



**Avaliação preliminar de custos de
coagulação/floculação combinada com
osmose inversa no tratamento de lixiviado de
aterros de resíduos sólidos urbanos**

Carolina Paes Wang

Luiz Henrique Costa Rodrigues

Projeto de Final de Curso

Orientadores:

Prof. Juacyara Carbonelli Campos

Ronei de Almeida, M.Sc.

Abril de 2022

Avaliação preliminar de custos de coagulação/floculação combinada com osmose inversa no tratamento de lixiviado de aterros de resíduos sólidos urbanos

Carolina Paes Wang

Luiz Henrique Costa Rodrigues

Projeto de Final de Curso submetido ao corpo docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de bacharel em Engenharia de Bioprocessos e Engenharia Química.

Aprovado por:

Marcelo Mendes Viana

Julia Pancini de Oliveira

Orientado por:

Juacyara Carbonelli Campos

Ronei de Almeida

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Abril de 2022

Wang, Carolina Paes. Rodrigues, Luiz Henrique Costa.

Avaliação preliminar de custos de coagulação/floculação combinada com osmose inversa no tratamento de lixiviado de aterros de resíduos sólidos urbanos / Carolina Paes Wang e Luiz Henrique Costa Rodrigues. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2022.

xii, 64 p.;il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2022.

Orientadores: Juacyara Carbonelli e Ronei de Almeida

1. Lixiviado
 2. Coagulação/Floculação
 3. Osmose Inversa
 4. Monografia (Graduação – UFRJ/EQ)
 5. Juacyara Carbonelli e Ronei de Almeida
- I. Título

AGRADECIMENTOS

- ✓ Aos nossos pais, por nunca terem medido esforços para nos proporcionar um ensino de qualidade durante todo o nosso período escolar, e por sempre estarem presentes e terem apoiado toda nossa trajetória e momentos de dificuldade.
- ✓ A nossa professora Orientadora, Juacyara, e nosso coorientador, Ronei, que conduziram o trabalho com paciência e dedicação, sempre disponíveis a solucionar todos os problemas e sanar todas as nossas dúvidas.
- ✓ Ao meu irmão Thiago, por toda parceria e apoio na elaboração do trabalho.
- ✓ Aos professores da EQ por todo conhecimento passado ao longo desses anos de faculdade.

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de bacharel em Engenharia de Bioprocessos e Engenharia Química.

Avaliação preliminar de custos de coagulação/floculação combinada com osmose inversa no tratamento de lixiviado de aterros de resíduos sólidos urbanos

Carolina Paes Wang

Luiz Henrique Costa Rodrigues

Abril de 2022

Orientadores: Juacyara Carbonelli Campos e Ronei de Almeida

A coleta e o tratamento de lixiviado gerado nos aterros de resíduos são procedimentos de extrema importância para evitar a contaminação de solos, águas, lençóis freáticos e problemas de saúde pública. A definição da rota de tratamento do lixiviado depende de diversos fatores, dentre os quais, o componente econômico desempenha papel decisivo na tomada de decisão. Nesse contexto, o presente trabalho teve como objetivo estimar os custos de tratamento de duas rotas de tratamento: coagulação/floculação (C/F) + osmose inversa (OI) (Rota 1) e OI, sem pré-tratamento (Rota 2). Para as estimativas de custo considerou-se as Despesas de Capitais (CAPEX), nas quais se enquadram os custos com equipamentos, periféricos e instalação dos mesmos, e as Despesas Operacionais (OPEX), nas quais são considerados o consumo energético, manutenções, mão de obra, troca dos módulos da membrana, depreciação dos equipamentos, limpeza química das membranas e matérias-primas necessárias. Para um período de 15 anos, os custos totais do projeto da Rota 1 por m³ de efluente tratado foi de R\$ 282,93, enquanto o custo da Rota 2 foi de R\$ 39,01. Constatou-se que o tratamento do lodo foi o grande responsável pela diferença de CAPEX de ambas as rotas. O OPEX quando consideramos o tratamento do lodo na Rota 1 onerou o custo. Por mais que o pré-tratamento reduza a quantidade de contaminantes que chegam ao processo de separação por membrana (PSM), aumentando a vida útil das membranas, não é economicamente viável quando comparado à outra rota.

ÍNDICE

| | |
|--|----|
| Capítulo I – Introdução | 1 |
| Capítulo II – Objetivos | 2 |
| II.1 – Objetivo Geral..... | 2 |
| II.2 – Objetivos Específicos..... | 2 |
| Capítulo III – Revisão Bibliográfica | 3 |
| III.1 – Resíduos Sólidos Urbanos..... | 3 |
| III.2 – Aterros Sanitários..... | 5 |
| III.3 – Lixiviado de Aterro..... | 9 |
| III.4 – Tratamento de Lixiviado..... | 12 |
| III.4.1 – Coagulação/Floculação..... | 13 |
| III.4.1.1 – Lodo Formado na Coagulação/Floculação..... | 19 |
| III.4.2 – Processo de Separação por Membrana..... | 26 |
| III.4.2.1 – Osmose Inversa..... | 29 |
| III.6 – Estimativa de Custos..... | 30 |
| Capítulo IV – Materiais e Métodos | 32 |
| IV.1 – Estudo de Caso..... | 32 |
| IV.2 – Rota de Tratamento do Lixiviado de Aterro..... | 33 |
| IV.3 – Estimativa Preliminar de Custo..... | 35 |
| IV.3.1 – Rota 1: C/F + OI..... | 35 |
| IV.3.1.1 – Gerenciamento do Lodo..... | 38 |
| IV.3.2 – Rota 2: OI..... | 39 |
| IV.3.3 – Custo Total..... | 39 |
| Capítulo V – Resultados e Discussões | 41 |
| V.1 – CAPEX..... | 41 |
| V.2 – OPEX..... | 43 |
| V.2.1 – Pré-tratamento..... | 43 |
| V.2.2 – PSM..... | 45 |
| V2.2.1 – Rota 1..... | 45 |
| V2.2.2 – Rota 2..... | 46 |
| V.3 – Custo Total..... | 48 |
| V.4 – Comparação dos custos estimados..... | 48 |
| Capítulo VI – Conclusão | 51 |

Referência Bibliográficas.....52

ANEXO A.....60

ÍNDICE DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 1 – Participação das regiões brasileiras na geração de RSU..... | 4 |
| Figura 2 – Disposição final adequada x inadequada de RSU no Brasil (t/ano e %)..... | 4 |
| Figura 3 – Ilustração de um aterro sanitário..... | 6 |
| Figura 4 – Visão geral de uma célula de disposição de resíduo..... | 6 |
| Figura 5 – Generalização das fases na emissão de gases e características do lixiviado em aterros sanitários..... | 9 |
| Figura 6 – Mecanismo do processo de C/F..... | 14 |
| Figura 7 – Representação esquemática de um processo de separação por membrana..... | 29 |
| Figura 8 – Representação esquemática da seção transversal de diferentes tipos de membranas sintéticas..... | 27 |
| Figura 9 – Percentual relativo dos custos que compõe os valores do OPEX da Rota 1..... | 49 |
| Figura 10 – Percentual relativo dos custos que compõe os valores do OPEX da Rota 2..... | 50 |

ÍNDICE DE TABELAS

| | |
|---|----|
| Tabela 1 – Composição gravimétrica média dos resíduos em diferentes regiões do Brasil..... | 7 |
| Tabela 2 – Composição físico-química média de lixiviados provenientes de aterros brasileiros..... | 11 |
| Tabela 3 – Efetividade do tratamento de lixiviado de aterros sanitários utilizando o processo de C/F..... | 16 |
| Tabela 4 – Condições operacionais ideais do processo de C/F em escala de bancada e recuperação do sistema com membrana..... | 33 |
| Tabela 5 – Vazões do processo da Rota 1..... | 34 |
| Tabela 6 – Vazões do processo da Rota 2..... | 35 |
| Tabela 7 – Parâmetros de projeto e resultados obtidos considerando as duas rotas de tratamento avaliadas..... | 41 |
| Tabela 8 –CAPEX da Rota 1 | 42 |
| Tabela 9 – CAPEX da Rota 2..... | 43 |
| Tabela 10 – Custo Anual do Consumo Energético do Pré-Tratamento..... | 44 |
| Tabela 11 – Custo Anual de Matéria Prima do Pré-Tratamento..... | 45 |
| Tabela 12 – Custo Anual do Consumo Energético do PSM da Rota 1..... | 45 |
| Tabela 13 – Outros Custos Operacionais do PSM da Rota 1..... | 46 |
| Tabela 14 – Custo Anual do Consumo Energético do PSM da Rota 2..... | 47 |
| Tabela 15 – Outros Custos Operacionais do PSM da Rota 2..... | 47 |
| Tabela 16 – Custo total por m ³ da Rota 1 e da Rota 2..... | 52 |
| Tabela 17 – CAPEX e OPEX das rotas propostas..... | 49 |

ÍNDICE DE QUADROS

| | |
|---|----|
| Quadro 1 – Origem e Características por Tipo de Lodo Gerado no Tratamento de Esgoto.... | 20 |
| Quadro 2 – Métodos de desidratação de lodo de esgoto utilizados nos países europeus... | 23 |
| Quadro 3 – Índice de uso de aspectos essenciais nos processos de secagem..... | 24 |

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

Absorbância (Abs)

Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT)

Carbono Orgânico Total (COT)

Coefficiente de Rejeição (R)

Concentração Inicial da espécie na alimentação (C₀)

Concentração da espécie no permeado (C_p)

Custo de Capital (CAPEX)

Custo de Operação (OPEX)

Custo Total (CT)

Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO)

Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Despesas de Capital (CAPEX)

Despesas Operacionais (OPEX)

Diálise (D)

Estabilização Alcalina Prolongada (EAP)

Estação de Tratamento de Água (ETA)

Microfiltração (MF)

Microwave persulfate (MW-PS)

Nanofiltração (NF)

Nitrogênio total Kjeldahl (NTK)

Osmose Inversa (OI)

Permeação de gases (PG)

Pervaporação (PV)

Polietileno (PE)

Polipropileno (PP)

Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS)

Potencial hidrogeniônico (pH)

Processo de Separação por Membrana (PSM)

Processos Oxidativos Avançados (POA)

Resíduos Sólidos Urbanos (RSU)

Sólidos suspensos voláteis (SSV)

Substâncias Húmicas (SH)

União Européia (UE)

Ultrafiltração (UF)

Capítulo I - Introdução

No Brasil, em 2020, foram gerados aproximadamente 82,5 milhões de toneladas de Resíduos Sólidos Urbanos (RSU), sendo a região Sudeste responsável por aproximadamente 50% destes resíduos, segundo a ABRELPE (2021). Este valor equivale à produção de 390 kg por habitante, anualmente. Apenas 60,2% dos RSU gerados em 2021 foram destinados corretamente, isto é, foram encaminhados para estações de tratamento e/ou aterros sanitários. A maioria dos RSU, destinados de forma adequada, vão para aterros sanitários no Brasil, de acordo com ABRELPE (2021).

Sendo assim, os aterros sanitários possuem um grande destaque no Brasil. Um dos problemas dos aterros sanitários é a geração de lixiviado, que se dá pela percolação de água, principalmente da chuva, pelos RSU, dissolvendo os compostos orgânicos e inorgânicos solúveis, juntamente com sua degradação dos resíduos (REIS *et al.*, 2012). Segundo Dong *et al.* (2014), o lixiviado pode causar impactos ambientais relevantes como poluição águas subterrâneas e superficiais, caso não haja um gerenciamento adequado. Logo, o tratamento desse efluente é de extrema importância para minimizar os possíveis impactos ambientais que o lixiviado pode causar. No Brasil, a resolução CONAMA nº 430 de 2011, define os padrões de enquadramento para o tratamento e descarte de efluentes líquidos.

Diversos pesquisadores Brasileiros evidenciaram a necessidade de se utilizar tecnologias que sejam eficientes e economicamente viáveis para o tratamento de lixiviado de aterros sanitários (AMARAL *et al.*, 2015; AMARAL *et al.*, 2016; DE ALMEIDA *et al.*, 2019). Entretanto, segundo Almeida *et al.* (2019) as tecnologias mais avançadas no tratamento de lixiviado não são viáveis para a maioria dos municípios. Isso se dá pelo elevado custo de implementação, manutenção e o próprio volume do resíduo a ser tratado. De acordo com Almeida *et al.* (2019), tais dificuldades fazem com que diversos aterros sanitários utilizem técnicas de tratamento que são incompatíveis com as características do lixiviado, resultando em um efluente tratado que não atinge as condições adequadas de descarte mencionadas nas legislações.

Sendo assim, o presente estudo realizou a comparação entre os custos do processo combinado de C/F e OI, juntamente com o tratamento do lodo gerado na C/F, e um processo simples de OI, com o objetivo de avaliar quais processos mais se adequam à realidade do aterro sanitário municipal em questão. Seja na adequação do efluente tratado, como a viabilidade econômica para a implantação dos processos indicados.

Capítulo II - Objetivos

II.1 - Objetivo geral

Estimar os custos para o tratamento de lixiviado de aterro de resíduos sólidos por sistema de tratamento combinado contendo Coagulação/Floculação (C/F) e Osmose Inversa (OI), considerando o lodo gerado no pré-tratamento; estimar os custos para o tratamento de lixiviado de aterro de resíduos sólido por sistema de tratamento simples, contendo apenas OI; e analisar criticamente a melhor estratégia para tratar o lodo gerado na C/F.

II.2 - Objetivos específicos

- Definir as variáveis de projeto e levantar os custos dos equipamentos do sistema de tratamento combinado, contendo C/F e OI;
- Analisar criticamente possíveis soluções para o tratamento do lodo gerado no processo de C/F;
- Estimar os custos de investimento, operação e custo total por unidade de lixiviado tratado para os processos de C/F e OI, com o tratamento do lodo gerado;
- Definir as variáveis de projeto e levantar os custos dos equipamentos do sistema de tratamento simples, contendo OI;
- Estimar os custos de investimento, operação e custo total por unidade de lixiviado tratado para o processo de OI; e
- Comparar a viabilidade econômica das duas rotas propostas.

Capítulo III - Revisão Bibliográfica

III.1 - Resíduos Sólidos Urbanos (RSU)

A Norma (ABNT, 2004) define os resíduos sólidos como:

“Resíduos nos estados sólido e semissólido, que resultam de atividades de origem industrial, doméstica, hospitalar, comercial, agrícola, de serviços e de varrição. Ficam incluídos nesta definição os lodos provenientes de sistemas de tratamento de água, aqueles gerados em equipamentos e instalações de controle de poluição, 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.”

Quanto ao panorama brasileiro, no ano de 2020, foram gerados no Brasil 82,5 milhões de toneladas de RSU, cada brasileiro gerou em média 1,07 kg de resíduo por dia. Comparado com o ano de 2019, houve um aumento de 7,8%. Um dos motivos plausíveis para esse aumento é a nova dinâmica social ocasionada pela pandemia, uma vez que diversos hábitos foram modificados, como o consumo em restaurantes sendo substituído pelo *delivery* (ABRELPE, 2021). A figura 1, representa a participação das regiões do Brasil na geração de RSU e vale destacar que o Sudeste representa 49,7% do total de RSU gerado, em 2020.

Figura 1: Participação das regiões brasileira na geração de RSU (ABRELPE, 2021)

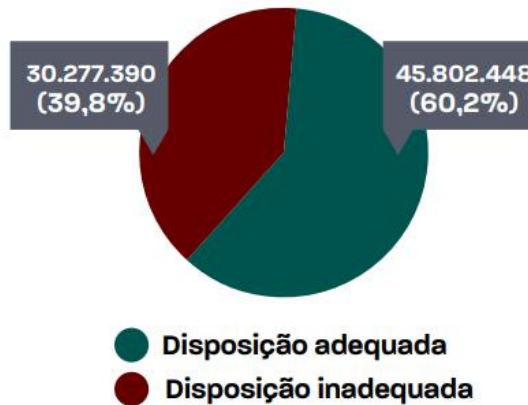


Fonte: ABRELPE (2019)

Foram coletados 76,1 milhões de toneladas de RSU, em 2020, que representa 92,2% do total gerado. Comparando com o ano de 2019, isso significa houve uma alta de 4,67% na coleta de resíduos (ABRELPE, 2021).

A Figura 2 demonstra a relação entre a disposição final adequada e inadequada dos RSU.

Figura 2: Disposição final adequada x inadequada de RSU no Brasil (t/ano e %)



Fonte: ABRELPE (2019)

A maior parte dos RSU destinados corretamente, no Brasil, são encaminhados para aterros sanitários. Porém, unidades inadequadas como lixões e aterros controlados,

ainda têm uma participação de aproximadamente 40%, recebendo 30 milhões de toneladas de resíduos por ano, com elevado potencial de poluição ambiental e impactos negativos à saúde (ABRELPE, 2021).

O descarte de RSU em aterros é o destino mais comum na maioria dos países, isso se dá por ser a opção mais viável técnica e economicamente. Estima-se que 40% de todo o resíduo gerado no mundo é depositado em aterros, mas em regiões como a América Latina e América do norte essa porcentagem se eleva para 68,5% e 54,3% respectivamente (KAZA *et al.*, 2018).

III.2 - Aterros Sanitários

As Normas ABNT 8419/1992 e ABNT NBR 15849/2010 estabelecem as definições e os requisitos mínimos para a elaboração e implementação do projeto de um aterro sanitário. Além disso, também definem condições para a proteção dos corpos hídricos, preservação do solo, saúde e bem-estar da população próxima ao projeto. Segundo a norma NBR 15849 (ABNT, 2010), o aterro sanitário é definido como a técnica de disposição final de RSU, utilizando-se de princípios da engenharia para confinar os resíduos à menor área e volume possíveis, pela compactação, cobrindo-os com camadas de terra a cada jornada de trabalho. Além disso, para a implementação do projeto são necessários sistemas de proteção ambiental, como camadas impermeabilizantes no solo, sistema de recobrimento dos resíduos, manejo de águas pluviais, lixiviados e emissões gasosas.

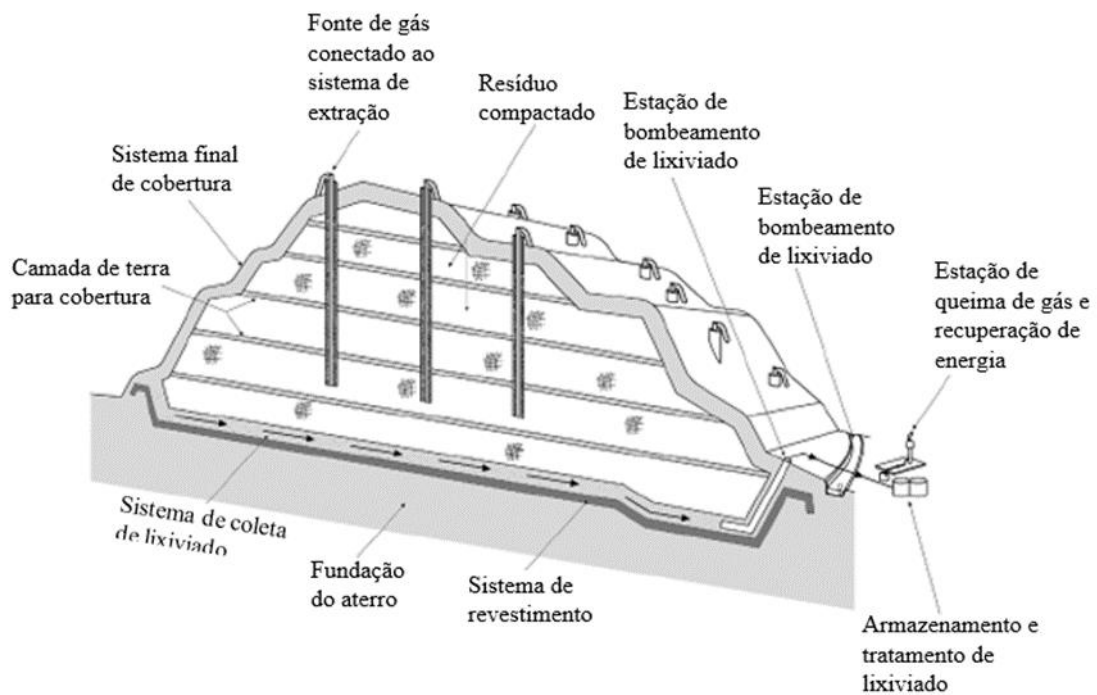
As Figuras 3 e 4 demonstram de maneira geral a infraestrutura de um aterro sanitário. Antes da construção do aterro a geologia do solo deve ser estudada para garantir que a fundação irá suportar o peso dele, deve-se averiguar a possibilidade de atividades sísmicas, entre outros fatores. A fundação do aterro pode necessitar de algumas melhorias, como compactação do solo, rejuntamento e escavação, por exemplo (TOWNSEND *et al.*, 2015). O sistema de proteção de base geralmente é composto por solo argiloso que apresenta baixa permeabilidade, materiais geossintéticos ou uma combinação de ambos. O objetivo é reduzir ao máximo a permeabilidade do solo, evitando possíveis infiltrações de lixiviado. O sistema de coleta de lixiviado geralmente é inclinado, promovendo uma drenagem por gravidade e seu objetivo é remover esse líquido evitando a concentração de lixiviado no revestimento e conseqüentemente uma possível infiltração.

Posteriormente, o lixiviado é enviado a uma estação de armazenamento e tratamento a partir do seu bombeamento (TOWNSEND *et al.*, 2015).



Fonte: Portal dos Resíduos Sólidos, 2022

Figura 4: Visão geral de uma célula de disposição de resíduos



Fonte: Adaptado de Townsend *et al.* (2015)

Sendo assim, a partir da visão geral da infraestrutura de um aterro sanitário é possível ter melhor noção de seu funcionamento e analisar os processos que ocorrem dentro das células de disposição de resíduos, isto é, nos resíduos compactados e suas particularidades.

A composição dos resíduos das células de disposição é influenciada por diversos fatores, como nível de renda, condições climáticas, tipo de residência, quantidade de membros de uma família, o sistema de coleta de resíduos e sua frequência, comportamento de consumo e condição socioeconômica (AGAMUTHU, 2013). Tais variações são apresentadas na Tabela 1 que mostra a composição média dos resíduos em diferentes regiões do Brasil.

Tabela 1 – Composição gravimétrica média dos resíduos em diferentes regiões do Brasil.

| | Norte (%) | Nordeste (%) | Centro-Oeste (%) | Sudeste (%) | Sul (%) | Brasil (%) |
|------------------|-----------|--------------|------------------|-------------|---------|------------|
| Matéria Orgânica | 54,68 | 57,00 | 54,02 | 52,00 | 57,27 | 51,40 |
| Recicláveis | 27,46 | 10,31 | 29,72 | 41,70 | 26,87 | 31,9 |
| Metals | 1,09 | 1,74 | 3,64 | 1,66 | 1,46 | 2,9 |
| Papel e Papelão | 10,87 | 3,7 | 7,48 | 15,39 | 11,62 | 13,1 |
| Plástico | 14,67 | 3,86 | 16,73 | 21,15 | 11,23 | 13,5 |
| Vidro | 0,83 | 1,01 | 1,87 | 3,50 | 2,56 | 2,40 |
| Outros | 17,86 | 32,69 | 16,26 | 6,30 | 15,86 | 16,7 |
| Total | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 |

Fonte: Adaptado de Alfaia *et al.* (2017)

A matéria orgânica disposta no aterro passa por pelo menos cinco fases de decomposição que são relacionadas com a composição dos gases e do lixiviado formado, a saber, segundo Kjeldsen *et al.* (2002):

A fase (1) é a fase aeróbia inicial. O oxigênio presente nos espaços vazios dos resíduos recém aterrados é rapidamente consumido, resultando na produção de CO₂ e elevação da temperatura. Essa fase apresenta duração de apenas alguns dias. A maior parte do lixiviado produzido resulta da liberação de umidade durante a compactação e da infiltração de águas pluviais através dos rejeitos.

A fase (2), de transição, está relacionada com a capacidade de campo¹ das células de deposição de rejeitos serem alcançadas. A mudança para a condição anaeróbia pode ser percebida pela formação de gases, sendo majoritariamente compostos por metano e dióxido de carbono (POHLAND; GOULD, 1986).

A fase (3), denominada de acidogênica, é caracterizada pelo acúmulo de ácidos orgânicos voláteis, como ácido acético e propiônico, e diminuição do pH. Além disso, as maiores concentrações de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e demanda química de oxigênio (DQO) no lixiviado são mensurados nessa etapa. Devido aos valores de pH na faixa ácida dessa etapa, o lixiviado torna-se quimicamente mais agressivo e aumenta a solubilidade de vários compostos, como metais e minerais.

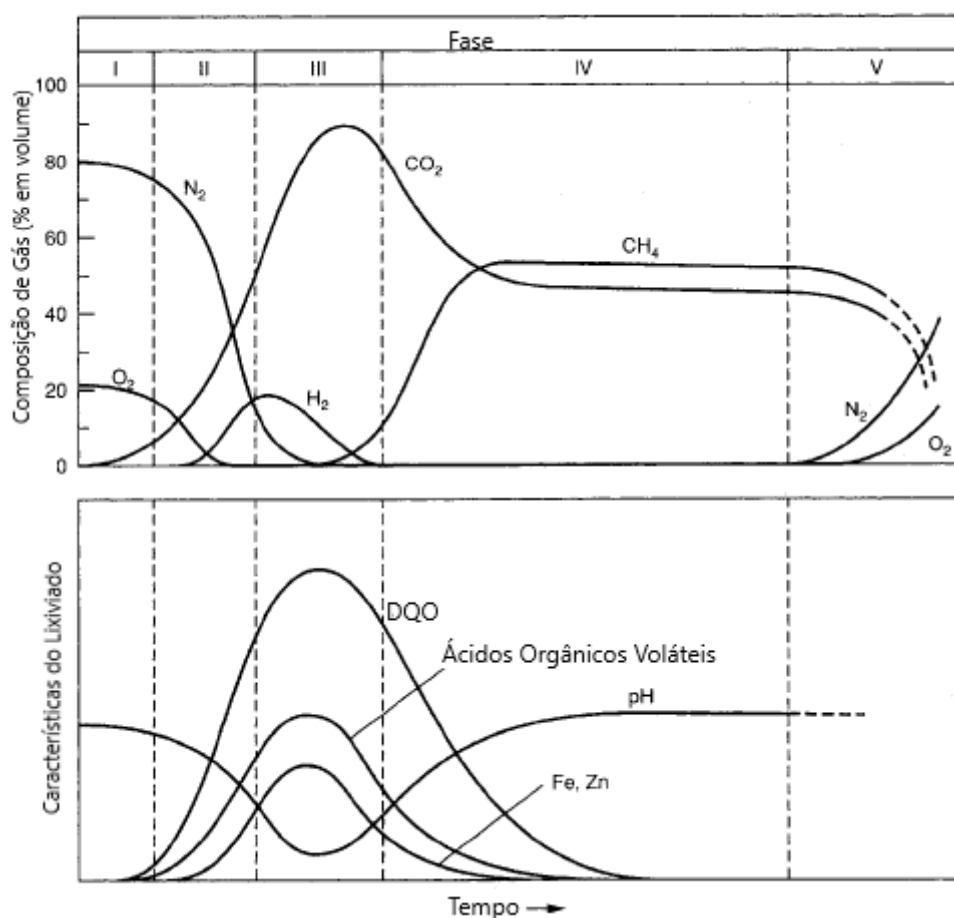
A fase (4), metanogênica, pode ser observada a partir da produção de concentrações consideráveis de metano. Os ácidos acumulados na fase anterior são convertidos em metano e dióxido de carbono por *arqueas* metanogênicas e a produção de metano aumentará. Na fase (4), as concentrações de DQO e DBO do lixiviado diminuem e o pH se eleva à medida que os ácidos são consumidos.

Por último, há a fase (5), denominada de maturação final. A produção de gases do aterro diminuirá significativamente, devido à escassez de nutrientes. Além disso, durante essa fase o lixiviado apresenta elevadas concentrações de ácidos húmicos e fúlvicos, o que dificulta a utilização de processos biológicos em seu tratamento (TCHOBANOGLOUS; KREITH, 2002).

A Figura 5 ilustra a composição percentual do biogás e a composição físico-química do lixiviado gerados ao longo das fases de degradação dos resíduos no aterro.

¹ Capacidade de campo é definido como a quantidade máxima retida em um meio poroso sem produzir percolação (EL-FADEL *et al.*, 2002).

Figura 5 – Generalização das fases na emissão de gases e características do lixiviado em aterros sanitários



Fonte: Tchobanoguos e Kreith (2002)

III.3 - Lixiviado de Aterro

Os lixiviados de aterros sanitários podem ser definidos como os líquidos resultantes da umidade natural e da água de constituição presente na matéria orgânica dos resíduos, dos produtos de degradação biológica desses materiais e da água de infiltração, junto com os materiais dissolvidos e/ou suspensos que foram extraídos da massa de resíduos. Os principais fatores que determinam a vazão e as características do lixiviado são o volume de águas pluviais que conseguem se infiltrar nos aterros sanitários e os resíduos aterrados, respectivamente (GOMES *et al.*, 2009).

Os impactos ambientais mais relevantes do lixiviado são a poluição das águas subterrâneas e superficiais. O risco de poluição das águas subterrâneas é provavelmente o mais crítico, visto que historicamente uma grande quantidade de aterros foram construídos sem revestimentos apropriados e/ou sistemas de coleta de lixiviado (KJELDSEN *et al.*, 2002).

As características físicas, químicas e biológicas do lixiviado dependem do tipo de resíduo aterrado, nível de decomposição, clima do local, estação do ano, idade do aterro, tipo de operação, entre outros. Sendo assim, a composição do lixiviado pode variar consideravelmente de um lugar para o outro, no mesmo local e em diferentes épocas do ano (COSSU *et al.* 2019).

Kjeldsen *et al.* (2002) caracterizaram o lixiviado como uma solução aquosa contendo quatro grupos de poluentes, sendo o primeiro deles a matéria orgânica dissolvida, que é composto por diversos tipos de substâncias, destacando-se os ácidos graxos voláteis, compostos fúlvicos e húmicos. A matéria orgânica dissolvida é comumente quantificada pela Demanda Química de Oxigênio (DQO) ou pelo Carbono Orgânico Total (COT).

O segundo grupo de poluentes são os macrocomponentes inorgânicos, cujos compostos mais usuais, nos lixiviados, são: cálcio (Ca^{2+}), magnésio (Mg^{2+}), sódio (Na^+), amônio (NH_4^+), ferro (Fe^{2+}), cloreto (Cl^-), sulfato (SO_4^{2-}) e bicarbonato (HCO_3^-).

Os metais pesados são o terceiro grupo, sendo altamente reativos e bioacumulativos, como cádmio (Cd^{2+}), cromo (Cr^{3+}), cobre (Cu^{2+}), chumbo (Pb^{2+}), entre outros. Esse grupo é mais encontrado em lixiviados cujos aterros estejam na fase acidogênica, visto que a redução do pH do meio aumenta a solubilidade dos metais. Já em aterros na fase metanogênica, os metais pesados encontram-se majoritariamente precipitados ou complexados no interior do aterro.

Por último, há os compostos orgânicos xenobióticos, que segundo Gomes (2009), são definidos como compostos não disponíveis na natureza. Portanto, de origem sintética, produzidos pelo homem. Os compostos orgânicos xenobióticos podem ser de origem doméstica ou industrial e estão presentes em baixas concentrações, alguns exemplos são: pesticidas, fenóis, hidrocarbonetos aromáticos, etc.

Souto e Povinelli (2007) compilaram uma faixa de valores de concentrações de diferentes parâmetros para a composição dos lixiviados de aterros brasileiros (Tabela 2), em detrimento à variação de composição do lixiviado para diferentes idades de aterro, comumente representada na literatura. Afinal, os pesquisadores verificaram que a previsão da composição do lixiviado referente à idade do aterro não condiz com a realidade brasileira.

Os parâmetros físico-químicos presentes na Tabela 2 são os mais utilizados na caracterização do lixiviado. O pH auxilia na indicação da fase do aterro, neste caso

percebe-se que os valores do parâmetro variam na faixa de 7,2-8,6, indicando que muitos aterros já passaram pela fase de acidogênese, logo eles devem estar nas fases de metanogênese ou de maturação. Analisando a relação DBO/DQO, que é um indicador de biodegradabilidade, observa-se um valor de 0,385, portanto os resíduos são moderadamente biodegradáveis, segundo a escala de Eckenfelder (1989). Além disso, outro parâmetro que chama a atenção é o nitrogênio amoniacal, pois possui um valor relativamente elevado. A partir dessa análise, é possível perceber que, em geral, o Brasil possui aterros com características de maior maturidade e ainda possuem um bom potencial de biodegradabilidade, mas deve-se ficar atento com o tratamento para retirada de nitrogênio que apresenta uma faixa relativamente elevada.

Tabela 2 – Composição físico-química média de lixiviados provenientes de aterros brasileiros.

| Variável | Faixa (Mín – Máx) | Faixa mais provável |
|---|-------------------|---------------------|
| pH | 5,7 - 8,6 | 7,2 - 8,6 |
| Alcalinidade total (mg de CaCO ₃ /L) | 750 - 11.400 | 750 - 7.100 |
| Condutividade (µS/cm) | 2950 - 2.500 | 2950 - 17 660 |
| DBO (mg de O ₂ /L) | < 20 - 30.000 | < 20 - 8.600 |
| DQO (mg de O ₂ /L) | 190 - 80.000 | 190 - 22.300 |
| DBO/DQO | 0,105 - 0,375 | 0,105 - 0,385 |
| NTK (mg de N/L) | 80 - 3.100 | Não há |
| N-NH ₃ (mg de N/L) | 0,4 - 3.000 | 0,4 - 1.800 |
| P-total (mg/L) | 0,1 – 40 | 0,1 -15 |
| Cloreto (mg/L) | 500 - 5.200 | 500 - 3.000 |
| Sólidos totais (mg/L) | 3 200 - 21.900 | 3 200 - 14.400 |
| Sólidos totais fixos (mg/L) | 630 - 20.000 | 630 - 5.000 |
| Sólidos totais voláteis (mg/L) | 2 100 - 14 500 | 2 100 - 8.300 |
| Sólidos suspensos totais (mg/L) | 5 - 2.800 | 5 - 700 |

pH: Potencial hidrogeniônico; DBO: Demanda Bioquímica de Oxigênio; DQO: Demanda Química de Oxigênio; NTK: Nitrogênio total Kjeldahl; N-NH₃: Nitrogênio amoniacal; P-total: Fósforo total; Faixa Mín – Máx: faixa total dos valores observados.

Fonte: Adaptado de Souto e Povinelli (2007)

III.4 - Tratamento do Lixiviado

O tratamento de efluentes, em geral, pode ser categorizado em quatro níveis, que variam de acordo com a composição do efluente, segundo Metcalf e Eddy (2016). Sendo eles o pré-tratamento, que é utilizado para a remoção de sólidos grosseiros em suspensão e/ou homogeneização do efluente, com o objetivo de condicionar o efluente e evitar problemas operacionais ou de manutenção do processo de tratamento. Segundo Metcalf e Eddy (2016), as técnicas de pré-tratamento mais utilizadas são gradeamento, peneiramento, equalização e neutralização.

O tratamento primário é baseado em processos físico-químicos com o objetivo de remover os sólidos suspensos, coloides e matéria orgânica. As principais técnicas são coagulação/floculação, sedimentação, flotação e precipitação (METCALF; EDDY, 2016). Posteriormente, há o tratamento secundário, que é constituído de processos biológicos, podendo ser aeróbios, anaeróbios, anóxicos ou a combinação de um ou mais processos, cujos objetivos são: a degradação da matéria orgânica biodegradável e a remoção de nutrientes e sólidos suspensos. As técnicas mais utilizadas são lodo ativado, filtros biológicos, lagoas aeradas e reatores anaeróbios (METCALF; EDDY, 2016). Por último, o tratamento terciário, que tem como objetivo melhorar a qualidade dos efluentes provenientes dos tratamentos anteriores. Estes últimos ganham cada vez mais destaque no tratamento de efluentes, visto que as legislações ambientais tendem a ficar cada vez mais rigorosas. Alguns dos objetivos desse tratamento são a remoção de cor, sais minerais, matéria orgânica biodegradável e recalcitrante, micro poluentes, etc. As técnicas mais frequentes são os processos por separação por membrana (PSM), adsorção com carvão ativado e processos oxidativos avançados (POA) (METCALF; EDDY, 2016).

No que tange o tratamento de lixiviado de aterro, os processos biológicos são comumente utilizados, devido a sua simplicidade, efetividade e bom custo benefício, tais como, lagoas aeradas, reatores aerados, reatores de leito móvel com biofilme (do inglês, *Moving Bed Biofilm Bioreactor* (MBR)) e lodo ativado (LUO *et al.*, 2020).

Ainda de acordo com Luo *et al.* (2020), os processos físico-químicos mais utilizados, são:

1. Coagulação/floculação (C/F);
2. Precipitação química;
3. Adsorção;
4. Troca iônica;

5. Processos de Separação por Membranas (PSM);
6. POAs;
7. Tratamentos Eletroquímicos;
8. Arraste com ar (*Air Stripping*); e
9. Tratamentos combinados, com mais de um tipo de processo físico-químico de tratamento.

Quanto ao processo de C/F, Tatsi *et al.* (2003) realizaram um estudo sobre utilização de coagulantes de ferro e alumínio como pré-tratamento de lixiviados de aterro sanitário. A pesquisa apresentou reduções de DQO de 38% e essa redução foi intensificada para 75% com a estabilização parcial do lixiviado através da alteração da dosagem de cloreto férrico como agente coagulante. As maiores remoções de DQO foram promovidas por coagulantes do tipo Fe^{3+} , com dosagem de 1,5 g/L e sem ajuste de pH.

Em relação aos PSM, Almeida *et al.* (2020) estudaram o processo de nanofiltração no tratamento de lixiviado. O estudo obteve reduções consideráveis das substâncias húmicas, sendo de 90% e de 87% para as membranas SR100 e NP030 respectivamente. Além disso, apresentaram reduções de DBO5, cor e turbidez de 98%, 90% e 99% respectivamente.

De acordo com Cingolani *et al.* (2018) o tratamento de lixiviado de aterro sanitário utilizando-se OI de múltiplos estágios, é possível remover cerca de 95% do DQO, e de 91% à 98% do SDT, aproximadamente, dependendo da pressão que é utilizada no processo.

A partir das considerações acima, percebe-se que há diversos tratamentos disponíveis. Considerando o escopo deste trabalho, o foco será nos processos de coagulação/floculação e osmose inversa, tais tratamentos serão abordados nos próximos tópicos.

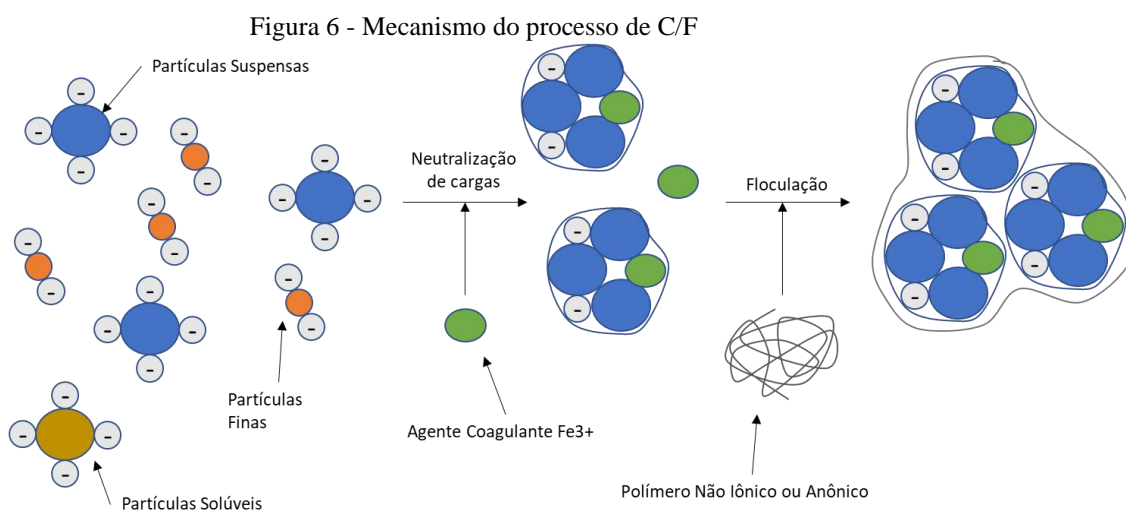
III.4.1 - Coagulação/Floculação

A coagulação é um processo que inclui todas as reações e mecanismos que promovem a desestabilização de partículas coloidais (partículas com o diâmetro na faixa de 1-100nm), enquanto a floculação é o processo de formação de partículas maiores, também denominadas de flocos, a partir da colisão entre as partículas, gerando a agregação delas (METCALF; EDDY, 2016).

De acordo com Di Bernardo *et al.* (1993), a coagulação resulta de dois fenômenos, um químico e outro físico. Na etapa fundamentalmente química, o coagulante reage com a água formando espécies hidrolisadas com carga positiva, neste momento o pH e a concentração do metal são extremamente importantes. Seguindo para a segunda etapa, a física, na qual as espécies hidrolisadas com carga positiva entram em contato com as partículas presentes na amostra.

Em contrapartida a floculação, segundo Azevedo *et al.* (1979) é o processo em que as partículas em equilíbrio eletrostático instável são colocadas em movimento, com velocidade ótima para que comecem a se atrair formando flocos.

Sendo assim, o processo de coagulação/floculação se utiliza de processos físicos e químicos para reduzir a quantidade de sólidos suspensos, partículas coloidais, materiais flutuantes, cor e compostos tóxicos. Na Figura 6 é apresentado o mecanismo esquemático do processo de C/F.



Fonte: Adaptado de Cacheira *et al.* (2012)

No tratamento de lixiviado, esse processo é comumente utilizado como um pré-tratamento ou para a remoção de um poluente específico, por exemplo, para a remoção de substâncias húmicas (LIMA *et al.*, 2017). Os coagulantes mais utilizados são o sulfato de alumínio, sulfato ferroso e cloreto férrico (RENOU *et al.*, 2008).

A Tabela 3 apresenta um compilado relativo à efetividade da C/F no tratamento de diferentes lixiviados.

Segundo os trabalhos apresentados, percebe-se que a efetividade de redução da DQO é considerável, a maior parte dos estudos apresenta uma remoção acima de 60%. A

redução de turbidez e cor foram elevadas, sendo superiores a 87% e 77,8% respectivamente, indicando que é um bom processo para a redução de tais parâmetros.

Dolar *et al.* (2016) realizaram um estudo de tratamento de lixiviado utilizando a técnica de coagulação/floculação, como um pré-tratamento, com um coagulante de FeCl_3 em concentração de 2,90 g/L. O coagulante reduziu o pH do meio para 5,96 e apresentou reduções significativas nos parâmetros DQO e COT do lixiviado. A remoção de DQO e COT foram de 65,7% e 86,6% respectivamente. A turbidez sofreu uma redução de 87%.

Marañón *et al.* (2009) realizaram um estudo do tratamento de lixiviado de um aterro sanitário antigo pela técnica de C/F. Os autores estudaram a otimização das condições e remoção de cor, turbidez e matéria orgânica para diferentes tipos de coagulantes. A partir das análises dos experimentos, o estudo concluiu que o coagulante cloreto férrico (FeCl_3) apresentou elevadas remoções de turbidez, próxima a 100%, remoção de cor de 97,6% e uma remoção de DQO de 73%. Entre os sais de alumínio o policloreto de alumínio ($\text{Aln}(\text{OH})_m\text{Cl}_{3n-m}$) se destacou, promovendo remoções de DQO, turbidez e cor de 62%, 97% e 98% respectivamente.

As vantagens do processo de C/F são a elevada capacidade de remover partículas e o fato de possuir uma ótima relação custo/efetividade. Apesar das qualidades desse processo, ele apresenta algumas desvantagens, sendo elas a formação de lodo, o aumento das concentrações de metais na fase líquida e alta sensibilidade a variações do pH. Além disso, o processo não possui uma taxa de remoção de poluentes tão efetiva para ser utilizado de forma isolada, sendo necessário a realização de combinações de tratamentos (LUO *et al.*, 2020).

Tabela 3 – Efetividade do tratamento de lixiviado de aterros sanitários utilizando o processo de C/F.

| Coagulante | Dosagem (mg.L ⁻¹) | Dosagem (mg.L ⁻¹) | pH | Remoção de DQO (%) | Remoção de Matéria Orgânica (%) | Remoção de N-NH ₃ (%) | Remoção de Turbidez (%) | Remoção de Cor (%) | Remoção de Metais (%) | Referência |
|-------------------|-------------------------------|-------------------------------|-----|--------------------|---------------------------------|----------------------------------|-------------------------|--------------------|---|------------------------------|
| FeCl ₃ | 400 | – | 3,8 | 28,1 | – | – | 90,2 | 78,4 | – | Marañón <i>et al.</i> (2009) |
| FeCl ₃ | 970 | 100 | 5,0 | 79 | – | – | 93 | 96,4 | – | Verma <i>et al.</i> (2016) |
| FeCl ₃ | 1000 | – | 7,9 | 65,7 | 86,6 | 15,2 | 87 | – | >90 (Ag, Bi, Cr, Fe, P, Pt e Sn) 40-85 (Al, As, Cd, Si, Ti, V, W e Zn) | Dolar <i>et al.</i> (2016) |

Continuação Tabela 3 – Efetividade do tratamento de lixiviado de aterros sanitários utilizando o processo de C/F.

| Coagulante | Dosagem (mg.L ⁻¹) | Dosagem (mg.L ⁻¹) | pH | Remoção de DQO (%) | Remoção de Matéria Orgânica (%) | Remoção de N-NH ₃ (%) | Remoção de Turbidez (%) | Remoção de Cor (%) | Remoção de Metais (%) | Referência |
|--|-------------------------------|-------------------------------|-----|--------------------|---------------------------------|----------------------------------|-------------------------|--------------------|-----------------------|----------------------------------|
| Al ₂ (SO ₄) ₃ ·16H ₂ O | 10000 | – | 4,8 | 85,4 | – | 47,6 | – | – | – | Lim <i>et al.</i> (2012) |
| Al ₂ (SO ₄) ₃ ·17H ₂ O | 800 | – | 6,0 | 27,1 | – | – | 93,2 | 84,3 | – | Marañón <i>et al.</i> (2009) |
| Al ₂ (SO ₄) ₃ ·18H ₂ Oa | 10000 | – | 6,5 | 63 | – | – | – | 82 | – | Al-Hamadani <i>et al.</i> (2011) |
| <i>Psyllium husk</i> | 400 | | | | – | – | – | | – | |

Continuação Tabela 3 – Efetividade do tratamento de lixiviado de aterros sanitários utilizando o processo de C/F.

| Coagulante | Dosagem (mg.L ⁻¹) | Dosagem (mg.L ⁻¹) | pH | Remoção de DQO (%) | Remoção de Matéria Orgânica (%) | Remoção de N-NH ₃ (%) | Remoção de Turbidez (%) | Remoção de Cor (%) | Remoção de Metais (%) | Referência |
|-------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-----|--------------------|---------------------------------|----------------------------------|-------------------------|--------------------|-----------------------|----------------------------------|
| Alumínio | 5,000 | – | 7,0 | 64,4 | – | – | – | 77,8 | – | Rasool <i>et al.</i> (2016) |
| <i>O. basilicum</i> | (Ratio 1:1) | | | | – | – | – | | – | |
| Cloreto de Polialumínio | 600 | – | 5,5 | 61 | – | – | – | – | – | Shu <i>et al.</i> (2016) |
| Cloreto de Polialumínio | 7200 | – | 7,5 | 64 | – | – | – | 80 | – | Al-Hamadani <i>et al.</i> (2011) |
| Solo de Laterita | 14000 | – | 2,0 | 65,7 | – | 41,2 | – | 81,8 | – | Lim <i>et al.</i> (2012) |

Fonte: Adaptado de Khoo *et al.* (2020)

III.4.1.1 - Lodo formado na coagulação/floculação

O lodo é definido como um resíduo sólido gerado no processo de tratamento de águas residuárias, segundo a Norma Nº 498, de 19 de agosto de 2020, do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). O lodo formado na coagulação geralmente se encontra nas fases líquidas ou semissólidas, com a porcentagem de massa variando entre 0,25-12% da massa de sólidos totais (METCALF; EDDY, 2016). Tais variações ocorrem devido à metodologia utilizada, as concentrações de químicos e a composição do lixiviado. O lodo gerado na C/F, quando se utiliza sais metálicos, apresenta uma coloração bem escura, e pode haver uma coloração avermelhada na superfície, caso contenha íons de ferro (METCALF; EDDY, 2016).

De acordo com Batista *et al.* (2015), o processo de tratamento de efluentes pode gerar diferentes tipos de lodos, no Quadro 1 é possível comparar os tipos de lodos existentes, suas origens e características.

O lodo é considerado um problema dentro do tratamento de lixiviado, visto que ele pode possuir componentes tóxicos. O seu reúso ou disposição final são complexos e pode necessitar de tratamentos antes da disposição final, como redução de volume por exemplo. Sendo assim, é de suma importância realizar o tratamento e o descarte correto do lodo. Dentre os processos de tratamento, geralmente é necessário realizar uma redução do volume do lodo, concentrando os sólidos. Os processos variam com o tipo de lodo a ser tratado, pois eles podem ser provenientes de processos físicos, biológicos, químicos e cada um terá sua especificidade (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2008).

O tratamento do lodo deve ser muito bem estudado, visto que os custos associados a ele podem representar 50% ou mais do custo total do sistema de tratamento adotado (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2008). Durante o planejamento, devem ser considerados fatores como o volume do lodo gerado, suas propriedades, concentração de sólidos, opções de disposição do resíduo, entre outros (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2008).

Quadro 1: Origem e Características por Tipo de Lodo Gerado no Tratamento de Esgoto

| Tipo de lodo | Origem | Características |
|-------------------------------|--|---|
| Lodo primário ou bruto | Proveniente do tratamento primário do esgoto e normalmente é obtido por sedimentação. | Possui uma coloração acinzentada, é pegajoso, de odor desagradável e decompõe-se facilmente. |
| Lodo digerido | Processos de estabilização de lodos | Apresenta redução de sólidos suspensos voláteis (SSV) superior a 40%, dependendo do processo empregado. Quando bem digerido não possui odor desagradável. |
| Lodo aeróbio não estabilizado | Sistemas de lodos ativados e em reatores aeróbios com biofilmes – alta carga (von Sperling e Gonçalves, 2001). | Compreende a biomassa de microrganismos aeróbios, gerada nos processos metabólicos de degradação da matéria orgânica, descartada do sistema. Necessita de processo de digestão complementar. |
| Lodo aeróbio estabilizado | Lodos ativados com aeração prolongada e reatores aeróbios com biofilmes – baixa carga (von Sperling e Gonçalves, 2001) | Constitui o lodo excedente, resultante de respiração endógena prevalectante, com um menor teor de matéria orgânica e maior quantidade de sólidos inorgânicos, não havendo necessidade de uma etapa posterior de digestão. |
| Lodo anaeróbio estabilizado | Processos de degradação da matéria orgânica, em condições anaeróbias. Ocorrência em reatores anaeróbios e no fundo de lagoas de estabilização. | Lodo com menor teor de matéria orgânica, quanto melhor a digestão, menor o potencial de geração de odor. |
| Lodo misto | Tratamento conjunto de lodos excedentes, de origem em tratamentos primário e secundário. | Suas características são uma composição dos lodos que lhe deram origem. |
| Lodo químico | Produzido em estações de tratamento onde se tem uma etapa físico-químico de tratamento da fase líquida. | |

Fonte: Adaptado de Batista *et al.* (2015)

O tratamento do lodo pode incluir diversas etapas, incluindo:

- **Condicionamento:**

Esta etapa é utilizada com o intuito de aprimorar a performance do espessamento e desidratação do lodo, minimizando os custos com os tratamentos posteriores. Há dois tipos de condicionantes químicos, os coagulantes inorgânicos e os polieletrólitos orgânicos sintéticos. Os coagulantes inorgânicos, como cal ou sais ferrosos, atraem as partículas coloidais, formando uma matriz inorgânica no lodo orgânico, facilitando a operação de desidratação. Já os polieletrólitos orgânicos sintéticos podem aumentar o tamanho das partículas sólidas, facilitando tanto o espessamento quanto a desidratação. Além disso, geralmente são utilizados em quantidades menores que os coagulantes inorgânicos (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2008).

- **Estabilização:**

A estabilização é um método que tem como objetivo destruir organismos patogênicos, remover compostos tóxicos, minimizar odores e modificar o resíduo para que se torne menos atrativo a vetores, como mosquitos e roedores (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2008). De acordo com Batista *et al.* (2015), o processo de estabilização pode ser biológico, com o uso de bactérias; químico, empregando produtos químicos, como a cal; e térmico, pela ação do calor.

- **Espessamento e desidratação:**

O objetivo desses processos é reduzir ao máximo o volume de lodo a ser descartado, a partir da concentração e da desidratação desse resíduo. Os processos geralmente são subsequentes, uma vez que a desidratação apresenta uma melhor performance quando o efluente contém mais de 5% de sólidos (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2008). Quanto ao espessamento, as técnicas mais utilizadas são decantadores, flotação por ar dissolvido, prensa parafuso, tambores rotativos, entre outros. Já as técnicas mais utilizadas de desidratação são a filtração por pressão, centrifugação, lagoa de secagem, etc. O processo de espessamento promove uma concentração na faixa de 5-15% de sólidos em peso, enquanto a desidratação varia entre 50-60% de sólidos (WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2008).

Sendo assim, é possível perceber a enorme gama de possibilidades de tratamentos para esse resíduo, de acordo com as suas características e especificidades. Já as disposições finais mais comuns são a incineração, oxidação ao ar úmido, secagem térmica e recirculação ao aterro sanitário (Andreoli *et al.* 2007).

De acordo com Kelessidis *et al.* (2012), uma variedade de métodos é utilizada para o tratamento de lodo proveniente do tratamento de esgoto. Segundo o autor, na etapa de estabilização os métodos mais utilizados são a digestão aeróbia e anaeróbica, sendo aplicados em cerca de 69% a 84% dos países europeus. Estabilização química e outros condicionamentos químicos são os métodos menos utilizados. Ainda de acordo com Kelessidis *et al.* (2012), o processo de desidratação do lodo de esgoto parece ser uma etapa essencial no tratamento, porém, nos países europeus, por conta das condições climáticas, normalmente são utilizados métodos mecânicos, ao invés de leitos de secagem. No Quadro 2 são apresentados os métodos de desidratação utilizados majoritariamente na Europa.

Quadro 2 – Métodos de desidratação de lodo de esgoto utilizados nos países europeus.

| Métodos de Desidratação Utilizados na Europa | | | | |
|---|--------------------------|----------------------|-------------------|----------------------------------|
| Países | Leitos de Secagem | Filtro Prensa | Centrífuga | Prensa de filtro de Cinto |
| Áustria | | x | x | x |
| Dinamarca | | x | x | x |
| Alemanha | | x | x | |
| Irlanda | x | | x | x |
| Itália | | | x | x |
| Luxemburgo | x | x | x | x |
| Espanha | x | x | x | x |
| Suécia | x | x | x | x |
| Reino Unido | | | x | x |
| Bulgária | | x | | |
| Chipre | | x | x | |
| Hungria | | | x | x |
| Polónia | x | x | x | x |
| România | x | | | |
| Eslovênia | | x | x | x |

Fonte: Adaptado de Kelessidis *et al.* (2012)

De acordo com Cossu *et al.* (2019), o processo de coagulação/floculação gera lodo com pH ácido e rico em metais, dependendo da matriz trabalhada. Tais características podem tornar o tratamento e a disposição final do rejeito mais complicados, em alguns casos podem ser necessários, e recomendados, a adição de soda cáustica para ajustar seu pH.

No Quadro 3 são apresentados alguns aspectos analisados e seus índices de utilização em relação a diferentes tipos de processo de secagem.

Quadro 3: Índice de uso de aspectos essenciais nos processos de secagem.

| Aspecto Analisado | Leitos e Lagos de Secagem | Filtro Prensa de Esteira | Filtro de Prensa de Placas | Centrífugas | Filtro a Vácuo |
|-------------------------------------|---------------------------------|--------------------------------|------------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|
| Espaço Ocupado | Alto | Baixo | Baixo | Baixo | Médio |
| Manutenção | Baixa | Baixa | Médio | Alta | Média |
| Facilidade Operacional | Baixa | Alto | Baixa | Alta | Média |
| Tipo de Operação | Descontínua e geralmente manual | Contínua e automática | Descontínua e manual ou automática | Contínua e automática | Contínua e automática |
| Consumo de Produtos Químicos | Nulo | Médio | Médio | Médio | Médio |
| Consumo de Energia | Eventual, baixo | Baixo | Baixo | Alto | Médio |
| Consumo de Utilidades | Nulo | Baixo | Médio | Baixo | Médio |
| Eficiência | Variável, depende do clima | Alta na maioria das aplicações | Alta na maioria das aplicações | Média na maioria das aplicações | Média na maioria das aplicações |
| Custo de Equipamentos | Baixo | Médio | Alto na maioria das aplicações | Alto | Médio a alto |
| Custo de Construção Civil | Variável* | Médio | Alto | Médio | Médio |

Fonte: Mortara *et al.* (2011)

As partículas no lodo interagem fortemente umas com as outras, evitando sua sedimentação, aumentando resistência à filtração e reduzindo sua compressibilidade. Sendo assim, é necessário que as forças de desidratação sejam aplicadas diretamente à fase sólida do lodo (WAKEMAN, 2007).

Os equipamentos de filtração mais adequados para a desidratação do lodo sofreram significativas transformações em seus *designs*, com o intuito de atender as características intrínsecas do lodo. As propriedades mais importantes são a compressibilidade do lodo e o tamanho de suas partículas finas, que direcionam as tortas do lodo, com teores elevados de sólidos, próximo ao meio filtrante (WAKEMAN, 2007). Portanto, a prensa de placa de membrana, o filtro de esteira e o decantador centrífugo são

os equipamentos mais amplamente utilizados na desidratação do lodo, proveniente do tratamento de esgoto. Devido à pressão dos filtros é possível obter uma torta mais seca, mas o nível de desidratação depende das características do lodo (WAKEMAN, 2007).

A variação das propriedades do lodo afeta sua filtração da seguinte forma (WAKEMAN, 2007):

- a composição do lodo é primordial para o controle da resistência da torta, fluxo de filtração e para o teor de umidade da torta;
- o lodo necessita de um pré-tratamento com floculação para reduzir a quantidade de partículas finas, que afetam negativamente o processo de filtração;
- a idade do lodo é um fator que implica diretamente nas propriedades da filtração;
- as tortas filtradas variam significativamente entre moderadamente concentradas e muito concentradas.

Diversos tipos de filtros prensa são utilizados no processo de desidratação do lodo, sendo eles: o filtro prensa de placa e de quadro, a prensa de placa rebaixada e a prensa de placa de membrana, por exemplo (WAKEMAN, 2007). As placas de filtro possuem um tamanho usual de 1,5 m x 1,5 m. As placas de 2 m x 2 m estão se tornando cada vez mais comuns, mas placas maiores estão sendo desenvolvidas. Na desidratação de águas residuais 60 câmaras em uma prensa de placa de membrana não são incomuns (WAKEMAN, 2007).

Os filtros prensa de placa de membrana utilizam da capacidade de compressibilidade do lodo, fazendo com que seja uma das técnicas mais utilizadas para a desidratação dele. Um ciclo de filtração típico envolve as seguintes etapas: alimentação do lodo; comprimir a torta, inflando as membranas; sopro de ar através da membrana; lavagem e/ou sobre da membrana (WAKEMAN, 2007). A compressão da torta é influenciada pelos diafragmas, que são pressurizados até 16 bar, com o intuito de reduzir o teor de umidade da torta, vulgo aumentar o volume de líquido recuperado (WAKEMAN, 2007).

Segundo Wakeman (2007), os filtros prensa de esteira/correia são caracterizados por dois filtros de panos tensionados e contínuos. O lodo é alimentado na correia inferior e a desidratação inicial ocorre por gravidade. Conforme o lodo percorre a esteira, ele chega a uma zona onde ocorre uma progressiva compressão do resíduo pela pressão

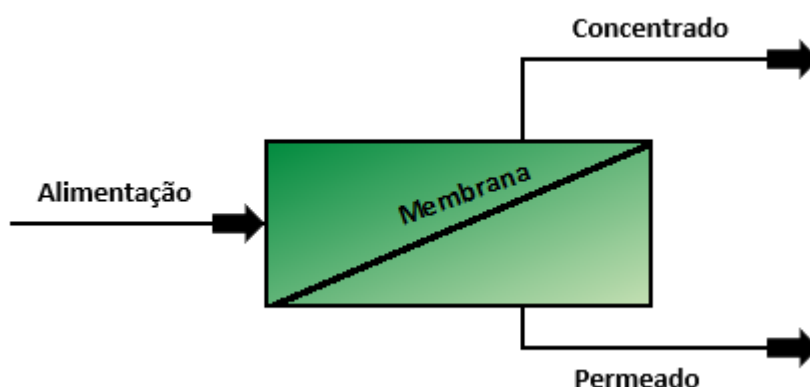
realizada pelas correias superior e inferior. A torta é fortemente comprimida, à medida que os panos se movem sobre uma sequência de rolos de diâmetro cada vez menores.

Uma característica importante para o sucesso de uma operação de desidratação utilizando o filtro prensa de correia é que a corrente de alimentação deve ter sido floculada. A floculação auxiliar a evita o cegamento dos panos e facilita a desidratação por gravidade, na fase inicial do processo (WAKEMAN, 2007). Além disso, as correias devem passar por etapas de lavagem, realizadas no ciclo de retorno das mesmas, com vazões de água que representam 50-200% da corrente de alimentação do lodo.

III.4.2 - Processo de Separação por Membrana

Segundo Habert *et al.* (2006), a membrana é uma barreira semipermeável que separa duas fases e que restringe total ou parcialmente o transporte de uma ou várias espécies químicas presentes nas fases. Na Figura 7, é possível visualizar a representação de um processo de separação por membrana. O concentrado é a corrente que contém a maior concentração de espécies químicas, com baixa permeabilidade, e que foram retidas pela membrana. Já o permeado é a corrente que transpassa a membrana e nele são encontradas poucas ou nenhuma partícula maior que o tamanho dos poros da membrana.

Figura 7 – Representação esquemática de um processo de separação por membrana



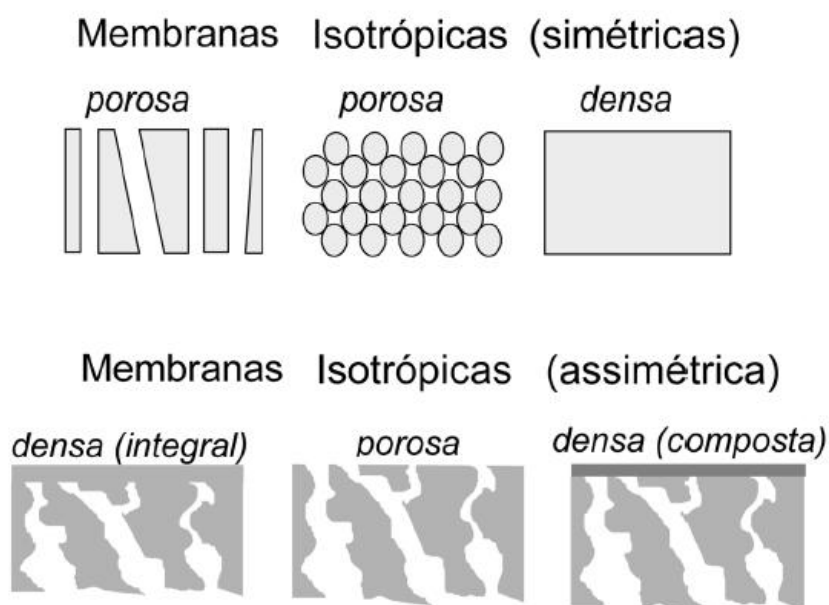
As membranas podem ser classificadas em duas grandes categorias, dependendo de sua morfologia, sendo elas: densas ou porosas. As membranas densas não apresentam poros e a difusão das espécies químicas ocorre no espaço livre entre as cadeias poliméricas, já nas membranas porosas, é possível identificar a presença de poros. As características da superfície da membrana que estão em contato com a solução a ser separada é que vão definir qual tipo de membrana será utilizada (HABERT *et al.*, 2006). As membranas densas ou porosas podem ser isotrópicas ou anisotrópicas, isto é, podem

ou não apresentar a mesma característica morfológica ao longo de sua espessura (HABERT *et al.*, 2006).

Além disso, as membranas podem ser simétricas ou assimétricas. As membranas simétricas, são homogêneas ao longo de toda a sua seção transversal, enquanto as assimétricas se caracterizam pelas diferenças nos tamanhos dos poros e ou presença de camadas densas na seção transversal. As membranas comercializadas atualmente são sintéticas, sendo produzidas principalmente por materiais poliméricos (HABERT *et al.*, 2006). Na Figura 8, observa-se detalhes da morfologia das membranas sintéticas e suas características.

Figura 8 – Representação esquemática da seção transversal de diferentes tipos de membranas sintéticas.

MORFOLOGIA DE MEMBRANAS SINTÉTICAS



Fonte: Habert *et al.* (2006)

Os processos de separação por membranas em sua grande maioria são atérmicos, logo, utilizam como força motriz o gradiente de potencial químico, podendo ser expresso em termos de gradiente de pressão e de concentração (ou pressão parcial). Além disso, dependendo da morfologia da membrana e do tipo de força motriz empregada, o transporte das espécies químicas pode ocorrer tanto por mecanismos de convecção quanto de difusão (HABERT *et al.*, 2006).

Os processos que utilizam membranas porosas são os de microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e diálise (D). Nesses métodos, a capacidade de seletividade está relacionada com o tamanho dos poros da membrana e o tamanho das

partículas ou espécies presentes (HABERT *et al.*, 2006). O transporte para membranas porosas pode ser tanto convectivo quanto difusivo, a depender do tipo de força motriz a ser aplicada. Para o PSM por meio de MF, UF e NF, esse transporte se dá por meio de convecção, uma vez que a força motriz aplicada é o gradiente de pressão (HABERT *et al.*, 2006).

Os métodos que empregam membranas densas, sendo elas compostas ou não, como a osmose inversa (OI), pervaporação (PV) e permeação de gases (PG), juntamente com a Diálise (D), membrana porosa, possuem fluxo de permeado difusivo. Independentemente da força motriz aplicada ao processo, a capacidade seletiva depende da afinidade das diferentes espécies com o material da membrana e da difusividade das mesmas (HABERT *et al.*, 2006).

O processo de separação por membranas pode ser caracterizado por duas medidas distintas, a capacidade seletiva da membrana, que, dependendo do tipo de processo, é definido de diversas formas, assim como pelo fluxo de permeado, que representa a vazão pela área da membrana (HABERT *et al.*, 2006). O coeficiente de rejeição (R) é uma relação entre a concentração inicial da espécie na alimentação (C_0), com a concentração dela no permeado (C_p), e pode variar de 0 a 1. Quando o PSM apresenta $R=1$, é um excelente indicativo que a espécie em questão não está presente no permeado, ou seja, a membrana foi capaz de rejeitar totalmente a espécie em questão. Já quando temos $R=0$, nos indica que não há nenhum processo de separação, ou seja, a concentração do permeado é a mesma de alimentação (HABERT *et al.*, 2006).

O PSM vem sendo cada vez mais utilizados em processos devido sua tecnologia avançada. Além disso, existem algumas outras vantagens atreladas ao processo. O baixo consumo de energia, quando comparado a outros processos de separação, é um ponto relevante na hora da escolha do método a ser utilizado. O motivo do custo mais baixo é devido a não mudança de fase para que seja viável fazer a separação, o que acaba sendo vantajoso também por não necessitar a mudança de temperatura, ainda mais se forem espécies termolábeis, (HABERT *et al.*, 2006).

Ainda de acordo com Habert *et al.* (2006), o PSM é relativamente simples no quesito do escalonamento operacional, assim como sua operação, não precisando assim de mão de obra intensiva. O dimensionamento da planta necessária pode ser feito através de escalas pilotos com a mesma dimensão de membrana a ser utilizada na indústria.

As membranas poliméricas podem ser hidrofóbicas ou hidrofílicas. Membranas hidrofóbicas não têm afinidade pela água, gerando *fouling* na membrana. *Fouling* é a

ocorrência da adsorção de componentes hidrofóbicos e anfóteros nas membranas hidrofóbicas (PERTILE *et al.*, 2013).

Membranas poliméricas produzidas em materiais hidrofóbicos, como o polipropileno (PP) e o polietileno (PE), acabam gerando a ocorrência de *fouling*. As membranas hidrofóbicas, não possuem afinidade por água, e sim por outros componentes, hidrofóbicos ou anfóteros, o que acaba causando a adsorção destes compostos em sua superfície (VICKERS *et al.* 2005). Segundo Hwang *et al.* (2011), ao longo do tempo a membrana vai acumulando material adsorvido, bloqueando os poros, o que faz com que o fluxo vá diminuindo com o uso da membrana.

A geração de concentrado durante o tratamento por membranas é um dos maiores limitantes do processo. Afinal, o volume de concentrado gerado é relevante e necessita de um gerenciamento/tratamento. Segundo Costa *et al.* (2019), o concentrado geralmente é tratado ou retorna para o aterro sanitário; no entanto, é necessário desenvolver tratamentos e outras formas de descarte do concentrado que sejam economicamente viáveis. O gerenciamento do concentrado será melhor discutido nos próximos tópicos.

III.4.2.1 - Osmose Inversa

De acordo com Pertile *et al.* (2013), o processo de OI consiste no transporte de solvente através de uma membrana semipermeável, dada pela diferença de pressão aplicada, que deve ser maior que a pressão osmótica sobre o concentrado para que o processo ocorra. Segundo os autores, o mecanismo de transporte ocorre por solução-difusão, mecanismo no qual o solvente e o soluto se dissolvem na camada superficial densa da membrana, difundindo-se de forma separada pelo gradiente de potencial químico de cada espécie, e as espécies atravessam a membrana dependendo de suas formas, tamanhos e até suas cargas, que podem interagir com o material da membrana.

Para uma concentração mássica igual entre solutos de baixa e alta massa molar, os solutos de baixa massa molar necessitam de uma pressão osmótica muito mais elevada do que solutos com alta massa molar, ou solutos que estejam presentes grandes moléculas ou na forma de suspensões. Logo, a pressão osmótica consiste em uma propriedade coligativa, dependendo da concentração de partículas, íons ou moléculas. Tal característica faz com que a pressão utilizada no processo de OI seja maior do que outros tipos de PSM, (HABERT *et al.*, 2006)

Segundo Tang *et al.* (2013), para que o processo de OI seja utilizado, é indispensável a utilização de um pré-tratamento com agente químicos, para que estes contribuam com a estabilidade do sistema, reduzindo a concentração de íons capazes de interagir com o material da membrana.

Chamon *et al.* (2011) afirmam que para que o PSM por OI ocorra de forma adequada, é essencial que alguns dados sejam monitorados e interpretados durante a operação. A pressão, concentração de sais, temperatura e vazão são facilmente monitorados, e podem indicar a presença de *fouling* nas membranas, assim como outros problemas. De acordo com Meier *et al.* (2021), o processo de OI com pressões de até 120 bar, se mostram muito confiáveis e com cerca de 75-90% de recuperação de água. No entanto, para pressões acima de 200 bar, acabam se tornando menos eficientes devido ao aumento do *fouling*.

Segundo Meier *et al.* (2021), as primeiras plantas de tratamento de lixiviado de aterro sanitário por OI, foram implementadas em 1984 na Suíça, e devido à grande rejeição de material no PSM por OI, se tornou um método altamente utilizado ao longo do tempo. A vantagem da utilização do processo de OI está nos rendimentos de purificação que se aproximam de 100% para diversos parâmetros estabelecidos na legislação, inclusive de sais monovalentes, como o cloreto. Além disso, é um processo que os equipamentos necessários requerem baixo espaço físico (SOARES *et al.* 2017), podendo ser facilmente adotados.

III.6 - Estimativa de custos

Com a rota de um processo estabelecida, assim como seu *design* e parâmetros bem definidos é possível realizar as estimativas de custos de forma precisa, pois todas as especificações são conhecidas, segundo Peter e Timmerhaus (1991). A estimativa de custos serve como base para o investidor mensurar quanto deve ser investido no projeto. De acordo com Peter e Timmerhaus (1991), diferentes tipos de custos precisam ser considerados, tais como: os custos fixos, custos diretos do processo, mão de obra, manutenção, energia e outras utilidades importantes no projeto.

Segundo Seider *et al.* (2016), para realizar a estimativa de custo, devemos considerar as Despesas de Capital (CAPEX) e as Despesas Operacionais (OPEX). No CAPEX, consideramos as despesas de capital como o investimento em equipamentos principais, periféricos e outros custos de instalações. Podem ser considerados também, de

acordo com cada caso, a amortização² e a depreciação³. O estudo de Seider *et al.* (2016) indica que além desses gastos diretos, devemos considerar também o OPEX, no qual são considerados os custos indiretos com a operação do projeto. Tais custos incluem as manutenções, utilitários, como energia, mão de obra, taxas, serviços, entre outros. Segundo Swan *et al.* (2003) o custo para adquirir os equipamentos e realizar a manutenção deles pode ser maior do que 50% do custo total do projeto.

Kiliç *et al.* (2007) estimou o custo para dois tipos de tratamentos combinados de lixiviado de aterro sanitário. No estudo, foram considerados os seguintes processos combinados: pré-tratamento com soda cáustica, remoção de amônia e neutralização; e coagulação química, remoção de amônia e adsorção com carvão ativado granular. No cálculo dos custos foram considerados: os custos com construção e compra de equipamentos, assim como o custo operacional com mão de obra, manutenção, substâncias químicas, disposição do lodo e consumo de energia. O custo de investimento estimado foi de US\$ 646.750,00 para o tratamento com soda cáustica e de US\$ 2.319.500,00 para o tratamento com coagulante químico e adsorção com carvão ativado granular, considerando o tratamento diário de 350 m³ de lixiviado, resultando em um custo de 5,13 USD/m³ e 18,4 USD/m³, respectivamente.

Já Tripathy *et al.* (2018) estimou o custo de tratamento de lixiviado por C/F e posteriormente por *microwave persulfate* (MW-PS). O custo do pré-tratamento por C/F foi estimado em 4,5 USD/m³, e o pós tratamento com MW foi de 12,3 USD/m³. No entanto, o processo completo com C/F e MW-PS foi de 46,2 USD/m³, o aumento do custo se deve ao uso do PS.

² Na Contabilidade, corresponde ao valor da depreciação de um ativo. Do ponto de vista financeiro, é o pagamento principal de uma dívida (ASSAF, 2018).

³ Na contabilidade é descrita como a dedução anual de certa porcentagem do valor de compra escriturado de bens, que corresponde à desvalorização anual por desgaste e uso. (DEPRECIÇÃO, 2020)

Capítulo IV - Materiais e Métodos

Neste capítulo serão descritos os materiais e métodos a serem utilizados na estimativa preliminar dos custos de tratamento do lixiviado de aterro. Inicialmente, é apresentada uma descrição do aterro estudo de caso e da rota de tratamento do lixiviado definida no presente trabalho. Em seguida, a metodologia para estimativa de custos. Destaca-se que, diferente de outros trabalhos da literatura, neste estudo iremos comparar os custos do processo combinado, C/F e OI, considerando o tratamento do lodo sedimentado gerado (Rota 1) e o tratamento do lixiviado bruto apenas por OI (Rota 2).

IV.1 - Estudo de caso

O presente estudo baseou-se nos processos de tratamento de lixiviado propostos por Alfaia (2019). Foram avaliadas 6 rotas de pré-tratamento por C/F, utilizando diferentes agentes coagulantes como FeCl_3 , $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ e Acquapol, seguido de duas rotas de tratamento por PSM, sendo elas NF e OI. O lixiviado tratado foi proveniente de um aterro de resíduos de grande porte, localizado na Região Metropolitana do Rio de Janeiro – denominado aterro de estudo de caso.

O aterro de resíduos sólidos, denominado estudo de caso, é um aterro controlado, localizado na Região Metropolitana do Rio de Janeiro no bairro Bangu ($22^\circ 50' 34''\text{S}$ $43^\circ 28' 32''\text{W}$). O aterro de resíduos possui uma área de 355.000 m^2 e foi encerrado em 2014. Antes do encerramento, o aterro recebia cerca de 2.525 toneladas/dia de resíduo. Atualmente, 200 m^3 de lixiviado é gerado diariamente (PMGIRS, 2015).

Alfaia (2019) realizou testes em escala de bancada com três métodos diferentes de pré-tratamento por C/F, seguido pelo PSM com duas membranas de OI e três membranas de NF. Para o pré-tratamento por C/F foram empregados três coagulantes (FeCl_3 , $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ e Acquapol), em concentrações, pHs e velocidades distintas. Já para o PSM foram realizados testes com dois modelos de membranas de OI, sendo elas a BW30 e a X201, e três modelos de membranas de NF, a NP010, a NP030 e a XN45. Segundo Alfaia (2019), a melhor opção para o tratamento de lixiviado foi por meio da rota na qual é realizada a C/F com agente coagulante FeCl_3 em concentração de 4.200mg/L e $\text{pH} = 6$, seguido do PSM com OI de modelo X201 com duplo passe, cuja recuperação é de 63,7%.

O processo de tratamento nas condições ideais definidas pela autora foi capaz de enquadrar o efluente aos padrões de descarte definidos pela Resolução CONAMA 430 2011.

Na Tabela 4 são resumidos os principais parâmetros de processo obtidos por Alfaia (2019) nos processos de C/F e OI.

Tabela 4: Condições operacionais ideais do processo de C/F em escala de bancada e recuperação do sistema com membrana.

| Parâmetros | Valor |
|---------------------------------------|--------------|
| Concentração FeCl ₃ (mg/L) | 4.200 |
| Tempo de mistura rápida (min) | 2 |
| Tempo de mistura lenta (min) | 20 |
| Velocidade de mistura rápida (rpm) | 150 |
| Velocidade de mistura lenta (rpm) | 60 |
| Tempo de sedimentação (min) | 120 |
| Volume de lodo gerado (mL/L) | 159 |
| Recuperação da Membrana | 63,7% |

Fonte: Adaptado de Alfaia *et al.* (2019)

A rota de tratamento de lixiviado de aterro utilizada, baseado no que foi proposto por Alfaia (2019), é apresentada no ANEXO A.

Neste trabalho, adotaremos, portanto, essa rota de tratamento juntamente com os dados experimentais obtidos pela autora para estimar os custos de tratamento do lixiviado em escala plena. Os custos obtidos serão comparados considerando o cenário em que o lixiviado bruto seria tratado apenas pelo PSM via OI.

IV.2 - Rota de tratamento do lixiviado de aterro

Na rota 1, tem-se uma vazão diária inicial de 200 m³/dia de lixiviado bruto, que é misturada com uma vazão de 2,188 m³/dia de solução de cloreto férrico, 38,4% m/v, e uma vazão de 4,031 m³/dia de ácido sulfúrico concentrado. As vazões de cloreto férrico e ácido sulfúrico foram adaptadas à vazão diária de lixiviado. É obtida então uma solução com 4.200 mg/L de coagulante no lixiviado, a pH igual a 6,0, que passa por mistura rápida por dois minutos, e posteriormente por uma mistura lenta por 20 minutos. Esta suspensão

passa por sedimentação durante 120 minutos. Esse processo de C/F gera uma vazão diária de 48 m³ de lodo e 156,22 m³ de lixiviado pré-tratado.

O lixiviado pré-tratado segue para o duplo passe na membrana de OI, gerando um fluxo de concentrado de 99,41 m³/dia e de lixiviado tratado de 53,81 m³/dia. Os valores de DQO e N-NH₃ do lixiviado bruto, do lixiviado pré-tratado e do lixiviado tratado são respectivamente: 2.113 mg/L e 623 mg/L; 340 mg/L e 461 mg/L; e 95 mg/L e 19 mg/L. O fluxograma com as etapas e os respectivos dados de cada etapa, estão presentes no ANEXO A.

Na Tabela 5 estão presentes as vazões do processo.

Tabela 5 - Vazões do processo da Rota 1

| Parâmetros do processo | Vazões |
|------------------------------------|----------------------------|
| Vazão de lixiviado bruto | 200 m ³ /dia |
| Vazão de cloreto férrico 38,4% m/v | 2,188 m ³ /dia |
| Ácido Sulfúrico Concentrado | 4,031 m ³ /dia |
| Vazão de lodo da C/F | 48 m ³ /dia |
| Vazão de lixiviado pré-tratado | 156,22 m ³ /dia |
| Vazão de lixiviado tratado | 99,41 m ³ /dia |
| Vazão de concentrado | 53,81 m ³ /dia |

Em paralelo consideramos um processo de tratamento dos 200 m³ de lixiviado bruto gerados por dia, sendo direcionado diretamente ao PSM por OI (Rota 2). Nesse caso, consideramos o cenário de que o duplo passe direto pelo PSM sem o pré-tratamento, seja capaz de enquadrar o efluente nos parâmetros estabelecidos pela Resolução CONAMA 430 2011. A partir da recuperação foi possível estimar a vazão do lixiviado tratado e do concentrado. A Tabela 6 apresenta as vazões do processo simples de tratamento do lixiviado por OI.

Tabela 6 - Vazões do processo da Rota 2.

| Parâmetros do processo | Vazões |
|-------------------------------|----------------------------|
| Vazão de lixiviado bruto | 200 m ³ /dia |
| Vazão de lixiviado tratado | 134,83 m ³ /dia |
| Vazão de concentrado | 65,17 m ³ /dia |

IV.3 - Estimativa preliminar de custo

A estimativa dos custos será representada pelos custos de capital (CAPEX), pelos custos de operação (OPEX) e pelo custo total (CT). O estudo foi baseado nos resultados experimentais obtidos por Alfaia (2019) e foram extrapolados para um sistema real com vazão de tratamento de lixiviado pré-definida de 200 m³/dia. Os valores estimados em dólar foram convertidos para a moeda real pela taxa cambial de R\$ 5,40, referente a dezembro de 2021.

IV.3.1 – Rota 1: C/F + OI

Para o cálculo do custo fixo deve-se considerar o momento inicial de construção da infraestrutura do processo, ou seja, considerar todos os equipamentos e periféricos necessários para que o início da operação do processo de tratamento de lixiviado seja viável.

Para o processo de pré-tratamento do lixiviado por C/F considerou-se a aquisição de bombas, tanques de armazenamento, tanques de agitação e tanque de sedimentação. O tanque de agitação é onde ocorre o processo de mistura entre o lixiviado, a solução de cloreto férrico e o ácido sulfúrico. A alimentação do tanque é realizada por 3 bombas distintas, provenientes da produção de lixiviado e dos tanques de armazenamento dos reagentes, respectivamente. Após a mistura, a solução segue para o tanque de decantação, por meio de uma quarta bomba, onde será separado o sobrenadante dos flocos formados durante o processo de C/F. Em seguida, essa solução segue para um tanque de armazenamento que alimenta, através de mais uma bomba, os sistemas do PSM por OI. Há uma última bomba localizada no intermédio das membranas, para que não haja a despressurização do sistema.

Os cálculos de investimento inicial foram baseados na metodologia que Silva *et al.* (2011) utilizaram, assim como a quantidade de equipamento e seus custos. O custo destes equipamentos e das bombas de alimentação do PSM foram atualizados, utilizando-se o *Chemical Engeneering Plant Cost Index* (CEPCI), de 28% do início do ano de 2011 até setembro de 2021.

Na Rota 1 de tratamento, o sobrenadante do processo de C/F segue para o sistema de tratamento por OI. Para estimativa dos custos do PSM, inicialmente determina-se a área de membrana necessária para o processo de filtração. Em seguida, considerando que um módulo de membrana possui cerca de 33,9 m² de área, determina-se o número de módulos para o processo de OI (ALFAIA, 2019).

Para estimativa da área de membrana utilizou-se as seguintes equações 1, 2 e 3.

$$A_m = \frac{Q_e}{J} \quad (1)$$

$$Q_e = \frac{Q_p}{R_{op}} \quad (2)$$

$$Q_p = Vazão_{alimentação} * Recuperação \quad (3)$$

Por meio da vazão de alimentação do PSM e a recuperação, é possível encontrar a vazão de permeado (Q_p). Com a vazão de permeado e o a razão de tempo operacional do sistema (R_{op}) obtido por Alfaia (2019) é possível calcular a vazão de permeado efetiva (Q_e) e, conseqüentemente, a área de membrana (A_m) necessária para o tratamento, através do fluxo de permeado (J) informado pelo fabricante da membrana.

O custo das membranas e *housings* foi obtido por meio do número de módulos calculado anteriormente e o preço orçado com a empresa LENNTECH *Water Treatment Solutions* em setembro de 2021, que foi de US\$ 628,33 por módulo.

Para as estimativas do CAPEX do pré-tratamento por C/F foram consideradas as aquisições dos seguintes equipamentos: tanque de armazenamento do lixiviado, tanque de armazenamento da solução de cloreto férrico, tanque de armazenamento do ácido sulfúrico concentrado, uma bomba para cada tanque de armazenamento, totalizando 3 bombas, um tanque de agitação, um tanque de sedimentação, uma bomba entre os tanques de agitação e sedimentação e, por fim, um tanque de armazenamento do efluente pré-tratado. Além dos principais equipamentos, alguns outros equipamentos periféricos devem ser considerados nos cálculos, como válvulas, tubulações e instrumentos de controle, por exemplo medidores e transmissores, assim como seus custos de instalação.

Para as estimativas de custo do PSM por OI, considerou-se os equipamentos propostos por Alfaia (2019), sendo eles: a bomba que leva o lixiviado pré-tratado armazenado para o primeiro passo no sistema de membranas de OI, módulos de membrana de OI modelo X201 e uma bomba intermediárias entre os sistemas. A quantidade de módulos de membrana foi atualizada para tratar o volume diário proposto no estudo em questão. Além dos principais equipamentos, assim como na estimativa de custo da C/F, alguns equipamentos periféricos devem ser considerados.

Os custos de periféricos e bombas foram estimados a partir de Singh e Cheryan (1998) e Salehi *et al.* (2014), considerando um valor de U\$780 por m² de membrana. Os valores de construção e montagem foram calculados a partir dos custos dos equipamentos do processo de pré-tratamento, das membranas e *housings*, periféricos e bombas, considerando 20% em cima do somatório desses custos, de acordo com Mierzwa *et al.* (2008).

Para o PSM foi necessário considerar o CAPEX indireto. De acordo com a Agência de Proteção Ambiental dos EUA (EPA, 2015) os custos fixos indiretos estão relacionados ao valor do terreno, como os licenciamentos, experimentos de monitoramento necessários, entre outros. Para tal, utilizou-se um fator de multiplicação de 1,67, de acordo com EPA, 2005. O CAPEX total do PSM é a soma do CAPEX direto e do CAPEX indireto.

A estimativa do OPEX da Rota 1 considerou o custo energético dos processos de C/F e OI, compra de reagentes químicos para C/F, manutenções, mão de obra, limpeza química das membranas, troca dos módulos de membrana, depreciação dos equipamentos e o descarte do lodo sedimentado (DE ALMEIDA, 2018).

O consumo energético anual estipulado para os equipamentos teve como referência o estudo de Silva *et al.* (2011). Os valores de kWh por hora foram multiplicados pelo tempo operacional anual para obter o consumo de kWh anual. O custo de energia por kWh utilizado foi referente a tarifa aplicada pela Companhia responsável pelo fornecimento de energia elétrica no Estado do Rio de Janeiro correspondente ao final de 2021 (1,089 R\$/kWh). Já os custos com reagentes químicos foram calculados a partir de uma pesquisa de mercado, tendo como base o volume de lixiviado bruto que é utilizado neste estudo e a concentração necessária destas substâncias.

O custo do FeCl₃ utilizado no cálculo do consumo de matérias primas foi baseado valor de mercado encontrado no site ECHEMI, em que o custo de cada megatonelada foi de US\$ 260,00, convertendo para o volume necessário. Quanto ao custo H₂SO₄ 98%, foi

considerado o valor de aproximadamente US\$ 60,00 por tonelada, de acordo com o Grupo MB Consultores e Catalisadores (2021).

De acordo com Guerra e Pellegrino (2012), as membranas poliméricas possuem uma vida útil de 5 anos. Consideramos o custo da troca das membranas como 13% do custo fixo de membranas e *housings*. Enquanto isso, a depreciação foi calculada pela divisão do custo total fixo, menos o custo das membranas e *housings*, dividido pelo período de anos escolhidos, de acordo com Almeida *et al.* (2018). Segundo Salehi *et al.* (2014), o período de depreciação considerado deve ser de 7 a 14 anos, portanto optamos pela utilização do intervalo de 10 anos.

O custo de mão de obra foi calculado considerando 2% do investimento fixo total, segundo Guerra e Pellegrino (2012), e o custo da limpeza química das membranas levou em conta o valor de US\$ 32,00 por m² e um adicional de US\$ 50.000,00 (KRAWCZYK e JÖNSSON, 2014).

IV.3.1.1 - Gerenciamento do lodo

Na etapa de pré-tratamento da Rota 1 são gerados diariamente 48m³ de lodo sedimentado. O lodo pode ser tratado por diversos processos, incluindo sistemas mecanizados de filtração, tais como filtro prensas e prensas desaguadoras, e processos térmicos, objetivando a remoção da umidade e produção de uma torta com elevado teor de sólidos para disposição final. O método escolhido para reduzir o volume do lodo neste estudo, viabilizando sua destinação final, foi o filtro prensa, uma vez que demanda pouco espaço, é um método simples e robusto, altamente utilizado como processo de secagem de lodo ao redor do mundo e de operação fácil.

De forma geral, segundo Spellman *et al.* (1997) e Vesilind *et al.* (1980), estima-se que o custo fixo do processo de gerenciamento do lodo gerado por uma ETE é representado por 40% do CAPEX do projeto de tratamento completo, e o custo operacional por 50% do OPEX do tratamento completo também. Portanto, utilizamos estas porcentagens para a estimativa de custo do projeto da Rota 1 com o tratamento do lodo. Para o cálculo do CAPEX e OPEX do projeto final, considerando o tratamento do lodo gerado, multiplicou-se o CAPEX e o OPEX da Rota 1, sem o tratamento do lodo, pelos fatores 1,4 e 1,5, respectivamente.

IV.3.2 – Rota 2: OI

De forma análoga às estimativas de custo do tratamento combinado, para o tratamento simples também nos baseamos na metodologia utilizada por Silva *et al.* (2011). O custo das bombas de alimentação do PSM foi atualizado, utilizando-se o CEPCI conforme informado na metodologia da Rota 1. Já custo das membranas e *housings* foi obtido por meio do número de módulos de membrana calculado utilizando as Equações 1, 2 e 3 apresentadas no item 3.1 e o preço orçado com a empresa LENNTECH Water Treatment Solutions em setembro de 2021, que foi de US\$ 628,33 por módulo.

Para as estimativas de custo do PSM por OI, considerou-se os equipamentos propostos por Alfaia (2019), sendo eles: a bomba que leva o lixiviado bruto para o primeiro passo no sistema de OI, módulos de membranas de OI X201 e uma bomba intermediária entre os sistemas de membrana.

Para o cálculo dos custos de periféricos, bombas, construção, montagem e do CAPEX indireto, utilizamos as mesmas metodologias apresentadas para estimativa de custo do CAPEX da Rota 1.

Também foi necessário estimar os custos de operação, denominado de OPEX, tais custos incluem o gasto energético, manutenções, mão de obra, troca dos módulos da membrana, depreciação dos equipamentos e limpeza química das membranas, (DE ALMEIDA, 2018).

O consumo energético anual estipulado para os equipamentos teve como referência o estudo de Silva *et al.* (2011) e o custo de energia por kWh utilizado foi referente a tarifa da LIGHT correspondente ao final de 2021, de forma análoga à Rota 1.

Os custos referentes à troca de membranas, depreciação, mão de obra e regeneração das membranas foram calculados pela mesma metodologia apresentada na Rota 1.

IV.3.3 - Custo Total

O custo total do projeto foi calculado por meio da equação 4 (TURTON *et al.*, 2009):

$$CT = \frac{CAPEX}{Vt*n} + \frac{OPEX}{Vt} \quad (4)$$

O Vt é referente ao volume total (m³) de lixiviado tratado ao ano, calculado por meio da vazão de alimentação (m³/h) do PSM, o tempo operacional, utilizados no trabalho

de Alfaia (2019) e a recuperação da membrana. Para tal cálculo, foram considerados os períodos de operação (n) utilizados por Almeida (2018), de 15, 20, 30, 35 e 40 anos.

Capítulo V - Resultados e Discussão

V.1 - CAPEX

Por meio das equações 1, 2 e 3 apresentadas na metodologia, foi possível obter o número de módulos de membrana necessários para as duas rotas propostas. A Tabela 7 apresenta os parâmetros utilizados e os resultados obtidos.

Tabela 7 - Parâmetros de projeto e resultados obtidos considerando as duas rotas de tratamento avaliadas.

| Parâmetros do projeto e operacionais | | Valor | |
|---|-------|-----------|--------|
| Recuperação (%) | | 63,7 | |
| Vazão de alimentação da Rota 1 (L/h) | Q_p | 4,1 | |
| Vazão de alimentação da Rota 2 (L/h) | Q_p | 5,3 | |
| Razão de tempo operacional | | 0,94 | |
| Vazão efetiva de alimentação Rota 1 (L/h) | Q_e | 4,4 | |
| Vazão efetiva de alimentação da Rota 2 (L/h) | Q_e | 5,6 | |
| Fluxo de permeado (L/m ² .h) | | J | 0,051 |
| Área de membrana da Rota 1 (m ²) | | A_m | 86,16 |
| Área de membrana da Rota 2 (m ²) | | A_m | 110,30 |
| Área de um módulo de membrana (m ²) | | A_m/m^2 | 33,9 |
| Número de módulos de membranas da Rota 1 | | | 6 |
| Número de módulos de membranas da Rota 2 | | | 8 |

A partir da metodologia apresentada, obteve-se o CAPEX do projeto da Rota 1, com C/F e PSM por OI, além do tratamento do lodo gerado. O CAPEX total do pré-tratamento e do PSM, foram calculados separadamente. A soma dos dois processos resulta no cálculo do CAPEX total da Rota 1, sem o tratamento do lodo. E a partir deste valor, foi possível obter o valor de CAPEX total com o tratamento do lodo.

A Tabela 8 apresenta os custos dos equipamentos utilizados na Rota1, assim como o custo de periféricos, construção, montagem e do tratamento do lodo gerado na C/F.

Tabela 8 - CAPEX da Rota 1.

| PRÉ-TRATAMENTO POR C/F | Valores |
|--|------------------|
| Custo do Tanque de agitação | R\$ 38.400,00 |
| Custo do Sedimentador | R\$ 38.400,00 |
| Custo do Tanque de armazenamento FeCl ₃ | R\$ 64.000,00 |
| Custo do Tanque de armazenamento H ₂ SO ₄ | R\$ 48.640,00 |
| Custo do Tanque de armazenamento de pré-tratado | R\$ 38.400,00 |
| Custo da Bomba dosadora de lixiviado | R\$ 4.480,00 |
| Custo da Bomba dosadora de FeCl ₃ | R\$ 7.040,00 |
| Custo da Bomba dosadora de H ₂ SO ₄ | R\$ 7.040,00 |
| Custo da Bomba de retirada do tanque de agitação | R\$ 25.600,00 |
| Custo da Bomba de retirada do sedimentador | R\$ 25.600,00 |
| Custo dos equipamentos de pré-tratamento do lixiviado | R\$ 297.600,00 |
| OSMOSE INVERSA | |
| Membranas e <i>Housings</i> | |
| Custo m ² das membranas (R\$/m ²) | R\$ 123,05 |
| Área de um módulo de membrana (m ²) | 33,90 |
| Número de módulos necessários | 6,00 |
| Custo de membranas e <i>housings</i> | R\$ 25.028,37 |
| Bombas | |
| Custo das Bombas de alimentação do PSM | R\$ 51.200,00 |
| Periféricos | |
| Custo de Tubulações, válvulas, estruturas, controle e instrumentação | R\$ 856.720,80 |
| Custo de periféricos | R\$ 856.720,80 |
| Construção e montagem | |
| Custo de construção e montagem | R\$ 246.109,83 |
| Cálculo dos custos diretos de capital | |
| CAPEX direto | R\$ 1.179.059,00 |
| CAPEX indireto | R\$ 1.969.028,54 |
| Cálculo do CAPEX total | |
| CAPEX | R\$ 3.148.087,54 |
| TRATAMENTO COMBINADO | |
| CAPEX | R\$ 3.445.687,54 |
| TRATAMENTO COMBINADO + TRATAMENTO DO LODO | |
| CAPEX | R\$ 4.823.962,56 |

De forma análoga ao apresentado, foram estimados os custos do CAPEX para Rota 2, apenas com tratamento por OI. A Tabela 9 apresenta os valores da CAPEX direto e indireto para o PSM, e em seguida o valor de CAPEX total.

Tabela 9 - CAPEX da Rota 2.

| OSMOSE INVERSA | Valores |
|---|------------------|
| Membranas e <i>Housings</i> | |
| Custo m2 das membranas (R\$/m ²) | R\$ 123,05 |
| Área de um módulo de membrana (m ²) | 33,90 |
| Número de módulos necessários | 8,00 |
| Custo de membranas e <i>housings</i> | R\$ 33.371,16 |
| Bomba | |
| Custo das Bombas de alimentação do PSM | R\$ 51.200,00 |
| Periféricos | |
| Custo das Tubulações, válvulas, estruturas, controle e instrumentação | R\$ 1.142.294,40 |
| Custo de periféricos | R\$ 1.142.294,40 |
| Construção e montagem | |
| Custo de construção e montagem | R\$ 245.373,11 |
| Custos diretos de capital | |
| CAPEX direto | R\$ 1.472.238,67 |
| CAPEX indireto | R\$ 2.458.638,58 |
| CAPEX total | |
| CAPEX | R\$ 3.930.877,25 |

V.2 - OPEX

V.2.1 – Pré-tratamento: C/F

O custo energético por kWh considerado foi de R\$1,089, pelo cálculo da média ponderada das tarifas variantes ao longo do dia, de acordo com a Light (2021), para a modalidade de baixa tensão e não residencial. A Tabela 10 apresenta o consumo energético dos equipamentos, assim como as estimativas do custo anual do consumo energético do pré-tratamento.

Tabela 10 - Custo Anual do Consumo Energético do Pré-Tratamento.

| Custo pré-tratamento | | | | |
|--|---------------------------|----------------------------|------------------------|-----------------------|
| Equipamentos | Consumo (kWh) por hora | Preço por kWh (R\$/kWh) | Consumo Anual (kWh) | Valor Total (R\$) |
| Tanque com sistema de agitação | 9,25 | 1,089 | 76.566,88 | R\$ 83.372,44 |
| Bomba de alimentação de lixiviado | 14,8 | 1,089 | 122.507,00 | R\$ 133.395,91 |
| Bomba dosadora de cloreto férrico | 3,7 | 1,089 | 30.626,75 | R\$ 33.348,98 |
| Bomba dosadora de ácido sulfúrico | 3,7 | 1,089 | 30.626,75 | R\$ 33.348,98 |
| Bomba de retirada do tanque com agitação | 29,3 | 1,089 | 245.014,00 | R\$ 266.791,81 |
| Bomba de retirada do tanque de lixiviado pré-tratado | 29,6 | 1,089 | 245.014,00 | R\$ 266.791,81 |
| Total | | | | R\$ 817.049,93 |

A partir dos custos apresentando por reagente, e o cálculo do volume total anual consumido de reagente, foi possível chegar ao valor total do OPEX de matérias primas. A Tabela 11 apresenta a vazão dos reagentes utilizados no pré-tratamento, o preço por m³ e o resultado do cálculo do custo total do consumo anual de cada um.

Tabela 11 - Custo Anual de Matéria Prima do Pré-Tratamento.

| Matéria Prima do Pré-Tratamento | | | | |
|---|---------------------------|--------------------------|---------------------------------|-------------------------|
| Custo Operacional | Vazão (m ³ /h) | Preço por m ³ | Consumo Anual (m ³) | Valor Total (R\$) |
| Solução Aquosa de Cloreto Férrico (38% m/v) | 0,132 | R\$ 3.449,25 | 1092,63 | R\$ 3.768.754,03 |
| Ácido Sulfúrico Concentrado | 0,168 | R\$ 637,24 | 1390,62 | R\$ 886.154,81 |
| Total | | | | R\$ 4.654.908,84 |

V.2.2 – PSM

V.2.2.1 – Rota 1

O custo energético por kWh, para o PSM por OI, foi considerado o mesmo para os demais equipamentos do processo de pré-tratamento, considerando também o gasto de kWh apresentado por Silva *et al.* (2011). A Tabela 12 apresenta a quantidade de kWh consumidos por cada equipamento do PSM do projeto da Rota 1, assim como seu preço, e a custo total anual.

Tabela 12 - Custo Anual do Consumo Energético do PSM da Rota 1.

| Processo de Separação por Membranas | | | | |
|--|---------------------------|-----------------|---------------------|-----------------------|
| Equipamentos | Quantidade (kWh) por hora | Preço por (kWh) | Consumo Anual (kWh) | Valor Total (R\$) |
| Bomba de Permeado para o segundo módulo de membranas | 9,25 | 1,089 | 245.014,00 | R\$ 266.791,81 |
| Total | | | | R\$ 266.791,81 |

Para outros custos operacionais, o período de depreciação do investimento considerado foi de 10 anos. A Tabela 13 apresenta os resultados de outros custos operacionais do PSM da Rota 1.

Tabela 13 - Outros Custos Operacionais do PSM da Rota 1.

| Custo Operacional | Período (anos) | CAPEX* | Valor Total (R\$) |
|--|----------------|------------------|-----------------------|
| Depreciação - Custo de Capital Fixo (exceto custo das membranas) | 10 | R\$ 1.451.630,63 | R\$ 145.163,06 |
| Troca de Membranas | - | - | R\$ 3.253,69 |
| Manutenção e Mão de Obra | - | - | R\$ 68.913,75 |
| Regeneração das Membranas | - | - | R\$ 305.147,52 |
| Total | | | R\$ 522.478,02 |

A partir das estimativas de custo de consumo energético, das matérias primas, depreciação, troca de membranas, manutenção, mão de obra, regeneração das membranas e do custo operacional do tratamento do lodo gerado, estimou-se o OPEX total do projeto de R\$ 9.391.842,91.

V.2.2.2 – Rota 2

De forma análoga ao custo operacional do PSM do tratamento combinado, estimou-se o custo operacional da Rota 2 por OI. A Tabela 14 apresenta a quantidade de kWh consumidos por cada equipamento do PSM do projeto simples, assim como seu preço, e o custo total anual.

Tabela 14 - Custo Anual do Consumo Energético do PSM da Rota 2.

| Processo de Separação por Membranas | | | | |
|--|---------------------------|-----------------|---------------------|-----------------------|
| Custo Operacional | Quantidade (kWh) por hora | Preço por (kWh) | Consumo Anual (kWh) | Valor Total (R\$) |
| Bomba de alimentação da OI | 29,6 | 1,089 | 245.014,00 | R\$ 266.820,25 |
| Bomba de Permeado para o segundo módulo de membranas | 9,25 | 1,089 | 245.014,00 | R\$ 266.820,25 |
| Total | | | | R\$ 533.640,49 |

Para outros custos operacionais, o período de depreciação do investimento considerado foi de 10 anos. A Tabela 15 apresenta os resultados de outros custos operacionais do PSM do tratamento simples.

Tabela 15 - Outros Custos Operacionais do PSM da Rota 2

| Custo Operacional | Período (anos) | CAPEX* | Valor Total (R\$) |
|--|----------------|------------------|-----------------------|
| Depreciação - Custo de Capital Fixo (exceto custo das membranas) | 10 | R\$ 1.438.867,51 | R\$ 143.886,75 |
| Troca de Membranas | - | - | R\$ 4.338,25 |
| Manutenção e Mão de Obra | - | - | R\$ 78.617,55 |
| Regeneração das Membranas | - | - | R\$ 316.863,36 |
| Total | | | R\$ 543.705,91 |

A partir das estimativas de custo para o consumo energético, depreciação, troca de membranas, manutenção, mão de obra e a regeneração das membranas, estimou-se o OPEX total do projeto simples de R\$ 1.077.346,40.

V.3 – Custo Total

Por meio da equação 4 apresentada, calculou-se o custo total da Rota 1 com o tratamento do lodo, e da Rota 2, apenas por OI. A Tabela 16 apresenta os valores de custo total encontrados para 15, 20, 25, 30, 35 e 40 anos.

Tabela 16 – Custo total por m³ da Rota 1 e da Rota 2

| Anos | Custo Total (R\$/m ³) | | | | | |
|--------|-----------------------------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| | 15 | 20 | 25 | 30 | 35 | 40 |
| Rota 1 | R\$ 282,93 | R\$ 280,59 | R\$ 279,19 | R\$ 278,25 | R\$ 277,58 | R\$ 277,08 |
| Rota 2 | R\$ 39,01 | R\$ 29,00 | R\$ 35,96 | R\$ 35,20 | R\$ 34,65 | R\$ 34,24 |

V.4 – Comparação dos custos estimados

Comparando o custo total obtido por m³ de lixiviado tratado com o processo da Rota 1, juntamente com o tratamento do lodo, e o processo da Rota 2, podemos ver uma grande diferença, de mais de R\$ 240,00.

Analisando de forma mais minuciosa conseguimos observar que o CAPEX Rota 1 em comparação com o CAPEX da Rota 2 não varia de forma significativa, tendo uma diferença de apenas 12,4%. Porém quando consideramos a estimativa de custo da Rota 1, com o tratamento de lodo, já conseguimos ver uma diferença de 22,7% do custo comparado a Rota 2.

O OPEX da Rota 1 é responsável por parte da diferença do custo total obtido. Porém este valor não se dá apenas pelo tratamento do lodo, apesar deste ser responsável por 33,3 % do OPEX da Rota 1, o custo com matéria prima ainda é responsável por cerca de 49,6% deste valor. No final, o OPEX da Rota 1 é 725,2% maior que o OPEX da Rota 2.

A Tabela 17 apresenta o CAPEX e OPEX da Rota 1, sem o tratamento do lodo, da Rota 1 completa e da Rota 2.

Tabela 17 – CAPEX e OPEX das rotas propostas.

| Processo | Custo |
|--|------------------|
| Rota 1 sem o tratamento do lodo | |
| CAPEX | R\$ 3.445.687,54 |
| OPEX | R\$ 6.261.228,61 |
| Rota 1 | |
| CAPEX | R\$ 4.823.962,56 |
| OPEX | R\$ 9.391.842,91 |
| Rota 2 | |
| CAPEX | R\$ 3.930.877,25 |
| OPEX | R\$ 1.077.346,40 |

As Figuras 9 e 10 apresentam os percentuais relativos dos custos que compõe os valores do OPEX da Rota 1 e da Rota 2, respectivamente.

Figura 9 – Percentual relativo dos custos que compõe os valores do OPEX da Rota 1

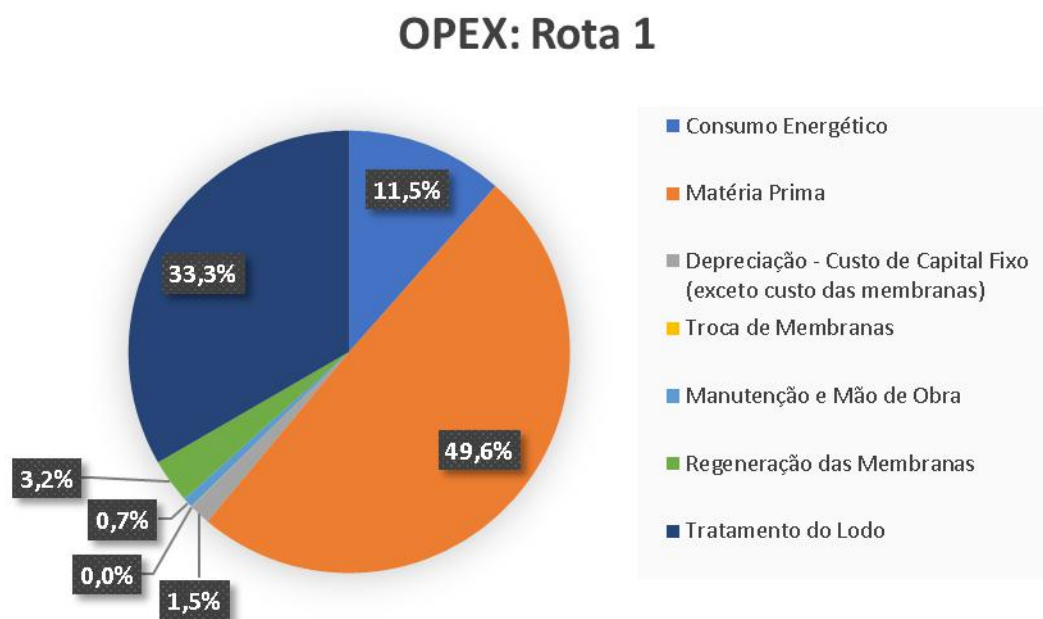
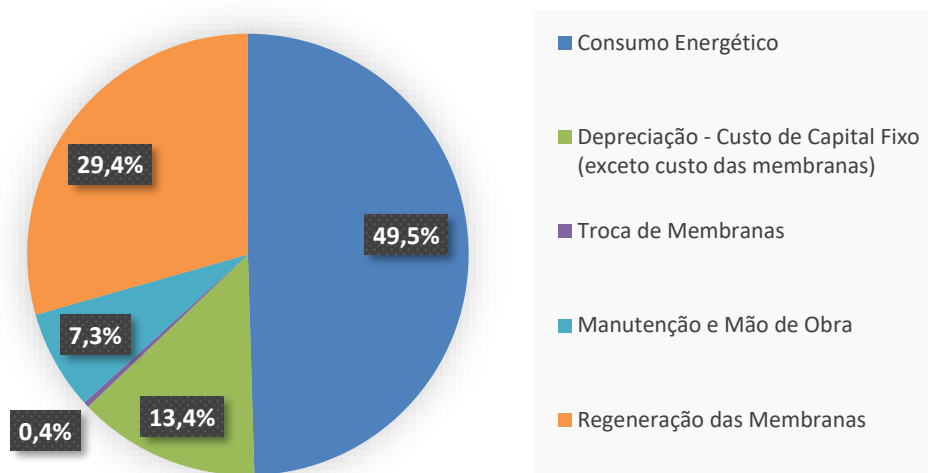


Figura 10 – Percentual relativo dos custos que compõe os valores do OPEX da Rota 2.

OPEX: Rota 2



Sendo assim, por mais que o pré-tratamento do lixiviado facilite o PSM, causando menos problemas às membranas e diminuindo o número de módulos utilizados, ainda assim é mais dispendioso do que aumentar o número de módulos e fazer o tratamento apenas por OI. Portanto, apesar do tratamento do lodo aumentar o custo da Rota 1, este não é o principal fator que faça com que o custo seja maior. O grande responsável perante os estudos e cálculos realizados é o uso de reagentes no processo, nesse caso o cloreto férrico e o ácido sulfúrico.

Capítulo VI – Conclusão

No presente trabalho teve-se como foco principal comparar as estimativas de custo da implementação de um processo de tratamento de lixiviado de aterro sanitário, por C/F e PSM por OI, e o tratamento do lodo gerado na C/F, com o tratamento simples apenas com PSM por OI. O aterro sanitário considerado é aterro controlado de Gericinó, localizado na Zona Oeste do Rio de Janeiro, RJ. O processo combinado de C/F com PSM por OI foi baseado no estudo realizado por Alfaia (2019). Além disso, considerou-se que o direcionamento do lixiviado bruto no PSM por OI fosse capaz de enquadrar o efluente nas normas CONAMA 430 2011.

As estimativas de custo obtidas apontaram que, para um período de 15 anos, os custos totais do projeto do tratamento combinado com o tratamento do lodo por m³ de efluente tratado foi de R\$ 282,93 (Rota 1), enquanto para o processo de tratamento via OI foi de R\$ 39,01 (Rota 2).

A diferença encontrada no custo anual dos dois processos, pode ser comparada por meio do CAPEX e OPEX de ambos. Pelos resultados obtidos entendeu-se que a utilização do pré-tratamento, mesmo que reduza a quantidade de poluentes que chegam até o PSM, e aumente a vida útil das membranas, ainda assim torna o custo mais elevado do que simplesmente o tratamento com o PSM por OI. Apesar do CAPEX de ambos os processos serem parecidos, quando observamos o OPEX, o custo para o tratamento combinado com o gerenciamento do lodo é maior. Tal diferença não se dá pelo tratamento do lodo, e sim pelo o pré-tratamento, principalmente o custo relacionado ao uso de reagentes.

Para que seja possível aprimorar e dar continuidade ao estudo apresentado, são apresentadas recomendações para trabalhos futuros:

- realizar a estimativa de custo das rotas propostas levando em consideração o tratamento do concentrado gerado no PSM;
- avaliar possíveis destinações finais para os rejeitos gerados de acordo com as legislações vigentes; e
- identificar outros processos que podem ser viáveis no pré-tratamento perante o custo total do projeto.

Referências Bibliográficas

- ABRELPE. Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil 2018-2019. **Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil 2018/2019**, p. 68, 2019.
- ABRELPE. Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil 2021. **Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil 2021**, p. 54, 2021.
- AGAMUTHU, P. **Landfilling in developing countries**. Waste Management and Research, v. 31, n. 1, p. 1–2, 2013.
- ALFAIA, R. G. DE S. M.; COSTA, A. M.; CAMPOS, J. C. **Municipal solid waste in Brazil: A review**. Waste Management and Research, v. 35, n. 12, p. 1195–1209, 2017.
- ALFAIA, R. G. S. M. **Avaliação de eficiência de coagulação/floculação combinado com o processo de separação por membranas em lixiviado de aterro sanitário**. Tese de Doutorado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química. Rio de Janeiro, RJ. Dezembro de 2019.
- AL-HAMADANI, Y. A., YUSOFF, M. S., UMAR, M., BASHIR, M. J., ADLAN, M. N., **Application of psyllium husk as coagulant and coagulant aid in semi-aerobic landfill leachate treatment**, J. Hazard. Mater. v.190, p. 582, 2011.
- ALMEIDA, R. DE; **Aplicação de cal e nanofiltração no tratamento de lixiviado de aterro sanitário: avaliação tecnológica e estimativa de custos**. Dissertação de Mestrado. Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2018.
- ALMEIDA, R. DE; COSTA, A. M.; OROSKI, F. D. A.; CAMPOS, J. C. **Evaluation of coagulation – flocculation and nanofiltration processes in landfill leachate treatment**. Journal of Environmental Science and Health, Part A Toxic/Hazardous Substances and Environmental Engineering, v. 0, n. 0, p. 1–8, 2019.
- ALMEIDA, R. DE *et al.* **Nanofiltration applied to the landfill leachate treatment and preliminary cost estimation**. Waste Management Research, p. 1-10, 2020.
- AMARAL M. C. S., PEREIRA H. V., NANI E. and LANGE L. C. **Treatment of landfill leachate by hybrid precipitation / microfiltration / nanofiltration process**. Water Science Technology, v. 72, p. 269-276, 2015.
- AMARAL, M. C.; MORAVIA, W. G.; LANGE, L. C.; ZICO, M. R.;

MAGALHÃES, N. C.; RICCI, B. C.; REIS, B. G. **Pilot aerobic membrane bioreactor and nanofiltration for municipal landfill leachate treatment.** Journal of Environmental Science and Health - Part A Toxic/Hazardous Substances and Environmental Engineering, v. 1, p. 1–10, 2016.

ANDREOLI, C. V.; VON SPERLING, M.; FERNANDES, F. **Biological Wastewater Series Treatment: Sludge Treatment Disposal.** First Edition. Alliance House, 12 Caxton Street, London, UK: IWA Publishing, 2007.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). NBR 8.419, **Apresentação de projetos de aterros sanitários de resíduos sólidos urbanos.** Rio de Janeiro, 1992.

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

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, A. NBR 10004: **Resíduos sólidos – Classificação.** Rio de Janeiro, 2004. Ministério do Meio Ambiente (MMA) – Disponível em: <https://www.mma.gov.br/cidades-sustentaveis/residuos-solidos/politica-nacional-de-residuos-solidos.html>. (Acesso em: 18 de agosto de 2020).

AZEVEDO, J. M.; PEREIRA, B. E. B.; YASSUDA, E. R.; MARTINS, J. A.; NOGAMI, P. S.; GAGLIONI, P. S.; OLIVEIRA, W. E. **Técnicas de Abastecimento de Água.** 2 ed. São Paulo: CETESB, 1979.

BATISTA, Luciene Ferreira. **Lodos Gerados Nas Estações de Tratamento de Esgotos no Distrito Federal: Um Estudo de Sua Aptidão Para o Condicionamento, Utilização e Disposição Final.** 197 páginas. Universidade de Brasília, Faculdade de Tecnologia, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental., 2015.

BNDES. **Resíduos Sólidos Urbanos** – Disponível em: < https://web.bndes.gov.br/bib/jspui/bitstream/1408/16284/1/PRCapLiv214209_residuos%20solidos_compl_P.pdf>. Acesso em: 18 de agosto de 2020;

BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA, Resolution No430. **Padrões de Lançamento de Efluentes,** 2011. Disponível em: <http://www.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=646> (acessado em abril de 2020).

BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA, Resolution No498.

Define critérios e procedimentos para produção e aplicação de biossólido em solos, e dá outras providências, 2020. Disponível em: <https://www.in.gov.br/en/web/dou/-/resolucao-n-498-de-19-de-agosto-de-2020-273467970> (acessado em abril de 2020).

CACHEIRA, C. S.; SANTOS, J. P. S.; FARIA, J. P. N.; VARANDAS, M. M.; SILVA M. F. C. R. P.; COSTA, M. A. P. **Processo de Coagulação-Floculação.** Mestrado Integrado de Engenharia do Ambiente, Faculdade de Engenharia, Universidade do Porto. Outubro, 2012.

CHAMON, Roberta Petry. **Pós Tratamento de Lixiviado de Aterro Industrial pelo Processo de Osmose Reversa: Estudo de Caso.** 242 páginas. Universidade Federal do Paraná, Setor de Hidráulica e Saneamento, Pós Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, 2011.

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.** Journal Waste Management. p. 9, Março 2018.

COSSU, R.; STEGMANN, R. **Solid Waste Landfilling: Concepts, Processes and Technology.** 1st Edition, 2019.

COSTA, A. M; ALFAIA, R. G. S. M.; CAMPOS, J. C. **Landfill Leachate Treatment in Brazil: An Overview.** Journal of Environmental Management, v. 232, p. 110-116. 2019.

DI BERNARDO, L. **Métodos e técnicas de tratamento de água.** Rio de Janeiro, ABES. v. 2. 1993

DOLAR, D.; STRMECKY, T.; KOŠUTIC, K. **Hybrid processes for treatment of landfill leachate: Coagulation/UF/NF-RO and adsorption/UF/NF-RO.** v. 168, p. 39–46, 2016.

DONG, Y.; WANG, Z.; ZHU, C.; WANG, Q.; TANG, J.; WU, Z. **A forward osmosis membrane system for the post-treatment of MBR-treated landfill leachate.** Journal of Membrane Science, v. 471, p. 192–200, dez. 2014.

ECHEMI.COM Provide Better Product and Services. Disponível em: <https://www.echemi.com/produce/pr1704211036-ferricchloride.html> (Acessado em Março de 2022)

EL-FADEL *et al.* **Temporal variation of leachate quality from pre-sorted and baled municipal solid waste with high organic and moisture content.**

GOMES, L. P. **Resíduos sólidos: Estudos de Caracterização e Tratabilidade de Lixiviados de Aterros Sanitários para as Condições Brasileiras.** PROSAB - Programa de Pesquisa em Saneamento Básico, p. 360, 2009.

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

HABERT, A. C.; PIACSEK, C.; NOBREGA, R. **Processos de Separação por Membranas.** Rio de Janeiro, RJ: e-papers serviços editoriais, 2006.

HWANG, KJ.; LIAO CY. **Effects of membrane morphology and operating conditions on microfiltrations particle fouling.** Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers, volume 43, issue 1, pages 46-52, Janeiro 2012.

KAZA, S.; YAO, L.; BHADA-TATA, P.; VAN WOERDEN, F. **What a Waste 2.0: A Global Snapshot of Solid Waste Management to 2050.** International Bank for Reconstruction and Development, p. 295, 2018.

KELESSIDIS, A.; STASINAKIS, A. S. **Comparative study of the methods used for treatment and final disposal of sewage sludge in European countries.** Waste Management, v. 32, n. 6, p. 1186–1195, 2012.

KILIÇ, M. Y.; KESTIOGLU, K; YONAR, T. **Landfill Leachate Treatment by the Combination of Physical Methods with Adsorption Process.** Journal Biological Environmental Science, vol 1,n 1,p. 37-43

KHOO, K. S. *et al.* **Treatment for landfill leachate via physicochemical approaches: An overview.** Chemical and Biochemical Engineering Quarterly, v. 34, n. 1, p. 1–24, 2020.

KJELDTSEN, P. *et al.* **Critical Reviews in Environmental Science and Technology. Present and Long-Term Composition of MSW Landfill Leachate: A Review.** Critical Reviews in Environmental Science and Technology, v. 32, n. 324, p. 37–41, 2002.

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

LIGHT, 2021. Disponível em: <http://www.light.com.br/para-residencias/SuaConta/composicao-da-tarifa.aspx> (acessado em setembro de 2021).

LIM, H.K S., Ismail, N., ABUSTAN, I., MURSHED, M.F., AHMAD, A., **Treatment of landfill leachate by using lateritic soil as a natural coagulant.** J. Environment Management 112, 2012.

LIMA, L. S. M. S.; DE ALMEIDA, R.; QUINTAES B. R.; BYLA, D. M.; CAMPOS, J. C. **Evaluation of Humic Substances Removal from Leachates Origination from Solid Waste Landfills in Rio de Janeiro State, Brazil.** Journal of Environmental Science and Health, part A, Abril 2017.

LUO, H. *et al.* **Recent advances in municipal landfill leachate: A review focusing on its characteristics, treatment, and toxicity assessment.** Science of the Total Environment, v. 703, p. 135468, 2020.

MARAÑÓN, E. *et al.* **Colour, turbidity and COD removal from old landfill leachate by coagulation-flocculation treatment.** n. September 2009, p. 731–737, 2009.

MB CONSULTORIA, Preço do Enxofre. Disponível em: <http://h2so4.com.br/mb-consultoria/> (Acessado em Setembro de 2021)

MEIER, J.; REMMEN, K.; WINTGENS, T.; MELIN, T. **Nanofiltration: Principles, Applications and New Materials. Nanofiltration in Landfill Leachate Treatment,** p. 663 – 689. WILEY-VCH GmbH. 2021.

METCALF & EDDY. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos.** 5. ed. New York, McGraw - Hill Book, 1815p. 2016.

MIERZWA, J. C.; SILVA, M. C. C. DA; RODRIGUES, L. DI B.; HESPANHOL, I. **Drinking Water Treatment By Ultrafiltration: comparative evaluation through direct capital and operational costs with conventional and conventional with activated carbon systems.** Engenharia Sanitaria Ambiental, v. 13, n. 1, p. 78–87, 2008.

MORTARA, F. C. **Utilização de Leitos de Drenagem no Desaguamento de Lodos Anaeróbios.** Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia. p.242, 2011.

Neugebauer, M., & So, P. (2017). **The use of green waste to overcome the difficulty in small-scale composting of organic household.** Waste Management, v. 22, p. 269–282, 2002.

PERTILE, Carine. **Avaliação de Processo de Separação por Membrana como Alternativas no Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário.** 2013. Porto Alegre, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Escola de Engenharia,

Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. p. 112, 2013.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS; K. D. **Plant design and economics for chemical engineers**. 4th Edition, McGraw-Hill, 1991.

Plano Municipal de Gestão Integrada de Resíduo Sólido (PMGIRS). Rio de Janeiro - Rio de Janeiro (2015). Disponível em: http://www.rio.rj.gov.br/dlstatic/10112/3372233/4160602/PMGIRS_Versao_final_publicacao_DO_dezembro2015_19_ABR_2016_sem_cabecalho1.pdf (Acessado em março de 2021).

POHLAND, F. G.; GOULD, J. P. **Co-disposal of municipal refuse and industrial waste sludge in landfills**. Water Science and Technology, v. 18, n. 12, p. 177–192, 1986.

PORTAL DOS RESÍDUOS SÓLIDOS. Corte de um aterro sanitário. Disponível em: <https://portalresiduossolidos.com/aterro-sanitario/> (Acessado em Janeiro de 2022)

RASOOL, M. A.; TAVAKOLI, B.; CHAIBAKHSH, N.; PENDASHTEH, A. R.; MIRROSHANDEL, A. S. **Use of a plant-based coagulant in coagulation–ozonation combined treatment of leachate from a waste dumping site**. Ecol. Eng. 90 (2016) 431.

REIS, A. S. **Tratamento de resíduos sólidos orgânicos em biodigestor anaeróbio**. 2012. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil e Ambiental) – Núcleo de Tecnologia do Campus do Agreste, Universidade Federal de Pernambuco. Caruaru, 2012.

RENOU, S. *et al.* **Landfill leachate treatment: Review and opportunity**. v. 150, p. 468–493, 2008.

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. 48054810, 2014.

SEIDER, W. D.; LEWIN, D. R.; SEADER, J. D.; WIDAGDO, S.; GANI, R.; MING, K. **Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation**, 4th Edition., Wiley. May, 2016

SHU, Z.; LÜ, Y.; HUANG, J.; ZHANG, W. **Treatment of compost leachate by the combination of coagulation and membrane process**. Chinese Journal of

Chemical Engineering, v. 24, n. 10, p. 1369–1374, out. 2016.

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.

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

SOARES, A. C. P.; PINHEIRO, C. E. S. C. P.; SOARES, R. **Análise da Eficácia Técnica e Ambiental do Tratamento de Chorume por Osmose Reversa na Central de Tratamento de Resíduos de São Gonçalo. 2017.** Universidade Veiga de Almeida, RJ, Brasil. 6º Simpósio de Gestão Ambiental e Biodiversidade. Junho de 2017.

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

SPELLMAN, Frank R. **Dewatering biosolids.** Lancaster, Pa: Technomic Pub., 1997. 276 p.

SWAN, M. **Total cost of charging and billing: CapEx and OpEx.** Elisa Research, 2003.

TANG, F.; HU, HY.; WU, QY.; TANG, X.; SUN, YX.; SHI, XL. **Effects of Chemical Agent Injections on Genotoxicity of Wastewater in a Microfiltration-Reverse Osmosis Membrane Process for Wastewater Reuse.** Journal of Hazardous Materials, v. 260, p. 231-237. Maio de 2013.

TATSI, A. A. *et al.* **Coagulation-flocculation pretreatment of sanitary landfill leachates.** Chemosphere, v. 53, n. 7, p. 737–744, 2003.

TCHOBANOGLIOUS, G.; KREITH, F. **Handbook of solid waste management.** 2. ed. [s.l.] McGraw-Hill Professional Publishing, 2002. v. 5

TOWNSEND, T. G. *et al.* **Sustainable practices for landfill design and operation.** Sustainable Practices for Landfill Design and Operation, p. 1–472, 2015.

TRIPATHY, B. K.; KUMAR, M. **Sequential Coagulation/Flocculation and Microwave-Persulfate processes for Landfill Leachate Treatment: Assessment of Bio-toxicity, Effect of Pretreatment and Cost-Analysis.** Journal

Waste Management, v. 85, p. 18-29, Dezembro 2018.

TURTON, R.; BAILIE, R. C.; WHITING, W. B.; SHAEIWITZ, J. A. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 3^o ed. New Jersey: Prentice Hall: 2009, 2009.

USEPA- UNITED STATES ENVIROMENT PROTECTION AGENCY. **Summary Review of Helth Effects Associatd with Ammonia - Helth Issue Assessment**, 1998

VERMA, M.; NARESH KUMAR, R. **Can coagulation–flocculation be an effective pre-treatment option for landfill leachate and municipal wastewater cotreatment?** Perspectives in Science, v. 8, p. 492–494, set. 2016.

VESILIND, P.A. **Capillary suction time as a fundamental measure of sludge dewaterability**. Journal Water Pollution Control Federation, v.60, n.2, p.215-20, Fevereiro, 1988.

VICKERS, J. C. Introduction. In: AWWA. **Microfiltrations and Ultrafiltrations Membranes for Drinking Water**, 53nd edition. American Water Works Association, p. 1-7, 2005.

VON SPERLING, M.; GONÇALVES, R.F. **Lodo de esgotos: características e produção**. In: Andreoli C. V.; Sperling, M., Fernandes, F. (Ed) Lodo de Esgotos: Tratamento e Disposição Final. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG: Companhia de Saneamento do Paraná, 2001.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION. **Industrial Wastewater Management, Treatment & Disposal**. Third ed. [s.l: s.n.].

WAKEMAN, R. J. **Separation technologies for sludge dewatering**. Journal of Hazardous Materials, Newbold, Leicestershire, UK v. 144, p. 614 – 619, Janeiro 2017.

ANEXO A

