



Utilização de Nanofiltração e Osmose Inversa no Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário

Ronei de Almeida

Projeto de Final de Curso

Orientadora

Juacyara Carbonelli Campos, D. Sc.

Julho de 2016

UTILIZAÇÃO DE NANOFILTRAÇÃO E OSMOSE INVERSA NO TRATAMENTO DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO

Ronei de Almeida

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

Aprovado por:

Bianca Ramalho Quintaes, D. Sc.

Silvio Edegar Weschenfelder, D. Sc.

Marcelo Mendes Viana, D. Sc.

Orientado por:

Juacyara Carbonelli Campos, D. Sc.

Julho de 2016

Almeida, Ronei.

Utilização de Nanofiltração e Osmose Inversa no Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário/ Ronei de Almeida, Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2016

x, 83 p.: il

(Projeto final) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2016.

Orientador: Juacyara Carbonelli Campos

1. Aterro Sanitário
 2. Coagulação/Floculação
 3. Nanofiltração
 4. Osmose Inversa
 5. Projeto final (Graduação - UFRJ/EQ).
5. Juacyara Carbonelli Campos, D. Sc. I. Título

*A Deus,
As minhas avós Sonia e Dalva.*

*“E o mundo vai girando cada vez mais veloz
A gente espera do mundo e o mundo espera de nós
Um pouco mais de paciência.”*

Lenine, Osvaldo Macedo Pimentel

AGRADECIMENTOS

As minhas avós Sonia e Dalva por todo amor e carinho que sempre tiveram. Obrigado por todos os ensinamentos. Com vocês aprendi que são as experiências mais duras que provocam grandes transformações positivas em nossas vidas e revelam nossa verdadeira natureza. Amo vocês.

Ao meu amigo e namorado Klever pelas palavras de conforto, pelo cuidado, amor e respeito. Nosso melhor roteiro é saber ser grato.

À família pelo incentivo e suporte. Em especial, agradeço minhas irmãs Tayná e Beatriz.

À professora Juacyara pela amizade, atenção, seriedade na revisão e avaliação deste trabalho e por todas as contribuições que foram feitas para a composição deste projeto. Muito obrigado pela oportunidade e confiança.

Às amigas Rosana e Letícia pelo carinho e auxílio durante minha caminhada no LabTare. Todos os ensinamentos que foram adquiridos junto a vocês tornaram real este trabalho.

Aos amigos Yúri e Laís pela amizade, companhia, risadas e todos os nossos momentos de descontração. Vocês tornaram a graduação mais leve. Adoro vocês.

Aos meus amigos que embora não tenham me acompanhado durante a graduação sempre estiveram presentes em minha vida.

Aos amigos do LabTare. Alyne, Carla Sant'anna, Carla Rênes, Déborah, Everton, Jarina, Kleby, Larissa, Leandro, Mariana e Yuri, obrigado pela amizade e ajuda no desenvolvimento deste trabalho.

À COMLURB (Companhia de Limpeza Urbana do Município do Rio de Janeiro) pelo fornecimento das amostras de lixiviado.

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

UTILIZAÇÃO DE NANOFILTRAÇÃO E OSMOSE INVERSA NO TRATAMENTO DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO

Ronei de Almeida

Julho, 2016

Orientadores: Professora Juacyara Carbonelli Campos

Um dos principais problemas relacionados ao gerenciamento de resíduos sólidos é o efetivo tratamento dos líquidos lixiviados produzidos em aterros sanitário. O volume gerado e a concentração do lixiviado produzido variam sobremaneira ao longo da vida do aterro. Além disso, o lixiviado é uma matriz aquosa potencialmente poluidora e de extrema complexidade, por apresentar grande variabilidade em sua composição, desta forma, o seu tratamento se torna igualmente complexo, visto que depende diretamente do tipo de resíduo que o origina. Este estudo teve como objetivo avaliar a viabilidade técnica de duas rotas de tratamento para o lixiviado proveniente do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ). Neste contexto, foram investigados o processo de coagulação/floculação (pré-tratamento) seguido por nanofiltração (Rota 1) e o processo de osmose inversa no tratamento do lixiviado bruto (Rota 2). No Processo de coagulação/floculação com cal, para uma concentração de 10 g.L^{-1} CaO foram obtidos percentuais de remoção de 54% de Carbono Orgânico Total (COT) e 33% de Demanda Química de Oxigênio (DQO). Durante o pré-tratamento do lixiviado também avaliou-se o arraste de nitrogênio amoniacal (N-NH_3) durante agitação de 50 rpm por 6 horas, obtendo-se percentual de remoção de 71,44%. Através da Rota 1 foram obtidos percentuais de remoção global de 89%, 94% e 91% em termos de COT, DQO e absorvância a 254 nm (ABS 254 nm), respectivamente. A concentração de Substâncias Húmicas (SH) foi reduzida consideravelmente (80%), alcançando valor final de 83 mg.L^{-1} . Em relação à Rota 2, realizou-se processo de osmose inversa (Membrana BW30-4040 e pressão operacional de 20 bar) para tratamento do efluente bruto. Foram obtidos percentuais globais de remoção de 75% de COT, 79% de DQO e 83% de ABS 254 nm. Além disso, a remoção N-NH_3 (73%) foi superior a Rota 1 e ao processo de tratamento por arraste. Em contrapartida, embora significativo, o valor percentual de remoção de SH (44%) foi inferior a Rota 1. Neste estudo, a aplicação de ambas as rotas de tratamento propostas demonstrou-se satisfatória para remoção de matéria orgânica, compostos recalcitrantes e nitrogênio amoniacal do lixiviado, dentro de suas especificidades e limitações.

Sumário

CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO	1
1.1 Contextualização.....	1
1.2 Objetivos	4
1.2.1 Objetivo Geral.....	4
1.2.2 Objetivos Específicos.....	4
CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
2.1 Resíduo Sólido Urbano	5
2.2 Aterro Sanitário	7
2.3 Líquidos Percolados, Chorume ou Lixiviado	10
2.3.1 Definição.....	10
2.3.2 Volume de Lixiviado Produzido no Aterro Sanitário	11
2.3.3 Composição do Lixiviado	11
2.3.4 Substâncias Recalcitrantes – Substâncias Húmicas	13
2.4 Processos e Tecnologias de Tratamento do Lixiviado	16
2.4.1 Coagulação/Floculação	20
2.4.2 Processos de Separação por Membranas (PSM).....	23
CAPÍTULO 3. MATERIAIS E MÉTODOS.....	42
3.1 Efluente.....	43
3.2 Caracterização do Efluente.....	44
3.3 Rotas de Tratamento Avaliadas.....	44
3.3.1 Rota 1: Processo de Coagulação/Floculação + NF	45
3.3.2 Rota 2: Osmose Inversa	50
CAPÍTULO 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	52
4.1 Caracterização do Efluente.....	52
4.2 Rotas de Tratamento Avaliadas.....	56
4.2.1 Rota 1: Processo de Coagulação/Floculação + NF	56
4.2.2 Rota 2: Osmose Inversa	69
4.3 Avaliação das Rotas de Tratamento	73
CAPÍTULO 5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	76
5.1 Conclusões	76
5.2 Sugestões	77
CAPÍTULO 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	78

Lista de Figuras

Figura 1. Esquema simplificado de implementação, operação e monitoramento de um aterro sanitário.....	8
Figura 2. Variação de parâmetros selecionados, indicadores das fases de estabilização da matéria orgânica de um aterro sanitário.	9
Figura 3. Estrutura bidimensional proposta para os ácidos húmicos.	15
Figura 4. Estrutura hipotética dos ácidos fúlvicos	15
Figura 5. Representação esquemática do processo de separação por membrana.	23
Figura 6. Classificação das membranas quanto a estrutura e morfologia.	25
Figura 7. Tipos mais usuais de módulos de membranas.	27
Figura 8. Esquemas de modos de operação e curvas de fluxo em função do tempo.	29
Figura 9. Processo de osmose, equilíbrio osmótico e osmose inversa.	39
Figura 10. Fluxograma das rotas de tratamento do lixiviado avaliadas neste estudo.....	42
Figura 11. Aparelho de “Jar-Test” utilizado no processo de coagulação/floculação.	45
Figura 12. Módulo de filtração em bancada utilizado para a nanofiltração.....	47
Figura 13. Módulo de filtração em bancada utilizado para a osmose inversa.....	50
Figura 14. Aspecto visual do lixiviado bruto utilizado nos experimentos.....	55
Figura 15. Efluente tratado pós processo de coagulação/floculação e decantação.	59
Figura 16. Concentração de nitrogênio amoniacal em função do tempo e percentuais de remoção do processo de coagulação/floculação em concentração ideal de coagulante (10 g.L^{-1}) e decantação durante 6 h em agitação de 50 rpm.	61
Figura 17. Evolução do pH do efluente durante processo de arraste de nitrogênio amoniacal por 6 horas e agitação de 50 rpm.....	62
Figura 18. Avaliação da permeabilidade hidráulica inicial da membrana SB90.....	63
Figura 19. Monitoramento do fluxo do efluente obtido por processo de coagulação/floculação durante a nanofiltração, à pressão de 8 e 9 bar.....	64
Figura 20. Fluxo permeado em função do fator de redução de volume (FRV) durante NF a pressão de 8 bar.....	65
Figura 21. Diagrama da Rota 1 utilizada neste estudo para tratamento do lixiviado bruto.	66
Figura 22. Aspecto visual do efluente após aplicação da Rota 1 para tratamento do lixiviado bruto.....	68
Figura 23. Avaliação da permeabilidade hidráulica inicial da membrana BW30 testada em relação ao fluxo permeado para nas pressões de 7, 10, 12 e 15 bar	69
Figura 24. Fluxo permeado em função do fator de redução de volume (FRV) durante OI a pressão de 20 bar.	70
Figura 25. Representação esquemática da Rota 2 aplicado no tratamento do lixiviado bruto.	71
Figura 26. Aspecto visual do efluente após aplicação da Rota 2 para tratamento do lixiviado bruto.....	73
Figura 27. Esquema das rotas de tratamento para o lixiviado realizadas neste estudo.....	74

Lista de Tabelas

Tabela 1. Variação da composição de lixiviados de aterros sanitários brasileiros.	13
Tabela 2. Eficiência de processos de tratamento para remoção de poluentes de aterro sanitário.....	19
Tabela 3. Aplicações do processo de Coagulação/Floculação.	21
Tabela 4. Propriedades das membranas utilizadas em diferentes tipos de processos.	28
Tabela 5. Principais causadores de fouling e os pré-tratamentos aplicados para remoção destes compostos de água de alimentação de sistema de nanofiltração e osmose inversa.	32
Tabela 6. Características gerais dos PSM.	35
Tabela 7. Características típicas dos processos de membrana aplicados para tratamento de efluentes.	36
Tabela 8. Parâmetros de remoção de PSM por MBR+OI aplicado no tratamento de lixiviado de aterro sanitário.	40
Tabela 9. Métodos e equipamentos utilizados nos procedimentos analíticos.....	44
Tabela 10. Especificações: membrana NF Elements, modelo SB90.....	47
Tabela 11. Especificações: membrana BW30-4040.....	51
Tabela 12. Concentração de sólidos presente no lixiviado do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ) utilizado nos experimentos.....	53
Tabela 13. Caracterização do lixiviado bruto do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ) utilizado nos experimentos.	53
Tabela 14. Condições e resultados dos parâmetros de poluição obtidos para determinação da concentração ideal de CaO para o processo de coagulação/floculação em concentração de 0 a 10 g.L ⁻¹ de coagulante e decantação por 30 minutos.	57
Tabela 15. Resultados dos parâmetros de poluição e percentuais de remoção do efluente após processo de coagulação/floculação em concentração ideal de coagulante (10 g.L ⁻¹) e decantação por 30 minutos.....	60
Tabela 16. Caracterização do permeado obtido pelo processo de Nanofiltração e valores percentuais de remoção em relação ao efluente do processo de coagulação/floculação e decantação por 30 minutos.....	66
Tabela 17. Caracterização do permeado obtido pelo do processo de osmose inversa.	71

CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO

1.1 Contextualização

Nas últimas décadas, com a ascensão da urbanização e o aumento do padrão de consumo nas cidades, foram desenvolvidas e implementadas técnicas de engenharia sanitária para dar um destino ambientalmente seguro aos resíduos sólidos urbanos. No Brasil, a lei nº12.305/10 que institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS) dispõe sobre os princípios, objetivos, instrumentos e diretrizes relativas à gestão integrada e o gerenciamento de resíduos sólidos. A destinação final ambientalmente adequada inclui a reutilização, reciclagem, a compostagem, a recuperação e o reaproveitamento energético, e, a disposição final, observando normas operacionais específicas de modo a evitar danos ou riscos à saúde pública e à segurança, além de minimizar os impactos ambientais adversos. Neste contexto, o aterro sanitário apresenta-se como a solução mais econômica para a destinação final dos resíduos sólidos, quando comparada a alternativas como a incineração, a compostagem e a pirólise. Mesmo no caso em que estes processos são economicamente viáveis, há a necessidade de um aterro sanitário que receba os rejeitos desses tratamentos.

As cidades do planeta são responsáveis por produzir 1,3 bilhão de toneladas anuais de resíduos sólidos (World Bank, 2012). A geração de resíduos sólidos per capita quase dobrou nos últimos anos, chegando na segunda década do milênio a 1,2 quilo por pessoa por dia, segundo o Banco Mundial (2012). O ritmo desse aumento deve ser arrefecido, porém, com a expansão da população e da renda, a estimativa é que em 2020 sejam atingidos 2,2 bilhões de toneladas anuais de resíduos sólidos (World Bank, 2012).

Um dos principais problemas relacionados ao gerenciamento de resíduos sólidos é o efetivo tratamento dos líquidos lixiviados produzidos em aterros sanitários. O volume gerado e a concentração do lixiviado produzido variam sobremaneira ao longo da vida do aterro. Além disso, o lixiviado é uma matriz aquosa potencialmente poluidora e de extrema complexidade, por apresentar grande variabilidade em sua composição, desta forma, o seu tratamento se torna

igualmente complexo, visto que depende diretamente do tipo de resíduo que o origina.

No Brasil, a Resolução nº430/2011 do CONAMA dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes. Estabelece que os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados diretamente no corpo receptor desde que obedeçam as condições e padrões previstos. A Resolução nº430/2011 complementa e altera a Resolução nº357/2005, neste novo artigo foi estabelecido que os efluentes oriundos de sistemas de disposição final de resíduos sólidos de qualquer origem também devem atender às condições e padrões definidos.

Atualmente, diversos estudos apontam que o problema relacionado ao efetivo tratamento do lixiviado consiste na dificuldade de redução da elevada concentração de matéria orgânica recalcitrante e do alto teor de nitrogênio amoniacal. Segundo SILVA (2009), a caracterização do lixiviado do Aterro Metropolitano de Gramacho (RJ) indicou elevada concentração de compostos orgânicos refratários, responsáveis pela redução da biodegradabilidade do efluente, e, altas concentrações de amônia que conferem características tóxicas ao lixiviado. Neste contexto, torna-se necessário o estudo de rotas de tratamento capazes de reduzir as concentrações desses componentes a níveis compatíveis com os requeridos para descarte.

O tratamento do lixiviado exige muitas vezes uma combinação de processos, de forma a adaptar-se às variações de composição e volume de lixiviado produzido no aterro (RENOU et al., 2008). Os tratamentos convencionais, oriundos dos tratamentos de esgotos domésticos, consistem principalmente na degradação biológica dos lixiviados, dentre esses processos, destacam-se as lagoas de estabilização, lodos ativados e Estações de Tratamento de Esgotos (ETE) operando em conjunto para o tratamento de lixiviados e esgotos sanitários (ZHANG, 2013). Dependendo da qualidade do lixiviado e das restrições regulamentares locais, o tratamento biológico é realizado em conjunto com tratamentos físico-químicos, tais como, a oxidação química, adsorção em carvão ativado, coagulação/floculação e precipitação química (RENOU et al., 2008). Os autores citam que os tratamentos biológicos são eficazes para lixiviados oriundos de aterros jovens, cuja fração orgânica é composta principalmente por ácidos graxos voláteis. Entretanto, a maioria

dos aterros de resíduos da Europa, Ásia e América apresentam mais de 10 anos de idade e produzem um lixiviado cada vez mais estabilizado, ou seja, carregado em substâncias húmicas – compostos orgânicos recalcitrantes de elevada massa molar, não podendo mais ser adequadamente tratado por processos biológicos, ainda que em conjunto com tratamentos físico-químicos (RENOU et al., 2008).

As técnicas de tratamento utilizando membranas têm atingido patamares de crescimento devido a diversos fatores, como a flexibilidade operacional pelo fato de o sistema ser mais compacto e propiciar a obtenção de efluente tratado de melhor qualidade (MARIAM e NGHIEM, 2010). Além disso, a tecnologia de separação por membrana consiste em uma alternativa atrativa no tratamento do lixiviado, pois é capaz de remover contaminantes que não são removidos pelos processos de tratamento tradicionais. Dentre os Processos de Separação por Membranas (PSM) difundidos no tratamento de lixiviado de aterro sanitário, a osmose inversa (OI) vem sendo amplamente utilizada em países da Europa (França, Alemanha e Itália), América do Norte (Estados Unidos e Canadá) e Ásia (China e Coreia) devido à alta capacidade de retenção da matéria orgânica e de contaminantes inorgânicos (RENOU et al., 2008).

No Brasil, o Aterro Sanitário de Seropédica (RJ) realiza o tratamento do lixiviado através dos processos de esgotamento de amônia com ar, seguido de absorção ácida, passagem por sistema de lodo ativado convencional, filtração em areia e polimento por nanofiltração, com recirculação do rejeito salino para um processo oxidativo avançado (Fenton químico) (HAZTEC, 2016). As estações de tratamento de efluentes de Gramacho (RJ) e Nova Iguaçu (RJ) também realizam o processo de nanofiltração para polimento final do efluente (HAZTEC, 2016). Já a estação de tratamento de lixiviado de São Gonçalo (RJ) realiza o pré-tratamento em filtros de areia seguido de osmose inversa em três etapas (HAZTEC, 2016).

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo Geral

O presente trabalho tem como objetivo geral avaliar a viabilidade técnica de duas rotas de tratamento para o lixiviado proveniente do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ). Neste contexto, foram investigados o processo de coagulação/floculação como pré-tratamento para o processo de nanofiltração (NF) e o processo de osmose inversa (OI) no tratamento do lixiviado bruto.

1.2.2 Objetivos Específicos

Os objetivos específicos deste trabalho são:

- Avaliar a eficiência do processo de coagulação/floculação na remoção de matéria orgânica e Substâncias Húmicas (SH) do lixiviado bruto;
- Verificar a influência dos parâmetros concentração de coagulante (cal) e pH do processo de coagulação/floculação para remoção de nitrogênio amoniacal;
- Avaliar a eficiência da NF no tratamento final do efluente do pré-tratamento com cal;
- Avaliar a eficiência da OI no tratamento do lixiviado bruto;
- Avaliar a qualidade final dos efluentes e a aplicabilidade dos PSM das duas rotas de tratamento.

CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo é apresentada uma revisão da literatura sobre a formação e características do lixiviado gerado em aterros sanitário, e, os danos causados ao meio ambiente dado o seu descarte inadequado. Foi realizado uma abordagem dos principais processos convencionais de tratamento, assim como um panorama da crescente aplicação da tecnologia de membranas para o tratamento do lixiviado – classificação das membranas e módulos de operação, apresentação e classificação dos Processos de Separação por Membrana (PSM), avaliação da eficiência dos PSM e, por fim, uma breve abordagem dos processos de filtração por nanofiltração (NF) e osmose inversa (OI).

2.1 Resíduo Sólido Urbano

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

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

Esta norma classifica os resíduos quanto a sua periculosidade à saúde pública e ao meio ambiente. Os resíduos sólidos urbanos (RSU) são materiais heterogêneos (orgânicos ou inorgânicos) resultantes da atividade humana, os quais apresentam composição que varia de acordo com fatores sociais, econômicos, culturais, geográficos e climáticos de cada região. Assim, os RSU constituem uma fonte de poluição que deve ser tratada e destinada corretamente.

O crescimento demográfico, a intensificação das atividades humanas e a melhoria do nível de vida são responsáveis pelo aumento exponencial das quantidades de resíduos sólidos geradas, bem como pela alteração das suas características, constituindo um grande problema para as administrações públicas. Como fator agravante, o manejo inadequado dos resíduos sólidos, desde a geração até a destinação final (por exemplo, em lixões a céu aberto ou até em cursos d'água), pode resultar em riscos ambientais, sociais e econômicos, além de prejuízos à saúde pública (ABRELPE, 2014).

A geração total de RSU no Brasil em 2014 foi de aproximadamente 78,6 milhões de toneladas, o que representa um aumento de 2,9% em relação ao ano anterior, índice superior à taxa de crescimento populacional no país no período, que foi de 0,9% (ABRELPE, 2014).

A gestão de resíduos sólidos compreende o conjunto das decisões estratégicas e das ações voltadas à busca de soluções para resíduos sólidos, envolvendo políticas, instrumentos e aspectos institucionais e financeiros. A gestão é atribuição de todos, sendo, no caso do Estado, executada pelas três esferas de governo: federal, estadual e municipal. Entretanto, a gestão de RSU, com vistas ao desenvolvimento sustentável, requer o envolvimento de toda a sociedade, sendo pautada na redução, reutilização, reciclagem e recuperação da energia existente nos resíduos sólidos. A redução na fonte deve permanecer como prioridade na gestão de RSU, seguida pelo reaproveitamento (considerado em suas três dimensões: reutilização, reciclagem e recuperação de energia) e, finalmente, a disposição final (ABRELPE, 2014).

O gerenciamento é o componente operacional da gestão de RSU e inclui as etapas de segregação, coleta, transporte, tratamentos e disposição final. A disposição final deveria ser restrita somente ao rejeito, isto é, à parte inaproveitável dos resíduos sólidos (PNRS, 2010). A Política Nacional de Resíduos Sólidos brasileira – PNRS (Lei 12.305/10) no seu Art. 3º define a disposição final ambientalmente adequada da seguinte maneira: Lei 12.305/2010 Art. 3º Inciso VII – Disposição Final ambientalmente adequada - distribuição ordenada de rejeitos em aterros, observando normas operacionais específicas de modo a evitar danos ou

riscos à saúde pública e à segurança e a minimizar os impactos ambientais adversos; (Título I – Capítulo II – Parágrafo VIII). As formas mais conhecidas de disposição final de resíduos são o aterro sanitário, aterro controlado e lixão a céu aberto. No Brasil a única forma ainda permitida por Lei é o aterro sanitário.

2.2 Aterro Sanitário

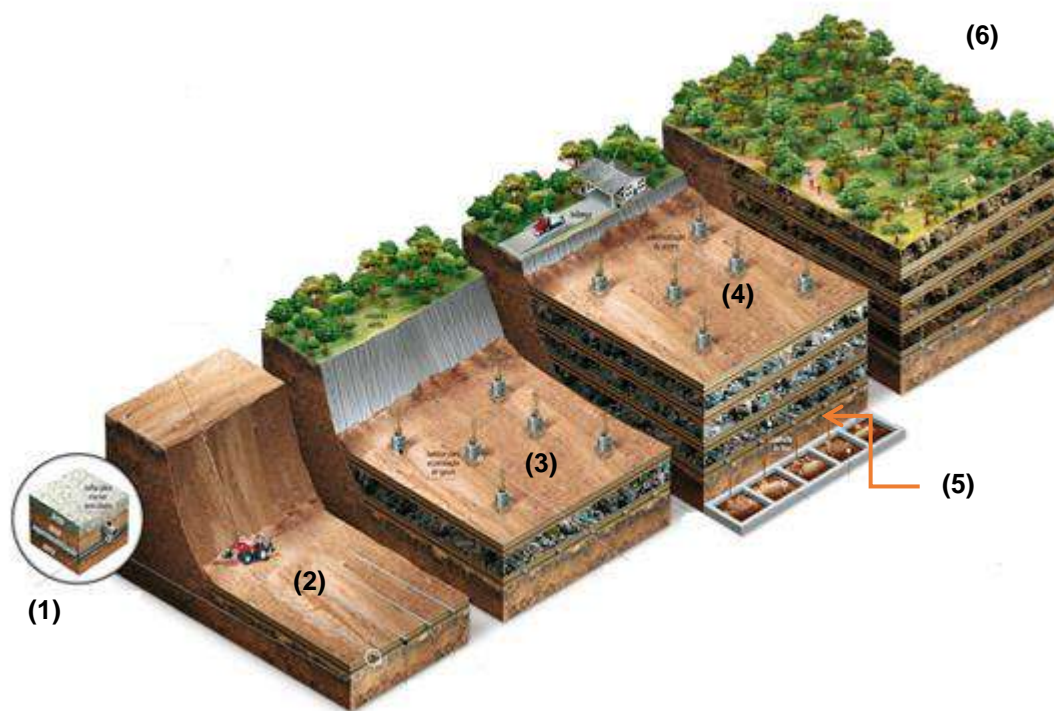
O aterro sanitário é um dos meios de destinação final de RSU mais utilizados, pois é uma opção mais econômica quando comparado à incineração ou a compostagem (AHMED, 2012). Os aterros sanitários têm por objetivo a disposição do resíduo no solo, sem causar danos à saúde pública e a sua segurança, minimizando os impactos ambientais. Para tanto, é necessário o acompanhamento ambiental durante a fase de concepção, operação e por um longo período após o encerramento do aterro sanitário. Isso se deve, entre outros fatores, à geração de lixiviado que, se não tratado adequadamente, pode contaminar as águas superficiais e subterrâneas mais próximas (RAFIZUL, 2012).

No Brasil, os números relacionados à destinação final dos resíduos coletados, revelam que em 2014, 58,4% dos resíduos gerados tiveram destinação adequada e seguiram para aterros sanitários, praticamente sem alteração do cenário registrado no ano anterior (ABRELPE, 2014). Nesse sentido, é importante ressaltar que os 41,6% restantes correspondem a 81 mil toneladas diárias, que são encaminhadas para lixões ou aterros controlados, os quais pouco se diferenciam dos lixões, uma vez que ambos não possuem o conjunto de sistemas e medidas necessários para proteção do meio ambiente contra danos e degradações (ABRELPE, 2014). Mesmo com uma legislação mais restritiva e apesar dos esforços empreendidos em todas as esferas governamentais, a destinação inadequada de RSU se faz presente em todas as regiões e estados brasileiros e 3.334 municípios, correspondentes a 59,8% do total, ainda fazem uso de locais impróprios para destinação final dos resíduos coletados (ABRELPE, 2014).

A elaboração e implantação do projeto de aterro sanitário seguem as normas técnicas da ABNT 8419/1992 e ABNT NBR 15849/2010 que tem por objetivo a disposição do resíduo no solo, minimizando os impactos ambientais. A concepção

do projeto deve prever o sistema de operação, drenagem das águas pluviais, impermeabilização da base do aterro, cobertura final, sistemas de coleta de percolados e gases gerados e sistema de monitoramento e fechamento do aterro. Outro fator a ser considerado são as distâncias mínimas de corpos hídricos, lençóis freáticos e núcleos residenciais. Os aterros devem ser capazes de conter os poluentes passíveis de dissipação no solo através de processos de degradação ou retenção físico-química.

A Figura 1 apresenta um esquema simplificado das etapas de implementação, operação e monitoramento de um aterro sanitário.



(1) Camadas de proteção/Sistemas de sensores (2) Células em preparação do leito impermeabilizadas (3) Célula em operação com drenos para gases instalada (4) Drenos para gases (5) Sistema de coleta de lixiviado (6) Célula reflorestada

Figura 1. Esquema simplificado de implementação, operação e monitoramento de um aterro sanitário. Fonte: Borges (2010).

O estudo da biodegradabilidade dos resíduos e o monitoramento de alguns parâmetros em aterros levam à conclusão, que a estabilização da matéria orgânica passa por diversas fases no interior de um aterro sanitário, o que levou ao surgimento de vários modelos que representam este fato. Pohland e Gould (1986)

apresentaram um modelo com cinco fases de estabilização da matéria orgânica, como ilustrado na Figura 2.

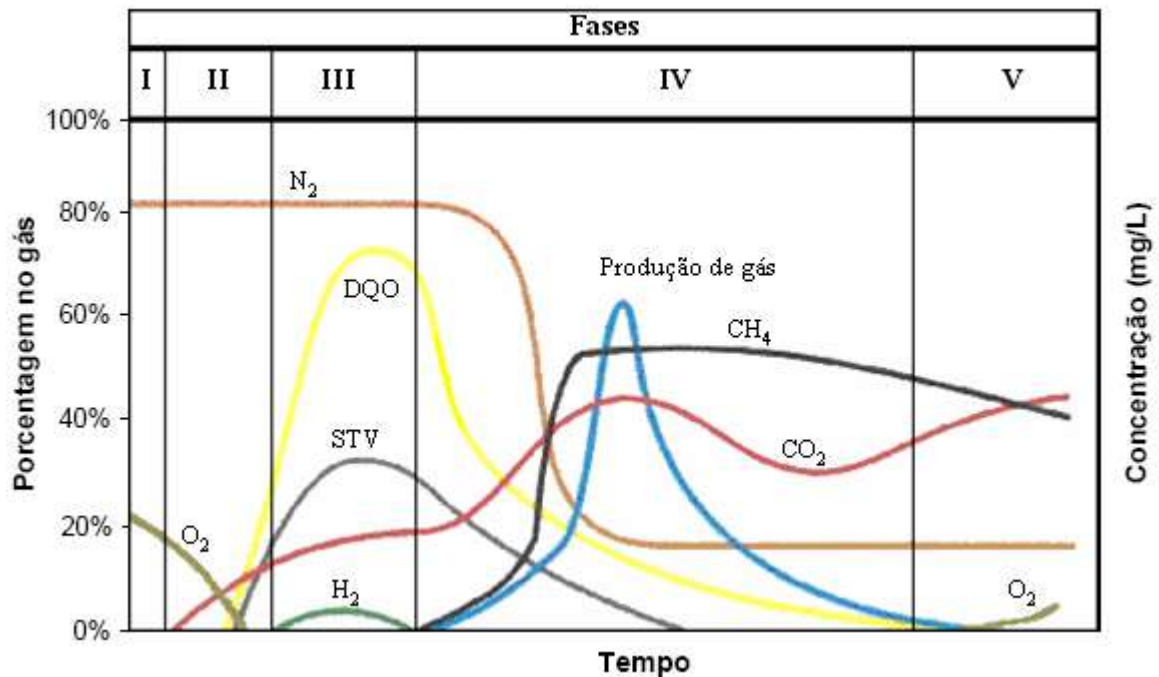


Figura 2. Variação de parâmetros selecionados, indicadores das fases de estabilização da matéria orgânica de um aterro sanitário.

Fonte: Adaptado de Pohland e Gould (1986).

As atividades em um aterro sanitário são iniciadas com a *fase 1 – de ajustamento*, na qual fica acumulada uma umidade suficiente que favorece a realização das reações que iniciam a produção de gases e lixiviados. Daí em diante, a ação microbiana estimula o prosseguimento da conversão dos resíduos e a estabilização com várias fases sucessivas, cada uma variando com intensidade e duração, de acordo com as condições operacionais predominantes (POHLAND e GOULD, 1986).

A fase de adaptação inicial é seguida pela *fase 2 – de transição*, quando a capacidade de campo, que é o limite máximo que um resíduo pode reter umidade, é alcançada e a formação dos gases e do lixiviado refletem a passagem da condição aeróbica para a condição anaeróbica (POHLAND e GOULD, 1986).

A *fase 3 – formação de ácidos*, define a predominância da formação de ácidos voláteis totais com um decréscimo nos valores do pH, elevação da

concentração de DQO dos lixiviados e aumento da mobilidade das espécies iônicas (POHLAND e GOULD, 1986).

A fase 4 – *fermentação metanogênica*, é acompanhada por uma produção adicional e conversão dos compostos intermediários em metano e excesso de dióxido de carbono, além da redução da intensidade de formação de lixiviados, aumento nos valores do pH, abaixamento do potencial de oxi-redução e uma acelerada complexação e redução das espécies iônicas (POHLAND e GOULD, 1986).

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

2.3 Líquidos Percolados, Chorume ou Lixiviado

2.3.1 Definição

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

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

2.3.2 Volume de Lixiviado Produzido no Aterro Sanitário

O volume e a intensidade com que o lixiviado é produzido depende das atividades físicas, químicas e biológicas do aterro que o gera. A produção é frequentemente observada dentro de poucos meses, semanas, ou até dias após o início da operação do aterro, quando a capacidade de campo do aterro é excedida e o resíduo fica saturado com água. A taxa de saturação dependerá da presença ou ausência de cobertura, do material de cobertura, da composição do resíduo, do grau de compactação, das condições climáticas e da umidade inicial do resíduo (YAO, 2013).

São três os fatores principais que influenciam na produção do lixiviado: a água intersticial dos RSU; o balanço hídrico e a impermeabilização do aterro. A impermeabilização é importante não só para evitar as perdas de lixiviado, como também para evitar a entrada de águas superficiais ou mesmo pluviais, o que aumentaria a produção de lixiviado (SILVA, 2005).

Para se estimar a vazão de lixiviados a ser drenada em aterros sanitários existem muitos métodos, mas basicamente os mais citados pela literatura são: o Método Suíço, o Método Racional, o Método do Balanço Hídrico e o Método ou Modelo HELP (Hydrologic Evaluation of Leachate Production) (CONTRERA, 2008).

2.3.3 Composição do Lixiviado

A composição química e microbiológica do lixiviado do aterro sanitário é complexa e variável, visto que além de depender de características relacionadas a deposição final dos RSU, é influenciada por condições climáticas, modo operacional do aterro sanitário e pela dinâmica de decomposição que ocorre no interior das células dos microrganismos responsáveis pela degradação dos resíduos sólidos (ZHANG, 2013).

A percolação das águas das chuvas através do leito de resíduos é o fator mais importante para a geração do efluente líquido do aterro. No processo de formação do lixiviado a água percolada é enriquecida pela matéria orgânica e inorgânica, original ou oriunda da biodegradação dos resíduos e, em alguns casos, pelos produtos da queima incompleta dos gases gerados no aterro (SILVA, 2005).

No lixiviado é constituído pelos seguintes componentes: *Matéria Orgânica Dissolvida* (MOD) expressa pela Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), Demanda Química de Oxigênio (DQO) ou pelo Carbono Orgânico Total (COT), incluindo ácidos fúlvicos e húmicos; *Macrocomponentes Inorgânicos*: Ca^{+2} , Mg^{+2} , K^+ , NH_4^+ , Fe^{+2} , Mn^{+2} , SO_4^{-2} e *Elementos Traços*: Cd, Cr, Cu, Pb, Ni, Zn; *Compostos Orgânicos Xenobióticos* (COX) presentes em baixas concentrações, incluindo hidrocarbonetos aromáticos, fenóis e compostos alifáticos clorados, dentre outros componentes como *boro, arsênio, bário, selênio, mercúrio e cobalto*, que são encontrados em baixíssimas concentrações (CASTILHOS, 2006).

Com a finalidade de disponibilizar uma descrição das características do lixiviado de aterro de resíduos brasileiros, Souto e Povinelli (2007) reuniram dados disponíveis na literatura referentes ao lixiviado de 25 aterros, localizados em nove estados e, a partir destas informações, construíram distribuições de frequência que permitiram determinar as faixas mais prováveis de concentração para 30 variáveis físico-químicas. Ao final do estudo os autores elaboraram uma tabela, de forma resumida, com as características mais prováveis do lixiviado de aterros brasileiros. Essa composição do lixiviado dos principais aterros brasileiros está apresentada na Tabela 1 e os valores encontrados mostram as variações existentes nos diferentes aterros brasileiros.

Tabela 1. Variação da composição de lixiviados de aterros sanitários brasileiros.

Parâmetro	Faixa máxima	Faixa mais provável	FVMP
pH	5,7 – 8,6	7,2 – 8,6	78%
Alcalinidade total (mg.L ⁻¹)	750 – 11400	750 – 7100	69%
Dureza (mg.L ⁻¹)	95 – 3100	95 – 2100	81%
Condutividade (µS.cm ⁻¹)	2950 – 25000	2950 – 17660	77%
DBO ₅ (mg.L ⁻¹)	< 20 – 30000	< 20 – 8600	75%
DQO (mg.L ⁻¹)	190 – 80000	190 – 22300	83%
Óleos e graxas (mg.L ⁻¹)	10 – 480	10 – 170	65%
Fenóis (mg.L ⁻¹)	0,9 – 9,9	0,9 – 4,0	58%
Nitrogênio Total Kjeldahl (mg.L ⁻¹)	80 – 3100	Não há	-
Nitrogênio amoniacal (mg.L ⁻¹)	0,4 – 3000	0,4 – 1800	72%
Nitrogênio orgânico (mg.L ⁻¹)	5 – 1200	400 – 1200	80%
Nitrito (mg.L ⁻¹)	0 – 50	0 – 15	69%
Nitrato (mg.L ⁻¹)	0 – 11	0 – 3,5	69%
Fósforo total (mg.L ⁻¹)	0,1 – 40	0,1 – 15	63%
Sulfeto (mg.L ⁻¹)	0 – 35	0 – 10	78%
Sulfato (mg.L ⁻¹)	0 – 5400	0 – 1800	77%
Cloreto (mg.L ⁻¹)	500 – 5200	500 – 3000	72%
Sólidos Totais (mg.L ⁻¹)	3200 – 21900	3200 – 14400	79%
Sólidos Voláteis Totais (mg.L ⁻¹)	630 – 20000	630 – 5000	60%
Sólidos Fixos Totais (mg.L ⁻¹)	2100 – 14500	2100 – 8300	74%
Sólidos Suspensos Totais (mg.L ⁻¹)	5 – 2800	5 – 700	68%
Sólidos Suspensos Voláteis (mg.L ⁻¹)	5 – 530	5 – 200	62%
Ferro (mg.L ⁻¹)	0,01 – 260	0,01 – 65	67%
Manganês (mg.L ⁻¹)	0,04 – 2,6	0,04 – 2,0	79%
Cobre (mg.L ⁻¹)	0,005 – 0,6	0,005 – 0,15	61%
Níquel (mg.L ⁻¹)	0,03 – 1,1	0,03 – 0,5	71%
Cromo (mg.L ⁻¹)	0,003 – 0,8	0,003 – 0,5	89%
Cádmio (mg.L ⁻¹)	0 – 0,26	0 – 0,065	67%
Chumbo (mg.L ⁻¹)	0,01 – 2,8	0,01 – 0,5	64%
Zinco (mg.L ⁻¹)	0,01 – 8,0	0,01 – 1,5	70%
Prata (mg.L ⁻¹)	0 – 1,6	-	-

FVMP: frequência de ocorrência dos valores mais prováveis.

Fonte: Adaptado Souto e Povinelli (2007).

2.3.4 Substâncias Recalcitrantes – Substâncias Húmicas

O termo recalcitrância está associado à dificuldade ou impossibilidade de degradação de certas substâncias na natureza. Por resistirem à biodegradação, persistem e se acumulam no ambiente. Nem sempre esses materiais são tóxicos aos microrganismos responsáveis pelos processos de degradação e reciclagem de nutrientes, mas simplesmente são resistentes ao ataque metabólico dos mesmos (AMARAL, 2009).

Segundo Amaral (2009), a dificuldade da degradação dessas substâncias depende de vários fatores, destacam-se: a estrutura química com ausência de grupos reativos; da molécula recalcitrante poder exercer ação tóxica sobre a

microflora ou inativar enzimas no processo do metabolismo celular e da capacidade da molécula de complexar ou interagir com elementos ou compostos químicos tornando-se pouco acessível para metabolização.

As Substâncias Húmicas (SH) podem ser definidas como uma série de polímeros amorfos de coloração amarela-marrom a preta, de massa molar relativamente alta, formados por reações de sínteses secundárias, bióticas e abióticas (MORAVIA, 2010), que constituem uma importante fração do material orgânico dissolvido nas águas naturais. Geralmente as SH são fracionadas em função de sua solubilidade em 3 principais frações. Os termos ácidos húmicos (AH), ácidos fúlvicos (AF) e huminas (HU) referem-se às principais frações até hoje usadas para descrever componentes húmicos. Segundo KJELDSEN et al. (2002), a fração AH é aquela solúvel em meio alcalino e insolúvel em meio ácido ($\text{pH} < 2$), a fração AF é aquela que, após solubilização em meio alcalino, se mantém solúvel a qualquer valor de pH e a fração HU é insolúvel em qualquer condição de pH.

Essas macromoléculas polifuncionais alteram com frequência as suas conformações em função das interações que ocorrem entre os grupos funcionais presentes na sua estrutura. Elas possuem estruturas complexas e heterogêneas, compostas de carbono, oxigênio, hidrogênio e algumas vezes pequenas quantidades de nitrogênio, fósforo e enxofre (ANTUNES et al., 2005).

Antunes et al. (2005) afirmam que há grandes diferenças estruturais entre substâncias húmicas de diferentes origens, como de solo, rios e mar. Na literatura existem várias propostas estruturais para as SH. Entretanto, de acordo com STEVENSON (1985) nenhuma parece ser inteiramente satisfatória. Provavelmente, isto ocorre não apenas por causa da complexidade e heterogeneidade estrutural das SH, mas principalmente devido à falta de uma identidade estrutural genérica a qual é fortemente influenciada pelo grau e mecanismo de decomposição. As Figuras 3 e 4 apresentam os modelos estruturais para o ácido húmico (MORAVIA, 2010) e fúlvico (MORAVIA, 2010), respectivamente, os quais foram propostos a partir de estudos espectroscópicos, pirólise, degradação oxidativa e microscopia eletrônica.

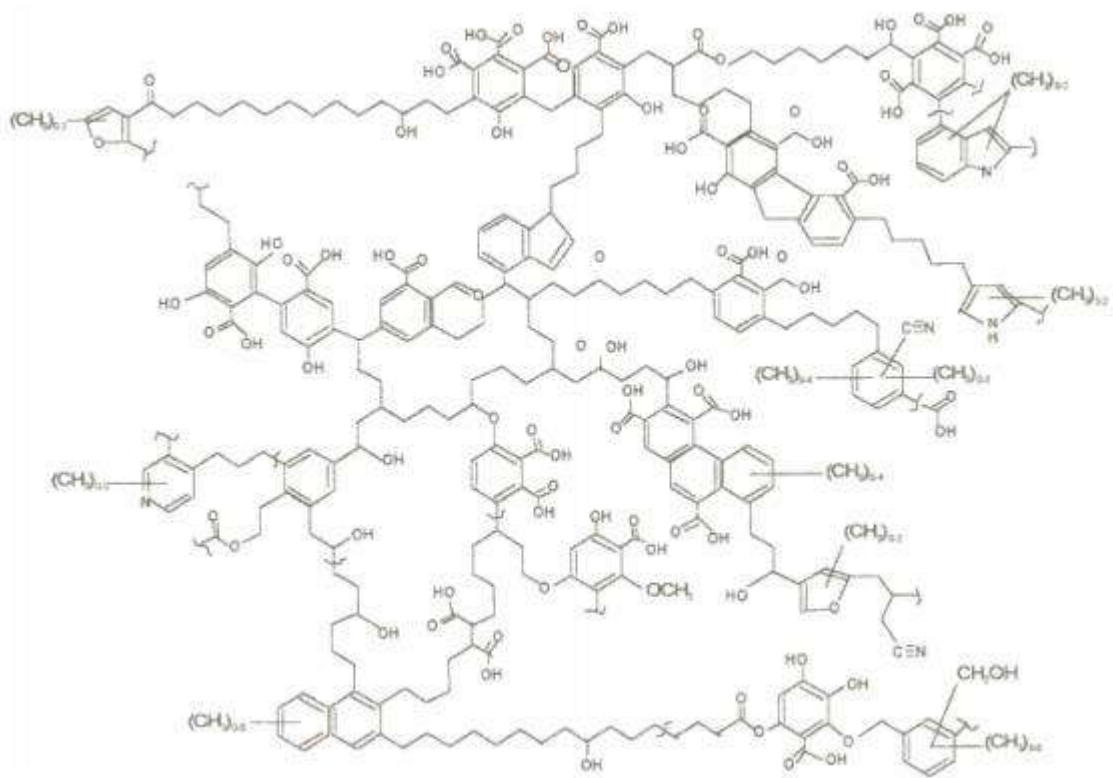


Figura 3. Estrutura bidimensional proposta para os ácidos húmicos.
Fonte: Moravia (2010).

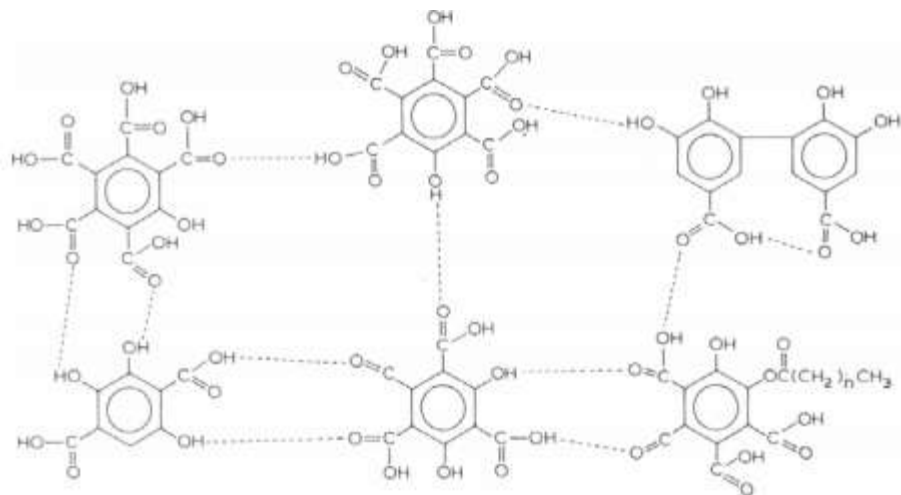


Figura 4. Estrutura hipotética dos ácidos fúlvicos.
Fonte: Moravia (2010).

A presença de grandes quantidades de ácidos húmicos e fúlvicos no lixiviado faz com que este apresente características bem definidas, como elevada, tensoatividade, atividade fotoquímica e alta capacidade de tamponamento, as quais afetam o comportamento das substâncias químicas no ambiente e modificam processos redox, solubilizando determinados metais e variando a toxicidade (SILVA et al., 2002).

2.4 Processos e Tecnologias de Tratamento do Lixiviado

A Resolução nº 430 do CONAMA, de maio de 2011, que complementa e altera a Resolução nº 357/2005, dispõe sobre a classificação dos corpos d'água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, assim como, estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. Neste novo artigo foi estabelecido que os efluentes oriundos de sistemas de disposição final de resíduos sólidos de qualquer origem também devem atender às condições e padrões previstos. A referida Resolução também estabelece que os órgãos ambientais federais, estaduais e municipais, no âmbito de suas competências, deverão, por meio de normas específicas ou no licenciamento da atividade ou empreendimento, estabelecer a carga poluidora máxima para o lançamento de substâncias passíveis de estarem presentes ou serem formadas nos processos produtivos, de modo a não comprometer os padrões estabelecidos pelo enquadramento do corpo d'água. Por esse instrumento, fica estabelecido que cabe também aos órgãos ambientais regionais indicar os padrões de emissão (quando do licenciamento da atividade ou empreendimento) e fiscalizar o seu atendimento. Portanto, é comum que sejam verificadas diferenças nas exigências dos órgãos ambientais reguladores de região para região, embora todas essas diretrizes devessem respeitar ao que a resolução nº 430 estabelece.

Em relação aos passíveis contaminantes do aterro sanitário: o gás do aterro – mistura de biogás gerado na decomposição anaeróbica dos resíduos sólidos e compostos voláteis – pode ser drenado através de tubulações adequadas e encaminhado para queima ou eventual aproveitamento energético (BRITO FILHO, 2005). O lixiviado gerado precisa ser drenado, coletado e encaminhado para tratamento, visto que o mesmo não só pode contaminar as águas superficiais como

também as águas subterrâneas, além de degradar o solo e a vegetação. Embora, a impermeabilização da base dos aterros elimine o principal risco ambiental, a contaminação dos aquíferos pela infiltração do lixiviado, após ser recolhido pelo sistema de drenagem, esse efluente não pode ser lançado diretamente num corpo receptor devido seu potencial poluidor. Soma-se a esta problemática as condições ambientais específicas de cada aterro e a composição variada dos lixiviados de diferentes regiões, que dificultam a definição de processos de tratamento de aplicabilidade geral (BRITO FILHO, 2005).

Dentre os processos empregados no tratamento de lixiviados de aterros sanitário, destacam-se os processos biológicos (lagoas de estabilização, lodos ativados e filtros biológicos) e os processos físico-químicos (oxidação química, adsorção em carvão ativado, coagulação/floculação e precipitação química) (RENOU et al., 2008). Além das Estações de Tratamento de Esgotos (ETE) que operam tratando o lixiviado em conjunto com esgotos sanitários (ZHANG, 2013).

Kheradmand et al. (2010) avaliaram o tratamento do lixiviado produzido no aterro sanitário de Shiraz, na região central do Irã, a partir de sistema biológico anaeróbio – aeróbio combinado. A configuração do sistema de tratamento consistiu em dois digestores anaeróbios em série seguidos por um sistema de lodos ativados. Os autores variaram a carga orgânica na entrada do sistema de forma que a eficiência total na remoção de DQO variou de 83-94% e de DBO₅ de 91-96%. Os autores ressaltam que as contribuições na remoção de DQO do primeiro e do segundo digestor anaeróbio e do lodo ativado foram de 73%, 19% e 2%, respectivamente. As proporções verificadas na remoção de DBO₅ foram similares. No entanto, o sistema proposto pelos autores não foi eficiente na remoção de amônia, segundo os autores a degradação de proteínas e aminoácidos pode ter causado a formação de compostos que inibiram a fase metanogênica. Dessa forma, uma alternativa para a remoção de nitrogênio amoniacal seria por meio de processos de nitrificação/desnitrificação, os quais auxiliariam, inclusive, na remoção de DQO remanescente.

Uma alternativa utilizada quando se verifica a diminuição da eficácia dos métodos de tratamento biológicos, causados pela redução da biodegradabilidade do lixiviado em casos de aterros antigos, são os métodos físico-químicos como coagulação, oxidação química, adsorção e sistemas com membranas (SINGH, 2012).

Singh et al. (2012) relataram em seu trabalho testes físico-químicos realizados com lixiviados proveniente de aterros antigos em que foram obtidas remoções de, aproximadamente, 40% de DQO e 40-60% dos ácidos húmicos e fúlvicos. Resultados parecidos foram obtidos por LI et al. (2010), que realizaram ensaios com lixiviado do aterro de resíduos da cidade de Tianjin na China, o qual apresentava razão DBO_5/DQO próximo a 0,05. Os autores obtiveram eficiências na remoção de DQO que variaram de 50 a 70%, de acordo com a concentração de coagulante utilizada e condições de operação dos testes.

Na Tabela 2 são listados alguns processos de tratamento de lixiviado de aterro de resíduos e a eficiência desses processos para remoção de poluentes.

Tabela 2. Eficiência de processos de tratamento para remoção de poluentes de aterro sanitário.

Processo de Tratamento	DQO	DBO ₅	N total	N-NH ₄ ⁺ N-NH ₃	Metais pesados	AOX (Halogênios Organicamente Adsorvíveis)	Sais
Tratamento biológico	(+) ²	+	(+)	(+)	(-)	(-)	-
Adsorção/Carvão ativado	+ ³	(-)	-	-	(-)	+	-
Coagulação/Floculação	(-)	(-)	-	-	(+) ⁵	(-)	-
Evaporação	+ ⁴	+ ⁴	(+)	(-)	+	+ ⁴	+
Lavagem gás "Stripping"	(-)	(-)	-	+	(-)	(+) ⁶	-
Oxidação Química	+	(-)	(-)	(+)	-	(+) ⁷	-
Microfiltração/Ultrafiltração	(+)	(+)	(-)	-	-	(-)	-
Osmose Inversa	+ ¹	+ ¹	(+)	(-)	+	+ ⁴	+

+ Adequado; (+) Adequado com limitações; (-) Eficiência reduzida e - Não adequado

1: Menos conveniente para eliminação de moléculas muito pequenas; 2: Só apropriado para substâncias biodegradáveis (residual de DBO); 3: Menos conveniente para substâncias biodegradáveis; 4: Menos conveniente para substâncias voláteis sobre as condições do processo; 5: Com precipitação específica para os metais pesados; 6: Não adequado para substâncias não voláteis e 7: Eventual criação de Trihalometanos.

Fonte: Adaptado Löblich (2014).

Como se observa, de maneira geral, não há uma tecnologia atuando isoladamente no tratamento de efluentes com elevada concentração de matéria orgânica e compostos recalcitrantes, como o lixiviado de aterro sanitário. As soluções, então, são baseadas em sistemas combinados, os quais levam em consideração a eficiência e o custo final do tratamento.

No Brasil, segundo Valente (2013), o custo para o tratamento adequado do lixiviado pode variar de R\$ 20,00 a R\$ 100,00 por m³ e dependendo da localização do aterro, em alguns casos, o valor pode ser maior. Este custo pode ser significativo para a operação. Um aterro localizado em uma cidade que possua de 150 mil a 200 mil habitantes recebe cerca de 150 t de resíduo por dia. De acordo com os dados apresentados por Valente (2013), este volume gera em média cerca de 26 m³ de lixiviado diariamente. Levando-se em conta esses dados, o tratamento ou disposição desse efluente pode custar de R\$ 520 a R\$ 2.600 por dia ou entre R\$ 200 mil a R\$ 1 milhão por ano. O preço cobrado pelos aterros para dispor os RSU varia muito, mas, na maioria dos casos, gira em torno de R\$ 40,00 e R\$ 70,00 por tonelada de resíduo (VALENTE, 2013). Em compensação, o custo que esse mesmo aterro teria para tratar ou dispor do lixiviado vai de R\$ 4,00 a R\$ 20,00 por tonelada de resíduo recebido, o que pode inviabilizar economicamente alguns aterros (VALENTE, 2013).

2.4.1 Coagulação/Floculação

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

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

A Tabela 3 apresenta os coagulantes mais usuais no processo de coagulação/floculação e suas aplicações.

Tabela 3. Aplicações do processo de Coagulação/Floculação.

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

Fonte: Eckenfelder (1989).

Estudos de coagulação de águas contendo SH indicam que existe uma dependência do tamanho molecular destas substâncias com a quantidade de coagulante a ser aplicado para um tratamento adequado. Quando predominam na água frações de SH de massas molares menores, as dosagens de coagulante são superiores em relação a presença de frações de massas molares elevadas, isso para a obtenção das mesmas eficiências de remoção de cor (SANTOS, 2009).

Segundo Renou et al. (2008), a aplicação do processo de coagulação/floculação com cal no tratamento de lixiviado reduz de 15 a 30% a salinidade deste efluente e diminui a concentração de SH através da precipitação de ácidos húmicos. Além disso, o processo de coagulação/floculação com cal, produz um lodo quimicamente inerte que pode ser armazenado em local apropriado. O processo de tratamento com cal utilizado como pré-tratamento do efluente para processo posterior por osmose inversa, ao reduzir a salinidade do efluente e

promover a precipitação de metais e carbonatos, facilitou a operação da osmose inversa, através da redução das pressões de trabalho, assim como diminuição dos volumes de concentrado (ou resíduos) gerados, além de reduzir a frequência de limpeza das membranas e o consumo de produtos químicos de limpeza (RENOU et al., 2008).

Ao avaliar o processo de coagulação/floculação com óxido de cálcio associado ao stripping de amônia no tratamento de lixiviados gerados no aterro da Muribeca (PE), Silva (2008) observou que o tratamento com precipitação química, utilizando concentrações de 15 e 35 g.L⁻¹ de óxido de cálcio, proporcionou um grande potencial para remoção de turbidez e cor, resultando em remoções superiores a 50 e 60%, respectivamente. Dentre os parâmetros físico-químicos analisados, é dado destaque à remoção de matéria orgânica (28,6% de DQO e 35,7% de DBO₅) verificada após o processo (SILVA, 2008). Ainda segundo o autor, na etapa posterior a precipitação química e estando o lixiviado previamente alcalinizado, o efluente foi submetido ao stripping com e sem aeração. Os melhores resultados foram obtidos com uma vazão de ar de 5 L.min⁻¹ por litro de lixiviado, pH 12 a uma temperatura constante de 26 °C e um tempo de aeração de 12 horas, alcançando uma eficiência de remoção superior a 90% de nitrogênio amoniacal. Adicionalmente, foram verificadas significativas remoções de DQO e alcalinidade nas mesmas condições (SILVA, 2008). A associação dos dois métodos físico-químicos promoveu uma remoção significativa de cor, DQO, amônia e alcalinidade, melhorando a tratabilidade biológica dos lixiviados estudados (SILVA, 2008).

O processo de coagulação/floculação pode ser usado como pré-tratamento antecedente ao tratamento biológico a fim de aumentar a biodegradabilidade do efluente durante o tratamento biológico. Se o tratamento físico-químico feito no estágio inicial do tratamento do efluente for eficaz, a carga orgânica em toda a fase biológica subsequente ao tratamento estará então reduzida consideravelmente (SINGH, 2012). Assim, a planta de tratamento completa será mais compacta e terá maior eficiência de energia (SINGH, 2012).

2.4.2 Processos de Separação por Membranas (PSM)

2.4.2.1 Introdução

Os Processos de Separação por Membranas (PSM) têm sido utilizados nos mais diferentes setores de atividade na indústria química, na área médica, passando pela biotecnologia, indústria alimentícia e farmacêutica e tratamento de águas industriais e municipais (HABERT et al., 2006). Segundo Moravia (2010), os PSM nas últimas décadas tiveram destaque, principalmente nos países europeus, onde Gierlich e Kolbach (1998), mencionavam esta tecnologia no tratamento de lixiviados de aterros sanitário.

A membrana é definida como uma barreira semipermeável que separa duas fases homogêneas e restringe parcial ou totalmente o transporte de uma ou mais espécies químicas presentes nas fases (METCALF & EDDY, 2003). O PSM é caracterizado pelo fato da corrente de alimentação ser dividida em duas correntes distintas, sendo a parcela retida pela superfície denominada de rejeito ou concentrado, e a parcela que atravessa a membrana de permeado, conforme ilustrado esquematicamente na Figura 5.

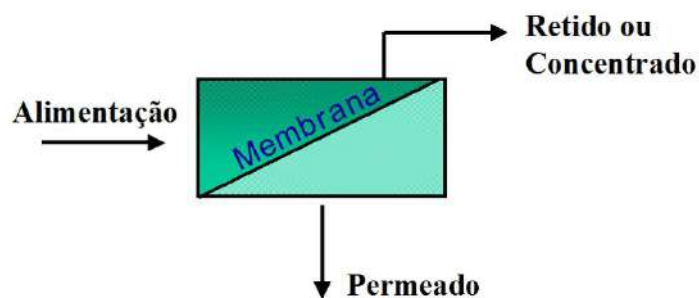


Figura 5. Representação esquemática do processo de separação por membrana.
Fonte: Adaptado de Metcalf & Eddy (2003).

2.4.2.2 Classificação das Membranas e Módulos de Operação

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

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

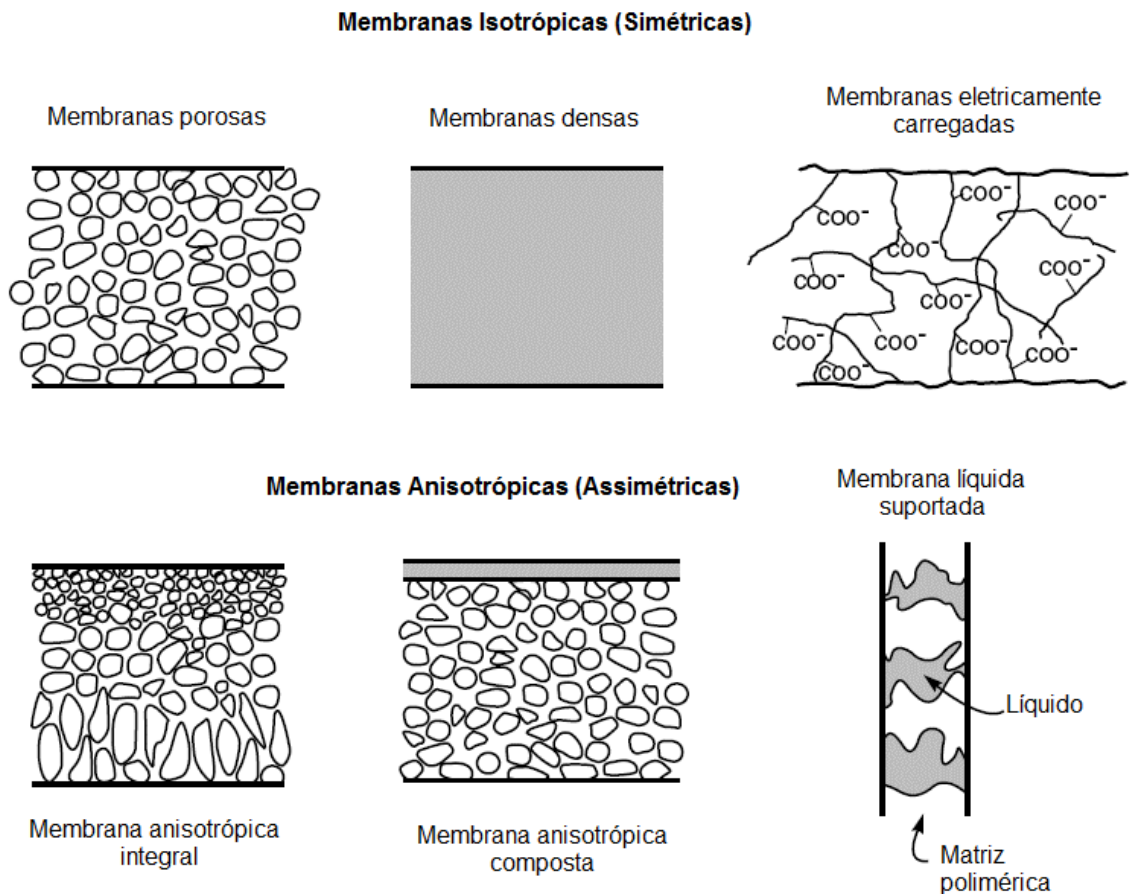


Figura 6. Classificação das membranas quanto a estrutura e morfologia.
Fonte: Baker (2004).

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

Para serem utilizadas industrialmente, as membranas são acomodadas em módulos. Os módulos são estruturas com membranas capazes de suportar a pressão aplicada sobre o sistema (BAKER, 2004). Apresentam canais para alimentação do módulo e para a remoção do concentrado e do permeado. Os módulos podem ter diversas configurações, sendo que as geometrias mais usuais são os módulos de fibras ocas, tubulares, placa e quadro e espirais (BAKER, 2004), ilustrados na Figura 5.

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

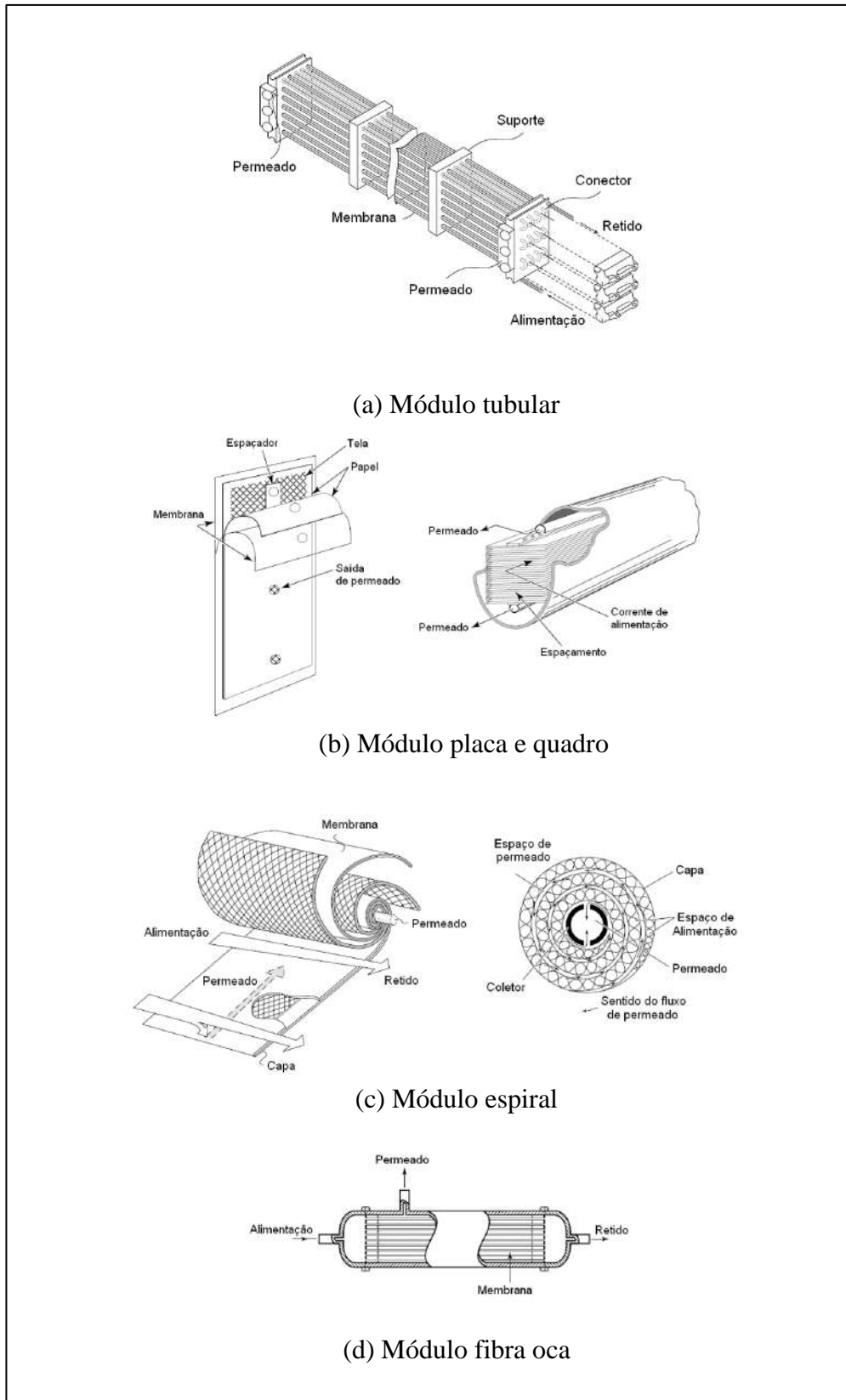


Figura 7. Tipos mais usuais de módulos de membranas.
Fonte: Baker (2004).

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

A Tabela 3 relaciona os processos de separação por membranas as composições das membranas utilizadas e suas configurações usuais.

Tabela 4. Propriedades das membranas utilizadas em diferentes tipos de processos.

Tipo de Processo	Propriedades das Membranas	
	Material	Configuração
Microfiltração	Polipropileno, Acrilonitrilo, Polisulfona, Politetrafluoretileno, Nylon, Teflon	Espiral, fibra oca, placa plana
Ultrafiltração	Poliamida aromática, Acetato de celulose, Teflon, Polisulfona, Polipropileno	Espiral, fibra oca, placa plana
Nanofiltração	Poliamida aromática, Acetato de celulose, Polisulfona	Espiral, fibra oca
Osmose Inversa	Poliamida aromática, Acetato de celulose	Espiral, fibra oca

Fonte: Adaptado de Metcalf & Eddy (2003)

2.4.2.3 Modos de Operação dos PSM

Os processos com membranas podem ser operados da forma clássica, denominada filtração frontal (em inglês adota-se o termo “dead end filtration”) ou em fluxo cruzado (em inglês adota-se o termo “cross flow filtration”), sendo esta operação denominada filtração tangencial (HABERT et al., 2006). De acordo com os autores, a formação da “torta” (depósito de material sólido e particulado retido sobre o meio filtrante) é limitada ou quase completamente suprimida devido ao efeito de arraste gerado pela velocidade tangencial quando o sistema de filtração é operado em escoamento tangencial. Este fato confere vantagem em comparação aos sistemas de filtração frontal, cuja incrustação ocorre em curto período de tempo, devido ao acúmulo da “torta” retida. Na Figura 8 são apresentados esquematicamente os dois modos de operação citados, assim como as curvas de fluxo permeado em função do tempo, para cada caso.

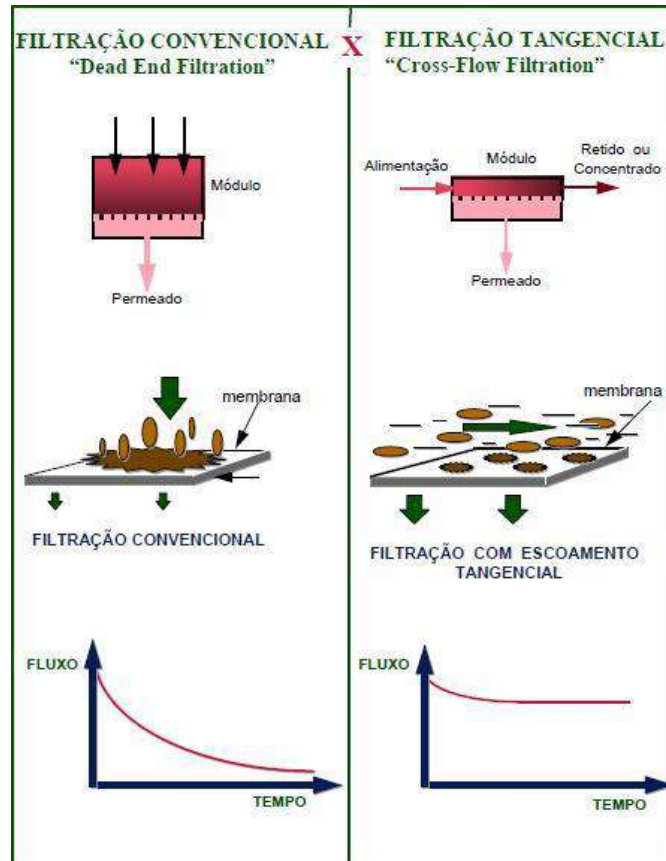


Figura 8. Esquemas de modos de operação e curvas de fluxo em função do tempo.
Fonte: Habert et al. (2006).

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

2.4.2.4 Declínio do fluxo de permeado ao longo do tempo

O fluxo é o volume de material que passa através de unidade de superfície da membrana por unidade de tempo, conforme a Equação 1, muitas vezes é referido como a velocidade de permeação da membrana. O fluxo está diretamente relacionado com a força motriz, resistência total oferecida pela membrana e da região interfacial adjacente a ela (METCALF & EDDY, 2003).

$$J = \frac{Q}{A} \quad (1)$$

Onde:

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

A é a área de permeação da membrana (m^2);

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

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

$$L_p = \frac{J}{P} \quad (2)$$

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

Uma das maiores limitações nos PSM é o declínio do fluxo de permeado ao longo do tempo. De modo geral, isso ocorre devido à polarização de concentração e ao *fouling*. Este é caracterizado pelo acúmulo de material na superfície da membrana através de adsorção de moléculas de soluto na superfície da membrana e/ou no interior de seus poros, formação de camada gel, bloqueio de poros por moléculas ou partículas em suspensão, entre outros processos. Esses fenômenos induzem a resistências adicionais ao transporte através das membranas, as quais

são dependentes das interações entre os diferentes solutos e entre a membrana e a solução (HABERT et al., 2006). Segundo Wang et al. (2011) os principais fatores que governam esses mecanismos no tratamento de lixiviados estão relacionados com as interações entre a membrana e as partículas em suspensão, colóides, matéria orgânica e compostos recalcitrantes presentes no efluente. Assim, as características da corrente de alimentação e as propriedades da membrana são importantes fatores que regem a formação do *fouling* nestes processos (WANG et al., 2011).

É importante salientar que, segundo Diel (2010) a avaliação das características de compactação das membranas é de fundamental importância, a fim de evitar erros de interpretação nos resultados dos experimentos, pois a compactação da membrana pode ser confundida com outros fenômenos responsáveis pela diminuição do fluxo de permeado, tais como a polarização de concentração e/ou *fouling*. A compactação da membrana é o adensamento da microestrutura da membrana que ocorre em processos que utilizam o gradiente de pressão como força motriz. Quando o fluxo do permeado decresce com o tempo, indica o adensamento da microestrutura da membrana (MORAVIA, 2010).

A queda do fluxo permeado com o tempo, observada nos PSM, é um problema inevitável. Entretanto, existem algumas técnicas de operação que resultam em recuperação, ao menos parcial, do fluxo permeado. A mais comum é a retrolavagem (*backflushing*) que é a inversão, por um intervalo curto de tempo, do sentido do fluxo permeado (METCALF & EDDY, 2003). Outra alternativa, é a limpeza periódica da membrana. A limpeza das membranas pode ser realizada por métodos físicos e químicos, ou a conjugação destes. Os métodos físicos dependem da força mecânica para remover o material incrustante da superfície da membrana, enquanto que os métodos químicos dependem de reações químicas, tais como reações de hidrólise, peptização, saponificação, solubilização e dispersão ou quelação, para enfraquecer as forças de coesão entre os materiais incrustados e de adesão entre estes e a superfície da membrana (METCALF & EDDY, 2003). Na Tabela 5 são listadas algumas destas tecnologias aplicadas aos processos de nanofiltração e osmose inversa (METCALF & EDDY, 2003).

Tabela 5. Principais causadores de *fouling* e os pré-tratamentos aplicados para remoção destes compostos de água de alimentação de sistema de nanofiltração e osmose inversa.

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

Fonte: Chamon (2011).

LSI (*Langelier Saturation Index*)

NOM (Matéria Orgânica Natural)

2.4.2.5 Avaliação da Eficiência dos PSM

A produtividade dos PSM é determinada pelo fluxo de permeado, este é expresso em termos de área de membrana, como demonstrado anteriormente pela Equação 1. O rendimento ou recuperação do módulo ou elemento de membrana (Y), expresso pela Equação 3, é o quociente entre o fluxo do permeado dividido pelo fluxo de alimentação, em valor percentual, para processos contínuos (BALLANEC et al., 2002).

$$Y(\%) = \frac{J}{J_a} \times 100 \quad (3)$$

Onde:

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

Em PSM que operam em batelada, a corrente de permeado é constantemente removida até que se atinja determinado nível de redução do volume ou aumento da concentração de soluto. Para tal operação é comum a utilização do parâmetro fator de redução de volume (FRV), determinado por meio da Equação 4, para avaliação do processo de separação por membrana (BALLANEC et al., 2002).

$$FRV = \frac{V_i}{V_f} \quad (4)$$

Onde:

V_i é o volume inicial no tanque de alimentação;

V_f é o volume final no tanque de alimentação.

2.4.2.6 Classificação dos PSM

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

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

Segundo Mancuso e Santos (2003), os mecanismos de separação para os processos de MF, UF, NF e OI podem ser dados por dois efeitos: efeito de peneiramento ou filtração para o caso dos processos de membranas porosas que tem diâmetros de poros com dimensões que variam entre microporos à macroporos, como é o caso dos processos de MF, UF e de NF quando esta apresenta um diâmetro de poros maior, e, efeito da diferença de solubilidade e capacidade de difusão das substâncias na membrana, como nos processos de OR e NF de menor diâmetro de poro. As características dos diversos processos por membranas são apresentadas na Tabela 6.

Tabela 6. Características gerais dos PSM.

Tipo de Processo	Força Atuante na Membrana	Pressão de Operação (kgf/cm²)	Tipo de Mecanismo de Separação	Faixa Típica de Operação (µm)
Microfiltração	Diferença de pressão hidrostática ou vácuo	0,071 – 1,02	Peneiramento/Filtração	0,08 – 2,0 µm
Ultrafiltração	Diferença de pressão hidrostática ou vácuo	0,71 – 7,12	Peneiramento/Filtração	0,005 – 0,2 µm
Nanofiltração	Diferença de pressão hidrostática ou vácuo	3,57 – 5,61 (1000 a 2500 mg/L Sólidos Dissolvidos Totais) 5,10 – 10,20 (água do mar)	Peneiramento/Filtração + Difusão + Separação	0,001 – 0,01 µm
Osiose Inversa	Diferença de pressão hidrostática ou vácuo	12,24 – 18,35 (1000 a 2500 mg/L Sólidos Dissolvidos Totais) 56,08 – 86,67 (água do mar)	Dissolução/Difusão + Separação	0,0001 – 0,001 µm

Fonte: Adaptado Metcalf & Eddy (2003).

As classificações por porosidade e pelo tamanho nominal das partículas que serão separadas estão diretamente relacionadas entre si e consistem na classificação mais utilizada na área de tratamento de efluentes de aterro sanitário. As membranas são definidas quanto ao diâmetro de seus poros em: (1) macroporos (<50 nm), (2) mesoporos (2-50 nm) e (3) microporos (<2 nm) (METCALF & EDDY, 2003) . Na OI, os tamanhos dos poros são tão pequenos que a membrana é definida como densa (METCALF & EDDY, 2003). As dimensões das partículas e moléculas separadas, o tipo de técnica de separação e as características típicas dos PSM aplicados para tratamento de efluentes é apresentado na tabela 7.

Tabela 7. Características típicas dos processos de membrana aplicados para tratamento de efluentes.

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

Fonte: Adaptado Metcalf & Eddy (2003).

a) Nanofiltração (NF)

A NF é um processo de separação por membranas intermediário a Ultrafiltração e a osmose inversa, cuja principal força motriz responsável pela separação é a diferença de pressão (HABERT, et al., 2006). Sendo que seu princípio básico é semelhante aos demais processos com membranas, onde a solução a ser tratada circula sob pressão em contato com uma membrana microporosa (METCALF & EDDY, 2003). São membranas constituídas por uma subcamada de alta porosidade com espessura entre 100 e 300 μm (METCALF & EDDY, 2003). Devido a esses fatores, esta camada oferece pouca resistência ao solvente (METCALF & EDDY, 2003). Em geral, essas membranas são capazes de reter espécies moleculares com massa molar variando entre 500 e 2000 Dalton (HABERT et al., 2006).

Moravia (2010) avaliou a aplicação de NF pós Processo Oxidativo Avançado (POA) no tratamento do lixiviado de Belo Horizonte com o objetivo de enquadramento do efluente para o descarte e obteve percentuais globais de remoção de cor de 99,6%, 99,4% de sólidos totais, 98,4% de DQO, 91,6% de NTK (Nitrogênio Total de Kjeldahl), 100% de fósforo total, 100% de alcalinidade e 83,0% de cloretos. Com exceção dos padrões estabelecidos para concentração de N-NH_3 , os demais parâmetros estavam de acordo com os definidos pela legislação.

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

Maurício (2014) avaliou a tratabilidade do lixiviado do Aterro de Gericinó (RJ) através dos processos de microfiltração seguido de nanofiltração e demonstrou que o sistema foi eficiente para a remoção de matéria orgânica do efluente, com remoção média de 73% de DQO, 84% de COT e 93% de absorvância a 254 nm.

No Brasil, o tratamento de lixiviado do Centro de Tratamento de Resíduos de Candeias/PE e do Aterro Metropolitano de Gramacho (RJ) contam com uma unidade de nanofiltração como etapa final no tratamento do efluente, capaz de remover moléculas orgânicas de alta massa molar e sais, gerando um efluente isento de cor e atendendo à legislação para descarte (GIORDANO et al., 2009).

b) Osmose Inversa (OI)

A osmose inversa (OI) é um processo de separação com membranas usado quando se deseja reter solutos de baixa massa molar, tais como sais inorgânicos. 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 et al, 2006).

Quando uma membrana semipermeável (permeável somente ao solvente) separa uma solução de um determinado soluto do solvente puro, ou de uma solução de menor concentração, haverá um fluxo de solvente no sentido solvente puro para a solução, ou da solução diluída para a solução concentrada (Figura 10). Isso ocorre porque a presença do soluto ocasiona uma queda no potencial químico do solvente na solução, provocando um gradiente de potencial químico entre os dois lados da membrana (BAKER, 2004).

O fluxo de solvente continua neste sentido até que o equilíbrio seja estabelecido. Em se tratando de solvente puro, este equilíbrio jamais pode ser atingido por igualdade de concentração, uma vez que a membrana é impermeável ao soluto. No entanto, a medida que o solvente passa para a solução aumenta a pressão no lado da solução. Desta forma, pode-se chegar a uma situação onde a queda do potencial químico do solvente devido a presença do soluto é equivalente ao aumento de potencial químico devido ao aumento de pressão do sistema. Nesta situação não haverá mais força motriz para o transporte do solvente no sentido do solvente puro para a solução, ou da solução diluída para a solução concentrada (BAKER, 2004). Considera-se, então, que o equilíbrio osmótico foi atingido. A diferença de pressão entre os dois lados da membrana é definida como sendo a diferença de pressão osmótica ($\Delta\pi$) entre as duas soluções. Caso haja solvente

puro em um dos lados da membrana a diferença de pressão representará a pressão osmótica da solução (BAKER, 2004).

Ao se aplicar pelo lado da solução mais concentrada uma diferença de pressão entre as duas soluções, $\Delta P > \Delta \pi$, o potencial químico do solvente na solução concentrada será maior do que o potencial químico do solvente puro ou do solvente na solução mais diluída. A consequência é uma inversão no sentido do fluxo osmótico, ou seja, o solvente escoar do lado da solução concentrada para o lado do solvente puro (Figura 10) (BAKER, 2004).

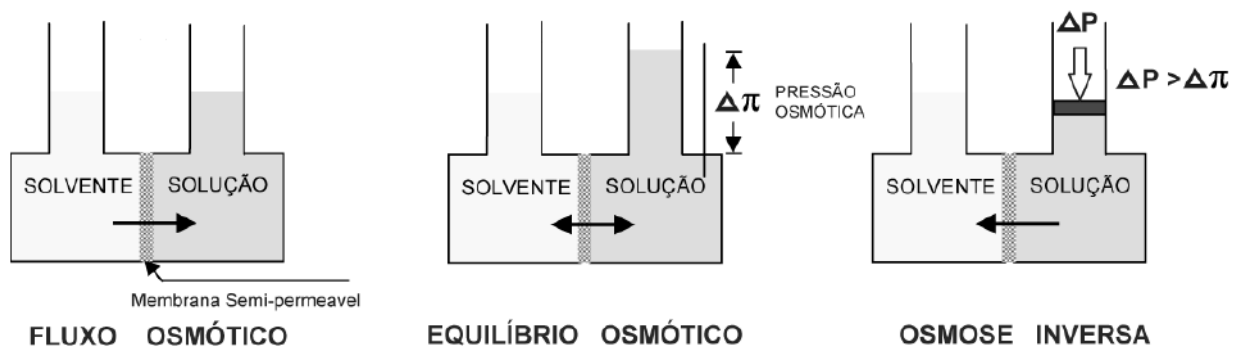


Figura 9. Processo de osmose, equilíbrio osmótico e osmose inversa.
Fonte: Habert et al. (2006).

O mecanismo de transporte através da membrana segue o modelo sorção/difusão. Neste modelo, tanto o solvente quanto o soluto se dissolvem na camada superficial densa da membrana e difundem-se separadamente devido ao gradiente de potencial químico de cada espécie (BAKER, 2004). O processo de sorção/difusão/dessorção das espécies através da membrana depende do tamanho, forma e carga das partículas presentes no efluente e de suas interações com a membrana (BAKER, 2004).

O desenvolvimento de novas gerações de membranas resistentes a ampla faixa de pH, altas temperaturas e a presença de produtos cáusticos, além de fluxos permeados mais elevados, ampliou o campo de aplicação da OI (HABERT et al., 2006). Assim, em adição a aplicação tradicional na dessalinização de águas salobras e do mar, a OI tem sido utilizada no tratamento de águas, na produção de água ultrapura, no tratamento de águas duras, na indústria alimentícia e em muitas

outras aplicações. A OI pode também ser usada em combinação com a Ultrafiltração, Pervaporação, Destilação e outros processos clássicos de separação, nos chamados processos híbridos de separação, mais eficientes do que cada uma dessas técnicas isoladamente (HABERT et al., 2006).

O levantamento do custo de um sistema de OI depende de uma série de fatores que vão desde a qualidade do efluente de alimentação, até qualidade do permeado, tipo de membrana, material de construção e tipo de módulo. Em média, porém, os sistemas de OI têm um custo de investimento de aproximadamente USD 2.500 por cada 10 m³.h⁻¹ de vazão de permeado (SUTHERLAND, 2003).

Mahmoudkhani (2011) examinou a flexibilidade do uso do PSM no tratamento de lixiviado do aterro sanitário municipal do Teerã. O sistema era composto por um biorreator de membrana submersa (MBR) acoplado a um sistema de OI com tamanho de poro de 0,001 µm. A DQO média do lixiviado bruto era de 68000 mg.L⁻¹. As médias de remoção de DQO por OI do efluente foi de 335 mg.L⁻¹, com eficiência de remoção de 99,13%. O uso de tecnologias de membrana, demonstrou oferecer a melhor solução para alcançar a purificação completa do efluente com eficiência média de remoção de DQO maior que 99% e resolver o problema da poluição dos recursos hídricos. Parâmetros como DBO₅, N-NH₄, Cl⁻, P-PO₄, SO₄, condutividade e turbidez também foram avaliados (Tabela 8).

Tabela 8. Parâmetros de remoção de PSM por MBR+OI aplicado no tratamento de lixiviado de aterro sanitário.

Parâmetros	Lixiviado bruto	Efluente da OI (média)	Remoção por OI Eficiência (%)
DQO, mg.L ⁻¹	68250±8000	335	99,13
DBO, mg.L ⁻¹	44500±3000	62,5	99,85
N-NH ₄ , mg.L ⁻¹	1470±90	7,74	99,51
Cl ⁻ , mg.L ⁻¹	14800±1000	7710	47,9
P-PO ₄ , mg.L ⁻¹	130±40	0,86	99,33
SO ₄ , mg.L ⁻¹	5500±300	758	86,21
Condutividade, µmΩ.cm ⁻¹	44150±4500	9044	79,51
Turbidez, NTU	190±8	7,2	96,36

Fonte: Adaptado Mahmoudkhani (2011).

Pertile (2013) avaliou a aplicação do sistema de osmose inversa no tratamento do lixiviado do aterro sanitário de Ricão das Flores (RS) como etapa de polimento final para remoção de cor. Foram obtidos percentuais de remoção do parâmetro avaliado de 53 a 71%. Os resultados obtidos comprovaram que a implementação do sistema de OI, como polimento final no tratamento do lixiviado, seriam de grande valia não só para atender os padrões de descarte, como também para preservação dos recursos hídricos.

Zhang et al. (2013) avaliaram a aplicação de duas rotas de tratamento de lixiviado. O processo combinado composto por POA de Fenton, Biorreator de Membrana (MBR) e sistema de OI e a rota composta por sistema simples de OI. Durante processo combinado, o POA foi eficiente na remoção de compostos orgânicos recalcitrante, porém, pouco eficiente na remoção de $N-NH_3$ (10%). Em etapa posterior, através da utilização do MBR, obteve-se remoção média de $N-NH_3$ de 80%. Por fim, a aplicação da OI foi satisfatória para enquadrar o efluente nos valores requeridos para descarte. O sistema simples apresentou eficiência de remoção de 50%, 40% e 15% em termos de COT, DQO e $N-NH_3$, respectivamente, porém, ainda assim, não foram atingidos os limites de descarte estabelecidos. Os autores observaram também que, a utilização do processo combinado reduziu significativamente problemas de *fouling* da membrana de OI.

No Brasil, a estação de tratamento de lixiviado de São Gonçalo (RJ) realiza a pré-filtração seguida de osmose inversa em três etapas para tratamento do lixiviado (HAZTEC, 2016).

CAPÍTULO 3. MATERIAIS E MÉTODOS

Este capítulo descreve a metodologia experimental utilizada neste trabalho, assim como, os procedimentos analíticos empregados nas análises realizadas e as rotas de tratamento aplicadas. O trabalho experimental foi realizado no Laboratório de Tratamento de Águas e Reúso de Efluentes – Labtare (EQ/UFRJ) entre dezembro de 2015 e maio de 2016.

Na Figura 10 são apresentados, esquematicamente, as duas rotas de tratamento do lixiviado avaliadas neste estudo.

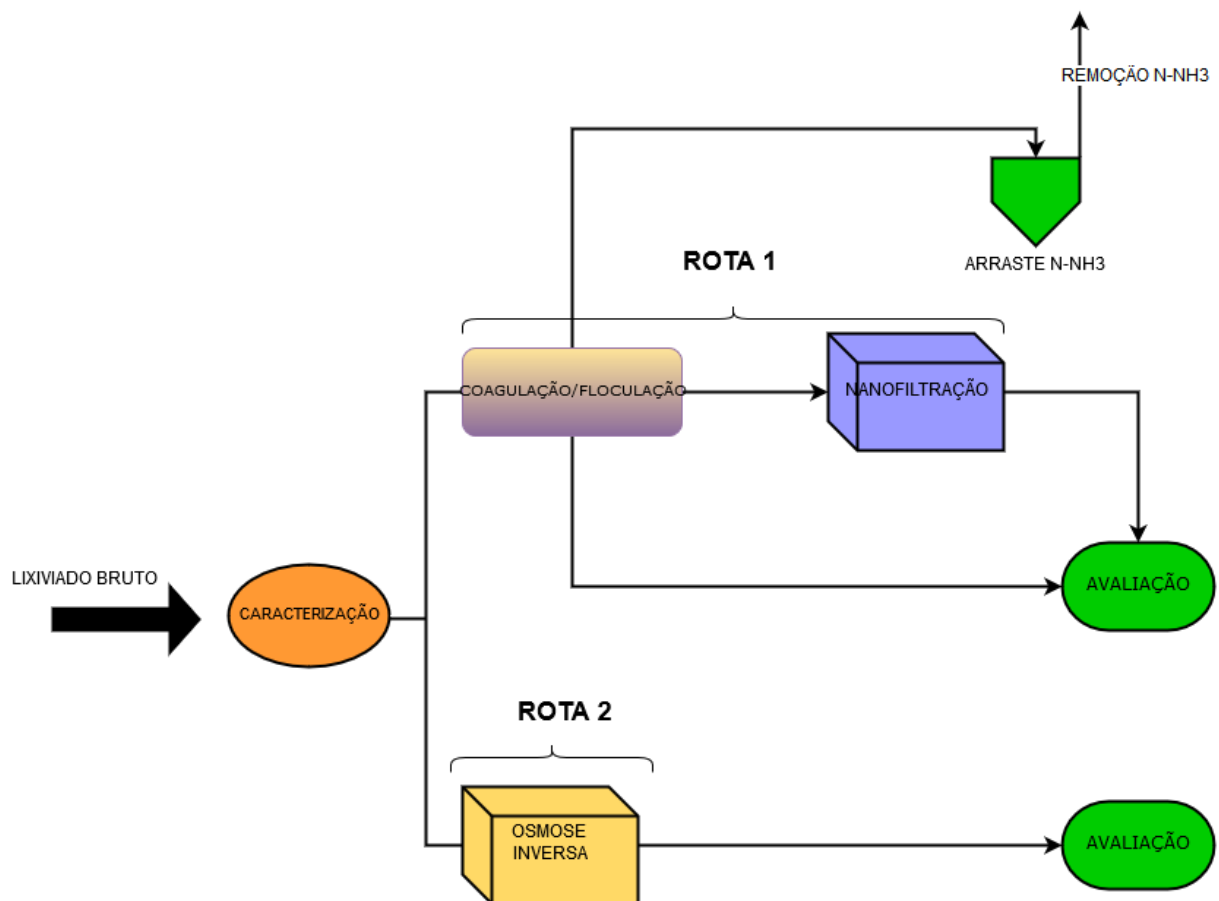


Figura 10. Fluxograma das rotas de tratamento do lixiviado avaliadas neste estudo.
Fonte: Elaboração própria.

3.1 Efluente

Neste trabalho foi utilizado lixiviado proveniente do Aterro Sanitário de Seropédica, situado no Estado do Rio de Janeiro.

O Aterro Sanitário de Seropédica (RJ) está em funcionamento desde 20 de abril de 2011 e passou a confinar os RSU que eram despejados nos aterros de Gramacho e Gericinó. Atualmente, recebe cerca de 79% dos resíduos sólidos urbanos coletados no Rio de Janeiro, além dos detritos dos municípios de Itaguaí e Seropédica, totalizando 10 mil toneladas de resíduos por dia (HAZTEC, 2016). O Aterro Sanitário de Seropédica (RJ) foi projetado para uma vida útil de 25 anos e ocupa uma área de 2 milhões e 200 mil metros quadrados, onde se produz, por dia, 450 m³ de lixiviado (COMLURB, 2013).

As amostras foram coletadas e entregues ao Laboratório de Tratamento de Águas e Reúso de Efluentes – Labtare (EQ/UFRJ) em duas bombonas de 20 litros e foram mantidas a temperatura ambiente até sua utilização.

3.2 Caracterização do Efluente

A caracterização do lixiviado foi realizada com base em parâmetros (APHA, 2005) de poluição de efluentes líquidos, tais como: análise de sólidos, potencial hidrogeniônico (pH), Carbono Orgânico Total (COT), Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), Demanda Química de Oxigênio (DQO), nitrogênio amoniacal (N-NH₃), cloreto, condutividade, turbidez, absorvância a 254 nm (ABS 254 nm). Também avaliou-se a concentração de Substâncias Húmicas (SH).

Na Tabela 9 são apresentados os parâmetros e as respectivas metodologias utilizadas neste trabalho.

Tabela 9. Métodos e equipamentos utilizados nos procedimentos analíticos.

Parâmetros	Método (APHA, 2005)	Equipamento
Sólidos	2540-D	Balança: Ohaus; Estufa: Gehaka; Mufla: Quimis
pH	4500-B	pHmetro microprocessador Quimis
COT	5310-C	TOC Analyzer-Hipertoc 1000
DBO ₅	5210-B	Oxímetro: YSI
DQO	5229-D	Espectrofotômetro DR2800 e reactor Hach
Nitrogênio amoniacal	4500-E	Orion 4 star Thermo pH Ise portable
Cloreto	4500-B	Bureta Automática Tritette Class A
Condutividade	Método Instrumental APHA (2005)	Condutivímetro MS Tecnopon
Turbidez	2130-B	Turbidímetro: Poli Control-AP 2000
ABS 254 nm	5910-B	Espectrofotômetro Shimadzu

Para quantificação de SH presente no efluente foi utilizado o método espectrofotométrico/colorimétrico modificado ou método de Sheng modificado. Esse método se baseia na ligação do corante azul de toluidina (TB) a moléculas de ácidos húmicos para produzir um complexo que provoca a diminuição da absorvância a 603 nm (ŠÍR et al., 2012, modificado de SHEN G et al., 2007). A absorvância a 603 nm das amostras foram lidas em espectrofotômetro Shimadzu e a concentração de SH determinada a partir da curva padrão (padrões de 10, 20, 30, 40, 50 e 60 mg.L⁻¹) preparada com ácido húmico comercial (Sigma Aldrich).

3.3 Rotas de Tratamento Avaliadas

3.3.1 Rota 1: Processo de Coagulação/Floculação + NF

a) Processo de Coagulação/Floculação

A coagulação/floculação foi realizada como etapa de pré-tratamento para a nanofiltração. No processo de coagulação/floculação utilizou-se o óxido de cálcio (CaO) como coagulante. É recorrente na literatura elevada eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal por arraste com a dada aplicação de cal nesse processo. Além disso, segundo Renou et al. (2008) há valores significativos de remoção da matéria orgânica presente em lixiviados ao utilizarmos óxido de cálcio como coagulante.

O processo foi realizado em aparelho “Jar-test” (Modelo Nova Ética), ilustrado na Figura 11. Foi preparada solução de CaO, 200 g.L⁻¹ e analisadas concentrações de coagulante de 0 a 10 g. L⁻¹ adicionados a 500 mL de lixiviado, para determinação da concentração ideal de coagulante. A faixa de concentração de coagulante utilizado foi definida baseado no trabalho realizado por Renou et al. (2008). O tempo de mistura rápida foi de 1 minuto, a 150 rpm e mistura lenta durante 30 minutos a 50 rpm. Posteriormente, o lixiviado decantou por 30 minutos. Ao final do procedimento, o clarificado foi coletado para análise dos parâmetros pH, COT, DQO, nitrogênio amoniacal, cloreto, condutividade, turbidez, ABS 254 nm e SH.



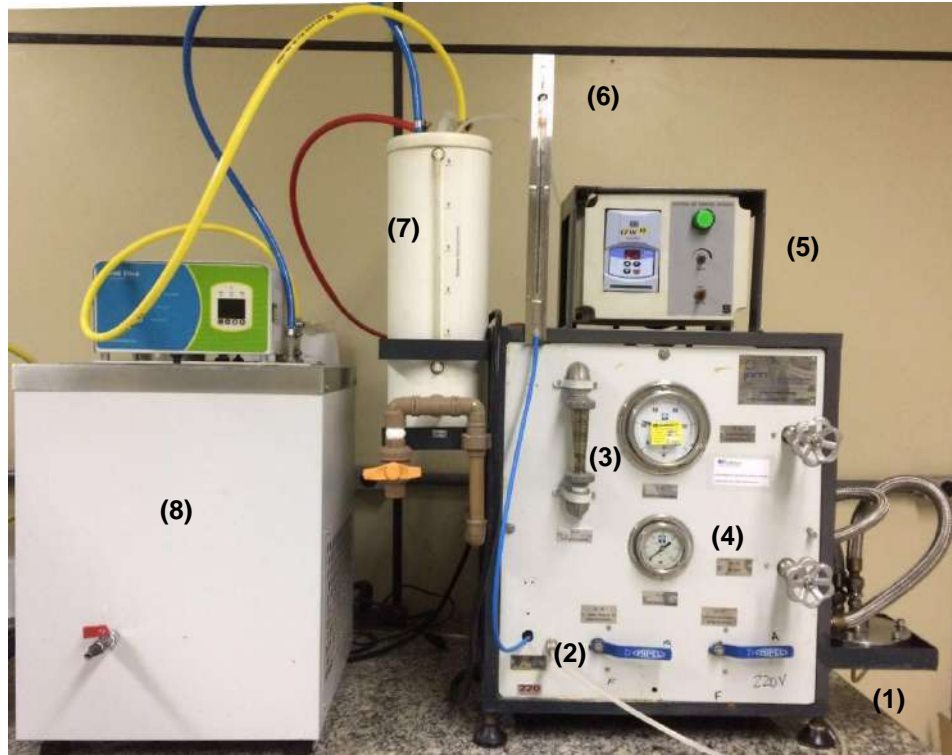
Figura 11. Aparelho de “Jar-Test” utilizado no processo de coagulação/floculação.

Em etapa posterior, em concentração ideal de coagulante, avaliou-se a remoção de nitrogênio amoniacal durante operação do processo de coagulação/floculação e decantação por 6h, sob agitação de 50 rpm para propiciar o arraste de N-NH_3 . O procedimento de mistura rápida foi o mesmo descrito anteriormente. Foram coletados amostras do clarificado a cada 30 min para análise do pH e da concentração de nitrogênio amoniacal.

b) Nanofiltração

A nanofiltração foi realizada utilizando-se um módulo de filtração em bancada, como mostra a Figura 12. O sistema possui capacidade de 5 litros e área circular efetiva de membrana (A) de $77,7 \text{ cm}^2$, sendo o material de construção da célula de aço inoxidável 316 (PAM Membranas Seletivas).

Antes de sua utilização, o módulo de filtração foi lavado com 2 litros de ácido sulfúrico diluído (3 mol.L^{-1}) para retirar todo o resíduo presente no interior do sistema. Em seguida todo o ácido foi recolhido e o sistema foi lavado com água destilada em abundância.



(1) Célula de permeação (2) Coleta de permeado (3) Rotâmetro (4) Manômetro (5) Controlador de velocidade da bomba (6) Indicador de vazão (7) Alimentação (8) Banho termostático

Figura 12. Módulo de filtração em bancada utilizado para a nanofiltração.

Para a etapa do processo de NF, o sobrenadante recolhido do processo de coagulação/floculação foi submetido a testes com a membrana TriSep Cellulose Acetate (CA), NF Elements – modelo SB90. As especificações da membrana fornecidas pelo fabricante são expostas na Tabela 10.

Tabela 10. Especificações: membrana NF Elements, modelo SB90

Parâmetro	Membrana SB90
Rejeição NaCl	80 – 85%
Permeabilidade hidráulica (L/h.m ² .bar)	8,8 – 13,0
Pressão Máxima de Operação (bar)	41
Temperatura Máxima de Operação (°C)	32
Faixa de pH Operacional	2 – 11
Material	Acetato de Celulose

Fonte: Adaptado TriSep Membrane Company (2015).

b.1) Determinação da Permeabilidade Hidráulica Inicial da Membrana de NF

A etapa do processo de separação foi iniciada realizando-se a compactação da membrana a ser utilizada, que é de fundamental importância a fim de minimizar erros de interpretação nos resultados dos experimentos. Para caracterizar a membrana foi medida sua permeabilidade inicial, através da seguinte metodologia: deixou-se água destilada e microfiltrada (em sistema Millipore) circular no sistema por 2 h à pressão de 9 bar, para que houvesse adensamento da estrutura porosa da membrana (compactação da membrana) e variaram-se as pressões de 1 em 1 bar na faixa de 6 a 9 bar, e mediu-se o fluxo em cada pressão, utilizando vazão de circulação de aproximadamente 120 L/h. Com os valores de fluxo e pressão, ajustou-se uma reta, onde o coeficiente angular indicou a permeabilidade hidráulica inicial da membrana em $L.m^{-2}.h^{-1}$.

Para medir o fluxo de permeado utilizou-se um cronômetro e a pipeta volumétrica do sistema de NF. No tempo escolhido para a medida fechou-se a válvula de coleta de permeado, permitindo assim a passagem de permeado pela pipeta. Mediu-se o tempo necessário para que o lixiviado preenchesse certo volume da pipeta. Em seguida, utilizou-se a Equação 5 para calcular o fluxo de permeado.

$$J \left(L.m^{-2}.h^{-1} \right) = \frac{V(L)}{A(m^2) \times t(h)} \quad (5)$$

Onde:

J é o fluxo permeado ($L.m^{-2}.h^{-1}$);

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

A corresponde a área de filtração (m^2);

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

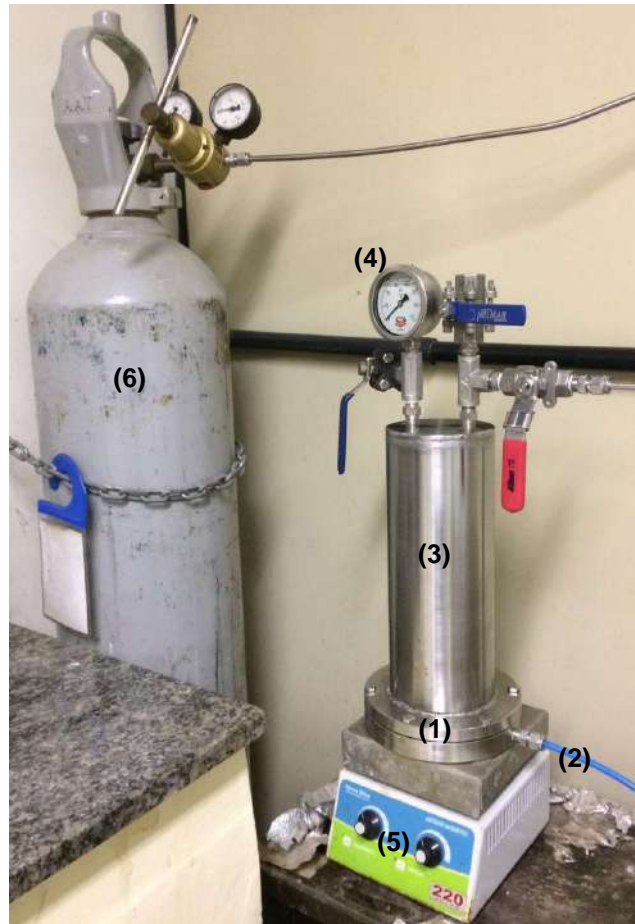
b.2) Etapa de Filtração – NF

Em um primeiro momento, o sistema foi alimentado com 3 litros de lixiviado pré-tratado por processo de coagulação/floculação nas pressões de 8 e 9 bar. Em todos os ensaios manteve-se a vazão constante em aproximadamente 120 L/h. O fluxo de permeado durante as filtrações foi monitorado e a corrente de permeado retornava à alimentação.

Em um segundo momento, a pressão foi mantida a 8 bar para evitar a sobrecarga do sistema que opera a pressão máxima de 10 bar. Nesta etapa, o sistema foi alimentado com 3 litros do efluente proveniente do pré-tratamento com cal. Durante a permeação foram medidos os valores de fluxo de permeado. O permeado foi recolhido e condicionado à temperatura de 4°C, para análise dos parâmetros de poluição de efluentes líquidos descrito no item 3.1.1.

3.3.2 Rota 2: Osmose Inversa

A filtração aconteceu em um sistema simples fabricado pela PAM Membranas Seletiva que opera em batelada e modo de operação frontal (*Dead End Filtration*), pressurizado por ação de gás inerte (N_2) e agitado através de placa de agitação magnética (Figura 13).



(1) Célula de filtração (2) Coleta de permeado (3) Tanque de alimentação (4) Manômetro
(5) Placa de aquecimento com agitação magnética (6) Cilindro de gás inerte (N_2)

Figura 13. Módulo de filtração em bancada utilizado para a osmose inversa.

A membrana utilizada no processo de OI foi a membrana de poliamida BW30-4040 fabricada pela Dow Chemical Company. As especificações da membrana, fornecidas pelo fabricante, são apresentadas na Tabela 11.

Tabela 11. Especificações: membrana BW30-4040.

Parâmetro	Membrana BW30-4040
Rejeição NaCl	99%
Permeabilidade hidráulica (L.m ⁻² .h ⁻¹ .bar)	1,4 – 3,2
Pressão Máxima de Operação (bar)	41
Temperatura Máxima de Operação (°C)	45
Faixa de pH Operacional	2 – 11
Material	Poliamida

Fonte: Adaptado Dow Chemical Company (2015).

a) Caracterização da Membrana de OI

Inicialmente, a membrana de OI foi testada em relação ao fluxo permeado para cinco pressões diferentes (7, 10, 12 e 15 bar) utilizando água ultrapura.

Para avaliar a eficiência da membrana perante a rejeição de sal, uma solução salina de 2 g.L⁻¹ de NaCl foi conduzida à pressão de 20 bar (conforme especificação do fabricante, na qual a BW30 retém 99% de sais a pressões de até 41 bar).

b) Etapa de Filtração – OI

Foram alimentados ao sistema 1 L de lixiviado bruto. O processo de filtração ocorreu durante 72 h. A pressão de operação foi de 20 bar. Após o término do processo, o permeado foi caracterizado de acordo com os parâmetros descrito no item 3.1.1 para avaliar a eficiência da OI no tratamento do lixiviado bruto.

CAPÍTULO 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Este capítulo apresenta e discute os resultados obtidos no presente trabalho. Primeiramente, será apresentado a caracterização do lixiviado bruto utilizado neste estudo. Em seguida, serão apresentados os resultados e a avaliação realizada para as duas rotas de tratamento do lixiviado propostas.

4.1 Caracterização do Efluente

Como já mencionado no item 3.1, foram recebidos 20 litros de lixiviado em duas bombonas. O lixiviado bruto utilizado neste estudo foi analisado, determinando-se os parâmetros descritos no Capítulo 3. Os valores dos parâmetros obtidos na caracterização do lixiviado bruto são apresentados nas Tabelas 12 e 13. Além disso, na Tabela 13 constam os valores de caracterização para o lixiviado do Aterro de Gericinó (RJ) (LIMA et al., 2015) e para o lixiviado do Aterro metropolitano de Gramacho (RJ) (MAURÍCIO, 2014).

Tabela 12. Concentração de sólidos presente no lixiviado do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ) utilizado nos experimentos.

Parâmetros	Concentrações (mg.L ⁻¹)
Sólidos totais (ST)	15630
Sólidos totais fixos (STF)	1855
Sólidos totais voláteis (STV)	13775
Sólidos suspensos totais (SST)	520
Sólidos suspensos fixos (SSF)	180
Sólidos suspensos voláteis (SSV)	340
Sólidos dissolvidos totais (SDT)	15110
Sólidos dissolvidos fixos (SDF)	1675
Sólidos dissolvidos voláteis (SDV)	13435

Tabela 13. Caracterização do lixiviado bruto do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ) utilizado nos experimentos.

Parâmetros	n° de análises	Mínimo	Máximo	Média	Aterro de Gericinó (LIMA et al., 2015)	Aterro Metropolitano de Gramacho (MAURÍCIO, 2014)
pH	5	7,77	7,91	7,84	8,15	8,52
COT (mg.L ⁻¹)	1	-	-	2154	552	284
DBO ₅ (mg.L ⁻¹)	1	-	-	290	43	77
DQO (mg.L ⁻¹)	3	4113	4160	4137	1916	1858
N-NH ₃ (mg.L ⁻¹)	3	1152	1320	1236	1311	1064
Cl ⁻ (mg.L ⁻¹)	3	890	1327	1109	2718	2709
Condutividade (mS.cm ⁻¹)	3	14,57	20,45	17,51	-	-
Turbidez (NTU)	4	110	120	115	27	25,05
ABS 254 nm	5	26,29	27,01	26,65	12,44	14,94
SH (mg.L ⁻¹)	1	-	-	426	667	-
DBO ₅ /DQO				0,07	0,02	0,04

O teor de matéria sólida é um parâmetro importante para a escolha e acompanhamento da eficiência do pré-tratamento mais adequado ao efluente. A quantificação de sólidos presente no lixiviado bruto foi realizada para melhor caracterizar o lixiviado, visto que, a quantidade excessiva de quaisquer tipos de sólidos (totais, em suspensão e dissolvidos) contribui negativamente nos parâmetros cor e turbidez.

A análise de sólidos do lixiviado bruto revelou elevada concentração de sólidos totais voláteis (13775 mg. L^{-1}) comparado aos sólidos totais fixos (1855 mg.L^{-1}), o que indicou a presença preponderante de material orgânico comparado aos constituintes inorgânicos. Esses valores estão em desacordo com os previstos por Souto e Povinelli (2007) apresentado na Tabela 1 deste estudo. Segundo os autores, os aterros de resíduos brasileiros apresentam em uma faixa mais provável, maior concentração de constituintes inorgânicos.

Os valores médios dos parâmetros de poluição obtidos na caracterização do lixiviado indicaram alta concentração de matéria orgânica presente no lixiviado. Demonstrado pelos altos valores de DQO e COT obtidos, 4137 e 2154 mg.L^{-1} , respectivamente. Da mesma forma, a relação DBO_5/DQO ($<0,1$) indicou elevada concentração de substâncias recalcitrantes, confirmadas pela alta concentração de SH (426 mg.L^{-1}), compostos orgânicos não biodegradáveis, essencialmente ácidos húmicos e fúlvicos.

De acordo com Felici (2010), lixiviados mais estabilizados, provenientes de aterros mais antigos, caracterizam-se por possuir uma maior concentração de compostos recalcitrantes, que resistem à biodegradação e tendem a persistir e se acumular no ambiente.

Embora, o Aterro Sanitário de Seropédica (RJ) seja um aterro jovem (5 anos), desta forma, esperava-se que a relação DBO_5/DQO indicasse maior concentração de matéria orgânica biodegradável em termos de DBO_5 , valores elevados de matéria orgânica recalcitrante podem ser justificados como decorrentes das características dos resíduos depositados neste aterro.

Outro fator que corrobora a baixa biodegradabilidade do efluente é o valor da absorbância a 254 nm, um indicativo de elevada concentração de substâncias orgânicas aromáticas, que absorvem na região do ultravioleta. Por outro lado, a concentração de nitrogênio amoniacal (1236 mg.L^{-1}) está em consonância com valores descritos na literatura para um aterro jovem, como é o caso do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ). Entretanto, ainda assim, é extremamente necessário que o efluente passe por tratamentos capazes de reduzir a concentração desse poluente, permitindo o descarte adequado do efluente de acordo com as Resolução CONAMA 430/2011 (20 mg.L^{-1}).

A Figura 14 mostra uma foto do aspecto visual do lixiviado bruto utilizado nas duas rotas de tratamento deste estudo.



Figura 14. Aspecto visual do lixiviado bruto utilizado nos experimentos.

4.2 Rotas de Tratamento Avaliadas

4.2.1 Rota 1: Processo de Coagulação/Floculação + NF

a) Processo de Coagulação/Floculação

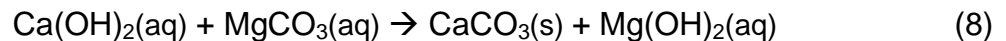
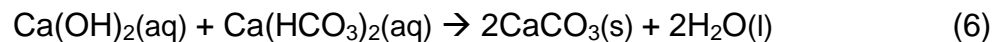
O processo de coagulação/floculação foi realizado para reduzir o teor de sólidos do lixiviado bruto, a concentração de matéria orgânica recalcitrante (substâncias húmicas) e a concentração de nitrogênio amoniacal. Esta etapa foi um pré-tratamento do efluente, condicionando o lixiviado para o processo posterior de nanofiltração, minimizando o *fouling* na membrana de NF.

Os resultados dos ensaios realizados para concentrações de 0 a 10 g.L⁻¹ de coagulante, mistura rápida de 1 min a 150 rpm e mistura lenta de 30 min a 50 rpm são apresentados na Tabela 14.

Tabela 14. Condições e resultados dos parâmetros de poluição obtidos para determinação da concentração ideal de CaO para o processo de coagulação/floculação em concentração de 0 a 10 g.L⁻¹ de coagulante e decantação por 30 minutos.

Experimento	Volume (mL)	CaO (g.L ⁻¹)	Parâmetros								
			pH	COT (mg.L)	DQO (mg.L)	ABS 254 nm	Turbidez (NTU)	Cl ⁻ (mg.L ⁻¹)	N-NH ₃ (mg.L ⁻¹)	Condutividade (mS.cm ⁻¹)	SH (mg.L ⁻¹)
1	500	Bruto	7,84	2154	4137	26,65	115	1109	1236	17,51	426
2	500	2	8,55	1328	3150	26,10	113	1058	1100	17,99	415
3	500	4	8,87	1239	3040	25,70	105	1047	1060	16,13	405
4	500	6	9,04	1195	2970	24,40	92	996	1010	15,06	438
5	500	8	9,31	1043	3030	20,80	108	975	974	13,46	445
6	500	10	9,48	996	2600	19,15	110	947	960	12,46	429

Experimentalmente, segundo Renou et al (2008), a adição de cal apresenta diversos efeitos no tratamento do lixiviado. Segundo os autores, os primeiros cristais de CaCO_3 (confirmados por Difração de Raios-X) são formados logo assim que a cal é adicionada ao lixiviado. Desta forma, ainda segundo os autores o pré-tratamento do lixiviado com óxido de cálcio induz à descarbonatação do lixiviado, que tem um forte efeito sobre a fração inorgânica presente no efluente. O mecanismo de reação é descrito pelas seguintes equações químicas:

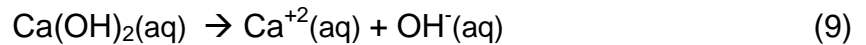


Durante a adição da cal, os íons de carbonato precipitam gradualmente, em seguida a condutividade diminui até que a concentração de carbonato torna-se limite e evita que o limite de solubilidade do sal seja excedido. Assim, a dose ideal de coagulante corresponderá a concentração de cal que fornece o menor valor de condutividade (RENOU et. al., 2008).

Dessa forma, os melhores resultados de remoção dos parâmetros COT, DQO e ABS 254 nm foram obtidos em maior concentração de coagulante (10 g.L^{-1}), dada a faixa de concentração avaliada, e esta concentração de coagulante correspondeu ao menor valor de condutividade obtido para o efluente tratado ($12,46 \mu\text{S.cm}^{-1}$). Os percentuais de remoção em termos de COT, DQO e ABS 254 nm foram 54%, 37% e 28%, respectivamente.

De acordo com Amokrane et al. (1997), o percentual de remoção de matéria orgânica, obtido pelo processo de coagulação/floculação com cloreto férrico é geralmente na ordem de 10 a 25% para lixiviados não estabilizados, e 50 a 65% para lixiviados estabilizados ou submetidos a pré-tratamento biológico.

Observou-se também que o pH do sobrenadante aumentou continuamente com a adição de óxido de cálcio e atingiu um valor de 9,48 na concentração ideal de 10 g.L^{-1} de coagulante. O aumento do pH com a adição de CaO é imposto pela introdução de íons OH^- ao efluente (Equação 9).



Após a adição da cal, foi possível observar imediatamente a mudança no aspecto do lixiviado, antes muito escuro, para uma coloração marrom. Durante a decantação, o lixiviado sofreu uma descoloração lenta que evoluiu com o aumento da dose de cal. A Figura 15 mostra uma foto do aspecto visual do efluente após processo de coagulação/floculação e decantação.



Figura 15. Efluente tratado pós processo de coagulação/floculação e decantação.

Determinada a concentração ideal de coagulante, um novo ensaio do processo de coagulação/floculação foi realizado em concentração ideal de coagulante, agitação rápida de 1 min a 150 rpm, agitação lenta de 30 min a 50 rpm e decantação por 30 min. Na Tabela 15 são apresentados os resultados dos parâmetros de poluição do efluente obtidos e os respectivos percentuais de remoção.

Tabela 15. Resultados dos parâmetros de poluição e percentuais de remoção do efluente após processo de coagulação/floculação em concentração ideal de coagulante (10 g.L^{-1}) e decantação por 30 minutos.

Parâmetros	Concentrações	Remoção (%)
pH	9,75	-
COT (mg.L^{-1})	984	54
DQO (mg.L^{-1})	2760	33
N-NH ₃ (mg.L^{-1})	990	20
Cl ⁻ (mg.L^{-1})	936	16
Condutividade (mS.cm^{-1})	11,85	32
Turbidez (NTU)	105	9
ABS 254 nm	18,81	29
SH (mg.L^{-1})	418	2

Por fim, avaliou-se a remoção de nitrogênio amoniacal por arraste. O processo de coagulação/floculação foi conduzido em concentração ideal de coagulante, mistura rápida (150 rpm por 1 min) e decantação durante 6 horas em agitação de 50 rpm.

As concentrações em função do tempo de decantação obtidas e os percentuais de remoção de nitrogênio amoniacal são apresentados na Figura 16.

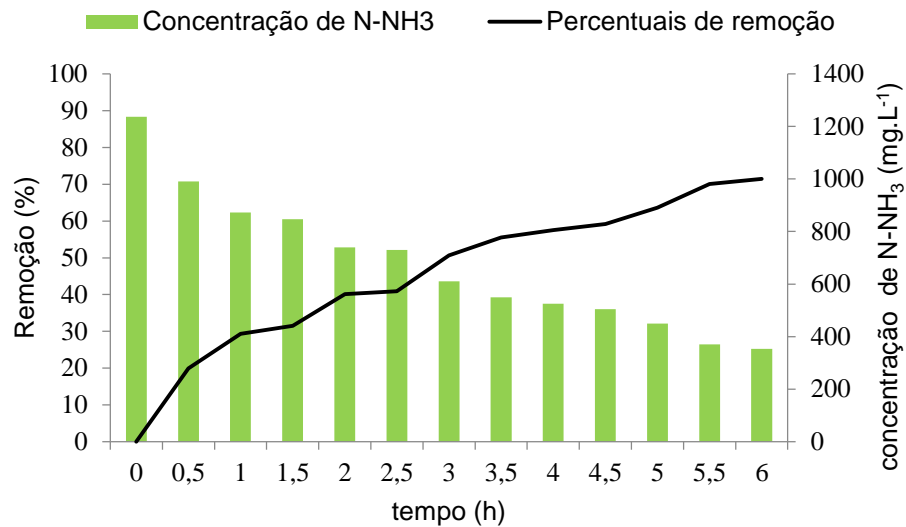
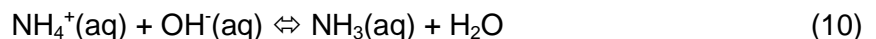


Figura 16. Concentração de nitrogênio amoniacal em função do tempo e percentuais de remoção do processo de coagulação/floculação em concentração ideal de coagulante (10 g.L⁻¹) e decantação durante 6 h em agitação de 50 rpm.

Após o processo de coagulação/floculação e 6 horas de arraste, a concentração de N-NH₃ foi reduzida de 1236 mg.L⁻¹ para 353 mg.L⁻¹, valor correspondente a 71,44% de remoção.

O nitrogênio amoniacal está presente em soluções aquosas sob duas formas inorgânicas: amônia dissociada, NH₄⁺, na forma iônica, e como amônia não dissociada, NH₃, também conhecida como amônia gás, amônia volátil ou amônia. A relação de equilíbrio entre as espécies amônia e amônia iônica é apresentada de forma simplificada pela Equação 10.



Em pH neutro a 25°C, a forma do íon amônio (NH₄⁺). No pH próximo a 9,5 temos 50% do nitrogênio amoniacal na forma de NH₃ e 50% na forma de NH₄⁺. Em pH superior a 11, praticamente todo nitrogênio amoniacal está na forma de NH₃ (MOURA, 2008). Na distribuição do nitrogênio amoniacal, em função do pH, verifica-se que a elevação dos valores de pH favorece a presença de amônia gás.

Avaliando-se a evolução do pH do efluente transcorrido o tempo de arraste (Figura 17) é possível observar que o pH eleva-se gradualmente devido a liberação de gás carbônico presente na forma de alcalinidade, favorecendo a presença de amônia volátil e conseqüentemente, o arraste por fluxo de ar do efluente é favorecido, refletindo nos valores de remoção de nitrogênio amoniacal obtidos.

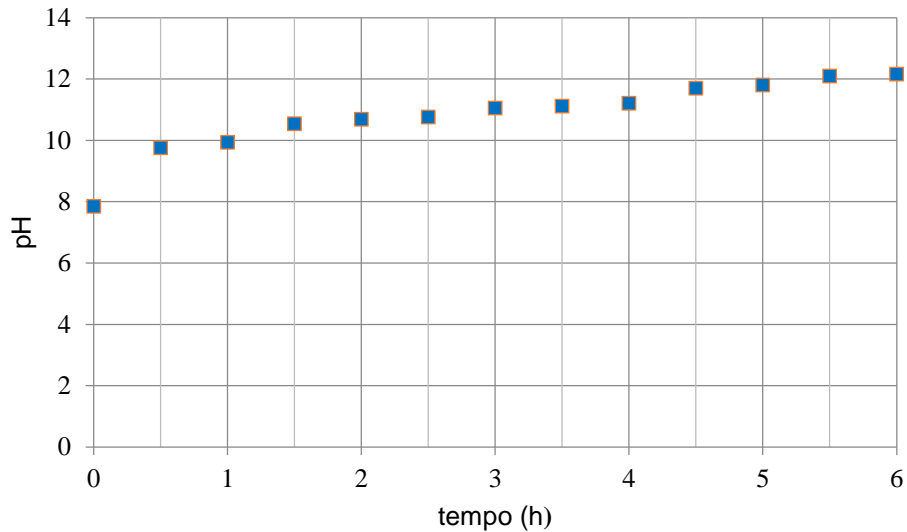


Figura 17. Evolução do pH do efluente durante processo de arraste de nitrogênio amoniacal por 6 horas e agitação de 50 rpm.

b) Nanofiltração

b.1) Determinação da Permeabilidade Hidráulica Inicial da Membrana de NF

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

A Figura 19 apresenta os resultados obtidos no teste de permeabilidade hidráulica inicial para a membrana SB90 utilizada durante o processo de NF.

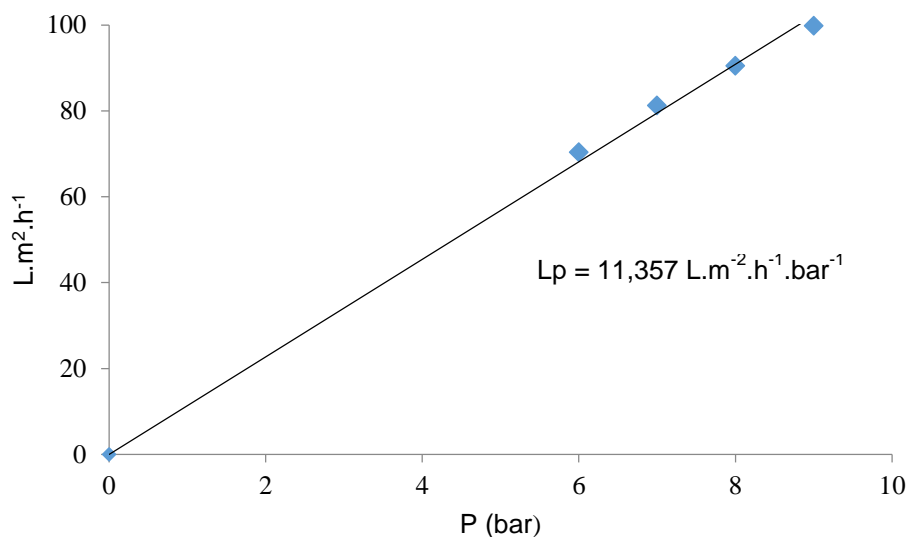


Figura 18. Avaliação da permeabilidade hidráulica inicial da membrana SB90.

O valor da permeabilidade hidráulica obtida através do teste de permeabilidade para a membrana SB90 foi de $11,357 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$ e está condizente com a faixa de valores fornecida pelo fabricante (Tabela 10). É importante ressaltar que a permeabilidade hidráulica depende de vários parâmetros, entre eles, a porosidade, espessura da membrana, tortuosidade e tamanho do poro.

b.2) Etapa de Filtração – NF

Em um primeiro momento, foi avaliado o fluxo permeado com o tempo, retornando a corrente de permeado ao tanque de alimentação, para as pressões de 8 e 9 bar. Os resultados são apresentados na Figura 19. Ressalta-se que entre um experimento e outro, houve limpeza da membrana com água destilada.

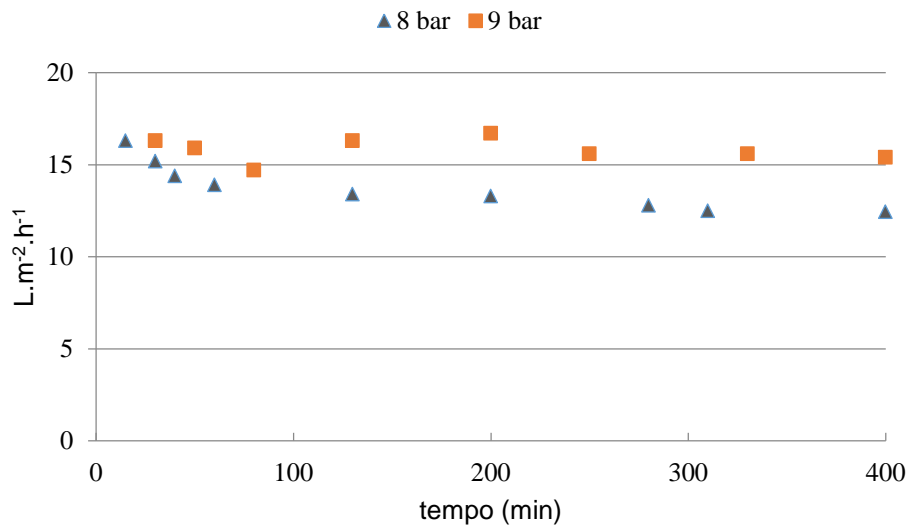


Figura 19. Monitoramento do fluxo do efluente obtido por processo de coagulação/floculação durante a nanofiltração, à pressão de 8 e 9 bar.

Observou-se que durante o processo de nanofiltração à pressão de 8 bar, nos instantes iniciais ocorreu acentuada queda do fluxo permeado com o tempo, provocada pelo aumento da concentração das espécies, presentes no efluente, próximo à superfície da membrana. O fluxo permeado foi reduzido para 11,0 L.m⁻².h⁻¹ ao final do processo. Essa queda do fluxo permeado traz indícios que existem interações entre o lixiviado e a membrana. A operação do sistema a 9 bar apresentou fluxo permeado na faixa de 16,0 a 15,0 L.m⁻².h⁻¹. A queda contínua do fluxo permeado ao longo do processo está associada também a outros fenômenos, como por exemplo, a adsorção de ácidos húmicos e fúlvicos na superfície da membrana, podendo provocar o *fouling* da membrana e levar a fluxos permeados extremamente baixos, inviabilizando o processo (SIR et al., 2012).

Para realização da NF do efluente proveniente do pré-tratamento com cal, a pressão foi mantida a 8 bar para evitar a sobrecarga do sistema que opera a pressão máxima de 10 bar. O sistema de NF Foi alimentado 3 litros de efluente e ao final da etapa de NF, obtido 2,4 litros de permeado, aproximadamente. O fator de redução de volume (FRV) correspondeu a 5,0 e o rendimento ou recuperação do módulo ou elemento de membrana (Y) foi de 80%.

Na Figura 20 é apresentado o Fluxo permeado ao longo do processo de NF a pressão de 8 bar em função do fator de redução de volume (FRV).

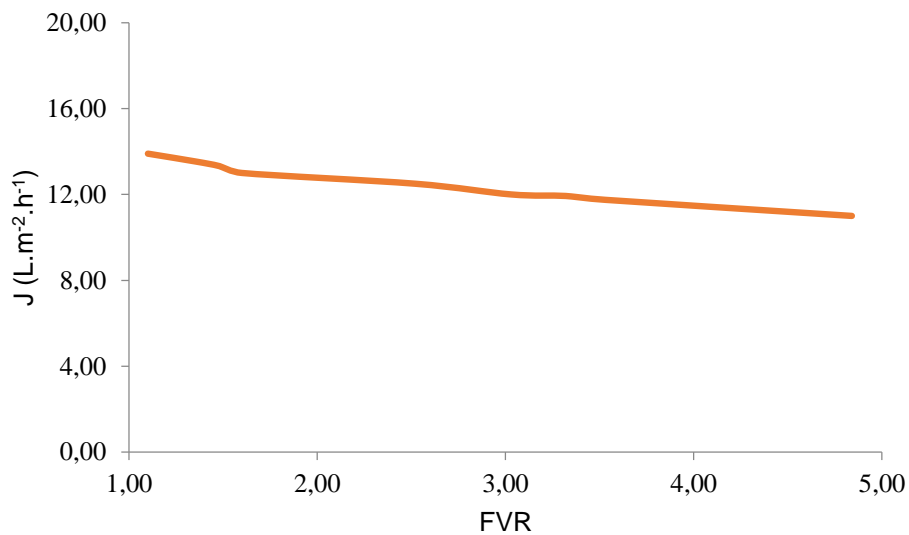


Figura 20. Fluxo permeado em função do fator de redução de volume (FRV) durante NF a pressão de 8 bar.

Observou-se que a redução do fluxo permeado em função do FRV durante a NF foi de aproximadamente 31,2% e ao final do processo a corrente de alimentação foi concentrada em 5 vezes.

A Figura 21 representa esquematicamente a Rota 1 proposta neste estudo, utilizada no tratamento do lixiviado bruto.

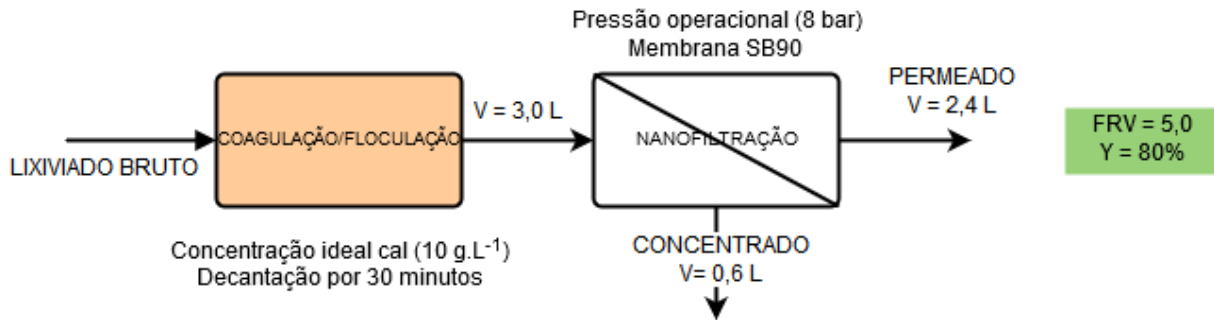


Figura 21. Diagrama da Rota 1 utilizada neste estudo para tratamento do lixiviado bruto.
Fonte: Elaboração própria.

Ao final da etapa de NF do efluente, foram avaliados os parâmetros pH, COT, DQO, N-NH₃, Cl⁻, condutividade, turbidez, ABS 254 nm e SH do permeado. A Tabela 16 apresenta os resultados de caracterização do permeado obtidos e os respectivos valores percentuais de remoção em relação ao efluente do processo de coagulação/floculação e decantação por 30 minutos.

Tabela 16. Caracterização do permeado obtido pelo processo de Nanofiltração e valores percentuais de remoção em relação ao efluente do processo de coagulação/floculação e decantação por 30 minutos.

Parâmetros	Concentração	Remoção (%)
pH	8,47	-
COT (mg.L ⁻¹)	240	76
DQO (mg.L ⁻¹)	258	91
N-NH ₃ (mg.L ⁻¹)	396	60
Cl ⁻ (mg.L ⁻¹)	447	52
Condutividade (mS.cm ⁻¹)	7,84	34
Turbidez (NTU)	0,68	99
ABS 254 nm	2,48	87
SH (mg.L ⁻¹)	83	80

O processo de nanofiltração foi eficiente quanto a remoção de matéria orgânica presente no efluente proveniente do processo de coagulação/floculação em concentração ideal de coagulante e decantação por 30 minutos, alcançando eficiência de remoção de 91%, 76% e 87% em termos de DQO, COT e ABS 254 nm, respectivamente.

A concentração de SH foi reduzida consideravelmente e seu valor final correspondeu a uma redução de 80% da concentração presente no efluente após pré-tratamento. O lixiviado bruto apresentou valor de condutividade 55% superior ao permeado obtido após NF. Normalmente, a condutividade aumenta ao longo dos processos de tratamento químico (introdução de sais coagulantes e carbonatos/bicarbonatos gerados pela degradação da matéria orgânica), entretanto, o que foi observado no pré-tratamento é que ocorrem precipitações químicas de sais orgânicos e inorgânicos e com isso há a redução da condutividade. Segundo Habert et al. (2006), o processo de nanofiltração é pouco eficiente na remoção de sais, pois é capaz de reter espécies moleculares com massa molar variando entre 500 e 2000 Dalton, ainda assim, foi observada redução de, aproximadamente, 34% da condutividade e 52% de Cl^- após etapa de NF.

Após aplicação da Rota 1 para o tratamento do lixiviado bruto, a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal foi de aproximadamente 60%. Os valores de remoção de nitrogênio amoniacal foram próximos ao compararmos a eficiência de remoção da Rota 1 com o processo de arraste de nitrogênio amoniacal realizado. Provavelmente, a circulação do lixiviado no interior do sistema de NF, associado a elevação da temperatura na alimentação do sistema, facilitou a saída deste poluente na forma gasosa.

O aspecto visual após aplicação da Rota 1 para tratamento do lixiviado bruto é apresentado na Figura 22.



Figura 22. Aspecto visual do efluente após aplicação da Rota 1 para tratamento do lixiviado bruto.

4.2.2 Rota 2: Osmose Inversa

a) Caracterização da Membrana de OI

Inicialmente, a membrana de OI foi testada em relação ao fluxo (J) para cinco pressões diferentes (7, 10, 12 e 15 bar) utilizando água ultrapura para obtenção do valor da permeabilidade hidráulica inicial da membrana BW30.

A Figura 23 apresenta os valores médios de fluxo permeado (J) em função das cinco pressões aplicadas ao sistema para obtenção da permeabilidade hidráulica inicial da membrana SB90 utilizada durante a OI.

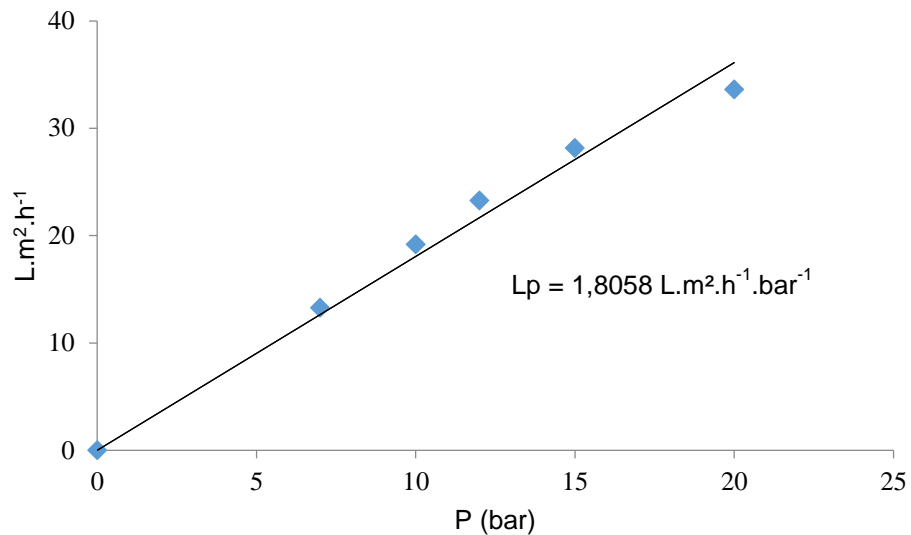


Figura 23. Avaliação da permeabilidade hidráulica inicial da membrana BW30 testada em relação ao fluxo permeado para nas pressões de 7, 10, 12 e 15 bar .

O valor da permeabilidade hidráulica obtida através do teste de permeabilidade para a membrana SB90 foi de $1,8058 \text{ L.m}^2.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ e está condizente com a faixa de valores fornecida pelo fabricante para a membrana BW30 (Tabela 11).

Por fim, avaliou-se a eficiência da membrana perante a rejeição de sal. Uma solução salina de 2 g.L^{-1} de NaCl foi conduzida no sistema de OI a pressão de 20 bar. Através da análise dos valores de condutividade da solução de alimentação e do permeado obtido foi obtido percentual de rejeição salina de 98%.

b) Etapa de Filtração – OI

O módulo de osmose inversa foi alimentado com 1 L de lixiviado bruto e ao final da etapa de OI foram obtidos 450 mL de permeado, aproximadamente. . O fator de redução de volume (FRV) correspondeu a 1,83 e o rendimento ou recuperação do módulo ou elemento de membrana (Y) foi de 45%.

Na Figura 24 é apresentado o Fluxo permeado ao longo do processo de OI a pressão de 20 bar em função do fator de redução de volume (FRV).

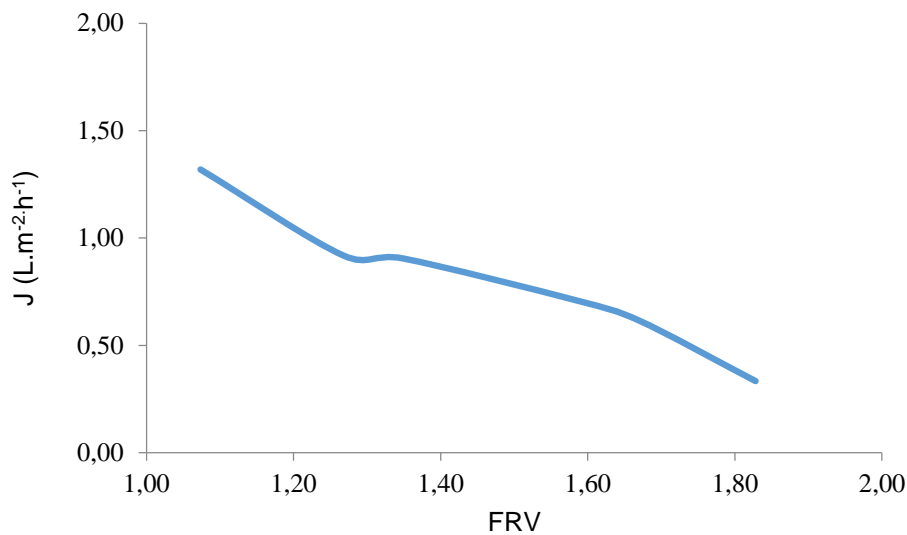


Figura 24. Fluxo permeado em função do fator de redução de volume (FRV) durante OI a pressão de 20 bar.

Observou-se que a redução do fluxo permeado em função do FRV durante OI foi de aproximadamente 78,6% e, ao final do processo, a corrente de alimentação foi concentrada em aproximadamente 2 vezes. Ressalta-se que a queda do fluxo permeado foi bem superior à apresentada pela Rota 1, assim como o FRV obtido foi inferior. É importante destacar que na Rota 2 foi utilizada para tratamento do lixiviado bruto.

Na Figura 25 é representado esquematicamente a Rota 2 aplicada para tratamento do lixiviado bruto.

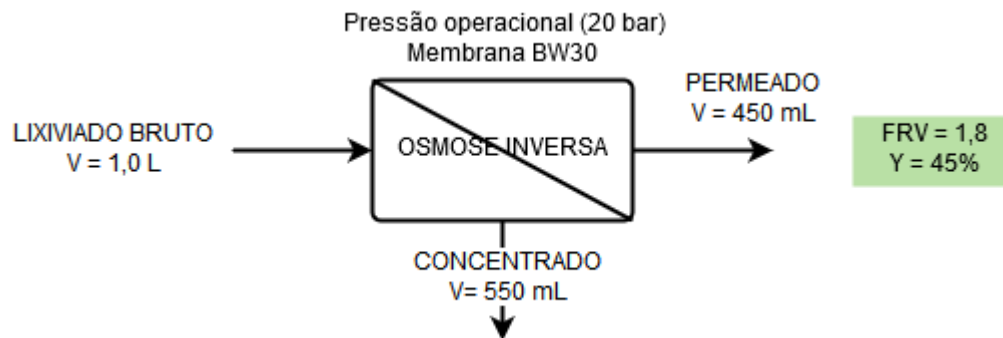


Figura 25. Representação esquemática da Rota 2 aplicado no tratamento do lixiviado bruto.
Fonte: Elaboração própria.

Ao final da etapa de filtração por OI do lixiviado bruto, foram avaliados os parâmetros pH, COT, DQO, N-NH₃, Cl⁻, condutividade, turbidez, ABS (254 nm) e SH do permeado. A Tabela 17 apresenta os resultados de caracterização do permeado obtido.

Tabela 17. Caracterização do permeado obtido pelo do processo de osmose inversa.

Parâmetros	Concentrações	Remoção (%)
pH	7,34	-
COT (mg.L ⁻¹)	543	75
DQO (mg.L ⁻¹)	877	79
N-NH ₃ (mg.L ⁻¹)	332	73
Cl ⁻ (mg.L ⁻¹)	220	80
Condutividade (mS.cm ⁻¹)	4,12	76
Turbidez (NTU)	3,70	97
ABS 254 nm	4,57	83
SH (mg.L ⁻¹)	239	44

Em termos de DQO, COT e ABS 254 nm, os percentuais de remoção foram 79%, 75% e 83%, respectivamente. Segundo Wang et al. (2011) a adsorção de orgânicos pela superfície da membrana resulte em uma perda de fluxo que, em alguns casos pode ser permanente, inviabilizando o processo, a técnica de separação por OI aplicada ao tratamento do lixiviado bruto do deste estudo, apresentou valores consideráveis de eficiência de remoção de matéria orgânica

Foram obtidos percentuais de remoção de 80%, 86% e 76% em termos de Cl^- , turbidez e condutividade, respectivamente. A concentração dos contaminantes, condutividade elétrica, turbidez, matéria orgânica, nitrito, nitrato e vírus são muito reduzidos no permeado da OI, o que permite várias aplicações de reúso (TANG et al., 2013).

O percentual de remoção de N-NH_3 foi de 73%, percentual de remoção superior a Rota 1 de tratamento e ao processo de arraste do nitrogênio amoniacal.

Em relação a remoção de matéria orgânica recalcitrante, representada pelo percentual de remoção de SH do lixiviado bruto, foi obtido valor de 44%, percentual de remoção relativamente baixo. É importante destacar que, durante o processo de tratamento dos efluentes, cuidados especiais são necessários para seu dimensionamento, sendo necessária a detecção e o controle de alguns constituintes tais como: (1) sólidos suspensos totais ou turbidez; (2) microrganismos; (3) compostos orgânicos; (4) cor; (5) metais pesados; (6) sulfeto de hidrogênio; (7) sílica; (8) carbonato de cálcio (9) cloro; (10) cálcio; (METCALF & EDDY, 2003; KUCERA, 2010). Provavelmente, a elevada concentração de sólidos suspensos, turbidez e compostos orgânicos presentes no efluente bruto, além da ausência de um pré-tratamento do lixiviado, foi responsável pela baixa eficiência de remoção de SH e do baixo rendimento do módulo de filtração.

Segundo Moza et al. (1995) a presença de concentrações elevadas de Substâncias Húmicas em um efluente faz com que este apresente características bem definidas, como cor elevada. Após a realização da Rota 2 aplicada para tratamento do lixiviado bruto, o efluente obtido apresentou coloração marrom claro. O aspecto visual do efluente é mostrado na Figura 26.



Figura 26. Aspecto visual do efluente após aplicação da Rota 2 para tratamento do lixiviado bruto.

4.3 Avaliação das Rotas de Tratamento

Neste estudo, para o tratamento do lixiviado oriundo do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ), foram utilizados duas rotas de tratamento.

A Figura 27 ilustra um esquema das duas rotas de tratamento estudadas, com as respectivas eficiências médias de remoção dos parâmetros de poluição, além das concentrações desses parâmetros no lixiviado bruto e nos efluentes finais.

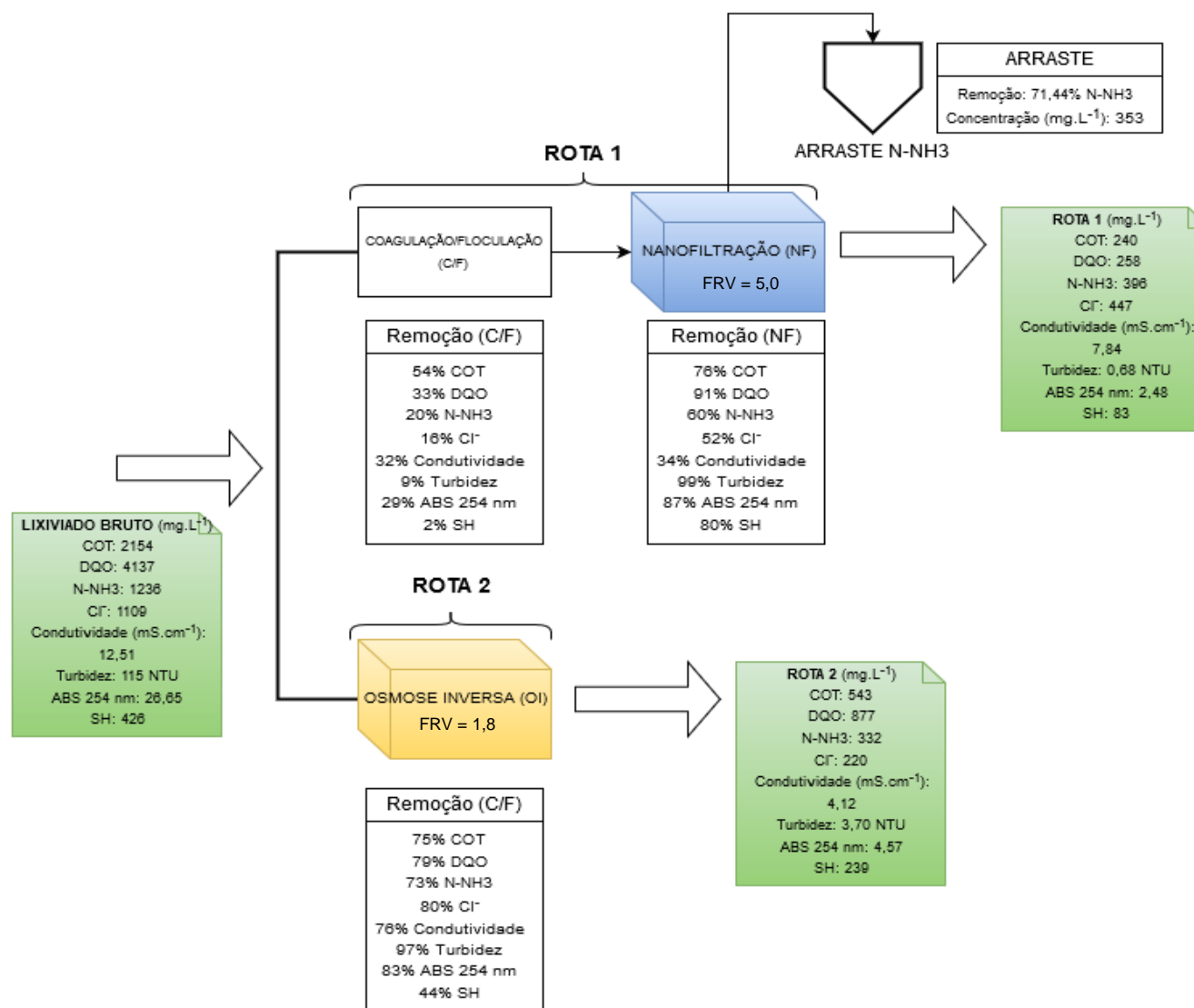


Figura 27. Esquema das rotas de tratamento para o lixiviado realizadas neste estudo.
Fonte: Elaboração própria.

De modo geral, considerando a elevada concentração de matéria orgânica e compostos recalcitrantes presentes no lixiviado, além da alta concentração de nitrogênio amoniacal, ambas as rotas de tratamento apresentaram resultados satisfatórios.

Através da Rota 1, foram obtidas remoções globais de 89% de COT, 94% de DQO, 91% de ABS 254 nm, 99% de turbidez e 80% de SH. Além disso, o processo de arraste do nitrogênio amoniacal, durante o processo de coagulação/floculação, removeu 71,44% de N-NH₃.

A Rota 2 apresentou valores percentuais de remoção menores comparados a Rota 1. Ainda assim, considerando a simplicidade de operação desta rota, os resultados foram muito significativos. Foram obtidas remoções globais de 75% de COT, 79% de DQO, 73% de N-NH₃, 83% de ABS 254 nm, 97% de turbidez e 44% de SH.

Embora ambas as rotas de tratamento tenham melhorado significativamente a qualidade final do efluente, as mesmas não foram capazes de atingir os limites de descarte estabelecidos pela Resolução CONAMA 430/2011 (N-NH₃ < 20 mg.L⁻¹).

CAPÍTULO 5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

5.1 Conclusões

O presente trabalho teve como objetivo avaliar a viabilidade técnica de duas rotas de tratamento para o lixiviado do Aterro Sanitário de Seropédica (RJ) e analisar a qualidade final dos efluentes para descarte.

O processo de coagulação/floculação com cal mostrou-se um pré-tratamento satisfatório. Os percentuais de remoção de matéria orgânica em termos de COT, DQO e ABS (254 nm) foram de 54%, 37% e 28%, respectivamente. Valores percentuais de remoção obtidos em maior concentração de coagulante (10g.L^{-1}), parâmetro avaliado durante etapa de pré-tratamento. Em relação a concentração de substâncias recalcitrantes, verificou-se que o processo de coagulação/floculação com cal não foi capaz de reduzir a concentração de SH presente no lixiviado bruto.

Além disso, o processo de coagulação/floculação seguido de 6h de decantação e arraste por ar, foi capaz de reduzir a concentração de N-NH_3 de 1236 mg.L^{-1} para 353 mg.L^{-1} , valor correspondente a 71,44% de eficiência de remoção. Entretanto, o limite de descarte, de 20 mg.L^{-1} , estabelecido pela resolução CONAMA 430/2011 não é atingido durante a etapa de pré-tratamento.

A nanofiltração realizada em sequência ao processo de coagulação/Floculação foi responsável por remoções adicionais dos parâmetros de poluição que provocam a recalcitrância do lixiviado. Foram obtidas eficiência de remoção de 91%, 95% e 87% em termos de DQO, COT e ABS 254 nm, respectivamente. A concentração de SH foi reduzida consideravelmente e seu valor final correspondeu a uma redução de 80% da concentração presente no lixiviado bruto. Após realização do processo combinado de tratamento do lixiviado bruto, a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal foi de aproximadamente 60%. Embora o processo de tratamento combinado tenha melhorado significativamente a qualidade final do efluente, o mesmo não foi capaz de atingir os padrões de descarte estabelecidos pela Resolução CONAMA 430/2011 ($\text{N-NH}_3 < 20\text{mg.L}^{-1}$).

O tratamento do lixiviado bruto por osmose inversa representou uma rota experimental viável para melhora da qualidade do efluente. Foram obtidos percentuais de remoção de 79% de DQO, 75% de COT e 83% da ABS 254 nm. O percentual de remoção de N-NH₃ foi de 73% e 44% de SH. Apesar dos valores elevados de remoção obtidos através do processo por osmose inversa, ainda assim, os padrões de descarte também não foram atingidos. Entretanto, os valores podem ser melhorados, por exemplo, com a realização do processo de OI em mais de uma etapa.

5.2 Sugestões

- Avaliar a velocidade de agitação, concentração de coagulante, tempo de decantação e utilização de polieletrólito no processo de coagulação/floculação e seus efeitos sobre a eficiência do pré-tratamento;
- Estudar melhorias nos PSM (aumento da área de filtração, otimização da pressão aplicada nos processos de NF e OI, meios de limpeza da membrana) para aumentar o fluxo de permeado e a avaliar a eficiência dos processos de filtração;
- Realizar avaliação econômica de ambas rotas de tratamento utilizadas para o tratamento do lixiviado;
- Avaliar a utilização de módulos de filtração em sequência, em ambas as rotas de tratamento, para a melhoria da qualidade final do efluente;
- Analisar o concentrado oriundo dos PSM e estudar processos e alternativas para o tratamento desse efluente.

CAPÍTULO 6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABRELPE. Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil. Disponível em: www.abrelpe.org.br/Panorama/panorama2014.pdf. Acesso em 10 jun. 2016.

AHMED, F.N.; LAN, C.Q. Treatment of landfill leachate using membrane bioreactors: A review. *Desalination*, v.287, p. 41-54, 2012.

AMARAL, M. S. Tratamento físico-químico de lixiviado de aterro sanitário pré-tratado por processo biológico aeróbio. Dissertação (mestrado) – Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

ANTUNES, M. C. G.; DA SILVA, J. Multivariate curve resolution analysis excitation-emission matrices of fluorescence of humic substances, *Analytica Chimica Acta*, 546: 52-59, 2005.

APHA / AWWA / WEF: Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 21th. Ed. USA, APHA, 2005.

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

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

BAKER, R.W. “Membrane Technology and Applications” John Wiley & Sons, Inglaterra, 2° ed., 534p. 2004.

BALLANEC, B.; GÉSAN-GUIZIOU, G.; CHAUFER, B.; RABILLER-BAUDRY, M.; DAUFIN, G. Treatment of dairy process waters by membrane operation for water reuse and milk constituents concentration. *Desalination*, Amsterdam, v. 147, n. 1-3, p. 89-94, 2002. [http://dx.doi.org/10.1016/S0011-9164\(02\)00581-7](http://dx.doi.org/10.1016/S0011-9164(02)00581-7)

BORGES, L. Lixões, aterros sanitários e incineradores. Autossustentável. 2010. Disponível em: http://www.autossustentavel.com/2010/05/lixoes-aterros-sanitarios-e_20.html. Acesso em 25 nov. 2015.

BRASIL, CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE – CONAMA. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA.. Resolução nº 430, de 13 de maio de 2011.

BRITO FILHO, L. F. Estudo de Gases em Aterros de Resíduos Sólidos Urbanos. 2005. 222 p. Dissertação de mestrado - Coordenação dos Programas de Pós-Graduação em Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. FILHO, 2005.

CASTILHOS Jr., A.B. (coord.). Sólidos urbanos com ênfase na proteção de corpos d'água: prevenção, geração e tratamento de lixiviados de aterro sanitário. PROSAB-LIXO 1-125. Santa Catarina. 2006.

CASTRO, M. C.; SANTOS, M. F. Utilização de coagulação/floculação/sedimentação e nanofiltração no tratamento de lixiviado de aterro sanitário estabilizado. Rio de Janeiro, 2010.

COMLURB – Publicações no site da empresa. Informações sobre os resíduos sólidos da cidade do Rio de Janeiro, 2013.

CONTRERA, Ronan Cleber. SNALCH, V. Tratamento de lixiviados de aterros sanitários em sistemas de reatores anaeróbicos e aeróbicos operados em batelada sequencial. p. 15-22, São Carlos, USP, 2008.

DAGNEW, M.; PARKER, W.; SETO, P. Anaerobic membrane bioreactors for treating waste activated sludge: Short term membrane *fouling* characterization and control tests. Journal of Membrane Science, v. 421-422, p. 103-110, 2012.

DIEL, J. L. Caracterização Funcional de Membranas Cerâmicas de Micro e Ultrafiltração. Dissertação (mestrado) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, RS, 2010.

DOW CHEMICAL COMPANY. Product Information BW30-4040. Disponível em: <http://www.dow.com/en-us/marketsandsolutions/products/DOWFILMTECBrackishWaterReverseOsmosis4Elements/DOWFILMTECBW30040>. Acessado em 17 fev. de 2015.

ECKENFELDER W. Industrial Water Pollution Control. 2ed. 1989.

ELARDE, J.R.; BERGMAN, R.A. The cost of membrane filtration for municipal water supplies. In: AWWA MEMBRANE TECHNOLOGY CONF. PROC.; San Antonio, 8p, 2001.

FELICI, E. M. Coagulação-floculação-sedimentação como pós-tratamento de efluente de sistema biológico em batelada aplicado a lixiviado de aterro de resíduos sólidos urbanos. Londrina, 2010.

FIGUEIREDO, Vítor Manuel Monteiro. Aterro de Santo Tirso: Análise das Metodologias de Gestão e Propostas de Ação. 2013. Dissertação (Mestrado em Engenharia do Ambiente) – Faculdade de Engenharia, Universidade do Porto, São Paulo.

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

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

HAZTEC – Publicações no site da empresa. Informações sobre Centrais de Tratamento de Resíduos Sólidos da cidade do Rio de Janeiro, 2016. Disponível em: <<http://www.haztec.com.br/solucoes-ambientais-completas/>>. Acesso: 4 jul. 2016.

HE R.; TIAN B-H; ZHANG, Q-Q.; ZHANG, X. Effect of Fenton oxidation on biodegradability, biotoxicity and dissolved organic matter distribution of concentrated landfill leachate derived from membrane process. *Waste Management*, v. 38, p. 232-239, 2015.

HEO, J. Comparison of flux behavior and synthetic organic compound removal by forward osmosis and reverse osmosis membranes. *Journal of Membrane Science*, v. 443, p.69=82, 2013.

INSTITUTO BRASILEIRO DE ADMINISTRAÇÃO MUNICIPAL. Gestão Integrada de Resíduos Sólidos: manual gerenciamento integrado de resíduos sólidos. Rio de Janeiro: IBAM, p. 200, 2001.

JUDD, S.; JEFFERSON, B.; BRINDLE, K. Membrane bioreactors for wastewater treatment. London: IWA Publishing, 2000, citado por: METCALF & EDDY, INC, *Wastewater engineering: treatment and reuse*, 4th. ed. – New York: McGraw-Hill, 2003.

KHERADMAND, S.; KARIMI-JASHNI, A.; SARTAJ, M. Treatment of municipal landfill leachate using a combined anaerobic digester and activated sludge system. *Waste Management*, v. 30, p. 1025-1031, 2010.

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

LI J.; ZHAO L. QIN L.; TIAN X.; WANG A.; ZHOU Y.; MENG L.; CHEN Y. Removal of refractory organics in nanofiltration concentrates of municipal solid waste leachate treatments plants by combined Fenton oxidative-coagulation with photo – Fenton processes. *Chemosphere*, v. 146, p. 442-449, 2016.

LI, F. Wichmann, K. and Heine, W. (2009). Treatment of the methanogenic landfill leachate with thin open channel reverse osmosis membrane modules, *Waste Management* 29 (2009) 960–964.

LIMA L.S. M. S.; BILA D. M.; CAMPOS J.C.; R. ALMEIDA. Methodologies for Quantification of Humic Acids in Landfill Leachate. Sardinia 2015, Fifteenth International Waste Management and Landfill Symposium. 15, outubro, 2015.

LÖBLICH, Di Stevan. Sede do CREA, Rio de Janeiro, Brasil. Disponível em: http://www.crea-rj.org.br/wp-content/uploads/2014/08/01_PALESTRA-GRATUITA-TRATAMENTO-DE-CHORUME-06-AGO-14.pdf. Acesso em: 10 set. 2015.

MADAENI, S.S.; ESLAMIFARD, M.R. Recycle unit wastewater treatment in petrochemical complex using reverse osmosis process. *Journal of Hazardous Materials*, v. 174, p. 404-409, 2010.

MANCUSO, P. C. S.; SANTOS, H. F., Reuso de Água. Barueri, SP: NISAM – USP, 2003.

MARIAN, T.; NGHIEM, L.D. Landfill leachate treatment using hybrid coagulation-nanofiltration processes. *Desalination*, v. 250, p. 677-681, 2010.

MAURÍCIO R. G. Tratamento de lixiviado de aterro sanitário utilizando processos de separação de membranas e zeólita natural. Rio de Janeiro, 2014. Dissertação de Mestrado em Engenharia Ambiental. Programa de Pós Graduação Escola Politécnica & Escola de Química – UFRJ, 2014.

MELO, V. L. A.; JUCÁ, J. F. T. *Estudos de Referência Para Diagnóstico Ambiental em Aterros de Resíduos Sólidos*. In: XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, Porto Alegre (RS), 2000. Anais ABES, Rio de Janeiro. CDROM, 2000.

METCALF E EDDY. *Waste Engineering*, NY, McGraw Hill, ed. 1334 p., 2003.

MORAVIA, W. G. Avaliação do tratamento de lixiviado de aterro sanitário através de processo oxidativo avançado conjugado com sistema de separação por membranas. Belo Horizonte, 2010.

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

POHLAND, F. G.; GOULD, J. P. (1986). Co-disposal of Municipal Refuse and Industrial Waste Sludge in Landfills. *Water Science and Technology*, vol. 18, pp. 177-192.

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.

RAFIZUL, I.M.; ALAMGIR, M. Characterization and tropical seasonal variation of leachate: Results from landfill lysimeter studied. *Waste Management*, v. 32, p. 2080-2095, 2012.

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

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

SILVA, A. C. Tratamento do percolado de aterro sanitário e avaliação da toxicidade do efluente bruto e tratado. 2002. 79 p. Dissertação de mestrado - Coordenação dos Programas de Pós-Graduação em Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

SILVA, F. B. Tratamento Combinado de Lixiviados de Aterros Sanitários. Rio de Janeiro, 2009. Dissertação de Mestrado em Engenharia Química. Programa de Pós Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos - Escola de Química - UFRJ 2009.

SILVA, F. M. (2008). Avaliação do método de precipitação química associados do stripping de amônia no tratamento do lixiviado do Aterro Muribeca-PE. Dissertação Mestrado, Centro de Tecnologia e Geociências, Universidade Federal de Pernambuco. Recife. 133 p.

SILVA, F. V. B. Avaliação da influência da correção do teor de umidade na degradação anaeróbia de resíduos sólidos urbanos. 133 f. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2005.

SILVA, L. L. S. UTILIZAÇÃO DE UV/H₂O₂ E OSMOSE INVERSA PARA REMOÇÃO DE ESTROGÊNIOS PRESENTES EM ESGOTO SANITÁRIO BIOTRATADO. Dissertação de Mestrado submetida ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, EQ, UFRJ, 2016.

SINGH, S. K.; TOWNSEND, T.G.; BOYER, T.H. Evaluation of coagulation (FeCl₃) and anion exchange (MIEX) for stabilized landfill leachate treatment and high-pressure membrane pretreatment. Separation and Purification Technology, v. 96, p. 98-106, 2012.

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

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

STEVENSON, F. J. Humus Chemistry: genesis, composition, reactions. 2. ed. New York: John Wiley, 496 p.1985.

SUÁREZ, A.; FERNÁNDEZ, P.; IGLESIAS, J. R.; IGLÉSIAS E. Cost assessment of membrane processes: A practical example in the dairy wastewater reclamation by reverse osmosis. Journal of Membrane Science, v. 493, p. 389-402, 2015.

SUTHERLAND, K. Profile of the International Membrane Industry - Market Prospects to 2008, 3rd Edition, p. 11-96, 2003.

TALALAJ A. I.; BIEDKA P. Impact of concentrated leachate recirculation on effectiveness of leachate treatment by reverse osmosis. *Ecological Engineering*, v. 85, p. 185-192, 2015.

TANG, F.; HU, H.; WU, Q.; TANG, X.; SUN, Y.; SHI, X.; HUANG, J. Effects of chemical agent injections on genotoxicity of wastewater in a microfiltration-reverse osmosis membrane process for wastewater reuse. *Journal of Hazardous Materials*, v. 260, p. 231-237, 2013.

TRISEP MEMBRANE COMPANY. Product Information. Disponível em: <<http://www.bigmembrane.com/trisep-membrane-literature/Trisep-Membranes-4040-ACM2-TSA-TSFA-TSOA-411-HR-HF-PA-CA-9.pdf>>. Acessado em 10 jan. de 2015.

VALENTE, Ricardo. *Gestão Sustentável. O Preço do Chorume*, São Paulo, p. 18-19, set./out. 2013.

AHN, W. Y. KANG, M.S. YIM S. K. CHOI K. Advanced landfill leachate treatment using integrated membrane process. *Desalination* 149 (1–3), p. 109–114, 2002.

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

World Bank, World Development Indicators Database. Total GDP 2002. World Bank, July 2002. Disponível em: <<http://www.worldbank.org>>. Acesso em: 2 dez. 2015.

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

ZHANG, Q-Q.; TIAN, B-H.; ZHANG, X.; GHULAM, A.; FANG, C-R.; HE, R. Investigation on characteristics of leachate and concentrated leachate in three landfill leachate treatment plants. *Waste Management*, vol. 33, issue, 11, p. 2277-2286. November 2013.