

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO

ESCOLA POLITÉCNICA

ESTIMATIVA PRELIMINAR DOS CUSTOS DE PROCESSOS DE
SEPARAÇÃO COM MEMBRANAS E APLICAÇÃO DE ZEÓLITAS
PARA O TRATAMENTO DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO

Tairini Joyce Pimenta de Oliveira

Rio de Janeiro

Julho de 2021



Universidade Federal
do Rio de Janeiro

Escola Politécnica

ESTIMATIVA PRELIMINAR DOS CUSTOS DE PROCESSOS DE SEPARAÇÃO COM MEMBRANAS E APLICAÇÃO DE ZEÓLITAS PARA O TRATAMENTO DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO

Tairini Joyce Pimenta de Oliveira

Projeto de Graduação apresentado ao Curso de Engenharia Ambiental da Escola Politécnica, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Engenheira Ambiental.

Orientadora: Juacyara Carbonelli de Campos

Coorientador: Ronei de Almeida

Rio de Janeiro

Julho de 2021

ESTIMATIVA PRELIMINAR DOS CUSTOS DE PROCESSOS DE SEPARAÇÃO
COM MEMBRANAS E APLICAÇÃO DE ZEÓLITAS PARA O TRATAMENTO DE
LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO

Tairini Joyce Pimenta de Oliveira

PROJETO DE GRADUAÇÃO SUBMETIDO AO CORPO DOCENTE DO CURSO DE
ENGENHARIA AMBIENTAL DA ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL
DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A
OBTENÇÃO DO GRAU DE ENGENHEIRA AMBIENTAL.

Examinada por:

Prof^a. Juacyara Carbonelli de Campos, D. Sc.

Prof. Ronei de Almeida, M. Sc.

Prof^a. Iene Christie Figueiredo, D.Sc.

Prof^a. Júlia Pancini de Oliveira, M. Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

JULHO de 2021

Oliveira, Tairini Joyce Pimenta de

Estimativa Preliminar dos Custos de Processos de Separação com Membranas e Aplicação de Zeólitas para o Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário/ Tairini Joyce Pimenta de Oliveira – Rio de Janeiro: UFRJ/ Escola Politécnica, 2021.

X, 119 p.: il.; 29,7 cm.

Orientadora: Juacyara Carbonelli de Campos,

Coorientador: Ronei de Almeida

Projeto de Graduação – UFRJ/ Escola Politécnica/
Curso de Engenharia Ambiental, 2021.

Referências Bibliográficas: p. 94-107.

1. Lixiviado. 2. Microfiltração. 3. Nanofiltração. 4. Zeólitas. 5. Estimativa econômica preliminar.

I. Campos, Juacyara Carbonelli *et al.* II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola Politécnica, Curso de Engenharia Ambiental. III. Estimativa Preliminar dos Custos de Processos de Separação com Membranas e Aplicação de Zeólitas para o Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente à Deus, pela vida, saúde e conquista.

Aos meus pais, Marta e Gerson, pelo apoio incondicional, força e todos os ensinamentos que têm constantemente me proporcionado. Eu amo vocês.

Ao meu melhor amigo desde 2012 e esposo desde 2020, Fabrício. Obrigada pelo amor, incansável apoio e compreensão durante todo esse período que estamos juntos: na graduação e na vida.

Aos meus orientadores, Juacyara e Ronei. Não tenho dúvida que vocês são os melhores orientadores que eu poderia ter. Obrigada pela disponibilidade, dedicação e por toda paciência que tiveram comigo nos últimos meses. Sou realmente muito grata.

Às minhas amigas de ensino médio, Letícia e Laryssa. Obrigada pela amizade, por ouvirem meus desabafos e me tranquilizarem em diversos momentos.

Aos amigos que conquistei na UFRJ e levarei pra vida: Victória, Elana, Gabriela, Raphael e Letícia. Obrigada por tornarem a caminhada menos cansativa e mais alegre. Sempre ficará na minha memória os momentos felizes que tivemos juntos no Fundão.

Resumo do Projeto de Graduação apresentado à Escola Politécnica/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenharia Ambiental

Estimativa Preliminar dos Custos de Processos de Separação com Membranas e
Aplicação de Zeólitas para o Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário

Tairini Joyce Pimenta de Oliveira

Julho/2021

Orientadora: Juacyara Carbonelli de Campos, D. Sc.

Coorientador: Ronei de Almeida, M. Sc.

Curso: Engenharia Ambiental

A combinação dos Processos de Separação com Membranas (PSMs) com outras operações unitárias para tratamento do lixiviado de aterro tem sido utilizada a fim de elevar a eficiência do tratamento e garantir um efluente que atenda aos padrões de descarte estabelecidos. No entanto, além do enquadramento do efluente nos padrões de descarte, o aspecto econômico permanece como um fator decisivo para implementação de uma rota de tratamento. Neste contexto, foi realizado uma estimativa preliminar dos custos da rota de tratamento avaliada tecnicamente por Maurício (2014), composta pelos processos de microfiltração, nanofiltração e aplicação de zeólitas para tratamento de lixiviado de um aterro de médio porte, com vazão média de geração de lixiviado de 200 m³/d. A estimativa dos custos foi composta pelos custos de investimento (CAPEX), custos de operação (OPEX) e pelo custo total (CT) normalizado por unidade de volume de lixiviado tratado. Os custos foram estimados por meio de uma extrapolação do estudo realizado por Maurício (2014) e dados obtidos da literatura. Estimou-se que para um período de operação de 15 anos da estação de tratamento de lixiviado, o custo total de tratamento seria de R\$101,71 por m³ de efluente tratado. Salienta-se que o custo da aplicação de zeólitas, de R\$71,02/m³, foi mais expressivo do que os de PSMs, por isso, uma possível estratégia para a aplicação da rota proposta é o investimento na intensificação dos PSMs e utilização da coluna com zeólita em situações emergenciais, para o enquadramento do efluente aos padrões de descarte estabelecido pela legislação.

Palavras-chave: Lixiviado, Microfiltração, Nanofiltração, Zeólitas, Estimativa econômica preliminar.

Abstract of Undergraduate Project presented to POLI/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Environmental Engineer.

Preliminary Cost Estimate of Membrane Separation Processes and Zeolite Application for
Landfill Leachate Treatment

Tairini Joyce Pimenta de Oliveira

July/2021

Advisor: Juacyara Carbonelli de Campos, D. Sc.

Co-advisor: Ronei de Almeida, M. Sc.

Course: Environmental Engineering

The combination of Membrane Separation Process (MSPs) with other unitary treatment operation for landfill leachate treatment has been used in order to increase the treatment efficiency and ensure an effluent that complies with established disposal standards limits. However, besides the effluent compliance to the discharge standards, the economical aspect remains as a decisive factor for the implementation of a treatment route. In this context, a preliminary cost estimation of the treatment route composed of microfiltration, nanofiltration and zeolite application, previously assessed by Maurício (2014), was performed for the leachate treatment of a medium-sized landfill, with average flow of 200 m³/d of leachate. The cost estimation was composed of investment costs (CAPEX), operating costs (OPEX) and the total cost (TC) normalized by volume unit of treated leachate. The costs were estimated by extrapolating from the study conducted by Maurício (2014) and data obtained from the literature. It was estimated that for a 15-year operation period of the leachate treatment plant, the total treatment cost would be R\$101.71 per m³ of treated effluent. It is noteworthy to noted that the zeolite application cost of R\$ 71.02/m³ was more significant than the MSPs; therefore, a possible strategy for the application of the proposed treatment route is invest in MSPs intensification and utilization of the zeolite column only in emergency scenarios to meet effluents' disposal standard requirements.

Keywords: Leachate, Microfiltration, Nanofiltration, Zeolites, Preliminary economic estimation.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS	3
2.1. OBJETIVO GERAL	3
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	3
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
3.1. RESÍDUOS SÓLIDOS	4
3.2. ATERRO SANITÁRIO	5
3.2.1. Processo de degradação de RSU nos aterros sanitários	7
3.3. LIXIVIADO DE ATERRO	9
3.3.1. Geração	10
3.3.2. Composição	10
3.3.2.1. Principais poluentes do lixiviado	13
3.3.3. Tratamento do lixiviado de aterros de resíduos	14
3.4. PROCESSO DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS	17
3.4.1. Membranas	18
3.4.2. Modos de Operação dos PSMs	22
3.4.3. Gradiente de Pressão como Força Motriz	24
3.4.4. Polarização por Concentração e <i>Fouling</i>	26
3.4.5. Microfiltração e Nanofiltração	28
3.4.6. Processos Híbridos com Membranas no Tratamento de Lixiviado	28
3.5. PROCESSOS ENVOLVENDO O USO DE ZEÓLITAS	33
3.5.1. Zeólitas	33
3.5.2. Adsorção	36
3.5.3. Troca Iônica	37
3.5.4. Adsorção e Troca Iônica em Reator de Leito Fixo	38
3.6. APLICAÇÃO DE ZEÓLITAS NO TRATAMENTO DE LIXIVIADO	40
3.7. ESTIMATIVA DE CUSTOS EM SISTEMAS DE TRATAMENTO DE LIXIVIADO	45
4. MATERIAIS E MÉTODOS	49
4.1. ESTUDO DE CASO	49
4.2. ESTIMATIVA DAS VARIÁVEIS DE PROJETO PARA OS PSMS E DIMENSIONAMENTO DE COLUNA PARA APLICAÇÃO DE ZEÓLITA	51
4.2.1. Processo de Separação por Membranas	51
4.2.2. Aplicação de Zeólita	52
4.3. ESTIMATIVA PRELIMINAR DE CUSTOS	55
4.3.1. Processo de Separação por Membranas	55
4.3.1.1. CAPEX	56

4.3.1.2.	OPEX	58
4.3.1.2.1.	Microfiltração	58
4.3.1.2.2.	Nanofiltração	60
4.3.1.3.	Custo Total	61
4.3.2.	Aplicação de Zeólita	62
4.3.2.1.	CAPEX	62
4.3.2.2.	OPEX	64
4.3.2.3.	Custo Total	67
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	68
5.1.	ESTIMATIVA DAS VARIÁVEIS DE PROJETO PARA OS PSMS E DIMENSIONAMENTO DE COLUNA PARA APLICAÇÃO DE ZEÓLITA	68
5.1.1.	PSMs	68
5.1.2.	Aplicação de Zeólita	69
5.2.	ESTIMATIVA DE CUSTOS PRELIMINAR DOS PSMS	71
5.2.1.	CAPEX	71
5.2.2.	OPEX	74
5.2.3.	Custo Total (CT)	77
5.3.	APLICAÇÃO DE ZEÓLITAS	80
5.3.1.	CAPEX	80
5.3.2.	OPEX	82
5.3.3.	Custo Total	85
5.4.	CUSTOS DO SISTEMA PROPOSTO: MF + NF + ZEÓLITA	87
5.5.	ANÁLISE CRÍTICA DOS CUSTOS ASSOCIADOS À ROTA PROPOSTA	87
5.5.1.	PSMs	87
5.5.2.	Aplicação de Zeólita	89
5.5.3.	MF + NF + Aplicação de Zeólita	90
6.	CONCLUSÕES	92
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	94

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Critério de seleção do processo de tratamento do lixiviado mais adequado.....	15
Figura 2: Transporte de espécies nas membranas densas e porosas.	19
Figura 3: Classificação das membranas quanto à estrutura e morfologia.	20
Figura 4: Tipos mais usuais de módulos de membranas – módulo de fibra oca.....	21
Figura 5: Tipos mais usuais de módulos de membranas – módulo tubular.	21
Figura 6: Tipos mais usuais de módulos de membranas – módulo placa-quadro.	22
Figura 7: Tipos mais usuais de módulos de membranas – módulo espiral.....	22
Figura 8: Filtração frontal ou convencional.....	23
Figura 9: Filtração tangencial ou de fluxo cruzado.	24
Figura 10: Variação do fluxo de permeado com o tempo de operação.	26
Figura 11: Estruturas básicas das zeólitas.....	33
Figura 12: Processo de troca iônica em zeólita.....	34
Figura 13: Representação esquemática da zona de transferência de massa em coluna de leito fixo.	39
Figura 14: Rota de tratamento de lixiviado de aterro proposta por Maurício (2014).	49
Figura 15: Composição do CAPEX dos PSMs.....	74
Figura 16: Composição do OPEX do processo de MF.....	76
Figura 17: Composição do OPEX do processo de NF.	77
Figura 18: Composição do CAPEX do processo com zeólita.....	82
Figura 19: Avaliação preliminar do OPEX referente ao processo de percolação em leito de zeólita.....	84

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Composição físico-química típica de lixiviado de aterros norte-americanos.	12
Tabela 2: Características gerais e típicas de PSM voltados para o tratamento de efluentes.	25
Tabela 3: Parâmetros operacionais e resultados dos PSM.	50
Tabela 4: Percentual dos custos de investimento em componentes periféricos, construção e montagem.....	64
Tabela 5: Variáveis e cálculo da área de membrana requerida para os sistemas de filtração.	69
Tabela 6: Dimensões das colunas de leito fixo do processo de adsorção e troca iônica em zeólita.	70
Tabela 7: Impostos incidentes na aquisição das membranas de MF	71
Tabela 8: Impostos incidentes na aquisição das membranas de NF.....	72
Tabela 9: Avaliação preliminar do CAPEX referente aos processos com membranas avaliados.	73
Tabela 10: Avaliação preliminar do OPEX referente aos processos de MF e NF.....	75
Tabela 11: Custo Total por m ³ de lixiviado tratado para o processo de MF em diferentes períodos de operação.....	78
Tabela 12: Custo Total por m ³ de lixiviado tratado para o processo de NF em diferentes períodos de operação.....	78
Tabela 13: Custo Total por m ³ de lixiviado tratado para o processo de MF + NF em diferentes períodos de operação.....	79
Tabela 14: Avaliação preliminar do CAPEX referente ao processo de tratamento com zeólitas.	81
Tabela 15: Avaliação preliminar do OPEX referente ao processo de percolação em leito de zeólita.	83
Tabela 16: Custo Total por m ³ de lixiviado tratado para o processo de adsorção em colunas em diferentes períodos de operação.....	86
Tabela 17: Custo Total por m ³ de lixiviado tratado para a rota de tratamento proposta (MF + NF + coluna) em diferentes períodos de operação.	87

LISTA DE QUADROS

Quadro 1: Classificação dos resíduos sólidos.....	4
Quadro 2: Técnicas adotadas no controle do processo de fouling.	27
Quadro 3: Estudos que investigaram a utilização de MF e NF no tratamento de lixiviados de aterro sanitário.....	30
Quadro 4: Estudos que investigaram a utilização de zeólita no tratamento de lixiviado de aterro.	41
Quadro 5: Estudos que realizaram uma estimativa econômica preliminar do tratamento de lixiviado de aterro sanitário.	47

1. INTRODUÇÃO

A produção de resíduos sólidos está diretamente relacionada ao desenvolvimento das atividades humanas. De forma geral, fatores como a urbanização, avanços tecnológicos, padrões de consumo exacerbados e a rapidez na obsolescência de produtos corroboraram com o aumento do volume de resíduos sólidos descartados anualmente (COSTA *et al.*, 2019; AHMED e LAN, 2012).

O tratamento desses resíduos e disposição final ambientalmente adequada é essencial para a preservação do meio ambiente e saúde pública. Para que ocorra a preservação do meio ambiente e manutenção da saúde pública é fundamental a realização de tratamento e disposição final ambientalmente adequada dos resíduos sólidos, de forma a atender às legislações ambientais cada vez mais restritivas (MORAVIA, 2010).

Apesar de atualmente existirem variados métodos de tratamento e disposição de resíduos sólidos, os aterros sanitários são a principal forma de disposição final ambientalmente adequada devido ao menor custo econômico associado à técnica em comparação às outras alternativas de destinação de resíduos, tais como incineração, compostagem e pirólise (BNDES, 2014). No entanto, apesar do aterro sanitário ser considerado uma técnica segura e ambientalmente adequada, o aterramento dos resíduos gera lixiviado e gás de aterro – passivos ambientais, se não tratados e destinados adequadamente (ALMEIDA, 2018).

O lixiviado é um efluente líquido de cor escura, caracterizado por possuir composição físico-química complexa e variável, e originado do processo de degradação da matéria orgânica e outras substâncias dos resíduos aterrados, pela ação da infiltração de águas pluviais e umidade presente no próprio resíduo (RENOU *et al.*, 2008; KJELDSEN *et al.*, 2002)

Em decorrência da variabilidade de composição físico-química, bem como do volume de lixiviado gerado, não há uma tecnologia de aplicabilidade geral que consiga efetivamente tratar o lixiviado proveniente dos diversos aterros. Além desse fator, devido à presença característica de determinados compostos (como matéria orgânica recalcitrante e nitrogênio amoniacal) em elevadas concentrações adicionado a padrões de lançamento de efluentes líquidos cada vez mais restritivos, têm sido adotados processos de tratamentos mais eficientes que os convencionais, como os processos de separação com membranas (PSMs), ou ainda tem se optado por empregar sistemas baseados na integração entre processos distintos, tais como físico-químicos e biológicos, físicos e físico-químico, entre outros (RENOU *et al.*, 2008).

Um dos desafios do tratamento de lixiviado é o enquadramento do efluente nos padrões de nitrogênio amoniacal ($N-NH_3$), substância presente em maior concentração em lixiviados de aterros com longo tempo de operação (AHMED e LAN, 2012). Dentre diversas técnicas de remoção de $N-NH_3$, tais como processos biológicos, adsorção por carvão ativado, *air stripping*, dentre outros (VALDUGA, 2019), o emprego de zeólitas vem se destacando em decorrência da grande seletividade do material, operação simples e fácil adaptação aos processos de tratamento de efluentes (WASEM, 2015).

Sejam convencionais ou não, uma diversidade de tecnologias para tratamento do lixiviado não são aplicadas em algumas localidades, devido aos elevados custos de implantação e operação. Esses custos podem variar de forma significativa, a depender das características do lixiviado, a idade do aterro, o nível requerido de tratamento, volume de lixiviado gerado, padrão de construção, intensidade de chuvas, dentre outros aspectos (BRENNAN *et al.*, 2017).

Por essa razão, por mais que a estimativa dos custos nos estágios iniciais de um projeto seja uma aproximação com um grau de incerteza associado, é fundamental sua elaboração, para que o projeto possa ser avaliado, otimizado ou abandonado caso não possua viabilidade econômica (TOWLER e SINNOTT, 2008).

Ressalta-se que poucos estudos publicados na literatura apresentam os custos associados ao tratamento do lixiviado, principalmente no que concerne à adoção de processos de troca iônica e/ou adsorção envolvendo zeólitas. Assim, este estudo poderá contribuir para futuros trabalhos de avaliação econômica da aplicação de zeólita no tratamento de lixiviado de aterro sanitário.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GERAL

O objetivo geral do presente trabalho é realizar uma estimativa preliminar dos custos de investimento (CAPEX), custos de operação (OPEX) e custo total (CT) do tratamento do lixiviado de um aterro de resíduos de porte médio por um sistema de processos de separação com membranas e utilização de zeólitas para remoção de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal, respectivamente, baseado no estudo experimental realizado por Maurício (2014).

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- I. Elencar as variáveis de projeto necessárias para a estimativa dos custos dos processos de separação com membranas (microfiltração e nanofiltração) e sistema com zeólitas para tratamento do lixiviado;
- II. Estimar os custos de investimento, operação e custo total por unidade de lixiviado tratado para os processos de microfiltração, nanofiltração e aplicação de zeólita para tratamento do lixiviado;
- III. Analisar criticamente os custos associados à combinação das tecnologias de separação por membranas e aplicação de zeólita à luz dos custos atualmente praticados para o tratamento de lixiviado de aterro sanitário.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. RESÍDUOS SÓLIDOS

De acordo com a norma NBR-10.004/2004 os resíduos sólidos são definidos como

Resíduos nos estados sólido e semi-sólido, 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, 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 técnica e economicamente inviáveis em face à melhor tecnologia disponível (ABNT, 2004).

Essa norma classifica os resíduos quanto a sua periculosidade à saúde humana e meio ambiente em classe I (perigosos) e II (não perigosos), em que os resíduos classe II são subdivididos em II-A e II-B. O Quadro 1 apresenta a classificação de resíduos segundo a NBR-10.004/2004.

Quadro 1: Classificação dos resíduos sólidos.

Classificação		Categoria	Especificação
Classe I		Perigosos	Resíduos que podem representar risco à saúde pública e ao meio ambiente, ou apresentam características de inflamabilidade, corrosividade, reatividade, toxicidade e patogenicidade.
Classe II	II-A	Não perigosos e não inertes	Resíduos que não se enquadram nas classificações de resíduos classe I ou de resíduos classe II-B. Os resíduos classe II-A podem apresentar propriedades de combustibilidade, biodegradabilidade ou solubilidade em água.
	II B	Não perigosos e inertes	Resíduos que ao sofrerem contato dinâmico e estático com água destilada ou deionizada, à temperatura ambiente, conforme NBR-10.006, não tiverem nenhum de seus componentes solubilizados a concentrações superiores aos padrões de potabilidade de água, excetuando-se aspecto, cor, turbidez, dureza e sabor.

Fonte: ABNT (2004) (Adaptado).

A Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), instituída pela Lei nº12.305/2010, dispõe que os resíduos sólidos podem ser classificados segundo à origem ou à periculosidade. Quanto à periculosidade, os resíduos são classificados como perigosos e não perigosos. No que tange à classificação quanto à origem, os resíduos sólidos são categorizados como: resíduos domiciliares, resíduos de limpeza urbana, resíduos sólidos urbanos, resíduos de estabelecimentos comerciais e prestadores de serviços, resíduos dos serviços públicos de saneamento básico, resíduos industriais, resíduos de serviço de

saúde, resíduos da construção civil, resíduos agrossilvipastoris, resíduos de serviços de transportes e resíduos de mineração (BRASIL, 2010).

Os Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) são formados pelos resíduos domiciliares – provenientes de atividades domésticas – e resíduos de limpeza urbana, que são originados de serviços como varrição, limpeza de logradouros e vias públicas, dentre outros serviços (BRASIL, 2010). Dessa forma, os RSU são resíduos heterogêneos e, de forma geral, compostos por papel/papelão, plástico, vidro, metal, resíduo orgânico, dentre outros materiais (IPEA, 2012), cuja geração e composição variam de acordo com aspectos sociais, econômicos, culturais e geográficos (PERTILE, 2013; ORLANDO, 2014).

Visto que o gerenciamento inadequado de RSU pode ocasionar riscos como a proliferação de vetores, emissão de poluentes tóxicos, contaminação do solo e água, dentre outros impactos (KJELDSEN *et al.*, 2002), o tratamento desses resíduos e disposição final ambientalmente adequada são fundamentais para a preservação do meio ambiente e saúde pública (MORAVIA, 2010).

Diversos métodos de tratamento e disposição de resíduos sólidos estão disponíveis, tais como a incineração, coprocessamento, compostagem, digestão anaeróbica, pirólise, gaseificação, plasma, disposição em aterros sanitários, dentre outros. No entanto, uma vez que a escolha da metodologia de tratamento e disposição de resíduos sólidos deve considerar os aspectos legais e a viabilidade técnico-econômica (MAROUN, 2019), os aterros sanitários permanecem como principal forma de disposição final ambientalmente adequada dos resíduos, tanto no âmbito nacional como global, devido ao menor custo econômico associado à técnica em comparação às outras alternativas de destinação de resíduos – tais como incineração e compostagem – (KAZA *et al.*, 2018; COSTA *et al.*, 2019), além da possibilidade de decomposição dos materiais sob condições controladas até sua transformação em material inerte ou relativamente estabilizado (RENOU *et al.*, 2008)

3.2. ATERRO SANITÁRIO

O aterramento de resíduos – seja em unidades inadequadas como lixões e aterros controlados, ou nos aterros sanitários – é uma das principais formas de disposição de RSU no mundo (COSTA *et al.*, 2019; AHMED e LAN, 2012). Segundo Kaza *et al.* (2018), aproximadamente 70% dos resíduos sólidos gerados mundialmente são aterrados, sendo 33% dispostos em lixões, 4% em aterros controlados, 7,7% em aterros sanitários (com coleta de gases) e 25% em aterros não especificados.

De acordo com a EEA – *European Enviromental Agency* – a disposição em aterros no continente europeu de resíduos domésticos e semelhantes – o que englobaria resíduos urbanos misturados, de mercados e resíduos semelhantes a resíduos domésticos produzidos por pequenas empresas, edifícios de escritórios e instituições – decresceu de 47,2 % em 2010 para 19% em 2016. Nesse mesmo período, a disposição de rejeitos de tratamentos térmicos em aterros aumentou de 20,6% para 40,1% (EEA, 2019). Portanto, apesar de alguns países da União Europeia e Japão estarem investindo na substituição do aterro sanitário no tratamento de resíduos por técnicas de tratamento que demandam menores áreas, como a incineração (COSTA *et al.*, 2019), permanece a necessidade de disposição dos rejeitos desses tratamentos em aterros.

Os aterros controlados e lixões são considerados formas impróprias de disposição final de resíduos, visto que possuem reduzido e nenhum controle ambiental dos efluentes e gases gerados, respectivamente. Por essa razão, a disposição de resíduos sólidos nesses tipos de aterros – sem impermeabilização e coleta de lixiviado – ocasiona a contaminação do solo, águas superficiais e subterrâneas pelo lixiviado, sendo este último um dos impactos mais significativos da disposição de resíduos em lixões e aterros controlados (KJELDSEN *et al.*, 2002).

A PNRS, considerada um marco legal da gestão de resíduos sólidos no Brasil, determina ações como a recuperação dos lixões e substituição destes pelos aterros sanitários. No entanto, apesar dos esforços realizados no que tange à disposição ambientalmente correta, observa-se a permanência de um elevado índice de disposição inadequada de RSU no país: em 2018, das 65,1 milhões de toneladas de RSU coletados, 24,9% dos resíduos sólidos foram destinados em locais impróprios, sendo 12,9% em lixões e 12,0% em aterros controlados (SNIS, 2020).

A PNRS define a disposição final ambientalmente adequada como a distribuição ordenada de rejeitos em aterros, observando normas operacionais específicas de modo a evitar danos ou riscos à saúde pública e à segurança e a minimizar os impactos ambientais adversos (BRASIL, 2010). Dessa maneira, o aterro sanitário é uma técnica de disposição de resíduos no solo considerada apropriada pela PNRS, sendo definido segundo a norma ABNT NBR 8419/1992 como “técnica de disposição de resíduos sólidos urbanos no solo, sem causar danos à saúde pública e à sua segurança, minimizando os impactos ambientais, método este que utiliza princípios de engenharia para confinar os resíduos sólidos à menor área possível e reduzi-los ao menor volume permissível, cobrindo-os com uma camada de terra na conclusão de cada jornada de trabalho, ou a intervalos menores, se necessário.” (ABNT, 1992).

As normas ABNT NBR 8419/1992 e ABNT NBR 15849/2010 (para aterros de pequeno porte) dispõem sobre as exigências e requisitos mínimos necessários no que concerne à elaboração e implementação de um projeto de aterro sanitário de resíduos sólidos urbanos no Brasil. A fim de que, a priori, o projeto garanta efetivamente a segurança pública e ambiental, fatores como a distância mínima de corpos hídricos, lençóis freáticos, aeroportos e núcleos residenciais devem ser considerados, e além disso, a impermeabilização inferior e superior da área; os sistemas de drenagem superficial, drenagem de gases e percolado; os cálculos de estabilidade geotécnica; o sistema de tratamento do lixiviado; os sistemas de monitoramento, cobertura final, fechamento do aterro, dentre outros já devem ser definidos no período de concepção do projeto (PERTILE, 2013; SILVA, 2017; ALMEIDA, 2018).

Essas exigências existem, pois, apesar do aterro sanitário ser considerado um método de destinação ambientalmente adequada dos resíduos sólidos devido à redução dos riscos ao meio ambiente e à saúde pública, o processo de degradação dos RSU nos aterros sanitários gera duas correntes que podem gerar grande impacto ambiental: o gás de aterro – ou biogás – e o lixiviado – também conhecido como percolado ou chorume (ALMEIDA, 2018).

O biogás é definido como uma mistura de gases composta predominantemente por metano e dióxido de carbono, formados a partir da decomposição anaeróbia da matéria orgânica dos resíduos sólidos aterrados (ORLANDO, 2014; ABNT 1992). O biogás deve ser drenado para garantir a segurança geotécnica do aterro, e pode sofrer queima direta no aterro ou recuperação visando ao seu aproveitamento energético (SILVA, 2017; ORLANDO, 2014).

O lixiviado é um líquido escuro, turvo e com forte odor produzido nos aterros sanitários (CAMPOS *et al.*, 2013). Esse efluente pode possuir uma gama diversa de poluentes em sua composição físico-química, e por essa razão o lixiviado é considerado um efluente extremamente complexo e poluidor (ALMEIDA *et al.*, 2020), sendo necessário o seu tratamento antes do lançamento nos corpos d'água receptores. Uma vez que é um dos objetos de estudo deste trabalho, esse assunto será abordado com mais detalhes no item 3.3 deste trabalho.

3.2.1. Processo de degradação de RSU nos aterros sanitários

O processo de degradação dos RSU nos aterros sanitários consiste em um complexo mecanismo de processos biológicos e químicos que converte os compostos

orgânicos e inorgânicos que compõem os resíduos em substâncias mais estáveis, através da atuação de micro-organismos decompositores tais como bactérias, arqueas metanogênicas, fungos, protozoários e algas (KJELDSEN *et al.*, 2002).

A degradação dos resíduos aterrados ocorre inicialmente de modo aeróbio devido à existência de oxigênio nos resíduos recém cobertos, e à medida que as concentrações de oxigênio são reduzidas, em decorrência do consumo pelos micro-organismos decompositores aeróbios, inicia-se uma longa fase de degradação anaeróbia dos resíduos (KJELDSEN *et al.*, 2002; ORLANDO, 2014).

Segundo o modelo criado por Pohland e Harper (1986), a degradação e estabilização dos resíduos sólidos nos aterros sanitários ocorre em cinco fases: aeróbia, de transição, acidogênica, metanogênica e maturação final, em que cada etapa da decomposição possui características específicas, tais como temperatura, pH, variação de populações microbianas, a formação e a utilização de determinados produtos metabólicos, dentre outras (WEBLER, 2014).

A fase 1 é a fase de degradação aeróbia – também conhecida como fase de ajuste inicial ou fase de hidrólise –, em que a fração orgânica biodegradável é metabolizada juntamente com o oxigênio disponível nos espaços dos resíduos, tendo como resultado a conversão de proteínas, carboidratos e lipídios em aminoácidos, açúcares e ácidos graxos – isto é, compostos mais simples –, água, CO₂ e calor, que ocasiona um aumento da temperatura nos resíduos, chegando de 70-90°C (WEBLER, 2014; MORAVIA, 2010). Essa primeira fase é curta, durando apenas alguns dias, em que a maior parte do lixiviado gerado nessa fase é proveniente da liberação de água dos resíduos durante a compactação e da infiltração de águas pluviais (KJELDSEN *et al.*, 2002).

A fase 2 é a fase de transição, na qual ocorre a mudança da condição aeróbia de degradação para a anaeróbia, e observa-se concentrações apreciáveis da Demanda Química de Oxigênio (DQO) e ácidos graxos voláteis na composição do lixiviado resultante dessa fase (WEBLER, 2014; MORAVIA, 2010).

Na fase 3, fase acidogênica ou de formação de ácidos, ocorre um aumento na produção dos ácidos voláteis totais, em função da hidrólise dos resíduos e metabolização anaeróbia das frações orgânicas biodegradáveis. Nessa fase, eleva-se também a solubilização dos compostos inorgânicos em decorrência da redução do pH, o consumo de nutrientes pelos micro-organismos responsáveis pela produção dos ácidos, a mobilidade das espécies iônicas e a concentração de DQO no lixiviado (KJELDSEN *et al.*, 2002; MORAVIA, 2010).

A fase 4, fase metanogênica é caracterizada pela elevada produção de gás metano. Nesta fase, arqueas metanogênicas são responsáveis pela conversão dos ácidos produzidos na fase anterior em dióxido de carbono e metano (KJELDSEN *et al.*, 2002), e à medida que os ácidos voláteis são consumidos e os gases produzidos, observa-se um aumento do pH. Durante esta fase ocorrem também algumas reduções: do potencial de oxirredução do sistema, das concentrações de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e DQO, de compostos como sulfatos e nitratos (que são convertidos em sulfetos e amônia, respectivamente), além da complexação e precipitação de íons metálicos (ALMEIDA, 2018; MORAVIA, 2010).

Na última fase, de maturação final, em decorrência da limitação da disponibilidade de substrato e nutrientes, ocorre uma significativa redução da atividade microbológica, e conseqüentemente, há queda na produção de biogás. O lixiviado gerado nesta fase apresenta prevalência de matéria orgânica recalcitrante com elevada massa molar (ácidos húmicos e fúlvicos) (KJELDSEN *et al.*, 2002; MORAVIA, 2010).

O aterro recebe resíduo diariamente dificultando a avaliação do grau de estabilização geral. Portanto, a duração e a intensidade de cada fase dependerão de aterro para aterro. De acordo com MORAVIA (2010), diversos fatores influenciam a cinética dos processos, tais como as características dos resíduos – granulometria, composição, idade, umidade, massa específica e grau de compactação –, aspectos quantitativos e qualitativos de nutrientes, temperatura e pH dos líquidos presentes no aterro, dentre outros. Ademais, além da atividade microbológica variar de modo significativo entre as fases de degradação e isso influenciar de modo direto na quantidade e composição do biogás e lixiviado gerado, como um aterro sanitário possui um longo período de operação, é comum que diferentes partes do aterro estejam em fases diferentes de decomposição (KJELDSEN *et al.*, 2002).

3.3. LIXIVIADO DE ATERRO

O lixiviado de aterro é usualmente definido como um efluente gerado em decorrência do processo de degradação da matéria orgânica dos resíduos aterrados pelos micro-organismos decompositores, da lixiviação de componentes orgânicos e inorgânicos presente nos resíduos por percolação de águas pluviais e pela umidade presente nos interstícios do próprio resíduo (RENOU *et al.*, 2008; KJELDSEN *et al.*, 2002; GIORDANO *et al.*, 2002).

3.3.1. Geração

De acordo com El-Fadel *et al.* (2002), a produção do lixiviado ocorre quando o teor de umidade do resíduo excede o limite de retenção de água em seu meio poroso sem produzir percolação, isto é, a sua capacidade de campo. Ainda segundo os autores, diversos fatores podem influenciar na taxa de geração de lixiviado em um aterro sanitário, tais como as propriedades da camada de cobertura (umidade, vegetação, declividade), características dos resíduos (composição gravimétrica, compactação, permeabilidade, peso específico, dentre outros), método de impermeabilização de fundo da célula, fatores climáticos (precipitação pluviométrica, evapotranspiração e temperatura) e hidrogeológicos (geologia, escoamento superficial, infiltração e topografia) e recirculação do lixiviado (MORAVIA, 2010; ORLANDO, 2014; WEBLER, 2014).

Uma vez que existem fatores como o regime pluviométrico da região de localização do aterro e velocidade de degradação dos resíduos pela ação dos microrganismos, torna-se difícil a elaboração de uma estimativa precisa do volume de lixiviado gerado (MORAVIA, 2010). Apesar disso, métodos foram elaborados para estimar a geração de lixiviado – informação fundamental no que concerne ao dimensionamento dos sistemas de drenagem, armazenamento e tratamento do efluente (MORAVIA, 2010) – em que, os 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*) (EL-FADEL *et al.*, 2002; ALMEIDA, 2018).

3.3.2. Composição

De acordo com KJELDSEN *et al.* (2002), os componentes do lixiviado podem ser categorizados em quatro grupos:

- Matéria orgânica dissolvida: esses compostos são quantificados pela Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), Demanda Química de Oxigênio (DQO) ou pelo carbono orgânico total (COT). Nesta categoria estão incluídos também os ácidos fúlvicos, húmicos e os voláteis acumulados na fase acidogênica de degradação dos resíduos;
- Macrocomponentes inorgânicos: cálcio (Ca^{+2}), magnésio (Mg^{+2}), sódio (Na^{+}), potássio (K^{+}), íon amônio (NH_4^{+}), ferro (Fe^{+2}), manganês (Mn^{+2}), Cloro (Cl), bicarbonato (HCO_3^{-}) e sulfato (SO_4^{-2});
- Metais pesados: cádmio (Cd^{+2}), cromo (Cr^{+3}), cobre (Cu^{+2}), chumbo (Pb^{+2}), níquel (Ni^{+2}) e zinco (Zn^{+2});

- Compostos Orgânicos Xenobióticos (COXs): presentes em baixas concentrações e provenientes de resíduos domésticos ou substâncias químicas. Nesta categoria estão incluídas uma variedade de hidrocarbonetos aromáticos, fenóis e compostos alifáticos clorados.

Ainda segundo os autores, outros componentes podem ser encontrados no lixiviado em concentrações muito baixas, tais como, boro, arsênio, bário, selênio, mercúrio e cobalto (KJELDSEN *et al.*, 2002).

Considerando os componentes do lixiviado, os principais parâmetros utilizados para caracterizá-lo são: DQO, DBO, COT, pH, Nitrogênio Total de Kjendal (NTK) e nitrogênio amoniacal (N-NH₃), sólidos suspensos, alcalinidade, metais pesados e a relação DBO/DQO (RENOU *et al.*, 2008; KJELDSEN *et al.*, 2002).

As características dos resíduos, fatores climáticos, características do aterro e processos internos de decomposição diversificam a composição química do lixiviado, e por essa razão, a definição de uma composição típica de lixiviado de aterro sanitário torna-se dificultosa (EL FADEL *et al.*, 2002; KJELDSEN *et al.*, 2002). Assim, observa-se que o lixiviado de um mesmo aterro pode variar durante o tempo de operação, de uma célula para outra e em épocas diferentes do ano (MORAVIA, 2010). Ademais, a idade do aterro e, conseqüentemente, o nível de estabilização dos resíduos sólidos também são aspectos que interferem de maneira significativa nas características do lixiviado (FERREIRA, 2014).

A Tabela 1 apresenta a composição típica do lixiviado para diferentes idades de aterros norte-americanos. É possível verificar que, com exceção do pH, as concentrações de todos os componentes químicos reduziram ao longo do tempo de operação do aterro. Ademais, uma vez que os fatores socioeconômicos e condições climáticas influenciam de modo considerável na geração e composição dos lixiviados, os dados apresentados não se aplicam de forma rígida à outros países como o Brasil (COSTA *et al.*, 2019).

Tabela 1: Composição físico-química típica de lixiviado de aterros norte-americanos.

Parâmetros (mg/L)*	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 ₃	500 – 1.500	300 – 500	50 – 200	< 30
Alcalinidade	10.000 – 15.000	1.000 – 6.000	500 – 2000	< 500
Sólidos Dissolvidos Totais (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

Fonte: FAQHAR (1989).

Uma vez que a Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) representa uma medida de quantificação indireta de matéria orgânica biodegradável e a Demanda Química de Oxigênio (DQO) uma medida de quantificação indireta da matéria orgânica carbonácea total (fração biodegradável e não biodegradável) (MORAVIA, 2010), a razão DBO/DQO está diretamente associada à biodegradabilidade do lixiviado do aterro (AHMED e LAN, 2012). Ademais, a baixa biodegradabilidade de um lixiviado pode ser relacionada à idade do aterro, visto que a biodegradabilidade da matéria orgânica tende a diminuir com o aumento da idade do aterro (PROSAB, 2009). Segundo Tchobanoglous (1993) *apud* CAMPOS *et al.* (2013), os estágios de estabilidade do aterro e lixiviado podem ser categorizados por meio da relação DBO/DQO da seguinte forma: DBO/DQO > 0,5 observada em lixiviados de aterro jovem (com tempo de operação menor que 5 anos); 0,1 < DBO/DQO < 0,5 em lixiviados oriundo de aterro com tempo de operação intermediário (entre 5 a 10 anos); e DBO/DQO < 0,1 para lixiviado de aterro sanitário antigo e estabilizado.

As distinções acentuadas entre a composição físico-química do lixiviado gerado nas fases acidogênica e metanogênica e o efluente produzido nas outras fases ocasionou a diferenciação entre lixiviado “novo” ou “jovem” e “antigo” ou “estabilizado”, em que o “jovem” era oriundo da fase acidogênica e “estabilizado” da metanogênica (SOUTO, 2009).

De forma geral, o lixiviado jovem apresenta elevadas concentrações de matéria orgânica biodegradável e ácidos orgânicos voláteis, enquanto os lixiviados antigos possuem elevada concentração de matéria orgânica recalcitrante e nitrogênio amoniacal (AHMED e LAN, 2012; RENO *et al.*, 2008). Para o caso dos lixiviados de aterros brasileiros, a elevada concentração de compostos orgânicos recalcitrantes e elevada concentração de nitrogênio, principalmente na forma amoniacal, é uma característica comum observada (ALMEIDA, 2018).

3.3.2.1. Principais poluentes do lixiviado

A recalcitrância pode ser entendida como a dificuldade ou impossibilidade de certas substâncias sofrerem degradação por micro-organismos e decomposição em substâncias mais simples, por serem tóxicas ou resistentes aos ataques metabólicos dos agentes decompositores (AMARAL *et al.*, 2009).

Segundo Stevenson (1994), citado por Almeida (2018) e Moravia (2010), a matéria orgânica pode ser dividida em dois grupos principais: as substâncias não húmicas (SNH) e substâncias húmicas (SH). A matéria orgânica recalcitrante presente no lixiviado pode ser associada à presença de compostos com estruturas complexas e elevada massa molar, tal como os ácidos húmicos (AH) e fúlvicos (AF) (AMARAL *et al.*, 2009; MORAVIA, 2010; AHMED e LAN, 2012; RENO *et al.*, 2008), duas das principais categorias das substâncias húmicas. Ademais, de acordo com Kang *et al.* (2002), as substâncias húmicas, particularmente os AF e AH, representam o principal constituinte da matéria orgânica dissolvida dos lixiviados.

Além da matéria orgânica, os compostos de nitrogênio, tais como amônia (NH_3), nitrito (NO_2^-), nitrato (NO_3^-), nitrogênio orgânico e nitrogênio amoniacal (N-NH_3), normalmente estão presentes no lixiviado em elevadas concentrações (PARKER *et al.*, 2006). De acordo com Fleck (2003), as principais fontes de nitrogênio do lixiviado são de origem animal e vegetal e, por consequência, suas concentrações estão relacionadas de forma direta com a fração de matéria orgânica dos resíduos.

O nitrogênio amoniacal é constituído de duas formas inorgânicas, reduzidas e intercambiáveis: o íon amônio (NH_4^+) e a amônia livre (NH_3). A amônia livre tende a

volatilizar, e por isso é também denominada amônia volátil ou amônia gasosa (BASTOS, 2011; VALDUNGA, 2019). A forma que o nitrogênio amoniacal está presente no efluente depende do pH da solução. A amônia livre é predominante em valores de pH superiores a 9,25, e o íon amônio predomina quando o pH da solução é inferior a 9,25 (METCALF e EDDY, 2003).

Segundo Campos *et al.* (2013), a toxicidade do lixiviado está fortemente associada à elevada concentração de nitrogênio amoniacal, principalmente quando as concentrações são maiores que 1000 mg N-NH₃/L. A predominância do nitrogênio na forma amoniacal, principalmente nos lixiviados antigos, decorre do processo de biodegradação dos resíduos orgânicos em condições anaeróbias pelos organismos decompositores, os quais são responsáveis pela conversão de quase todo nitrogênio orgânico presente no efluente em nitrogênio amoniacal (SOUTO, 2009).

A existência desse composto em elevada concentração no lixiviado, além de corroborar com a inibição da atividade microbiana e, conseqüentemente, com a redução da eficiência de processos biológicos de tratamento (FERRAZ *et al.*, 2013), pode ocasionar diversos impactos nos corpos receptores, caso o efluente seja lançado sem tratamento prévio ou com tratamento ineficaz, tais como promover a depleção de oxigênio dissolvido, aumentar a toxicidade do ambiente aquático e estimular o crescimento de algas e eutrofização dos corpos d'água (METCALF e EDDY, 2003).

3.3.3. Tratamento do lixiviado de aterros de resíduos

O lixiviado possui elevado potencial poluidor em decorrência de suas características físico-químicas e, por isso, é necessário um processo de tratamento adequado para enquadrar os parâmetros do efluente aos limites para descarte estabelecidos pelas legislações ambientais vigentes (KAWAHIGASHI *et al.*, 2014; SILVA, 2017; RENO *et al.*, 2008).

De forma geral, os processos de tratamento do lixiviado envolvem a remoção de matéria orgânica, nitrogênio amoniacal e outros compostos tóxicos como requisitos fundamentais para o lançamento do efluente nos corpos hídricos (COSTA *et al.*, 2019; RENO *et al.*, 2008; CAMPOS *et al.*, 2013).

A seleção do processo de tratamento do lixiviado mais adequado depende de fatores como a composição química do efluente, aspectos legais, níveis de eficiência e remoção pretendidos e viabilidade técnica e econômica da tecnologia a ser utilizada (QUEIROZ *et al.*, 2011). A Figura 1 apresenta um critério de seleção para tratamento de

lixiviado baseado na composição físico-química do lixiviado, com foco nos parâmetros DBO, DQO e NH_3 .

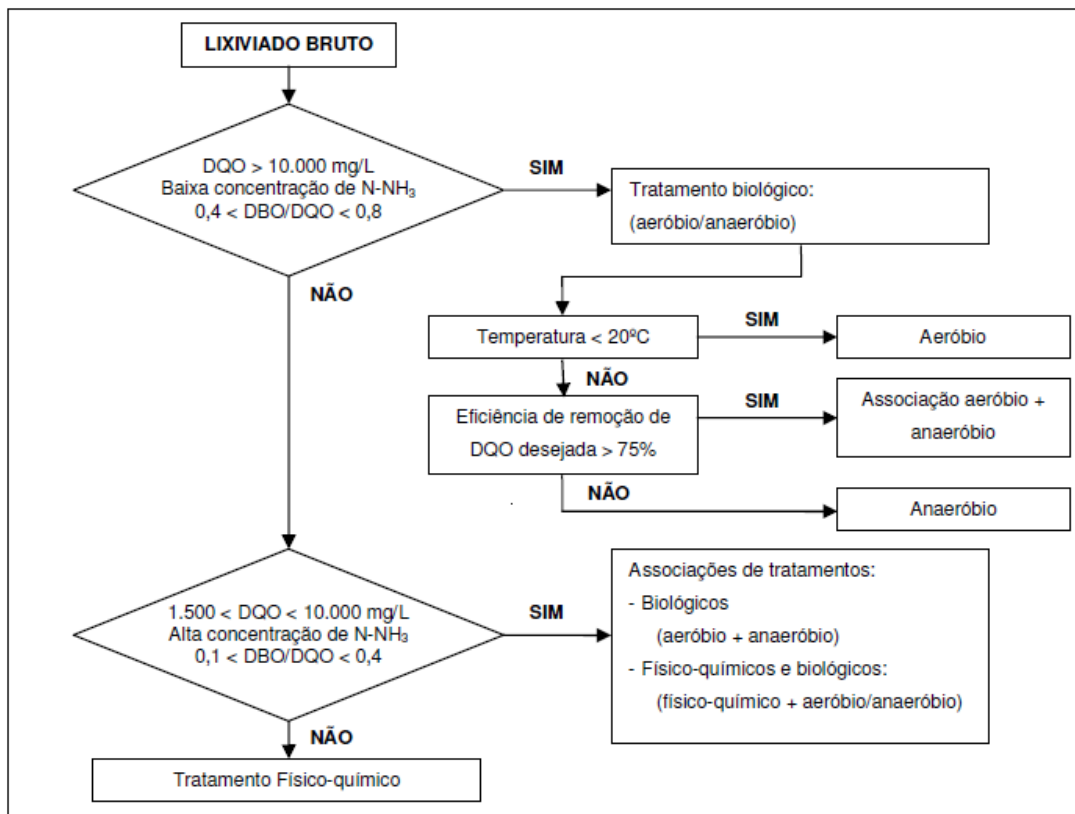


Figura 1: Critério de seleção do processo de tratamento do lixiviado mais adequado.

Fonte: MORAVIA (2010).

Segundo Torretta *et al.* (2017), os processos de tratamento convencional do lixiviado podem ser divididos em três grupos principais: processos biológicos (aeróbios e anaeróbios), processos físico-químicos e combinação entre os processos físico-químicos e biológicos. O tratamento biológico — devido à simplicidade, confiabilidade e elevado custo-benefício — é usualmente adotado quando o efluente apresenta elevada concentração de matéria orgânica biodegradável, isto é, quando o valor da relação DBO/DQO é maior que 0,5. Por esta razão, os processos biológicos possuem alta eficiência e são normalmente utilizados para a remoção de matéria orgânica e nitrogenada dos lixiviados “jovens”, (TORRETTA *et al.*, 2017; RENO *et al.*, 2008), isto é, provenientes de aterros de resíduos com até 5 anos de operação (AHMED e LAN, 2012).

Os tratamentos biológicos envolvem os processos aeróbios e anaeróbios. Os processos aeróbios são baseados na transformação dos compostos orgânicos presentes no lixiviado por meio da ação de micro-organismos na presença de oxigênio, o que resulta na geração de CO_2 e H_2O . Nos processos anaeróbios, o consumo do substrato orgânico

poluente ocorre na ausência de oxigênio e ocasiona a produção de CH₄ e CO₂ (MORAVIA, 2010).

No Brasil, em decorrência da facilidade operacional, baixo custo e reprodução do modelo de tratamento de esgotos sanitários adotado no país, a maioria das cidades brasileiras adotam processos biológicos no tratamento de lixiviado de aterro para a redução da matéria orgânica do lixiviado, tais como, filtros biológicos, sistemas de lagoas de estabilização (aeradas, anaeróbias e facultativas), lodo ativado e *wetlands* (COSTA *et al.*, 2019; TORRES, 2015).

Com o avanço da idade do aterro e, conseqüentemente, aumento da presença dos compostos orgânicos refratários, a eficiência dos processos biológicos tende a reduzir. Assim, para o lixiviado proveniente de aterros com maior tempo de operação (> 10 anos) (AHMED e LAN, 2012), o tratamento mais apropriado deve ser composto por processos de tratamento físico-químico, os quais são capazes de degradar e/ou mineralizar a matéria orgânica refratária (TORRETTA *et al.*, 2017; MORAVIA, 2010; RENO *et al.*, 2008).

Apesar da elevada eficiência de remoção de compostos orgânicos recalcitrantes, os tratamentos físico-químicos possuem um custo operacional maior que os processos biológicos. Além disso, em alguns processos físico-químicos, como por exemplo, coagulação, floculação, processos oxidativos avançados, entre outros, é necessária a adição de reagentes químicos no efluente, o que pode tornar o meio mais agressivo e conferir maior toxicidade ao efluente tratado (MORAVIA, 2010; OBULI e KURIAN, 2008).

Os tratamentos físico-químicos tradicionais englobam processos como a flotação, coagulação/floculação, adsorção, oxidação química e arraste por fluxo de ar (*air stripping*), os quais são responsáveis pela redução de sólidos em suspensão, partículas coloidais, materiais flutuantes, cor e compostos tóxicos dos efluentes (RENO *et al.*, 2008).

No que tange à remoção ou redução do teor de nitrogênio amoniacal dos lixiviados de aterros, diversas tecnologias podem ser empregadas, tais como processos biológicos, adsorção por carvão ativado, troca iônica, dentre outros, sendo a adoção de processos de troca iônica ou adsorção um dos mais usuais (VALDUGA, 2019).

Uma vez que a aplicação do método de troca iônica por meio do uso de resinas é onerosa, a utilização de materiais alternativos tem sido estudada (BOYER, 2014). De acordo com Wasem (2015), o emprego de zeólitas na remoção de contaminantes vêm se destacando, pois elas apresentam grande seletividade, operação simples e fácil adaptação aos processos de tratamento de efluentes. Ainda segundo o autor, a capacidade de

remoção de nitrogênio amoniacal por meio do emprego de zeólitas têm apresentado eficiência como polidores no pós-tratamento de lixiviado de aterros sanitários.

Entretanto, cabe frisar que o estabelecimento e adoção de uma técnica universal de tratamento de lixiviado é difícil, visto que o tratamento aplicável para um aterro pode não ser para outro (MAURÍCIO, 2014). Assim, posto que não há tecnologia que atue de modo isolado no tratamento de efluentes com as características do lixiviado – alta concentração de matéria orgânica e presença de compostos refratários – (PERTILE, 2013; MORAVIA, 2010), os sistemas de tratamento empregados são baseados na integração entre processos diferentes (físico-químicos e biológicos, físicos e físico-químico, entre outros), que atuando de forma conjunta reduzem as desvantagens dos processos individuais e corroboram com o aumento da eficácia do tratamento (RENOU *et al.*, 2008).

3.4. PROCESSO DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS

O processo de filtração é baseado na separação da fase sólida da líquida de um efluente, através do uso de um meio filtrante, tais como telas filtrantes, grânulos e meios porosos (como as membranas), entre outros (NUNES, 2018). Os processos de separação com membranas (PSMs) diferenciam-se dos processos clássicos de filtração por utilizarem as membranas, um material que apresenta uma matriz seletiva que possui uma abertura de poros bem menor que os processos convencionais ou que não apresenta poros (MORAVIA, 2010).

As membranas podem ser definidas como uma barreira seletiva entre duas fases que restringe total ou parcialmente o transporte de uma ou várias espécies químicas presentes nas fases (HABERT *et al.*, 2006). Essa tecnologia apresenta algumas vantagens em comparação aos processos convencionais de tratamento biológicos e físico-químicos de efluentes, das quais pode-se destacar: menor requerimento de área para implementação, uma vez que os sistemas de membranas são criados em formatos modulares e compactos; alta seletividade das membranas, o que permite a obtenção de um efluente com características bastante específicas a partir da utilização de somente um processo ou pela combinação de processos; menor produção de lodo e não utilização de produtos químicos (coagulantes, floculantes, etc.); a operação do sistema em temperatura ambiente, não sendo necessário realizar o controle de temperatura para promover a separação das fases (BRACEIRO, 2014); a facilidade na ampliação da capacidade produtiva por meio do aumento no número de módulos utilizados (PERTILE, 2013); e a

facilidade na associação a outros processos convencionais (TRINDADE, 2010; BRACEIRO, 2014).

Por outro lado, os PSMs apresentam algumas desvantagens tais como o custo elevado na aquisição das membranas; alto consumo de energia, uma vez que a força motriz do processo é a pressão; necessidade de troca periódica dos módulos de membranas (TRINDADE, 2010); e declínio do fluxo de permeado ao longo do tempo, causado pelo *fouling* nas membranas (BRACEIRO, 2014).

3.4.1. Membranas

As membranas também são entendidas como um filme sólido, uma vez que os componentes das fases serão separados parcialmente por meio da passagem do efluente pela barreira quando aplicado algum tipo de força externa (pressão, sucção ou potencial elétrico) (SCHNEIDER e TISUTIYA, 2001).

De forma geral, quanto à sua estrutura, as membranas são divididas em duas grandes categorias: densas e porosas. A classificação ocorre a partir das propriedades da superfície da membrana que está em contato com a solução a ser separada, sendo os parâmetros de propriedades de transporte e natureza morfológica os normalmente utilizados para a caracterização (HABERT *et al.*, 2006).

Nas membranas densas o transporte de componentes da solução ocorre por mecanismo difusivo através do material que as constituem e a força motriz do processo é o gradiente de concentração ou de pressão de vapor através da membrana (HABERT *et al.*, 2006). Já nas membranas porosas, o transporte de espécies ocorre tanto por mecanismo convectivos como difusivos, em função do tipo de força motriz aplicada, sendo o transporte fundamentalmente convectivo quando a força motriz é o gradiente de pressão através da membrana (em processos como microfiltração, ultrafiltração e nanofiltração), e de natureza difusiva quando a força motriz é o gradiente de concentração das espécies através da membrana (diálise) (HABERT *et al.*, 2006). A Figura 2 apresenta os mecanismos de transporte de espécies de diferentes estruturas e massas moleculares nas membranas porosas e densas.

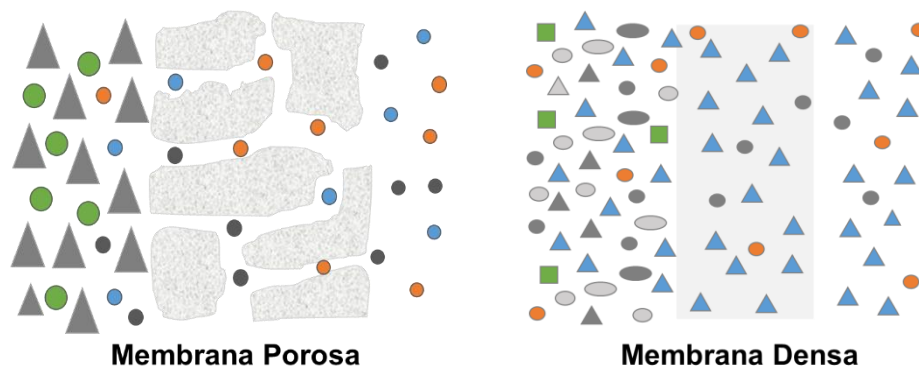


Figura 2: Transporte de espécies nas membranas densas e porosas.

Fonte: HABERT *et al.* (2006) (Adaptado).

Quanto à sua natureza morfológica, as membranas porosas e densas podem ser isotrópicas ou anisotrópicas. As membranas isotrópicas – ou simétricas – apresentam as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura, enquanto as anisotrópicas – ou assimétricas – são caracterizadas por possuir uma região superior mais fina e fechada, de aproximadamente 1 μm de espessura, denominada pele, a qual pode ou não apresentar poros e é suportada por uma estrutura porosa (HABERT *et al.*, 2006). As membranas anisotrópicas podem ser divididas em integral ou composta, em que a primeira existe quando as duas regiões são compostas por um único material e a segunda ocorre quando cada região da membrana é constituída de materiais distintos (HABERT *et al.*, 2006). A Figura 3 apresenta os tipos de estrutura e morfologia das membranas.

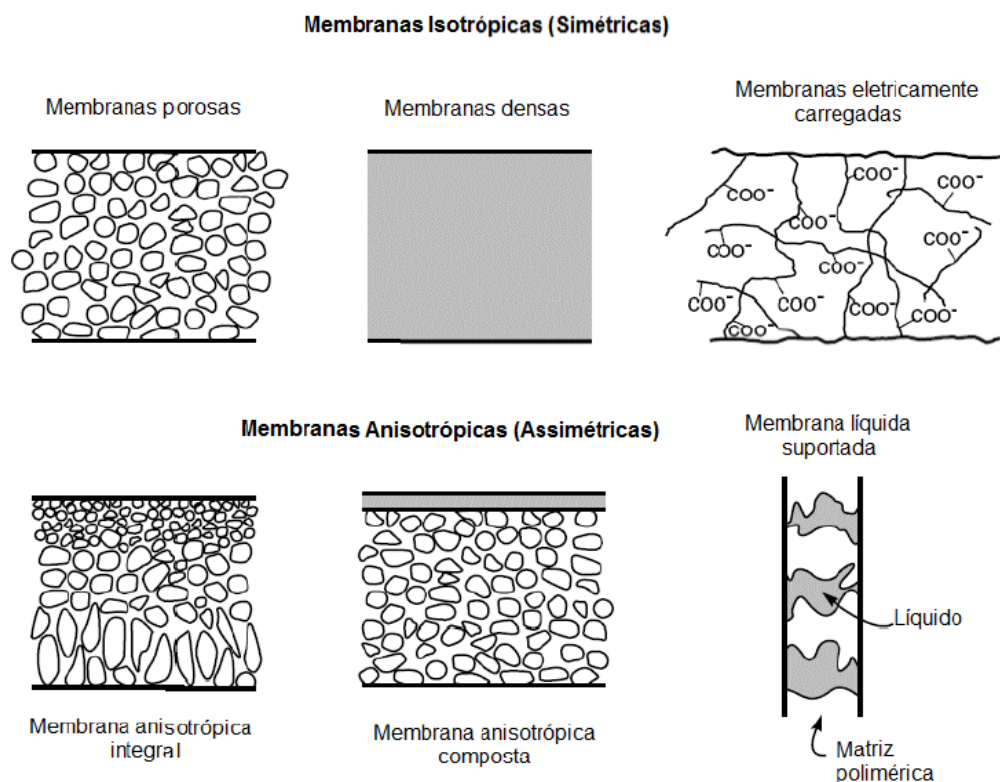


Figura 3: Classificação das membranas quanto à estrutura e morfologia.

Fonte: HABERT *et al.* (2006).

No que tange ao material utilizado na fabricação, as membranas podem ser categorizadas em orgânicas e inorgânicas (HABERT *et al.*, 2006). As orgânicas são produzidas com materiais poliméricos sintéticos e biológicos (MULDER, 1991) e possuem predominância no mercado mundial (BAKER, 2012). As membranas inorgânicas são formadas por materiais cerâmicos, metálicos e vítreos (SILVA, 2009), e apesar de possuírem vantagens em relação às membranas poliméricas – tais como maior vida útil e facilidade de limpeza (HABERT *et al.*, 2006) – e de serem produzidas há mais de 30 anos, só começaram a disputar espaço no mercado de membranas e apresentar crescimento no setor de tratamento de efluentes recentemente, devido à redução dos custos de produção (SOUZA, 2016).

No uso industrial, as membranas são acondicionadas em módulos, que são a parte central de um sistema de membranas (PERTILE, 2013). De forma geral, os módulos são unidades capazes de suportar a pressão aplicada sobre o sistema e que apresentam uma entrada para a alimentação do sistema e duas saídas, uma para o permeado e outra para o concentrado (SINGH e PURKAIT, 2019; BAKER, 2012).

Os módulos de membrana normalmente são diferenciados de acordo com a sua geometria. Os principais tipos são os módulos de fibras ocas, tubulares, placa-quadro e espirais (BAKER, 2012), ilustrados nas Figuras 4, 5, 6 e 7, respectivamente.

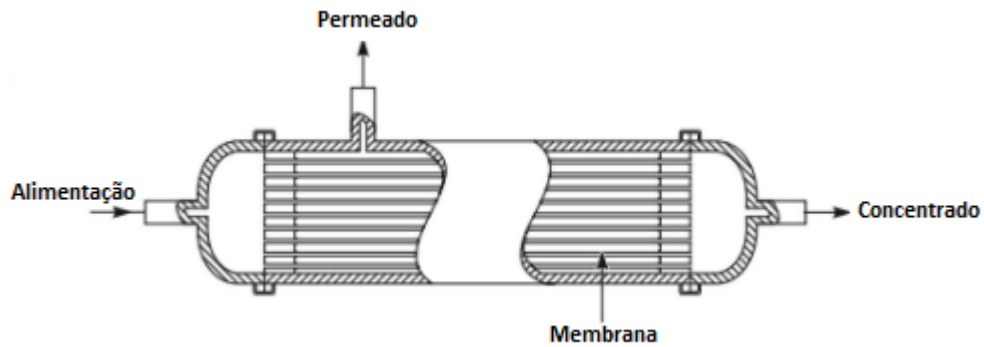


Figura 4: Tipos mais usuais de módulos de membranas – módulo de fibra oca.

Fonte: BAKER (2012) (Adaptado).

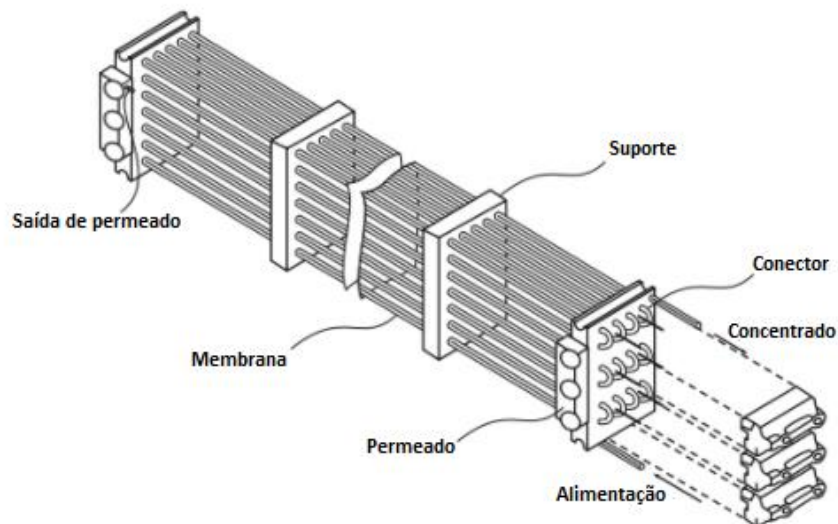


Figura 5: Tipos mais usuais de módulos de membranas – módulo tubular.

Fonte: BAKER (2012) (Adaptado).

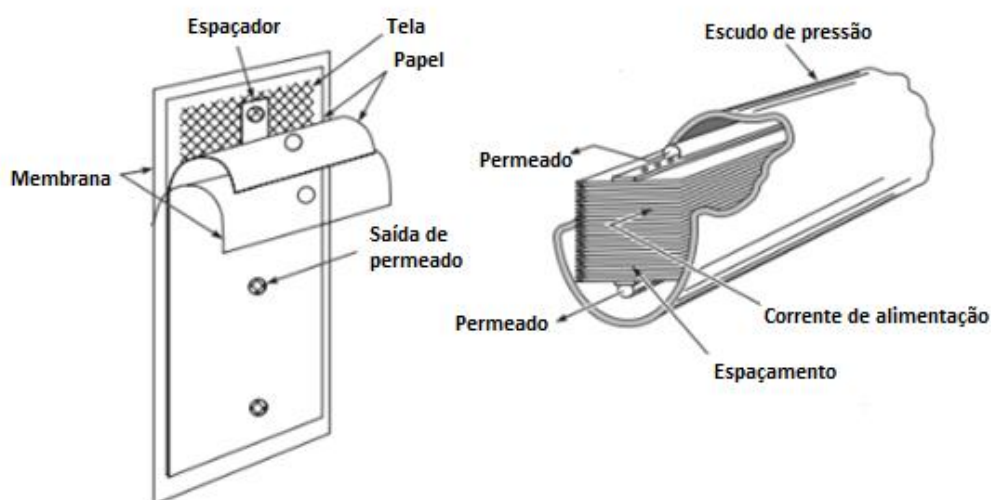


Figura 6: Tipos mais usuais de módulos de membranas – módulo placa-quadro.

Fonte: BAKER (2012) (Adaptado).

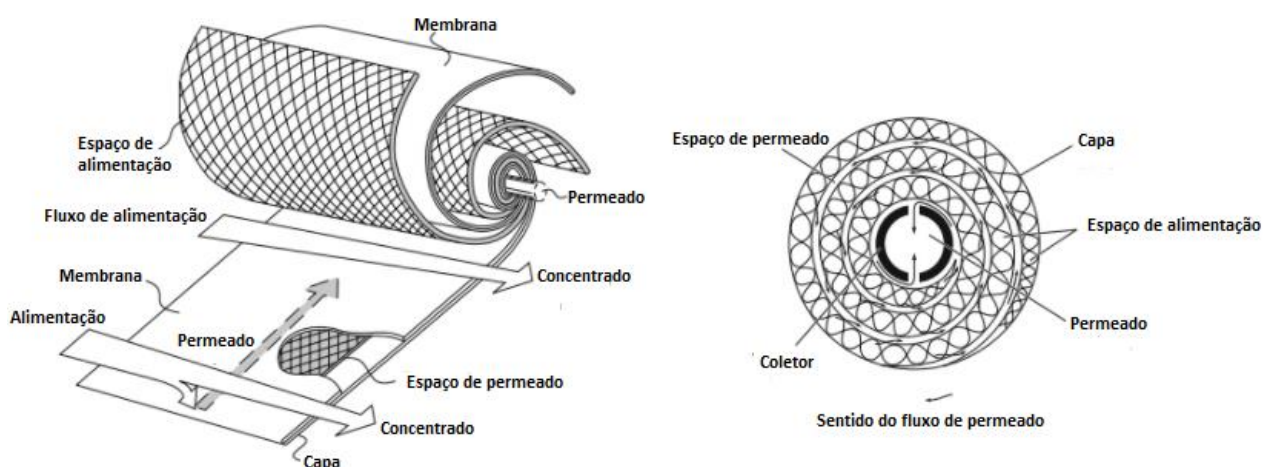


Figura 7: Tipos mais usuais de módulos de membranas – módulo espiral.

Fonte: BAKER (2012) (Adaptado).

3.4.2. Modos de Operação dos PSMs

Na operação do processo de separação com membrana, a corrente de alimentação é dividida em duas correntes distintas: o concentrado, que é a parcela retida pela superfície da membrana; e o permeado, fração que atravessa a membrana (METCALF e EDDY, 2003).

A operação dos PSMs pode ocorrer em dois modos de escoamento: o convencional, ou também conhecido como filtração frontal (*dead end filtration*); e o modo tangencial, ou em fluxo cruzado (*cross flow filtration*) (HABERT *et al.*, 2006). No modo de filtração frontal, ilustrado na Figura 8, a alimentação do efluente ocorre de forma perpendicular à membrana, o permeado atravessa a membrana e o material em suspensão ou dissolvido se acumula na superfície da membrana, ocasionando o *fouling*, devido à formação de uma camada de depósito de material sólido e particulado sobre o meio filtrante, conhecida como “torta”. Já no modo de escoamento tangencial, apresentado na Figura 9, a solução é bombeada e flui de forma paralela à membrana, o concentrado também flui de modo paralelo à membrana, enquanto o permeado possui fluxo perpendicular à membrana. A direção paralela do fluxo de alimentação ocasiona o efeito de arraste gerado pela velocidade tangencial e, conseqüentemente, aumenta a vida útil da membrana em decorrência da redução da formação de torta e do *fouling* (MULDER, 1996; HABERT *et al.*, 2006).

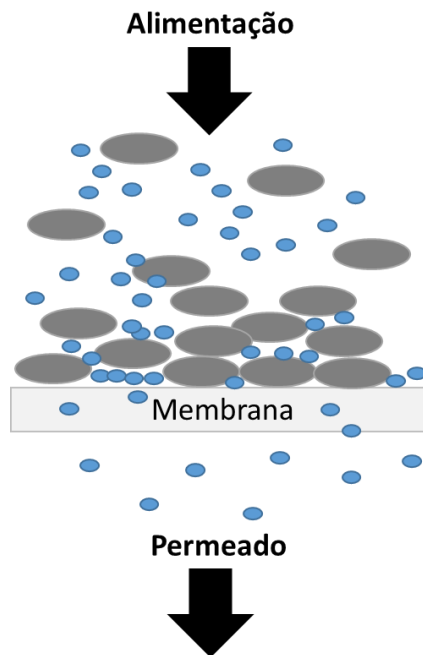


Figura 8: Filtração frontal ou convencional.

Fonte: elaboração própria.

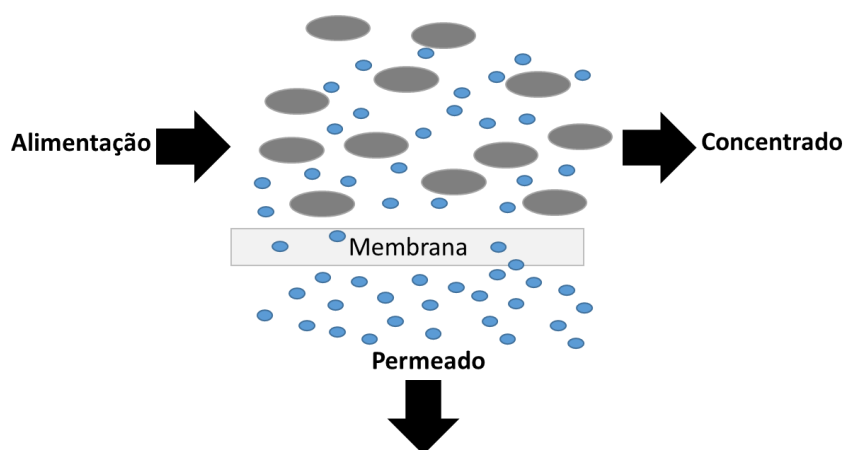


Figura 9: Filtração tangencial ou de fluxo cruzado.

Fonte: elaboração própria.

3.4.3. Gradiente de Pressão como Força Motriz

Os principais processos de separação por membranas são a microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e osmose inversa (OI), em que todos possuem a diferença de pressão hidrostática (ou vácuo) como força motriz para o processo (METCALF e EDDY, 2003). Os módulos de MF e UF podem ser utilizados de forma submersa, e por isso para esses processos a força motriz poderá ser positiva ou negativa (METCALF e EDDY, 2003). Quanto a sua estrutura, as membranas de MF e UF são exclusivamente porosas, as de NF podem ser porosas ou densa composta, e as de OI são exclusivamente densas (HARBERT *et al.*, 2006; BAKER, 2012).

As características desses PSMs variam segundo a dimensão dos poros da membrana, natureza da força externa aplicada, material de fabricação da membrana, mecanismo de separação e tamanho nominal das partículas que são separadas (METCALF e EDDY, 2003). O tamanho dos poros das membranas, as dimensões das partículas a serem separadas e a pressão de operação de um sistema são fatores relacionados, uma vez que membranas mais “fechadas” – ou seja, com diâmetro de poros menores – apresentam maior resistência à transferência dos materiais (partículas de determinada dimensão não constituirão o concentrado) e, conseqüentemente, será necessária a adoção de uma pressão de operação mais elevada nesses casos para que seja possível obter um fluxo de permeado economicamente viável (HABERT *et al.*, 2006).

A Tabela 2 apresenta as características gerais dos PSMs quanto aos parâmetros pressão de operação, mecanismos de separação e o diâmetro dos componentes retidos, bem como as características dos PSMs relacionadas ao tratamento de efluentes

considerando o fluxo e composição do permeado e tipos de elementos removidos. Vale ressaltar que os processos de Microfiltração e Nanofiltração serão detalhados no item 3.4.5, uma vez que são objetos de estudo deste trabalho.

Tabela 2: Características gerais e típicas de PSM voltados para o tratamento de efluentes.

	Microfiltração	Ultrafiltração	Nanofiltração	Osmose Inversa
Pressão de operação (kPa)	7-100	70-700	500-1000	850-7000
Mecanismo de Separação	Peneiramento/ Filtração	Peneiramento/ Filtração	Peneiramento/Filtração + Difusão + Separação	Difusão + Separação
Faixa típica de operação (µm)	0,08-2,0	0,005-0,2	0,001-0,01	0,0001-0,001
Diâmetro dos poros da membrana	Macroporos (>50 nm)	Mesoporos (2-50 nm)	Microporos (<2nm)	Membrana densa (<2nm)
Fluxo de permeado (L/m ² .h)	17-67	17-33	10-35	12-20
Composição do permeado	Água e solutos dissolvidos	Água e moléculas pequenas	Água, moléculas muito pequenas e íons dissolvidos	Água, moléculas muito pequenas e íons dissolvidos
Elementos removidos	Sólidos Suspensos Totais, turbidez, protozoários, oócitos, cistos algumas bactérias e vírus	Macromoléculas, colóides, alguns vírus, grande parte das bactérias e proteínas	Moléculas muito pequenas, dureza e vírus	Moléculas muito pequenas, cor, dureza, sulfatos, nitratos, sódio e outros íons

Fonte: METCALF e EDDY (2003) (Adaptado).

3.4.4. Polarização por Concentração e *Fouling*

O declínio do fluxo de permeado ao longo do tempo de operação do sistema é uma das principais limitações dos PSMs. No caso ideal, somente a resistência da própria membrana ao fluxo deveria atuar no processo, porém, ocorrem fenômenos que adicionam uma resistência ao transporte de soluto através da membrana, o que ocasiona uma redução do fluxo do permeado gradativa ao longo do período de funcionamento do sistema. Esses fenômenos são conhecidos como polarização de concentração (PC) e *fouling*, e variam com as características do processo, tais como o tipo de membrana e o fluido utilizado (MULDER, 1991).

A Figura 10 apresenta um clássico declínio do fluxo de permeado ao longo do tempo de operação dos PSMs.

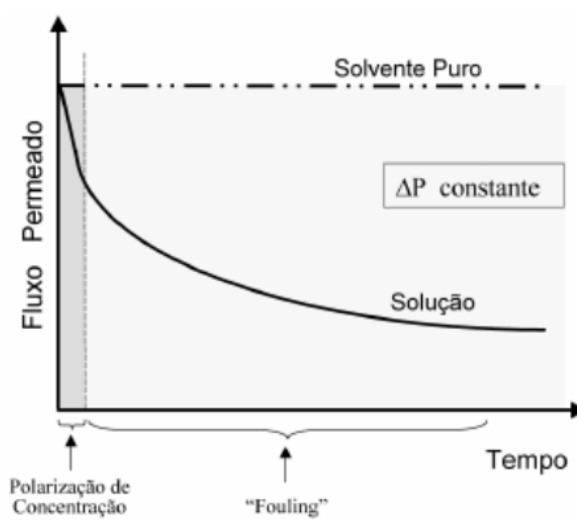


Figura 10: Variação do fluxo de permeado com o tempo de operação.

Fonte: HABERT *et al.* (2006).

A PC é um fenômeno decorrente do aumento da concentração das substâncias rejeitadas na região próxima à superfície da membrana, devido a sua seletividade (HABERT *et al.*, 2006). Essa camada é relativamente espessa e menos permeável, o que dificulta o processo de permeação (PERTILE, 2013) e acarreta em uma queda do fluxo de permeado até que o estado estacionário seja alcançado e, conseqüentemente, ocorra a estabilização do fluxo de permeado (MULDER, 1991). Apesar da PC ser um fenômeno inevitável, esse processo é reversível; assim, logo que finalizada a operação e realizada a limpeza da membrana, a permeabilidade é recuperada (HABERT *et al.*, 2006). Além disso, os seus efeitos podem ser minimizados com determinadas condições de operação do processo, tais

como a adoção de elevadas velocidades de escoamento e pressão transmembrana abaixo do valor crítico (PERTILE, 2013).

O *fouling* é um termo usado para descrever o potencial de acúmulo dos constituintes do fluido de alimentação do processo na superfície da membrana (METCALF e EDDY, 2003), que ocorre devido a três processos principais: a adsorção de espécies do soluto na superfície da membrana ou no interior dos poros devido à interação físico-química com o material da membrana, entupimento de poros por partículas em suspensão e formação de torta sobre a superfície da membrana devido o depósito de material em suspensão (HABERT *et al.*, 2006).

No que tange ao tratamento de lixiviado com PSM, os fatores que influenciam o *fouling* estão associados às interações entre a membrana e o material em suspensão, colóides, matéria orgânica e compostos recalcitrantes presentes no efluente (WANG *et al.*, 2011). As técnicas normalmente adotadas para controlar o processo de *fouling* estão sumarizadas no Quadro 2.

Quadro 2: Técnicas adotadas no controle do processo de fouling.

Técnicas para o controle do <i>fouling</i>	
Pré-tratamento	Corrobora com a redução da concentração de sólidos suspensos no efluente, e assim pode ser considerado como um método preventivo do <i>fouling</i> das membranas.
Retrolavagem (<i>backflushing</i>)	Método mais utilizado para controle de <i>fouling</i> . Consiste na alimentação do sistema de membrana com água ou ar no sentido inverso ao sentido padrão do fluxo do permeado durante um curto período de tempo, e visa recuperar o fluxo de permeado a partir da eliminação do material acumulado na superfície da membrana.
Limpeza química das membranas	Procedimento mais utilizado na remoção de componentes que não foram removidos por meio da retrolavagem. Pode ocorrer através da imersão da membrana e da passagem de produto químico pelos módulos, por meio da lavagem com adição de produto químico em contracorrente, ou pela associação desses dois tipos de lavagem.

Fonte: METCALF e EDDY (2003) e PERTILE (2013) (Adaptado).

3.4.5. Microfiltração e Nanofiltração

A microfiltração (MF) é o PSM mais próximo dos processos de filtração convencional (MULDER, 1991). Tendo o princípio de separação física como principal mecanismo de separação das espécies do efluente, a MF possui uma capacidade de rejeição de uma ampla quantidade de contaminantes, uma vez que é capaz de remover sólidos suspensos, e assim grande parte de organismos patogênicos e bactérias, proteínas, dentre outros (ANIS *et al.*, 2019).

As membranas de MF possuem diâmetro médio de poros na faixa de 0,05-10 μm (MULDER 1991). Como abordado no item 3.4.3 deste trabalho, visto que as membranas desse processo possuem maior diâmetro de poros, a MF requer, como força motriz, uma menor diferença de pressão, a qual ocorre no intervalo de 0,1 a 2,0 bar.

Já a nanofiltração (NF) é um processo normalmente descrito como intermediário entre a osmose inversa e a ultrafiltração (HABERT, *et al.*, 2006). As membranas de NF são constituídas por uma subcamada de alta porosidade com espessura entre 100 e 300 μm , e possuem diâmetro de poros (abaixo da “pele”) na faixa de 5 a 1 \AA (HABERT *et al.*, 2006). Devido ao reduzido diâmetro dos poros das membranas, a NF opera com pressões entre 5 a 40 bar e o processo pode rejeitar partículas de cerca de 0,001 μm (METCALF e EDDY, 2003) e espécies moleculares com massa molar de 500 a 2000 Da (HABERT *et al.*, 2006).

3.4.6. Processos Híbridos com Membranas no Tratamento de Lixiviado

Conforme Ezugbe e Rathial (2020), a combinação de um ou mais PSM com outros processos unitários de tratamento, tais como, coagulação/floculação, troca iônica ou ainda com outros processos de membranas são chamados de “processos híbridos com membranas”. De acordo com os autores, a possibilidade de combinação entre essas técnicas tem sido desenvolvida e aplicada em diversos tratamentos de efluentes, a fim de elevar o desempenho dos processos, que seria menor caso as tecnologias fossem adotadas de forma independente.

Segundo Van der Bruggen *et al.* (2003), a osmose inversa e a nanofiltração são consideradas as melhores técnicas para tratamento de lixiviados de aterros sanitários. Amaral *et al.* (2015) também afirmaram que a nanofiltração é um dos métodos mais promissores e eficientes no que se refere ao tratamento de lixiviado, principalmente quando combinada a técnicas de pré-tratamento.

O uso da NF possui diversas vantagens se comparada à osmose inversa, tais como, menor pressão operacional, elevada rejeição de íons polivalentes e menor investimento quanto aos custos operacionais (INCE *et al.*, 2010).

A fim de aumentar o desempenho da NF ou OI, técnicas de alta pressão e custo energético, alguns pré-tratamentos são tipicamente adotados no tratamento de lixiviado tais como a filtração simples em filtros de areia, tratamento biológico, tratamento biológico combinado com processos de coagulação/floculação, ou ainda microfiltração ou ultrafiltração (VAN DER BRUGGEN *et al.*, 2003).

Apesar do processo de microfiltração eliminar coloides e sólidos suspensos, não é uma técnica eficaz no tratamento de lixiviado caso seja utilizada de forma independente (YAO, 2013). No entanto, como pré-tratamento ao processo de nanofiltração, a MF produz um efluente com uma qualidade maior que os pré-tratamentos convencionais baseados na filtração em cartuchos ou mídias e aumenta o desempenho da NF, reduzindo a frequência de limpezas químicas e aumentando a vida útil da membrana de NF (AMARAL *et al.*, 2015).

O Quadro 3 apresenta trabalhos que avaliaram a utilização de microfiltração e nanofiltração como parte do tratamento de lixiviados de aterro sanitário.

Quadro 3: Estudos que investigaram a utilização de MF e NF no tratamento de lixiviados de aterro sanitário.

Rota de tratamento	Localização do aterro estudado	Dados do PSM	Resultados	Considerações	Referência
Filtro anaeróbio + MBR (MF) ^(a)	Rio Grande do Sul, Brasil.	Uso de uma unidade piloto de MF (MBR) composta por membrana cerâmica do fabricante Andritz. Escala piloto.	Remoção média de DQO e turbidez de 90,4% e 90,3%, respectivamente, para o sistema filtro + MF, contra a eficiência de remoção de 21,5% e 10,1% dos mesmos parâmetros com filtro anaeróbio somente.	Avaliação de duas rotas de tratamento: filtro anaeróbio e filtro + MF.	Dacanal (2006)
Precipitação química + MBR(MF) ^(a) + NF	Minas Gerais, Brasil.	Uso de membrana de MF polimérica do tipo fibra oca no MBR, fornecido pela PAM Membranas Seletivas Ltda. A membrana adotada no processo de NF foi a membrana do tipo espiral, modelo NF90-2540 do fornecedor Dow-FilmTec.	A rota de tratamento proposta apresentou a eficiência de remoção de 94% de DQO, 90% de amônia, 92% SH ^(d) , 94% de COT ^(c) e 100% de cor.	-	Amaral <i>et. al</i> (2015)
<i>Air stripping</i> + MBR + NF	Minas Gerais, Brasil.	Uso da membrana de Nanofiltração modelo NF90, do fornecedor Dow-FilmTec. Escala de bancada.	O processo conjugado de MBR(MF) + NF resultou na eficiência de remoção de 98,7% de DQO, 99,2% de nitrogênio total, 96,3% de sulfato, 99,6% de cor e 88,1% de condutividade nas condições operacionais ótimas.	O lixiviado foi previamente tratado por <i>air stripping</i> para a remoção do nitrogênio amoniacal, seguido do processo MBR inoculado com levedura.	Silva (2017)

Continuação do Quadro 3: Estudos que investigaram a utilização de MF e NF no tratamento de lixiviados de aterro sanitário.

Rota de tratamento	Localização do aterro estudado	Dados do PSM	Resultados	Considerações	Referência
MF	Rio Grande do Sul, Brasil.	Uso de membrana polimérica comercial de MF do tipo fibrosa, fornecido pela PAM Membranas Seletivas Ltda. Escala de bancada.	O processo de MF resultou na remoção de 43% de DQO e 63% de DBO ₅ .	Lixiviado coletado de tanque de sedimentação após processo de lodo ativado. Antes da MF foi utilizado um filtro de tamanho nominal de partículas de 1 µm para reter sólidos suspensos. A concentração de DBO ₅ e DQO após o tratamento foi de 238 mg/L e 678 mg/L respectivamente. Porém, o efluente tratado permaneceu acima dos limites estabelecidos pela legislação estadual.	Pertile (2018)
Coagulação/ Floculação + <i>air stripping</i> + NF	Rio de Janeiro, Brasil.	Uso da membrana de NF do modelo SB90, do fabricante Trisep. Escala de bancada.	Foi obtida uma eficiência de remoção de 94% de DQO, 89% de COT(c), 70% de N-NH ₃ e 80% de SH(d).	A concentração de nitrogênio amoniacal após o tratamento foi de 353 mg/L e permaneceu acima do limite estabelecido na legislação brasileira (20 mg/L).	De Almeida <i>et al.</i> (2019)

Continuação do Quadro 3: Estudos que investigaram a utilização de MF e NF no tratamento de lixiviados de aterro sanitário.

Rota de tratamento	Localização do aterro estudado	Dados do PSM	Resultados	Considerações	Referência
<p>MBR(MF)^(a) +NF</p> <p>Fenton-MBR(MF)^(b)+ NF</p>	<p>Minas Gerais, Brasil.</p>	<p>Uso de membrana de MF polimérica do tipo fibra oca no MBR e a membrana NF90 2540 da FilmTec na NF.</p> <p>Escala piloto</p>	<p>O processo de Fenton-MBR(MF) apresentou eficiência de 47% na remoção de cor, 67% de DQO, 37% de N-NH₃ e 100% de toxicidade. Enquanto o MBR(MF) ocasionou a remoção de 31, 22, 27 e 44% para os mesmos parâmetros, respectivamente.</p> <p>O processo de NF resultou em uma eficiência de remoção final de 99,9% e 95% para cor, 88% e 95% para DQO e 92% e 80% para amônia, respectivamente para MBR+NF e Fenton-MBR + NF.</p>	<p>O lixiviado de alimentação do processo MBR + NF foi pré-tratado com <i>air stripping</i> para a remoção de N-NH₃.</p>	<p>Reis <i>et al.</i> (2020)</p>

(a) MBR(MF) –MBR (biorreator com membrana) com o uso de membrana de microfiltração;

(b) Fenton-MBR(MF) – Processo de tratamento composto por Processo Oxidativo Avançado com Reação de Fenton seguido do processo de MBR com o uso de membrana de microfiltração;

(c) COT – Carbono Orgânico Total;

(d) SH – Substâncias Húmicas.

Fonte: elaboração própria.

3.5. PROCESSOS ENVOLVENDO O USO DE ZEÓLITAS

3.5.1. Zeólitas

As zeólitas foram descobertas em 1756 pelo mineralogista sueco Axel Frederick Constedt. Esse grupo de minerais foi denominado “zeólita” – do grego “zeo” (que ferve) e “lithos” (pedra) – devido a propriedade curiosa do mineral de liberar bolhas ao ser imerso em água (LUZ, 1995).

As zeólitas são aluminossilicatos hidratados cristalinos microporosos que possuem estrutura correspondente a polímeros de arranjo tridimensional compostos por tetraedros do tipo TO_4 , em que os elementos Si, Al, B, Ge, Fe, P, Co, dentre outros, podem assumir o lugar de “T” (VACLAVIK, 2010). No entanto, normalmente as redes das zeólitas são formadas por tetraedros de AlO_4^- e SiO_4 , que são conectados nos vértices por meio de átomos de oxigênio, de forma que cada átomo de oxigênio participa da formação de dois tetraedros vizinhos – o que origina a estrutura microporosa (ZAIDI, 2012).

Na estrutura das zeólitas, o Al e Si se encontram no centro do tetraedro formado pelos átomos de oxigênio. A Figura 11 apresentada as unidades estruturais básicas das zeólitas, em que o tetraedro “a” possui um átomo de silício no centro e átomos de oxigênio no vértice, o tetraedro “b” possui um átomo de alumínio em substituição ao átomo de silício e ligado a um cátion monovalente a fim de compensar a diferença de carga entre os átomos, e por fim, o tetraedro “c” que mostra uma cadeia de tetraedros, a qual necessita de um cátion divalente para balancear as cargas de alumínio e silício (LUZ, 1995).

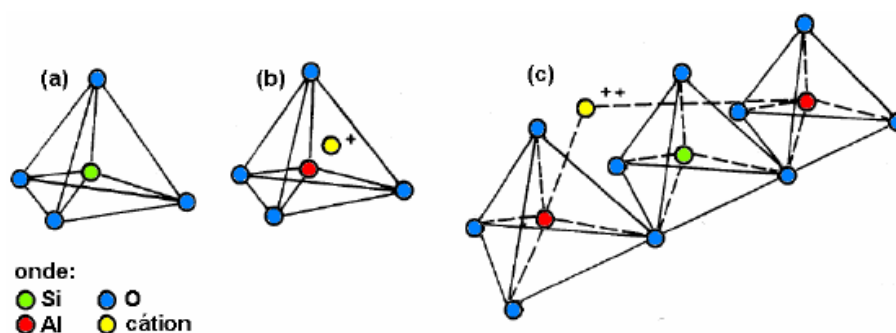


Figura 11: Estruturas básicas das zeólitas: (a) tetraedro formado pelo átomo de silício no centro ligado a quatro átomos de oxigênio localizados nos vértices; (b) tetraedro formado pelo átomo de alumínio junto a um cátion monovalente permutável no centro ligado a quatro átomos de oxigênio localizados nos vértices; (c) cadeia de tetraedros de alumínio e silício no centro com a presença de cátion divalente permutável.

Fonte: Vaclavik (2010) adaptado de Luz (1995).

A fórmula geral que descreve a estrutura das células unitárias da zeólita e sua composição química é representada na Equação 1 (BRAGA *et al.*, 2007):

$$M \frac{x}{n} [(AlO_2)_x ((SiO_2)_y)] * wH_2O \quad (1)$$

Onde “n” é a valência do íon, “M” (elemento químico), “x” e “y” é o número total de tetraedros por célula, e “w” é o número de moléculas de água (BRAGA *et al.*, 2007).

Devido à valência dos componentes Si e Al, enquanto o tetraedro SiO₄ é neutro, o AlO₄ possui uma carga negativa (VACLAVIK, 2010). A existência desse íon fora da rede cristalina do sólido confere à zeólita a propriedade de troca iônica, uma vez que a carga negativa provoca um desequilíbrio eletrônico na estrutura, e para que ocorra a compensação dessa carga negativa é necessário a presença de cátions permutáveis (ZEN, 2016) – os quais podem ser Li⁺, Na⁺, K⁺, Ca⁺², Mg⁺², Ba⁺², H⁺, NH₄⁺ (VACLAVIK, 2010) – localizados fora da estrutura cristalina, e que poderão ser trocados com os outros cátions em solução (ZEN, 2016). Quanto maior a razão Si/Al, maior será a capacidade de troca catiônica (FERREIRA, 2014; ZEN, 2016).

A Figura 12 apresenta esquematicamente a troca de cátions no processo de troca iônica envolvendo zeólitas.

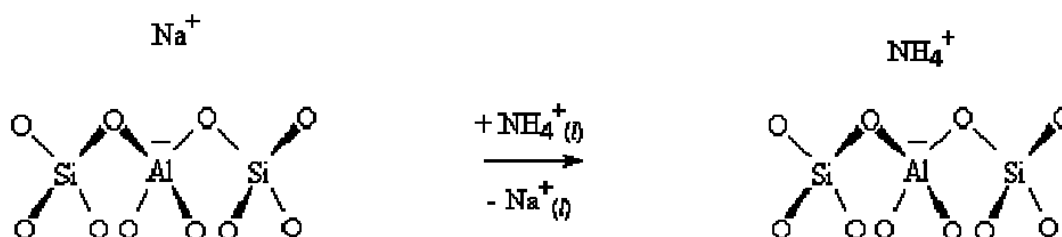


Figura 12: Processo de troca iônica em zeólita.

Fonte: WASEM (2012).

De acordo com Luz (1995), as zeólitas apresentam três propriedades que confere ao mineral um grande valor comercial:

- a. Elevada superfície interna quando comparada à externa, decorrente de sua estrutura cristalina e microporosa, que permite a atuação das zeólitas como “peneiras” moleculares;
- b. A existência de uma carga negativa na estrutura como resultado da substituição de Si^{+4} por Al^{+3} , que será neutralizada por um cátion compensador, o que promove a elevada capacidade de troca catiônica do mineral;
- c. Propriedades catalíticas em decorrência da formação de sítios ácidos e seletividade de forma, também como consequência da substituição de Si^{+4} por Al^{+3} .

Atualmente, as zeólitas podem ser sintéticas ou naturais. Enquanto as sintéticas são produzidas a partir de cinzas de biomassa ou carvão mineral (VALDUGA, 2019), as zeólitas naturais são geralmente encontradas na natureza em locais onde ocorrem reações de rochas vulcânicas com água alcalina (WASEM, 2012), na presença de elevadas concentrações de Alumínio (Al) e Silício (Si) (VALDUGA, 2019). Assim, apesar desse mineral poder ser encontrado em diversos ambientes geológicos, as jazidas associadas aos depósitos de rochas sedimentares e vulco sedimentares têm sido mais visadas, sob uma ótica de prospecção, devido ao grande potencial de aproveitamento econômico (REZENDE e ANGÉLICA, 1977 *apud* RESENDE *et al.*, 2008).

De acordo com Resende *et al.* (2008), uma das propriedades intrínsecas das zeólitas é a elevada capacidade de troca catiônica (CTC), que pode ser entendida como a quantidade de cátions do adsorvato, por unidade de massa, disponíveis para a troca de cátions com o adsorvente. A CTC normalmente é medida em miliequivalentes por 100 g do material adsorvente (RESENDE *et al.*, 2008) e para o caso das zeólitas, essa elevada capacidade de troca está relacionada ao desequilíbrio de cargas, a sua superfície específica, aos diâmetros dos espaços porosos e à valência e diâmetro do cátion de troca (VALDUGA, 2019).

As zeólitas são um tipo de adsorvente que possuem elevado interesse econômico e social devido a sua alta capacidade de troca de íons, boa resistência física e química, bem como sua excelente compatibilidade com o meio ambiente (BOSCO *et al.*, 2004). Assim, em função de sua capacidade de trocar cátions de compensação, as zeólitas têm sido utilizadas no tratamento de efluentes há algumas décadas para remover metais pesados e íons amônio (WANG e PENG, 2010).

Alguns dos tipos mais explorados de zeólitas naturais incluem a clinoptilolita, mordenita, chabazita, erionita e filipsita (ZAIDI, 2012). Segundo Carvalho *et al.* (2015), a zeólita clinoptilolita é uma das zeólitas naturais mais estudadas e a que se encontra em maior abundância na natureza, dentre mais de 40 espécies naturais de zeólitas.

A zeólita clinoptilolita apresenta elevada afinidade pelo cátion NH_4^+ e diversos estudos na literatura têm avaliado a sua aplicação na remoção de amônia, principalmente no tratamento de águas contaminadas (BEEBE *et al.*, 2013), como trocador de íons e como adsorvente. Assim, devido a elevada seletividade por amônia, grande disponibilidade deste tipo de zeólita na natureza e baixo custo do material, a zeólita clinoptilolita tornou-se um adsorvente muito competitivo em comparação aos outros materiais utilizados para a remoção de amônia em efluentes por processos de adsorção e troca iônica (KARADAG *et al.*, 2008).

3.5.2. Adsorção

A adsorção é um processo físico-químico caracterizado pela transferência de moléculas ou íons de uma fase fluida (líquida ou gasosa) para uma outra fase, normalmente sólida (METCALF e EDDY, 2003). Esse processo é considerado um fenômeno de superfície, uma vez que ocorre nas zonas de separação entre as fases do sistema, onde – dos tipos de interface possíveis para o processo de adsorção (líquido-líquido, líquido-sólido, gás-líquido ou gás-sólido) – somente a adsorção utilizando material sólido para acumular as espécies químicas em solução é normalmente adotado para os processos de tratamento de efluentes (PATEL *et al.*, 2019).

A espécie química em solução, a qual será removida da fase líquida durante o processo é denominada adsorvato, enquanto o adsorvente é a fase sólida, líquida ou gasosa, normalmente material sólido, responsável por acumular o adsorvato em sua superfície (METCALF e EDDY, 2003).

A adsorção pode ser física ou química, a depender da natureza das forças envolvidas no processo. Enquanto a adsorção química é um fenômeno irreversível ou dificilmente reversível, resultante das reações de oxirredução entre as moléculas e íons do adsorvato com as do adsorvente (GOMES, 2014), a adsorção física é um fenômeno reversível, e ocorre quando as forças intermoleculares de atração entre as moléculas em solução e o adsorvente são maiores que as forças de atração entre as moléculas do próprio fluido (PIETROBELLI, 2002).

O processo de adsorção envolve quatro etapas principais: a transferência de massa das moléculas do adsorvato da fase fluida para a camada limite ao redor da superfície da partícula adsorvente; o transporte difusivo das moléculas do adsorvato através da camada limite até o interior do poro do adsorvente; o transporte do adsorvato através dos poros do adsorvente pela difusão molecular do adsorvato por meio do líquido contido no interior dos

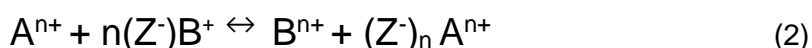
poros, combinada à difusão ao longo da superfície do adsorvente; e por fim, o transporte difusivo das moléculas adsorvidas ao longo da superfície do poro para dentro do sítio ativo do adsorvente (NASCIMENTO *et al.*, 2020; TCHOBANOGLIOUS *et al.*, 2003 *apud* FERREIRA, 2014). Essa última etapa envolve diversos processos, tais como a adsorção física, precipitação, adsorção química, troca iônica e complexação (TCHOBANOGLIOUS *et al.*, 2003 *apud* FERREIRA, 2014).

Quando um volume de líquido contendo o adsorvato em solução entra em contato com o adsorvente, as moléculas ou íons do adsorvato tendem a migrar da solução para a superfície do adsorvente, de acordo com as etapas descritas anteriormente (NASCIMENTO *et al.*, 2020). Dessa forma, a concentração do soluto em meio aquoso decresce com o tempo até que alcance determinado valor e permaneça constante. Neste estágio, o sistema atingiu um equilíbrio dinâmico entre a quantidade do adsorvato que está sendo adsorvida com a quantidade que está desorvendo (FERREIRA, 2014).

3.5.3. Troca Iônica

A adsorção e a troca iônica são processos muito semelhantes, sendo os dois considerados processos de sorção, uma vez que ocorrem na superfície de um sólido (FAGNANI *et al.*, 2017). O processo de troca iônica, assim como o de adsorção, consiste na atração de uma espécie química em solução pela superfície sólida do adsorvente (SIQUEIRA *et al.*, 2010; ZAIDI, 2012). No entanto, a troca iônica é um processo estequiométrico baseado na substituição dos íons em solução por uma quantidade equivalente de outros íons específicos presentes na fase sólida insolúvel (METCALF e EDDY, 2003; SIQUEIRA *et al.*, 2010; ZAMBON, 2003).

A Equação 2 apresenta uma reação estequiométrica genérica de troca iônica, em que Z^- representa um grupo funcional aniônico fixo na superfície do adsorvato, A^+ e B^+ são íons genéricos e n o número de íons (VACLAVIK, 2010).



Segundo Vaclavik (2010), apesar de na troca iônica sempre ocorrer a troca de n íons de B^+ para cada íon de A^{n+} , tanto o íon B^+ como o íon A^{n+} poderão ser preferencialmente retidos, onde a preferência na retenção dependerá do tipo de material ou de sua característica química, isto é, das características de seletividade.

De acordo com Valduga (2019), dos vários tipos de adsorventes trocadores iônicos, as zeólitas, sejam naturais ou sintéticas, são muito utilizadas em sistemas de troca iônica, em decorrência da sua alta seletividade e capacidade de carregamento.

A operação dos sistemas de troca iônica é sempre intermitente, porém, a alimentação pode ser contínua ou em batelada (METCALF e EDDY, 2003). Das diversas técnicas disponíveis para promover o contato entre o adsorvato e o adsorvente, tais como o reator de leito fixo, reator de leito móvel, leito fluidizado, dentre outros, a coluna de leito fixo é a tecnologia preferível e viável industrialmente para remoção de contaminantes presentes nos efluentes (PATEL *et al.*, 2019).

3.5.4. Adsorção e Troca Iônica em Reator de Leito Fixo

Um sistema convencional de leito fixo é formado por um leito empacotado composto por material adsorvente, onde ocorre o bombeamento de uma solução contendo o adsorvato de forma ascendente ou descendente ao topo da coluna (GASPAR, 2003). Nesse processo, enquanto a fase fluida atravessa o leito empacotado, ocorre a transferência de calor e massa entre o efluente e o material adsorvente até que se atinja a saturação da coluna, condição na qual o processo é finalizado (CUEVAS, 2011). Em geral, os equipamentos de troca iônica que utilizam zeólita como adsorvente apresentam operação contínua e atuam com fluxo descendentes, sendo o efluente alimentado sob pressão no topo da coluna e removido pela base do equipamento (METCALF & EDDY, 2003).

De acordo com Nascimento *et al.* (2020), na aplicação prática de processos de adsorção em larga escala, as colunas de leito fixo de fluxo contínuo são normalmente mais utilizadas, uma vez que essa configuração proporciona um uso mais eficiente do adsorvente e o tratamento de um elevado volume de efluente.

Segundo Aksu e Dönmez (2002), as concentrações de adsorvato na fase líquida e sólida variam no tempo e posição no leito no sistema de leito fixo. No início do processo, a transferência de massa é predominante na entrada do leito, onde ocorre o decaimento da concentração do adsorvente no fluido ao longo da distância, e a concentração do adsorvato no efluente à coluna é baixa ou quase nula, devido à efetiva captação dos íons que entram na coluna (FERREIRA, 2014; NASCIMENTO *et al.*, 2020).

Ao longo do tempo, as partículas adsorventes localizadas próximo à entrada da coluna ficarão saturadas, devido ao atingimento do estado de equilíbrio entre o adsorvato e o adsorvente, e a transferência de massa ocorrerá em um ponto mais abaixo da entrada (FERREIRA, 2014). Esse processo de equilíbrio — e saturação — ocorrerá da entrada à

saída da coluna, de forma consecutiva, em todas as camadas do leito (NASCIMENTO *et al.*, 2020).

A região onde a maior parte da transferência de massa ocorre é denominada zona de transferência de massa (ZTM), a qual se desenvolve entre a seção do leito que o adsorvato encontra-se saturado e a seção que ainda não está saturada (NASCIMENTO *et al.*, 2020). Dessa forma, A ZTM começa a ser formada já no início da alimentação do fluido na coluna e caminha ao longo do leito até que todas as camadas de adsorvente da coluna fiquem saturadas (FERREIRA, 2014). A Figura 13 apresenta uma representação esquemática da zona de transferência de massa em coluna de leito fixo e a relação com a curva de ruptura.

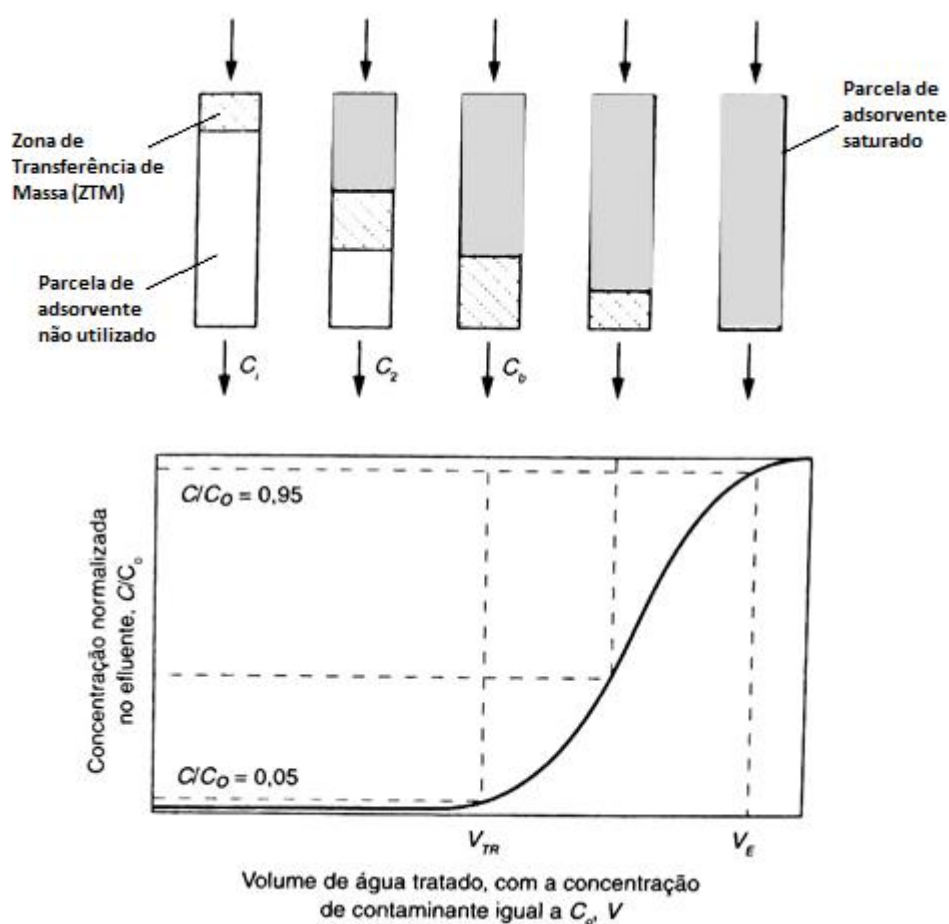


Figura 13: Representação esquemática da zona de transferência de massa em coluna de leito fixo.

Fonte: METCALF e EDDY (2016) (Adaptado).

Segundo Nascimento *et al.* (2020), a concentração de adsorvato no efluente antes da zona de transferência de massa alcançar a saída da coluna é geralmente igual a zero, e quando a ZTM chega ao final da coluna, a concentração de adsorvato começa a aumentar

gradualmente. Esse ponto, em que o adsorvato não retido começa a ser encontrado na solução efluente à coluna, é conhecido como o ponto de ruptura ou *breakthrough*, e geralmente é definido como o ponto em que a concentração do efluente à coluna é de 5% da concentração inicial do adsorvato. Ainda de acordo com os autores, o ponto de ruptura pode ser definido também como o ponto em que a concentração do adsorvato no efluente à coluna é o valor próximo à meta que se quer atender (valor limitado pela legislação pertinente), incluindo um fator de segurança de forma que o momento de ruptura ocorra antes que a concentração do efluente chegue ao limite estabelecido pela legislação. Ademais, o período de tempo necessário para que a coluna atinja o ponto de ruptura é chamado de tempo de ruptura (NASCIMENTO *et al.*, 2020).

Assim, a concentração de adsorvato no efluente antes da zona de transferência de massa alcançar a saída da coluna é geralmente igual a zero, e quando a ZTM chega ao final da coluna, no ponto de ruptura, a concentração de adsorvato aumenta gradualmente até que se alcance o ponto de saturação ou exaustão da coluna, o qual é definido como o momento em que a concentração do adsorvato no efluente à coluna é 95% da concentração inicial do adsorvato (NASCIMENTO *et al.*, 2020).

3.6. APLICAÇÃO DE ZEÓLITAS NO TRATAMENTO DE LIXIVIADO

O tratamento de lixiviado de aterro através do uso de processos de adsorção tem mostrado muito sucesso, principalmente na remoção de compostos orgânicos e nitrogênio amoniacal (FOO e HAMEED, 2009). No que tange à remoção de N-NH₃, de acordo com Turan (2015), a adsorção é uma alternativa atrativa devido ao baixo custo e a variedade de adsorventes disponíveis.

Historicamente, o carvão ativado é o adsorvente mais utilizado (RESHADI *et al.*, 2020). Entretanto, atualmente, os adsorventes de baixo custo como argilas, zeólitas, bentonita e sepiolita têm sido recomendados (TURAN, 2015). Esses materiais aluminossilicatos destacam-se em função da elevada capacidade de adsorção e menor impacto ambiental (TORRETA *et al.*, 2017).

O desempenho de processos envolvendo o uso de zeólitas para a remoção de nitrogênio amoniacal tem sido avaliada, tendo como resultado uma boa eficiência no tratamento de efluentes de dejetos suínos, polimento de esgotos domésticos, tratamento de efluentes de curtumes e de lixiviados de aterros sanitários (WASEM, 2015). No Quadro 4 são apresentados uma relação de trabalhos que avaliaram a aplicação de zeólitas especificamente no tratamento de lixiviado de aterro sanitário.

Quadro 4: Estudos que investigaram a utilização de zeólita no tratamento de lixiviado de aterro.

Enfoque	Localização do aterro	Descrição da zeólita	Condições operacionais	Observações	Resultados	Referência
<p>Remoção simultânea de DQO, nitrogênio amoniacal e cor de lixiviado de aterro sanitário.</p>	<p>Patras, Grécia</p>	<p>Zeólita natural constituída principalmente de clinoptilolita (cerca de 85%).</p>	<p>Diâmetro da partícula de 0,930 µm, velocidade de agitação de 1,18m/s, pH 8 e dosagem de zeólita de 133 g/L, com tempo de contato de 2,5 minutos.</p>	<p>A partícula de zeólita de 2-2,8 mm resultou em maiores remoções de nitrogênio amoniacal.</p>	<p>Na condição ótima obteve-se a eficiência de remoção de cerca de 51,6%, 15% e 26% para N-NH₃, DQO e cor, respectivamente.</p>	<p>Genethliou <i>et al.</i> (2021)</p>
<p>Avaliação do potencial de uso de zeólita virgem e ativada como na redução de nitrogênio amoniacal, DQO e cor de lixiviado de aterro sanitário, como único tratamento.</p>	<p>Perak, Malásia.</p>	<p>Zeólita natural proveniente do fornecedor YM Multi Trading e composta principalmente por quartzo e cristobalita.</p>	<p>Temperatura de 150°C, com dosagem de 10 g/L e tempo de contato de 90 minutos.</p>	<p>Investigou-se o potencial de adsorção das zeólitas para diferentes dosagens, temperaturas e pH.</p> <p>O pH de lixiviado 7 foi o que apresentou maior eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal, de 55,8%, enquanto o pH 4 proporcionou a eficiência de 24,3% e 73,8%, de remoção de DQO e cor, respectivamente.</p> <p>Após o tratamento, a concentração de nitrogênio amoniacal permaneceu acima do padrão de descarte permitido pela legislação do local (5mg/L).</p>	<p>Nas melhores condições operacionais para o estudo em questão, obteve-se uma redução da concentração de N-NH₃, DQO e cor de 53,1%, 22,5% e 46,0%, respectivamente, com a utilização de zeólita virgem e 45,1%, 11,8% e 43,7%, respectivamente, com o uso da zeólita ativada.</p>	<p>Aziz <i>et al.</i> (2020)</p>

Continuação do Quadro 4: Estudos que investigaram a utilização de zeólita no tratamento de lixiviado de aterro.

Enfoque	Localização do aterro	Descrição da zeólita	Condições operacionais	Observações	Resultados	Referência
Avaliação comparativa do uso de zeólita natural (clinoptilolita) e zeólita sintética na remoção de nitrogênio amoniacal de lixiviado de aterro sanitário.	Johor, Malásia.	A zeólita clinoptilolita foi obtida na Indonésia e a sintética, denominada Sigma 96096 do fornecedor americano Sigma-Aldrich.	<ul style="list-style-type: none"> zeólita clinoptilolita: dosagem de 2 g/L e diâmetro de partícula de 50 µm; zeólita sintética Sigma 96096: dosagem de 4 g/L e a partícula de 150 µm. <p>O tempo de contato foi de 28h.</p>	-	A zeólita clinoptilolita mostrou-se mais eficiente que a zeólita sintética na remoção de nitrogênio amoniacal: enquanto a primeira ocasionou a remoção de cerca de 58,2% de nitrogênio amoniacal, a segunda removeu cerca de 37,8%.	Pauzan <i>et al.</i> (2019)
Investigar o potencial de adsorção de nitrogênio amoniacal e DQO em zeólitas, carvão ativado e em resina compósita.	Penang, Malásia.	Os autores não apresentaram informações detalhadas sobre a zeólita utilizada no estudo.	As condições ótimas para o processo de adsorção foram adotadas de estudos anteriores da literatura: pH 7, com período de contato de 105 minutos e a velocidade de agitação de 200 rpm.	A resina compósita era formada por carvão ativado, zeólita modernita e materiais de baixo custo, como calcário, resíduo de carbono da casca de arroz e cimento Portland.	<p>A adsorção do nitrogênio amoniacal foi melhor na resina compósita (24,39 mg/g), seguido da zeólita (17,45 mg/g) e carvão ativado (6,08 mg/g).</p> <p>Quanto a remoção de DQO, o melhor resultado foi encontrado para o carvão ativado (37,88 mg/g), seguido da resina (22,99 mg/g) e zeólita (2,35 mg/g).</p>	Halim <i>et al.</i> (2010)

Continuação do Quadro 4: Estudos que investigaram a utilização de zeólita no tratamento de lixiviado de aterro.

Enfoque	Localização do aterro	Descrição da zeólita	Condições operacionais	Observações	Resultados	Referência
Avaliação da eficiência de remoção de N-NH ₃ por zeólita e vermiculita em coluna de leito fixo.	Paraná, Brasil.	Zeólita clinoptilolita (Zn-410) obtida comercialmente.	Ensaio de adsorção realizados em coluna de leito fixo em escala de bancada.	Verificou-se que a vermiculita apresentou-se como adsorvente mais eficiente para remover DQO e N-NH ₃ .	O processo de adsorção em zeólita no tratamento do lixiviado bruto apresentou eficiência de remoção de 45% e 37% para nitrogênio amoniacal e DQO, respectivamente.	Ferreira (2014)
Análise do tratamento de lixiviado pelo tratamento ASBR (Reator aeróbio em batelada sequencial, do inglês, Aerobic Sequencing Batch Reactor) e uso de zeólitas como processo de polimento de efluente a fim de reduzir matéria orgânica dissolvida e N-NH ₃ .	Johor, Malásia.	Zeólita clinoptilolita proveniente da República Tcheca.	O experimento foi conduzido em temperatura ambiente, com tempo de contato de 24h e velocidade de agitação de 150 rpm.	-	A adsorção em zeólita após o processo biológico resultou no aumento da eficiência de remoção de 30% para 43% e 65% para 96% para os parâmetros DQO e N-NH ₃ , respectivamente.	Lim <i>et al.</i> (2016)

Continuação do Quadro 4: Estudos que investigaram a utilização de zeólita no tratamento de lixiviado de aterro.

Enfoque	Localização do aterro	Descrição da zeólita	Condições operacionais	Observações	Resultados	Referência
Avaliação do processo de troca iônica em zeólita no tratamento de lixiviado de diferentes aterros austríacos.	Áustria.	Zeólita clinoptilolita proveniente da Eslováquia. Processo realizado em escala de bancada, com três tipos de zeólitas: natural, tratada com NaOH e tratada com CaCl ₂ .	Partícula de 1-2,5 mm, temperatura de 20°C, dosagem de 40 g/L e tempo de contato de 24h.	-	A eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal foi de 29%, 25% e 41% para zeólita natural, tratada com CaCl ₂ e tratada com NaOH, respectivamente.	Vollprecht <i>et al.</i> (2019)

Fonte: elaboração própria.

3.7. ESTIMATIVA DE CUSTOS EM SISTEMAS DE TRATAMENTO DE LIXIVIADO

O custo total de um empreendimento é compreendido pela soma dos custos de investimento ou custos de capital (em inglês, *Capital Expenditure* – CAPEX) e dos custos de operação (em inglês, *Operational Expenditure* – OPEX).

Segundo Seider *et al.* (2004) o CAPEX é definido como o conjunto de investimentos associados à aquisição de equipamentos e instalações necessários para manter a produção de um bem, realização de um serviço, funcionamento de um negócio ou de determinado sistema.

Os custos de capital de instalações de tratamento de efluentes variam significativamente, a depender da capacidade da planta, do processo de tratamento, dos critérios de projeto, do local e condições climáticas, custos de terreno, características de construção de operações, dentre outros fatores (AL-MALACK, 2003). A maior parte das despesas de capital são fixas, e por isso o impacto financeiro é sentido logo no início do projeto (SEIDER *et al.*, 2004)

Já o OPEX, são os custos decorrentes da manutenção de equipamentos e outras despesas necessárias para a gestão e operação do empreendimento, tais como os custos de mão-de-obra, energia, produtos químicos, materiais e outros suprimentos. Enquanto os custos de capital são mais impactantes no início do projeto, os custos operacionais são incorridos ao longo do tempo de operação do empreendimento (AL-MALAK, 2003; FERREIRA, 2009; SEIDER *et al.*, 2004).

A estimativa dos custos nos estágios iniciais de um projeto é apenas uma aproximação, e a acurácia dessa estimativa depende de fatores como os dados disponíveis, tempo investido e o nível de detalhamento adotado no estudo (TOWLER e SINNOTT, 2008). Assim, apesar de ser necessário a realização de um levantamento de dados mais precisos nas etapas posteriores a fim de obter uma avaliação econômica e estimativas de custos de projeto mais precisas (SEIDER *et al.*, 2004), é importante a realização de uma estimativa de custos no início do projeto, mesmo que as informações sobre o *design* dos processos estejam incompletas, para que o projeto possa ser avaliado, otimizado ou abandonado caso não possua viabilidade econômica (TOWLER e SINNOTT, 2008).

No que concerne à estimativa de custos associadas ao tratamento de lixiviado de aterro sanitário, os custos de investimento e operacionais podem variar significativamente, a depender das características do lixiviado, a idade do aterro, o nível requerido de

tratamento, volume de lixiviado produzido, padrão de construção, intensidade de chuvas, dentre outros aspectos (BRENNAN *et al.*, 2017).

No Quadro 5 são apresentados trabalhos que realizaram uma avaliação econômica do tratamento de lixiviado por diversas rotas de tratamento.

Quadro 5: Estudos que realizaram uma estimativa econômica preliminar do tratamento de lixiviado de aterro sanitário.

Rota tecnológica	Custo de tratamento	Escala	Referência
Tratamento biológico (reator anóxico + lodo ativado)	OPEX: US\$ 1,338/m ³	Planta piloto	Song <i>et al.</i> (2019)
Filtração (Areia + Cartucho) + OI	US\$ 8,58/m ³ CAPEX: US\$ 1,413 milhões OPEX: US\$ 0,132 a 0,265 m ³ /ano	Escala plena Sistema com capacidade de tratamento de 120 m ³ /d	De Almeida <i>et al.</i> (2020)
<i>Air stripping</i> + MBR + NF	US\$ 8,60/m ³ CAPEX: US\$ 3.194.063,35 OPEX: US\$ 1.288.855,19 Custo total anual: US\$ 1.486.019,59	Planta piloto Sistema com capacidade de tratamento de 20 m ³ /h	Amaral <i>et al.</i> (2016)
Físico-químico + biológico + NF	R\$ 25,00/m ³ (4,78 US\$/m ³) (a) CAPEX: R\$ 3.400.000 (US\$ 650.095) (a)	Escala plena Sistema com capacidade de tratamento de 960 m ³ /d e 2.000 m ³ /d	Penido (2009)
Ozonização Foto-Fenton Foto-Fenton + lodo ativado Lodo ativado + Foto-Fenton	OPEX: US\$ 7,06/m ³ OPEX: US\$ 2,00 a 9,60/m ³ OPEX: US\$ 0,72 a 1,38/m ³ OPEX: US\$ 1,02 a 2,00/m ³	Escala de bancada	Kattel <i>et al.</i> (2016)

Continuação Quadro 5: Estudos que realizaram uma estimativa econômica preliminar do tratamento de lixiviado de aterro sanitário.

Rota tecnológica	Custo de tratamento	Escala	Referência
<p>Tratamento biológico (nitrificação + reator anóxico) + coagulação/floculação + ozonização</p> <p>Tratamento biológico (nitrificação + reator anóxico) + Foto-Fenton</p>	<p>Coagulação/floculação + ozonização: 7,72 €/m³ (US\$ 6,38/m³) (b)</p> <p>Foto-Fenton: 7,18 €/m³ (US\$ 5,93/m³) (b)</p>	Planta piloto	Anfruns <i>et al.</i> (2013) (c)
NF	<p>US\$ 8,26/m³</p> <p>CAPEX: ~ US\$ 772.000</p> <p>OPEX: US\$ 3,35/m³</p>	<p>Escala plena</p> <p>Sistema com capacidade de tratamento de 1000 m³/d</p>	De Almeida <i>et al.</i> (2020) (d)
<p>Físico-químicos</p> <p>Biológicos</p>	<p>US\$ 0,95/m³ a US\$ 2,38/m³</p> <p>CAPEX: US\$ 30.000 a US\$ 120.000</p> <p>US\$ 0,95/m³ a US\$ 1,43/m³</p> <p>CAPEX: US\$ 25.000 a US\$ 75.000</p>	<p>Escala plena</p> <p>Sistema com capacidade de 29 m³/d</p>	Qasim e Chiang (1994) (e)
Adsorção (f) + eletroflotação	OPEX: US\$ 3,18/m ³	Escala de bancada	Shadi <i>et. al</i> (2021)
<p>(a) Considerando a taxa de câmbio de R\$ 2,38/US\$, referente ao dia 01/06/2009, ano que o estudo foi publicado (BCB,2021).</p> <p>(b) Considerando a taxa de câmbio de € 0,77/US\$, referente ao dia 01/03/2013, mês que o estudo foi publicado (BCB,2021).</p> <p>(c) Avaliação baseada sobre os custos operacionais associados a quantidade de reagentes necessários e produção de lodo nos POAs. Não contabilizados o custo referente ao tratamento biológico, os custos de investimento para as unidades operacionais e custo energético associado à mistura e bombeamento dos POAs</p> <p>(d) Lixiviado pré-tratado por processo físico-químico. Avaliação econômica realizada com resultados obtidos em testes realizados em escala de bancada e extrapolados para escala plena.</p> <p>(e) Informações citadas por SANTOS (2010) e ALMEIDA (2018)</p> <p>(f) Adsorção realizada com nanopartículas de Fe₂O₃</p>			

Fonte: elaboração própria.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. ESTUDO DE CASO

O estudo de caso deste projeto será baseado no trabalho apresentado por Maurício (2014). No estudo, a autora utilizou amostras de lixiviado proveniente de um aterro de resíduos de porte médio, localizado no Estado do Rio de Janeiro, para avaliar a eficiência de processos de separação por membranas no tratamento de lixiviado quanto à remoção de matéria orgânica, e a remoção de nitrogênio amoniacal por meio da aplicação de zeólita clinoptilolita. A Figura 14 resume a rota de tratamento definido por Maurício (2014).

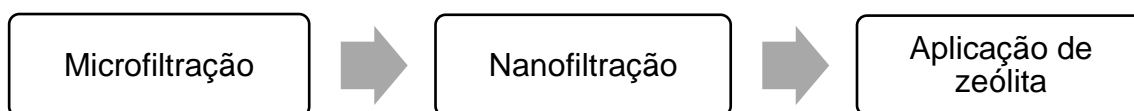


Figura 14: Rota de tratamento de lixiviado de aterro proposta por Maurício (2014).

Fonte: Maurício (2014) (Adaptado).

A configuração do sistema de membranas baseava-se no processo de microfiltração (MF) seguido da nanofiltração (NF), em que a NF seria implementada para remover a matéria orgânica recalcitrante, e a MF atuaria como uma etapa de condicionamento do efluente à NF, de modo que ocorresse uma redução de concentração de sólidos suspensos, coloidais e particulados – e, conseqüentemente, a retenção de bactérias e micro-organismos – e com isso preservar a vida útil da membrana de NF por meio da minimização dos processos de concentração por polarização e *fouling* (MAURÍCIO, 2014).

Os processos de microfiltração e nanofiltração foram realizados experimentalmente por Maurício (2014) por meio da utilização de módulos de filtração em bancada. A Tabela 3 resume os principais parâmetros de processo adotados e os resultados obtidos na etapa de MF e NF.

Tabela 3: Parâmetros operacionais e resultados dos PSM.

Processo	Membrana utilizada	Fluxo de permeado (L/m ² .h)	Recuperação	Pressão de operação (bar)	Resultados
MF	Microdyn, NADIR® RM MPOOSP MF; 0,05 µm celulósica	80	90%	0,5	Eficiência de remoção de 70% de DQO, 93% de abs. 254 nm e 84% de COT;
NF	Microdyn Nadir® RM MPOOSP NF – NP010 (a)	30 – 35	30%	8	Eficiência de remoção média de 73% de DQO, 46% de COT e 89% de abs. 254 nm; Elevada concentração de nitrogênio amoniacal remanescente (972 mg/L).

Observação: O processo de NF do lixiviado foi realizado pela autora com a utilização de dois modelos – NP010 e NP030 – da membrana Microdyn Nadir® RM MPOOSP. Após testes iniciais, optou-se pelo uso da NP010 visto que apresentou maior fluxo de permeado.

Fonte: elaboração própria baseado em Maurício (2014).

A recuperação da membrana de NF obtido por Maurício (2014) na avaliação em laboratório foi de 30%. O baixo percentual referente à recuperação da membrana pode ser devido ao sistema utilizado ser pequeno e sem possibilidade de limpeza. Nesta avaliação, será adotado o valor de 70% como valor de recuperação da membrana para o processo de nanofiltração, valor próximo ao adotados na literatura (DE ALMEIDA *et al.*, 2020; AMARAL *et al.*, 2016)

Para o tratamento do permeado da NF, Maurício (2014) utilizou a zeólita natural clinoptilolita Zeorsol®100, fornecida pela empresa Zeosorb, em estado pulverizado 1-3 mm. Foram realizados ensaios de adsorção com 60 e 100 g/L de zeólita virgem e ativada

em solução de NaCl, e o ensaio com 100 g/L de zeólita virgem resultou na maior capacidade de adsorção de nitrogênio amoniacal: cerca de 70% de eficiência de remoção, com o tempo de contato de 2 h (MAURÍCIO, 2014).

Apesar da boa eficiência de remoção obtida, o resultado da concentração final de nitrogênio amoniacal foi de 274 mg/L, e assim não alcançou o limite estabelecido pela Legislação Federal Brasileira CONAMA nº 430/2011. Desta maneira, será proposto neste trabalho uma rota de tratamento com zeólita visando atingir a concentração final de 20 mg/L de N-NH₃ no efluente, limite determinado pela legislação nacional (BRASIL, 2011).

4.2. ESTIMATIVA DAS VARIÁVEIS DE PROJETO PARA OS PSMS E DIMENSIONAMENTO DE COLUNA PARA APLICAÇÃO DE ZEÓLITA

4.2.1. Processo de Separação por Membranas

Para estimar os custos associados aos PSMS de aquisição de membranas é necessário calcular a área de membrana requerida para os sistemas de MF e NF.

A área de membrana é determinada pela razão entre o fluxo de permeado e vazão efetiva de permeado (Equação 4). Para obter a vazão efetiva do permeado (Equação 5), é necessário estimar o período de parada do sistema para limpeza e manutenção das membranas (Equação 7) e a razão de tempo de atividade do sistema (Equação 6):

$$A_m = \frac{Q_e}{J} \quad (4)$$

$$Q_e = \frac{Q_p}{R_{op}} \quad (5)$$

$$R_{op} = \frac{24 - t_{inop}}{24} \quad (6)$$

$$t_{inop} = t_{mr} + t_{ti} + t_{lq} \quad (7)$$

Onde:

Q_e Vazão efetiva de permeado (L/h);

J: Fluxo de permeado (L/h.m²);

Q_p : Vazão de permeado de projeto (L/h);
 R_{op} : Razão de tempo operacional do sistema;
 t_{inop} : Tempo inoperacional do sistema (h/dia);
 t_{mr} : Tempo de manutenção de rotina (min/dia);
 t_{ti} : Tempo de testes de integridade (min/dia);
 t_{iq} : Tempo de limpezas químicas (h/dia).

Os valores adotados neste trabalho para t_{mr} (10 min/dia), t_{ti} (20 min/dia) e t_{iq} (50 limpezas de 6 horas por ano) – variáveis referentes ao período de parada do sistema para limpeza e manutenção das membranas (Equação 7) – foram os utilizados em estudos reportados anteriormente na literatura (LOUVISSE, 2017; ALMEIDA, 2018). Dessa forma, os valores das variáveis t_{inop} e R_{op} serão os mesmos nos dois PSMs avaliados.

A vazão de alimentação adotada nesta análise para o sistema de MF será de 200 m³/d, vazão de lixiviado gerada no aterro de porte médio adotado como estudo de caso deste trabalho (COMUNICAÇÃO PESSOAL, 2020). Visto que o grau de recuperação da membrana é a razão entre a vazão de permeado e a vazão de alimentação, por meio da adoção do grau de recuperação da membrana como 90% para o sistema de microfiltração, é possível estimar a vazão efetiva de permeado, variável fundamental para o cálculo da área de membrana requerida.

Considerando que o processo de NF é subsequente à MF, a vazão de alimentação do sistema de nanofiltração será igual a vazão efetiva de permeado da microfiltração. Ademais, de forma semelhante ao calculado para a MF, a partir da recuperação da membrana será estimado a vazão efetiva de permeado do sistema de NF.

4.2.2. Aplicação de Zeólita

A aplicação de zeólitas no tratamento do lixiviado, visando à remoção de nitrogênio amoniacal remanescente dos PSMs, ocorreu por meio da utilização de colunas de leito fixo.

Maurício (2014) não realizou uma análise da aplicação de zeólita em coluna, e por essa razão foi necessária a obtenção de alguns dados não apresentados pela autora para o dimensionamento das colunas. O estudo escolhido para a obtenção dos dados complementares foi o de Karadag *et al.* (2008), no qual os autores avaliaram a remoção

de nitrogênio amoniacal de lixiviado de aterro sanitário com tratamento com zeólita clinoptilolita em colunas de leito fixo para diferentes concentrações de N-NH₃, pH e vazão.

O dimensionamento das colunas com zeólita foi realizado por meio das Equações 14 a 18, conforme proposto por Di Bernardo e Dantas (2005) e aplicado por Sonobe (2018) no dimensionamento de colunas de carvão ativado.

$$TV = \frac{q_e \times \rho_{zeo}}{C_0 - C_e} \quad (14)$$

$$V_{tratado} = Q \times t \quad (15)$$

$$V_{Zeo} = \frac{V_{tratado}}{TV} \quad (16)$$

$$A_c = \frac{Q}{FS} \quad (17)$$

$$H = \frac{V_{zeo}}{A_c} \quad (18)$$

Em que:

TV: produção específica (L de efluente/L de zeólita);

q_e: capacidade de remoção do material (mg N-NH₃/g zeólita);

ρ_{zeo}: massa específica aparente da zeólita (g/L);

C₀: concentração inicial do adsorvato na solução (mg/L);

C_e: concentração do adsorvato no equilíbrio (mg/L);

Q: vazão de lixiviado a ser tratado (m³/d);

V_{tratado}: Volume a ser tratado pela coluna até a regeneração (m³);

t: tempo de vida útil da coluna (d);

A_c: Área superficial da coluna (m²);

FS: velocidade superficial (m³/m².d);

V_{zeo}: volume de zeólita na coluna (m³);

H: altura da coluna de zeólita (m).

A produção específica (Equação 14) representa o volume de efluente que pode ser tratado com 1L de adsorvente, e para calculá-la é necessário o conhecimento da capacidade máxima de remoção de N-NH₃ da zeólita (q_e), a massa específica aparente do adsorvente (ρ_{zeo}), e os valores da concentração inicial do adsorvato na solução (C_0), e da concentração do adsorvato no equilíbrio (C_e).

O valor da capacidade máxima de remoção de N-NH₃ da zeólita adotada nesta análise foi calculado por meio da dosagem de zeólita utilizada e os resultados de remoção de N-NH₃ obtidos por Maurício (2014). A autora utilizou uma dosagem de zeólita de 100 g/L e obteve uma eficiência de remoção de 70% de N-NH₃, cerca de 680,4 mg/L de N-NH₃. Dessa maneira, a capacidade de adsorção de nitrogênio amoniacal foi de 6,804 mg/g.

Após a definição da produção específica, estimou-se o volume tratado de lixiviado até o momento necessário para a regeneração da coluna (Equação 15) a fim de calcular o volume de zeólita na coluna (Equação 16). Uma vez que a aplicação de zeólitas ocorrerá após os processos de microfiltração e nanofiltração, a vazão de alimentação da coluna será a vazão média diária de geração de permeado da NF, de 126 m³/d.

Para o cálculo do volume tratado, é necessário o conhecimento do tempo de vida útil da coluna, isto é, o período de tempo em que a coluna operaria durante até o momento de ruptura. No ensaio realizado por Karadag *et al.* (2008), para o lixiviado com uma concentração de NH₄⁺ de 200 mg/L e pH 7,5, a coluna apresentaria um ponto de ruptura ($C/C_0 = 0,1$) de 65 horas, valor adotado como tempo de ruptura neste trabalho.

Os autores também avaliaram a remoção de N-NH₃ para o lixiviado com pH de 8,3, que é um valor mais próximo do pH do lixiviado estudado por Maurício (2014). No entanto, optou-se por utilizar os dados referentes ao pH de 7,5, visto que nesse pH existe um maior percentual de íon amônio (NH₄⁺) no efluente – em decorrência da distribuição do nitrogênio em função do pH (METCALF e EDDY, 2003) – o que ocasionará uma maior eficiência na remoção do poluente por troca iônica. Cabe ressaltar que o processo de ajuste do pH do lixiviado não será considerado na avaliação dos custos.

A altura da coluna é estimada por meio da razão entre o volume e área da coluna em planta (Equação 18), que por sua vez é calculada pela razão entre a vazão de entrada no filtro e a velocidade superficial (Equação 17). Para determinar a área de coluna em planta (Equação 12), adotou-se como velocidade superficial o valor de 120

m³/m².d, um dos valores típicos de velocidade superficial – os quais variam de 120 m³/m².d à 360 m³/m².d – presentes na literatura (CRITTENDEN *et al.* 2012 *apud* SONOBE, 2018).

4.3. ESTIMATIVA PRELIMINAR DE CUSTOS

A estimativa dos custos do tratamento de lixiviado pelos processos propostos no presente trabalho será composta pelos custos de investimento (CAPEX), pelos custos de operação (OPEX) e pelo custo total (CT) normalizado por unidade de volume de lixiviado tratado para o processo de tratamento proposto por Maurício (2014), de forma semelhante ao elaborado por Almeida (2020), Almeida (2018) e Louvisse (2017).

Assim, os custos do tratamento de lixiviado pelos processos de micro e nanofiltração e aplicação de zeólita serão estimados para uma extrapolação do estudo realizado por Maurício (2014) para um sistema de tratamento de lixiviado de um aterro de médio porte que gera cerca de 200 m³/dia de lixiviado.

4.3.1. Processo de Separação por Membranas

A estimativa preliminar dos custos dos processos de MF e NF foi realizada por meio da consideração das seguintes hipóteses:

- O tempo de operação da estação de tratamento de lixiviado adotado seria de 365 dias por ano e somente não operaria nos períodos estabelecidos para manutenção de rotina, limpeza química e teste de integridade (GUERRA e PELLEGRINO, 2012);
- Para a conversão de valores de US\$ para R\$, foi utilizada a taxa de câmbio de R\$ 5,1147/US\$, referente ao dia 03/06/2021 (BCB, 2021);
- Não ocorrerá recirculação do permeado nos módulos de filtração;
- O tratamento e disposição final do concentrado dos PSMs não foi considerado no levantamento dos custos já que podem ser dispostos no próprio aterro, sem custos adicionais (ALMEIDA, 2018; AMARAL *et al.*, 2016).

Uma vez que as membranas provavelmente seriam importadas, na análise do custo de aquisição das membranas foram incluídos os impostos envolvidos na importação. Para isso, utilizou-se o Simulador do Tratamento Tributário e Administrativo das Importações disponibilizado pela Receita Federal (BRASIL, 2021), considerando que as membranas de MF e NF se enquadram na Nomenclatura Comum do Mercosul (NCM)

número 84219999 (DALRI-CECATO *et al.*, 2019) e adotando os percentuais relacionados aos tributos – imposto de importação, imposto sobre produtos industrializados (IPI), programa de integração social (PIS) e contribuição para fins sociais (Cofins) – já determinados pelo simulador. Além disso, considerou-se também o imposto sobre circulação de mercadorias e serviços (ICMS) para o Estado do Rio de Janeiro. O custo do frete não foi considerado nesta análise.

4.3.1.1. CAPEX

Esta seção do trabalho apresenta as considerações e cálculos utilizados para a estimativa dos custos de investimento (CAPEX).

O CAPEX foi estimado pela soma dos custos de aquisição dos componentes e instrumentações necessárias para a execução do processo de separação por membranas por meio de uma unidade de permeação (ALMEIDA *et al.*, 2020), o que engloba os custos referentes à aquisição de módulos de membranas e vasos (*housings*); bombas; tubulações; válvulas e estrutura; controle e instrumentação; construção e montagem e custos indiretos (LOUVISSE, 2017; BAKER, 2012)

a. Módulos de membranas e *housings*

De acordo com Baker (2004), os custos referentes à aquisição dos módulos de membranas e *housings* equivalem a 30% dos custos totais de capital. Já SALEHI *et al.* (2014) apontam que os custos para a aquisição desses componentes correspondem a cerca de 25-35% do valor total do CAPEX.

O custo de capital das membranas e *housings* foi calculado a partir do produto entre o custo de membrana por unidade de área e a área de membrana requerida para a operação do sistema (ALMEIDA, 2018; LOUVISSE, 2017) por meio da aplicação da Equação 3 (SETHI, 1997; GUERRA e PELLEGRINO, 2012):

$$C_{mem} = C_{mem/m^2} \times A_m \quad (3)$$

Onde:

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

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

A_m : Área total de membrana (m²).

Couto *et al.* (2020) adotaram em seu estudo o custo de aquisição de membrana 50 e 40 US\$/m² para os processos de NF e OI, respectivamente. De acordo com os

autores, esses valores foram obtidos por um grande fornecedor comercial de membranas. Neste trabalho, para o custo de aquisição das membranas será adotado o valor reportado na literatura recente de US\$ 40,00/m² de membrana polimérica (PANAGOPOULOS, 2021; COUTO *et al.*, 2020), tanto para o processo de MF como para a NF.

b. Bombas e periféricos

Para realizar a estimativa do custo de capital referente à aquisição dos componentes periféricos dos dois PSMs avaliados neste trabalho, adotou-se o valor reportado na literatura, cerca de US\$780 por metro quadrado de membrana, em que estão incluídos nesse valor os custos de investimento em válvulas, instrumentos, equipamentos e tubulações (SALEHI *et al.*, 2014).

Para a avaliação do custo de aquisição de bombas, considerou-se que esse custo em um processo de separação de membranas corresponde a 30% do custo total de investimento em equipamentos e outros componentes da planta (BAKER, 2012).

c. Construção e montagem

Para estimar o custo de construção e montagem dos sistemas foi considerado o percentual de 20% em relação ao valor de equipamentos e componentes, apontado por Mierzwa *et al.* (2007) e adotado em outros trabalhos presentes na literatura, como Almeida (2020) e Louvise (2017).

d. *Start-up*

O custo necessário para iniciar a operação também é um custo que deve ser considerado na estimativa dos custos de investimento. De acordo com Amaral *et al.* (2016), esse custo corresponde a 8% dos custos diretos de investimento.

e. Custos indiretos

Os custos de investimento em um sistema englobam, além dos custos diretos – aqueles relacionados diretamente aos equipamentos e componentes de processo e construção da planta –, os custos indiretos (Amaral *et al.*, 2016), os quais são compostos

pelo custo com terreno, treinamento de equipe, experimentos em menor escala, educação do público em relação ao processo, permissão do estado para operação, dentre outros (EPA, 2005).

Nesta avaliação, considerou-se que os custos indiretos são representados por 10% dos custos diretos totais, valor adotado na literatura recente (KUCERA, 2019; PANAGOPOULOS, 2021).

4.3.1.2. OPEX

A estimativa do custo de operação (OPEX) referente aos processos de micro e nanofiltração englobará a avaliação dos custos de consumo de energia para a operação do sistema, de manutenção, regeneração das membranas, depreciação do investimento, mão de obra e substituição de membranas (WESCHENFELDER *et al.*, 2015) e será realizada com metodologias diferentes.

4.3.1.2.1. Microfiltração

a. Consumo de energia elétrica

O consumo de energia para a operação do processo de microfiltração está associado à energia requerida pelas bombas de alimentação e recirculação do permeado na planta em operação (SINGH e CHERYAN, 1998). O cálculo do custo energético anual dos sistemas de MF e NF foram estimados conforme as Equações 8, 9 e 10 (SINGH e CHERYAN, 1998):

$$E_P = \frac{P_F \times F}{E_B} \quad (8)$$

$$E_Q = \frac{\Delta P \times Q}{E_B} \quad (9)$$

$$E_T = E_P + E_Q \quad (10)$$

Onde:

E_P : energia de pressão requerida para alimentar o sistema (kWh);

P_F : pressão da bomba de alimentação (Pa);

F : vazão de alimentação (m^3/s);

E_B : eficiência da bomba;

E_Q : energia requerida para recirculação (kWh);

ΔP : variação de pressão na entrada e na saída do módulo (Pa);

Q : vazão de recirculação (m^3/s);

E_T : energia total requerida (kWh).

Uma vez que não ocorre a recirculação do concentrado no módulos de filtração, a variável E_Q é zero, e a energia total requerida para a operação é igual a energia para alimentar o sistema. Ademais, a eficiência assumida para a bomba de alimentação foi de 80% (KUCERA, 2019).

Para se obter o custo referente ao consumo de energia elétrica das bombas, após a definição da energia total requerida para a operação do sistema, calcula-se o produto entre a energia requerida para operação e o custo do kWh na localidade. Neste estudo, adotou-se o valor de R\$ 0,57/kWh, valor utilizado por De Almeida e Campos (2020) na estimativa realizada para o aterro de resíduos de Seropédica, localizado no estado do Rio de Janeiro, mesmo estado do aterro analisado neste trabalho.

b. Manutenção e mão de obra

Para o custo de manutenção e mão de obra, Guerra e Pellegrino (2012) estimaram o percentual de 2% do custo de investimento inicial (CAPEX). Já Weschenfelder *et al.* (2015) apontaram que os custos relacionados à mão de obra e manutenção correspondem de 2 a 14% do custo de capital.

Nesta avaliação, considerou-se o valor de 10% do CAPEX, de forma análoga ao adotado por Weschenfelder *et al.* (2015).

c. Regeneração das membranas

É estimado um custo entre US\$ 1 a 32,00 por m^2 referente ao uso de produtos de limpeza e detergentes no processo de regeneração das membranas (WESCHENFELDER *et al.*, 2015). Ademais, caso haja necessidade de um sistema independente de limpeza – o que englobaria equipamentos como bombas, trocadores

de calor e automação – deve ser adicionado um custo médio anual de US\$20.000 a US\$50.000 (WESCHENFELDER *et al.*, 2015).

Nesta estimativa, optou-se por adotar valores mais conservadores. Assim, considerou-se o custo para regeneração das membranas o valor de US\$ 32,00 por m² além do custo anual de US\$ 50.000, referente a necessidade de um sistema de limpeza adicional (WESCHENFELDER *et al.*, 2015; ALMEIDA, 2018).

d. Depreciação do investimento

A depreciação do investimento é considerada usualmente em um período de 7 a 15 anos, sendo as despesas associadas às membranas um custo operacional independente (SALEHI *et al.*, 2014; WESCHENFELDER *et al.*, 2015).

O tempo de depreciação do investimento considerado nesta estimativa foi de 15 anos, e o cálculo da depreciação foi elaborado pelo método de depreciação linear, em que se subtraiu o custo de investimento fixo pelo custo de investimento das membranas e dividiu-se pelo período adotado (AMARAL *et al.*, 2016; ALMEIDA, 2018).

e. Substituição das membranas

Apesar do período de 5 anos ser um tempo de vida útil de membranas já consolidado na literatura revisada (CHERYAN, 1998; GUERRA e PELLEGRINO, 2012) e adotados em trabalhos como Almeida (2018) e Louvisse (2017), neste estudo optou-se pela adoção de uma postura ainda mais conservadora que Amaral *et al.* (2016) – os quais apontaram um valor de vida útil de 2,5 anos para as membranas de MF.

Dessa maneira, considerou-se o valor conservador de 1 ano como período de vida útil (SAMHABER e NGUYEN, 2014). Ademais, adotou-se como custo de troca de membrana de MF o mesmo valor referente à aquisição das membranas, de US\$ 40,00/m² de membrana.

4.3.1.2.2. Nanofiltração

De acordo com Samhaber e Nguyen (2014), os custos da nanofiltração podem ser atribuídos aos custos de substituição de membranas, os quais dependem diretamente da área de membrana requerida e do tamanho da planta utilizada no tratamento.

Por meio de dados empíricos coletados de plantas de NF com áreas de membrana de 100-500 m², os autores puderam relacionar os custos operacionais aos custos referentes à substituição de membrana (em inglês, *Membrane Replacement Costs* – MRC) por meio da Equação 11 (SAMHABER e NGUYEN, 2014):

$$OPEX = 6.80 \times MRC \quad (11)$$

Onde:

OPEX: custos operacionais da NF (US\$/ano);

MRC: custo de troca de membranas (US\$/ano);

Ainda segundo Samhaber e Nguyen (2014), o MRC máximo economicamente viável é menos de 10% dos custos de equipamentos. Nesta análise, adotou-se de forma conservadora o percentual de 10%.

Neste trabalho, o custo de operação do processo de nanofiltração será calculado por duas metodologias: pelo método e considerações definidos para a microfiltração e por meio do uso da Equação 11, criada – especificamente para o processo de NF – e adotada por Samhaber e Nguyen (2014).

4.3.1.3. Custo Total

O custo total referente ao processo de separação por membranas normalizado por volume de lixiviado tratado é obtido por meio da Equação 12, a qual contabiliza o CAPEX normalizado pelo volume de efluente tratado ao longo de todo o período de operação da estação de tratamento (R_{CAPEX}) e o OPEX normalizado pelo volume de efluente tratado (WESCHENFELDER *et al.*, 2015; DE ALMEIDA, 2020):

$$CT = R_{CAPEX} + \frac{OPEX}{V_T} \quad (12)$$

Por meio da aplicação da Equação 13 é possível determinar a variável R_{CAPEX} (ALMEIDA, 2020):

$$R_{CAPEX} = \frac{CAPEX}{V_T * n} \quad (13)$$

Onde:

CT: custo total normalizado por volume de efluente tratado (R\$/m³);

R_{CAPEX}: custo de capital normalizado por volume de efluente tratado (R\$/m³);

n: tempo de operação da estação de tratamento de lixiviado (anos);

V_T : volume total de efluente tratado (m³/ano).

Nesta análise, foram considerados períodos de operação de 15, 20, 25, 30, 35 e 40 anos (ALMEIDA, 2018).

4.3.2. Aplicação de Zeólita

4.3.2.1. CAPEX

O custo de investimento associado ao processo com zeólitas por meio do uso de colunas de leito fixo é composto pelo custo de aquisição das colunas, zeólita, bombas, periféricos, construção e montagem e custos indiretos.

a. Colunas de leito fixo

Dados de custo de reatores de leito fixo não foram encontrados na literatura recente. Por essa razão, foi utilizada a Equação 19, que relaciona o custo de equipamentos às suas dimensões ou capacidades, considerando a propriedade de economia de escala intrínseca à Indústria Química (VALLERIESTRAS, 1983 *apud* AFONSO *et al.*, 2011), para calcular o custo de aquisição das colunas, conforme Equação 19.

$$(Valor\ do\ equipamento)_C = (Valor\ do\ equipamento)_R \times \left(\frac{Capacidade_C}{Capacidade_R} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (19)$$

Onde:

(Valor do equipamento)_C = valor a ser calculado para o equipamento em análise;

(Valor do equipamento)_R = valor do equipamento de referência;

Capacidade_R = capacidade ou dimensão do equipamento de referência;

Capacidade_C = capacidade ou dimensão do equipamento de análise.

No dimensionamento e avaliação econômica de colunas de aço inox para adsorção em leito fixo, Vaclavik (2010) estimou que uma coluna de volume de 0,42 m³

teria um custo médio de R\$1.500,00. Por meio do uso da ferramenta Calculadora do Cidadão (BCB, 2021), pode-se realizar uma correção do valor calculado pelos autores para o ano de 2021, que resultou em aproximadamente R\$ 3.966,00.

O valor do volume da coluna bem como o custo de aquisição apresentado por Vaclavik (2010) serão utilizados como os valores de referência e aplicados na Equação 19. Assim, por meio da aplicação desses valores e com o conhecimento do volume da coluna será possível estimar o custo de aquisição da coluna.

Além disso, identificou-se a necessidade de aquisição de uma coluna adicional, a fim de que enquanto ocorre a regeneração de uma coluna, haja outra disponível para operação.

b. Zeólita

O custo total de aquisição de zeólita para o processo será estimado pela Equação 20.

$$C_{zeo} = M_{zeo} \times P \quad (20)$$

Onde:

C_{zeo} : custo total de aquisição de zeólita;

M_{zeo} : massa de zeólita (t);

P: custo de zeólita por tonelada (US\$/t).

Neste trabalho, para o custo de aquisição das zeólitas será adotado o valor reportado por Hamid *et al.* (2021) de US\$0,16/kg de zeólita clinoptilolita.

c. Bombas

Para o processo de adsorção será necessário a aquisição de bombas do tipo centrífuga para a alimentação e regeneração das colunas, sendo que para regeneração das zeólitas, a bomba centrífuga operará em fluxo contrário à bomba de alimentação.

As bombas utilizadas para a alimentação foram definidas com base na vazão média diária de lixiviado gerado. Já as bombas associadas ao processo de regeneração foram dimensionadas de acordo com o volume da solução de NaCl e o tempo necessário para regeneração.

Os preços das bombas foram adotados de um fornecedor que disponibiliza no próprio sítio eletrônico os modelos bombas e preços associados.

d. Componentes periféricos, construção e montagem

Os custos de instalação de equipamentos, válvulas, tubulações e instrumentação foram estimados preliminarmente com base nos custos dos equipamentos principais associados ao processo – isto é, as colunas de leito fixo, massa de zeólita e as bombas necessárias para a operação – de forma semelhante ao realizado Afonso *et al.* (2011) seguindo orientações de Valle-Riestra (1983). A Tabela 4 apresenta os percentuais utilizados na análise desses custos de investimento complementares.

Tabela 4: Percentual dos custos de investimento em componentes periféricos, construção e montagem.

Custo	Percentual
Válvulas e tubulação	20%
Instalação de equipamentos	43%
Instrumentação	20%

Fonte: Valle-Riestra (1983) apud Afonso *et al.* (2011) (adaptado).

e. Custos indiretos

De forma semelhante ao adotado na estimativa dos PSMs, será adotado para o processo de adsorção e troca iônica em zeólitas que os custos indiretos são representados por 10% dos custos diretos.

4.3.2.2. OPEX

O custo operacional associado ao processo com zeólitas por meio do uso de colunas de leito fixo é composto pelo custo de regeneração da zeólita, consumo energético, manutenção e mão de obra e depreciação do investimento.

a. Regeneração de zeólita

A coluna é considerada operacional até que o ponto de ruptura, ou seja, até o momento que a concentração na saída da coluna seja de 5-10% da concentração inicial (RIBAS, 2016; NASCIMENTO *et al.*, 2020). Como foi adotado neste trabalho que o tempo de ruptura do processo de 65 h, considerando o funcionamento do sistema durante 365 dias ao ano, será necessário realizar uma regeneração a cada 2,7 dias, e conseqüentemente, ocorrerão 135 regenerações da coluna anualmente.

Nesta avaliação, adotou-se que o reagente utilizado no processo de regeneração das zeólitas seria realizado o cloreto de sódio (NaCl), conforme aplicado em estudos da literatura recente (GENETHLIOU *et al.*, 2021; HAMID *et al.*, 2021; TEMEL E KULEYIN, 2016; KARADAG *et al.*, 2008). Karadag *et al.* (2008) também analisaram em seu estudo a regeneração em colunas. De acordo com os autores, os quais avaliaram a regeneração das colunas com uma solução de 20 g de NaCl/L durante 15 horas, a concentração de amônia do efluente era muito próxima a zero após um período de 10 horas de regeneração. Nesta avaliação, adotou-se a mesma concentração de NaCl e período para regeneração das colunas utilizado por Karadag *et al.* (2008).

Ademais, considerando a concentração de NaCl adotada e que o volume da solução de NaCl para uma regeneração seria igual ao dobro do volume do leite, é possível calcular a massa de reagente necessária para formar a solução para um ciclo de regeneração. Vale salientar que o custo de preparação da salmoura, a qual seria realizada na própria estação de tratamento, não será contabilizado nesta avaliação.

Pela Equação 21 pode-se calcular o custo de aquisição anual de NaCl para a regeneração da coluna.

$$C_{reg} = C_{NaCl} \times m_{NaCl} \times n_{reg} \quad (21)$$

Em que:

C_{reg} : custo anual da regeneração (R\$);

C_{NaCl} : custo de aquisição de NaCl (R\$/kg);

m_{NaCl} : massa de NaCl necessária para uma regeneração (kg);

n_{reg} : número de regenerações ao ano (unidade).

Uma busca na literatura mostrou que o custo de aquisição do cloreto de sódio em grandes quantidades seria de R\$ 12,00/kg, valor adotado neste trabalho.

b. Reposição de zeólita

Neste estudo, considerou-se que ocorrerá uma substituição completa do adsorvente a cada 90 dias (SONOBE, 2018). O cálculo do custo da reposição foi realizado por meio da Equação 20, a mesma utilizada no cálculo do custo de aquisição de zeólita.

c. Consumo de energia elétrica

A energia requerida para a operação do sistema é composta pela energia necessária para a alimentação do lixiviado na coluna acrescido da energia necessária para a regeneração das colunas. A energia necessária será calculada de forma similar ao realizado na análise dos PSMs, por meio da Equação 22:

$$E_R = \frac{P_B \times Q}{E_B} \quad (22)$$

Onde:

E_R : energia de pressão requerida para alimentar o sistema na operação ou regeneração (kWh);

P_B : pressão da bomba de alimentação (Pa);

Q : vazão de alimentação (m^3/s);

E_B : eficiência da bomba.

Também de forma semelhante a análise do consumo energético dos PSMs, o custo referente ao consumo de energia elétrica das bombas é calculado pelo produto entre a energia requerida para operação do sistema e o custo do kWh na localidade, em que se adotou o valor de R\$ 0,57/kWh (DE ALMEIDA e CAMPOS, 2020). A eficiência adotada para a bomba foi de 80%.

d. Manutenção e mão de obra

Arias *et al.* (2011), em sua avaliação preliminar do processo de troca iônica, adotaram como custo de manutenção anual o percentual de 3% dos custos de capital, porém os autores não realizaram considerações sobre o custo de mão de obra. Nesta avaliação, optou-se por considerar o valor de 10% do CAPEX para os custos de manutenção e mão de obra, de forma análoga ao adotado na análise dos PSMs.

e. Depreciação do investimento

O tempo de depreciação do investimento considerado nesta estimativa foi de 15 anos, tanto para os PSMs como para o sistema de coluna com zeólitas. O cálculo da depreciação foi elaborado pelo método de depreciação linear, em que se subtraiu o custo de investimento fixo pelo custo de investimento das colunas, incluindo a massa de zeólita necessária para o processo, e dividiu-se pelo período adotado.

4.3.2.3. Custo Total

A metodologia para a avaliação do custo total relacionado ao tratamento do lixiviado com zeólitas será igual ao estabelecido no item 4.3.1.3, o qual define o cálculo do custo total dos PSMs normalizado por volume de lixiviado tratado.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

A avaliação econômica preliminar dos custos dos processos de microfiltração, nanofiltração e aplicação de zeólita, fluxo de tratamento proposto por Maurício (2014), foi realizada a partir do levantamento dos custos de capital (CAPEX), custos de operação (OPEX) ao longo de determinados períodos e do custo total (CT) de cada processo proposto. Ademais, foi necessário inicialmente estimar as variáveis de projeto requeridas para o levantamento dos custos associados à rota de tratamento proposta.

5.1. ESTIMATIVA DAS VARIÁVEIS DE PROJETO PARA OS PSMs E DIMENSIONAMENTO DE COLUNA PARA APLICAÇÃO DE ZEÓLITA

5.1.1. PSMs

Para estimar os custos de aquisição de membranas, bem como os de investimentos em bombas e periféricos para os PSMs foi necessário calcular a área de membrana requerida para os sistemas de MF e NF em decorrência da metodologia empregada neste estudo. A Tabela 5 apresenta as variáveis de projeto e premissas adotadas para o cálculo de área de membrana, conforme abordado no item 4.2.1 deste trabalho.

Tabela 5: Variáveis e cálculo da área de membrana requerida para os sistemas de filtração.

Cálculo da área de membrana requerida				
Variável		Unidade	MF	NF
Vazão de alimentação		L/h	8.333,3 (a)	7.937,2 (b)
Recuperação (a)		%	90 (c)	70 (d)
Vazão de permeado			7500	5566
Tempo de manutenção de rotina (e)	t_{mr}	min/d	10	10
Tempo de testes de integridade (e)	t_{ti}	min/d	20	20
Tempo anual de limpezas químicas (e)	t_{lq}	h/ano	300	300
Tempo diário de limpezas químicas		min/d	49,3151	49,3151
Tempo total sem produção de permeado		min/d	79,3151	79,3151
		h/d	1,3219	1,3219
Razão de tempo operacional	R_{op}		0,9449	0,9449
Vazão efetiva de permeado	Q_e	L/h	7937,1791	5879,8891
Fluxo de permeado	J	L/m ² .h	80 (f)	32,5 (g)
Área de membrana	A_m	m ²	99,2	180,9

(a) Vazão média de 200 m³/d de produção de lixiviado pelo aterro (COMUNICAÇÃO PESSOAL, 2020);

(b) Vazão efetiva de permeado do processo de MF;

(c) Percentual de recuperação do processo de MF (MAURÍCIO, 2014);

(d) Percentual de recuperação do processo de NF adotado;

(e) Tempo relacionado a parada do sistema para testes, limpeza e manutenção (GUERRA E PELEGRINO, 2012);

(f) Fluxo de permeado do processo de MF (MAURÍCIO, 2014);

(g) Média do fluxo de permeado do processo de NF (MAURÍCIO, 2014).

As áreas de membranas necessárias seriam de 99,2 m² e 180,9 m² para os sistemas de MF e NF, respectivamente.

5.1.2. Aplicação de Zeólita

A aplicação de zeólita no tratamento de lixiviado proposta neste trabalho baseia-se na utilização do adsorvente em colunas de leito fixo. O dimensionamento foi realizado conforme item 4.2.2, com dados obtidos pelo estudo realizado por Karadag *et al.* (2008). A Tabela 6 apresenta os resultados do dimensionamento da coluna de zeólita.

Tabela 6: Dimensões das colunas de leito fixo do processo de adsorção e troca iônica em zeólita.

Dimensionamento de colunas			
Variável		Unidade	
Massa da zeólita por volume de efluente	TU	g de zeólita/m ³	139.917,69
Capacidade de remoção de N-NH ₃ da zeólita (a)	q _e	mg adsorvato/g adsorvente	6,804
Massa específica aparente da zeólita (a)	ρ _{zeo}	g/m ³	2,0
Concentração inicial de N-NH ₃ na solução (a)	C ₀	mg/L	972
Concentração de N-NH ₃ no equilíbrio (b)	C _e	mg/L	20
Vazão de alimentação	Q	m ³ /d	126
Volume a ser tratado pela coluna até a regeneração	V _{tratado}	m ³	341,25
Tempo de vida útil da coluna (b)	t	d	2,71
Velocidade de fluxo superficial (c)	FS	m ³ /m ² .d	120
Área em planta da coluna	A _c	m ²	1,050
Volume de zeólita na coluna	V _{zeo}	m ³	19,25
Diâmetro	D	m	1,156
Altura da coluna	H	m	18,34

(a) MAURÍCIO (2014);

(b) KARADAG *et al.*. (2008);

(c) CRITTENDEN *et al.* (2012) *apud* SONOBE (2018).

Conforme apresentado na Tabela 6, o volume de zeólita deve ser de 19,25 m³. Assim, duas colunas de 20 m³ seriam necessárias para operação do sistema proposto. As colunas operarão de forma paralela: enquanto uma estiver sofrendo regeneração a outra estará em operação para tratamento do lixiviado previamente tratado por PSMs.

5.2. ESTIMATIVA DE CUSTOS PRELIMINAR DOS PSMS

5.2.1. CAPEX

Os custos de investimento dos processos de microfiltração e nanofiltração são compostos pelos custos de aquisição de membranas e *housings*; bombas; periféricos; construção e montagem; *start-up* do sistema; e custos indiretos associados.

Uma vez que as áreas de membranas necessárias seriam de 99,2 m² e 180,9 m² para os sistemas de MF e NF, respectivamente, e considerando que o custo do m² de membrana polimérica é de US\$ 40,00/m² (PANAGOPOULOS et al., 2021) e a taxa de câmbio de R\$ 5,1147/US\$ (BCB, 2021) o custo de compra das membranas de MF e NF seriam de R\$ 20.298,14 e R\$ 37.013,99, respectivamente.

Uma vez que as membranas seriam importadas, o custo total de aquisição de membranas e *housings* é composto pelo valor pago pela mercadoria somado ao custo de importação. Além disso, o valor pago pela mercadoria é composto por seguros, custos logísticos, etc., os quais não foram considerados nesta análise e cuja soma representa o valor aduaneiro do produto.

As Tabelas 7 e 8 apresentam os impostos, suas alíquotas e os tributos relativos à compra das membranas de MF e NF, respectivamente, considerando o código NCM (84219999) utilizado. Vale ressaltar que as alíquotas associadas aos impostos II, PIS e COFINS incidem sobre o valor aduaneiro, o IPI incide sobre o valor aduaneiro acrescido do tributo referente ao II, e o ICMS incide sobre a soma do valor aduaneiro, II, IPI, PIS, COFINS e a alíquota estadual do ICMS (DALRI-CECATO et al., 2019).

Tabela 7: Impostos incidentes na aquisição das membranas de MF

Imposto	Alíquota (%)	Tributos (R\$)
II	14,00	2.841,74
IPI	8,00	1.851,19
PIS	2,10	426,26
COFINS	9,65	1.958,77
ICMS	20	6.844,03
Total de impostos	-	13.921,99

Tabela 8: Impostos incidentes na aquisição das membranas de NF.

Imposto	Alíquota (%)	Tributos (R\$)
II	14,00	5.181,96
IPI	8,00	3.375,68
PIS	2,10	777,29
COFINS	9,65	3.571,85
ICMS	20	12.480,19
Total de impostos	-	25.386,97

Na Tabela 9 são apresentados os resultados obtidos da estimativa dos custos totais de aquisição das membranas bem como todos os outros custos que compõem o CAPEX dos PSMs.

Tabela 9: Avaliação preliminar do CAPEX referente aos processos com membranas avaliados.

CAPEX		MF	NF
Membranas e housings			
Área de membrana	m ²	99,2	180,9
Custo de membrana por metro quadrado (a)	US\$	40	40
Custo de aquisição das membranas (valor aduaneiro)	US\$	3.968,59	7.236,79
	R\$	20.298,14	37.013,99
Custo de importação	R\$	13.921,99	25.386,97
Custo total de aquisição de membranas	R\$	34.220,14	62.400,96
Bombas e periféricos			
Área de membrana requerida	m ²	99,2	180,9
Custo de aquisição de periféricos por m ² de membrana (b)	US\$/m ²	780,00	780,00
Custo de periféricos (tubulações, válvulas, estruturas, controle e instrumentação)	R\$	395.813,83	721.772,85
Custo de bombas	R\$	118.744,15	216.531,86
Construção e Montagem			
Custo de construção e montagem	R\$	102.911,60	187.660,94
Start-up			
Custo de <i>start-up</i>	R\$	52.135,18	95.069,33
CAPEX direto			
Custos diretos de capital	R\$	703.824,88	1.283.435,95
CAPEX indireto			
Custos indiretos de capital	R\$	70.382,49	128.343,59
CAPEX Total			
Custos totais de capital	R\$	774.207,37	1.411.779,54

(a) PANAGOPOULOS (2021); COUTO *et al.* (2020)

(b) SALEHI *et al.* (2014)

A Figura 15 apresenta a composição relativa dos custos de investimento dos processos de microfiltração e nanofiltração. Cabe ressaltar que a distribuição percentual dos custos foram os mesmos para ambos os processos, portanto a Figura 15 é válida tanto para a MF quanto para a NF.

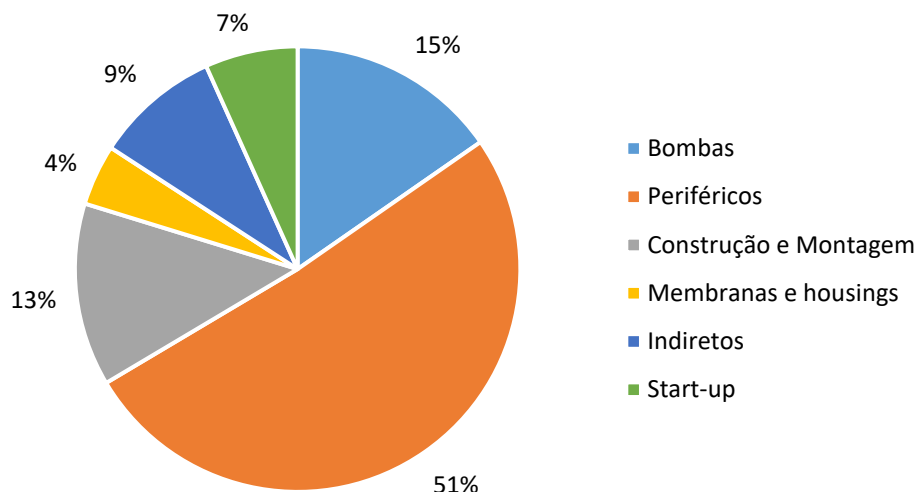


Figura 15: Composição do CAPEX dos PSMs.

O custo de investimento necessário para o tratamento do lixiviado pelo processo de microfiltração e nanofiltração foi de R\$ 774.207,37 e R\$ 1.411.779,54, respectivamente. Para os dois PSMs, o menor custo foi o de aquisição de membranas e *housings* – cerca de 4% do custo total de capital – e o mais expressivo foi o custo de periféricos, representando 51% do CAPEX. É pertinente salientar que os custos referentes aos componentes periféricos – os quais englobam a aquisição de equipamentos, válvulas, tubulações e instrumentação – foram calculados em função da área (m²) de membrana requerida no sistema de filtração.

5.2.2. OPEX

Os custos operacionais dos processos de microfiltração e nanofiltração são compostos pelos custos de consumo energético, manutenção e mão de obra, regeneração das membranas, substituição das membranas e depreciação do investimento. Na Tabela 10 são apresentados os resultados obtidos da estimativa desses custos que compõem o OPEX dos PSMs.

Tabela 10: Avaliação preliminar do OPEX referente aos processos de MF e NF.

OPEX		MF	NF
Consumo energético			
Vazão de alimentação do sistema (a)	m³/s	0,0023 (a)	0,0022
Pressão de operação do módulo (b)	bar	0,5	7
	Pa	50.000	700.000
Eficiência da bomba (c)	%	80	80
Custo do KWh (d)	R\$/kWh	0,57	0,57
Energia diária consumida	kWh	144,6759	1929,1755
Tempo de operação	h/ano	8277,5	8277,5
Custo energético	kWh/ano	28.441,93	379.257,81
Manutenção e mão de obra			
Custo de manutenção e mão de obra	R\$/ano	77.420,74	141.177,95
Regeneração de membranas			
Custo de regeneração das membranas	R\$/ano	271.973,52	285.346,19
Substituição das membranas			
Custo de substituição das membranas	R\$/ano	34.220,14	62.400,96
Depreciação do investimento			
Custo total de capital com exceção ao custo das membranas	R\$	739.987,23	1.349.378,58
Período de depreciação	anos	15	15
Custo anual de depreciação	R\$/ano	49.332,48	89.958,57
Custo operacional total (e)			
OPEX Total	R\$/ano	461.388,80	958.141,50
Custo operacional total (f)			
Custo de substituição das membranas (MRC)	R\$/ano	-	93.830,47
OPEX Total	R\$/ano	-	638.047,20

(a) COMUNICAÇÃO PESSOAL (2020);

(b) MAURÍCIO (2014);

(c) KUCERA (2019);

(d) DE ALMEIDA (2018).

Conforme abordado no item 4.3.1.2.2, duas metodologias foram utilizadas para a avaliação dos custos operacionais do processo de NF: a primeira, desenvolvida por meio de uma análise individual dos custos que compõem o OPEX – mesma proposta realizada na avaliação da MF – e a segunda, baseada na equação proposta por

Samhaber e Nguyen (2014), que relaciona os custos operacionais aos custos de trocas de membranas.

Os custos operacionais para o tratamento de lixiviado pelos processos de MF e NF foram de R\$ 461.388,80/ano e R\$ 958.141,50/ano, respectivamente. Já o custo operacional do processo de NF estimado por meio da equação elaborada por Samhaber e Nguyen (2014) foi de R\$638.047,20/ano, 33% menor que o custo operacional estimado pela outra metodologia. Vale ressaltar que a equação proposta foi definida com base em dados de custos empíricos coletados de diversas plantas de nanofiltração com uma acurácia de $\pm 30\%$, a qual dependeria da qualidade, desempenho técnico e eficiência do processo. Dessa maneira, considerando que a diferença entre os resultados encontrados pelas duas metodologias foi de 33%, pode-se considerar que a equação conseguiu apresentar um resultado condizente com os valores encontrados por meio da outra metodologia, considerando a faixa de incerteza informada pelos autores.

As Figuras 16 e 17 apresentam a composição relativa dos custos de investimento do processo de microfiltração e nanofiltração resumidos na Tabela 9.

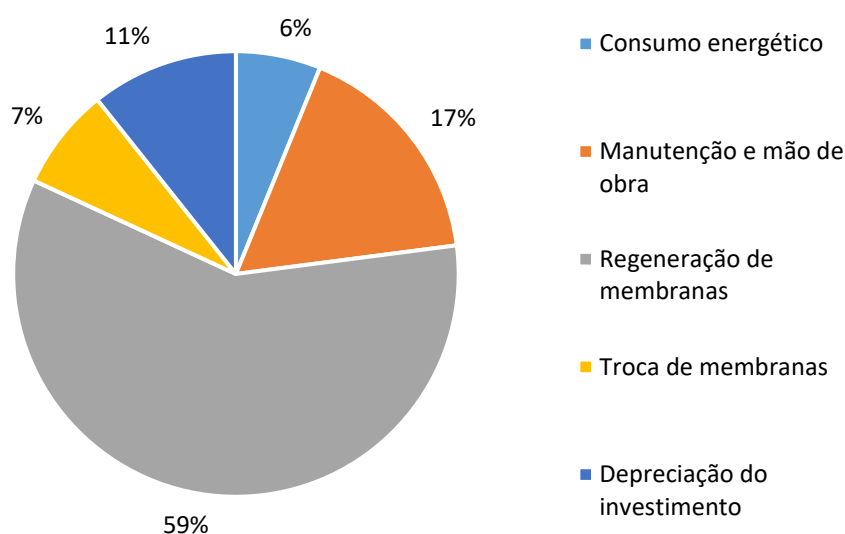


Figura 16: Composição do OPEX do processo de MF.

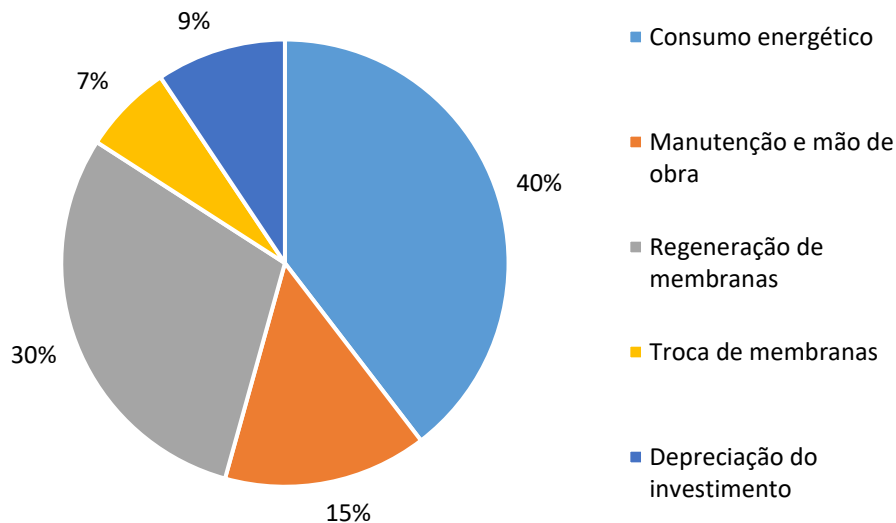


Figura 17: Composição do OPEX do processo de NF.

Para o processo de MF, o custo de regeneração de membranas foi o mais expressivo, com 59% do OPEX, seguido dos custos associados à manutenção e mão de obra, participação em 17% do OPEX. Já na NF, o maior custo maior operacional foi o de consumo energético, o qual correspondia a 40% do OPEX, e o segundo mais significativo foi o de regeneração de membranas, com participação de 30% no custo operacional anual do sistema.

5.2.3. Custo Total (CT)

As Tabelas 11, 12 e 13 apresentam o custo total do tratamento de lixiviado por m³ pelos processos de MF, NF e MF+NF, respectivamente, para diferentes períodos de operação do sistema de tratamento.

Tabela 11: Custo Total por m³ de lixiviado tratado para o processo de MF em diferentes períodos de operação.

Custo Total (CT) - Microfiltração							
Período de Operação	anos	15	20	25	30	35	40
Vazão de alimentação	m ³ /h	8333,33	8333,33	8333,33	8333,33	8333,33	8333,33
Recuperação do PSM	%	70	70	70	70	70	70
Volume de efluente tratado	m ³ /ano	7937,18	7937,18	7937,18	7937,18	7937,18	7937,18
CAPEX	R\$	774.207,37	774.207,37	774.207,37	774.207,37	774.207,37	774.207,37
OPEX	R\$/ano	461.388,80	461.388,80	461.388,80	461.388,80	461.388,80	461.388,80
CT	R\$/m ³	7,81	7,61	7,49	7,42	7,36	7,32

Tabela 12: Custo Total por m³ de lixiviado tratado para o processo de NF em diferentes períodos de operação.

Custo Total (CT) - Nanofiltração							
Período de Operação	anos	15	20	25	30	35	40
Vazão de alimentação	m ³ /h	7,9372	7,9372	7,9372	7,9372	7,9372	7,9372
Recuperação do PSM	%	90	90	90	90	90	90
Volume de efluente tratado	m ³ /ano	45.990	45.990	45.990	45.990	45.990	45.990
CAPEX	R\$	1.411.779,54	1.411.779,54	1.411.779,54	1.411.779,54	1.411.779,54	1.411.779,54
OPEX	R\$/ano	958.141,50	958.141,50	958.141,50	958.141,50	958.141,50	958.141,50
CT	R\$/m ³	22,88	22,37	22,06	21,86	21,71	21,60

Tabela 13: Custo Total por m³ de lixiviado tratado para o processo de MF + NF em diferentes períodos de operação.

Custo Total (CT) - Microfiltração e Nanofiltração							
Período de Operação	anos	15	20	25	30	35	40
CAPEX	R\$	2.185.986,91	2.185.986,91	2.185.986,91	2.185.986,91	2.185.986,91	2.185.986,91
OPEX	R\$/ano	1.419.530,30	1.419.530,30	1.419.530,30	1.419.530,30	1.419.530,30	1.419.530,30
CT	R\$/m ³	30,69	29,98	29,56	29,27	29,07	28,92

O custo total do tratamento de lixiviado pelo processo de microfiltração, nanofiltração e microfiltração seguida de nanofiltração para um período de 15 anos de operação foi de R\$7,81/m³, R\$22,88/m³ e R\$30,69/m³, respectivamente. Além disso, em um período de 40 anos de operação – considerando que o aterro sanitário operaria por 25 anos e a estação de tratamento de lixiviado manteria suas atividades por mais 15 anos após o encerramento do aterramento de resíduos (DE ALMEIDA, 2018) –, o custo do tratamento de lixiviado pelos PSMs seria de R\$ 28,92/m³.

5.3. APLICAÇÃO DE ZEÓLITAS

5.3.1. CAPEX

Na Tabela 14 são apresentados os resultados obtidos da estimativa dos custos totais de investimento no processo de coluna.

Tabela 14: Avaliação preliminar do CAPEX referente ao processo de tratamento com zeólitas.

Colunas		
Custo da coluna de 20 m ³	R\$	52.104,25
Número de colunas	unidade	2
Custo de aquisição das colunas	R\$	104.208,51
Zeólita		
Massa de zeólita	kg	47.746,91
Custo de zeólita por tonelada (a)	US\$/kg	0,16
Custo de aquisição de zeólita	US\$	15.279,01
	R\$	78.147,56
Bombas		
Custo unitário da bomba centrífuga	R\$	1086,58
Número de bombas	unidade	6
Custo de bombas	R\$	6.119,48
Componentes periféricos, construção e montagem		
Custos de válvulas e instrumentos	R\$	37.775,11
Custos de instrumentação	R\$	37.775,11
Custos de instalação de instrumentos	R\$	34.564,23
CAPEX direto		
Custos diretos de capital	R\$	345.642,26
CAPEX indireto		
Custos indiretos de capital	R\$	34.564,23
CAPEX total		
Custos totais de capital	R\$	380.206,29

(a) HAMID *et al.* (2021).

O custo de investimento necessário para o tratamento do lixiviado pelo com zeólitas em colunas de leito fixo foi de R\$ 380.206,49. Considerando que o investimento foi realizado para a operação da coluna durante 15 anos, o custo de capital do processo seria equivalente a R\$ 0,551/m³ (US\$ 0,107).

A Figura 18 apresenta a composição relativa dos custos de investimento.

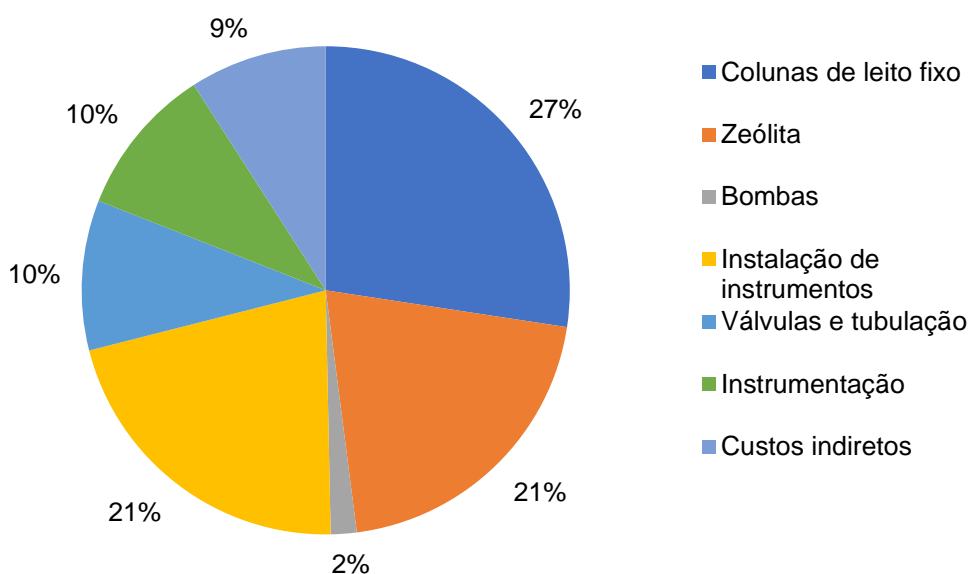


Figura 18: Composição do CAPEX do processo com zeólita.

De acordo com as premissas e hipóteses consideradas nesta análise, os custos das colunas, zeólitas e instalação de instrumentos foram os custos mais expressivos, os quais compuseram juntos compondo 69% do CAPEX.

Foi realizada uma análise de sensibilidade para avaliar o impacto do aumento da capacidade de remoção de N-NH₃ (em mg de N-NH₃ por g de zeólita) na redução da massa de zeólita requerida para o processo, e conseqüentemente, na redução do custo de tratamento. Para uma capacidade de remoção de 16,32 mg/g e 8,34 mg/g – valores obtidos por Karadag *et al.* (2008) para concentrações de N-NH₃ de 200 mg/L e 400mg/L, respectivamente – ocorreria uma redução de massa de zeólita requerida em 58,3% e 18,4% da massa calculada inicialmente com os dados de Maurício (2014). Ademais, essa redução da massa de zeólita ocasionaria uma redução de 48,6% e 14,6% do CAPEX, respectivamente.

5.3.2. OPEX

Na Tabela 15 são apresentados os resultados obtidos da estimativa dos custos totais de investimento no processo de coluna contendo zeólita.

Tabela 15: Avaliação preliminar do OPEX referente ao processo de percolação em leito de zeólita.

Regeneração de zeólita			
Custo de NaCl	C_{NaCl}	R\$/kg	12
Número de regenerações	n_{reg}	Unidade/ano	134,76
Massa de NaCl necessária para uma regeneração	m_{NaCl}	kg	770,11
Custo de regeneração	C_{reg}	R\$/ano	1.245.448,03
Reposição de zeólita			
Custo de aquisição de zeólita		R\$	39.073,78
Número de reposições		Unidade/ano	4
Custo de reposição		R\$	156.295,13
Consumo de energia elétrica			
Vazão de alimentação do sistema (com lixiviado pré-tratado em NF)		m ³ /s	0,001458
Vazão de alimentação do sistema (regeneração)		m ³ /s	0,0010696
Pressão de operação (lixiviado pré-tratado em NF e regeneração)		Pa	176.514,84
Eficiência da bomba		%	80
Energia consumida (com lixiviado pré-tratado em NF)		kWh	321,77
Energia consumida (regeneração)		kWh	236,00
Custo do kWh		R\$/kWh	0,57
Tempo de operação (com lixiviado pré-tratado em NF)		h/ano	8760,00
Tempo de operação (regeneração)		h/ano	1347,69
Custo energético com lixiviado pré-tratado em NF		kWh/ano	1.606.671,17
Custo energético da regeneração		kWh/ano	181.291,72
Manutenção e mão de obra			
Custos de manutenção e mão de obra		R\$	38.020,65
Depreciação do investimento			
Custo de depreciação do investimento		R\$	13.190,03
OPEX total			
Custos totais de operação		R\$	3.240.916,72

O custo operacional necessário para o tratamento do lixiviado pelo processo de adsorção e troca iônica anualmente foi de R\$ 3.240.916,72, isto é, de R\$ 70,47/m³ ou US\$ 13,78/m³ de lixiviado tratado.

A Figura 19 apresenta a composição relativa dos custos de investimento.

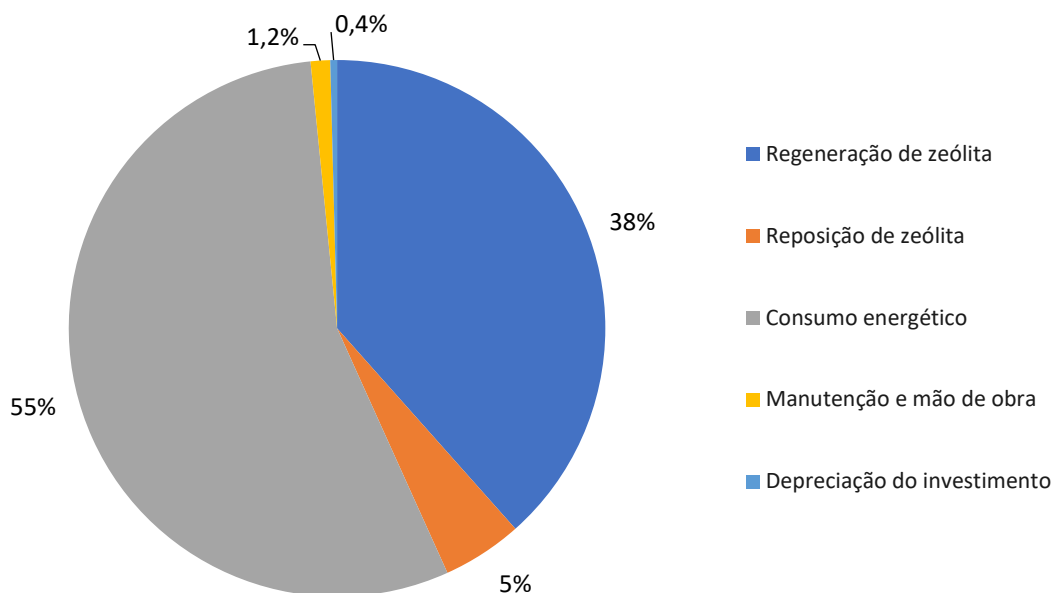


Figura 19: Avaliação preliminar do OPEX referente ao processo de percolação em leito de zeólita.

De acordo com as premissas e hipóteses consideradas nesta análise, o custo de consumo energético foi o mais expressivo, compondo 55% do OPEX, seguido do custo associado a regeneração de membranas, que possuiu 38% de participação na composição do OPEX. Cabe salientar que o custo da regeneração se sobressaiu ao custo de substituição de membranas devido ao elevado número de regenerações requeridas durante o ano. O custo calculado para uma regeneração seria de R\$ 9.241,34, enquanto o custo associado a uma substituição de zeólita seria de R\$ 39.073,78, o que confirma a regeneração como uma prática ambientalmente e economicamente mais viável.

5.3.3. Custo Total

A Tabela 16 apresenta o custo total do tratamento de lixiviado por m³ pelo tratamento com zeólita para diferentes períodos de operação do sistema de tratamento.

Como já abordado no item 5.1.3 deste trabalho, a maior parte dos trabalhos que realizaram uma avaliação econômica preliminar de processos de tratamento de lixiviado apresentaram uma análise econômica do sistema de tratamento proposto, isto é, incluindo várias técnicas de tratamento, e não uma análise individual de cada processo adotado. Por essa razão, a discussão mais detalhada sobre os resultados encontrados será realizada no item 5.3 por meio da avaliação conjunta dos custos da rota de tratamento proposta: MF, NF e aplicação de zeólitas.

Tabela 16: Custo Total por m³ de lixiviado tratado para o processo de adsorção em colunas em diferentes períodos de operação.

Custo Total (CT) – Colunas contendo zeólitas							
Período de Operação	anos	15	20	25	30	35	40
CAPEX	R\$	380.206,49	380.206,49	380.206,49	380.206,49	380.206,49	380.206,49
OPEX	R\$/ano	3.240.916,72	3.240.916,72	3.240.916,72	3.240.916,72	3.240.916,72	3.240.916,72
CT	R\$/m ³	71,02	70,88	70,80	70,75	70,71	70,68

5.4. CUSTOS DO SISTEMA PROPOSTO: MF + NF + ZEÓLITA

A Tabela 17 apresenta o custo total do tratamento de lixiviado por m³ pela rota de tratamento proposta por Maurício (2014): microfiltração seguida de nanofiltração e aplicação de zeólita para diferentes períodos de operação do sistema de tratamento. Considerando o período de operação de 15 anos, o custo de total de tratamento pela rota proposta foi de R\$ 101,71/m³ (US\$19,88/m³).

Tabela 17: Custo Total por m³ de lixiviado tratado para a rota de tratamento proposta (MF + NF + coluna) em diferentes períodos de operação.

Custo Total (CT) – MF + NF + Colunas							
Período de Operação	anos	15	20	25	30	35	40
CAPEX	R\$	2.566.193,40	2.566.193,40	2.566.193,40	2.566.193,40	2.566.193,40	2.566.193,40
OPEX	R\$/ano	6.139.416,55	6.139.416,55	6.139.416,55	6.139.416,55	6.139.416,55	6.139.416,55
CT	R\$/m ³	101,71	100,86	100,36	100,02	99,78	99,60

5.5. ANÁLISE CRÍTICA DOS CUSTOS ASSOCIADOS À ROTA PROPOSTA

5.5.1. PSMs

A predominância dos custos relacionados aos periféricos no CAPEX foi também um resultado obtido por Almeida *et al.* (2020), que na realização de estimativa preliminar de custos para o processo de NF de lixiviado do aterro sanitário de Seropédica (RJ) obteve como resultado o percentual de 73% do CAPEX associado aos componentes periféricos.

Os custos de aquisição de periféricos também se sobressaíram no estudo de Almeida (2018): nesta análise, esses custos chegavam a 36-40% do CAPEX, a depender da referência adotada para o custo do m² de membrana. Por outro lado, o autor encontrou custos indiretos igualmente elevados, os quais representaram 36% do custo total de capital, em contrapartida à participação de 9,1% encontrada neste estudo. Essa elevada diferença entre os custos indiretos estimados neste estudo e o de Almeida (2018) ocorreu devido à importância dada aos custos indiretos: o autor considerou que o custo indireto seria equivalente a 68% dos custos direto – dado proveniente da EPA (2005) – enquanto na

literatura recente (KUCERA, 2019; PANAGOPOULOS, 2021) o valor que tem sido adotado é de 10%, que foi o dado utilizado neste trabalho. Visto que os custos indiretos são compostos pelos custos com terreno, treinamento de equipe, experimentos em menor escala, educação do público, permissão do estado para operação, dentre outros (EPA, 2005), a hipótese de que o custo indireto representa cerca de 10% do custo direto apresenta-se como mais plausível.

Na avaliação preliminar de custos operacionais de NF, De Almeida *et al.* (2020) estimaram que os custos mais elevados eram o de depreciação do investimento e regeneração de membranas, os quais seriam de 42% e 20% respectivamente, e o menor foi o de consumo energético, com participação percentual de 9% do OPEX. Em sua análise, os autores consideraram que a energia requerida para operar o sistema de NF corresponderia a 25% dos custos de aquisição de membranas. Caso fosse adotado no presente estudo a mesma hipótese, o custo de consumo energético da NF corresponderia a 2,6% do OPEX. Dessa maneira, a grande diferença entre as participações do consumo energético no custo operacional entre este trabalho e o realizado por De Almeida *et al.* (2020) pode ser decorrente da premissa empregada de correlação entre o custo energético com o custo de aquisição das membranas, a qual foi mais simplista que as considerações realizadas no presente estudo.

Almeida (2018), em um estudo anterior, avaliou economicamente o processo de coagulação com cal, seguido de NF. Os resultados mostraram que o custo de troca de membranas foi o mais representativo, com uma participação de 39-42% do OPEX, e o custo de consumo energético apresentou-se de forma bem menos expressiva, possuindo somente de 8-9% de participação na composição do OPEX. Cabe ressaltar que o estudo realizado por Almeida (2018) não considerou o custo de consumo energético das bombas de alimentação do sistema de NF, uma vez que o aterro sanitário do estudo de caso já possuía esses equipamentos e assim não seria necessário adquiri-los.

O valor encontrado para o tratamento de lixiviado pelo processo de NF por De Almeida *et al.* (2020) foi de US\$ 8,26/m³, quase o dobro do custo calculado neste estudo, de R\$22,88/m³, cerca de US\$ 4,47/m³.

De acordo com Samhaber e Nguyen (2014), o valor do tratamento de lixiviado por m³ pelo processo de NF pode variar entre US\$3,83/m³ e US\$7,66/m³. Na análise realizada pelos autores, o valor encontrado para o tratamento de efluente têxtil foi de US\$ 5,74/m³ e ainda poderia chegar a US\$4,20/m³ se a planta de tratamento operasse todos os dias do ano; sendo este último valor bem próximo do custo calculado neste trabalho. Contudo, apesar da semelhança entre os valores encontrados, cabe ressaltar que os custos foram

estimados para tratamento de um efluente que apresenta características físico-químicas diferentes do lixiviado, e a composição do efluente é um fator que influencia tanto a eficiência de tratamento de determinado processo, bem como os custos de tratamento.

Na literatura recente existem alguns estudos que avaliaram a aplicação do processo de microfiltração no tratamento de lixiviado de aterro sanitário (REIS *et al.*, 2020; AMARAL *et al.*, 2015; PERTILE, 2013; MORAVIA, 2010; DACANAL, 2006), porém, esses trabalhos não apresentaram uma estimativa econômica para o processo, o que dificulta a análise dos resultados encontrados na avaliação econômica da MF. Ademais, a maior parte dos trabalhos presentes na literatura que realizaram uma estimativa preliminar de custos dos PSMs, apresentaram uma análise econômica do sistema de tratamento proposto, isto é, incluindo outras técnicas de tratamento, e não uma análise individual de cada processo adotado.

5.5.2. Aplicação de Zeólita

Lange *et al.* (2009) realizaram uma avaliação econômica de processo oxidativo avançado (POA), processo físico-químico assim como a aplicação de zeólitas, para um sistema com capacidade de 10 m³/d e obtiveram como resultado um custo de investimento de R\$1,095 por m³ lixiviado tratado, valor quase duas vezes maior que ao encontrado neste trabalho para o processo com zeólitas.

Gupta e Singh (2007) apresentaram que o custo de investimento de tratamento biológico anaeróbico seguido de processo físico-químico seria de US\$ 0,538/m³ a US\$ 0,92/m³. Considerando os resultados apresentados por YANGIN *et al.* (2002) do custo de capital do tratamento anaeróbico ser menor de US\$0,1/m³, o custo de processos físico-químicos seria de cerca de 0,438/m³ a US\$ 0,82/m³, valores maiores que o encontrado neste estudo, de US\$ 0,107.

Leite *et al.* (2009) ao avaliar o sistema de torres de recheio para a eliminação de amônia – mesmo objetivo da aplicação de zeólitas – obtiveram um custo operacional maior que o resultado deste estudo, entre R\$ 74,90 a R\$ 152,80 por m³ de lixiviado tratado. No entanto, Kattel *et al.* (2016) estimaram custos operacionais menores para o tratamento de lixiviado com outros processos físico-químicos, tais como, foto-Fenton e ozonização, que resultaram em US\$ 2,06–9,60 e US\$ 7,06 por m³ de lixiviado tratado, respectivamente.

Grande parte dos custos operacionais relacionados ao processo, tais como custos trabalhistas, custos de energia e custos de capital amortizados, dentre outros, permanecem

desconhecidos, e esse ponto aumenta a dificuldade em avaliar o custo real para tratar cada unidade de volume de lixiviado pelo processo com zeólitas (DANACI *et al.* 2021).

5.5.3. MF + NF + Aplicação de Zeólita

Amaral *et al.* (2016) avaliaram economicamente o tratamento de lixiviado de aterro sanitário por meio de processo de *air stripping* seguido de MBR e nanofiltração e encontraram que o custo do tratamento seguindo a rota proposta seria de US\$ 8,60/m³, cerca de 1/3 do custo total obtido neste trabalho.

De Almeida e Campos (2020) realizaram uma estimativa preliminar dos custos de uma rota de tratamento de lixiviado composta por coagulação/floculação com cal e *air stripping*, seguido de nanofiltração. O custo total do processo de tratamento com cal – que proporcionou a remoção de aproximadamente 99% da concentração inicial de N-NH₃ presente no lixiviado e o enquadrado no padrão de descarte para nitrogênio amoniacal de 20 mg/L estabelecido pela CONAMA nº 430/2011 – foi de R\$6,29/m³, sendo composto por R\$0,53/m³ de custo de capital e R\$5,76 de custo operacional ao ano.

Assim, o custo do processo com zeólitas calculado neste trabalho, que visava especificamente a remoção de N-NH₃, foi quase 17 vezes maior que o custo estimado por De Almeida e Campos (2020) no processo de tratamento por cal. Ademais, os autores estimaram que o custo total do tratamento de lixiviado seria de R\$46,42-50,14/m³, 63% menor que o custo de tratamento estimado no presente trabalho.

De Almeida *et al.* (2020) realizaram uma estimativa preliminar do processo de osmose inversa (OI) também aplicada ao tratamento de lixiviado de aterro sanitário, e obteve como resultado o custo de US\$ 8,53/m³. Vale ressaltar que devido à alta eficiência de remoção de contaminantes – a qual, de acordo com Cingolani *et al.* (2018), pode remover até mais de 99% dos poluentes presentes no lixiviado, a OI é um processo preferível a outras tecnologias de tratamento.

Diversas plantas de tratamento de lixiviado têm realizado o processo de tratamento apenas por meio do emprego de PSMs, principalmente a osmose inversa. Segundo Sir *et al.* (2012), no início da década de 2010, mais de 100 plantas de tratamento de lixiviado de aterro sanitário possuíam um sistema de OI na Europa, América do Norte e extremo leste. Ademais, diversos aterros no Brasil também têm adotado PSM para o tratamento do lixiviado, tais como os aterros de Seropédica (RJ), São Gonçalo (RJ), Gramacho (RJ), Campos (RJ), Rio Claro (SP) e Osasco (SP) (DE ALMEIDA *et al.*, 2020).

Apesar da remoção insuficiente de nitrogênio amoniacal para o enquadramento do lixiviado no padrão de descarte das legislações ambientais ainda permanecer como um fator limitante para a adoção de somente PSMs no tratamento de lixiviado – como visto na literatura (MOHHAMAD *et al.*, 2004; KOŠUTIĆ *et al.*, 2014; AMARAL *et al.*, 2016; ALMEIDA *et al.*, 2019) e também um dos resultados encontrados por Maurício (2014) –, essa limitação têm sido contornada por meio da intensificação dos PSMs através da aplicação de dois ou mais passos de filtração (DE ALMEIDA *et al.*, 2020), ou ainda pela otimização dos processos.

Dessa maneira, uma vez que o custo operacional do processo de aplicação de zeólitas em colunas foi mais expressivo que os custos operacionais dos PSMs, além de que, de forma geral, o processo apresentou um custo maior por m³ de lixiviado tratado, uma possível estratégia para o sistema de tratamento proposto e avaliado neste estudo é um investimento na intensificação dos PSMs, e utilização da coluna com zeólita somente quando, mesmo com a intensificação dos PSMs, a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal fosse insuficiente para o atendimento dos padrões de descarte.

Além disso, o emprego de mais de uma etapa de filtração do lixiviado resultará na geração de um permeado de maior qualidade, o que ocasionará em uma menor exigência das colunas de zeólitas, devido à alimentação da coluna com um efluente já com menores concentrações de N-NH₃ e outros compostos que podem competir com o N-NH₃ no processo de troca iônica, e conseqüentemente, uma redução do custo operacional, principalmente em decorrência da necessidade de um número menor de regenerações durante o ano.

6. CONCLUSÕES

O presente estudo realizou uma estimativa preliminar dos custos de uma rota tecnológica de tratamento de lixiviado de um aterro sanitário avaliada tecnicamente por Maurício (2014) e composta pelo emprego de dois processos de separação com membranas, microfiltração e nanofiltração, seguido da aplicação de zeólitas em colunas de leito fixo. Cabe ressaltar que os dados operacionais relacionados aos processos, necessários para o dimensionamento e cálculo dos custos das unidades de tratamento, foram obtidos, sempre que disponíveis, do estudo elaborado por Maurício (2014), e quando não existiam no trabalho, foram obtidos de trabalhos da literatura, como Karadag *et al.* (2008).

Para o caso estudado, o processo de microfiltração operaria com uma vazão de alimentação (neste caso, a vazão média diária de geração de lixiviado) de 200 m³/d, com eficiência de recuperação do processo de microfiltração de 90% e fluxo permeado médio de 80 L/m².h, e o custo total desse processo por m³ de lixiviado tratado foi de R\$ 7,81/m³ de lixiviado tratado. Cabe salientar que o *fouling* permanece como o principal limitante técnico e econômico dos PSMs – seja MF ou NF – e neste caso incidirá de forma mais intensa no processo de MF, visto que ele é a primeira etapa da rota de tratamento proposta e receberá o lixiviado bruto. Assim, é possível que o percentual de recuperação de membrana durante a operação do sistema não seja tão elevado quanto o adotado neste trabalho e que sejam requeridas um número maior de limpezas químicas, o que aumentaria o custo operacional do sistema.

Já o processo de nanofiltração operaria com uma vazão de alimentação (neste caso, a vazão do permeado da MF) de 180 m³/d, com eficiência de recuperação do processo de microfiltração de 70% e fluxo permeado médio de 80 L/m².h. O custo total calculado para esse PSM foi de R\$ 22,88/m³ de lixiviado tratado. O custo operacional da NF foi calculado por meio de duas metodologias – uma mais detalhada, com a avaliação de todos os itens que compunha o OPEX, e a outra um pouco mais simplista, por meio do uso de uma equação de Samhaber e Nguyen (2014) – e a diferença encontrada entre os valores foi de 33%. Uma vez que os autores estimaram uma acurácia de $\pm 30\%$ nos dados obtidos, considerou-se que os resultados das duas metodologias foram compatíveis.

A aplicação de zeólita definida neste trabalho foi por meio da sua utilização em colunas de leito fixo. As colunas foram dimensionadas para uma vazão de alimentação (neste caso, a vazão do permeado da NF) de 126 m³/d, e com o lixiviado apresentando uma concentração de 972 mg/L de N-NH₃, visando atingir a concentração de N-NH₃ de 20 mg/L

determinado como padrão de descarte pela Resolução CONAMA nº 430/2011. O custo total associado ao processo de coluna de zeólitas foi de R\$ 71,02/m³ de efluente tratado, custo semelhante a outros trabalhos da literatura que avaliaram economicamente o tratamento de lixiviado por processos físico-químicos. No entanto, o custo obtido deste processo foi consideravelmente maior que o encontrado nos dois PSMs.

Os PSMs são sistemas compactos, que podem ser dispostos em estruturas móveis e com custos de construção e terreno menores, que corrobora com a redução de custos investimento do processo, e que resultam em um efluente com elevada eficiência na remoção de matéria orgânica recalcitrante e ainda nitrogênio amoniacal, para o caso da OI. Considerando os resultados encontrados neste trabalho, identificou-se que uma estratégia para a rota proposta é a intensificação dos PSMs e o emprego das colunas com zeólitas como um sistema auxiliar de tratamento em uma situação emergencial, isto é, em um cenário no qual os PSMs adotados não fossem capazes de enquadrar o efluente no padrão de NH₃ para o lançamento em corpos d'água.

O custo total da rota tecnológica proposta por m³ de lixiviado tratado foi de R\$ 101,71 com um horizonte de planejamento e operação de 15 anos de operação e seria reduzido para R\$ 99,60 em um período de 40 anos.

Vale ressaltar que este trabalho visou à realização de um levantamento econômico preliminar, que é uma etapa importante na tomada de decisão na concepção de um projeto, mas que, por outro lado, é uma estimativa de custos com um grau de incerteza associado. Portanto, caso opte-se por prosseguir com a implementação da rota de tratamento de lixiviado analisada, para trabalhos futuros, é fundamental um detalhamento mais profundo dos processos, implementação e avaliação de uma escala piloto, levantamento e utilização de dados mais precisos para o dimensionamento dos equipamentos, além da realização de orçamentos com possíveis fornecedores, a fim de estimar os custos com maior precisão.

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.
- AFONSO, B. W.; REIS, H. S.; SILVA, L. C. **Avaliação Econômica de Diferentes Processos para Remoção de Amônia de Lixiviados de Aterros Sanitários**. 2011. 79 f. Monografia (Graduação) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2011.
- AHMED, F. N.; LAN, C. Q. Treatment of landfill leachate using membrane bioreactors: a review. *Desalination*, v. 287, p. 41-54, 2012.
- AKSU, Z.; DÖNMEZ, G. A comparative study on the biosorption characteristics of some yeasts for Remazol Blue reactive dye. *Chemosphere*, v. 50, p. 1075–1083, 2003.
- AL-MALACK, M. H. Technical and economic aspects of crossflow microfiltration. *Desalination*, v. 155, pp. 89-94, 2003.
- ALMEIDA, R. **Aplicação de Cal e Nanofiltração no Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário: Avaliação Tecnológica e Estimativa de Custos**. 2018. 182 f. Dissertação (Mestrado) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2018.
- 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.
- AMARAL, M. C. S.; FERREIRA, C. F. A.; LANGE, L. C.; AQUINO, S. F. Characterization of Landfill Leachates by Molecular Size Distribution, Biodegradability, and Inert Chemical Oxygen Demand. *Water Environment Research*, v. 81, n. 5, p. 499-505, 2009.
- AMARAL, M. C. S.; PEREIRA, H. V.; NANI, E.; LANGE, L. C.; Treatment of landfill leachate by hybrid precipitation/microfiltration/nanofiltration process. *Water Science And Technology*, v. 72, n. 2, p. 269-276, 2015.

ANFRUNS, A.; GABARRÓ J.; GONZALEZ-OLMOS R.; PUIG S.; BALAGUER M. D.; COLPRIM J. Coupling anammox and advanced oxidation-based technologies for mature landfill leachate treatment. **Journal Of Hazardous Materials**, v. 258-259, p. 27-34, 2013.

ANIS, S. F.; HASHAIKEH, R.; HILAL, N. Microfiltration membrane processes: a review of research trends over the past decade. **Journal Of Water Process Engineering**, v. 32, 2019.

ARIAS, M. F. C.; BRU, L. V. I.; RICO, D. P.; GALVAÑ, P. V. Approximate cost of the elimination of boron in desalinated water by reverse osmosis and ion exchange resins. **Desalination**, v. 273, n. 2-3, p. 421-427, 2011.

AZIZ, H. A.; NOOR, A. F. M.; KEAT, Y. W.; ALAZAIZA, M. Y. D.; HAMID, A. A. Heat Activated Zeolite for the Reduction of Ammoniacal Nitrogen, Colour, and COD in Landfill Leachate. **International Journal Of Environmental Research**, v. 14, n. 4, p. 463-478, 2020.

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

BAKER, R.W. **Membrane Technology and Applications**. 3 ed. Inglaterra: John Wiley & Sons, 2012. 583 p.

BASTOS, F. A. **Estudo da remoção de Nitrogênio Amoniacal por processo de arraste com ar (air stripping) em lixiviado de Aterro Sanitário**. 2011. 166 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2011.

BCB, 2021. Banco Central do Brasil. Calculadora do Cidadão. Disponível em: <<https://www3.bcb.gov.br/CALCIDADAOPUBLICO/exibirFormCorrecaoValores.do?method=exibirFormCorrecaoValores>>. Acesso em: 15 jun. 2021.

BCB, 2021. Banco Central do Brasil. Taxas de Câmbio. Disponível em: <<https://www.bcb.gov.br>>. Acesso em: 03 jun. 2021.

BEEBE, D. A.; CASTLE, J. W.; RODGERS, J. H. Treatment of ammonia in pilot-scale constructed wetland systems with clinoptilolite. **Journal Of Environmental Chemical Engineering**, v. 1, n. 4, p. 1159-1165, 2013.

BNDES. **Análise das diversas tecnologias de tratamento e disposição final de resíduos sólidos urbanos no Brasil, Europa, Estados Unidos e Japão**. Grupo de Resíduos Sólidos, Universidade Federal de Pernambuco, Jaboatão dos Guararapes, 2014.

BOSCO, S. M.; JIMENEZ, R. S.; CARVALHO, W. A. Aplicação da zeólita natural esolecita na remoção de metais pesados de efluentes industriais: competição entre os cátions e processo de dessorção. **Eclética Química**, v. 29, n. 1, p. 47-56, 2004.

BOYER, T. H. Physical–Chemical Processes for Nitrogen Removal. **Comprehensive Water Quality And Purification**, v. 3, p. 163-195, 2014.

BRACEIRO, A. P. S. **Utilização da Tecnologia de Separação por Membranas na Reabilitação de Sistemas de Tratamento de Água**. 2014. 142 f. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa, Lisboa, 2014.

BRAGA, A. A. C.; MORGON, N. H. Descrições estruturais cristalinas de zeólitos. **Química Nova**, v. 30, n. 1, p. 178-188, 2007.

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> . Acesso em: 21 out. 2020.

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: 03 nov. 2020.

BRASIL. SNIS. **Diagnóstico do Manejo de Resíduos Sólidos Urbanos – 2018**. Brasília, 247 f., 2019.

CAMPOS, J. C.; MOURA, D.; COSTA, A. P.; YOKOYAMA, L.; ARAUJO, F. V. F.; CAMMAROTA, M. C.; CARDILLO, L.; Evaluation of pH, alkalinity and temperature during air stripping process for ammonia removal from landfill leachate. **Journal Of Environmental Science And Health, Part A**, v. 48, n. 9, p. 1105-1113, 2013.

CARVALHO, C. V. M.; CAMARGO, A. J.; CAMPOS, J. D. R.; SOUZA, J. A. R.; MOREIRA, D. A. Zeólita clinoptilolita: estudo da sua interação com íon cálcio usando dinâmica molecular de Car-Parrinello. **Multi-Science Journal**, v. 1, n. 1, p. 115-119, 2015.

COSTA, A. M.; ALFAIA, R. G. S. M.; CAMPOS, J. C. Landfill leachate treatment in Brazil – An overview. **Journal Of Environmental Management**, v. 232, pp. 110-116, 2019.

CINGOLANI, D.; FATONE, F.; FRISON, N.; SPINELLI, M.; EUSEBI, A. L. Pilot-scale multi-stage reverse osmosis (DT-RO) for water recovery from landfill leachate. **Waste Management**, v. 76, p. 566-574, 2018.

COUTO, C. F.; SANTOS, A. V.; AMARAL, M. C. S.; LANGE, L. C.; ANDRADE, L. H.; FOUREAUX, A. F. S.; FERNANDES, B. S. Assessing potential of nanofiltration, reverse osmosis and membrane distillation drinking water treatment for pharmaceutically active compounds (PhACs) removal. **Journal Of Water Process Engineering**, v. 33, p. 1-12, 2020.

CUEVAS, L. A. S. **Adsorção de Corantes em Turfa de Origem Magalhânica**. 2011. 224 f. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Química. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2011.

DACANAL, M. **Tratamento de Lixiviado Através de Filtro Anaeróbio Associado a Membrana de Microfiltração**. 2006. 142 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Materiais. Universidade de Caxias do Sul, Caxias do Sul, 2006.

DALRI-CECATO, L.; BATTISTELLI, A. A.; SCHNEIDER, E. E.; HASSEMER, M. E. N.; LAPOLLI, F. R. Estimativa dos custos de operação de um biorreator a membrana. **Revista Dae**, v. 67, n. 217, p. 90-102, 2019.

DANACI D; WEBLEY P. A.; PETIT C. Guidelines for Techno-Economic Analysis of Adsorption Processes. **Front. Chem. Eng**, v. 2, p.1-11, 2021.

DE ALMEIDA, R.; BILA, D. M.; QUINTAES, B. R. CAMPOS, J. C. Cost estimation of landfill leachate treatment by reverse osmosis in a Brazilian landfill. **Waste Management & Research: The Journal for a Sustainable Circular Economy**, v. 38, n. 10, p. 1087-1092, 2020.

DE ALMEIDA, R.; COSTA, A. M.; OROSKI, F. A; CAMPOS, J. C. Evaluation of coagulation–flocculation and nanofiltration processes in landfill leachate treatment. **Journal Of Environmental Science And Health, Part A**, v. 54, n. 11, p. 1091-1098, 2019.

DE ALMEIDA, R.; COUTO, J. M. S.; GOUVEA, R. M.; OROSKI, F. A.; BILA, D. M., QUINTAES, B. R.; CAMPOS, J. C. Nanofiltration applied to the landfill leachate treatment and preliminary cost estimation. **Waste Management & Research: The Journal for a Sustainable Circular Economy**, v. 38, n. 10, p. 1119-1128, 2020.

DE ALMEIDA, R; CAMPOS, J. C. Análise tecnoeconômica do tratamento de lixiviado de aterro sanitário. **Revista Ineama**, v. 8, n. 1, p. 6-27, 2020.

EL-FADEL, M.; BOU-ZEIDA, E.; CHAHINEB, W.; ALAYLIC, 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.

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

European Environmental Agency. **Diversion of waste from landfill in Europe**. 2020. Disponível em: <<https://www.eea.europa.eu/data-and-maps/indicators/diversion-from-landfill-1/assessment>>. Acesso em: 12 dez. 2020

EZUGBE, E. O.; RATHILAL, S. Membrane Technologies in Wastewater Treatment: a review. **Membranes**, v. 10, n. 5, p. 89. 2020.

FAGNANI, H. M.; DEOLIN, M. E.; BARRO, M. A. S. D; ARROYO, P. A. Identificação dos mecanismos de sorção em zeólita NaY e sílica gel. **Revista Matéria**, v.22, n. 03, 2017.

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

FERRAZ, F. M.; POVINELLI, J.; VIEIRA, E. M. Ammonia removal from landfill leachate by air stripping and absorption. **Environmental Technology**, v. 34, n. 15, p. 2317-2326, 2013.

FERREIRA, C. M. D. A. **O equilíbrio econômico-financeiro das distribuidoras de energia elétrica brasileiras nas demonstrações contábeis**. 2009. 180 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Controladoria e Contabilidade. Faculdade de Economia, Administração e Contabilidade de Ribeirão Preto. Universidade de São Paulo, Ribeirão Preto, 2009.

FERREIRA, P. A. S. **Remoção de Nitrogênio Amoniacal de Lixiviado de Aterro Sanitário por Processos de Adsorção**. 2014. 145 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental. Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2014.

FLECK, E. **Sistema Integrado por Filtro Anaeróbio, Filtro Biológico de Baixa Taxa e Banhado Construído Aplicado ao Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário**. 2003. 177 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2003.

FOO, K.Y.; HAMEED, B.H. An overview of landfill leachate treatment via activated carbon adsorption process. **Journal Of Hazardous Materials**, v. 171, n. 1-3, p. 54-60, 2009.

GASPAR, A. T. F. S. **Bioadsorção de Cromo Em Algas Marinhas Utilizando Coluna Extratora**. 2003. 145 f. Dissertação (Mestrado) – Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia Química. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2003.

GENETHLIOU, C.; TRIANTAPHYLLIDOU, I. E.; GIANNAKIS, D.; PAPAYIANNI, M.; SYGELLOU, L.; TEKERLEKOPOULOU, A. G.; KOUTSOUKOS, P.; VAYENAS, D. V. Simultaneous removal of ammonium nitrogen, dissolved chemical oxygen demand and color from sanitary landfill leachate using natural zeolite. **Journal Of Hazardous Materials**, v. 406, 2021.

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 Ingenieria Sanitaria y Ambiental. Cancun, México. 2002.

GOMES, D. A. A. **Adsorção de N-parafinas na faixa de C10 a C13 sobre materiais microporosos**. 2014. 114 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2014.

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.

HALIM, A. A.; AZIZ, H. A.; JOHARI, M. A. M.; ARIFFIN, K. S. Comparison study of ammonia and COD adsorption on zeolite, activated carbon and composite materials in landfill leachate treatment. **Desalination**, v. 262, n. 1-3, p. 31-35, 2010.

HAMID, M. A. A.; AZIZ, H. A.; YUSOFF, M. S.; REZAN, S. A. A continuous clinoptilolite augmented SBR-electrocoagulation process to remove concentrated ammonia and colour in landfill leachate. **Environmental Technology & Innovation**, v. 23, p. 1-62, 2021.

INCE, M.; SENTURK, E.; ENGIN, G. O.; KESKINLER, B. Further treatment of landfill leachate by nanofiltration and microfiltration–PAC hybrid process. **Desalination**, v. 255, n. 1-3, p. 52-60, 2010.

Instituto de Pesquisa Econômica Aplicada (IPEA). **Diagnóstico dos Resíduos Sólidos Urbanos**. 2012. Disponível em: <https://www.ipea.gov.br/portal/images/stories/PDFs/relatoriopesquisa/121009_relatorio_residuos_solidos_urbanos.pdf>. Acesso em: 21 ago. 2020.

KANG, K. H.; SHIN, H. S.; PARK, H. Characterization of humic substances present in landfill leachates with different landfill ages and its implications. **Water Research**, v. 36, n. 16, p. 4023-4032, 2002.

KARADAG, D.; TOK, S.; AKGUL, E.; TURAN, M.; OZTURK, M.; DEMIR, A. Ammonium removal from sanitary landfill leachate using natural Gördes clinoptilolite. **Journal Of Hazardous Materials**, v. 153, n. 1-2, p. 60-66, 2008.

KATTEL, E.; KIVI, A.; KLEIN, K.; TENNO, T.; DULOVA, N.; TRAPIDO, M. Hazardous waste landfill leachate treatment by combined chemical and biological techniques. **Desalination And Water Treatment**, v. 57, n. 28, p. 13236-13245, 2015.

KAWAHIGASHI, F.; MENDES, M. B.; JUNIOR, V. G. A.; GOMES, V. H.; FERNANDES, F.; HIROOKA, E. Y.; KURODA, E. K.; Pós-tratamento de lixiviado de aterro sanitário com carvão ativado. **Engenharia Sanitaria e Ambiental**, v. 19, n. 3, p. 235-244, 2014.

KAZA, S.; YAO, L.; BHADA-TATA, P.; WOERDEN, F. V. **What a Waste 2.0 A Global Snapshot of Solid Waste Management to 2050**. 1 ed. Washington, DC, World Bank Publications, 2018. 295 p.

KJELDSEN, P.; 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.

KŐSUTIĆ, K.; DOLAR, D.; STRMECKY, T. Treatment of landfill leachate by membrane processes of nanofiltration and reverse osmosis. **Desalination And Water Treatment**, v. 55, n. 10, p. 2680-2689, 2014.

KUCERA, J. **Desalination: Water from Water**. 2 ed. Beverly: Scrivener Publishing LLC, 775 p., 2019.

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.

LIM, C. K.; SEOW, T. W.; NEOH, C. H.; NOR, M. H. M.; IBRAHIM, Z.; WARE, I.; SARIP, S. H. M. Treatment of landfill leachate using ASBR combined with zeolite adsorption technology. **3 Biotech**, v. 6, n. 2, p. 1-6, 2016.

LOUVISSE, A. T. **Avaliação da Aplicação do Processo de Ultrafiltração no Tratamento de Água do Rio Paraíba do Sul**. 2017. 104 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2017.

LUZ, A. B. **Zeólitas: propriedades e usos industriais**. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 35 p., 1995.

MAROUN, C. A., **Manual de Gerenciamento de Resíduos – Guia de Procedimento Passo a Passo**. 2 ed. Sistema FIRJAN, 16 p., 2019.

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, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

METCALF e EDDY. **Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos**. 5 ed. Porto Alegre: McGraw Hill book, 2008 p., 2016.

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

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**. 2010. 237 f. Tese (Doutorado) – Programa de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.

MULDER, M. **Basic Principles of Membrane Technology**. 1 ed. Dordrecht: Kluwer Academic Publishers, 374 p. 1991.

NASCIMENTO, R. F.; LIMA A. C. A.; VIDAL, C. B.; MELO, D. Q.; RAULINO, G. S. C. **ADSORÇÃO: aspectos teóricos e aplicações ambientais**. 2 ed. Fortaleza: Imprensa Universitária da Universidade Federal do Ceará (UFC), 309 p., 2020.

NUNES, R. F. **Utilização de Processos de Separação com Membranas para Purificação e Reúso da Água de Lavadoras de Roupa**. 2018. 141 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2018.

ORLANDO, L. M. **Avaliação de Desempenho da Estação de Tratamento de Lixiviado da Central de Tratamento de Resíduos da Zona da Mata – Juiz de Fora/MG**. 2014. 69 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Ambiental e Sanitária, Faculdade de Engenharia da UFJF, Universidade Federal de Juiz de Fora, Juiz de Fora, 2014.

PANAGOPOULOS, A. Beneficiation of saline effluents from seawater desalination plants: fostering the zero liquid discharge (zld) approach - a techno-economic evaluation. **Journal Of Environmental Chemical Engineering**, v. 9, n. 4, p. 1-44, 2021.

PATEL, H. Fixed-bed column adsorption study: a comprehensive review. **Applied Water Science**, v. 9, n. 3, 2019.

PAUZAN, M. A. B.; PUTEH, M. H.; YUZIR, A.; OTHMAN, M. H. D.; WAHAB, R. A.; ABIDEEN, M. Z. "Optimizing Ammonia Removal from Landfill Leachate Using Natural and Synthetic Zeolite Through Statically Designed Experiment." **Arabian Journal For Science And Engineering**, v. 45, n. 5, p. 3657-3669, 2019.

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.; ZANINI, M.; BALDASSO, C.; ANDRADE, M. Z.; TESSARO, I. C.; Evaluation of membrane microfiltration fouling in landfill leachate treatment. **Revista Matéria**, v. 23, n. 01, 2018.

PERTILE, C. **Avaliação de Processos de Separação por Membranas como Alternativas no Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário**. 2013. 127 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2013.

PIETROBELLI, J. M. T. A. **Avaliação do Potencial de Biossorção dos Íons Cd (II), Cu (II) E Zn (II) pela Macrófita Egeria Densa**. 2007. 98 f. Dissertação (Mestrado) – Programa

de Pós-Graduação em Engenharia Química. Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Toledo, 2007.

QUEIROZ, L. M.; AMARAL, M. S.; MORITA, D. M.; YABROUDI, S. C.; SOBRINHO P.A. Aplicação de processos físico-químicos como alternativa de pré e pós-tratamento de lixiviados de aterros sanitários. **Eng. Sanit. Ambient.**, v. 16, n. 4, 2011.

REIS, B.G.; SILVEIRA, A.L.; LEBRON, Y.A.R.; MOREIRA, V.R.; TEIXEIRA, L.P.T.; OKUMA, A.A.; AMARAL, M.C.s.; LANGE, L.C. Comprehensive investigation of landfill leachate treatment by integrated Fenton/microfiltration and aerobic membrane bioreactor with nanofiltration. **Process Safety And Environmental Protection**, v. 143, p. 121-128, 2020.

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

RESENDE, N.G. A. M.; MONTE, M. B. M.; PAIVA, P. R. P. Zeólitas Naturais. *In*: LUZ, A. B.; LINS, F. A. F. **Rochas & minerais Industriais: usos e especificações**. 2.Ed. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2008. 889-915 p.

RESHADI, M. A. M; BAZARGAN, A.; MCKAY, G. A review of the application of adsorbents for landfill leachate treatment: focus on magnetic adsorption. **Science Of The Total Environment**, v. 731, 2020.

RIBAS, M. C. **Remoção de Corantes Têxteis pelo Processo de Adsorção Utilizando Carvão Ativado Produzido a partir de Subprodutos Agroindustriais - Estudos em Batelada e Coluna de Leito Fixo**. 2016. 154 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2016.

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, n. 3, p. 4805-4810, 2014.

SAMHABER, W. M.; NGUYEN, M. T. Applicability and costs of nanofiltration in combination with photocatalysis for the treatment of dye house effluents. **Beilstein Journal Of Nanotechnology**, v. 5, p. 476-484, 2014.

SCHNEIDER, R. P.; TSUTIYA, M. T. **Membranas filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reúso**. São Paulo: ABES, 233 p., 2001.

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.

SHADI, A. M. H.; KAMARUDDIN, M. N.; NIZA, N. M.; EMMANUEL, M. I.; ISMAIL, N.; HOSSAIN, S. Effective removal of organic and inorganic pollutants from stabilized sanitary landfill leachate using a combined Fe₂O₃ nanoparticles/electroflotation process. **Journal Of Water Process Engineering**, v. 40, p. 1-9, 2021.

SILVA, F. A. **Desenvolvimento de Membranas Cerâmicas Tubulares a partir de Matérias-Primas Regionais para Processo de Microfiltração**. 2009. 163 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos. Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2009.

SILVA, N. C. M. **Avaliação do Processo de Nanofiltração Integrado ao Biorreator com Membranas Inoculado com Leveduras para Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário**. 2017. 90 f. Dissertação (Mestrado) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 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.

SINGH, R.; PURKAIT, M. K. Microfiltration Membranes. **Membrane Separation Principles And Applications**, p. 111-146, 2019.

SIQUEIRA, P. F. **Utilização de Resina de Troca Iônica para o Tratamento de Licor de Lixiviação Contendo Níquel e Cobalto (Adsorção)**. 2010. 94 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Materiais, REDEMAT, Ouro Preto, 2010.

SONG, J.; ZHANG, W.; GAO, J.; HU, X.; ZHANG, C.; HE, Q.; YANG, F.; WANG, H.; WANG, X.; ZHAN, X. A pilot-scale study on the treatment of landfill leachate by a composite biological system under low dissolved oxygen conditions: performance and microbial community. **Bioresource Technology**, v. 296, p. 1-38, 2020

SONOBE, H. G. **Remoção de Microcistina por Filtros de Carvão Ativado Granular: Aplicação de Modelos Matemáticos para Obtenção de Parâmetros de Dimensionamento**. 2018. 96 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento. Universidade de São Paulo, São Carlos, 2018.

SOUTO G. D'A. B. **Lixiviado de aterros sanitários brasileiros – estudo de remoção do nitrogênio amoniacal por processo de arraste com ar (“stripping”)**. 2009. 371 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2009.

SOUZA, J. **Obtenção de Membranas Cerâmicas Utilizando Matérias-Primas Regionais e Alternativas para Uso em Tratamento de Água**. 2016. 134 f. Tese (Doutorado) - Programa de Pós-Graduação em Ciência e Engenharia de Materiais. Universidade da Paraíba, João Pessoa, 2016.

TEMEL, F. A.; KULEYIN, A. Ammonium removal from landfill leachate using natural zeolite: kinetic, equilibrium, and thermodynamic studies. **Desalination And Water Treatment**, v. 57, n. 50, p. 23873-23892, 2016.

TORRES, R. C. **Estudo do Tratamento Combinado de Processo Fenton e Microfiltração Submersa em Lixiviado de Aterro**. 2015. 167 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015.

TORRETTA, V.; FERRONATO, N.; KATSOYIANNIS, I.A.; TOLKOU, A.K.; AIROLDI, M.; Novel and Conventional Technologies for Landfill Leachates Treatment: a review. **Sustainability**, v. 9, n. 1, p. 9, 2016.

TRINDADE, R. S. **Caracterização de Membranas Poliméricas Aplicadas ao Processo de Microfiltração**. 2010. 74 f. Monografia (Graduação) – Curso de Engenharia de Materiais. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

TURAN, M. Application of Nanoporous Zeolites for the Removal of Ammonium from Wastewaters: a review. **Low-Dimensional And Nanostructured Materials And Devices**, p. 477-504, 2015.

VACLAVIK, F. D. **Avaliação e Otimização do Uso de Zeólitas no Tratamento Terciário de Efluentes Líquidos Industriais**. 2010. 71 f. Monografia (Graduação) – Curso de Química Industrial. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

VALDUGA, D. M. **Investigação da Capacidade da Zeólita Natural para Remoção de Nitrogênio Amoniacal**. 2019. 175 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação do Curso em Avaliação de Impactos Ambientais. Universidade LaSalle, Canoas, 2019.

VAN DER BRUGGEN, B; VANDECASTEELE, C.; VAN GESTEL, T.; DOYENB, W.; LEYSEN, R.; A Review of Pressure-Driven Membrane Processes in Wastewater

Treatment and Drinking Water Production. **Environmental Progress**, v. 22, n. 1. p 46-56, 2003.

VOLLPRECHT D.; FRÜHAUF S.; STOCKER K.; ELLERSDORFER, M. Ammonium Sorption from Landfill Leachates Using Natural and Modified Zeolites: pre-tests for a novel application of the ion exchanger loop stripping process. **Minerals**, v. 9, n. 8, p. 1-10, 2019.

WANG, P.; WANG, Z.; WU, Z.; MAI, S.; Fouling behaviours of two membranes in a submerged membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. **Journal Of Membrane Science**, v. 382, n. 1-2, p. 60-69, 2011.

WANG, S.; PENG, Y. Natural zeolites as effective adsorbents in water and wastewater treatment. **Chemical Engineering Journal**, v. 156, n. 1, p. 11-24, 2010.

WASEM, A. **Remoção de Nitrogênio Amoniacal de Efluentes Utilizando Zeólitas Sintetizadas a partir de Cinzas de Carvão**. 2012. 73 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação do Curso em Avaliação de Impactos Ambientais. Centro Universitário La Salle, Canoas, 2012.

WEBLER, A. D. **Tratamento de Lixiviado de Aterro de Resíduos Sólidos Urbanos por Processos Combinados**. 2014. 104 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2014.

WESCHENFELDER, S. E.; MELLO, A. C. C.; BORGES, C. P.; CAMPOS, J. C. Oilfield produced water treatment by ceramic membranes: preliminary process cost estimation. **Desalination**, v. 360, p. 81-86, 2015.

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**, v. 10, p. 2567-2574, 2013.

ZAIDI, S. Zeolites as Inorganic Ion Exchangers for Environmental Applications: an overview. **Ion Exchange Technology II**, p. 183-215, 2012.

ZAMBON, G. A. **Remoção de Chumbo (Pb⁺²) Utilizando Zeólita Natural Clinoptilolita**. 2003. 109 f. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Química. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2003.

ZEN, B. P. **Síntese de Zeólitas a Partir de Cinzas de Carvão e Aplicação como Adsorventes**. 2016. 111 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2016.