



Avaliação do Potencial de Incrustação nos
Processos de Nanofiltração e Osmose
Inversa de Lixiviado de Aterro Sanitário
Tratado por Coagulação/Floculação

Mariana Mattos Pereira do Nascimento

Projeto Final de Curso

Orientador(es):

Juacyara Carbonelli Campos, D. Sc.

Raquel Greice de Souza Marotta Alfaia, M. Sc.

Novembro de 2017

AVALIAÇÃO DO POTENCIAL DE INCRUSTAÇÃO NOS PROCESSOS DE NANOFILTRAÇÃO E OSMOSE INVERSA DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO TRATADO POR COAGULAÇÃO/FLOCULAÇÃO

Mariana Mattos Pereira do Nascimento

Projeto Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à colação do grau de bacharel em Química Industrial.

Aprovado por:

Bianca Ramalho Quintaes, D.Sc.

Letícia Sobral Maia S. Lima, D.Sc.

Marcelo Mendes Viana, D. Sc.

Orientado por:

Juacyara Carbonelli Campos, D. Sc.

Raquel Greice de Souza Marotta Alfaia, M. Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Novembro de 2017

Nascimento, Mariana Mattos Pereira do.

Avaliação do Potencial de Incrustação nos processos Nanofiltração e Osmose Inversa de Lixiviado de Aterro Sanitário Tratado por Coagulação-Floculação/ Mariana Mattos Pereira do Nascimento, Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2017

xii, 72p.: il

(Projeto final) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2017.

Orientador: Juacyara Carbonelli Campos

1. Aterro Sanitário. 2. Coagulação/Floculação. 3. *Fouling de membrana*. 4. Projeto final (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Juacyara Carbonelli Campos, D. Sc. 6. Raquel Greice de Souza Marotta Alfaia, M. Sc. I. Título

Àquele que me amou primeiro,
minha gratidão.

“Tudo o que fizerem, façam de todo o coração,
como para Deus”

Paulo, apóstolo de Cristo

AGRADECIMENTOS

A Deus, sem ele eu não teria chegado aqui.

Aos meu pais, Adriana e Walfran, por tanto amor, suporte e apoio em todas as circunstâncias. Muito obrigada por todos os seus ensinamentos, por me fazerem acreditar que tudo é possível, por estarem sempre ao meu lado. Serei eternamente grata.

A minha irmã, Tati, que também sempre esteve ao meu lado, nos momentos mais difíceis da graduação, e me ajudou não só com palavras, mas com gestos de amor.

Ao meu noivo Raphael, por ter me incentivado desde que nos conhecemos, por tanto amor e cuidado que me motivam a conquistar sempre mais.

Aos meus tios André, Lúcia, Emília e a minha prima Andréia, por todas as orações, apoio, carinho e palavras de encorajamento. Amo vocês.

As minhas amigas Michelly e Tatiane, as primeiras que fiz na faculdade. Vocês são insubstituíveis, obrigada por fazerem meus dias na UFRJ mais leves.

A todos os meus amigos da Escola de Química e do LabTare, pela parceria e amizade. Especialmente ao Leandro pela paciência e disponibilidade.

À professora Juacyara pela confiança e oportunidade, quando bati na sala pedindo uma vaga de IC no laboratório. Muito obrigada professora, pelos ensinamentos, todo apoio e por acreditar em mim, serei eternamente grata.

À Raquel pela ajuda e orientação nesta fase final, muito obrigada por tudo.

À minha amiga Rayane, tudo o que eu sei de formatação aprendi com você, muito obrigada por toda a ajuda, nossa amizade é recente e intensa.

A todos os meus amigos, família e primos, que estão concluindo este curso junto comigo.

À COMLURB (Companhia de Limpeza Urbana do Município do Rio de Janeiro) pelo fornecimento do efluente para que este trabalho fosse possível.

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

AVALIAÇÃO DO POTENCIAL DE INCRUSTAÇÃO NOS PROCESSOS DE NANOFILTRAÇÃO E OSMOSE INVERSA DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO TRATADO POR COAGULAÇÃO/FLOCULAÇÃO

Mariana Mattos Pereira do Nascimento

Novembro, 2017

Orientadores: Prof. Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc.

Os aterros sanitários têm sido vistos como uma alternativa para o problema dos resíduos sólidos, cuja geração é crescente e decorre do aumento da população e sua renda, e da intensificação do consumo. No entanto, esta opção de disposição final de resíduos promove a geração de lixiviado, um efluente líquido complexo com grande potencial poluidor que necessita ser tratado antes de seu lançamento em corpos receptores. O presente trabalho teve como objetivo a avaliação do potencial de incrustação nos processos de nanofiltração e osmose inversa do lixiviado do Aterro Sanitário de Gericinó tratado por coagulação/floculação. Os coagulantes cloreto férrico e sulfato de alumínio foram os utilizados no pré-tratamento. O FeCl_3 , na condição de 4200 mg/L em pH 6,0, apresentou as maiores eficiências de remoção de matéria orgânica e cor, sendo 84% de remoção de DQO, 81% de remoção de COT e 89% de remoção de cor. A melhor condição encontrada para o $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ foi 4365mg/L em pH 6,0 tendo promovido 60% de remoção de DQO, 40% de COT e 88% de cor. A aplicabilidade do efluente tratado nos processos de nanofiltração e osmose inversa foi avaliada em termos potencial de incrustação (*fouling*) de membrana, através dos parâmetros SDI (*Silt Density Index*) e MFI (*Membrane Fouling Index*). Os valores de MFI e SDI para o efluente tratado com FeCl_3 , nas condições acima citadas, foram de $2,80 \cdot 10^3 \text{ s/L}^2$ e 17,14, respectivamente. Para o $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, os valores foram superiores, sendo o MFI igual a $3,58 \cdot 10^4 \text{ s/L}^2$ e o SDI equivalente a 18,37 na condição de 4000mg/L em pH 6,0. Os resultados obtidos foram muito superiores aos recomendados para a água de alimentação dos processos de separação membranas por nanofiltração e osmose inversa. Conclui-se assim, que o pré- tratamento por coagulação/floculação avaliado, nas condições adotadas, não seja o mais adequado.

Palavras-chave: Lixiviado, coagulação-floculação, membranas, incrustação.

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO	1
1.1 Contextualização.....	1
1.2 Objetivos.....	3
1.2.1 Objetivo Geral	3
1.2.2 Objetivos Específicos.....	3
CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
2.1 Lixiviado de Aterro Sanitário	4
2.1.1 Definição	4
2.1.2 Volume de Lixiviado Produzido	4
2.1.3 Composição do Lixiviado	5
2.2 Processos de Tratamento de Lixiviado	7
2.2.1 Coagulação/Floculação	9
2.2.2 Geração de Lodo.....	16
2.3 Processo de Separação por Membranas (PSM)	16
2.3.1 Nanofiltração	20
2.3.2 Osmose Inversa.....	21
2.3.3 <i>Fouling</i> de membrana	22
2.3.4 Avaliação do Potencial do <i>Fouling</i> de Membrana por MFI e SDI	25
CAPÍTULO 3. MATERIAIS E MÉTODOS.....	28
3.1 Caracterização do Lixiviado Bruto	28
3.2 Pré-tratamento por coagulação/floculação	28
3.2.1 Ensaios de tempo de sedimentação	30
3.3 Avaliação de SDI E MFI.....	31
3.4 Metodologia Analítica.....	31
CAPÍTULO 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	33
4.1 Caracterização do lixiviado	33
4.2 Pré-tratamento com coagulação/floculação	34
4.2.1 Experimentos com o cloreto férrico	35
4.2.2 Experimentos de coagulação-floculação com sulfato de alumínio.....	42
4.2.3 Ensaio de Sedimentação.	50
4.4 Ensaios de MFI e SDI	52
4.4.1 Avaliação de SDI e MFI do efluente após pré-tratamento com cloreto férrico.....	52
4.4.2 Análise de SDI e MFI do efluente após pré-tratamento com sulfato de alumínio ..	53

CAPÍTULO 5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	55
5.1 Conclusões	55
5.2 Sugestões	55
CAPÍTULO 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	56

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Variação dos parâmetros durante as fases de estabilização da matéria orgânica...	5
Figura 2. Configuração esquemática da dupla camada elétrica.....	12
Figura 3. Diagrama para espécies de ferro em equilíbrio com espécies de hidróxido de ferro	14
Figura 4. Diagrama para espécies de alumínio em equilíbrio com espécies de hidróxidos de alumínio.....	14
Figura 5. Representação esquemática da seção transversal dos diferentes tipos de morfologia de membranas sintéticas.....	18
Figura 6. Principais características dos processos que utilizam a diferença de pressão como força motriz.....	19
Figura 7. Variação esquemática no fluxo permeado com o tempo de operação ocasionada por Polarização de Concentração e Incrustação. Operação em escoamento tangencial.	22
Figura 8. Mecanismos de incrustação de membrana. (a) bloqueio completo dos poros. (b) bloqueio parcial de poros. (c) formação de torta e (d) bloqueio interno de poros.....	23
Figura 9 Curva típica de MFI	25
Figura 10. Valores de SDI em função da massa adsorvida	27
Figura 11. Efeito do pH da água de alimentação nos valores de SDI.	27
Figura 12. Equipamento Jar-test utilizado no processo de coagulação-floculação.....	29
Figura 13. Sistema pressurizado para avaliação de SDI e MFI.....	31
Figura 14. Resultados da etapa 1 de coagulação-floculação com FeCl_3	35
Figura 15. Geração de lodo na etapa 1 de coagulação com FeCl_3	35
Figura 16. Etapa 1 da coagulação-floculação com o FeCl_3	37
Figura 17. Resultados da etapa 2 de coagulação-floculação com FeCl_3	37
Figura 18. Geração de lodo na etapa 2 de coagulação com FeCl_3	38
Figura 19. Resultados da etapa 3 de coagulação-floculação com FeCl_3	39
Figura 20. Geração de lodo na etapa 3 de coagulação com FeCl_3	39
Figura 21. Resultados da etapa 4 de coagulação-floculação com FeCl_3	40
Figura 22. Geração de lodo na etapa 4 de coagulação com FeCl_3	40
Figura 23. Resultados da etapa 1 de coagulação-floculação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	42
Figura 24. Geração de lodo na etapa 1 de coagulação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	43
Figura 25. Etapa 1 da coagulação-floculação com o $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	44
Figura 26. Resultados da etapa 2 de coagulação-floculação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	44
Figura 27. Geração de lodo na etapa 2 de coagulação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	45
Figura 28. Resultados da etapa 3 de coagulação-floculação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	46
Figura 29 Geração de lodo na etapa 3 de coagulação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	46
Figura 30. Resultados da etapa 4 de coagulação-floculação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	47
Figura 31 Geração de lodo na etapa 4 de coagulação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	47
Figura 32 Comparação entre o lixiviado bruto e lixiviado após pré-tratamento.	50
Figura 33. Resultados dos ensaios de sedimentação com cloreto férrico.	50
Figura 34. Resultados dos ensaios de sedimentação com sulfato de alumínio.....	51

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Classificação de lixiviado de aterro versus idade.....	6
Tabela 2. Coagulantes, faixas de dosagem e pH.	10
Tabela 3. Valores de SDI e MFI para uso de nanofiltração e osmose inversa.	26
Tabela 4. Etapas, objetivos e variáveis dos experimentos de coagulação-floculação.	30
Tabela 5. Métodos analíticos e equipamentos	31
Tabela 6. Principais características físico-químicas das amostras de lixiviado.	33
Tabela 7. Melhores eficiências de remoção de DQO, COT e cor, e volume de lodo gerado no pré-tratamento com o FeCl_3 por etapa.....	41
Tabela 8. Caracterização de lixiviado bruto e tratado com cloreto férrico (melhores condições).	41
Tabela 9. Melhores eficiências de remoção e volume de lodo gerado no pré- tratamento com o $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ em cada etapa.....	48
Tabela 10. Caracterização de lixiviado bruto e tratado com sulfato de alumínio (melhores condições).	48
Tabela 11. Melhores resultados para cada coagulante.	48
Tabela 12. Resultados de SDI e MFI para o lixiviado bruto e pré-tratados com cloreto férrico.	52
Tabela 13. Resultados de SDI e MFI para o lixiviado bruto e pré-tratado com sulfato de alumínio.....	53

LISTA DE QUADROS.

Quadro 1. Principais mecanismos atuantes na coagulação	13
Quadro 2. Principais causadores de fouling e pré-tratamentos indicados.....	24

CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO

1.1 Contextualização

Ao longo dos anos, o volume de resíduos sólidos urbanos (RSU) gerados mundialmente tem aumentado. Esse fato está intrinsecamente relacionado ao aumento populacional e melhora da renda per capita (World Bank, 2002), bem como ao incentivo ao consumo. O consumismo, intensificado entre o final do século XX e início do século XXI, tem como principais características o curto ciclo de vida útil dos produtos, a cultura de descarte e substituição de produtos seminovos por novos e o aumento de renda da população que impulsiona ainda mais o consumo (PORTELLA, 2014).

A Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), Lei 12.305, inciso XVI, define resíduos sólidos como:

“Material, substância, objeto ou bem descartado resultante de atividade humanas em sociedade, cuja destinação final se procede, se propõe proceder ou se está obrigado a proceder, nos estados sólido ou semissólido, bem como gases contidos em recipientes e líquidos cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgotos ou em corpos d’água, ou exijam para isso soluções técnica ou economicamente inviáveis em face da melhor tecnologia disponível.”

Um levantamento feito pela Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais (ABRELPE), no ano de 2016, mostrou que foram gerados aproximadamente 78,3 milhões de toneladas de resíduos sólidos no Brasil. Dentre estes, 91% foram coletados sendo 58,4% destinados para aterros sanitários, 24,2% para aterros controlados e 17,4% para lixões.

Os aterros sanitários são vistos por muitos especialistas como a forma de disposição final mais viável do ponto de vista técnico e econômico, pois a forma com que foram construídos permite diminuir os efeitos da geração de gás e de lixiviado. Isto não significa que resolvam todos os problemas relativos à disposição final de resíduos sólidos, pois apesar dos aterros serem projetados para minimizarem os impactos negativos dos resíduos no ambiente, ainda assim há a geração de poluentes (GOMES, 2009; ABBAS, 2009).

A incineração também é vista como uma alternativa de disposição final para os resíduos sólidos urbanos sendo utilizada por muitos países europeus. No entanto, além dos altos custos operacionais, esta alternativa gera em última instância, de 10 a 20 por cento de resíduo que deve ser aterrado (ABBAS, 2009).

Uma solução universal ainda não foi encontrada para o tratamento de lixiviado de aterros sanitários devido à variabilidade de sua composição. O conhecimento das características gerais do lixiviado como idade, concentração de NH_3 , demanda química de oxigênio (DQO) e demanda bioquímica de oxigênio (DBO), bem como dos padrões de descarte de efluentes do local são fundamentais para a escolha da melhor rota de tratamento, visto que seu descarte sem o tratamento adequado pode causar entre outros problemas, a aceleração do crescimento de algas devido a altas concentrações de nutrientes, diminuição do oxigênio dissolvido nos corpos d'água, além de ser tóxicos para a vida aquática (HASAR, 2009; ABBAS, 2009).

Segundo Pertile (2013), apesar de os tratamentos físico-químicos e biológicos ou a combinação de ambos serem uma alternativa convencional, amplamente difundida, além de promover uma redução expressiva de matéria orgânica, são insuficientes para permitir o enquadramento do lixiviado tratado nos padrões de descarte.

Os critérios e padrões para o lançamento de efluentes líquidos no Estado do Rio de Janeiro estão estabelecidos na NT-202.RT-10, 1986, do Instituto Estadual do Ambiente (INEA). A Norma Técnica estabelece uma concentração de nitrogênio amoniacal de até 5,0 mg/L, um limite de 1,0 mL/L para materiais sedimentáveis (1 hora em Cone *Imhoff*), pH entre 5,0 e 9,0, entre outros parâmetros. Os critérios para o lançamento de matéria orgânica são estabelecidos através de diretrizes específicas.

Diante desta realidade, os processos de separação por membranas (PSM), como a osmose inversa e a nanofiltração, têm surgido como uma boa alternativa de tratamento deste efluente, visto que estes processos permitem a remoção de contaminantes, como substâncias não biodegradáveis e patogênicas, que não são removidas pelos processos convencionais (PERTILE, 2013). Renou (2008) relata que dentre as novas alternativas de tratamento de lixiviado, a osmose inversa é a mais

utilizada em países como (França, Alemanha, Itália, Estados Unidos, China, Korea e Canadá), alcançando taxas de rejeição de poluentes maiores que 95%.

Contudo, a ocorrência do fenômeno de *fouling* (incrustação) de membrana, que é um dos principais entraves deste processo, faz com que haja a necessidade de um pré-tratamento do lixiviado para sua aplicação em osmose inversa e nanofiltração, por exemplo.

Diante deste cenário, no presente trabalho foi estudado o potencial de incrustação nos processos de nanofiltração e osmose inversa do lixiviado de aterro sanitário tratado por coagulação e floculação.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo Geral

Avaliar o potencial de incrustação nos processos de nanofiltração e osmose inversa do lixiviado de aterro sanitário tratado por coagulação-floculação.

1.2.2 Objetivos Específicos

- Determinar as condições ótimas do processo de coagulação-floculação, em termos de pH e dosagem de cada coagulante;
- Determinar o coagulante com maior eficiência em termos de remoção de demanda química de oxigênio (DQO), carbono orgânico total (COT) e cor verdadeira;
- Avaliar a aplicabilidade do efluente pré-tratado aos processos de nanofiltração e osmose inversa.

CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

No presente capítulo são apresentadas informações de cunho científico publicadas por diferentes autores e órgãos públicos, relativas ao lixiviado de aterros sanitários, às tecnologias de tratamento de lixiviado e à incrustação de membranas.

2.1 Lixiviado de Aterro Sanitário

2.1.1 Definição

“O lixiviado de aterro sanitário pode ser definido como o líquido proveniente da umidade natural e água de constituição presente na matéria orgânica dos resíduos, dos produtos da degradação biológica dos materiais orgânicos e da água de infiltração na camada de cobertura e interior das células de aterramento, somando a materiais dissolvidos ou suspensos extraídos da massa de resíduos. É um líquido escuro, de odor desagradável, contendo alta carga orgânica e inorgânica” Moravia (2010).

O lixiviado é o resultado da interação entre o processo de biodegradação da fração orgânica desses resíduos e da infiltração de água pluviais que solubilizam componentes orgânicos e inorgânicos (ANDRADE, 2002).

2.1.2 Volume de Lixiviado Produzido

Em aterros sanitários, é de fundamental importância o conhecimento do volume de lixiviado produzido, visto que esta variável impacta no dimensionamento dos sistemas drenagem, armazenamento e tratamento de efluentes do mesmo (MORAVIA, 2010).

O volume de lixiviado produzido baseia-se na percolação da água da chuva, dependendo também do grau de compactação dos resíduos e de sua umidade. Quanto menor o grau de compactação, maior o volume de lixiviado produzido (LEMA, 1988).

Os métodos, suíço e de balanço hídrico, estão entre os mais empregados na estimativa deste volume (MORAVIA, 2010). Modelos matemáticos também são utilizados por alguns pesquisadores com este propósito, no entanto esta ferramenta ainda apresenta imprecisões decorrentes da diferença dos cenários para a aplicação do modelo e do grande número de variáveis envolvidas (SILVA, 2002).

2.1.3 Composição do Lixiviado

A qualidade do lixiviado é afetada pela idade do aterro, precipitação de chuvas, clima e o tipo e composição do resíduo, sendo suas características físicas, químicas e biológicas diretamente ligadas aos resíduos do aterro (ABBAS, 2009; LANGE, 2009).

Os resíduos sólidos passam por cinco fases principais de decomposição: degradação aeróbica, transição (hidrólise e fermentação), formação de ácidos (acetogênica), metanogênica e de maturação final (SOUZA, 2005). A seguir as fases de estabilização da matéria orgânica são descritas na Figura 1 segundo Souza (2005) e Moravia (2010).

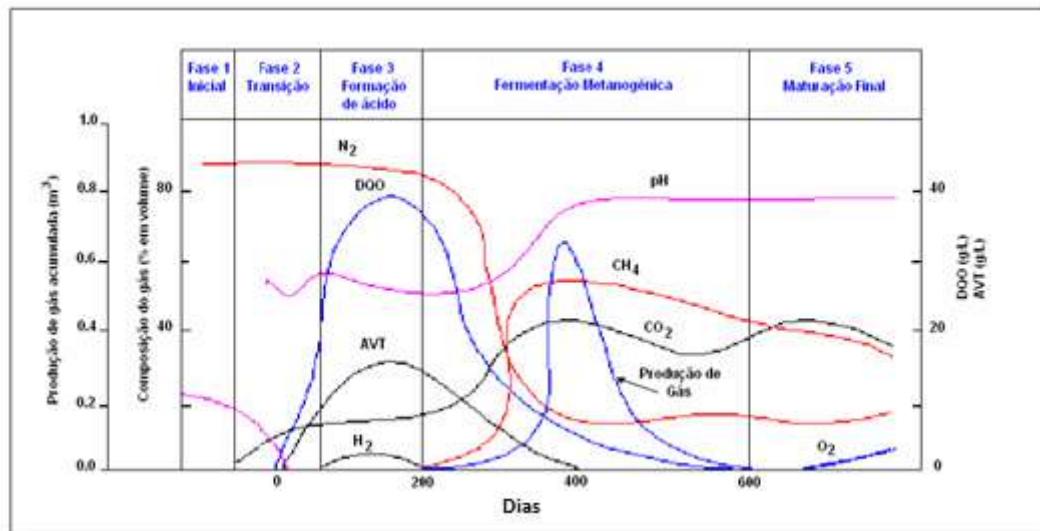


Figura 1. Variação dos parâmetros durante as fases de estabilização da matéria orgânica.
Fonte: Pohland e Harper (1985).

- Fase I - Fase de degradação aeróbica. Esta fase dura dias ou semanas e ocorre na presença de oxigênio. Os micro-organismos aeróbios metabolizam junto com o oxigênio, CO₂, água e hidrocarbonetos gerando principalmente água e gás carbônico. Durante esta fase, pode ocorrer o aumento da temperatura dos resíduos devido às reações de degradação exotérmicas. O gás carbônico tanto pode ser liberado, quanto absorvido pelo resíduo, gerando neste caso ácido carbônico que resulta na diminuição do pH do lixiviado formado.
- Fase II - Fase de hidrólise e fermentação. Nesta etapa, há uma redução da disponibilidade de oxigênio, predominando a presença de micro-organismos

facultativos. Há a formação de ácidos orgânicos como ácido acético, propiônico, fórmico, entre outros.

- Fase III - Fase acetogênica. Esta fase ocorre em condições anaeróbias com conversão dos ácidos orgânicos e hidrocarbonetos em ácido acético na presença de gás carbônico e hidrogênio. Os valores de DBO_5 variam entre 1.000 e 57.700 mgO_2/L e os de DQO variam entre 1.500 e 71.100 mgO_2/L . O pH alcança valores em torno de 4 ou menos, o que contribui para a solubilização de íons metálicos.
- Fase IV – Fase metanogênica. É a fase com elevada produção de gases (60% de metano e 40% de gás carbônico) que são produzidos a partir do consumo de ácidos intermediários pela arqueias metanogênicas. Há diminuição da carga orgânica e elevação do valor de pH. Os metais são removidos do lixiviado por complexação e precipitação.
- Fase V – Fase de maturação final. Caracteriza-se pela estabilização final do aterro com diminuição da atividade biológica, da produção de gás e limitação de nutrientes.

Como foi dito anteriormente, nos primeiros anos, o aterro é aeróbio e rico em matéria orgânica biodegradável. Com o aumento da idade, os micro-organismos presentes tendem a degradar os compostos orgânicos contidos ou associados aos materiais inorgânicos. O início e avanço da fase anaeróbia gera um decréscimo na razão DBO/DQO, o que sugere uma mudança na biodegradabilidade do aterro com o tempo. Em aterros novos esta razão varia entre 0,5 e 0,8, enquanto em aterros antigos este valor se aproxima de 0,1, o que indica a presença de matéria orgânica recalcitrante como ácidos húmicos e fúlvicos (MÁXIMO, 2007). A *Tabela 1* ilustra a classificação de lixiviado de aterro sanitário de acordo com a idade.

Tabela 1. Classificação de lixiviado de aterro versus idade.

Características	Jovem	Média idade	Antigo
Idade (anos)	<1	1 a 5	>5,0
pH	<6,5	6,5 a 7,5	>7,5
DQO (g/L)	>15	3,0 a 15	<3,0
DOB_5/DQO	0,5-1,0	0,1 a 0,5	<0,1
COT/DQO	<0,3	0,3 a 0,5	>0,5
N-NH ₃ (mg/L)	<400	400	>400

Fonte: Adaptada Vasquez (2004)

De modo geral, os aterros sanitários recebem resíduos domésticos, comerciais e industriais mistos. Os principais grupos de poluentes dos lixiviados de aterros sanitários são: material orgânico dissolvido (ácidos graxos voláteis, ácidos húmicos e fúlvicos), macro componentes inorgânicos (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+ , NH_4^+ , Fe^{2+} , Mn^{2+} , Cl^- , SO_4^{2-} , HCO_3^-), metais pesados (Cd^{2+} , Cr^{3+} , Cu^{2+} , Pb^{2+} , Ni^{2+} , Zn^{2+}) e compostos orgânicos xenobióticos oriundos de resíduos químicos e domésticos em baixas concentrações como hidrocarbonetos aromáticos, fenóis e pesticidas (KJELDSEN, 2002).

A quantidade de substâncias químicas nos resíduos é finita, desta forma, a qualidade do lixiviado alcança um limite de diversidade de seus componentes depois de aproximadamente dois ou três anos, seguidos pelo declínio gradual nos anos seguintes (PAES, 2003).

Segundo Lange (2009), os lixiviados de aterros brasileiros apresentam altas concentrações de nitrogênio amoniacal devendo haver associações entre tratamentos biológicos e físico-químicos para a solução do problema.

2.2 Processos de Tratamento de Lixiviado

As principais tecnologias de tratamento de lixiviados conhecidas atualmente segundo Abbas (2009) são:

- Tratamento combinado com esgoto, processos biológicos (aeróbicos e anaeróbicos);
- Reciclo de lixiviado;
- Tratamento físico-químico (flotação, coagulação/floculação, precipitação química, adsorção, *stripping* de amônia, oxidação química, troca iônica e tratamento eletroquímico);
- Filtração por membrana (microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa)

Para que haja um tratamento mais eficiente, deve haver uma integração entre as tecnologias acima citadas (ABBAS, 2009). Principalmente tratando-se de aterros sanitários antigos, nos quais há alta concentração de matéria orgânica recalcitrante, que não é removida apenas por tratamento biológico (ABBAS, 2009).

Hasar (2009) afirma que o tratamento biológico apenas, não atinge uma eficiência de remoção suficiente devido à inibição causada pela presença de contaminantes como amônia e metais pesados. Segundo o autor, enquanto o tratamento biológico é necessário para a estabilização e degradação da matéria orgânica e remoção de nutrientes, os processos físico-químicos como coagulação e precipitação promovem a remoção de metais e parcialmente de amônia. No entanto, este tipo de tecnologia tem como desvantagem a geração de grande volume de lodo.

De acordo com o Abbas (2009), a osmose reversa tem se mostrado com uma tecnologia eficiente tanto quando utilizada no pós-tratamento de lixiviado quanto como principal etapa.

As vantagens e desvantagens de cada tipo de tratamento devem ser avaliadas para que se chegue a melhor escolha possível. Para tal, devem ser levados em consideração, os principais poluentes a serem removidos do lixiviado.

Ahn (2002) afirma que, o tratamento combinado de esgoto e lixiviado é uma alternativa atraente devido ao baixo custo operacional e de manutenção. No entanto, deve-se atentar para as razões de lixiviado/esgoto para que a remoção de contaminantes seja efetiva. No caso estudado por Diamodopoulos (1997), a razão de lixiviado/esgoto foi de 9/1, sendo remoção de DBO_5 e nitrogênio total de 95% e 50%, respectivamente. A principal vantagem apresentada por este processo segundo Abbas (2009) é a remoção de sólidos suspensos e uma das desvantagens é o excesso de nutrientes e biomassa.

O reciclo é outra tecnologia de tratamento de lixiviado. Estudos realizados mostram a diminuição da produção de metano e DQO a partir do reciclo de 30% do volume inicial (CHUGH, 1998). No entanto, grandes volumes de lixiviado recirculado em digestores anaeróbios podem levar a saturação e condições indesejáveis de acidez (LEDAKOWICZ, 1994).

Os processos biológicos de tratamento de lixiviados, que podem tanto ser aeróbios como anaeróbios, se mostram efetivos quando há uma maior concentração de matéria orgânica, isto é, uma razão de DBO_5/DQO maior que 0.5, na qual geralmente se enquadram aterros jovens. Nestes casos, observa-se a remoção

satisfatória de matéria orgânica e nitrogenada (ABBAS, 2009). Alguns dos fatores limitantes para a eficiência deste processo é a presença de matéria orgânica recalcitrante presente principalmente nas formas de ácidos húmicos e fúlvicos (LEMA, 1988).

Os ácidos húmicos e fúlvicos, conhecidos como substâncias húmicas, são compostos orgânicos recalcitrantes, de alto peso molecular, responsáveis pela coloração escura do lixiviado (RENOU, 2008). Segundo o autor, estas substâncias não podem ser adequadamente tratadas por processos biológicos.

2.2.1 Coagulação/Floculação

A coagulação-floculação é um processo de tratamento físico-químico que pode ser utilizado de modo satisfatório no tratamento de lixiviados de aterros antigos e estabilizados (SILVA, 2004). Este tipo de tratamento é frequentemente utilizado devido à facilidade de manuseio (AMIR, 2009).

O objetivo principal do uso do processo de coagulação-floculação em tratamento de efluentes é a remoção de sólidos coloidais. Nutrientes como fósforo também podem ser removidos durante o processo (AGUILLAR, 202).

As partículas coloidais são partículas carregadas que possuem um tamanho que varia de 0.01 a 1.0 μm (METCALF&EDDY, 2003). As forças atrativas entre as partículas são menores do que as de repulsão, gerando uma situação de estabilidade e conseqüentemente o movimento browniano que mantém as partículas em suspensão (AMOKRANE 1997).

Segundo Di Bernardo (2009), no processo de coagulação-floculação, as partículas coloidais são desestabilizadas e neutralizadas. O autor afirma que a desestabilização ocorre pelo fato de que as partículas coloidais encontradas em efluentes geralmente possuem carga negativa, e durante o processo de coagulação, o coagulante adicionado sofre a reação de hidrólise, polimerização e há formação de gel, este de carga residual positiva. Visto que os produtos da hidrólise possuem carga positiva, eles promovem a desestabilização das partículas negativas do efluente. O tempo para que estes fenômenos ocorram varia de décimos de segundo a cem segundos (DI BERNARDO, 2009).

A desestabilização das partículas coloidais permite o contato entre os coágulos resultando na formação de flocos. Tradicionalmente, os coagulantes utilizados são sais inorgânicos, mas polímeros e argila também podem ser utilizados. A Tabela 2 mostra os principais coagulantes inorgânicos utilizados (AMOKRANE, 1997).

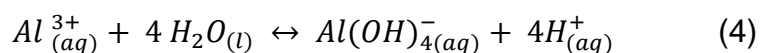
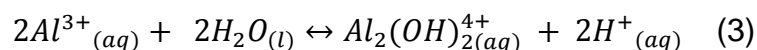
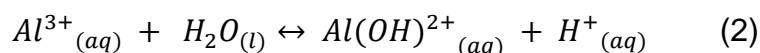
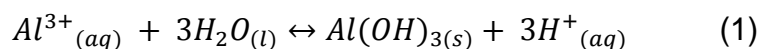
Tabela 2. Coagulantes, faixas de dosagem e pH.

Coagulantes	Faixa de dosagem (mg/L)	pH	Comentários
CaI	150-500	9,0-11,0	Para coagulação de coloides e remoção de nitrogênio Efluentes com baixa alcalinidade e alta concentração de fósforo $Ca(OH)_2 + Ca(HCO_3)_{2(aq)} \rightarrow 2CaCO_{3(s)} + 2H_2O_{(l)}$ $MgCO_{3(aq)} + Ca(OH)_{2(aq)} \rightarrow Mg(OH)_{2(aq)} + CaCO_{3(s)}$
Al(SO ₄) ₃	75-250	4,5-7,0	Para coagulação de coloides e remoção de fósforo Efluente com alta alcalinidade e baixa concentração de fósforo $Al_2(SO_4)_{3(aq)} + 6H_2O_{(l)} \rightarrow 2Al(OH)_{3(s)} + 3H_2SO_{4(aq)}$
FeCl ₃ , FeCl ₂	35-150	4,0-7,0	Para coagulação de coloides e remoção de fósforo
FeSO ₄ .7H ₂ O	70-200	4,0-7,0	Efluentes com alta alcalinidade e baixa concentração de fósforo $FeCl_{3(aq)} + 3H_2O_{(l)} \rightarrow Fe(OH)_{3(s)} + 3HCl_{(aq)}$

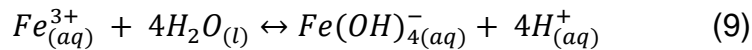
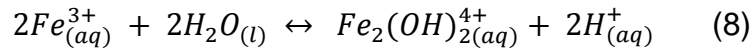
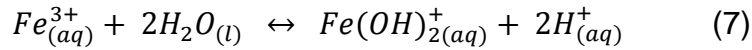
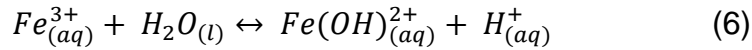
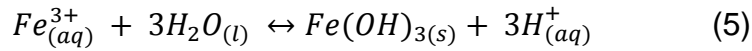
Fonte: Adaptada Amokrane (1997)

No momento que em sal de alumínio ou ferro é adicionado no meio aquoso, ocorre inicialmente sua dissociação seguida da reação com água, gerando espécies mononucleares e polinucleares como mostrado a seguir (MÁXIMO, 2007).

Reações de hidrólise do sulfato de alumínio:



Reações de hidrólise do cloreto férrico:



Durante este processo, o potencial zeta das partículas fica próximo de zero. O ponto no qual este fenômeno acontece, é conhecido como ponto isoelétrico, que permite a aproximação e aglomeração das partículas (DI BERNARDO, 2009). Segundo o autor, ocorre então a formação de flocos que podem ser separados por sedimentação, flotação ou filtração.

A coagulação envolve uma série de mecanismos, entre eles está a compressão da camada difusa, que é a camada formada pela aglomeração de íons positivos e negativos ao redor da camada compacta (conhecida como dupla camada elétrica), resultante do acúmulo de íons positivos na interface sólido-líquido como mostra a

Figura 2 (MÁXIMO, 2007).

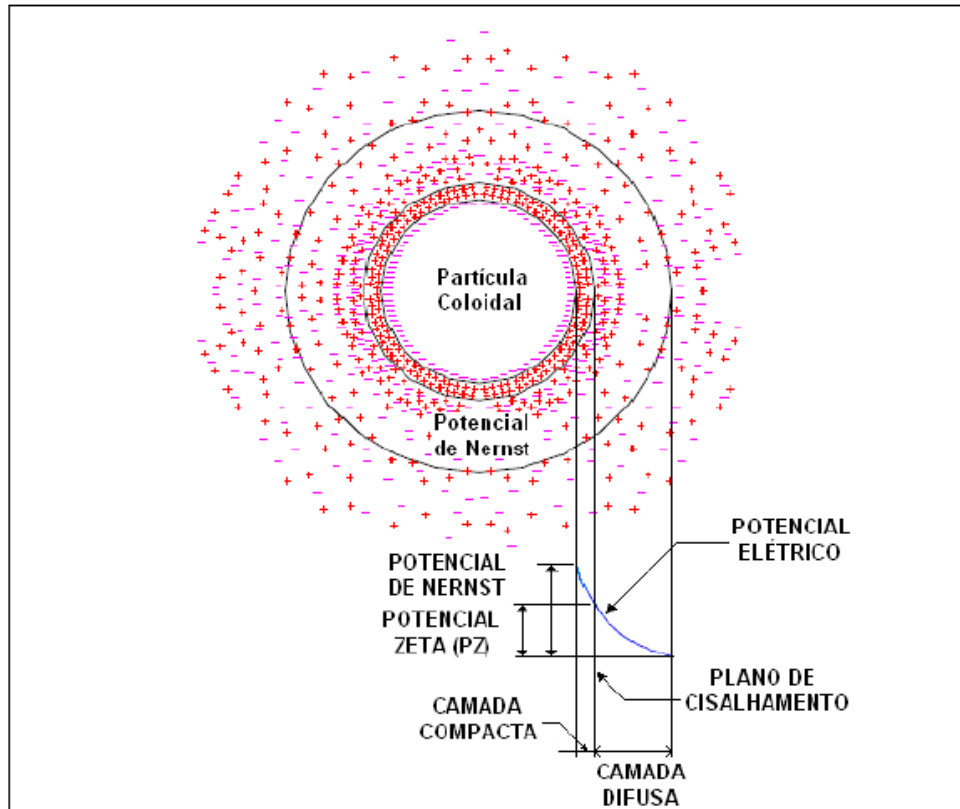


Figura 2. Configuração esquemática da dupla camada elétrica.

Fonte: Adaptado Di Bernardo (1993)

Os principais mecanismos atuantes na coagulação encontram-se expostos no Quadro 1.

Quadro 1. Principais mecanismos atuantes na coagulação

Mecanismos	Descrição
Compressão da Camada difusa	<p>O mecanismo de coagulação ocasiona a desestabilização das partículas através da adição de íons de carga contrária. Quanto maior a carga do íon positivo, menor a quantidade requerida para a coagulação. Quando ocorre a desestabilização dos colóides negativos, as concentrações molares dos metais Na^+, Ca^{++}, Al^{+++} variam de 1000:10:1.</p> <p>O fenômeno é observado devido à grande concentração de cargas positivas que causam excesso de íons na camada difusa, fazendo com que reduza o volume de sua esfera para manter-se eletricamente neutra reduzindo o potencial elétrico (potencial zeta) e predominando a força de Van der Waals.</p>
Adsorção e neutralização de cargas	<p>Ao se adicionar coagulante na dispersão coloidal ocorrem interações entre coagulante-colóide e colóide-solvente. Algumas espécies químicas são capazes de serem adsorvidas na superfície das partículas coloidais. Como tais espécies são de carga contrária à da superfície dos colóides, ocorrerá a desestabilização causada pelo coagulante em dosagens bem inferiores às da dupla camada.</p>
Varredura	<p>De acordo com a quantidade de coagulante (sal metálico), do pH da mistura e da concentração de alguns íons presentes no lixiviado, poderá ocorrer a formação de precipitados como $\text{Al}(\text{OH})_3$, $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ou outros, dependendo do tipo de coagulante empregado. Em geral, os flocos formados, são maiores do que os formados pela adsorção e neutralização de cargas, de modo que as velocidades de sedimentação são maiores.</p>
Adsorção e formação de pontes	<p>Este mecanismo ocorre por intermédio de utilização de compostos orgânicos (polímeros) sintéticos ou naturais, utilizados como coagulantes; podem apresentar sítios ionizáveis ao longo de suas cadeias, podendo ser classificados como catiônicos, aniônicos e anfóteros.</p>

Fonte: Di Bernardo (1993) e Pavanelli (2001).

A eficiência da coagulação será função do tipo de coagulante utilizado, da sua dosagem e de uma mistura rápida adequada. A adequação da mistura rápida é um fator crítico porque os coagulantes sofrem hidrólise em segundos e as espécies de múltipla valência se transformam rapidamente em metais complexos que devem ser uniformemente dispersos no meio (MÁXIMO, 2007).

Gewehr (2012) afirma que outro fator importante para o processo de coagulação-floculação é o pH do meio. A coagulação com sais de alumínio ou de ferro só se realiza satisfatoriamente a um determinado pH, denominado pH ótimo de coagulação, e em presença de alcalinidade em quantidade mínima para que ocorram as reações químicas.

A Figura 3 e a Figura 4 mostram o equilíbrio entre as espécies de ferro e de alumínio e seus hidróxidos em função do pH.

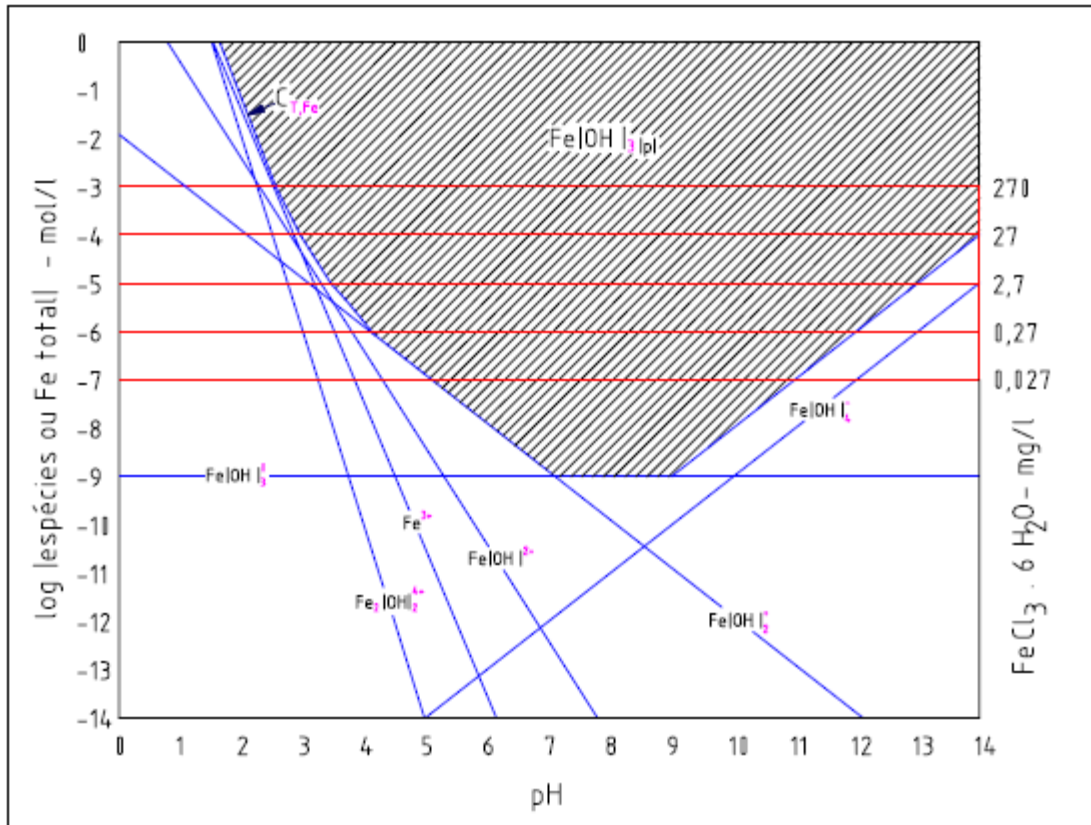


Figura 3. Diagrama para espécies de ferro em equilíbrio com espécies de hidróxido de ferro
Fonte: Di Bernardo (1993)

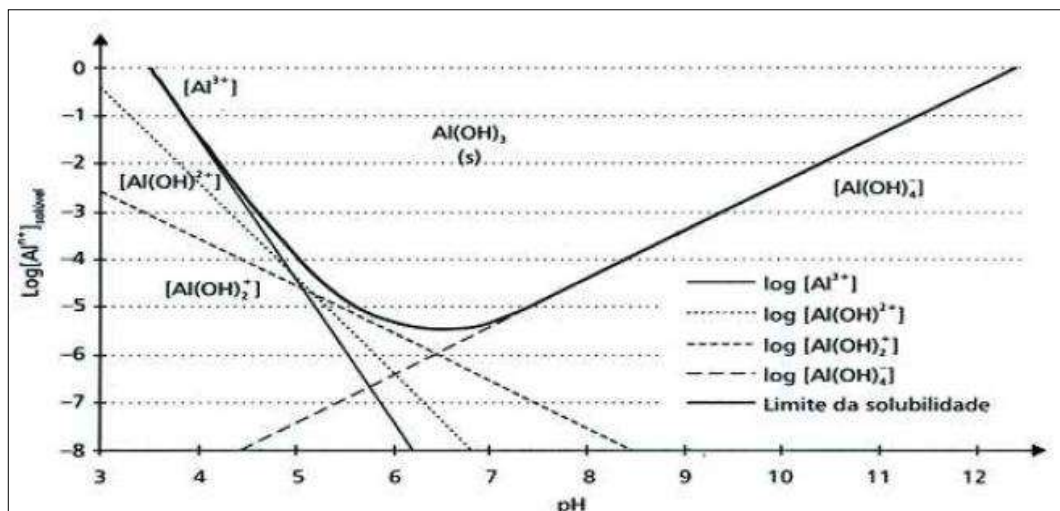


Figura 4. Diagrama para espécies de alumínio em equilíbrio com espécies de hidróxidos de alumínio
Fonte: Crespilho (2004)

A concentração ideal de coagulantes, bem como do pH ótimo, são alguns dos fatores que influenciam na formação dos flocos. Concentrações insuficientes ou

excessivas de coagulantes são prejudiciais à formação dos mesmos. No último caso, o excesso de coagulante pode gerar uma inversão nos sinais das cargas das partículas estabilizando o sistema e afetando o processo (MÁXIMO, 2007).

A segunda etapa do processo de coagulação-floculação é a floculação. Nesta etapa há a adição de floculantes, que geralmente são polímeros orgânicos naturais ou sintéticos. Durante a floculação o tamanho das partículas aumenta devido ao aumento no número de colisões gerando flocos (METCALF&EDDY, 2003). Os flocos podem ser separados do meio aquoso por sedimentação, que ocorre através da ação de força gravitacional sobre os flocos (GEWEHR, 2012).

Os biofloculantes têm surgido como uma alternativa aos químicos e se mostrando eficazes na remoção de ácidos húmicos. Em um estudo realizado por Zouboulis (2004), obteve-se uma remoção de mais de 85% ácidos húmicos do lixiviado proveniente do Aterro de Xangai, China. O efluente apresentava inicialmente uma faixa de concentração de DQO de 500 a 1000 mgO₂/L (ZOUBOULIS, 2004).

Inúmeras pesquisas têm sido realizadas visando a otimização do processo de coagulação-floculação, a partir da seleção do coagulante mais apropriado, identificação da condição experimental e pH ótimos.

Em trabalho publicado por Lima (2017), uma dosagem de 620 mg/L de Fe³⁺ em pH 4,0 reduziu 75% de absorvância (254nm) e removeu 69% de DQO do lixiviado bruto. Outro autor (FERREIRA, 2013), alcançou 72,9 % de redução de absorvância e 59,9% de remoção de DQO, também de lixiviado bruto, com 500 mg/L de Fe³⁺. Em um estudo feito por Gewehr (2012), 1102mgFe³⁺/L em pH 6,2 removeram 98% da cor verdadeira e 63% de DQO

Apesar deste processo ser um método eficiente como pré-tratamento de processos biológicos e osmose reversa, com a remoção de sólidos suspensos, DQO, matéria orgânica recalcitrante, metais pesados, algumas desvantagens como alto volume de lodo gerado e aumento da concentração de alumínio e ferro em fase líquida e no lodo são observadas (SILVA 2004).

2.2.2 Geração de Lodo

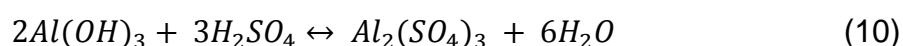
De acordo com a norma NBR 10.004/2004, lodos provenientes de estações de tratamento de água, são considerados resíduos sólidos, devendo ter uma destinação correta, sendo assim também para o lodo gerado em tratamentos de lixiviado. Por vezes, o processo de coagulação-floculação, tem como resultado a geração de grandes volumes de lodo, com alto potencial poluidor. Diante da legislação ambiental, cada vez mais exigente, deve-se atentar para este fato ao se estudar determinadas rotas de tratamento.

James (1982) sinaliza que um dos aspectos a serem considerados durante a escolha do coagulante é a quantidade de lodo gerado. Existem alguns métodos que visam a diminuição do volume de lodo gerado como: a recuperação dos coagulantes, o reuso do lodo na agricultura, após tratamento apropriado e em última instância os tratamentos aplicados para a disposição final (PARSONS, 1999).

A recuperação dos coagulantes ocasionaria não apenas a diminuição do volume de lodo gerado, mas também a redução dos custos do processo. Parsons (1999) fez uso deste método em seu trabalho alcançando a recuperação de 350 miligramas de ferro em 5 gramas de lodo através de extração ácida.

Contudo, o coagulante comercial mostrou maior desempenho do que o recuperado. A neutralização do recuperado seguida da mistura com coagulantes comerciais fez com que houvesse uma sensível melhora na sua performance (PARSONS, 1999).

Jiménez (2007) obteve uma recuperação de 70% de alumínio do lodo de esgoto, a partir de uma extração feita com ácido sulfúrico, em pH 2,0 e 30 minutos de agitação a 300 rpm. A extração ácida de alumínio pode ser observada a seguir (reação 10).



2.3 Processo de Separação por Membranas (PSM)

O aumento do nível do padrão de efluentes para descarte tem impulsionado o uso dos processos de separação por membranas (SHON, 2007). De acordo com Abbas (2009), a maioria dos países sofre com o envelhecimento dos aterros. Este

envelhecimento resulta na geração de lixiviados mais estáveis, para os quais os tratamentos convencionais não tem se mostrado suficientes (ABBAS, 2009).

Renou (2008) afirma que o uso dos processos de separação por membrana, como, por exemplo, a osmose inversa, têm surgido como uma alternativa indispensável de purificação de lixiviados, seja como uma etapa do tratamento ou como um pós-tratamento.

Algumas das vantagens do uso deste tipo de tecnologia em relação às convencionais são: a economia de energia, seletividade, remoção de compostos específicos, separação de compostos termolábeis, simplicidade de operação e escalonamento (HABERT, 2006). Além disso, não há necessidade de compostos químicos nem de espaço para as instalações, o processo pode ser operado continuamente ou em batelada de acordo com a necessidade, o sistema modular no qual está organizado facilita ampliações futuras e o processo não envolve mudança de fase (SCOTT, 1996).

A membrana é uma barreira semipermeável que separa duas fases homogêneas e restringe total ou parcialmente o transporte de uma ou mais espécies químicas presentes nas fases, não envolvendo processos químicos, biológicos ou trocas térmicas (METCALF & EDDY, 2003).

Este processo é caracterizado pelo fato da corrente de alimentação ser dividida em duas correntes distintas, sendo a parcela retida pela superfície denominada de rejeito ou concentrado, e a parcela que atravessa a membrana de permeado (MULDER, 1996).

As membranas sintéticas comerciais, em sua grande maioria, são preparadas a partir de materiais poliméricos com características químicas e físicas variadas (HABERT,2006). O autor afirma que membranas de materiais inorgânicos são produzidas há mais de 30 anos, mas há pouco tempo começaram a disputar o mercado com as poliméricas. Algumas das suas vantagens são a maior vida útil e facilidade de limpeza, no entanto possuem maior custo (HABERT et al,2006)

Segundo Scott e Hughes (1996) algumas das desvantagens do PSM são:

- A redução de performance devido aos fenômenos de polarização por concentração e da formação *fouling* ou *scaling* na superfície das membranas;
- Limitação das membranas poliméricas quanto a valores extremos de pH, altas temperaturas e a presença de cloro e solventes orgânicos na água de alimentação;
- Em alguns casos envolve um tratamento avançado do rejeito gerado, impactando no custo do processo.

Segundo Habert (2006), a morfologia das membranas é escolhida de acordo com sua aplicação, sendo classificadas em densas e porosas, que podem ou não apresentar as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura.

As membranas que mantêm suas características são isotrópicas, as que apresentam variações são anisotrópicas, no entanto independentemente do tipo de membrana utilizada, a permeabilidade a gases e líquidos e capacidade seletiva são parâmetros característicos do processo (HABERT, 2006). A Figura 5 ilustra a morfologia das membranas sintéticas.

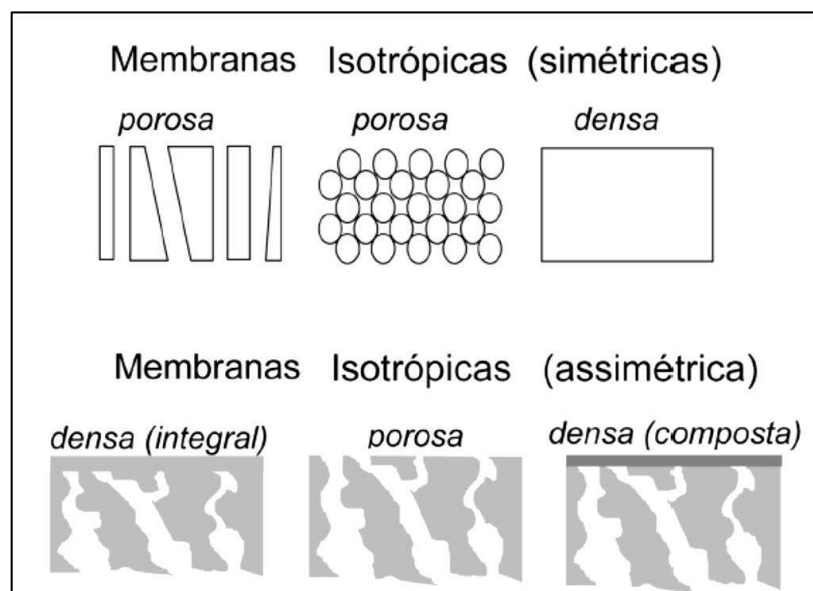


Figura 5. Representação esquemática da seção transversal dos diferentes tipos de morfologia de membranas sintéticas.

Fonte: Habert (2006)

Os principais processos de separação por membranas são a microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF), diálise (D), osmose inversa (OI), pervaporação e permeação de gases (HABERT et al, 2006)

Dentre estes, a microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e diálise utilizam membranas porosas (HABERT, 2006). Nestes, a seletividade está diretamente relacionada à distribuição do tamanho de poros da membrana e tamanho das espécies químicas que serão ou não rejeitadas (BAKER, 2004). O autor afirma que força motriz é o gradiente de pressão através da membrana e o fluxo do permeado é majoritariamente convectivo.

Nos processos de osmose inversa (OI), pervaporação e permeação de gases são utilizadas membranas densas (HABERT, 2006). Nestes, o transporte do permeado ocorre por difusão através do filme polimérico, a separação dos componentes está diretamente relacionada à taxa de transporte relativa na membrana, a qual é determinada pela difusividade e solubilidade dos componentes no material da membrana. A força motriz é o gradiente de pressão, de concentração e potencial elétrico.

Uma das vantagens deste tipo de membrana é que partículas de mesmo tamanho podem ser separadas caso a solubilidade delas seja consideravelmente diferente (BAKER, 2004).

As principais características dos processos que utilizam diferença de pressão como força motriz podem ser observadas na Figura 6

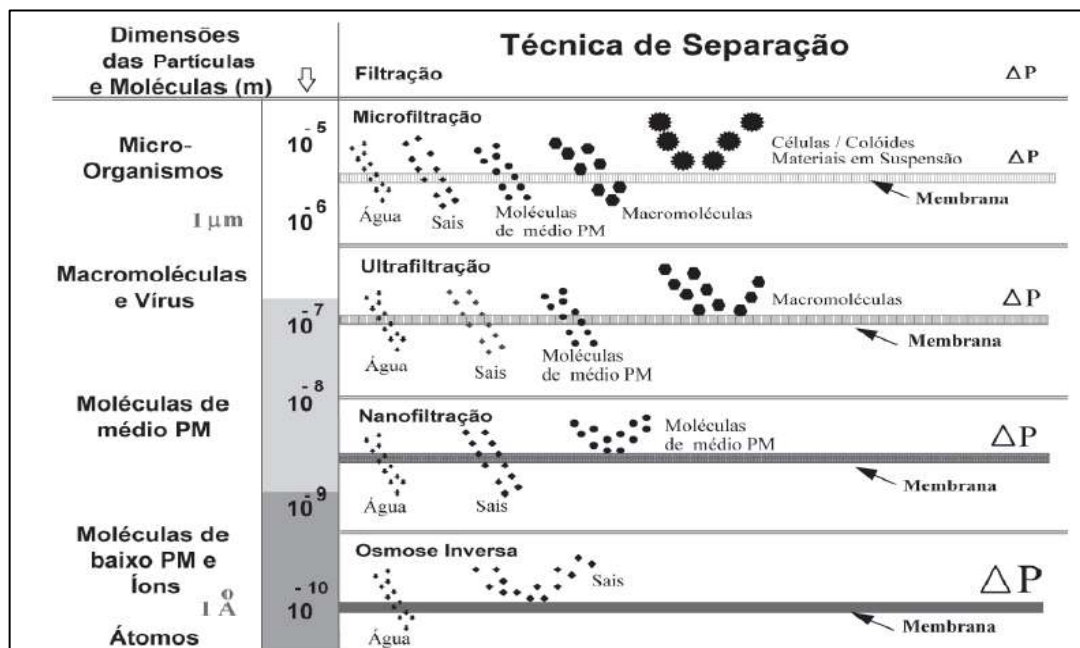


Figura 6. Principais características dos processos que utilizam a diferença de pressão como força motriz.

Fonte: Habert (2006)

De acordo com Chamon (2011), fatores como polarização por concentração, adsorção e excesso de material particulado depositado sobre a membrana aliados a presença de micro-organismos na água de alimentação promovem a formação de uma camada gelatinosa que resulta na redução de fluxo na membrana ao longo do tempo.

2.3.1 Nanofiltração

A nanofiltração é uma tecnologia que surgiu com o objetivo de remover metais pesados e matéria orgânica recalcitrante do lixiviado (OZTURK, 2003). Através deste processo, substâncias inorgânicas são removidas por interações eletrostáticas entre os íons e a membrana, possuidora uma superfície carregada que rejeita solutos carregados mesmo quando são menores que a membrana bem como solutos neutros e moléculas de massa molar média entre 500 e 2000 Da (ABBAS, 2009; Wang, 2011).

Segundo Habert (2006), na nanofiltração, um gradiente de pressão 5 a 25 atm é utilizado, sendo o material permeado água, sais e moléculas de baixa molar. A nanofiltração tem se mostrado efetiva na remoção de turbidez, de materiais orgânicos, micro-organismos e desinfecção (LAW, 2010).

A faixa típica de operação neste processo varia entre 0,001-0,001 µm, sendo o tamanho dos poros da membrana menores que 2 nm (METCALF & EDDY, 2007).

Abbas (2009) afirma que junto com a osmose inversa, a nanofiltração tem sido considerada uma alternativa eficiente, flexível e indispensável alcançando eficiência de remoção de poluentes de até 99% (ABBAS, 2009).

Em estudo feito por Marttinen (2002) uma eficiência de 90% de remoção de DQO foi obtida no tratamento de lixiviado pré-tratado biologicamente proveniente do Aterro localizado em Nurmijarvi, Finlândia. Moravia (2010) alcançou níveis de rejeição de 98,4% de DQO e 98,1% de COT após pré- tratamento com Processo Oxidativo Avançado (POA), no qual foram removidos 62,5% e 71,0% de DQO e COT, respectivamente.

2.3.2 Osmose Inversa

A osmose inversa é um processo de separação com membranas utilizado quando se deseja reter solutos de baixa massa molar, tais como sais inorgânicos ou pequenas moléculas orgânicas como glicose. Por isso, as membranas de osmose inversa devem ser mais fechadas, com maior resistência à permeação e conseqüentemente pressões mais elevadas que em ultrafiltração e até mesmo nanofiltração. O nome osmose inversa se deve ao fato de que neste tipo de processo o fluxo permeado é no sentido inverso do fluxo osmótico normal. (HABERT, 2006).

A osmose inversa tem a capacidade de concentrar os sólidos suspensos e dissolvidos de tal forma que o permeado contém baixa concentração de sólidos dissolvidos (ABBAS, 2009). Segundo Metcalf & Eddy (2007), a faixa de operação deste processo varia entre 0,1-1,0 nm, diferentemente da membrana de nanofiltração, a membrana de osmose inversa é uma membrana densa. A pressão neste processo varia de 30 a 60 bar em temperatura ambiente (LINDE, 1995).

Em estudo feito por Almeida (2016), 89% de COT e 94% de DQO foram removidos do lixiviado do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ) pré-tratado por coagulação-floculação. Pertile (2013) alcançou níveis de remoção de DQO de 98% ao utilizar o processo de microfiltração seguido de osmose inversa no tratamento do lixiviado do Aterro Sanitário de Rincão das Flores (RS).

A aplicação da osmose inversa no lixiviado do Aterro Municipal de Pietramelina, Itália levou a índices de rejeição de 96% e 98% de DQO em pressões de 20 e 53 atm, respectivamente (CHIANESE, 1998).

Apesar da alta performance do processo de osmose inversa, o *fouling* constitui-se como um problema, sendo necessário o pré-tratamento extensivo ou limpeza química das membranas, o que resulta na redução de sua vida útil, produtividade e no aumento do custo do processo afirma Abbas (2009). Ainda segundo o autor, a geração de grande volume de concentrado a ser tratado posteriormente, também é um desafio neste tipo de tratamento.

Portanto, a viabilidade do processo de osmose inversa está relacionada ao custo do controle do tratamento do concentrado e a escolha do pré- tratamento com objetivo de reduzir o *fouling* de membrana (ABBAS,2009).

2.3.3 *Fouling* de membrana

O *fouling* é o fenômeno de incrustação de membranas causado pela deposição e acúmulo de sólidos orgânicos ou inorgânicos na superfície das membranas ou até mesmo por micro-organismos (MOTTA, 2010).

Este fenômeno é observado principalmente no processo nos quais se utilizam membranas porosas, ainda que a filtração seja tangencial e pode levar a fluxos de permeado tão baixos que inviabilizam determinada aplicação (HABERT, 2006). Na Figura 7, pode-se observar a influência do *fouling* bem como da polarização de concentração no fluxo de permeado.

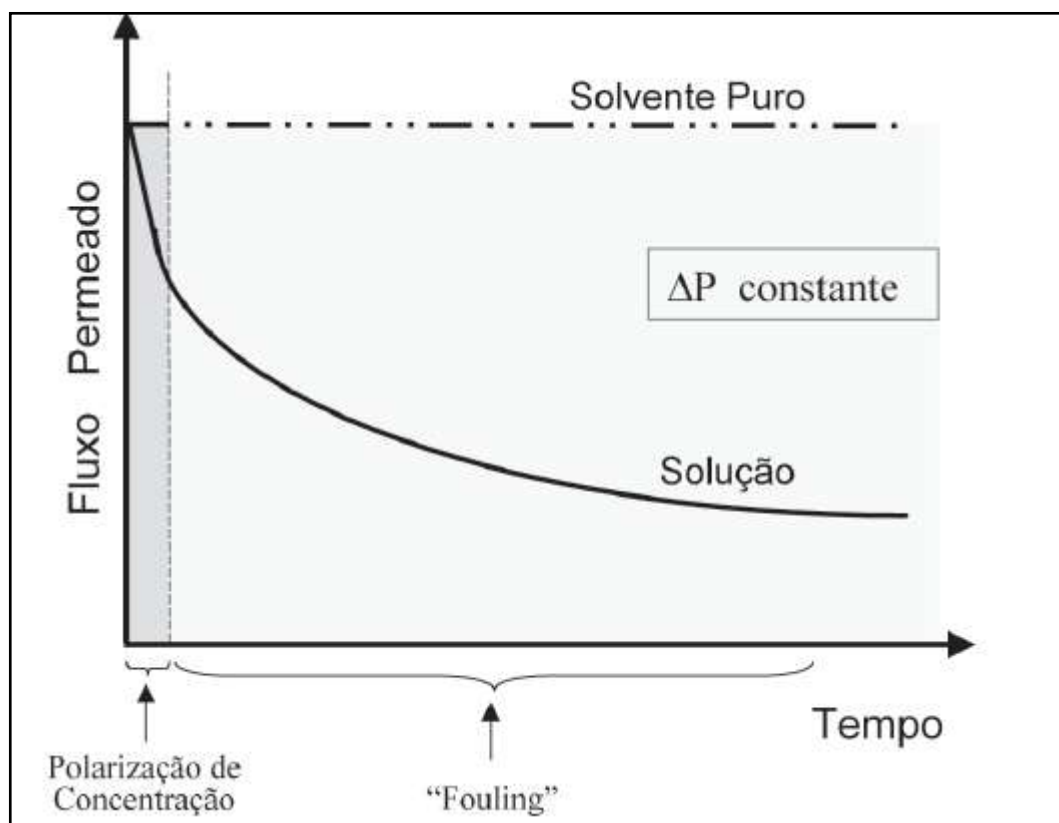


Figura 7. Variação esquemática no fluxo permeado com o tempo de operação ocasionada por Polarização de Concentração e Incrustação. Operação em escoamento tangencial.

Fonte: Habert (2006)

Os principais fenômenos que contribuem para a incrustação segundo Habert (2006) são:

- Adsorção das moléculas de soluto na superfície da membrana ou/e no interior de seus poros devido às interações físico-químicas com o material da membrana;
- Entupimento de poros por moléculas ou partículas em suspensão. Trata-se da ação mecânica de bloqueio de poros, que pode ocorrer tanto na superfície da membrana como no seu interior, dependendo de sua morfologia. Em membranas anisotrópicas este fenômeno é superficial uma vez que os menores poros estão na superfície. Nas membranas isotrópicas é possível que o bloqueio ocorra no interior da membrana.
- Depósito de material em suspensão sobre a superfície da membrana com formação de uma torta de filtração. No caso de soluções de macromoléculas, na região próxima à superfície da membrana, pode-se atingir uma concentração suficientemente elevada, de modo a possibilitar a geleificação da solução nesta região. Solutos de baixa massa molar, como sais, por exemplo podem atingir o limite de solubilidade e precipitarem na superfície da membrana.

Alguns dos mecanismos de incrustação (*fouling*) de membranas são ilustrados na Figura 8.

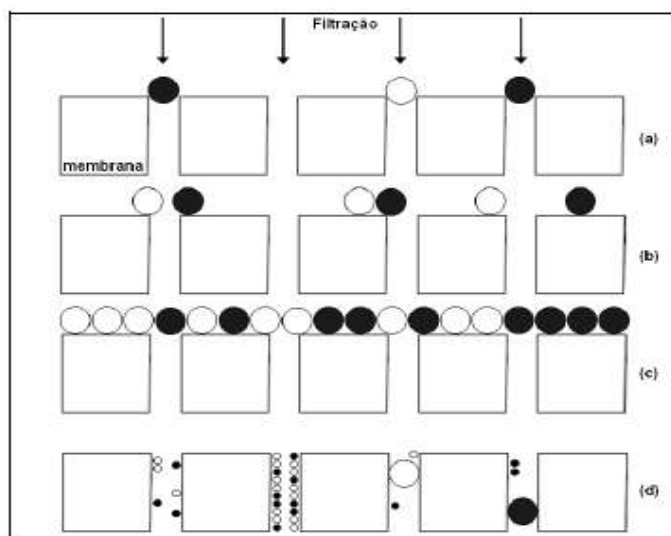


Figura 8. Mecanismos de incrustação de membrana. (a) bloqueio completo dos poros. (b) bloqueio parcial de poros. (c) formação de torta e (d) bloqueio interno de poros.

Fonte: Moravia (2010)

Os principais causadores de *fouling* e os pré-tratamentos aplicados para a remoção destes compostos de águas de alimentação do sistema de osmose inversa são mostrados abaixo no Quadro 2.

Quadro 2. Principais causadores de *fouling* e pré-tratamentos indicados.

Composto responsável pelo <i>Fouling</i>	Pré-tratamento para sua remoção
Sólidos Suspensos	< 2 mg/L – Filtro de Cartucho de 5µm de porosidade >2 mg/L – Filtração por Filtro de Areia Microfiltração
Material Coloidal Orgânico e Inorgânico	Ultrafiltração Filtração por Carvão Antracitoso Processo de Coagulação e Filtração em linha
Alcalinidade (CaCO ₃)	LSI ¹ <2 – Dosagem de Produto Anti-incrustante LSI > 2 – Adição de Ácido, Processo de Troca Iônica ou Dealcalinização
Sílica Ativa	Dealcalinização com Óxido de Magnésio
Dureza	Dosagem de Produto Anti-incrustante Dealcalinização
Residuais de Sulfato (CaSO ₄)	Dosagem de Produto Anti-incrustante
Óxidos Metálicos (Ferro e Manganês)	Aeração e Filtração Flotação por Ar dissolvido Óxido Catalítica (Filtração por filtro tipo “Greensand”) Oxidação Química e Filtração
Cloro Livre	Carvão Ativado Redução Química
Compostos Orgânicos Dissolvidos (NOM ² , EPS ³ , Detergentes Aniônicos)	Adsorção por Carvão Ativado Flotação por Ar dissolvido
Material Biológico	Cloração/ Decloração Ultravioleta (+ microfiltração)

¹Índice de Saturação de Langelier (LSI), ²Matéria orgânica de origem natural (NOM); ³Substâncias poliméricas extracelulares (EPS);

Fonte: Adaptado de Judd (2003)

Law (2010) afirma que a maior parte dos estudos foca no *fouling* causado por coloides ou orgânicos, poucos investigam os efeitos da interação de coloides com orgânicos no processo de *fouling*.

De acordo com Metcalf & Eddy (2007) a consideração deste fenômeno é indispensável durante o projeto e operação dos sistemas de membranas, visto que uma redução lenta, contínua e geralmente irreversível é gerada, fato que afeta qualitativamente a produção de água tratada. Sendo assim, constitui-se uma das desvantagens no uso de processos de separação por membranas e um obstáculo a ser superado para que os mesmos desponham (SCHNEIDER, 2001).

2.3.4 Avaliação do Potencial do *Fouling* de Membrana por MFI e SDI

O SDI (*Silt Density Index*) e o MFI (*Membrane Fouling Index*) são parâmetros utilizados no design de membranas para os processos de osmose reversa e nanofiltração e são indicadores da susceptibilidade das membranas ao *fouling* (PARK, 2007).

O SDI é uma maneira de mensurar os sólidos suspensos de uma água de alimentação, especialmente material coloidal derivado de silicatos de alumínio ou ferro e material orgânico (KUCERA, 2010). Seu valor é uma medida de resistência da água e sua determinação não é realizada a partir de uma filtração tangencial, mas sim perpendicular à membrana. Este teste não utiliza a membrana com mesmo material ou tamanho de poro da membrana que será utilizada no sistema, portanto mede apenas a resistência (DURANCEAU, 2011).

Desta forma, este índice pode ser utilizado como um guia geral da qualidade da água de alimentação, definindo se a água de alimentação é aceitável ou não para ser utilizada nos processos com membranas de nanofiltração e osmose inversa (TATEOKA, 2014).

O MFI é tradicionalmente utilizado pela indústria de membrana para osmose inversa com o objetivo de avaliar o potencial de *fouling* de material particulado, e é calculado a partir da taxa de fluxo através do volume e tempo de filtração coletados durante o experimento (TATEOKA, 2014).

Graficamente, observa-se como a inclinação da curva que relaciona a vazão inversa ao volume filtrado como mostra a Figura 9.

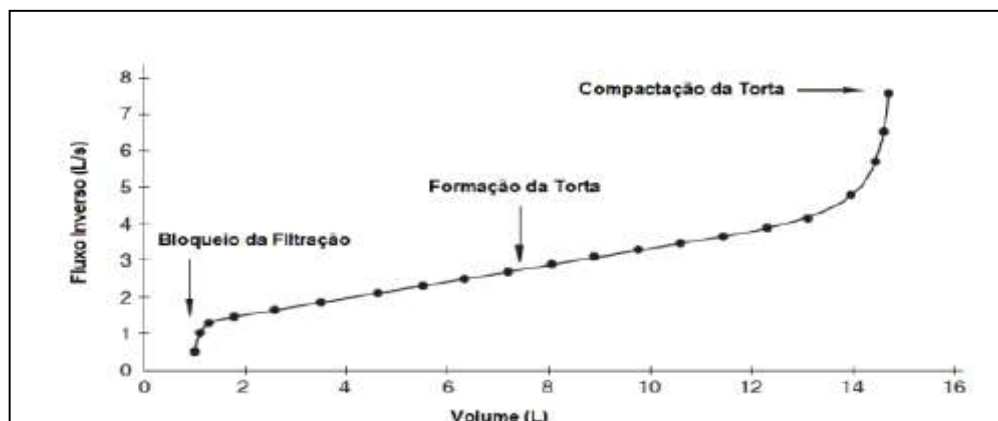


Figura 9 Curva típica de MFI
Fonte: Duranceau (2011)

Segundo Duranceau (2011), o MFI é consistente com a lei de Darcy, na qual a espessura da torta formada sobre a superfície da membrana é diretamente proporcional ao volume filtrado. A Tabela 3 mostra os valores de MFI e SDI que permitem o uso de nanofiltração e osmose inversa segundo a literatura.

Tabela 3. Valores de SDI e MFI para uso de nanofiltração e osmose inversa.

Índice de <i>Fouling</i>	Intervalo (s/L²)	Aplicação
SDI	0-2	Osmose Inversa
	0-3	Nanofiltração
MFI	0-2	Osmose Inversa
	0-10	Nanofiltração

Fonte: Metcalf & Eddy (2003)

De acordo com Park (2007), nem o SDI nem o MFI são capazes de levar em conta a influência de partículas e matéria orgânica com diâmetros menores que 0,45 µm, que atualmente é usado para a realização dos testes. Elimelech (1997) afirma que a matéria orgânica natural é a maior contribuinte para o *fouling* da membrana que está relacionado com algumas características dela como hidrofobicidade, carga, rugosidade da superfície, massa molar do soluto.

No estudo realizado por Park (2007) foi observada uma relação linear entre o MFI e os valores de concentração de partículas e um crescimento vertiginoso no MFI decorrente da concentração de matéria orgânica. Como dito antes neste trabalho, este fenômeno decorre da adsorção dos poros, o que causa maior captura e acúmulo de orgânicos na membrana (PARK, 2007).

O mesmo estudo também mostrou a interferência da concentração de matéria orgânica, bem como do peso molecular, nos valores de SDI. Duas águas de alimentação foram preparadas com diferentes fontes de matéria orgânica. Em uma delas utilizaram-se os ácidos húmicos da Aldrich Chemicals (AHA) que possui uma distribuição de massa molar em torno de 2.000 g/mol.

A outra água de alimentação foi preparada com os ácidos húmicos do rio Suwannee (SRHA) que possui uma distribuição de peso molecular que varia de 2.000 a 4.000 mg/L. A Figura 10 mostra a relação entre a massa adsorvida e o SDI.

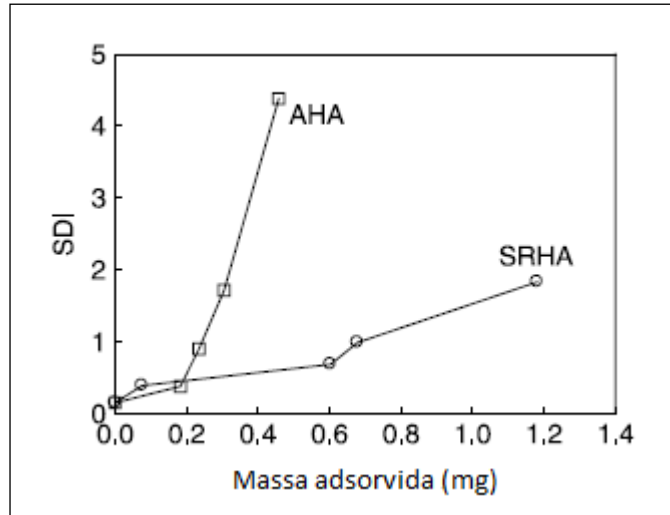


Figura 10. Valores de SDI em função da massa adsorvida
Fonte: Adaptada Park (2007)

Park (2007) afirma que o pH é outro fator que também pode influenciar no SDI. Na pesquisa realizada por ele, o pH 2, na amostra contendo AHA, proporcionou maiores valores de SDI para ambas amostras. Esse efeito foi atribuído ao fato de que este valor de pH diminui a carga dos ácidos húmicos, tornando-os insolúveis havendo assim uma intensa compactação em camadas entre as moléculas que intensifica o *fouling*. Já para amostra contendo SRHA, o pH 7 promoveu valores de SDI maiores (Figura 11).

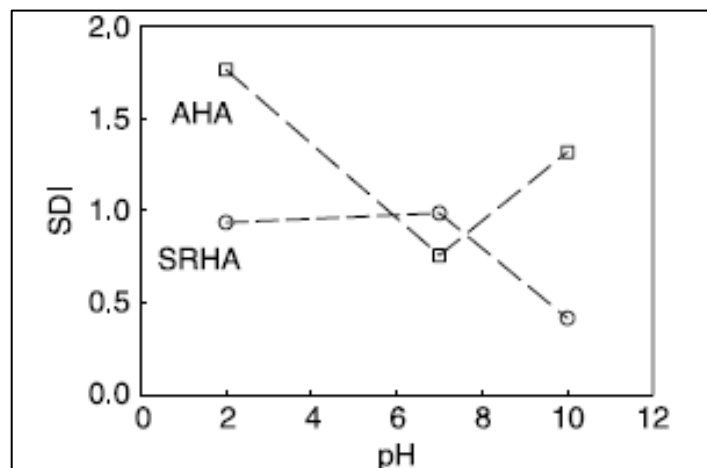


Figura 11. Efeito do pH da água de alimentação nos valores de SDI.
Fonte: Park (2007)

CAPÍTULO 3. MATERIAIS E MÉTODOS

O presente capítulo descreve a metodologia experimental e os procedimentos analíticos utilizados neste trabalho. As análises e os testes experimentais foram realizados no Laboratório de Tratamento de Águas e Reuso de Efluentes (LabTare), localizado na Universidade Federal do Rio de Janeiro, de fevereiro de 2017 a novembro de 2017.

3.1 Caracterização do Lixiviado Bruto

Neste trabalho foi utilizado o lixiviado bruto proveniente do Aterro de Bangu, Rio de Janeiro.

Segundo o Plano Municipal de Gestão Integrada de Resíduos Sólidos, de agosto de 2012, o aterro era abastecido com aproximadamente 2525 toneladas de resíduos por dia.

De acordo com a Coordenadoria de Resíduos Sólidos, o aterro encerrou o recebimento de resíduos domiciliares em abril de 2004 e atualmente recebe apenas resíduos provenientes da construção civil, que também está em processo de encerramento devido ao Plano Municipal de Gestão Integrada de Resíduos Sólidos.

As amostras de lixiviado foram coletadas e entregues no LabTare em bombonas de 20 litros e 5 litros, sendo armazenadas em temperatura ambiente. Três diferentes amostras de lixiviado do mesmo aterro foram recebidas em diferentes momentos.

Para a caracterização do lixiviado, os parâmetros de pH, turbidez, demanda química de oxigênio (DQO), cor verdadeira, carbono orgânico total (COT), cloreto, absorvância em 254nm, alcalinidade e nitrogênio amoniacal foram analisados. Os procedimentos experimentais estão descritos no item 3.4 que apresenta as metodologias analíticas.

3.2 Pré-tratamento por coagulação/floculação

Os testes de coagulação-floculação foram realizados em escala de bancada utilizando o equipamento *Jar Test*, da marca Milan, modelo JT303M (Figura 12). O volume experimental adotado nos testes foi de 1 litro de lixiviado. Os coagulantes utilizados foram o FeCl_3 e o $\text{Al}(\text{SO}_4)_3$. O tempo de mistura rápida foi de 2 minutos

com uma velocidade de rotação de 150 rpm e o tempo de mistura lenta foi de 20 minutos a 60 rpm, com um tempo de sedimentação de 1 hora.



Figura 12. Equipamento *Jar-test* utilizado no processo de coagulação-floculação.

Durante os experimentos, o ajuste de pH foi realizado com H_2SO_4 concentrado e NaOH (2M). As cubas com lixiviado eram levadas para o equipamento já ajustado para condições pré-estabelecidas de mistura rápida e lenta. O coagulante era adicionado ao lixiviado e o equipamento finalmente ligado.

Ao fim da etapa lenta as paletas eram levantadas e dava-se início à etapa de sedimentação por 1 hora. Ao fim desta hora media-se o volume de lodo, o qual foi medido pela razão da altura do lodo pela altura total de líquido.

As variáveis estudadas foram o tipo de coagulante, concentração de coagulante e pH inicial (previamente ajustado).

O desenvolvimento dos testes de jarros seguiu a metodologia adotada por Gewehr (2012). Esta metodologia, promove o ajuste fino tanto do pH ótimo, quanto da melhor dosagem de coagulante, sendo um diferencial em relação a maioria dos trabalhos pesquisados na literatura.

A mesma metodologia foi seguida para o FeCl_3 e $\text{Al}(\text{SO}_4)_3$. Na primeira etapa, as mesmas dosagens de coagulantes, foram adotadas em termos de Fe^{3+} e Al^{3+} .

As dosagens de FeCl_3 na etapa 1 foram de 250, 500, 1000, 1500, 2000 e 4000 mg/L. Isto equivale a 86, 172, 345, 517, 689 e 1378 $\text{mgFe}^{3+}/\text{L}$, respectivamente.

Em relação ao $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, as concentrações iniciais (etapa 1) foram de 545, 1092, 2182, 3274, 4365 e 8730 mg/L. O que equivale a 172, 345, 517, 689 e 1387 $\text{mgAl}^{3+}/\text{L}$. A Tabela 4 descreve as etapas dos experimentos. As condições que promoveram os melhores resultados, em termos de remoção de COT e DQO, foram fixadas na etapa subsequente.

Tabela 4. Etapas, objetivos e variáveis dos experimentos de coagulação-floculação.

Etapa	Objetivo	Variável fixada	Variáveis de resposta
1	Determinação da dosagem do coagulante	pH =6,0 com base na literatura e em ensaios preliminares	Volume de lodo, pH final, COT, absorvância(254nm), cor verdadeira e DQO
2	Determinação do pH ótimo	Dosagem de coagulante estabelecida na etapa 1	Volume de lodo, pH final, COT, absorvância(254nm), cor verdadeira e DQO
3	Ajuste fino da dosagem de coagulante	pH estabelecido na etapa 2	Volume de lodo, pH final, COT, absorvância(254nm), cor verdadeira e DQO
4	Ajuste fino do pH ótimo	Dosagem de coagulante estabelecida na etapa 3	Volume de lodo, pH final, COT, absorvância(254nm), cor verdadeira e DQO

Fonte: Adaptado de Gewehr (2012)

As eficiências de remoção de cor verdadeira, COT, DQO e absorvância_{254nm} foram calculadas a partir da equação 11:

$$Eficiência = \frac{S_i - S_f}{S_i} \times 100 (\%) \quad (11)$$

Sendo:

S_i = valor inicial do parâmetro analisado no lixiviado bruto;

S_f = valor final do parâmetro após a coagulação-floculação

3.2.1 Ensaios de tempo de sedimentação

Os ensaios de sedimentação foram realizados em cones de *Imhoff*. Um volume de 1 litro de efluente foi adicionado em cada cone, sendo testadas 3 dosagens diferentes de cloreto férrico e sulfato de alumínio. Os testes foram realizados em 120 minutos, com intervalos de 30 minutos. Em cada intervalo, o volume de lodo foi registrado bem como a turbidez do sobrenadante.

As dosagens utilizadas para o teste com de FeCl_3 foram de 500, 3000 e 4200 mg/L. Já para o teste com o $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ as concentrações foram de 545, 2182 e 4000 mg/L.

3.3 Avaliação de SDI E MFI

Os testes de SDI e MFI foram feitos com o lixiviado bruto e os efluentes pré-tratados. A Figura 13 mostra o sistema utilizado no experimento. As dosagens testadas estão relatadas no item 4.4. Em cada teste, foram utilizados 2 litros de efluente. A metodologia analítica está descrita no item 3.4.



Figura 13. Sistema pressurizado para avaliação de SDI e MFI

3.4 Metodologia Analítica

Os métodos analíticos e equipamentos utilizados nos procedimentos experimentais estão descritos na Tabela 5.

Tabela 5. Métodos analíticos e equipamentos

Parâmetro	Método (APHA, 2005)	Equipamento
Absorbância 254 nm	5910-B	Espectrofotômetro Shimadzu
Alcalinidade total	2320 -B	Titulador potenciométrico automático Hanna Instruments – HI901C
Cloreto	4500-B	Analizador íons seletivo Quimis
COT	5310-B	TOC Analyzer – Hiperto 1000
Cor	2120-B	Filtração em membrana de 0,45µm Espectrofotômetro DR2800
DQO	5220-D	Digestor Hach e Espectrofotômetro DR2800
Nitrogênio Amoniacal	4500-E	Orion 4 star Thermo pH Ise portable
Turbidez	2130-B	Turbidímetro Poli Control- AP 2000
pH	4500-B	pHmetro microprocessador Quimis

As análises de SDI e MFI foram feitas em um sistema pressurizado utilizando-se membrana de celulose de 0,45 µm e 47 mm de diâmetro (Milipore).

A determinação do MFI é feita a uma pressão de 20 psi, que equivale a 1,33 atm (PARK, 2007). Volume fixos de permeado foram coletados e mediu-se o tempo de cada coleta (PARK, 2007). Para a determinação do MFI calculou-se o inverso da vazão de permeado em função do volume de permeado.

Para a determinação do SDI (ASTM D4189-07), o mesmo sistema utilizado no MFI é justado para uma pressão de 30 psi equivalente a 2 atm, que deve ser mantida constante durante o teste e três intervalos de tempo são considerados. O primeiro tempo (t_1) é o tempo necessário para a coleta de 50 mL de permeado, o segundo tempo (t_2) é tempo necessário para uma nova coleta de 50 mL depois de passados 5, 10 ou 15 minutos (T).

O intervalo entre uma coleta e outra (5, 10 ou 15 minutos) fica a critério pessoal. No caso estudado, adotou-se um intervalo de 5 minutos. O cálculo é dado pela equação (12):

$$SDI = 100 * \frac{(1 - \frac{t_i}{t_f})}{T} \quad (12)$$

Sendo:

SDI: Silt Density Index (min^{-1});

t_i : tempo de coleta inicial de 50 mL (min);

t_f : tempo de coleta final de 50 mL (min);

T: intervalo de tempo entre as coletas (min).

CAPÍTULO 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados os resultados e a discussão da caracterização do lixiviado bruto, de seu pré-tratamento por coagulação-floculação e a aplicabilidade do efluente tratado nos processos de nanofiltração e osmose inversa.

4.1 Caracterização do lixiviado

A Tabela 6 mostra a caracterização das amostras de lixiviado utilizado neste trabalho, bem como a caracterização do lixiviado proveniente do mesmo aterro, feita por outros autores.

Tabela 6. Principais características físico-químicas das amostras de lixiviado.

Amostras & Parâmetros	Lixiviado I (15/10/2015)	Lixiviado II (10/04/2017)	Lixiviado III (29/08/2017)	Média	Maia (2012)	Torres (2015)	Ferreira (2013)
pH	7,90	8,20	8,15	8,08	8,36	8,09	7,94
DQO (mgO ₂ /L)	2113	1657	1430	1733	1863	1948	1973
Cor verdadeira (mg/L Pt-Co)	5106	3320	3295	3907	-	-	-
COT (mgC/L)	529	505	460	498	616	692	685
Cloreto (mg/L)	1917	1675	2703	2098	2563	1241	2917
Absorbância (254nm)	19,3	20,6	24,7	21,5	11,4	14,5	17,8
Alcalinidade total (mg/L)	3900	3377	5843	4373	5506	-	-
[N-NH ₃] (mg/L)	623	816	1683	1041	1181	804	-

Comparando-se os valores de caracterização podemos observar que o pH, por exemplo, não sofreu alterações significativas ao longo de 5 anos. A caracterização revela um pH alcalino na faixa de 8,0. Este resultado era esperado, visto que o aterro de Gericinó tem mais de 30 anos e segundo Vazquez (2004),

aterros antigos, isto quer dizer, com mais de 5 anos, geram lixiviados com pH maior que 7,5.

Assim como os valores de pH, os valores de DQO (média de 1733mgO₂/L) para o lixiviado de aterro utilizado neste trabalho também condizem com os valores apontados pela literatura como valores de aterros antigos (<3000 mgO₂/L).

Já a razão COT/DQO que apresenta valores superiores a 0,5 para aterros antigos, segundo Vasquez (2004) teve um resultado abaixo de 0,3, indicado como valor para aterros jovens.

Constatou-se uma leve diminuição nos valores de DQO e COT ao longo do tempo, entre as amostras de lixiviado I, II e III. Esta mudança pode ser explicada pela decomposição de material orgânico biodegradável ainda presente no lixiviado ao longo do tempo, apesar do mesmo ter uma alta concentração de matéria orgânica recalcitrante decorrente da idade do aterro.

Constatou-se também uma alta concentração de nitrogênio amoniacal (média de 1041), característica de lixiviados em fase metanogênica, segundo Vasquez (2004) com concentrações de amônia acima de 400 mg/L. Foi observado um aumento expressivo também, no nível amônia, de uma amostra para outra.

O cloreto foi outro parâmetro encontrado em altas concentrações. Segundo Torres (2015), as altas concentrações de amônia e de cloreto podem ser explicadas pela recirculação de lixiviado no aterro, que intensifica a concentração destes compostos.

4.2 Pré-tratamento com coagulação/floculação

Nesta etapa, foi realizado o pré-tratamento do lixiviado bruto com o objetivo de promover a diminuição do *fouling* de membrana a partir da remoção de material coloidal orgânico e inorgânico do lixiviado.

Como foi dito anteriormente, os testes foram realizados em quatro etapas, sendo utilizados dois coagulantes: FeCl₃ e Al(SO₄)₃.

4.2.1 Experimentos com o cloreto férrico

O cloreto férrico foi utilizado como coagulante e os parâmetros analisados foram DQO, COT, cor verdadeira, lodo gerado e pH final.

A primeira etapa dos testes foi realizada com concentrações de 250, 500, 1000, 1500, 2000 e 4000 mg/L de FeCl_3 com pH inicial igual a 6,0. As Figuras 14 e 15 mostram os resultados obtidos nesta etapa.

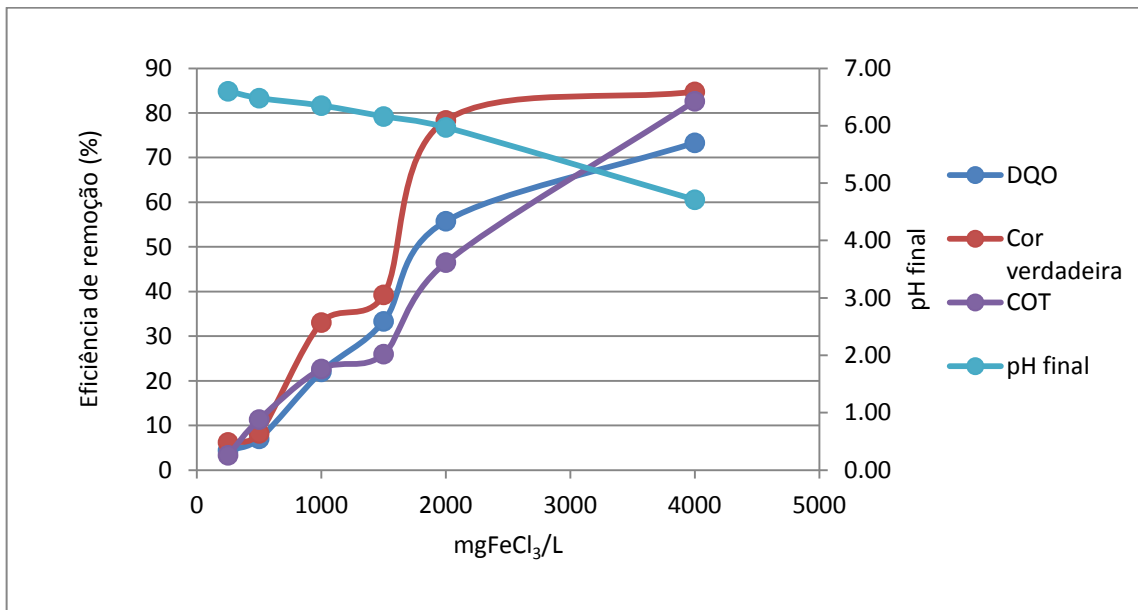


Figura 14. Resultados da etapa 1 de coagulação-floculação com FeCl_3 .

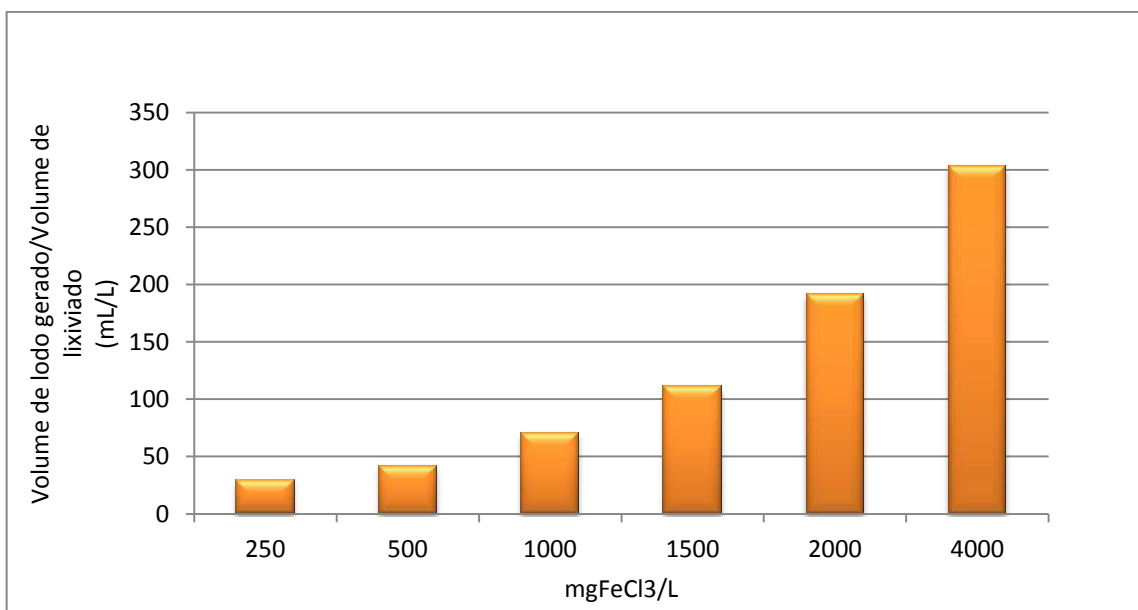


Figura 15. Geração de lodo na etapa 1 de coagulação com FeCl_3 .

A partir da análise do gráfico, pode perceber que a dosagem de FeCl_3 de 4000 mg/L apresentou maior eficiência em termos de remoção de DQO, COT e cor. Nesta dosagem, removeu-se 73% de DQO, 83% de COT e 85% de cor, com um volume de lodo gerado de 303 mL em 1 litro de lixiviado, e um pH final de 4.71.

Em termos de remoção, a curva de cor, mostrou uma tendência de estabilidade com o aumento da concentração do coagulante. Este fenômeno pode ser explicado pelo fato que o coagulante utilizado, por conter ferro, contribui para a concentração de cor no efluente.

Por outro lado, as curvas de COT e DQO mostraram uma tendência de aumento de remoção de matéria orgânica para maiores dosagens de FeCl_3 .

Outro ponto a ser observado é a diminuição do pH final a partir do aumento da concentração de coagulante. Uma justificativa é o fato de que o aumento da dosagem de coagulante, intensifica as reações de hidrólise, nas quais há liberação de íons H^+ que causa diminuição no pH do meio (reações 5, 6, 7, 8 e 9).

Algumas reações ocorreram preferencialmente, em função do pH da solução e da dosagem de coagulante.

O volume de lodo gerado também sofreu acréscimo com o aumento da concentração de coagulante. Uma possível explicação é a ocorrência de mais choques entre as espécies formadas e as partículas coloidais que resultou na formação de uma quantidade maior de flocos que geraram um volume maior de lodo. A Figura 16 mostra o resultado visual da etapa 1 de coagulação com cloreto férrico. As concentrações de coagulante aumentam da esquerda para direita.



Figura 16. Etapa 1 da coagulação-floculação com o FeCl_3 .

Na etapa 2, a concentração de FeCl_3 foi fixada em 4000 mg/L, dosagem que promoveu maior remoção de DQO, COT e cor. O pH foi variado em 4,0; 5,0; 6,5 e 7,9 (pH natural do lixiviado I). Os resultados são mostrados nas Figura 17 e 18.

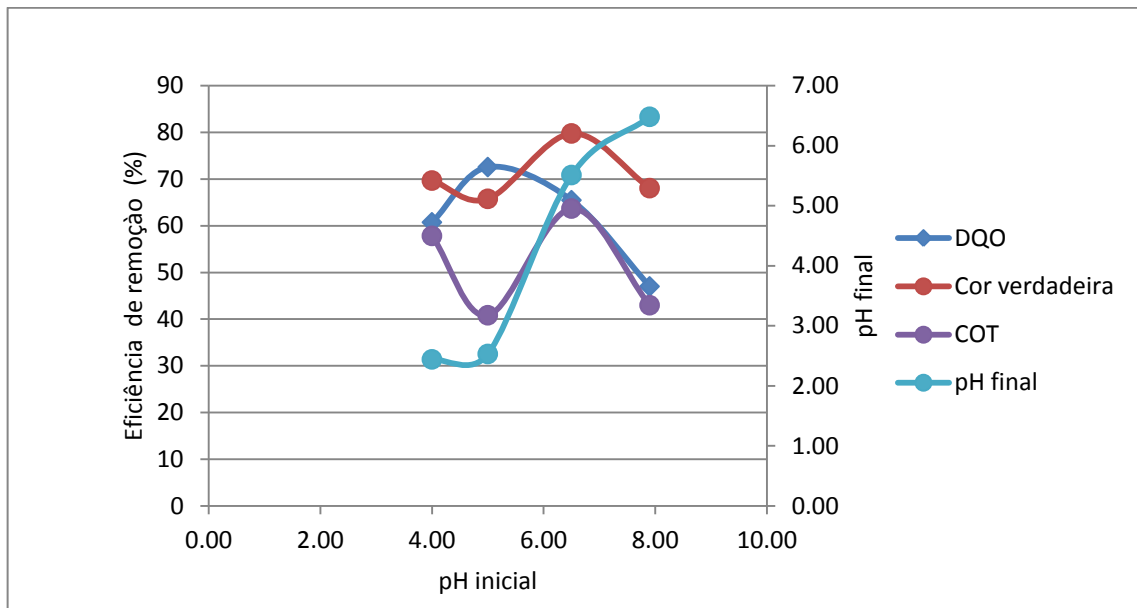


Figura 17. Resultados da etapa 2 de coagulação-floculação com FeCl_3 .

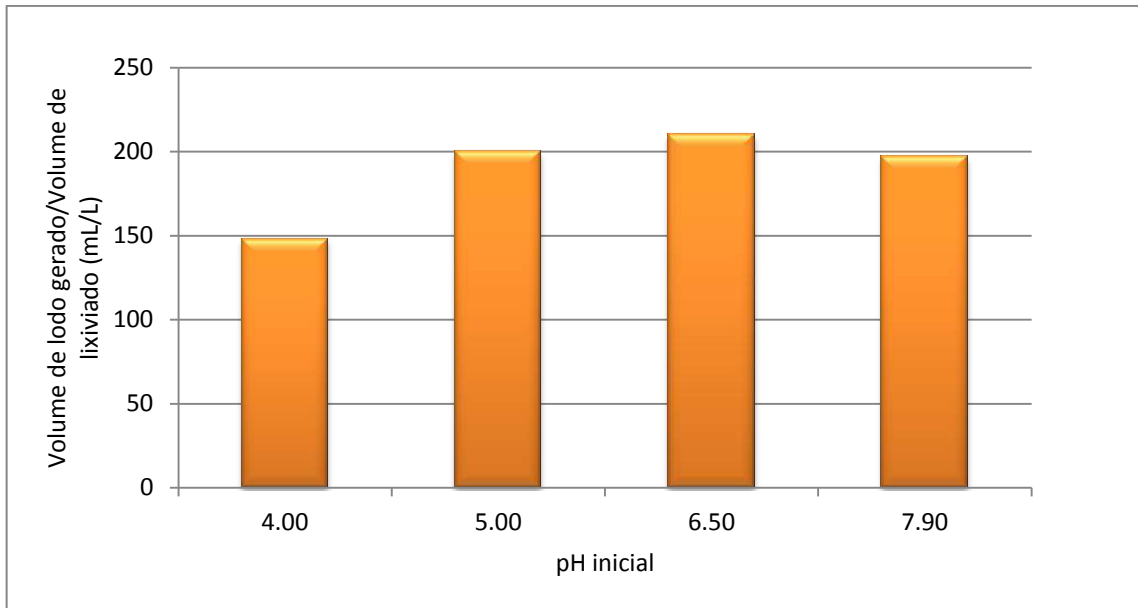


Figura 18. Geração de lodo na etapa 2 de coagulação com FeCl_3 .

Nesta etapa, foi possível observar claramente a influência do pH nos resultados, para uma mesma concentração de coagulante. Em termos de remoção de DQO, o ponto ótimo foi em pH 5,0 no qual houve uma remoção de 73% de DQO, já em termos de remoção de COT e cor, o pH 6,5 foi considerado ótimo tendo alcançado remoções de 64% e 80%, respectivamente. Desde modo, decidiu-se fixar o pH em 6,0 e fazer o ajuste fino da dosagem em torno de 4000mg/L de FeCl_3 (melhor resultado da etapa 1).

Na etapa 3, foram testadas concentrações de 3000, 3500, 3800 e 4200 mg FeCl_3 /L em pH 6,0. Os resultados estão apresentados nas Figura 19 e Figura 20.

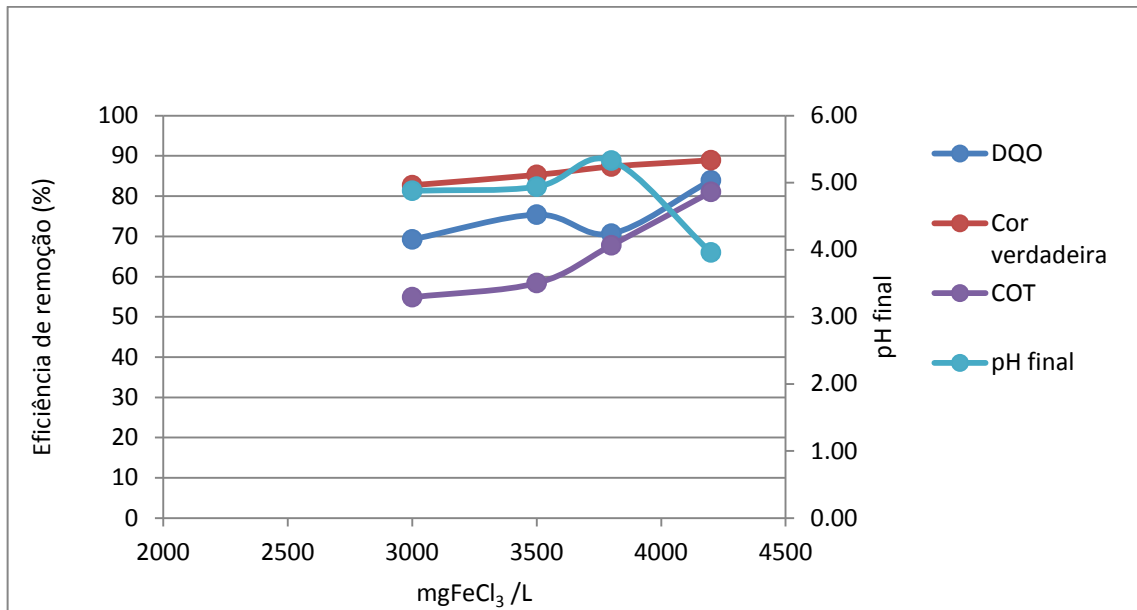


Figura 19. Resultados da etapa 3 de coagulação-floculação com FeCl₃.

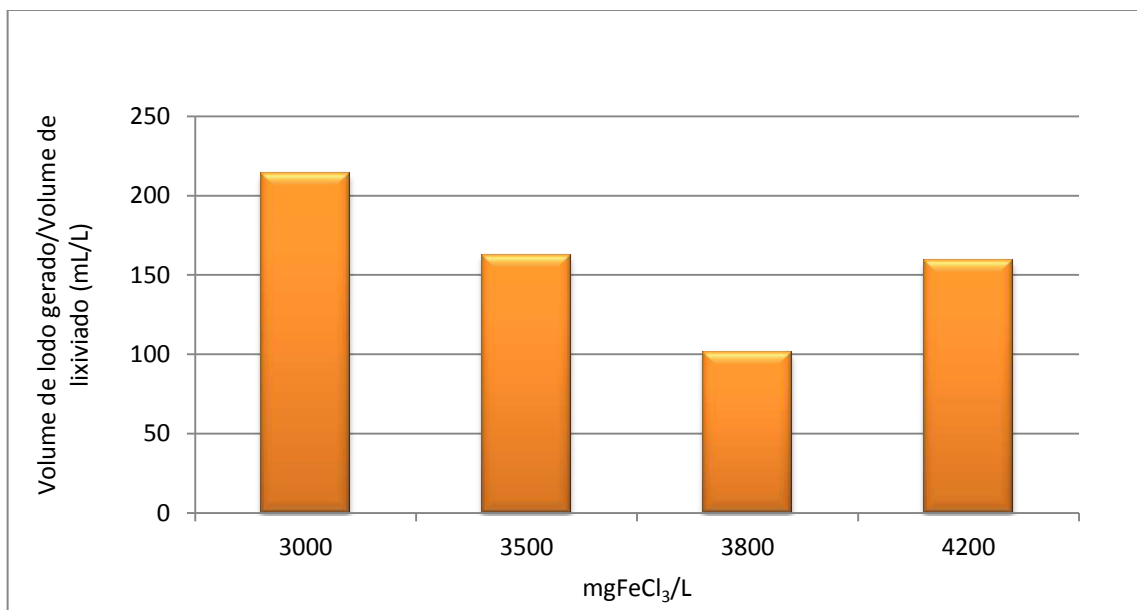


Figura 20. Geração de lodo na etapa 3 de coagulação com FeCl₃.

A dosagem de FeCl₃ de 4200mg/L gerou os maiores percentuais de remoção e menor pH final. Nesta dosagem, removeu-se 81% de DQO, 81% de COT, 89% de cor com um volume de lodo gerado de 160 mL. Não foram constatadas grandes variações nem no volume de lodo gerado, nem na remoção de cor.

Na etapa 4, fixou-se a dosagem de FeCl₃ em 4200 mg/L (melhor condição na etapa anterior, em termos de concentração de coagulante) e o pH foi ajustado para 5.5, 6.5 e 7.5. Os resultados são apresentados na Figura 21 e Figura 22.

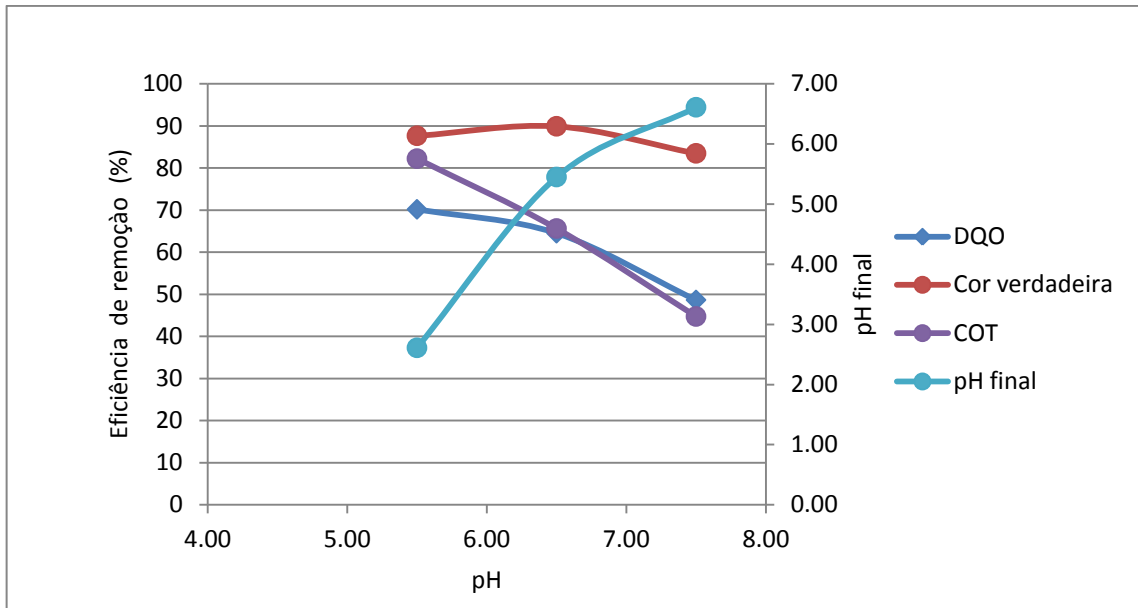


Figura 21. Resultados da etapa 4 de coagulação-floculação com FeCl_3 .

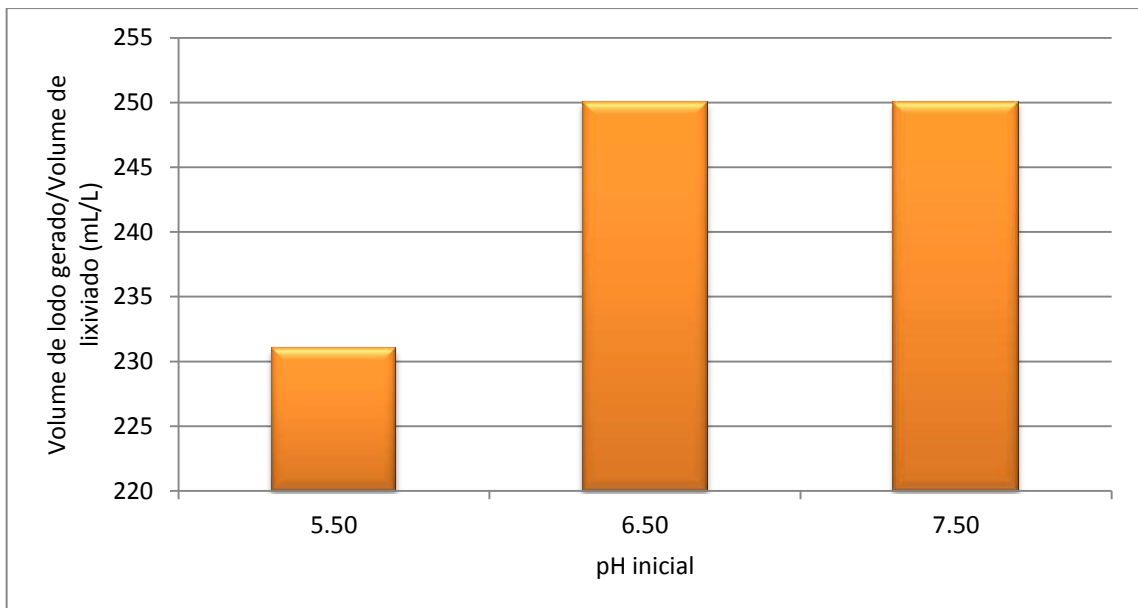


Figura 22. Geração de lodo na etapa 4 de coagulação com FeCl_3 .

Nesta etapa, é possível observar a diminuição nos percentuais de remoção de DQO e COT com o aumento de pH. A remoção de cor, assim como o volume gerado de lodo se mantiveram quase estáveis, sendo a maior diferença entre os volumes, da ordem de 20 mL. A partir dos resultados, conclui-se que a condição de melhor eficiência de remoção de matéria orgânica e cor foi a de pH inicial 6,0. O melhor resultado de cada etapa está apresentado na Tabela 7

Tabela 7. Melhores eficiências de remoção de DQO, COT e cor, e volume de lodo gerado no pré-tratamento com o FeCl_3 por etapa.

Etapa & Condições	[FeCl_3] mg/L	pH inicial	Remoção de DQO (%)	Remoção de cor (%)	Remoção de COT (%)	Volume de lodo (mL/L)	pH final
1	4000	6,0	73	85	83	303	4.71
2	4000	6,5	65	80	64	210	5.51
3	4200	6,0	84	89	81	159	3.96
4	4200	5,5	70	88	82	250	2.61

Pode-se observar que as condições definidas na etapa 3 (pH 6,0 e $[\text{FeCl}_3]=4200\text{mg/L}$), além de promoverem maior remoção de matéria orgânica e cor, geraram um menor volume de lodo. Apesar de o pH baixo (3,96) não ser um problema para a próxima etapa do ponto de vista da estrutura das membranas, que apresentam resistência a uma larga faixa de pH (1 a 12), segundo o fabricante Fluid Brasil, este valor constitui-se um problema em relação à incrustação da membrana, pois valores baixos de pH favorecem a precipitação de ácidos húmicos.

A Tabela 8 mostra os valores para os lixiviados I e II brutos e após tratamento (etapas e condições acima citadas).

Tabela 8. Caracterização de lixiviado bruto e tratado com cloreto férrico (melhores condições).

Amostras & Parâmetros	Lixiviado I (15/10/2015)	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 4
pH inicial	7,90	6,00	6,50	6,00	5,50
DQO (mgO ₂ /L)	2113	564	730	340	630
Cor verdadeira (mg/L Pt-Co)	5106	780	1034	566	630
COT (mgC/L)	529	106	203	114	108

4.2.2 Experimentos de coagulação-floculação com sulfato de alumínio

Nesta fase de testes, o sulfato de alumínio foi utilizado com coagulante, e o parâmetros analisados foram DQO, COT, cor verdadeira, absorvância (254nm), lodo gerado e pH final.

A primeira etapa dos testes foi executada com concentrações de 545, 1092, 2182, 3274 e 4365 e 8730 mg/L de $Al_2(SO_4)_3$ e pH inicial igual a 6.0. As Figura 23 e 24 mostram os resultados obtidos nesta etapa.

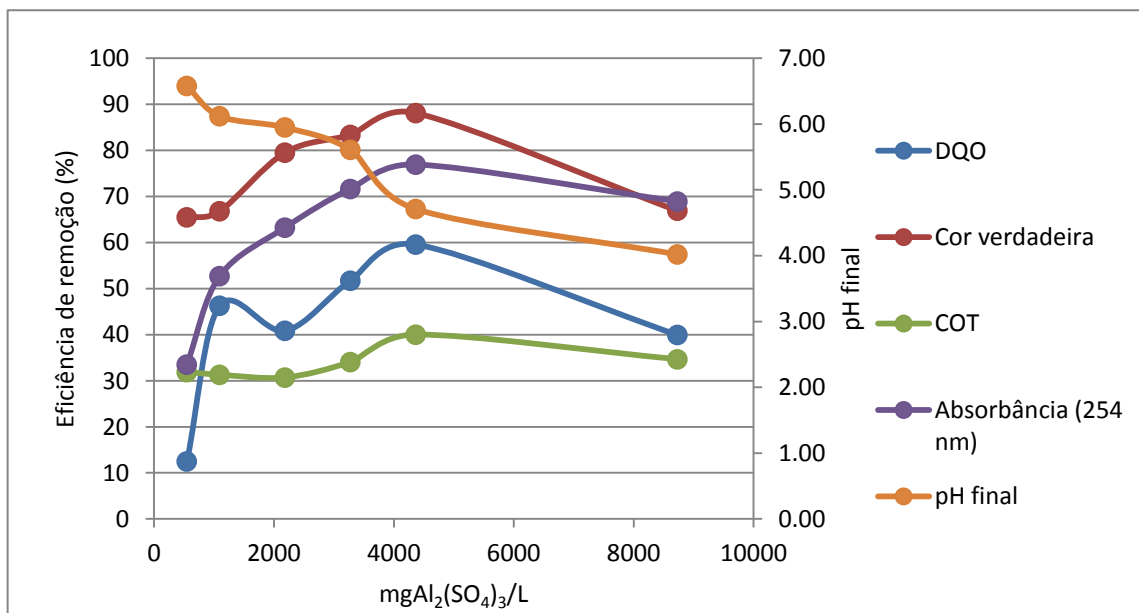


Figura 23. Resultados da etapa 1 de coagulação-floculação com $Al_2(SO_4)_3$.

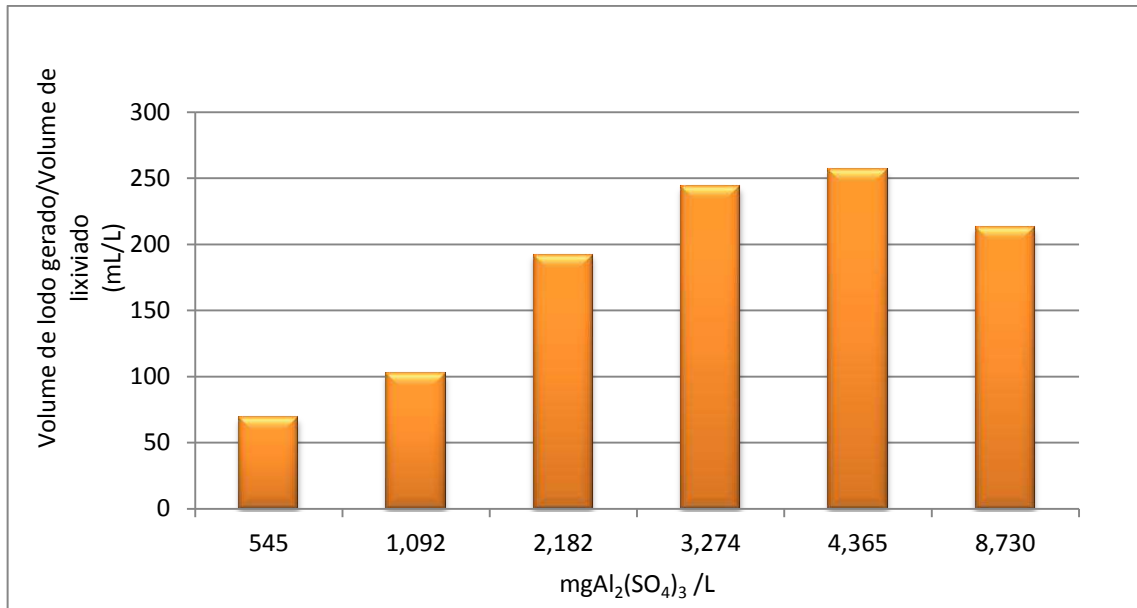


Figura 24. Geração de lodo na etapa 1 de coagulação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

A análise dos resultados permite observar um aumento do percentual de remoção de DQO, COT, cor e absorvância até a dosagem de 4365 $\text{mgAl}_2(\text{SO}_4)_3/\text{L}$, que é o ponto máximo de remoção para estes parâmetros, seguido de um decréscimo.

Uma possível razão para este comportamento é o fenômeno de inversão de cargas, no qual as partículas coloidais são estabilizadas durante a coagulação devido ao excesso de coagulante, neste caso, afetando sua remoção.

Nesta dosagem de coagulante (4365 mg/L), também se observou o maior volume de lodo gerado, possivelmente ocasionado pela maior remoção de sólidos suspensos e coloidais do lixiviado. Notou-se também a diminuição do pH final, decorrente das reações de hidrólise do alumínio que geram íons H^+ aumento a acidez do meio (reações 1, 2, 3 e 4).

Visto que a dosagem de coagulante de 4365 $\text{mgAl}_2(\text{SO}_4)_3$, promoveu 60% de remoção de DQO, 32% de remoção de COT, 65% de remoção de cor e 77% de absorvância, sendo estes os maiores percentuais de remoção, ela foi selecionada e fixada na etapa 2. O experimento feito na etapa 1 pode ser visto na Figura 25



Figura 25. Etapa 1 da coagulação-floculação com o $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$.

Na etapa 2, a concentração de 4365 mg/L de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ foi fixada e diferentes valores de pH: 4,0; 5,0; 6,5 e 8,15 (natural do lixiviado III), foram testados. Os resultados podem ser vistos nas Figura 26 e Figura 27.

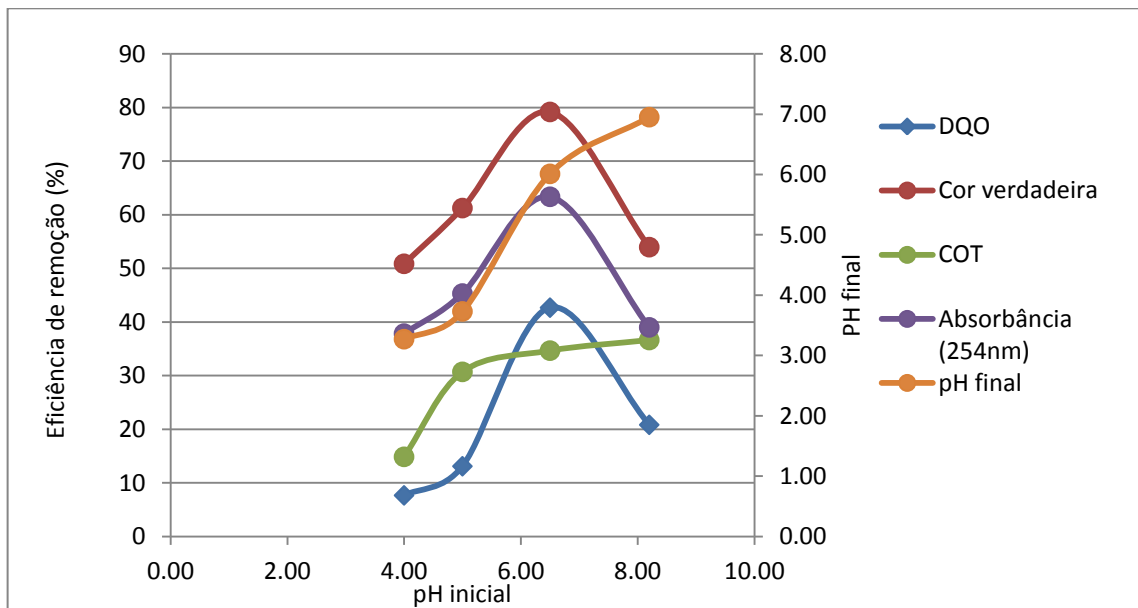


Figura 26. Resultados da etapa 2 de coagulação-floculação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$.

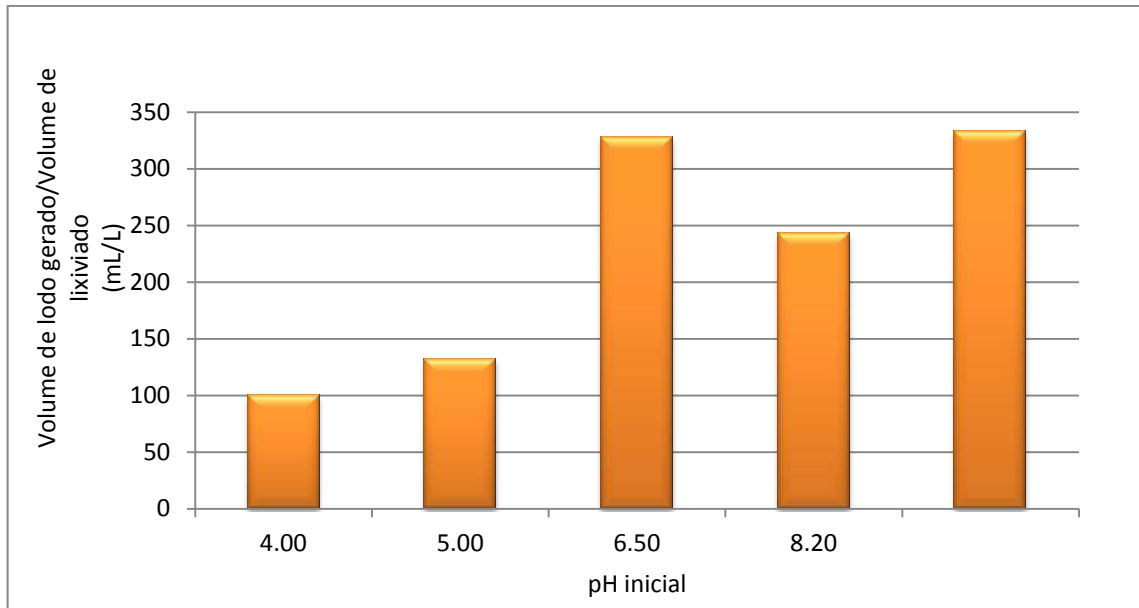


Figura 27. Geração de lodo na etapa 2 de coagulação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$.

Analisando a Figura 26 pode-se observar que a partir do pH 5,00 a remoção de COT fica praticamente estável, mas há um aumento na remoção de DQO, cor e absorvância entre os valores de pH 5,0 e 6,5, no qual verifica-se o ápice em termos de remoção. Os percentuais de remoção de DQO, COT, cor e absorvância de 42%, 35%, 79% e 63% respectivamente para o pH 6,5.

Apesar do teste em pH 6,5 gerar os melhores resultados nesta etapa em termos de eficiência de remoção, optou-se por estudar o processo em pH 6,0, pois ao analisar a etapa 1 observou-se que na concentração de $4365 \text{ mgAl}_2(\text{SO}_4)_3$, melhor concentração da etapa 1, o ajuste para pH inicial 6,0 gerou os melhores resultados.

Assim, na etapa 3, o pH inicial foi fixado em 6,0 e as dosagens de sulfato de alumínio variadas em torno de 4365 mg/L . As concentrações estudadas foram as de 4000, 4500, 4800 e 5000 mg/L . Os resultados podem ser vistos nas Figura 28 e 29.

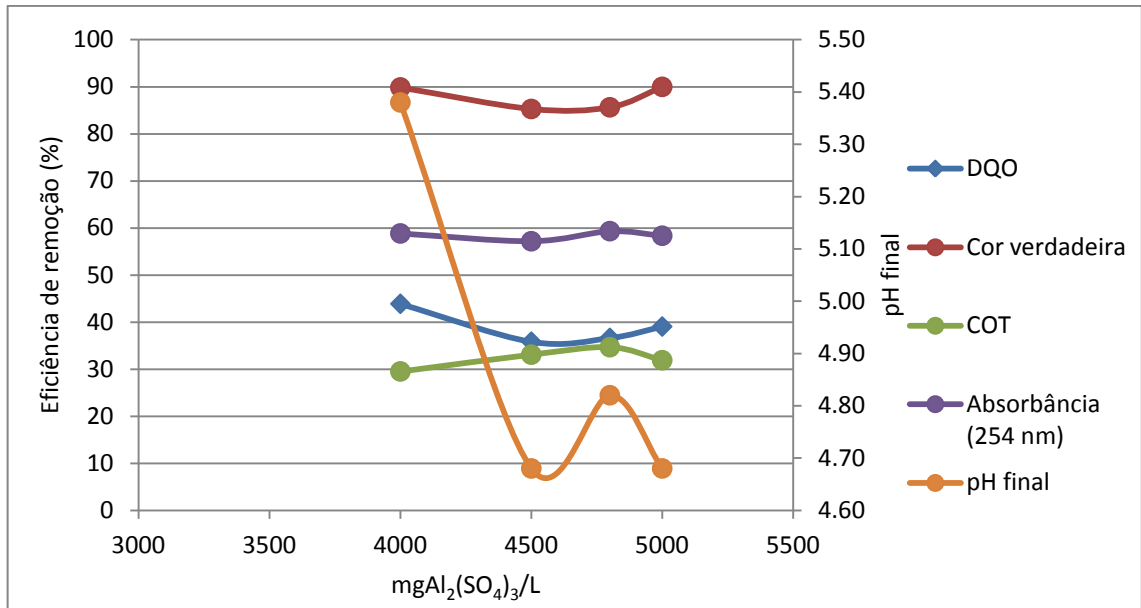


Figura 28. Resultados da etapa 3 de coagulação-floculação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$.

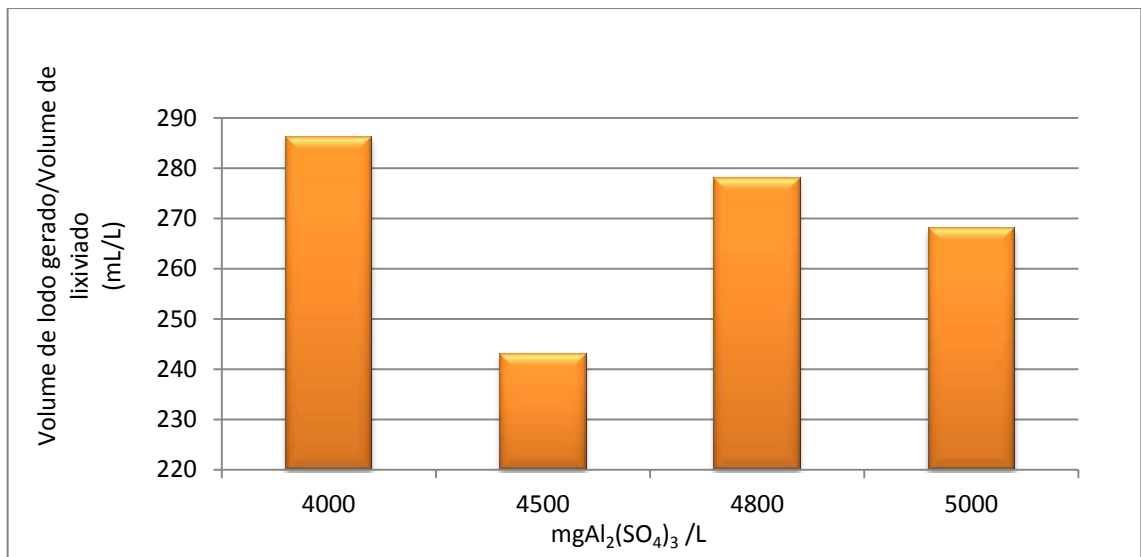


Figura 29 Geração de lodo na etapa 3 de coagulação com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$.

Os resultados mostram pouca variação em termos de remoção de matéria orgânica, cor e até mesmo de volume de lodo gerado. Até mesmo o pH final teve variação máxima de 0,7 entre o maior e menor valor. A dosagem de 4000 mg/L de coagulante registrou as maiores eficiências em termos de remoção. Nesta concentração, removeu-se 44% de DQO, 30% de COT, 90% de cor e 59% de absorbância com 286 mL de lodo gerado. Assim a concentração de 4000 $\text{mgAl}_2(\text{SO}_4)_3/\text{L}$ foi a utilizada nos testes da etapa 4.

A etapa 4 foi realizada nas seguintes condições operacionais: dosagem de coagulante de 4000 mg/L e pH ajustado em 5,5, 6,5 e 7,0. Os resultados se encontram nas Figura 30 e 31.

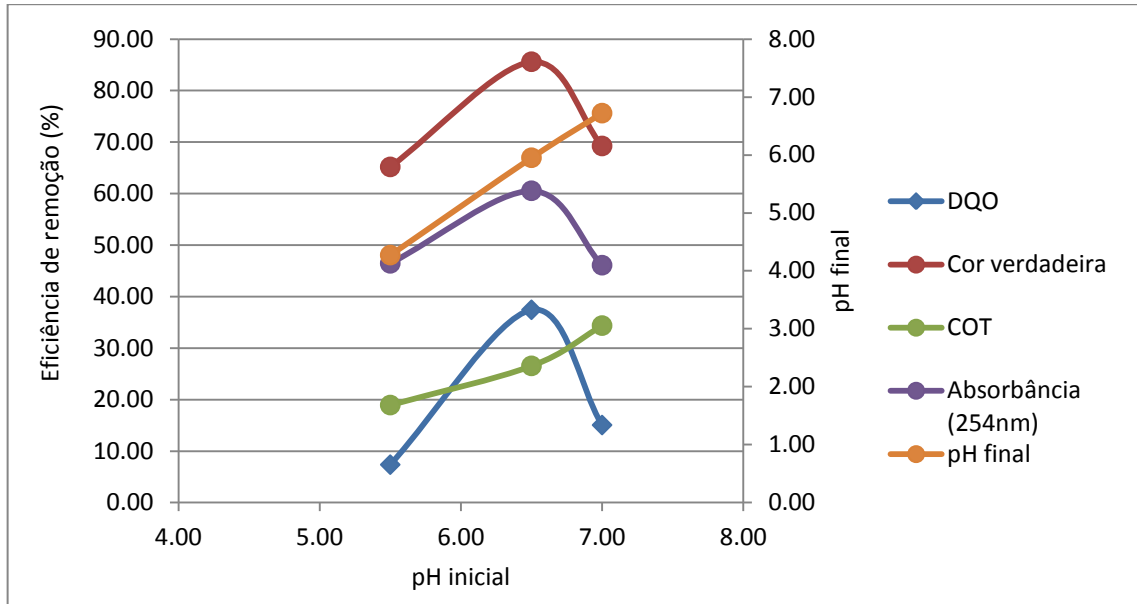


Figura 30. Resultados da etapa 4 de coagulação-floculação com $Al_2(SO_4)_3$.

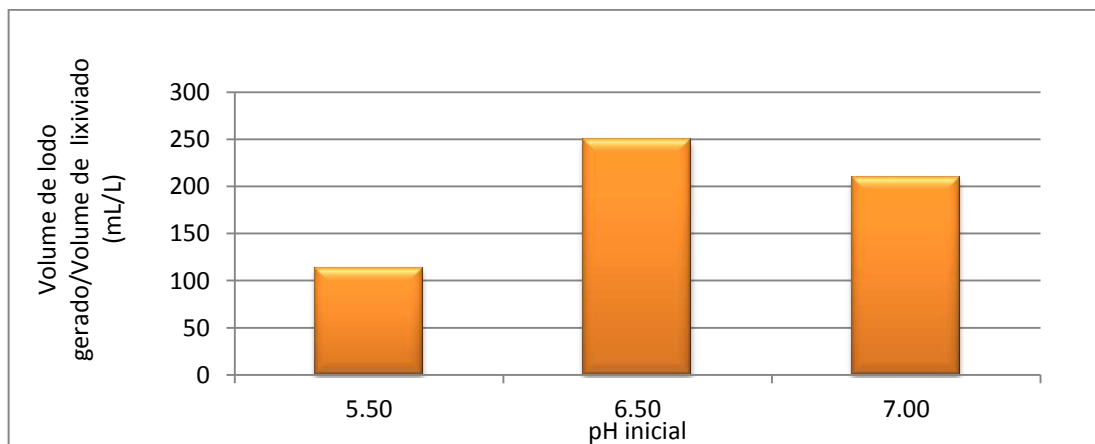


Figura 31 Geração de lodo na etapa 4 de coagulação com $Al_2(SO_4)_3$.

Como pode ser observado, os maiores percentuais de remoção de DQO, cor e redução de absorbância foram alcançados em pH inicial 6,5, enquanto o ajuste em pH 7,0 resultou na maior remoção de COT, nesta etapa. Visto que em pH 6,5 obteve-se uma maior eficiência de remoção em termos de quantidade de parâmetros avaliados, a condição de pH 6,5 e $[Al_2(SO_4)_3] = 4000\text{mg/L}$ foi considerada a melhor condição desta etapa. As Tabela 9 e Tabela 10 mostram as melhores eficiências de

remoção, os volumes de lodo gerado, e a caracterização das amostras de lixiviado bruto e pré-tratado com $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$.

Tabela 9. Melhores eficiências de remoção e volume de lodo gerado no pré- tratamento com o $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ em cada etapa.

Etapa & Condições	$[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3]$ mg/L	pH inicial	Remoção de DQO (%)	Remoção de Cor (%)	Remoção de COT (%)	Redução de Absorbância (254nm)	Volume de lodo (mL)	pH final
1	4365	6,0	60	88	40	77	256	4,71
2	4365	6,5	43	79	35	63	328	6,01
3	4000	6,0	44	90	30	59	286	5,38
4	4000	6,5	37	86	27	61	250	5,95

Tabela 10. Caracterização de lixiviado bruto e tratado com sulfato de alumínio (melhores condições).

Amostras & Parâmetros	Lixiviado II (10/04/2017)	Lixiviado III (29/08/2017)	Etapa 1 (Lixiviado II)	Etapa 2 (Lixiviado II)	Etapa 3 (Lixiviado III)	Etapa 4 (Lixiviado III)
pH inicial	8,20	8,15	6,00	6,5	6,0	6,5
DQO (mgO ₂ /L)	1657	1430	670	950	930	895
Cor verdadeira (mg/L Pt-Co)	3320	3295	395	692	337	475
COT (mgC/L)	505	460	303	330	356	338
Absorbância (254nm)	20,6	24,7	4,8	7,6	10,2	13,3

Os melhores resultados obtidos para cada coagulante podem ser vistos na Tabela 11.

Tabela 11. Melhores resultados para cada coagulante.

Coagulante	Concentração de coagulante	pH inicial	Remoção de DQO (%)	Remoção de Cor (%)	Remoção de COT (%)	Volume de lodo (mL/L)	pH final
$[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3]$ mg/L	4365	6,0	60	88	40	256	4,71
$[\text{FeCl}_3]$ mg/L	4200	6,0	84	89	81	159	3,96

A comparação entre os resultados para cada coagulante permite concluir que o cloreto férrico se mostrou mais eficiente em relação ao sulfato de alumínio nos principais parâmetros estudados, ainda que com uma dosagem menor.

A maior diferença em termos de eficiência foi observada em relação a remoção de matéria orgânica (DQO e COT), que são parâmetros de grande interesse neste trabalho, visto que a matéria orgânica tem grande contribuição no *fouling* de membranas devendo ser removida antes da nanofiltração e osmose inversa.

Na pesquisa realizada por Gewehr (2012), o cloreto férrico também mostrou maior eficiência de remoção que o sulfato de alumínio. No estudo em questão, no qual utilizou-se o lixiviado do Aterro Sanitário Central de Resíduos do Recreio, Porto Alegre, a dosagem de 3204 mgFeCl₃/L em pH 6,2 removeu 63% de DQO e 98% de cor verdadeira.

Tatsi (2003) também alcançou percentuais de remoção de DQO em torno de 80% utilizando cloreto férrico no tratamento do lixiviado do aterro da grande área de Thessaloniki, Grécia.

Em termos de volume de lodo gerado, o cloreto férrico também se mostrou mais vantajoso ao gerar um volume menor de lodo. A geração deste resíduo é uma das desvantagens do processo de coagulação-floculação devido a necessidade de tratá-lo e dar uma destinação adequada, o que gera o aumento de custo do processo.

De um modo geral, o processo de coagulação-floculação tanto com cloreto férrico quanto com o sulfato de alumínio se mostrou eficiente na remoção principalmente de cor do lixiviado.

A Figura 32 ilustra a melhora da qualidade do efluente. Nela estão apresentados o lixiviado bruto e os pré-tratados com 545, 2182 e 4000 mgAl₂(SO₄)₃/L, nesta ordem.



Figura 32. Comparação entre o lixiviado bruto e lixiviado após pré-tratamento.

4.2.3 Ensaio de Sedimentação.

Ensaio de sedimentação em função do tempo foram realizados com o objetivo de avaliar a qualidade do efluente pré-tratado através do monitoramento da remoção de turbidez e volume de lodo gerado.

Para os ensaios de sedimentação, as dosagens de FeCl₃ escolhidas foram de 500, 3000 e 4200 mg/L. Os resultados estão apresentados na Figura 33.

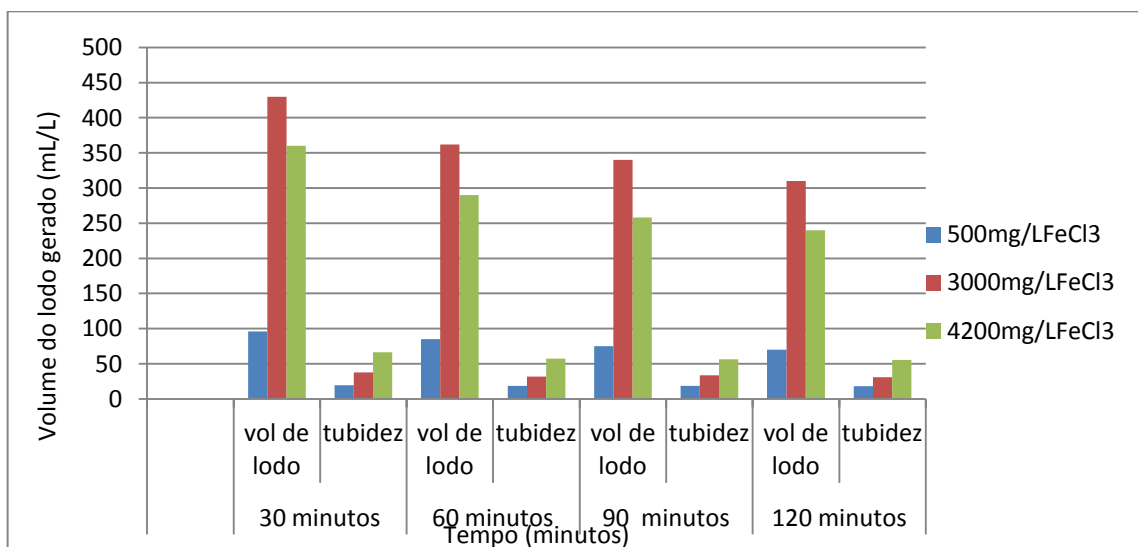


Figura 33. Resultados dos ensaios de sedimentação com cloreto férrico.

A análise dos resultados permite observar que o aumento do tempo de sedimentação promove razoavelmente a diminuição do volume de lodo gerado principalmente nas maiores dosagens. Constatou-se também que a dosagem intermediária, de 3000 mg/L gerou uma quantidade de lodo maior do que a 4000 mg/L. Uma possível explicação é a formação de flocos de maior densidade em maiores concentrações de coagulante, gerando maior adensamento do lodo e consequentemente diminuição de volume mesmo.

Em termos de remoção de turbidez, os resultados mostram que o tempo de sedimentação tem pouca influência na remoção de turbidez.

Segundo Máximo (2007), o aumento do gradiente de velocidade durante etapa de mistura rápida é das alternativas a ser utilizada para promover maior remoção de turbidez. Os ensaios de tempos de sedimentação para o sulfato de alumínio estão na Figura 34.

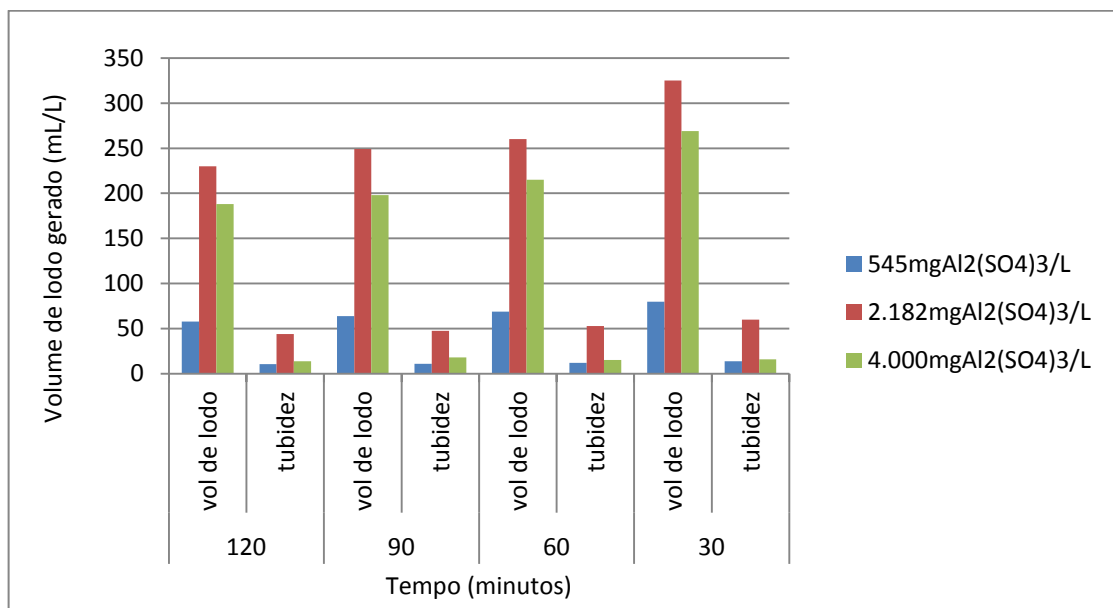


Figura 34. Resultados dos ensaios de sedimentação com sulfato de alumínio.

O mesmo perfil observado nos ensaios com FeCl₃ foi constatado nos ensaios com Al₂(SO₄)₃. Houve a diminuição de volume de lodo em função do tempo. Também neste teste, a dosagem intermediária gerou maior volume de lodo. Já a turbidez se manteve quase constante.

4.4 Ensaios de MFI e SDI

Com o objetivo de avaliar o potencial de incrustação nas membranas de osmose inversa e nanofiltração do efluente após o pré-tratamento, as análises de SDI e MFI foram realizadas.

4.4.1 Avaliação de SDI e MFI do efluente após pré-tratamento com cloreto férrico.

As análises de SDI e MFI foram feitas nas condições do processo de coagulação-floculação apresentados na Tabela 12 e para o lixiviado.

Tabela 12. Resultados de SDI e MFI para o lixiviado bruto e pré-tratados com cloreto férrico.

Amostra	pH inicial	pH final	MFI(s/L²)	SDI
Lixiviado III	8,15	-	$1,64 \times 10^6$	19,58
500 mg/L	6,00	6,48	$6,32 \times 10^5$	18,87
3000 mg/L	6,00	4,88	$6,00 \times 10^2$	16,57
4200 mg/L	6,00	3,96	$2,80 \times 10^3$	17,14

A comparação dos valores de SDI e MFI do lixiviado bruto com dos efluentes tratados, permite observar uma diferença em termos de MFI até da ordem de 10^4 , já em termos de SDI, os valores são bem mais próximos.

Isto pode ser explicado pelo fato de que o MFI está intrinsecamente relacionado à concentração de matéria orgânica no meio. No estudo feito por Park (2006), observou-se um crescimento vertiginoso no MFI decorrente da concentração de matéria orgânica devido à adsorção nos poros, gerando acúmulo de orgânicos na membrana.

Além do fenômeno de adsorção, um bloqueio dos poros da membrana seja superficial ou no seu interior, pode ter ocorrido devido à presença de materiais suspensos remanescentes e moléculas.

O processo de coagulação-floculação promoveu um alto percentual de remoção de parte matéria orgânica (81% de DQO e 84% de COT), na condição de 4200 mg/L de FeCl_3 e pH 6,0; o que faz com que os valores de MFI após coagulação-floculação sejam razoavelmente inferiores ao do lixiviado bruto, ainda que sejam elevados.

Pode-se observar que apesar da maior dosagem de coagulante, a concentração de 4200 mg/L de cloreto férrico, apresentou valores de MFI maiores do que 3000 mg/L deste coagulante, em mesmo pH inicial. Uma possível explicação para o ocorrido está nos valores de pH. Pode-se observar que o pH final da dosagem de 4200 mg/L (3,96) é menor do que em 3000 mg/L (pH=4,88). De acordo com Park (2007), valores baixos de pH, podem gerar a diminuição da carga das substâncias húmicas, provocando a compactação em camadas que contribui para a incrustação de membranas que contribuem para o aumento o valor de MFI.

Já em relação ao SDI, os valores para os efluentes tratados e o lixiviado ficaram bem próximos. Como foi citado anteriormente, este índice mede os sólidos suspensos, principalmente material coloidal, derivado de silicatos de alumínio ou ferro e material orgânico, segundo Kucera (2010). Apesar da remoção de material em suspensão durante o processo de coagulação-floculação parte pode ter permanecido ainda em solução na presença de ferro, de modo que o valor de SDI não sofreu redução considerável.

4.4.2 Análise de SDI e MFI do efluente após pré-tratamento com sulfato de alumínio

As análises de SDI e MFI foram feitas para as condições apresentadas na Tabela 13.

Tabela 13. Resultados de SDI e MFI para o lixiviado bruto e pré-tratado com sulfato de alumínio.

Amostra	pH inicial	pH final	MFI(s/L ²)	SDI
Lixiviado III	8,15	-	1,64x10 ⁶	19,58
545mgAl ₂ (SO ₄) ₃ /L	6,00	6,60	9,16x10 ⁵	17,17
2182mgAl ₂ (SO ₄) ₃ /L	6,00	6,00	1,49x10 ⁵	17,18
4000mgAl ₂ (SO ₄) ₃ /L	6,00	5,38	3,58x10 ⁴	18,37

Assim como no caso estudado para o ferro, a diferença entre os valores de MFI do lixiviado bruto e das amostras em questão se mostrou muito maior do que a diferença entre os valores de SDI.

Comparativamente, a ordem de grandeza da diferença do valor de MFI do lixiviado bruto e do pré-tratado com sulfato férrico com menor MFI (3,58x10⁴) foi 100 vezes menor do que com o cloreto férrico.

Nesta condição, de 4000mg/L de sulfato de alumínio (pH 6,0), foram removidos com o processo de coagulação-floculação, 44% de DQO, 90% de cor, 30% de COT e 59% de absorvância (254 nm). Já no teste com o pré-tratado com o cloreto férrico, o efluente com menor MFI ($6,00 \times 10^2$) teve uma remoção de 69% de DQO e 55% de COT. Este fato reforça a influência da matéria orgânica nos valores de MFI.

Diferentemente do MFI, o valor de SDI não sofreu grandes variações, como foi constatado no teste anterior. Uma possível explicação é a permanência de partículas suspensas na presença de alumínio em solução contribuindo para o alto valor de SDI.

A Tabela 3, anteriormente apresentada neste trabalho, mostra os valores de SDI e MFI sugeridos para a água de alimentação de processos de nanofiltração e osmose inversa.

Torres (2015) avaliou o potencial de *fouling* de membranas após o processo Fenton seguido de microfiltração submersa. O valor de MFI (39.5 s/L^2) não se enquadra no intervalo indicado por Metcalf & Eddy (2003), que é de $0-2 \text{ s/L}^2$ para osmose inversa e $0-10 \text{ s/L}^2$ para nanofiltração, no entanto, o valor se aproxima.

A partir da comparação dos resultados obtidos com os resultados sugeridos na literatura, conclui-se que o uso direto dos pré-tratados obtidos, nos processos de osmose inversa e nanofiltração, geraria a incrustação das membranas, causando prejuízos sendo assim necessário outro tipo de tratamento após a coagulação-floculação.

O uso da microfiltração submersa aliada ao processo de coagulação-floculação pode ser uma alternativa para o aprimoramento deste processo e obtenção de pré-tratados com valores de MFI suficientemente baixos para posterior aplicação em osmose inversa e nanofiltração. Sendo assim, é interessante o seu uso em estudos posteriores.

CAPÍTULO 5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

5.1 Conclusões

O presente trabalho avaliou o potencial de incrustação nos processos de nanofiltração e osmose inversa do lixiviado do Aterro de Bangu após tratamento por coagulação/floculação.

Após os experimentos, constatou-se que:

- O coagulante FeCl_3 teve melhor desempenho do que o $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ alcançando maiores percentuais de remoção de poluentes;
- A dosagem de 4200 mg/L de FeCl_3 foi considerada a melhor condição de pré-tratamento tendo removido 84% de DQO, 81% de COT e 89% de cor;
- Os valores de SDI e MFI para a melhor condição de coagulação/floculação, $\text{SDI}=17,14$ e $\text{MFI}= 2,8 \cdot 10^3 \text{s/L}^2$ mostraram um alto potencial de *fouling*.

Portanto, outros tipos de estudos são necessários visando a diminuição deste potencial. A combinação dos processos de coagulação-floculação e microfiltração com o objetivo de remover sólidos suspensos em maior intensidade e reduzir o potencial de *fouling* de membrana deste efluente é uma possibilidade.

5.2 Sugestões

- Estudo de diferentes gradientes de velocidade na etapa de mistura rápida, que é fundamental para a eficiência de coagulação;
- Estudar a influência da adição de polímeros durante a floculação;
- Inclusão da análise de substâncias húmicas, bem como de sais que ao precipitarem contribuem para a incrustação de membranas;
- Estudo da influência do pH nos parâmetros de SDI e MFI;
- Estudo da combinação da coagulação-floculação com microfiltração;
- Avaliação econômica do processo.

CAPÍTULO 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABBAS, A. A., G. JINGSONG, L. Z. PING, P. Y. YA, W. S. AL-REKABI. Review on Landfill Leachate Treatments. American Journal of Applied Sciences 6 (4), p.672-684, 2009.

ABRELPE. Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil. Disponível em: www.abrelpe.org.br/Panorama/panorama2014.pdf. Acesso em 30 set. 2017.

AHN, W. Y.; KANG, M. S.; YIM, S. K.; HOI, K. H. Advanced landfill leachate treatment using an integrated membrane process. Desalination, v.149, p.109-114, 2002.

ALMEIDA, R. de. Utilização de nanofiltração e osmose inversa no tratamento de lixiviado de aterro sanitário. Projeto Final. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2016.

AMIR, T.; ISMAIL, N.; ALKARKHI A. F. M.; TENG, T. T. Optimization of coagulation process for landfill leachate pre-treatment using response surface methodology (RSM). Journal of Sustainable Development, v.2, p.159-167, 2009.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT. Resíduos sólidos – classificação – NBR-10.004, 2004.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT. Procedimento para obtenção de extrato solubilizado de resíduos sólidos – NBR-10.005, 2004.

AMOKRANE, A.; COMEL C.; VERON, J. Landfill leachates pretreatment by coagulation-flocculation. Water Res.31, p.2775-2782, 1997.

BAKER, R. W. Membrane Technology and Applications. Ed. 2, John Wiley & Sons. Inglaterra, 2004.

CHAMON, R. P. Pós-tratamento de lixiviado de aterro industrial pelo processo de osmose inversa: estudo de caso. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2011.

CRESPILHO, F. N., REZENDE, M.O.O. Eletroflotação: Princípios e Aplicações. Ed. 1. São Carlos: Editora Rima, 2004.

CHIANESE, A.; RANAURO, POLANDO; VERDONE, NICOLA. Treatment of landfill leachate by reverse osmosis. Wat. Res., v.33, n°3, p.647-652, 1998.

CHUGH, S.; CLARKE W.; PULLAMMANAPPALLIL P.; V. RUDOLPH. Effect of recirculated leachate volume on MSW degradation. Waste Manage. Res., v. 16, p.564-573, 1998.

DI BERNARDO, L.; DE PÁDUA, V. L.; LIBÂNIO, M. Optimización de gradientes de velocidad em la floculación. Seminário sobre optimizacion de plantas de potabilizacion. XXVI Congresso Interamericano de Ingenieria Sanitária y Ambiental. Lima, Peru, 1998.

DI BERNARDO, L. Métodos e Técnicas de Tratamento de Água. Volume I. ABES, Rio de Janeiro, 1993.

DIAMADOPOULOS, E.; SAMARAS, P.; DABOU, X.; SAKELLAROPOUL, D. P. Combined treatment of landfill leachate and domestic sewage in a sequencing batch reactor. *Water Science & Technology*, v. 36, p.61-68, 1997.

DURANCEAU, S. J.; TAYLOR, J. S.; ALEXANDER, A. *Water Quality & Treatment – A Handbook on Drinking Water*. Ed. 6. American Water Works Association. Mc Graw Hill, 2011.

ELIMELECH, M.; ZHU, X.; CHILDRESS, A.; HONG, S. Role of membrane surface morphology in colloidal fouling of cellulose acetate and composite aromatic polyamide reverse, *Journal of Membrane Science*, v.2, p.101-109, 1997.

ECKENFELDER W. *Industrial Water Pollution Control*. Ed.2, 1989.

FEEMA. Critérios e padrões para lançamento de efluentes líquidos. Brasil: Norma Técnica NT 202 R.10 de 04 de dezembro de 1986.

FERREIRA, D. S. Estudo comparativo da coagulação/floculação e eletrocoagulação no tratamento de lixiviado de aterro. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013.

FLUID BRASIL. Manual de operação osmose reversa. Uberlândia, Brasil, 2009.

GEWEHR, A. G. Tratamento por coagulação-floculação de lixiviado bruto de aterro sanitário com e sem pré-tratamento biológico em reator sequencial em batelada. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2012.

GOMES, L. P. Resíduos Sólidos: Estudos de Caracterização e Tratabilidade de Lixiviados de Aterros Sanitários para as Condições Brasileiras. *PROSAB 5*, p.390, Rio de Janeiro, 2009.

JAMES, C. R.; O'MELIA C. R. Considering sludge production in the selection of coagulants. *J Am Water Works Assoc*, v.74, p.148–151, 1982.

JIMÉNEZ, B.; MARTINEZ M.; VACA M. Alum recovery and wastewater sludge stabilization with sulfuric acid. *Water Science & Technology*, v. 56, p.133-141, 2007.

HASAR, H.; UNSAL, S. A.; IPEK, U.; KARATAS, S.; CINAR, O.; YAMAN, C; KINACI, C. Stripping/flocculation/membrane bioreactor/reverse osmosis treatment of municipal landfill leachate, *J. Hazard. Mater*, v.171, p.309–317, 2009.

HABERT, A.C.; BORGES, C. P.; NOBREGA, R. *Processos de Separação por Membranas*. Ed. 1. Rio de Janeiro, E-papaers Serviços Editoriais Ltda. 2006.

HUGHES, R.; SCOTT, K. *Industrial Membrane Separation Technology*; Blackie Academic & Professional, 1996

HUMPHREY, J. L.; KELLER, G. E. *Separation process technology*. Ed.1. McGraw-Hill, Texas, 1997.

IBGE. Atlas de saneamento: Manejo de resíduos sólidos, 2011. Disponível em :<https://biblioteca.ibge.gov.br/visualizacao/livros/liv53096_cap9.pdf>. Acessado em: 15 nov. 2017

JUDD, S.; JEFFERSON, B. Membranes for Industrial wastewater Recovery and Re-use, Elsevier, 2003.

KJELDSEN, P. Present and long-term composition of MSW landfill leachate: A review critical reviews in environmental Science and technology, v.4, n.32, p.297-336, 2002.

KOŠUTIĆ K.; DOLAR D.; STRMECKY T. Treatment of landfill leachate by membrane processes of nanofiltration and reverse osmosis, Desalination and Water Treatment, 2004.

LANGE, L.C.; AMARAL M.C.S. Estudos de caracterização de lixiviados de aterros sanitários para as condições brasileiras, PROSAB 5, p.27-57, 2009.

LAW, M.C.; LI XIAO-YAN; LI, Q. The combined colloid-organic fouling on nanofiltration membrane for wastewater treatment and reuse. Separation Science and technology, v.45, p.935-940, 2010.

LEDAKOWICZ, S.; KACZOREK, K. Laboratory simulation of anaerobic digestion of municipal solid wast. J. Environ. Sci. Health, v.39, p.859-871, 1994

LEMA, J.M., MENDEZ R.; BLAZQUEZ, R. Characteristics of landfill leachates and alternatives for their treatment: A review. Water air soil pollut, v.40, p.223-250, 1988.

LIMA, L. S. M. S.; DE ALMEIDA, R.; QUINTAES, B. R.; BILA, D. M.; CAMPOS, J. C. Evaluation of humic substances removal from leachates originating from solid waste landfills in Rio de Janeiro State, Brasil. Journal of Environmental Science and Health. Part A, p. 1-9, 2017.

LINDE, K.; JONSSON A. S.; WIMMERSTEDT, R. Treatment of three types of landfill leachate with reverse osmosis. Desalination, v.101, p.21-30, 1995.

LUZ, F.X,R. Aterro Sanitário, características, limitações, tecnologia para a implantação e operação, CETESB, SP, 1981.

MARTTINEN, S. K.; KETTUNEN, R. H.; SORMUNEN, K. M.; SOIMASUO, R. M.; RINTALA, J. A. Screening of physical-chemical methods for removal of organic material, nitrogen and toxicity from low strength landfill leachates. Chemosphere, v.46, p. 851-858, 2002.

MÁXIMO, V. A. Tratamento por coagulação-floculação dos lixiviados do aterro sanitário da região metropolitana de Florianópolis. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007.

MAIA, L. S. Uso de carvão ativado em pó no tratamento biológico de lixiviados de aterros de resíduos. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.

METCALF & EDDY. Wastewater Engineering: Treatment and Reuse. McGraw Hill, Ed.4., 2003.

METCALF & EDDY. Water Reuse: Issues, technologies and applications. McGraw-Holl, Ed.1, 2007.

- MORAVIA, W. G. Avaliação do tratamento de lixiviado de aterro sanitário através de processo oxidativo avançado conjugado com sistema de separação por membranas. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.
- MOTTA, A. R. P.; MORAIS, J. T. G.; ESQUERRE, K. P. O. O fouling no tratamento de águas e efluentes através de processos de membranas: o estado da arte em estudo e tecnologias e estratégias para superação do problema. I Congresso Baiano de Engenharia Sanitária e Ambiental, Salvador, 2010.
- MOURA, L. A. A. Qualidade e gestão ambiental. Belo Horizonte: Del Rey, 2011
- MULDER, M. Basic Principles of membrane Technology. Kluwer Academic Publishers, 1996.
- OSTURK, I., M. ALTINBAS, I. KOYUNCU, O. ARIKAN, C. GOMEZ-YANGIN. Advanced physico-chemical treatment experiences on Young municipal landfill leachates. Waste Manage, v.23, p.441-446, 2003.
- PARK, C.; KIM, H.; HONG, S.; LEE, S.; CHOI, S. -I. Evaluation of organic matter fouling potential by membrane fouling index. Water Science & Technology: Water Supply, v.7, n.5-6, p.27-33, 2007.
- PARSONS, S. A.; DANIELS, S.J. The use of recovered coagulants in wastewater treatment. Environmental Technology, v.20, p. 979-985, 1999.
- PAVANELLI, G. Eficiência de diferentes tipos de coagulantes na coagulação, floculação e sedimentação de água com turbidez elevada. Dissertação (Mestrado). Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.
- PERTILE, C. Avaliação de Processos de Separação por membrana como Alternativas no Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário. Dissertação (Mestrado). Univerdade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2013.
- Plano Municipal de Saneamento Básico de Água e Esgoto do Município do Rio de Janeiro (PMSB). Plano Municipal de Gestão Integrada de Resíduos Sólidos, Decreto Municipal nº 34.290/20112011.\
- BRASIL. Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos; altera a Lei nº 9.605, de 12 de fevereiro de 1998; e dá outras providências. Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS). LEI Nº 12.305, DE 2 DE AGOSTO DE 2010.
- PORTELLA, M. O.; RIBEIRO, J. C. J. Revista Direito Ambiental e Sociedade, v.4, n.1, p.117, 2014.
- RENOU, S.; GIVAUDAN, J. G.; POULAIN, S.; DIRASSOUYAN, F.; MOULIN, P. Landfill leachate treatment: review and opportunity. Journal of Hazardous Materials, v. 150, p. 468-493, 2008.
- RENOU, S.; GIVAUDAN, J. G.; POULAIN, S.; MOULIN, P. Treatment process adapted to stabilized leachate: Lime precipitation-prefiltration-reverse osmosis. Journal of Membrane Science, v.313, p. 9-22, 2008.

SCHNEIDER, R. P.; TSUTIYA, M. T. Membranas Filtrantes para Tratamento de Água, Esgoto e Água de Reúso. Ed.1, São Paulo: ABES: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2001.

SCHON, H. K.; VIGNESWARAN, S.; KANDASAMY, J.; CHO, J. Water and Wastewater Treatment Technologies – Membrane Technology for Organic Removal in Wastewater. Encyclopedia of Life \support Systems (EOLSS).

SILVA, A. C. Tratamento de percolado de aterro sanitário e avaliação da toxicidade de efluente bruto e tratado. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal do Rio de Janeiro, RJ, 2002

SILVA, A.C.; DEZOTTI, M.; SANT'ANNA, G. L. JR. Treatment and detoxification of sanitary landfill leachate. Chemosphere, v.55, p. 201-214, 2004

SOUTO, G.B; POVINELLI, J. Características de lixiviados de aterros sanitários no Brasil. 24^o CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Belo Horizonte, MG, 2007.

SOUZA, G. Monitoramento de parâmetros qualitativos e quantitativos de líquidos percolados de aterros sanitários: estudo em piloto experimental. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005

TATEOKA, M. S. S. Tratamento de água de abastecimento por nanofiltração e osmose inversa para remoção dos carbamatos: carbaril, carbofurano e metomil. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2014.

TATSI, A. A; ZOUBOULIS, I.; MATIS, K.A; SAMARAS, P. Coagulation-flocculation pretreatment of sanitary landfill leachates. Chemosphere, v. 53, p. 737-744, 2003.

TREBOUET, D.J.P. SCHLUMPF; JAOUEN, P.; QUEMENEUR, F. Stabilized landfill leachate treatment by combined physicochemical-nanofiltration process. Water Res, v. 35, p. 2935-2942, 2001.

TORRES, R. C. Estudo do tratamento combinado de processo Fenton e microfiltração submersa em lixiviado de aterro sanitário. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015.

VASQUEZ, H. A; JEFFERSON B.; JUDD, S. J. Membrane bioreactors vs conventional biological treatment of landfill leachate: A brief review. Journal of Chemistry, Technology and Biotechnology, v.79, p.1043-1049, 2004.

ZOUBOULIS, A.; CHAI, X.; KATSOYIANNIS, I. The application of bioflocculant for the removal of humic acids from stabilized landfill leachates. J. Environ. Manage, v.70, p.35-41, 2004.

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

World Bank, World Development Indicators Database. Total GDP 2002. World Bank, July 2002. Disponível em: < <http://www.worldbank.org>>. Acesso em: 20 nov. 2017.