ 50,14<sup>2</sup> por  $\text{m}^3$  de efluente tratado. Considerando que o aterro sanitário operaria por 25 anos e após o encerramento das atividades, a estação de tratamento de lixiviado manteria suas atividades por mais 15 anos, em um período de 40 anos, o custo total para tratar o  $\text{m}^3$  de lixiviado seria de R\$ 41,10<sup>1</sup> e R\$ 44,18<sup>2</sup> por  $\text{m}^3$  de lixiviado tratado. Ressalta-se que, nos dois cenários avaliados, no que tange aos custos de operação do processo, sobressai-se o valor percentual relativo à troca das membranas, 39,2%<sup>1</sup> e 41,5%<sup>2</sup>.

Os resultados da avaliação preliminar de custos deste estudo foram comparados com os custos atuais da estação de tratamento de lixiviado do aterro sanitário de Seropédica (RJ). De acordo com comunicação pessoal em visita técnica no dia 23 de agosto de 2018, atualmente, estima-se um custo de R\$ 54,00 por  $\text{m}^3$  de efluente tratado. Constata-se que, através da rota de tratamento aplicada, foi possível obter um efluente enquadrado nos padrões de descarte estabelecido pela legislação brasileira a um custo inferior ao apresentado atualmente, além disso, parte-se do pressuposto que mediante a utilização da rota tecnológica apresentada, seria possível abdicar dos processos biológicos atualmente empregados na estação, o qual mostrasse ineficiente no tratamento de efluentes com elevada concentração de matéria orgânica recalcitrante.

Com intuito de aprimorar a avaliação realizada neste estudo e dar continuidade à pesquisa, apresentam-se recomendações para trabalhos futuros:

---

<sup>1</sup> Considerando o  $\text{m}^2$  de membrana polimérica de R\$ 156,00 (BAKER, 2004; GUERRA e PELLEGRINO, 2012)

<sup>2</sup> Considerando o  $\text{m}^2$  de membrana polimérica de R\$ 702,00 (AMARAL *et al.*, 2016)

- Realizar avaliação técnica, em escala piloto, da rota de tratamento proposta neste trabalho;
- Elaborar um estudo detalhado das etapas do processo de tratamento proposto (dimensionamento dos equipamentos e das variáveis de projeto) e realizar orçamentos junto a fornecedores para uma avaliação econômica mais assertiva;
- Avaliar a influência da recirculação do concentrado da nanofiltração na geração do lixiviado e nos parâmetros físico-químicos do efluente;
- Identificar, a longo prazo, os impactos do processo de recirculação do concentrado sobre o tratamento com membranas e avaliar rotas tecnológicas que podem ser implementadas no tratamento desse rejeito.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABNT. NBR 10004: **Resíduos sólidos – Classificação**. Rio de Janeiro, 2004.

ABNT. NBR-15849: **Resíduos sólidos urbanos – Aterros sanitários de pequeno porte – Diretrizes para localização, projeto, implantação, operação e encerramento**. Rio de Janeiro, 2010.

ABNT. NBR-8419: **Apresentação de projetos de aterros sanitários de resíduos sólidos urbanos**. Rio de Janeiro, 1992.

ABNT. NBR-884-9: **Apresentação de projetos de aterros controlados de resíduos sólidos urbanos**. Rio de Janeiro, 1985.

ABRELPE. **Panorama dos resíduos sólidos no Brasil**. 2016. Disponível em: <<http://www.abrelpe.org.br/Panorama/panorama2016.pdf>>. Acesso em: 08 set. 2017.

ABRELPE. **Panorama dos resíduos sólidos no Brasil**. 2010. Disponível em: <<http://www.abrelpe.org.br/Panorama/panorama2010.pdf>>. Acesso em: 08 set. 2017.

ABRELPE. **Estimativa dos custos para viabilizar a universalização da destinação adequada de resíduos sólidos no Brasil**. 2015. Disponível em: <[http://www.abrelpe.org.br/arquivos/pub\\_estudofinal\\_2015.pdf](http://www.abrelpe.org.br/arquivos/pub_estudofinal_2015.pdf)>. Acesso em: 26 jul. 2017.

AMARAL, M. C. S., MORAVIA, W. G., LANGE, L. C., ZICO, M. R., MAGALHÃES, N. C., RICCI, B. C., REIS, B. G. Pilot aerobic membrane bioreactor and nanofiltration for municipal landfill leachate treatment. **Journal of Environmental Science and Health, Part A, Toxic Hazardous Substances and Environmental Engineering**, v. 1, p. 1-10, 2016.

APHA/ AWWA/ WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 22nd. USA, APHA, 2012.

BAKER, R.W. **Membrane Technology and Applications**. 2 ed. Inglaterra: John Wiley & Sons, 2004. 534 p.

BALLANEC, B., GÉSAN-GUIZIOU, G., CHAUFER, B., RABILLER-BAUDRY, M., DAUFIN, G. Treatment of dairy process waters by membrane operation for water reuse and milk constituents concentration. **Desalination**, v. 147, n. 1-3, p. 89-94, 2002.

BCB, 2018. Banco Central do Brasil. Taxas de Câmbio. Disponível em: <<http://www4.bcb.gov.br/pec/taxas/port/ptaxnpeq.asp?id=txcotacao>>. Acesso em: 13 ago. 2018.

BNDES. **Análise das diversas tecnologias de tratamento e disposição final de resíduos sólidos urbanos no Brasil, Europa, Estados Unidos e**

**Japão.** Jaboatão dos Guararapes, PE: Grupo de resíduos sólidos – UFPE, 2014.

BRASIL. Lei nº 12.305, de 2 de agosto de 2010. Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos; altera a Lei nº 9.605, de 12 de fevereiro de 1998; e dá outras providências. Disponível em: <[http://www.planalto.gov.br/ccivil\\_03/\\_ato2007-2010/2010/lei/l12305.htm](http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2007-2010/2010/lei/l12305.htm)>. Acesso em: 10 out. 2017.

BRASIL. Resolução CONAMA Nº 430/2011 – Dispõe sobre condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA. – Data da legislação: 13/05/2011 - Publicação DOU nº 92, de 16/05/2011, pág. 89. Disponível em: <<http://www2.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=646>>. Acesso em: 10 out. 2017.

CASTRO, M. C., SANTOS, M. F. **Utilização de coagulação/floculação/sedimentação e nanofiltração no tratamento de lixiviado de aterro sanitário estabilizado.** Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Química. 2010. 86 f. Escola de Química, UFRJ, RJ, 2010.

CHAMON, R. P. **Pós tratamento de lixiviado de aterro industrial pelo processo de osmose reversa: estudo de caso.** 2011. 242 f. Dissertação (Mestrado). Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental. Universidade Federal do Paraná, Curitiba, PR, 2011.

CAMERON, R. D., McDONALD, E. C. Toxicity of landfill leachate. **Journal Water Pollut. Control Fed.**, v. 4, n. 52, p. 760-69, 1982.

CHRISTENSEN, J. B., JENSEN, D. L., GRON, C., FILIP, Z., CHRISTENSEN, T. H. Characterization of the dissolved organic carbon in landfill leachate-polluted groundwater. **Water Research**, v. 32, p. 125-135, 1998.

CICLUS, 2017. Disponível em: <<http://ciclusambiental.com.br/fotos-ctr-rio-set-2017.htm>>. Acesso em: 20 mar. 2018.

CINTRA, F. H., HAMADA, J., CASTILHO FILHO, G. S. **Fatores que afetam a qualidade do chorume gerado em aterro controlado de resíduos sólidos urbanos.** In: VI Simpósio Ítalo brasileiro de engenharia sanitária e ambiental, Vitória, Brasil, 2002.

COLLIVIGNARELLI, C., BERTANZA, G., BALDI, M., AVEZZÙ, F. Ammonia stripping from MSW landfill leachate in bubble reactors: process modeling and optimization. **Waste Management & Research**, v. 16, p. 455-466, 1998.

DE ALMEIDA, R., CAMPOS, J. C. **Utilização de nanofiltração e osmose inversa no tratamento de lixiviado de aterro sanitário.** In: Congresso ABES/Fenasan 2017, São Paulo, Brasil, 2017.

DE ALMEIDA, R., OROSKI, F. A., CAMPOS, J. C. **Treatment of landfill leachate by a combined process of coagulation-flocculation and nanofiltration**. In: Sixteenth International Waste Management and Landfill Symposium, S. Margherita di Paula, Cagliari, Italy, 2017.

ECKENFELDER, J. W. W. **Industrial Water Pollution Control**. 3 ed. New York: Graw-Hill Series in Water Resources and Environmental Engineering, 1989. 378 p.

EL-FADEL, M., BOU-ZEID, E., CHAHINE, W., ALAYLI, B. Temporal variation of leachate quality from pre-sorted and baled municipal solid waste with high organic and moisture content. **Waste Management**, v. 22, p. 269-282, 2002.

EL-GOHARY, F.A., KHATER, M., GAMAL KAMEL, M. Pretreatment of landfill leachate by ammonia stripping. **J. Appl. Sci. Res.**, v. 9, p. 3905–3913, 2013.

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

FAN, H. J., SHU, H. Y., YANG H. S., CHEN, W. C. Characteristics of landfill leachates in central Taiwan. **Science of the Total Environment**, v. 361, p. 25-37, 2006.

FARQUHAR, G. J. Leachate: production and characterization. **Canadian Journal of Civil Engineering**, v. 16, p. 317-325, 1989.

FERRAZ, F. M. **Recuperação da amônia liberada no processo de air stripping aplicado ao tratamento do lixiviado de aterros sanitários**. Dissertação (Mestrado). 2010. 245 f. Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, 2010.

FERRAZ, F. M., POVINELLI, J., VIEIRA, E. M. Ammonia removal from landfill leachate by air stripping and absorption. **Environmental Technology**, v. 34, p. 2317-2326, 2013.

FERREIRA, D. S. **Estudo comparativo da coagulação/floculação e eletrocoagulação no tratamento de lixiviado de aterro**. Dissertação (Mestrado). 2013. 126 f. Programa de pós-graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, UFRJ, RJ, 2013.

FRANCO, E. S. **Avaliação da influência dos coagulantes sulfato de alumínio e cloreto férrico na remoção de turbidez e cor da água bruta e sua relação com sólidos na geração de lodo em estações de tratamento de água**. Dissertação (Mestrado). 2009. 187 f. Programa de Mestrado em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Ouro Preto, Brasil, 2009.

GIERLICH H. H.; KOLBACH J. Treating landfill leachate in European countries. **Pollut. Eng**, p. 10-14, 1998.

GIORDANO, G., FERREIRA, J. A., PIRES, J. C. A., RITTER, E., CAMPOS, J. C., ROSSO, T. C. A. **Tratamento do Chorume do Aterro Metropolitano de**

**Gramacho, Rio de Janeiro, Brasil.** In: XXVIII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Cancun, México. 2002.

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.

GUPTA, S. K., SINGH, G. Assessment of the efficiency and economic viability of various methods of treatment of sanitary landfill leachate. **Environmental Monitoring and Assessment**, v. 135, p. 107-117, 2007.

HABERT, A.C., BORGES, C.P., NOBREGA, R. **Processos de Separação por Membranas.** 1 ed. Rio de Janeiro: E-papers Serviços Editoriais Ltda, 2006. 180 p.

PERLINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de processos: análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos.** 1 ed. São Paulo: Bluncher, 2005. 198 p.

HASAR, H., UNSAL, S. A., IPEK, U., KARATAS, S., CINAR, O., YAMAN, C., KINACI, C. Stripping/flocculation/membrane bioreactor/reverse osmosis treatment of municipal landfill leachate. **Journal of Hazardous Materials**, v. 171, p. 309-317, 2009.

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.

KARGI, F., PAMUKOGLU, M. Y. Aerobic biological treatment of pre-treated landfill leachate by fed-batch operation. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 33, n. 5, p. 588–595, 2003.

KJELDSEN P. I., BARLAZ, M. A., ROOKER, A. P., BAUN, A., LEDIN, A., CHRISTENSEN, T. H. Present and long-term composition of MSW landfill leachate: a review. **Critical Reviews in Environmental Science and Technology**, v. 32, p. 297-336, 2002.

Koch Membrane Systems (Fluid Systems™). Disponível em: <<https://www.lenntech.com/products/membrane/koch-fluid-systems-membranes.htm>>. Acesso em: 01 jun. 2018.

KRAWCZYK, H., JONSSON, A. S. The influence of feed flow channel diameter on frictional pressure drop, membrane performance and process cost in full-scale tubular ceramic membranes. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 92, n. 1, p. 174-180, 2014.

LANGE, L. C., ALVES, J. F., AMARAL, M. C. S., MELO JR, W. R. Tratamento de lixiviado de aterro sanitário por processo oxidativo avançado empregando reagente de fenton. **Eng. Sanit. Amb.**, v. II, n. 2, p. 175-183, 2006.

LEITE, V. D., FERNANDES, F., JUCÁ, J. F. T., GOMES, L. P., LOPES, W. S., SOUZA, J. T., SILVA, F. M. S., CAETANO, M. O. **Estudo do Processo de Stripping de Amônia de Lixiviado de Aterro Sanitário**. In: GOMES, L.P. (coord.). Estudos de caracterização e tratabilidade de lixiviados de aterros sanitários para as condições brasileiras. Rio de Janeiro: ABES, v. 1, p. 60-96, 2009.

LEJEUNE, V. N. Center for solid waste treatment, Seropédica (CTR-Rio), Brazil. Disponível em: [http://research.gsd.harvard.edu/zofnass/files/2016/08/11\\_CTRRio\\_MunicipalSolidWaste\\_EN\\_FinalFormat\\_2016-v.4.pdf](http://research.gsd.harvard.edu/zofnass/files/2016/08/11_CTRRio_MunicipalSolidWaste_EN_FinalFormat_2016-v.4.pdf). Acesso em: 31 jan. 2018.

LIAO, P. H., CHEN, A., LO, K. V. Removal of nitrogen from swine manure wastewaters by ammonia stripping. **Bioresource Technology**, v. 54, p. 17-20, 1995.

LIMA, S. M. S. L. **Quantificação e remoção de substâncias húmicas em lixiviados provenientes de aterros de resíduos sólidos urbanos**. Tese (Doutorado). 2017. 194 f. Programa de pós-graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, UFRJ, RJ, 2017.

LIMA, L. S. M. S., DE ALMEIDA, R., QUINTAES, B. R., BILA, D. M., CAMPOS, J. C. Evaluation of humic substances removal from leachates originating from solid waste landfills in Rio de Janeiro State, Brazil. **Journal of Environmental Science and Health, Part A, Toxic Hazardous Substances and Environmental Engineering**, v. 52, p. 828-836, 2017.

LINS, C. M. M. S., ALVES, M. C. M., CAMPOS, J. C., SILVA, F. M. S., JUCÁ, J. F. T., LINS, E. A. M. Removal of ammonia nitrogen from leachate of Muribeca municipal solid waste landfill, Pernambuco, Brazil, using natural zeolite as part of a biochemical system. **Journal of Environmental Science and Health, Part A, Toxic Hazardous Substances and Environmental Engineering**, v. 50, p. 980-988, 2015.

LOBLICH, D. S. Rio de Janeiro, Brasil, 2014. Disponível em: <[http://www.crea-rj.org.br/wp-content/uploads/2014/08/01\\_PALESTRA-GRATUITA-TRATAMENTO-DE-CHORUME-06-AGO-14.pdf](http://www.crea-rj.org.br/wp-content/uploads/2014/08/01_PALESTRA-GRATUITA-TRATAMENTO-DE-CHORUME-06-AGO-14.pdf)>. Acesso em: 28 ago. 2018.

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

MARIAM, T., NGHIEM, L. D. Landfill leachate treatment using hybrid coagulation-nanofiltration processes. **Desalination**, v. 250, p. 677-682. 2010.

MARTTINEN, S. K., KETTUNEN, R. H., RINTALA, J. A. Occurrence and removal of organic pollutants in sewages and landfill leachates. **The Science of the Total Environment**, v. 301, p. 1-12, 2002.



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

MAURÍCIO R. G. **Tratamento de lixiviado de aterro sanitário utilizando processos de separação de membranas e zeólita natural**. 2014. 106 f. Dissertação (Mestrado). Programa de pós-graduação em Engenharia Ambiental, PEA, UFRJ, RJ, 2014.

MCKENDRY, P. Energy production from biomass (part 2): conversion technologies. **Bioresource Technology**, v. 83, p. 47-54, 2002.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineer treatment disposal, reuse**. 4. ed. New York: McGraw Hill book, 2003. 1819 p.

MIERZWA J. C., SILVA, M. C. C., RODRIGUES, L. D. B., HESPANHOL, I. Tratamento de água para abastecimento público por ultrafiltração: avaliação comparativa através dos custos diretos de implantação e operação com os sistemas convencional e convencional com carvão ativado. **Eng. Sanit. Amb.**, v.13, n.1, 2008.

MORAVIA, W. G. **Avaliação do tratamento de lixiviado de aterro sanitário através de processo oxidativo avançado conjugado com sistema de separação por membranas**. Tese (Doutorado). 2010. 261 f. Programa de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, 2010.

MOZA, P. N., HUSTERT, K., FEITCH, E., KETTRUP, A. Comparative rates of photolysis of triadimefon in aqueous solution in the presence of humic and fulvic acid. **Chemosphere**, v. 31, n. 4, p. 605-610, 1995.

NOVAES, L. M. **Avaliação de lodos gerados no tratamento primário de lixiviados de aterros sanitários**. Rio de Janeiro. Dissertação (Mestrado). 2018. 109 f. Programa de pós-graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos, EPQB, UFRJ, RJ, 2018.

OMAR, H., ROHANI, S. Treatment of landfill waste, leachate and landfill gas: A review. **Frontiers of Chemical Science and Engineering**, v. 9, p. 15-32, 2015.

ONAY, T. T., POHLAND F. G. In situ nitrogen management in controlled bioreactor landfills. **Water Research**, v. 32, n. 5, p. 1383-1392, 1998.

PENIDO J. H. M. Transformando um Passivo Ambiental em Recurso Energético: El Metano como Fuente de Energia y de Recursos. In: III Congreso Interamericano de Residuos – AIDIS. Buenos Aires, 2009.

PERTILE, C.; TESSARO, I.C.; ANDRADE, M.Z.; BALDASSO, C. Avaliação de Processos de Separação por Membranas como Alternativas no Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário. Porto Alegre, UFRGS, p. 3-5, 2013.

PETER, M. S.; TIMMERHAUS, K. D. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4. ed., McGraw-Hill Book, 1991. 923 p.

PETERS, T. A. Purifications of landfill leachate with reverse osmosis and nanofiltration. *Desalination*, v. 119, pp. 289-293. 1998.

POHLAND, F. G., GOULD, J. P. Co-disposal of municipal refuse and industrial waste sludge in landfills. **Water Science and Technology**, v. 18, p. 177-192, 1986.

POVINELLI, J.; SOBRINHO, P. A. **Introdução**. In: GOMES, L.P. (coord.). Estudos de caracterização e tratabilidade de lixiviados de aterros sanitários para as condições brasileiras. Rio de Janeiro: ABES, v. 1, p. 19-25, 2009.

QASIM S.R. e CHIANG W. **Sanitary Landfill Leachate – Generation, Control and Treatment**. Pennsylvania, 1994. 339 p.

QASIM, S. R.; CHIANG, W. **Sanitary Landfill Leachate: Generation, Control and Treatment**. Washington D. C.: CRC Press, 1994. 352 p.

REIS, B. G. **Avaliação da eficiência de processos avançados na remoção de toxicidade de lixiviado de aterro sanitário**. Dissertação (Mestrado). 2014. 152 f. Escola de Engenharia, UFMG, 2014.

RENOU S., POULAIN S., GIVAUDAN J. G., MOULIN P. Treatment process adapted to stabilized leachates: Lime precipitation–prefiltration–reverse osmosis. **Journal of Membrane Science**, v. 313, p. 9-22, 2008.

RODRIGUES, F. S. F., BILA, D. M., CAMPOS, J. C., SANT'ANNA JR, G. L., DEZOTTI M. Sequential treatment of an old-landfill leachate. **International Journal of Environment and Waste Management**, v. 4, p. 445-456, 2009.

RYCKEBOSCH, E., DROUILLON, M., VERVAEREN H. Techniques for transformation of biogas to biomethane. **Biomass and Bioenergy**, v. 35, p. 1633-1645, 2011.

SALEHI, E., MADAENI, S. S., SHAMSABADI, A. A., LAKI, S. Applicability of ceramic membrane filters in pretreatment of coke-contaminated petrochemical wastewater: Economic feasibility study. **Ceramics International**, v.40, p. 4805-4810, 2014.

SANTANA-SILVA, F.M. **Avaliação do método de precipitação química associado ao stripping de amônia no tratamento do lixiviado do Aterro da Muribeca (PE)**. Dissertação (Mestrado). 2008. 117 f. Centro de Tecnologia e Geociências, UFPE, Recife, Pernambuco, 2008.

SAROJ, D. P., KUMAR, A., BOSE, P., TARE, V., DHOPAVKAR, Y. Mineralization of some natural refractory organic compounds by biodegradation and ozonation. **Water Research**, v. 39, n. 3, p. 1921-1933, 2005.

SCHULTEN, H. R., SCHNITZER, M. A. State of the art structural concept for humic substances. **Naturwissenschaften**, v. 80, p. 29-30, 1993.

SEIDER, W., SEADER, J. D., LEWIN, D. R. Product and process design principles, J. Wiley, 2004. 768 p.

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

SILVA, A. C., DEZOTTI M., SANT'ANNA JR, G. L. Treatment and detoxification of a sanitary landfill leachate. **Chemosphere**, v. 55, p. 207-214, 2004.

SILVA, F. M. **Avaliação do método de precipitação química associados do stripping de amônia no tratamento do lixiviado do Aterro Muribeca-PE**. Dissertação (Mestrado). 2008. 133 f. Centro de Tecnologia e Geociências, UFPE, 2008.

SILVA, L.C., REIS, H. S., AFONSO, B. W. **Avaliação econômica de diferentes processos para remoção de amônia de lixiviados de aterros sanitários**. Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Química. 2011. 79 f. Escola de Química, UFRJ, RJ, 2011.

SILVA, P. N. DA. **Avaliação do processo de coagulação/floculação aplicado ao lixiviado, com ênfase na redução da ecotoxicidade**. Dissertação (Mestrado). 2017. 106 f. Programa de pós-graduação em Engenharia Ambiental, PEA, UFRJ, RJ, 2017.

SINGH, N., CHERYAN, M. Process Design and Economic Analysis of a Ceramic Membrane System for Microfiltration of Corn Starch Hydrolysate. **Journal of Food Engineering**, v. 38, p. 57-67, 1998.

SIR, M., PODHOLA, M., PATOCKA, T., HONZAJKOVA, Z., KOCUREK, P., KUBAL, M., KURAS, M. The effect of humic acids on the reverse osmosis treatment of hazardous landfill leachate. **Journal of Hazardous Materials**, v. 207-208, p. 86-90, 2012.

SOUTO, G. D'A. B.; POVINELLI J. 2007. **Características do lixiviado de aterros sanitários no Brasil**. In: 24º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Belo Horizonte, MG, Brasil, 2007.

STEVENSON, F. J. **Humus Chemistry: genesis, composition, reactions**. 2. ed. New York: John Wiley, 1994. 496 p.

TAVARES, C. R. G., BRIÃO, V. B. Ultrafiltration of effluents from a dairy industry for nutrient recovery: effect of pressure and tangential velocity. **Brazilian Journal of Food Technology**, v. 15, n. 4, p. 352-362, 2012.

THEMELIS, N. J., ULLOA, P. A. Methane generation in landfills. **Renewable Energy**, v. 32, p. 1243-1257, 2007.

TOP, S., SEKMAN, E., HOSVER, S., BILGILI, M. S. Characterization and electrocoagulative treatment of nanofiltration concentrate of a full-scale landfill leachate treatment plant. **Desalination**, v. 268, p. 158-162, 2011.

TREBOUET, D., SCHLUMPF, J. P., JAOUEN, P., QUEMENEUR, F. Stabilized landfill leachate treatment by combined physicochemical nanofiltration processes. **Water Research**, v. 35, n. 12, p. 2935–2942, 2001.

VALENTE, R. Gestão Sustentável: **O Preço do Chorume**. São Paulo, Brasil, p. 18-19, 2013. Disponível em: <http://keyassociados.com.br/datafiles/downloads/ricardo-valente-revista-rmai-o-preco-do-chorume.pdf>. Acesso em: 25 jan. 2018.

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

VILAR, V. J., ROCHA, E. M., MOTA F. S., FONSECA, A., SARAIVA, I, BOAVENTURA, R. A. Treatment of a sanitary landfill leachate using combined solar photo-Fenton and biological immobilized biomass reactor at a pilot scale. **Water Research**, v. 45, n. 8, p. 2647–2658, 2011.

WANG, P., WANG, Z., WU, Z., MAI, S. Fouling behaviors of two membranes in a submerged membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. **Journal of Membrane Science**, v. 382, p. 60-69, 2011.

YANGIN, C., YLMAZ, S., ALTINBAS, M., OZTURK, I. A New Process for the Combined Treatment of Municipal Wastewater and Landfill Leachates in Coastal Areas. **Water Science and Technology**, v. 46, n. 8, p. 111-118, 2002.

YAO, P. Perspectives on technology for landfill leachate treatment. **Arabian Journal of Chemistry**, p. 2-3, 2013.

ZHANG, Q-Q., TIAN, B-H., ZHANG, X., GHULAM, A., FANG, C-R., HE, R. Investigation on characteristics of leachate and concentrated leachate in three landfill leachate treatment plants. **Waste Management**, v. 33, p. 2277-2286, 2013.

LIGHT, 2018. Disponível em: <<http://www.light.com.br/para-residencias/Sua-Conta/composicao-da-tarifa.aspx>> Acesso em: 05 ago. 2018.

GUO, J. S., ABBAS A. A., CHEN Y. P., LIU Z. P., FANG F., CHEN P. Treatment of landfill leachate using a combined stripping, fenton, SBR, and coagulation process. **Journal of Hazardous Materials**, v. 178, p. 699-705, 2010.

## **APÊNDICES**

## APÊNDICE A

### **Treatment of landfill leachate by a combined process of coagulation-flocculation and nanofiltration**

RONEI DE ALMEIDA<sup>a</sup>, FÁBIO DE ALMEIDA OROSKI, JUACYARA CARBONELLI CAMPOS<sup>a\*</sup>

*<sup>a</sup>School of Chemistry, Federal University of Rio de Janeiro. 149 Athos da Silveira Ramos Avenue, room E206, 21941-909, Rio de Janeiro, RJ, Brazil*

#### **Abstract**

Landfill leachate consists mostly of a high content of refractory organic matter, ammonia and toxic compounds. All of these compounds, regardless of their nature, have a potential pollution effect on local ground and surface waters. In this context, the purpose of the present study was to evaluate a treatment process (coagulation-flocculation with lime coupled with nanofiltration) applied to landfill leachate from Seropédica, Rio de Janeiro (Brazil). Characterization indicated a high concentration of organic matter present in the raw leachate, where COD (Chemical Oxygen Demand) was 4137 mg.L<sup>-1</sup> and TOC (Total Organic Carbon) was 2154 mg.L<sup>-1</sup>, a high concentration of recalcitrant substances, since concentration of humic substances was 426 HS mg.L<sup>-1</sup> and ammonia nitrogen concentration of 1236 NH<sub>3</sub>-N mg.L<sup>-1</sup>. Jar tests were conducted to determine the optimum dosage of lime (ranged from 0 to 10 g.L<sup>-1</sup>) and, at optimum lime dose, ammonia nitrogen was removed during coagulation-flocculation process due to high pH. The process was settled for 6 h with slow stirring (50 rpm) to promote air entrainment and NH<sub>3</sub>-N stripping before using the

---

\*Address for correspondence: Juacyara C. Campos, School of Chemistry, Federal University of Rio de Janeiro, UFRJ, Rio de Janeiro, Brazil; Phone and Fax: +55 21 3938-7640. e-mail: juacyara@eq.ufrj.br

final treatment step of nanofiltration at 8 bar. After ammonia stripping,  $\text{NH}_3\text{-N}$  was reduced from  $1236 \text{ mg.L}^{-1}$  to  $353 \text{ mg.L}^{-1}$  (71% removal efficiency). At the end of the combined treatment, TOC removal was 89% and HS reduction was 80%, approximately. Higher efficiency was obtained in COD reduction (94%), from 4137 to  $248 \text{ mg.L}^{-1}$ . The treatment of landfill leachate by coagulation-flocculation and nanofiltration was suitable to treat it as it reduced all the studied parameters and the results showed that the combined process was effective in the removal of recalcitrant compounds and  $\text{NH}_3\text{-N}$ .

**Keywords:** Landfill leachate, combined process, coagulation-flocculation, ammonia stripping, nanofiltration.

## 1. Introduction

One of the main problems related to solid waste management is the effective treatment of leachate liquids produced in landfills. Leachate is an aqueous matrix potentially polluting and extremely complex, because of its high amount of inorganic matter, such as ammonia nitrogen, and organic matter, such as humic substances (HS), among others. These substances are refractory and recalcitrant to biodegradation. Moreover, the composition of landfill leachate can exhibit considerable spatial and temporal variations depending upon site operations and management practices, refuse characteristics, and internal landfill processes (El-Fadel et al., 2002).

Regarding to landfill leachate treatment, there is not a simple and universal solution. Literature reports that the variations in the composition of leachates

strongly affect the efficiency of treatment processes (Kjeldsen et al., 2002; Abbas et al., 2009; Zhang et al., 2013).

Conventional treatments, derived from the treatment of wastewater, have, so far, mainly consisted of biological degradation of leachate, either by lagooning with activated sludge, or by fixed or fluidized bed reactors. This biological degradation is mainly intended to remove chemical oxygen demand (COD), biochemical oxygen demand (BOD<sub>5</sub>) and ammonia nitrogen (NH<sub>3</sub>-N). Depending on the quality of leachate and the local regulatory constraints, this biological treatment has often been coupled with other physico-chemical treatments, specifically adapted to the pollution to be treated, such as chemical oxidation, adsorption on active carbon, coagulation-flocculation or chemical precipitation (Renou et al., 2008).

According to Renou et al. (2008) and Lima et al. (2017), biological treatments are particularly effective for young leachates whose organic fraction is mainly composed of volatile fatty acids. However, in Brazil and also in Europe, America and Asia, most municipal waste landfills are 10 years old or even more and their leachates are increasingly stabilized (Lima et al., 2017). The concentration of humic substances is high, namely humic and fulvic acids – refractory organic compounds of high molecular weight – and can not be adequately treated by biological degradation processes any longer, even if coupled with physico-chemical treatments.

According to Lima et al. (2017), the presence of refractory organic compounds in high concentrations in raw leachate causes various problems concerning its treatment, such as the formation of potentially toxic products and more complex substances. Since these traditional processes do not accomplish the increasingly strict regulations for leachate discharge, it has become necessary to design new treatment methods.



Coagulation-flocculation may be used successfully in treating stabilized and old landfill leachates. It is widely used as a pre-treatment, prior to biological or nanofiltration step, or as a final polishing treatment step in order to remove non-biodegradable organic matter (Amokrane et al., 1997; Amor et al., 2015). Moreover, the application of coagulation-flocculation with lime in the treatment of leachate reduced the salinity of this effluent from 15 to 30% and decreased the concentration of HS through the precipitation of humic acids. In addition, the coagulation-flocculation process with lime produces a chemically inert sludge that can be stored at an appropriate location (Renou et al., 2008) and the elevation of pH promoted by the addition of lime favors the stripping of ammonia (Campos et al., 2013). Hence, several studies have been reported on the evaluation of coagulation-flocculation for the treatment of landfill leachate, focusing on process optimization, selection of the most appropriate coagulant, identification of optimum experimental conditions and assessment of pH effect (Guo et al., 2010; Campos et al., 2013; Dolar et al., 2016).

On the other hand, membrane separation processes have been used in the most diverse sectors of activity in the chemical industry, in the medical area, through biotechnology, food industry, pharmaceutical industry and industrial and municipal water treatment (Habert et al., 2006; Baker, 2012). Nanofiltration (NF) offers a versatile approach to meet multiple water quality objectives, such as the control of organic, inorganic and microbial contaminants. NF is being increasingly used in municipal wastewaters recovery, serving indirectly as future potable water supplies and other reuse applications (Baker, 2012). In some of these applications, nanofiltration remove many contaminants, including nitrogen, heavy metals, total organic carbon and pathogens, and subsequently the high quality permeate may be injected into groundwater aquifers for recharge (Ortega et. al., 2007; Baker, 2012).

In this context, the purpose of the present study is to evaluate coagulation-flocculation with lime coupled with NF in the treatment of landfill leachate from Seropédica, located in the Rio de Janeiro State, Brazil.

## **2. Material and methods**

### **2.1 Leachate characterization**

The leachate utilized for the experiments was provided by COMLURB (Municipal Urban Cleaning Company – Rio de Janeiro city) and came from Seropédica landfill, located in Rio de Janeiro/RJ – Brazil, which is one of the largest landfills in Brazil, covering 2.2 square kilometers, and has operated since April 2011 (Lejeune, 2016). The Seropédica landfill received, in recent years, approximately 10000 tons per day of waste from Seropédica, Itaguaí and Rio de Janeiro city. Currently, it generates 1000 m<sup>3</sup> leachate per day (Lejeune, 2016). Samples were collected during the period of 2016 and 2017 and maintained refrigerated (4°C) until the moment of the analyses.

The leachate's characterization was based on the following parameters and methods recommended by American Public Health Association (APHA, 2005): potential of hydrogen (pH), Total Organic Carbon – TOC (method 5310 C), Biochemical Oxygen Demand – BOD<sub>5</sub> (method 5210 B), Chemical Oxygen Demand – COD (method 5220 D), ammonia nitrogen – NH<sub>3</sub>-N (method 4500 E), chloride – Cl<sup>-</sup> (method 4500 B), total and dissolved solids (method 2540 B and 2540 C), Color (method 2120 C), conductivity, turbidity and absorbance at 254 nm (method 5910 B), where the last one provides an indication of the content of aromatic organic matter (Chin et al., 1994), and humic substances.

The concentration of humic substances were determined by the modified spectrophotometric/colorimetric method, based on the binding of toluidine blue dye (TB) with humic acid molecules to produce a dye-humic acid complex that causes a decrease in

absorbance at 603 nm (Lima et al., 2017).

## **2.2 Leachate treatment**

### *2.2.1 Coagulation-flocculation*

Jar tests were conducted to determine the optimum dosage of lime to be used before the final step of treatment by nanofiltration. The lime was added as “lime milk” (at 200 g.L<sup>-1</sup> of lime), in 500 mL beakers and its concentration after addition ranged from 0 to 10 g.L<sup>-1</sup>. After the lime had been added, coagulation-flocculation (C-F) was achieved by rapid stirring (150 rpm) for 1 min followed by slow stirring (50 rpm) for 30 min. The suspension was, then, allowed to settle for 30 min. At the end of the decantation step, samples of supernatant phases were collected to be analyzed.

The removal efficiency (E(%)) of the pollution parameters was defined by Eq.

(1).

$$E(\%) = ((C_0 - C) / C_0) \times 100$$

(1)

In this equation,  $C_0$  is the concentration of the pollution parameter of raw leachate and  $C$ , the concentration of the pollution parameter of treated effluent.

### *2.2.2 Ammonia stripping*

At optimum lime dose, the ammonia nitrogen was removed during coagulation-flocculation process, settling for 6 h and slow stirring (50 rpm) to promote air entrainment and NH<sub>3</sub>-N stripping. Samples of the supernatant phases were collected every 30 min to analyze the concentration of NH<sub>3</sub>-N.

### 2.2.3 Nanofiltration

Nanofiltration (NF) was performed using a filtration module. The experimental system consisted of a heated feed tank, a membrane module, a pressure gauge, a recirculation pump (B-01), flow meters (FI-01 and FI-02), flow control valves in the feed (V-1), permeate (V-3, V-4) and concentrate streams (V-2). The system has a capacity of 5 L, an effective circular membrane area of 77.7 cm<sup>2</sup>, the material of construction of 316 stainless steel cell (PAM Selective Membranes Inc.). In this study, it was utilized a membrane TriSep Cellulose Acetate (CA), NF Elements – model SB90, cut-off molar mass in the range 500-700 Dalton, nominal rejection of 85% of NaCl solution and 97% MgSO<sub>4</sub>. The trans-membrane pressure was set at 8 bar. The system was fed with 3 L of effluent from the pretreatment and was operated at feeding flow of 60 L.h<sup>-1</sup>.

Volume reduction factor (VRF) was used to describe the extent of concentration in the NF unit during 18 h of filtration. VRF was calculated using Eq (2).

$$\text{VRF} = V_f/V_c \quad (2)$$

Where  $V_f$  and  $V_c$  are the initial volume of the NF feed and the volume of NF concentrate produced, respectively, both measured in L.

Figure 1 shows the schematic diagram of pretreatment and NF experimental unit. During testing, the valves V-2 and V-4 remained opened, valve V-3 was closed and the feed flow rate and pressure was controlled by the frequency inverter connected to the pump B-01 and through the valve V-1. The permeate was collected and conditioned at 4°C. At the end of the filtration step, samples of permeate were collected to be analyzed. All the experiments were performed in triplicate.

[FIGURE 1]

### 3. Results and discussion

#### 3.1 Leachate characterization

The main physico-chemical characteristics of the raw leachate of Seropédica landfill are given in Table 1.

[TABLE 1]

The average values of pollution parameters obtained in the leachate characterization indicated a high concentration of organic matter present in the raw leachate. This was demonstrated by the high values of COD and TOC obtained, 4137 and 2154 mg.L<sup>-1</sup>, respectively.

Leachate samples were slightly alkaline with dark color, low BOD<sub>5</sub> (412 mg.L<sup>-1</sup>) and high NH<sub>3</sub>-N (1236 mg.L<sup>-1</sup>). High concentrations of ammonia nitrogen present in the leachate can be a consequence of the biological degradation of aminoacids and other organic nitrogen compounds (Campos et al., 2013; Kjeldsen et al., 2002). These high concentrations could harm aerobic activated sludge organisms, due to their toxic effect as well as a low C/N ratio. In their study, Li et al. (1999) confirmed that the performance of a conventional activated sludge process could be significantly affected by a high concentration of NH<sub>3</sub>-N. The COD removal efficiency declined from 95 to 79% when the NH<sub>3</sub>-N concentration in wastewater increased from 50 to 800 mg L<sup>-1</sup>.

Likewise, the low BOD<sub>5</sub>/COD ratio (<0.1) indicated a high concentration of recalcitrant substances, confirmed by the high concentration of HS (426 mg.L<sup>-1</sup>), which are recalcitrant substances, mainly humic and fulvic acids, that resist to biological degradation and tend to persist and accumulate in the environment. Therefore, conventional treatments have limited efficiency when applied to treat this leachate. According to Costa et al. (2018),

Seropédica leachate presented COD and BOD values lower than those reported for landfills in North America (10.000–25.000 mg.L<sup>-1</sup> for BOD and 15.000–40.000 mg.L<sup>-1</sup> for COD) at similar age (0–5 years-old), that just receives urban solid waste. However, the climate conditions there differ from those in Brazil, particularly in Rio de Janeiro State. The BOD<sub>5</sub>/COD ratio obtained for Seropédica landfill leachate in Costa et al. (2018) was 0.44 (in sample collected in 2013), which is indicative of a moderate biodegradability. Therefore, the values obtained in this study (0.07) indicate that the leachate is changing over time.

The leachate color (5185 mg Pt-Co.L<sup>-1</sup>) may be associated with dissolved substances in the leachate, a statement that is reinforced by solids concentration and significant presence of humic substances (Moravia et al., 2013). In addition, the high value of absorbance at 254 nm (26.65), that provides an indication of aromatic organic matter content (Chin et al., 1994), may be associated with the leachate color.

Ahmed and Christopher (2012) reported that the composition of leachate and its contaminants concentrations are influenced by the type of waste deposited and the landfill's age. They point that leachate derived from a mature landfill is more complex than that one from a younger landfill, presenting high concentrations of humic and fulvic acids and low biodegradability. Seropédica landfill (RJ) is a young landfill (7 years), therefore, the BOD<sub>5</sub>/COD ratio was expected to indicate a higher concentration of biodegradable organic matter. However, high concentrations of recalcitrant organic matter may be justified as a result of the characteristics and the type of waste landfilled.

## **3.2 Leachate treatment**

### *3.2.1 Coagulation-flocculation*

Several doses of lime, ranging between 0 and 10 g.L<sup>-1</sup>, were added to the leachate. The results of these experiments are presented in Table 2.

[TABLE 2]

According to Renou et al. (2008), lime addition seems to have various effects on leachate. The lime pretreatment induces the leachate decarbonation, which has a strong effect on its inorganic fraction. While lime is being added, the carbonate ions precipitate massively and it results in a decrease in conductivity. Conductivity decreases until the carbonate concentration becomes limiting and prevents the solubility limit of this salt from being exceeded. At this point, lime dose is considered optimum (within the assessed range) and corresponds to a maximum reduction of conductivity ( $10 \text{ g.L}^{-1}$ ). Thus, the optimum lime dose ( $10 \text{ g.L}^{-1}$ ), within the assessed range, corresponded to the lowest conductivity ( $12.46 \text{ mS.cm}^{-1}$ ).

Coagulation is a relatively simple and widespread physical-chemical technique for the treatment of landfill leachate, which is essential to reduce total suspended solids, organic content and color so as to improve the efficiency of subsequent membrane treatment (Ozturk et al., 2003). Addition of CaO caused an increase in pH value from 7.8 to 9.5 and concentration of ammonia decreased from initial  $1236 \text{ mg.L}^{-1}$  to  $960 \text{ mg.L}^{-1}$  at  $10 \text{ g.L}^{-1}$ . Also, removal percentages in terms of TOC, COD, ABS 254 nm and color were 54%, 37%, 28% and 37%, respectively.

Figure 2 shows the removal efficiencies (%) obtained at different concentrations of lime dose ( $0 - 10 \text{ g.L}^{-1}$ ).

[FIGURE 2]

As it can be seen in Figure 2, after coagulation-flocculation treatment with lime dose of  $10 \text{ g.L}^{-1}$ , TOC and  $\text{NH}_3\text{-N}$  removal were 54% and 20%, respectively.

### 3.2.2 Ammonia stripping

The stripping of ammonia nitrogen process was conducted in lime dose of 10 g.L<sup>-1</sup>, rapid stirring (150 rpm for 1 min) and the suspension was then allowed to settle for 6 hours by slow stirring at 50 rpm to promote aeration. The concentrations as a function of the settling time and the removal of ammonia nitrogen are presented in Fig. 3.

[FIGURE 3]

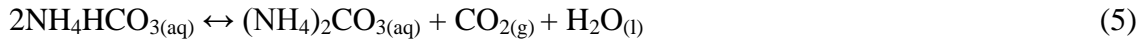
Ammonia nitrogen may be present in aqueous solutions under two inorganic forms: dissociated ammonia, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, which is in the ionic form, and undissociated ammonia, NH<sub>3</sub>, which is also known as ammonia gas, volatile ammonia or free ammonia. The balance equation between ammonia gas and the ionic ammonia species is expressed, in simplified form, in Eq. 3



At neutral pH and 25°C, the dissociated ammonia form prevails. At pH close to 9.5 we have 50% of undissociated ammonia (NH<sub>3</sub>) and 50% in the form of NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (Campos et al., 2013). At pH above 11, practically all ammonia nitrogen is in NH<sub>3</sub> form (El-Gohary et al., 2013).

According to Campos et al. (2013), the leachate presents high alkalinity, due to the high concentration of HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> and CO<sub>3</sub><sup>-2</sup> and the ammonium bicarbonate present in the leachate can be decomposed according to Eq (4) and (5).





Therefore, the addition of lime conducted at the natural pH of the leachate under stirring will result in an increase in the pH due to the bicarbonate/carbonate balance. This result can be explained by different removal efficiencies for ammonia and carbon dioxide (greater for carbon dioxide) until balance conditions are achieved. Thus, the previous removal of CO<sub>2</sub> will favor the removal of NH<sub>3</sub>-N by stripping.

During coagulation process (and precipitation of calcium carbonate), leachate also undergoes a slow decoloration which intensifies with the increasing dose of lime and reflects on the supernatant's physico-chemical composition. Leachate color progressively changes after decantation of the solid phase, from an initial dark brown to light brown, yellow, and eventually light yellow for an addition of lime close to the ideal value (Renou et al., 2008).

In addition, ABS 254 nm was reduced from 26.7 to 13.5. According to Sheng et al. (2000), after air stripping, the absorbance at 254 nm decreases because many phenol compounds are absorbed on the air bubbles and are removed by air stripping oxidation.

In a study performed by Amaral et al. (2016), pretreatment by air stripping in a 10 m<sup>3</sup> reactor fed with raw leachate and hydraulic retention time of 48 h, conducted at the natural pH (8,1), removed 65% of NH<sub>3</sub>-N present in the leachate. As it can be seen in Figure 3, in this study, after stripping ammonia nitrogen, NH<sub>3</sub>-N concentration was reduced from 1236 mg.L<sup>-1</sup> to 353 mg.L<sup>-1</sup> (71% removal).

Free ammonia (NH<sub>3</sub>) dissolved in water can be toxic to fish, even at low concentrations. In Brazil, the Ministry of the Environment has established a limit of 0.5 mg.L<sup>-1</sup> NH<sub>3</sub>-N in waters for the protection of aquatic life (pH>8.5) and concentrations below 20 mg.L<sup>-1</sup> NH<sub>3</sub>-N for the discharge of wastewater into water bodies (Brazil, 2005). Although

the treatment of leachate with C-F/NH<sub>3</sub>-N stripping obtained significant results for pollutants removal, the limits for effluent discharge are becoming increasingly stringent, especially for ammonia. Thus, polishing of the effluent is still necessary for the purpose of releasing it into water bodies.

### 3.2.3 Nanofiltration

Figure 4 shows the evaluation of permeate flow over time at pressures of 8 and 9 bar. During nanofiltration (NF) process at 8 bar pressure, there was a marked fall in the permeate flux, probably caused by the fact that the concentration of species present in the supernatant from pretreatment increases near the surface of the membrane. Permeate flux was reduced from 16 to 11 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> at the end of the process. This drop in the permeate flow indicates that there are interactions between the pretreated leachate and the membrane. The operation of the same system at 9 bar showed permeate flow in the range of 16 to 15 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>. The continuous permeate flux drop through the process is also associated with other phenomena, such as adsorption of humic and fulvic acids on the surface of the membrane, which can cause membrane fouling and lead to extremely low permeate flows, making the process unfeasible (Sir et al., 2012).

[FIGURE 4]

Maurício et al. (2014) presented a study that evaluated the nanofiltration in the treatment of Gericinó leachate (RJ). It was utilized membrane model NP030 – Nadir (polyethersulfone material and cut-off 400 g.mol<sup>-1</sup>). The operating pressure evaluated varied between 7 and 10 bar and results showed that the permeate flow ranged from

15 – 30 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>. At 8 bar the permeate flux stabilized at 18 L.m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup>. According to the authors, the operation underwent little fouling influence. Regarding the treated effluent quality, it was observed that the system was efficient for organic matter removal, with a total average removal of 70% COD, 84% TOC and 93% ABS 254 nm.

In a study presented by Chaudhari and Murthy (2010), an NF membrane was used for landfill leachates treatment. NF membrane performance has been interpreted in terms of permeate volume flux and rejection of major pollutants.

In this study, the pressure of NF step was maintained at 8 bar due to the system's technical constraints. The VRF obtained for the NF system was 5.0.

#### *3.2.4 Combined processes*

Figure 5 shows the results of removal efficiency in the treatment of landfill leachate by a combined process of coagulation-flocculation/NH<sub>3</sub>-N stripping and nanofiltration.

#### [FIGURE 5]

According to Baker (2012), nanofiltration process is inefficient in the removal of salts, since it is able to retain molecular species with molar mass varying between 500 and 2000 Dalton. However, in this study, it was obtained a reduction of approximately 34% of conductivity and 52% of Cl<sup>-</sup> in NF stage. As described previously, the nanofiltration membrane used in this study, model SB90, has a cut-off molar mass in the range of 500-700 Dalton. In addition, it has a nominal rejection of 85% of NaCl solution, which probably contributed for the percentage removal values observed for conductivity and Cl<sup>-</sup> (Gupta and Ali, 2013).

Moreover, this may have happened by the precipitation of chloride ions in the

membrane, or even by the co-transport of ions, in order to maintain the membrane electroneutrality. In complex aqueous matrices such as leachate, the presence of a wide variety of ions causes them to also exhibit a wide variety of complex interactions (Zawierucha et al, 2013). The retention of some ions of larger size and valence by the membrane causes, in order to maintain the electroneutrality, that other ions are also retained or, conversely, are forced to pass through the membrane, depending on the ionic forces involved. As previously mentioned, the complex variety in leachate composition makes it difficult to predict ion removal efficiencies.

The advantage of using an NF membrane is that it requires lower operating pressures and has higher permeate fluxes than reverse osmosis (RO) membranes, has better retention than ultrafiltration (UF) membranes, shows high rejection of polyvalent ions and organic matter with molecular weight above 300 Da, requires relatively low investment, and has low operational and maintenance costs (Kwon et al., 2008). Moreover, due to its unique properties as compared to UF and RO membranes, the NF membrane has an important advantage that is the capability to remove recalcitrant organic compounds and heavy metals in leachate (Ahel et al., 2004).

Liu et al. (2015) performed a combined treatment process of air stripping + Fenton + sequencing batch reactor (SBR) + coagulation to remove pollutants in landfill leachate. The experiment showed that the removal efficiency of COD, BOD<sub>5</sub> and NH<sub>3</sub>-N by the combined process were 92.8%, 87.8% and 98.0%, respectively. In the combined treatment evaluated in this study (C-F/N-NH<sub>3</sub> stripping + NF) fewer steps were performed and similar results of removal efficiency were obtained. In addition, in this work, biological treatment was not applied, due to its low biodegradability level, which would probably reduce effluent treatment costs.

In this study, the treatment of landfill leachate by a combined process of coagulation-

flocculation and nanofiltration was suitable to treat it as it reduced all the studied parameters. At the end of both treatments, the TOC removal was 89% and NH<sub>3</sub>-N reduction was about 70%. According to Ramaswami et al. (2016), nanofiltration can provide flexibility for ammonia removal, since the organic compounds can be selectively separated. However, in this study, most of the NH<sub>3</sub>-N was removed by air stripping process. The highest efficiency of this combined process was obtained in COD (94%) and, at the end of the process, HS removal was 80%, approximately. At the end of the combined treatment process, leachate color was reduced from 5185 mg Pt-Co.L<sup>-1</sup> to 311 mg Pt-Co.L<sup>-1</sup>. Figure 6 illustrates the appearance of leachate samples before all treatment and after each stage of treatment and Table 3 presents the values of the parameters of raw leachate and treated effluent after the application of the combined treatment, as well as the respective efficiency removal obtained at each stage.

[FIGURE 6]

[TABLE 3]

#### **4. Conclusion**

Leachates from the Seropédica landfill showed a high concentration of organic matter represented by the physico-chemical parameters absorbance at 254 nm, color, TOC, COD and low BOD showing that leachate has recalcitrant characteristics, even though it comes from a landfill that began its activities seven years ago.

The use of combined coagulation-flocculation and nanofiltration process might be promising in addressing the existing obstacles. At the end of both treatments, the TOC removal was 89% and NH<sub>3</sub>-N reduction was about 70%. The highest reduction efficiency was obtained in COD (94%). At the end of the process, HS removal was 80%, approximately.

Despite the small recalcitrant organic matter removal during the lime coagulation-flocculation, an average removal of 54% of TOC and 33% of COD concentration was attained, which is the objective of such pretreatment, as it is of great importance to prevent NF fouling formation, since membrane fouling is a serious problem and detailed information on the performance of combined process is scarce. Therefore, coagulation-flocculation can be used as a pretreatment to NF for treating landfill leachate.

The results showed that the combined process used in the treatment of leachate was effective in the removal of organic matter and ammonia.

#### **ACKNOWLEDGEMENTS**

The authors would like to thank COMLURB (Municipal Urban Cleaning Company – Rio de Janeiro City) for sending samples of leachates. We also acknowledge CNPq (Brazilian National Council for Scientific and Technological Development) for the financial support.

#### **REFERENCES**

- Abbas, A.A., Jingsong, G., Ping, L.Z., Ya, P.Y., Al-Rekabi, W. S., 2009. Review on landfill leachate treatments. *Am. J. Appl. Sci.* 6, 672–684.
- Ahel, T., Mijatovic, I., Matosic, M., Ahel, M., 2004. Nanofiltration of landfill leachate containing pharmaceutical intermediates from vitamin C production. *Food Technol. Biotechnol.* 42, 99-104.
- Ahmed, F. N. and Christopher Q., 2012. Treatment of landfill leachate using membrane bioreactors: A review. *Desalination.* 287, 41-54.

American Public Health Association - APHA. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 21st ed. American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environ. Federation: Washington, D.C., 2005; 1496 pp.

Amokrane, A., Comel, C., Veron, J., 1997. Landfill leachate pretreatment by coagulation-flocculation. *Water Res.* 31, 2775-2782.

Amor, C., De Torres-Socías, E., Peres, J. A., Maldonado, M. I., Oller, I., Malato, S., Lucas, M. S., 2015. Mature landfill leachate treatment by coagulation/flocculation combined with Fenton and solar Photo-Fenton processes. *J. Hazard. Mater.* 286, 261-268.

Baker, R. W. Membrane Technology and Applications. 2012. 3rd Ed. John Wiley & Sons, Hoboken. 588 p.

Campos, J. C., Moura, D., Costa, A. P., Yokoyama, L., Araujo, F. V. F., Cammarota, M. C., 2013. Evaluation of pH, alkalinity and temperature during air stripping process for ammonia removal from landfill leachate. *J. Environ. Sci. Health., Part A.* 48, 1105-1113.

Chaudhari, L. B., Murthy, Z. V. P., 2010. Treatment of landfill leachates by nanofiltration. *J Environ Manage.* 91, 1209-1217.

Chin, Y. P., Aiken, G., O'Loughlin, E., 1994. Molecular weight polydispersity and spectroscopic properties of aquatic humic substances. *Environ. Sci. Technol.* 28, 1853-1858.

CONAMA (Environmental National Comitee – Brazil). Number 357, Classification of water bodies, Ministry of the Environment. Official Journal of Brazilian Government, no.53, 18.03.2005, Brasilia, 2005; 58–63. (In Portuguese).

Costa, F. M., Daflon, S. D. A., Bila, D. M., Fonseca, F. V., Campos, J. C., 2018. Evaluation of the biodegradability and toxicity of landfill leachates after pretreatment using advanced oxidative processes. *Waste Manage*, <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2018.02.030>.

El-Fadel, M., Bou-Zeid, E., Chahine, W., Alayli, B., 2002. Temporal variation of leachate quality from pre-sorted and baled municipal solid waste with high organic and moisture content. *Waste Manage.* 22, 269-282.

El-Gohary, F.A., Khater, M., Gamal Kamel, M., 2013. Pretreatment of landfill leachate by ammonia stripping. *J. Appl. Sci. Res.* 9, 3905–3913.

Habert, A. C., Borges, C. P., Nobrega, R. *Membrane Separation Processes*. 2006. 1 ed. Rio de Janeiro, E-papers Serviços Editoriais Ltda. 180 p. In Portuguese.

Guo, J. S., Abbas, A. A., Chen Y. P., Liu, Z. P., Fang, F., Chen, P., 2010. Treatment of landfill leachate using a combined stripping, Fenton, SBR, and coagulation processes. *China Journal of Hazardous Materials* 178, 699-705.

Gupta, V.K., Ali, I. 2013. Water treatment by membrane filtration techniques, in: *Environmental Water Advances in Treatment, Remediation and Recycling*. Elsevier, Amsterdam, pp. 135-154.



Kjeldsen, P., Barlaz M. A., Rooker A. P., Baun, A., Ledin, A., Christensen, T. H., 2002. Present and long-term composition of MSW landfill leachate: a review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*. 32, 297-336.

Lejeune, V. N., 2016. Center for solid waste treatment, Seropedica (CTR-Rio) –Brazil. [http://research.gsd.harvard.edu/zofnass/files/2016/04/11\\_CTRRio\\_Exec\\_En.pdf](http://research.gsd.harvard.edu/zofnass/files/2016/04/11_CTRRio_Exec_En.pdf) (accessed 31 January 2018)

Li, K., Cheng, Y., Wang, J., Zhang, J., Liu, J., Yu, D., Li, M., Wei, Y., 2016. Effects of returning NF concentrate on the MBR-NF process treating antibiotic production wastewater. *Environ Sci Pollut Res*. 23, 13114-13127.

Li, X.Z., Zhao, Q.L., Hao, X. D., 1999. Ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation. *Waste Manage*. 19, 409-415.

Lima, L. S. M. S., Almeida, R., Quintaes, B. R., Bila, D. M., Campos, J. C., 2017. Evaluation of humic substances removal from leachates originating from solid waste landfills in Rio de Janeiro State, Brazil. *J. Environ. Sci. Health, Part A*. 52, 828-836.

Lima, L. S. M. S., Almeida, R., Quintaes, B. R., Bila, D. M., Campos, J. C. 2017. Análise de metodologias de quantificação de substâncias húmicas em lixiviados de aterros de resíduos sólidos. *Rev. Ambient. Água*. 12 n. 1, 87-98.

Liu, Z., Wu, W., Shi, P., Guo, J., Cheng, J., 2015. Characterization of dissolved organic

matter in landfill leachate during the combined treatment process of air stripping, Fenton, SBR and coagulation. *Waste Manage.* 41, 111-118.

Maurício, R. G., 2014. Treatment of leachate landfill using membrane and natural zeolite separation processes (Master Degree Dissertation). Federal University of Rio de Janeiro. Available at: < <http://dissertacoes.poli.ufrj.br/dissertacoes/dissertpoli1296.pdf>> (accessed Feb 2018) (in Portuguese).

Moravia, W. G., Amaral, M. C. S., Lange, L. C., 2013. Evaluation of landfill leachate treatment by advanced oxidative process by Fenton's reagent combined with membrane separation system. *Waste Manage.* 33, 89-101.

Ortega, L.M., Lebrun, R., Blais, J. F., Hausler, R., 2007. Treatment of an acidic leachate containing metal ions by nanofiltration membranes. *Sep. Purif. Technol.* 54, 306–314.

Ozturk, I. M., Altinbas, I., Koyuncu, O., Gomec-Yangin C., 2003. Advanced physicochemical treatment experiences on young municipal landfill leachates. *Waste Manage.* 23, 441-446.

Ramaswami, S., Behrendt, J., Wang, G., Eggers, S., Otterpohl, R., 2016. Combining magnesium ammonium phosphate precipitation with membrane processes for ammonia removal from methanogenic leachates. *Water Environ J.* 30, 218-226.

Renou S., Poulain S., Givaudan J.G., Moulin P., 2008. Treatment process adapted to stabilized leachates: Lime precipitation–prefiltration–reverse osmosis. *J. Membr. Sci.* 313, 9-22.

Renou, S., Givaudan, J.G., Poulaina, S., Dirassouyanb, F., Moulin, P., 2008. Landfill leachate treatment: review and opportunity. *J. Hazard. Mater.* 150, 468–493.

Sheng, Zhang, J. P., Wang, H. M., 2000. Leach liquid and their treatment in Qizishan refuse landfill yard, Suzhou. *Water Wastewater Eng.* 26, 22-26.

Sir, M., Podhola, M., Patocka, T., Honzajkova, Z., Kocurek, P., Kubal, M., Kuras, M., 2012. The effect of humic acids on the reverse osmosis treatment of hazardous landfill leachate. *J Hazard Mater.* 207-208, 86-90.

Zawierucha, I., Kozlowski, C., Malina, G., 2013. Removal of toxic metals ions from landfill leachate by complementary sorption and transport across polymer inclusion membranes. *Waste Manage.*, 33. 2129-2136.

Zhang, Q. Q., Tian, B. H., Zhang, X., Ghulam, A., Fang, C. R., He, R., 2013. Investigation on characteristics of leachate and concentrated leachate in three landfill leachate treatment plants. *Waste Manage.* 33, 2277-2286.

### List of Figure Captions

**Figura 1.** Schematic diagram of C-F/NH<sub>3</sub>-N stripping/NF experimental setup.

**Figura 2.** Removal efficiency for different parameters in treatment of landfill leachate by coagulation-flocculation.

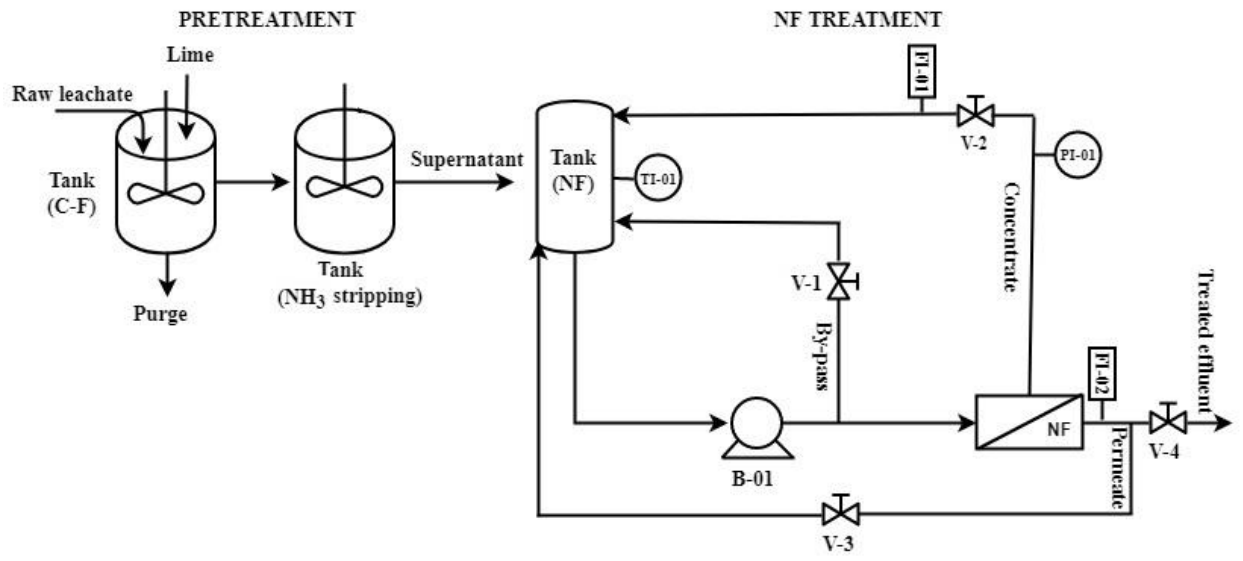
**Figura 3.** NH<sub>3</sub>-N concentration and efficiency of removal of ammonia nitrogen (%) according to the time.

**Figure 4.** Permeate flux obtained during nanofiltration at pressure of 8 and 9 bar.

**Figura 5.** Efficiency of removal in the treatment of landfill leachate by the combined process of coagulation-flocculation and nanofiltration at optimum lime dose (10 g.L<sup>-1</sup>) and VRF = 5.

**Figura 6.** Appearance of samples during treatment stages (a) raw leachate; (b) Coagulation-flocculation; (c) NH<sub>3</sub>-N stripping; (d) NF permeate.

Figura 1



**Figure 2**

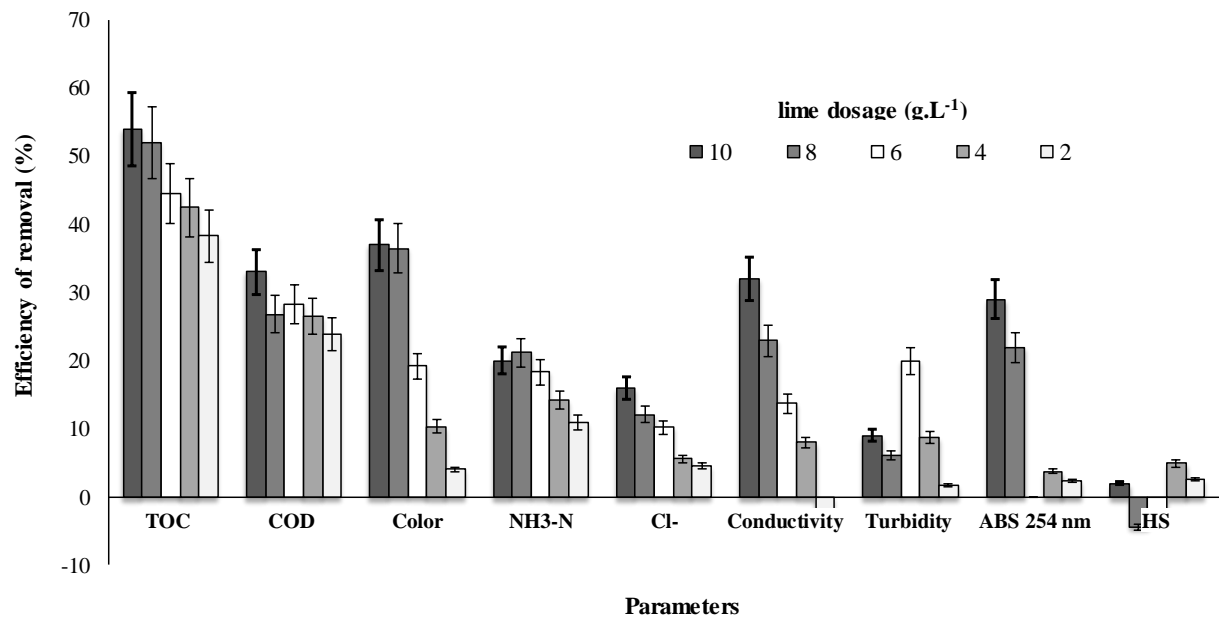


Figure 3

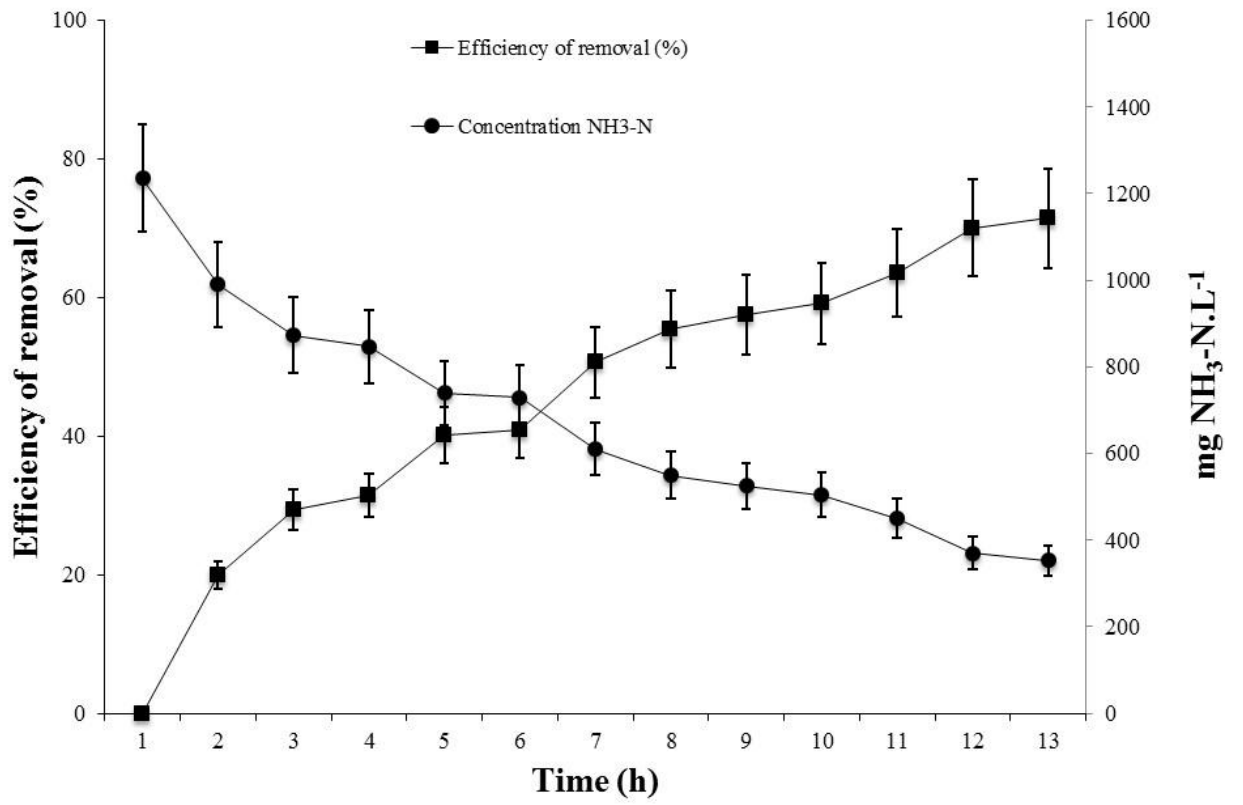
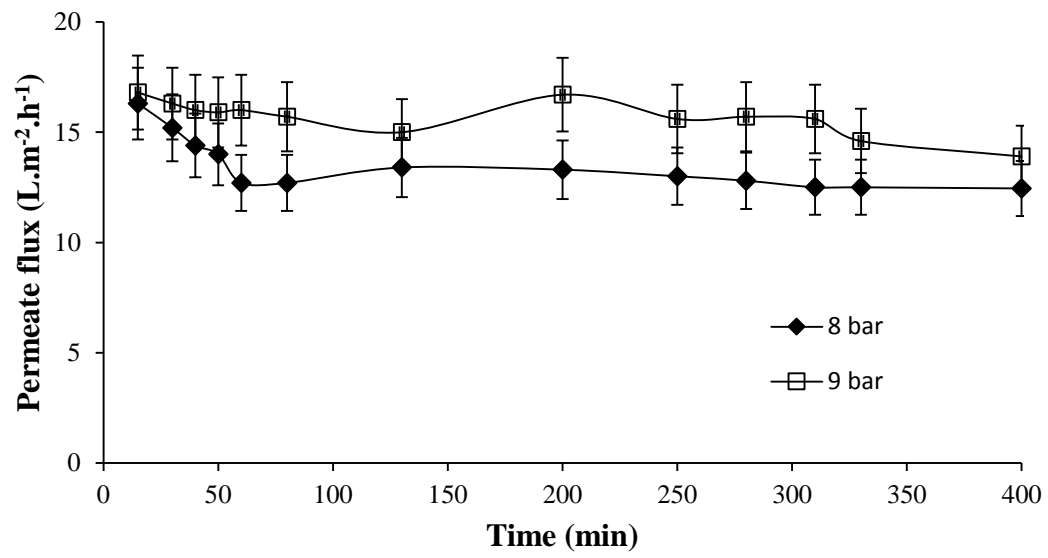
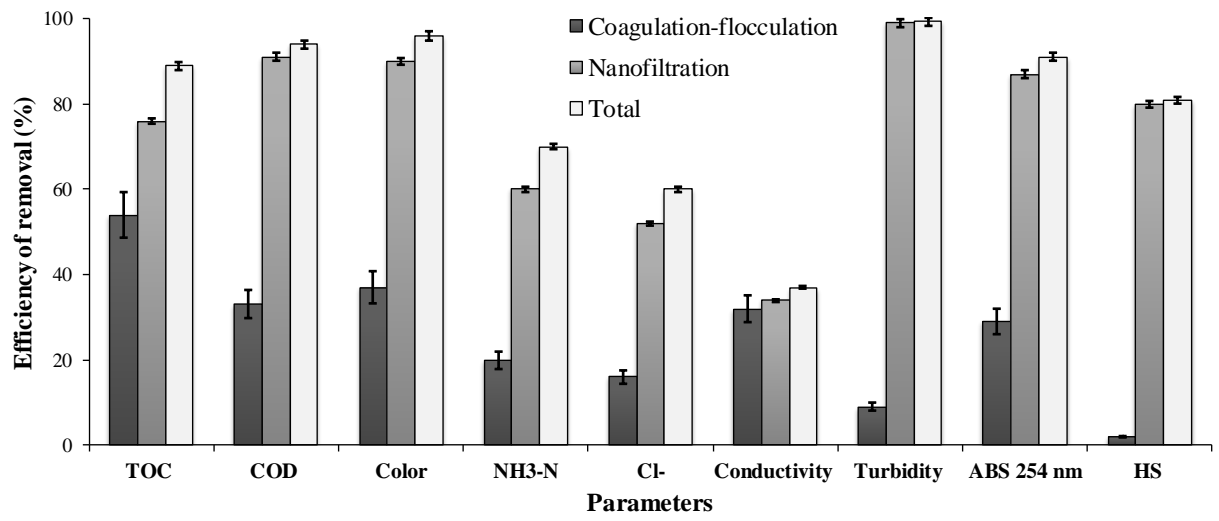


Figure 4





**Figure 5**



**Figure 6**

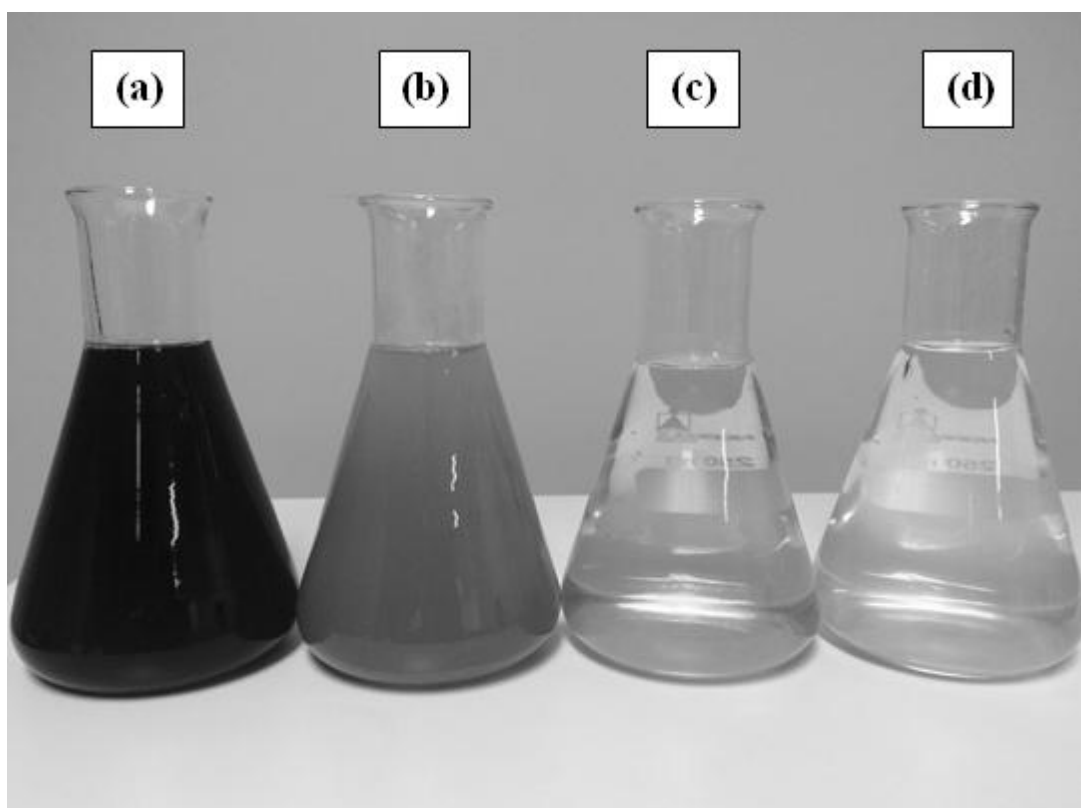


Table 21. Characterization of the leachate from the Seropedica landfill (RJ) (n=10).

| <b>Parameters</b>                        | <b>Min</b> | <b>Max</b> | <b>Average</b> |
|--|------------|------------|----------------|
| pH                                       | 7.72       | 7.97       | 7.84           |
| TOC(mg.L <sup>-1</sup> )*                | -          | -          | 2154           |
| BOD <sub>5</sub> (mg.L <sup>-1</sup> *)  | -          | -          | 290            |
| COD (mg.L <sup>-1</sup> )                | 4103       | 4168       | 4137           |
| NH <sub>3</sub> -N (mg.L <sup>-1</sup> ) | 1142       | 1329       | 1236           |
| Cl <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )    | 895        | 1317       | 1109           |
| TS (mg.L <sup>-1</sup> )*                | -          | -          | 15630          |
| TDS (mg.L <sup>-1</sup> )*               | -          | -          | 15110          |
| Color (mg Pt-Co.L <sup>-1</sup> )        | 4985       | 5470       | 5185           |
| Conductivity (mS.cm <sup>-1</sup> )      | 14.67      | 20.55      | 17.51          |
| Turbidity (NTU)                          | 112        | 124        | 115            |
| ABS 254 nm                               | 26.19      | 27.81      | 26.65          |
| HS (mg.L <sup>-1</sup> )*                | -          | -          | 426            |
| BOD <sub>5</sub> /COD                    |            |            | 0.07           |

n = number of tests; \*Performed for two samples

Table 22. Average values of physicochemical parameters for different lime doses for coagulation-flocculation process, ranged from 0 to 10 g.L<sup>-1</sup>.

| Lime<br>(g.L <sup>-1</sup> ) | Parameters |                              |                              |               |                    |  |  |   |  |                             |
|------------------------------|------------|------------------------------|------------------------------|---------------|--------------------|--|--|---|--|-----------------------------|
|                              | pH         | TOC<br>(mg.L <sup>-1</sup> ) | COD<br>(mg.L <sup>-1</sup> ) | ABS<br>254 nm | Turbidity<br>(NTU) | Color<br>(mg Pt-<br>Co.L <sup>-1</sup> ) | Cl <sup>-</sup><br>(mg.L <sup>-1</sup> ) | NH <sub>3</sub> -N<br>(mg.L <sup>-1</sup> ) | Conductivity<br>(mS.cm <sup>-1</sup> ) | HS<br>(mg.L <sup>-1</sup> ) |
| Raw<br>leachate              | 7.8        | 2154                         | 4137                         | 26.7          | 115                | 5185                                     | 1109                                     | 1236  | 17.5                                   | 426                         |
| 2                            | 8.6        | 1328                         | 3150                         | 26.1          | 113                | 4980                                     | 1058                                     | 1100  | 18.0                                   | 415                         |
| 4                            | 8.9        | 1239                         | 3040                         | 25.7          | 105                | 4650                                     | 1047                                     | 1060  | 16.1                                   | 405                         |
| 6                            | 9.0        | 1195                         | 2970                         | 24.4          | 92                 | 4190                                     | 996                                      | 1010  | 15.1                                   | 438                         |
| 8                            | 9.3        | 1043                         | 3030                         | 20.8          | 108                | 3290                                     | 975                                      | 974   | 13.5                                   | 445                         |
| 10                           | 9.5        | 996                          | 2600                         | 19.2          | 110                | 3260                                     | 947                                      | 960   | 12.5                                   | 429                         |

Table 3. Results for the physicochemical parameters after pretreatment and nanofiltration process applied to Seropedica landfill leachate.

| <b>Parameters</b>                        | <b>Raw leachate</b> | <b>After lime treatment (10 g.L<sup>-1</sup>)</b> | <b>NF permeate</b> |
|--|---------------------|---|--------------------|
| TOC (mg.L <sup>-1</sup> )                | 2154                | 991   | 238                |
| COD (mg.L <sup>-1</sup> )                | 4137                | 2772  | 249                |
| NH <sub>3</sub> -N (mg.L <sup>-1</sup> ) | 1236                | 989   | 396                |
| Color (mg Pt-Co.L <sup>-1</sup> )        | 5185                | 3260  | 326                |
| Cl <sup>-</sup> (mg.L <sup>-1</sup> )    | 1109                | 932   | 447                |
| Conductivity (mS.cm <sup>-1</sup> )      | 17.5                | 11.9  | 7.9                |
| Turbidity (NTU)                          | 115                 | 105   | 1                  |
| ABS 254 nm                               | 26.6                | 18.9  | 2.5                |
| HS (mg.L <sup>-1</sup> )                 | 426                 | 417   | 83                 |

## APÊNDICE B

**Tabela 21 Estimativas de custos dos equipamentos, instalação, construção civil e instrumentação do processo para tratamento com cal.**

| <b>Equipamentos</b>   | <b>Custo</b>            |
|---|-------------------------|
| Tanques com sistema de agitação (3 unidades)  | R\$ 90.000,00           |
| Soprador (1 unidade)  | R\$ 438.000,00          |
| Bombas (9 unidades)   | R\$ 33.792,00           |
| Coluna de arraste (1 unidade)   | R\$ 180.000,00          |
| Coluna de absorção  | R\$ 105.000,00          |
| Tanque armazenamento H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (lavagem de gases) (1 unidade)            | R\$ 140.000,00          |
| Tanque lixiviado pré-tratado (1 unidade)  | R\$ 60.000,00           |
| Custos de instalação de equipamentos, construção civil, tubulações, válvulas e instrumentação | R\$ 1.308.490,00        |
| <b>Total</b>  | <b>R\$ 2.355.282,00</b> |
| <b>Total (corrigido)</b>  | <b>R\$ 2.266.483,16</b> |