



3

RESÍDUOS SÓLIDOS

Estudos de Caracterização e Tratabilidade
de Lixiviados de Aterros Sanitários para as
Condições Brasileiras

Coordenadora Luciana Paulo Gomes

Rede Cooperativa de Pesquisas

"Tratamento, disposição e reciclagem de resíduos sólidos, com ênfase no tratamento do lixiviado e tendo em vista a proteção dos corpos d'água."

Instituições Participantes

UEL, UEPB, UERJ, UFMG, UFPE, UFRJ, UFSC, UNB, UNISINOS



Apresentação

Esta publicação é um dos produtos da Rede de Pesquisas sobre "Tratamento, disposição e reciclagem de resíduos sólidos, com ênfase no tratamento do lixiviado e tendo em vista a proteção dos corpos d'água" do Programa de Pesquisas em Saneamento Básico – PROSAB - Edital 05, coordenada pelo Profa. Luciana Paulo Gomes do Programa de Engenharia Civil da Universidade do vale do Rio dos Sinos - UNISINOS.

O PROSAB visa ao desenvolvimento e aperfeiçoamento de tecnologias nas áreas de águas de abastecimento, águas residuárias (esgoto), resíduos sólidos (lixo e biossólidos), manejo de águas pluviais urbanas, uso racional de água e energia, que sejam de fácil aplicabilidade, baixo custo de implantação, operação e manutenção, bem como visem à recuperação ambiental dos corpos d'água e à melhoria das condições de vida da população, especialmente as menos favorecidas e que mais necessitam de ações nessas áreas.

Até o final de 2008 foram lançados cinco editais do PROSAB, financiados pela FINEP, pelo CNPq e pela CAIXA, contando com diferentes fontes de recursos, como BID, Tesouro Nacional, Fundo Nacional de Recursos Hídricos (CT-HIDRO) e recursos próprios da Caixa. A gestão financeira compartilhada do PROSAB viabiliza a atuação integrada e eficiente de seus órgãos financiadores que analisam as solicitações de financiamento em conjunto e tornam disponíveis recursos simultaneamente para as diferentes ações do programa (pesquisas, bolsas e divulgação), evitando a sobreposição de verbas e tornando mais eficiente a aplicação dos recursos de cada agência.

Tecnicamente, o PROSAB é gerido por um grupo coordenador interinstitucional, constituído por representantes da FINEP, do CNPq, da CAIXA, das universidades, da associação de classe e das companhias de saneamento. Suas principais funções são: definir os temas prioritários a cada edital; analisar as propostas, emitindo parecer para orientar a decisão da FINEP e

do CNPq; indicar consultores *ad hoc* para avaliação dos projetos; e acompanhar e avaliar permanentemente o programa.

O Programa funciona no formato de redes cooperativas de pesquisa formadas a partir de temas prioritários lançados a cada Chamada Pública. As redes integram os pesquisadores das diversas instituições, homogeneizam a informação entre seus integrantes e possibilitam a capacitação permanente de instituições emergentes. No âmbito de cada rede, os projetos das diversas instituições tem interfaces e enquadram-se em uma proposta global de estudos, garantindo a geração de resultados de pesquisa efetivos e prontamente aplicáveis no cenário nacional. A atuação em rede permite, ainda, a padronização de metodologias de análises, a constante difusão e circulação de informações entre as instituições, o estímulo ao desenvolvimento de parcerias e a maximização dos resultados.

As redes de pesquisas são acompanhadas e permanentemente avaliadas por consultores, pelas agências financiadoras e pelo Grupo Coordenador, através de reuniões periódicas, visitas técnicas e o Seminário de Avaliação Final.

Os resultados obtidos pelo PROSAB estão disponíveis através de manuais, livros, artigos publicados em revistas especializadas e trabalhos apresentados em encontros técnicos, teses de doutorado e dissertações de mestrado publicadas. Além disso, várias unidades de saneamento foram construídas nestes últimos anos por todo o país e, em maior ou menor grau, utilizaram informações geradas pelos projetos de pesquisa do PROSAB

A divulgação do PROSAB tem sido feita através de artigos em revistas da área, da participação em mesas-redondas, de trabalhos selecionados para apresentação em eventos, bem como pela publicação de porta-fólios e folders e a elaboração de maquetes eletrônicas contendo informações sobre os projetos de cada edital. Todo esse material está disponível para consulta e cópia no portal do Programa (www.finep.gov.br/prosab/index.html).

Grupo Coordenador do PROSAB:

período do Edital 5

Jurandyr Povinelli EESC

Cícero O. de Andrade Neto UFRN

Deíza Lara Pinto CNPq

Marcos Helano Montenegro MCidades

Sandra Helena Bondarovsky CAIXA

Jeanine Claper CAIXA

Luis Carlos Cassis CAIXA

Anna Virgínia Machado ABES

Ana Maria Barbosa Silva FINEP

Célia Maria Poppe de Figueiredo FINEP

O edital 5 do PROSAB foi financiado pela FINEP, CNPq e CAIXA com as seguintes fontes de recursos: Fundo Setorial de Recursos Hídricos e Recursos Ordinários do Tesouro Nacional do Fundo Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico e Caixa Econômica Federal.

Copyright © 2009 ABES RJ

1ª Edição tiragem: 1000 exemplares

Coordenadora

Luciana Paulo Gomes

Revisão

Zeppelini Editorial

Impressão

J. Sholna

Estudos de caracterização e tratabilidade de lixiviados de aterros sanitários para as condições brasileiras/Luciana Paulo Gomes (coordenadora). Rio de Janeiro: ABES, 2009

360p.: il

Projeto PROSAB

ISBN: 978-85-7022-163-6

1. Resíduos sólidos urbanos 2. Lixiviado de aterro 3. Tratabilidade 4. Caracterização I. Gomes, Luciana Paulo

Estudos de Caracterização e Tratabilidade de Lixiviados de Aterros Sanitários para as Condições Brasileiras

Luciana Paulo Gomes

coordenadora

Editora ABES



São Leopoldo, RS 2009

Coordenadores de Projeto

Álvaro Luiz Gonçalves Cantanhede UFRJ

Ariuska Karla Barbosa Amorim UNB

Armando Borges de Castilhos Junior UFSC

Fernando Fernandes UEL

João Alberto Ferreira UERJ

José Fernando Thomé Jucá UFPE

Liséte Celina Lange UFMG

Luciana Paulo Gomes UNISINOS

Valderi Duarte Leite UEPB

Consultores

Jurandyr Povinelli EESC/USP

Pedro Além Sobrinho EPUSP

Autores

Alvaro Luiz Gonçalves Cantanhede
Ana Silvia Pereira dos Santos Viana
André Luiz Hossaka
Ariuska Karla Barbosa Amorim
Audinil Maringonda
Armando Borges de Castilhos Junior
Bruno de Oliveira Freitas
Camille Ferreira Mannarino
Cecília Maria Mota Lins
Claudia Lavina Martins
Cynthia Fantoni Alves Ferreira
Daniele Maia Bila
Deize Dias Lopes
Eduardo Antônio Maia Lins
Elisabeth Ritter
Eneida Campos Felipe de Brites
Fabrícia Maria Santana Silva
Felipe Gustavo Trennepohl
Fernando Augusto Moreira
Fernando Fernandes
Gisselma Aparecida Batista
Harley Alves da Mata Bacelar
Iene Christie Figueiredo
Isabela Maria Barroso
João Alberto Ferreira
João Carlos Xavier de Brito
José Fernando Thomé Jucá
José Henrique Rabello Penido Monteiro
José Tavares de Sousa Tavares
Juacyara Carbonelli Campos
Jurandyr Povinelli
Lídia Yokoyama

Lidiane Freire de Sá
Liséte Celina Lange
Luciana Paulo Gomes
Luciano de Andrade Gomes
Lúcio Vianna Alves
Luis Alcides Schiavo Miranda
Marcelo Oliveira Caetano
Maria Cristina Moreira Alves
Maurício Alves da Motta Sobrinho
Mercia Regina Domingues Moretto
Míriam Cristina Santos do Amaral
Pedro Além Sobrinho
Raquel Simões Oliveira Franco
Rejane Helena Ribeiro da Costa
Ricardo Dias de Sena
Sandra Márcia Cesário Pereira da Silva
Valderi Duarte Leite
Wagner Guadagnin Moravia
Wilton Silva Lopes

Equipes dos projetos de pesquisa

UFRJ

Coordenador
Álvaro Luiz Gonçalves Cantanhede

Equipe
Iene Christie Figueiredo

Ana Sílvia Viana

Harley Bacelar

Aline Veról

Rodrigo Takahashi

Lana Gopfert

Lívia Dias Coelho

Ana Carolina Vater

Vanessa Lemos

Maria Cristina Treitler

Eduardo Pacheco Jordão

Jackeline Bahé

José Henrique Penido

Ricardo Sena

Lucio Viana

UERJ

Coordenador
João Alberto Ferreira

Equipe
Elisabeth Ritter

Daniele Maia Bila

Gandhi Giordano

Juacyara Carbonelli Campos

Lidia Yokoyama

Josino Costa Moreira

Ana Rosa Linde Arias

Camille Ferreira Mannarino

Adriana Brasil Vargas

Raquel Simões Oliveira Franco

Marcello Figueiredo dos Santos

Gisele Pereira

Christian Esteves Portugal

João Antonio da Costa Pires

Rita de Cássia Pinheiro Fernandes

Grazieli Simões

Maria Emilia Drummond Blauski

Bruno da Silva Machado

Carolina Menezes Firmino

Águas de Niterói

Companhia Municipal de Limpeza
Urbana de Niterói CLIN

Companhia de Saneamento
Municipal de Juiz de Fora
CESAMA

Depart. Municipal de Limpeza
Urbana de Juiz de Fora
DEMLURB

Ricardo Silveira Bernardes

Mercia Regina Domingues Moretto

Eneida Campos Felipe de Brites

Luciano de Andrade Gomes

Nívea Thaís Silva Santos

Carolina de Novaes Salomão

Paula Rejane Bernardes

Juliana Aparecida Ribeiro

UEL

Coordenador

Fernando Fernandes

Equipe

Sandra Márcia M. C. P. Silva

Deize Dias Lopes

André L. Hossaka

Audinil Maringonda Jr.

Alessandra P. Viera

Felipe Gustavo Trennepohl

Élson Felice

Carolina Alves do Nascimento

Gisselma A. Batista

William Caixeta

Cícera Maria G. De Castro

Basílio Yamasaki

Renan Schavarski

Carlos Eduardo Cardamoni

UFMG

Coordenador

Liséte Celina Lange

Equipe

Wagner Guadagnin Moravia

Fernando Augusto Moreira

Cynthia Fantoni Alves Ferreira

Miriam Cristina Santos do Amaral

Kleber Venâncio Bonitese

Luana Kessia Lucas Alves Martins

Fabrcia Gonçalves Moreira

Rodrigo Jonatas R. de Mendonça

Camila Andrevia de Castro

Jonas Vale Lara

Lineker Max Goulart Coelho

UNB

Coordenadora

Ariuska Karla Barbosa Amorim

Equipe

Cristina Celia Silveira Brandão

UFPE

Coordenador

José Fernando Thomé Jucá

Equipe

Maria Cristina Moreira Alves

Eduardo Antonio Maia Lins

Cecilia Maria Mota Lins

Fabricia Silva
Antonio Rodrigues de Brito
Taciana Santos
Rafael Fernandes
Lidiane de Sá
Maurício Motta
Rodrigo de Lira

UEPB

Coordenador
Valderi Leite
Equipe
José Tavares de Sousa
Wilton Silva Lopes
Fernando Fernandes Vieira
Maria Luciana D. Luna
Danuza Campos Costa
Patrícia Carvalho Ramos
Edilma Rodrigues Bento
Maria Janaína de Oliveira
Fernanda Patrício do Monte
José Raniery Rodrigues Cirne

UFSC

Coordenador
Armando Borges de Castilhos Jr.
Equipe
Rejane H. R. da Costa
William G. Matias
Cátia Regina S. de Carvalho Pinto
Claudia Lavina Martins
Heloisa Fernandes

Israel Fernandes de Aquino
Thales dias Seabra Pereira
Ismael Hernandes Pereira Jr.
Viviane Furtado Velho
Rafaela dos Santos Machado

UNISINOS

Coordenadora
Luciana Paulo Gomes
Equipe
Luis Alcides Schiavo Miranda
Aldrim Vargas de Quadros
Fernanda Comassetto
Marcelo Oliveira Caetano
Andrissa de Oliveira Cardoso
Bárbara de Azambuja Borges
Cristiane Aikawa Sardá
Elisa Schoenell
Marcelo Fernandes Ritter
Marina Medtler

Sumário

- 1** **Introdução**
 Referências Bibliográficas
- 2** **Geração e características do lixiviado**
 - 2.1 Introdução
 - 2.2 Lixiviados de aterros sanitários
 - 2.3 Características dos lixiviados estudados no prosab
 - 2.4 Estudo de tratabilidade para lixiviado estabilizado
 - 2.5 Reflexões sobre rotas de caracterização como ferramenta de apoio aos sistemas de tratamento
 - 2.6 Considerações finais
 Referências bibliográficas
- 3** **Estudo do processo de stripping de amônia de lixiviado de aterro sanitário**
 - 3.1 Introdução
 - 3.2 Sistemas estudados no Prosab
 - 3.3 Discussões finais
 Referências Bibliográficas
- 4** **Tratamento físico-químico de lixiviados: estudos em escala de bancada com precipitação química, coagulação/floculação, adsorção com carvão ativado e reagente de fenton**
 - 4.1 Introdução
 - 4.2 Processos físico-químicos utilizados no tratamento de lixiviados
 - 4.3 Sistemas estudados no Prosab
 - 4.4 Considerações finais
 Referências Bibliográficas
- 5** **Tratamento de lixiviados de aterro sanitário em sistema de lagoas**
 - 5.1 Introdução
 - 5.2 Princípios gerais do tratamento de efluentes em lagoas
 - 5.3 Sistemas estudados no Prosab
 - 5.4 Considerações finais
 Referências bibliográficas

- 6** **Aplicação de tratamentos biológicos anaeróbios para lixiviados de RSU**
 - 6.1 Introdução
 - 6.2 Sistemas anaeróbios aplicados ao tratamento do lixiviado
 - 6.3 Sistemas estudados no Prosab
 - 6.4 Discussões finais
 Referências Bibliográficas

- 7** **Tratamento biológico aeróbio com remoção de nitrogênio em sistemas de lodos ativados**
 - 7.1 Introdução
 - 7.2 Processos de remoção biológica de nitrogênio
 - 7.3 Configurações dos sistemas remoção biológica de nitrogênio
 - 7.4 Sistemas estudados no Prosab
 - 7.5 Considerações finais
 Referências Bibliográficas

- 8** **Tratamento combinado de lixiviados de aterros de resíduos sólidos urbanos com esgoto sanitário**
 - 8.1 Introdução
 - 8.2 Tratamento combinado
 - 8.3 Sistemas estudados no Prosab
 - 8.4 Considerações finais
 Referências bibliográficas

- 9** **Tratamentos não-convencionais: estudos iniciais em barreiras, banhados e camadas de cobertura superficial**
 - 9.1 Introdução
 - 9.2 Sistemas estudados no Prosab
 - 9.3 Considerações finais
 Referências bibliográficas

- 10** **Tratamento de lixiviados por evaporação**
 - 10.1 Introdução
 - 10.2 Evaporação natural e forçada
 - 10.3 Sistemas estudados no Prosab
 - 10.4 Considerações finais
 Referências Bibliográficas

1 Introdução

*Jurandyr Povinelli,
Pedro Alem Sobrinho*

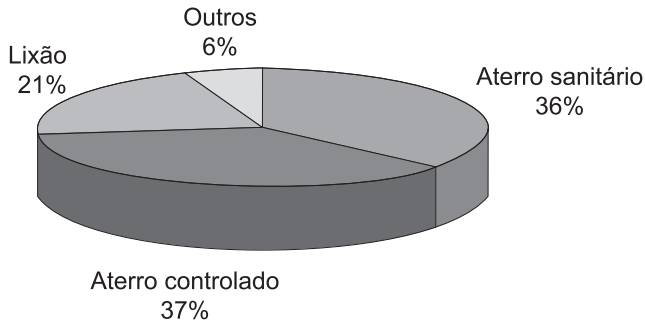
Segundo a mais recente Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (IBGE, 2000), o Brasil produz diariamente cerca de 230 mil toneladas de resíduos sólidos. Quase a totalidade desses resíduos é disposta no solo, seja em forma de aterros sanitários, aterros controlados ou vazadouros a céu aberto (Figura 1).

A opção pelos aterros sanitários se deve ao fato de essa ser, hoje, a forma de disposição mais viável dentro da realidade brasileira, tanto do ponto de vista técnico quanto de ponto de vista econômico. Suas características construtivas permitem minimizar os efeitos das duas principais fontes de poluição oriundas dos resíduos sólidos: o gás do aterro e o lixiviado. Entretanto, minimizar não é sinônimo de eliminar, de modo que o aterro por si só não consegue resolver todos os problemas relacionados à disposição de resíduos sólidos.

O gás do aterro, mistura do biogás gerado na decomposição anaeróbia dos resíduos sólidos e de compostos voláteis liberados por eles, pode ser drenado através de tubulações adequadas e encaminhado para queima ou eventual aproveitamento energético. O lixiviado, porém, é um problema mais complexo.

As dificuldades encontradas pelos pesquisadores e engenheiros para tratar o lixiviado de aterros sanitários talvez se devam ao fato de ser um problema relativamente novo para a engenharia sanitária nacional. Ele é novo porque, antes da década de 1970 – quando começou a implantação de aterros sanitários com impermeabilização da base

– ele simplesmente não existia. Ou melhor, sim, existia, mas como um problema de contaminação do subsolo e das águas subterrâneas, um líquido que infiltrava por toda a extensão da base dos aterros. Não sendo coletado e conduzido a um único ponto de saída, não fazia sentido pensar num tratamento para o mesmo.



FONTE: IBGE (2000).

Figura 1

Destino final dos resíduos sólidos urbanos no Brasil segundo as várias formas de disposição, em porcentagem da massa total.

A impermeabilização da base dos aterros conseguiu praticamente eliminar o principal risco ambiental, que seria a contaminação dos aquíferos pela infiltração do lixiviado. Entretanto, agora recolhido pelo sistema de drenagem, o lixiviado não pode ser lançado diretamente num corpo receptor. Suas características físico-químicas lhe conferem um elevado potencial poluidor, o que requer tratamento. Esse tratamento tem sido um desafio aos profissionais da área, e as diversas alternativas propostas ao longo dos anos, no Brasil e no exterior, não têm sido satisfatórias. Assim, como dito por Jardim (2006), o tratamento do lixiviado é hoje apontado pela grande maioria dos técnicos da área como o principal problema associado aos aterros sanitários.

Os estudos sobre a composição do lixiviado iniciaram no princípio da década de 1970 (FLECK, 2003) e os primeiros estudos sobre seu tratamento datam da segunda metade da mesma década. Lima (1988) destaca que o início da participação brasileira no estudo do lixiviado se deu com o trabalho de Oliveira (1971), que descreveu os mecanismos básicos através dos quais um aterro sanitário construído e operado inadequadamente pode poluir as águas subterrâneas e superficiais. Em comparação ao tratamento de água e de esgoto, problemas com os quais a humanidade se defronta desde tempos imemoriais e cientificamente estudados desde o século 19, percebe-se que trata-se,

de fato, de uma novidade. Talvez devido a essa tradição de décadas no tratamento de esgoto, aliada a sua aparente semelhança com o lixiviado, os engenheiros sanitaristas, não só no Brasil, mas no mundo inteiro, optaram pelo uso das mesmas técnicas e parâmetros de projeto para tratar um e outro.

Os insucessos obtidos, mais uma vez não só no Brasil, mas em todo o mundo, apontam para a necessidade de se repensarem as estratégias até agora adotadas. É preciso que se busquem processos adequados para o tratamento do lixiviado, os quais possam ser aplicados dentro da realidade brasileira. Com esse objetivo em mente, foi organizada uma rede de pesquisas dentro do Edital 5 do Programa de Pesquisas em Saneamento Básico (Prosab).

As pesquisas desenvolvidas ao longo da vigência do Edital 5 (dois anos) estão apresentadas nesta publicação. Cada grupo de técnicas de tratamento foi reunido em um capítulo específico. Isso permite que cada um, à exceção do capítulo referente à caracterização do lixiviado, possa ser consultado independentemente dos demais. Em seguida, será feita uma pequena descrição do conteúdo desta publicação, o que fornecerá ao leitor um panorama global. Cumpre ressaltar que, embora esta obra seja um reflexo do trabalho conjunto de todo o grupo envolvido, as informações apresentadas em cada capítulo são de exclusiva responsabilidade de seus autores.

Para que se possa tratar de forma eficaz um determinado efluente, é necessário conhecê-lo. Esta é a função do Capítulo 2. Ali se faz notar que, a despeito da grande variabilidade observada, alguns padrões são comuns a todos os aterros. Também se discute os possíveis efeitos deletérios do lançamento de lixiviado *in natura* nos corpos d'água.

As vazões de lixiviado dependem essencialmente do histórico de chuvas sobre o aterro. Sua estimativa é uma das grandes dificuldades encontradas ao se projetar uma estação de tratamento. Alguns métodos para essa estimativa são apresentados, a mero título ilustrativo. Já as concentrações das diversas substâncias estão ligadas ao tempo de aterramento. As principais variáveis que influenciam na velocidade de biodegradação dos resíduos aterrados são apresentadas, porém apenas de forma qualitativa, sem pretensão de capacitar os leitores para esse tipo de avaliação, o que estaria fora do escopo desta publicação. Em contrapartida, são apresentadas tabelas com as faixas mais prováveis de variação das diversas variáveis físico-químicas de aterros localizados no Brasil e no exterior.

Em termos da caracterização do lixiviado, os autores descrevem tanto técnicas e variáveis usuais da engenharia sanitária (DQO, pH, alcalinidade e outras) quanto técnicas mais recentes, ainda não padronizadas, como a determinação da distribuição de massas moleculares. Os resultados obtidos com esses métodos indicam que as análises convencionais devem ser interpretadas com muito cuidado, pois o lixiviado não se

comporta como o esgoto sanitário. Também se apresenta uma relação de compostos identificados em diversos trabalhos com o uso de cromatografia gasosa acoplada à espectrometria de massas.

Por fim, apresentam-se fluxogramas para sistematizar a caracterização de lixiviados e a escolha das melhores alternativas de tratamento, bem como para avaliar sistemas de tratamento já existentes.

Os capítulos seguintes abordam os diversos métodos de tratamento estudados pela rede. Em primeiro lugar estão apresentados os processos físico-químicos, seguidos dos biológicos e do tratamento combinado com esgoto sanitário.

Uma característica comum observada nos lixiviados de aterros brasileiros é a elevada concentração de nitrogênio, encontrado principalmente na forma amoniacal. Por essa razão, especial ênfase foi dada aos estudos acerca da remoção dessa substância. Os resultados obtidos por essa rede de pesquisas mostraram que os tratamentos biológicos não são suficientes para o tratamento do lixiviado dos aterros brasileiros, devendo ser feitas associações com processos físico-químicos.

Dentre os processos físico-químicos, o que se revelou mais eficaz para a remoção do nitrogênio amoniacal foi o arraste (*stripping*). Por essa razão, o Capítulo 3 foi dedicado inteiramente ao assunto. O arraste consiste no favorecimento da volatilização da amônia não ionizada, obtido normalmente pelo aumento do contato entre o lixiviado e o ar e pela elevação do pH. O arraste foi estudado em torres recheadas, em lagoas rasas, em reatores de chicanas e em tanques dotados de agitação. Também se avaliou o arraste em amostras pré-tratadas por precipitação química em meio alcalino.

O arraste em torres permitiu, após elevação do pH, no pior dos casos, a remoção de mais de 90% da amônia com um tempo de detenção de quatro horas. Os custos estimados para o arraste em torres recheadas foram muito elevados, o que indica que essa técnica, apesar de eficaz, ainda depende de muitos estudos para se tornar viável em escala real. Os resultados dos testes de arraste em amostras previamente tratadas com hidróxido de cálcio revelaram eficiências acima de 90 % em até seis horas, desde que houvesse adequado suprimento de ar, de modo bastante semelhante às torres recheadas.

As lagoas rasas também mostraram uma alta eficiência de remoção, acima de 95%, com custo bastante baixo. Entretanto, o tempo de detenção requerido, cerca de 60 dias, implica na construção de unidades muito grandes, o que dificulta sua aplicação.

Os reatores de chicanas, operados de vários modos diferentes, apresentaram remoção de nitrogênio amoniacal bastante variada, entre 6 e 73%, para o tempo de detenção utilizado, de 12 dias. Os tanques dotados de agitação também apresentaram baixa eficiência, em torno de 30 %, com tempo de detenção de 20 dias.

Os demais processos físico-químicos estão apresentados no Capítulo 4. Todos os resultados se referem a estudos em escala de bancada. O processo identificado como mais eficaz foi a oxidação com reagente de Fenton, a qual permitiu remoções de 90% da cor e 80% da DQO. Em um futuro próximo, esse processo deve receber mais atenção por parte dos pesquisadores. A precipitação química com adição de compostos de fosfato e magnésio conduziu a elevadas remoções de amônia, mas baixa remoção de DQO e alta concentração residual de fósforo. A reação é rápida e o lodo formado tem potencial para ser usado como fertilizante, porém o custo do processo ainda é proibitivo. A precipitação com hidróxido de cálcio mostrou-se muito efetiva na remoção de cor, turbidez e alguns metais, mas não se revelou eficaz para remover DQO, DBO, nitrogênio e fósforo. O lodo gerado se caracterizou como não perigoso. Por fim, a coagulação-floculação se revelou inapropriada para o tratamento do lixiviado.

O tratamento em lagoas, embora apresente usualmente eficiência muito baixa em sistemas reais, merece atenção porque é utilizado na grande maioria dos aterros brasileiros. Além disso, independentemente da alternativa de tratamento escolhida, a grande variabilidade da vazão do lixiviado exige a presença de um tanque de equalização a montante da estação. O Capítulo 5 descreve as pesquisas realizadas com diversos tipos de sistemas de lagoas. Os resultados diferiram bastante entre os diversos grupos de pesquisa, com a predominância de baixíssimas eficiências. Apenas lagoas muito rasas e com elevados tempos de retenção apresentaram bons resultados, com atividade fotossintética e elevada remoção de amônia por *stripping*.

O Capítulo 6 está dedicado aos sistemas biológicos anaeróbios. Foram estudados filtros biológicos, também conhecidos como reatores biológicos de leito fixo, e reatores em bateladas sequenciais. Os filtros anaeróbios mostraram desempenho variável. Entretanto, parecem ser eficientes para remoção da DQO de lixiviados novos. Já para o lixiviado de aterros maduros, a eficiência de remoção de DQO diminui sensivelmente e o sistema é ineficiente na remoção de amônia.

Os estudos com sistemas aeróbios (Capítulo 7) estiveram focados na remoção de nitrogênio amoniacal pelo processo de nitrificação-desnitrificação, particularmente pela via curta (via nitrito). Foi necessário o uso de etanol como fonte de carbono para desnitrificação, pois o lixiviado bruto mostrou-se inadequado como tal. Os resultados foram promissores, porém indicaram que deve haver um estrito controle da operação para se manterem as condições ideais no interior dos reatores.

O tratamento conjunto com o esgoto sanitário em ETÉs é uma alternativa bastante interessante e já aplicada em alguns países. Entretanto, há questionamentos quanto ao efeito de tal codisposição sobre a eficiência das estações. Os trabalhos desta rede que abordaram esse problema estão apresentados no Capítulo 8. Ensaio em teste de jarros

mostraram que a adição de lixiviado causou uma pequena diminuição da eficiência do tratamento por coagulação-floculação. No que diz respeito aos processos biológicos aeróbios, a adição de lixiviado não prejudicou a eficiência do tratamento. O mesmo não ocorreu com o tratamento anaeróbio em reatores UASB, o qual aparentemente necessita de pré-tratamento por *stripping* para remover o excesso de nitrogênio amoniacal. O tratamento em lagoas é prejudicado, embora esse efeito seja diminuído caso se adote pré-tratamento por *stripping*. A adição de lixiviado não parece aumentar a toxicidade do efluente das ETE.

No Capítulo 9 são apresentados sistemas de tratamentos não convencionais como barreiras químicas e banhados construídos e o uso de camadas evapotranspirativas para minimizar a produção do lixiviado. Na rede de resíduos sólidos do Prosab, foram enfocados ainda de forma preliminar, sendo os resultados apresentados com ressalvas, já que as pesquisas ainda se encontram em nível inicial e demandam continuidade dos estudos. O uso de zeólitas em barreiras reativas permeáveis mostrou que estas têm grande eficiência inicial na remoção de amônia, porém saturam rapidamente e não apresentam o mesmo desempenho quando regeneradas. O custo da zeólita também é elevado. Banhados com taboas mostraram-se capazes de se adaptarem a misturas de esgoto e lixiviado, mas não chegaram a ser testados com lixiviado puro.

O Capítulo 10 discorre sobre o uso de evaporadores. Nesses sistemas o que se busca é diminuir o volume a ser tratado ou disposto. Na situação ideal, todo o líquido passa para a fase de vapor, sendo liberado na atmosfera, enquanto os sólidos se acumulam no fundo do sistema, podendo retornar ao aterro. As soluções estudadas no âmbito do Prosab são úteis apenas para aterros de pequeno porte por terem pequeno rendimento. Evaporadores baseados na luz solar apenas são aplicáveis em regiões quentes e secas, enquanto aqueles que fazem uso do biogás gerado no aterro podem ser usados em outras condições climáticas.

Técnicas não convencionais para o pós-tratamento do lixiviado, por terem sido enfocadas ainda de forma muito preliminar, são apresentadas nos apêndices. O uso de zeólitas em barreiras reativas permeáveis mostrou que estas têm grande eficiência inicial na remoção de amônia, porém saturam rapidamente e não apresentam o mesmo desempenho quando regeneradas. O custo da zeólita também é elevado. Banhados com taboas mostraram-se capazes de se adaptarem a misturas de esgoto e lixiviado, porém não chegaram a ser testados com lixiviado puro.

Os resultados compilados ao final desta rede de pesquisas mostram que o país já superou a fase de abordagem incipiente, estando capacitado a estudar o problema em profundidade. Contudo, muito ainda resta a ser feito. O caminho à frente é longo. Cabe aos pesquisadores e às agências financiadoras manter o ritmo e nível das pesquisas,

de modo que seja possível, num futuro próximo, estarmos preparados para enfrentar de forma decisiva o tratamento do lixiviado.

Referências Bibliográficas

FLECK, E. *Sistema integrado por filtro anaeróbio, filtro biológico de baixa taxa e banhado construído aplicado ao tratamento de lixiviado de aterro sanitário*. 176 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) - Instituto de Pesquisas Hidráulicas, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, RS, 2003.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA (IBGE). *Pesquisa nacional de saneamento básico*. Apresentada em 2000. Disponível em: <www.ibge.gov.br>. Acesso em: 3 nov, 2008.

JARDIM, F. Destino final: problema ou solução? *Gestão de Resíduos*, v. 1, n. 1, p. 14-20, 2006.

LIMA, L.M.Q. *Estudo da influência da reciclagem de chorume na aceleração da metanogênese em aterro sanitário*. 242 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Departamento de Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, 1988.

OLIVEIRA, W.E. *Resíduos sólidos e poluição das águas*. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA, 6, 1971, Anais... Rio de Janeiro, RJ, 1971.

2 Geração e Características do Lixiviado

Liséte Celina Lange, Miriam Cristina Santos do Amaral

2.1 Introdução

Os lixiviados de aterros de resíduos sólidos urbanos (RSU) são resultado da interação entre o processo de biodegradação da fração orgânica desses resíduos e da infiltração de águas pluviais que solubilizam componentes orgânicos e inorgânicos. Conseqüentemente, o fator determinante na vazão de lixiviados de um aterro sanitário é o volume de águas pluviais infiltradas, enquanto o fator determinante das características físicas, químicas e microbiológicas do lixiviado são as características dos resíduos aterrados.

O lixiviado, portanto, contém componentes orgânicos e inorgânicos, mas também outras substâncias tóxicas, provenientes do recebimento de resíduos industriais, ou mesmo perigosas de maneira inadvertida nos aterros. Essas substâncias perigosas que eventualmente existem na massa de resíduos sólidos podem causar danos ambientais se atingirem o lençol freático ou as águas superficiais, além de serem prejudiciais em caso de emissões de gases voláteis para a atmosfera. Esses efeitos danosos podem se estender à comunidade animal e vegetal aquática e aos seres humanos que dela se utilizam.

Além disso, sabe-se que o lixiviado contém altas concentrações de nitrogênio amoniacal e que desse fato provêm vários problemas. Os efluentes com alta concentração de nitrogênio amoniacal, quando descartados em cursos d'água sem prévio tratamento, podem estimular o crescimento de algas, provocar depleção do oxigênio dissolvido e serem tóxicos à biota do ecossistema aquático. Em sistemas de tratamento biológico, as altas concentrações de

nitrogênio amoniacal podem causar problemas de odor, além de serem tóxicas às bactérias decompositoras.

A variabilidade na composição de acordo com o aterro e as oscilações de vazão ao longo do ano devido ao regime de chuvas são alguns dos problemas para o tratamento desse efluente.

O presente capítulo discutirá aspectos relacionados à caracterização do lixiviado utilizando parâmetros específicos e comentará como essa caracterização pode subsidiar a escolha de rotas de tratamento para os diferentes tipos de lixiviados encontrados.

2.2 Lixiviados de aterros sanitários

Apresentam-se neste subitem as principais características dos lixiviados gerados em aterros sanitários onde são dispostos resíduos sólidos domésticos. Inicialmente, define-se o termo 'lixiviado' para, em seguida, se discutirem a composição físico-química de diferentes lixiviados e, ainda, os fatores interferentes tanto na sua quantidade quanto na sua qualidade. Por fim, serão apresentadas sugestões de metodologias analíticas para a caracterização dos lixiviados.

2.2.1 Definição

Os lixiviados de aterros sanitários podem ser definidos como o líquido proveniente da umidade natural e da água de constituição presente na matéria orgânica dos resíduos, dos produtos da degradação biológica dos materiais orgânicos e da água de infiltração na camada de cobertura e interior das células de aterramento, somado a materiais dissolvidos ou suspensos que foram extraídos da massa de resíduos.

A norma brasileira NBR 8849/1985 (ABNT, 1985) define lixiviado utilizando o termo 'chorume': o líquido produzido pela decomposição de substâncias contidas nos resíduos sólidos, de cor escura, mau cheiro e elevada Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO).

2.2.2 Composição

As características físicas, químicas e biológicas dos lixiviados dependem do tipo de resíduo aterrado, do grau de decomposição, do clima, da estação do ano, da idade do aterro, da profundidade do resíduo aterrado, do tipo de operação do aterro, entre outros fatores. Logo, pode-se afirmar que a composição dos lixiviados pode variar consideravelmente de um local para outro, como também em um mesmo local e entre épocas do ano (REINHART; GROSH, 1998).

A composição dos lixiviados é mais diretamente influenciada, contudo, pelas características dos resíduos e sua decomposição. As taxas e características da produção de

líquidos e biogás variam ao longo do processo de biodegradação e refletem o processo que acontece dentro do aterro. A duração desses estágios depende das condições físicas, químicas e microbiológicas que se desenvolvem dentro do aterro ao longo do tempo (POHLAND; HARPER, 1986).

Sabe-se que o tempo de aterramento pode influir sobre a qualidade dos lixiviados. Acredita-se que o seu potencial poluidor seja inversamente proporcional ao tempo de aterramento, a despeito do fato de que em aterros em operação essa constatação não seja tão evidente.

Os lixiviados de aterro sanitário são constituídos basicamente de uma mistura de substâncias orgânicas e inorgânicas, compostos em solução e em estado coloidal e diversas espécies de micro-organismos (ANDRADE, 2002).

Os aterros sanitários mais comuns recebem uma mistura de resíduos domésticos, comerciais e resíduos industriais mistos, mas excluem quantidades significativas de resíduos químicos específicos. Dessa maneira, os lixiviados podem ser caracterizados como uma solução aquosa com quatro grupos de poluentes: material orgânico dissolvido (ácidos graxos voláteis e compostos orgânicos mais refratários como ácidos húmicos e fúlvicos), macro componentes inorgânicos (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+ , NH_4^+ , Fe^{2+} , Mn^{2+} , Cl^- , SO_4^{2-} , HCO_3^-), metais pesados (Cd^{2+} , Cr^{3+} , Cu^{2+} , Pb^{2+} , Ni^{2+} , Zn^{2+}) e compostos orgânicos xenobióticos originários de resíduos domésticos e químicos presentes em baixas concentrações (hidrocarbonetos aromáticos, fenóis, pesticidas, entre outros) (CHRISTENSEN *et al.*, 1994 *apud* KJELDTSEN *et al.*, 2002).

Na Tabela 2.1 são apresentados intervalos de variação da composição do lixiviado com a idade do aterro. Observa-se que as faixas de concentração dos parâmetros relativas aos aterros novos são mais elevadas do que nos aterros antigos. É importante salientar que os dados apresentados na Tabela 2.1. são provenientes de aterros sanitários norte americanos e de outros países, cujas condições climáticas, socioeconômicas, dentre outras, diferem das brasileiras. Logo, os lixiviados tendem a apresentar diferentes concentrações dos diversos constituintes presentes na sua composição.

Na Tabela 2.2 é apresentada a composição do lixiviado para os principais aterros brasileiros. Esses valores são um indicativo das possíveis variações encontradas nesse efluente para diferentes aterros no Brasil.

Tabela 2.1 > Variação da composição do lixiviado para diferentes idades de aterros norte americanos

PARÂMETROS	IDADE DO ATERRO (ANOS)			
	0 a 5	5 a 10	10 a 15	> 20
DBO (mg/L)	10.000 - 25.000	1.000 - 4.000	50 - 1.000	< 50
DQO (mg/L)	15.000 - 40.000	10.000 - 20.000	1.000 - 5.000	< 1.000
NTK (mg/L)	1.000 - 3.000	400 - 600	75 - 300	< 50
N-NH ₃ (mg/L)	500 - 1500	300 - 500	50 - 200	< 30
SDT (mg/L)	10.000 - 25.000	5.000 - 10.000	2.000 - 5.000	< 1.000
pH	3 - 6	6 - 7	7 - 7,5	7,5
Cálcio (mg/L)	2.000 - 4.000	500 - 2.000	300 - 500	< 300
Sódio e potássio (mg/L)	2.000 - 4.000	500 - 1.500	100 - 500	< 100
Ferro e magnésio (mg/L)	500 - 1.500	500 - 1.000	100 - 500	< 100
Zinco (mg/L)	100 - 200	50 - 100	10 - 50	< 10
Cloreto (mg/L)	1.000 - 3.000	500 - 2.000	100 - 500	< 100
Sulfato (mg/L)	500 - 2.000	200 - 1.000	50 - 200	< 50
Fósforo (mg/L)	100 - 300	10 - 100	-	<10

FONTE: FARQUHAR (1989) APUD EL-FADEL ET AL (2002).

Tabela 2.2 > Variação da composição do lixiviado gerado em aterros brasileiros

VARIÁVEL	FAIXA MÁXIMA	FAIXA MAIS PROVÁVEL	FVMP (%)
pH	5,7 - 8,6	7,2 - 8,6	78
Alcalinidade total (mg/L de CaCO ₃)	750 - 11.400	750 - 7.100	69
Dureza (mg/L de CaCO ₃)	95 - 3.100	95 - 2.100	81
Condutividade (µS/cm)	2950 - 2.500	2950 - 17 660	77
DBO (mg/L de O ₂)	< 20 - 30.000	< 20 - 8.600	75
DQO (mg/L de O ₂)	190 - 80.000	190 - 22.300	83
Óleos e graxas (mg/L)	10 - 480	10 - 170	63
Fenóis (mg/L de C ₆ H ₅ OH)	0,9 - 9,9	0,9 - 4,0	58
NTK (mg/L de N)	80 - 3.100	Não há	-
N-amoniaco (mg/L de N)	0,4 - 3.000	0,4 - 1.800	72
N-orgânico (mg/L de N)	5 - 1.200	400 - 1.200	80
N-nitrito (mg/L de N)	0 - 50	0 - 15	69
N-nitrato (mg/L de N)	0 - 11	0 - 3,5	69
P-total (mg/L)	0,1 - 40	0,1 - 15	63
Sulfeto (mg/L)	0 - 35	0 - 10	78
Sulfato (mg/L)	0 - 5.400	0 - 1.800	77
Cloreto (mg/L)	500 - 5.200	500 - 3.000	72

Sólidos totais (mg/L)	3 200 - 21.900	3 200 - 14.400	79
Sólidos totais fixos (mg/L)	630 - 20.000	630 - 5.000	60
Sólidos totais voláteis (mg/L)	2 100 - 14 500	2 100 - 8.300	74
Sólidos suspensos totais (mg/L)	5 - 2.800	5 - 700	68
Sólidos suspensos voláteis (mg/L)	5 - 530	5 - 200	62
Ferro (mg/L)	0,01 - 260	0,01 - 65	67
Manganês (mg/L)	0,04 - 2,6	0,04 - 2,0	79
Cobre (mg/L)	0,005 - 0,6	0,05 - 0,15	61
Níquel (mg/L)	0,03 - 1,1	0,03 - 0,5	71
Cromo (mg/L)	0,003 - 0,8	0,003 - 0,5	89
Cádmio (mg/L)	0 - 0,26	0 - 0,065	67
Chumbo (mg/L)	0,01 - 2,8	0,01 - 0,5	64
Zinco (mg/L)	0,01 - 8,0	0,01 - 1,5	70

FVMP: FREQUÊNCIA DE OCORRÊNCIA DOS VALORES MAIS PROVÁVEIS.

FONTE: SOUTO E POVINELLI (2007).

2.2.3 Geração de lixiviados e fatores intervenientes

A geração do lixiviado acontece quando o teor de umidade dos resíduos excede sua capacidade de campo, definida como a máxima umidade retida em um meio poroso sem produzir percolação (EL-FADEL *et al*, 2002).

O processo de geração do lixiviado pode ser influenciado por fatores climáticos (precipitação pluviométrica, evapotranspiração e temperatura), hidrogeológicos (escoamento superficial, infiltração, topografia, geologia e recirculação do lixiviado), pelas características da camada de cobertura (umidade, vegetação, declividade), características dos resíduos (composição gravimétrica, compactação, permeabilidade, granulometria, peso específico, etc.) e pelo método de impermeabilização do local.

É necessária uma estimativa aproximada da quantidade de lixiviado gerado para o dimensionamento dos sistemas de drenagem, armazenamento e tratamento de efluentes em um aterro sanitário. Além disto, um entendimento melhor do fluxo de umidade no aterro é particularmente importante para a avaliação da degradação dos resíduos e produção de biogás (MORAVIA, 2007).

Fatores não controláveis, como o regime pluviométrico a que está submetida a região onde se localiza o aterro sanitário e a velocidade de degradação dos resíduos pela ação dos micro-organismos, tornam difícil uma estimativa precisa da geração de lixiviados. Métodos para estimar o volume de lixiviado gerado vêm sendo desenvolvidos e aprimorados. Castilhos Junior *et al* (2003) afirmam que os métodos mais empregados são o método suíço e o método do balanço hídrico.

Outros métodos também têm sido utilizados, destacando-se aqueles que envolvem modelos matemáticos mais complexos e que, geralmente, são implementados em programas computacionais, tornando-se os mais conhecidos (CATAPRETA, 2008):

- HELP (Hydrologic Evaluation of Landfill Performance);
- SWB (Serial Water Balance Method);
- MOBYDEC (Global Model for Landfill Hydrologic Balance);
- UNSAT-H (Unsaturated Soil Water and Heat Flow Model);
- MODUELO.

No Edital 3 do Programa de Pesquisas em Saneamento Básico (Prosab), a Universidade Federal de Santa Catarina desenvolveu um software com esse mesmo fim: trata-se do software SADES, disponível no site da Financiadora de Estudos e Pesquisas (Finep) (FIRTA; CASTILHOS JUNIOR, 2003).

O método suíço aplica coeficientes empíricos que dependem do grau de compactação dos resíduos ou do seu peso específico (CETESB, 1979; LIMA, 1995 *apud* IPT/CEMPRE, 2000), da seguinte forma:

- para aterros pouco compactados e cujos resíduos aterrados apresentam um peso específico entre 4 kN.m^3 ($0,4 \text{ tf.m}^3$) e 7 kN.m^3 ($0,7 \text{ tf.m}^3$), estima-se que de 25 a 50% da precipitação média anual que incide sobre a área do aterro transforme-se em lixiviados;
- para aterros mais compactados, com peso específico maior que 7 kN.m^3 ($0,7 \text{ tf.m}^3$), espera-se que 15 a 25% da precipitação média anual que incide sobre a área do aterro transforme-se em lixiviados.

O balanço hídrico consiste na soma das parcelas de água que entram e na subtração das que deixam a célula do aterro durante o período monitorado (IPT/CEMPRE, 2000).

Nos aterros sanitários ocorrem diferentes processos biológicos, físicos e químicos que afetam constantemente a composição do lixiviado, exercendo, assim, influência sobre as suas características. Esses processos são influenciados por uma série de fatores (QASIM; CHIANG, 1994), dos quais se podem ressaltar três grupos principais:

- Fatores climatológicos e correlatos: regime de chuvas e precipitação pluviométrica anual, escoamento superficial, infiltração, evapotranspiração e temperatura;
- Fatores relativos aos resíduos: composição, densidade e teor de umidade inicial;

- Fatores relativos ao tipo de operação: características de permeabilidade do aterro, idade do aterro e profundidade do aterro.

É difícil definir um lixiviado típico, pois sua composição varia muito de acordo com esses fatores. Além disto, o lixiviado frequentemente contém altas concentrações de uma variedade de substâncias que podem causar interferências nas análises, comprometendo a comparação dos resultados (HO; BOYLE; HAM, 1974).

A biodegradação dos resíduos sólidos urbanos pode ser afetada pelo teor de oxigênio, pH/alcalinidade, presença de sulfatos, nutrientes, toxinas, temperatura e teor de umidade (WARITH; SHARMA, 1998). Tais fatores são ditos intervenientes por influenciarem diretamente as características do lixiviado. A seguir, encontra-se uma breve descrição desses fatores e seus interferentes, baseada em Silva (2005).

- Oxigênio: as *arqueas* metanogênicas são anaeróbias estritas e, por isso, particularmente sensíveis à presença de oxigênio. Nos aterros convencionais pode haver oxigênio nas camadas superiores, dependendo do tipo de camada de cobertura final utilizada e, nesse caso, seu consumo pelas bactérias aeróbias acontece imediatamente.
- pH: as *arqueas* metanogênicas sobrevivem em uma estreita faixa de pH, que varia de 6,6 a 7,3. Quando uma população de *arqueas* metanogênicas apresenta-se em quantidade suficiente e as condições ambientais no interior do sistema de tratamento ou disposição final são favoráveis, elas utilizam os ácidos intermediários tão rapidamente quanto eles são formados (CHERNICHARO, 1997).
- Sulfato: sulfatos, sulfitos e outros compostos à base de enxofre são utilizados como aceptores de elétrons durante a oxidação de compostos orgânicos, reduzidos a sulfeto por meio da ação de bactérias sulforredutoras (CHERNICHARO, 1997). Na presença de elevadas concentrações de sulfato, as bactérias sulforredutoras passam a competir pelos substratos disponíveis com as bactérias fermentativas, acetogênicas e *arqueas* metanogênicas; assim, a produção de metano decresce de forma acentuada (CHERNICHARO, 1997; WARITH; SHARMA, 1998). A redução dos sulfatos também ocasiona a precipitação de metais pesados sob a forma de sulfetos, havendo a possibilidade de esses elementos ficarem retidos na massa de RSU ou serem eliminados dos lixiviados por filtração.
- Nutrientes: os micro-organismos que atuam na degradação anaeróbia dos RSU requerem a presença de nutrientes como enxofre, cálcio, magnésio, zinco, cobre, cobalto, molibdênio, selênio e, principalmente, nitrogênio e

fósforo. As necessidades nutricionais das populações microbianas são específicas e usualmente estabelecidas de forma empírica a partir da composição química das células microbianas (CHERNICHARO, 1997). Esses nutrientes são encontrados na maioria dos aterros. Contudo, nos casos em que há limitação de nutrientes para a degradação anaeróbia, o fósforo é o elemento limitante mais comum (WARITH; SHARMA, 1998).

- Agentes inibidores: além dos efeitos inibidores relacionados ao oxigênio, hidrogênio e sulfato, acredita-se que a presença de sais, sulfetos, metais pesados e outros compostos específicos possa ocasionar a inibição da metanogênese. Cátions, incluindo o sódio, potássio, cálcio, magnésio e amônia, estimulam a degradação anaeróbia quando se encontram em baixas concentrações, além de serem inibidores em elevadas concentrações (WARITH; SHARMA, 1998).
- Temperatura: variações sazonais de temperatura, teor de umidade disponível, profundidade e idade dos resíduos podem afetar a temperatura na massa de RSU. Em pequenas profundidades e próximo à camada de cobertura final, a temperatura dos RSU varia em função das mudanças sazonais. Temperaturas continuamente mais elevadas são observadas em profundidades maiores e em locais onde há umidade disponível. Estudos demonstraram que, em aterros profundos que possuem fluxo de água moderado, temperaturas de 30 a 40 °C são esperadas, mesmo em climas temperados (CHRISTESEN; KJELDSEN, 1989 *apud* WARITH; SHARMA, 1998).
- Teor de umidade: entre todos os fatores que afetam a degradação em um aterro, o teor de umidade foi identificado como o mais crítico (REINHART; AL-YOUSFI, 1996). A presença de água é importante para o primeiro passo da degradação anaeróbia (hidrólise), além de promover a diluição de agentes inibidores e facilitar a distribuição de micro-organismos e nutrientes na massa de RSU. Verificou-se um crescimento exponencial nas taxas de produção de gás quando o teor de umidade foi elevado de 25 para 60% (CHRISTESEN; KJELDSEN, 1989 *apud* WARITH; SHARMA, 1998). A aceleração da hidrólise pode, contudo, levar à inibição da metanogênese em função do aumento da concentração de ácidos orgânicos, com consequente diminuição do pH para faixas tóxicas às *arqueas* metanogênicas.

2.2.4 Caracterização dos lixiviados de aterros sanitários

A caracterização de efluentes biológicos em geral pode ser realizada em três níveis: identificação individual dos compostos, identificação de classes de compostos e determinação de parâmetros coletivos específicos e não específicos (BARKER; STUCKEY, 1999). Os parâmetros coletivos não específicos ou convencionais são métodos padro-

nizados na literatura e usualmente empregados na caracterização de efluentes. Os parâmetros coletivos específicos, tais como DQO inerte, biodegradabilidade aeróbia e distribuição de massa molecular, são métodos de caracterização encontrados na literatura, ainda não padronizados, e que fornecem informações direcionadas a uma determinada propriedade do efluente (MORAVIA, 2007).

2.2.4.1 Parâmetros coletivos não específicos ou convencionais

Os principais parâmetros físico-químicos utilizados na caracterização convencional do lixiviado são: o potencial hidrogeniônico (pH), a Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), a Demanda Química de Oxigênio (DQO), o nitrogênio Total Kjeldahl (NTK) e Nitrogênio Amoniacal (N-NH_3), Fósforo, Cloretos, Alcalinidade, Série de Sólidos, Metais Pesados (Cd, Ni, Zn, Cu e Pb, principalmente) e outros metais (por exemplo Al e Fe).

a) pH

O pH é um parâmetro que retrata o processo de decomposição biológica da matéria orgânica. Em processos de biodegradação anaeróbia, o desenvolvimento dos microorganismos está relacionado diretamente às faixas predominantes de pH. Os ácidos orgânicos voláteis são excelentes indicadores do grau de degradabilidade e do andamento dos processos anaeróbios, pois são gerados na fase acidogênica (aterros jovens) e consumidos na fase metanogênica. O desenvolvimento de *arqueas* metanogênicas ocorre em faixas de pH entre 6,7 e 7,4 (TCHOBANOGLIOUS; THEISEN; VIGIL, 1993).

b) Matéria orgânica

Os estudos de caracterização da matéria orgânica realizados no Brasil se limitam a determinar a matéria orgânica no efluente, em forma de DQO e DBO (AMARAL, 2007). A relação DBO/DQO tem sido usada como um indicador do nível de degradação biológica do lixiviado, apesar de suas limitações. Para aterros jovens, os valores da relação DBO/DQO variam entre 0,5 e 0,8, pois uma fração considerável da DQO corresponde a ácidos graxos voláteis; para aterros antigos esses valores caem para a variação de 0,04 a 0,08, pois a maior parte dos compostos biodegradáveis já foi degradada.

Um grande problema relacionado à caracterização de lixiviados é a falta de preocupação com a descrição da natureza dessa matéria orgânica. Tão importante quanto saber a carga de matéria orgânica do lixiviado é saber qual a constituição dessa fração, pois ali podem estar presentes substâncias com características tóxicas. Várias substâncias orgânicas já identificadas no lixiviado se destacam pelo seu comprovado potencial carcinógeno ou co-carcinógeno. Alguns exemplos dessas substâncias são: dodecano, clorofórmio, tetracloroeto de carbono, benzeno, tolueno, xileno, fenol, clorofenóis, nitrofenóis, antraceno e diclorometano, entre outros (SCHWARZENBACK; GSCHWEND; IMBODEN, 1993).

- Bernard *et al.* (1996) desenvolveram testes de toxicidade de amostras de lixiviado coletadas em vários aterros sanitários na França que recebiam apenas resíduo doméstico, resíduo industrial não-tóxico e resíduo doméstico misturado a resíduo industrial tóxico. Nesses estudos, foram utilizadas microalgas, rotíferos, crustáceos, protozoários e bactérias luminescentes, que são espécies pertencentes aos três níveis tróficos da cadeia alimentar (produtores, consumidores e decompositores). Na Tabela 2.3 são apresentadas algumas das características metodológicas empregadas.

Tabela 2.3 > Características metodológicas dos testes empregados para lixiviado

NÍVEL TRÓFICO	ORGANISMO	PONTO FINAL	DURAÇÃO
Produtor	Microalga: <i>Scenedesmus subspicatus</i>	Inibição de crescimento	5 dias
Consumidores	Rotíferos: <i>Brachionus calyciflorus</i>	Morte	24 horas
	Crustáceos: <i>Daphnia magna</i> , <i>Ceriodaphnia dubia</i> e <i>Thamnocephalus platyurus</i>	Morte	24 horas
Decompositores	Bactéria: <i>Vibrio fischeri</i>	Inibição de luminescência	30 minutos
	Protozoários: <i>Spirostomum ambiguum</i>	Morte	24 horas

FORNTE: BERNARD *ET AL.* (1996).

Em relação aos níveis de toxicidade, os resultados dos ensaios revelaram que o lixiviado resultante do resíduo doméstico é mais tóxico do que aquele resultante de resíduos exclusivamente industriais. Os maiores níveis de toxicidade foram detectados nos aterros que receberam resíduos industriais misturados aos domésticos (BERNARD *et al.*, 1996). Observa-se que, embora o estudo aponte para níveis de toxicidade, não se sabe quais os compostos orgânicos ou inorgânicos que conferem essa toxicidade ao meio, o que torna importante investigar tanto a fase de aterramento, ou seja, qual a composição do resíduo aterrado, como o lixiviado gerado quanto a essa caracterização.

c) Cloretos

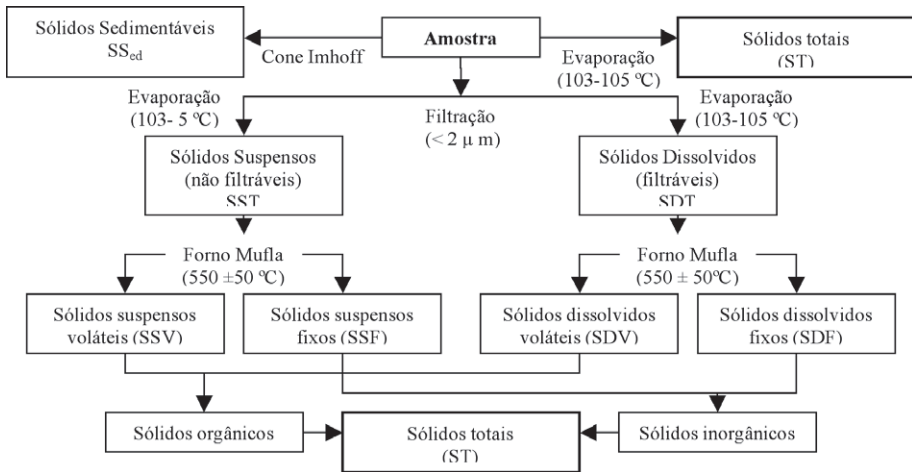
Os cloretos (Cl⁻) são advindos da dissolução de sais e geralmente não constituem um problema de toxicidade para os micro-organismos responsáveis pela degradação biológica. Segundo Chernicharo (1997), a toxicidade por sais está associada ao cátion, e não ao ânion do sal. Adicionalmente, os íons cloreto podem provocar efeito antagônico ao se combinarem com cátions metálicos, como prata, mercúrio e chumbo, formando complexos estáveis e reduzindo, assim, a concentração desses metais na forma solúvel e, conseqüentemente, os riscos de toxicidade no efluente.

d) Alcalinidade

É a medida da capacidade, dos íons presentes em um meio, de neutralizar ácidos resistindo a possíveis oscilações do pH. A alcalinidade pode ser devida a bicarbonatos, carbonatos ou hidróxidos. Existe uma correlação entre pH, alcalinidade e teor de ácidos voláteis que determina o sistema ácido/base, devendo esta relação ser mantida dentro de certos limites para que um equilíbrio químico satisfatório entre os microorganismos atuantes na degradação biológica seja alcançado e preservado.

e) Sólidos

Todos os contaminantes da água, com exceção dos gases dissolvidos, contribuem para a concentração de sólidos. A presença de sólidos suspensos nas águas leva a um aumento da turbidez, influenciando diretamente na entrada de luz e diminuindo o valor de saturação do oxigênio dissolvido. A Figura 2.1. apresenta a metodologia empregada para análise de sólidos em lixiviados.



FORTE: ADAPTADO DE BERNARDES E SOARES (2005) APUD MORAVIA (2007).

Figura 2.1 Metodologia de análise de sólidos no lixiviado

O termo 'sólidos sedimentáveis' é aplicado aos sólidos em suspensão que sedimentam, sob condições específicas, em razão da influência da gravidade. A distinção entre sólidos dissolvidos e suspensos refere-se ao tamanho das partículas e sua capacidade para passar por um papel filtro de tamanho específico ($< 2 \mu\text{m}$). Ao submeter os sólidos a uma temperatura elevada ($550 \pm 50 \text{ }^\circ\text{C}$), a fração orgânica é volatilizada, permanecendo após combustão apenas a fração inorgânica. Portanto, os sólidos voláteis

representam uma estimativa da matéria orgânica nos sólidos, ao passo que os sólidos não voláteis (fixos) representam a matéria inorgânica ou mineral (MORAVIA, 2007).

f) Metais pesados

A grande variabilidade de embalagens (ferrosas ou não) dispostas pós-uso em aterros sanitários são a principal fonte de metais posteriormente encontrados nos lixiviados. Atenção também deve ser dada aos materiais de cobertura empregados, os quais podem ser eventuais fontes dessas substâncias. A concentração de metais como Fe, Mn, Zn, Cu, Pb e Cd pode ser elevada em aterros jovens devido ao ambiente ácido que permite a solubilização dos íons metálicos. Com o passar do tempo, o pH tende a aumentar e essas concentrações tendem a diminuir.

O grande problema dos metais pesados é sua capacidade de formar complexos organometálicos por reações de complexação com as moléculas orgânicas. A formação desses complexos facilita o transporte de metais e a mobilidade de diversos contaminantes orgânicos (ANDRADE, 2002). Durante a fase acidogênica, ocorre a complexação das espécies metálicas. Na metanogênese, o pH eleva-se propiciando a precipitação de metais (ANDRADE, 2002). Nessa fase também ocorre a formação de sulfetos pela redução de sulfatos, que têm a capacidade de formar precipitados principalmente com Cd, Ni, Zn, Cu e Pb (KJELDSEN *et al.*, 2002).

2.2.4.2 Parâmetros coletivos específicos e identificação de compostos

A caracterização a partir de parâmetros coletivos fornece informações práticas na compreensão dos fenômenos que ocorrem em praticamente todas as etapas do tratamento, possibilitando o aperfeiçoamento das tecnologias, a definição de procedimentos operacionais mais eficientes, o aprimoramento dos modelos matemáticos e, conseqüentemente, a concepção de fluxogramas de estações de tratamento de lixiviados mais coerentes para a remoção de carga orgânica. Amaral (2007) realizou estudos pioneiros para o desenvolvimento de métodos analíticos para a caracterização de lixiviados de aterro sanitário empregando parâmetros coletivos de identificação de compostos orgânicos.

Nessa revisão foram abordados os seguintes parâmetros: DQO inerte, biodegradabilidade aeróbia e anaeróbia, distribuição de massa molecular e identificação de compostos.

a) DQO inerte

A identificação das características do efluente com ênfase na matéria orgânica faz parte da estratégia operacional do tratamento biológico. Um dos parâmetros mais amplamente usados para essa identificação é a DQO. Esse parâmetro tem sido amplamente empregado, principalmente por sua facilidade analítica e por prover um balanço de elétrons e energia entre o substrato orgânico, biomassa e oxigênio utilizado. Por outro lado, ele não diferencia a matéria orgânica biodegradável da inerte; além disso,

outros elementos podem interferir nos resultados analíticos, como a presença de cloretos, manganês, entre outros. A fração de DQO inerte passa pelo tratamento inalterada, mascarando o resultado de tratabilidade biológica e, dessa forma, dificultando o estabelecimento de um critério de limitação expresso em termos de DQO (GERMILLI; ORHON; ARTAN, 1991).

A determinação da DQO inerte pode ser feita através do método de GERMILLI et al. (1991), e consiste do monitoramento de dois reatores em paralelo inoculados com a mesma DQO inicial, um alimentado com a amostra e outro com glicose. Considerando que a DQO inerte (SI) e os produtos metabólicos residuais solúveis (SP) totalizam a DQO residual (SR_{tefl}) e que a fração de DQO inerte da glicose é nula, a DQO inerte do efluente é a diferença entre a DQO residual da amostra e a DQO da solução de glicose no final do experimento (SR_{tgl}), quando a atividade biológica se encerra. As Equações 2.1, 2.2 e 2.3 determinam a DQO inerte.

$$S_{R_{tefl}} = S_i + S_p \quad \text{Equação 2.1}$$

$$S_{R_{tglyc}} = S_p \quad \text{Equação 2.2}$$

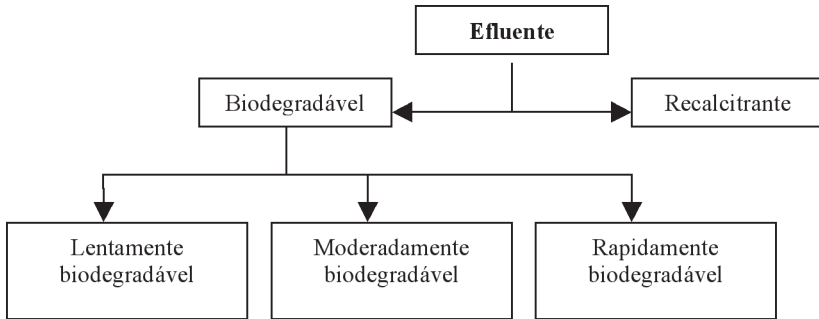
$$S_i = S_{R_{tefl}} - S_{glyc} \quad \text{Equação 2.3}$$

b) Biodegradabilidade aeróbia

Os compostos biodegradáveis são aqueles suscetíveis à decomposição pela ação dos micro-organismos, e podem ser classificados de acordo com a facilidade de degradação e, indiretamente, com o estado físico dos compostos em rapidamente, moderadamente ou lentamente biodegradáveis. Os compostos rapidamente biodegradáveis apresentam-se geralmente na forma solúvel, consistindo em moléculas relativamente simples que podem ser utilizadas diretamente pelas bactérias heterotróficas. Os compostos moderada e lentamente biodegradáveis apresentam-se geralmente na forma particulada, embora possa existir matéria orgânica solúvel de degradação mais lenta, constituída por moléculas mais complexas que também demandam o processo de hidrólise.

Os compostos recalcitrantes são aqueles que resistem à biodegradação e tendem a persistir e acumular no ambiente. Tais materiais não são necessariamente tóxicos aos micro-organismos, mas são simplesmente resistentes ao ataque metabólico. Na Figura 2.2 é apresentado um esquema que ilustra a classificação da biodegradabilidade de um efluente.

A avaliação da biodegradabilidade aeróbia subsidia a determinação da concepção de sistemas de tratamento aeróbio mais adequados para uma condição específica, podendo evitar problemas futuros como baixas eficiências e custos elevados de manutenção e operação.



FONTE: MORAVIA (2007).

Figura 2.2 Classificação da biodegradabilidade de um efluente

No entanto, a biodegradabilidade do efluente é afetada por muitos fatores (ALEXANDER, 1973; PAINTER, 1995). Os fatores mais relevantes são: fonte e quantidade de micro-organismos e condições físico-químicas do meio, como concentração de oxigênio, temperatura, pH, entre outros.

Uma das formas de determinação da biodegradabilidade aeróbia é através do método de Zahn-Wellens, que consiste no monitoramento da depleção de DQO de reatores de 2 litros alimentados com amostra, solução de nutrientes contendo CaCl_2 , $\text{FeCl}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$, MnSO_4 , tampão fosfato e lodo proveniente de reatores aeróbios como inoculo, até a sua estabilização, analisando-se a DQO a cada dois dias. Os reatores são incubados a 25°C e submetidos à aeração (OECD, 1995). A biodegradabilidade é dada pela Equação 2.4.

$$\% \text{biodeg.} = \frac{(\text{DQO}_{\text{inicial}} - \text{DQO}_{\text{final}}) \times 100}{f_e \times \text{DQO}_{\text{inicial}}} \quad \text{Equação 2.4}$$

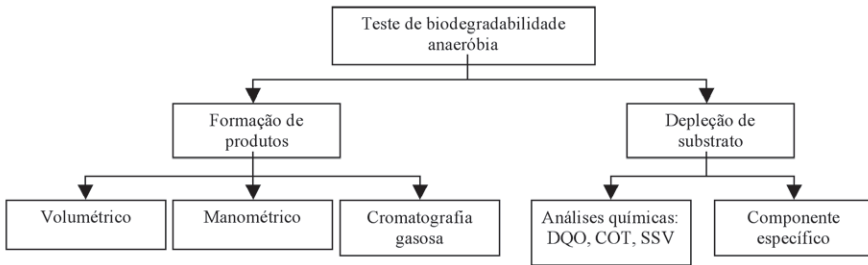
O coeficiente f_e corresponde à fração de substrato empregada na produção de energia pelos micro-organismos envolvidos na biodegradação, podendo variar de 1,0, para a maior energia, a 0,7, para a situação de menor energia durante a degradação aeróbia.

c) Biodegradabilidade anaeróbia

A biodegradabilidade anaeróbia pode ser definida como a fração máxima de matéria orgânica que será eliminada, por digestão anaeróbia, durante um determinado período de tempo e em determinadas condições operacionais, em comparação à fração teórica que pode ser estequiometricamente biodegradável (FIELD; SIERRA; LETTING, 1988; ROZZI; REMIGI, 2004).

A avaliação da biodegradabilidade anaeróbia apresenta grande importância por fornecer mais informações práticas sobre a eficiência do sistema de tratamento, uma vez que pode ser empregado para analisar a concentração de poluentes orgânicos que podem ser convertidos a CH_4 , bem como para avaliar a eficiência do processo e estimar a quantidade de poluentes orgânicos residuais do processo (BARKER; MILKE; MIHELIC, 1999; SPEECE, 1996).

Na literatura, são apresentados diversos métodos para determinação da biodegradabilidade (MULLER; FROMMERT; JORG, 2004). Esses testes de biodegradabilidade são baseados no monitoramento da formação de um ou mais produtos envolvidos na reação biológica, como por exemplo, o teste denominado *Biochemical Methane Potential* (BMP), ou produção acumulada de metano, no monitoramento da depleção do substrato. Na Figura 2.3. é apresentado um esquema que ilustra os diferentes procedimentos para se determinar a biodegradabilidade.



FORTE: AMARAL (2007).

Figura 2.3 Descrição dos tipos de teste de biodegradabilidade anaeróbia

d) Distribuição de massa molecular

O conhecimento das distribuições de massa molecular dos compostos e o estudo das transformações nelas ocorridas durante o tratamento possibilitam o delineamento dos mecanismos de remoção de matéria orgânica e, em consequência, o aperfeiçoamento das tecnologias de tratamento de efluentes (LEVINE; TCHOBANAGLOUS; ASANO, 1985).

Ao longo das etapas do tratamento biológico e/ou físico-químico dos lixiviados, a distribuição de tamanho dos compostos presentes é modificada, afetando a tratabilidade do efluente. Segundo Barker, Milke e Mihelcic (1999), essa alteração deve-se a fatores dinâmicos do processo, como a síntese de novas células, floculação, quebra enzimática de macromoléculas e oxidação bioquímica, e a fatores operacionais, como tempo de detenção hidráulica, configuração do reator e tipo de substrato.

A distribuição de massa molecular pode ser obtida como distribuição discreta por ultrafiltração em membranas. A ultrafiltração envolve a rejeição seletiva de solutos através do fluxo convectivo pela membrana (efeito de polaridade). O papel fundamental de uma membrana é atuar como barreira seletiva, que permite a passagem de certos componentes da mistura, ao passo que retém outros. A seletividade da membrana está relacionada às dimensões da molécula ou partícula e ao tamanho do poro, assim como à difusividade do soluto na matriz e às cargas elétricas a ela associadas (CHERYAN, 1998).

O poro de uma membrana é normalmente referido na literatura e, especialmente, pelos fabricantes, através da massa molecular de corte ou *cut-off*, que designa a massa molecular do menor componente que será retido com uma eficiência de 95%. Em geral, quando se trata da separação de macromoléculas, a unidade mais utilizada para a massa molecular de corte é o Dalton (Da), sendo que 1 Da equivale a uma unidade de massa atômica.

e) Identificação de compostos

A identificação individual ou em classes de compostos pode auxiliar na escolha de processos de pré ou pós-tratamento, direcionando-os à remoção de determinadas substâncias que apresentam, por exemplo, toxicidade ou que são refratárias (AQUINO, 2003). Pode também evitar a disposição *in natura* de substâncias potencialmente tóxicas no ambiente, principalmente no que diz respeito à contaminação de solos, mananciais hídricos subterrâneos e superficiais (NASCIMENTO FILHO; VON MUHLEN; CAMARÃO, 2001).

Várias classes de compostos orgânicos têm sido identificadas nos lixiviados, as quais podem ser classificadas em três grupos: ácidos graxos de baixa massa molecular (MM), substâncias húmicas de MM intermediária e substâncias fúlvicas de MM intermediária. Para lixiviados provenientes de células não estabilizadas (em relação ao processo de decomposição), em torno de 90% do carbono orgânico dissolvido é devido a ácidos graxos voláteis de cadeia curta. A segunda maior fração corresponde aos ácidos fúlvicos. Com o aumento da idade de aterramento, ocorre um decréscimo nas frações de ácidos graxos voláteis e um aumento das substâncias fúlvicas (QASIM; CHIANG, 1994; KJELDSEN *et al.* 2002).

A utilização de Cromatografia Gasosa acoplada à Espectrometria de Massas (CG/EM) constitui uma importante ferramenta de separação e identificação dos constituintes de uma mistura complexa de poluentes orgânicos. Nessa técnica, a amostra é injetada no cromatógrafo a gás e o material eluído é continuamente bombardeado por um feixe de elétrons, obtendo-se, assim, o espectro de massas de cada pico cromatográfico. Esse espectro resultante é característico de cada molécula, o que permite sua completa identificação.

Os principais componentes desse sistema são: o cromatógrafo a gás, que efetua a separação; a interface, que é um dispositivo responsável pela redução da pressão para se chegar às condições de operação do EM; e o espectrômetro de massa, que permite a identificação dos compostos (TEIXEIRA, 1990).

2.3 Características dos lixiviados estudados no Prosab

As Tabelas 2.4 e 2.5 apresentam os dados gerais dos aterros estudados e os resultados da caracterização convencional dos respectivos lixiviados.

Tabela 2.4 > Dados gerais dos aterros estudados

PARÂMETROS	LONDRINA	MORRO DO CÉU	JOÃO PESSOA	BELO HORIZONTE	JARDIM GRAMACHO	GERICINÓ	SÃO LEOPOLDO	MURIBECA
Localização	Londrina/PR	Niterói/RJ	João Pessoa/PB	Belo Horizonte/MG	Rio de Janeiro/RJ	Rio de Janeiro/RJ	São Leopoldo/RS	Jaboatão dos Guararapes/PE
Área (m ²)	19.260	95.000	*	145.000	*	*	*	620.000
Idade em 2008 (anos)	33	25	6	21	30	21	*	23
Clima	Mesotérmico	Tropical	Mediterrâneo ou Nordeste Sub-seco	Tropical de altitude	Tropical	Tropical	Subtropical	Tropical
Vazão de lixiviado (m ³ /d)	17 - 518	300 - 550	100	300 - 450	1.300	500	11	86,4 - 864
Universidade responsável	UEL	UERJ	UFCG	UFMG	UFRJ	UFRJ	Unisinos	UFPE

Uma visão geral indica que os lixiviados investigados apresentam elevada concentração de matéria orgânica em termos de DQO e DBO, nitrogênio e íons cloreto. A razão dos valores de DQO e DBO sugere que os lixiviados dos aterros de João Pessoa, Gericinó, Morro do Céu, Muribeca e São Leopoldo apresentam uma biodegradabilidade variável, ora com comportamento de um lixiviado novo (maior biodegradabilidade) ora como um lixiviado antigo (menor biodegradabilidade). Pode-se atribuir esse fato à operação contínua desses aterros. Para todos os demais lixiviados registra-se a natureza refratária, ou seja, as reações microbiológicas de degradação da DBO são limitadas. A baixa biodegradabilidade desses lixiviados pode ser relacionada à idade dos aterros, uma vez que a biodegradabilidade tende a diminuir com o aumento da idade dos aterros.

Tabela 2.5 > Caracterização convencional dos lixiviados estudados

Valores para os diferentes aterros (média(min-máx))

PARÂMETROS	UNIDADE	LONDRINA	MORRO DO CÉU	JOÃO PESSOA	BELO HORIZONTE	GRAMACHO	GERICINÓ	EXPERIMENTAL UNB	MURIBECA	SÃO LEOPOLDO
Alcalinidade	mg/L	4.227 (2.558 - 5.395)	4.618 (477 - 6.105)	10.770 (8.200 - 14.291)	6.115 (672 - 8.272)	8.607 (2.800 - 24.000)	5.613 (1.350 - 9.000)	1.391 (272 - 4.540)	7.443 (4.976 - 11.593)	5.129 (589 - 13.048)
pH	-	-	7,8 (7,5 - 8,5)	8,3 (8 - 8,6)	8,2 (8,0 - 8,6)	8,4 (7,7 - 9,1)	8,1 (7,4 - 9,0)	8,5 (6,9 - 9,3)	8,2 (7,6 - 8,7)	7,8 (7 - 9)
Cor	UC	-	3.158 (1.148 - 6.200)	-	-	4.129 (240 - 13.400)	2.275 (302 - 9.500)	-	10.089 (6.115 - 14.535)	-
DBO	mg/L	111 (42 - 248)	600 (158 - 1.414)	3.638 (3.516 - 3.760)	124 (20 - 260)	361 (118 - 857)	279 (106 - 2.491)	-	2.788 (467 - 4.526)	3.211 (115 - 7.830)
DOO	mg/L	2.151 (931 - 3.306)	1.525 (685 - 1.913)	12.924 (3.244 - 25.478)	2.739 (1.504 - 3.089)	2.767 (804 - 4.255)	1.623 (672 - 2.592)	1.820 (170 - 5.210)	4.750 (2.102 - 8.416)	5.141 (9.777 - 1.319)
Nitrogênio Total	mg/L	821 (458 - 1.081)	-	-	1.352 (581 - 1.716)	1.187 (420 - 3.122)	10.001 (728 - 2.774)	139 (67 - 241)	-	1.225 (210 - 3.896)
Nitrogênio Amôniaal	mg/L	713 (373 - 1.110)	903 (677 - 1.394)	2.004 (1.024 - 2.738)	1.175 (527 - 1.716)	1.547 (76 - 3.565)	1.323 (68 - 2.630)	98 (5 - 274)	1.492 (697 - 2.052)	826 (136 - 1.803)
Nitrito	mg/L	-	<0,01	238 (176 - 288)	-	0,3 (0,02 - 2,4)	0,22 (0,01 - 2,29)	1 (0 - 7)	-	0,25 (0,1 - 0,5)
Nitrato	mg/L	-	-	10 (7,7 - 13)	-	1,6 (0,1 - 6,2)	0,89 (0,1 - 3,1)	41 (3,3 - 104)	-	15 (2,9 - 32)
Orto-fosfato	mg/L	-	-	-	-	13 (0,82 - 25,8)	9 (0,4 - 45)	-	-	-
Fósforo Total	mg/L	2 (1 - 3)	5,5 (5,4 - 5,5)	23 (23 - 23)	23 (11 - 38)	35 (14 - 60)	22 (3 - 49)	-	11,3 (0,6 - 22)	14 (1,9 - 26)
Cloreto	mg/L	-	2.103 (247 - 5.727)	-	2.314 (1.432 - 3.857)	3.822 (1.904 - 5.804)	2.639 (767 - 24.001)	-	469 (227 - 760)	-
Turbidez	UNT	-	44 (2 - 390)	-	-	208 (19 - 605)	104 (9 - 251)	-	206 (135 - 288)	-
SDT	mg/L	-	5.819 (4.590 - 7.623)	18.288 (11.731 - 24.845)	-	11.838 (956 - 18.078)	6.024 (1.347 - 8.343)	-	8.890 (6.500 - 10.200)	-
SDV	mg/L	-	-	-	-	2.135 (916 - 7.680)	1.371 (0 - 7.518)	-	1.982 (946 - 3.060)	-
SST	mg/L	88 (37 - 136)	127 (40 - 473)	329 (121 - 645)	34 (12 - 67)	58 (13 - 256)	41 (9 - 293)	-	1.485 (882 - 2.082)	-
SSF	mg/L	24 (3 - 51)	-	84 (8 - 154)	13 (2,5 - 42)	17 (0 - 133)	15 (0 - 206)	-	591 (306 - 1020)	-
SSV	mg/L	65 (34 - 117)	68 (12 - 210)	245 (113 - 490)	22 (3 - 53)	39 (2 - 153)	27 (3 - 100)	-	898 (522 - 1.250)	-
ST	mg/L	7.669 (4.010 - 18.845)	5.945 (4.612 - 7.726)	16.331 (11.852 - 25.490)	-	11.878 (440 - 18.160)	5.872 (397 - 8.370)	-	10.396 (7.760 - 11.651)	-
SV	mg/L	2.643 (1.062 - 12.605)	-	7.634 (3.280 - 11.884)	-	2.118 (370 - 7.718)	13.560 (260 - 7.541)	-	2.940 (2.300 - 4.260)	-
SF	mg/L	5.013 (2.922 - 6.351)	-	8.698 (1.484 - 13.606)	-	-	-	-	7.005 (1.959 - 8.680)	-

Os elevados valores de nitrogênio sugerem a demanda por sistemas de tratamento que permitam a sua remoção. Observa-se, também, que a principal forma do nitrogênio presente nos lixiviados é a amoniacal. A elevada concentração de íons cloreto presente nos lixiviados pode causar sérias implicações ao tratamento destes, tanto na etapa de remoção de matéria orgânica quanto na remoção de amônia por processos biológicos. Em relação à concentração de sólidos, observa-se que a maior parte dos sólidos presentes nos lixiviados corresponde a sólidos dissolvidos.

2.4 Estudo de tratabilidade para lixiviado estabilizado

Essa seção apresentará os resultados dos trabalhos executados pela equipe da Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG) quanto à caracterização coletiva com parâmetros específicos e identificação de compostos. A seção foi dividida em metodologia, resultados referentes ao lixiviado estudado pela UFMG e discussões sobre tratabilidade.

2.4.1 Metodologia

2.4.1.1 Amostragem

O lixiviado utilizado para a realização dos experimentos proveio do Aterro Sanitário da Central de Tratamento de Resíduos Sólidos (CTRS) da cidade de Belo Horizonte (MG), em operação desde 1975. O aterro ocupa uma área de 133 hectares e se localiza na região Noroeste da capital mineira, possuindo células de aterramento com diferentes idades e características. O lixiviado foi coletado no reservatório que recebe lixiviado das células AC01, AC03 e AC05, em operação há 20, 10 e 6 anos, respectivamente.

2.4.1.2 DQO inerte

As frações inertes da DQO dos efluentes foram determinadas pelo método proposto por Germili, Orhon e Artan (1991). Para cada ensaio foram utilizados dois reatores em batelada: um alimentado com lixiviado de concentração conhecida e outro com solução de glicose de concentração equivalente ao do lixiviado.

Para determinação da DQO inerte sob condições aeróbias, os reatores foram inoculados com 100 mg/L de lodo coletado em reatores de lodos ativados de Estação de Tratamento de Esgoto previamente aclimatados, 2 mL de cada solução de nutriente (CaCl_2 , $\text{FeCl}_3 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, MgSO_4) e tampão fosfato preparados em conformidade com o método de determinação de DBO_5 (APHA/WWA/WEF, 2005). Todos os reatores foram mantidos sob aeração.

Para determinação da DQO inerte sob condições anaeróbias, os reatores foram inoculados com 100 mg.L de lodo de reator UASB tratando esgoto sanitário coletado na Estação Experimental da ETE-Arrudas (Belo Horizonte, MG), incrementados com 2 mL

de solução de micronutrientes e 200 mL de solução de macronutrientes e agitados continuamente por meio de agitadores magnéticos, sob condições anaeróbias. As soluções de nutrientes foram preparadas de acordo com a Tabela 2.6.

Todos os reatores aeróbios e anaeróbios foram monitorados utilizando-se os parâmetros pH e DQO até que a atividade biológica fosse encerrada (DQO constante por 48 horas).

Tabela 2.6 > Soluções de micro e macronutrientes

SOLUÇÃO	CONSTITUINTES	CONCENTRAÇÃO (g/L)
Macronutrientes	KH_2PO_4	1,50
	K_2HPO_4	6,50
	NH_4Cl	5,00
	$\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_8 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ (não adicionado)	0,50
	$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	1,00
	$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	1,00
Micronutrientes	$\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	2,00
	ZnCl_2	0,05
	$\text{CuCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	0,03
	$\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	0,50
	$(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	0,05
	$\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	0,05
	AlCl_3 (não adicionado)	0,05
	$\text{CaCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (não adicionado)	2,00
	H_3BO_4	0,01
	HCl	1,00

FONTE: OWEN E STUCKEY (1979).

Na Figura 2.4 é apresentada a foto dos reatores, sob condições aeróbias e anaeróbias, empregados na determinação da DQO inerte através do método proposto por Germili, Orhon e Artan (1991).

2.4.1.3 Identificação de compostos

A identificação de compostos foi realizada em duas etapas: extração e análise do extrato em CG/EM. O pré-tratamento da amostra, empregando-se extração líquido-

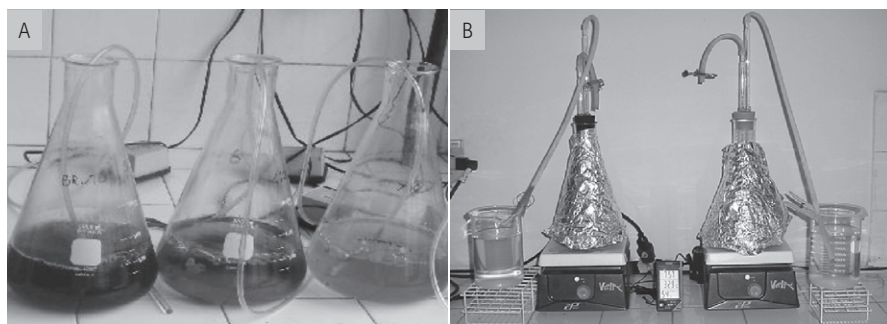


Figura 2.4

Sistema experimental utilizado para determinação de DQO inerte: (A) condições aeróbias e (B) condições anaeróbias

líquido, foi realizado com vistas ao *clean-up* da amostra e à pré-concentração dos compostos orgânicos presentes no lixiviado.

Na extração líquido-líquido, uma alíquota de 500 mL de lixiviado foi transferida para um funil onde foram adicionados 25 mL de clorofórmio. Após agitação por 60 segundos, foi extraída a primeira fase orgânica. Adicionaram-se mais 25 mL de solvente por duas vezes, repetindo-se a extração de tal forma que fossem obtidas três fases orgânicas. Essas fases orgânicas foram reunidas em um único frasco, mantido em repouso para evaporação do solvente até um volume final de aproximadamente 2 mL. Transferiu-se 1 mL do extrato final para um "vial" de 2 mL para posterior análise.

Para tornar as substâncias orgânicas mais estáveis à temperatura no interior do cromatógrafo, foi avaliado o emprego de derivatização. Os extratos obtidos na extração líquido-líquido foram submetidos à derivatização por sinalização. O reagente empregado na sinalização foi N,O-Bis (trimetilsilil) trifluoroacetamida (BSTFA). A etapa de sinalização foi realizada adicionando-se 20 μL do reagente BSTFA ao "vial" contendo 1 mL do extrato descrito anteriormente. A mistura foi agitada e, em seguida, deixada durante 1 hora a 80 °C no próprio forno do cromatógrafo. Os extratos obtidos foram analisados por cromatografia gasosa acoplada à espectrometria de massa.

2.4.1.4 Distribuição de peso molecular

a) Calibração da membrana

Para calibração das membranas de ultrafiltração foram feitas ultrafiltrações em paralelo empregando-se 200 mL de uma solução contendo 50 mg/L de glicose (180Da) e 50 mg/L de proteína soro albumina bovina (BSA) (~66 kDa). A porcentagem de retenção foi então calculada por balanço de massa, determinando-se experimentalmente

a massa de carboidratos (expressa como glicose) e de proteínas (expressa como BSA) retida por cada membrana utilizada.

b) Distribuição de peso molecular

A distribuição de peso molecular do lixiviado foi determinada por meio de uma célula de ultrafiltração (série 8000, modelo 8200, Amicon), conforme mostra a Figura 2.5, operada em paralelo. A ultrafiltração foi realizada por meio de membranas com peso molecular de corte de 1, 10 e 100 kDa. A calibração das membranas foi efetuada previamente.

Primeiramente, as membranas foram lavadas com água deionizada e, depois de filtrados aproximadamente 150 mL de água deionizada, a célula foi despressurizada

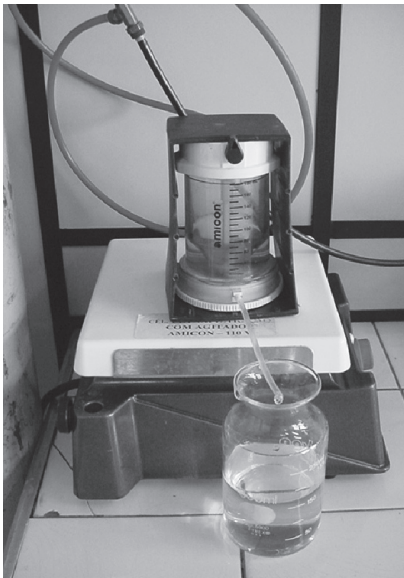


Figura 2.5 Célula de ultrafiltração

e carregada com lixiviado previamente filtrado em um filtro de vidro AP40. Após a filtração de aproximadamente 180 mL de amostra, outros 100 mL de água deionizada foram acrescentados e a ultrafiltração continuou até que o volume retido fosse menor que 20 mL. A célula despressurizada era então deixada sob agitação por cerca de dez minutos, para recuperar compostos eventualmente adsorvidos à membrana, e o volume era aferido com água destilada para 20 mL. Na Figura 2.6 são ilustradas as etapas da ultrafiltração do lixiviado.

c) Caracterização química das frações

As frações retidas foram analisadas quanto à concentração de lipídeos, carboidratos, proteínas e DQO de acordo com os seguintes cálculos:

1. Ultrafiltração da amostra	2. Interrupção em volume de retido = 20 mL	3. Acréscimo de 100 mL de água destilada	4. Interrupção em $V_{\text{retido}} = 20$ mL e agitação durante 10 min

FONTE: AMARAL (2007)

Figura 2.6 Etapas do processo de ultrafiltração

$PM > 100kDa = C$ retido na membrana de $100kDa \times v$ Equação 2.5

PM entre 10 e $100kDa = (C$ retido na membrana de $10kDa - C$ retido na membrana de $100kDa) \times v$ Equação 2.6

PM entre 1 e $10kDa = (C$ retido na membrana de $1kDa - C$ retido na membrana de $10kDa) \times v$ Equação 2.7

$PM < 1kDa = C$ no lixiviado carregou a célula $\times V - C$ retido na membrana de $1kDa \times V$ Equação 2.8

Onde:

PM = peso molecular;

C = concentração de carboidratos, lipídeos, proteínas ou DQO (mg/L);

v = volume do retido (L);

V = volume do lixiviado carregado na célula de ultrafiltração (L).

Os resultados foram, então, expressos em termos de concentração e porcentagem (m.m).

As análises de lipídeos foram realizadas empregando-se o método da sulfofosfovani-
lina (POSTMA; STROES, 1986). O método consiste na adição de ácido sulfúrico con-
centrado, ácido fosfórico concentrado e solução de vanilina, os quais na presença de
lipídeos resultam em uma cor rosa. A absorvância foi lida a 537 nm em espectrofotô-
metro HACH DR2000. A concentração de lipídeos presentes nas amostras foi determi-
nada através de uma curva padrão previamente construída para o óleo de soja Soya.

As análises de carboidrato foram realizadas pelo método do fenol e ácido sulfúrico,
com base na metodologia descrita por Dubois e Gilles (1956). A adição dos reagentes
(fenol e ácido sulfúrico) a amostras que contenham carboidrato resulta em uma colo-
ração laranja. A absorvância foi lida a 488 nm em espectrofotômetro HACH DR2000. A
concentração de carboidratos presentes nas amostras foi determinada através de uma
curva padrão previamente construída para a glicose.

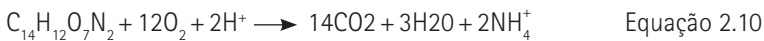
As análises de proteína foram realizadas empregando-se o método de Lowry (1951).
O método de Lowry se baseia na reação do cobre com a proteína em meio alcalino e
pela posterior redução do reagente de fosfomolibdato-fosfotungstenato no reagente
de Folin-Ciocalteu. Quando o reagente Folin-Ciocalteu é adicionado à amostra con-
tendo proteínas e previamente tratada com o cobre, ocorre a redução desse reagente,
resultando em uma cor mais intensa, com absorção máxima em 550 nm. A concentra-
ção de proteínas presentes nas amostras foi determinada através de uma curva padrão
previamente construída para a proteína soro albumina bovina (BSA).

As concentrações de lipídeos, carboidratos e proteínas foram convertidas em DQO e a diferença entre o valor da DQO e do somatório das concentrações de lipídeos, carboidratos e proteínas corresponde à parcela de compostos não identificados, denominada 'outros'. A conversão das concentrações de carboidrato, proteína e lipídeos em DQO foi feita a partir de coeficientes estequiométricos baseados na composição típica de cada substância, de acordo com Henze *et al.* (2002):

Carboidrato ($C_{10}H_{18}O_9$):



Proteína ($C_{14}H_{12}O_7N_2$):



Lípido ($C_8H_6O_2$):



Com base nessas reações de oxidação, os fatores de conversão foram calculados como 1,13 gDQO g⁻¹ para carboidrato, 1,2 gDQO g⁻¹ para proteína e 2,03 gDQO g⁻¹ para lipídeos. Aquino e Chernicharo (2005) determinaram esses fatores de conversão experimentalmente, obtendo-se os seguintes valores: 1,01 gDQO g⁻¹ para carboidrato, 1,56 gDQO g⁻¹ para proteína e 1,55 gDQO g⁻¹ para lipídeos. Essa diferença entre os resultados teóricos e empíricos provavelmente se deve à consideração de diferentes representantes típicos de cada classe. Com relação aos fatores de conversão de lipídeos, os quais apresentaram maior diferença entre si, uma justificativa seria a tendência de compostos hidrofóbicos apresentarem DQO menor do que o valor teórico em função da sua adsorção nas paredes de recipientes, pipetas, ponteiras, etc. (BAKER; MILKE; MIHELIC, 1999).

2.4.2. Resultados e discussão

2.4.2.1. DQO Inerte

Na Figura 2.7 são apresentados os perfis da DQO solúvel durante o período de monitoramento do experimento empregando-se o método proposto por Germili, Orhon e Artan (1991) sob condições aeróbias e anaeróbias. As amostras empregadas foram diluídas quatro vezes e, na Tabela 2.7, apresenta-se o resumo dos resultados obtidos. Observa-se que o lixiviado apresenta DQO inerte correspondente a 1,094 mg/L e 1,270 mg/L sob condições aeróbias e anaeróbias, respectivamente, e que a lise ocorreu aproximadamente por volta do 17º dia de incubação, haja vista que nesse dia houve um aumento nos valores de DQO_{total} e DQO_{filtrada}.

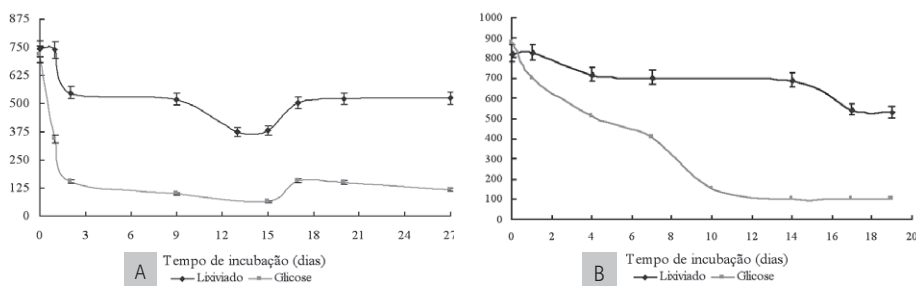


Figura 2.7 Perfil de DQO solúvel sob condições aeróbias (A) e anaeróbias (B)

Tabela 2.7 > Resultado dos experimentos obtidos com o teste de Germili *et al.* (1991)

PARÂMETRO	CONDIÇÕES AERÓBIAS	CONDIÇÕES ANAERÓBIAS
DQO inicial lixiviado (mg/L)	2578	2374
DQO final lixiviado (mg/L)	373	544
DQO final glicose (mg/L)	100v	106
DQO inerte (mg/L)	273	438
DQO inerte* (mg/L)	1094	1270

*APÓS CORREÇÃO PELO FATOR DE DILUIÇÃO (QUATRO VEZES).

Observa-se que as frações de DQO inerte a processos aeróbios e anaeróbios são relativamente equivalentes, uma vez que aproximadamente 44 e 42% da DQO do lixiviado foi caracterizada como inerte ao metabolismo aeróbio e anaeróbio, respectivamente.

A alta concentração de DQO inerte encontrada justifica a baixa biodegradabilidade representada pela baixa relação DBO/DQO e reforça a hipótese de que a parcela da DQO denominada 'outros' e presente em todas as frações do lixiviado ($x < 1$ kDa, $1 < x < 10$ kDa, $10 < x < 100$ kDa e $x > 100$ kDa) apresenta natureza refratária. Tais resultados sugerem que lixiviados com essas características demandam sistemas de tratamento que conjuguem processos físico-químicos atuando como pré ou pós-tratamento de processos biológicos.

2.4.2.2 Identificação de Compostos

Observou-se que muitos dos compostos identificados podem ser produtos de biodegradação microbiana e hidrólise dentro da própria célula de aterramento, enquanto outros podem ter origem sintética, ou seja, são produtos que podem ter sido liberados de embalagens de produtos desinfetantes, plastificantes, produtos de higiene pessoal e produtos de limpeza.

Alguns dos compostos orgânicos identificados podem ser considerados constituintes da fração de DQO inerte. Compostos tais como 2- [2-propenil] ciclohexanona, bis [2-me-

tilpropil] éster de 1,2-ácido benzeno dicarboxílico, 2-etil ácido hexanóico, 4,4-[1-metil etilidene] bis-fenol, 1-metil, 4-(1metil etil) 1,2-ciclohexanodiol, 4-hidroxi- α , α , 4-trimetil ciclo hexano metanol, cânfora, ácido primário, hidroximetil dihidrofuran-2-ona e epoxitriciclo [4.1.0.0 (3,5)] heptano, provavelmente serão resistentes à degradação biológica ou, mesmo sendo biodegradáveis, demandarão um tempo de retenção superior ao usualmente empregado em sistemas de tratamento biológico.

Outros compostos podem estar associados à baixa biodegradabilidade tanto aeróbia quanto anaeróbia em curto prazo. São compostos lentamente biodegradáveis como 8-hexadecino, ácidos tetradecanoico, pentadecanoico, hexadecanoico e octadecanoico, tetratetracontano, heptacosano, hexatriacontano, entre outros.

Na Figura 2.8 são apresentados os percentuais de cada classe de compostos identificados neste estudo, obtidos pela razão da soma da área dos compostos de cada classe pela soma da área de todos os compostos, os quais representam uma medida indireta da concentração de compostos orgânicos de cada classe.

Observa-se a predominância de ácidos, seguida pela classe de compostos cíclicos e fenólicos, que podem ser responsáveis pela baixa biodegradabilidade do lixiviado.

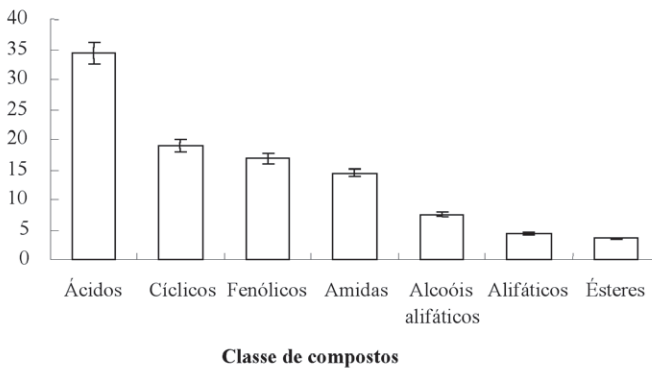


Figura 2.8 Percentual de classe de compostos

2.4.2.3 Distribuição de peso molecular

Na Figura 2.9 são apresentadas as caracterizações das frações obtidas da ultrafiltração das amostras das células AC01, AC03 e AC05, respectivamente. Os gráficos apresentam, para cada fração de peso molecular, a percentagem de carboidratos, lipídeos, proteínas e 'outros', expressos como DQO. A expressão dos resultados, dessa forma, permite avaliar a contribuição relativa de cada classe de compostos em cada fração de tamanho resultante da ultrafiltração.

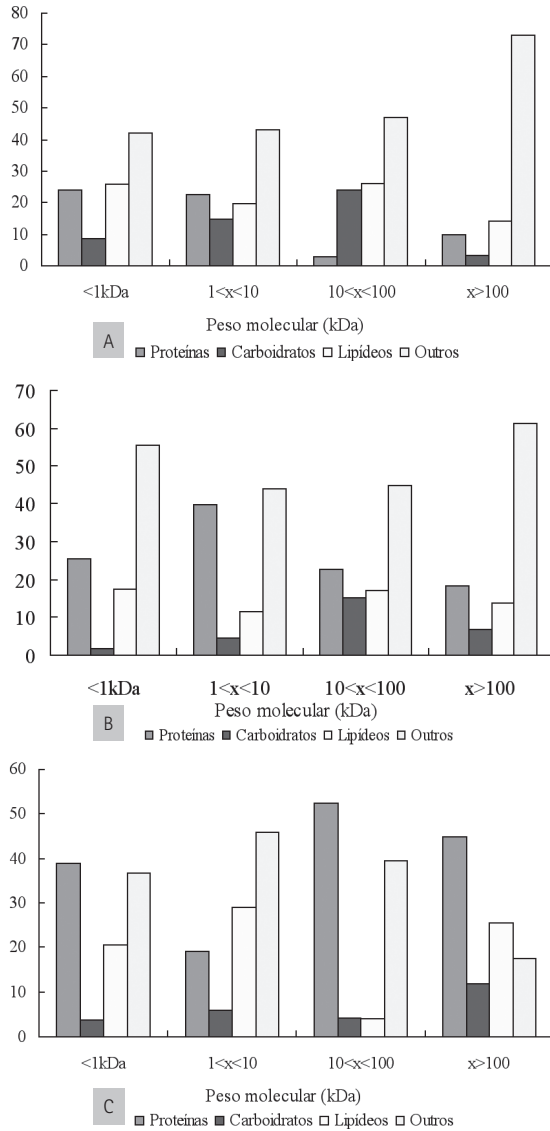


Figura 2.9

Distribuição de pesos moleculares do lixiviado da célula (A) AC01, (B) AC03 e (C) AC05

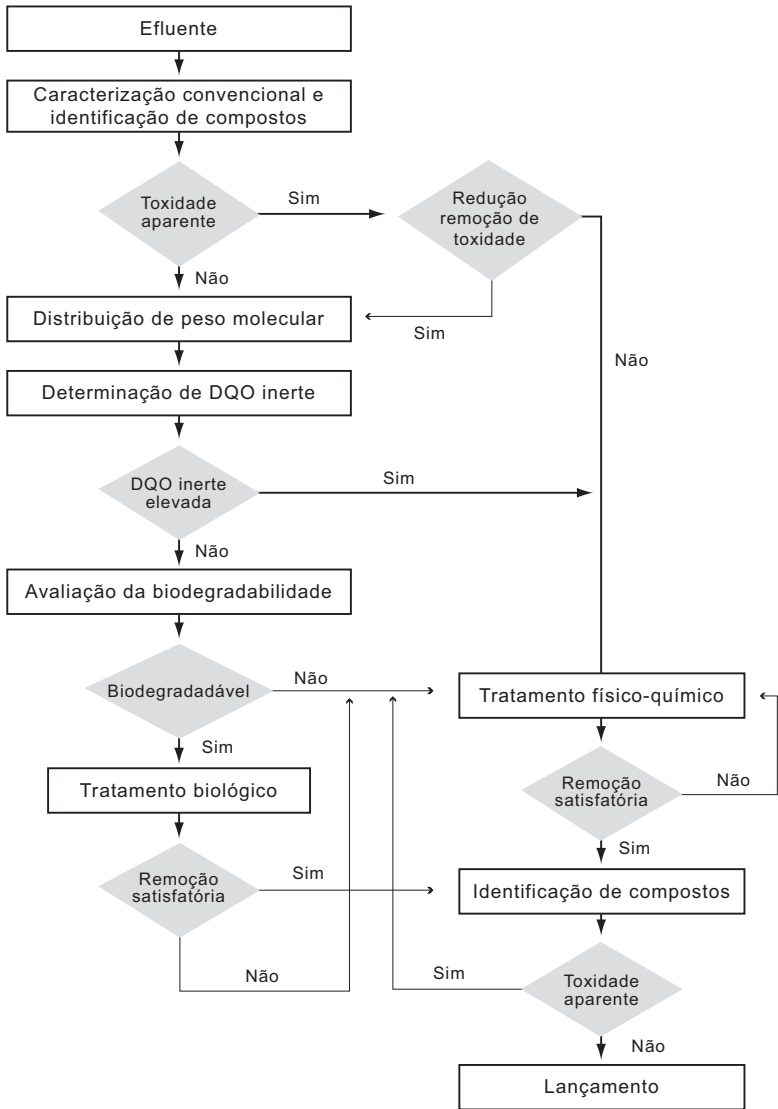
Observa-se que a maior parte dos compostos orgânicos é representada por proteínas e 'outros'. Percebe-se que a fração 'outros', nos lixiviados de células mais velhas (AC01 e AC03), constitui mais de 50 % da fração de alto peso molecular (> 100 kDa). Ou seja, embora a célula mais velha tenha menor quantidade de material de alto peso molecular, não parece constituir-se de proteínas, carboidratos ou lipídeos. Isso é mais um indício de que esse material é de difícil biodegradabilidade, uma vez que proteínas, carboidratos e lipídeos são, em geral, facilmente biodegradados pelo arsenal enzimático dos micro-organismos aeróbios e anaeróbios.

No lixiviado das células AC01 e AC03, observa-se a predominância de matéria orgânica de baixo peso molecular. Lixiviado com essas características (peso molecular < 1kDa) pode ser mais rapidamente biodegradado, uma vez que os compostos orgânicos poluentes já estariam mais biodisponíveis, ou seja, prontos para serem internalizados pela célula. Entretanto, um composto biodisponível pode ser refratário à degradação biológica se os micro-organismos não possuírem enzimas específicas para metabolizá-lo.

2.5. Reflexões sobre rotas de caracterização como ferramenta de apoio aos sistemas de tratamento

Cada parâmetro de caracterização fornece subsídios específicos para o projeto e avaliação do sistema de tratamento do lixiviado ou outro efluente. Dessa forma, é possível construir uma rota de caracterização que poderá fornecer subsídios que atribuirão maior eficiência aos sistemas de tratamento biológico, principalmente em termos de remoção de matéria orgânica. Na Figura 2.10 é proposto um exemplo de uma possível rota de caracterização.

A caracterização do efluente inicia-se com o emprego de parâmetros coletivos e identificação de compostos. A caracterização por parâmetros convencionais fornece indícios do que deverá ser removido durante o processo, enquanto a caracterização individual com identificação de compostos possibilita a detecção de toxicidade tanto aos micro-organismos envolvidos no processo quanto aos seres humanos. Caso seja detectada a presença de certos compostos em elevadas concentrações que possam inibir o processo de degradação, o efluente pode ser submetido a alguns processos que reduzam essa toxicidade. Exemplos de processos são: a adsorção, oxidação química, precipitação química, dentre vários outros. A inserção de um pré-tratamento para viabilizar o tratamento biológico pode ser uma alternativa atraente, haja vista que o tratamento biológico apresenta baixo custo. De qualquer forma, é necessária uma avaliação da viabilidade econômica de tal associação.

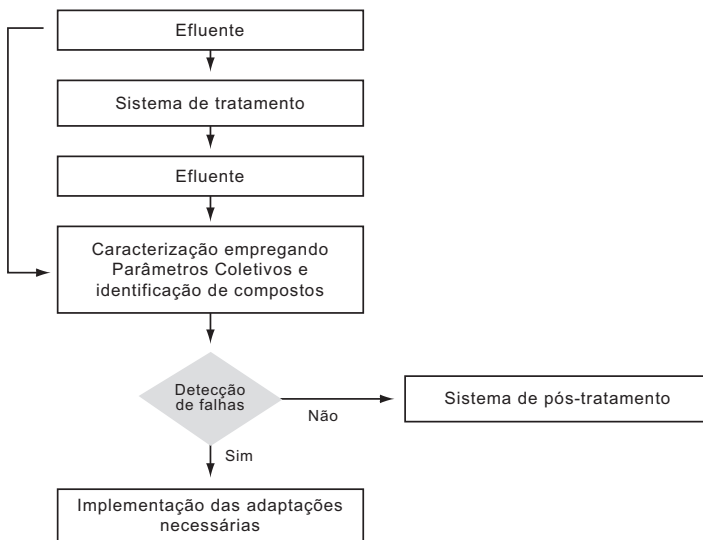


FONTE: AMARAL (2007).

Figura 2.10 Rota de caracterização

A próxima etapa é a avaliação da distribuição de peso molecular. A distribuição de peso molecular permite o delineamento dos possíveis mecanismos de remoção de matéria orgânica. A determinação de DQO inerte e avaliação da biodegradabilidade do efluente bruto e das frações de peso molecular permitem detectar a etapa controladora do processo, fornecendo subsídios para a otimização. A detecção da natureza refratária de uma determinada fração de distribuição de peso molecular facilita a seleção do processo de pós-tratamento que poderá ser associado ao processo biológico, ou até mesmo a seleção do processo físico-químico a ser adotado em caso de elevada concentração de DQO inerte e reduzida biodegradabilidade. Uma baixa concentração de DQO inerte não significa que o efluente pode ser tratado eficientemente por processos biológicos; há necessidade de uma avaliação da biodegradabilidade, pois a fração biodegradável pode demandar um tempo de detenção demasiadamente elevado, inviabilizando o processo.

Depois de avaliada a eficiência da remoção de matéria orgânica pelo processo adotado, seja biológico, físico-químico ou a associação de ambos, pode ser realizada a caracterização individual desse efluente através da identificação de compostos. A identificação de compostos garante a qualidade do efluente que será disposto no meio ambiente, garantindo que nenhum produto não identificado pela caracterização convencional que cause danos à saúde humana seja lançado na natureza.



FONTE: AMARAL (2007).

Figura 2.11 Rota de caracterização de sistemas de tratamento

Além de ser empregada para a seleção e projeto de sistemas de tratamento, adaptações dessa rota podem ser usadas para avaliar sistemas de tratamento já estabelecidos, objetivando aumentar a sua eficiência. Nesse caso, a avaliação desses parâmetros permite a compreensão dos fenômenos que estão ocorrendo dentro do sistema, possibilitando a detecção de falhas ou deficiências ou a demanda por um sistema de pós-tratamento para o polimento final. Na Figura 2.11 é ilustrada uma possível adaptação da rota para avaliação de sistemas de tratamento já estabelecidos.

2.6 Considerações finais

A complexidade do tratamento do lixiviado de aterros sanitários torna-se evidente quando se faz uma criteriosa caracterização desse efluente. Informações sobre a caracterização por meio de parâmetros específicos auxiliam na tomada de decisões técnicas para o seu tratamento, de forma a atender padrões tecnológicos mais simplificados e adequados econômica e legalmente.

A caracterização a partir de parâmetros convencionais apresenta suas vantagens, mas demanda maior detalhamento quando usada para projeto e implantação de sistemas de tratamento. Observa-se uma lacuna na padronização de metodologias para essa caracterização tanto no Brasil como em países desenvolvidos. Parâmetros como DBO, que já estão estabelecidos como parâmetros de controle, podem apresentar pseudo-resultados, como observado neste estudo, levando à implantação de sistemas e à determinação de eficiências de tratamento sub ou superestimados. Mesmo com a otimização de tais análises para cada tipo de efluente, não há redução significativa do problema, pois essa especificidade pode dificultar a comparação de dados de diferentes fontes do mesmo efluente. Além do mais, a caracterização através de parâmetros convencionais, principalmente em relação à matéria orgânica, não fornece todos os subsídios necessários para o projeto de sistemas ideais de tratamento, pois não provê nenhuma informação sobre a natureza da matéria orgânica quantificada. Esses resultados evidenciam a importância da caracterização empregando-se parâmetros coletivos como distribuição de peso molecular, DQO inerte, biodegradabilidade aeróbia e anaeróbia, e identificação de compostos.

Os resultados de caracterização evidenciam que tratamentos biológicos não serão suficientes no tratamento de grande parte dos lixiviados de aterros brasileiros, demandando a associação de processos físico-químicos como pré ou pós-tratamento para se conseguir enquadramento dentro do que é exigido pela legislação.

Agradecimentos

O grupo de resíduos do Desa/UFMG agradece à Superintendência de Limpeza Urbana de Belo Horizonte (MG) (SLU-BH) pelas amostras de lixiviado, por dados de monito-

ramento e pela área cedida para a construção do aparato experimental em campo. As autoras deste capítulo agradecem também à Professora Doutora Luciana Paulo Gomes (Unisinus) e ao pesquisador Doutor Gabriel Souto pela criteriosa revisão do texto e contribuições diversas ao longo do trabalho.

Referências Bibliográficas

- ALEXANDER M. Nonbiodegradable and other recalcitrant molecules. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 15, p. 611-47, 1973.
- AMARAL, M.C.S. *Caracterização de lixiviados empregando parâmetros coletivos e identificação de compostos*. 270 f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais (EE/UFMG), Belo Horizonte, 2007.
- ANDRADE, S.M.A. *Caracterização físico-química e tratabilidade por coagulação-floculação dos líquidos percolados gerados no aterro sanitário de Uberlândia-MG*. 182 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia (FEQ/UFU), Uberlândia, 2002.
- APHA/WWA/WEF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 21. th Edition. APHA, Washington, DC, 2005.
- AQUINO, S.F.; CHERNICHARO, C.A.L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 10, n. 2, p. 152-161, 2005.
- AQUINO, S.F. Caracterização da DQO efluente de sistemas de tratamento biológico. *Revista Engenharia Sanitária*, v. 8, n. 3, p. 135-144, 2003.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). *NBR-884-9*. Apresentação de projetos de aterros controlados de resíduos sólidos urbanos, 1985.
- BAKER, J.R.; MILKE, M.W.; MIHELICIC, J.R. Relationship between chemical and theoretical oxygen demand for specific classes of organic chemicals. *Water Research*, v. 33, n. 2, p. 327-334, 1999.
- BARKER, D.J.; STUCKEY, D.C. A review of soluble microbial products (SMP) in wastewater treatment systems. *Water Research*, v. 33, n. 14, p. 3063-3082, 1999.
- BERNARD, C. *et al*. Estimation of the hazard of landfills through toxicity testing of leachates. I. Determination of leachate toxicity with a battery of acute tests. *Chemosphere*, v. 33, p. 2303-2307, 1996.
- CASTILHOS JUNIOR, A.B. *et al*. Principais processos de degradação de resíduos sólidos urbanos. In: CASTILHOS JUNIOR, A.B. (Org.). *Resíduos sólidos urbanos: aterro sustentável para municípios de pequeno porte*. Rio de Janeiro: Rima/ABES, 2003. p. 143-197.
- CATAPRETA, C.A.A. *comportamento de um aterro sanitário experimental: avaliação da influência do projeto, implantação e operação*. 2008. 316 f. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais (EE/UFMG), Belo Horizonte, 2008.

CETESB. *Resíduos sólidos industriais*. 2. ed. São Paulo: Cetesb, 1979.

CHERNICHARO, C.A.L. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: reatores anaeróbios*. Minas Gerais: Desal/EEUFMG, 1997. v. 5.

CHERYAN, M. *Ultrafiltration Handbook*. Pennsylvania, USA: Technomic Publishing Company Inc. Lancaster PA, 1998.

DUBOIS, M.; GILLES, K.A. Colorimetric method for determination of sugars and related substances. *Analytical Chemistry*, v. 28, n. 3, p. 350-356, 1956.

EL-FADEL, M. *et al.* Temporal variation of leachate quality from pre-sorted and baled municipal solid waste with high organic and moisture content. *Waste Management*, v. 22, p. 269-282, 2002.

FIELD, J.; SIERRA, R.; LETTING, G. *Ensayos anaerobios*. In: IV SEMINARIO DE DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES, Spain, Valladolid, 1988.

FIRTA, I.N.; CASTILHOS JUNIOR, A.B. Método do balanço hídrico. In: CASTILHOS JR., A.B. (Org.). *Resíduos sólidos urbanos: aterro sustentável para municípios de pequeno porte*. Rio de Janeiro: Rima/ABES, 2003. p. xx-xx.

GERMILI, E.; ORHON, D.; ARTAN, N. Assessment of the initial inert soluble COD in industrial wastewaters. *Water Science and Technology*. v. 23, p. 1077-1086, 1991.

HENZE, M. *et al.* *Wastewater Treatment*. 3. ed. Berlin: Springer-Verlag, 2002.

HO, S.; BOYLE, W.C.; HAM, R.K. Chemical treatment of leachates from sanitary landfills. *Journal of Water Pollution, Control Federation*, v. 46, p. 1776-1791, 1974.

IPT/CEMPRE. *Lixo municipal: manual de gerenciamento integrado*. 2. ed. São Paulo: IPT/CEMPRE, 2000.

KJELDSSEN, P. *et al.* Present and long-term composition of MSW landfill leachate: a review critical reviews in environmental science and technology, *periódico?*, v. 4, n. 32, p. 297-336, 2002.

LEVINE A.D.; TCHOBANAGLOUS, G.; ASANO T. Characterization of the size distribution of contaminants in wastewater: treatment and reuse implications. *Journal of Water Pollution, Control Federation*, v. 57, n. 7, p. 805-816, 1985.

LOWRY, O.H., ROSENBROUGH, N.J., FARR, R.J. Protein measurement with the Folin phenol reagent. *Journal of Biological Chemistry*, v. 193, p. 265- 275, 1951.

MORAVIA, W.G. *Estudos de caracterização, tratabilidade e condicionamento de lixiviados visando tratamento por lagoas*. 161 f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais (EE/UFMG), Belo Horizonte, 2007.

MULLER, W.R.; FROMMERT, I.; JORG, R. Standardized methods for anaerobic biodegradability testing. *Reviews in Environmental Science and Technology*, v. 3, p. 141-158, 2004.

NASCIMENTO FILHO, I.; VON MÜHLEN, C.; CAMARÃO, E.B. Estudo de compostos orgânicos em lixiviado de aterro sanitário. *Química Nova*, v. 24, n. 4, p. 554-556, 2001.

OECD. *Detailed review paper on biodegradability testing environment monograph*, n. 98, 1995.

OWEN, W.F.; STUCKEY D.C. Bioassay for monitoring biochemical methane potential and anaerobic

toxicity. *Water Research*, n. 13, p. 485-492, 1979.

PAINTER, H.A. *Detailed review paper on biodegradability testing: OECD guidelines for the testing of chemicals*. Paris: OECD, 1995.

POHLAND, F.G.; HARPER, S.R. *Critical review and summary of leachate and gas production from landfills: EPA/600/2-86/73*. Cincinnati: U.S. Environmental Protection Agency, 1986.

POSTMA, T.; STROES, J.A.P. Lipid screening in clinical. *Clinica Chimica Acta*, v. 22, p. 569-578, 1986.

QASIM, S.R.; CHIANG, W. *Sanitary landill leachate: generation, control and treatment*. Lancaster: Technomic, 1994.

REINHART, D.R.; AL-YOUSFI, A.B. The impact of leachate recirculation on municipal solid waste landfill operating characteristics. *Waste Management and Research*, v. 14, p. 337-346, 1996.

REINHART, D.R.; GROSH, C.J. *Analysis of Florida MSW landfill leachate quality*. University of Central Florida, 1998.

ROZZI, A.; REMIGI, E. Methods of assessing microbial activity and inhibition under anaerobic conditions: a literature review. *Reviews in Environmental Science and Technology*, v. 3, p. 93-115, 2004.

SCHWARZENBACK, R.P.; GSCHWEND, P.M.; IMBODEN, D.M. *Environmental organic chemistry*. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1993.

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.

SOUTO, G.B.; POVINELLI, J. *Características de lixiviados de aterros sanitários no Brasil*. In: 24º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, de 2 a 7 de setembro de 2007, Belo Horizonte, Minas Gerais, 2007.

SPEECE, R.E. *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*. New York: Archaea Press, 1996.

TCHOBANOGLIOUS, G.; THEISEN, H.; VIGIL S.A. *Integrated solid waste management - engineering principles and management issues*. New York: McGraw-Hill International Editions, 1993.

TEIXEIRA, M.A. *Cromatografia gasosa acoplada com espectrometria de massa e suas aplicações*. Cidade: Editora, 1990.

WARITH, M.; SHARMA, R. Technical review of methods to enhance biological degradation in sanitary landfills. *Water Quality Research Journal of Canada*, v. 33, n. 3, p. 417-37, 1998.

3

Estudo do Processo de *Stripping* de Amônia de Lixiviado de Aterro Sanitário

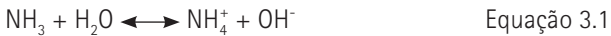
*Valderi Duarte Leite, Fernando Fernandes,
José Fernando Thomé Jucá, Luciana Paulo Gomes,
Wilton Silva Lopes, José Tavares de Sousa,
Fabrícia Maria Santana Silva, Marcelo Oliveira Caetano*

3.1 Introdução

O processo de *stripping* (dessorção) consiste basicamente em retirar os componentes mais voláteis de uma mistura líquida por meio de um gás que se faz passar pelo líquido e que entra em contato direto com ele (GOMIDE, 1983). O *stripping* consiste na transferência de fases de um meio líquido para um meio gasoso e, em determinadas situações, apenas um componente é transferido entre as fases. O componente transferido é denominado soluto e os demais são denominados inertes. Portanto, no *stripping*, somente o soluto deverá ser transferido da fase líquida para a fase gasosa. Esse processo é de aplicação generalizada na indústria química, na indústria do petróleo, petroquímica, alimentícia e em equipamentos de controle de poluição. O equipamento empregado para a sua realização varia consideravelmente de acordo com: as características do sistema tratado, natureza do soluto, grau de recuperação desejado, escala de operação, cinética do processo, flexibilidade desejada e fatores econômicos.

O processo de *stripping* de amônia foi idealizado como uma modificação do processo de aeração utilizado para eliminação do gás amônia dissolvido nas águas residuárias em tratamento. Em se tratando de águas residuárias, constituídas basicamente por 40 a 60% de proteínas, 20 a 50% de carboidratos e 10%, em média, de graxas e azeites, as principais fontes de nitrogênio são derivadas da ureia e das proteínas (METCALF & EDDY, 2003).

Nas águas residuárias, o íon amônio se encontra em equilíbrio com a amônia, conforme apresentado na equação 3.1.



Para águas residuárias com pH superior a 7, o equilíbrio da equação 3.1. se desloca para a esquerda e o íon amônio (NH_4^+) se converte em gás amônia. O deslocamento do equilíbrio da equação da direita para a esquerda, isto é, a conversão do íon amônio (NH_4^+) para gás amônia (NH_3), depende do pH. Portanto, quanto mais elevado for o pH, maior será o percentual de amônia na água residuária. A quantificação percentual das frações do íon amônio e do gás amônia presente nas águas residuárias poderá ser determinada aplicando-se a equação 3.2.

$$\% \text{NH}_3 = \frac{\text{NH}_3}{\text{NH}_3 + \text{NH}_4^+} \cdot 100 \quad \text{Equação 3.2}$$

Trabalhando-se com as constantes de dissociação da base e da água, a Equação 3.2 poderá ser representada pela Equação 3.3.

$$\% \text{NH}_3 = \frac{100}{1 + \frac{K_b[\text{H}]}{K_w}} \quad \text{Equação 3.3}$$

Onde:

K_b : constante de dissociação;

K_w : constante de ionização;

NH_3 : gás amônia (%);

$[\text{H}]$: concentração de hidrogênio.

Para água residuária com pH igual a 8 e temperatura a 25 °C, o percentual de amônia poderá ser quantificado aplicando-se a Equação 3.4.

$$\% \text{NH}_3 = \frac{100}{1 + \frac{1,8 \cdot 10^{-5} \cdot 10^{-8}}{10^{-14}}} = 5,3 \quad \text{Equação 3.4}$$

Quando se acrescenta uma unidade no valor do pH da água residuária, o percentual de amônia passa a ser de 55,5%, sendo necessária, em determinados casos, a adição de agente alcalinizante para correção do pH.

Se o pH da água residuária for corrigido para 12 unidades de pH e a temperatura permanecer a 25 °C, o percentual de amônia passará a 99,8%, o que contribuiria substancialmente para o processo de *stripping* de amônia. Na Tabela 3.1. são apresentados os dados percentuais do íon amônio e do gás amônia para diferentes valores de pH de águas residuárias a temperatura de 25 °C.

Tabela 3.1 > Dados percentuais da concentração de NH_4^+ e NH_3 em função do pH em águas residuárias

pH	6	7	7,5	8	8,5	9	10	10,5	11	11,5	12	12,5	13
NH_4^+	100	99,5	97	94,7	76	64,3	15,3	3	1	0,3	0,1	0,1	0,0
NH_3	0	0,5	3	5,3	24	35,7	84,7	97	99	99,7	99,9	99,9	100

Para água residuária com pH igual a 6, predomina a presença do íon amônio, convertido progressivamente em função do aumento do pH da água residuária.

3.2 Sistemas estudados no Prosab

No Programa de Pesquisas em Saneamento Básico (Prosab) edital 5, quatro instituições estudaram o processo de *stripping* em diferentes sistemas de tratamento: Torres de recheio (UEPB), Reator de fluxo pistonado (UEPB), Reator de chicanas (Unisinos), *Stripping* precedido de precipitação química (UFPE) e Reatores de *stripping* com alimentação contínua e intermitente (UEL).

3.2.1 Sistema estudado pela UEPB: torres de recheio

O processo de *stripping* de amônia estudado pela UEPB foi realizado em torres de recheio, projetadas com base nos princípios de balanços materiais e da propriedade de dessorção. Em cada torre foram instalados dispositivos para alimentação e descarte da fase líquida, alimentação e descarte da fase gasosa, distribuição de líquido, coleta de líquido em dois diferentes pontos da coluna e material de recheio. As torres foram construídas de PVC rígido de 150 mm de diâmetro e 2 m de altura. O material de recheio utilizado foi brita nº 4, devidamente classificada e lavada.

3.2.1.1 Operação e monitoramento

Na Tabela 3.2. são apresentados os principais parâmetros operacionais aplicados às torres de recheio estudadas.

Tabela 3.2 > Parâmetros operacionais aplicados às torres de recheio

PARÂMETROS	VT (L)	VB (L)	Φ (%)	VD(L)	VL (L)	Q_{ar} (m ³ /h)	Q_{ar} (teórica) m ³ ar.L lixiviado)
Magnitude	35,3	25	48	22,3	8,0	4,17	1,65

VT: VOLUME DA TORRE; VB: VOLUME DE BRITA; Φ : ESPAÇO VAZIO; VD: VOLUME DISPONÍVEL; VL: VOLUME DE LIXIVIADO; Q_{ar} : VAZÃO DE AR.

O lixiviado utilizado para realização do trabalho experimental foi coletado no aterro sanitário metropolitano da cidade de João Pessoa (PB) e transportado em carros tanque

para o laboratório de Saneamento Ambiental do DQ/CCT/UEPB. O processo de stripping de amônia foi estudado em três diferentes tratamentos, com pH do lixiviado corrigido para 8, 9 e 10 unidades de pH e para cada tratamento foram aplicadas três repetições.

3.2.1.2 Resultados e discussão

Na Figura 3.1. são apresentados os comportamentos das concentrações médias de nitrogênio amoniacal nos três diferentes tratamentos.

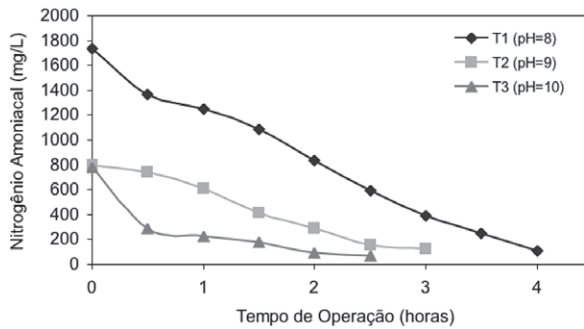


Figura 3.1

Comportamento das variações temporais das concentrações de nitrogênio amoniacal nos três diferentes tratamentos

Analisando-se a Figura 3.1, pode ser constatado que no tratamento 1, durante o período de quatro horas, a concentração média de nitrogênio amoniacal foi reduzida de 1731 para 113 mg/L, propiciando eficiência média de redução de 93,5%. Nesse experimento, em que o lixiviado foi alimentado à torre com pH igual a 8, a relação estabelecida entre o volume de ar alimentado e o volume teórico de ar foi de 1,26. Isso significa dizer que foi necessário ser adicionado um volume de 26% de ar superior ao valor teórico recomendado.

No segundo tratamento, o tempo necessário para a redução da concentração média de nitrogênio amoniacal de 797 para 125 mg/L foi de três horas, propiciando eficiência de redução da concentração de nitrogênio de 84,3%. Nesse tratamento, a relação estabelecida entre o volume de ar experimental alimentado a torre e o volume teórico de ar ficou em torno de 1 unidade.

No tratamento 3, o processo de *stripping* de amônia foi realizado em um período de 2,5 horas e a eficiência média de redução de nitrogênio amoniacal foi de 91,5%.

Tabela 3.3 > Valores experimentais de fluxo de ar fornecido às torres e o valor teórico em função do pH do lixiviado

PARÂMETROS				
pH	Q _{ar} (V.Exp.) (m ³ .L)	Tempo (horas)	Relação (V. exp./V. teórico)	Q _{ar} (V.Teórico) (m ³ ar.L lixiviado)
8	4,17	4	1,26	1,65
9	4,17	3	0,94	1,65
10	4,17	2,5	0,79	1,65

V. EXP: VALOR EXPERIMENTAL; V. TEÓRICO: VALOR TEÓRICO

Na Tabela 3.3. são apresentadas as magnitudes das relações estabelecidas entre os dados experimentais de fluxo de ar fornecido às torres e o valor teórico em função do pH do lixiviado.

Analisando-se os dados da Tabela 3.3, pode-se constatar que o volume de ar exigido para processar o *stripping* de amônia é diretamente proporcional ao valor do pH do lixiviado. No entanto, tomando-se como referencial o pH igual a 10, o consumo de ar é 21% menor do que o valor teórico, porém, será necessária a realização de ajuste do pH do lixiviado com espécies químicas de características ácidas e alcalinas, o que contribui para a elevação de custos do processo de *stripping* de amônia.

3.2.1.3 Estimativa de custos

Na Tabela 3.4 são apresentados os dados relativos aos custos associados ao processo de *stripping* de amônia realizado em torres de recheio. Para o cálculo da estimativa de custos, levaram-se em consideração as despesas com o consumo de espécies químicas, cal, ácido clorídrico e energia elétrica.

Tabela 3.4 > Dados relativos aos custos associados ao processo de *stripping* de amônia de lixiviado realizado em torres de recheio

PARÂMETROS	pH		
	8	9	10
Concentração de Cal (kg/m ³)	0	6	18
Concentração de HCl (mL/L)	0,00	2,7	6,6
R\$ Cal/m ³ lixiviado	0,00	3,00	10,80
R\$ HCl/m ³ lixiviado	0,00	40,5	90,00
Energia elétrica (R\$/m ³ lixiviado)	74,90	60,70	52,00
Total (R\$/m ³ lixiviado)	74,90	104,2	152,80

Analisando-se os dados da Tabela 3.4, pode-se constatar que 38,5% dos custos totais são destinados ao consumo de HCl para redução do pH de 9 para 8 unidades de pH, enquanto os custos com energia elétrica alcançaram o percentual de 58%. Para pH igual a 10, foi estimado o valor total de R\$ 152,80.m³ lixiviado tratado, sendo que 59% desse total foi gasto com HCl consumido para correção do pH de 10 para 8.

Com o intuito de verificar a aplicabilidade real do sistema, foi tomado como elemento referencial o aterro sanitário da cidade de João Pessoa (PB), levando-se em consideração os seguintes dados:

- $Q = 100 \text{ m}^3/\text{dia}$
- Concentração de nitrogênio amoniacal no lixiviado = 1500 mg/L
- Concentração de nitrogênio amoniacal no efluente = 5 mg/L
- pH corrigido do lixiviado = 10 unidades de pH

Nesse caso específico, a relação teórica estabelecida entre o volume de ar necessário para aplicação nas torres de *stripping* e o volume de lixiviado aplicado às torres é igual a 1.266m³ar/m³ lixiviado.

Para a vazão de 100m³ lixiviado/dia, o volume de ar requerido seria igual a 5.275 m³ar/h e implicaria em custo diário de R\$ 152.000,00. Isso, do ponto de vista financeiro, inviabiliza a aplicação do sistema estudado em escala real.

3.2.2 Sistema estudado pela UEPB: reatores de fluxo pistonado

Para a realização dessa parte do trabalho, foram construídos, instalados e monitorados quatro reatores de fluxo pistonado em série. Os reatores de fluxo pistonado são tanques retangulares, com relação comprimento/largura de 5/1, propiciando número de dispersão teórico igual a 0,18 e construídos de alvenaria.

3.2.2.1 Operação e monitoramento

Na Tabela 3.5 são apresentados os dados dos parâmetros operacionais aplicados e na Figura 3.2, uma fotografia dos reatores de fluxo pistonado em pleno estágio de funcionamento.

Nos reatores de fluxo pistonado, foi instalado um sistema de agitação constituído por quatro unidades de agitação por reator. As haletas das unidades de agitação são em número de 4 com comprimento médio de 27 cm. O obje-



Figura 3.2

Reatores de fluxo pistonado

tivo principal do sistema de agitação é propiciar a dessorção do nitrogênio amoniacal da massa líquida do lixiviado. A carga superficial aplicada de nitrogênio amoniacal nos reatores de fluxo pistonado foi $500\text{kgNH}_4^+/\text{ha.dia}$ e TDH igual a 60 dias.

Tabela 3.5 > Parâmetros operacionais aplicados aos reatores de fluxo pistonado

REATORES	PARÂMETROS					
	Comprimento (m)	Largura (m)	Altura (m)	Volume (m ³)	TDH (dias)	d
R1	5	1	0,60	3	17,2	0,18
R2	5	1	0,55	2,75	15,7	0,18
R3	5	1	0,50	2,5	14,3	0,18
R4	5	1	0,45	2,25	12,8	0,18

D: NÚMERO DE DISPERSÃO.

3.2.2.2 Resultados e discussão

Na Figura 3.3. apresenta-se o comportamento da variação temporal da concentração de nitrogênio amoniacal na série de reatores de fluxos pistonados monitorados.

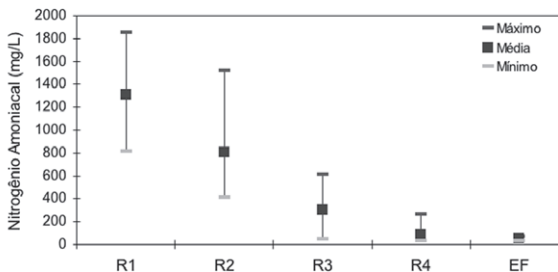


Figura 3.3 Comportamento da variação temporal da concentração do nitrogênio amoniacal

Nos reatores de fluxo pistonado, constatou-se que o processo de dessorção de gás amônia foi influenciado principalmente pela elevação gradativa do pH da massa líquida do lixiviado, haja vista grande parte da concentração de nitrogênio amoniacal na forma do íon amônia tenha sido convertido para gás amônia. Portanto, os principais mecanismos associados à eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em reatores de fluxo pistonado com características geométricas similares aos empregados para a realização experimental deste trabalho, são:

- Dessorção: responsável pela redução de grande fração da concentração de nitrogênio amoniacal presente no lixiviado;

- Assimilação: incorporação de uma pequena fração da concentração de nitrogênio amoniacal presente no lixiviado na massa de algas (SHILTON, 2005).

Neste trabalho, a concentração média de nitrogênio amoniacal do lixiviado alimentado ao primeiro reator da série foi de 1309 mg/L, variando de 815 a 1855 mg/L. No efluente final, a concentração média foi de 51 mg/L, propiciando eficiência de remoção de 96,10%.

Na Figura 3.4 são apresentados os dados do pH do lixiviado alimentado à série de reatores pistonados e do efluente final.

Analisando-se os dados apresentados na Figura 3.4, pode-se constatar que o pH do lixiviado alimentado ao reator (R1) variou de 8 a 8,6, alcançando valor máximo de 9,4 no efluente final. Observa-se que o pH foi crescendo progressivamente, o que favoreceu o processo de *stripping* de amônia. Nas Figuras 3.5 e 3.6, são apresentados os valores das concentrações de alcalinidade total e ácidos graxos voláteis, respectivamente, do lixiviado alimentado à série de reatores e do efluente final.

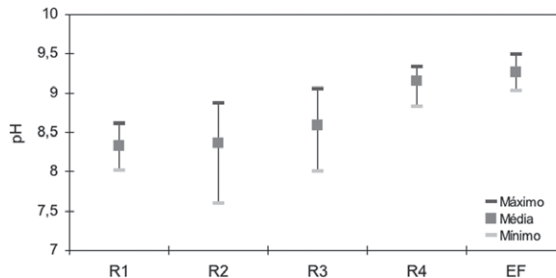


Figura 3.4 Comportamento da variação temporal do pH

No lixiviado alimentado ao reator (R1), a concentração de alcalinidade total variou de 4500 a 7600 mgCaCO₃/L e no efluente final, a concentração média de alcalinidade total foi de 465 mg CaCO₃/L. No lixiviado alimentado ao primeiro reator (R1) da série, a concentração de ácidos graxos voláteis variou de 696 a 2880 mgHac/L, restando no substrato final uma concentração média de 578 mgHac/L.

No lixiviado alimentado ao primeiro reator (R1) da série, a concentração de ácidos graxos voláteis variou de 696 a 2880 mgHac/L, restando no substrato final uma concentração média de 578 mgHac/L.

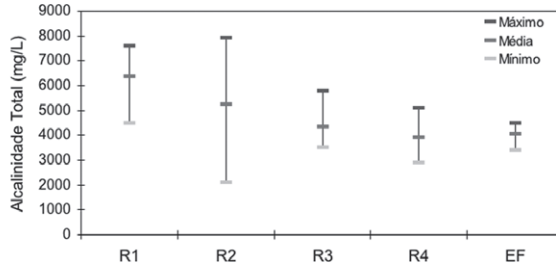


Figura 3.5

Comportamento das concentrações da alcalinidade total de cada reator e do efluente final

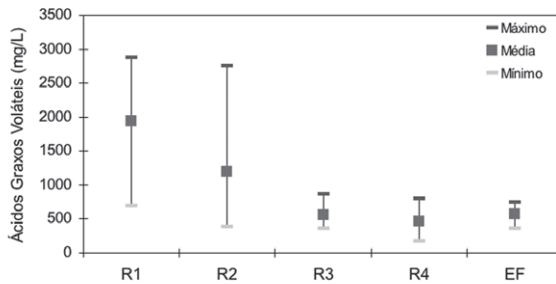


Figura 3.6

Comportamento das concentrações dos ácidos graxos voláteis de cada reator e do efluente final

3.2.2.3 Estimativa de custos

Levando-se em consideração somente os custos operacionais, para uma carga superficial aplicada igual a $700 \text{ kg NH}_4^+ \cdot \text{ha} \cdot \text{dia}$, os custos estimados para o aterro sanitário da cidade de João Pessoa seria de R\$ 35,00 ao dia, o que justifica a sua aplicação.

3.2.3 Sistema estudado pela Unisinos: reator de chicanas

O trabalho foi realizado em escala piloto utilizando-se um Reator de Chicanas (RC) para tratamento físico do lixiviado do aterro sanitário da cidade de São Leopoldo, no Rio Grande do Sul (RS), objetivando a redução da concentração de nitrogênio amoniacal presente no lixiviado para posterior tratamento em um sistema constituído de quatro filtros anaeróbios. O experimento foi instalado no Laboratório de Microbiologia de Resíduos (LMR) Anexo II, localizado na Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) da Universidade do Vale do Rio dos Sinos (Unisinos), em São Leopoldo, Rio Grande do Sul.

3.2.3.1 Origem do lixiviado

O lixiviado tratado no sistema proposto foi proveniente da Estação de Tratamento de Lixiviados (ETLix), a qual recebe os efluentes gerados nos dois Aterros Sanitários e no antigo Aterro Controlado da cidade de São Leopoldo. O Aterro recebe todos os resíduos sólidos domésticos (RSD) gerados no município. O lixiviado foi coletado no tanque de equalização da ETLix e transportado para o laboratório de Microbiologia de Resíduos da Unisinos.

As características do lixiviado proveniente da ETLix do Aterro Sanitário da cidade de São Leopoldo, das amostras coletadas no Tanque de Equalização, são apresentadas na Tabela 3.6.

Tabela 3.6 > Características do lixiviado no tanque de equalização na entrada da ETLix

PERÍODO/ PARÂMETROS	pH	DBO5 (mg/L)	DQO (mg/L)	FÓSFORO TOTAL (mg/L)	NTK (mg/L)	SST (mg/L)	S SED. (mL/L)	COLIF. TERMOT. (NMP/100mL)	COLIF. TOTAIS (NMP/100 mL)
mar/07	7,9	1.670	6.200	24,0	270	870	4,0	1,1E + 04	2,4E + 05
jun/07	7,4	1.660	4.190	32,7	780	1.200	17,0	1,0E + 03	8,0E + 05
set/07	7,1	2.500	6.530	10,8	420	700	6,0	4,0E + 04	4,8E + 04
dez/07	7,8	1.200	3.200	38,4	370	110	1,0	8,0E + 04	1,1E + 05
mar/08	8,5	2.495	7.056	18,40	596	279	0,5	1,0E + 05	2,0E + 05
jun/08	7,7	2.402	6.860	10,70	853	332	3,0	6,8E + 05	1,3E + 06
set/08	8,0	1.571	4.606	13,60	1.152	393	3,0	6,8E + 05	1,4E + 06
dez/08	7,9	1.672	4.785	10,90	817	263	0,5	8,0E + 04	2,6E + 05

3.2.3.2 Metodologia

As dimensões internas do reator são de 10 m de comprimento, 1 m de largura e 50 cm de profundidade, com volume útil de 5 m³ (Figura 3.7.).

As paredes móveis do reator são chamadas 'chicanas', as quais totalizam 22 unidades no reator. Foram confeccionadas em polietileno de 6 mm de espessura, com dimensões de 0,5 por 1,0 m e com borda vazada de 10 por 10 cm, a qual serviu de passagem do efluente (Figura 3.8.).

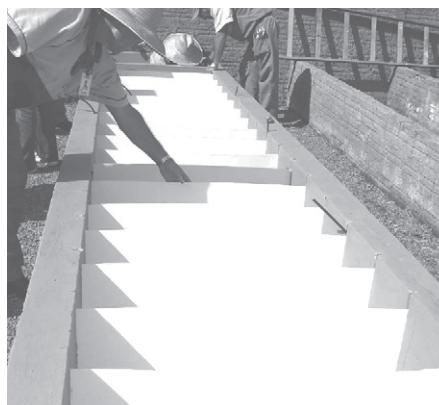


Figura 3.7

Reator de chicanas

Os ensaios no RC foram realizados em batelada, precedidos de experimento em bancada com equipamento de Jarros e ensaios preliminares no RC. Os testes foram realizados em temperatura ambiente. As variáveis estudadas e os parâmetros de monitoramento destes ensaios foram:



Figura 3.8

Borda vazada das chicanas
(0,10 por 0,10 m)

- **Ensaios de bancada (jar-test):** com e sem aeração e variação da concentração de alcalinizante adicionado, objetivando a avaliação do comportamento do lixiviado em diferentes valores de pH. Foram monitorados a concentração de nitrogênio amoniacal e o pH;
- **Ensaios preliminares no RC:** objetivou conhecer as variações da concentração inicial de nitrogênio amoniacal do lixiviado e da vazão da bomba de recirculação.

Os ensaios em equipamentos de jar-test foram realizados para simular a operação do reator de chicanas em laboratório,

propiciando ao estudo preliminar da relação do pH do lixiviado a eficiência de remoção de amônia para o processo de *stripping*. A adição de produtos químicos que elevem o pH do lixiviado para a faixa de 10 a 12 resultou em remoções de nitrogênio amoniacal mais efetivas do que com simples agitação mecânica ou com aeração por difusão de ar no lixiviado. Verificou-se, no entanto, para o caso do RC estudado (volume útil de 4 m³), a necessidade de uma quantidade de 80 kg de Hidróxido de Sódio (NaOH) para elevar o pH do lixiviado de 8 para 11, já que para o teste dos jarros utilizou-se 20 g desse produto para um volume de lixiviado de 1 L. Em virtude da grande geração de lodo e devido aos custos envolvidos com a elevada quantidade exigida de reagente, não houve viabilidade do tratamento em escala piloto utilizando-se produto químico. Considerou-se, portanto, que a relação custo-benefício mais viável seria o tratamento do lixiviado com pH original médio de 8,2 (faixa de 7,7, a 8,6) e simples agitação mecânica.

Em estudo semelhante, Ozturk *et al* (2003) realizou um experimento para remoção de amônia por *stripping* em lixiviados utilizando becker de 1 L. Adicionou-se cal no lixiviado e testou-se a remoção do parâmetro nitrogênio amoniacal com difusores de ar e apenas agitação com agitador magnético (*free stripping*). O trabalho de Ozturk *et al* (2003) obteve melhores resultados com simples agitação mecânica, sendo considerada a opção mais viável em termos de custo-benefício para tratamento de lixiviados novos. Resultado

similar também foi descrito nos ensaios realizados por Cheung Chu e Wong (1997). Para esses dois trabalhos, também o pH mais elevado resultou em melhores remoções, concordando com os ensaios preliminares. A partir do jar-test, foram definidas as variáveis a serem utilizadas nos ensaios em batelada do RC, ou seja: sem adição de produto químico (o RC é um tratamento apenas físico), vazão de recirculação de lixiviado (0; 1,7 e 3,5 m³/h) e concentração inicial de nitrogênio amoniacal (maior e menor que 600 mg/L).

De modo a avaliar o desempenho da unidade de tratamento de lixiviado, principalmente frente à remoção de nitrogênio amoniacal, foram realizados 15 ensaios de batelada simples do RC, divididos em cinco testes com características diferentes e cujas variáveis foram: concentração inicial de nitrogênio amoniacal maior e menor que 600 mg/L e vazão de recirculação de lixiviado 0,0 m³/h; 1,7 m³/h e 3,5 m³/h (Tabela 3.7). Para esses ensaios, o volume de lixiviado a ser tratado variou de uma faixa de 3 a 4 m³. Os parâmetros monitorados foram: pH, nitrogênio amoniacal e temperatura ambiente (com frequência diária); série de sólidos, DQO, nitrito e nitrato (realizados no início e final de cada ensaio) e alcalinidade (com frequência a cada dois dias).

Tabela 3.7 > Dados das especificações dos ensaios realizados no RC

TESTES	PARÂMETROS - VARIÁVEIS	ENSAIOS
Teste 1	Faixa de concentração inicial de NA < 600 mg/L Vazão de recirculação de lixiviado = 1,7 m ³ .h	RC1, RC4, RC13
Teste 2	Faixa de concentração inicial de NA < 600 mg/L Vazão de recirculação de lixiviado = 3,5 m ³ .h	RC10, RC11, RC14
Teste 3	Faixa de concentração inicial de NA > 600 mg/L Vazão de recirculação de lixiviado = 1,7 m ³ .h	RC2, RC3, RC7 e RC8
Teste 4	Faixa de concentração inicial de NA > 600 mg/L Vazão de recirculação de lixiviado = 3,5 m ³ .h	RC5, RC6, RC9
Teste 5	Faixa de concentração inicial de NA < 600 mg/L Sem recirculação	RC12, RC15

NA: NITROGÊNIO AMONICAL

Para uma melhor avaliação e entendimento dos resultados, foram definidas, ainda, duas faixas de temperatura ambiente (inferior e superior a 21°C) e de precipitação (superior e inferior a 51 mm). Essas faixas foram obtidas calculando-se a média das temperaturas e precipitações medidas em todos os ensaios do RC.

A partir disso, realizou-se uma análise estatística de forma a verificar a influência da temperatura ambiente, precipitação, vazão de recirculação de lixiviado e concentração inicial de nitrogênio amoniacal na remoção de NA do lixiviado estudado.

3.2.3.3 Resultados e discussões

Os resultados foram analisados segundo as variações testadas nos diversos ensaios, inicialmente nos cinco testes, ou seja, estudando-se a variação das concentrações iniciais de nitrogênio amoniacal e vazão de recirculação. Posteriormente, a análise foi voltada à influência da temperatura ambiente e precipitação.

Nas Figuras 3.9 a 3.13 apresentam-se os resultados dos cinco testes, indicando-se os valores monitorados de nitrogênio amoniacal e alcalinidade nos 15 ensaios realizados.

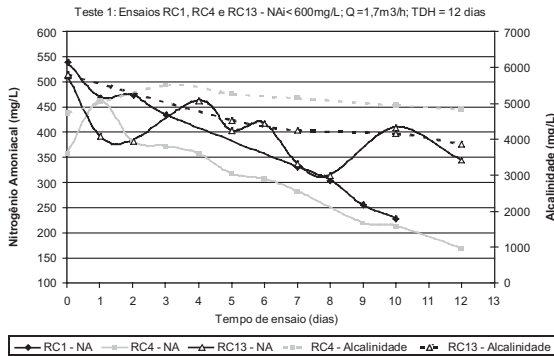


Figura 3.9

Teste 1: Faixa de concentração inicial de NA < 600 mg/L e vazão de recirculação igual a 1,7 m³/h. A temperatura ambiente variou de 18 a 27°C.

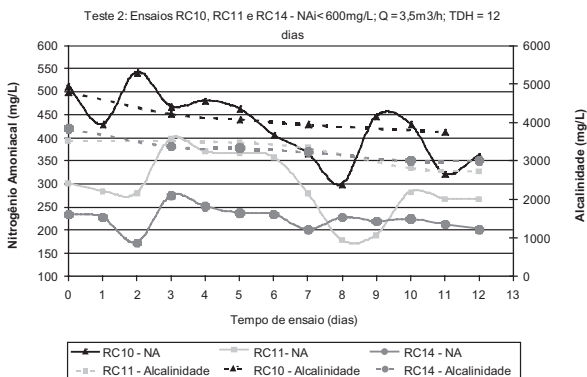


Figura 3.10

Teste 2: Faixa de concentração inicial de NA < 600 mg/L e vazão de recirculação igual a 3,5 m³/h. A temperatura ambiente variou de 9 a 29°C.

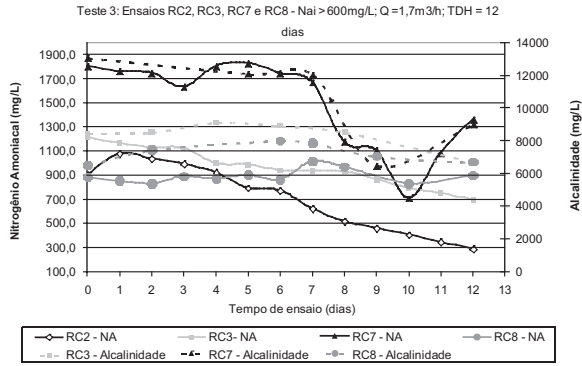


Figura 3.11

Teste 3: Faixa de concentração inicial de NA > 600 mg/L e vazão de recirculação igual a 1,7 m³/h. A temperatura ambiente variou de 6 a 34°C.

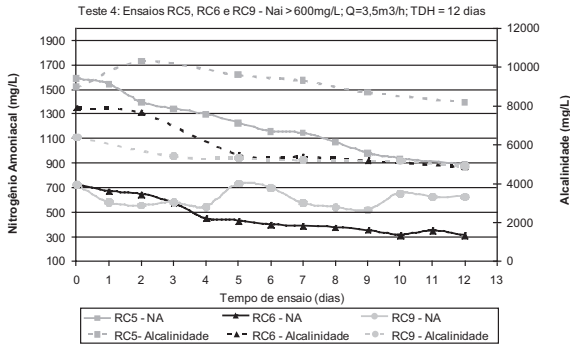


Figura 3.12

Teste 4: Faixa de concentração inicial de NA > 600 mg/L e vazão de recirculação igual a 3,5 m³/h. A temperatura ambiente variou de 11 a 34°C.

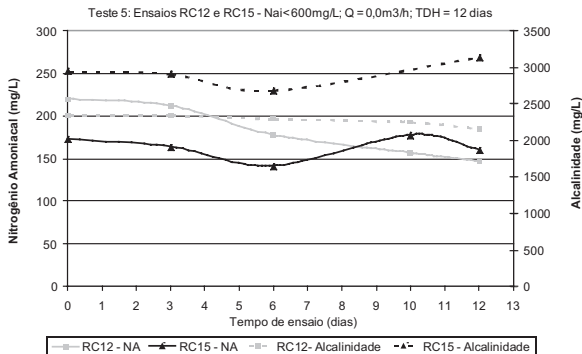


Figura 3.13

Teste 5: Faixa de concentração inicial de NA < 600 mg/L e sem aplicação da vazão de recirculação. A temperatura variou de 14 a 28°C.

A avaliação realizada por teste mostrou que a remoção de nitrogênio amoniacal obtida variou de 6 a 73%, sendo estes extremos referentes ao teste 3 no qual foram obtidos os maiores e menores valores de temperatura ambiente de todos os ensaios realizados. Outros trabalhos abordando remoção de NA pelo processo de *stripping*, com variação de parâmetros como pH, vazão de aeração, TDH e temperatura, alcançaram remoções como: de 79% (SILVA *et al*, 2006); 7 a 96% (CAMPOS *et al*, 2006); 92% (LEITE *et al*, 2006); 14% a 68% (BERTANZA; BALDI; AVEZZÙ, 1998); 64 a 89% (MARTTINEN *et al*, 2002); 45 a 95% (OZTURK *et al*, 2003); 65 a 93% (CHEUNG; CHU; WONG, 1997); 80 a 99,5% (SILVA *et al*, 2004) e 94% (CALLI *et al*, 2005).

O parâmetro alcalinidade, em todos os ensaios, mostrou comportamento de remoção similar à remoção de nitrogênio amoniacal. Essa relação estreita entre o parâmetro nitrogênio amoniacal e alcalinidade é encontrada por Silva *et al* (2004) em seu trabalho.

Quanto ao pH, no estudo de Marttinen *et al* (2002), para o experimento sem pH controlado, há um incremento do pH do início até o final do ensaio de um nível inicial de 7,3 e 7,5 para 9,2 em aproximadamente seis horas. Segundo o autor, esse fato ocorre provavelmente devido ao *stripping* do dióxido de carbono. Campos *et al* (2006) também observaram um incremento do pH de 7,8 para 9,2 nos ensaios para tratamento do lixiviado do Aterro Metropolitano de Gramacho pelo processo de *stripping* de amônia. Essa observação relativa ao aumento do pH também pode ser observadas nos ensaios realizados no reator de chicanas RC1, RC2, RC3, RC5, RC6, RC7, RC9, RC10, RC11 e RC15.

Outro parâmetro analisado nos ensaios, a DQO, mostrou um decréscimo de matéria orgânica que variou de 7 a 58%, sendo que a redução (7%) foi atribuída ao ensaio RC12 com características de concentração inicial de nitrogênio amoniacal menor que 600 mg/L e vazão de recirculação de lixiviado igual a 0,0 m³/h. Em relação a isso, percebe-se que o decréscimo do parâmetro pode ser relacionado à incorporação de ar no meio líquido e à conseqüente volatilização de compostos orgânicos voláteis presentes no lixiviado. Ozturk *et al* (2003) em experimento de laboratório, obtiveram uma remoção de DQO de 25% utilizando aeração e tempo de detenção de 17 horas.

A avaliação estatística realizada a partir do teste ANOVA, com intervalo de confiança de 95%, mostrou que a temperatura ambiente influenciou significativamente ns remoção de NA do lixiviado de São Leopoldo (significância igual a 0,001). A influência do parâmetro temperatura na remoção de NA também foi encontrada nos trabalhos de Bertanza, Baldi e Avezù (1998), Marttinen *et al* (2002) e Calli *et al* (2005), confirmando o resultado encontrado neste trabalho.

Assim, para temperatura ambiente alta (acima de 21°C), a remoção de nitrogênio amoniacal variou de 7% (RC15, NA < 600 mg/L e Q=0,0 m³/h) a 73% (RC2, NA > 600 mg/L e Q = 3,5 m³/h). Para temperaturas baixas (inferiores a 21°C), a remoção de NA variou de

6% (RC8, NA > 600mg/L e Q = 3,5m³/h) a 33% (RC12, NA < 600 mg/L e Q = 0,0 m³/h). Confirma-se, assim, que maiores temperaturas facilitam a remoção de NA.

O teste ANOVA mostrou, também, que o parâmetro precipitação influenciou significativamente na remoção de NA (significância igual a 0,012), sendo que menores remoções foram obtidas devido a precipitações mais intensas. A Tabela 3.8 e a Figura 3.14 ilustram as remoções em relação à temperatura e à precipitação.

Tabela 3.8 > Dados das eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal.

TESTE	ENSAIO	TEMPERATURA MÉDIA DO ENSAIO (°C)	PRECIPITAÇÃO TOTAL DO ENSAIO (mm)	REMOÇÃO DE NA (%) 1
1	RC1*	> 21	< 50	57,5
	RC4	> 21	< 50	63,3
	RC13	< 21	> 50	32,8
2	RC10	< 21	> 50	29,5
	RC11	< 21	> 50	11,2
	RC14	> 21	< 50	14,1
3	RC2	> 21	< 50	73,1
	RC3	> 21	< 50	42,6
	RC7	< 21	> 50	24,5
	RC8	< 21	> 50	5,6
4	RC5	> 21	< 50	44,2
	RC6	> 21	< 50	52,4
	RC9	< 21	> 50	20,7
5	RC12	< 21	> 50	33,3
	RC15	> 21	< 50	7,3

*RESULTADO OBTIDO APÓS 12 DIAS DE TRATAMENTO NO RC

A avaliação estatística ANOVA para se verificar a influência dos parâmetros vazão de recirculação de lixiviado (0,0m³/h; 1,7m³/h; 3,5m³/h) e concentração inicial de NA (maior e menor que 600 mg/L) na remoção de NA para as faixas de temperatura anteriormente definidas (superior e inferior a 21°C) mostrou que para temperaturas acima de 21°C houve influência da vazão de recirculação de lixiviado (significância igual a 0,038, com intervalo de confiança de 95%), conforme é demonstrado na Figura 3.15.

Em relação à concentração inicial de NA, o teste ANOVA mostrou que, para temperaturas inferiores a 21°C, houve significância (0,021), ou seja, há influência na remoção de NA, o que confirma a hipótese de Cheung, Chu e Wong (1997) de que a transferência de amônia do líquido para o ar é proporcional à concentração de NA presente na solução. Essa avaliação pode ser visualizada na Figura 3.16.

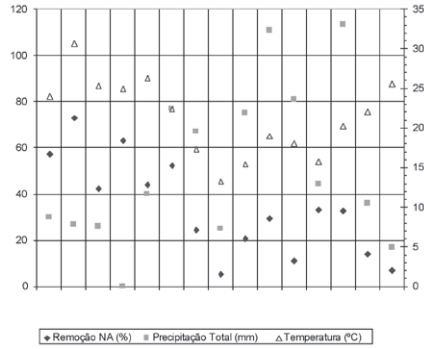


Figura 3.14

Comparação entre remoção de NA versus precipitação versus temperatura ambiente: ensaios do RC

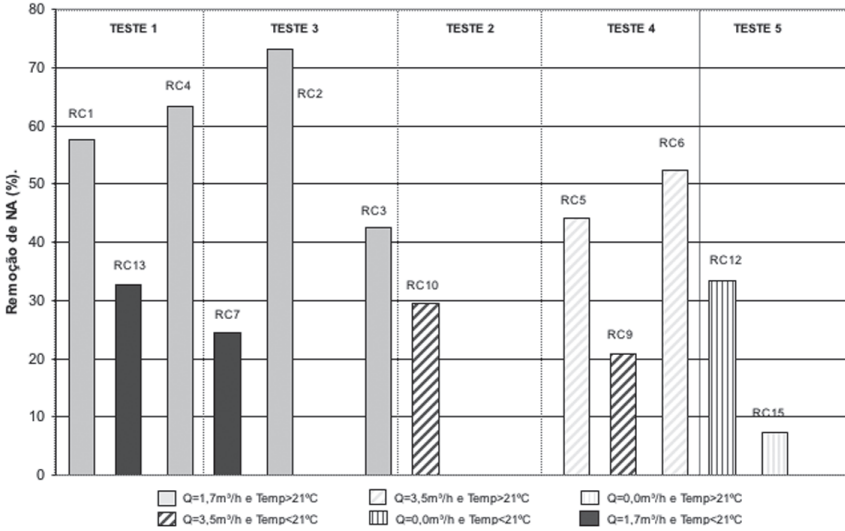


Figura 3.15

Comparação da remoção de NA com vazão de recirculação diferentes

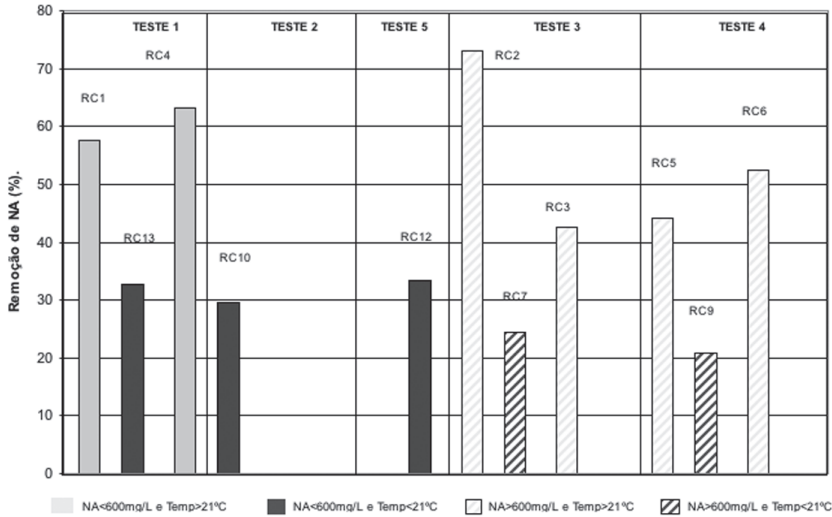


Figura 3.16 Comparação da remoção de NA com concentração maior e menor que 600 mg/L

3.2.3.4 Conclusões

No geral, para as condições avaliadas por este trabalho, nota-se que, com TDH de 12 dias, em temperaturas superiores a 21°C a melhor opção técnico-ambiental de tratamento de LAS é a utilização de vazão de recirculação de lixiviado de 1,7 m³/h independentemente da concentração inicial da NA. Já para temperaturas inferiores a 21°C, o melhor desempenho do RC ocorreu com NA inicial menor do que 600 mg/L, sem que a vazão de recirculação de lixiviado tenha indicado qualquer interferência, ou seja, para baixas temperaturas apenas um TDH maior no sistema trará melhores resultados, sem a necessidade de gastos com energia para a recirculação do efluente.

Considerando-se o padrão brasileiro de emissão de efluentes em recursos hídricos, em nenhum dos ensaios do RC realizados o lixiviado pós-tratamento representou concentração inferior ou igual a 20 mg/L, padrão máximo para emissão conforme Resolução nº 357/2005 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (Conama). Para uma concentração inicial de NA menor que 600 mg/L, o menor valor de nitrogênio amoniacal alcançado após tratamento foi de 146,7 mg/L, para uma concentração inicial de 220,1 mg/L (RC12). Em referência a uma concentração inicial de NA maior do que 600 mg/L, o menor valor de NA alcançado após tratamento foi de 289,8 mg/L para um nitrogênio amoniacal inicial de 898,4 mg/L (RC2). Para o maior valor de NA inicial (1802,9 mg/L) relativo a todos os ensaios (RC7), após tratamento no RC, o NA final foi de 1361,0 mg/L.

Sendo assim, o método de reator de chicanas utilizado necessitaria de um pós-tratamento, ou poderia ser utilizado como um pré-tratamento de um processo biológico de tratamento. A redução do nitrogênio amoniacal antes de um tratamento anaeróbio ou aeróbio os tornaria mais eficazes, já que a inibição desses processos de tratamento pode ser causada pelas altas taxas de amônia presentes no lixiviado (CHEUNG; CHU; WONG, 1997; AZIZ *et al*, 2004).

3.2.4 Sistema estudado pela UFPE: processo de stripping de amônia precedido de precipitação química

Neste estudo, foi avaliado o *stripping* de amônia forçado em lixiviado pré-tratado pelo método de precipitação química, uma vez que a introdução mecânica de ar no meio líquido, pela ação da circulação dessa massa de ar, favorece a remoção mais rápida desse tipo de contaminante. O principal objetivo desta pesquisa, realizada pelo Grupo de Resíduos Sólidos na Universidade Federal de Pernambuco (GRS/UFPE), foi avaliar a eficiência do método de *stripping* em lixiviado pré-tratado com hidróxido de cálcio (precipitação química), visando a analisar o comportamento e a remoção de nitrogênio amoniacal, além de outros parâmetros físico-químicos tais como DQO, alcalinidade e pH.

3.2.4.1 Origem do lixiviado

Tabela 3.9 > Caracterização do lixiviado estudado

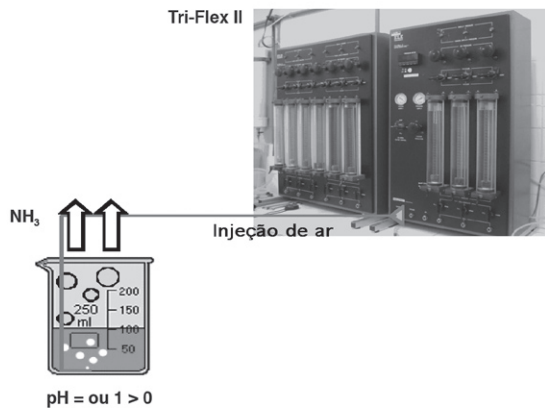
PARÂMETROS	LIXIVIADO BRUTO	LIXIVIADO PRÉ-TRATADO
pH	8,5	12,5
DBO ₅ (mg/L)	3160	2160
DQO (mg/L)	4535	3632
Cor (Hazen)	10022	3012
Turbidez (NTU)	159	61
Condutividade (µS/cm)	21.951	19.356
Alcalinidade total (mgCaCO ₃ /L)	7808	5933
Nitrogênio amoniacal (mg/L)	1621	1310
Fósforo total (mg/L)	13	9
ST (mg/L)	11262	9980
SST (mg/L)	852	342
SDT (mg/L)	10409	9638

O *stripping* foi realizado em duas amostras de lixiviado provenientes do Aterro da Mu-ribeba (PE), cujos valores médios referentes às características físico-químicas dos lixi-

viados bruto e após o tratamento por precipitação química utilizando-se hidróxido de cálcio encontram-se descritos na Tabela 3.9 (valores médios). Ressalta-se que a metodologia adotada para a caracterização das amostras de lixiviado, bruto e após os métodos de tratamento, foi baseada nos padrões estabelecidos de acordo com o Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA/AWWA/WEF, 1998).

3.2.4.2 Metodologia

Para avaliar o *stripping* forçado, foram utilizadas diferentes vazões de ar (2, 5 e 10 L.min) injetadas nos sobrenadantes das amostras remanescentes da precipitação química, os quais já se encontravam na condição de pH adequada (na faixa de 12). A injeção de ar foi realizada por meio do equipamento denominado Tri-Flex 2 ou permeâmetro de parede flexível - Soil Test - ELE Internacional com a ajuda de uma mangueira conectada. O controle de pressão nesse equipamento é regulado por meio de um compressor de ar. Adicionalmente, a título de comparação, foram também realizados estudos de *stripping* natural ou sem aeração.



FONTE: SANTANA-SILVA (2008)

Figura 3.17

Esquema do procedimento utilizado para a realização do *stripping* de amônia em bancada no lixiviado pré-tratado por precipitação química

Todos os ensaios foram realizados em 1 L de lixiviado pré-tratado com 35 g.L de hidróxido de cálcio $\text{Ca}(\text{OH})_2$ colocado em um béquer de 2 L, sendo as alíquotas das amostras coletadas em intervalos de tempo definidos de 1 a 12 horas, variando a cada 2 horas e após 24 horas, sendo analisadas quanto à remoção de nitrogênio amoniacal, DQO, alcalinidade e pH. Durante todo o procedimento, foi mantida no laboratório a temperatura

constante de 26°C. O desempenho desse método foi avaliado em termos de eficiência de remoção dos parâmetros mencionados. O esquema do procedimento utilizado em laboratório para a realização do *stripping* de amônia é apresentado na Figura 3.17.

3.2.4.3 Resultados e discussão

Inúmeras variáveis influenciam o desempenho do método de *stripping*, tais como pH, temperatura, vazão de ar e tempo de aeração, por interferirem diretamente na volatilização da amônia. Dentre essas variáveis, o pH é de extrema importância e torna-se fundamental que a amostra de lixiviado a ser tratada por *stripping* esteja em condições favoráveis ao processo. Neste estudo, a faixa de pH das amostras analisadas encontrava-se na faixa de 12 a 13, considerada ideal para o *stripping*, uma vez que praticamente toda forma amoniacal solúvel se encontra sob a forma gasosa. Nessa condição de pH, foram avaliados o *stripping* induzido por diferentes vazões de ar (2, 5, 10 L/min) e o sem aeração, ambos realizados em temperatura ambiente (26°C) e analisados ao longo do tempo. Ressalta-se que após o tratamento por precipitação química com hidróxido de cálcio, verificou-se nas amostras uma pequena redução nos valores de nitrogênio amoniacal, cujo valor médio da concentração foi de 1310 mg/L, equivalente a aproximadamente 19% de remoção (Tabela 3.9).

A Figura 3.18 ilustra o comportamento da remoção de nitrogênio amoniacal observada experimentalmente em função das diferentes aerações e do tempo.

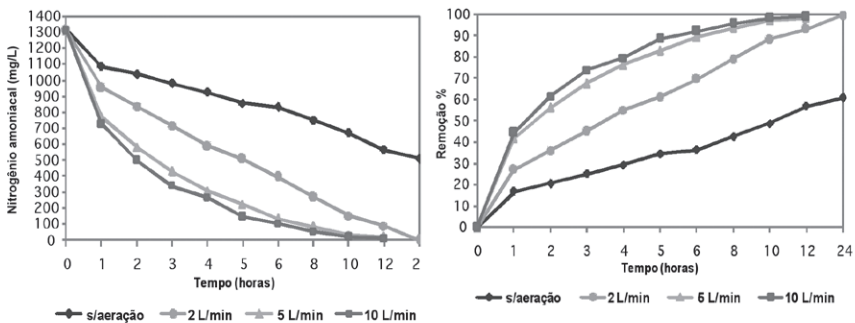


Figura 3.18

Varição média da concentração (A) e remoção (B) de nitrogênio amoniacal para diferentes aerações ao longo do período de monitoramento para lixiviado pré-tratado com $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Os resultados relativos ao *stripping* com injeção de ar apresentados na Figura 3.2 mostraram que a concentração de nitrogênio amoniacal reduziu significativamente com o

tempo, sendo esse decréscimo mais acentuado para as vazões de 5 e 10 L/min do que para 2 L/min e sem aeração. Observa-se que em seis horas a remoção de nitrogênio amoniacal alcançou valores médios de 90 e 92% quando injetada a vazão de 5 L/min e 10 L/min, mas para a vazão de 2 L/min, a eficiência superior a 90% só foi atingida após 12 horas de aeração. A concentração média de nitrogênio amoniacal no período de 12 horas quanto às vazões de 2, 5 e 10 L/min foram, respectivamente, de 89, 16 e 12 mg/L, alcançando assim para as vazões de 5 e 10 L/min valores abaixo de 20 mg/L (limite estabelecido pela Resolução Conama 357/05 para o lançamento de efluentes). Depois de alcançado os valores desejados da concentração de nitrogênio amoniacal de acordo com o Conama 357/05, a aeração nas amostras de lixiviado foi interrompida.

Na Figura 3.18 observa-se que o comportamento apresentado pelas vazões de 5 e 10 L/min, referentes à redução da concentração e remoção de nitrogênio amoniacal, foram muito semelhantes. Considerando o ponto de vista de aplicação em campo, o uso da vazão de 5 L/min torna-se mais viável do que a vazão de 10 L/min, visto que a diferença de eficiência de remoção entre essas vazões foi de menos de 2%.

O *stripping* natural ou sem aeração também foi avaliado e os resultados mostraram que, após 24 horas, a concentração média de nitrogênio amoniacal atingiu um valor de 510 mg/L e uma eficácia média de remoção de apenas 61%. Sabe-se que o nitrogênio amoniacal, na forma de amônia livre, é passível de remoção por *stripping*, mesmo quando não há aeração. Em uma temperatura entre 23°C, Cheung, Chu e Wong (1997) alcançaram uma remoção de 75% no mesmo período de tempo.

Na Figura 3.19 é apresentado o comportamento em relação à variação média da concentração e remoção de DQO. A concentração média de DQO das amostras de lixiviado após a precipitação química foi de 3632 mg/L e pode-se notar que as concentrações de DQO apresentaram, independentemente da vazão de ar adotada, um comportamento sempre decrescente ao longo do tempo, de forma semelhante à remoção de nitrogênio amoniacal.

A concentração média de DQO no período de 12 horas para as vazões de 2, 5 e 10 L/min foram de 2346, 2201 e 2127 mg/L, respectivamente, obtendo com isso valores de remoção incluídos na faixa de 34 a 41%. Paralelamente, nos ensaios de *stripping* sem aeração e após o mesmo período de tempo (12 horas) foram obtidos valores médio de remoção de DQO semelhantes aos valores com injeção de 2 L/min, aproximadamente 33%. Porém, com o aumento do tempo de análise para 24 horas foi obtida uma remoção de aproximadamente 37%, cuja concentração final foi de 2306 mg/L.

Os resultados referentes à remoção de DQO indicaram que o aumento da vazão de ar praticamente não interfere na redução da concentração final desse parâmetro, uma

vez que os resultados correspondentes aos ensaios com injeção de ar foram muito semelhantes aos apresentados pelo ensaio sem aeração (SANTANA-SILVA, 2008).

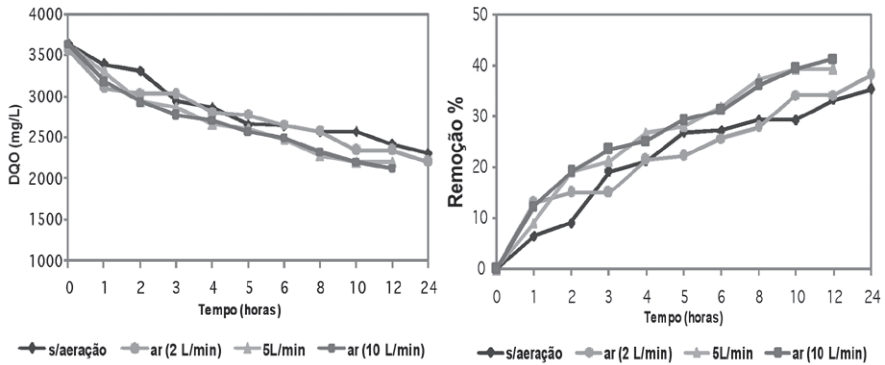


Figura 3.19

Variação média da concentração (A) e remoção (B) de DQO para diferentes aerações ao longo do período de monitoramento para lixiviado pré-tratado com Ca(OH)_2

No método de *stripping* de amônia, o íon amônio se converte em amônia passando a consumir alcalinidade, o que justifica a redução da concentração média de alcalinidade total do lixiviado pré-tratado de 5933 mgCaCO_3/L para 2466, 2067 e 1867 mgCaCO_3/L , para as vazões de 2, 5 e 10 L/min, respectivamente, após o período de 12 horas. Na Figura 3.20 pode ser visto o comportamento da concentração média de alcalinidade total ao longo do período de monitoramento.

As eficiências de remoção de alcalinidade total, no *stripping* induzido por aeração, alcançaram valores na faixa de 57 a 68,5% após 12 horas. Já os resultados do *stripping* sem aeração apontaram uma remoção média de 54% após 24 horas com uma concentração final de alcalinidade total de 2733 mgCaCO_3/L .

Na proporção em que a concentração de nitrogênio amoniacal era reduzida, constatou-se uma redução também nos valores do pH, haja vista o método de *stripping* arrastar, além de amônia, determinadas espécies químicas presentes no lixiviado, tais como os compostos orgânicos voláteis.

Os valores de pH iniciais foram elevados, na faixa de 12,5 a 13. Durante todo o período de monitoramento do *stripping* foi evidenciada uma tendência decrescente dos valores de pH para todas as vazões de ar avaliadas, atingindo, dessa maneira, ao final de 12 horas, valores compreendidos entre 11 a 12, como ilustra a Figura 3.21. Nesse caso, pode-se presumir que tal comportamento tenha acontecido em função do arraste de NH_3 e consequente redução da alcalinidade total.

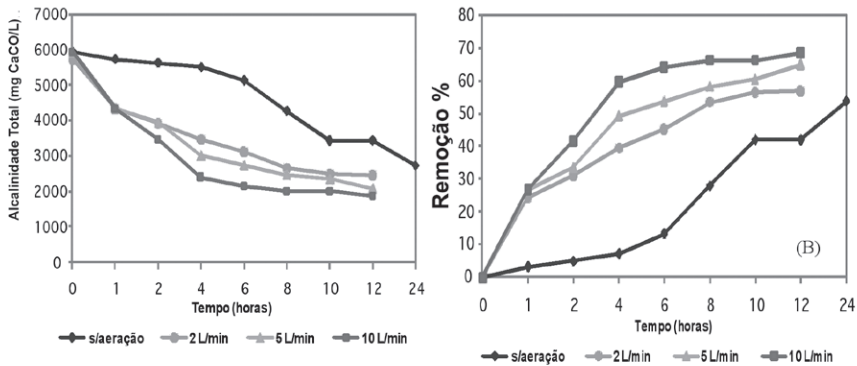


Figura 3.20

Varição média da concentração (A) e remoção (B) de alcalinidade para diferentes aerações ao longo do período de monitoramento para lixiviado pré-tratado com Ca(OH)₂

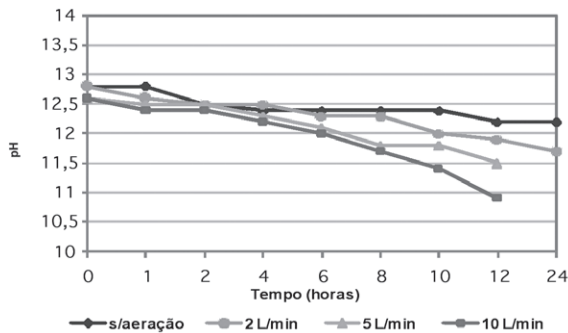


Figura 3.21

Varição média do comportamento do pH ao longo do período de monitoramento

3.2.4.4 Conclusões

Os resultados com aeração forçada mostraram que as variáveis pH, temperatura, vazão de ar e tempo de aeração foram fundamentais para a redução da concentração de nitrogênio amoniacal durante o método de *stripping* em bancada. A eficiência de remoção para esse parâmetro, alcançada no final do processo, foi superior a 90% com concentrações sempre inferiores a 20 mg/L. Por outro lado, o *stripping* sem aeração se mostrou também como uma alternativa para remoção de nitrogênio amoniacal; porém, esse método demanda maior tempo, o que torna inviável sua aplicabilidade em escala de campo.

De maneira geral, observou-se que o método de *stripping* pode ser promissor não apenas para a remoção de nitrogênio amoniacal, mas também para outros parâmetros

tais como DQO e alcalinidade. Por fim, a poluição atmosférica ainda se apresenta como um dos principais inconvenientes desse método, havendo a necessidade de estudos direcionados que visem à sua redução.

3.2.5 Sistema estudado pela UEL: reatores com alimentação contínua e intermitente

Neste estudo, foi avaliado o desempenho de unidade de *stripping* que integrava um sistema de tratamento de lixiviados em escala piloto, utilizando-se o lixiviado *in natura*, ou seja, sem qualquer alteração de suas características originais. O objetivo deste experimento foi promover a remoção parcial do N-amoniacoal visando a um posterior tratamento biológico.

3.2.5.1 Origem do lixiviado

O lixiviado utilizado durante o experimento foi coletado no Aterro Controlado da cidade de Londrina, no estado do Paraná, por um caminhão tanque preparado para não haver contaminação. Armazenava-se o material coletado em um reservatório de 5.000 L, sendo periodicamente reabastecido. O aterro de Londrina está em operação desde a década de 1970. A Tabela 3.10 mostra as características físico-químicas do lixiviado bruto utilizado no experimento (valores médios, mínimos e máximos).

Tabela 3.10 > Características físico-químicas do lixiviado bruto

PARÂMETRO	MÉTODO TÉCNICA ANALÍTICA (APHA/AWWA/WEF, 2005)	VALOR MÁXI- MO	VALOR MÍNI- MO	MÉDIA	UNIDADE
Sólidos totais fixos	2540B/E Total sólidos totais - gravimétrico	6.350	4.530	5.526	mg/L
Sólidos totais voláteis	2540B -2540E	3.400	1.650	2.218	mg/L
Sólidos em suspensão	2540 B / 2540 E - gravimétrico	204	25	65	mg/L
DBO	5210 B , 5 dias, potenciométrico	330	80	176	mg/L
DQO	5220 D Refluxo fechado	2.913	1.630	2.430	mg/L
pH	4500-H+ B Potenciométrico	8,78	8,05	8,34	-
Alcalinidade	2320B Titulação	6.758	4.551	5.734	mg/L
NKT	4500 - Macro-Kjeldahl	1.666	642	1.272	mg/L
N-amoniacoal	4.500 - Titulométrico	1.367	569	1.075	mg/L
Nitrato	Cataldo et al, 1975, colorimétrico	10	0	4	mg/L
Nitrito	4500 - Nitrito - Colorimétrico	0,1	0,0	0,0	mg/L
Fósforo	4.500 PB-4 digestão ac. Nítrico e sulfúrico / colorimétrico	4,5	1,9	2,8	mg/L

A caracterização do lixiviado bruto, bem como a do líquido na saída do tanque de *stripping*, foi feita segundo os procedimentos padronizados por APHA/AWWA/WEF (2005), com exceção dos nitratos, que foram dosados pelo método do ácido salicílico.

A condução deste experimento passou por duas etapas diferentes: na primeira etapa, a alimentação do sistema era contínua e, na segunda, o regime de alimentação foi alterado para intermitente (batelada).

3.2.5.2 Metodologia

a) Alimentação contínua

Nesta etapa, a unidade de *stripping* consistia em um tanque de 1.000 L de alimentação contínua com tempo de detenção hidráulica (TDH) de 20 dias. Em uma das extremidades, o tanque recebia o lixiviado bruto através de uma bomba dosadora do tipo solenoide (marca: ProMinent, modelo: GALa 1005, vazão máxima: 4,4L/h), ajustada à uma vazão de 2,08L/h. Na outra extremidade, o tanque estava conectado à um tanque de aeração para tratamento biológico (lagoa aeróbia de mistura completa).

Para favorecer a transferência de amônia livre para o ar atmosférico, foi instalado um dispositivo de revolvimento do líquido, sem que houvesse aeração, composto por um motor elétrico ligado a duas pás metálicas. As Figuras 3.22 e 3.23 mostram o tanque de *stripping* em operação e sua estrutura interna, respectivamente.

Durante cem dias o sistema foi monitorado segundo uma série de parâmetros físico-químicos: SS, DBO, DQO (bruta e filtrada), alcalinidade, pH, série de nitrogênio, temperatura, OD e fósforo.



Figura 3.22

Unidade de *stripping* de alimentação contínua em operação

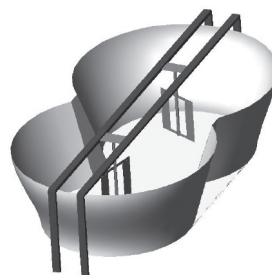


Figura 3.23

Ilustração da estrutura interna da unidade de *stripping* de alimentação contínua

b) Alimentação intermitente

Como houve alteração no processo operacional do tratamento biológico, passando de sistema contínuo (lagoa aerada) para lodos ativados em batelada com objetivo de remover o nitrogênio pela desnitrificação de via curta, os TDH nos tanques de *stripping* foram variáveis, em função do desempenho do processo de nitrificação e desnitrificação na fase aeróbia. Todas as questões relacionadas ao tratamento biológico de lixiviados serão discutidas nos Capítulos 6 e 7.

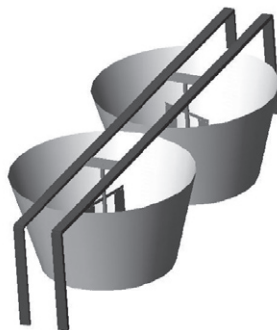


Figura 3.24

Ilustração da estrutura interna das unidades de *stripping* de alimentação intermitente

Para obter a remoção de N-amoniacoal desejável, neste caso, foi necessária uma adequação na unidade de *stripping*. O tanque de 1.000 L foi substituído por dois tanques de 250 L cada. Dessa maneira, os tanques de *stripping* alimentavam o tratamento biológico alternadamente, com TDH variando de 11 a 14 dias.

Foi utilizado o mesmo equipamento para o revolvimento do líquido nos tanques de *stripping*, porém utilizando-se dois recipientes de 250 L cada. A Figura 3.24. mostra uma ilustração da estrutura dos tanques de *stripping* durante a etapa de alimentação intermitente.

Para essa etapa da pesquisa, os mesmos parâmetros foram monitorados, sendo alterada a frequência de análises, mas, dessa vez, no início e no fim de cada ciclo.

3.2.5.3 Resultados e discussão

a) Alimentação contínua

As Figuras 3.25 e 3.26 mostram a evolução das concentrações de nitrogênio amoniacoal na entrada e na saída do tanque de *stripping* e da porcentagem de remoção de Nitrogênio amoniacoal ao longo do tempo em relação à média e ao desvio padrão. A porcentagem de remoção durante o período do teste se manteve estável com valores próximos à média (em torno de 30%). Foram observados períodos de instabilidade no sistema em função da variação na concentração de nitrogênio amoniacoal na entrada do tanque de *stripping*, que foi de 825 para 1.264 mg/L no período de 7 a 21 dias, e de 1.127 para 569 mg/L no período de 81 a 91 dias.

As Figuras 3.27 e 3.28 mostram a porcentagem de remoção de N-amoniacoal, os dados de temperatura e a evolução do pH ao longo do tempo. As temperaturas foram

medidas com termômetro de mercúrio e as leituras eram realizadas nos períodos da manhã e da tarde. A temperatura se manteve, durante a maior parte do tempo, entre 15 e 20°C. O pH que se manteve constante e a temperatura que não sofreu grandes variações, contribuíram para manter estável a porcentagem de remoção de nitrogênio amoniacal no tanque de *stripping* ao longo do tempo.

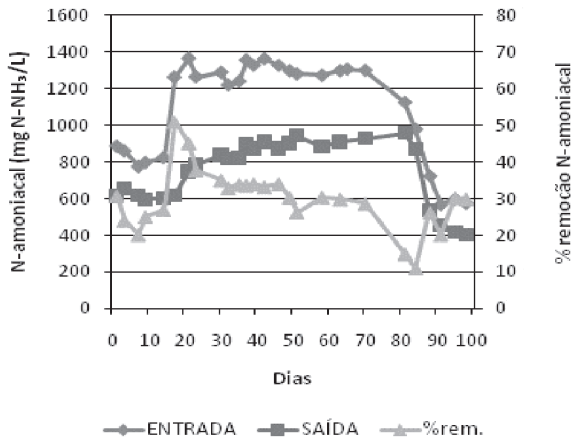


Figura 3.25 Evolução do N-amoniacoal, ao longo do tempo, no tanque de *stripping* com alimentação contínua

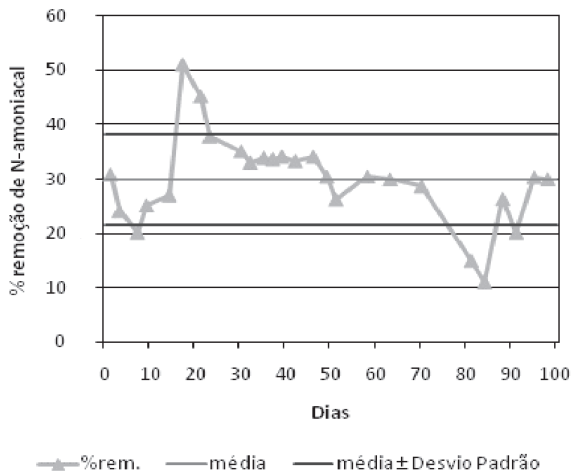


Figura 3.26 Porcentagem de remoção de N-amoniacoal no tanque de *stripping* com alimentação contínua

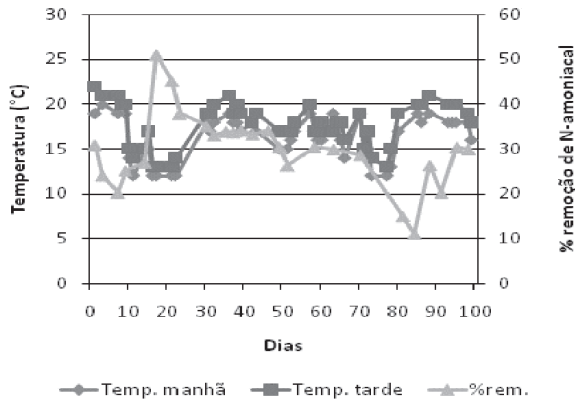


Figura 3.27

Evolução da temperatura e da porcentagem de remoção de N-amoniacoal ao longo do tempo no tanque de *stripping* com alimentação contínua

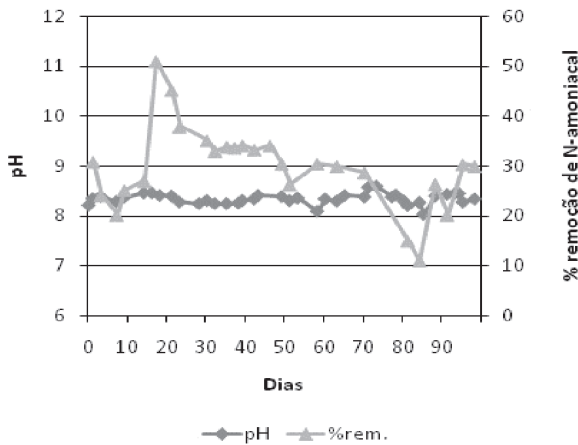


Figura 3.28

Evolução do pH e da porcentagem de remoção de N-amoniacoal ao longo do tempo no tanque de *stripping* com alimentação contínua.

Mesmo havendo grande consumo de alcalinidade (1129 mg CaCO_3/L em média) em função da volatilização da amônia livre, a alcalinidade na saída do tanque de *stripping* se manteve entre 3.800 e 5.300 mg CaCO_3/L , o que contribuiu para que o pH se mantivesse constante ao longo do tempo. A Figura 3.29 mostra a evolução da alcalinidade durante o experimento.

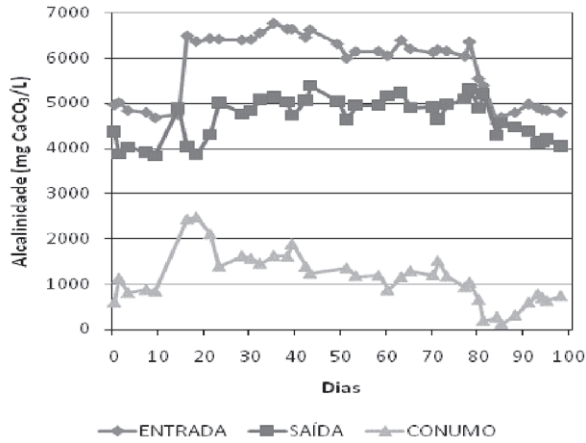


Figura 3.29

Evolução da alcalinidade ao longo do tempo, no tanque de *stripping* de alimentação contínua.

As Figuras 3.30 e 3.31 mostram a evolução dos nitritos e nitratos ao longo do tempo. Mesmo mantendo as concentrações de OD abaixo de $0,2\text{mg O}_2/\text{L}$, houve formação de nitratos, ainda que em baixas concentrações (até 20 mg/L).

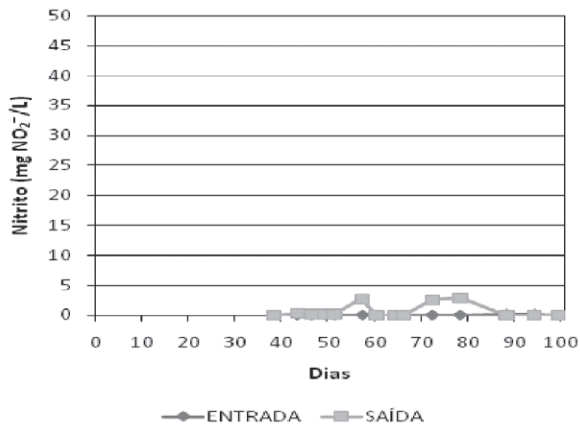


Figura 3.30

Evolução dos nitritos, ao longo do tempo, no tanque de *stripping* de alimentação contínua

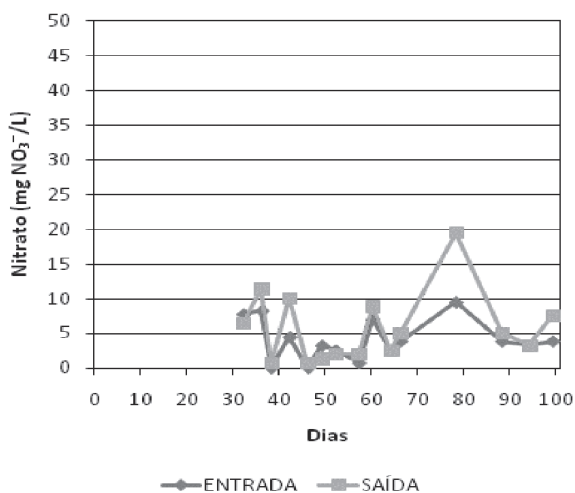


Figura 3.31

Evolução dos nitratos, ao longo do tempo, no tanque de *stripping* de alimentação contínua

Esses dados mostram que, mesmo não sendo detectadas concentrações significativas de OD, pode ter havido incorporação de oxigênio durante o revolvimento do líquido no tanque, provocando a oxidação de uma pequena parcela do nitrogênio amoniacal. Porém, a remoção de nitrogênio amoniacal se deu predominantemente por *stripping*, uma vez que a perda de N-amoniacal foi maior do que a formação de nitritos e nitratos.

Mesmo com a variação das concentrações de N-amoniacal na entrada do tanque de *stripping*, observou-se que a eficiência de sua remoção se manteve em torno da média (aproximadamente 30%). A baixa variação de temperatura e o pH praticamente constante contribuíram para o fato.

b) Alimentação intermitente

Aqui serão apresentados resultados de três ciclos do sistema de *stripping* em batelada. Como explicado anteriormente, nesse caso a unidade de *stripping* era constituída de dois tanques, de 250 L cada, e o TDH variava em função do período de aeração necessário para ocorrer a oxidação do nitrogênio amoniacal em nitrito no tanque de aeração do tratamento biológico, que era realizado na sequência.

As Figuras 3.32, 3.33 e 3.34 mostram a evolução da série nitrogenada nos três ciclos do tanque de *stripping* em batelada.

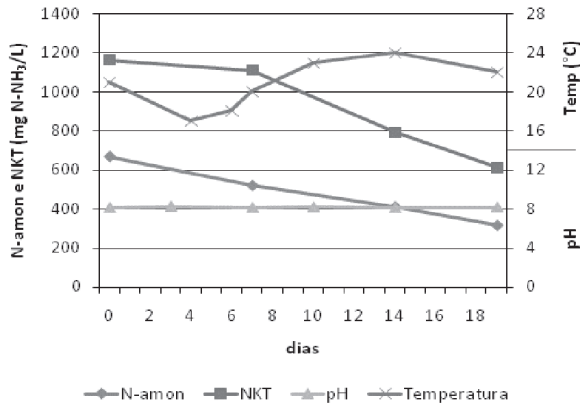


Figura 3.32 Evolução da série nitrogenada ao longo do tempo no tanque de *stripping* com alimentação em batelada durante o primeiro ciclo de operação

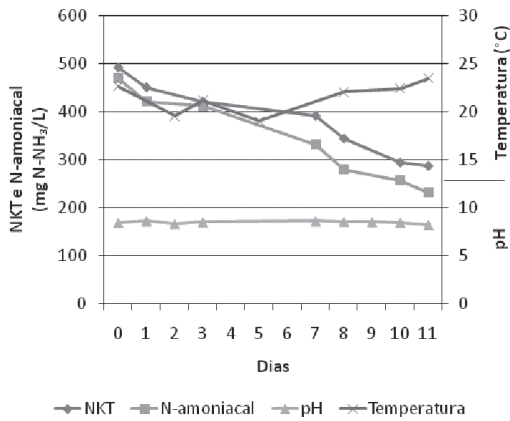


Figura 3.33 Evolução da série nitrogenada ao longo do tempo no tanque de *stripping* com alimentação em batelada durante o segundo ciclo de operação

As Figuras 3.35, 3.36 e 3.37 mostram a evolução da alcalinidade e do pH ao longo do tempo nos três ciclos do tanque de *stripping* em batelada. Observa-se que, mesmo havendo consumo de alcalinidade, não houve alteração no pH.

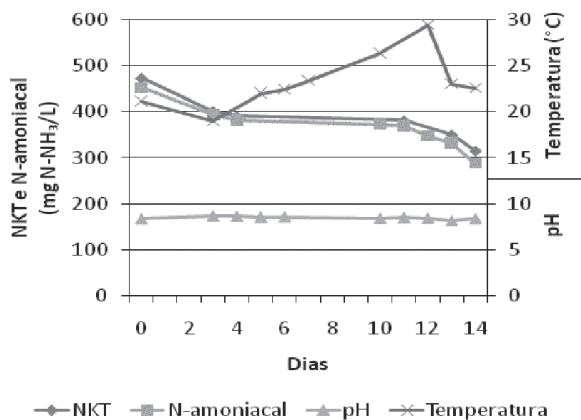


Figura 3.34

Evolução da série nitrogenada ao longo do tempo no tanque de *stripping* com alimentação em batelada durante o terceiro ciclo de operação.

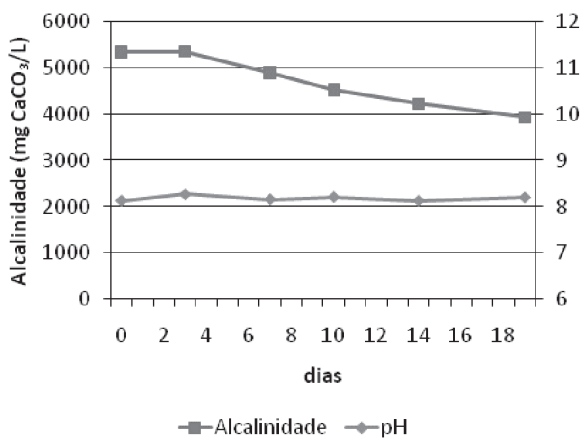


Figura 3.35

Evolução da alcalinidade e do pH ao longo do tempo no tanque de *stripping* com alimentação em batelada durante o primeiro ciclo de operação

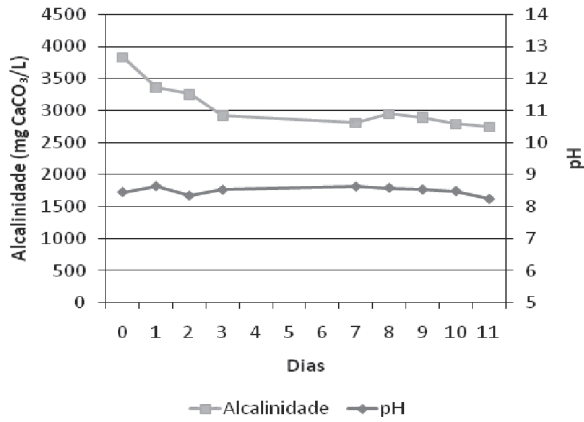


Figura 3.36 Evolução da alcalinidade e do pH ao longo do tempo no tanque de *stripping* com alimentação em batelada durante o segundo ciclo de operação

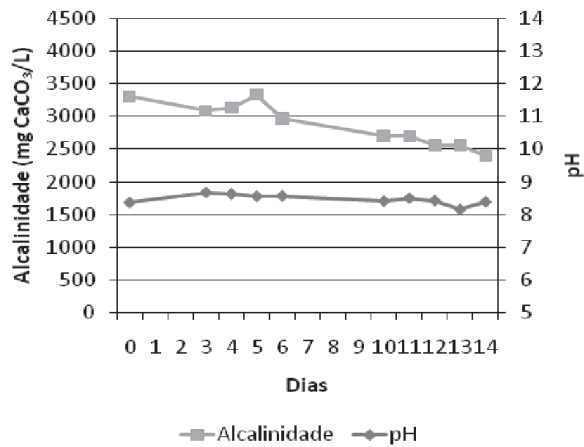


Figura 3.37 Evolução da alcalinidade e do pH ao longo do tempo no tanque de *stripping* com alimentação em batelada durante o terceiro ciclo de operação.

3.2.5.4 Conclusões

O processo de *stripping* de amônia poderá ser realizado em lixiviado com pH igual 9, devido à necessidade de um tempo de aeração de três horas para uma relação entre volume de ar experimental e volume teórico de ar de 0,94. Nessa situação, quando quantificados os custos de todos os parâmetros envolvidos (cal, ácido clorídrico e energia elétrica), o valor estimado foi de R\$ 104,2/m³ de lixiviado, o que denota inviabilidade de aplicação.

Para reatores de *stripping* de amônia projetados com profundidade média de 50 cm, número de dispersão menor igual a 0,18 e tempo de detenção hidráulica da série de reatores igual a 60 dias, o custo estimado ficou em torno de R\$ 0,5/m³ de lixiviado.

Os reatores de *stripping* poderão se tornar uma alternativa tecnológica que apresente satisfatória relação custo/benefício quando comparados às torres de recheio.

Para reatores de *stripping* de amônia operando com taxa de aplicação superficial e igual a 500 kgNH₄⁺/ha⁻¹ dia⁻¹, a eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal foi de 96,10%.

No sistema contínuo, variando as concentrações de nitrogênio amoniacal na entrada do tanque de *stripping*, foi observado que a eficiência de remoção se manteve em torno da média de 30%, com TDH de 20 dias. A baixa variação de temperatura e o pH praticamente constante contribuíram para o fato.

No sistema monitorado com alimentação intermitente, a eficiência média de remoção de nitrogênio amoniacal foi de 50%, com TDH variando de 11 a 18 dias, sendo superior a alcançada pelo sistema contínuo.

O lixiviado utilizado apresentou uma elevada concentração de alcalinidade total, permitindo que o pH permanecesse constante ao longo do processo, fator determinante para os resultados obtidos.

A eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal com fluxo de ar igual a 5 L/min, foi superior a apresentada pela agitação mecânica uma vez que aumenta a volatilização da amônia por causa do aumento do turbilhonamento local, quebrando a tensão superficial do líquido.

3.3 Discussões finais

Frente à diversificada composição físico-química do lixiviado gerado nos aterros sanitários em operação no Brasil, a realização deste trabalho de pesquisa em que o *stripping* da amônia foi abordado sob diferentes enfoques, pode-se considerar que:

- É de fundamental importância a continuidade dos estudos sobre o processo de *stripping* de amônia de lixiviado de aterro sanitário, haja vista a necessidade de redução da concentração de nitrogênio amoniacal, propiciando melhores aplicações para o tratamento biológico na remoção do material carbonáceo.
- Ainda se fazem necessárias pesquisas posteriores sobre o ajuste operacional do processo de *stripping* de amônia, priorizando-se a escala e a configuração dos reatores.
- Considera-se necessária a continuidade dos estudos acerca dos custos do processo de *stripping* de amônia, buscando-se a melhoria da relação custo-benefício da aplicação em escala real.
- Avaliar a dessorção do gás amônia da fase líquida e a incorporação desse gás em outro tipo de substrato que apresente possibilidade de aplicação industrial ou agrícola.

Agradecimentos

A Unisinos agradece à SL Ambiental pelo lixiviado disponibilizado para as pesquisas.

Referências Bibliográficas

APHA/AWWA/WEF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 20. ed. Washington, DC: APHA, 1998.

AZIZ, H.A. et al. Removal of ammoniacal nitrogen (N-NH₃) from municipal solid waste leachate by using activated carbon and limestone. *Wast Management and Research*. v. 22, n. xx, p. 371-375, 2004.

BERTANZA, C.C.G.; BALDI, M.; AVEZZÙ, F. Ammonia stripping from MSW landfill leachate in bubble reactors: process modeling and optimization. *Wast Management and Research*, v. 16, n. 5, p. 455-466, 1998.

CAMPOS, J. C. et al. *Remoção de Amônia por arraste de ar em chorume visando o aumento de sua biotratabilidade: resultados preliminares*. IN: 24º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Belo Horizonte, MG, 2006.

CATALDO et al, 1975,

CHEUNG, K.C.; CHU, L.M.; WONG, M.H. Ammonia stripping as a pretreatment for landfill leachate. *Water, Air and Soil Pollution*, v. 94, n. xx, p. 209-221, 1997.

GOMIDE, R. *Operações Unitárias*. 1. ed. São Paulo: CBL, 1983.

LEITE, V. D. et al. *Estudo do pH e Nitrogênio Amoniacal no processo de stripping da amônia*. In: 24º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Belo Horizonte, MG, 2006.

MARTINEN, S.K. et al. Screening of physical-chemical methods for removal of organic material,

nitrogen and toxicity from low strength landfill leachates. *Chemosphere*, v. 46, n. xx, p. 851-858, 2002.

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

OZTURK, I. *et al.* Advanced physico-chemical treatment experiences on young municipal landfill leachates. *Waste Management*, v. 23, p. 441-446, 2003.

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

SILVA, A.C. *Tratamento do percolato de aterro sanitário e avaliação da toxicidade do efluente bruto e tratado*. 111 f. Dissertação (Mestrado em x) – Instituto/Faculdade Y, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2002.

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

SILVA, S. A. *et al.* *Influência de chicanas em lagoas de estabilização na remoção de matéria orgânica*. In: 24º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Belo Horizonte, MG, 2006.

SHILTON, A. *Pond treatment technology*. London: IWA Publishing, 2005.

CALLI, B.; MERTOGLU, B.; INANC, B.. Landfill leachate management in Istanbul: applications and alternatives. *Chemosphere*. v.59, p.819-829, 2005.

4 Tratamento Físico-químico de Lixiviados: Estudos em Escala de Bancada com Precipitação Química, Coagulação/Floculação, Adsorção com Carvão Ativado e Reagente de Fenton

*Ariuska Karla Barbosa Amorim, Liséte Celina Lange,
José Fernando Thomé Jucá, Fernando Augusto Moreira,
Wagner Guadagnin Moravia, Mercia Regina Domingues Moretto,
Fabrícia Maria Santana Silva, Eduardo Antônio Maia Lins*

4.1 Introdução

O lixiviado de aterro sanitário é um líquido caracterizado por conter elevadas concentrações de compostos orgânicos originados da degradação de substâncias que são metabolizadas, tais como carboidratos, proteínas e lipídeos. Em decorrência da decomposição desses compostos, tem-se observado um aumento da concentração de amônia, substância formada em consequência da hidrólise e fermentação da fração biodegradável do substrato em lixiviados oriundos de aterros com diferentes tempos de operação.

A remoção da amônia se faz necessária uma vez que elevadas concentrações da substância em corpos d'água podem ocasionar desequilíbrio dentro do ciclo do nitrogênio. O balanço do nitrogênio depende da combinação das atividades de fixação, nitrificação, desnitrificação, assimilação e desassimilação. Vale destacar que, no meio aquático, a alta concentração além de ser tóxica aos peixes e micro-organismos autotróficos, implica também no consumo de oxigênio dissolvido através da oxidação à forma de nitrato (KACZOREK; LEDAKOWICZ, 2006). Para restaurar o balanço de um sistema aquático, é necessário explorar os mecanismos biológicos e físico-químicos dentro do ciclo do nitrogênio para eliminar o acúmulo de amônia e nitrato.

Os processos de tratamento empregados para a redução das cargas de nitrogênio amoniacal de lixiviados de aterros sanitários combinam, em geral, tecnologias físicas, químicas e biológicas e são projetados de forma a se adequarem às mudanças na

composição e na vazão do lixiviado. Os processos biológicos são mais efetivos para o tratamento do lixiviado jovem, que contém concentrações significativas de ácidos voláteis. Os compostos refratários, em especial as substâncias húmicas, as elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal e a baixa concentração de fósforo, todos característicos do lixiviado estabilizado, dificultam o tratamento biológico e tornam-se alvo dos tratamentos físicos e químicos (TATSU *et al*, 2003).

Neste capítulo serão apresentados os resultados de estudos em escala de bancada com diferentes processos físico-químicos visando à remoção de nitrogênio amoniacal, cor e compostos recalcitrantes de lixiviados de aterros sanitários. A Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG) estudou os processos de precipitação química com compostos de magnésio e fósforo, processos oxidativos avançados, coagulação/floculação e adsorção em carvão ativado. A Universidade de Brasília (UnB) avaliou a viabilidade técnica da precipitação química com compostos de magnésio e fósforo e a Universidade Federal de Pernambuco (UFPE), a precipitação química com cal.

4.2 Processos físico-químicos utilizados no tratamento de lixiviados

Os processos físico-químicos são utilizados no pré-tratamento, em geral para remoção das elevadas cargas de nitrogênio amoniacal, e no pós-tratamento, para remoção de compostos recalcitrantes.

4.2.1 Precipitação química

A precipitação química tem sido empregada tanto no tratamento de água quanto no tratamento de diferentes tipos de efluentes, visando principalmente à remoção de compostos orgânicos não biodegradáveis, nitrogênio amoniacal e metais pesados. Esse método envolve a adição de produtos químicos que promovem a remoção de substâncias dissolvidas e suspensas por sedimentação (METCALF; EDDY, 2003).

De acordo com Kurniawan, Lo e Chan (2006), o método de precipitação química usualmente utiliza como precipitantes químicos: fosfato de amônia e magnésio ou estruvita, também conhecido com PAM, e hidróxido de cálcio ou cal hidratada, dependendo do alvo de remoção.

A precipitação da amônia na forma de fosfato de amônio e magnésio hexahidratado (PAM) tem sido estudada no meio acadêmico. Esse processo consiste em promover a reação do cátion amônio presente no lixiviado com os íons fosfato e magnésio em proporções equimolares, gerando a formação de um sólido, conforme representado na Equação 4.1:



O PAM é um cristal branco, com estrutura cristalina ortorrômbica e de baixa solubilidade (0,0023 g/100 g H₂O). Sua precipitação é controlada pelo pH, condições de supersaturação, temperatura, além da presença de impurezas no meio, como íons cálcio (KIM *et al*, 2007). Por conter nitrogênio e fósforo em proporções estequiometricamente definidas, apresenta valor como fertilizante, uma vez que a demanda global por nutrientes agrícolas nitrogenados está em constante crescimento (ULUDAG-DEMIRER; DEMIRER; CHEN, 2005).

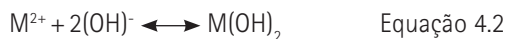
Dentre as vantagens de aplicação desse processo, destacam-se a alta capacidade de remoção e a simplicidade operacional, podendo ainda ser empregado na remoção de metais pesados e matéria orgânica não biodegradável (KURNIAWAN *et al*, 2006). Resultados apresentados por Li, Zhao e Hao (1999) após estudos realizados com lixiviado proveniente do aterro de Went (Hong Kong) mostram eficiência de remoção de 98% da concentração de nitrogênio amoniacal após 15 minutos de reação, usando os reagentes na proporção molar de 1:1:1 e pH final de 9,0.

No entanto, o maior obstáculo para difusão desta técnica é o alto consumo dos sais responsáveis pelo fornecimento dos íons fosfato e magnésio, o que acarreta em um alto custo operacional. Dessa forma, o presente estudo é necessário por focar os diversos fatores que interferem no rendimento da reação, a redução de consumo de reagentes, bem como o levantamento das possíveis demandas de aplicação do sólido formado na reação, a estruvita.

O termo cal, de maneira geral, refere-se ao óxido de cálcio ou cal virgem (CaO), hidróxido de cálcio, ou cal hidratada (Ca(OH)₂), e a cal dolomítica. Entretanto, as duas formas de cal mais usadas no tratamento de efluentes são a cal virgem e a cal hidratada. No tratamento de efluentes, o hidróxido de cálcio é usado principalmente para a correção de pH como agente precipitante para matéria orgânica, fosfatos, metais traços e como coagulante para remoção de materiais coloidais (SEMERJIAN; AYOUB, 2003).

A cal hidratada é o nome genérico de todas as formas de hidratos. Mas a cal hidratada propriamente dita se apresenta como pó seco, pouco solúvel em água à temperatura de 25°C, com 17 a 19% de água combinada (quando dolomítica normal) e 24 a 27% de água combinada quando cálcica (REBELATTO, 2006).

A Equação 4.2 apresenta o mecanismo de remoção de metal pesado pela precipitação química (KURNIAWAN *et al*, 2006), onde M²⁺ e OH⁻ representam os íons metálicos dissolvidos e o agente precipitante, respectivamente, enquanto M(OH)₂ é o insolúvel hidróxido metálico.



O hidróxido de cálcio pode ser usado tanto na forma de suspensão quanto na forma de solução, vulgarmente denominada leite de cal. Alguns autores utilizaram em suas pesquisas a precipitação química com leite de cal (p/v) para o tratamento primário de lixiviados estabilizados provenientes de diferentes aterros (GIORDANO, 2003; RENO *et al*, 2008).

Na literatura abordada, verificou-se que a concentração de hidróxido de cálcio, a velocidade de agitação, o tempo de agitação e sedimentação utilizados são bastante variados e tais parâmetros são adotados em função do volume e características do efluente a ser tratado (SANTANA-SILVA, 2008).

As principais vantagens da aplicação de hidróxido de cálcio na precipitação química incluem: a disponibilidade do reagente em muitos países; a não contribuição para o aumento da salinidade, como é o caso do emprego de sais de alumínio ou ferro; o baixo custo e simplicidade do método. O pré-tratamento com hidróxido de cálcio é mais barato do que a aplicação de outros produtos químicos, tais como sulfato de alumínio, cloreto férrico, sulfato de magnésio, entre outros. Todavia, como todo método empregado para o tratamento de lixiviado, a precipitação apresenta algumas desvantagens, como aumento do pH e dureza do efluente, geração de lodo e consequente aumento no custo de disposição do lodo (TATSI *et al*, 2003 ; KURNIAWAN; LO; CHAN, 2006; SEMERJIAN; AYOUB, 2003).

Outros exemplos de processos físico-químicos aplicados ao tratamento de lixiviados são: coagulação/floculação, processos oxidativos avançados e adsorção por carvão ativado, que serão tratados a seguir.

4.2.2 Processo de coagulação/floculação, reagente de Fenton e adsorção por carvão ativado

O processo de coagulação desestabiliza as partículas coloidais pela ação de um agente coagulante e é empregado imediatamente antes do processo de floculação, que promove a aglomeração dessas partículas através de agitação suave, porém completa, para facilitar o contato dos flocos uns com os outros, formando flocos maiores, mais suscetíveis à sedimentação (KURNIAWAN *et al*, 2006). Os principais fatores relacionados ao processo são: a natureza química do coagulante, o pH e as condições (velocidade e tempo de mistura) de coagulação e floculação. O sulfato de alumínio tem sido o coagulante mais utilizado no tratamento dos lixiviados, mas existem outros que também podem ser utilizados, tais como o sulfato ferroso, o sulfato férrico e o aluminato de sódio.

Os processos oxidativos avançados (POA) envolvem a geração de radicais hidroxila (OH[•]), altamente reativos, que têm a capacidade de destruição total de muitos poluentes orgânicos. O peróxido de hidrogênio é um oxidante eficiente, seguro e de

custo acessível, utilizado há décadas em aplicações ambientais em todo o mundo, e é empregado para geração de radicais hidroxila. Entretanto, é necessária a adição de ativadores, como sais de ferro, ozônio e/ou luz ultravioleta para produzir a alta taxa de radicais requerida (BULL; ZEFF, 1991; NEYENS; BAEYENS, 2003). O mecanismo de reação envolvendo o peróxido de hidrogênio é muito complexo e pode mudar de acordo com as condições do meio de reação e do tipo de catalisador utilizado (KANG; HWANG, 2000). O término da oxidação depende da relação entre peróxido de hidrogênio e substrato (composto orgânico), enquanto a taxa de oxidação é determinada pela concentração inicial de ferro e pela temperatura. A quantidade de ferro necessária é baixa e a reação é altamente exotérmica (BIDGA, 1995).

A adsorção é um fenômeno de superfície no qual ocorre transferência de massa: uma substância é transferida da fase líquida para a fase sólida, permanecendo ligada por interações físicas ou químicas. Esse processo pode ser reversível ou irreversível e está relacionado à área disponível do adsorvente, à relação entre massa do adsorvido e massa do adsorvente, pH, temperatura, forças iônicas e natureza química do adsorvente e do adsorvido. Devido à grande área de superfície, estruturas dos microporos e alta capacidade de adsorção e reatividade, a adsorção por meio do emprego de carvão ativado granular (CAG) e carvão ativado em pó (CAP) vem sendo largamente empregada na remoção de poluentes orgânicos e inorgânicos dos lixiviados (KURNIAWAN *et al*, 2006).

No estudo e avaliação do emprego de processos físico-químicos de tratamento do lixiviado deve-se levar em consideração o efeito da força iônica, que é elevada no lixiviado. Para soluções muito diluídas, as equações de equilíbrio das reações químicas podem ser escritas diretamente em função das concentrações molares das diversas substâncias envolvidas. Entretanto, quando a quantidade de sólidos dissolvidos é muito grande, essa aproximação não é mais válida. Nesse caso, deve-se usar a atividade química de cada substância. Esta pode ser entendida como a "concentração efetiva" de uma substância, a que realmente participa da reação.

A atividade química pode ser dada, de forma simplificada, por:

$$\{A\} = \gamma_A \cdot [A] \quad \text{Equação 4.3}$$

Onde:

$\{A\}$: atividade química de A;

$[A]$: concentração molar de A;

γ_A : coeficiente de atividade de A.

O coeficiente de atividade, por sua vez, pode ser estimado a partir da força iônica, da carga do íon considerado e de outras características da solução (SOUTO, 2009).

Souto (2009) estimou a força iônica do lixiviado do aterro sanitário da cidade de São Carlos (SP), concluindo que a mesma era da ordem de 0,4 mol/L. Com isso, foi possível estimar os coeficientes de atividade de diversos íons, conforme apresentado na Tabela 4.1:

Tabela 4.1 > Coeficientes de atividade para íons mono, di e trivalentes para um lixiviado com força iônica de cerca de 0,4 mol/L

Carga do íon	± 1	± 2	± 3
γ	0,70	0,24	0,04

Isso significa que, no caso de íons trivalentes, como os coagulantes Fe^{3+} e Al^{3+} , a concentração que atua efetivamente é de apenas 4% da dosagem aplicada. Esse pode ser um dos fatores que explicam as baixas eficiências e as elevadas dosagens relatadas nos estudos experimentais.

4.3 Sistemas estudados no Prosab

4.3.1 Sistema estudado pela UFMG: remoção de amônia em lixiviado de aterro sanitário com fosfato de amônio e magnésio hexahidratado

4.3.1.1 Metodologia

O desenvolvimento da pesquisa foi realizado em escala de laboratório, estando as etapas descritas a seguir:

a) Amostragem

O lixiviado utilizado para a realização dos experimentos era proveniente do Aterro Sanitário da Central de Tratamento de Resíduos Sólidos (CTRS) da cidade de Belo Horizonte (MG), Brasil. Esse aterro se encontra com atividades operacionais encerradas, ocupa uma área de 133 hectares e possui células de aterramento com diferentes idades e características. O lixiviado foi coletado no reservatório que recebe lixiviado de todas as células do aterro.

b) Caracterização coletiva não específica das amostras (convencional)

Para a caracterização das amostras, foram selecionados os seguintes parâmetros físico-químicos: DQO, DBO, pH, alcalinidade, série de sólidos, nitrogênio total kjeldahl e amoniacal. As análises foram realizadas em conformidade com as recomendações do *Standard methods for the examination of water and wastewater* (APHA/AWWA/WEF, 2005).

c) Definição das condições ótimas de reação

A definição das condições ótimas de reação foi efetuada em equipamentos teste de jarros. Essa etapa consistiu em determinar a influência dos fatores que interferem na reação, tais como tipos de reagentes, proporção dos reagentes, pH, temperatura e tempo de reação. Nesse momento da pesquisa os ensaios foram realizados em solução de cloreto de amônio de concentração conhecida e preparada a partir de reagente padrão analítico (p.a).

A escolha da melhor combinação de variáveis foi feita a partir do método de otimização univariada, determinada a partir da medida da eficiência de remoção da amônia, através da análise de nitrogênio amoniacal pelo método Kjeldahl e pela medida do volume de sólidos sedimentáveis formados. Os métodos analíticos foram realizados de acordo com *Standard methods for the examination of water and wastewater* (APHA/AWWA/WEF, 2005).

A formação da estruvita foi realizada a partir de reagentes distintos, diferenciando-se, por isso, os subprodutos formados, conforme estudos realizados por Li, Zhao e Hao (1999) e representado pelas equações:

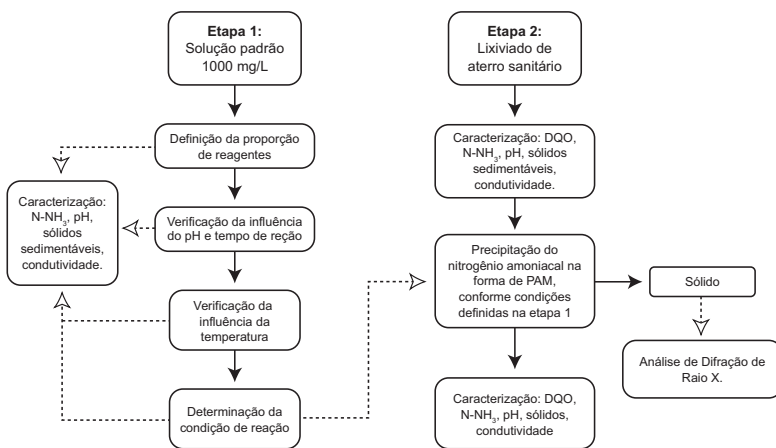
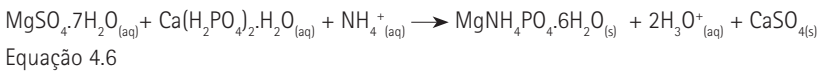
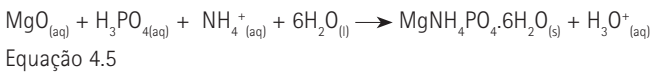
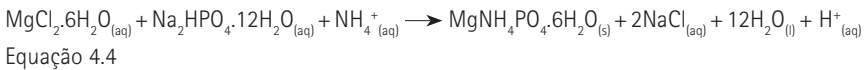


Figura 4.1 Fluxograma das etapas metodológicas

d) Aplicação das condições ótimas de reação em lixiviado de aterro sanitário

A combinação de variáveis definidas na etapa anterior da pesquisa foi aplicada em amostras de lixiviado de aterro sanitário. A Figura 4.1 representa o fluxograma e os parâmetros monitorados em cada passo realizado nas duas etapas.

4.3.1.2 Resultados e discussão

a) Determinação das condições de precipitação

A partir do método de otimização univariada, foram determinadas as condições ótimas de cada reação em função da eficiência de remoção de amônia. A Tabela 4.2 apresenta tais condições, testadas em solução padrão de cloreto de amônio:

b) Aplicação das condições ótimas de reação em lixiviado de aterro sanitário

Os parâmetros definidos na Tabela 4.2 foram aplicados no tratamento do lixiviado, obtendo-se os resultados apresentados na Tabela 4.3.

Tabela 4.2 > Condições ótimas de formação do PAM para cada reação aplicada

VARIÁVEIS DA REAÇÃO	REAGENTES		
	$MgCl_2 \cdot 6H_2O + Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$	$MgO + H_3PO_4$	$MgSO_4 \cdot 7H_2O + Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O$
Proporção mínima de reagentes $Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$	1:1:1	2:1:1	1:1:2
Temperatura / °C	Ambiente	Ambiente	Ambiente
Tempo de mistura / min	15	15	15
Velocidade de mistura / rpm	100	100	100
pH antes da mistura	Não ajustar	Não ajustar	Não ajustar
pH durante a mistura	Não ajustar	Não ajustar	Não ajustar
pH depois da mistura	8,5	8,5	8,0
Tempo mínimo de repouso após mistura / min	120	120	120

A partir da análise da Tabela 4.3 é possível verificar que o processo envolvendo os reagentes $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ e $Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$ (Equação 5.3) apresenta maior eficiência na remoção de amônia e DQO, além da menor formação de sólidos sedimentáveis, ou seja, reduzida geração de resíduos em relação aos demais processos avaliados.

Tabela 4.3 > Monitoramento do lixiviado bruto e tratado por precipitação do PAM

PARÂMETROS MONITORADOS	EFLUENTE BRUTO	REAGENTES $MgCl_2 \cdot 6H_2O + Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$	$MgO + {}_3PO_4$	$MgSO_4 \cdot 7H_2O + Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O$
DQO (mg/L)	2576	2190	2447	2190
Remoção de DQO (%)	-	15	5	15
N - NH_3 (mg/L)	1079	734	852	896
Remoção de amônia (%)	-	32	21	17
Sólidos (mL/L)	-	13	43	43
Condutividade (mho/m)	15,2	27,2	16,7	15,9
pH	8,2	8,5	8,7	8,8

Tais resultados estão de acordo com as pesquisas realizadas por Li, Zhao e Hao (1999), inclusive no que diz respeito ao indesejável aumento da condutividade do meio após a reação, justificado pela formação de cloreto de sódio como subproduto. Outro fator favorável à aplicação dos reagentes utilizados na Equação 2 é o seu menor custo médio, que chega a ser até 92% inferior aos demais utilizados na pesquisa:

Tabela 4.3 > Custo médio dos reagentes usados na pesquisa*

TRATAMENTO	REAGENTES	CUSTO (R\$/kg)
1	$MgCl_2 \cdot 6H_2O$	13,00
	$Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$	16,00
2	MgO	380,00
	H_3PO_4	14,00
3	$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	16,00
	$Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O$	36,00

* COTAÇÃO REALIZADA EM MARÇO DE 2008, REFERENTE AOS REAGENTES EM PADRÃO ANALÍTICO.

Apesar das vantagens apresentadas, mesmo após o tratamento verifica-se que a concentração de amônia encontra-se acima do limite legal de lançamento, conforme Resolução Conama nº 357/2005, que determina o padrão de lançamento equivalente a 20 mg/L. No entanto, para que o processo seja implementado em escala real, deve atender à legislação vigente, sendo, portanto, necessário otimizar o processo no que diz respeito à redução da concentração de nitrogênio amoniacal.

Segundo Stratful, Scrimshaw e Lester (2001), os fatores que influenciam nas condições de precipitação do PAM são pH, tempo de reação e excesso de reagentes. Como os dois primeiros já foram testados e estabelecidos, os resultados apresentados a seguir direcionam-se à definição da concentração máxima necessária de reagentes para se reduzir a concentração de amônia aos níveis determinados pela legislação.

c) Determinação do excesso de reagentes

Os reagentes cloreto de magnésio hexaidratado ($MgCl_2 \cdot 6H_2O$) e fosfato de sódio bibásico duodecahidratado ($Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$) foram aplicados no tratamento de lixiviado em diferentes proporções estequiométricas em relação à concentração inicial de nitrogênio amoniacal. A concentração após o tratamento, bem como a eficiência da reação em cada proporção aplicada encontram-se representados nos gráficos das Figuras 4.2 e 4.3:

A Figura 4.2 representa a concentração de nitrogênio amoniacal no lixiviado bruto, o limite de lançamento estabelecido na Deliberação Normativa Conama 357/2005, bem como a concentração de $N-NH_3$ pós-tratamento com aplicação de diferentes concen-

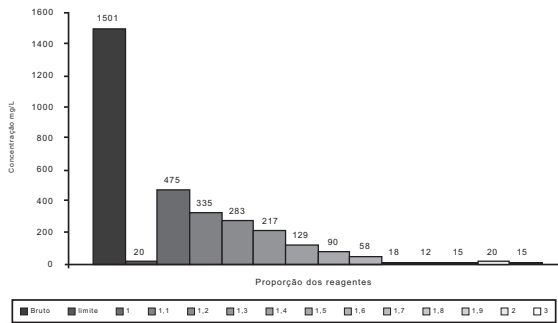


Figura 4.2 Redução da concentração de $N-NH_3$ em lixiviado tratado com excesso de reagente

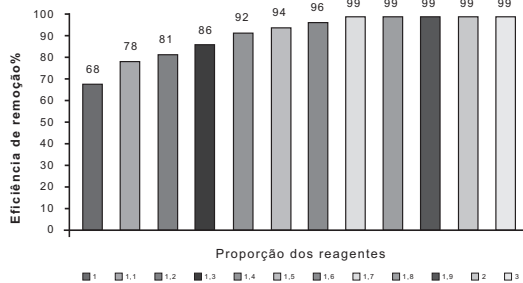


Figura 4.3 Eficiência de remoção de $N-NH_3$ em lixiviado tratado com excesso de reagente

trações de íons PO_4^{3-} e Mg^{2+} . Verifica-se que as reações realizadas com concentração molar de reagente maior ou igual a 1,7 vezes a concentração de amônia promove a redução dessa substância a valores inferiores a 20 mg/L.

Analisando a Figura 4.3, verifica-se que, para proporção de reagentes de 1,4 a 1,6, a reação apresenta elevado rendimento (acima de 90%). No entanto, esses valores não são suficientes para promover a remoção de amônia à concentração necessária, devendo tal eficiência ser superior a 99%. A Tabela 4.4 apresenta os valores dos demais parâmetros de monitoramento dos efluentes resultantes dos tratamentos com eficiência desejada.

Tabela 4.4 > Tratamento de lixiviado aplicando-se excesso de reagente

PARÂMETROS MONITORADOS	EFLUENTE BRUTO	EXCESSO DE REAGENTE				
		1,7:1:1,7	1,8:1:1,8	1,9:1:1,9	2:1:2	3:1:3
DQO (mg/L)	2547	1898	1657	1752	1938	2083
Remoção de DQO (%)	-	26	35	31	24	18
N-NH ₃ (mg/L)	1501	18	12	15	20	15
Remoção de amônia (%)	-	99	99	99	99	99
Sólidos (mL/L)	-	140	175	240	200	400
Condutividade (S/m)	18	32	33	33	33	40
pH	7,7	8,5	8,5	8,4	8,4	8,3

O tratamento do lixiviado com excesso estequiométrico de 1,7 vezes apresenta características mais favoráveis para aplicação em escala real, uma vez que apresenta a mesma eficiência de remoção de amônia em relação às demais concentrações testadas, mas com menor consumo de reagentes, menor geração de resíduo sólido e menor condutividade do efluente final, fatores que favorecem a aplicação de pós-tratamento biológico. A baixa eficiência na remoção de DQO não dispensa um tratamento específico de remoção de matéria orgânica para quaisquer dos ensaios realizados.

d) Caracterização do sólido gerado no tratamento

Para que o sólido resultante do tratamento seja devidamente aproveitado, é necessário analisar se o resíduo gerado é o mesmo desejado pela indústria agrícola. Uma das avaliações possíveis é a análise por difração de raios X (DRX). Essa análise caracteriza o sólido de forma a determinar a formação do cristal desejado, bem como o caráter amorfo do mesmo. As Figuras 4.4A e 4.4B a seguir apresentam os difratogramas referentes aos sólidos originados no tratamento do lixiviado com excesso de reagente de 1,7 e 1,8 vezes, por exemplo.

A partir dos espectros, tem-se o caráter predominantemente cristalino no sólido analisado, sendo identificada a cristalização do PAM nas quatro amostras em questão. Nas

amostras com excesso de 1,8 e 2 vezes, foi também verificada a cristalização dos sais de cloreto de magnésio duodecaidratado e fosfato de sódio tetraidratado. A formação desses cristais é justificada pelo excesso de reagentes aplicados ao processo. Já as amostras obtidas pelo excesso de 1,9 e 2 vezes destacam-se dentre as analisadas pela maior predominância de compostos amorfos no sólido formado.

e) Custo do processo

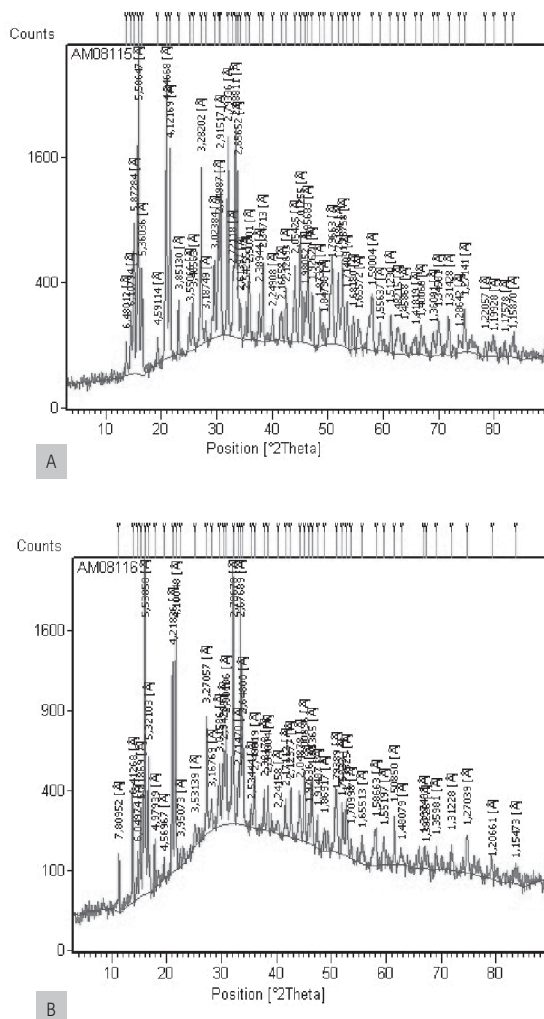


Figura 4.4

Espectro de difração de raios X: (A) excesso de 1,7 vezes e (B) excesso de 1,8 vezes

A Tabela 4.5 apresenta o custo do tratamento de remoção de amônia em lixiviado por precipitação considerando-se o custo dos reagentes aplicados ao tratamento ($\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ e $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$) com excesso de 1,7 vezes:

Tabela 4.5 > Custo do processo de remoção de amônia por metro cúbico de lixiviado tratado

REAGENTES	MASSA NECESSÁRIA kg/m ³	CUSTO DO REAGENTE R\$/kg	CUSTO DO TOTAL R\$/m ³
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	31,4	13,00	1.275,98
$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	55,4	16,00	

Dentre os itens responsáveis pelo alto custo do processo, destaca-se o padrão analítico dos reagentes, já que não foi possível obter o fornecimento dos mesmos com menor grau de pureza. Outro fator que inviabiliza economicamente o processo é a aplicação do excesso de reagentes, variável que se tornou, até então, indispensável por estar diretamente vinculada ao rendimento da reação.

f) Potencial de Implantação em escala real

A aplicação do processo de remoção de amônia através da precipitação PAM em escala real está diretamente vinculada ao custo operacional, pois, tecnicamente, a reação com excesso de reagentes tem alta eficiência. No entanto, alguns fatores podem viabilizar o tratamento:

- Rapidez da reação: a grande vantagem da maioria dos processos físico-químicos em relação aos processos biológicos é a velocidade de reação. Um processo operado de forma manual leva cerca de 20 minutos entre a dosagem e ajuste do pH. Se automatizado, esse tempo pode reduzir ainda mais, o que pode ser vantajoso principalmente para aterros com alta geração de lixiviado.
- Simplicidade operacional: uma vez definidas as condições ótimas de operação, o único fator a ser monitorado durante o processo é o ajuste do pH após a dosagem dos reagentes. O uso de um medidor acoplado a bombas dosadoras torna a operação simples e confiável e não exige formação de nível pós-médio por parte do operador, apenas um treinamento operacional específico.
- Possibilidade de comercialização do sólido: o fosfato de amônio e magnésio hexaidratado, ou estruvita, é um sólido que apresenta quantidades equimolares de fósforo, magnésio e amônia, componentes nutricionais básicos para uma grande variedade de culturas agrícolas. Segundo Uludag-Demirer, Demirer e Chen (2005), a demanda global por fertilizantes nitrogenados tem

sido crescente, o que pode aumentar a procura por cristais contendo nitrogênio e fósforo e, conseqüentemente, o potencial de comercialização do resíduo gerado no processo.

4.3.1.3 Conclusões

A partir dos ensaios realizados com a solução padrão de cloreto de amônio por meio do método de análise univariada, foi possível determinar quais as condições ideais da reação de formação do fosfato de amônio e magnésio hexahidratado.

No tratamento de lixiviado de aterro sanitário, obtiveram-se resultados mais satisfatórios utilizando-se os reagentes $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ e $Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$. Para melhoria do rendimento da reação, foi definida a concentração a ser aplicada desses reagentes, com necessidade de um excesso estequiométrico de 1,7 vezes em proporção molar para se obter uma eficiência média de 99% de remoção de amônia.

O rendimento citado corresponde ao mínimo necessário para que a concentração de amônia do efluente tratado se enquadre no limite estabelecido na Deliberação Normativa Conama 357/2005, sugerindo-se a aplicação de um pós tratamento para remoção da DQO e permitindo, assim, que o efluente fique em condição de lançamento também em relação à essa variável.

A análise do levantamento de custo revela a inviabilidade econômica do processo no atual contexto (R\$ 1.275,00/m³), condição que pode ser amenizada se consideradas a rapidez da reação, a simplicidade operacional, bem como a possibilidade de comercialização do PAM, sabendo que esse sólido é formado, conforme determinado em análise de difração de raios X.

Por fim, vale ressaltar que, apesar dos avanços obtidos e do potencial de aplicação em escala real, o processo de remoção de amônia por precipitação do PAM é tecnicamente eficiente, mas requer avanços na pesquisa visando à redução do custo do tratamento.

4.3.2. Sistema estudado pela UnB: remoção de nitrogênio por processo de precipitação química com compostos de magnésio e fosfato

4.3.2.1 Metodologia

A remoção de $N-NH_4^+$ em amostras de lixiviado bruto foi estudada pelo processo de precipitação química utilizando-se compostos contendo magnésio e fosfato (MAP). Os experimentos foram realizados em duas etapas. Na primeira, foi utilizada razão molar de 1:1:1 e com variação no valor do pH, conforme descrito em Li, Zhao e Hao (1999). Além disso, foi realizado um teste para verificar a eficiência de remoção de

N-NH_4^+ utilizando apenas NaOH (10M). Posteriormente, foram realizados ensaios para avaliação da influência da ordem de adição dos reagentes na eficiência da remoção do nitrogênio por precipitação.

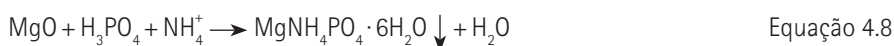
a) Fontes de fósforo e magnésio

Na investigação experimental, foram utilizadas diferentes fontes de magnésio e fosfato, sendo que todos os reagentes químicos utilizados possuíam grau analítico (PA). Os experimentos foram realizados em réplica e em escala de bancada em equipamento de teste de jarros. Os reagentes utilizados em cada etapa estão listados na Tabela 4.6.

Tabela 4.6 > Combinação dos reagentes químicos utilizados nos ensaios de precipitação química

FONTE DE MAGNÉSIO	FONTE DE FOSFATO
Etapa 1	
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$
MgO	H_3PO_4 (85%)
Etapa 2	
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$

As quantidades teóricas de reagentes químicos necessários para precipitar o nitrogênio amoniacal (N-NH_4^+) foram calculadas a partir das Equações 4.7 e 4.8 e de acordo com razão molar de 1:1:1 para as duas etapas experimentais (LI; ZHAO; HAO, 1999).



b) Caracterização do lixiviado bruto

Antes do início dos ensaios de precipitação química, o lixiviado era caracterizado de acordo com os seguintes parâmetros (APHA/AWWA/WEF, 2005):

- pH
- demanda química de oxigênio (DQO)
- sólidos totais (ST)
- nitrogênio amoniacal

c) Ensaio de precipitação química: etapa 1

Os ensaios de precipitação química foram realizados em diferentes valores de pH, corrigidos com a utilização de solução de NaOH (10M). Os experimentos de 1 a 5 foram realizados utilizando-se compostos de magnésio e fosfato como agentes precipitan-

tes, em razão molar de 1:1:1 ($Mg^{2+} : NH_4^+ : PO_4^{3-}$) de acordo com resultados descritos anteriormente (TENGRUI *et al*, 2007; LI; ZHAO; HAO, 1999). O ensaio 6 foi realizado com a utilização apenas de NaOH com o objetivo de avaliar possíveis interferências na remoção do nitrogênio (Tabela 4.7). Os ensaios 2, 3, 5 e 6 foram realizados simultaneamente e os ensaios 1 e 4 após três semanas. Como o lixiviado estava acondicionado em refrigerador (a 4°C), foi realizada caracterização antes da realização de cada ensaio. Portanto, a amostra L1 refere-se ao lixiviado utilizado nos ensaios 2, 3, 5 e 6 e a amostra L2 refere-se ao lixiviado utilizado nos ensaios 1 e 4 (Tabela 4.8).

Tabela 4.7 > Condições experimentais dos ensaios de precipitação química, etapa 1

REAGENTES	ENSAIO	PH	CONCENTRAÇÃO INICIAL DE N-NH ₄ ⁺ (mg/L)
MgCl ₂ ·6H ₂ O	1	8,2	1401 (L1)
Na ₂ HPO ₄ ·12H ₂ O	2	9,1	1397 (L2)
	3	9,7	1397 (L2)
MgO	4	8,3	1401 (L1)
H ₃ PO ₄ (85%)	5	9,1	1397 (L2)
NaOH	6	8,5	1397 (L2)

Tabela 4.8 > Quantidades de reagentes utilizadas nos ensaios de precipitação química

AMOSTRA DE LIXIVIADO	N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	Mg ²⁺ : NH ₄ ⁺ : PO ₄ ³⁻ (1: 1: 1) MgCl ₂ · 6H ₂ O (g) + Na ₂ HPO ₄ · 12H ₂ O (g)	MgO (g) + H ₃ PO ₄ (85%)
L1	1397	24,76 + 43,60	4,87 + 8,26*
L2	1401	24,83 + 43,73	4,89 + 8,28*

*VALORES EM mL

A precipitação química com compostos de magnésio, fosfato e nitrogênio é uma reação que depende do valor do pH da amostra (TENGRUI *et al*, 2007). Diversos trabalhos científicos, realizados com diferentes tipos de águas residuárias, apontam como faixa ótima de pH valores de 8,5 a 9 (TENGRUI *et al*, 2007; BURNS; MOODY; BUCHANAN, 2002; JEFFER; CLARK; PARSONS, 2002; ÇELEN; TÜRKÜY, 2001). Com base nesses dados foi avaliada a precipitação química com valores de pH entre 8 e 9 (Tabela 4.7). Na Figura 4.4 é apresentado o fluxograma das etapas dos ensaios de precipitação química da etapa 1.

d) Ensaio de precipitação química: etapa 2

Para avaliar a influência da ordem de adição dos reagentes no processo de remoção de nitrogênio amoniacal por precipitação química, foram realizados ensaios com a adição dos reagentes contendo magnésio (MgCl₂·6H₂O) e fosfato (Na₂HPO₄) em diferentes ordens (Tabela 4.9), de acordo com o método utilizado por Kim *et al* (2007). Os ensaios

foram realizados individualmente em equipamento de teste de jarros com velocidade de agitação aplicada equivalente a 200 rpm. Após a adição de cada reagente, as soluções foram agitadas durante três minutos. A correção de pH, para valores de aproximadamente 9,0, foi realizada utilizando-se solução de hidróxido de sódio (NaOH 5N).

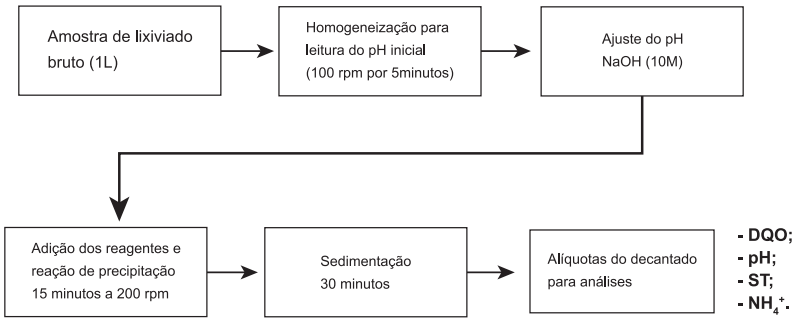


Figura 4.4 Fluxograma das etapas dos ensaios de precipitação química

Tabela 4.9 > Ordem de adição dos reagentes à amostra de lixiviado nos ensaios de precipitação química, etapa 2

ENSAIO	SEQUÊNCIA DO PROCEDIMENTO
1	pH → Mg ²⁺ → PO ₄ ³⁻
2	pH → PO ₄ ³⁻ → Mg ²⁺
3	pH → Mg ²⁺ e PO ₄ ³⁻
4	Mg ²⁺ → pH → PO ₄ ³⁻
5	PO ₄ ³⁻ → pH → Mg ²⁺
6	Mg ²⁺ → PO ₄ ³⁻ → pH
7	PO ₄ ³⁻ → Mg ²⁺ → pH
8	Mg ²⁺ e PO ₄ ³⁻ → pH

As quantidades de MgCl₂.6H₂O, Na₂HPO₄.12H₂O utilizadas nos ensaios foram determinadas em função da concentração de N-NH₄⁺ presente nas amostras de lixiviado bruto e em razões molares de 1:1:1 (Mg²⁺ : NH₄⁺ : PO₄³⁻), conforme apresentado na Tabela 4.10. Os cálculos das quantidades de reagentes foram realizados de acordo com as reações apresentadas nas Equações 4.1 e 4.2.

Tabela 4.10 > Quantidades de reagentes utilizadas nos ensaios de precipitação química, etapa 2

LIXIVIADO	N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	QUANTIDADE (g)	
		MgCl ₂ · 6H ₂ O	Na ₂ HPO ₄ · 12H ₂ O (g)
Bruto	1.340	7,5	13

4.3.2.2 Resultados e discussão

a) Etapa 1

Nas Tabelas 4.11 e 4.12 são apresentados os resultados obtidos nas caracterizações das amostras de lixiviado bruto e nas amostras do decantado após os ensaios de precipitação química, respectivamente.

Tabela 4.11 > Características das amostras de lixiviado bruto

AMOSTRA DE LIXIVIADO	PARÂMETROS DE MONITORAMENTO			
	pH	DOO (mg/L)	ST (mg/L)	N AMONICAL (mg/L N-NH ₄ ⁺)
L1	7,4	30.100	16.100	1.397
L2	7,5	31.600	16.600	1.401

Os resultados da caracterização inicial das amostras de lixiviado L1 e L2 permitiram verificar que não houve diferenças significativas nos valores dos parâmetros analisados. Mesmo assim, os valores de L1 e L2 foram empregados como referências nas análises de precipitação química e no teste de remoção de nitrogênio amoniacal com NaOH (10M).

A melhor eficiência de remoção do nitrogênio amoniacal (97%) foi obtida nos ensaios com MgCl₂·6H₂O e Na₂HPO₄·12H₂O, resultando em concentração final de nitrogênio amoniacal de aproximadamente 47 mg/L (Tabela 4.12). Porém, o produto formado (NaCl) como resultante da combinação desses produtos pode conferir elevada salinidade ao efluente podendo causar inibição em possíveis tratamentos biológicos subsequentes (TENGRUI *et al*, 2007). Nos ensaios com MgO e H₃PO₄ observou-se eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em torno de 80%, resultando em concentração residual de nitrogênio amoniacal de 288 mg/L. Nas condições experimentais avaliadas, o teste realizado apenas com NaOH indicou que a adição desse composto não interferiu na remoção do nitrogênio presente na amostra de lixiviado.

Tabela 4.12 > Resultados dos ensaios de precipitação química e do teste de remoção de nitrogênio amoniacal utilizando NaOH

REAGENTES	ENSAIO	pH	DQO (mg/L)	ST (mg/L)	N-AMONIAICAL (mg/L N-NH ₄ ⁺)	REMOÇÃO N-AMONIAICAL
MgCl ₂ · 6H ₂ O Na ₂ HPO ₄ · 12H ₂ O	1	8,2	28.450	35100	69	95%
	2	9,1	27.500	35100	47	97%
	3	9,7	27.500	35100	35	97%
MgO H ₃ PO ₄ (85%)	4	8,3	29.900	24300	263	81%
	5	9,1	28.275	24800	288	79%
NaOH	6	8,5	29.050	14700	1392	-

ENSAIOS 2, 3, 5 E 6: CONCENTRAÇÃO INICIAL DE N-NH₄⁺ = 1397 (mg/L N-NH₄⁺);

ENSAIOS 1 E 4: CONCENTRAÇÃO INICIAL DE N-NH₄⁺ = 1401 (mg/L N-NH₄⁺).

Na Tabela 4.13 é apresentado um resumo comparativo entre os resultados obtidos na presente pesquisa e outros estudos científicos para a remoção de nitrogênio amoniacal por processo de precipitação química.

Tabela 4.13 > Resultados comparativos de remoção de amônia de lixiviados por processo de precipitação química

CONCENTRAÇÃO INICIAL DE N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	REAGENTES	RAZÃO MOLAR	pH	EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO (%)	REFERÊNCIA
1100	MgCl ₂ · 6H ₂ O + Na ₂ HPO ₄ · 12H ₂ O	1:1:1	9,0	97,5	Tengrui et al (2007)
1380	MgCl ₂ · 6H ₂ O + KH ₂ PO ₄	1:1,2:1,2	9,0	90	Kim et al (2007)
5618	MgCl ₂ · 6H ₂ O + Na ₂ HPO ₄ · 12H ₂ O	1:1:1	8,86	96	Li; Zhao; Hao (1999)
5325	MgO + H ₃ PO ₄ (85%)	1:1:1	9,0	55	Li; Zhao; Hao (1999)
1397	MgCl ₂ · 6H ₂ O + Na ₂ HPO ₄ · 12H ₂ O	1:1:1	9,0	97	Este trabalho
1470	MgO + H ₃ PO ₄ (85%)	1:1:1	8,3	81	

A comparação entre os dados da literatura científica e os obtidos nos ensaios realizados na presente pesquisa (Tabela 4.13) indica que os valores obtidos de eficiência de remoção de amônia estão de acordo com aqueles observados por outros pesquisado-

res. Esses resultados sugerem que o processo de precipitação química com compostos de magnésio e fósforo pode ser tecnicamente viável para se reduzir a toxicidade decorrente das altas concentrações de nitrogênio de lixiviados.

Foi verificada pouca variação nas eficiências de remoção da matéria orgânica pelas análises de DQO. Os ensaios realizados com $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ e $Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$ apresentaram eficiências de remoção de 9 e 10% para as amostras de lixiviados L1 (pH 9,0 / 9,7) e L2 (pH 8,2), respectivamente. Resultados semelhantes foram observados por Li, Zhao e Hao (1999) na precipitação com $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ e $Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O/MgO$ e H_3PO_4 em pH 9,0, obtendo-se percentual de remoção de DQO de aproximadamente 2,9%. Os autores ressaltam que a precipitação química deve ser precedida de processo biológico para remoção da DQO do sobrenadante. Sugere-se, ainda, que a precipitação com MAP seja utilizada apenas como pré-tratamento para minimizar a toxicidade da amônia antes do tratamento biológico.

Os resultados dos valores de ST no decantado dos experimentos de precipitação química (Tabela 4.12) indicam que houve aumento nos valores médios de ST em relação aos verificados inicialmente (Tabela 4.11). Esse aumento na concentração de sólidos pode estar relacionado à formação dos produtos da precipitação ($NaCl$, equação 1). A formação de $NaCl$ como produto pode prejudicar o tratamento biológico, uma vez que a salinidade pode inibir a atividade microbiana, conforme discutido anteriormente. De acordo com Kim *et al* (2007), os íons de magnésio reagem preferencialmente com íons OH^- dissolvidos, resultando em produtos como o $Mg(OH)_2$, que podem ser responsáveis por elevações nas concentrações dos sólidos suspensos totais.

b) Etapa 2

Os resultados de todos os ensaios de precipitação química e remoção do nitrogênio amoniacal da etapa 2 estão apresentados na Tabela 4.14.

Com exceção do ensaio 4, realizado com adição do composto de magnésio seguido da correção do pH e da posterior adição do composto de fósforo, as demais condições experimentais avaliadas apresentaram boas remoções de nitrogênio, em concordância com aqueles observados por outros pesquisadores (Tabela 4.13) e semelhante ao observado na etapa 1 (Tabela 4.12).

Tabela 4.14 > Resultados dos ensaios de precipitação química com diferentes ordens de adição dos compostos de magnésio e fosfato

ENSAIO	pH FINAL	NAOH GASTO (mL)	DQO (mg/L)	SST (g/L)	SST (g/L)	ALCALINIDADE TOTAL (mg/L CaCO ₃)	N-AMONICAL (mg/L)	REMOÇÃO N-AMONICAL
Bruto	-	-	5490	55,9	1,77	1833	1340	-
1	9,0	1,2	5250	16,9	0,4	2679	70	94,8%
2	9,0	1,1	5160	17	1,0	2819	97	92,7%
3	9,0	1,0	5400	17	0,6	2840	141	89,5%
4	9,3	2,1	5550	26	0,4	2457	1297	3,3%
5	9,2	1,3	5130	17	0,4	2618	53	96,0%
6	9,5	7,0	5340	14,7	0,5	1933	17	98,7%
7	9,4	7,0	5340	14,8	0,3	1974	16	98,7%
8	9,5	7,0	5340	14,4	0,3	1994	25	98,2%

4.3.2.3 Conclusões

A precipitação química com MAP, como pré-tratamento, foi efetiva para a remoção de $N-NH_4^+$ em amostras de lixiviado contendo 1707,8mg/L de $N-NH_4^+$ (valor médio).

As melhores eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal ocorreram nos ensaios de precipitação com os compostos $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ e $Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$. Entretanto, é aconselhável utilizar a precipitação com MgO e H_3PO_4 como pré-tratamento por não haver formação de sais como produto, os quais poderiam inibir o crescimento microbiano no posterior tratamento biológico.

O processo de precipitação química não favoreceu a remoção de matéria orgânica, sólidos totais e sólidos totais voláteis do lixiviado.

Os testes com elevação do pH do lixiviado para 8,5, apenas com NaOH (10M), não apresentaram eficiência para a remoção dos parâmetros analisados ($N-NH_4^+$, DQO, ST, STV e cor).

4.3.3 Sistema estudado pela UFPE: precipitação química utilizando hidróxido de cálcio como pré-tratamento de lixiviados de aterro sanitário

A pesquisa desenvolvida pelo Grupo de Resíduos Sólidos na Universidade Federal de Pernambuco (GRS/UFPE) teve como principais objetivos: avaliar a aplicação do método de precipitação química como pré-tratamento do lixiviado proveniente do Aterro Sanitário da Muribeca (PE) por meio do uso de hidróxido de cálcio como agente precipitante; verificar a eficiência do uso de hidróxido de cálcio na remoção de parâmetros

físico-químicos relevantes em termos ambientais; e, por fim, fazer um breve comentário a respeito da classificação e possível destinação do rejeito ou lodo gerado no processo de precipitação química.

4.3.3.1 Metodologia

Os ensaios utilizando hidróxido de cálcio ou cal hidratada (Ca(OH)_2) como parte do tratamento químico do lixiviado, foram divididos em duas etapas. A primeira etapa consistiu em um ensaio preliminar para selecionar o produto (hidróxido de cálcio) mais adequado a ser utilizado na pesquisa como agente precipitante, com base nos resultados obtidos quanto à remoção de cor e turbidez. A segunda etapa objetivou otimizar a dosagem de hidróxido de cálcio em relação à remoção de cor, bem como avaliar a eficiência do método quanto à remoção de outros parâmetros físico-químicos.

A caracterização das amostras de lixiviado, bruto e após os métodos de tratamento foi realizada de acordo com os procedimentos estabelecidos pelo *Standard methods for the examination of water and wastewater* (APHA/AWWA/WEF, 2005).

a) Caracterização das cales e ensaios preliminares

Um ponto fundamental no método de precipitação química é a seleção do hidróxido de cálcio que irá atuar como agente precipitante. Para isso, três marcas de hidróxido de cálcio foram caracterizadas quimicamente, das quais uma corresponde a hidróxido de cálcio puro (P.A.) e as outras a duas marcas comerciais.

A descrição dos produtos avaliados e fabricantes encontram-se descritos na Tabela 4.15 e, para facilitar a identificação e descrição de cada um dos produtos testados, atribuiu-se aos diferentes produtos a seguinte denominação: hidróxido de cálcio P.A., comercial A e B.

Tabela 4.15 > Descrição das diferentes marcas comerciais de hidróxido de cálcio avaliadas na pesquisa

PRODUTO	DESCRIÇÃO	CUSTO
P.A.	Uso em laboratório	R\$ 10,00 (0,5 kg)
Comercial A	Construção civil	R\$ 5,00 (10 kg)
Comercial B	Construção civil	R\$ 8,00 (10 kg)

As cales são constituídas basicamente de óxido de cálcio ou óxido de magnésio ou, mais comumente, pela mistura desses dois compostos. A escolha do hidróxido de cálcio foi baseada nos resultados correspondentes à análise química semiquantitativa que aponta a percentagem de óxidos presentes na amostra (Tabela 4.16).

Tabela 4.16 > Caracterização das diferentes marcas comerciais de hidróxido de cálcio avaliadas na pesquisa

ANÁLISE	CAL P.A.	RESULTADOS (%)	
		COMERCIAL A	COMERCIAL B
CaO	73,88	73,22	75,02
MgO	-	4,89	-
SiO ₂	0,14	0,95	0,23
P ₂ O ₅	0,25	0,43	0,20
Fe ₂ O ₃	0,07	0,32	0,18
Al ₂ O ₃	-	0,10	0,05
SrO	0,34	0,10	0,34
Na ₂ O	-	0,09	-
K ₂ O	-	0,05	0,05
SO ₃	0,02	0,03	-
ZnO	0,05	-	-
MnO	-	-	0,02
Cl	-	0,03	-
PF	25,29	19,78	23,91
Total	100	100	100

A seleção do hidróxido de cálcio foi baseada também em ensaios em batelada, nos quais foram avaliadas a eficiência de todas as marcas de hidróxidos quanto à remoção dos parâmetros de cor e turbidez.

Os ensaios em batelada foram efetuados em uma mesa agitadora (Marca Tecnal – TE 140) e consistiram em adicionar diferentes concentrações de hidróxido de cálcio, na faixa de 0,5 e 3,5 g variando a cada 0,25 g, em erlenmeyers com capacidade para 250 mL, contendo 100 mL de lixiviado cada. Os frascos foram agitados a 200 rpm por cinco minutos e após a agitação foram deixados em repouso por uma hora, para que houvesse a sedimentação dos sólidos. Os parâmetros de cor e turbidez foram analisados no sobrenadante e, no final dos ensaios, a eficiência de remoção dos parâmetros avaliados foi determinada.

b) Otimização da dosagem de hidróxido de cálcio

Os ensaios de otimização da dosagem de hidróxido de cálcio foram realizados em testes de jarro. Esse equipamento é composto de seis reatores ou jarros com capacidade para 2 L em cada reator e possui controle de rotação (agitação mecânica) ajustável até 120 rpm e capacidade para realizar seis ensaios simultâneos.

A principal finalidade dos ensaios de precipitação química em jarros foi determinar a concentração ótima de hidróxido de cálcio tendo como principal parâmetro a remoção de cor visível. Para isso, diferentes concentrações de hidróxido de cálcio, na faixa de 5 a 35 g, foram adicionadas a 1 L de lixiviado, variando-a a cada 2,5 g. Os parâmetros de agitação e tempo adotados foram 120 rpm por cinco minutos e uma hora de sedimentação.

Definida a melhor dosagem de hidróxido de cálcio para cada amostra de lixiviado, a qualidade do efluente tratado foi analisada. Nessa etapa, utilizando a Equação 4.9, verificou-se a eficiência do método de precipitação química na remoção de cor e de outros parâmetros físico-químicos tais como: turbidez, DBO, DQO, fósforo, cloretos e metais.

c) Caracterização do lodo quanto à periculosidade

O volume de lodo obtido após o tratamento de precipitação química foi seco em estufa a uma temperatura entre 30 e 35°C por aproximadamente uma semana. Em seguida, a massa de lodo seca foi conservada a 4°C e, posteriormente, caracterizada qualitativamente de acordo com os ensaios de solubilização e lixiviação seguindo as NBRs 10005 e 10006 (ABNT, 2004A; ABNT, 2004C). Com base nos resultados dos respectivos ensaios, o lodo foi classificado em termos de sua periculosidade de acordo a NBR 10004 (ABNT, 2004A).

4.3.3.2 Resultados e discussão

a) Caracterização das cales e ensaios

Os resultados da caracterização química, apresentados na Tabela 4.16, apontam as percentagens de óxidos encontradas nas três amostras de hidróxido de cálcio, dentre eles os principais são os óxidos de cálcio e magnésio. Alguns óxidos, tais como SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 , P_2O_5 , podem ser considerados impurezas e podem interferir na qualidade do hidróxido de cálcio comercial. Portanto, dentre as marcas de hidróxido de cálcio analisadas, a comercial A apresenta a maior percentagem dessas impurezas que representam 1,8% do total, enquanto as outras apresentam uma percentagem de 0,46% para o P.A. e 0,66% para a comercial B.

Na Figura 4.6 encontram-se os perfis de remoção de cor e turbidez do lixiviado em função da concentração de diferentes marcas de hidróxido de cálcio testadas.

A cor inicial do lixiviado foi de 12800 Hz e, com base na relação maior remoção e menor concentração, pode-se observar na Figura 4.5 que o melhor resultado de remoção para esse parâmetro corresponde ao hidróxido de cálcio P.A., seguido da comercial B. Para a menor concentração (1g/100 mL) o hidróxido de cálcio P.A. removeu aproximadamente 91%, enquanto os comerciais A e B removeram cerca de 39 e 63%, com valores de cor final de 1111, 7737 e 4761 Hz, respectivamente. Já os resultados correspondentes à remoção de turbidez mostraram que para a menor concentração (1g/100 mL) a remoção foi de aproximadamente 92% para o hidróxido de cálcio P.A, 3,5% para

a comercial A e 48% para a comercial B. O valor de turbidez inicial da amostra de lixiviado testada foi de 280 NTU e, após a adição das diferentes marcas de hidróxido de cálcio, a turbidez foi reduzida para valores compreendidos entre 22 e 270 NTU.

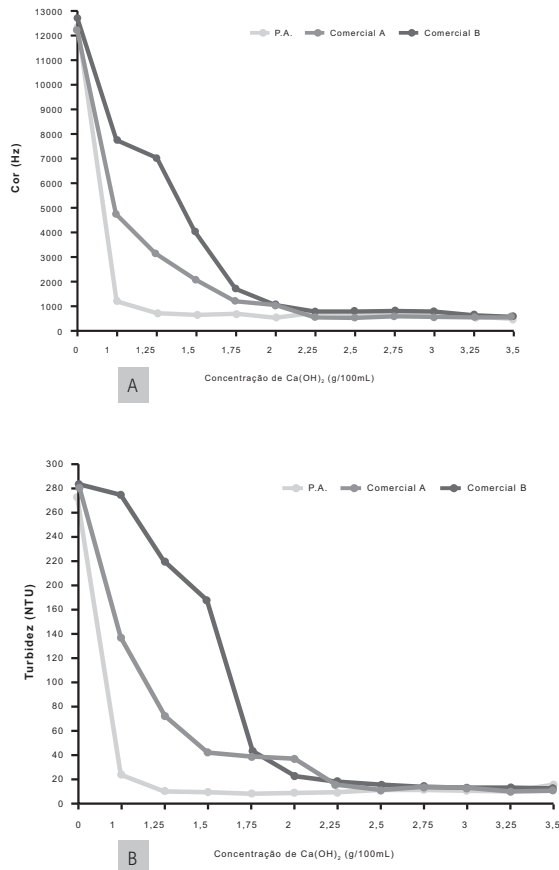


Figura 4.5

Perfis de remoção de cor e turbidez do lixiviado em função da concentração de diferentes marcas de hidróxido de cálcio

Avaliando-se os resultados descritos na Figura 4.5 e com base na Tabela 4.16, denota-se claramente que o hidróxido de cálcio P.A. apresentou uma menor quantidade de impurezas na sua composição e, conseqüentemente, maior eficiência de remoção dos parâmetros físicos de cor e turbidez. Porém, na prática, verifica-se que o uso desse tipo de hidróxido é inviável economicamente devido a seu elevado custo em relação às outras marcas comerciais testadas. Logo, optou-se por utilizar, em toda a pesquisa, o hidróxido comercial B que apresenta um bom desempenho e é acessível economicamente.

De modo geral, os resultados mostraram que a clarificação do lixiviado ocorreu progressivamente com o aumento da concentração de hidróxido de cálcio, observando-se que a cor marrom escuro a preta inicial muda gradualmente de marrom claro a amarelo translúcido. Essa coloração amarela é observada quando se atinge a melhor dosagem de hidróxido de cálcio e, no caso específico dessa pesquisa, tal coloração foi obtida utilizando 15 g/L de hidróxido de cálcio (Figura 4.6B). O valor inicial de cor medido em uma das amostras brutas de lixiviado foi de 14535 Hz e, após o tratamento com 15g/L, foi alcançada uma redução significativa de cor, superior a 85%, com valor final de 2400 Hz. A redução progressiva de cor obtida com o aumento das concentrações de hidróxido de cálcio, bem como os gráficos de redução de concentração *versus* remoção em porcentagem para cada uma das amostras analisadas encontra-se na Figura 4.6.

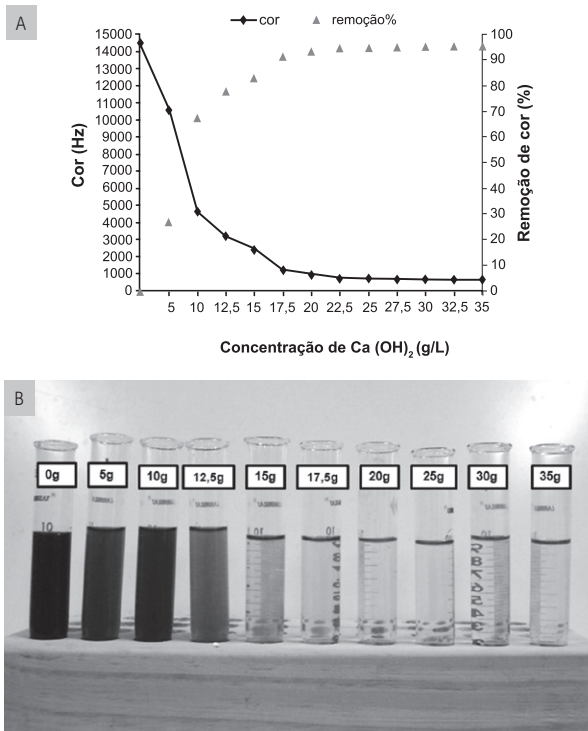


Figura 4.6

Gráfico e fotografia ilustrativas da remoção gradual de cor, em uma amostra de lixiviado do Aterro da Muribeca, promovida pela adição de diferentes concentrações de hidróxido de cálcio.

Definido o melhor hidróxido de cálcio, com base na composição química e ensaios em batelada, o passo seguinte foi avaliar em oito amostras de lixiviado, coletadas no período de janeiro a julho de 2008, a remoção de parâmetros orgânicos e inorgânicos relevantes em termos ambientais a partir da concentração pré-definida de 15 g/L de hidróxido de cálcio. Na Tabela 4.17 são apresentadas as características físico-químicas dos lixiviados bruto e pós-tratamento com precipitação química analisados na pesquisa, com os respectivos valores médios, mínimos e máximos.

Tabela 4.17 > Intervalos de variação dos parâmetros físico-químicos de monitoramento determinados nas amostras de lixiviado do Aterro da Muribeca no período de janeiro a julho de 2008

PARÂMETROS	LIXIVIADO BRUTO			LIXIVIADO TRATADO		
	Mínimo	Máximo	Média	Mínimo	Máximo	Média
Cor (Hz)	3260	14520	8709	207	2028	956,3
Turbidez (NTU)	16,5	289	192,2	5,7	82,0	27,5
DBO (mg/L)	3200	4965	4326	1670	3677	2154
DQO (mg/L)	5384	8259	6520	2064	7451	5333
pH	7,8	8,3	8,0	11,8	13	12,2
Fósforo (mg/L)	7,3	12,3	9,5	3,8	10,7	5,4
Cloretos (mg/L)	103	176,5	142,7	96	162	126,6
ST (mg/L)	5260	10820	8884	4120	9620	6870
SST (mg/L)	300	560	412	100	230	150

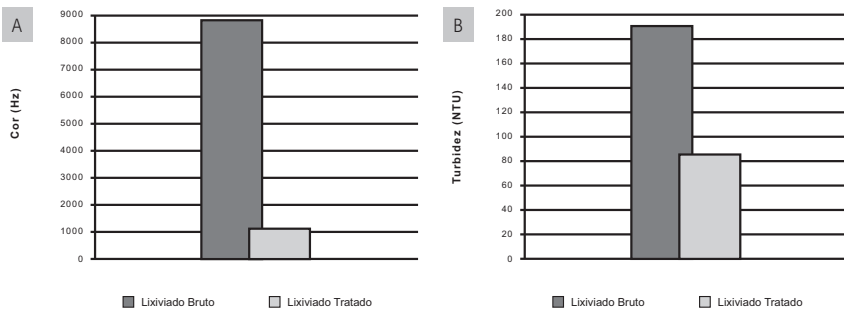


Figura 4.7

Variação média da concentração de cor (A) e turbidez (B) nas amostras de lixiviado bruto e tratado por precipitação química.

Na Figura 4.7 são apresentados os valores médios de concentração de cor e turbidez referentes ao lixiviado bruto e tratado por precipitação química. Em relação a tais parâmetros, o tratamento com o hidróxido de cálcio provou ser muito eficiente, atingin-

do valores médios de remoção de 89 e 85,7%, respectivamente. O tratamento reduziu os valores médios de concentração de cor e turbidez do lixiviado bruto de 8709 Hz e 192,2 NTU para valores médios de 956 Hz e 27,5 NTU referentes ao lixiviado tratado, respectivamente. Segundo Amokrane, Comel e Veron (1997), o hidróxido de cálcio remove cerca de 70 a 90% da cor e turbidez do lixiviado.

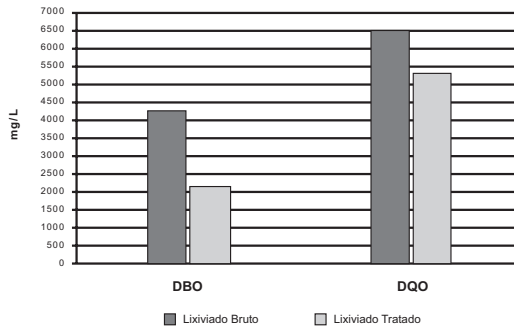


Figura 4.8

Varição média da concentração de DBO e DQO entre as amostras de lixiviado bruto e tratado por precipitação química.

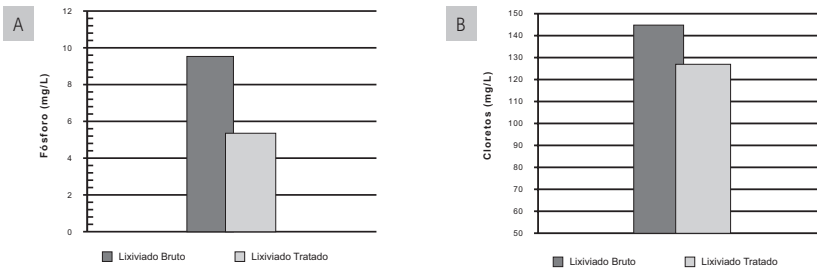


Figura 4.9

Varição média da concentração de fósforo (A) e cloretos (B) nas amostras de lixiviado bruto e tratado por precipitação química.

A concentração média de DBO no lixiviado bruto foi de 4326 mg/L, sendo essa reduzida para um valor médio de 2154 mg/L no lixiviado tratado após a adição de hidróxido de cálcio. Comportamento semelhante pode ser observado ao se analisar o teor de DQO, cujo valor médio inicial de 6520 mg/L foi reduzido para um valor médio de 5333 mg/L (Figura 4.8). As eficiências de remoção encontradas foram de 50% de DBO e 18% de DQO. A remoção de matéria orgânica através do método de precipitação

química varia de acordo com a qualidade e procedência do lixiviado. Schoeman (2008) e alguns pesquisadores citados por Qasin e Chiang (1994) afirmam que a remoção de DBO e DQO por precipitação química é realmente pequena, ou seja, presume-se que as substâncias recalcitrantes e medianamente biodegradáveis permaneçam no lixiviado após o tratamento.

Tabela 4.18 > Resultados médios das análises de metais pesados presentes nas amostras de lixiviado bruto e tratado com precipitação química e respectivos limites de lançamento para efluentes em corpos receptores.

ELEMENTOS	LIXIVIADO		REMOÇÃO %	VMP*
	Bruto	Tratado		
Fe	48,07	2,17	95,5	15,0 (dissolvido)
Mn	0,48	0,05	89,6	1,0 (dissolvido)
Zn	1,33	1,03	22,6	5,0
Cu	0,21	0,18	14,3	1,0 (dissolvido)
Ni	ND	ND	0	2,0
Pb	0,22	0,05	77,3	0,5
Cr	0,23	0,13	43,5	0,5

*VALORES MÁXIMOS PERMITIDOS PARA LANÇAMENTO DE EFLUENTES DETERMINADOS PELA RESOLUÇÃO CONAMA 357/05.
ND: NÃO DETECTADO. UNIDADE: MG/L

Em relação ao fósforo, a concentração média encontrada no lixiviado bruto foi de 9,5 mg/L, sendo essa reduzida para um valor médio de 5,4 mg/L no lixiviado tratado, atingindo assim uma remoção de 43%. Quanto aos cloretos o valor médio inicial no lixiviado bruto 142 mg/L foi reduzido para um valor médio de 126,6 mg/L após o tratamento com o hidróxido de cálcio, apresentando uma remoção média de apenas 11%. Na Figura 4.9 é apresentada a variação média da concentração de fósforo e cloretos nas amostras de lixiviado bruto e tratado por precipitação química.

O pH básico (superior a 11) após o tratamento faz com que os íons metálicos dissolvidos sejam convertidos para uma fase insolúvel através da reação com Ca(OH)_2 , precipitando-os na forma de hidróxido (KURNIAWAN et al, 2006). As concentrações médias de metais pesados e os respectivos valores de remoção presentes na amostra de lixiviado bruto e após tratamento com hidróxido de cálcio são apresentadas na Tabela 4.18, juntamente com os valores máximos de descarte permissíveis. O tratamento com o Ca(OH)_2 promoveu remoção significativa para vários metais pesados analisados (Fe, Mn, Zn, Cu, Ni, Pb e Cr), como se percebe na comparação com os dados antes do tratamento.

Na Tabela 4.18 são indicados os percentuais de remoção dos metais pesados analisados nas amostras de lixiviado. De modo geral, dentre os metais pesados analisados, o Fe apresentou maiores remoções com valor máximo de 95,5%, seguido do Mn com

89% e do Pb com 77%. O restante dos metais pesados também mostraram boas remoções, com valores médios de 43,5, 22 e 14%, respectivamente para Cr, Zn e Cu.

b) Análise do lodo

Quanto ao lodo gerado no processo de precipitação química, as análises foram realizadas de acordo com as prescrições da NBR 10004, com a finalidade de classificá-lo quanto à sua periculosidade em resíduos Classes I e II, A e B, levando-se em consideração seus riscos potenciais ao meio ambiente e à saúde pública para que possam ser gerenciados adequadamente. A classificação foi baseada nos resultados dos ensaios de lixiviação e solubilização, nos quais são exigidas análises de parâmetros orgânicos e inorgânicos referentes às normas 10005 e 10006, respectivamente.

A amostra de lodo, segundo com às normas da ABNT 10004, 10005 e 10006, é classificada como resíduo Classe II A (não perigoso – não inerte), sendo também classificado como não corrosivo e não reativo. Os resíduos Classe II A – não-inertes – são os resíduos que não apresentam periculosidade, porém podem apresentar propriedades tais como: combustibilidade, biodegradabilidade ou solubilidade em água (SBRT, 2008). De acordo com Santana-Silva (2008), o lodo precipitado pode conter diversos compostos, como: hidróxido de cálcio, carbonato de cálcio, fósforo precipitado, nitrogênio orgânico. Dessa forma, poderia ser facilmente utilizado como fertilizante ou até mesmo na correção de solos ácidos.

4.3.3.3 Conclusões

O método de precipitação química utilizando hidróxido de cálcio na concentração pré-estabelecida de 15g/L mostrou-se satisfatório no tratamento do lixiviado do Aterro da Muribeca, principalmente no que se refere aos parâmetros de cor e turbidez. Aliado a tais resultados, o referido tratamento foi eficiente também para a remoção de outros parâmetros físico-químicos de relevância ambiental, tais como fósforo, cloretos e metais pesados. Em contrapartida, não apresentou remoção significativa de matéria orgânica (DBO e DQO), fato observado também na literatura. O lodo gerado na precipitação química não inviabiliza completamente a aplicação desse método, uma vez que a sua classificação como resíduo não perigoso, não inerte – classe II A – possibilita diversas formas de seu aproveitamento.

4.3.4 Sistema estudado pela UFMG: coagulação/floculação (C/F), processo oxidativo avançado (POA) empregando reagente de Fenton e adsorção por carvão ativado granular (CAG)

4.3.4.1 Metodologia

O lixiviado bruto foi submetido a três técnicas de tratamento físico-químico: coagulação floculação (C/F), processo oxidativo avançado (POA) empregando reagente de

Fenton e adsorção por carvão ativado granular (CAG). As amostras geradas, bem como o lixiviado bruto, foram caracterizadas para avaliação dos tratamentos.

a) Amostragem

O lixiviado utilizado para a realização dos experimentos proveio do Aterro Sanitário da Central de Tratamento de Resíduos Sólidos (CTRS) da cidade de Belo Horizonte (MG). Esse aterro se encontra com atividades operacionais encerradas, ocupa uma área de 133 hectares e possui células de aterramento com diferentes idades e características. O lixiviado foi coletado no reservatório que recebe lixiviado de todas as células do aterro.

b) Caracterização coletiva não específica das amostras (convencional)

Para a caracterização das amostras, foram selecionados os seguintes parâmetros físico-químicos: DQO, DBO, pH, alcalinidade, série de sólidos, nitrogênio total Kjeldahl e amoniacal. As análises foram realizadas em conformidade com as recomendações do Standard methods for the examination of water and wastewater (APHA/AWWA/WEF, 2005).

c) Caracterização coletiva específica das amostras

Os ensaios de DQO inerte, biodegradabilidade aeróbia e distribuição de massa molecular foram realizados de acordo com as metodologias apresentadas no capítulo 2, *Caracterização de lixiviados*.

d) Determinação das condições ótimas dos tratamentos físico-químicos

Para a determinação das condições ótimas dos tratamentos físico-químicos, foram realizados ensaios com diferentes condições visando, principalmente, às remoções de cor e DQO. Os ensaios foram realizados em Teste de jarros (modelo JT 101 MILAN) operando com reservatórios de 2 L. Para o desenvolvimento do planejamento experimental foi utilizado o software MINITAB® Release 14.

Coagulação/floculação (C/F)

Essa etapa consistiu em um planejamento fatorial completo 2^3 com 3 réplicas no qual foram avaliadas as seguintes condições de tratamento: condição de mistura na coagulação (M_c), condição de mistura na floculação (M_f) e concentração de coagulante (C). Na Tabela 4.19 e 4.20 são apresentadas as variações dos fatores na avaliação do tratamento por C/F e os ensaios realizados, respectivamente.

Tabela 4.19 > Variação dos fatores do processo de coagulação/floculação

ENSAIO	MC	MF	C (mg/L)
+	40 seg. / 250 rpm	10 min. / 55 rpm	2000
-	20 min. / 80 rpm	10 min. / 20 rpm	1500

O coagulante utilizado foi o sulfato de alumínio ($Al_2(SO_4)_3$). Para cada ensaio foram realizados os seguintes procedimentos: determinação do pH, cor e DQO da amostra bruta, adição de 500 mL de lixiviado bruto em cada reservatório, adição de coagulante nas dosagens estabelecidas, agitação de coagulação nas condições estabelecidas, agitação de floculação nas condições estabelecidas, sedimentação por 30 minutos e determinação do pH, cor e DQO da amostra tratada.

Tabela 4.20 > Ensaio de coagulação/floculação

ENSAIO	MC	MF	C
1	-	-	-
2	+	-	-
3	-	+	-
4	+	+	-
5	-	-	+
6	+	-	+
7	-	+	+
8	+	+	+

Processo oxidativo avançado empregando reagente de Fenton (POA)

Essa etapa consistiu em um planejamento fatorial fracionário 2^{4-1} com 3 réplicas no qual foram avaliadas as seguintes condições de tratamento: proporção de peróxido de hidrogênio (H_2O_2), proporção de sulfato ferroso heptahidratado (Fe^{+2}), pH e tempo de mistura na oxidação (t). Na Tabela 4.21 e 4.22 são apresentadas as variações dos fatores na avaliação do tratamento por POA e os ensaios realizados respectivamente.

Tabela 4.21 > Variação dos fatores do tratamento por POA

ENSAIO	H_2O_2	Fe^{+2}	pH	T (MIN)
+	6 (17,4 g/L)	1 (2,9 g/L)	5	30
-	2 (5,8 g/L)	0,5 (1,45 g/L)	4	15

Tabela 4.22 > Ensaio de POA

ENSAIO	H_2O_2	Fe^{+2}	pH	T
1	-	-	-	-
2	+	-	+	-
3	-	+	+	-
4	+	+	-	-
5	-	-	+	+
6	+	-	-	+
7	-	+	-	+
8	+	+	+	+

O processo foi dividido em duas etapas: oxidação e precipitação/neutralização. Os reagentes utilizados na etapa de oxidação foram o peróxido de hidrogênio (H_2O_2) e o sulfato ferroso heptahidratado (Fe_2SO_4); já para a etapa de precipitação/neutralização, foi utilizado o hidróxido de cálcio ($Ca(OH)_2$). Na etapa de oxidação, para cada ensaio, foram realizados os seguintes procedimentos: ajuste do pH de reação com ácido sulfúrico (adição lenta), início da agitação em 120 rpm, adição do sulfato ferroso sólido e peróxido de hidrogênio na proporção estabelecida, reação de oxidação durante o tempo estabelecido, sedimentação por uma hora e separação do lodo. A etapa de neutralização/precipitação consistiu nos seguintes procedimentos: adição de hidróxido de cálcio até que o valor de pH atingisse a faixa de 7-8, homogeneização durante 15 minutos, sedimentação por duas horas e separação do lodo.



Figura 4.10

Coluna de percolação empregada nos ensaios de CAG.

Adsorção em carvão ativado

Os ensaios com CAG consistiram em uma única réplica e ocorreram por percolação em colunas com diâmetro de 1,3 cm onde foram avaliadas alturas de 10 e 25 cm e submetidas a uma vazão média de 0,07 mL/s. O carvão foi lavado e seco a 100°C e, em seguida, compactado manualmente dentro da coluna através de cinco golpes leves contra bancada. A Figura 4.10 ilustra a coluna de percolação utilizada nos ensaios de CAG.

4.3.4.2 Resultados e discussão

A determinação das condições ótimas dos tratamentos físico-químicos de C/F e POA é apresentada a seguir.

a) C/F

A relação entre as eficiências médias de remoção de cor e DQO total para as diferentes condições operacionais nos ensaios de C/F está apresentada na Figura 4.11.

A Figura 4.12 apresenta a estimativa dos efeitos principais dos fatores variáveis na eficiência de remoção de cor e DQO quando ocorre mudança do nível mais baixo (-) para o nível mais alto (+) para os ensaios de C/F.

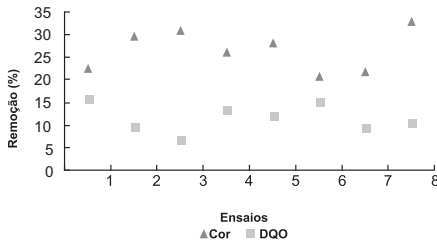


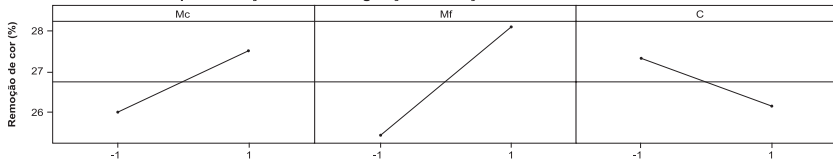
Figura 4.11

Eficiências de remoção de cor e DQO total nos ensaios de C/F.

Observa-se uma remoção máxima dos valores médios de cor e DQO em torno de 33 e 16% respectivamente. Em relação à remoção de cor, pode-se concluir que todos os fatores interferem no processo, mas de forma moderada em função da eficiência do tratamento. Os principais fatores intervenientes na remoção de DQO foram as condições de mistura tanto de flocculação quanto de coagulação. As condições de ensaio consideradas ótimas, priorizando-se a remoção de cor, foram aquelas respectivas ao ensaio 8.

A

Gráfico de efeitos para remoção de cor - coagulação/floculação



B

Gráficos de efeitos para remoção de DQO - coagulação/floculação

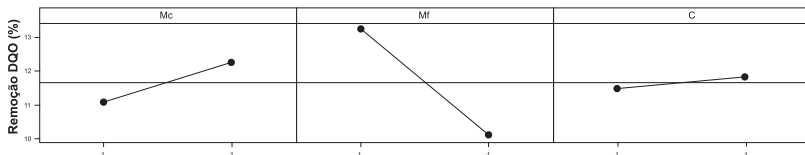


Figura 4.12

Avaliação dos efeitos principais dos fatores variáveis para os ensaios de C/F (A) Cor; (B) DQO total.

b) POA

Os resultados médios obtidos de eficiência de remoção de cor e DQO para diferentes condições operacionais nos ensaios de POA estão representados na Figura 4.13.

A Figura 4.14 apresenta a estimativa dos efeitos principais dos fatores variáveis na eficiência de remoção de cor e DQO, quando ocorre mudança do nível mais baixo (-) para o nível mais alto (+) para os ensaios de POA.

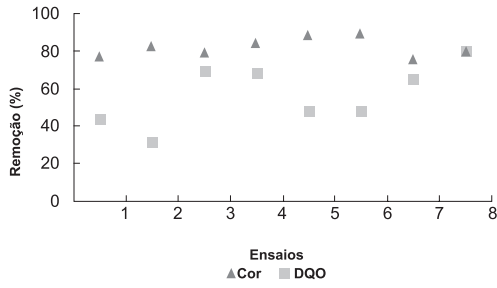


Figura 4.13 Eficiências de remoção de cor e DQO total nos ensaios de POA.

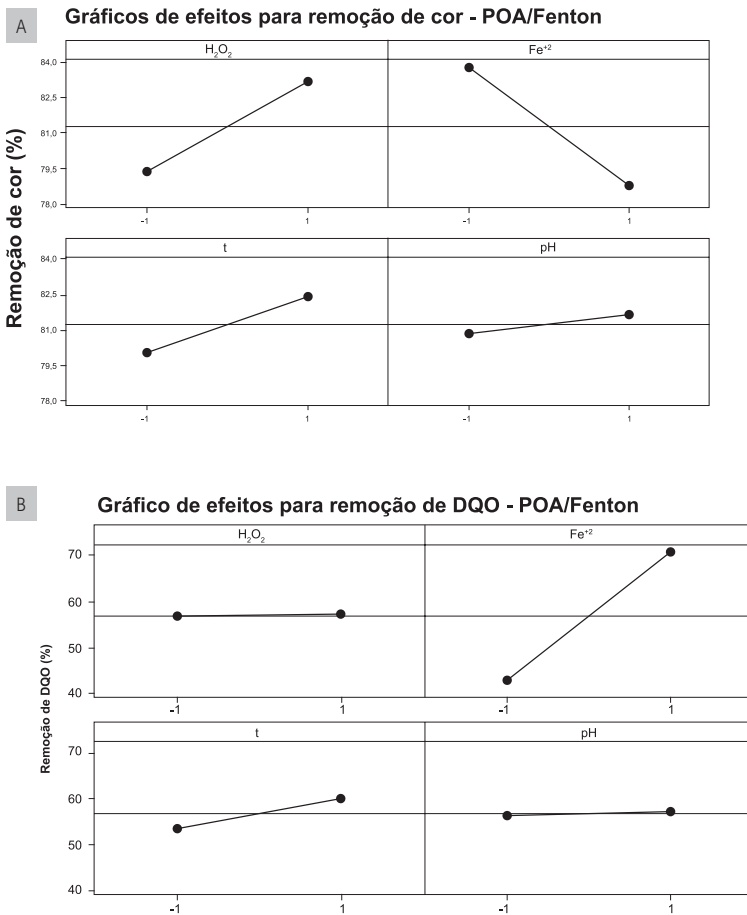


Figura 4.14 Avaliação dos efeitos principais dos fatores variáveis para os ensaios de POA (A) Cor; (B) DQO total.

Observa-se uma remoção máxima média de cor e DQO em torno de 90 e 80%, respectivamente. Em relação à remoção de cor, pode-se concluir que esta é moderadamente afetada pela proporção dos reagentes e pelo tempo de reação. Já na remoção de DQO, o fator mais significativo foi a concentração de Fe^{2+} , indicando que a concentração de H_2O_2 foi suficiente. Já o tempo de reação e o pH influenciaram em menor grau. As condições de ensaio consideradas ótimas, priorizando-se a remoção de cor, foram aquelas respectivas ao ensaio 5.

c) Caracterização coletiva convencional das amostras

A Tabela 4.23 apresenta os resultados da caracterização coletiva convencional do lixiviado pré e pós-tratamento.

Tabela 4.23 > Caracterização coletiva convencional das amostras

Parâmetros	Unid	BRUTO		C/F		POA		CAG	
		Média	Desvio padrão	Média	Desvio padrão	Média	Desvio padrão	Média	Desvio padrão
DQO	mg/L	2971	120	2331	555	773	94	2129	130
DBO ₅	mg/L	115	7	125	21	100	14	145	7
DBO/DQO	-	0,04	0	0,06	0	0,13	0	0,07	0
pH	-	8,24	0,18	7,59	0,08	7,56	0,79	8,30	0,31
NTK	mg/L	1579	105	1655	18	1652	20	1655	18
N-NH ₃	mg/L	1516	158	1539	12	1536	11	1539	12
Alcalinidade	mg/L	7595	647	6405	570	4203	630	6991	1035
Cloretos	mg/L	2200	63	2211	47	2200	63	2255	78
Fósforo	mg/L	81	13	71	13	38	4	70	13
SST	mg/L	15	5	44	14	39	11	53	15
SSF	mg/L	6	1	25	5	25	4	27	5
SSV	mg/L	10	4	18	12	14	9	25	16
Cádmio	mg/L	< 0,005	-	< 0,005	-	< 0,005	-	< 0,005	-
Chumbo	mg/L	< 0,05	-	< 0,05	-	< 0,05	-	< 0,05	-
Cromo	mg/L	0,16	0,05	0,13	0,05	0,02	0,01	0,17	0,05
Ferro	mg/L	4,24	1,61	3,30	1,30	2,08	0,22	1,75	0,15
Zinco	mg/L	0,03	0,01	0,07	0,02	0,16	0,05	0,02	0,01

Em relação à remoção de cor e poluentes orgânicos, pode-se observar uma eficiência maior de remoção no tratamento por POA em relação aos demais tratamentos. Houve maior remoção de cor em relação à remoção de DQO no POA. Esse comportamento pode ser justificado pela formação de produtos intermediários estáveis que requerem mais tempo para oxidação. Nota-se também um aumento significativo da relação

DBO/DQO, indicando que o POA atribuiu biodegradabilidade ao efluente, e um significativo decréscimo da alcalinidade, que pode ser atribuído à reação de PO_4^{3-} e CO_3^{2-} com o radical hidroxila (OH).

Os tratamentos físico-químicos não atuaram significativamente na remoção de nutrientes, com exceção do POA/Fenton, que apresentou uma remoção de 46% do fósforo inicial presente no lixiviado bruto.

A concentração de sólidos suspensos totais no lixiviado pós-C/F e pós-POA aumentou consideravelmente, significando uma intensa geração de lodo após a etapa de tratamento. Esse resultado é reforçado pela baixa relação SSV/SST (< 0,5) em relação à SSV/SST do lixiviado bruto (0,66), indicando a natureza inorgânica do lodo. O aumento da concentração de sólidos suspensos totais no lixiviado pós-CAG pode estar associado à lavagem inicial ineficiente do carvão.

O POA e o CAG apresentaram uma remoção de ferro significativa. Esse resultado já era esperado devido ao fato de que o carvão ativado apresenta elevada capacidade de remoção de íons metálicos, função tanto de sua grande área superficial específica quanto de sua afinidade eletrônica por esse tipo de composto. No POA, essa remoção pode estar associada ao fato de que o processo utiliza o Fe^{2+} como catalisador da reação de oxidação pelos radicais hidroxila.

d) Caracterização coletiva específica das amostras

DQO inerte

Os resultados finais de DQO inerte do lixiviado pré e pós-tratado com os valores corrigidos estão detalhados na Tabela 4.24.

Tabela 4.24 > Fração inerte das amostras

	BRUTO	C/F	POA	CAG
DQO inicial (mg/L)	2056	2635	1129	470
DQO final Amostra (mg/L)	1315	2184	656	349
DQO final Glicose (mg/L)	222	219	368	152
DQO inerte (mg/L)	1093	1965	288	197
DQO inerte corrigida (mg/L)	1366 (1,25x)	1965 (1,00x)	288 (1,00x)	1914 (4,13x)
% DQO inerte	44,6	74,6	58,1	41,9

* APÓS CORREÇÃO PELO FATOR DE DILUIÇÃO

Observou-se que o tratamento por C/F elevou a fração de DQO inerte do lixiviado para 74,6%. Esse fato pode estar associado às reações entre os compostos presentes no lixiviado e os compostos derivados do agente coagulante na presença de água. O tratamento através do CAG praticamente não interfere na fração de DQO inerte do

efluente, provavelmente por predominarem mecanismos físicos de remoção de poluentes orgânicos. Já para o POA, mesmo com uma elevada eficiência de remoção de compostos orgânicos, a fração de DQO inerte ao POA é reduzida em aproximadamente 50%. A redução da fração de DQO inerte pode ser justificada pela quebra de compostos com estruturas moleculares mais complexas durante a oxidação, que mesmo não sendo removidos totalmente, geram compostos intermediários de estruturas moleculares mais simples que, provavelmente, não requerem o processo de hidrólise para serem removidos biologicamente.

Biodegradabilidade aeróbia

Na Figura 4.15 estão apresentados os valores de biodegradabilidade aeróbia do lixiviado bruto e após o tratamento físico-químico obtidos pelo método de Zahn-Wellens (OECD, 1995).

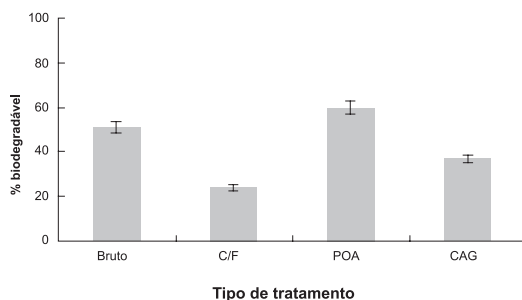


Figura 4.15 Biodegradabilidade aeróbia das amostras.

Para os cálculos de biodegradabilidade máxima, a fração de substrato oxidada para o catabolismo (f_c) considerada foi 0,7. O lixiviado bruto apresentou biodegradabilidade aeróbia máxima de 51%. Todos os tratamentos físico-químicos reduziram a biodegradabilidade do lixiviado, com exceção do POA. O aumento da biodegradabilidade (51% no lixiviado bruto e 60% no lixiviado pós-POA) observado nos ensaios de POA reforça as hipóteses levantadas até então, indicando que um sistema POA aumenta a biodegradabilidade do efluente. Observou-se também que 15 dias de incubação foram suficientes para quantificar a biodegradabilidade máxima do lixiviado com tais características.

Distribuição de massa molecular

Na Figura 4.16 são apresentadas as caracterizações das frações obtidas da ultrafiltração das amostras de lixiviado bruto e após os ensaios de tratamento físico-químico.

Observa-se que para o lixiviado bruto a maior parte da matéria orgânica, aproximadamente 50%, apresenta baixa massa molecular (menor que 1 kDa), retratando o estágio avançado de degradação do mesmo. A presença da parcela denominada 'outros' é significativa em todas as frações de massa molecular do lixiviado bruto. Acredita-se que seja constituída de compostos refratários que conferem características de baixa biodegradabilidade ao lixiviado, o que pode demandar tratamento físico-químico ou combinado (conjugação de processos físico-químicos e biológicos), muito embora seja necessária uma caracterização melhor dos compostos que constituem essa fração.

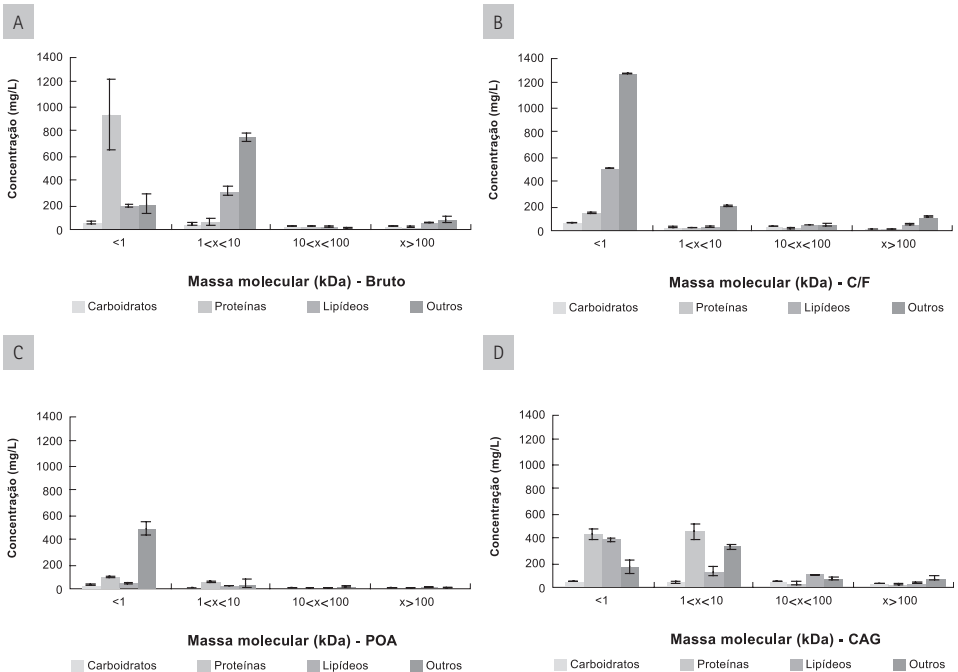


Figura 4.16 Distribuição de massa molecular em termos de concentração de DQO para (A) lixiviado bruto, (B) para C/F, (C) para POA e (D) para CAG.

A C/F removeu, principalmente, compostos entre 1 e 10 kDa e proteínas de massa molecular menor que 1 kDa. Entretanto, esse tipo de tratamento contribuiu para a formação de compostos denominados 'outros' de massa molecular menor que 1 kDa, o que, associado aos resultados de DQO inerte, reforça a hipótese de que essa fração seja constituída de compostos refratários. A formação desses compostos pode estar associada à eventual quebra de compostos de alta massa molecular durante o processo de C/F.

O POA atuou na remoção de todas as frações de massa molecular de forma eficiente. Proteínas, carboidratos e lipídeos foram oxidados quase em sua totalidade pelo agente oxidante, enquanto a fração denominada 'outros' de massa molecular menor que 1 kDa apresentou incremento de seu valor. Esse aumento pode ser associado aos produtos intermediários produzidos durante o processo oxidativo. A subsequente não oxidação pode ser relacionada tanto a limitações de reagentes e tempo de mistura quanto à incompatibilidade desses compostos com a oxidação.

O tratamento baseado em CAG atuou na fração de proteínas de baixa massa molecular e principalmente na fração denominada 'outros' de massa molecular entre 1 e 10 kDa, justificando a redução da fração de DQO inerte mesmo com a baixa remoção de matéria orgânica total. O aumento da concentração de proteínas na fração de massa molecular entre 1 e 10 kDa pode estar associado ao desprendimento de proteínas de baixa massa molecular condensadas em proteínas de massa molecular mais alta. A condensação de proteínas pode ter sido favorecida pela alteração da estrutura molecular nas interações de sorção entre o adsorvente e o adsorvato.

4.3.4.3 Conclusões

Em relação às técnicas de tratamento físico-químico, o POA foi o processo mais atraente em relação à remoção de cor e DQO. Essa técnica permitiu remoções máximas de cor e DQO total de 90 e 80%, respectivamente, além de atuar principalmente em compostos de alta massa molecular, reduzindo a DQO inerte do lixiviado bruto de 53,2 para 25,5% e, atribuindo, assim, biodegradabilidade ao efluente. Entretanto, além de apresentar complexidade na aplicação em escala real, essa técnica apresentou grande geração de lodo (cerca de 20% do volume de líquido a ser tratado), além de um tempo de decantação significativo (>3 horas) para a separação do lodo.

4.4 Considerações finais

Os processos físico-químicos são reconhecidamente importantes no pré-tratamento de lixiviado, em geral para remoção das elevadas cargas de nitrogênio amoniacal e, no pós-tratamento, para remoção de compostos recalcitrantes.

A precipitação química tem sido empregada principalmente na remoção de compostos não biodegradáveis, amônia e metais pesados. No estudo apresentado, foi explorado o emprego da estruvita e de hidróxido de cálcio para remoção da amônia. No caso da estruvita, os resultados foram efetivos para a remoção da amônia em lixiviados contendo um valor médio de 1800 mg/L de N-NH_4^+ . O processo demonstrou ser rápido e com uma considerável simplicidade operacional, contudo devem-se ressaltar dois pontos. Primeiro, um excesso de fósforo que passa a estar presente no efluente final,

chamando a atenção para a questão da eutrofização dos corpos receptores. Segundo, a análise do levantamento de custo revela a inviabilidade econômica do processo no atual contexto. O tratamento com hidróxido de cálcio mostrou-se satisfatório na remoção de cor e turbidez, bem como para outros parâmetros físico-químicos de relevância ambiental. No entanto, a aplicação de hidróxido de cálcio não se revelou eficaz para remover matéria orgânica, resultado também verificado com a aplicação de estruvita. Entre as demais técnicas estudadas, coagulação/floculação, reagente de Fenton e adsorção por carvão ativado, destaca-se o reagente de Fenton. Esse processo oxidativo permitiu excelentes remoções de cor e DQO total, além de reduzir a DQO inerte e, conseqüentemente, atribuir biodegradabilidade ao efluente. Contudo, a geração de lodo proveniente de tais processos deverá ser melhor estudada para se encontrarem formas alternativas de aproveitamento.

Agradecimentos

O grupo de resíduos do Desa/UFMG agradece à Superintendência de Limpeza Urbana de Belo Horizonte (SLU-BH) pelas amostras de lixiviado, por dados de monitoramento e pela área cedida para a construção do aparato experimental em campo.

A equipe do Projeto Prulunb/ENC/UnB agradece ao Professor Pedro Murrieta e ao Engenheiro Wilber Tapahuasco pelas amostras de lixiviado.

Os autores deste capítulo agradecem à Professora Doutora Luciana Paulo Gomes (Unisinos) e ao pesquisador Doutor Gabriel Souto (USP, São Carlos) pela criteriosa revisão do texto e contribuições diversas feitas ao longo do trabalho.

Referências Bibliográficas

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). *NBR 10004*: resíduos sólidos – classificação. Rio de Janeiro, 2004A.

_____. *NBR 10005*: procedimento para a obtenção de extrato lixiviado em resíduos sólidos. Rio de Janeiro, 2004B.

_____. *NBR 10006*: procedimento para a obtenção do extrato solubilizado em resíduos sólidos. Rio de Janeiro, 2004C.

AMOKRANE, A.; COMEL, C.; VERON, J. Landfill leachates pretreatment by coagulation-flocculation. *Water research*, v. 31, n. 11, p. 2775-2782, 1997.

APHA/AWWA/WEF. *Standard methods for examination of water and wastewater*. Washington, DC: APHA, 2005.

BIDGA, R.J. Consider fenton's chemistry for wastewater treatment. *Chemical Engineering Progress*, v. 91, n. 12, p. 62-66, 1995.

BULL, R.A.; ZEFF, J.D. Hydrogen peroxide in advanced oxidation process for treatment of indus-

- trial process and contaminated groundwater. In: ECKENFELDER, W.W.; BOWERS, A.R.; ROTH, J.A. *Chemical oxidation: technologies for the nineties*. Lancaster: Technomic, 1991. p.26-36.
- BURNS, R.T.; MOODY, I.C.; BUCHANAN, J.R. Optimization of phosphorus precipitation from swine manure slurries to enhance recovery. *Water Science Technology*, v. 48, n. 1, p. 139-146, 2002.
- ÇELEN I.; TÜRKKEY M. Recovery of ammonia from anaerobic digester effluents. *Environmental Technology*, v. 22, n. 11, p. 1263-1272, 2001.
- CONAMA. *Deliberação n. 357*. 17 de março de 2005. Cetesb, 2005.
- GIORDANO, G. *Análise e formulação de processos para tratamento dos chorumes gerados em aterros de resíduos sólidos urbanos*. 257 f. Tese (Doutorado) – Departamento de Ciência dos Materiais e Metalurgia, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2003.
- JEFFER, Y.; CLARK, P.P.; PARSONS, S.A. Potential phosphorus recovery by struvite precipitation. *Water Research*, v. 36, p. 1834-1842, 2002.
- KACZOREK, K.; LEDAKOWICZ, S. Kinetics of nitrogen removal from sanitary landfill leachate. *Bio-process and Biosystems Engineering*, v. 29, p. 291-304, 2006
- KANG, Y.W.; HWANG, K. Effects of reaction conditions on the oxidation efficiency in the fenton process. *Water Research*, v. 34, n. 10, p. 2786-2790, 2000.
- KIM, D. *et al.* Enhancing struvite precipitation potential for ammonia removal in municipal landfill leachate. *Journal of hazardous Material*, v. 146, p. 81-85, 2007.
- KURNIAWAN, T.A. *et al.* Physico-chemical treatment techniques for wastewater laden with heavy metals. *Chemical Engineering Journal*, n. 118, p. 83-98, 2006.
- KURNIAWAN, T.A.; LO, W.; CHAN, G.Y.S. Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landfill leachate. *Journal of Hazardous Materials*, n. 28, p. 80-100, 2006.
- LIX, Z.; ZHAO Q.L.; HAO X.D. Ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation. *Waste Management*, v. 19, p. 409-415, 1999.
- METCALF & EDDY. *Waste engineering: Treatment and reuse*. 4. ed. Boston: McGraw-Hill, 2003.
- NEYENS, E.; BAEYENS, J. A review of classic fenton's peroxidation as an advanced oxidation technique. *Journal of Harzadous Materials*, 28, p. 33-50, 2003.
- OECD. *Detailed review paper on biodegradability testing environment monograph*, 1995. n. 98.
- QASIM, S.R.; CHIANG, W. *Sanitary landfill leachate: generation, control and treatment*. Lancaster: Technomic Publishing Company, 1994.
- REBELATTO, M.F. Avaliação de métodos de desinfecção de resíduo infeccioso e de seu percolado. 117 f. Dissertação (Mestrado) – Centro de Tecnologia, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, Santa Catarina, 2006.
- RENOU, S. *et al.* Treatment process adapted to stabilized leachates: lime precipitation – prefiltration – reverse osmosis. *Journal of Membrane Science*, v. 313, p. 9-22, 2008.
- SANTANA-SILVA, F.M. *Avaliação do método de precipitação química associado ao stripping de amônia no tratamento do lixiviado do Aterro da Muribeca (PE)*. 117 f. Dissertação (Mestrado) – Centro de Tecnologia e Geociências, Universidade Federal de Pernambuco, Recife, Pernambuco, 2008.

- SCHOEMAN, J.J. Evaluation of electro dialysis for the treatment of a hazardous leachate. *Desalination*, v. 224, n. 1-3, p. 178-182, 2008.
- SEMERJIAN, L.; AYOUB, G. High ph-magnesium coagulation-flocculation in wastewater treatment. *Advances in Environmental Research*, v. 7, n. 2, p. 389-403, 2003.
- SERVIÇO BRASILEIRO DE RESPOSTAS TÉCNICAS (SBRT). Título. Disponível em: <<http://sbrtv1.ibict.br/upload/sbrt6047.pdf?PHPSESSID=88b1b4d2cd3443f5ba7c6b29362ae16>>. Acesso em: 10 abr. 2008.
- SOUTO, G.D.B. *Lixiviado de aterros sanitários brasileiros – estudo de remoção de nitrogênio amoniacal por processo de arraste com ar (stripping)*. 371 f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, São Paulo, 2009.
- STRATFUL, I.; SCRIMSHAW, M.D.; LESTER, J.N. Conditions influencing the precipitation of magnesium ammonium phosphate. *Water Research*, v. 35, n. 17, p. 4191-4199, 2001.
- TATSI, A.A. *et al.* Coagulation–flocculation pre-treatment of sanitary landfill lichgates. *Chemosphere*, v. 53, p. 737-744, 2003.
- TENGRUI, L. *et al.* Characteristics of nitrogen removal from old landfill leachate by sequencing batch biofilm reactor. *American Journal of Applied Sciences*, v. 4, n. 4, p. 211-214, 2007.
- ULUDAG-DEMIRER, S.; DEMIRER, G.N.; CHEN, S., Ammonia removal from anaerobically digested dairy manure by struvite precipitation. *Process Biochemistry*, v. 40, p. 3667-3674, 2005.

5 Tratamento de Lixiviado de Aterro Sanitário em Sistema de Lagoas

*Armando Borges de Castilhos, Fernando Fernandes,
Liséte Celina Lange, Deize Dias Lopes,
Rejane Helena Ribeiro da Costa, Sandra Márcia Silva,
Claudia Lavina Martins, Cynthia Fantoni Alves Ferreira,
Wagner Guadagnin Moravia*

5.1 Introdução

O lixiviado proveniente de aterros sanitários apresenta altas concentrações de matéria orgânica, bem como quantidades consideráveis de substâncias inorgânicas que atingem os corpos d'água comprometendo sua qualidade e trazendo sérias consequências para a saúde pública na ausência de tratamentos adequados. Os pesquisadores da área de resíduos sólidos urbanos têm dado destaque à elevada concentração de amônia dos lixiviados de aterro sanitário. Nesse contexto, a utilização de lagoas de estabilização no tratamento de lixiviados tem tido ampla utilização pelos gestores dos aterros sanitários no Brasil, em que pesem as dificuldades operacionais, a necessidade de grandes superfícies para a instalação dessas unidades de tratamento e, finalmente, as eficiências relativamente baixas alcançadas no tratamento. Essas dificuldades sugerem, efetivamente, a necessidade de trabalhos exaustivos de pesquisa com o objetivo de melhorar a eficiência de tratamento em razão de um efluente com características complexas, a exemplo dos lixiviados de aterros sanitários, tanto do ponto de vista quantitativo como qualitativo.

Neste capítulo são apresentados os estudos na área de lagoas de estabilização, pela Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC), Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG) e Universidade Estadual de Londrina (UEL). No trabalho da UFSC, realizou-se uma pesquisa através de um sistema de tratamento compreendendo uma unidade de

tratamento biológico por meio de três lagoas em série. No trabalho da UFMG, o sistema implantado foi um aparato experimental em escala demonstrativa composto por uma série de lagoas facultativas e aeradas. Finalmente, na UEL estudaram-se lagoas aeróbias aeradas de mistura completa.

Na sequência do capítulo são, portanto, apresentados os detalhes da concepção dos experimentos, os procedimentos experimentais realizados, o dimensionamento dos sistemas, o monitoramento realizado, bem como os resultados experimentais e as eficiências de tratamento alcançados. Os resultados obtidos pelas equipes de pesquisa devem ser utilizados criteriosamente como referência indicativa de controle e monitoramento dos sistemas de tratamento específicos.

5.2 Princípios gerais do tratamento de efluentes em lagoas

No Brasil, para o tratamento dos lixiviados utiliza-se, com grande frequência, sistemas de lagoas em série (anaeróbias, facultativas, maturação), nos quais ocorre a remoção da matéria orgânica dos lixiviados pela ação das bactérias. Existe, ainda, a possibilidade de recirculação do lixiviado para o aterro, que atenua e dilui os compostos produzidos pela atividade biológica e reações de depuração que ocorrem no aterro sanitário (PIÑEDA, 1998). Os grandes problemas da aplicação de lagoas no tratamento de lixiviado têm residido nas baixas eficiências obtidas no tratamento (QASIM; CHIANG, 1994) e no fato de que a maioria dos projetistas ainda dimensiona essas unidades a partir dos parâmetros que devem ser utilizados no dimensionamento de lagoas que tratam esgoto doméstico.

As lagoas de estabilização constituem a forma mais simples para o tratamento dos esgotos domésticos e industriais, utilizando-se diversas variantes dessas unidades com diferentes níveis de simplicidade operacional e requisitos de área, tendo como principal objetivo a remoção de matéria carbonácea. É ainda o processo mais indicado para regiões tropicais segundo Von Sperling (2002). As lagoas de estabilização são reguladas pelas condições climáticas de temperatura, intensidade e duração da luz solar, sendo significativamente favorecidas em regiões de clima tropical e subtropical, como é o caso do Brasil. Dessa forma, tornam-se relevantes os estudos regionais sobre o comportamento do processo a fim de aperfeiçoar o processo natural. A facilidade de construção, operação e manutenção das lagoas, assim como os custos relativamente acessíveis são atrativos que tornam essa técnica de tratamento bastante solicitada para os lixiviados. Os sistemas de lagoas de estabilização são considerados, entre os métodos de tratamento de águas residuárias e industriais, os mais simples, econômicos e eficientes (MORENO *et al*, 1988; MENDONÇA, 1990). Suas vantagens em relação a outros tipos de tratamento têm sido destacadas como: alta remoção da carga orgânica, redução de coliformes fecais, além dos custos operacionais e de manutenção mínimos.

As lagoas de estabilização são classificadas de acordo com a atividade metabólica predominante na degradação da matéria orgânica, tais como: anaeróbias, facultativas e de maturação ou aeróbias, com variantes segundo a intensificação do processo como, por exemplo, lagoas com plantas macrófitas, aeradas, de alta taxa de degradação e outras (FERREIRA; GIORDANO; RITTER, 2003). Elas podem ser distribuídas em diferentes números e combinações a fim de se alcançar a qualidade padrão requeridas para o efluente (PEARSON, 1995). Seu tamanho é estabelecido com base nas relações teóricas e empíricas dos resultados esperados, e o tempo de retenção hidráulica é estimado dependendo da qualidade do efluente que se pretende alcançar (KELLNER; PIRES, 2000). A experiência com lagoas de estabilização mostra que a configuração mais adequada para remoção do material orgânico é a série anaeróbia + facultativa + maturação. No entanto, os critérios de projeto devem ser modificados se a remoção de microorganismos patogênicos for o principal objetivo do tratamento (CHERNICHARO; VON SPERLING, 2002).

5.2.1 Lagoas anaeróbias

As lagoas anaeróbias constituem-se em uma forma alternativa de tratamento no qual a existência de condições estritamente anaeróbias é essencial, sendo, em geral, responsáveis pelo tratamento primário dos esgotos. Nelas, a degradação da matéria orgânica é realizada por bactérias formadoras de ácidos orgânicos e por bactérias metanogênicas. São dimensionadas para receber cargas orgânicas elevadas, resultando na ausência de oxigênio dissolvido no meio líquido (UEHARA; VIDAL, 1989). No balanço de oxigênio, a produção pela fotossíntese e pela reeração atmosférica são, nesse caso, desprezíveis (VON SPERLING, 2002).

Esse tipo de lagoa representa uma alternativa para a remoção de poluentes orgânicos, porém, deve ser aplicada na etapa inicial do tratamento, uma vez que, como qualquer outro reator anaeróbio, produz efluente com ausência de oxigênio dissolvido e concentrações indesejáveis de amônia e sulfetos, fazendo-se necessária uma etapa posterior de tratamento com base em processos biológicos aeróbios (MONTEGGIA; SOBRINHO, 1999).

Segundo Von Sperling (1996), a estabilização em condições anaeróbias é lenta pelo fato de a taxa reprodutiva das bactérias anaeróbias serem baixas. Assim, a eficiência de redução de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) é em torno de 50 e 60%, tendo maior eficiência no verão (temperatura acima de 15°C), em virtude da maior atividade microbiana em temperaturas elevadas. Para o dimensionamento de uma lagoa anaeróbia para esgoto doméstico são utilizados valores para o Tempo de Detenção Hidráulica (TDH) que variam de um a cinco dias; 0,1 a 0,3 kgDBO₅.m³.d para a Taxa de Aplicação Volumétrica; e 2 a 5 m de profundidade. A eficiência de remoção em termos

de DBO é da ordem de 50 a 60% e, para sólidos, de aproximadamente 60%. A DQO de um esgoto doméstico medianamente concentrado é tipicamente igual a 400 mg/L (JORDÃO; PESSOA, 2005), enquanto em lixiviados de aterros jovens pode facilmente ultrapassar os 5.000 mg/L. Tanto no tratamento de esgoto doméstico como no de lixiviado, a adoção de lagoas determina necessidade de grandes áreas. A concentração em termos de matéria orgânica no lixiviado facilmente supera em dez vezes o esgoto doméstico (BIDONE, 2008).

5.2.2 Lagoas facultativas

As lagoas facultativas são a variante mais simples dos sistemas de lagoa de estabilização. Basicamente, o processo consiste na retenção de efluentes líquidos por um período de tempo longo o bastante para que os processos naturais de estabilização da matéria orgânica se desenvolvam (VON SPERLING, 2002). Podem funcionar como primárias e secundárias, podendo receber afluente bruto ou tratado por outro sistema, como uma lagoa anaeróbia ou reator anaeróbio (MENDONÇA, 1990). As cargas aplicadas são de 100 a 400 kg DBO/ha.dia para que haja condições de desenvolvimento da biomassa algal, o que confere coloração verde escura na coluna d'água, ocasionalmente pode aparecer coloração rósea (sinal de sobrecarga orgânica) e presença da bactéria redutora de sulfato (MARA, 2005).

No seu dimensionamento, devem ser considerados o tempo de detenção hidráulica, a profundidade e as cargas orgânicas aplicadas em função da temperatura, latitude, exposição solar, altitude, evaporação, pluviometria e outros fatores locais. Devem ser observados também os regimes hidráulicos (fluxo pistão, fluxo disperso e mistura completa) e pode ser adotada nos cálculos a remoção de DBO_5 segundo uma reação de primeira ordem (VON SPERLING, 2002; ZANOTELLI *et al*, 2002). Nesse sistema, forma-se uma camada superior, na qual predominam as condições aeróbias, e uma camada junto ao fundo, na qual predominam as condições anaeróbias. O suprimento de oxigênio na camada aeróbia das lagoas facultativas é controlado pelas algas e pela reaeração através da interface ar/água. A zona facultativa desse sistema corresponde à região que apresenta variação entre presença e ausência de oxigênio dissolvido, atuando parte do tempo em aerobiose e parte em anaerobiose (KELLNER; PIRES, 1998).

A presença de algas nas lagoas facultativas contribui diretamente para oxigenação da massa líquida, modificação do pH e assimilação de nutrientes. Indiretamente, as algas contribuem para a volatilização da amônia e a precipitação dos fosfatos, proporcionando maior grau de depuração da água residuária. Numa lagoa facultativa, as algas desempenham um papel fundamental. A sua concentração é mais elevada do que das bactérias, fazendo com que o líquido na superfície da lagoa seja predominantemente verde. Para Mendonça (2000), a quantidade de algas nas lagoas varia de 40 a 300 mg/L

(em peso seco) ou 104 a 106 células/mL. A concentração de algas na lagoa facultativa depende da carga aplicada e da temperatura, em termos de clorofila A, normalmente encontra-se entre 500 e 2000 µg/L (MARA, 2005); em termos de sólidos em suspensão, a concentração é usualmente inferior a 200 mg/L (ARCEIVALA, 1981).

As bactérias heterótrofas, através dos processos de oxidação, atuam sobre a matéria orgânica convertendo-a em biomassa, dióxido de carbono, amônia e fosfatos, os quais serão utilizados pelas algas como nutrientes (BRITO, 1994). Portanto, nesses sistemas existe uma interação complementar entre as algas e bactérias, embora certas espécies de algas presentes possam utilizar material orgânico diretamente.

5.2.3 Lagoas facultativas aeradas

As lagoas aeradas têm sido utilizadas com sucesso para tratamento de despejos domésticos de pequenas e médias cidades e para tratamento de despejos orgânicos de atividades industriais (MAEKAWA; LIAO; FENG, 1995), constituindo uma alternativa de tratamento frente a problemas de maus odores, baixa eficiência na remoção de nitrogênio e carbono e necessidade de grandes áreas, não superando 10% das áreas ocupadas pelos sistemas convencionais de lagoas devido a uma maior profundidade (3 a 5 m) e menor tempo de retenção (FLORES; PERRUOLO; FERNANDÉZ, 2000). Essas lagoas são semelhantes às lagoas naturais, porém possuem um sistema de aeração mecânica, cuja principal finalidade é introduzir oxigênio ao meio líquido. Elas devem receber despejos que já passaram pelo menos por tratamentos preliminares. A adição de aeradores nas lagoas facultativas tem também como objetivo a mistura do efluente que promoverá (SILVA; MARA, 1979):

- Minimização da ocorrência de curtos-circuitos hidráulicos;
- Minimização da ocorrência de zonas estagnadas;
- Homogeneização da distribuição no sentido vertical da DBO, algas e oxigênio;
- Transporte para a zona fótica superficial das algas não motoras que tendem a sedimentar;
- Transporte para as camadas mais profundas do oxigênio produzido pela fotossíntese na zona fótica.

A agitação artificial/aeração é sugerida para as lagoas de tratamento secundário para criar uma condição de mistura e controlar a proliferação de algas, mas não é recomendada para as lagoas primárias, porque podem ocorrer efeitos adversos na eficiência. De acordo com Von Sperling (1996), as lagoas aeradas de mistura completa são essencialmente aeróbias e os aeradores garantem a oxigenação do meio e mantêm os

sólidos em suspensão. Já as lagoas aeradas facultativas possuem aeração parcial, normalmente superficial, o que mantém a estratificação da coluna d'água e a anaerobiose das camadas mais profundas. O tempo de detenção hidráulica das lagoas facultativas aeradas varia de cinco a dez dias, conforme o grau de tratamento desejado e da carga aplicada (CHERNICHARO; VON SPERLING, 2002). A utilização de aeradores nas lagoas de estabilização possui os seguintes inconvenientes: consumo de energia; criação de uma biomassa floculada em suspensão; aparecimento de espumas e difusão de bruma de aerossóis formados de germes bacterianos, plâncton e sais minerais, entre outros. Tem, porém as seguintes vantagens: mistura da massa líquida, impedindo a estratificação das camadas líquidas, aeração do meio e volatilização (*stripping*) de compostos tóxicos como o NH_3 .

5.2.4 Lagoas aeradas de mistura completa

Lagoas aeradas aliam as vantagens dos sistemas de tratamento aeróbio e certa simplicidade de operação. Esse sistema permite a oxidação do nitrogênio amoniacal até o estágio de nitrito ou nitrato, sendo que, quando o processo é dimensionado para nitrificação, há o consumo correspondente de oxigênio. Se houver uma remoção prévia do nitrogênio amoniacal do efluente ou parte dele antes do processo de aeração, haverá redução do custo de aeração e também diminuição do consumo da alcalinidade do efluente durante o processo de nitrificação. As lagoas aeradas funcionam como um reator biológico de crescimento suspenso, sem recirculação do lodo, tendo profundidade entre 2,5 e 5,0 m. A aeração é feita por meio de aeradores mecânicos ou sopradores de ar. No caso das lagoas aeradas aeróbias, os aeradores, além de fornecer oxigênio, promovem a mistura da massa líquida, deixando os micro-organismos em suspensão. Conseqüentemente, é preciso que o efluente passe por uma lagoa de decantação após o período de aeração.

O tempo de detenção típico em lagoas aeradas é de dois a quatro dias. Já o tempo de decantação é mais baixo, dois dias, sendo que a lagoa de decantação pode acumular lodo por vários anos. A lagoa aerada de mistura completa atua de forma similar aos tanques de aeração do sistema de lodos ativados. A principal diferença é a inexistência de recirculação de sólidos, característica essencial do sistema de lodos ativados. Em função disso, a concentração de biomassa nas lagoas aeradas atinge um determinado valor definido pela disponibilidade de substrato (DBO) afluente. A concentração de sólidos em suspensão nas lagoas aeradas é de 20 a 30 vezes menor do que no sistema de lodos ativados, o que justifica o melhor desempenho deste último (VON SPERLING, 1996).

As lagoas aeradas podem ser uma alternativa interessante para o tratamento de lixiviados, pois são muito mais simples de serem operadas do que os sistemas de lodos ativados e, ao mesmo tempo, são eficazes na transferência de oxigênio no meio líqui-

do, processo limitado nas lagoas de estabilização tradicionais devido à cor escura do líquido e consequente limitação da fotossíntese.

5.2.5 Lagoas de maturação

As lagoas de maturação são empregadas geralmente como o último estágio em uma série de lagoas, ou após tratamento biológico convencional (lodos ativados, filtros biológicos). São lagoas predominantemente aeróbias em virtude da remoção de grande parte da carga orgânica nos tratamentos precedentes, que possibilitam um polimento no efluente de qualquer dos sistemas de lagoas de estabilização. Constituem-se numa alternativa bastante econômica à desinfecção do efluente, substituindo métodos mais convencionais, como a cloração (VON SPERLING; VON SPERLING, 2002). A função primária das lagoas de maturação é a remoção dos micro-organismos patogênicos. A eliminação dos patógenos dos efluentes nas lagoas de maturação depende principalmente da exposição dos micro-organismos à luz solar (UV), sendo de grande importância a profundidade da lagoa para a penetração da radiação solar na coluna d'água (MAYNARD; OUKI; WILLIAMS, 1999). No entanto, nesses sistemas de lagoas somente uma fração da DBO sofre redução, porém sua contribuição na remoção de nitrogênio e fósforo é significativa por meio de volatilização, precipitação e assimilação pela biomassa algal (MARA *et al*, 1992). A inativação de bactérias e vírus ocorre principalmente pela prolongada exposição à radiação solar (raios UV).

Dessa maneira, o dimensionamento de lagoas de maturação depende de fatores como temperatura, radiação solar, pH, concentração de OD e do regime hidráulico adotado. Essas unidades de tratamento podem atingir elevadas eficiências na remoção de coliformes ($E > 99,9$) para que possam ser cumpridos os padrões da legislação (VON SPERLING, 2002). Nesse tipo de lagoa, ocorre a maior diversidade de algas, com predomínio dos gêneros sem mobilidade, sendo frequentemente colonizadas por zooplâncton e peixes, podendo ainda surgir macrófitas se não houver adequada manutenção do sistema. Podem ocorrer também, nas lagoas de maturação, menor estratificação biológica e físico-química vertical, e oxigenação mais homogênea ao longo do dia em relação às facultativas (MARA *et al*, 1992).

Em regiões de clima tropical e subtropical, a lagoa de maturação promove uma desinfecção natural dos esgotos pela ação de diversos fatores, tais como a elevada temperatura, sedimentação, tempo de retenção hidráulico, insolação, pH, OD, escassez de alimentos, herbivoria, competição biológica e presença de compostos tóxicos (MARA *et al*, 1992; VON SPERLING, 1996; KELNER; PIRES, 1998; MAYNARD; OUKI; WILLIAMS, 1999). O regime de mistura também é considerado, por muitos autores, impactante na redução de coliformes fecais nessas unidades, sendo um fator dependente do projeto da lagoa e das condições climáticas locais (BRISSAUD *et al*, 2003).

As lagoas de maturação podem ter o objetivo de complementar a remoção de matéria orgânica, promovendo o polimento da DBO remanescente do tratamento secundário, porém essa remoção é limitada a 10 a 25% em cada lagoa (MARA, 2005). Essas lagoas também contribuem para a remoção de nitrogênio e fósforo por meio dos mecanismos de volatilização, precipitação e assimilação algal (MARA *et al*, 1992). As lagoas de maturação associadas ao pré-tratamento anaeróbico são também indicadas quando se pretende remover nitrogênio e fósforo do efluente final, em função das condições favoráveis de pH.

A menor produção de CO_2 devido à baixa carga orgânica associada à maior atividade de fotossíntese que o consome pode resultar em elevado valor de pH, favorecendo a formação de amônia molecular que pode se desprender da fase líquida. Ao mesmo tempo, favorece-se uma maior concentração de íon fosfato e, em consequência, a sua precipitação na forma de fosfato de cálcio, por exemplo (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994). As lagoas de maturação oferecem um número importante de vantagens técnicas em processos multiestágios, inclusive servindo como *bypass* nos tratamentos secundários, caso tenham problemas durante o processo ou recebam uma vazão acima do normal (YAN; JAMESON, 2004). De acordo com Cavalcanti *et al* (2001), a denominação de lagoas de polimento ou maturação é para distinguiem-se de lagoas de estabilização, uma vez que o primeiro sistema se refere ao pós-tratamento de efluentes e o segundo, ao tratamento de esgoto bruto.

5.3 Sistemas estudados no ProSab

5.3.1 Sistema estudado pela UFSC: lagoas anaeróbicas e fotossintéticas

O lixiviado oriundo do tanque de equalização do aterro sanitário era encaminhado ao Laboratório Experimental de Resíduos Sólidos, da Universidade Federal de Santa Catarina, por transporte em caminhão-tanque, e depositado em um tanque de armazenamento de fibra de vidro com capacidade de 5m^3 provido de tampa. Desse tanque, por meio de uma bomba centrífuga, o lixiviado era então encaminhado para o tanque de equalização com volume de 1 m^3 (P0), de onde era bombeado para as lagoas de tratamento com uma vazão pré-determinada de 200 L/dia. A comunicação entre as lagoas ocorria por gravidade. Neste estudo foram utilizadas três lagoas em série, em escala piloto, construídas em fibra de vidro, interligadas entre si por meio de canalizações de PVC e contando, ainda, com registros para controle do fluxo entre elas para permitir a manutenção das mesmas, sem que houvesse qualquer interferência entre elas. A lagoa de estabilização L1 possui formato cilíndrico, as lagoas L2 e L3 têm formato retangular. O esquema do sistema de lagoas está apresentado na Figura 5.1.

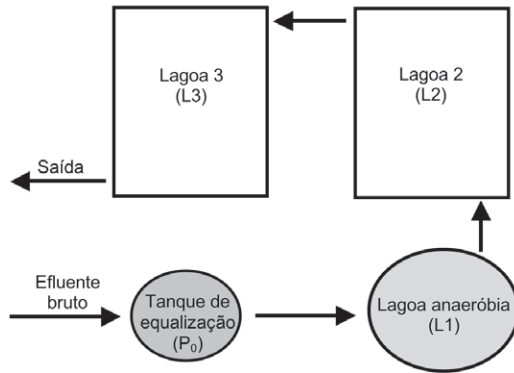


Figura 5.1 Fluxograma do sistema de lagoas de estabilização em série.

Na Tabela 5.1 estão listadas as condições operacionais aplicadas nas lagoas de tratamento em cada etapa deste estudo: partida, estabilização, período 1, e período 2. A partida (três semanas) corresponde ao início de carregamento das lagoas juntamente com as quatro semanas posteriores (estabilização); o período 1 (13 semanas) corresponde à estabilização das condições operacionais das lagoas após o carregamento inicial; o período 2 (39 semanas) corresponde ao funcionamento em condições normais, com as lagoas sujeitas às variações de cargas e ambientais (diárias e sazonais). Na Figura 5.2 tem-se uma foto do sistema piloto de tratamento estudado.

Tabela 5.1 > Síntese das características físicas e condições operacionais das lagoas

CONDIÇÕES APLICADAS	PARTIDA			PERÍODO 1			PERÍODO 2		
	L1	L2	L3	L1	L2	L3	L1	L2	L3
Tempo (semanas)	1ª a 7ª			8ª a 21ª			22ª a 61ª		
Comprimento (m)	-	4,36	-	4,36	-	4,36	-	4,36	-
Largura (m)	-	2,4	-	2,4	-	2,4	-	2,4	-
Diâmetro	1,85	-	-	1,85	-	-	1,85	-	-
Profundidade (m)	1,85	0,6	-	1,85	0,6	-	1,85	0,8	0,6
Volume (m³)	5	6,25	-	5	6,25	-	5	8,37	6,25
TRH (dias)	0	-	-	25	31	-	25	42	31
Vazão alimentação (L/d)	0	-	-	200	-	-	200	-	-

Inicialmente, o lixiviado passa pela lagoa L1 para redução da matéria orgânica e mineralização do nitrogênio orgânico. As lagoas L2 e L3 são fotossintéticas, pois são lagoas rasas, e nelas ocorre o desenvolvimento de algas nas camadas mais superficiais e iluminadas, proporcionando oxigenação do meio e maior grau de depuração do lixiviado.

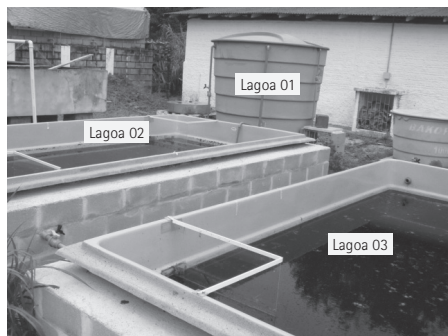


Figura 5.2

Vista geral das lagoas de tratamento.

5.3.1.1 Operação e monitoramento

No que se refere à partida do sistema de lagoas de tratamento de lixiviado, foram realizadas as devidas adaptações das unidades, projetadas conforme trabalho realizado no Prosab, Tema 3, Edital 4 (2006), objetivando a otimização do sistema proposto. Foram efetuados, primeiramente, testes hidráulicos de forma a garantir o bom funcionamento das unidades e, posteriormente, o carregamento das lagoas. Para o carregamento inicial das lagoas, utilizou-se o procedimento descrito pela Cetesb

(1989), com temperatura ambiente e introduzindo-se o efluente até que fossem atingidas as condições de projeto.

Antes da partida do sistema, a lagoa L1 recebeu o lixiviado bruto até seu volume total (5m^3); e as lagoas L2 e L3 foram preenchidas com água da rede de abastecimento público. À medida que a L1 era abastecida, as lagoas L2 e L3 também eram alimentadas por gravidade. Com o intuito de evitar uma sobrecarga orgânica nas lagoas L2 e L3, foram realizados três carregamentos com diferentes cargas de lixiviados bruto, com intervalos de uma semana: primeiro carregamento (diluições de 25% do volume de cada lagoa L2 e L3); segundo carregamento (diluição de 50% do volume de cada lagoa L2 e L3); terceiro carregamento (diluição de 75% do volume de cada lagoa (L2 e L3).

Ao final do terceiro carregamento (75%), as lagoas L2 e L3 foram submetidas a um período de estabilização sem alimentação de quatro semanas. Após esse período, a vazão de alimentação do sistema foi ajustada para 200L/dia. O monitoramento semanal foi realizado nos pontos: EB = efluente bruto; SL1 = saída da lagoa L1; EL2 = entrada da lagoa L2; SL2 = saída da lagoa L2; EL3 = entrada da lagoa L3; e SL3 = saída da lagoa L3. Foram medidos: OD, pH, temperatura, condutividade e potencial redox por meio da sonda multiparâmetros YSI 6600 V2, além de análises: DQOT, DQOF, DBO, NTK, amônia, microscopia ótica, sólidos suspensos, série sólidos (ST, SV e SF), cor, turbidez e clorofila A. A análise qualitativa da biomassa algal via microscopia ótica foi efetuada em amostras coletadas nos pontos EB, SL1, SL2 e SL3. Nesses mesmos pontos da análise microscópica, foram coletadas amostras para os testes toxicológicos. As análises realizadas e os métodos que observaram o *Standard methods for the examination of water and wastewater* (APHA/AWWA/ WEF, 2005), estão apresentados na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 > Análises realizadas, métodos e frequência de monitoramento

ANÁLISES	MÉTODO	FREQ
OD (mg/L); Temperatura (oC); pH,	Sonda multiparâmetros (YSI 6600 V2)	D
Potencial Redox (mV); Condutividade (mS/cm)	Sonda multiparâmetros (YSI 6600 V2)	D
Cor (UC)	Colorimétrico, Espectrofo HACH 4000	D
Turbidez (NTU)	Nefelométrico, Turbidímetro HACH 2100N	D
DQO Total e Filtrada (mg/L)	Colorimétrico, Refluxo Fechado, HACH	S
DBO (mg/L) total	Manométrico, Medidor de Bancada HACH	S
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	Gravimétrico e filtração em membrana de acetato de celulose 0,45 µm	S
Sólidos Totais, Fixos e Voláteis (mg/L)	Gravimétrico	S
Nitrogênio NTK (mg/L)	Destilação Kjeldahl - Bloco Digestor DK20 e Neutralizador de gases Scrubber,	S
Amônia (mg/L)	Destilação Kjeldahl Destilador Semi-automático UDK 132 , VELP Científica	S
Clorofila a (µg/L)	Extração em álcool etílico (Método de NUSH, 1980)	S
Testes Toxicológicos	Toxicidade aguda com Daphnia Magna	M
Transparência	Disco de Secchi	S
Identificação e contagem de Plâncton	Microscopia Ótica (Olympus modelo BX-41)	S
Avaliação de desempenho		

Na Tabela 5.3 estão apresentadas as cargas aplicadas em cada lagoa, em termos de DQO, DBO e N-NH₄ durante o período deste estudo, além da relação DBO/DQO.

Tabela 5.3 > Cargas aplicadas às lagoas L1, L2 e L3

LAGOA	CV (gDQO/m ³ .d)	CV (gDBO/m ³ .d)	CV (gN-NH ₄ /m ³ .d)	CS (kg DQO/ha.d)	CS (kg DBO/ha.d)	CS (kg N-NH ₄ /ha.d)	DBO/ DQO
Lagoa 1	131	52	40	-	-	-	0,4
Lagoa 2	68	23	22	542	187	181	0,3
Lagoa 3	45	11	7	246	66	43	0,2

Observa-se na Tabela 5.3 que as cargas aplicadas ao longo das unidades de tratamento foram reduzidas progressivamente, alcançando eficiência de remoção de cargas volumétricas de DQO, DBO e amônia na ordem de 60, 79 e 83%, respectivamente. A relação DBO/DQO obtida nesse período evidencia que o lixiviado possui características de pouca a média biodegradabilidade (0,2-0,4) segundo Metcalf e Eddy (2003).

5.3.1.2 Resultados e discussão

a) Monitoramento semanal

Na Tabela 5.4 apresentam-se as concentrações médias e desvios padrões obtidos durante o monitoramento semanal no período 1 (13 semanas) e, na Tabela 5, apresentam-se as concentrações correspondentes ao período 2 (39 semanas) após a partida e estabilização do sistema.

Tabela 5.4 > Resultados obtidos no monitoramento semanal, período 1

N = 13	LOCAL	pH	OD mg/L	T°C	SST mg/L	ST mg/L	SF mg/L	SV mg/L
Concentração Média	EB	8,9 ± 0,2	-	18 ± 2,9	537 ± 195	9069 ± 1226	7224 ± 1074	1826 ± 385
	S L1	9,0 ± 0,1	-	19,4 ± 2,9	403 ± 194	=	=	=
	S L2	9,0 ± 0,1	2,4 ± 1,7	17,5 ± 2,8	175 ± 81	=	=	=
	S L3	8,9 ± 0,1	2,0 ± 1,4	17,7 ± 2,7	254 ± 107	3346 ± 2300	2640 ± 1925	713 ± 416

N = 13	LOCAL	NTK mg/L	AMÔNIA mg/L	DQO mg/L	DBO5 TOTAL mg/L	CLOROFILA A µg/L	COR UC
Concentração Média	EB	1545 ± 398	1534 ± 542	3650 ± 663	1194 ± 275	=	5606 ± 818
	S L1	1358 ± 278	1359 ± 452	3932 ± 786	1527 ± 360	=	4408 ± 1126
	S L2	281 ± 120	174 ± 152	858 ± 522	176 ± 184	607 ± 306	1913 ± 999
	S L3	310 ± 191	224 ± 130	986 ± 417	221 ± 110	289 ± 117	2603 ± 714

Tabela 5.5 > Resultados obtidos no monitoramento semanal, período 2

N=39	LOCAL	pH	OD mg/L	T°C	SST mg/L	ST mg/L	SF mg/L
Concentração Média	EB	9,0 ± 0,2	-	22,9 ± 1,6	467 ± 162	8120 ± 962	6230 ± 802
	S L1	9,2 ± 0,2	-	24,6 ± 1,7	338 ± 126	=	=
	S L2	9,1 ± 0,2	1,1 ± 0,8	21,7 ± 1,5	306 ± 150	=	=
	S L3	9,2 ± 0,2	1,0 ± 0,7	21,8 ± 1,4	301 ± 94	5247 ± 1634	4288 ± 1326

N=39	LOCAL	NTK mg/L	AMÔNIA mg/L	DQO mg/L	DBO5 TOTAL mg/L	CLOROFILA A µg/L	COR UC
Concentração Média	EB	1254 ± 305	1006 ± 238	3287 ± 704	1300 ± 623	=	4878 ± 983
	S L1	1133 ± 272	941 ± 158	2824 ± 531	976 ± 313	=	3921 ± 596
	S L2	294 ± 162	222 ± 137	1282 ± 714	313 ± 343	474 ± 268	3546 ± 1599
	S L3	232 ± 150	158 ± 105	1317 ± 525	284 ± 235	604 ± 392	3781 ± 845

Os resultados apresentados nas Tabelas 5.4 e 5.5 mostram um pH em torno de 9,0. Para o OD nas lagoas L2 e L3, observou-se que os maiores valores estiveram próximos da superfície onde, devido à necessidade de energia luminosa, ocorreu a maior incidência de algas. O valor médio de temperatura no interior das lagoas L2 e L3 foi de 17,5°C e turbidez de 39 e 57 NUT para o período 1; e de 22°C de temperatura e 71 e 77

NUT de Turbidez, para o período 2, esta última variável em função das características do lixiviado e do desenvolvimento algal nas lagoas.

A cor foi pouco removida ao longo do tratamento, alcançando eficiência média entre 22 e 53%. Quanto aos sólidos, houve redução dos ST em aproximadamente 52 e 35%, a fração SV/ST na entrada do sistema era de 0,23 e, na saída, ficou em 0,17, evidenciando que houve mineralização da fração volátil no período 2. No período 1, a fração SV/ST manteve-se igual a 0,21. A clorofila A em ambos os períodos, apresentou valores médios comparáveis a um ambiente eutrófico, encontrado em lagoas de estabilização.

No período 1, o sistema apresentou eficiências médias de remoção de 70% DQO, 78% DBO₅, 85% amônia, 76% NTK, 50% sólidos suspensos e 55% sólidos totais. No período 2, a remoção da DQO e DBO₅ foi de 60 e 80%, respectivamente. Para esses parâmetros, a lagoa L2 foi aquela que apresentou o melhor rendimento em termos de remoção. Em relação ao NTK e à amônia, o sistema apresentou remoções de 81 e 84%, respectivamente, sendo que a L2 foi responsável por aproximadamente 74 e 76% dessa remoção.

b) Testes de toxicidade

Na Tabela 5.6 apresentam-se os resultados obtidos nos ensaios de toxicidade, que foram realizados com cinco amostras coletadas ao longo do período de estudo.

Tabela 5.6 > Resultados de toxicidade

AMOSTRAS	CE50 48 H (07/07/2007)	CE50 48 H (08/09/07)	CE50 48 H (11/03/08)	CE50 48 H (15/07/08)	CE50 48 H (13/08/08)
EB	19,23	7,22	2,06	3,08	1,38
SL1	27,88	13,64	4,44	3,03	3,64
SL2	22,86	18,62	35,35	5,09	4,41
SL3	46,62	52,36	35,35	11,08	10,5
Redução da toxicidade (%)	59	86	94	72	87

Analisando-se os resultados apresentados na Tabela 5.6, verifica-se que o efluente entra bastante tóxico, variando conforme o dia da coleta, mas chega à saída da lagoa L3 com significativa redução de toxicidade, com eficiências compreendidas entre 59 e 94%.

c) Avaliação microbiológica

Foram realizadas, a cada 15 dias, avaliações microscópica nas lagoas 2 e 3, a fim de verificar e quantificar a comunidade fitoplanctônica atuante nessas unidades de tratamento. Dessa forma, chaves de classificação de Bicudo e Bicudo (1970) e Bourrelly (1972) foram utilizadas, procedendo-se até o nível de gênero. As análises foram rea-

lizadas através de microscopia óptica binocular (microscópio Olympus modelo BX-41) e em microscópio invertido (XDS-1 Bioval) com as amostras frescas e/ou preservadas em refrigerador. A comunidade fitoplânctônica nas lagoas 2 e 3 apresentou-se pouco diversa e composta de cinco taxons, entre gêneros e espécies, sendo o grupo com maior número de indivíduos (dominantes) representados pelo gênero *Chlamydomonas* (Divisão *Chlorophyta*, Classe *Chlorophyceae*, Ordem *Volvocales*, Família *Chlamydomonadaceae*), uma vez que se apresentaram com uma ocorrência numérica superior a 50% do número total de indivíduos amostrados. O gênero *Chlamydomonas* abrange organismos biflagelados, com várias centenas de espécies. Nesse gênero, os indivíduos apresentam maior dimensão, ocorrendo em solos e habitats aquáticos. Organismos de outros grupos, tais como *Navícula* sp, *Nitzschia* sp e *Phacus* sp (Figura 3) foram também encontrados no período posterior à partida do sistema, tendo sua presença gradativamente diminuída, com consequente desaparecimento e predomínio do gênero *Chryptomonas* (Figura 4) e *Chlamydomonas* (Figura 5.3).

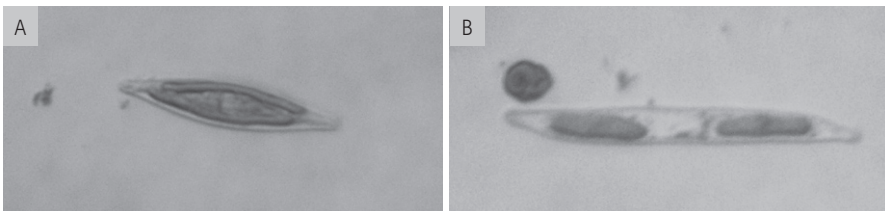


Figura 5.3

Presença de *Navícula* SP (A) e *Nitzschia* sp (B), nas unidades aeróbias do sistema. Microscopia óptica: aumento 1000X.

A elevada densidade de organismos de mesmo gênero no sistema deve-se, provavelmente, à sua maior adaptabilidade às condições extremas de contaminação, levando assim à exclusão dos demais grupos. Assim, a competição entre espécies baseada em recursos, em culturas mistas, geralmente resulta na dominância de uma única espécie. Segundo Branco (1996), a diversidade de espécies em uma lagoa é característica de uma série de fatores, dentre os quais se destacam a carga orgânica aplicada e condições climáticas locais. Dessa forma, quanto menor a diversidade e maior a abundância de organismos, pior a qualidade do efluente produzido, indicando que no meio líquido existem elevadas concentrações de substratos orgânicos (nível sapróbio) que induzem ao crescimento acelerado de determinadas espécies.

Nas lagoas em estudo, observou-se baixa diversidade e dominância de um mesmo gênero. A dominância do gênero *Chlamydomonas* em ambas as lagoas fotossintéticas estudadas, de acordo com Beyruth (1996), pode ter ocorrido pelo fato de esses

organismos serem frequentes em lagoas de estabilização, caracterizando as fases ou condições de tratamento de acordo com suas exigências tróficas e suportando perfeitamente ambientes ricos em matéria orgânica em decomposição.

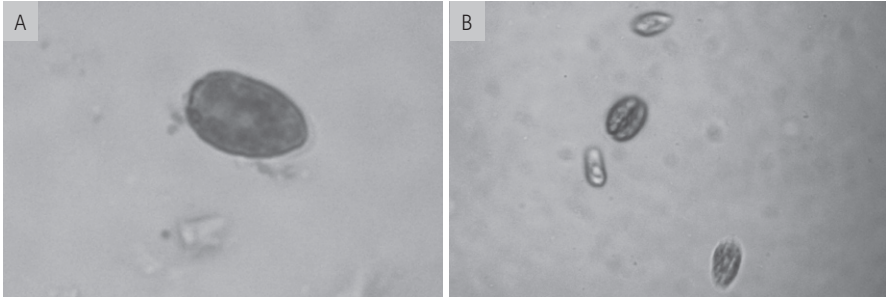


Figura 5.4

Presença de *Chryptomonas* sp nas unidades aeróbias do sistema. Microscopia óptica: (A) aumento 1000X e (B) aumento 400X.

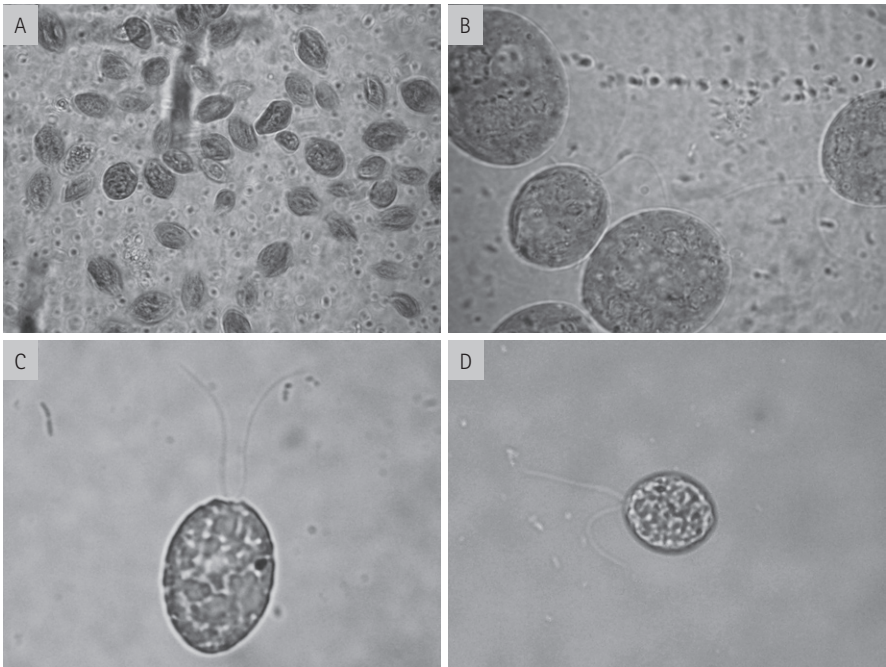


Figura 5.5

Presença de *Chlamydomonas* sp nas unidades aeróbias do sistema. Microscopia óptica: (A) Aumento 400X e (B, C e D) aumento 1000X.

5.3.1.3 Conclusões

Para as condições testadas no sistema de lagoas para tratamento de lixiviado de aterro sanitário, os resultados mostraram eficiências médias de remoção de 60 a 80% para DQO e DBO_5 , 80 a 85% para Amônia e NTK, 50% sólidos suspensos e 55% sólidos totais. As concentrações de DBO_5 estiveram cerca de três a cinco vezes inferiores às de DQO na saída do sistema, evidenciando a degradação da matéria orgânica biodegradável e a permanência no sistema de matéria refratária, causadora de DQO. Os sólidos fixos predominam nesse tipo de efluente. As concentrações de clorofila A nas lagoas L2 e L3 mostram que elas são fotossintéticas. Houve presença marcante do gênero *Chlamydomonas* nessas duas lagoas. Ao longo do tratamento, ocorreu detoxificação do efluente, com remoções da toxicidade compreendidas entre 59 e 94%.

5.3.2 Sistema estudado pela UFMG: lagoas de estabilização facultativas e aeradas

5.3.2.1 Operação e monitoramento

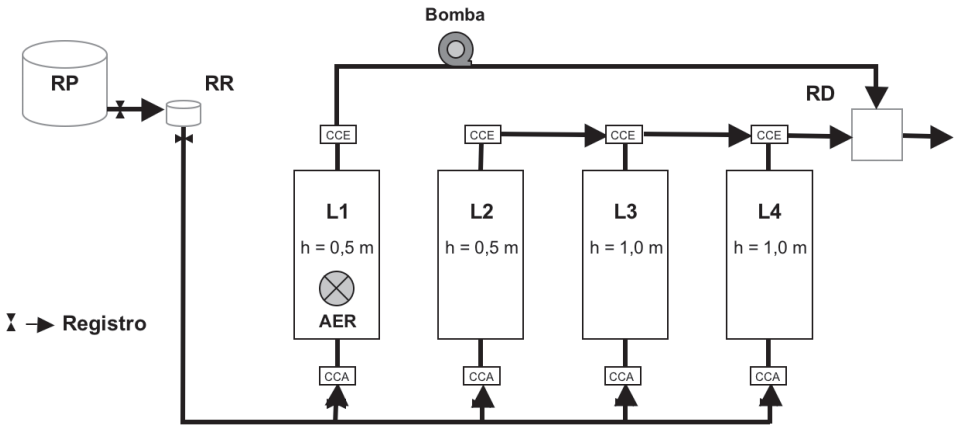
O lixiviado utilizado para a realização dos experimentos tem origem no Aterro Sanitário da Central de Tratamento de Resíduos Sólidos (CTRS) da cidade de Belo Horizonte (MG). Esse aterro se encontra com suas atividades operacionais encerradas, ocupa uma área de 133 hectares e possui células de aterramento com diferentes idades e características. O lixiviado foi coletado no reservatório que recebe lixiviado de todas as células do aterro. Para a caracterização das amostras, foram selecionados os seguintes parâmetros físico-químicos: DQO, DBO_5 , pH, alcalinidade, série sólidos, nitrogênio total e amoniacal. As análises foram realizadas em conformidade com as recomendações do *Standard methods for the examination of water and wastewater* (APHA/AWWA/WEF, 2005). Para a realização da pesquisa, foi implantado um aparato experimental em escala demonstrativa.

As Figuras 5.6 e 5.7 mostram uma representação esquemática (protocolo operacional) e fotos do aparato experimental.

A Tabela 5.7 especifica as dimensões dos elementos e previsão dos parâmetros operacionais do aparato experimental.

Tabela 5.7 > Elementos de projeto do aparato experimental

ELEMENTO	DIMENSÕES (m)	TDH	VOLUME (m ³)	VAZÃO (m ³ /d)	
Lagoa de estabilização	L1	1,5 x 4,5 x 0,5	7 dias	2,65	0,41
	L2	1,5 x 4,5 x 0,5	14 dias	2,65	0,19
	L3	1,5 x 4,5 x 1,0	7 dias	4,45	0,65
	L4	1,5 x 4,5 x 1,0	14 dias	4,45	0,32



RP: RESERVATÓRIO PRINCIPAL (PULMÃO); RR: RESERVATÓRIO REGULADOR DE VAZÃO; L: LAGOA DE ESTABILIZAÇÃO; RD: RESERVATÓRIO DE DESCARTE; CCA: CAIXA COLETORA DE AFLUENTE; CCE: CAIXA COLETORA DE EFLUENTE; AER: AERADOR MECÂNICO.

Figura 5.6 Fluxograma do aparato experimental.

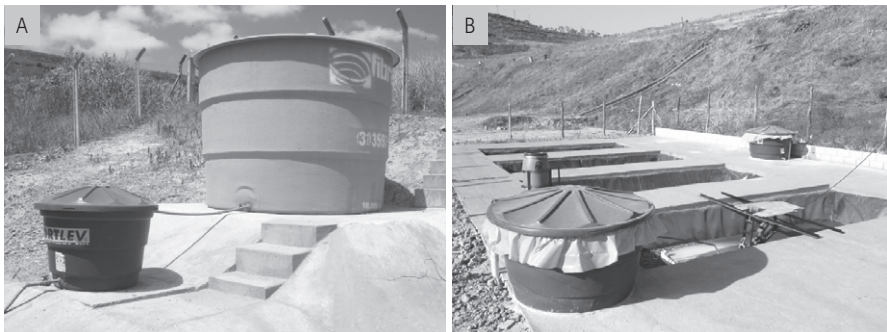


Figura 5.7 (A) Reservatório principal e regulador de vazão; (B) lagoas de estabilização.

5.3.2.2 Resultados e discussão

Avaliação das lagoas de estabilização facultativas

A Figura 5.8 mostra os resultados do monitoramento das lagoas de estabilização facultativas. A partida das lagoas de estabilização, tanto facultativas como aeradas, foi realizada empregando-se a inoculação com lodo de reatores de lodo ativado da ETE Arrudas/

Copasa na concentração de SSV de 200 mg/L, diluição de dez vezes do lixiviado, fluxo intermitente (batelada) e carregamento parcial das lagoas até 80% do volume total.

A DQO solúvel apresentou baixos valores devido à diluição inicial feita no carregamento inicial (dez vezes) e concentrações constantes em todas as lagoas até o 21º dia de partida, o que era esperado em função do regime adotado na partida (batelada). O aumento da DQO após essa data é justificado pelo início de cargas de matéria orgânica, procedimento previsto no processo de partida após o aparecimento visual de algas. A lagoa 1 apresentou concentrações moderadamente mais baixas de DQO devido a falhas operacionais iniciais em sua alimentação (ausência de cargas). O pH apresentou valores crescentes até o 21º dia de partida em função da produção de algas nas lagoas favorecida pela diluição do lixiviado. Com o início das cargas de lixiviado (matéria orgânica), esses valores sofreram redução até a faixa de pH do lixiviado bruto.

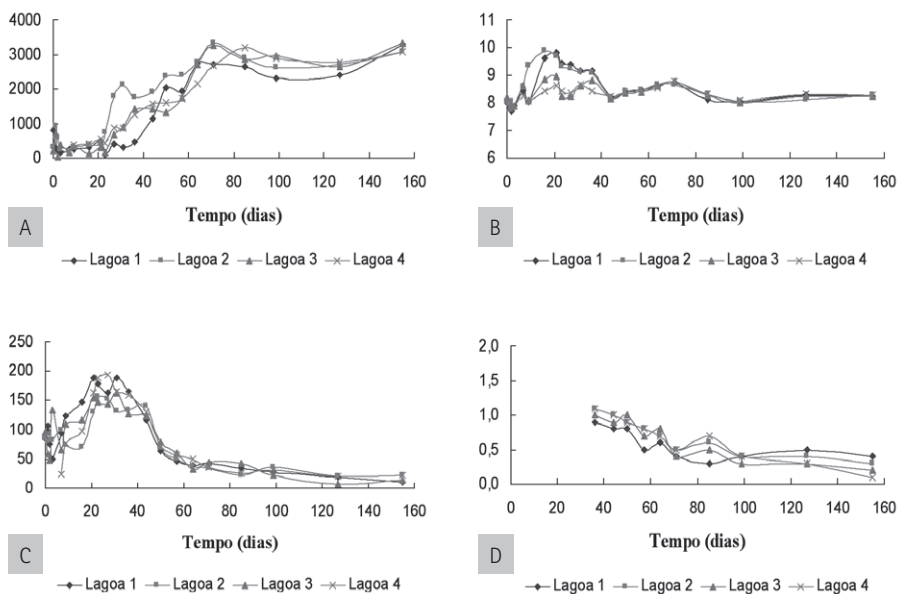


Figura 5.8

Avaliação das lagoas de estabilização facultativas: (A) DQO solúvel; (B) pH; (C) SSV e (D) OD.

O pH se manteve estável após o 85º dia de partida. Até o 21º dia de partida, a coleta das amostras era precedida de homogeneização das lagoas. Isso contribuiu para uma forte oscilação e valores elevados de SSV até essa data. Observou-se um decréscimo da concentração de SSV até o 85º dia e posterior estabilização, cujas concentrações mé-

dias de sólidos suspensos voláteis de todas as lagoas situaram-se próximas a 48 mg/L. Após essa data, a concentração de SSV apresentou queda até a concentração média do lixiviado bruto (16 mg/L), indicando uma possível inibição biológica no sistema. Esses resultados são reforçados pela falta de oxigênio na massa líquida (<1,0 mg/L) para a obtenção de energia para desenvolvimento por parte da biomassa na oxidação da matéria orgânica e/ou efeitos tóxicos do lixiviado.

Avaliação da lagoa de estabilização aerada

Tendo em vista os resultados obtidos nas avaliações da partida das lagoas de estabilização facultativas, foi instalado na lagoa 1 um aerador mecânico para avaliação da lagoa de estabilização aerada. A Figura 5.9 apresenta os resultados desse monitoramento.

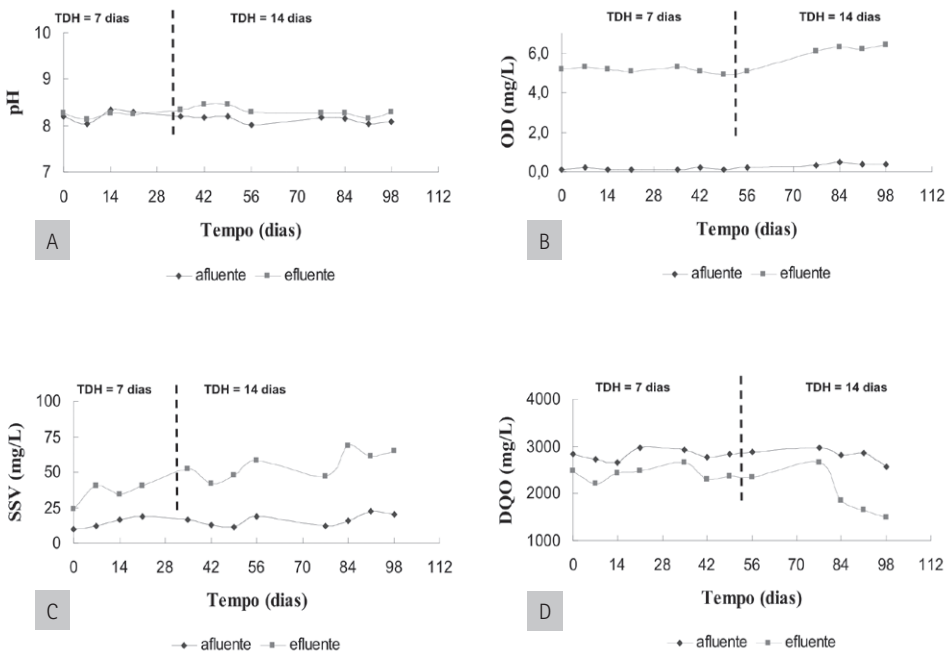


Figura 5.9

Avaliação da lagoa de estabilização aerada: (A) pH; (B) OD; (C) SSV e (D) DQO solúvel.

Nota-se que, com exceção da crescente concentração de sólidos, a lagoa de estabilização aerada obteve comportamento ativo e estável desde as idades iniciais de monitoramento, o que pode ser justificado pelas características semelhantes entre a matéria orgânica rapidamente biodegradável do lixiviado e a do esgoto doméstico, tornando-se dispensável a aclimação do lodo empregado como inóculo. O pH apre-

sentou comportamento constante, muito próximo à faixa de degradação biológica aeróbia ótima, ao longo do período de monitoramento. O teor de OD na massa líquida foi bem superior aos valores presentes no lixiviado bruto, sendo que a concentração média no efluente da lagoa aerada foi de 5,1 mg/L, confirmando a eficiência da aeração. A temperatura média no líquido da lagoa aerada foi de 23,1°C, sempre medida às 10h30min nos dias de coleta.

Tanto a concentração de OD quanto a temperatura no interior da lagoa estavam dentro das faixas apropriadas para a degradação biológica aeróbia indicada na literatura. Os resultados de DQO solúvel apresentam remoções médias de poluentes orgânicos em torno de 20% para taxa de aplicação superficial e tempo de detenção hidráulica de 1.500 kgDQO/ha.d e sete dias, respectivamente. Os resultados de remoção de DQO solúvel foram compatíveis com o previsto no dimensionamento. Vale ressaltar que os resultados de remoção mais elevados atingidos para o tempo de detenção hidráulica de 14 dias (cerca de 40%) podem estar falseados em função da diluição do lixiviado diretamente dentro da lagoa causada pelas chuvas. Observa-se também uma baixa formação de biomassa representada pelos SSV em torno da concentração média de 65 mg/L, ocorridos durante o monitoramento com tempo de detenção de sete dias. A concentração de sólidos suspensos apresentou comportamento crescente, indicando uma atividade biológica do sistema.

O aumento do tempo de detenção hidráulica não afetou a concentração de biomassa significativamente. O decréscimo da concentração próximo ao 42º dia e após 56º dia pode ser explicado pela interrupção da aeração devido a falhas na rede de energia nesse período.

5.3.2.3 Conclusões

Os resultados mostraram que a lagoa de estabilização facultativa no tratamento de lixiviados de aterro sanitário estabilizado não obteve êxito provavelmente em função do baixo teor de oxigênio dissolvido característico nesse tipo de efluente. A lagoa de estabilização aerada se apresentou estável após o 56º dia de partida, com concentração de SSV máxima igual a 65 mg/L, eficiência média de remoção de DQO solúvel em torno de 20% quando operada com tempo de retenção de sete dias. Entretanto, em relação aos poluentes orgânicos, os resultados alcançados retratam que a lagoa com aeração, ainda assim, é insuficiente para tratabilidade de lixiviados com recalcitrância, por ser um sistema biológico que atua somente na fração biodegradável da carga orgânica. O sistema também não se mostrou suficiente para atender à legislação quanto à remoção de nutrientes.

5.3.3 Sistemas estudados pela UEL: lagoas aeróbias aeradas de mistura completa

O sistema desenvolvido pela UEL tem duas linhas de tratamento: uma lagoa aerada de mistura completa convencional seguida de lagoa de decantação e outro sistema igual, porém precedido de um tanque de *stripping*.

5.3.3.1 Operação e monitoramento

A operação e o monitoramento da unidade de *stripping* já foram apresentados no capítulo 3. O sistema 2 foi construído da mesma forma que o sistema 1, porém sem a unidade de *stripping* antecedendo o tratamento biológico. Nesse caso, a lagoa aeróbia recebia o lixiviado *in natura*, sem nenhum tipo de pré-tratamento. A Figura 5.10 mostra o fluxograma dos sistemas de tratamento 1 e 2 e a Figura 5.11 mostra as duas linhas de tratamento montadas e em operação.

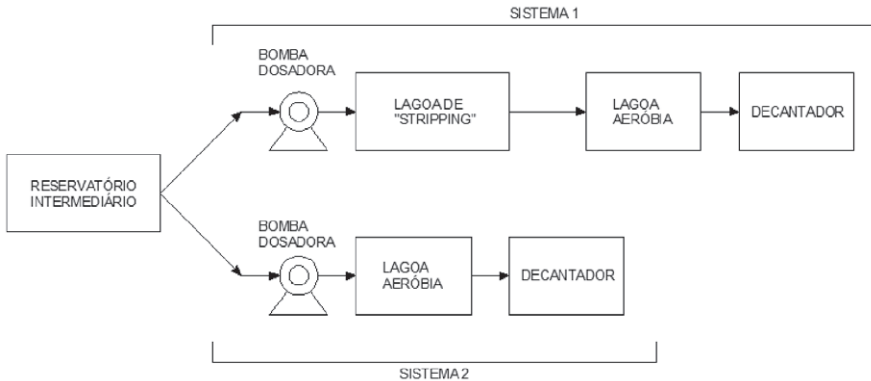


Figura 5.10 Fluxograma esquemático dos sistemas de tratamento em escala piloto.

A aeração nas lagoas foi realizada por compressores de ar ligados a um sistema de ar difuso no interior das lagoas. Para controlar a intensidade de aeração, foram instalados registros do tipo esfera. A Figura 5.12 mostra a lagoa aeróbia do sistema 1 construída e em operação.

A alimentação dos sistemas era feita por bombas dosadoras do tipo solenoide (marca ProMinent, modelo GALa 1005, vazão máxima: 4,4L.h), ajustadas para uma vazão de 2,08L.h. A Tabela 5.8 apresenta as condições operacionais dos sistemas 1 e 2. Os sistemas foram monitorados durante um período de cem dias.

Tabela 5.8 > Condições operacionais dos sistemas em escala piloto

TIPO	SISTEMA 1			SISTEMA 2	
	Lagoa de stripping	Lagoa aeróbia	Lagoa de decantação	Lagoa aeróbia	Lagoa de decantação
TDH (dias)	20	5	2	5	2
Volume (L)	1.000	250	100	250	100

O lixiviado utilizado foi coletado no Aterro Controlado de Londrina. O procedimento de coleta e caracterização do lixiviado bruto já foi apresentado no item 3.2.5.1 do capítulo 3.



Figura 5.11

Vista geral de sistemas de tratamento em escala piloto.



Figura 5.12

Lagoa aeróbia de mistura completa.

Antes de dar início à operação dos sistemas, as lagoas aeradas foram aclimatadas para receber o lixiviado. Para isso, foi utilizado como inóculo o líquido coletado no interior do sistema de tratamento presente no Aterro Controlado de Londrina, onde existe uma lagoa aerada de mistura completa. Do total de 250 L de cada lagoa aerada do sistema piloto, 20 foram preenchidos com o líquido do interior da lagoa de tratamento do Aterro de Londrina, e o restante foi preenchido com o lixiviado bruto coletado no mesmo aterro. Essa mistura foi mantida em aeração e sem alimentação durante dez dias, para então dar início à operação dos pilotos. Para o monitoramento dos sistemas, as amostras foram coletadas e identificadas conforme a descrição da Figura 5.13.

A Tabela 5.10 mostra a frequência de análises durante os cem dias de monitoramento dos sistemas e a Tabela 5.11, os métodos analíticos utilizados na caracterização das amostras.

Tabela 5.10 > Frequência de análises para o monitoramento

PARÂMETRO	AMOSTRA					
	Bruto	Stripping	Lagoa 1	Lagoa 2	Saída 1	Saída 2
Sólidos Totais	1x semana	-	-	-	1x semana	1x semana
Sólidos em Suspensão	1x semana	1x semana	2x semana	2x semana	1x semana	1x semana
DBO	1x semana	1x semana	-	-	1x semana	1x semana
DQO	2x semana	1x semana	-	-	2x semana	2x semana
DQO filtrada	1x semana	1x semana	-	-	1x semana	1x semana
Alcalinidade	3x semana	3x semana	3x semana	3x semana	3x semana	3x semana
pH	3x semana	3x semana	3x semana	3x semana	3x semana	3x semana
N-amoniacoal	3x semana	3x semana	-	-	3x semana	3x semana
NKT	1x semana	1x semana	-	-	1x semana	1x semana
Temperatura	-	2x dia	-	-	-	-
OD	-	1x dia	1x dia	1x dia	-	-
Sól. Sediment.	-	1x semana	1x semana	1x semana	-	-
Nitrito	2x semana	2x semana	2x semana	2x semana	2x semana	2x semana
Nitrato	2x semana	2x semana	2x semana	2x semana	2x semana	2x semana
Fósforo	2x mês	2x mês	-	-	2x mês	2x mês

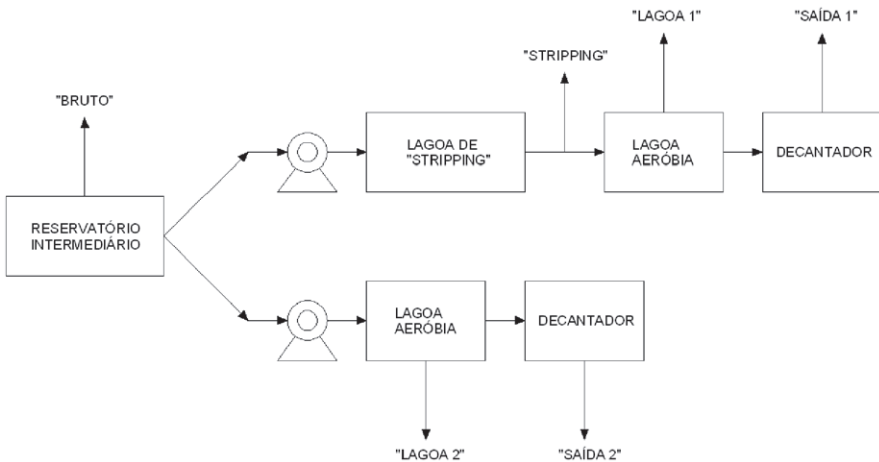


Figura 5.13 Fluxo da coleta de amostra nos sistemas de tratamento (escala piloto).

5.3.3.2 Resultados e discussão

As Figuras 5.14 e 5.15 mostram a evolução do NKT nas lagoas aeróbias dos sistemas 1 e 2, e as Figuras 5.16 e 5.17 mostram a evolução do N-amoniaco das lagoas aeróbias nos dois sistemas. A remoção média de NKT nos Sistemas 1 e 2 foi de 19 e 23% respectivamente, e a remoção de N-amoniaco foi de 16 e 23%.

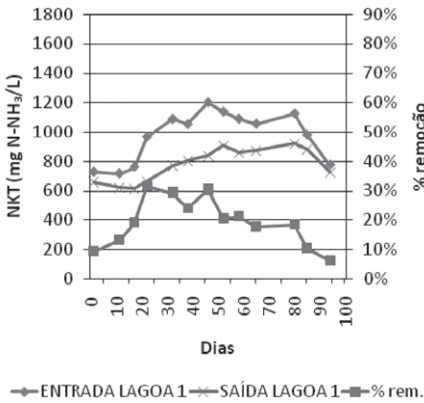


Figura 5.14

Evolução do NKT ao longo do tempo, na entrada e na saída da lagoa aeróbia do sistema 1.

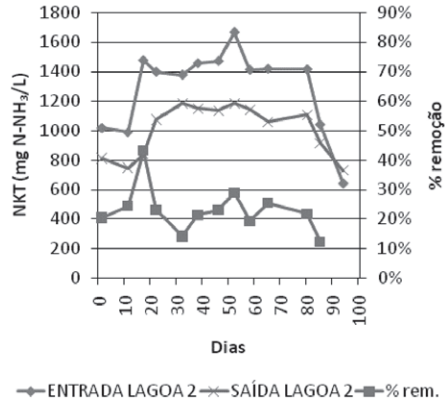


Figura 5.15

Evolução do NKT ao longo do tempo, na entrada e na saída da lagoa aeróbia do sistema 2.

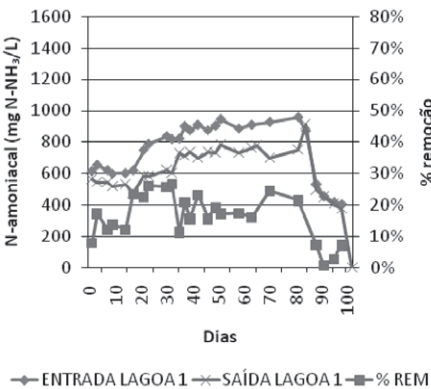


Figura 5.16

Evolução do N-amoniaco ao longo do tempo, na entrada e na saída da lagoa aeróbia do sistema 1.

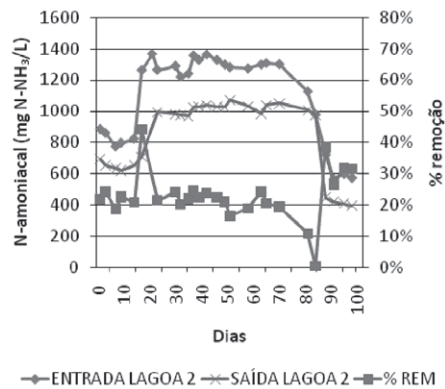


Figura 5.17

Evolução do N-amoniaco ao longo do tempo, na entrada e na saída da lagoa aeróbia do sistema 2.

No sistema 1, a remoção de NKT 3% maior do que a remoção de N-amoniacal sugere que houve amonificação da fração orgânica do NKT. Já no sistema 2, a remoção de NKT e N-amoniacal foram similares, o que indica que não houve degradação significativa do nitrogênio orgânico.

As Figuras 5.18 e 5.19 mostram a evolução dos nitritos, e as Figuras 5.20 e 5.21 mostram a evolução dos nitratos. Tanto no sistema 1 como no sistema 2, as concentrações de nitritos e nitratos não ultrapassaram 40 e 20 mg/L respectivamente. Em ambos os casos, a formação de nitritos e nitratos foi menor que a perda de N-amoniacal (média de 130 mg/L no sistema 1 e 242 mg/L no sistema 2). Esses dados indicam a perda de amônia por *stripping* nos tanques de aeração.

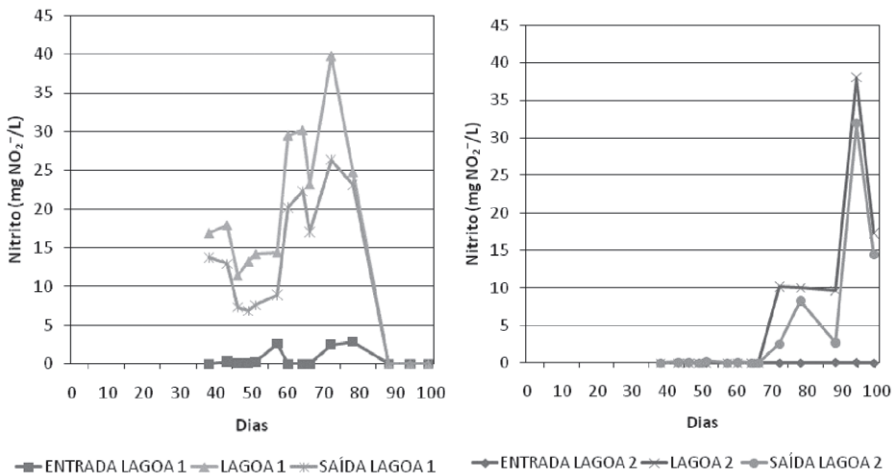


Figura 5.18

Evolução dos nitritos ao longo do tempo no sistema 1.

Figura 5.19

Evolução dos nitritos ao longo do tempo no sistema 2.

As Figuras 5.22 e 5.23 mostram as concentrações de OD, que foram mantidas elevadas durante o período do experimento. Esses dados mostram que a aeração não foi um fator limitante para a formação de nitritos e nitratos.

As Figuras 5.24 e 5.25 mostram a evolução da alcalinidade. O consumo médio nos sistemas 1 e 2 foi de 590 e 1024 mg CaCO₃/L, respectivamente. O consumo de alcalinidade se deu em função das reações de oxidação do nitrogênio e da perda parcial por *stripping*. O consumo maior de alcalinidade na lagoa do sistema 2 se deu em função da maior remoção de N-amoniacal em relação à lagoa do sistema 1.

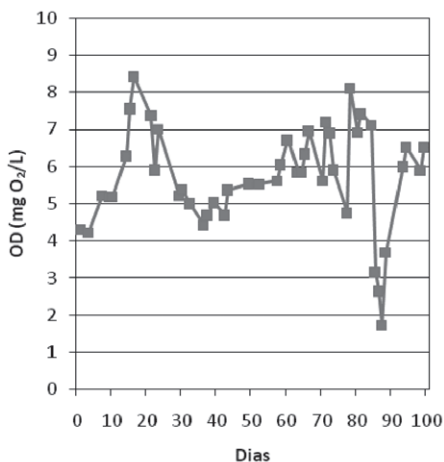


Figura 5.20

Evolução dos nitratos ao longo do tempo no sistema 1.

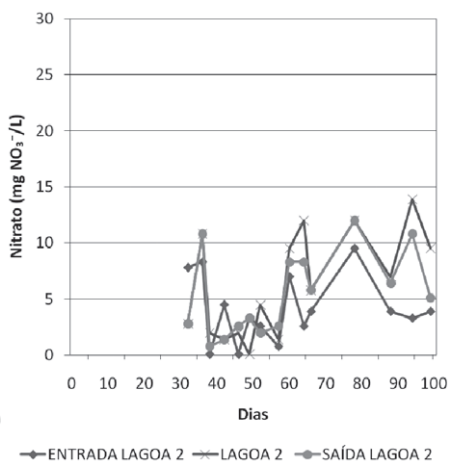


Figura 5.21

Evolução dos nitratos ao longo do tempo no sistema 2.

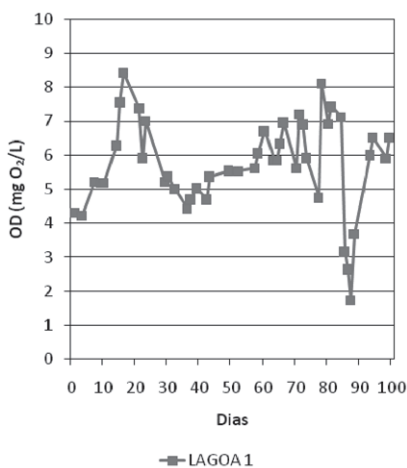


Figura 5.22

Evolução do OD na lagoa do sistema 1 ao longo do tempo.

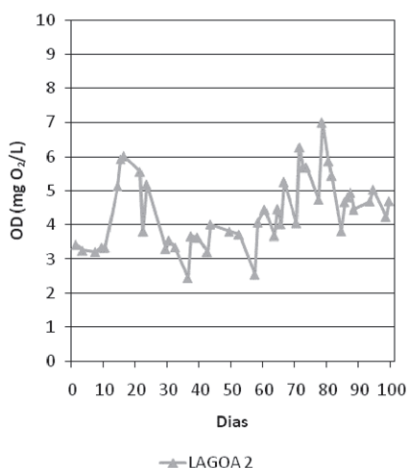


Figura 5.23

Evolução do OD na lagoa do sistema 2 ao longo do tempo.

Mesmo havendo consumo, a alcalinidade restante foi alta, o que manteve o pH constante durante o período do experimento, como mostram as Figuras 5.26 e 5.27.

As Figuras 5.28 e 5.29 mostram a evolução dos sólidos em suspensão voláteis. Os resultados mostram que a biomassa não se desenvolveu ao longo dos cem dias de experimento, com concentrações máximas de SSV de 180 mg/L em ambos os casos.

As Figuras 5.30 e 5.31 mostram a evolução da DQO ao longo do tempo.

As Figuras 5.32 e 5.33 mostram a evolução da DBO ao longo do tempo.

A Tabela 5.12 mostra as médias de DBO e DQO obtidas no período de cem dias de monitoramento do sistema de alimentação contínua.

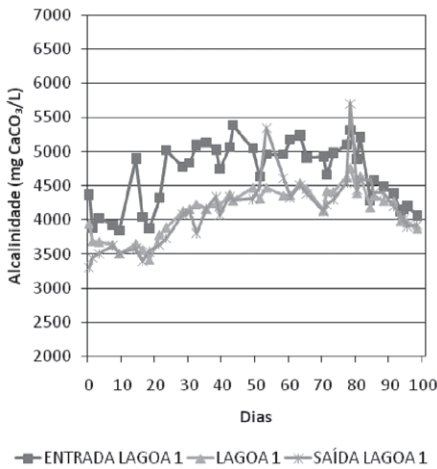


Figura 5.24

Evolução da alcalinidade ao longo do tempo no sistema 1.

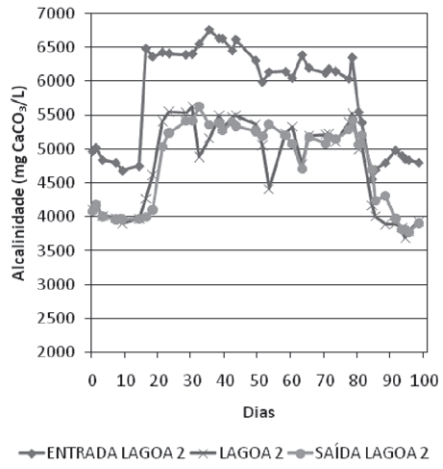


Figura 5.25

Evolução da alcalinidade ao longo do tempo no sistema 2.

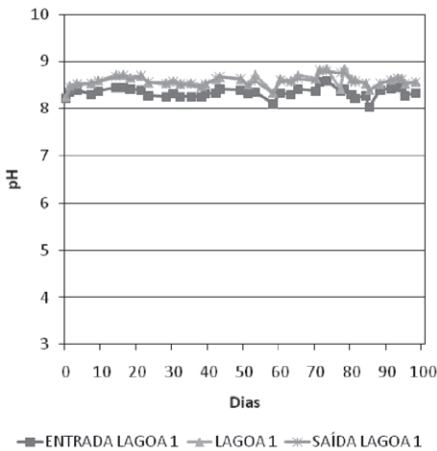


Figura 5.26

Evolução do pH ao longo do tempo no sistema 1.

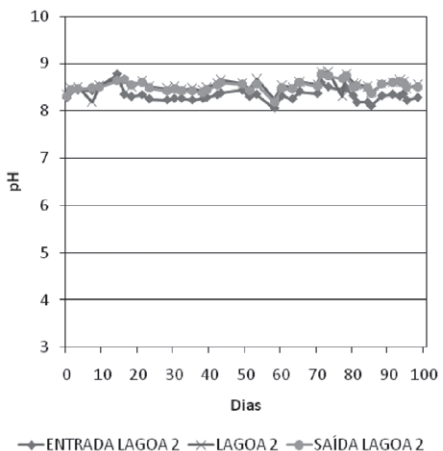


Figura 5.27

Evolução do pH ao longo do tempo no sistema 2.

Tabela 5.12 > Valores médios de DBO e DQO nos sistemas 1 e 2

PARÂMETRO	SISTEMA 1	SISTEMA 2
DBO entrada	162	163
DBO saída	69	71
Remoção DBO (%)	46	51
DQO entrada	3.057	2.430
DQO saída	1.979	2.099
Remoção DQO (%)	33	12

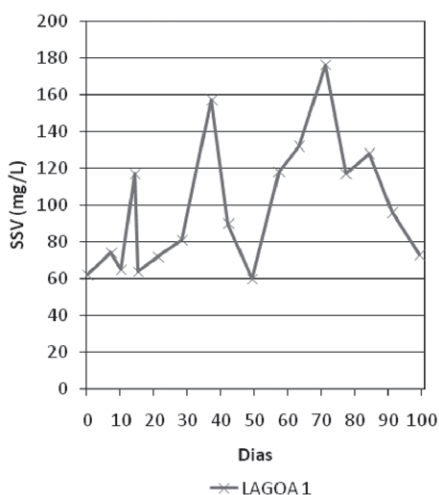


Figura 5.28

Evolução do SSV ao longo do tempo no sistema 1.

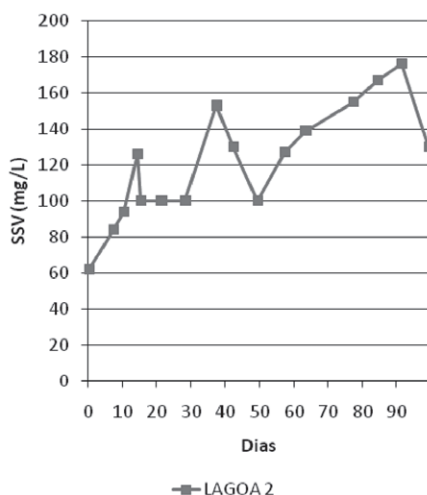


Figura 5.29

Evolução do SSV ao longo do tempo no sistema 2.

Esses dados mostram que com o TDH de cinco dias, a biodegradação da matéria orgânica referente à DBO nas lagoas aeróbias dos sistemas PC-1 e PC-2 apresentaram desempenho similar com diferença na eficiência média de 5%. Ainda com relação à DBO, nesse caso os dois sistemas apresentaram um desempenho satisfatório, removendo praticamente metade da carga orgânica, atingindo valores médios de DBO na saída de ambos os sistemas de aproximadamente 70 mg O₂/L (em torno de 2.000 mg O₂/L nos dois casos). Com relação à DQO, houve uma maior remoção dessa fração da carga orgânica no sistema PC-1, com média de porcentagem de remoção de 33 contra 12% no sistema PC-2. A remoção média de N-amoniacoal de 30% favoreceu a biodegradação de parte dessa fração da carga orgânica. Porém, os níveis de DQO na saída ainda são altos (em torno de 2.000 mg O₂/L nos dois casos).

5.3.3.3 Conclusões

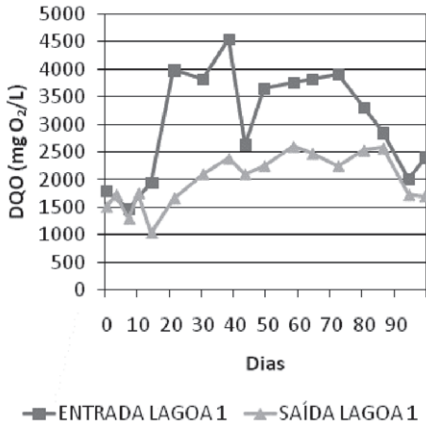


Figura 5.30

Evolução da DQO ao longo do tempo no sistema 1.

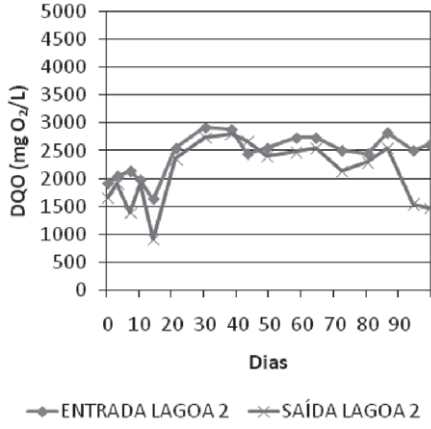


Figura 5.31

Evolução da DQO ao longo do tempo no sistema 2.

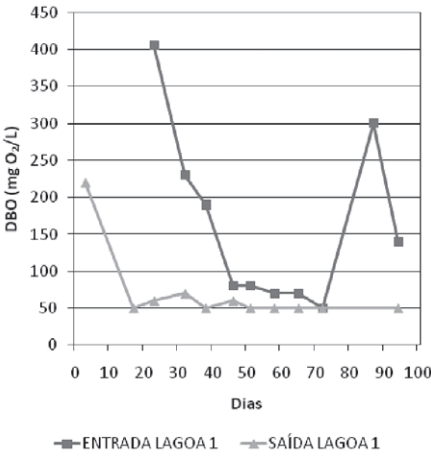


Figura 5.32

Evolução da DBO ao longo do tempo no sistema 1.

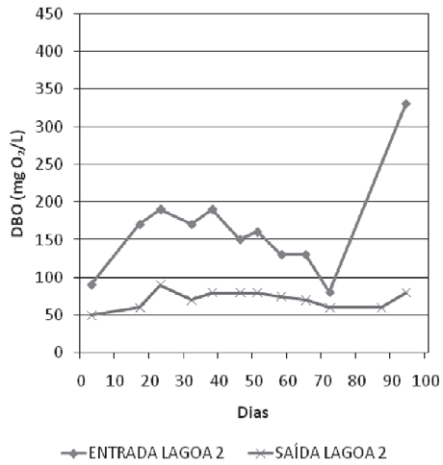


Figura 5.33

Evolução da DBO ao longo do tempo no sistema 2.

Nas condições estudadas, os resultados demonstraram que, para a remoção de matéria orgânica, as lagoas aeróbias dos dois sistemas apresentaram desempenho similar (TDH de cinco dias). Contudo, os níveis de DQO na saída dos sistemas ainda são altos, com valores na ordem de 2000 mg O₂/L. Percebeu-se que, mesmo com a remoção média de 30% de nitrogênio amoniacal no sistema 1, não houve melhoras no desempenho de remoção da matéria orgânica. Percebeu-se, também, que a biomassa não se desenvolveu satisfatoriamente ao longo do experimento, com baixos valores de SSV (180 mg/L). Houve um consumo significativo de alcalinidade, sendo mais elevado para o sistema 2 em função da maior remoção de nitrogênio amoniacal. As concentrações de nitrito e nitrato em ambos os sistemas foi baixa, salientando-se que foram mantidas as concentrações de OD. Esses dados indicam a perda de amônia por *stripping* nos tanques de aeração.

5.4 Considerações finais

Os resultados obtidos indicam que lagoas de estabilização podem ser uma alternativa interessante para lixiviados novos, mas com uma remoção de matéria orgânica ainda limitada (matéria orgânica não biodegradável). Lixiviados antigos não apresentam o mesmo êxito, provavelmente pela sua recalcitrância. Nos estudos nos quais o *stripping* foi empregado como um pré-tratamento, observou-se que a remoção da amônia auxilia o melhor desempenho para remoção da matéria orgânica. Em lagoas não aeradas, a remoção da amônia se deu pela volatilização.

Agradecimentos

O grupo de resíduos do DESA/UFMG agradece à Superintendência de Limpeza Urbana de Belo Horizonte (MG) (SLU-BH) pelas amostras de lixiviado, por dados de monitoramento e pela área cedida para a construção do aparato experimental em campo. Igualmente, a UFSC agradece à empresa Proactiva pela concessão do lixiviado utilizado nas atividades de pesquisa.

Referências bibliográficas

- APHA/AWWA/WEF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 21. Ed. Washington, DC: APHA, 2005.
- ARCEIVALA, S.J. Principles of reactor design. In: *Wastewater treatment and disposal: engineering and ecology in pollution control*. 1.ed. Marcel Dekker, 1981. p. 561-600
- BEYRUTH, Z. *Comunidade fitoplanctônica da represa de Guarapiranga: 1991-92*. Aspectos ecológicos, sanitários e subsídios para reabilitação da qualidade ambiental. São Paulo, 1996.

BICUDO, C.E.M.; BICUDO, R.M.T. *Algas de águas continentais brasileiras: chave ilustrada para identificação de gêneros*. São Paulo: Fundação Brasileira para o Desenvolvimento do Ensino de Ciências, 1970.

BIDONE, R.F. *Tratamento de lixo de aterro sanitário por um sistema composto por filtros anaeróbios seguidos de banhados construídos: estudo de caso, central de resíduos do Recreio, em Minas do Leão (RS)*. 1. ed. São Paulo: Blucher, 2008.

BOURRELLY, P. : initiation a la systématique. III. les algues bleues et rouges. les eugléniens, peridinien et cryptomonadines. Paris. Édition N. Boubée & Cie, 1972.

BRANCO, S.M. *Hidrobiologia aplicada à Engenharia Sanitária*. 3ª ed. São Paulo: Cetesb, 1986.

BRISAUD, F. *et al.* Mixing and its impact on faecal coliform removal in a stabilization pond. *Water Science and Technology*, v. 48, n. 2, p. 75-80, 2003.

BRITTO, E.R. *Introdução à biologia sanitária*. Rio de Janeiro: DTP, 1994.

CAVALCANTI, P. F. F. *et al.* Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por lagoas de polimento. In: CHERNICHARO, C.A.L. (Coord.) *Pós-tratamento de reatores anaeróbios*. Prosab 2. Belo Horizonte: Prosab, 2001.

CETESB. *Operação e manutenção de lagoas de estabilização*. São Paulo, 1989.

CHERNICHARO, C.A.L.; VON SPERLING, M. Urban wastewater treatment technologies and the implementation of discharge standards in developing countries. *Urban Water*, v. 4, n. 1, p. 150-114, 2002.

FERREIRA, J.A.; GIORDANO, G.; RITTER, E. *Revisão das técnicas de tratamento de chorume e a realidade do Estado do Rio de Janeiro*. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 21, Joinville, 2003. Anais... Joinville: ABES, 2003.

FLORES, C.H.C.; PERRUOLO, T.; FERNANDÉZ, D. *Tratamiento de aguas residuales domésticas utilizando lagunas aireadas*. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, 2000, Porto Alegre, (RS): ABES, 2000.

JORDAO, E.P.; PESSOA, C.A. *Tratamento de esgotos domésticos*. 4. ed. Belo Horizonte: Segrac, 2005.

KELLNER, E.; PIRES E.C. *Influence of the thermal stratification in the hydraulic behavior of stabilization ponds*. In: CONFERÊNCIA LATINO AMERICANA EM LAGUNAS DE ESTABILIZACION Y REUSO, 1, Santiago de Cali, Colômbia, [s.n], p. 187-198, 2000.

KELLNER, E.; PIRES, E.C. *Lagoas de estabilização: projeto e operação*. Rio de Janeiro: ABES, 1998.

MAEKAWA, T.; LIAO, C.M.; FENG, X. D., Nitrogen and phosphorus removal for swine wastewater using intermittent aeration batch reactor followed by ammonium crystallization process. *Water Research*, v. 29, n. 12, p. 2643-2650, 1995.

MARA, D.D. Pond process design: a practical guide. In: SHILTON, A. *Pond treatment technology*, 2005.

MARA; D.D. *et al.* *Waste stabilization ponds: a design manual for eastern Africa*. England: Lagoon Technology International Ltda., 1992.

MAYNARD, H.E.; OUKI, S.K.; WILLIAMS, S.C. Tertiary lagoons: a review of removal mechanisms and performance. *Water Research*, v. 33, n. 7, p. 1-13, 1999.

MENDONÇA, S.R. *Lagoas de estabilização e aeradas mecanicamente*: novos conceitos. Paraíba: Editora Universitária, 1990.

MENDONÇA, S.R. *Sistemas de lagunas de estabilización*. Santa Fe de Bogotá: McGraw Hill, 2000.

METCALF & EDDY. *Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse*. 4. ed. USA: McGraw Hill, 2003.

MONTEGGIA, O.P, SOBRINHO P.A. Lagoas anaeróbias. In: CAMPOS, J.R (Coord.). Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e disposição controlada no solo. Projeto PROSAB. Rio de Janeiro: ABES, 1999.

MORENO, M.D. et al. Modeling the performance of deep waste stabilization ponds. *Water Resources Bulletin*. v. 24, n. 2, p. 377-386, 1988.

PEARSON, H. The influence of pond geometry and configuration on facultative and maturation waste stabilization pond: performance and efficiency. *Water Science and Technology*, v. 31, n. 12, p. 129-139, 1995.

PIÑEDA, S. *Manejo y disposición de residuos sólidos urbanos*. Colômbia: Asociación Colombiana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental/Panamericana Formas e Impresos, 1998.

QASIM, S.R.; Chiang, W. *Sanitary landfill leachate*. Technomic Publishing Co, 1994.

SILVA, S.A.; MARA, D.D. *Tratamentos biológicos de águas residuárias*: lagoas de estabilização. Rio de Janeiro: ABES, 1979.

UEHARA, M.Y.; VIDAL, W.L. *Operação e manutenção de lagoas anaeróbias e facultativas*. São Paulo: Cetesb, 1989. Série manuais.

VAN HAANDEL, A.C. ; LETTINGA, G. *Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente*. 2. ed. Campina Grande: EpGraf, 1994. v. 1.

_____. *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. Belo Horizonte: UFMG, 2002.

VON SPERLING, M. Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Vol. 3. *Lagoas de Estabilização*. 2a.ed. 2. ed. Belo Horizonte: DESA-UFMG, 2002. v. 1.

YAN, Y.; JAMESON, J.G. Application of the Jameson cell technology for algae and phosphorus removal from maturation ponds. n. 73, p. 23-28, 2004.

ZANOTELLI, C.T. et al. The performance of a facultative lagoon with baffled in the treatment of swine wastes. *Water Science and Technology*, v. 45, n. 1, p. 49-53, 2002.

6 Aplicação de Tratamentos Biológicos Anaeróbios para Lixiviados de Resíduos Sólidos Urbanos

Luciana Paulo Gomes, Lisete Celina Lange, Ariuska Amorim, Luis Alcides Schiavo Miranda, Cynthia Fantoni Alves Ferreira, Wagner Guadagnin Moravia, Luciano de Andrade Gomes

6.1 Introdução

A geração de lixiviado constitui a principal preocupação quanto à degradação ambiental de áreas localizadas próximas ao local de disposição final dos resíduos sólidos urbanos (RSU). O tratamento desses efluentes tem se mostrado um grande desafio, pois a alta heterogeneidade e variabilidade nos valores das concentrações de seus parâmetros físico-químicos e biológicos, ao longo do tempo, dificultam a adoção de sistemas eficientes de tratamento.

Repetindo a definição apresentada no capítulo 2, lixiviado é:

O líquido proveniente da umidade natural e da água de constituição presente na matéria orgânica dos resíduos, dos produtos da degradação biológica dos materiais orgânicos e da água de infiltração na camada de cobertura e interior das células de aterramento, somado a materiais dissolvidos ou suspensos extraídos da massa de resíduos. (LANGE; AMARAL, 2009, p. 9)

Atualmente, para projeto de sistemas de tratamento de lixiviado, são empregados parâmetros de esgoto doméstico, muito embora se saiba que o lixiviado apresenta características distintas dos esgotos domésticos. As consequências do emprego desses parâmetros são estações de tratamento com capacidade subestimada e de baixa eficiência.

Antes da década de 1960, o processo de digestão anaeróbia era basicamente utilizado para a estabilização de lodo das estações de tratamento de esgoto (ETE) e resíduos agropecuários. O controle do processo era precário e os reatores eram operados basicamente como reservatórios de lodo e resíduos, possuindo grande volume. O tempo de retenção hidráulica (TRH) frequentemente era maior que 30 dias (MARAGNO; CAMPOS, 1992; FIELD; SIERRA; LETTINGA, 2002) com pequeno grau de mistura, o que dificultava muito o contato biomassa-substrato e, portanto, reduzia o desempenho (SCHINK, 2002).

Nos anos 1970 e 1980, a concepção de novos reatores e o melhor entendimento dos processos biológicos permitiram um aumento no tempo de retenção celular independentemente do aumento do TRH (ALPHENAAR, 1994; METCALF & EDDIE, 2001), tornando a digestão anaeróbia uma alternativa promissora frente aos já estabelecidos processos aeróbios (MARAGNO; CAMPOS, 1992; SCHINK, 2002).

O processo anaeróbio apresenta como vantagem principal a possibilidade de geração de energia a partir do biogás, representando uma alternativa ao uso de combustíveis fósseis (ALPHENAAR, 1994; BORZACCONE; LÓPEZ; VIÑAS, 1995; BATSTONE *et al*, 2002). Outro aspecto relevante é a pequena geração de lodo, que diminui os custos de gerenciamento (LETTINGA, 1995). Algumas desvantagens como baixas taxas de crescimento bacteriano e consequente longo tempo de detenção celular foram contornados pelo desenvolvimento de reatores mais modernos, como reatores de leito fixo, leito fluidizado, leito expandido e pela tecnologia proposta pelos reatores anaeróbios de manta de lodo de fluxo ascendente (*upflow anaerobic sludge blanket*, UASB) (MARAGNO; CAMPOS, 1992; LETTINGA *et al*, 1980; HICKEY *et al*, 1991; SCHINK, 2002; LIU; FANG, 2002).

O primeiro tipo de reator anaeróbio aplicado ao tratamento de efluentes industriais no Brasil foi o filtro anaeróbio baseado na configuração proposta por Young e McCarty (1968) (CAMPOS *et al*, 1986), que consistia em um tanque de pouca altura com uma camada de pedra de aproximadamente um metro de altura como recheio, suportada por uma placa perfurada (FORESTI, 2002).

De qualquer forma, para o caso de lixiviados, o que se observou no Brasil, foi a utilização de lagoas de estabilização, lodos ativados e filtros biológicos (BIDONE; POVINELLI; COTRIM, 1997) ou ainda a utilização do tratamento de lixiviado combinado com esgoto doméstico. Como consequência, os custos se elevam devido ao transporte desses líquidos, bem como transferem a responsabilidade para outros, pois, em geral, as ETE não estão preparadas para receber efluentes que possuem grande diversidade e altas concentrações de componentes orgânicos e inorgânicos (JUCÁ, 2002).

Segundo Neczaj, Okoniewska e Kacprzak (2005), o cerne da questão no tratamento de lixiviados combinados com esgoto doméstico passa pela dificuldade de adequação do processo de tratamento, ou seja, o tipo de sistema biológico a ser utilizado, e a variabilidade nas características do lixiviado durante sua produção no aterro com a sistemática de operação da ETE.

Dessa forma, as sazonalidades das chuvas, as técnicas construtivas do aterro sanitário, os métodos de compactação, a composição dos resíduos e a idade do aterro são fatores que influenciam tanto quantitativamente como qualitativamente nas características e geração do lixiviado (KAN; SHIN; PARK, 2005; MARAÑÓN *et al*, 2006).

A relação demanda química e bioquímica de oxigênio (DQO/DBO) tende a crescer, com o aumento da idade do aterro, em virtude da decorrente redução da fração orgânica que é rapidamente degradada nas células do aterro, expressando a dificuldade de aplicabilidade dos processos biológicos no tratamento do lixiviado. Efluentes com relação DBO/DQO inferior a 0,3 podem indicar uma baixa taxa de biodegradabilidade (HEYER; STEGMANN, 1998).

Desse modo, Berrueta, Gutiérrez e Fueyo (1996), estudando por meio de um reator UASB a biodegradabilidade do lixiviado de um aterro sanitário considerado velho (com 12 anos de operação) obtiveram apenas 40 a 50% de biodegradabilidade. Santos, Kato e Florêncio (2003), também estudando a biodegradabilidade por meio de um reator UASB em escala experimental por 115 dias, encontraram de 45 a 60% de biodegradabilidade. Ao final do experimento, os autores concluíram que a biodegradabilidade do lixiviado não possuía relação com a idade do aterro, dada a variabilidade das características físico-químicas, da carga biológica, das expressivas concentrações de materiais alcalinos e pesados, bem como compostos halogenados, nitrogenados e deficiências nas relações nutricionais. Amaral (2007) estudou a biodegradabilidade de lixiviados estabilizados, encontrando valores semelhantes aos encontrados por Santos, Kato e Florêncio (2004). Nesse contexto, cabe aqui reforçar que no capítulo 2 já se explicaram as diferentes razões que levam a distintos valores de biodegradabilidade do lixiviado.

Embora a composição do lixiviado possa variar amplamente nas etapas de estabilização dos resíduos no aterro, a relação existente entre a idade do aterro e a composição da matéria orgânica pode ser um critério útil na escolha do processo de tratamento (RENOU *et al*, 2008).

Geralmente, os processos biológicos são indicados para tratar lixiviado com alta relação DBO/DQO (entre 0,4 e 0,8) devido ao baixo custo operacional. Os métodos físico-químicos têm sido sugeridos para tratamento de lixiviado antigo e diluído com

baixa biodegradabilidade (relação DBO/DQO < 0,4) e que necessita de tratamento químico mais agressivo para redução do teor de matéria orgânica dissolvida (MARTINEN *et al*, 2002).

Aterros mais jovens apresentam lixiviados com elevadas frações de compostos orgânicos de degradação mais fácil. Já nos lixiviados de aterros mais antigos, com DQO típica na faixa de 1500 a 4000 mg/L (WELANDER; HENRYSSON; WELANDER, 1988), uma grande parte dessa fração mais suscetível à degradação já foi biotransformada através dos processos de estabilização desenvolvidos nas células do aterro, restando uma parcela de materiais orgânicos recalcitrantes com alto peso molecular, como ácidos fúlvicos, húmicos e tânicos de difícil degradação biológica.

Forgie (1988) sugere um critério para seleção do método de tratamento para lixiviados. O tratamento biológico, aeróbio ou anaeróbio pode ser utilizado para lixiviados com elevada DQO (acima de 10.000 mg/L), baixa concentração de nitrogênio amoniacal (200 mg/L), uma relação DBO/DQO entre 0,4 e 0,8 e elevada concentração de ácidos graxos voláteis de baixa massa molar. Não é indicado o tratamento físico-químico para essa situação. O tratamento biológico aeróbio é mais indicado para relação DBO/DQO entre 0,1 e 0,4, sendo que, para ácidos voláteis muito baixos, os tratamentos mais apropriados são os físico-químicos.

Baig *et al* (1999), sugerem que valores superiores a 0,33 e 0,25 da relação DBO/DQO indicam baixa biodegradabilidade para efluentes e a manutenção da DQO em valores elevados indicaria que os materiais orgânicos são recalcitrantes não facilmente sujeitos à oxidação biológica ou química, mesmo considerando o uso de oxidantes fortes. Devido a esse fato, existe uma tendência observada na literatura em se utilizar processos combinados em lugar do uso de apenas processos biológicos convencionais para o tratamento de lixiviados de aterros mais antigos (IMAI *et al*, 1998). Todavia, a dificuldade para o tratamento de lixiviado não reside apenas naqueles lixiviados mais antigos. Mesmo os lixiviados mais jovens podem apresentar problemas operacionais para sistemas de tratamento biológico em função da variabilidade de suas características físico-químicas, das altas cargas orgânicas, das altas concentrações de metais alcalinos e pesados, compostos halogenados, nitrogenados e deficiências nutricionais que, aplicadas diretamente às bactérias anaeróbias, podem inibir ou mesmo cessar completamente o processo de biodegradação (SANTOS; KATO; FLORÊNCIO, 2003).

Sendo assim, este capítulo propõe-se a discutir os diversos estudos realizados pelas instituições participantes do Programa de Pesquisas em Saneamento Básico (Prosab), no que tange às formas de tratamento anaeróbio de lixiviado de aterro sanitário e os resultados obtidos, compactuando os avanços tecnológicos com a finalidade de definir o potencial uso desse(s) tipo(s) de unidade de tratamento em escala real.

6.2 Sistemas anaeróbios aplicados ao tratamento de lixiviado

A literatura científica apresenta várias configurações de sistemas anaeróbios para o tratamento de lixiviados. A escolha e aplicação de determinada tecnologia passa a ser função da eficiência desejada, dos custos de instalação, operação e manutenção, dos requisitos de área, do volume de lodo gerado, do conhecimento da classe e avaliação da capacidade de autodepuração do corpo receptor, dentre outros fatores.

Na Tabela 6.1 são apresentados alguns resultados de estudos que foram realizados utilizando o processo de tratamento por meio da digestão anaeróbia no tratamento do lixiviado.

Tabela 6.1 > Sistemas anaeróbios aplicados ao tratamento de lixiviado de aterros sanitários

ALIMENTAÇÃO		SISTEMA	CONDIÇÕES OPERACIONAIS			REFERÊNCIA
DQO (mg/L)	pH		V (L)	T (°C)	TDH (dias)	
-	7,5-7,8	RBSAN e Filtro híbrido	2-2,75	35	1,5-2,4	Timmur e Özturk (1997)
2000-4000	6,5-7	UASB	40	13-23	0,96-1,3	Kettunen <i>et al</i> (1998)
3800-15900	7,3-7,8	RBSAN	2,0	35	10-1,5	Timmur e Özturk (1999)
3210-9190	6,9-9	RBSAN /UASB	6,2	35	0,5-1,0	Kennedy e Lentz (2000)
6600-8600	6,4-6,8	UASB	41	37	3,89-0,33	Shin <i>et al</i> (2001)
1458-1426	7,3-7,9	UASB	40	-	0,33-0,42	Leite <i>et al</i> (2003)
691-3995	7,4-8,5	UASB	7,0	25,3-35,1	0,3	Santos <i>et al</i> (2003)
3025-20070	7,7-8,2	Filtros anaeróbios (série)	1365	-	3,8	Bidone <i>et al</i> (2007)
2500-9000	6,5-7,5	UASB-RBC	5,0	-	2,3-0,71	Castilho <i>et al</i> (2006)

RBSAN: REATOR EM BALATELAS SEQUENCIAIS ANAERÓBIO; RBC: REATOR DE BIODISCO DE CONTATO

De acordo com a Tabela 6.1, Timur e Özturk (1997) compararam o desempenho de dois sistemas distintos compostos de um reator RBSAN e um filtro biológico anaeróbio híbrido. O sistema consistiu em um reator de fluxo ascendente, uma manta de lodo na parte inferior e um filtro biológico, propriamente dito, na parte superior, no qual foram utilizados anéis plásticos como camada suporte no tratamento de lixiviado proveniente de um aterro sanitário com três anos e meio de operação. A relação DBO/DQO variava de 0,5 a 0,7. A duração do ciclo de operação no sistema RBSAN foi de 24 horas, operando sob agitação intermitente enquanto o sistema de filtro anaeróbio, após a adaptação, foi alimentado em regime contínuo.

Segundo os autores, o sistema RBSAN apresentou eficiência média de 74% na remoção de COT quando operou com concentração média de 2800 mg/L. Já o filtro composto de camada híbrida trabalhando com concentração de COT em torno de 1200 mg/L apresentou eficiência de 81%. Ao final da pesquisa, os autores concluí-

ram que ambos os sistemas, quando a biomassa está aclimatada ao lixiviado, podem apresentar bom desempenho se operados com elevadas concentrações de compostos orgânicos e baixos TDH no tratamento do lixiviado de aterros sanitários novos (inferior a dez anos de operação).

Novamente tratando lixiviados de aterros sanitários novos (3,5 anos de operação), Timur e Öztürk (1999) verificaram que o lixiviado bruto poderia ser tratado por meio de RBSAN, uma vez que seu sistema alcançou eficiências de remoção de DQO entre 64 e 85%. A produção diária de metano nesse sistema foi de 1,85 L/dia (83% da DQO removida) para uma carga de aplicação de 9.400 mg/L DQO.dia. A relação DBO/DQO variou de 0,54 a 0,67, valores típicos de lixiviados provenientes de aterros sanitários novos. Com relação às condições operacionais, segundo os autores, durante a operação do sistema não foram realizados procedimentos de correções nos valores de pH, e o sistema foi operado sob temperatura mesofílica (35°C) controlada.

De um modo geral, em águas residuárias concentradas, a temperatura pode ser considerada uma variável de processo, já que se pode regular o seu valor no reator por meio do aquecimento do sistema com a utilização do próprio metano produzido até atingir o valor desejado. A temperatura também exerce influência na taxa de metabolização dos microrganismos envolvidos no processo. Nesse caso, se houver limitações devido à temperatura, a baixa taxa de hidrólise pode criar mecanismos de sedimentação das partículas sólidas e macromoléculas junto com o lodo, diminuindo, assim, a eficiência do sistema (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 2007).

Os pesquisadores Hollopeter e Dague (1994) verificaram a viabilidade do tratamento de lixiviado de aterro sanitário por meio de dois RBSAN sob temperatura constante de 35°C e DQO variando de 1600 a 3500 mg/L ao dia. Os autores trataram o lixiviado por meio de duas fases, os RBSAN seguidos de um reator aeróbio, o qual serviu como unidade de pós-tratamento do sistema anaeróbio. Ao final da pesquisa, os autores verificaram que o sistema estudado poderia ser aplicado para o tratamento de lixiviados de aterros sanitários.

As pesquisas realizadas por Shin *et al* (2001) estudaram o tratamento de lixiviado através de um sistema anaeróbio em duas fases. Neste estudo, os autores utilizaram um reator acidogênico como etapa preliminar de biodegradação e posteriormente um reator metanogênico como fase final. Os reatores foram inoculados com lodo biológico anaeróbio proveniente de ETE alimentadas com efluente industrial (lodo acidogênico) e esgoto sanitário (lodo metanogênico). De acordo com os autores, a remoção de DQO foi superior a 96% com uma taxa de aplicação de 15800 mg/L DQO/dia a um tempo de detenção hidráulica de 0,44 dias (10,6 horas).

Segundo os autores, o sistema alcançou a produção máxima de metano de 279 L/dia quando trabalhava com DQO de 15800 mg/L ao dia. Ao final do experimento, observou-se que a estrutura inicial dos grânulos foi mantida e que a digestão anaeróbia em duas fases pode ser uma alternativa eficiente no tratamento de lixiviado de aterro sanitário. Nesse sentido, deve-se observar que a hidrólise é a etapa limitante no processo de acidogênese. O processo de duas fases permite, ainda, a seleção e o enriquecimento de diferentes classes de microrganismos, podendo cada reator ser operado de forma independente.

Kennedy e Lentz (2000) estudaram o desempenho de um sistema composto por um RBSAN seguido de um reator UASB no tratamento de lixiviado, cuja relação DBO/DQO era de 0,86 e DQO aplicada variando de 600 a 19.700 mg/L ao dia. Conforme a análise dos autores, o reator UASB de fluxo contínuo apresentou comportamento mais estável para as elevadas cargas orgânicas. Quanto à eficiência na remoção de DQO solúvel, o reator RBSAN apresentou valores entre 71 e 92% para os tempos de detenção hidráulicos de 24, 18 e 12 horas, respectivamente. Já o reator UASB operado em fluxo contínuo apresentou eficiência de remoção de DQO solúvel entre 71 e 91% para todos os tempos de detenção e concentrações afluentes. Segundo os autores, os valores de pH (média de 8,0) contribuíram para a produção de metano contido no biogás nos dois sistemas estudados, o qual variou de 82 a 88%.

Ao final da pesquisa, embora o sistema tenha sido operado com pH que chegou a valores próximos a 9 e baixas cargas orgânicas, os autores verificaram a necessidade de pós-tratamento para remoção de DQO e DBO remanescentes.

Os valores de pH são muito importantes no pós-tratamento de efluentes digeridos anaerobiamente. A elevação do pH favorece a precipitação dos fosfatos como fosfato de cálcio e apatita, enquanto a amônia pode ser removida por meio da dessorção ou precipitação de estruvita. Os elevados valores de pH são importantes também no desenvolvimento de condições adversas para eliminação dos patógenos (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 2007).

Na Turquia, os estudos conduzidos por Ağdağ e Sponza (2005), em escala de bancada tratando lixiviado de aterros sanitários por meio de um sistema em série composto de reatores UASB de dois estágios (temperatura de operação variando de 37 a 42°C e DQO variando de 5.400 a 20.000 mg/L), obtiveram eficiências de remoção de DQO de 79% no reator acidogênico e 98% no reator metanogênico. A esse sistema seguiu-se uma unidade de pós-tratamento composta por um reator aeróbio de mistura completa cuja concentração mínima de OD foi de 2 mg/L,

Para a variável nitrogênio amoniacal (NA), os autores encontraram eficiência de remoção de 99,6%. O pH de operação dos reatores anaeróbios variou de 7,0 a 7,3 e o

tempo de detenção no estágio anaeróbio e aeróbio foi de 1,25 e 4,50 dias, respectivamente. Essa expressiva remoção de nitrogênio no sistema estudado pode ser atribuída aos níveis de oxigênio no segundo reator, o qual se comportou como unidade de mistura completa.

A remoção de NA provavelmente se deve a uma somatória de efeitos, tais como perda por *air stripping* provocado pelo sistema de aeração, temperatura de operação entre 37 e 42°C também favorece o despreendimento do NA no tanque de aeração, nitrificação, assimilação biológica (bio-síntese de novas células). A geração de alcalinidade no sistema aeróbio também favorece a remoção por *stripping* do NA.

Castilho *et al* (2006), com o intuito de verificar a viabilidade do tratamento de lixiviado por meio de um reator UASB seguido de um reator de biodisco de contato (RBC) em pequena escala e inoculado com a mistura de dois tipos de lodos anaeróbios (um proveniente de sistemas de tratamento de esgoto doméstico e o outro de um reator metanogênico tratando resíduos de suinocultura) obtiveram eficiência de remoção de DQO em torno de 53%, cuja concentração de DQO variava de 2.500 a 9.000 mg/L. O RBC operou com TDH de 24 horas e com velocidade de rotação de 6 rpm. No sistema anaeróbio, a remoção máxima de DQO foi de 62% obtida com TDH de 54 horas e a mínima de 24% obtida com TDH de 17 horas. Para manter as condições de equilíbrio no sistema, os autores procederam à correção do pH do lixiviado (7,8 a 8,8) para 6,5 a 7,5, uma vez que esse parâmetro tem a capacidade de influenciar no metabolismo dos microrganismos, diminuindo a ação enzimática e ocasionando a modificação e a perda de enzimas podendo, assim, influenciar na eficiência do sistema.

Com o intuito de verificar a influência da temperatura, García, Rico e Gracia (1996) operaram dois reatores UASB em escala de bancada tratando lixiviado de aterros sanitários sob dois regimes distintos de temperaturas: um representava a temperatura ambiente (15 a 20°C), na qual o lixiviado foi coletado, e outro reator operando com temperatura de 35°C. Durante a operação, os autores aplicaram uma DQO máxima de 1.500 mg/L, para o reator operando nas condições sob temperatura ambiente, e 30.000 mg/L para o sistema operado com temperatura a 35°C. De acordo com os autores, o lixiviado era altamente biodegradável (96,3%) e, ao fim da pesquisa, verificou-se que na condição de operação a 35°C (30.000 mg/L de DQO) o sistema apresentou eficiência de 80% de remoção de DQO com apenas 12 horas de operação. Já para a condição de operação sob temperatura ambiente (1.500 mg/L de DQO), o sistema necessitou mais tempo (14,4 horas) para conseguir a mesma eficiência encontrada na condição de operação a 35°C.

Embora os sistemas anaeróbios possam se sobressair em regiões de clima tropical onde a temperatura normalmente não é inferior a 18°C, é possível que esses sistemas possam trabalhar sob baixas temperaturas. Entretanto, a taxa de digestão pode se tor-

nar mais lenta, diminuindo, assim, a eficiência do sistema (VAN HAANDEL; LETTINGA 1994; LETTINGA, 1995; CHERNICHARO, 2007).

Estudos realizados por Kettunen *et al* (1998), operando um reator UASB sob escala plena de acordo com as condições operacionais descritas na Tabela 6.1, encontraram eficiências de 50 a 55% de remoção de DQO. O mesmo sistema, operando com concentração de DQO de 4.000 mg/L e temperatura de 20°C, apresentou 75% de eficiência. O lodo mesofílico (37°C) utilizado na partida do reator apresentou uma boa adaptação quando operado a baixas temperaturas, não se observando o comprometimento da atividade metanogênica nas temperaturas estudadas (13, 14 e 20°C).

Os estudos de Dague *et al* (1992) e Schmit e Dague (1993) (*apud* CUBAS, 2004), relatam que os sistemas em batelada são capazes de suportar baixas temperaturas através do aumento da concentração da biomassa retida no sistema. Ou seja, as baixas temperaturas promovem um decréscimo da velocidade de conversão do substrato pelos microrganismos e, para que seja mantida a velocidade plena de conversão, faz-se necessário manter elevadas concentrações de microrganismos, estabelecendo-se, assim, um estado compensatório no sistema. Dessa forma, a temperatura possui relação com a concentração de biomassa, interferindo na eficiência do sistema.

Fleck (2003) estudou três sistemas de tratamento biológicos: filtro biológico anaeróbio com meio suporte de pedra britada nº 5, filtro biológico aeróbio de baixa taxa com meio suporte de pedra britada nº 3 e banhados construídos de fluxo sub-superficial com cultivo de *Typha latifolia* sobre areia de elevada granulometria. Os sistemas foram operados consecutivamente e alimentados com lixiviado proveniente do Aterro Sanitário da Extrema em Porto Alegre (RS). O filtro anaeróbio, alimentado com concentração variando de 2.690 a 8.860 mg/L de DBO e 5.345 a 14.670 mg/L de DQO e com tempo de detenção hidráulica de aproximadamente 56 dias apresentou eficiências de remoção de DBO de 82% e de DQO de 78%.

Na tentativa de verificar a viabilidade da utilização de filtros anaeróbios (Tabela 6.1) no tratamento de lixiviados de aterros sanitários, Bidone *et al* (2007) utilizaram dois filtros anaeróbios alimentados, ascendentemente, com lixiviado proveniente de aterro sanitário localizado em Minas do Leão (RS). Segundo os autores, a eficiência obtida em termos de remoção de DQO no primeiro filtro foi de 52% e de apenas 6% no segundo filtro. Diante desses resultados, os pesquisadores verificaram que a maior fração da matéria orgânica facilmente biodegradável ocorreu no primeiro filtro, indicando que, para o tratamento do lixiviado em questão, não é interessante a utilização de dois filtros anaeróbios de fluxo ascendente em série. Desse modo, os autores apresentaram como proposta a operação dos filtros em paralelo, uma vez que a metade da vazão aplicada a cada um deles, com afluentes igualmente concen-

trados, pode reduzir pela metade a carga orgânica afluyente, promovendo, assim, o aumento da eficiência.

6.2.1 Tipos de unidades anaeróbias empregadas em tratamento de lixiviados

Filtros biológicos no tratamento de lixiviado vem sendo utilizados com sucesso, principalmente no que se refere à remoção de nitrogênio amoniacal (CAMPOS *et al*, 2004). Segundo Onay e Pohland (1998), os lixiviados gerados na fase final de estabilização do aterro são geralmente ricos em nitrogênio amoniacal devido à hidrólise e à fermentação das frações nitrogenadas dos substratos biodegradáveis.

No processo de filtração biológica anaeróbia, o efluente líquido é aspergido sobre pedras ou suportes de plástico, onde são aderidos os microrganismos. Nessas unidades, os microrganismos atuantes na estabilização da matéria orgânica aderem-se a um leito fixo, isto é, às paredes do material do recheio. No processo de filtração biológica anaeróbia, o efluente líquido é aspergido sobre pedras ou suportes de plástico, onde são aderidos os microrganismos. Nessas unidades, os microrganismos atuantes na estabilização da matéria orgânica estão aderidos a um leito fixo, ou seja, às paredes do material do recheio. Teoricamente, quanto maior a superfície específica disponibilizada pelo meio suporte (m^2/m^3) para a adesão dos organismos, mais efetivo será o tratamento proporcionado pelo sistema. Na prática, essa afirmativa terá validade até um diâmetro crítico mínimo de unidade constituinte de leito, abaixo do qual haverá problemas de colmatação e entupimento do filtro (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994)

O meio filtrante (recheio) do filtro deve possuir algumas características para o sucesso do filtro biológico (LEKANG; KLEPPE, 2000):

- razão de vazios (relação do volume dos interstícios de meio filtrante dividido pelo volume total do filtro): baixas razões de vazio podem levar a um rápido entupimento, redução do transporte de ar da superfície à parte mais baixa do filtro e redução do escoamento de líquido através do filtro;
- área superficial específica: é importante que o meio filtrante apresente uma grande área superficial onde o biofilme possa crescer. Uma maior área superficial permite, por exemplo, uma maior remoção nitrogênio-amoniacal, além de tornar a unidade mais compacta;
- peso: meio filtrante mais leve é mais fácil de ser manuseado;
- homogeneidade do fluxo do líquido: para evitar zonas mortas e canais que reduzem a taxa de remoção de material orgânico e nitrogenado, é impor-

tante que o meio filtrante permita uma maior homogeneidade do fluxo de líquido no interior do filtro.

Os filtros biológicos podem ser de fluxo ascendente, horizontal ou descendente. Nos filtros de fluxo ascendentes, o líquido penetra pela base, distribuído por um fundo falso, flui por meio do material de enchimento e é descarregado pelo topo.

As principais vantagens da utilização de filtros biológicos são o custo relativamente baixo da instalação, a pouca necessidade de manutenção e a tolerância a variações nas cargas hidráulica e orgânica (LEKANG; KLEPPE, 2000).

6.2.2 Parâmetros de projeto para os filtros anaeróbios

A eficiência dos filtros na remoção de carga orgânica e sólidos está associada à atividade biológica, principalmente a duas variáveis de projeto: tempo de retenção celular e tempo de detenção hidráulica.

Young (1991) reuniu dados operacionais de diversos filtros anaeróbios e, relacionando-os estatisticamente, determinou os principais parâmetros que influenciam o desempenho desses sistemas: tempo de detenção hidráulica, concentração do afluente, área superficial do meio suporte, declividade do sistema e carga orgânica.

A partir de testes experimentais, o pesquisador concluiu que o tempo de detenção hidráulica é o parâmetro mais significativo e que mais influenciou a eficiência de remoção de DQO do sistema, estabelecendo uma equação para descrever o desempenho dos filtros anaeróbios tratando diversos tipos de afluentes:

$$E = 100 (1 - SkTDH-m) \quad \text{Equação 6.1}$$

Na qual:

E: Eficiência do sistema (%);

TDH: Tempo de detenção hidráulica (h);

Sk: Coeficiente do sistema;

m: Coeficiente do meio suporte.

Os coeficientes "Sk" e "m" para leitos de brita assumem os valores 1,0 e 0,40 respectivamente, segundo Young (1991).

Schafer *et al* (1986) *apud* Qasim e Chiang (1994) utilizaram um filtro anaeróbio de fluxo ascendente com meio suporte com índice de vazios de 95% e 114,8 m²/m³ para tratamento de lixiviado com 38.500 mg/L de DBO e 60.000 mg/L de DQO. Utilizando TDH superiores a 4,9 dias (sendo a média de 7,4 dias) e carga aplicada de 7,1 kg de DBO/(m³/dia), obtiveram-se remoções de DBO e SST de 95% e elevados rebaixamentos nas concentrações de metais.

Wu *et al* (1988), utilizando um filtro anaeróbio de dois estágios com meio suporte sintético (96,5% de vazios e $141 \text{ m}^2/\text{m}^3$) para tratar lixiviado bruto proveniente de um aterro para resíduos domésticos e industriais, reportaram eficiências de remoção de DQO de 91%, 89% e 83% utilizando taxas de aplicação superficiais de 2,0, 2,7, e 3,8 kg DQO/($\text{m}^2 \cdot \text{dia}$), respectivamente. As eficiências de remoção de DBO foram superiores a 90%, e a remoção de metais pelo biofiltro foi muito efetiva. Os autores verificaram que o processo de remoção biológica de matéria orgânica deu-se quase exclusivamente no primeiro reator e concluíram, por meio do estudo da cinética do processo que, para o lixiviado utilizado, a taxa ótima de utilização de substrato seria de 3,9 kg de DQO/(m^2/dia), indicando esse valor para projetos de filtros anaeróbios tratando lixiviados similares.

Os mesmos autores citam resultados de Chian e Dewalle (1977) que, utilizando um filtro anaeróbio de mistura completa, aplicaram uma mistura de lixiviado bruto e efluente recirculado com 20.000 a 30.000 mg/L de DQO a uma taxa de 3,8 kg de DQO/(m^2/dia) e obtiveram um efluente com 1.500 mg/L de DQO.

Youcai, Lijie e Guojian (2002) utilizaram um biofiltro cujo material filtrante era resíduo estabilizado (8 a 10 anos) com granulometria de 15 mm, para tratar lixiviado com as seguintes características: DQO, 3.000 a 7.000 mg/L; DBO, 540 a 1.500 mg/L e nitrogênio amoniacal, 500 a 800 mg/L. Utilizando uma carga hidráulica de 7,5 L/(m^3/dia), alcançaram eficiência de remoção maior que 90% nos parâmetros citados acima. Os autores destacaram que o meio filtrante propiciou a absorção e consequente biodegradação dos poluentes do lixiviado e que o biofiltro desenvolvido apresenta baixo custo de manutenção, podendo ser usado eficientemente para biodegradar compostos orgânicos mais complexos.

6.3 Sistemas estudados no Prosab

No edital 5 do Prosab, as instituições que estudaram processos anaeróbios de tratamento de lixiviado foram: Unisinos, UFMG e UNB. Neste subitem serão apresentados os trabalhos realizados inicialmente pelas Universidades e, ao final, será realizada uma discussão que integrará todos os resultados e avaliações obtidas.

Todas as pesquisas serão apresentadas a partir da descrição das unidades de tratamento executadas, incluindo-se os dados de caracterização dos lixiviados empregados, já que se trata de condição ímpar para o entendimento dos processos. Em outra etapa serão descritas as operações realizadas, a forma de monitoramento do processo anaeróbio e, finalmente, os resultados serão apresentados e discutidos.

6.3.1 Sistema estudado pela Unisinos: filtro anaeróbio

As unidades utilizadas neste estudo foram quatro filtros anaeróbios, operando em paralelo, sendo dois utilizando brita 5 (brita 5) como meio suporte e dois com bloco de concreto (perfil em S). Os filtros anaeróbios foram montados utilizando-se reservatórios de fibra de vidro de 500 L (volume útil médio de lixiviado de 200 L) (Figura 6.1).



Figura 6.1 Ilustração dos filtros anaeróbios da pesquisa realizada na Unisinos.

Complementarmente aos filtros, foi instalado um reservatório de 1.000 L denominado TE (tanque de equalização), com a função de armazenar o lixiviado recebido da ETLix (Estação de Tratamento de Lixiviado de São Leopoldo). Dessa forma, pôde-se otimizar o transporte de lixiviado da ETLix do Aterro Sanitário de São Leopoldo para as unidades experimentais na Unisinos.

6.3.1.1 Operação e monitoramento

Os quatro filtros biológicos (B1, R1, B2 e R2) foram operados com fluxo hidráulico ascendente e TDH de dez dias por um período de 237 dias. A partir desse período, as unidades B2 e R2 tiveram a entrada de lixiviado invertida, passando a operar com fluxo descendente. Também a partir desse período foi instalado um sistema de alimentação contínua composto por uma caixa distribuidora e bomba de alimentação, permitindo alterar o regime de operação de batelada para fluxo contínuo (Figura 6.2).

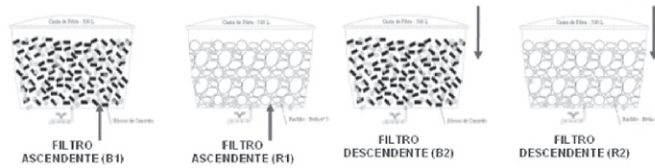


Figura 6.2

Esquema do sistema experimental dos biofiltros anaeróbicos utilizados para o tratamento do lixiviado e indicação dos meios suporte e sentidos de fluxo de alimentação de lixiviado.

A caracterização dos meios suportes (dimensões, massa, porosidade e índice de vazios) foi realizada para se conhecer os materiais utilizados. A porosidade foi obtida por meio do ensaio de porosimetria por intrusão de mercúrio conforme método descrito por Kazmierczak, Brezezinski e Collatto (2007).

Para a confirmação do volume de lixiviado dentro dos filtros, determinou-se o índice de vazios, conforme norma NBR 9778 (ABNT, 2005).

Os filtros anaeróbicos foram monitorados utilizando-se diversos parâmetros físico-químicos e microbiológicos. Os exames de pH e Eh tiveram frequência diária, enquanto a DQO e o nitrogênio amoniacal no efluente dos filtros foram analisados semanalmente. Complementando as análises, mensalmente avaliou-se o restante das séries de nitrogênio (orgânico e total) e de sólidos, além da contagem de microrganismos anaeróbicos totais e archaeas metanogênicas. Todas as análises seguiram o *Standard methods for the examination of water and wastewater* (APHA/AWWA/WEF, 2005).

Outra avaliação realizada foi o acompanhamento da formação do biofilme nos materiais suporte. Para este estudo, empregaram-se dois reservatórios de 500 L de fibra de vidro onde os dois tipos de materiais suportes (bloco de concreto e brita 5) foram imersos no lixiviado. Foram preparadas amostras em duplicata de cada material suporte para uma coleta a cada 30 dias durante um período experimental de 120 dias. As amostras de material suporte foram numeradas, pesadas e dispostas no reservatório, o qual foi preenchido com lixiviado. Para esses ensaios foi analisada a formação do biofilme pela determinação da massa de biofilme formada a cada 30 dias, também por um período de 120 dias.

6.3.1.2 Resultados e discussão

Avaliou-se o desempenho dos filtros anaeróbicos segundo a influência dos materiais suportes, da direção do fluxo de alimentação e da formação do biofilme. Após 540 dias

de operação, a eficiência na remoção de DQO nos biofiltros foi de 65% (R1), 66% (R2), 67% (B1) e 66% (B2). Na Figura 6.3 são apresentados os dados relativos à influência do tipo de material suporte na remoção de DQO durante o período de operação acima.

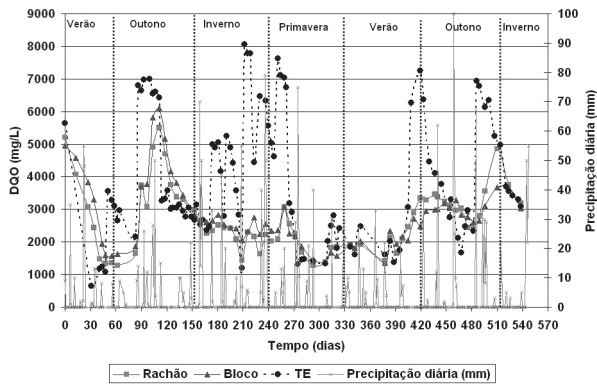


Figura 6.3

Remoção de DQO nos filtros anaeróbios utilizando diferentes tipos de meios suportes durante o período experimental de 540 dias.

Conforme se observa na Figura 6.3, a eficiência de remoção de DQO nos biofiltros independe do tipo de material suporte. Verifica-se, também, que as variações na concentração de DQO observadas no tanque de equalização foram absorvidas pelo sistema. Analisando-se o desempenho dos biofiltros ao longo das estações do ano, verificou-se que as variações na carga orgânica não influenciaram no desempenho do sistema. Entretanto, não é possível fazer a mesma observação com relação à concentração de DQO do lixiviado afluente ao sistema, observando-se uma nítida influência sazonal, principalmente no que diz respeito à precipitação pluviométrica na área do aterro.

Cabe salientar que a relação DBO/DQO do lixiviado bruto apresentou-se muito variável, com extremos entre 0,28 e 0,59, valores médios em torno de 0,44 e um desvio padrão de 0,11. Essa variação é característica dos lixiviados de aterro sanitário e decorre da heterogeneidade dos resíduos sólidos domésticos descartados, além da variação climática local.

A maior eficiência na remoção de matéria orgânica nos filtros anaeróbios ocorreu entre os dias 200 e 400 do período de monitoramento. Nesse período, o percentual de eficiência foi de 76% para os filtros contendo brita 5 como material suporte e 70% para os filtros contendo bloco de concreto. Esses resultados mostram que não houve diferença na eficiência de remoção de DQO nos biofiltros, independentemente do meio

suporte utilizado. Ressalta-se que a DQO afluente foi de cerca de 6.150 mg/L e a média da DQO efluente foi de 1.450 mg/L e 1.850 mg/L, para brita 5 e bloco de concreto como meio suporte, respectivamente (médias com desvio padrão menor que 20%). A análise de variância (ANOVA) constatou que não há diferença significativa entre os filtros com meio suporte distinto no que diz respeito à eficiência de remoção de DQO. Esses resultados confirmam dados de outros pesquisadores que observaram eficiências semelhantes no tratamento de lixiviado utilizando diferentes sistemas anaeróbios, conforme pode ser constatado no item 6.2.

Os resultados indicam que os biofiltros anaeróbios podem ser uma alternativa viável para o tratamento de lixiviado de aterro sanitário, compondo um sistema conjugado com outros sistemas que atuem no pós-tratamento, em se tratando de uma água residuária complexa e com uma geração extremamente variável e dependente de inúmeros fatores. Como exemplo, pode-se citar a influência da sazonalidade de cada local onde os aterros estão inseridos sobre a qualidade do lixiviado.

Os biofiltros anaeróbios representam uma excelente alternativa a baixo custo para uma etapa de pré-tratamento de lixiviados de aterro sanitário. Entretanto, não é possível admitir esse sistema como única etapa de tratamento, sob pena de se descumprir a legislação ambiental no que tange à observância dos parâmetros de emissão. Nossas observações nos permitem afirmar que há necessidade de um conjunto de processos, numa sequência que pode ser anaeróbia-aeróbia ou com a entrada intermediária de um processo físico-químico para que se atinjam os parâmetros básicos de emissão, ficando a remoção de nutrientes e a desinfecção como últimas etapas de tratamento.

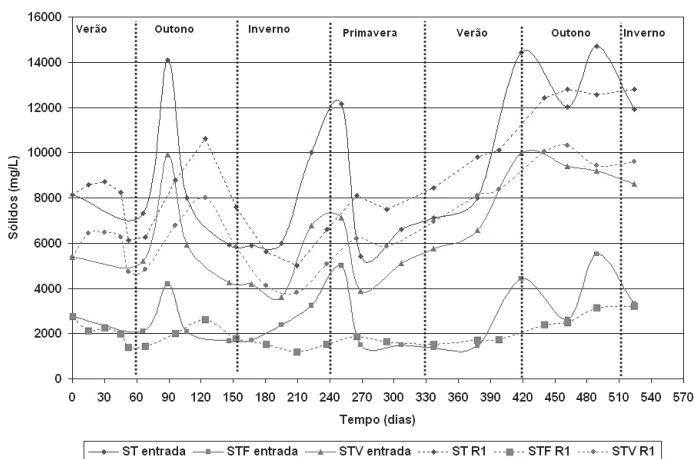


Figura 6.4

Concentração de sólidos totais, sólidos fixos e sólidos voláteis no lixiviado bruto.

A Figura 6.4 apresenta os dados de concentração de sólidos totais, voláteis e fixos (mg/L) referente ao acompanhamento dos sólidos no filtro R1. Verifica-se elevado teor de sólidos fixos, mostrando que o efluente do sistema necessita de uma etapa de pós-tratamento antes de ser disposto no ambiente. Ao se compararem os teores de sólidos entre o lixiviado bruto e o efluente do sistema, observa-se: primeiro, uma grande variabilidade no teor de sólidos no lixiviado bruto e, segundo, que esta variabilidade é atenuada pelos biofiltros, os quais provavelmente estão servindo de sistema de retenção física dos sólidos a partir do aprisionamento destes nas camadas inferiores do material suporte. Esse pode ser considerado mais um fator positivo para o uso de biofiltros anaeróbios. Tais efeitos também foram observados por outros pesquisadores.

O monitoramento do Eh em ambos os reatores manteve-se na faixa de -300 mV (R1 = -281,3; R2 = -299,0; B1 = -301,3; B2 = -310,0), evidenciando ambiente redutor, característico de sistemas anaeróbios. O pH médio efluente observado para todos os reatores foi de 8,3. Esses dois parâmetros são importantes para o acompanhamento do processo de decomposição dos resíduos sólidos urbanos, indicando a evolução da degradação microbiológica da matéria orgânica e a evolução global do processo de estabilização da massa de resíduos (CASTILHOS JR, 2003).

A verificação do TDH médio nos filtros se deu pela relação entre o volume útil de cada filtro e a vazão de lixiviado aplicada em cada uma dessas unidades. Assim, o TDH de B2 e R2 foi de 10,8 e 7,4 dias, respectivamente. É preciso observar que os resultados de DQO efluente dos dois reatores (B2 e R2) são semelhantes, o que nos leva a crer que os reatores poderiam ser operados com TDH menor (7,4 dias) sem prejuízo na eficiência. Cabe salientar que, para lixiviados de aterros jovens, essa observação pode não ser verdadeira em razão da grande variabilidade na qualidade do substrato.

Finalizando, monitorou-se também a remoção de nutrientes (nitrogênio amoniacal, NTK e nitrogênio orgânico) nos biofiltros, com ênfase especial na remoção de nitrogênio amoniacal. Os resultados mostraram-se extremamente variáveis entre as réplicas do efluente de cada reator, entre estes e os valores observados no tanque de equalização (afluente aos biofiltros).

As diferenças observadas em relação à concentração de nitrogênio amoniacal efluente do sistema não podem ser configuradas como remoção biológica, haja vista a inexpressividade dos resultados mesmo quando analisados estatisticamente, concluindo-se que a remoção de nutrientes deve ser feita em uma etapa posterior de tratamento utilizando-se outros sistemas que não o anaeróbio.

O decréscimo observado durante o período experimental está provavelmente relacionado à demanda para síntese bacteriana e à perda natural por volatilização em

função do pH médio do lixiviado situada em torno de 8,3. Nesse caso, o fator pH pode ter colaborado para uma tênue remoção de nitrogênio amoniacal por mecanismos físico-químicos.

No período entre os dias 90 e 210, os biofiltros apresentaram eficiências negativas, assim como em outros pontos, ou seja, a concentração de nitrogênio amoniacal efluente foi superior à afluente, provavelmente devido à instalação de um misturador mecânico no tanque equalizador que, pela agitação, pode ter promovido a remoção de nitrogênio amoniacal por *stripping*. Cabe salientar que o objetivo de estudo dos biofiltros foi a remoção carbonácea.

6.3.1.3 Conclusões

A remoção média de DQO nos biofiltros foi de aproximadamente 73% em todos os reatores, não se observando diferença significativa entre os reatores com diferentes meios de suporte. A maior eficiência obtida foi de 76% de remoção de DQO nos biofiltros contendo bloco de concreto como material suporte. O sistema, independentemente do material suporte, apresentou também uma excelente capacidade de absorção de cargas orgânicas de choque.

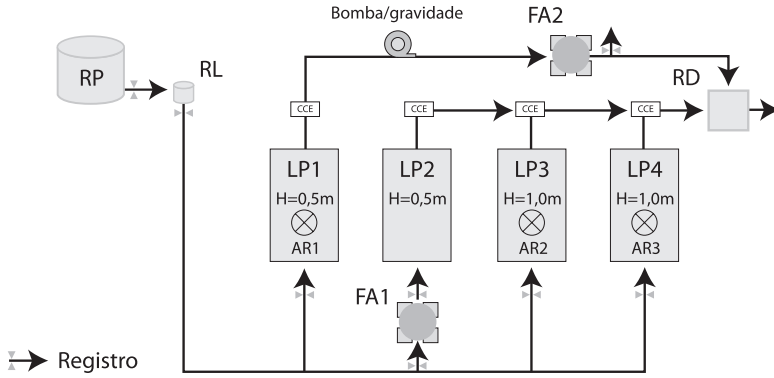
Os biofiltros também atuaram como um bom sistema para retenção dos sólidos afluentes ao sistema, o que poderá facilitar muito as etapas e pós-tratamento, visando à adequação ambiental aos padrões de emissão.

Os resultados indicam a necessidade de uma etapa de pós-tratamento, tanto para atender aos padrões de emissão com relação à DQO quanto para os demais parâmetros. Entretanto, é possível concluir que o sistema é uma boa alternativa para o tratamento de lixiviado de aterro sanitário, desde que sejam previstas unidades de pós-tratamento.

Em suma, o sistema mostrou-se viável para aplicação no tratamento de lixiviado de aterro sanitário, como uma etapa prévia a sistemas mais avançados, e sobre outra dinâmica biológica. A variabilidade na qualidade do substrato observada durante o período experimental nos permite sugerir que um sistema de tratamento de lixiviado de aterro sanitário seja flexível no processo e robusto na capacidade para atender, ao longo de um período de vários anos, às alterações na qualidade do lixiviado efluente do aterro.

6.3.2 Sistema estudado pela UFMG: filtro anaeróbio

Para a realização da pesquisa, foi implementado um aparato experimental em escala piloto. As Figuras 6.5 e 6.6 mostram uma representação esquemática (protocolo operacional) e fotos do aparato experimental.



- RP Reservatório pulmão ($V = 10.000 \text{ L}$)
- RL Reservatório lixiviado ($V = 310 \text{ L}$)
- FA 1 Filtro anaeróbio ($V = 1,0 \text{ m}^3 / q = 0,7 \text{ m}^3/\text{d}$)
- FA 2 Filtro anaeróbio ($V = 1,0 \text{ m}^3 / q = 0,7 \text{ m}^3/\text{d}$)
- LP 1 Lagoa de polimento (dimensões = $2,20 \times 5,70 \text{ m} / V = 2,65 \text{ m}^3 / Q = 0,7 \text{ m}^3/\text{d}$)
- LP 2 Lagoa de polimento (dimensões = $2,20 \times 5,70 \text{ m} / V = 2,65 \text{ m}^3 / Q = 0,7 \text{ m}^3/\text{d}$)
- LP 3 Lagoa de polimento (dimensões = $2,20 \times 5,70 \text{ m} / V = 4,45 \text{ m}^3 / Q = 0,7\text{m}^3/\text{d}$)
- LP 4 Lagoa de polimento (dimensões = $2,20 \times 5,70 \text{ m} / V = 4,45 \text{ m}^3 / Q = 0,7\text{m}^3/\text{d}$)
- RD Reservatório de descarte (dimensões = $1,00 \times 1,00 \times 1,50 \text{ m} / V = 1,5 \text{ m}^3$)
- CCE Caixa coletora de efluente

Figura 6.5 Fluxograma do aparato experimental.

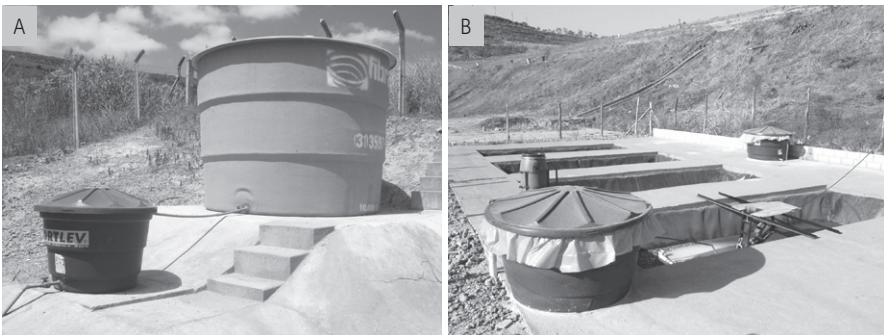


Figura 6.6 (A) Reservatório principal e regulador de vazão e (B) filtro anaeróbio (no primeiro plano) em conjunto com lagoas de estabilização.

6.3.2.1 Operação e monitoramento

O lixiviado utilizado para a realização dos experimentos provém do Aterro Sanitário da Central de Tratamento de Resíduos Sólidos (CTRS) da cidade de Belo Horizonte (MG). Esse aterro se encontra com as atividades operacionais encerradas, ocupa uma área de 133 hectares e possui células de aterramento com diferentes idades e características. O lixiviado foi coletado no reservatório que recebe lixiviado de todas as células do aterro. Durante o procedimento de partida, os filtros operaram em batelada e, posteriormente, em modo contínuo.

Para a caracterização das amostras, foram selecionados os seguintes parâmetros físico-químicos: DQO, pH, alcalinidade e sêrie sólidos. As análises foram realizadas em conformidade com as recomendações do *Standard methods for the examination of water and wastewater* (APHA/AWWA/WEF, 2005).

Tendo em vista os resultados do monitoramento dos filtros obtidos e com o intuito de proporcionar condições favoráveis ao desenvolvimento da biomassa, foi adicionada nos filtros, a partir do 105º dia de monitoramento, uma solução contendo macro e micronutrientes (nutrientes empregados nos ensaios de BMP, conforme indicado no capítulo 2).

6.3.2.2 Resultados e discussão

A Figura 6.7 apresenta os resultados do monitoramento da partida para o conjunto de filtros anaeróbios propostos.

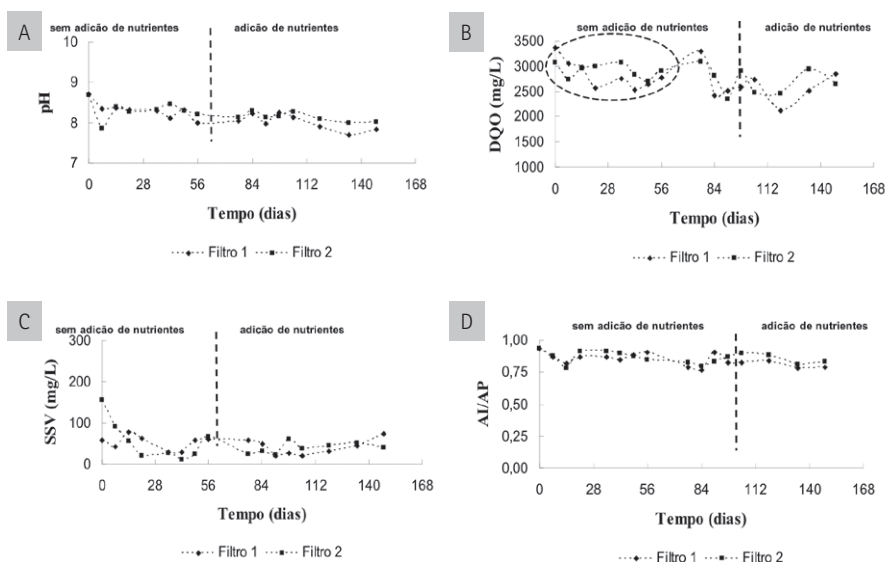


Figura 6.7

Avaliação da partida dos filtros anaeróbios: (A) pH, (B) DQO total, (C) SSV e (D) alcalinidade intermediária/parcial.

O pH apresenta-se estável na faixa de 8,0, valor moderadamente acima da faixa considerada ótima para a digestão anaeróbia. Contudo, esses valores de pH não inviabilizam as atividades de degradação anaeróbia. Não se notaram alterações na faixa de valores de pH nos filtros após a adição de nutrientes.

A DQO total dos filtros corresponde à do lixiviado confinado no interior dos filtros, já que o regime aplicado na partida dos filtros é intermitente (batelada). O perfil da DQO total apresentou-se constante, com uma tendência ao decaimento pouco significativa e que pode estar associada à fração de lixiviado novo (bastante diluído nessa época e consequentemente com DQO mais baixa) que entra no filtro no ato da coleta.

No Filtro 1, que recebe lixiviado da lagoa aerada (baixa vazão), nota-se uma remoção de DQO total, com exceção do 42º dia de partida. Durante as coletas do Filtro 2, que recebe lixiviado diretamente do reservatório principal do aparato experimental, notou-se uma elevada vazão durante o procedimento de coleta devido à pressão na tubulação do sistema, corrigido a partir do 35º dia de monitoramento, e que acarretou um elevado carregamento de sólidos do filtro. Esse fato pode explicar as concentrações de DQO total do efluente do filtro semelhantes à do lixiviado bruto.

A concentração de SSV do Filtro 1 apresentou decréscimo acentuado e se mantém estável nos níveis do lixiviado bruto ao longo do período de monitoramento, indicando condições adversas ao desenvolvimento da biomassa. No caso do Filtro 2, devido às vazões de coleta elevadas no início, a concentração de sólidos apresenta-se baixa e estável provavelmente ao carregamento dos sólidos já nas primeiras idades. Esses resultados podem ser reforçados pelo perfil de DQO nas primeiras idades assinalado no gráfico da Figura

6.8B, onde o Filtro 2, diferente do Filtro 1, não apresentou nenhuma remoção de poluentes orgânicos inicial, que pode estar associada à baixa concentração de biomassa presente.

Os valores elevados da relação Al/AP (relação alcalinidade intermediária/parcial) reforçam um possível acúmulo de ácidos tóxicos à atividade anaeróbia, não sinalizando condições favoráveis ao desenvolvimento da biomassa. O processo não apresentou, até o momento, sinais favoráveis ao sucesso da partida nos filtros.

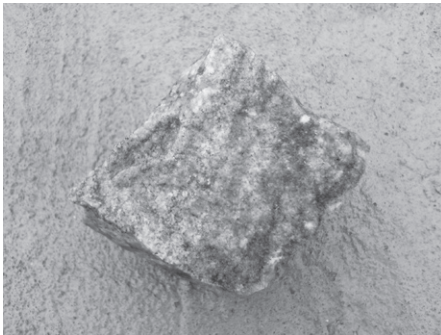


Figura 6.8

Verificação da aderência de biomassa no meio suporte (brita gnaissite nº 4) dos filtros anaeróbios.

Para fins de informação complementar, foi retirado do leito de meio suporte dos filtros britas para análise do aspecto físico da mesma. A Figura 6.8 ilustra o aspecto do meio suporte dos filtros. Todas as britas apresentaram aspectos semelhantes. Não foi observado presença e desenvolvimento de biomassa no interior dos filtros, o que pode ser reforçado pelo aspecto do meio suporte, que não apresentou aderência de sólidos.

6.3.2.3 Conclusões

Para considerar a partida estabilizada no filtro anaeróbio, esperava-se uma eficiência de remoção de DQO e produção de sólidos voláteis crescente, pH estável na faixa de 6,6 a 7,4 (SPEECE, 1983), favorável à digestão anaeróbia e relação alcalinidade intermediária/alcalinidade parcial (AI/AP) inferiores do que 0,3 (RIPLEY; BOYLE; CONVERSE, 1986). Numa análise conjunta dos dados, os filtros não apresentaram sinais das premissas estabelecidas para o sucesso da partida dos filtros, indicando, provavelmente, a não viabilidade desse tipo de sistema de tratamento para lixiviados com características refratárias, semelhantes ao empregado nesta pesquisa.

6.3.3 Sistema estudado pela UnB: RBSAN

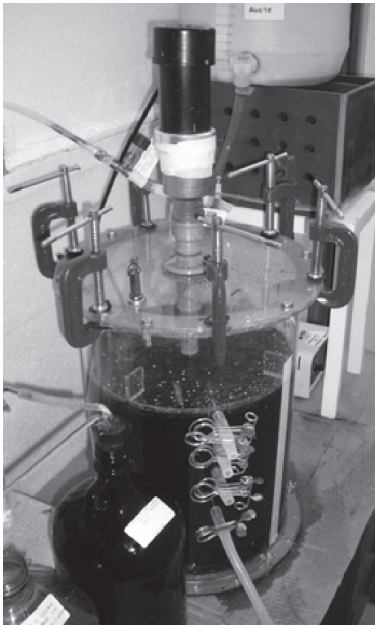


Figura 6.9

Foto do reator anaeróbio operando em bateladas sequenciais.

O Reator em Bateladas Sequenciais Anaeróbio (RBSAN) utilizado no experimento foi construído em acrílico transparente com 30 cm de diâmetro e 43 cm de altura, resultando em volume total de aproximadamente 31 L (Figura 6.9). O inóculo utilizado para acelerar a partida do sistema foi proveniente de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB) tratando efluente de uma indústria cervejeira. O volume de inóculo utilizado foi equivalente a 1/3 do volume total do reator (SARTI; ZAIAT; FORESTI, 2005).

6.3.3.1 Operação e monitoramento

O sistema foi operado em bateladas sequenciais com duração total dos ciclos de 24 horas, sendo 23 horas para reação anaeróbia, quando o licor misto era agitado mecanicamente, e uma hora para sedimentação e descarte do efluente. O pH do lixiviado afluente variou entre 7,4 e 9, não sendo realizado nenhum procedimento de correção do valor do pH.

Para o controle da temperatura, o reator foi mantido em cabine climatizada. A temperatura foi mantida em torno de 30°C ($\pm 1^\circ\text{C}$), e o controle, realizado por um sistema composto de sensor controlador, ventilador e resistência elétrica.

O lixiviado utilizado nos experimentos foi proveniente de célula experimental (lisímetro) construída na estação experimental da UnB. O lisímetro foi preenchido com resíduos sólidos urbanos em dezembro de 2006. Como material de cobertura final do lisímetro, utilizaram-se resíduos provenientes da construção civil.

O monitoramento da operação do sistema anaeróbico foi realizado por meio da obtenção dos valores das concentrações de DBO, bruta e filtrada de alcalinidade e dos ácidos voláteis. O valor do pH e da produção de metano por deslocamento de líquido (FORESTI *et al*, 2005) também foram monitoradas. A concentração de DQO foi obtida de acordo com metodologia descrita em *Standard methods for examination of water and wastewater* (APHA/AWWA/WEF, 2005), a alcalinidade por método descrito em Ripley, Boyle e Converse (1986) e os ácidos voláteis por metodologia descrita por Dilallo e Albertson (1961).

6.3.3.2 Resultados e discussão

Na Tabela 6.2 são apresentados os valores da estatística descritiva obtidos para as amostras de lixiviado afluente e efluente. O gráfico apresentado na Figura 6.7 representa o comportamento da DQO para as amostras brutas e filtradas afluentes e efluentes, os valores calculados das eficiências de remoção de DQO bruta e filtrada e a carga orgânica volumétrica aplicada (COV).

De acordo com a Tabela 6.2 e a Figura 6.10, pode-se verificar que a concentração de DQO variou de 1540 a 3940 mg/L (2277 ± 438 mg/L) para as amostras brutas afluentes e de 240 a 1120 mg/L (539 ± 243 mg/L) para as amostras filtradas efluentes, representando eficiências de remoção de DQO de 32 a 89% ($68 \pm 15\%$) para as amostras brutas, e 46 a 93% ($76 \pm 11\%$) para as amostras filtradas (Figura 6.11). A eficiência média encontrada nesta pesquisa para as amostras filtradas está dentro da faixa obtida por Kennedy e Lentz (1999) ao operarem um RBSAN como pré-tratamento de lixiviado de aterro sanitário seguido de um UASB. As baixas eficiências encontradas nos primeiros dias de operação estão relacionadas ao período de adaptação da biomassa ao lixiviado.

Ainda por meio do gráfico da Figura 6.10, pode-se observar que o período de partida do sistema foi relativamente curto, totalizando em aproximadamente cinco dias. Após esse período, os valores das variáveis monitoradas e, conseqüentemente, a eficiência de remoção de DQO apresentaram variabilidade decorrente da variação das características do lixiviado. Embora nos primeiros dias o sistema tenha apresentado baixas

eficiências, pode-se inferir que o sistema apresentou período de partida curto, uma vez que a biomassa utilizada como inóculo já estava adaptada à concentração de DQO afluente em torno de 2000 mg/L. Vale ressaltar, ainda, que as eficiências de remoção observadas podem estar relacionadas às características físico-químicas do lixiviado utilizado nos experimentos.

Tabela 6.2 > Estatística descritiva dos valores das concentrações das variáveis de monitoramento

Variável	n	AFLUENTE					EFLUENTE						
		Mínimo	Média	Máximo	Desvio padrão	Mínimo	Média	Máximo	Desvio padrão	Mínimo	Média	Máximo	Desvio padrão
Nitrogênio (mg/L)		47	259	815	212	40	288	1155	272				
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)		57	316	994	259	48	352	1409	332				
pH		7,5	8,3	9,1	0,4	7,3	7,5	8,0	0,2				
Alcalinidade Parcial (mgCaCO ₃ /L)		101	564	1095	308	563,9	964,6	1456,4	261,5				
Alcalinidade Intermediária (mgCaCO ₃ /L)		292	432	810	120	101	231	548	104				
Ácidos Voláteis (mg/L)	27	161	480	854	163	24	49	116	25				
DQO Bruta (mg/L)		1540	2277	3940	438	220	719	1420	314				
DQO Filtrada (mg/L)		1390	1909	2110	207	240	539	1120	243				
COV (kg/m ³ .d ⁻¹)		0,8	1,14	1,97	0,2	-	-	-	-				
Remoção DQO (amostras brutas) (%)		-	-	-	-	32	68	89	15				
Remoção DQO (Amostras filtradas) (%)		-	-	-	-	46	76	93	11				

Apesar de o sistema ter apresentado boas eficiências de remoção de DQO para as amostras filtradas, os resultados apontam a necessidade de um tratamento complementar, pois o valor médio da concentração de DQO efluente é equivalente aos valores comumente observados para águas residuárias brutas domésticas (500 mg/L) (MET-CALF & EDDY, 1991).

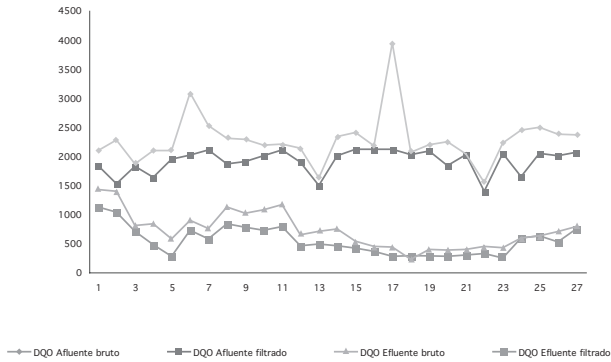


Figura 6.10 Valores das concentrações de DQO afluente e efluente, bruta e filtrada durante o monitoramento do reator.

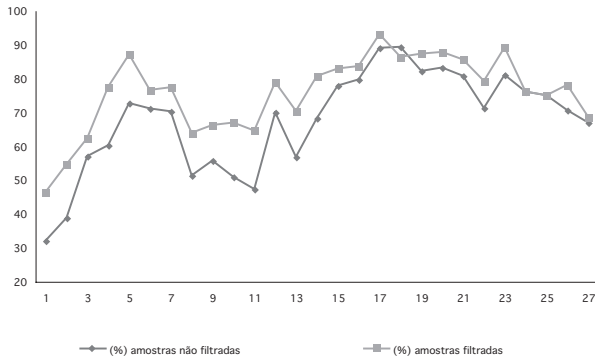


Figura 6.11 Valores calculados de eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO.

A COV aplicada (Tabela 6.2 e Figura 6.12), variou de 0,80 a 1,97 kg DQO/m³.dia (1,14 ± 0,2 kgDQO/m³.dia), o sistema apresentou pequenos picos de variação decorrentes das variações da concentração de DQO do lixiviado. Já Kettunen *et al* (1998), aplicando-se

COV de 2 a 4 kg DQO/m³.dia em um reator UASB sob baixas temperaturas (18 a 23°C) no tratamento de lixiviado, observaram uma eficiência na remoção de DQO da ordem de 65 a 75%.

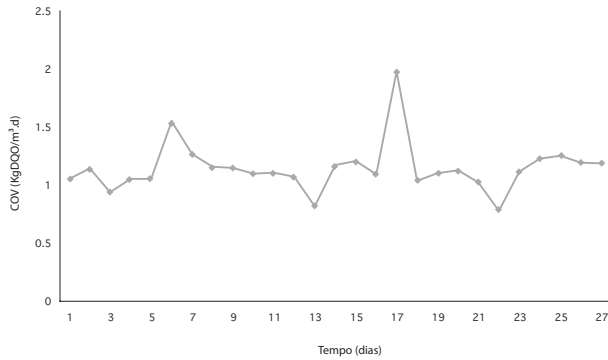


Figura 6.12 Variação da COV aflrente ao logo da primeira etapa do monitoramento.

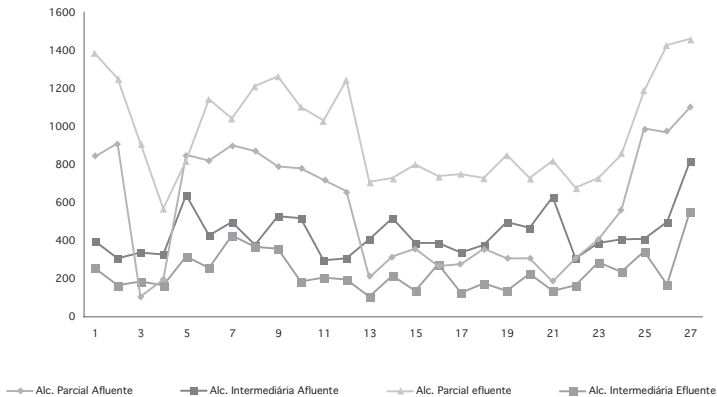


Figura 6.13 Valores das concentrações, afluentes e efluentes, de alcalinidade parcial e intermediária.

A interação das variáveis alcalinidade, pH e AGV expressam o equilíbrio dinâmico de um sistema de digestão anaeróbia, indicando que a fermentação ácida não possui predominância sobre a fermentação metanogênica. As concentrações da alcalinidade parcial variaram de 101 a 1095 mg CaCO₃/L (564 ± 308 mg CaCO₃/L) e de 564 a

1456 mg CaCO_3/L ($964 \pm 261,5$ mg CaCO_3/L) para as amostras do afluente e efluente, respectivamente. As concentrações de alcalinidade intermediária variaram de 292 a 810 mg CaCO_3/L (432 ± 120 mg CaCO_3/L) para as amostras afluentes, e de 101 a 548 mg CaCO_3/L (231 ± 104 mg CaCO_3/L) para as amostras efluentes (Figura 6.13).

Os valores da concentração da alcalinidade parcial nas amostras afluentes foram suficientes para proporcionar a manutenção do equilíbrio no sistema, bem como o consumo de quase 50% da alcalinidade dos ácidos voláteis, que foram possivelmente utilizados como substrato pelos organismos metanogênicos.

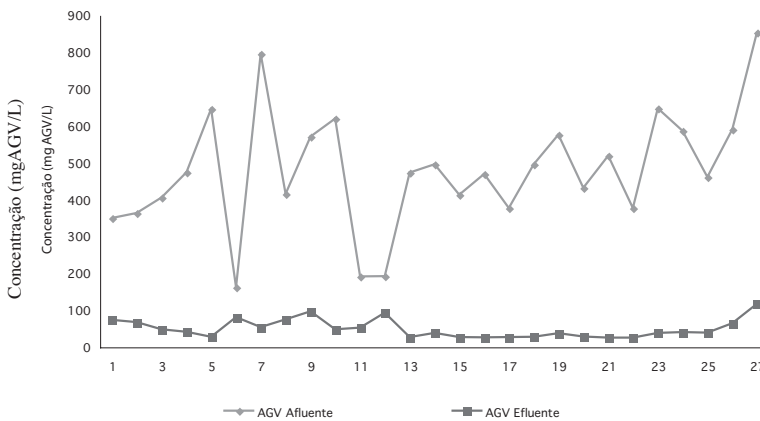


Figura 6.14 Valores das concentrações, afluentes e efluentes, de ácidos graxos voláteis

Nesta pesquisa, a relação média Al/AP para as amostras efluentes foi de 0,2. Segundo Ripley, Boyle e Converse (1986) relações Al/AP menores que 0,3 não representam possibilidade de distúrbios no sistema.

A concentração afluente de AGVs variou entre 161 e 854 mg/L, apresentando um teor médio de 480 mg/L e um desvio padrão de 163 mg/L. Esses valores não afetaram o desempenho dos reatores devido ao efeito tamponante exercido pela alcalinidade (964 ± 261 mg CaCO_3/L). Os valores observados estão de acordo com Metcalf e Eddy (1991), que sugerem a necessidade de teores de AGVs inferiores a 250 mg/L para manutenção do equilíbrio do sistema (Figura 6.14).

A razão de produção de metano variou de 0,7 a 3,8 ($2,2 \pm 0,9$ L $\text{CH}_4/\text{g DQO}$). Em termos volumétricos, e de acordo com os dados da estatística descritiva apresentados na Tabela 6.2, a produção diária de metano variou de 2 a 8 (5 ± 2 L/dia). Nos primeiros dias de operação, devido às características de adaptação da biomassa, foram constatados

menores valores de produção diária de metano, sendo que, de modo geral, as demais variações podem ser atribuídas às variações da COV aplicada.

6.3.3.3 Conclusões

O sistema anaeróbio apresentou eficiências de remoção de matéria orgânica em termos de DQO para as amostras brutas e filtradas de $68 \pm 15\%$ e $76 \pm 11\%$, respectivamente. Essas eficiências resultaram em valores de DQO efluente bruta e filtrada em torno de 719 ± 314 mg/L e 539 ± 243 mg/L, respectivamente. Esses valores indicam a necessidade de um pós-tratamento para remoção de matéria orgânica remanescente. A estabilidade nos valores das concentrações de alcalinidade e o decréscimo na concentração de AGV demonstraram que o sistema não apresentou possibilidade de acidificação.

Os resultados dos experimentos indicam a potencialidade de sistemas anaeróbios para o tratamento de lixiviados jovens. Entretanto, devem ser realizados estudos no sentido de avaliar o comportamento do processo anaeróbio para lixiviados resultantes de células com diferentes idades de aterramento.

6.4 Discussões finais

Os experimentos realizados utilizaram lixiviados com diferentes características físico-químicas de acordo com o produzido em cada aterro nos diferentes locais de estudo onde as pesquisas foram desenvolvidas, conforme pode ser conferido na Tabela 2.5 do Capítulo 2.

Os resultados experimentais demonstram que, para lixiviados com elevada recalcitrância, como o estudado pela UFMG, o sistema de tratamento por filtro biológico anaeróbio não apresentou boa eficiência. Por outro lado, foram boas as remoções obtidas nos estudos com sistemas anaeróbios que trataram lixiviados 'novos' (caso da Unisinos e da UnB): 76 e 89% de remoção de DBO bruta, respectivamente. Índices de remoção ainda melhores (93%) foram alcançados para o monitoramento da DQO filtrada nos RBSAN operado na UnB. Com base nessas eficiências obtidas nos tratamentos de lixiviados de aterros mais jovens, os biofiltros anaeróbios mostraram ser uma excelente possibilidade de tratamento, principalmente quando são levados em consideração os custos de implantação, a facilidade operacional e a possibilidade do uso de material alternativo como suporte para adesão da biomassa, o que muitas vezes pode significar uma economia substancial com relação ao aspecto construtivo dessas unidades. O sistema também apresenta boa estabilidade operacional, podendo absorver pulsos de carga orgânica característicos da produção de lixiviados em qualquer tipo de aterro sanitário.

Portanto, nossos estudos recomendam o uso desse tipo de sistema sempre que o lixiviado apresentar baixa recalcitrância. Entretanto, vale salientar que esses sistemas

(biofiltros anaeróbios) devem ser parte de um sistema integrado com outros processos como pós-tratamento, caso contrário não será possível atingir os padrões legais de emissão. O uso de biofiltros anaeróbios permitirá otimizar e diminuir os custos de implantação e operação de sistemas de pós-tratamento. Os sistemas anaeróbios, nesse caso, surgem como uma excelente alternativa de pré-tratamento.

Agradecimentos

A UFMG agradece a Superintendência de Limpeza Urbana de Belo Horizonte (SLU-BH) pela área concedida para montagem do experimento e pelo lixiviado.

Nessa linha, a Unisinos agradece à SL Ambiental pelo lixiviado disponibilizado para as pesquisas.

A equipe do Projeto Prulunb/ENC/UnB agradece ao professor Pedro Murrieta e ao Engenheiro Wilber Tapahuasco pelas amostras de lixiviado, à AMBEV (Companhia de Bebidas das Américas) da Filial Gama, Brasília (DF) pelas amostras de lodo anaeróbio para inoculação do reator e ao professor Ricardo Silveira Bernardes pelas valiosas contribuições.

Referências bibliográficas

- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). *NBR 9778/2005*: Determinação da absorção de água, índice de vazios e massa específica. Rio de Janeiro, 2005.
- AĀDAĀ, O.N.; SPONZA, D.T. Anaerobic/aerobic treatment of municipal landfill leachate in sequential two-stage up-flow anaerobic sludge blanket reactor (UASB)/completely stirred tank reactor (CSTR) systems. *Process Biochemistry*, n.40, p. 859-902, 2005.
- ALPHENAAR, A. Anaerobic granular sludge: characterization and factors affecting its functioning. 222 f. Tese (Doutorado). Wageningen University, Wageningen, The Netherlands, 1994.
- AMARAL, M.C.S. *Caracterização de lixiviados empregando parâmetros coletivos e identificação de compostos*. 270 f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2007.
- APHA/AWWA/WEF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*, 21 ed. Washington, DC: APHA, 2005.
- BAIG, S. et al. Treatment of landfill leachates: lapeyrouse satrod case studies. *Ozone Science & Engineering*, v.21, n.1, p.1-22, 1999.
- BATSTONE, D.J. et al. The IWA anaerobic digestion model n° 1 (ADM). *Water Science and Technology*, v. 45, n. 10, p. 65-73, 2002.
- BERRUETA, J.; GUTÉRREZ, A.; FUEYO, G. Anaerobic treatment of leachates in pilot-scale UASB: strategy of start-up. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, v. 67, n. 3, p. 302-314, 1996.
- BIDONE, F.R.A.; POVINELLI, J.; COTRIM, S.L.S. Tratamento de lixiviado de aterro sanitário através

de filtros percoladores. In: 19º CONGRESSO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 1997. Anais... Foz de Iguaçu, ABES, 1997.

BORZACCONI, L.; LÓPEZ, I.; VIÑAS, M. Application of anaerobic digestion to the treatment of agroindustrial effluents in Latin America. *Water Science and Technology*, v. 32, n. 12, p. 105-111, 1995.

CAMPOS, J.R.; MORTARA, R.; ARAUJO, J.C. Development and Analysis of Anaerobic Biofilms Hydrophobic and Hydrophilic Surfaces. *Environmental Technology*, Inglaterra, v. 25, n. 1, p. 808-817, 2004.

CAMPOS, J.R.; MARAGNO, A.L.F.C. Wastewater Anaerobic Treatment of Food Processing Industries: Two Study Cases. *Water Science and Technology*, Inglaterra, v. 18, n. 12, p. 87-97, 1986.

CASTILHOS JR., A.B. et al. Principais processos de degradação de resíduos sólidos urbanos. In: CASTILHOS JR., A.B. (Org.). *Resíduos sólidos urbanos: aterro sustentável para municípios de pequeno porte*. Rio de Janeiro: Rima/ABES, 2003.

CASTILHOS JR., A.B. et al. Gerenciamento de resíduos sólidos urbanos com ênfase na proteção de corpos d'água: prevenção, geração e tratamento de lixiviados de aterros sanitário. In: CASTILHOS JR., A.B. (Org.). *Resíduos sólidos urbanos: aterro sustentável para municípios de pequeno porte*. Rio de Janeiro: Rima/ABES, 2006.

CHERNICHARO, C.A.L. *Reatores anaeróbios*. Belo Horizonte: UFMG, 1997.

CHIAN, E.S.K.; DeWALLE, F.B. *Evaluation of leachate treatment*. v.2, Biological and Physical-Chemical Process. Cincinnati, Ohio: USEPA, 1977.

CUBAS, S.A. *Influência do tratamento da biopartícula e da agitação no desempenho de reatores anaeróbios em bateladas seqüenciais, contendo biomassa imobilizada para o tratamento de águas residuárias*. 129 f. Tese (Doutorado em Engenharia Civil) – Escola de Engenharia de São Carlos, 2004.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O.R. Volatile acids by direct titration. *Journal Water Pollution Control Federation*, v. 23, n. 4, p. 356-365, 1961.

FIELD, J.; SIERRA, R.; LETTINGA, G. *Ensayos anaerobios*. In: IV SEMINARIO DE DEPURACIÓN DE AGUAS REIDUALES, Spain, 1988.

FLECK, E. *Sistema integrado por filtro anaeróbio, filtro biológico de baixa taxa e banhado construído aplicado ao tratamento de lixiviado de aterro sanitário*. (Mestrado em Engenharia) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental. IPH, UFRGS., 2003.

FORESTI, E. . Perspectives of Anaerobic Treatment in Developing Countries. *Water Science and Technology*, Inglaterra, v. 44, n. 8, p. 141-148, 2002.

FORGIE, D.J.L. Selection of the most appropriate leachate treatment methods. *Water Pollution Research Journal of Canada*, v. 23, n. 2, p. 308-355, 1988.

GARCÍA, H.; RICO, J.L.; GRACÍA, P. A. Comparison of anaerobic treatment of leachates from an urban-solid-waste landfill at ambient temperature and at 35°C. *Bioresource Technology*, n. 58, p. 273-277, 1996.

HEYER, K.U.; STEGMANN, R. *Leachate management: generation, collection, treatment and costs*. In: INTERNATIONAL SEMINAR PRESENT AND FUTURE OF MSW LANDFILLING, de 24 a 26 de junho, Cittadella, Italy, Proceedings Edizioni Euro Waste, 1998.

HICKEY, R.F. *et al.* Start-up, operation, monitoring and control of high-rate anaerobic treatment systems. *Water Science and Technology*, v. 24, n. 8, p. 207-255, 1991.

HOLLOPETER, J.A.; DAGUE, R.R. *Anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate*. In: PROCEEDINGS OF THE 49TH PURDUE INDUSTRIAL WASTE CONFERENCE, Chelsea, Ann Arbor Press, 1994. p. 277-284.

IMAI, A. *et al.* Effects of pre-ozonation refractory leachate treatment by the biological activated carbon fluidized bed process environmental. *Technology*, v. 19, p. 213-221, 1998.

JUCÁ, J.F.T. Destinação final dos resíduos sólidos no Brasil: situação atual e perspectivas. In: X SIMPÓSIO LUSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Anais... Braga, Portugal, 2002.

KANG, K.-H.; SHIN, H. S.; PARK, H. *Characterization of humic substances present in a landfill leachate with different landfill ages and its applications*. *Water Research*. n. 26, p. 4023-4032, 2002.

KAZMIERCZAK, C.S.; BREZEZINSKI, D.E.; COLLATTO, D. Influência das características da base na resistência de aderência à tração e na distribuição de poros de uma argamassa. *Estudos Tecnológicos*, v. 3, n. 1, p. 47-58, 2007.

KENNEDY, K.J.; LENTZ, E.M. Treatment of landfill leachate using sequencing batch and continuous flow upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Water Research*, v. 14, p. 3640-3656, 2000.

KETTUNEN, J. *et al.* High-performance liquid chromatographic study of dissolved organic matter in natural waters. *Water Research*, v. 22, n. 8, p. 985-990, 1988.

LEITE, V.D. *et al.* *Tratamento biológico de percolado*. XXII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Joinville, Santa Catarina: ABES, 2003.

LEKANG O.I.; KLEPPE, H. Efficiency of nitrification in trickling filters using different filter media. *Aquacultural Engineering*, v. 21, p. 181-199, 2000.

LETTINGA, G. Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie van Leeuwenhoek*, n. 67, p. 3-28, 1995.

LETTINGA, G. *et al.* Use of the up-flow sludge blanket (USB) concept for biological waste water treatment, specially for anaerobic treatment. *Biotechnology Bioengineering*, n. 22, p. 699-734, 1980.

LIU, H.; FANG, H.H.P. Hydrogen production from wastewater by acidogenic granular sludge. *Water Science and Technology*. v. 47, n. 1, p. 153-158, 2002.

MARAGNO, A.L.F.C.; CAMPOS, J.R. Treatment of wastewater with a low concentration of organics using an anaerobic fluidized bed reactor. *Water Science and Technology*, v. 25, n. 7, p. 179-191, 1992.

MARAÑÓN, E. *et al.* Anaerobic treatment of sludge from a nitrification-denitrification landfill leachate plant. *Waste management*. n. 26, p. 869-874, 2006.

MARTTINEN, S.K. *et al.* Screening of physical-chemical methods for removal of organic material, nitrogen and toxicity from low strength landfill leachates. *Chemosphere*, v. 46, n. 54, p. 851-858, 2002.

METCALF & EDDY. *Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse*. 3. ed. Singapore: McGraw-Hill Int., 1991.

NECZAJ, E.; OKONIEWSKA, E.; KACPRZAK, X. Treatment of landfill leachate by sequencing batch reactor. *Dessalination*. n. 185, p. 257-362, 2005.

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

QASIM, S.R.; CHIANG, W. *Sanitary landfill leachate: generation, control and treatment*. Lancaster: Technomic, 1994.

RENOU, S. *et al.* Landfill leachate treatment: Review and opportunity. *Journal of Hazardous Materials*. v.150, n.3, p.468-493, 2008.

RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. Improved Alkalimetric Monitoring for Anaerobic Digestion of High-Strength Wastes. *Water Environment Federation*, v. 58, n. 5, p. xx-xx, 1986.

SANTOS, A.F.M.S.; KATO, M.T.; FLORÊNCIO, L. *Avaliação da biodegradabilidade anaeróbia e do tratamento de chorume através de reator UASB em escala experimental*. XXII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Joinville, Santa Catarina, ABES, 2003.

SANTOS, A.F.M.S.; KATO, M.T.; FLORENCIO, L. *Estudo comparativo entre a biodegradabilidade aeróbia e anaeróbia de chorume de aterro controlado*. In: XI SIMPÓSIO LUSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA, Rio Grande do Norte, Brasil, 2004.

SARTI, A.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Desempenho de reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais (escala piloto) no tratamento de esgoto sanitário. *Semina: Ciências Exatas e Tecnológicas, Londrina*, v.26, n.2, p.113-124, 2005.

SCHINK, B. Anaerobic digestion: concepts, limits and perspectives. *Water Science and Technology*. v. 45, n. 10, p. 1-8, 2002.

SHIN, A.S. *et al.* Performance of UASB reactor treating leachate from acidogenic fermenter in the two-phase aerobic digestion of food waste. *Water Research*, v. 35 n. 14, p. 3441-3447, 2001.

TIMUR, H.; ÖZTURK, I. Anaerobic treatment of leachate using sequencing batch reactor and hybrid bed filter. *Water Science and technology*, v. 36, n. 6-7, p. 501-508, 1997.

_____. Anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate. *Water Research*, v. 33, n. 15, p. 3225-3230, 1999.

VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. *Tratamento anaeróbio de esgotos*. Campina Grande: Universidade Federal da Paraíba, 1994.

WELANDER, U.; HENRYSSON, T.; WELANDER, T. Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate in a pilot scale suspended carrier biofilm process. *Water Research*, v.32 n. 5, p. 1564-1570, 1998.

YOUCAI, Z.; LIJIE, S.; GUOJIAN, L. Chemical stabilization of MSW incinerator fly ashes. *Journal of Hazardous Materials*. n. 95, p. 47-63, 2002.

YOUNG, J.C.; McCARTY, P.L. The anaerobic filter of waste treatment. *J Water Pollution Control Federation*, v. 41, p. R-160-R173, 1986.

YOUNG, J.C. Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters. *Water Science & Technology*, v. 24, n. 8, p.133-55, 1991.

7

Tratamento Biológico de Lixiviado com Remoção de Nitrogênio: Sistemas de Lodos Ativados

Deize Dias Lopes, Sandra Márcia Cesário Pereira da Silva, Fernando Fernandes, Ariuska Karla Barbosa Amorim, André Luiz Hossaka, Audinil Maringonda, Bruno de Oliveira Freitas, Eneida Campos Felipe de Brites, Felipe Gustavo Trennepohl, Gisselma Aparecida Batista

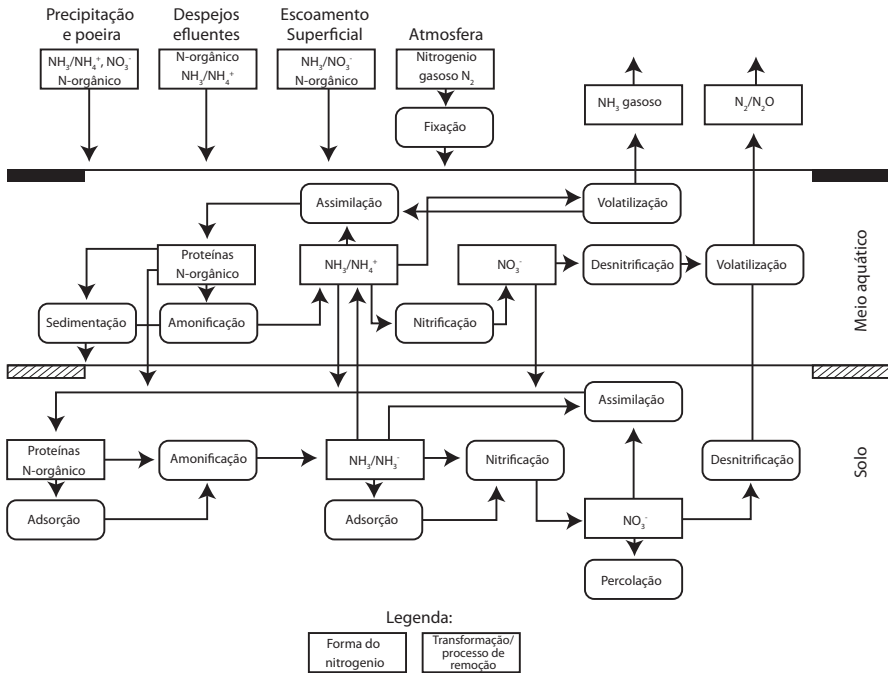
7.1 Introdução

O nitrogênio é um elemento essencial nos processos vitais de todas as plantas e animais por ser o principal componente de proteínas, ácidos nucleicos e de outras biomoléculas. As principais fontes de nitrogênio no meio ambiente são de origem vegetal e animal, visto que compostos desse elemento são liberados como subprodutos das funções orgânicas vitais (fezes e urina) e da decomposição de organismos mortos.

A urina contém nitrogênio, principalmente como uréia, que é rapidamente hidrolisada para carbonato de amônia. A matéria proteica dos organismos mortos é convertida para N-amoniaco por bactérias decompositoras, tanto sob condições aeróbias como anaeróbias. As proteínas, independentemente de serem de origem animal ou vegetal, contêm carbono (51-55%), hidrogênio (6,5 a 7,3%), oxigênio (20 a 24%) e nitrogênio (15-18%) e algumas podem conter moléculas de S (0,0 a 2,5%), P (0,0 a 1,0%) e Fe (SAWYER; McCARTY; PARKIN, 1994).

Tão importante quanto o nitrogênio de origem vegetal e animal é a parcela de nitrogênio liberada como resultado de atividades industriais e da agricultura e, ainda, a parcela de origem atmosférica.

As transformações entre as diferentes formas de nitrogênio na natureza são ilustradas na Figura 7.1.

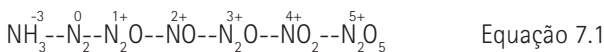


FONTE: WEF (2006)

Figura 7.1 Transformações entre as diferentes formas do nitrogênio na natureza.

Apesar de o nitrogênio ocorrer naturalmente no meio ambiente, 79% (v/v) do ar atmosférico, ele não é facilmente disponível para muitos organismos. Entretanto, há algumas espécies de bactérias e de algas capazes de assimilar nitrogênio da atmosfera por meio de fixação biológica. Além disso, existem também os processos de fixação industrial, que são obtidos pelo uso de uma variedade de processos químicos.

O nitrogênio, com base na química inorgânica, pode se apresentar em diversas formas devido aos vários números de oxidação que pode assumir, conforme Equação 7.1 (SAWYER; McCARTY; PARKIN, 1994). O estado de oxidação do nitrogênio é -3 para compostos de nitrogênio orgânico e amoniacal, zero para o nitrogênio molecular e +3 e +5, respectivamente, para o nitrogênio oxidado na forma de nitrito e de nitrato (SEDLAK, 1991).



No meio aquático, o nitrogênio pode ser encontrado na forma molecular (N₂), escapando para a atmosfera, na forma orgânica (dissolvido e em suspensão), amoniacal (NH₃/NH₄⁺) e nas formas oxidadas, como nitrato (NO₃⁻) e, esporadicamente, nitrito (NO₂⁻) (SEDLAK, 1991).

O nitrogênio, em suas diversas formas, quando lançado nos cursos d'água de maneira inadequada, pode ser responsável por impactos ambientais (VON SPERLING, 2002) tais como:

- em todas as formas, pode ser utilizado como nutriente pelas plantas aquáticas e, conseqüentemente, ser responsável pela eutrofização dos recursos hídricos, com destaque para os ambientes lênticos;
- pode afetar a vida aquática uma vez que é facilmente oxidado por organismos nitrificantes – oxidadores de N-amoniacal e nitrito, que utilizam o oxigênio do meio como aceptor de elétrons;
- dependendo da concentração e do pH do meio, pode ser tóxico aos peixes e a outros organismos aquáticos na forma de amônia livre (não ionizada);
- na forma de nitrato é um risco à saúde pública, pois está associado à metahemoglobinemia (síndrome do bebê azul);
- Na desinfecção, aumenta a demanda de produto químico nas estações de tratamento de água (ETA) que utilizam cloro como desinfetante, uma vez que esta substância reage com o nitrogênio, formando as cloraminas que têm menor poder desinfetante do que o ácido hipocloroso.

As principais fontes de nitrogênio em lixiviados de aterro de resíduos sólidos urbanos são de origem vegetal e animal (resto de alimentos) e suas concentrações estão diretamente relacionadas à quantidade de matéria orgânica presente nos resíduos. Outras fontes de nitrogênio que podem estar presentes em lixiviados são os fertilizantes, os produtos de limpeza, a carne preservada com amônia e os produtos para preservação de madeira (FLECK, 2003).

Em lixiviados de aterro de resíduos sólidos, o nitrogênio é encontrado predominantemente nas formas orgânica e amoniacal, devido às condições anaeróbias de decomposição dos resíduos, porém, com o decorrer do tempo há predominio da forma amoniacal. O N-orgânico é, em geral, facilmente decomposto biologicamente para N-amoniacal – processo de amonificação.

Ao contrário da matéria orgânica, a concentração de nitrogênio nos lixiviados não é particularmente dependente da fase de decomposição dos resíduos, o que muda é a forma como esse elemento se apresenta ao longo do tempo. Concentrações de N-amoniacal de 500 a 2000 mg.L⁻¹ são registradas na literatura sem que ocorram decréscimos com o tempo, uma vez que não há mecanismos de remoção de N-amoniacal sob condições anaeróbias, pelo menos em taxas significativas. Por isso, o N-amoniacal é citado por diversos pesquisadores como o componente mais significativo a longo prazo no lixiviado (KJELDSEN *et al.*, 2002).

Nos processos de tratamento biológico de remoção de nitrogênio de águas residuárias, são utilizadas algumas das transformações que ocorrem com o nitrogênio na natureza (Figura 7.1), partindo do N-orgânico e/ou do N-amoniacoal até a liberação do nitrogênio gasoso, cujas principais etapas são: a amonificação, a assimilação, a nitrificação (nitritação e nitratação) e a desnitrificação.

A ocorrência de processos não convencionais de conversão do nitrogênio é descrita por Van Loosdrecht e Jetten (1998) em revisão sobre o assunto. No referido trabalho, relata-se a existência de processos como: a desnitrificação aeróbia, a desnitrificação por nitrificantes autotróficas, a nitrificação heterotrófica e a oxidação anaeróbia do nitrogênio amoniacoal (ANAMMOX). As ocorrências desses processos nas estações de tratamento de águas residuárias são difíceis de serem avaliadas devido às dificuldades encontradas, na prática, para realizar o balanço de massa de nitrogênio e às suas taxas de ocorrência nos sistemas de tratamento.

7.2 Processos de remoção biológica de nitrogênio

7.2.1 Nitrificação/desnitrificação

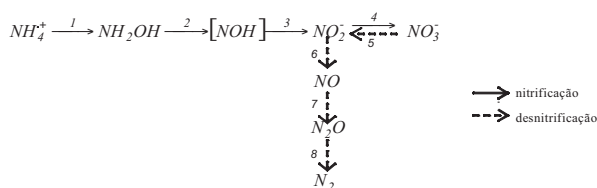
A nitrificação/desnitrificação é a alternativa, até o momento, mais utilizada na remoção biológica de nitrogênio.

Na nitrificação, o N-amoniacoal é oxidado para nitrito e, na sequência, para nitrato em duas etapas características tendo o O_2 como aceptor final de elétrons. Esse processo é realizado por dois grupos filogenéticos de bactérias quimioautotróficas que utilizam carbono inorgânico (via *Ciclo de Calvin*) para biosíntese de carbono orgânico e que obtêm energia para o crescimento a partir da oxidação do N-amoniacoal ou nitrito.

Na primeira etapa da nitrificação, ocorre a oxidação do nitrogênio amoniacoal para nitrito via hidroxilamina (NH_2OH) – nitritação, e predominam bactérias do gênero *Nitrosomonas sp* e *Nitrospira sp*, enquanto, no passo seguinte, sucede-se a oxidação do nitrito a nitrato – nitratação, geralmente atribuída às bactérias do gênero *Nitrobacter sp* e *Nitrospira sp* (VAN LOOSDRECHT; JETTEN, 1998; PHILIPS; LAANBROEK; VERSTRAETE, 2002). Os passos metabólicos para a nitrificação e desnitrificação são apresentados no esquema da Figura 7.2.

A oxidação do N-amoniacoal para hidroxilamina é uma reação endotérmica enquanto a sua oxidação para nitrito é exotérmica, porém a reação global resultante da oxidação do N-amoniacoal para nitrito é exotérmica. Na sequência, pode ocorrer a oxidação do nitrito para nitrato com liberação de energia. A reação global do processo de nitrificação é exotérmica (HENZE, 1997).

No processo de nitrificação, a formação de nitrito, que ocorre em duas etapas, é o passo limitante, uma vez que a taxa de crescimento específica máxima das oxidadoras de N-amoniacal é menor (*Nitrosomonas*: 0,6-0,8 dia⁻¹) do que das oxidadoras de nitrito (*Nitrobacter*: 0,6-1,0 dia⁻¹). No entanto, pode ocorrer uma inversão na taxa de crescimento desses grupos com o aumento da temperatura. Não é possível precisar exatamente o intervalo de temperatura em que essa inversão ocorre, pois outros fatores, como a concentração de amônia não ionizada, sofrem influência da temperatura e, conseqüentemente, têm efeitos diferentes sobre esses grupos de bactérias (PHILIPS; LAANBROEK; VERSTRAETE, 2002).



1: oxidação do N-amoniacal para hidroxilamina; 2/3: oxidação hidroxilamina para nitrito e
4: nitrito para nitrato; 5: redução do nitrato para nitrito; 6/7/8: nitrito é convertido para produtos gasosos.

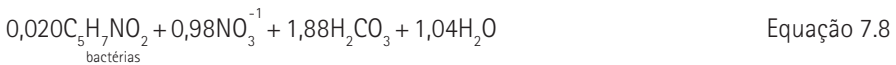
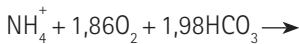
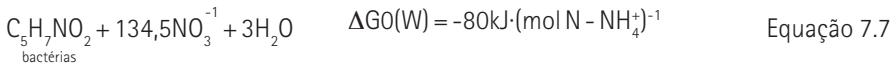
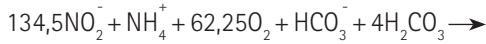
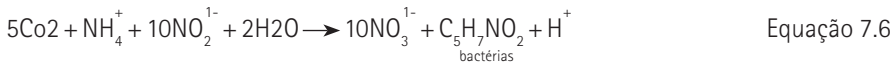
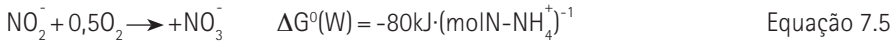
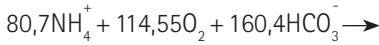
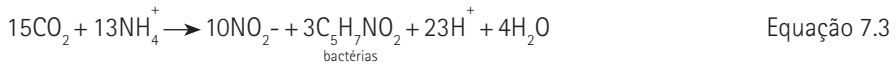
FONTE: KHIN E ANNACHHATRE (2004).

Figura 7.2 Possível caminho metabólico para a nitrificação e desnitrificação.

De modo geral, o acúmulo de nitrito somente ocorrerá quando o sistema estiver operando em condições desfavoráveis, como TDH inadequado, presença de substâncias inibidoras, baixo TRC, pH e temperatura desfavoráveis, sobrecargas e durante a partida do sistema (HENZE, 1997), ou quando se pretende parar o processo de oxidação no nitrito, por exemplo na aplicação do *Processo Sharon*, que se utiliza o efeito da temperatura para evitar ou reduzir o crescimento das bactérias que oxidam o nitrito.

Segundo Henze (1997), os processos para a oxidação do nitrogênio amoniacal e do nitrito para obtenção de energia podem ser representados pelas Equações 7.2 a 7.4 e 7.5 a 7.7, respectivamente.

A maioria das bactérias nitrificantes conhecidas são autotróficas, pois usam como fonte de carbono, para a síntese celular, o carbono inorgânico. O dióxido de carbono deverá ser reduzido antes de compor parte da massa celular e essa redução é realizada utilizando-se energia obtida pela oxidação de compostos inorgânicos, no caso N-amoniacal ou nitrito, como demonstrado pelas Equações 7.3 e 7.6, que representam o crescimento celular na nitrificação e na nitratação. As reações globais de obtenção de energia e de crescimento da nitrificação e nitratação são dadas pelas Equações 7.4 e 7.7, enquanto a reação global do processo de nitrificação é representada pela Equação 7.8 (HENZE, 1997).



Com base na Equação 7.8 verifica-se que na oxidação de 1,0 g de N-NH_4^+ a nitrato (SEDLAK, 1991; METCALF; EDDY, 2003) ocorre:

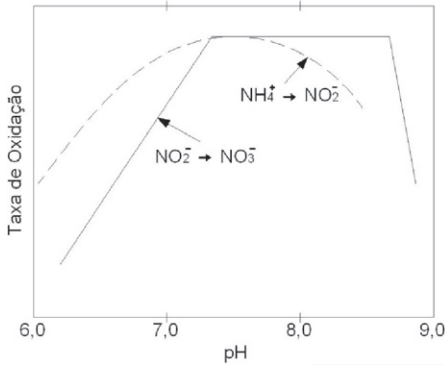
- consumo aproximado de 4,3 g de O_2 , (4,57 g de O_2 desconsiderando-se a parcela devido à síntese celular), dos quais 3,43 g O_2 são consumidos na oxidação do N-amoniaco para nitrito (NO_2^-) e 1,14 g O_2 na de nitrito (NO_2^-) para nitrato (NO_3^-);
- liberação do íon H^+ , que consome 7,14 g de CaCO_3^- ou 8,64 g de HCO_3^- ;
- consumo de 0,08 g de carbono inorgânico;
- produção de 0,15 g de novas células.

7.2.1.1 Fatores ambientais importantes na nitrificação

Diversos fatores e suas interações têm influência no processo de nitrificação, sendo os mais importantes: temperatura, pH, deficiência de oxigênio dissolvido e a presença de substâncias tóxicas ou inibidoras, inclusive o próprio substrato e alguns intermediários do processo (VON SPERLING, 2002; SELDAK, 1991; METCALF; EDDY, 2003).

A temperatura ótima para a nitrificação situa-se na faixa de 25 a 36°C; no entanto, pode ocorrer na faixa de 5 a 50°C.

Assim como a temperatura, o pH é outro fator que tem influência na taxa de crescimento bacteriano. A faixa ótima de pH para a nitrificação é de 7,2 a 8,0, como pode ser observado na Figura 7.3.



FONTE: SEDLAK (1991).

Figura 7.3

Variação da taxa de oxidação do N-amoniaco e do nitrito em função do pH.

A influência do pH na nitrificação pode estar relacionada também à inibição pelo substrato, especialmente no caso de efluentes com elevadas concentrações de N-amoniaco, como os lixiviados de aterros sanitários. As formas não ionizadas do nitrogênio amoniaco e do nitrito, isto é, NH_3 (gás amoniaco) e HNO_2 (ácido nitroso), têm efeito inibitório tanto para as *Nitrosomonas* como para as *Nitrobacter*.

As bactérias que oxidam o nitrito são mais sensíveis ao NH_3 . A partir de 0,1 mg/L de amônia livre, tem início a sua inibição, que pode ser de 100% para concentrações em torno de 1,0 mg/L.

Por outro lado, a inibição das bactérias oxidadoras de N-amoniaco tem início em, aproximadamente, 10 mg/L de amônia livre e torna-se máxima para concentrações da ordem de 150 mg/L (ANTHONISEN *et al.*, 1976), conforme Figura 7.4.

As concentrações de amônia livre e do ácido nitroso livre no meio podem ser estimadas pelas Equações 7.9 e 7.10.

$$\text{amônia livre (mg NH}_3 \cdot \text{L}^{-1}) = \frac{17 \text{ N-amoniaco (mg N-NH}_3 \cdot \text{L}^{-1}) \cdot 10^{\text{pH}}}{14 \cdot 10^{\text{pH}} + e^{(6344/(273+t))}} \quad \text{Equação 7.9}$$

Em que:

N-amoniaco (íon amônio + amônia livre): em mg N- $\text{NH}_3 \cdot \text{L}^{-1}$;

t: temperatura em °C;

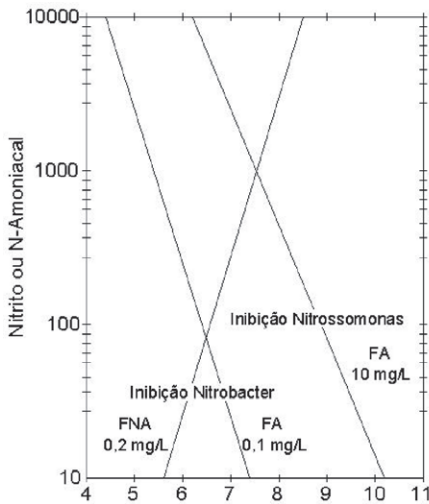
amônia livre: em mg $\text{NH}_3 \cdot \text{L}^{-1}$.

$$\text{ácido nitroso livre (mg HNO}_2 \cdot \text{L}^{-1}) = \frac{46 \text{ Nitrito (mg N-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}) \cdot 10^{\text{pH}}}{14 \cdot 10^{\text{pH}} \cdot e^{(-2300/(273+t))}} \quad \text{Equação 7.10}$$

Em que:

t: temperatura em °C

Outro fator importante no processo de nitrificação é a concentração de OD do meio, uma vez que, em valores de $1,0 \text{ mg.L}^{-1}$, as taxas de nitrificação tendem a decrescer. Os valores da constante de saturação do oxigênio (K_o) para a nitrificação estão na faixa de $0,5$ a $1,0 \text{ g O}_2.\text{m}^{-3}$ para as *Nitrosomonas* e de $0,5$ a $1,5 \text{ g O}_2.\text{m}^{-3}$ para as *Nitro-*



FONTE: SEDLAK (1991).

Figura 7.4

Inibição da nitrificação em função da concentração de nitrito ou N-amoniacoal e do pH.

bacter (HENZE, 1997). Tais valores são elevados em comparação aos valores das heterotróficas e, por isso, as *nitrificantes* são mais sensíveis a baixas concentrações de oxigênio.

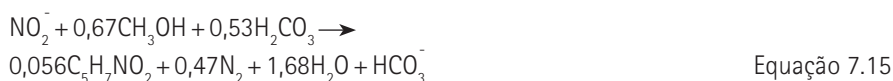
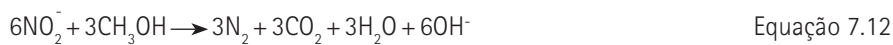
Diversas substâncias que podem estar presentes nas águas residuárias, principalmente de origem industrial, são relacionadas na literatura como tóxicas às bactérias nitrificantes (SEDLAK, 1991; HENZE, 1997). Entre essas, há evidências de que a hidroxilamina, que é um intermediário da nitrificação, na forma não ionizada possa inibir a nitratação. Esse composto acumula-se, possivelmente, em sistemas nitrificantes com altas concentrações de $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$, com deficiência de oxigênio e com pH elevado (YOO *et al*, 1999).

7.2.1.2 Desnitrificação

A conversão do nitrato para gás nitrogênio, ou seja, a desnitrificação, tem muitos intermediários tais como HNO_2 , NO e N_2O , e ocorre mediante um doador de elétrons, podendo ser compostos orgânicos ou inorgânicos reduzidos, como o sulfeto ou o hidrogênio (VAN LOOSDRECHT; JETTEN, 1998).

Para que ocorra a desnitrificação, o meio deve conter carbono orgânico, que será utilizado como fonte de energia e de carbono pelas bactérias para a conversão do nitrogênio oxidado em nitrogênio gasoso. O carbono orgânico pode ser obtido por meio de uma fonte interna, o próprio afluente e/ou a biomassa ou externa como, por exemplo, metanol, etanol, acetato (METCALF; EDDY, 2003).

A reação de obtenção de energia pelas bactérias desnitrificantes, utilizando metanol como fonte de carbono, pode ser descrita pelas Equações 7.11 a 7.13, respectivamente, na redução de nitrito e de nitrato a N_2 . Enquanto que nas Equações 7.14 e 7.15 são apresentadas as reações globais, isto é considerando a obtenção de energia e a síntese, para a redução de nitrato e nitrito.



Em que:

considerado como composição da matéria orgânica presente na água residuária.

Atualmente, a tendência com relação ao suprimento de carbono orgânico necessário para a desnitrificação direciona para o uso de fontes internas, como a do próprio despejo, o armazenamento induzido e a respiração endógena do lodo, por razões econômicas, de menor produção de lodo e de uso mais adequado dos orgânicos presentes (ISAACS; HENZE, 1995). O uso de carbono endógeno pode resultar em baixas taxas de desnitrificação, além de limitar a eficiência global de remoção de nitrogênio.

No caso de águas residuárias com concentrações elevadas de nitrogênio, quando se pretende usar o próprio afluente como fonte de carbono, são necessárias altas taxas de recirculação do efluente nitrificado. Além disso, o afluente deve possuir matéria orgânica em concentração suficiente e com característica adequada à desnitrificação.

A velocidade de desnitrificação depende da concentração de nitrato, da biomassa ativa e da concentração e natureza da fonte de carbono (MEHLHART, 1994; ISAACS; HENZE, 1995), da temperatura, do pH e da presença de oxigênio dissolvido e de substâncias que podem inibir o processo ou reduzir sua velocidade. As características da fonte de carbono orgânico influenciam o tipo de bactéria que se desenvolverá, a taxa de crescimento dos organismos envolvidos, a taxa de redução de nitrato e o grau de acumulação de subprodutos intermediários (CARLEY; MAVINIC, 1991 *apud* TAM; LEUNG; WONG, 1994).

A remoção de nitrogênio depende também do projeto e da operação da estação. Para um sistema de desnitrificação em que nenhuma parte da fonte de carbono é perdida

através da oxidação pelo oxigênio, a razão DQO/N encontra-se na faixa de 3,5 a 4,5; DQO e N são as quantidades oxidadas e desnitrificadas no processo e não as quantidades no afluente (HENZE; KRISTENSEN; STRUBE, 1994).

Na reação de redução de 1 g de N-NO₃ em nitrogênio molecular (N₂), conforme a Equação 7.13, são consumidos aproximadamente 3,7g de DQO; produzidos 0,45 g de novas células; gerados em torno de 3,57 g de alcalinidade (CaCO₃), aproximadamente 50% da alcalinidade consumida na nitrificação.

Existem quatro condições básicas para que o processo de desnitrificação se desenvolva (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999): (1) presença de nitrato (ou nitrito); (2) ausência de oxigênio dissolvido; (3) presença de massa bacteriana capaz de aceitar nitrato (ou nitrito) como aceptor de elétrons; (4) presença de um doador de elétrons adequado (fonte de energia e carbono).

A ausência do oxigênio dissolvido é um fator fundamental para que ocorra a desnitrificação (condição anóxica: ausência de oxigênio e presença de nitrato e/ou nitrito). Em concentrações acima de 1,0 mg O₂.L ocorre a inibição do processo de desnitrificação, pois nesse caso será utilizado como aceptor de elétrons o oxigênio em vez do nitrato, pois o primeiro resulta em maior aproveitamento energético comparado ao segundo (VON SPERLING, 2002). Consequentemente, para que ocorra a desnitrificação será necessário acrescer o aporte de fonte de carbono.

A temperatura influencia na taxa de crescimento bacteriano, embora a desnitrificação possa ocorrer em uma ampla faixa, 0 a 50°C, ainda que a faixa ótima seja entre 35 e 50°C.

O pH ideal para o processo de desnitrificação é próximo da neutralidade, devendo-se evitar valores inferiores a 6 e superiores a 9, pois, fora dessa faixa, a velocidade de desnitrificação é reduzida, principalmente devido ao aumento da produção de óxidos nítricos inibidores do processo. A faixa ótima do pH, segundo Metcalf e Eddy (2003), é de 6,5 a 8,0.

As substâncias tóxicas exercem influência no processo de desnitrificação e na nitrificação, pois podem inibir o crescimento bacteriano

A remoção biológica de nitrogênio por meio de processos de nitrificação e desnitrificação tem sido amplamente utilizada em escala real; logo, pode ser considerado um processo já consolidado em relação à sua aplicação em estações de tratamento de águas residuárias, como esgoto sanitário.

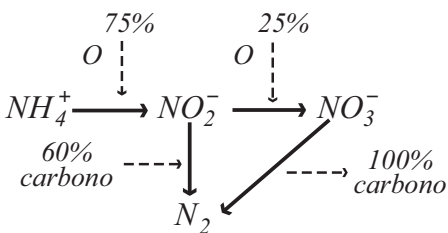
Na maioria das vezes, os custos operacionais do processo de nitrificação e desnitrificação estão relacionados à necessidade de oxigênio dissolvido (nitrificação) e de matéria orgânica (desnitrificação). Por isso, recentemente, novos processos e estratégias operacionais surgiram com o objetivo de reduzir esses custos.

7.2.2 Remoção de nitrogênio via nitrito (via curta)

Pesquisas visando ao desenvolvimento de novas alternativas de tratamento de águas residuárias que possam proporcionar aumento da eficiência e redução de custos estão em constante avanço. No que se refere à eliminação de nitrogênio de águas residuárias, cada vez mais a literatura tem apresentado novos processos que, em geral, buscam alcançar a eliminação de nitrogênio utilizando o nitrito como receptor de elétrons, e não o nitrato.

A remoção biológica de nitrogênio pela via curta (via nitrito) tem se mostrado promissora para águas residuárias com elevadas concentrações de nitrogênio, pois tira proveito do fato de o próprio substrato ser, em determinadas concentrações, inibitório ao processo de nitrificação, com maior intensidade na inibição da etapa de transformação do nitrito para nitrato. A remoção biológica de nitrogênio via nitrito tem como principais vantagens a economia nos custos de aeração, na redução da quantidade de matéria orgânica requerida para a desnitrificação, do tempo de reação na nitrificação e desnitrificação e do excesso de lodo produzido (TURK; MAVINIC, 1989).

No processo de remoção biológica de nitrogênio pela via curta, em comparação ao processo de nitrificação/desnitrificação, o consumo de oxigênio é aproximadamente 25% menor, a necessidade de fonte externa de carbono para a desnitrificação é reduzida em aproximadamente 40% e, conseqüentemente, a geração de lodo é menor, conforme esquema mostrado na Figura 7.5. Além disso, proporciona de 30 a 40% de redução do volume do reator e elevada taxa de desnitrificação (VILLAVÉRDE; FDZ-POLANCO; GARCIA, 2000). Esses valores podem ser verificados por meio do cálculo estequiométrico



FONTE: PAMBRUN, PAUL E SPÉRANDIO (2008).

Figura 7.5

Consumo de oxigênio e carbono no processo de nitrificação/desnitrificação convencional e pela via curta (via nitrito)

utilizando-se as Equações 7.4 e 7.7 para a nitrificação e 7.14 e 7.15 para a desnitrificação.

A remoção biológica de nitrogênio pela via curta ou via nitrito consiste basicamente em inibir o segundo passo do processo de nitrificação, ou seja, a oxidação do nitrito para nitrato. Essa estratégia baseia-se na condição de o nitrito ser o intermediário comum na nitrificação e na desnitrificação (Figura 7.2).

Portanto, no caso da remoção de nitrogênio pela via curta, é essencial inibir a nitratação – oxidação do nitrito a nitrato, estimular o acúmulo de nitrito e, no pas-

so seguinte, favorecer a redução desse para nitrogênio gasoso. Nota-se que nesse processo o ponto crítico é exatamente alcançar o acúmulo de nitrito evitando a sua oxidação.

Em estações de tratamento de efluentes em 'estado estacionário', ou seja, em sistemas estabilizados e com condições ambientais favoráveis à nitrificação e à desnitrificação, normalmente não ocorre o acúmulo de nitrito, uma vez que a velocidade de crescimento dos organismos oxidadores de nitrito é maior do que a dos oxidadores de N-amoniacal, conforme já mencionado. Porém, há relatos do acúmulo de nitrito em ampla variedade de habitats microbianos tais como solos, águas naturais, sistemas de tratamento de efluentes indústrias e de resíduos agrícolas, no tratamento de sobrenadante de digestores de lodos e, algumas vezes, para determinadas condições operacionais em estações de tratamento de esgoto sanitário.

Esse acúmulo de nitrito ocorre porque as bactérias que oxidam o nitrito são mais sensíveis aos fatores ambientais do que as oxidadoras de N-amoniacal. Dessa forma, é possível selecionar condições operacionais que favoreçam apenas o crescimento das últimas. Entre os principais parâmetros que podem ser utilizados para favorecer a remoção biológica de nitrogênio pela via curta, pode-se citar a concentração de amônia livre, pH do meio, hidroxilamina livre (não ionizada), temperatura e concentração de oxigênio dissolvido (YOO *et al*, 1999).

7.2.2.1 Concentração de amônia livre

Como já referido no item 7.2.1, as bactérias oxidadoras de nitrito são mais sensíveis às concentrações de amônia livre do que as oxidadoras de amônia. Nas primeiras, o efeito inibitório da amônia livre tem início em concentrações da ordem de $0,1 \text{ mgNH}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ e a inibição é de 100% em $1,0 \text{ mg/L}$ de NH_3 , ao passo que a inibição das oxidadoras de N-amoniacal tem início em concentrações em torno de $10 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de NH_3 . Esses valores podem ser observados na Figura 7.4.

O uso desse parâmetro como fator de otimização do processo da via curta está condicionado principalmente às concentrações de N-amoniacal e ao pH do meio, e sua concentração pode ser estimada no sistema por meio da Equação 7.9. A temperatura também tem influência sobre a concentração de amônia livre, uma vez que a constante de ionização da amônia (k_b) está relacionada à temperatura.

7.2.2.2 pH do meio

A faixa adequada de pH para o processo de nitrificação é de 7,2 a 8,2. Apesar de o gráfico da Figura 7.2 indicar que as oxidadoras de nitrito suportam valores maiores de pH sem reduzir sua atividade quando comparadas às oxidadoras de N-amoniacal, diversos pesquisadores relatam que as últimas têm maior afinidade para valores mais elevados de pH.

Essa controvérsia é pertinente quando se relaciona o efeito do pH às concentrações de N-amoniacal e nitrito no meio. Em efluentes com elevadas concentrações de N-amoniacal, maiores valores de pH deslocam o equilíbrio no sentido de formação de NH_3 , que tem maior influência na atividade das oxidadoras de nitrito, enquanto valores de pH mais baixos em sistemas nitrificantes deslocarão o equilíbrio no sentido de formação de ácido nitroso não ionizado, que inibe as nitrificantes em concentrações na faixa de 0,22 a 2,80 mg $\text{HNO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$. Desse modo, pode ser que as divergências com relação ao efeito que o pH exerce na nitrificação estejam relacionadas às concentrações de amônia e ácido nitroso não ionizado, e não ao efeito do pH em si.

Em águas residuárias com elevadas concentrações de N-amoniacal, como os lixiviados de aterros sanitários, a própria amonificação contribui para o aumento da alcalinidade e por isso o pH se mantém elevado.

7.2.2.3 Hidroxilamina livre (não ionizada)

A hidroxilamina ($\text{NH}_2\text{OH}/\text{NH}_3\text{OH}^+$), que é um intermediário na etapa de formação do nitrito pelas *Nitrossomonas*, foi identificada como inibidora das *Nitrobacter*. A hidroxilamina se acumula possivelmente em sistemas nitrificantes com altas concentrações de $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$, deficientes em oxigênio e com pH elevado, atuando talvez como um dos principais fatores que favorecem o acúmulo de nitrito.

7.2.2.4 Temperatura

Apesar de as bactérias nitrificantes crescerem na faixa de temperatura de 4 a 45°C, a faixa considerada ótima é de 25 a 35°C. Em temperaturas em torno de 20 e 25°C, a taxa de crescimento máxima das oxidadoras de N-amoniacal é maior do que das oxidadoras de nitrito e, dependendo das concentrações de N-amoniacal, poderá ocorrer acúmulo de nitrito, uma vez que o aumento da temperatura, além de influenciar na velocidade de crescimento, tem influência na concentração de amônia livre.

Com isso, a possibilidade da manutenção da temperatura em um valor que beneficie a reprodução das bactérias oxidantes de amônia em detrimento daquelas que oxidam nitrito, favorecerá o acúmulo desse último. Aliado ao efeito da temperatura, o acúmulo de nitrito poderá ser favorecido pela seleção do tempo de retenção celular (TRC), que deverá possibilitar a permanência, no sistema, das bactérias que oxidam nitrogênio amoniacal e, ao mesmo tempo, induzir o arraste daquelas que oxidam o nitrito. O processo *Sharon* utiliza-se dessa estratégia para a remoção de nitrogênio via nitrito.

7.2.2.5 Oxigênio dissolvido

A concentração de oxigênio é outro parâmetro que pode beneficiar a remoção de nitrogênio pela via curta, uma vez que o valor da constante de saturação do oxigênio é menor para as bactérias que oxidam o N-amoniacal: *Nitrosomonas*: 0,5 a 1,0 g $\text{O}_2 \cdot \text{m}^{-3}$, em rela-

ção ao daquelas que oxidam o nitrito: Nitrobacter: $0,5 - 1,5 \text{ g O}_2 \cdot \text{m}^{-3}$ (HENZE, 1997).

A concentração média ideal de OD para obtenção de máxima nitrificação e mínima nitratação seria próximo de $1,3 \text{ mg/L}$. Associada à concentração de OD, a duração do tempo de aeração parece ser inversamente proporcional ao grau de acúmulo de nitrito. Portanto, a duração do período de aeração deve ser longa o suficiente para que a nitrificação ocorra, mas breve o suficiente para evitar a adaptação das bactérias oxidantes do nitrito ao ambiente aeróbio (YOO *et al*, 1999). Porém, segundo alguns pesquisadores, esse parâmetro não é essencial para manutenção do acúmulo de nitrito.

Yoo *et al* (1999) sugere os seguintes cuidados para atingir a efetiva nitrificação/desnitrificação pela via curta:

- simultânea ou alternada nitrificação/desnitrificação no mesmo reator;
- manutenção de baixas concentrações de OD durante a fase de oxidação ou de aeração;
- favorecimento da interação da biomassa com o afluente em condições deficientes de oxigênio para se induzir o contato com altas concentrações de amônia livre e/ou hidroxilamina;
- manter o pH elevado;
- adicionar hidroxilamina ao sistema;
- manter a temperatura próxima ou acima de 25°C .

7.3 Configurações dos sistemas remoção biológica de nitrogênio

7.3.1 Sistemas com fluxo contínuo

As primeiras aplicações do processo de lodos ativados para remoção de nitrogênio foram realizadas por Wuhrmann no início dos anos 1960, sucedido pelas configurações apresentadas por Ludzack e Ettinger. Eram sistemas de um único lodo, o primeiro de pós-desnitrificação, porém a velocidade e a taxa de desnitrificação eram muito baixas. A configuração de Ludzack e Ettinger utilizava o tanque anóxico antes do aeróbio e parte do nitrato gerado era recirculado junto com o lodo para o primeiro reator, onde era reduzido tendo como doador de elétrons a matéria orgânica do afluente, funcionando como um sistema de pré-desnitrificação (JORDÃO, 1998).

No final dos anos 1960, foram propostos os sistemas de três lodos ou três estágios, uma vez que a remoção carbonácea, a nitrificação e a desnitrificação eram realizadas sequencialmente em tanques separados visando à otimização do processo. Apesar de

serem eficientes, esses sistemas apresentam como inconvenientes a necessidade de três tanques para reação e seus respectivos decantadores e dispositivos de recirculação do lodo somada à necessidade de adição de fonte externa de carbono, uma vez que a desnitrificação era realizada após a remoção da matéria orgânica. Mais tarde, teve início a aplicação dos sistemas de dois lodos ou dois estágios, em que a remoção carbonácea e a nitrificação ocorriam em um mesmo tanque seguido de um outro específico para a desnitrificação. Apesar da redução do número de unidades necessárias, ainda havia uma necessidade de adição da fonte externa de carbono (JORDÃO, 1998).

Um avanço na tecnologia de remoção biológica de nitrogênio ocorreu quando James Barnard, em 1972, adotou a recirculação do licor misto nitrificado para a zona anóxica inicial, eliminando a necessidade de fonte externa de carbono. Em seguida, o mesmo pesquisador desenvolveu o sistema Bardenpho com quatro estágios – anóxico/aeróbio/anóxico/aeróbio (BURDICK; REFLING; STENSEL, 1982).

A partir de diferentes combinações dos processos de nitrificação e desnitrificação e das configurações básicas descritas, desenvolveu-se uma variedade de sistemas para remoção de nitrogênio, em função das características qualitativas e quantitativas das águas residuárias a serem tratadas e de acordo com os condicionantes de cada região.

Os sistemas biológicos de remoção de nitrogênio são largamente utilizados para a remoção de baixas concentrações de nitrogênio, porém estudo realizado por Carrera *et al.* (2003), utilizando um sistema de dois lodos, lodo ativado nitrificante seguido de lodo ativado desnitrificante para tratamento de dois efluentes industriais combinados, um com elevada concentração de nitrogênio e o outro como fonte de carbono, indicou que é possível utilizar sistemas biológicos para a remoção de nitrogênio de águas residuárias, mesmo com altas concentrações de N-amoniaco (4.000 a 6.000 mg $N-NH_4^+$.L⁻¹).

A fim de diminuir o efeito inibidor das elevadas concentrações de N-amoniaco do lixiviado em sistemas de lodos ativados, Li e Zhao (2001) recomendam a adoção de altas taxas de recirculação do efluente nitrificado (300 a 400%), ou seja, com baixa concentração de N-amoniaco, inferior a 100 mg/L para proporcionar a diluição das concentrações presentes no afluente. Entretanto, os autores recomendam que se trabalhe com uma taxa de recirculação próxima ao nível crítico em relação ao N-amoniaco, visando à redução do consumo de energia.

Diversos trabalhos apontam que, para se obter elevada eficiência de remoção de nitrogênio em sistemas de pré-desnitrificação, são necessárias taxas de recirculação do efluente nitrificado da ordem de 200%. O emprego de taxas de recirculação maiores não produz ganhos significativos em termos de eficiência de remoção de nitrogênio e, por outro lado, implicam em aumento dos custos de operação do sistema.

É aceito, geralmente, que a taxa de nitrificação em sistemas de lodo ativado de estágios separados é mais alta comparada à encontrada em sistemas de um único estágio, projetados para remover matéria orgânica e nitrificar no mesmo reator. Várias razões são dadas para isso (RANDALL; PATTARKINE; McCLINTOCK, 1992; McCLINTOCK; PATTARKINE; RANDALL, 1992):

- maior concentração das bactérias nitrificantes e menor competição por OD, no sistema de vários estágios em comparação ao sistema de um único estágio;
- menor competição por OD;
- a inibição da nitrificação pelas heterotróficas, possivelmente devido à competição por nutrientes, e limitação da taxa de nitrificação pela taxa de desaminação, no sistema de um único estágio;
- limitação da taxa de nitrificação pela taxa de desaminação no sistema de um único reator.

No sistema de nitrificação, sempre deverá ocorrer o desenvolvimento de culturas mistas de bactérias nitrificantes autotróficas e de bactérias heterotróficas. Uma vez que as autotróficas possuem taxa de crescimento específico mais baixa e são também mais sensíveis a baixas concentrações de oxigênio dissolvido do que as heterotróficas encontradas em tratamento de águas residuárias, os altos TRC e as elevadas concentrações de oxigênio dissolvido necessários para se manter a nitrificação estável deverão favorecer o crescimento e acúmulo das heterotróficas, mesmo em águas com baixas concentrações de carbono orgânico (RITTMANN; REGAN; STAHL, 1994).

7.3.2 Sistemas com fluxo intermitente

O processo de lodo ativado com fluxo intermitente, também denominado reator em batelada ou reator em batelada sequencial (RBS), é uma variação operacional do sistema de lodo ativado clássico de fluxo contínuo que permite agrupar, em um único tanque, os processos e operações normalmente associados a esse tipo de tratamento: decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária. Portanto, utilizando um tanque único no sistema em batelada, os processos que seriam desenvolvidos simultaneamente no sistema clássico em unidades fisicamente separadas acontecem num mesmo tanque, porém em momentos diferentes.

O reator em batelada sequencial, terminologia a ser utilizada neste capítulo, é um sistema de crescimento em suspensão com volume variável que opera em várias etapas sequenciais: enchimento, reação, sedimentação, descarte do sobrenadante e repouso, tudo em um mesmo tanque. Em função dos diferentes tipos de despejos e objetivos a serem alcançados no tratamento, algumas das etapas do sistema podem ser modi-

ficadas, em termos de duração, adoção ou não de aeração ou mistura e sequências alternadas, a fim de se obterem diferentes condições ambientais condizentes com as necessidades do tratamento (WEF, 2006).

Essa tecnologia havia sido abandonada no passado devido à sua aparente complexidade relacionada aos equipamentos e à operação. Com o desenvolvimento dos computadores e das tecnologias de automação (válvulas acionadas pneumaticamente, sensores de nível, *timers* automáticos, controladores microprocessados), esses sistemas tornaram-se competitivos em relação aos sistemas de lodo ativado de fluxo contínuo, especialmente para sistemas de pequeno e médio porte (IAMAMOTO, 2006).

As etapas de operação para um RBS são ilustradas na Figura 7.6 e descritas na Tabela 7.1 (METCALF; EDDY, 2003).

Tabela 7.1 > Descrição das etapas operacionais para os reatores em bateladas sequenciais

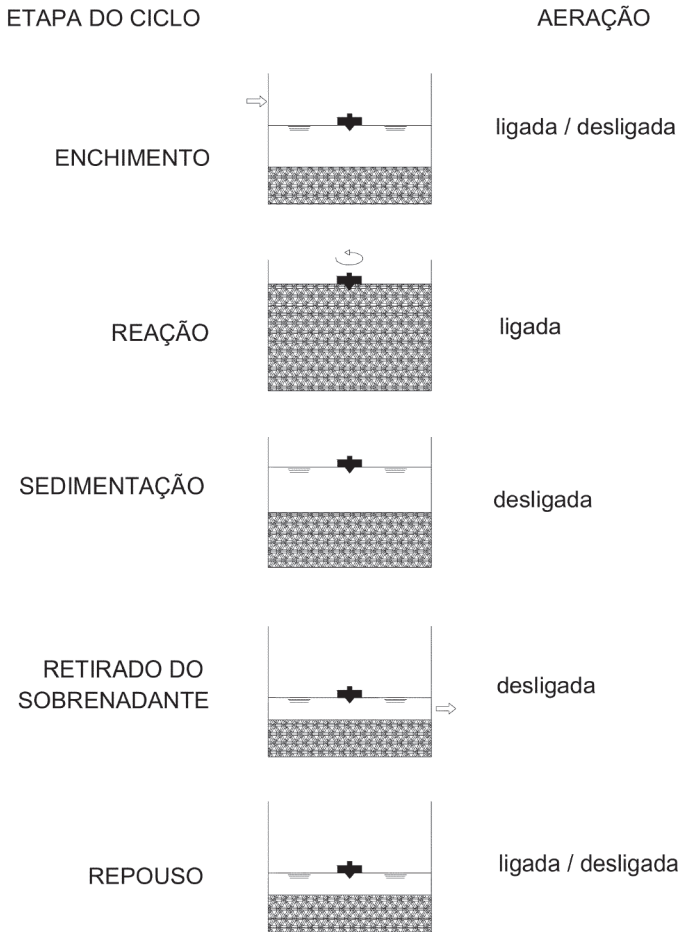
ETAPA OPERACIONAL	DESCRIÇÃO
Enchimento	Adição da água residuária a ser tratada (enchimento, com mistura e/ou aeração ou diferentes combinações durante a etapa)
Reação	Tem por objetivo complementar as reações que foram iniciadas na etapa de enchimento e poderá ser acompanhada de mistura ou aeração ou de ambas.
Sedimentação do lodo	Favorece a separação dos sólidos, promovendo a clarificação do líquido tratado que deverá ser descartado.
Remoção do sobrenadante tratado	Remoção do efluente clarificado.
Repouso	Utilizada para o ajuste do ciclo entre os tanques. Em geral, nesta etapa é realizado o descarte do lodo de excesso.

FONTE: METCALF E EDDY (2003) E VON SPERLING (2006).

Nos RBS, a duração do ciclo pode ser alterada em função de variações da qualidade do efluente, necessidades do tratamento ou alterações das características do efluente bruto. Normalmente, o ciclo operacional tem duração variável, pois esse tipo de reator permite o aprimoramento do controle das características do efluente e, com o monitoramento das concentrações das formas de nitrogênio durante a operação, pode-se determinar o tempo de ciclo e de aeração que permitam ao efluente alcançar os padrões de lançamento. Particularmente no tratamento de lixiviado, a flexibilidade apresentada pela operação em batelada é importante, pois esse efluente apresenta grande variação na sua composição e na sua vazão (KENNEDY; LENTZ, 2000).

A idade do lodo pode variar de oito a dez dias quando o sistema é operado visando à remoção de nutrientes, e a concentração de sólidos em suspensão pode variar de

1.500 a 3.500 mg/L. O descarte de lodo excedente ocorre na última fase, podendo ser opcional caso haja interesse em concentrar a biomassa.



FONTE: METCALF E EDDY (2003).

Figura 7.6 Etapas típicas de operação de reatores em bateladas sequenciais.

7.4 Sistemas estudados no Prosab

Duas instituições atuaram no tema de processos aeróbios de tratamento de lixiviados: a UEL e a UnB. Na sequência, apresentam-se as pesquisas realizadas e os resultados alcançados.

7.4.1 Sistema estudado pela UEL: remoção biológica de nitrogênio de lixiviado de aterro sanitário pelo processo de nitrificação/desnitrificação

As características qualitativas e quantitativas dos lixiviados de aterros variam de um aterro para outro e, em um mesmo aterro, ao longo da sua vida e sazonalmente. Esses líquidos, em geral, apresentam elevadas concentrações de nitrogênio, ao passo que a concentração de matéria orgânica facilmente biodegradável é elevada em lixiviados de aterros jovens, mas decresce ao longo do tempo de operação do aterro. Essas características tornam difícil a escolha do sistema de tratamento do lixiviado não apenas por sua complexidade, mas principalmente pela sua variabilidade.

Este estudo teve por objetivo avaliar a remoção de nitrogênio de lixiviado de aterro de resíduo sólidos pelo processo de nitrificação/desnitrificação por meio de um sistema de lodos ativados de um único lodo, com e sem recirculação do efluente nitrificado (licor misto do reator aeróbio para o reator anóxico). A recirculação teve o propósito de aproveitar a matéria orgânica disponível no afluente, como doador de elétrons para o processo de desnitrificação, e a redução da concentração do N-amoniaco pela diluição com o efluente nitrificado recirculado do aeróbio que, simultaneamente, favorece o decréscimo do pH devido ao consumo de alcalinidade na nitrificação.

7.4.1.1 Operação e monitoramento

A instalação experimental em escala piloto era composta por reator anóxico (27L), reator aeróbio (27L) e decantador (20L), conforme esquema e foto mostrados nas Figuras 7.7 e 7.8. Os reatores, construídos em PVC, possuíam diâmetro de 250 mm e altura útil de 550 mm.

O reator anóxico era alimentado com lixiviado *in natura* e, em algumas fases, também recebeu o efluente nitrificado do reator aeróbio, recirculação interna. O lodo do sistema era recirculado do decantador diretamente para o reator anóxico, que era provido de agitador mecânico para manutenção dos sólidos em suspensão e homogeneização do meio.

O reator aeróbio era alimentado com o efluente do reator anóxico. Para a manutenção do pH adequado ao processo de nitrificação, adotou-se um sistema automático de controle de pH.

O lixiviado, proveniente do aterro controlado de Londrina, utilizado na alimentação do sistema foi armazenado em um reservatório de 5.000 L, que alimentava um reservatório menor (100 L) de onde o lixiviado era bombeado para o reator anóxico. Na Tabela 7.2 é apresentado um resumo das fases de operação do sistema e suas principais características operacionais.

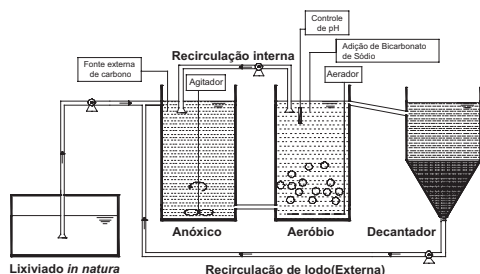


Figura 7.7

Esquema do sistema experimental piloto.



Figura 7.8

Foto da instalação experimental em escala piloto.

Durante o período de monitoramento do sistema, foram determinados para o afluente, o conteúdo dos reatores (licor misto) e o efluente final os parâmetros físico-químicos relacionados na Tabela 7.2, e seus respectivos métodos e frequência de análise.

Tabela 7.2 > Fases de operação do sistema

FASE	TDH (DIAS)	RI	RE	FONTE EXTERNA CARBONO	TEMPO DE OP. (DIAS)
I	20	Não	Sim (Re = Q)	não	118
II	10/15	Não	Sim (Re = Q)		23
III	13	Não	Sim (Re = Q)		53
IV	13	Sim (Ri = Q)	Sim (Re = Q)	sim	75
V	13	Sim (Ri = Q)	Sim (Re = Q)		75
VI	13	Sim (Ri = 2,5 Q)	Sim (Re = Q)	sim	49

TDH: TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA DO SISTEMA, REATOR ANÓXICO + REATOR AERÓBIO, (DIAS); RI: RECIRCULAÇÃO INTERNA; RE: RECIRCULAÇÃO EXTERNA.

7.4.1.2 Resultados e discussão

Os principais resultados do monitoramento do sistema durante as Fases I a VI são apresentados nos gráficos das Figuras 7.9 e 7.10. Na primeira são apresentadas as variações dos valores de pH e alcalinidade no sistema, uma vez que esses têm relação direta com os processos de nitrificação/desnitrificação e com o equilíbrio $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$.

Na Figura 7.10 são apresentadas as variações da série de nitrogênio – NKT, nitrogênio amoniacal, amônia livre, nitrato e nitrito. Na Figura 7.11 mostram-se os valores médios desses mesmos parâmetros para cada fase.

Tabela 7.3 > Parâmetros físico-químicos analisados para o afluente, conteúdo dos reatores e efluente final, frequência de análises e métodos utilizados

PARÂMETRO	FREQUÊNCIA				MÉTODO (MÉTODO STANDARD)
	Afluente	Anóxico	Aeróbio	Efluente	
pH	3x/ semana				Potenciométrico (4500-H+B)
Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L-1)	3x/semana				Potenciométrico (4500-H+B)
OD (mg O ₂ .L-1)	3x/semana				Potenciométrico (4500-O G)
ST (mg.L-1)	1x/sem.	-	-	1x.sem.	Gravimétrico (2540 B/2540 E)
SS (mg.L-1)	1x/sem		2x/ se	1x	Gravimétrico (2540 D/2540 E)
Sol. Sed.	-	1x	1x	-	Gravimétrico (2540F)
NKT (mg N-NH ₃ .L-1)	1x/sem.	-	-	1x/sem.	Kjeldahl (4500-Norg/4500NH ₃ C)
N-amoniacal (mg NH ₃ .L-1)	2x/semana				Titulométrico (4500-NH ₃ B/C)
Nitrato (mg NO ₃ .L-1)	2x/semana				Colorimétrico*
Nitrito (mg NO ₂ .L ⁻¹)	2x/semana				Colorimétrico (4500-NO ₂ - B)
Fósforo (mg PO ₄ .L ⁻¹)	2x/mês	-	-	2x/mês	Digestão ácida. nitr.-sulf.
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	1x/semana				Refluxo fechado (5220 D)
DBO (mg O ₂ .L ⁻¹)	2x/mês				Potenciométrico (5210 B/4500-O G)

*METODOLOGIA DO ÁCIDO SALICILICO (CATALDO *ET AL.*, 1975);

**DEMAIS METODOLOGIAS SEGUEM PROCEDIMENTOS DESCRITOS PELO *STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER* (2005).

No gráfico da Figura 7.9 observa-se a redução da alcalinidade ao longo do sistema. No reator anóxico, isso se deve principalmente à diluição do afluente pela recirculação do lodo nas Fases I, II e III, associada à recirculação do licor misto nitrificado nas Fases IV, V e VI. Nas Fases V e VI, com a adição de fonte externa de carbono, devido ao processo de desnitrificação, a redução das concentrações de alcalinidade no reator anóxico em relação ao afluente bruto decresceram.

Nas Fases I e III, praticamente toda a alcalinidade efluente do reator anóxico foi consumida no reator aeróbio, tornando necessária a adição de fonte externa de alcalinidade

para manutenção do pH adequado à atividade biológica. Esse consumo de alcalinidade decorre da nitrificação uma vez que são consumidos 7,14 g de alcalinidade (CaCO_3) para oxidar 1 g de N-amoniaco (SEDLAK,1991), ao passo que na remoção de N-amoniaco por *stripping* são consumidos 3,5 g de alcalinidade por grama de nitrogênio liberado.

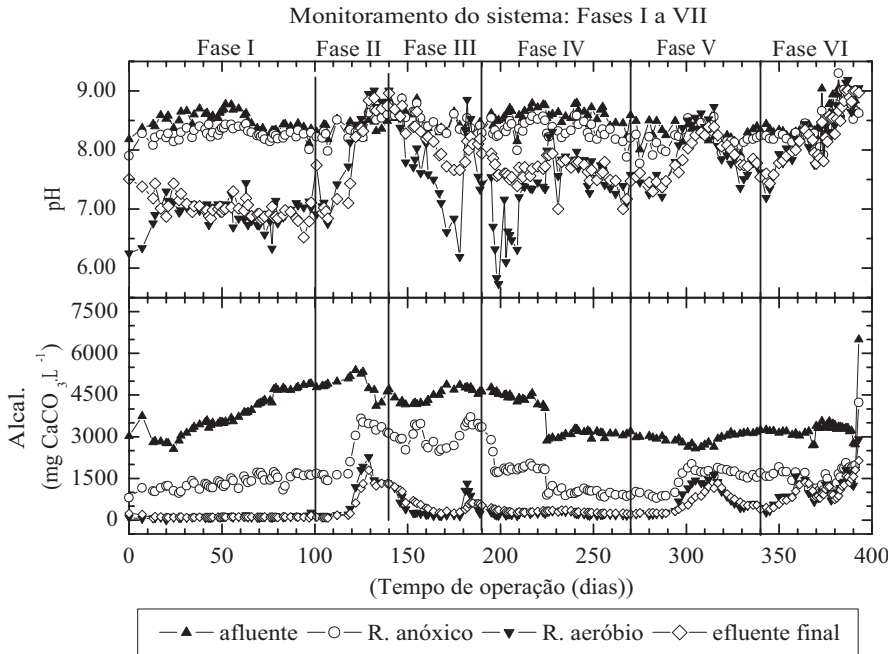


Figura 7.9

Variações do pH e da alcalinidade durante o período de monitoramento do sistema: Fases I a VII.

Devido à redução do TDH de 20, Fase I, para 10 dias, início da Fase II e às elevadas concentrações de N-amoniaco no afluente, em torno de 1000 mg N.L^{-1} no final da Fase I, a taxa de oxidação do nitrogênio decresceu com conseqüente decréscimo no consumo de alcalinidade e, por isso, os valores de pH se mantiveram próximos ao do afluente. Esse conjunto de fatores favoreceu o deslocamento do equilíbrio no sentido da formação de amônia livre (NH_3) no licor misto dos reatores, como pode ser observado na Figura 7.10. A estimativa das concentrações de NH_3 foi obtida por meio da Equação 7.9.

Posteriormente, na Fase II, com a alteração do TDH de 10 para 15 dias, notou-se uma redução da concentração de alcalinidade e, conseqüentemente, do pH (Figura 7.9). Concomitantemente, observa-se na Figura 7.10 que as concentrações de NH_3 decresceram no licor misto dos reatores, atingindo valor médio de $0,4 \text{ mg/L}$ no reator aeróbio, porém, no reator anóxico a concentração de NH_3 ainda foi da ordem de 50 mg/L ao final da Fase II.

Com a redução das concentrações de NH_3 no reator aeróbio, verificou-se um aumento das concentrações de nitrito e redução de N-amoniacal, indicando que se mantinha apenas a inibição das bactérias oxidadoras de nitrito.

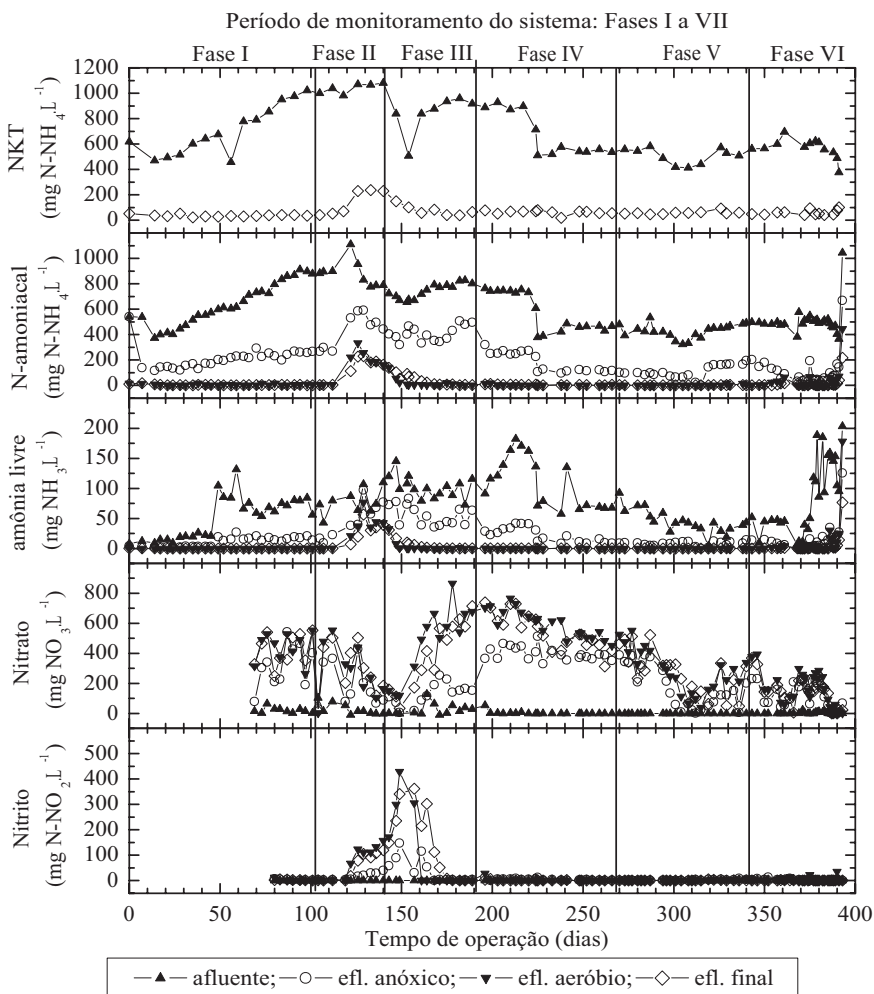


Figura 7.10

Variações da série de nitrogênio durante o período de monitoramento do sistema: Fases I a VII.

No início da Fase III, as concentrações de nitrito ainda eram elevadas, mas, assim que os valores de nitrato voltaram a aumentar o nitrito, praticamente, desapareceu e a eficiência de remoção de nitrogênio voltou aos patamares da Fase I.

Entre os fatores que podem ter contribuído para que a nitrificação voltasse a ocorrer pode-se citar: a redução da concentração de N-amoniacal no afluente, a adaptação

da biomassa e o efeito da melhoria na recirculação do lodo, o que proporcionou o aumento da biomassa no sistema. Também é importante salientar o efeito diluidor da recirculação sobre o afluente ao reator anóxico, como se pode constatar pelo balanço de massa, apresentado em Maringonda (2008) e Trennepohl (2009).

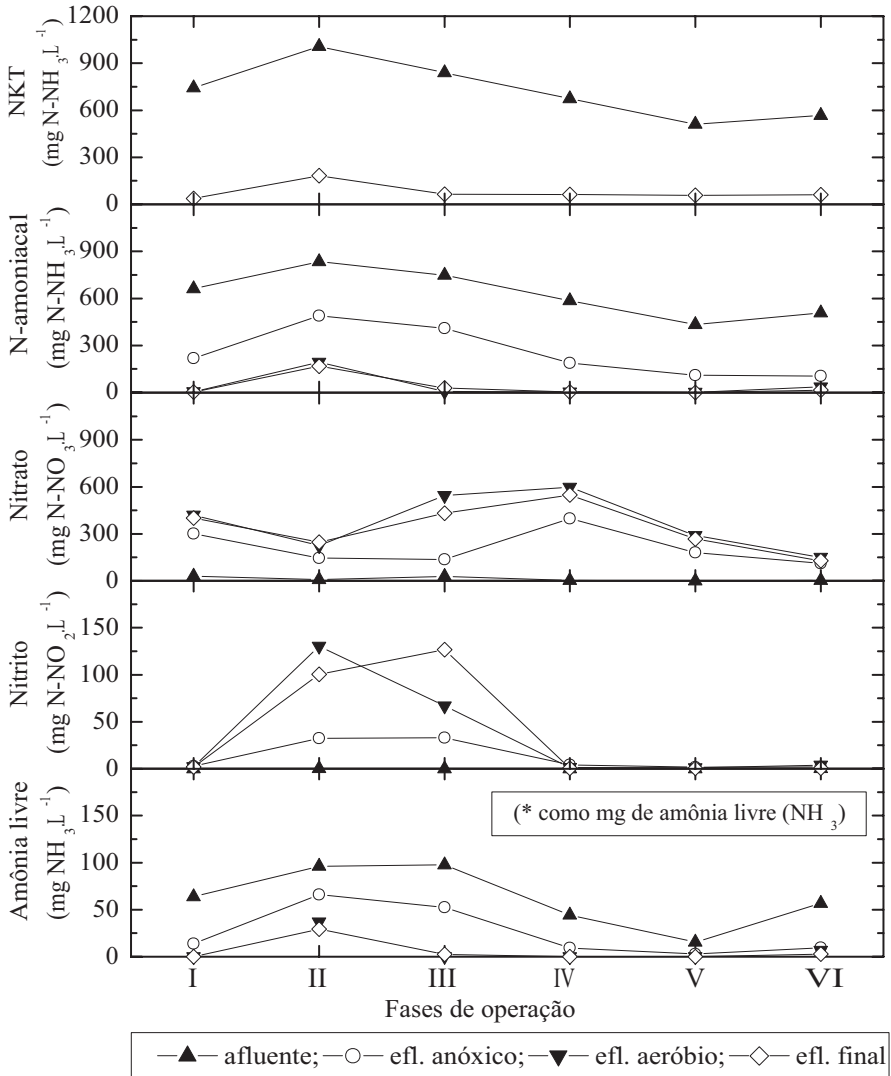


Figura 7.11

Valores médios da série de nitrogênio nas fases de monitoramento do sistema.

Na fase IV, teve início a recirculação do efluente nitrificado para o reator anóxico (Ri), somada à recirculação do lodo (Re). A recirculação interna favoreceu a redução do pH e das concentrações de alcalinidade, de NKT e de N-amoniacal afluentes ao reator anóxico. Isso levou ao decréscimo das concentrações de amônia livre tanto no reator aeróbio como no anóxico, o que resultou em eficiência de remoção de N-amoniacal acima de 98%. Porém, como o lixiviado bruto possuía baixa concentração de DBO, apesar da elevada DQO, a desnitrificação não ocorreu.

Nas fases V e VI, adicionou-se etanol como fonte externa de carbono para favorecer a desnitrificação. Na Fase V a recirculação do efluente nitrificado foi igual a Q e, na Fase VI, foi igual a 2,5 Q. Nessas fases, a remoção de N-amoniacal foi de 98%.

Com a adição da fonte externa de carbono e, portanto, início do processo de desnitrificação, parte da alcalinidade que era consumida na nitrificação foi restituída de modo que não houve necessidade de se adicionar fonte externa de alcalinidade para manutenção do pH.

Na Figura 7.11, pode-se observar que as concentrações de nitrato decresceram na Fase V em relação à Fase IV e na Fase VI em relação à Fase V como consequência da adição de etanol que favoreceu a desnitrificação. A Fase VI apresentou maior eficiência de remoção de nitrato devido à regularização da adição de etanol.

As concentrações médias de nitrato foram de 400, 247, 432, 549, 268 e 128 mgN-NO₃.L⁻¹, respectivamente nas Fases I, II, III, IV, V e VI.

Na Figura 7.12 são apresentados os *box-plot*, discriminando os percentis 95, 75, 50% (mediana), 25 e 5% além do valor médio, dos valores de DQO filtrada e bruta para o afluente e efluente nas seis fases de operação do sistema. A eficiência de remoção de DQO total variou de 49 a 15%. A maior eficiência de remoção de DQO foi obtida na Fase I, cujo TDH foi de 20 dias. Deve-se observar que, durante o monitoramento do sistema, a relação DBO/DQO do lixiviado bruto variou de 0,05 a 0,02, indicando que praticamente toda a fração orgânica presente era lentamente biodegradável.

As baixas concentrações de matéria orgânica facilmente biodegradável associada às baixas taxas de crescimento das bactérias resultaram em baixas concentrações de SSV no conteúdo dos reatores, exceto nas Fases V e VI, nas quais se utilizou etanol como fonte de carbono para a desnitrificação no reator anóxico. As concentrações médias de SSV nos reatores anóxico e aeróbio foram, respectivamente: 74 e 120 mg.L⁻¹ (Fase I); 97 e 127 mg.L⁻¹ (Fase II); 201 e 423 mg.L⁻¹ (Fase III); 213 e 380 mg.L⁻¹ (Fase IV); 610 e 813 mg.L⁻¹ (Fase V) 1.334 e 894 mg.L⁻¹ (Fase VI). Apesar de o sistema ser de lodo único, as concentrações de sólidos nos reatores apresentavam diferenças possivelmente devido às condições de agitação.

7.4.1.3 Conclusões

O sistema de lodos ativados mostrou-se eficiente na remoção de nitrogênio amoniacal, atingindo eficiência de remoção em torno de 98%, exceto na Fase II.

O etanol mostrou-se adequado como fonte externa de carbono para a desnitrificação, proporcionando elevada remoção de nitrogênio. No entanto, a adição de etanol no tanque anóxico deve ser criteriosa em função da concentração de nitrato para não prejudicar a qualidade do efluente final.

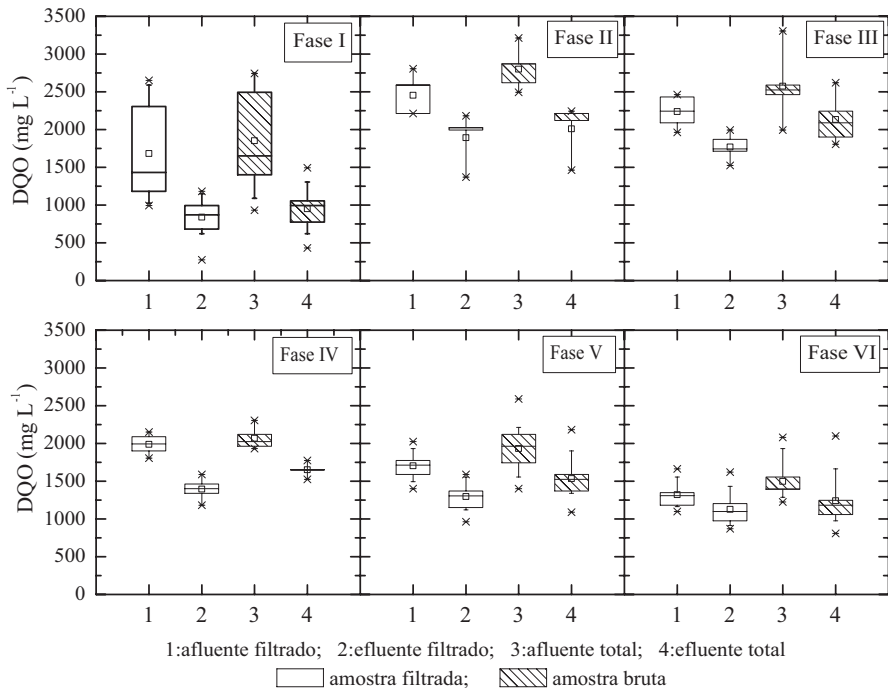


Figura 7.12

Box-plot discriminando os percentis 95, 75 e 50% (mediana), 25 e 5% e o valor médio dos valores de DQO filtrada e total para o afluente e efluente.

A recirculação do efluente nitrificado do reator aeróbio para o anóxico dilui a concentração de N-amoniacal afluente e, por isso, reduz o efeito tóxico do próprio substrato no processo de nitrificação.

7.4.2 Sistema estudado pela UEL: remoção biológica de nitrogênio via nitrito em sistema intermitente

7.4.2.1 Operação e monitoramento

O dispositivo experimental inicialmente montado foi o apresentado no Capítulo 4 e em Hossaka (2008), operado como lagoa aerada com alimentação contínua do sistema.

Os resultados mostrados neste capítulo foram obtidos basicamente com o mesmo sistema, realizando-se algumas adaptações para ser alimentado de forma intermitente, visando à remoção de nitrogênio pela via curta.

Nessa configuração, o sistema piloto foi operado funcionando como lodos ativados em batelada, precedido por tanques de *stripping*. A Figura 7.13 mostra, de forma esquemática, a sua configuração e a Tabela 7.4 mostra as dimensões e TDH de cada unidade.

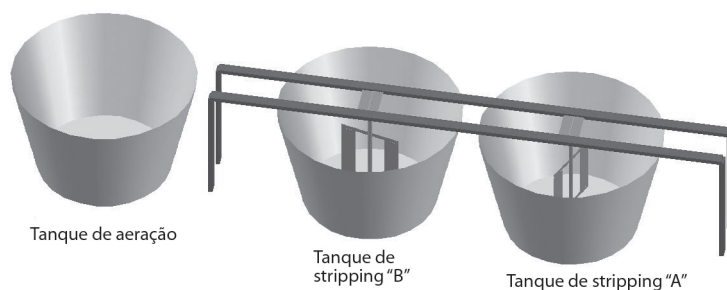


Figura 7.13

Esquema do piloto funcionando como lodos ativados em batelada com tanque de aeração precedido de dois tanques de *stripping* para remoção prévia de N amoniacal

Tabela 7.4 > Características das unidades que compõem o piloto de lodos ativados em batelada sequencial precedido de tanque de *stripping*

	PILOTO		
	Tanques de <i>stripping</i>	Tanque de aeração	Reator anóxico
TDH (dias)	Variável	Variável	Variável
Volume (L)	250 cada	250	100
Profundidade útil (cm)	48	48	48
Dimensões (cm)	80	80	80

Como o objetivo, nesta etapa, era explorar a possibilidade de obter o acúmulo de nitritos, visando à sua posterior remoção através de fase anóxica, o TDH do piloto passou a ser completamente dependente da oxidação do nitrogênio amoniacal no tanque de aeração. Desse modo, o monitoramento do sistema através de análises laboratoriais era realizado de acordo com a evolução dos reatores aeróbios e anóxicos.

O TDH do sistema de *stripping* de 14 dias foi selecionado a partir de vários experimentos realizados, cujos resultados constam no Capítulo 4, quando se obteve remoção de N-amoniacal entre 35 e 50%.

Deve-se ressaltar aqui que no início dos ciclos, o TDH do tanque de *stripping* foi de 14 dias e, depois, variou de 16 a 25 dias, conforme o período de duração das fases de nitrificação e desnitrificação. Após se observar que as fases aeróbia e anóxica ocorriam em torno de sete dias, quando um tanque de *stripping* alcançava o sétimo dia de TDH, o outro tanque já entrava em operação para garantir que, assim que a fase anóxica fosse concluída, houvesse alimentação para o tanque de aeração. Desse modo, o conteúdo de cada tanque de *stripping* era transferido para o tratamento biológico de forma alternada.

No momento em que se detectava que praticamente todo o nitrogênio amoniacal nos tanques de aeração já havia sido oxidado, preferencialmente a NO_2^- , a aeração era interrompida para dar início à fase anóxica no interior do próprio tanque de aeração. A primeira tentativa foi utilizar o próprio lixiviado bruto como fonte de carbono, o que não foi promissor em função das características do lixiviado utilizado, com baixa relação DBO/DQO e, portanto, de difícil degradabilidade, optando-se então por utilizar como fonte externa de carbono, o etanol.

Dessa forma, assim que era adicionada a fonte de carbono, acompanhava-se a remoção de nitrito/nitrato através de análises laboratoriais até que fosse encerrada. Em seguida, interrompia-se a agitação e aguardava-se por 30 minutos a sedimentação do lodo para realizar o descarte do sobrenadante. Deixava-se aproximadamente 30 cm de lodo no interior do tanque de aeração, que era novamente preenchido com o lixiviado a ser tratado, ou seja, o conteúdo do tanque de *stripping*. A aeração era então reativada, dando-se início a um novo ciclo.

A Tabela 7.5 mostra os pontos de monitoramento, os parâmetros e suas respectivas frequências. Todos os procedimentos analíticos, com exceção da dosagem de nitratos, foram realizados segundo o *Standard methods for water and wastewater* (2005). Os métodos de cada parâmetro estão apresentados na Tabela 7.3.

7.4.2.2 Resultados e discussão

Serão apresentados e discutidos os resultados das fases aeróbias e anóxicas em conjunto para facilitar o entendimento, dando-se prioridade à série de nitrogênio por ser o objeto de estudo. Além disso, serão mostrados os resultados conforme o ciclo de operação, visto que algumas condições operacionais variaram em função das características do lixiviado bruto.

As Figuras 7.14 e 7.15 mostram os resultados da evolução da série de nitrogênio durante as fases aeróbia e anóxica de dois ciclos realizados em épocas distintas e, portanto, com teores de N-amoniacal diferentes, ambos utilizando o etanol como fonte de carbono para a fase anóxica.

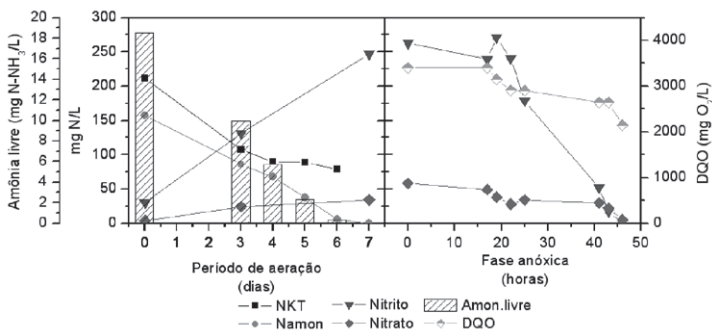


Figura 7.14 Resultados da evolução da série de nitrogênio do sistema de lodo ativado em batelada: primeiro ciclo.

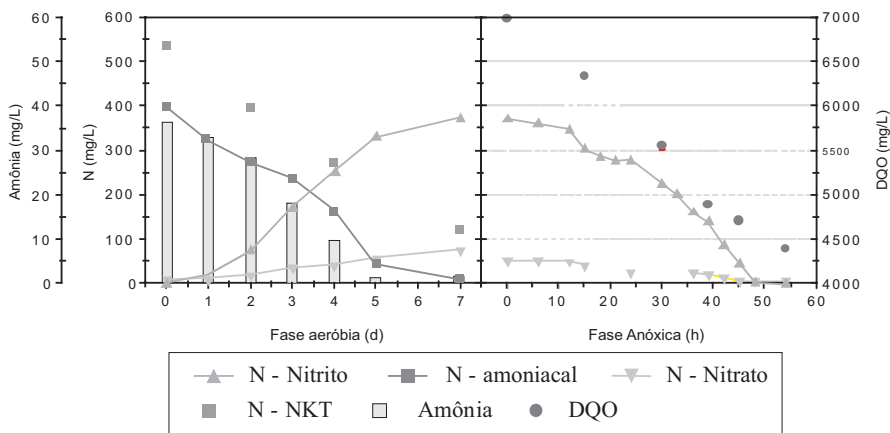


Figura 7.15 Resultados da evolução da série de nitrogênio do sistema de lodo ativado em batelada em um dos últimos ciclos

Tabela 7.5 > Pontos, frequência e parâmetros de monitoramento para o piloto de lodos ativados em batelada seqüencial, precedido de tanque de stripping

PARÂMETROS	PONTO E FREQUÊNCIA DE MONITORAMENTO								
	Stripping			Aeróbio			Anóxico		
	Início	Diário	Final	Início	Diário	Final	Início	3 em 3 horas	Final
pH	X	X	X	X	X	X	X	X	X
OD (mg O ₂ .L ⁻¹)	X	X	X	X	X	X	X		X
Temperatura (°C)	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	X	X	X	X	X	X	X	X	X
N-amoniacoal (mg NH ₃ .L ⁻¹)	X	X	X	X	X	X	X		X
NKT (mg N-NH ₃ .L ⁻¹)	X	X*	X	X	X*	X	X		X
Nitrito (mg NO ₂ .L ⁻¹)	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Nitrato (mg NO ₃ .L ⁻¹)	X	X	X	X	X	X	X	X	X
DBO (mg O ₂ .L ⁻¹)			X	X		X	X		X
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	X		X	X		X	X	X	X
Sólidos em suspensão	X		X			X			X

* REALIZADA A CADA 2 DIAS

Ao longo dos experimentos e após vários ciclos de batelada, verificou-se que na fase aeróbia a oxidação de praticamente todo o N-amoniacoal a nitrito ocorreu no período de seis a dez dias de aeração, atingindo concentrações de 210 a 373 mg N-NO₂.L⁻¹, mas sempre ocorrendo a remoção quase total do N-amoniacoal (5 a 10 mg N-NH₃.L⁻¹). A oxidação do N-amoniacoal a nitrito provocou grande consumo de alcalinidade, em média de 54% da disponível, porém ainda foi suficiente para manter o pH praticamente constante (8,5 a 8,2). Durante o monitoramento, a temperatura do lixiviado variou de 20 a 24°C. No início da fase aeróbia, o teor de amônia livre foi de 34 a 49 mg NH₃.L⁻¹, o que colaborou para inibir a formação de nitratos, visto que sua concentração variou de 46 a 75 N-NO₃.L⁻¹. Observou-se também que enquanto as concentrações de amônia livre (NH₃) foram superiores a 30 mg N-NH₃.L⁻¹, inibiram inclusive a formação de nitritos, que só começaram a ser formados após aproximadamente dois ou três dias de aeração, sendo intensificada à medida que a concentração de amônia livre diminuía. No final da fase aeróbia, os teores de amônia livre variaram de 0,6 a 1,3 mg N-NH₃.L⁻¹. A remoção de DQO_{filtrada} variou de 6 a 15%.

Na fase anóxica, a desnitrificação e desnitratação completas ocorreram com adição de etanol, e o período variou de 33 a 66 horas, de acordo com a quantidade formada na fase aeróbia. A taxa de consumo de DQO do etanol foi de 3,4 a 4,5 mg DQO. (mg (N-NO₂ +N-NO₃))⁻¹. Observou-se que não houve remoção da DQO do lixiviado, pois o efluente final apresentava os teores de DQO muito próximos aos do final da fase

aeróbia. O pH final variou de 9,3 a 9,5, visto que houve recuperação da alcalinidade consumida, na fase aeróbia, de aproximadamente 28% .

No ciclo que compreendeu as fases aeróbia e anóxica, o consumo de alcalinidade foi de 30% em relação à disponível no início da fase aeróbia.

Pode-se concluir, de forma geral, que a remoção parcial de N-amoniaco através de *stripping* favorece a remoção biológica do nitrogênio através da desnitrificação de via curta, mantendo-se as concentrações de amônia livre em faixas que viabilizam o acúmulo de nitritos e inibem a formação de nitrato. Além disso, em função da elevada concentração de alcalinidade do lixiviado, mesmo com o consumo durante a oxidação do N-amoniaco, ainda resta uma quantidade suficiente para manter o pH praticamente constante em patamares que favorecem a formação de nitrito. Em função da característica do lixiviado bruto que apresentava baixa relação DBO/DQO, foi necessário utilizar fonte externa de carbono para realização da desnitrificação (ou redução do nitrito e nitrato). Ainda em função das características do lixiviado, praticamente não houve remoção de DQO durante o processo, pois na fase aeróbia foi abaixo de 15% e, na fase anóxica, só foi removida a DQO proveniente da fonte externa de carbono. No caso desse lixiviado, a DQO do efluente final foi da ordem de 3.000 mg/L. Deve-se ter o cuidado de dosar a fonte externa de carbono de acordo com a quantidade de nitrito e nitrato a ser reduzida, para que o efluente final do processo não apresente concentrações de DQO superiores às do início da fase aeróbia ou mesmo do lixiviado bruto. Durante todo o tempo de operação, não se realizou descarte de lodo visto que não se observou crescimento da biomassa durante a sequência de ciclos, permanecendo o SSV na faixa de 2.500 mg/L.

7.4.3 Sistema estudado pela UnB: remoção biológica de nitrogênio via nitrito em sistema intermitente

7.4.3.1 Operação e monitoramento

O aparato experimental utilizado no estudo foi montado no Laboratório de Análise de Água (LAA) do Departamento de Engenharia Civil e Ambiental da Universidade de Brasília. O reator em bateladas sequenciais utilizado no experimento foi construído em acrílico transparente com 30 cm de diâmetro e 43 cm de altura, resultando em volume total de aproximadamente 31 L e volume útil de 15 L (Figura 7.16). A homogeneização do licor misto foi realizada por meio de um agitador eletro-mecânico dotado de um impelidor tipo turbina com seis pás planas.

O lixiviado bruto utilizado para alimentar o reator foi proveniente do aterro controlado Jockey Club de Brasília, DF. Como inóculo, para a partida do reator, foi utilizado lodo proveniente de um sistema de lodo ativado tipo Bardenpho, da ETE CAGIF da Rede Sarah

de Hospitais em Brasília, DF, que tinha como característica os parâmetros sólidos totais e sólidos voláteis totais iguais a 6 e 5 g.L⁻¹, respectivamente. A adaptação da biomassa ao lixiviado bruto foi realizada gradativamente por meio da diluição do lixiviado em esgoto sanitário segundo metodologia descrita em Zhu e Jun-Xin (2007). Inicialmente, a estratégia de adaptação consistiu no aumento gradual, de 5 em 5%, da proporção de lixiviado diluído no esgoto sanitário até ser atingida a relação de 50% de lixiviado e 50% de esgoto sanitário. A partir desse ponto, o aumento da porcentagem de lixiviado foi de 10 em 10% até que fosse atingida a meta de 100% de lixiviado bruto.

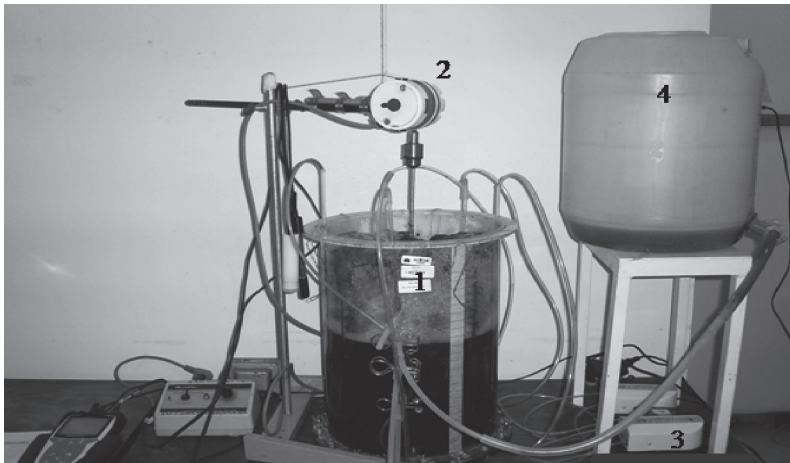


Figura 7.16

Foto do aparato experimental utilizado nos experimentos para remoção de nitrogênio via nitrito: (1) reator em batelada sequencial, (2) sistema de agitação eletro-mecânico, (3) compressores de ar e (4) câmara para alimentação por gravidade.

O reator foi operado, inicialmente, em ciclos com duração de 48 horas, sendo 24 horas de reação aeróbia, 23 horas de reação anóxica e uma hora para sedimentação, descarte do efluente tratado e nova alimentação com 10 L de lixiviado bruto. Após a sedimentação, 10 L do sobrenadante eram retirados, permanecendo 5 L de biomassa. No entanto, em alguns ciclos, antes de iniciar a fase de decantação, foram feitas retiradas de licor misto com a intenção de manter a concentração de sólidos em suspensão voláteis próxima a 4000 mg SSV.L⁻¹ no reator. Como fonte externa de carbono para a etapa de desnitrificação, utilizou-se etanol. A quantidade necessária de etanol foi calculada para a fase anóxica de cada ciclo de acordo com a concentração de nitrogênio na forma de nitrito e nitrato determinada ao final da fase aeróbia. Para essa estratégia de operação, não se realizou correção no valor da alcalinidade afluente. Verificou-se

que o tempo de reação aeróbia não foi suficiente para garantir a oxidação completa do nitrogênio amoniacal devido à queda no valor do pH em consequência do consumo da alcalinidade na fase nitrificante.

O sistema foi aerado por meio de compressores de ar tipo aerador de aquário, acoplados a pedras porosas instaladas no fundo do reator e que permitiram a injeção de microbolhas. O monitoramento do reator foi realizado por meio de análises físico-químicas das amostras do afluente e do efluente, cujos parâmetros monitorados foram: a série de nitrogênio (NKT, N-amoniaco, nitrito e nitrato), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade total (AT), sólidos em suspensão totais (SST) e voláteis (SSV), além da medida de pH, temperatura e oxigênio dissolvido no licor misto.

As medidas das concentrações das variáveis monitoradas foram realizadas segundo métodos descritos em *Standard methods for the examination of water and wastewater* (2005), exceto para a determinação da alcalinidade, utilizando-se o método proposto por Ripley, Boyle e Converse (1986) e do nitrito, para o qual se utilizou o método 8153 da Hach.

7.4.3.2 Resultados e discussão

O objetivo deste trabalho foi avaliar a remoção do nitrogênio de lixiviado gerado a partir da degradação de resíduos sólidos urbano, pelo processo de nitrificação/desnitrificação via nitrito. Para tanto, a obtenção e a manutenção do nitrito no reator foi fundamental. Para garantir o acúmulo de nitrito, adotaram-se as estratégias descritas por Queiroz (2005), Zhu e Jun-Xin (2007), Spagni *et al.* (2007). A concentração do nitrogênio amoniacal e o valor do pH no lixiviado bruto também foram fundamentais para garantir o acúmulo de nitrito no sistema.

Os resultados apresentados neste item estão relacionados à operação do reator com tempo de ciclo de 48 horas (24 horas: reação aeróbia; 23 horas: reação anóxica; 1 hora: sedimentação, descarte e realimentação do reator) e sem complementação da alcalinidade do lixiviado bruto.

O lixiviado usado como afluente ao reator em bateladas sequenciais (RBS) foi coletado na entrada da lagoa de acumulação do aterro controlado Jockey Club em Brasília. Essa rotina foi realizada a cada 15 dias, sendo que o lixiviado coletado era armazenado em câmara refrigerada. As características físico-químicas monitoradas no lixiviado bruto são apresentadas da Tabela 7.6. É importante salientar que as características físico-químicas do lixiviado utilizado nos experimentos apresentaram grande variabilidade. Em determinados lotes de amostras de lixiviado coletado, observou-se inibição do processo biológico de nitrificação, provavelmente resultante de compostos tóxicos. Nessas situações, foram necessárias a parada do sistema e a coleta de novas amostras de lixiviado. Apesar disso, a

biomassa não foi trocada. Esse fato está possivelmente relacionado à grande diversidade de materiais que são encaminhados diariamente ao aterro controlado Jockey Club.

Tabela 7.6 > Características do lixiviado gerado no aterro controlado Jockey Club

COMPOSIÇÃO DO LIXIVIADO AFLUENTE	Faixa		Média
	Mínimo	Máximo	
Amônia mg N.L	956,2	1702,6	1216,9
pH	8,1	8,5	8,2
Alc. Total mg CaCO ₃ .L	5811,5	6313,9	5956,2
Alc.Parcialmg CaCO ₃ .L	4255,2	5200,8	4860,7
DQO-bruta mg/L	2580,0	3150,0	2938,3
DQO-filtrada mg/L	2430,0	3000,0	2805,0
NTK mg N.L	1222,5	1477,5	1378,8
NO ₃ -N mg N.L	0,0	9,0	2,2
NO ₂ -N mg N.L	0,0	3,0	0,8
ST g.L	8,98	10,58	9,5
STV g.L	1,81	3,45	2,3
SS g.L	0,12	0,31	0,2
SSV g.L	0,07	0,26	0,1

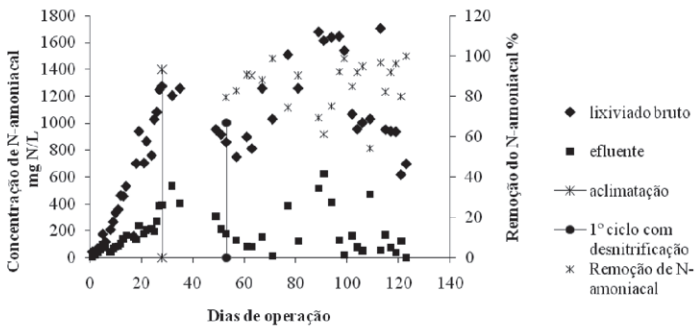


Figura 7.17

Concentrações, afluentes e efluentes de nitrogênio amoniacal do processo de nitrificação/desnitrificação via nitrito.

O reator em bateladas sequenciais foi operado em temperatura ambiente e, durante o monitoramento do sistema, foram registradas temperaturas entre 25 e 30°C. O sistema não foi suplementado com alcalinidade para manter o valor do pH original do

lixiviado, nem para suprir alcalinidade ao processo de nitrificação. Foram necessários 31 dias para aclimatar a biomassa ao lixiviado do aterro controlado Jockey Club (Figura 7.17), seguindo-se as recomendações de Zhu e Jun-xin (2007).

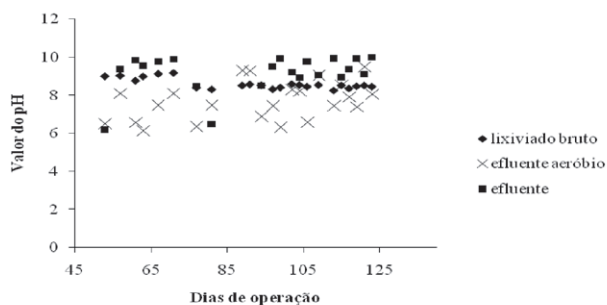


Figura 7.18

Valores de pH no lixiviado bruto, efluente aeróbio e efluente do RBS, com funcionamento da fase desnitrificante.

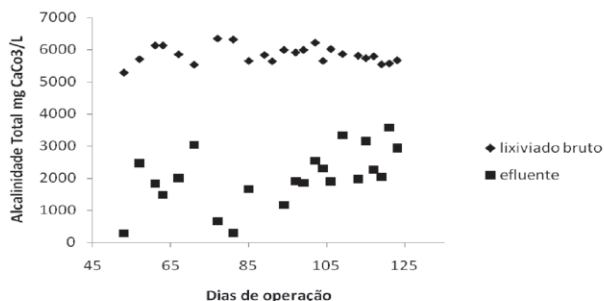


Figura 7.19

Valores de alcalinidade total no lixiviado bruto e efluente do RBS com funcionamento da fase desnitrificante.

Os resultados obtidos para conversão do nitrogênio amoniacal a nitrito e nitrato foram satisfatórios, com valor mínimo de 54% e máximo de 99%. A concentração média de nitrogênio amoniacal no afluente foi $1137 \pm 329 \text{ mg N L}^{-1}$ e no efluente foi $205 \pm 182 \text{ mg N L}^{-1}$. As concentrações de nitrogênio amoniacal no lixiviado bruto resultaram em cargas afluentes que variaram entre $41 \text{ mg N (L.dia)}^{-1}$ e $114 \text{ mg N (L.dia)}^{-1}$. As altas conversões do nitrogênio amoniacal a nitrito e nitrato foram semelhantes aos resultados encontrados por Spagni *et al* (2007) durante a operação de um RBS para tratamento do lixiviado de um aterro sanitário antigo.

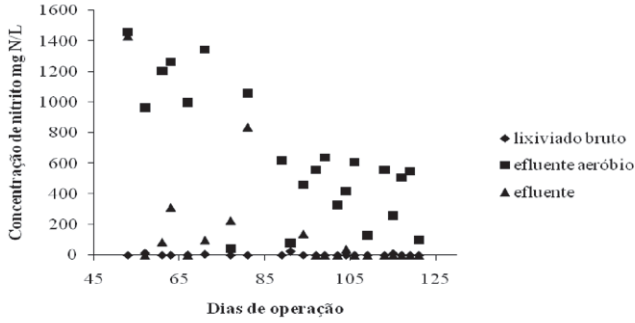


Figura 7.20 Concentrações de nitrogênio medido como nitrito durante o monitoramento do RBS com a fase de desnitrificação.

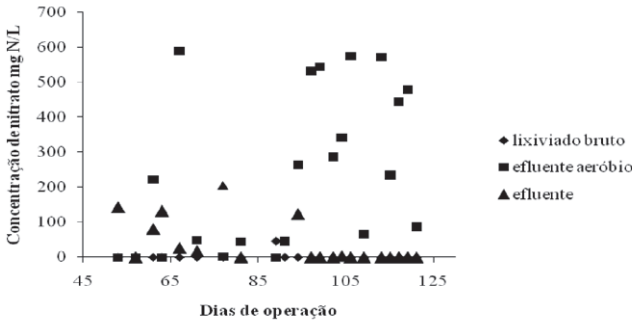


Figura 7.21 Concentrações de nitrogênio medido como nitrato durante o monitoramento do RBS com a fase de desnitrificação.

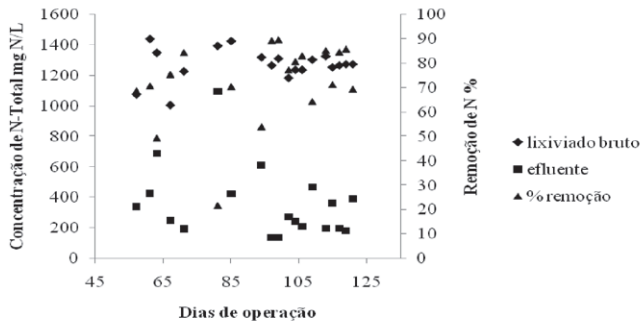


Figura 7.22 Concentrações de nitrogênio total medidas no afluente e efluente do RBS e porcentagem de remoção do N.

O efeito do pH (Figura 7.18) na concentração de amônia livre foi fundamental para o acúmulo de nitrito no RBS. Bae *et al.* (2002) relata que, quando o valor do pH foi elevado de 7 para 8, a velocidade de oxidação do nitrogênio amoniacal aumentou 67%, o que favoreceu o acúmulo de nitrito. No presente estudo, os valores de pH do lixiviado bruto em todos os ciclos foram sempre maiores que 8, o que contribuiu para a formação da amônia livre em concentrações entre 110 e 180 mg N-NH₃ livre L⁻¹. De acordo com Anthonisen *et al.* (1976), essas concentrações são consideradas inibitórias ao processo de nitrificação e, no entanto, esse fato não foi observado neste estudo. Situação semelhante foi observada por Zhu e Jun-Xin (2007) na investigação do acúmulo de nitrito em lixiviados de aterro sanitário, na qual a amônia livre alcançou a concentração de 224 mg N-NH₃ livre L⁻¹. Com o favorecimento do acúmulo de nitrito, aproximadamente 50 % do nitrogênio oxidado foi acumulado em forma de nitrito e 50% em nitrato, como se pode observar nas Figuras 7.20 e 7.21.

Além da diminuição do valor de pH por causa da produção de íons H⁺ na fase nitrificante, a variação da concentração de alcalinidade total é outro indicativo do desenvolvimento satisfatório do processo de nitrificação. A variação da alcalinidade pode ser observada na Figura 7.19. As concentrações elevadas de alcalinidade no lixiviado bruto contribuíram para manutenção de valores elevados de pH no início dos ciclos do reator, o que favoreceu o acúmulo de uma parcela do nitrogênio oxidado na forma de nitrito.

A partir do 97º dia de operação, não foi possível detectar nitrogênio nas formas de nitrito e nitrato no efluente do reator ou concentrações muito baixas foram medidas, indicando bom desenvolvimento da remoção do nitrogênio pelo processo de desnitrificação.

A eficiência de remoção do nitrogênio alcançou valores de até 93% durante o período de monitoramento do reator (Figura 7.21). Ressalta-se que eficiências de remoção de nitrogênio de 80% foram comuns durante o monitoramento do RBS. A desnitrificação em maior parcela a partir do nitrito permitiu obter economia de fonte externa de carbono. A redução estimada da fonte de carbono foi superior a 20%, o que representa aproximadamente a metade do valor teórico que pode ser economizado na desnitrificação via nitrito. A economia de fonte externa de carbono foi semelhante aos resultados obtidos no monitoramento de um RBS (20 a 30%) tratando lixiviado de aterro sanitário antigo por Spagni e Libelli (2008).

7.4.3.3 Conclusões

O acúmulo de nitrito foi fundamental para a redução da quantidade de fonte externa de carbono. Aproximadamente 20% de redução da quantidade de matéria orgânica para a desnitrificação foi alcançada.

Os valores elevados do pH e da concentração de N-amoniaco no lixiviado bruto e, conseqüentemente, a formação de amônia livre contribuíram para inibição da oxidação do nitrito, favorecendo o seu acúmulo e manutenção no reator.

Constatou-se a viabilidade da remoção do nitrogênio presente em lixiviado com o processo nitrificação/desnitrificação via nitrito. Com isso, verificou-se a possibilidade da economia de fonte externa de carbono para o processo de desnitrificação.

7.5 Considerações finais

As características qualitativas e quantitativas dos lixiviados de aterros de resíduos sólidos, além de variarem de um aterro para outro em função de diversos fatores já mencionados, variam em um mesmo aterro sazonalmente e ao longo de sua vida útil.

A aplicação de sistemas biológicos, geralmente empregados em esgoto sanitário, para tratamento de lixiviado fica comprometida não apenas por esse último apresentar composição mais complexa, mas também, e principalmente, em função do baixo teor de matéria orgânica facilmente biodegradável e da alta concentração de nitrogênio amoniacal, ao longo de toda a vida útil do aterro.

Portanto, para a escolha do sistema de tratamento de lixiviado, é fundamental uma caracterização prévia e minuciosa de suas características físicas e químicas, além da vazão, pois a decisão não deve ser baseada simplesmente na adoção de sistemas que apresentam bom desempenho em aterros de outras localidades e nem em estudos científicos específicos que descrevem uma situação particular. Considera-se relevante para esta atividade, além do conhecimento técnico e da experiência em projeto, a realização de estudo piloto de tratabilidade para cada caso. Deve ser considerada, também, a complexidade operacional do sistema escolhido, assim como seu custo.

Agradecimentos

A equipe do Projeto Prolunb/ENC/UnB agradece ao Centro Integrado de Neurologia e Reabilitação da Rede Sarah de Hospitais de Brasília pelas amostras do lodo biológico para inoculação do reator aeróbio, ao Serviço de Limpeza Urbana de Brasília, DF, pelas amostras de lixiviado e ao professor Ricardo Silveira Bernardes pela valiosa contribuição ao longo do trabalho.

Referências bibliográficas

ANTHONISEN, A.C. *et al.* Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, v. 48, n. 5, p. 835-852, 1976.

APHA/AWWA/WEF. *Standards methods for the examination of water and wastewater*. 21 ed. Washington, DC: APHA, 2005.

BAE, W. *et al.* Optimal operational factors for nitrite accumulation in batch reactors. *Biodegradation*, v. 12, n. 5, p. 359-366, 2002.

BURDICK, C.R.; REFLING, D.R.; STENSEL, H.D. Advanced biological treatment to achieve nutrient removal. *Journal of Water Pollution Control Federation*, v. 54, n. 7, p. 1078-1081, 1982.

CARRERA, J. *et al.* Biological nitrogen removal of high-strength ammonium industrial wastewater with two-sludge system. *Water Research*, v. 37, n. 17, p. 4211-4221, 2003.

CATALDO, D.A. *et al.* Rapid colorimetric determination of nitrate in plant tissue by nitration of salicylic. *Communication in Soil Science and Plant Analysis*, v. 6, n. 1, p. 71-80, 1975.

FLECK, E. *Sistema integrado por filtro anaeróbio, filtro biológico de baixa taxa e banhado construído aplicado ao tratamento de lixiviado de aterro sanitário*. 213 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, Brasil, 2003.

HENZE, M.; KRISTENSEN, G.H.; STRUBE, R. Rate-capacity characterization of wastewater for nutrient removal processes. *Water Science and Technology*, v. 29, n. 7, p. 101-107, 1994.

HENZE, M. Basic biological processes. In: FÖRSTNER, U.; MURPHY, R.J.; RULKENS, W.H. *Wastewater treatment: biological and chemical processes*. 2 ed. Berlin: Springer, 1997. p. 55-111.

IAMAMOTO, C.Y. *Remoção de nitrogênio de águas residuárias com elevada concentração de nitrogênio amoniacal em reator contendo biomassa em suspensão operado em batelada seqüenciais e sob aeração intermitente*. 128 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, USP, São Carlos, São Paulo, 2006.

ISAACS, S.H.; HENZE, M. Controlled carbon source addition to an alternating nitrification-denitrification wastewater treatment process including biological P removal. *Water Research*, v. 29, n. 1, p. 77-89, jan. 1995.

JORDÃO, E.P. *Pesquisas visando melhorias operacionais no processo de lodos ativados*. 293 f. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica) – Escola de Engenharia Politécnica, USP, São Paulo, 1998.

KENNEDY, K.J.; LENTZ, E.M. Treatment of landfill leachate using sequencing batch and continuous flow upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Water Research*, v. 14, n. 14, p. 3640-3656, 2000.

KHIN, T.; ANNACHHATRE, A.P. Novel microbial nitrogen removal processes. *Biotechnology Advances*, v. 22, p. 519-532, 2004.

KJELDSSEN, P. *et al.* Present and long-term composition of MSW landfill leachate: a review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, v. 32, n. 4, p. 297-336, 2002.

LI; X.Z.; ZHAO, Q.L. Efficiency of biological treatment affected by high strength of ammonium-nitrogen in leachate and chemical precipitation of ammonium-nitrogen as pretreatment. *Chemosphere*, v. 44, n. 1, p. 37-43, 2001.

MARINGONDA, A.J. *Remoção de nitrogênio de lixiviado de aterros de resíduos sólidos urbanos empregando sistema de lodos ativados, composto por reator anóxico e aeróbio em série*. 136 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Saneamento e Edificações) – Universidade Estadual de

Londrina, Londrina, Paraná, 2008.

McCLINTOCK, S.A.; PATTARKINE, V.M.; RANDALL, C.W. Comparison of yields and decay rates for a biological nutrient removal process and a conventional activated sludge process. *Water Science and Technology*, v. 26, n. 9-11, p. 2195-2198, 1992.

MEHLHART, G.F. Upgrading of existing trickling filter plants for denitrification. *Water Science and Technology*, v. 30, n. 6, p. 173-179, 1994.

METCALF & EDDY. *Wastewater engineering: treatment and reuse*. New York: McGraw-Hill Editions, 2003.

PAMBRUN, V.; PAUL, E.; SPÉRANDIO, M. Control and modelling of partial nitrification of effluents with high ammonia concentrations in sequencing batch reactor. *Chemical Engineering and Processing*, v. 47, n. 3, p. 323-329, 2008.

PHILIPS, S.; LAANBROEK, H.J.; VERSTRAETE, W. Origin, causes and effects of increased nitrite concentration in aquatic environments. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, v. 1, n. 2, p. 115-141, 2002.

QUEIROZ, L.M. *Estudo da remoção biológica de nitrogênio via nitrito utilizando fenol como fonte de carbono operando um reator em bateladas seqüenciais (RBS) em escala piloto*. 198 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica) – Universidade de São Paulo, Escola Politécnica de São Paulo, São Paulo, São Paulo, 2005.

RANDALL, C.W.; PATTARKINE, V.M.; McCLINTOCK, S.A. Nitrification kinetics in single-sludge biological nutrient removal activated sludge systems. *Interactions of Wastewater, Biomass and Reactor Configurations in Biological treatment Plants Water Science and Technology*, v. 25, n. 6, p. 195-214, 1992.

RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digester of high-strength waste. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, v. 58, n. 5, p. 406-411, 1986.

RITTMANN, B.E.; REGAN, J.M.; STAHL, D.A. Nitrification as a source of soluble organic substrate in biological treatment. *Water Science and Technology*, v. 30, n. 6, p. 1-8, 1994.

SAWYER, C.N.; McCARTY, P.L.; PARKIN, G.N. *Chemistry for environmental engineering*, 4. ed, New York: MacGraw-Hill, 1994.

SEDLAK, R.L. *Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater*. 2. ed. Chelsea: Lewis Publisher, 1991.

SPAGNI, A.; LIBELLI, S.M. Nitrogen removal via nitrite in a sequencing batch reactor treating sanitary landfill leachate. *Bioresource Technology*, v. 100, n. 1-3, p. 609-614, 2008.

SPAGNI, A. *et al.* Nitrogen removal optimization in a sequencing batch reactor treating sanitary landfill leachate. *Journal of Environmental Science and Health part A*, v. 42, n. 6, p. 757-765, 2007.

TAM, N.F.Y.; LEUNG, G.L.W.; WONG, Y.S. Effects of external carbon loading on nitrogen removal in sequencing batch reactors. *Water Science and Technology*, v. 30, n. 6, p. 73-81, 1994.

TRENNEPOHL, F.G. *Remoção biológica de nitrogênio em lixiviado de aterro de resíduos, em sistema piloto de lodos ativados com fonte externa de carbono*. 104 f. Dissertação (Mestrado em

Engenharia de Saneamento e Edificações) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina, Paraná, 2009.

TURK, O.; MAVINIC, D.S. Maintaining nitrite build-up in a system acclimated to free ammonia. *Water Research*, v. 23, n. 11, p. 1383-1388, 1989.

VAN HAANDEL, A.; MARAIS, G. *O comportamento do sistema de lodo ativado: teoria e aplicações para projeto e operações*. Campina Grande: Epgraf, 1999.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; JETTEN, M.S.M. Microbiological conversions in nitrogen removal. *Water Science and Technology*, v. 38, n. 1, p. 1-7, 1998.

VILLARVERDE, S.; FDZ-POLANCO, F.; GARCIA P.A. Nitrifying biofilm acclimation to free ammonia in submerged biofilters. Start-up influence. *Water Research*, v. 34, n. 2, p. 602-610, 2000.

VON SPERLING, M. *Princípio do tratamento biológico de águas residuárias: lodos ativados*. 2. ed. Belo Horizonte: UFMG, 2002.

WEF. *Biological nutrient removal (BNR) operation in wastewater treatment plants*, Water Environment Federation, Manual of Practice n. 9, ASCE/EWRI Manuals and Reports on Engineering Practice n. 109, 2006.

YOO, H. *et al.* Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (NDS) via nitrite in an intermittently-aerated reactor. *Water Research*, v. 33, n. 1, p. 145-154, 1999.

ZHU, L. e JUN-XIN, L. Control factors of partial nitrification for landfill leachate treatment. *Journal of Environmental Science*, v. 19, p. 523-529, 2007.

8 Tratamento Combinado de Lixiviados de Aterros de Resíduos Sólidos Urbanos com Esgoto Sanitário

*João Alberto Ferreira, Álvaro Luiz Gonçalves Cantanhede,
Valderi Duarte Leite, Daniele Maia Bila,
Juacyara Carbonelli Campos, Lídia Yokoyama,
Iene Christie Figueiredo, Camille Ferreira Mannarino,
Ana Silvia Santos, Raquel Simões Oliveira Franco,
Wilton Silva Lopes, José Tavares de Sousa*

8.1 Introdução

O tratamento combinado de lixiviado de aterro sanitário com esgoto doméstico em estação de tratamento de esgoto (ETE) é uma das alternativas adotadas em vários países como forma de reduzir os custos de operação dos aterros. Nessas unidades, o custo de tratamento do lixiviado pode atingir valores bastante elevados, sobretudo por continuar a se fazer necessário mesmo após décadas de encerramento de um aterro (COSSU, 1998; DIAMADOPOULOS *et al*, 1997; EBERT, 1999; EHRIG, 1998; MARTINEN; KETTUNEN; RINTALA, 2003).

No Brasil, o tratamento combinado já é utilizado em alguns locais, como os aterros sanitários Bandeirantes, São João, Vila Albertina e Santo Amaro, em São Paulo (SP), da Extrema, em Porto Alegre (RS), Salvaterra, em Juiz de Fora (MG), de Belo Horizonte (MG) e o aterro do Morro do Céu, em Niterói (RJ) (FACCHIN *et al*, 2000; FERREIRA *et al*, 2005; PAGANINI; BOCCHIGLIERI; LOPES, 2003). Seu emprego poderá ser ainda mais difundido uma vez que a Resolução Conama 397/2008, que altera a Resolução Conama 357/2005, não mais estabelece limite máximo do parâmetro de nitrogênio amoniacal como padrão de lançamento para efluentes de ETE. Ao considerar o tratamento combinado de lixiviados como uma alternativa em cidades brasileiras onde existam estações de tratamento de esgotos, deve-se salientar a necessidade de estudos complementares que visem ao melhor entendimento dos impactos provocados pela mistura desses dois resíduos nos

processos de degradação convencionalmente observados nas ETE, avaliando sua viabilidade técnica e econômica e estabelecendo parâmetros de controle operacional.

É dentro desse contexto que se situa o presente capítulo, no qual são apresentadas as pesquisas e estudos realizados pela UERJ, UFRJ e UEPB, com o objetivo de contribuir para a elucidação de algumas das questões acerca do assunto.

8.2 Tratamento combinado

Conceitualmente, o tratamento combinado de lixiviado refere-se ao seu lançamento junto ao afluente da estação de tratamento de esgotos, devendo resultar em um efluente tratado que atenda às exigências legais. Largamente utilizado nos Estados Unidos, Europa e Japão, essa prática sofre hoje questionamentos, particularmente na Europa, sobre as interferências que o lixiviado, em função das suas características, pode promover nos processos de tratamento, especialmente nos biológicos. Critérios para a utilização do tratamento combinando, como a proporção de diluição, devem ser adequadamente definidos para a realidade brasileira.

No ano 2000, a agência de proteção ambiental americana (EPA) estimava que quase 800 aterros de resíduos não-perigosos nos Estados Unidos descartavam seus lixiviados em sistemas públicos de tratamento de esgotos (USEPA, 2000). Para esses aterros, não são estabelecidos padrões de pré-tratamento, tendo a USEPA concluído que seus lixiviados não interferem na operação dos sistemas de tratamento de esgotos (USEPA, 2000).

Tchobanoglous, Theisen e Vigil (1993) ponderam, no entanto, que a adoção de pré-tratamento pode ser necessária em alguns casos para reduzir a carga orgânica antes do lançamento do lixiviado na rede coletora. McBean *et al* (1995), sobre o tratamento combinado de lixiviados com esgoto doméstico, reforçam a ideia de que a relação volumétrica entre o lixiviado e o esgoto não deve ultrapassar 2%.

Dificuldades para o tratamento combinado ocorrem devido às altas concentrações de substâncias orgânicas e inorgânicas oriundas de lixiviado de aterros novos e velhos, respectivamente. Outros problemas possíveis podem ser a corrosão de estruturas e os problemas operacionais derivados da precipitação de óxidos de ferro (COSSU, 1982 *apud* LEMA; MENDEZ; BLAZQUEZ, 1988). Grandes volumes de lixiviado adicionados ao sistema de tratamento de esgotos podem ainda resultar em efluentes tratados com elevadas concentrações de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal (BOYLE; HAM, 1974; LEMA; MENDEZ; BLAZQUEZ, 1988).

Boyle e Ham (1974) demonstraram que um lixiviado com demanda química de oxigênio (DQO) de até 10.000 mg/L⁻¹ pode ser tratado em uma mistura de 5% em volume sem

que seja alterada a qualidade do efluente final, por meio de processo de lodos ativados com aeração prolongada. Henry (1987) demonstrou que lixiviados com elevados valores de DQO (24.000 mg/L^{-1}), quando combinados até 2% em volume com águas residuárias municipais, não causaram alterações significativas no desempenho de ETE.

Diamadopoulos *et al* (1997) propuseram o uso de um reator de lodos ativados operando em batelada sequencial em laboratório para monitorar o tratamento biológico dos efluentes combinados. Com a adição de lixiviado (DBO de 2.000 a 4.700 mg/L, DQO de 4.700 a 12.000 mg/L e N-NH_3 de 405 a 920 mg/L) no percentual de 10% em volume da mistura, foram obtidos de 70 a 98% de remoção de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e de 35 a 50% de remoção de nitrogênio total.

Ehrig (1998) apresenta trabalhos, desenvolvidos em laboratório, simuladores de processos de lodos ativados, nos quais a adição de lixiviados variou de 1 a 16% em volume na mistura. Os valores de DBO e DQO nos efluentes finais foram crescentes de forma concomitante ao aumento da proporção de lixiviado adicionado. O aumento efetivo de DBO e DQO nos efluentes finais pode ser resultado da deficiência de nutrientes (fósforo) em comparação à adição de carga orgânica não biodegradável. Em todos os experimentos, a velocidade de sedimentação do lodo aumentou com a adição de lixiviados.

Buscando estudar a remoção de nutrientes no tratamento combinado de lixiviado e esgoto, Cossu *et al* (1998), montaram em laboratório duas sequências idênticas de reatores anaeróbios, anóxicos e aeróbios. Uma das linhas foi alimentada com esgoto e a outra com misturas de lixiviado variando de 1 a 5% em relação ao esgoto. Os resultados obtidos mostraram que a eficiência de remoção de nitrogênio e fósforo e as velocidades de nitrificação e desnitrificação foram maiores na linha operada com lixiviado e esgoto. Durante 12 meses de operação dos sistemas, não se notaram indicativos de inibição do processo biológico nem problemas de instabilidade nos reatores.

No município de Porto Alegre (RS), Facchin *et al* (2000) monitoraram durante 22 meses o tratamento combinado do lixiviado gerado no aterro sanitário municipal com esgoto doméstico em uma estação de tratamento de esgotos, a ETE Lami, que opera com um conjunto de lagoas de estabilização, sendo duas sequências compostas, cada uma por uma lagoa anaeróbia, uma facultativa e três de maturação. Os percentuais em volume de lixiviado no afluente à estação variaram de 0,3 a 10,7%, com valor médio de 3,2%. O monitoramento apontou a importância do controle do aporte de nitrogênio amoniacal na manutenção da estabilidade do processo de degradação. O nitrogênio amoniacal está comumente presente nos lixiviados em elevadas concentrações e pode se tornar tóxico a algas que, nesse caso, são parte integrante desse tratamento. Paralelamente, observou-se um aumento da eficiência de remoção na carga orgânica e na carga de nutrientes durante o tratamento combinado, com

adição de até 4,1% de lixiviado em volume em relação ao período sem a adição de lixiviado (FACCHIN; COLOMBO; REICHERT, 1998).

Entende-se, portanto, que a eficiência do tratamento combinado está relacionada ao estabelecimento de faixas de cargas carbonácea e nitrogenada do lixiviado a serem misturadas ao efluente doméstico.

8.3 Sistemas estudados no Prosab

Os estudos do tratamento combinado, no âmbito do Prosab, foram conduzidos em diferentes escalas e utilizando-se processos diversos de tratamento. Além de estudos de tratamento físico-químico e de tratabilidade biológica em escala de laboratório, foram realizadas pesquisas em escala piloto e de demonstração utilizando-se lagoas de estabilização, processo de lodos ativados e reatores anaeróbios do tipo UASB. O tratamento em escala real, na ETE de Icaraí em Niterói (RJ), foi monitorado por mais de 12 meses.

8.3.1 Sistema estudado pela UERJ: tratamento físico-químico em escala de laboratório

Os ensaios foram realizados para avaliação do processo de coagulação/floculação no tratamento de lixiviados combinados com esgoto doméstico. Além do objetivo da avaliação do processo, os estudos também serviram de base para comparação com os resultados do monitoramento da ETE de Icaraí.

Os resultados dos ensaios foram analisados tendo como referência o atendimento à legislação estadual, leis 2661 (RIO DE JANEIRO, 1996) e 4692 (RIO DE JANEIRO, 2005), que apresentam as exigências de níveis mínimos de tratamento de esgotos sanitários para posterior lançamento em emissários submarinos. A legislação prevê uma remoção variando de 30 a 40% de DBO.

8.3.1.1 Metodologia

Os ensaios de laboratório foram realizados em *jar-test*. A metodologia dos ensaios foi adaptada de Jordão e Pessoa (2005), Di Bernardo *et al* (2002) e Castilho Junior *et al* (2006), e as condições de ensaio foram: etapa mistura rápida a 150 rpm (dois minutos); mistura lenta a 30 rpm (20 minutos) e decantação por 30 minutos. O lixiviado foi oriundo do Aterro Morro do Céu (Niterói, RJ) e o esgoto, da Estação de Tratamento de Esgotos de Icaraí (Niterói, RJ). As variáveis consideradas nos testes foram:

- Coagulante: sulfato de alumínio (Vetec), cloreto férrico (Vetec), Tanfloc SG e Tanfloc SL (polímeros orgânicos catiônicos da fabricante Tanac) e Panfloc (da fabricante Panamericana).

- Concentração de coagulante: as dosagens utilizadas foram de 20, 40 e 60 mg/L. Esses valores foram obtidos de trabalhos reportados da literatura (JORDÃO; PESSOA, 2005) e são concentrações correntemente utilizadas na ETE Icarai.
- Adição de auxiliares de floculação: em alguns ensaios foram introduzidos auxiliares de floculação para verificar se havia melhora do processo. Os polieletrólitos avaliados foram o catiônico (FX CS7) e o aniônico (FX AS6), ambos cedidos pela Faxon. As dosagens estudadas foram de 0,5 e 1,0 mg/L.
- Composição das misturas de lixiviado/esgoto: foram avaliadas as concentrações de lixiviado de 0,5; 2 e 5%, além de ensaios sem introdução de lixiviado (apenas esgoto bruto).

Para efeitos comparativos, foram efetuados ensaios de decantação sem introdução de produtos químicos com tempo de retenção de uma hora (JORDÃO; PESSOA, 2005). Os experimentos de decantação e coagulação/floculação foram analisados segundo o parâmetro de turbidez e DQO. Apesar de a legislação indicar a DBO como parâmetro de controle, a análise de DQO foi escolhida por apresentar resultado mais rápido e confiável.

Os experimentos com os coagulantes foram realizados em duas etapas. Na primeira etapa, foram realizados 60 experimentos com cada coagulante, combinand-se as diferentes condições citadas anteriormente. Nessa etapa, os ensaios foram efetuados sem réplica e a análise dos resultados obtidos permitiu que fossem selecionadas as condições (concentração de coagulante e polieletrólitos) para cada coagulante e diluição que atendessem à meta de remoção de DQO. Assim, na segunda etapa, foram realizados os experimentos (nas condições selecionadas na etapa 1) com cinco réplicas para possibilitar uma análise estatística dos resultados obtidos.

Para a análise estatística foi utilizado o *software* Minitab 15. Para avaliar se as remoções de DQO para os diferentes coagulantes eram equivalentes, foi utilizado o teste ANOVA a um fator (One-Way ANOVA), fixando-se um intervalo de confiança para o teste de 95%.

A Tabela 8.1 apresenta a caracterização das amostras de lixiviado e de esgoto utilizadas nos experimentos. Todos os experimentos foram realizados com o pH natural do esgoto ou mistura e, portanto, sem necessidade de ajuste de pH.

Tabela 8.1 > Caracterização das amostras de lixiviado e de esgoto utilizadas nos experimentos

PARÂMETRO	UNIDADE	ESGOTO		LIXIVIADO	
		Média	Faixa	Média	Faixa
pH		7,1	7,1-7,2	7,8	7,5-8,2
Turbidez	NTU	71,4	51,2-91,5	15,0	12,5-27,9
N-NH ₃	mg/L	107	36 -153	551	439-663
DQO	mg/L	310	253-274	2305	2301-2310
SST	mg/L	178	145-210	72	66-78

Por último, foi realizada uma avaliação de toxicidade aguda com peixes (*Danio rerio*) para avaliar se o produto químico utilizado deixa resíduo tóxico no efluente tratado.

8.3.1.2 Resultados e discussão

Os resultados dos ensaios de decantação sem adição de coagulantes, com média de três experimentos, estão apresentados na Tabela 8.2.

Tabela 8.2 > Resultados de remoção de DQO para os ensaios de decantação

PROPORÇÃO DE LIXIVIADO NA MISTURA (%V/V)	REMOÇÃO DE DQO (%)
0	19,0
0,5	15,4
2,0	20,8
5,0	20,4

As condições que possibilitaram que a eficiência do processo atingisse a meta de remoção neste estudo de, no mínimo, 30% de DQO estão apresentadas nas Tabelas 8.3 a 8.6, que também ilustram um resumo dos resultados obtidos para cada porcentagem de mistura (resultados da primeira etapa).

Tabela 8.3 > Resumo dos resultados de DQO e turbidez para as condições que alcançaram a meta estabelecida (amostras de esgoto puro)

COAGULANTE	CONCENTRAÇÃO (mg/L)	POLIELETRÓLITO	DQO FINAL (mg/L)	REMOÇÃO DE DQO (%)	TURBIDEZ FINAL (NTU)	REMOÇÃO DE TURBIDEZ (%)
Sulfato de alumínio	20	-	270	30,0	63	31,4
Cloreto férrico	20	-	152	55,6	45	59
Tanfloc SG	20	-	104	50,5	*	*
Tanfloc SL	20	-	145	65,1	57	70,8
Panfloc	20	-	67	73,6	*	*

* ANÁLISES NÃO REALIZADAS

Tabela 8.4 > Resumo dos resultados de DQO e turbidez para as condições que alcançaram a meta estabelecida (mistura 0,5% de lixiviado em esgoto)

COAGULANTE	CONCENTRAÇÃO (mg/L)	POLIELETRÓLITO	DQO FINAL (mg/L)	REMOÇÃO DE DQO (%)	TURBIDEZ FINAL (NTU)	REMOÇÃO DE TURBIDEZ (%)
Sulfato de alumínio	60	Aniônico 0,5 mg/L	164	39,8	22	46,2
Cloreto férrico	20	-	278	36,1	62,4	53,5
Tanfloc SG	20	-	94	42,9	*	*
Tanfloc SL	20	-	118	65,2	69	78,2
Panfloc	20	-	75	70,3	*	*

* ANÁLISES NÃO REALIZADAS

Tabela 8.5 > Resumo dos resultados de DQO e turbidez para as condições que alcançaram a meta estabelecida (mistura 2 % de lixiviado em esgoto)

COAGULANTE	CONCENTRAÇÃO (MG/L)	POLIELETRÓLITO	DQO FINAL (MG/L)	REMOÇÃO DE DQO (%)	TURBIDEZ FINAL (NTU)	REMOÇÃO DE TURBIDEZ (%)
Sulfato de alumínio	20	Aniônico 1,0 mg/L	151	44,5	32	45,9
Cloreto férrico	20	-	199	54,3	103	23,5
Tanfloc SG	20	-	107	35,3	*	*
Tanfloc SL	20	-	195	47,3	38	50,9
Panfloc	20	-	164	35,3	23	47,3

* ANÁLISES NÃO REALIZADAS

Tabela 8.6 > Resumo dos resultados de DQO e turbidez para as condições que alcançaram a meta estabelecida (mistura 5% de lixiviado em esgoto)

COAGULANTE	CONCENTRAÇÃO (MG/L)	POLIELETRÓLITO	DQO FINAL (MG/L)	REMOÇÃO DE DQO (%)	TURBIDEZ FINAL (NTU)	REMOÇÃO DE TURBIDEZ (%)
Sulfato de alumínio	20	Aniônico 0,5 mg/L	227	37,6	43	28,3
Cloreto férrico	20	-	237	36,3	59	39,5
Tanfloc SG	20	-	133	33,6	*	*
Tanfloc SL	20	Catiônico 1,0 mg/L	181	30,0	31	50,0
Panfloc	20	-	168	40,5	33	27,7

* ANÁLISES NÃO REALIZADAS

As distribuições dos valores de percentagem de remoção de DQO obtidos nos experimentos da segunda etapa, utilizando-se as melhores condições do processo de coagulação/floculação em ensaio de laboratório (teste de jarros), estão apresentadas na Figura 8.1.

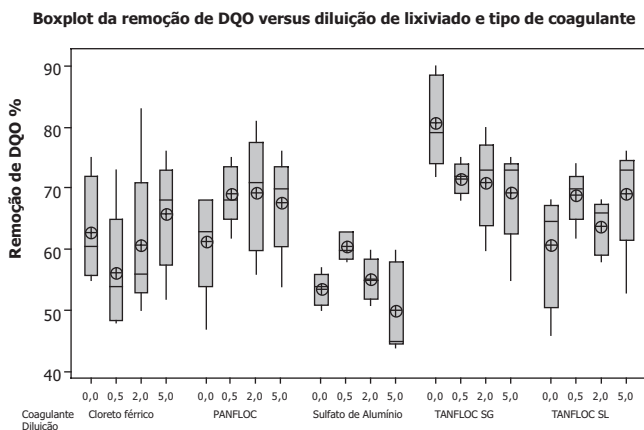


Figura 8.1

Representação gráfica (*box-plot*) da distribuição dos resultados de remoção de DQO para diferentes porcentagens de lixiviado na mistura esgoto-lixiviado e para os cinco coagulantes investigados.

Os ensaios de toxicidade resultaram em 4 UT (unidades de toxicidade) para as amostras: mistura (esgoto + 5% de lixiviado) bruta e tratada com Tanfloc SG, 20 mg/L.

Dados disponíveis na literatura (JORDÃO; PESSOA, 2005) indicam concentrações de 10 a 30 mg/L de cloreto férrico como usuais na etapa de coagulação do esgoto puro. Os polieletrólitos aplicados costumam ser aniônicos, em dosagem típica de 0,25 a 0,50 mg/L. A eficiência típica para o processo é de 30 a 50% de remoção de DQO.

As eficiências de remoção de DQO obtidas nos ensaios de decantação primária (sem adição de coagulantes) são inferiores àqueles com adição de coagulantes (exceto para algumas condições do sulfato de alumínio), ou seja, o processo de decantação (sem adição de coagulantes) não conseguiu atingir a remoção mínima de 30% de DQO.

Da primeira etapa, outro ponto observado foi que a adição de lixiviado ao esgoto bruto diminuiu o desempenho do processo físico-químico na remoção de DQO. Contudo, para adição de 0,5% de lixiviado, os resultados mostram pequenas diferenças nas eficiências de remoções em comparação aos resultados do esgoto bruto (sem adição de lixiviado). Em geral, a menor concentração de coagulante foi suficiente para produzir

remoções maiores do que 30% de DQO. O parâmetro turbidez mostrou resultados variáveis, sem nenhuma tendência específica, não sendo, no presente estudo, um bom indicador. Os resultados de remoção de DQO mostraram uma tendência a diminuir com o aumento da concentração de lixiviado na mistura. A adição de polieletrólitos melhorou a eficiência do processo.

A avaliação estatística das réplicas realizadas (segunda etapa) mostrou que as remoções de DQO para cada coagulante são estatisticamente diferentes em todas as diluições de lixiviado em esgoto estudadas. Em todos os casos obteve-se $p < 0,05$, ou seja, apesar das variações de remoção de uma amostragem para outra, os resultados obtidos para os diferentes coagulantes não são equivalentes. Da análise realizada, infere-se que o Tanfloc SG mostrou melhor desempenho em relação ao sulfato de alumínio.

Outro ponto importante mostrado na avaliação estatística foi o fato de que para todos os coagulantes utilizados, o aumento da concentração de lixiviado na mistura não mostrou impacto no desempenho do processo.

O levantamento econômico mostra que o Tanfloc é o produto mais barato dos testados, porém apresenta restrições quanto ao seu armazenamento (degradação).

Os ensaios de toxicidade mostraram que o Tanfloc SG não deixou residual tóxico após o tratamento. Além disso, mesmo a mistura bruta (esgoto + 5% de lixiviado) mostrou-se não tóxica ($UT < 8$, segundo NT 213, FEEMA).

8.3.2 Sistema estudado pela UERJ: processo biológico por lodos ativados

As ETE onde se realiza o tratamento combinado do lixiviado de aterros sanitários podem ser constituídas por tratamentos primários e secundários e, eventualmente, tratamento terciário. O processo de tratamento de esgotos por lodos ativados é bastante utilizado, pois é importante avaliar a eficiência do tratamento combinado de lixiviado e esgoto doméstico em um tratamento biológico, bem como seus possíveis impactos nesse sistema de tratamento. Com esse objetivo, foram realizados ensaios em escala de laboratório e em uma planta piloto de lodos ativados para avaliar a tratabilidade da mistura de lixiviado e esgoto doméstico por uma biomassa aeróbia. Os reatores em escala de laboratório foram operados em condições operacionais diferentes da planta piloto. Devido à impossibilidade de mudanças na operação da planta piloto, algumas condições operacionais só puderam ser avaliadas em escala de laboratório.

8.3.2.1 Ensaios de tratabilidade

a) Metodologia

Os ensaios de biodegradabilidade foram realizados segundo uma metodologia experimental adaptada de Jordão e Pessoa (2005). Foram utilizados reatores operados em

batelada e regime contínuo, ambos com capacidade de 3 L com aeração. O oxigênio dissolvido (OD) nos reatores aeróbios foi mantido acima de 2,0 mg/L. O sistema foi inoculado com uma biomassa aeróbia proveniente de um processo biológico (biodisco) da ETE Toque Toque, da concessionária Águas de Niterói localizada em Niterói (RJ). No reator operado em batelada, após o lodo biológico ser sedimentado, realizou-se a troca total do sobrenadante a cada batelada de 24 horas. O reator em regime contínuo foi operado com um TDH de seis horas.

Os reatores foram operados em duas fases, diferenciadas pela mistura de alimentação empregada em cada fase. Na fase I, ambos os reatores foram alimentados com a mistura de esgoto doméstico e lixiviado da entrada da ETE Icarai (Niterói, RJ), com a proporção de lixiviado na mistura na faixa de 0,5 a 1,0%. Na fase II, os reatores foram alimentados com mistura de esgoto doméstico e lixiviado, com percentual de lixiviado na faixa de 2,0 a 2,5%.

As análises de acompanhamento dos ensaios realizadas no afluente e efluente dos reatores foram: DQO, pH, nitrogênio amoniacal, nitrito, nitrato, carbono orgânico dissolvido (COD) e SST. Realizou-se, ainda, um acompanhamento do lodo biológico através das análises de OD, SST, SSV, taxa de consumo de oxigênio (TCO), taxa específica de consumo de oxigênio (SOUR), IVL e microscopia. As análises físico-químicas foram realizadas de acordo com metodologias apresentadas por APHA/AWWA/WEF (2005).

b) Resultados e discussão

As caracterizações das misturas de alimentação dos reatores da fase I estão apresentadas na Tabela 8.7.

Tabela 8.7 > Caracterizações da alimentação dos reatores operados em batelada e em regime contínuo na fase I

FASE I 0,5 A 1,0%	PARÂMETROS				
	pH*	DQO* (mg/L)	N-NH ₃ * (mg/L)	SST* (mg/L)	COD* (mg/L)
Reator operado em batelada	7,6	381	50	207	111
Reator operado em regime contínuo	7,4	330	44	290	53

* VALORES MÉDIOS

A Figura 8.2 apresenta os valores de DQO no afluente e efluente dos reatores operados em batelada e em regime contínuo na fase I. Os valores médios de DQO no efluente de cada reator foram: 54 mg/L para o reator operado em batelada e 60 mg/L para o reator operado em regime contínuo. Os resultados mostraram que ambos os reatores

alcançaram remoções dos valores de DQO próximas. Para o reator operado em batelada, alcançou-se uma remoção média de 86% e para o reator operado em regime contínuo, de 81%.

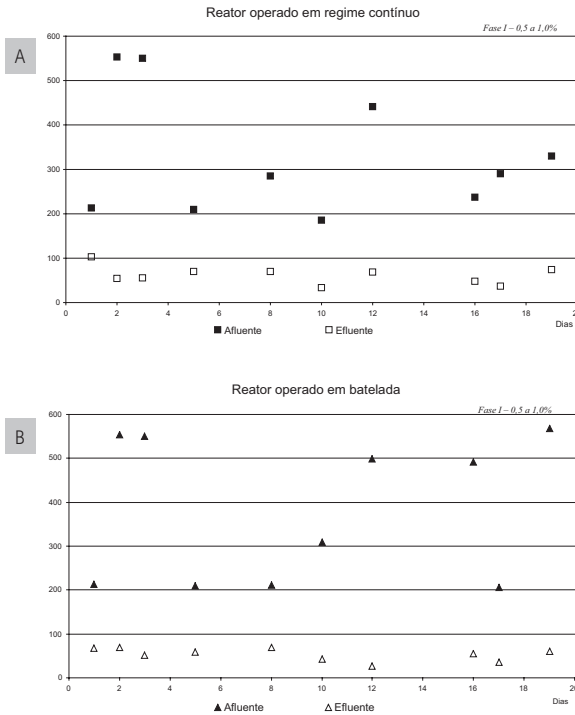


Figura 8.2

Valores de DQO dos reatores operados em batelada e contínuo na fase I (0,5 a 1,0%).

Os resultados de COD, na fase I, demonstraram que o reator operado em batelada alcançou uma remoção média de 79% com uma concentração média no efluente de 21mg/L. No caso do reator operado em regime contínuo, a remoção média foi de 46% e a concentração média no efluente de 29 mg/L. Provavelmente, essa diferença na remoção de COD pode ser explicada, entre outros fatores, pela maior concentração de COD no afluente do reator em batelada, pela maior facilidade em operar um experimento em batelada do que um em regime contínuo no qual pequenas variações na distribuição da vazão de alimentação podem provocar interferências na qualidade do tratamento obtido. Como descrito anteriormente, a composição da mistura afluente dos reatores é proveniente de amostragens diárias de um efluente de uma ETE em funcionamento.

A concentração de nitrogênio amoniacal foi reduzida em ambos os reatores em operação, porém, essa remoção foi maior no reator operado em batelada. As concentrações de nitrogênio amoniacal no afluente e efluente dos reatores operados na fase I e as remoções de nitrogênio amoniacal estão apresentadas nas Figuras 8.3 e 8.4, respectivamente.

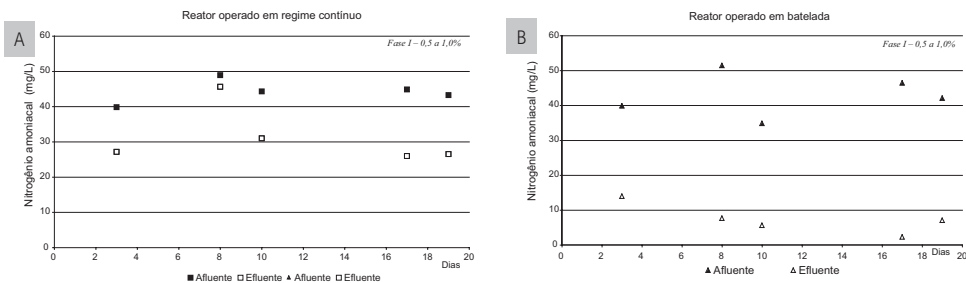


Figura 8.3

Valores de nitrogênio amoniacal dos reatores operados em batelada e contínuos na fase I.

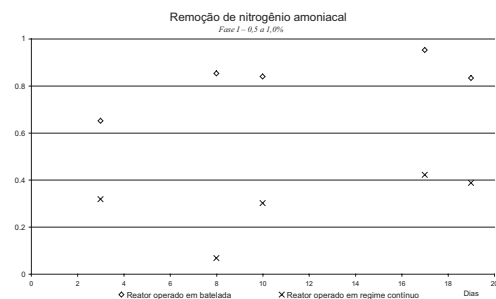


Figura 8.4

Remoção de nitrogênio amoniacal alcançada nos reatores operados em batelada e contínuos na fase I.

Os resultados alcançados na fase I mostraram que, quando os reatores foram alimentados com 0,5 a 1,0% de lixiviado na mistura, o reator operado em batelada alcançou uma redução de nitrogênio amoniacal média de 83%, porém, apenas remoções de 30% foram alcançadas no reator operado em regime contínuo. As concentrações médias de nitrogênio amoniacal no efluente dos reatores em batelada e contínuo foram 7 e 31 mg/L, respectivamente. Além disso, no efluente dos reatores foram detectadas concentrações de nitrato com valores médios de 10 mg/L para o reator operado em batelada e 8 mg/L para o reator operado em regime contínuo. Isso provavelmente devido a diferentes condições operacionais, e ao fato de o TDH do reator operado em batelada (24 horas) ser muito maior do que o TDH do reator operado em regime contínuo (seis horas), o que

possivelmente possibilitou um melhor estabelecimento das bactérias nitrificantes.

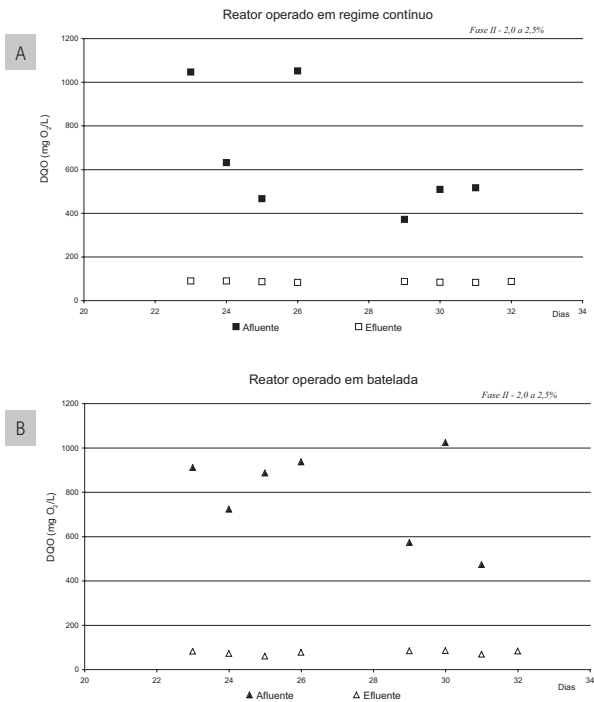


Figura 8.5 Valores de DBO dos reatores operados em batelada e em regime contínuo na fase II.

Na fase I, foram obtidos valores médios de SOUR para o lodo biológico nos reatores operados em batelada, com testes no final do ciclo de aeração, e nos de regime contínuo de 5,8 e 13,6 mg de O₂/g.h, respectivamente. Os valores de SSV do lodo no reator operado em batelada estiveram na faixa de 2.800 a 4.560 mg/L; já o reator operado em regime contínuo operou com valores de SSV na faixa de 1.140 a 2.520 mg/L. Os reatores foram operados com uma relação A/M de 0,13 kgDBO/kgSSVTA.d para o reator operado em batelada e 0,21 kgDBO/kgSSVTA.d no caso do reator operado em regime contínuo. O valor da relação A/M do reator operado em regime contínuo indica operação na modalidade convencional.

Na análise microscópica, foram observados flocos bem formados no lodo do reator em batelada, com presença de filamentosas, além de anelídeos, rotíferos e de colônias de *ciliados penduculados*. No lodo do reator operado em regime contínuo, observou-se aumento da quantidade de filamentosas ao longo dos dias de operação.

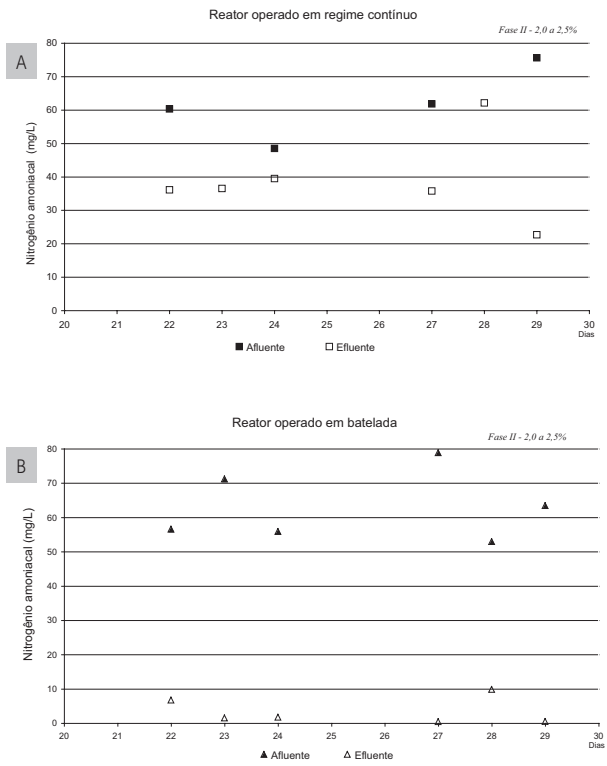


Figura 8.6 Valores de nitrogênio amoniacal dos reatores operados em batelada e em regime contínuo na fase II.

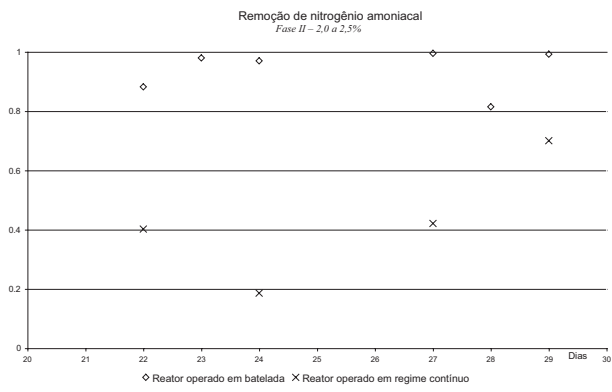


Figura 8.7 Remoção de nitrogênio amoniacal alcançadas nos reatores operados em batelada e em regime contínuo na fase II.

Na fase II, ambos os reatores foram alimentados com 2,0 a 2,5% de lixiviado na mistura. As caracterizações da alimentação dos reatores estão apresentadas na Tabela 8.8.

Tabela 8.8 > Caracterizações das misturas de alimentação dos reatores operados em batelada e em regime contínuo na fase II.

FASE II 2,0 A 2,5%	PARÂMETROS pH*	DQO* (mg/L)	N-NH3* (mg/L)
Reator operado em batelada	7,8	788	63
Reator operado em regime contínuo	7,5	657	62

* VALORES MÉDIOS

Os valores de DQO no afluente e efluente dos reatores operados em batelada e em regime contínuo estão apresentados na Figura 8.5. O efluente do reator operado em batelada apresentou um valor médio de DQO de 76 mg/L, próximo ao valor médio encontrado no efluente do reator operado contínuo (86 mg/L). As remoções médias dos valores de DQO alcançados na fase II pelos reatores operados em batelada e em regime contínuo foram de 90 e 85%, respectivamente.

As Figuras 8.6 e 8.7 apresentam as concentrações e remoções de nitrogênio amoniacal nos reatores operados em batelada e em regime contínuo na fase II. Os resultados mostraram que, como na fase I, os reatores operados em batelada alcançaram maiores remoções de nitrogênio amoniacal, com remoção média de 94%. O reator operado em regime contínuo alcançou uma remoção média de 43%.

Na fase II (2 a 2,5% de lixiviado), os valores médios de SOUR foram de 6,3 mg de $O_2/g.h$ no reator em batelada e de 24,8 mg de $O_2/g.h$ no reator contínuo. Os reatores foram operados com uma relação A/M de 0,36 kgDBO/kgSSVTA.d para o reator operado em batelada e 0,55 kgDBO/kgSSVTA.d no caso do reator operado em regime contínuo. Nessa fase, os valores de SSV do lodo no reator operado em batelada estiveram na faixa de 2.360 a 2.960 mg/L; já no reator operado em regime contínuo, os valores de SSV do lodo biológico situaram-se na faixa de 1.000 a 2.360 mg/L.

O lodo do reator operado em batelada manteve as mesmas características da fase I, permanecendo os flocos bem formados e a diversidade de protozoários. No reator operado em regime contínuo, observou-se crescimento excessivo das bactérias filamentosas, permanecendo os flocos firmes provenientes da fase I. Apesar da presença de rotíferos, essas espécies foram encontradas em quantidade menor do que na fase I. Essas observações comprovam que o lodo biológico apresentou boas características

após o tratamento da mistura de esgoto e lixiviado, não sofrendo interferências negativas no período de operação dos reatores.

c) Conclusões

Os resultados mostraram que remoções de valores de DQO maiores do que 80% foram alcançadas para ambos os reatores nas duas fases de operação (fases I e II). Além disso, os valores de DQO remanescentes no efluente de saída dos reatores foram menores do que 100 mg/L em todo o período de operação dos reatores. Constatou-se, ainda, que não houve prejuízo na operação dos reatores operados em batelada ou em regime contínuo com o aumento da porcentagem de lixiviado na mistura de alimentação, pois remoções elevadas dos valores de DQO foram alcançadas em ambas as fases.

Contudo, a remoção de nitrogênio amoniacal só foi maior quando o reator foi operado em batelada independentemente da fase de operação. Remoções médias de 83 e 94% foram alcançadas na fase I e fase II, respectivamente, e concentrações menores do que 10 mg/L de nitrogênio amoniacal permaneceram no efluente de saída do reator operado em batelada. Em contrapartida, nos reatores operados em regime contínuo, foram alcançadas remoções de 36 e 43% de nitrogênio amoniacal nas fases I e II, respectivamente. As concentrações de nitrogênio amoniacal remanescente no efluente de saída desses reatores foram na faixa de 26 a 46 mg/L na fase I e de 23 a 62 mg/L na fase II. As concentrações médias de nitrato no efluente dos reatores operados em batelada e regime contínuo na fase I foram de 10 e 8 mg/L, respectivamente. Na fase II, esses valores aumentaram para 33mg/L para o reator operado em batelada e 23 mg/L para o reator operado em regime contínuo. Os resultados demonstram que houve nitrificação em ambos os reatores operados nas fases I e II. Provavelmente, a nitrificação ocorreu em maior escala no reator operado em batelada devido às condições operacionais mais adequadas para a ocorrência desse processo em comparação ao reator operado em regime contínuo.

8.3.2.2 Planta piloto de lodos ativados

O objetivo do experimento em escala piloto foi obter informações e dados que possibilitem uma melhor avaliação do tratamento combinado utilizando uma planta piloto de lodos ativados.

a) Metodologia

Os experimentos do processo dos lodos ativados foram realizados em uma unidade piloto instalada na ETE Icarai (RJ). A planta piloto, apresentada na Figura 8.8, é constituída por tanque de aeração e decantador com reciclo de lodo. O tanque de aeração possui um volume de trabalho de 1.150 L, utilizando-se um aerador de superfície com potência de 1/2cv, (EBERLE, Modelo B71a4) para manter os sólidos em suspensão e suprir o OD para a biomassa. O decantador possui um volume de 100 L, com diâmetro superior de 40 cm.

O retorno do lodo para o tanque de aeração é feito por um sistema de *air lift*, no qual o lodo sedimentado é arrastado para o tanque de aeração quando o compressor de ar é acionado. O controle do intervalo e tempo de acionamento do compressor (Jet Master Schulz, MS2:3) é feito no painel de controle. O retorno do lodo foi programado para intervalos de 30 em 30 minutos, durante um tempo de dois minutos. Não foi possível realizar a retirada de lodo em excesso devido à quantidade reduzida de massa biológica no tanque de aeração durante todo o período de operação da planta piloto.

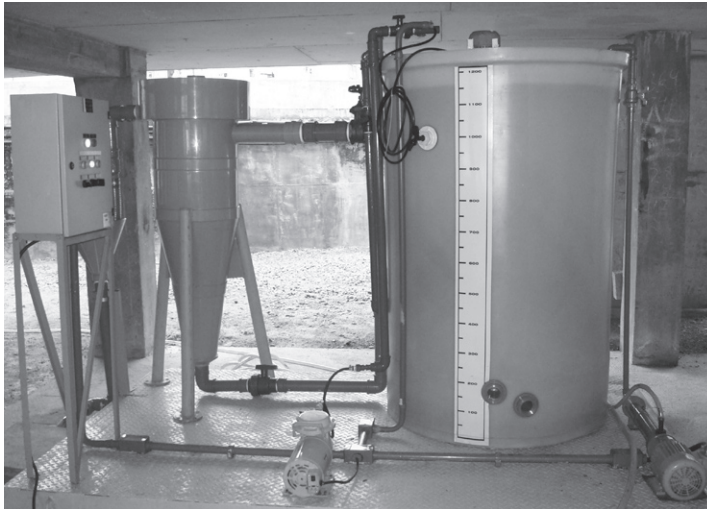


Figura 8.8

Foto da planta piloto de lodos ativados utilizada no tratamento combinado de esgoto doméstico e lixiviado.

A planta piloto operou com uma vazão média de 68L/h na fase I e 60L/h nas fases II e III, com TDH de 17 a 19 horas com recirculação do lodo biológico. O sistema foi inicialmente inoculado com uma biomassa aeróbia proveniente do processo biológico (bio-disco) da ETE Toque Toque da concessionária Águas de Niterói. No tanque de aeração, o OD foi mantido acima de 2,0 mg/L. O pH do afluente foi mantido entre 6,5 e 7,0.

Durante a operação da planta piloto, a relação A/M esteve na faixa de 0,03 a 0,46 kgDBO/kgSSVTA.d, e a idade do lodo era na faixa de 11 a 20 dias, ao longo do período de operação. Nas fases I e II, a planta piloto operou na modalidade convencional e, na fase III, na modalidade aeração prolongada.

A planta piloto operou em três fases, que diferem na mistura de alimentação. Na fase I, a alimentação foi realizada com proporção em volume de lixiviado de 2 a 2,5%, a

partir de tanque de mistura, com o efluente da caixa de areia da ETE Icarai (Niterói, RJ), contendo de 0,5 a 1% de lixiviado, e adição complementar de 1% de lixiviado. Na fase II, o sistema foi alimentado com o efluente da caixa de areia da ETE Icarai com a proporção de 0,5 a 1% de lixiviado. Na fase III, repetiu-se a mistura de alimentação da fase I, com lixiviado na faixa de 2 a 2,5%.

A operação do sistema foi acompanhada por uma programação diária de análises. Os parâmetros físico-químicos determinados no afluente e efluente da planta piloto foram DQO, DBO₅, N-NH₃, SST, pH, nitrito, nitrato, alcalinidade, cloreto e carbono orgânico dissolvido (COD). No lodo biológico do tanque de aeração, foram monitorados SST, SSV, OD, taxa de consumo de oxigênio (TCO), taxa específica de consumo de oxigênio (SOUR), IVL e microscopia. Os parâmetros físico-químicos foram determinados de acordo com o APHA/AWWA/WEF (2005).

b) Resultados e discussão

As caracterizações das misturas de alimentação (afluentes) da planta piloto de lodos ativados nas três fases de operação estão apresentadas na Tabela 8.9.

Tabela 8.9 > Caracterizações das misturas de alimentação da planta piloto de lodos ativados nas fases I, II e III de operação

FASE	PARÂMETROS							
	pH*	DQO* (mg/L)	SST* (mg/L)	DBO ₅ * (mg/L)	N-NH ₃ * (mg/L)	Cloreto* (mg/L)	COD* (mg/L)	Alcalinidade* (mg de CaCO ₃ .L)
I (2,0 a 2,5%)	7,5	368	161	-	96	183	-	244
II (0,5 a 1,0%)	7,5	379	208	243	36	171	71	195
III (2,0 a 2,5%)	7,5	356	76	106	42	188	70	152

*VALORES MÉDIOS

As Figuras 8.9 e 8.10 apresentam os resultados dos valores e as remoções de DQO no afluente e efluente nas três fases de operação da planta piloto. Os resultados demonstraram que os valores de DQO do efluente pouco variaram, com valores abaixo de 100 mg/L independentemente dos valores de DQO do afluente. Os valores médios de DQO remanescente no efluente da planta piloto nas fases I, II e III foram de 100, 85 e 78 mg/L, respectivamente. As porcentagens de redução dos valores de DQO foram pouco variáveis ao longo do período de operação da planta piloto, com valores médios de 69% na fase I, 77% na fase II e 72% na fase III.

Os valores de COD só foram monitorados nas fases II e III e esses resultados mostraram que houve uma redução de 80% no COD com valor médio residual no efluente de 14 mg/L na fase II. Na fase III, a redução de COD foi de 59% com valor médio no efluente

de 29 mg/L. As remoções médias de DBO_5 alcançadas nas três fases de operação da planta piloto foram: 50% na fase I, 58% na fase II e 61% na fase III.

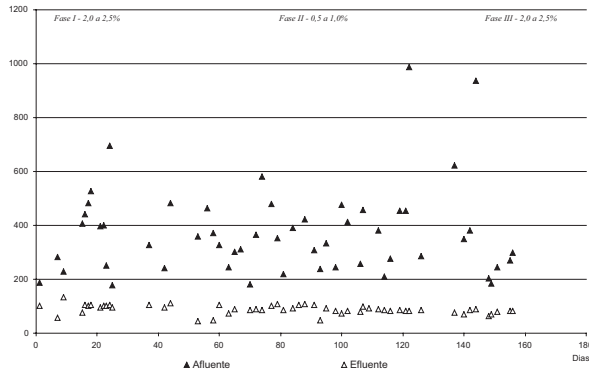


Figura 8.9

Valores de DQO no afluente e efluente nas fases I, II e III de operação da planta piloto de lodo ativado.

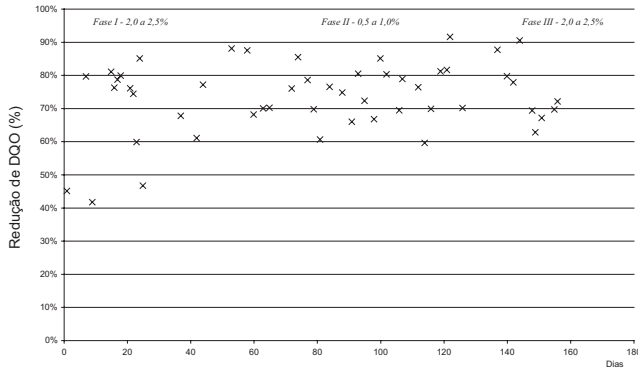


Figura 8.10

Remoções dos valores de DQO no afluente e efluente nas fases I, II e III de operação da planta piloto de lodo ativado

As concentrações de nitrogênio amoniacal no afluente e efluente da planta piloto nas fases I, II e III estão apresentadas na Figura 8.11. A Figura 8.12 apresenta as remoções de nitrogênio amoniacal alcançadas ao longo das três fases de operação da planta piloto.

Os resultados demonstraram que nas três fases de operação da planta piloto foram alcançadas elevadas remoções de nitrogênio amoniacal. Na fase, I a remoção média foi de 82%. No início da fase II, a remoção de nitrogênio amoniacal foi menor, com médias

de 41%, provavelmente devido à nova adição de lodo biológico que ocorreu no início da fase II. Porém, a remoção aumentou ao longo dessa fase atingindo um valor médio de 91% que se manteve em mais de 75% do período estudado. A remoção de nitrogênio amoniacal permaneceu elevada na fase III, atingindo valores médios de 97%.

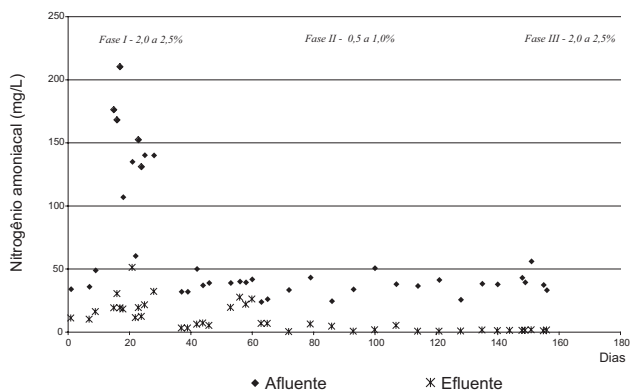


Figura 8.11

Valores de nitrogênio amoniacal no afluente e efluente nas fases I, II e III de operação da planta piloto de lodo ativado.

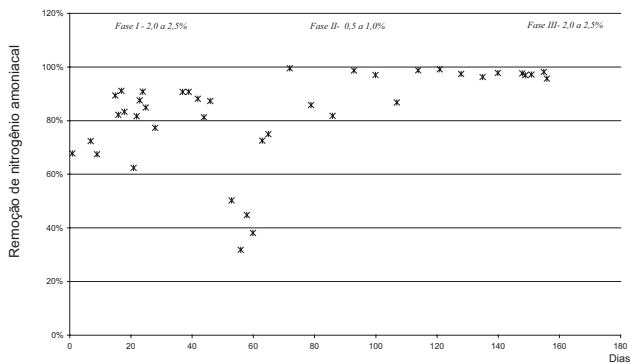


Figura 8.12

Remoções dos valores de nitrogênio amoniacal no afluente e efluente nas fases I, II e III de operação da planta piloto de lodo ativado.

O monitoramento da alcalinidade e da concentração de nitrato só foi iniciado na fase II, quando se observou um alto consumo de alcalinidade e um aumento da concentração de nitrato no efluente. Um consumo médio de 92% foi alcançado na fase II e 88% na fase III. Aliado à redução na alcalinidade, observou-se uma alta remoção de nitro-

gênio amoniacal e um aumento da concentração de nitrato no efluente da piloto. Nas fases II e III, a concentração de nitrogênio amoniacal foi reduzida em mais de 90%. No 12º dia de operação da fase II, a concentração de nitrato alcançou valores próximos a 10 mg/L. Contudo, a concentração aumentou ao longo do tempo, chegando a valores de 46 mg/L no 60º dia de operação. As concentrações médias de nitrito no efluente nas fases II e III foram de 0,14 mg/L e 0,07 mg/L, respectivamente. As concentrações de nitrato e nitrito não foram monitoradas na fase I.

Na fase II, constatou-se um consumo de alcalinidade superior a 95% a partir do 70º dia de operação, sendo as concentrações efluentes inferiores a 12,5mg/L. Segundo Metcalf e Eddy (1991), para cada mg de nitrogênio amoniacal oxidado são consumidas 7,14 g de alcalinidade, o que justificaria a sua elevada redução. A oxidação média de nitrogênio amoniacal na fase II foi de 28 mg/L o que ocasiona, teoricamente, o consumo de 199 mg/L de alcalinidade. O consumo médio real de alcalinidade nessa fase foi de 180 mg/L, valor próximo ao teórico.

Em um processo biológico aeróbio, o nitrogênio amoniacal pode ser utilizado pelas bactérias de duas formas: no consumo de DBO, que segue a relação $DBO_5:N:P$ igual a 100:5:1, e na nitrificação, por meio da oxidação da amônia em nitrato. Com base em nossos resultados, além da degradação da matéria orgânica, houve também a nitrificação.

Na operação da planta piloto, foram alcançada remoções de SST de 50, 65 e 45% nas fases I, II e III, respectivamente. As concentrações médias de SST no efluente da piloto nas fases I, II e III foram 73, 71 e 43 mg/L, respectivamente, e os valores de turbidez mantiveram-se em torno de 50 UNT no efluente. De acordo com a literatura, a perda de sólidos no efluente de um reator biológico pode ser devido a problemas ou à má qualidade do lodo biológico, dando origem ao seu desfloculamento (JORDÃO; PESSOA, 2005). Esse problema na formação dos flocos biológicos pode ter algumas causas, como a presença de compostos tóxicos ou elevado teor de O&G no afluente, assim como problemas no sistema de aeração, como turbulência excessiva. No presente estudo, não se investigou a interferência de compostos tóxicos no lodo biológico, bem como não se monitorou a concentração de O&G no afluente da planta piloto. Esses pontos devem ser investigados em estudos posteriores.

A Figura 8.13 apresenta os valores de SSV do lodo biológico obtidos no tanque de aeração ao longo da operação da planta piloto.

O acompanhamento do lodo biológico no tanque de aeração da planta piloto demonstrou que, na fase I, os valores de SSV variaram de 680 a 1.500 mg/L. Na fase II, mesmo com uma concentração de SSV de 5.000 mg/L no início da operação, houve uma queda, alcançando-se valores entre 1.330 a 840 mg/L, um pouco maiores do

que os atingidos na fase I. Os valores de SSV na fase III variaram de 1.200 a 2.660 mg/L, observando-se um aumento nos valores de SSV do lodo biológico no tanque de aeração. Os valores médios de IVL do lodo variaram entre 31 e 38 mL.g ao longo da operação, segundo Jordão e Pessoa (2005), valores de IVL na faixa de 40 a 150 mL.g indicam, geralmente, uma boa qualidade do lodo biológico formado. Assim, valores fora da faixa podem comprometer a sedimentabilidade do lodo e, com isso, o bom funcionamento da planta piloto de lodos ativados. Esse poderia ser um dos motivos da perda de sólidos observada no efluente ao longo da operação da planta piloto.

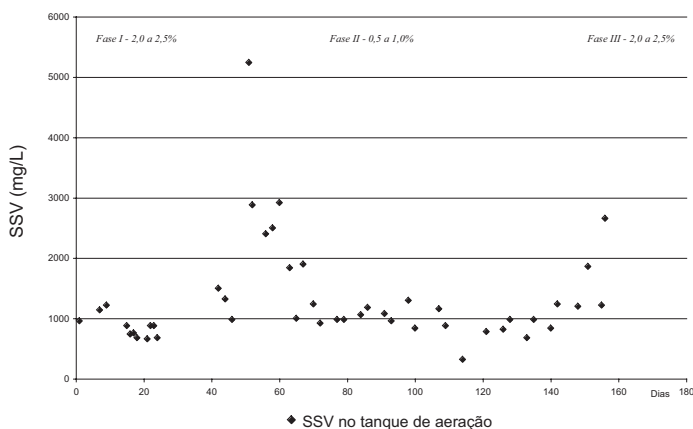


Figura 8.13

Acompanhamento dos valores de SSV do lodo biológico no tanque de aeração nas três fases de operação da planta piloto de lodos ativados.

Os valores médios de SOUR nas fases I, II e III foram 9,8, 12,9 e 4,8 mg de $O_2/g.h$, respectivamente. A planta piloto operou com uma relação A/M média de 0,3 kgDBO/kgSSVTA.d na fase I, 0,2 kgDBO/kgSSVTA.d na fase II e 0,04 kgDBO/kgSSVTA.d na fase III. Esses valores de A/M indicam que a planta piloto operou nas fases I e II em modalidade convencional e na fase III em aeração prolongada. Os valores médios de idade de lodo nas fases I, II e III foram de 11, 17 e 20 dias, respectivamente. Esses altos valores de idade do lodo talvez se devam à perda de sólidos no efluente da planta piloto, já que não houve descarte de lodo biológico ao longo da operação, como mencionado anteriormente. A perda de sólidos foi o motivo mais provável pelo qual a planta operou com uma concentração de SSV baixa no tanque de aeração.

O monitoramento da biomassa realizado por observações microscópicas demonstrou que o lodo biológico apresentava boas características, verificando-se flocos firmes e compactos, porém com reduzida quantidade de filamentosos. Observou-se a presença

de diversos protozoários, tais como ciliados penduculados e livre nadantes, além da presença de rotíferos. A presença dessa comunidade microbiana está associada à boa qualidade do lodo biológico. Contudo, uma sedimentabilidade adequada do lodo biológico pode ter sido comprometida pela quantidade reduzida de organismos filamentosos. Essa presença reduzida de organismos filamentosos no lodo biológico pode ser devido à interferência de compostos presentes no lixiviado, ou problemas no sistema de aeração da planta piloto (JORDÃO; PESSOA, 2005).

c) Conclusões

Os experimentos na planta piloto mostraram uma remoção média de DQO maior do que 70% alcançadas para todo o período de operação. Além disso, nas fases II e III, todas as remoções foram maiores do que 60%. Na fase I (2,0 a 2,5%) a remoção média foi de 68%; na fase II de 77%; na fase III (2,0 a 2,5%), que foi operada com a mesma percentagem de lixiviado da fase I, a remoção média foi de 72%. Valores médios de DQO remanescente no efluente da planta piloto nas fases I, II e III foram de 100, 85 e 78 mg/L, respectivamente.

Com isso, pode-se verificar que, em se tratando de remoção de DQO, não houve interferência negativa no tratamento da mistura de esgoto doméstico e lixiviado no aumento da percentagem de lixiviado no afluente da planta piloto. Isso também foi observado na qualidade do lodo biológico, que continuou a apresentar boas características, ou seja, não se observou perda da qualidade no lodo biológico no período de operação da planta piloto, a não ser a presença de quantidade reduzida de organismos filamentosos, o que foi observado em todo o período de operação da planta piloto, mesmo com a menor percentagem de lixiviado na mistura de alimentação (0,5 a 1,0%).

Observou-se, ainda, que nas três fases (I, II e III) a planta piloto operou com uma baixa concentração de SSV, ou seja, de biomassa, quando comparada à geralmente empregada no processo de lodo ativado nas modalidades convencional e aeração prolongada. Mesmo quando uma quantidade de lodo biológico foi adicionada no início da fase II, a concentração de SSV diminuiu até atingir valores médio de 1.000 mg/L.

Os resultados obtidos ao longo da operação da planta piloto mostraram que as remoções de DQO, DBO_5 e COD ficaram aquém das esperadas por esse tipo de processo de tratamento em se tratando somente de esgoto doméstico. Contudo, observou-se uma perda de sólidos no efluente que pode ter comprometido a remoção dos parâmetros citados acima. Essa perda de sólidos provavelmente foi devido a problemas de sedimentabilidade do lodo biológico.

Contudo, os valores de DQO no efluente de saída da planta piloto foram menores do que 130 mg/L em todas as fases de operação. No Rio de Janeiro, a legislação não

trata especificamente de padrões para tratamento de lixiviados de aterros sanitários. A Diretriz DZ-205.R-6 da FEEMA estabelece como concentração máxima de DQO, em percolado de aterro industrial, o valor < 200 mg/L. No caso específico do tratamento combinado, o que se pressupõe é que a presença do lixiviado não deverá interferir na qualidade esperada para o efluente da planta tratando apenas esgotos domésticos.

Verificou-se que uma alta remoção da concentração de nitrogênio amoniacal em todas as fases de operação da planta piloto, remoções médias acima de 80% foram alcançadas, sendo que nas fases II e III, os valores foram maiores que 90% no maior tempo de operação. Essa remoção foi acompanhada de um aumento na concentração de nitrato no efluente de saída ao longo do tempo de operação da planta piloto, alcançando valores de 46 mg/L e conseqüente consumo de alcalinidade do afluente, demonstrando a ocorrência de nitrificação no tanque de aeração.

Embora os parâmetros usuais considerados no tratamento de lixiviados sejam DBO, DQO e nitrogênio amoniacal, a presença de materiais recalcitrantes, bem como a questão da toxicidade necessitam ser mais estudadas para uma avaliação mais criteriosa sobre a interferência dos lixiviados no tratamento combinado.

8.3.3 Sistema estudado pela UEPB: tratamento biológico anaeróbio em Reator UASB em escala piloto

Os experimentos desenvolvidos no âmbito da UEPB visaram ao estudo da aplicação de reatores do tipo UASB para o tratamento combinado de lixiviado de aterro sanitário e esgotos domésticos, haja vista que, atualmente, esse sistema de tratamento vem ganhando força no país.

No reator UASB, o resíduo afluente é alimentado em sua parte inferior e em movimento ascendente, atravessa a camada de lodo biológico, que se encontra na base do reator, e passa pelos separadores de fases, alcançando sequencialmente a zona de decantação e o dispositivo de saída do efluente do reator.

A eficiência dos processos de tratamentos anaeróbios depende fundamentalmente das características químicas do resíduo a ser tratado, dos parâmetros operacionais aplicados, principalmente do TDH, da carga orgânica volumétrica aplicada e das próprias características dimensionadas para as partes constituintes do reator.

Embora, não se tenha notícia da utilização, no país, de processos anaeróbios no tratamento de lixiviados, no caso do tratamento combinado, é importante que se tenham informações sobre a sua eficiência, na medida em que a utilização de reatores UASB para o tratamento de esgotos domésticos vem aumentando nos últimos anos no Brasil (JORDÃO; PESSOA, 2005).

8.3.3.1 Metodologia

O sistema experimental foi construído, instalado e monitorado nas dependências físicas do laboratório de Saneamento Ambiental do Departamento de Química da UEPB. Na Figura 8.14 apresenta-se a ilustração do aparato experimental.

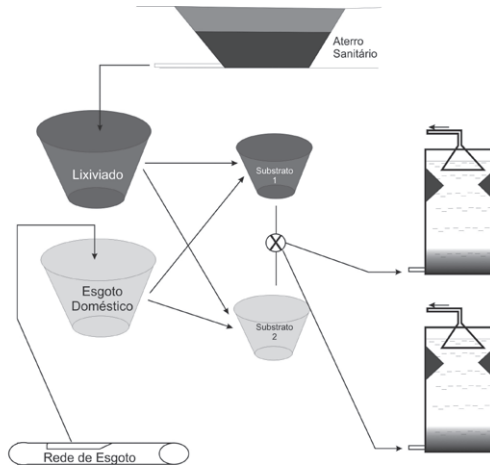


Figura 8.14 Ilustração do aparato experimental.

O aparato experimental é constituído pelos seguintes componentes: um depósito para armazenamento do lixiviado; um depósito para armazenamento de esgoto doméstico; dois depósitos para equalização dos substratos; dois reatores UASB e uma bomba peristáltica.

Na Tabela 8.10 são apresentadas as principais características físicas e operacionais dos reatores UASB.

Tabela 8.10 > Parâmetros operacionais aplicados aos reatores UASB

Parâmetros/ reatores	V (L)	TDH (horas)	Proporção (lixiviado/esgoto)	CVA* (kgDQO.m ⁻³ .dia ⁻¹)
UASB 1	39	12	1:99	1,2
UASB 2	41,5	12	10:90	3,4

*CVA: CARGA VOLUMÉTRICA APLICADA.

O lixiviado utilizado para a preparação do substrato do reator UASB 1 foi lixiviado *in natura*, enquanto o lixiviado utilizado para preparação do substrato do reator UASB 2 já tinha sido anteriormente passado pelo processo de *stripping*, tendo sofrido uma redução em torno de 98% da concentração inicial de nitrogênio amoniacal.

O lixiviado utilizado para preparação do substrato foi coletado no Aterro Sanitário Metropolitano da cidade de João Pessoa (PB) e o esgoto doméstico foi coletado na rede de esgotamento sanitário da cidade de Campina Grande (PB), mais precisamente no interceptor leste da rede proveniente da cidade.

Inicialmente, os reatores UASB monitorados foram inoculados com lodo anaeróbio proveniente de reator UASB que trata esgoto doméstico e apresentava concentração de 65 g.L de sólidos totais dos quais 69% correspondia a STV. Concluída a inoculação, os reatores foram alimentados lentamente com os respectivos substratos devidamente preparados e submetidos à caracterização físico-química. O processo de monitoração do sistema experimental consistiu basicamente em preparação diária dos substratos, calibração das bombas e coleta de amostras dos substratos afluentes e dos efluentes dos reatores. As amostras eram coletadas normalmente duas vezes por semana e os parâmetros de controle do desempenho dos reatores, foram: pH; alcalinidade total, ácidos voláteis, sólidos totais e suas frações, DQO total e solúvel e DBO_5 .

Na Tabela 8.11 são apresentados os dados advindos da caracterização química dos substratos utilizados para alimentação dos reatores UASB 1 e UASB 2.

Tabela 8.11 > Caracterização química dos substratos utilizados para alimentação dos reatores UASB 1 e UASB 2

PARÂMETROS	UNIDADE	REATORES UASB 1	UASB 2
pH		7,6	7,9
Alcalinidade total	mgCaCO ₃ .L	430	852
Ácidos voláteis	mgH _{Ac} .L	24	116
DQO	mg/L	588	1039
DBO_5	mg/L	237	450
ST	mg/L	1181	2721
STV	mg/L	808	903
SS	mg/L	396	812
SSV	mg/L	283	291
N-NH ₃	mg/L	82	68

O aterro sanitário metropolitano da cidade de João Pessoa tem, em média, seis anos de operação, porém, o lixiviado produzido apresenta algumas particularidades que normalmente não são encontradas em lixiviado de aterros sanitários novos. Dentre as particularidades, destacam-se a relação DBO_5/DQO com valor médio de 0,3 e a concentração média de nitrogênio amoniacal de 2.000 mg/L.

8.3.3.2 Resultados e discussão

Analisando-se os dados do reator UASB 1, pode-se constatar que o pH do substrato (lixiviado mais esgoto doméstico) alimento ao reator variou de 6,6 a 7,8 unidades de pH, o que representa teoricamente o recomendado para tratamento biológico. Durante o período de monitoração, observa-se uma tendência do crescimento do pH, com variação de 6,7 a 8,2 nos primeiros cem dias de monitoração. A concentração de alcalinidade total no substrato variou de 383 a 583 mgCaCO₃.L, com concentração média de 480 mgCaCO₃.L e no efluente do reator, a concentração da alcalinidade total variou de 277 a 537 mgCaCO₃.L. A concentração de ácidos graxos voláteis no substrato variou de 24 a 205 mgH_{AC}.L, com concentração média de 101 mgHAC.L. Observou-se uma tendência de crescimento da concentração de ácidos graxos no substrato, que está associado diretamente à presença dessas espécies químicas no lixiviado coletado no aterro sanitário. No efluente do reator, a concentração de ácidos graxos voláteis variou de 30 a 101 mgH_{AC}.L, apresentando a mesma tendência da concentração de ácidos voláteis do substrato.

Durante o período de monitoração, foram constatadas bruscas variações da concentração da DQO total do lixiviado, o que refletiu na concentração da DQO do substrato, que variou de 522 a 900 mg/L, estabelecendo-se uma concentração média de 711 mg/L. No material efluente, a concentração de DQO total variou de 30 a 649 mg/L, com eficiência média de redução da concentração de DQO de 55%. Pode-se observar que a variação da concentração de DQO total no efluente do reator poderá estar associada ao arraste de partículas de lodo do interior do reator, haja vista que, nesse período da monitoração, não foi estabelecida ainda, em sua plenitude, o processo de formação da granulometria do lodo. Levando-se em consideração o baixo percentual volumétrico de lixiviado no substrato e a carga volumétrica aplicada de 1,2 kg DQO. m⁻³.dia⁻¹, esperar-se-ia uma maior eficiência em termos de remoção de DQO total. É possível que alguns fatores, como o lixiviado propiciar ao substrato concentração de nitrogênio amoniacal de até 100mg. L⁻¹, valor bastante superior ao de esgoto doméstico, a presença de materiais de difícil biodegradação no mesmo, o TDH de 12 horas e, ainda, o lodo inoculado não muito bem aclimatado, possam ter contribuído para o percentual de redução de DQO de apenas 55%. Espera-se que com uma melhor aclimação do lodo, o reator possa superar os fatores negativos e suportar uma carga volumétrica maior, com redução de DQO de 60 a 70%, que normalmente é alcançada nos processos anaeróbios tratando substrato com características favoráveis. Vale salientar que, neste trabalho, a eficiência média de remoção de DQO solúvel foi 48% inferior à de DQO total, haja vista grande parte do material constituinte da DQO total ter sido incorporado no lodo do reator pelo processo de sedimentação.

Frente à elevada concentração de nitrogênio amoniacal no lixiviado *in natura*, mesmo adicionando-se 1% (percentagem em volume) de lixiviado na preparação do substrato

to, pode-se constatar variação da concentração de nitrogênio amoniacal de 75 a 127 mg/L⁻¹, com concentração média de 82 mg/L⁻¹, valor bastante superior ao do esgoto doméstico produzido pela população da cidade de Campina Grande. No efluente, a concentração de nitrogênio amoniacal variou de 71 a 111 mg/L⁻¹.

No caso específico do reator UASB 2, em que o substrato era preparado com 10% de lixiviado mais 90% de esgoto doméstico (percentagem em volume), o pH do substrato variou de 8,1 a 9,1. Pode-se afirmar que essa elevação do pH do substrato está associada diretamente ao pH do lixiviado advindo do processo de *stripping* de amônia. Quanto à alcalinidade total, no substrato, a concentração variou de 727 a 1.400 mgCaCO₃.L⁻¹ e, no efluente do reator UASB 2, de 626 a 1.232 mgCaCO₃.L⁻¹. A eficiência média de redução de DBO₅ foi estimada em 45%, podendo ser considerada relativamente baixa. Porém, o substrato contém 10% (percentagem em volume) de lixiviado, relação DBO₅/DQO igual a 0,3 e carga volumétrica aplicada de 3,4 kgDQO.m⁻³.dia⁻¹.

A concentração dos ácidos graxos voláteis no substrato variou de 55 a 156 mgH_{AC}.L⁻¹ e no efluente produzido, de 40 a 111 mgH_{AC}.L⁻¹.

8.3.3.3 Conclusões

Analisando-se os dados advindos do processo de monitoração dos reatores, podem ser constadas elevadas concentrações de material carbonáceo e de nitrogênio amoniacal presentes nos efluentes gerados. Isso pode ser um indicativo de que, para o tratamento combinado de lixiviado e esgoto doméstico em reator UASB, pode ser necessário que o efluente seja submetido a um processo de pré-tratamento. Contudo, novos experimentos deverão ser realizados para que se possa avaliar a possibilidade do uso do tratamento combinado de lixiviado mais esgoto doméstico em reator UASB quando levados em consideração os aspectos técnicos e econômicos.

8.3.4 Sistema estudado pela UFRJ: tratamento biológico com lagoas de estabilização em unidades de demonstração

A pesquisa executada na UFRJ, desenvolvida em parceria com a Companhia de Limpeza Urbana do Rio de Janeiro (Comlurb), teve como principal objetivo avaliar a interferência do tratamento combinado no desempenho das unidades de tratamento biológico de esgotos por lagoas de estabilização quando submetidas à variação de carga afluente imposta pela diluição de lixiviado de aterro sanitário no esgoto doméstico.

Os trabalhos foram desenvolvidos em unidades instaladas no Centro Experimental de Tratamento de Esgotos da UFRJ (CETE/UFRJ), em duas linhas de tratamento (ver Figura 8.15): a) Linha 1: lagoa facultativa (LF) + lagoa de maturação (LM) + diluição do lixiviado do aterro sanitário de Gramacho (RJ); b) Linha 2: lagoa aerada (LA) + lagoa de sedimentação (LS) + diluição do lixiviado do aterro sanitário de Gericinó (RJ).

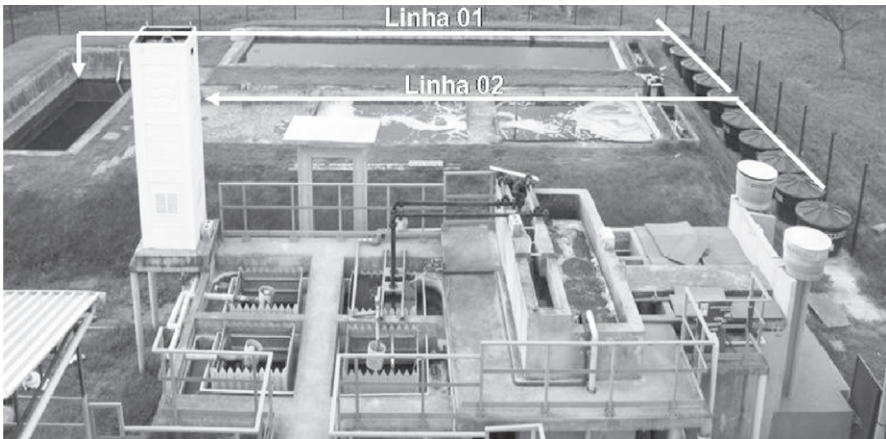


Figura 8.15

Aparato experimental em funcionamento. LF: lagoa facultativa; LM: lagoa de maturação; LA: lagoa aerada; LS: lagoa de sedimentação

As coletas de amostras simples, para as duas linhas de pesquisa, foram realizadas semanalmente às 8 horas da manhã. Os parâmetros analisados foram: 1) DQO, DBO, cloreto, alcalinidade, sólidos, cor, turbidez e pH, semanalmente; 2) amônia, nitrito, nitrato e fósforo: quinzenalmente e; 3) coliformes totais e termotolerantes, mensalmente.

Os tanques de 1.000 L que armazenam os lixiviados provenientes dos aterros de Gramacho e de Gericinó foram abastecidos semanalmente por meio de caminhão pipa. A diluição do lixiviado no esgoto doméstico, nas duas linhas de pesquisa, instaladas no CETE/UFRJ, foi realizada em regime constante, 24 horas por dia, através de bomba dosadora instalada antes do medidor Thompson. Ambas as linhas foram avaliadas em cinco diferentes fases operacionais com características distintas, sendo cada uma delas operada por aproximadamente quatro meses. As fases operacionais podem ser assim caracterizadas: fase 1: manutenção das condições operacionais das lagoas definidas para o tratamento de esgoto doméstico e diluição de 2% de lixiviado; fase 2: manutenção das condições operacionais das lagoas definidas para o tratamento de esgoto doméstico e diluição de 0,5% de lixiviado; fase 3: ajuste das condições operacionais das lagoas de acordo com valores recomendados pela literatura e diluição 0,5% de lixiviado; fase 4: manutenção das condições operacionais da fase 3 para a linha 1 e aumento do tempo de detenção das lagoas para a linha 1, com diluição de 0,5% de lixiviado; fase 5: diluição definida e ajustada a partir da concentração de amônia do lixiviado.

Destaca-se que a fase 5 foi operada de maneira diferenciada, fazendo-se o ajuste da vazão de lixiviado em função da concentração de amônia detectada no lixiviado, cuja frequência de abastecimento era semanal. Essa adequação utilizou como referência

a razão entre a carga de amônia do lixiviado (produto entre a vazão de mistura e concentração de amônia do lixiviado) e a carga de amônia no esgoto bruto (produto entre a vazão de esgoto bruto afluente ao sistema e sua concentração de amônia). A diluição adotada, ou a vazão aplicada de lixiviado, foi aquela que determinou uma relação máxima entre cargas de 5%.

8.3.4.1 Lagoa facultativa seguida de lagoa de maturação: linha 1

O processo de lagoa facultativa, tecnologia amplamente difundida para tratamento de esgotos sanitários, consiste na variante mais simples de lagoa de estabilização que é caracterizada pelo tratamento biológico em que a estabilização da matéria orgânica é realizada pela oxidação bacteriana e/ou redução fotossintética. O tratamento em lagoa facultativa, onde todo o processo ocorre como um ciclo natural e contínuo, consiste na retenção dos esgotos por um período de tempo longo o bastante para que os processos naturais de estabilização da matéria orgânica se desenvolvam. Segundo Von Sperling (2005), as eficiências médias de remoção de DQO, DBO e SST em lagoas facultativas tratando esgotos domésticos são respectivamente de 65 a 80%, 75 a 85% e 70 a 80%.

No entanto, esse sistema é sensível às alterações das características do esgoto afluente e das condições climáticas locais. Ao avaliar a viabilidade de utilização do tratamento combinado no sistema de lagoa facultativa e de maturação, deve-se considerar prioritariamente as elevadas concentrações de amônia e de compostos recalcitrantes características dos lixiviados de aterros sanitários. No decorrer desta pesquisa, verificou-se a necessidade de controle da diluição de lixiviado a partir da concentração de amônia presente nesse resíduo nos casos em que não se prevê a remoção prévia desse contaminante.

a) Metodologia

Iniciou-se a operação da linha 1 com uma diluição de 2%. Nas fases seguintes, utilizou-se diluição de 0,5%, sendo que na fase 2 foi mantida a vazão afluente e nas fases 3 e 4, com características operacionais idênticas entre si, reduziu-se a vazão afluente à lagoa, com o objetivo de elevar o tempo de detenção hidráulica e reduzir a carga orgânica superficial. A caracterização resumida das fases operacionais da linha 1 está apresentada na Tabela 8.12.

Como já apresentado anteriormente, a fase 5 foi operada de maneira diferenciada, adotando-se o ajuste periódico da vazão de lixiviado de maneira a garantir uma máxima relação entre cargas de amônia de lixiviado e esgoto de 5%. No entanto, em função de limitação da bomba dosadora, foi utilizada a diluição mínima possível (0,2%), pouco superior à requerida pela metodologia proposta.

Tabela 8.12 > Características das fases de operação da linha 1 de tratamento combinado

FASE	VAZÃO AFLUENTE (L/S)	VAZÃO LIXIVIADO GRAMACHO (L/H)	DILUIÇÃO (%)	TDH LAGOA FACULTATIVA (DIAS)		COS LAGOA FACULTATIVA (KGDBO/HA.DIA)	
				Aplicado*	Literatura**	Aplicado*	Literatura**
01	0,10	7,2	2,0	6,61		334	
02	0,10	1,8	0,5	6,61		334	
03	0,04	0,72	0,5	15,2	15-45	134	100-350
04	0,04	0,72	0,5	15,2		134	
05	0,04	variável	0,2	15,2		134	

COS: CARGA ORGÂNICA SUPERFICIAL

* VALOR APLICADO NO PERÍODO

** FAIXA RECOMENDADA PELA LITERATURA PARA TRATAMENTO DE ESGOTO BRUTO (JORDÃO; PESSOA, 2005), VARIÁVEL COM CARACTERÍSTICAS CLIMÁTICAS LOCAIS.

b) Resultados e discussão

Na Tabela 8.13 observam-se as concentrações médias afluentes e efluentes dos parâmetros DBO, DQO, SST e amônia, abrangendo as cinco fases operacionais e a etapa inicial, quando as lagoas de estabilização eram operadas tratando somente esgoto doméstico.

Tabela 8.13 > Concentrações médias afluentes e efluentes para a linha 1

FASE	DBO (mg/L)		DQO (mg/L)		SST (mg/L)		AMÔNIA (mg/L)	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
Fase 1	181 (11)	75 (9)	315 (12)	173 (12)	61 (13)	46 (13)	40 (8)	45 (8)
Fase 2	128 (12)	58 (11)	236 (13)	141 (13)	80 (15)	58 (15)	56 (6)	58 (6)
Fase 3	142 (10)	42 (12)	238 (14)	119 (15)	89 (13)	49 (14)	46 (7)	22 (7)
Fase 4	137 (8)	51 (9)	248 (8)	132 (9)	76 (8)	50 (9)	37 (8)	29 (9)
Fase 5	138 (6)	72 (6)	296 (7)	258 (7)	79 (7)	83 (7)	37 (7)	24 (7)
Esgoto*	163 (30)	45 (30)	469 (43)	130 (43)	290 (44)	53 (44)	-	-

OBS: OS VALORES ENTRE PARÊNTESES SIGNIFICAM O NÚMERO DE DADOS

*RESULTADOS DE OPERAÇÃO DA LINHA TRATANDO SOMENTE ESGOTO DOMÉSTICO.

Na Tabela 8.14 estão apresentadas as eficiências de remoção de DBO, DQO e sólidos para as cinco fases operacionais, bem como para a fase de referência, quando as lagoas operaram para tratamento de esgoto doméstico.

Tabela 8.14 > Eficiências médias de remoção de DBO, DQO, SST e amônia para a linha 1

FASE	DBO (%)	DQO (%)	SST (%)	AMÔNIA (%)
Fase 1	54	44	34	33
Fase 2	51	44	55	37
Fase 3	70	51	48	31
Fase 4	59	42	52	43
Fase 5	53	47	64	54
Esgoto*	70	71	80	-

* RESULTADOS DE OPERAÇÃO DA LINHA TRATANDO SOMENTE ESGOTO DOMÉSTICO.

A Figura 8.16 apresenta os dados de concentração afluyente e efluente para o parâmetro DBO, em todas as fases operacionais da pesquisa. Na Figura 8.17 é possível observar as eficiências de remoção de DBO para todas as cinco fases operacionais.

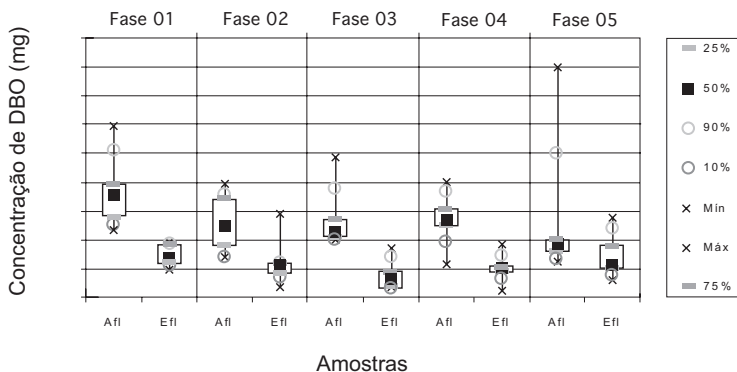


Figura 8.16 Concentração afluyente e efluente de DBO para as fases operacionais.

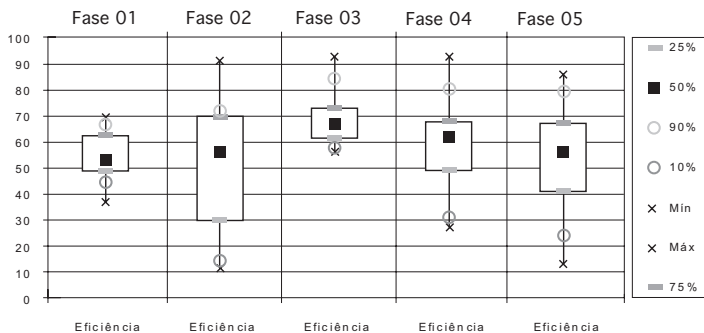


Figura 8.17 Eficiências de remoção de DBO para as fases operacionais.

De maneira similar, as Figuras 8.18 e 8.19 apresentam os dados de concentração afluente e efluente para o parâmetro DQO e a eficiência de remoção obtida para o mesmo parâmetro, respectivamente.

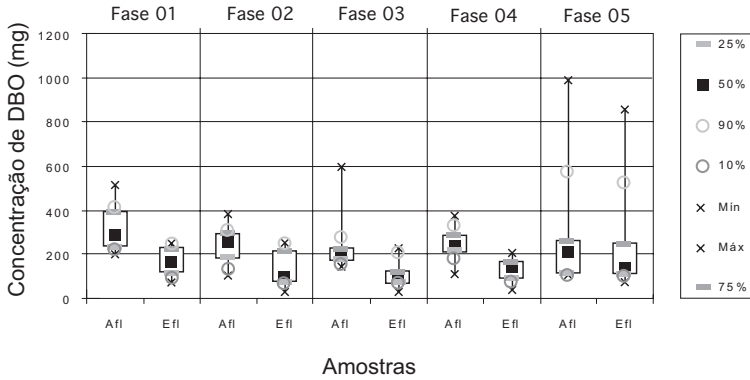


Figura 8.18 Concentração afluente e efluente de DQO para as fases operacionais.

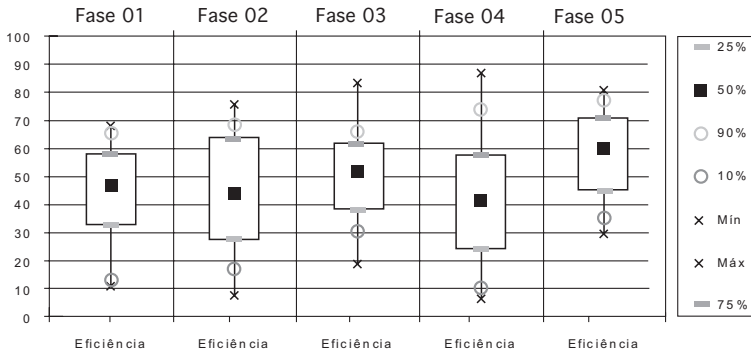


Figura 8.19 Eficiências de remoção de DQO para as fases operacionais.

Pode-se considerar que a operação da linha 1 (lagoa facultativa + lagoa de maturação) não respondeu bem ao tratamento combinado, uma vez que seus resultados estiveram aquém daqueles obtidos no tratamento convencional de esgoto bruto independentemente das condições operacionais adotadas em cada uma das fases.

O bom desempenho na remoção de DBO só foi observado na fase 3 (tempo de detenção de 15 dias e diluição de 0,5%), mas sem se verificar o mesmo comportamento dos demais parâmetros analisados. O controle da carga de amônia implementado na fase 5 resultou em bom desempenho do sistema de tratamento para remoção de sólidos e amônia.

Durante a fotossíntese, observa-se a remoção de gás carbônico da lagoa facultativa e a captura do oxigênio do ar, o que contribui para a elevação do pH na massa líquida. Essa condição é favorável para a volatilização da amônia, como observado nas fases 3, 4 e 5. Essa redução de amônia não foi acompanhada pelo processo de nitrificação. Esse é o comportamento esperado para lagoas fotossintéticas que possuem baixo desempenho de redução de amônia. Estima-se que a redução de amônia por volatilização tenha sido acentuada na lagoa de maturação por causa de sua reduzida profundidade (0,70 cm) e, portanto, maior atividade fotossintética.

Acredita-se que o fator limitante do tratamento combinado seja, dentre outros, a elevada concentração de amônia presente no lixiviado. A carga de amônia nesse resíduo chegou a ser 100% superior à carga do esgoto bruto (diluição de 2%). Esse aumento acentuado de amônia afluente à unidade pode ter provocado o desequilíbrio da fauna microbológica da lagoa. O controle operacional proposto na fase 5 reduziu a diluição para 0,2%, proporção que pode dificultar o tratamento combinado de um determinado volume de lixiviado numa ETE sem que haja um pré-tratamento para remoção de amônia.

8.3.4.2 Lagoa aerada seguida de lagoa de sedimentação: linha 2

O tratamento por lagoa aerada, tecnologia também amplamente difundida para tratamento de esgotos sanitários, consiste numa variante de lagoa de estabilização, onde o suprimento de oxigênio é realizado artificialmente por dispositivos eletromecânicos. Nas lagoas aeradas de mistura completa, similares à utilizada neste experimento, deve-se garantir uma quantidade e distribuição de ar suficiente para manter uma concentração mínima de oxigênio em toda a massa líquida e condições adequadas para a mistura completa dos esgotos. Tal condição requer a implantação de uma lagoa de sedimentação para adequada clarificação do efluente tratado. Segundo Von Sperling (2005), as lagoas aeradas de mistura completa apresentam uma faixa de eficiência de remoção de 75 a 85% de DBO, 65 a 80% de DQO e de 80 a 87% de SST.

a) Metodologia

Operou-se a linha 2 durante cinco fases operacionais com características distintas, conforme apresentado na Tabela 8.15. Destaca-se, novamente, que a fase 5 foi operada de maneira diferenciada, adotando-se o ajuste periódico da vazão de lixiviado para garantir uma máxima relação entre cargas de amônia de lixiviado e de esgoto equivalente a 5%.

Tabela 8.15 > Características das fases de operação da linha 2 de tratamento combinado

FASE	VAZÃO AFLUENTE (L/S)	VAZÃO LIXIVIADO GERINCÓ (L/H)	DILUIÇÃO (%)	TD LAGOA AERADA (DIAS)	
				Aplicado*	Literatura**
01	0,15	10,8	2,0	4,8	2 - 4
02	0,15	2,7	0,5	4,8	
03	0,20	3,6	0,5	3,6	
04	0,10	1,8	0,5	7,1	
05	0,04	variável	0,2	7,1	

TD: TEMPO DE DETENÇÃO * VALOR APLICADO NO PERÍODO

** FAIXA RECOMENDADA PELA BIBLIOGRAFIA PARA TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO (JORDÃO; PESSOA, 2005)

b) Resultados e discussão

Na Tabela 8.16 observam-se as concentrações afluentes e efluentes dos parâmetros DBO, DQO, SST e amônia, abrangendo todas as fases operacionais desta pesquisa, além da fase anterior ao início do projeto, quando as lagoas de estabilização eram operadas apenas para tratar esgoto doméstico.

Tabela 8.16 > Concentrações médias afluentes e efluentes para a linha 2

FASE	DBO (mg/L)		DQO (mg/L)		SST (mg/L)		AMÔNIA (mg/L)	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
Fase 1	165 (13)	49 (11)	258 (13)	110 (13)	67 (14)	31 (14)	115 (7)	15 (7)
Fase 2	170 (10)	32 (9)	337 (12)	84 (12)	166 (12)	31 (12)	66 (5)	28 (5)
Fase 3	172 (11)	39 (10)	278 (13)	85 (13)	285 (12)	28 (12)	32 (6)	17 (6)
Fase 4	135 (10)	33 (9)	222 (11)	72 (11)	85 (10)	42 (10)	42 (11)	13 (11)
Fase 5	127 (6)	33 (5)	295 (6)	90 (6)	90 (6)	38 (6)	40 (6)	10 (6)
Esgoto*	156 (35)	27 (35)	442 (45)	72 (45)	296 (52)	20 (52)	-	-

OBS: OS VALORES ENTRE PARÊNTESES SIGNIFICAM O NÚMERO DE DADOS

* RESULTADOS DA OPERAÇÃO DA LINHA TRATANDO SOMENTE ESGOTO DOMÉSTICO

Na Tabela 8.17 estão apresentadas as eficiências médias de remoção de DBO, DQO e sólidos obtidas.

Tabela 8.17 > Eficiências médias de remoção de DBO, DQO, SST e amônia para a linha 2

Fase	DBO (%)	DQO (%)	SST (%)	Amônia (%)
Fase 1	65	56	51	84
Fase 2	78	66	64	51
Fase 3	72	67	74	60
Fase 4	71	72	72	75
Fase 5	71	68	59	77
Esgoto*	81	82	90	-

* RESULTADOS DE OPERAÇÃO DA LINHA TRATANDO SOMENTE ESGOTO DOMÉSTICO

As Figuras 8.20 e 8.21 apresentam os valores de DBO e da eficiência de remoção de DQO medidos no afluente e no efluente em todas as fases operacionais da pesquisa. Nas Figuras 8.22 e 8.23, podem-se observar os dados de concentração afluente e efluente e as eficiências de remoção de DQO.

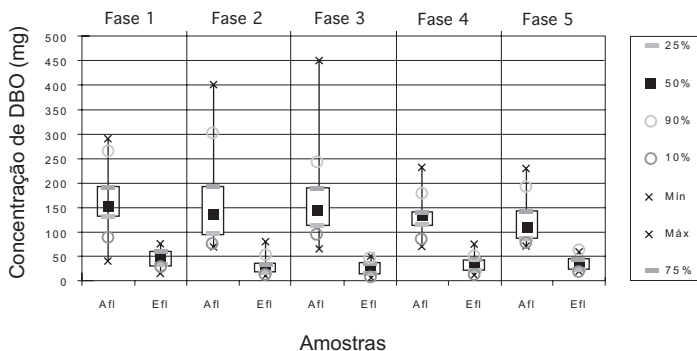


Figura 8.20 Concentração afluente e efluente de DBO para as fases operacionais.

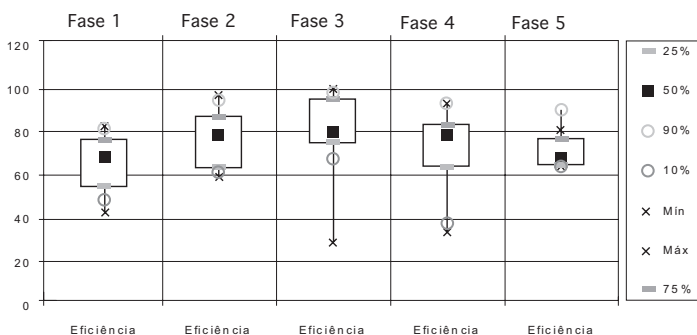


Figura 8.21 Eficiências de remoção de DBO para as fases operacionais.

A linha 2 (lagoa aerada + lagoa de sedimentação) apresentou melhor desempenho no tratamento combinado, apesar de apresentar resultados inferiores àqueles determinados no tratamento apenas de esgotos domésticos. A diluição de 2% (fase 1) foi a que apresentou pior desempenho, não sendo ainda recomendada sua utilização. Com a redução da diluição para 0,5% (fase 1), o desempenho do sistema de tratamento já se aproxima bastante do esperado. A alteração das características hidráulicas das unidades (fases 3 e 4) refletiram pouco no seu desempenho.

No caso das lagoas aeradas, o processo de redução de amônia não se dá em função da elevação do pH, pois, nesse caso, não se observa a fotossíntese. Assim, ao se elevar a

concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido por aeração artificial, os micro-organismos o utilizam para síntese e nitrificação, com elevação na concentração de nitrato em todas as fases e consequente redução de concentração de amônia.

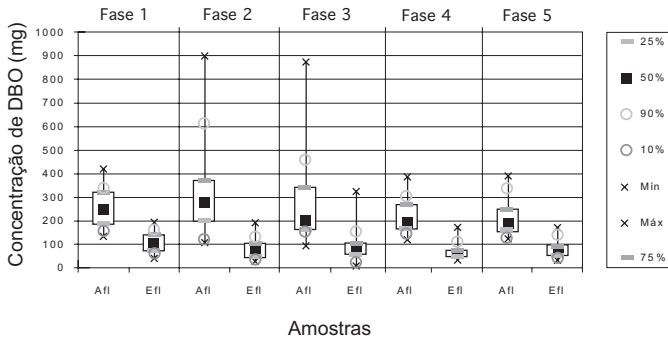


Figura 8.22 Concentração afluente e efluente de DQO para as fases operacionais.

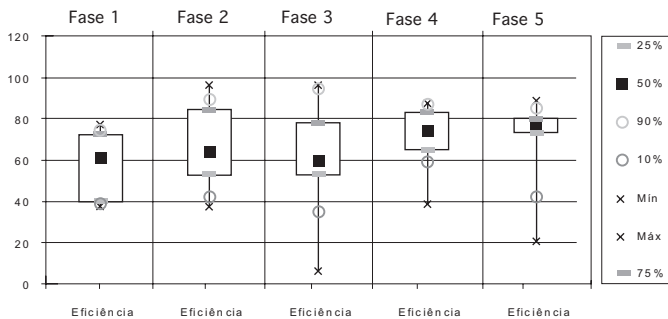


Figura 8.23 Eficiências de remoção de DQO para as fases operacionais.

Análises realizadas em amostras de afluente e efluente da lagoa aerada apontaram para uma redução da concentração de amônia nessa unidade, acompanhada pela elevação da concentração de nitrato. Na lagoa de sedimentação, as concentrações de nitrato pouco se alteraram durante a pesquisa, já que nessa etapa não há fornecimento de oxigênio.

Nesse caso, em função das características dessa tecnologia de tratamento, a carga de amônia provoca menor impacto no processo de degradação. Mesmo com a sensível redução da proporção de diluição (de 2% na fase 1 para 0,2% na fase 5) e, por consequência, da carga de amônia (de 87% na fase 1 para 5% na fase 5), não se verificou uma proporcional melhoria no desempenho desse conjunto de lagoas. Ainda assim,

a linha 2 (lagoa aerada + sedimentação) apresentou concentrações médias efluentes abaixo de 20 mg/L, exceto para a fase 2.

8.3.5 Sistema estudado pela UERJ: monitoramento da ETE Icarai, Niterói (RJ)

Durante muitos anos, grande parte do lixiviado gerado no aterro do Morro do Céu, em Niterói (RJ), era encaminhada diretamente para o córrego Mata Paca, contribuinte do Rio Sapê, o qual faz parte da bacia hidrográfica da Baía de Guanabara (SISINNO; MOREIRA, 1996). Como resultado de intervenções propostas para reduzir os impactos ambientais do aterro do Morro do Céu (FERREIRA *et al*, 2005), a partir do final do ano de 2004, todo o lixiviado gerado no aterro passou a ser encaminhado para tratamento na estação de tratamento de esgotos de Icarai, no bairro de Icarai. O lixiviado é lançado num interceptor de esgotos, a menos de 1 km da ETE, através um sistema de três elevatórias, por uma tubulação com cerca de 5,5 km de extensão.

A ETE Icarai iniciou sua operação na configuração atual em agosto de 2003. Recebe entre 69.000 e 82.000 m³/dia de esgoto. A ETE possui tratamento em nível primário quimicamente assistido, composto por gradeamento, desarenação, tanque de mistura de coagulante (cloreto férrico), decantação e secagem de lodo. O efluente da estação é encaminhado a um emissário submarino.

8.3.5.1 Metodologia

Para avaliar a interferência do lixiviado nos processos de tratamento empregados na ETE Icarai, iniciou-se um estudo de monitoramento dos seus afluentes e efluentes. O monitoramento foi realizado de janeiro de 2007 a setembro de 2008, e constituiu-se das etapas descritas a seguir:

- Determinação do percentual de lixiviado tratado na ETE, avaliando-se os dados das vazões das correntes afluentes (esgoto doméstico e lixiviados);
- Determinação da toxicidade aguda dos afluentes e efluente à ETE com ensaios de 48 horas com *Danio rerio* (peixe) e *Daphnia similis* (microcrustáceo);
- Análise estatística dos dados de monitoramento da ETE Icarai aplicando-se testes de normalidade, testes paramétricos e não paramétricos de comparação de médias amostrais, utilizando nível de confiança de 95%.
- Os dados de monitoramento das vazões afluentes à ETE Icarai foram avaliados a fim de determinar a proporção de lixiviado em relação ao esgoto na entrada da ETE. Os dados de vazão foram fornecidos pela concessionária Águas de Niterói, as leituras das vazões na ETE foram realizadas em um medidor automático instalado em uma calha Parshall na entrada da ETE. A

vazão de lixiviado oriundo do aterro do Morro do Céu é medida, no próprio aterro, através de um equipamento automático instalado em uma calha Parshall. A vazão de outros lixiviados recebidos na ETE Icarai é informada através de manifestos de resíduos.

As análises físico-químicas foram realizadas de acordo com metodologias apresentadas em APHA/AWWA/WEF (2005). Os ensaios de toxicidade aguda foram realizados de acordo com as normas Cetesb (1990) e ABNT (2003) com adaptações.

8.3.5.2 Resultados e discussão

Tabela 8.18 > Valores médios de vazão de esgoto e lixiviado afluentes à ETE Icarai

MÊS	ESGOTO (m ³ /dia)	LIXIVIADO (m ³ /dia)	RELAÇÃO VOLUME/VOLUME (%)	
2007	Janeiro	73115,4	471,6	0,65
	Fevereiro	71637,8	548,4	0,77
	Março	69033,6	396,0	0,58
	Abril	76057,4	413,8	0,55
	Maiο	71291,3	444,4	0,62
	Junho	69231,1	387,7	0,57
	Julho	80851,2	387,5	0,48
	Agosto	83555,1	362,3	0,44
	Setembro	81354,2	302,3	0,37
	Outubro	76313,5	300,4	0,40
	Novembro	80880,2	497,5	0,62
	Dezembro	74660,8	559,5	0,75
2008	Janeiro	74550,5	513,6	0,69
	Fevereiro	69462,0	703,1	1,01
	Março	74731,4	831,6	1,15
	Abril	65830,4	798,1	1,22
	Maiο	70129,1	682,6	0,97
	Junho	70365,8	524,1	0,76
	Julho	73745,4	438,5	0,60
	Agosto	75662,0	408,6	0,54
Setembro	78400,3	418,1	0,54	
Média	74326,6	494,7	0,68	

O volume de lixiviado em relação ao volume de esgoto tratado na ETE manteve-se entre 0,37 e 1,22% de janeiro de 2007 a setembro de 2008, não ultrapassando o per-

centual de 20% preconizado por trabalhos realizados acerca de tratamento combinado de lixiviado e esgoto (HENRY, 1987; McBEAN *et al*, 1995). A Tabela 8.18 apresenta os valores médios mensais de vazão de esgoto e lixiviado afluentes à ETE Icarai e a proporção de volume de lixiviado em relação ao volume de esgoto recebido na ETE.

As cargas de DQO e nitrogênio amoniacal relativas à contribuição do lixiviado tiveram valores médios de 729 kgDQO/dia e 440 kgN-NH₃/dia. O esgoto contribuiu com cargas médias de 14426 kgDQO/dia e de 2173 kgN-NH₃/dia. Estima-se que o lixiviado tenha contribuído com valores de carga de DQO entre 1,3 e 11,8%, e carga de nitrogênio amoniacal entre 6,9 e 70,5% em relação às cargas do esgoto que chegam à ETE Icarai. Essas relações evidenciam a importância de se monitorar o aporte de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal advindo do lixiviado nas ETE, pois, mesmo com pequenas vazões, a contribuição em carga pode mostrar-se significativa.

As caracterizações do lixiviado do aterro do Morro do Céu, do esgoto puro contribuinte à ETE Icarai, da mistura de esgoto e lixiviado afluente e do efluente da ETE, foram realizadas em amostragens no período de abril de 2007 a setembro de 2008. Os resultados das análises de caracterização realizadas em amostras simples estão apresentados na Tabela 8.19.

As distribuições dos valores de DQO e nitrogênio amoniacal obtidos no monitoramento da ETE Icarai apresentam-se na Figura 8.24.

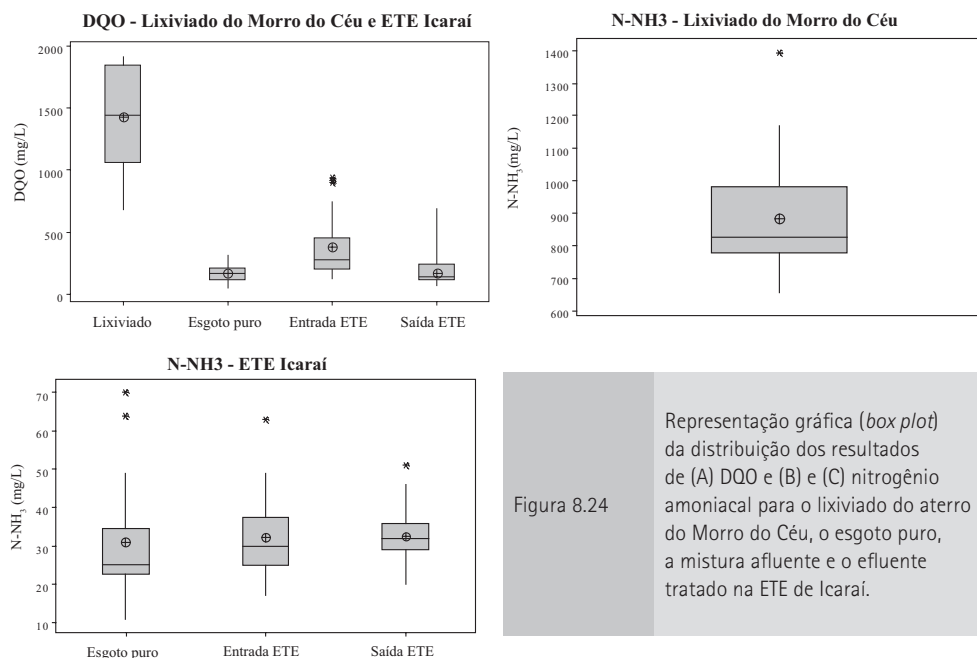


Figura 8.24

Tabela 8.19 > Caracterização do lixiviado do Morro do Céu, do esgoto contribuinte, da entrada e da saída da ETE Icarai

PARÂMETRO	UNIDADE	ATERRO DO MORRO DO CÉU / ETE ICARAI - NITERÓI (RJ)																			
		Lixiviado (n=25)					Esgoto puro (n=25)					Entrada ETE (n=29)					Saída ETE (n=29)				
		Média	Máximo	Mínimo	Média	Máximo	Mínimo	Média	Máximo	Mínimo	Média	Máximo	Mínimo	Média	Máximo	Mínimo	Média	Máximo	Mínimo		
pH	-	7,9	8,5	7,5	7,2	7,6	6,7	7,1	7,5	6,3	7,1	7,4	6,5								
Turbidez	UNT	21,3	70,5	2,0	99,0	328,4	11,0	167	584,2	20,6	61	155,8	11,4								
Cor verdadeira	UC	3145	6200	1148	170	298	67	274	655	86	165	445	76								
DBO	mg O ₂ /L	421	815	158	103	141	74	185	553	105	96	173	22								
DQO	mg O ₂ /L	1428	1913	685	172	316	53	381	936	124	169	417	69								
Cloretos	mg/L	2095	5727	247	68	163	28	117	563	49	174	984	33								
Sólidos Dissolvidos Totais	mg/L	5677	7623	4590	368	603	187	475	940	293	389	840	20								
Sólidos Suspensos Totais	mg/L	114	473	40	169	250	100	279(*)	500	87	129	570	58								
Nitrogênio Amoniacal	mg N-NH ₃ -L	904	1394	522	31	70	11	32	63	17	33	51	20								
Fósforo	mg/L	5,5	5,5	5,4	3,8	4,9	2,7	3,8	3,9	3,8	3,8	3,9	3,7								

n: NÚMERO DE AMOSTRAGENS.

* HÁ UMA APARENTE INCONGRUÊNCIA ENTRE OS RESULTADOS DE SST DE ENTRADA DA ETE E OS DO LIXIVIADO E DO ESGOTO. CONTUDO, ALÉM DO NÚMERO ELEVADO DE AMOSTRAS, FORAM REALIZADAS DUAS AMOSTRAS COMPOSTAS QUE CONFIRMARAM OS VALORES MAIS ELEVADOS. A EXPLICAÇÃO POSSÍVEL SERIA O RECEBIMENTO DE CAMINHÕES-TANQUE DE LIMPA-FOSSA QUE CONTRIBUÍRIAM COM UMA CARGA ELEVADA DE SÓLIDOS.

Os resultados mostraram que o valor médio de DQO aumentou do esgoto puro para a mistura de esgoto e lixiviado (entrada da ETE), o que pode ser explicado pela contribuição do lixiviado. Ao contrário do que se esperava, a mistura de lixiviado ao esgoto não aumentou significativamente o valor médio de nitrogênio amoniacal na entrada da ETE. Constatou-se que existem três linhas de chegada de esgotos na ETE. A caracterização para as outras duas linhas (que poderiam contribuir para uma diluição da mistura) foi realizada, mas não foram obtidos valores significativamente diferentes daqueles obtidos para a linha de esgoto inicialmente monitorada. Foram coletadas amostras do lixiviado na terceira elevatória, já próxima da ETE, determinando-se os valores de nitrogênio amoniacal e constatando-se uma redução de 38% em relação ao lixiviado bruto no aterro. Essa redução pode ser resultante de uma certa aeração e perdas por *stripping* ao longo da linha de bombeamento do lixiviado (cujo pH médio é 8,3).

Os resultados da análise estatística dos dados de monitoramento de DQO e nitrogênio amoniacal da entrada e saída da ETE estão apresentados na Tabela 8.20.

Tabela 8.20 > Resultados da análise estatística aplicada aos dados de monitoramento de DQO e nitrogênio amoniacal das amostras afluentes e efluente na ETE de Icarai

AMOSTRA	DITRIBUIÇÃO NORMAL ¹	DADOS AMOSTRAIS COMPARADOS	TESTE DE HIPÓTESE ²	VALOR DE p ³
DQO				
Entrada	Não	Entrada <i>versus</i> saída	Mann-Whitney	0,0000
Saída	Não			
Esgoto puro	Sim	Entrada <i>versus</i> esgoto puro	Mann-Whitney	0,0001
Lixiviado	Não	Lixiviado <i>versus</i> esgoto puro	Mann-Whitney	0,0000
N-NH₃				
Entrada	Não	Entrada <i>versus</i> saída	Mann-Whitney	0,5160
Saída	Sim			
Esgoto puro	Não	Entrada <i>versus</i> esgoto puro	Mann-Whitney	0,1611
Lixiviado	Não	Esgoto puro <i>versus</i> lixiviado	Mann-Whitney	0,0000

1 OBTIDO PELOS TESTES DE NORMALIDADE: ANDERSON-DARLING, RYAN-JOINER E KOLMOGOROV-SMIRNOV.

2 TESTE DE HIPÓTESE UTILIZADO PARA COMPARAR DUAS AMOSTRAS: TESTE DE MÉDIA MANN-WHITNEY (NÃO PARAMÉTRICO), COM NÍVEL DE CONFIANÇA DE 95%.

3 $p < 0,05$ (95% DE SIGNIFICÂNCIA): REJEITA-SE A HIPÓTESE NULA (DE QUE AS MÉDIAS DOS DADOS AMOSTRAIS SÃO IGUAIS); $p > 0,05$: NÃO HÁ EVIDÊNCIA ESTATÍSTICA PARA SE AFIRMAR QUE AS MÉDIAS DOS DADOS AMOSTRAIS SÃO DIFERENTES.

Os resultados indicam que os dados amostrais de DQO de entrada e saída da ETE são estatisticamente diferentes para um nível de confiança de 95%. As comparações entre os dados amostrais de DQO do esgoto puro e da entrada da ETE também indicam diferença estatística entre os valores médios nesses dois pontos de amostragem, da mesma forma que a comparação entre os dados amostrais de DQO do lixiviado e do

esgoto puro, com nível de confiança de 95% adotado para todos os testes. Diante dos resultados obtidos e da observação da Figura 8.24A, é possível inferir que o lixiviado possui DQO significativamente maior do que o esgoto puro e que, quando esses dois afluentes são misturados, ocorre aumento do valor de DQO na entrada da ETE em relação ao valor de DQO do esgoto puro. Pode-se deduzir, ainda, que há remoção de DQO da entrada para a saída da ETE.

Os dados amostrais de nitrogênio amoniacal de entrada e saída da ETE não apresentam evidência estatística de que são diferentes, com 95% de nível de confiança. O teste de comparação entre os dados amostrais de nitrogênio amoniacal do esgoto puro e da entrada da ETE não mostrou evidência estatística de diferença entre as médias. A comparação entre lixiviado e esgoto puro mostra diferença estatística para os dados amostrais nesses dois pontos. As análises estatísticas, juntamente com a observação da Figura 8.24B e C, permitem inferir que o lixiviado possui concentração de nitrogênio amoniacal significativamente maior do que o esgoto puro, mas que a mistura desses dois afluentes não aumenta a concentração de nitrogênio amoniacal na entrada da ETE em relação ao esgoto puro. Infere-se, também, que as concentrações de nitrogênio amoniacal não se alteram da entrada para a saída da estação. A não remoção de nitrogênio amoniacal na ETE Icarai era esperada, uma vez que a estação é composta apenas de tratamento primário com adição de coagulantes.

A remoção dos valores de DQO na ETE Icarai foi de aproximadamente 56%. Em relação aos sólidos suspensos totais, a remoção foi de 67%. Essas remoções encontram-se dentro do esperado para uma ETE que opera com tratamento primário quimicamente assistido, segundo Jordão e Pessoa (2005). Pode-se inferir que, no período do monitoramento, a introdução de lixiviado no processo de tratamento não comprometeu o seu desempenho em termos das remoções de DQO e SST. O valor médio de nitrogênio amoniacal na saída da ETE, 33 mg/L, não atende ao limite estabelecido pela norma técnica NT 202 da Fundação Estadual de Engenharia do Meio Ambiente do Estado do Rio de Janeiro – FEEMA, atual Instituto Estadual do Ambiente do Estado do Rio de Janeiro – INEA (FEEMA, 1986), de 5 mg/L. Apenas em duas das vinte e nove amostragens realizadas os valores de nitrogênio amoniacal atenderam aos limites estabelecidos por esta lei. Entretanto, deve-se lembrar que o efluente da ETE Icarai segue ainda para lançamento em emissário submarino. A Resolução 397 do Conselho Nacional de Meio Ambiente – CONAMA (Brasil, 2008), que altera a Resolução nº357 do mesmo órgão (Brasil, 2005), não mais estabelece limite máximo para o parâmetro nitrogênio amoniacal no padrão de lançamento de efluentes de ETE's. Essa alteração na legislação federal pode significar uma tendência de mudança no controle de nitrogênio amoniacal em efluentes de ETE's que irá contribuir para maior aceitação do tratamento combinado de lixiviado e esgoto doméstico, visto que uma das principais características

dos lixiviados são os elevados valores de concentrações de nitrogênio amoniacal em sua composição.

Para avaliar se a introdução do lixiviado interfere de forma negativa no desempenho da ETE, amostras coletadas na entrada e na saída da ETE Icarai, do esgoto puro e do lixiviado foram submetidas a ensaios de ecotoxicidade aguda. Os ensaios foram realizados no período de novembro de 2006 a fevereiro de 2008, totalizando onze grupos de ensaio. Nos ensaios, foram determinados os fatores de toxicidade (FT) para esses organismos, que correspondem à menor diluição da amostra em que não ocorreu morte ou imobilidade em mais de 10% dos organismos (CEO, Concentração de Efeito Observado). Foram ainda determinadas as concentrações letais a 50% dos organismos nos ensaios (CL50), que representa a concentração necessária da amostra analisada para causar a morte em 50% dos organismos-teste. A Figura 8.26 apresenta a distribuição dos resultados de CL50 nos ensaios com *Danio rerio* e *Daphnia similis* para as amostras investigadas. A Tabela 8.21 apresenta a faixa de valores de FT obtidos nos ensaios para as amostras analisadas.

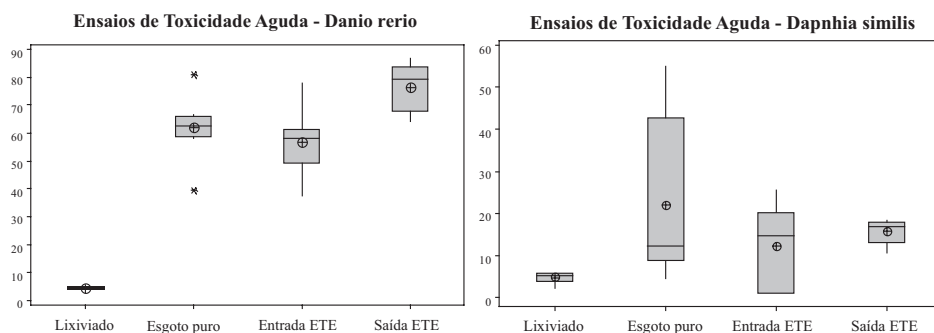


Figura 8.25

Representação gráfica (*Box-plot*) de distribuição dos valores de CL50 para ensaios com (A) *Danio rerio* e (B) *Daphnia similis*.

Tabela 8.21 > Faixa de valores de FT obtidos nos ensaios de 48 horas com *Danio rerio* e *Daphnia similis* com amostras afluentes e efluentes da ETE

AMOSTRA	FATOR DE TOXICIDADE	
	Ensaio com <i>Danio rerio</i>	Ensaio com <i>Daphnia similis</i>
Lixiviado Morro do Céu	32 - 64	32 - 64
Esgoto bruto	2 - 4	4 - 32
Entrada da ETE	2 - 4	8 - 16
Saída da ETE	1,3 - 2	8 - 16

Os resultados obtidos nos ensaios com *Danio rerio* para a entrada e saída da ETE e para o esgoto bruto mostraram que essas amostras atendem ao limite de toxicidade para efluentes, estabelecido na legislação vigente no Estado do Rio de Janeiro, no valor de 8 UT (FEEMA, 1990). Não existem normas brasileiras que estabeleçam limites de toxicidade para efluentes em ensaios utilizando *Daphnia similis*. A Portaria 17 da Fundação do Meio Ambiente do Estado de Santa Catarina (FATMA, 2002) estabelece limite máximo de toxicidade para efluentes de estações de tratamento de esgotos domésticos de 1 UT para *Daphnia magna*. Considerando-se a semelhança entre esses microcrustáceos, o efluente da ETE Icaraí não atenderia ao limite estabelecido pela portaria da FATMA.

Foi realizada uma análise estatística dos dados de ecotoxicidade aguda com *Danio rerio* e *Daphnia similis* das amostras de entrada e saída da ETE e os resultados estão apresentados na Tabela 8.22.

Tabela 8.22 > Resultados da análise estatística aplicada aos dados de ecotoxicidade aguda com *Danio rerio* e *Daphnia similis* das amostras de entrada e saída da ETE Icaraí

AMOSTRA	DISTRIBUIÇÃO NORMAL ¹	DADOS AMOSTRAIS COMPARADOS	TESTE DE HIPÓTESE ²	VALOR DE p ³
<i>Danio rerio</i>				
Entrada	Sim	Entrada versus saída	Teste t	0,000
Saída	Sim			
Esgoto puro	Sim	Entrada versus esgoto puro	Teste t	0,327
Lixiviado	Sim	Lixiviado versus esgoto puro	Teste t	0,000
<i>Daphnia similis</i>				
Entrada	Sim	Entrada versus saída	Teste t	0,397
Saída	Sim			
Esgoto puro	Não	Entrada versus esgoto puro	Mann-Whitney	0,4047
Lixiviado	Sim	Esgoto puro versus lixiviado	Mann-Whitney	0,0217

¹OBTIDO PELOS TESTES DE NORMALIDADE: ANDERSON-DARLING, RYAN-JOINER E KOLMOGOROV-SMIRNOV.

²TESTES DE HIPÓTESE UTILIZADOS PARA COMPARAR DUAS AMOSTRAS: TESTES DE MÉDIAS t (PARAMÉTRICO) E MANN-WHITNEY (NÃO PARAMÉTRICO), COM NÍVEL DE CONFIANÇA DE 95%.

³p < 0,05 (95% DE SIGNIFICÂNCIA): REJEITA-SE A HIPÓTESE NULA (DE QUE AS MÉDIAS DOS DADOS AMOSTRAIS SÃO IGUAIS); p > 0,05: NÃO HÁ EVIDÊNCIA ESTATÍSTICA PARA AFIRMAR QUE AS MÉDIAS DOS DADOS AMOSTRAIS SÃO DIFERENTES.

No caso dos ensaios com *Danio rerio*, os resultados apresentados na Tabela 8.22 indicaram que os valores médios dos dados amostrais de entrada e saída da ETE são estatisticamente diferentes, com intervalo de confiança de 95%. A comparação entre os dados amostrais de esgoto puro e entrada da ETE não mostrou evidência estatística de que os valores médios dos dados amostrais de toxicidade para essas amostras sejam diferentes, com intervalo de confiança de 95%. Observando-se a distribuição dos valores de CL50 nos ensaios, apresentados na Figura 8.24A, e os resultados da análise estatística, é possí-

vel inferir que o lixiviado apresenta toxicidade muito maior a peixes do que o esgoto puro. Ainda assim, a mistura do lixiviado ao esgoto não aumenta a toxicidade nas amostras coletadas na entrada da ETE. Os resultados indicam que, após o tratamento, o efluente da estação apresenta toxicidade a peixes reduzida em relação ao afluente da mesma.

A análise estatística dos dados de ecotoxicidade para *Daphnia similis* da entrada e saída da ETE indicou que não há evidência estatística de que os valores médios dos dados amostrais de toxicidade para essas amostras sejam diferentes, com intervalo de confiança de 95%. A comparação estatística entre os dados amostrais de toxicidade no esgoto puro e na entrada da ETE evidencia que não se trata de médias amostrais diferentes. No caso dos dados amostrais de toxicidade à *Daphnia similis* no lixiviado e no esgoto puro, os resultados do teste estatístico mostraram que as médias são diferentes. Com base na distribuição dos valores de CL50 nos ensaios, apresentados na Figura 8.24B, e n resultados das análises estatísticas, é possível inferir que o lixiviado é mais tóxico aos microcrustáceos avaliados do que o esgoto puro, porém, não causa aumento significativo de toxicidade nas amostras coletadas na entrada da estação, não havendo remoção significativa de toxicidade a esse organismo no tratamento empregado na ETE.

8.4 Considerações finais

Os resultados encontrados mostraram que o desempenho dos sistemas de tratamento estudados sofreram pouca interferência do volume de lixiviado adicionado ao afluente de esgoto a ser tratado. Tais resultados indicam que, dentro de certos limites, o tratamento combinado pode ser uma alternativa viável para o tratamento de lixiviados.

Embora não tenha sido possível determinar com segurança os limites da relação volume de lixiviado/volume de esgoto, há um indicativo de que o limite de 2%, encontrado na literatura, seja excessivo. Nos resultados, pode-se observar que, com volume de até 1% de lixiviado, haveria certa segurança no tratamento. Destaca-se que os resultados dos ensaios de toxicidade, realizados para diluições até 2%, se enquadraram nos limites da legislação.

Apesar de 1% parecer pouco, até que novos estudos possam considerar outro limite (ampliado ou não), para cidades onde os padrões de esgotos atinjam valores elevados, ele pode ser teoricamente suficiente.

Como exemplo, analisemos dois dos municípios envolvidos nos estudos. No município do Rio de Janeiro, onde a produção atual de lixiviado deve estar na ordem de 3.000 m³/dia, o tratamento combinado, com diluição de 1%, demandaria cerca de 300.000 m³/dia de esgoto tratado, o que corresponderia a menos de 40% do esgoto gerado. Para

uma produção de cerca de 900.000 m³/dia no Rio de Janeiro, teria, teoricamente para um padrão (desejável), de ser tratado 80% do esgoto gerado, condições para tratar mais do que o dobro do lixiviado produzido atualmente. No município de Niterói, onde mais de 80% do esgoto é tratado, correspondendo a um volume diário de cerca de 120.000 m³, uma adição de 1% corresponderia a 1.200 m³/dia de lixiviado (para uma produção atual de 300 m³/dia de lixiviado).

A utilização do tratamento combinado de lixiviado, ao ser considerada, deve ser criteriosamente avaliada para as condições locais, observando-se, além das condições técnicas do tratamento em si, os custos para a disposição do lixiviado na ETE.

Agradecimentos

Aos professores Doutor Eduardo Pacheco Jordão (UFRJ) e Doutor Gandhi Giordano (UERJ) pelos comentários ao texto.

Agradecemos, ainda, ao pessoal do Laboratório de Avaliação e Promoção da Saúde Ambiental/Instituto Oswaldo Cruz (Fiocruz) e do Laboratório de Meio Ambiente (LEMA/UFRJ) e ao Centro Experimental de Tratamento de Esgotos (CETE/UFRJ) pela realização das análises.

Referências bibliográficas

APHA/AWWA/WEF. *Standard methods for examination of water and wastewater*. 21 ed. New York: APHA, 2005.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). *NBR 12713*. Ecotoxicologia aquática. Toxicidade aguda: método de ensaio com *Daphnia* spp. Rio de Janeiro: ABNT, 2003.

BOYLE, W.C.; HAM, R.K. Biological treatability of landfill leachate. *Journal of Water Pollution Control Federation*, v. 46, n. 5, p. 860-873, 1974.

BRASIL. Conselho Nacional de Meio Ambiente. *Resolução 357*. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Diário Oficial da União, Brasília, 18 março de 2005.

CASTILHOS JUNIOR A.B. *et al* (Coord). *Gerenciamento de resíduos sólidos urbanos com ênfase na proteção de corpos d'água: prevenção, geração e tratamento de lixiviados de aterros sanitários*. Prosab 4., Petrópolis: Sermograf, 2006.

CETESB. *NT/L5.019 I*. Teste de toxicidade aguda com peixes. Parte I: sistema estático. São Paulo: Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, 1990.

COSSU, R. *Drainage and collection of leachate*. In: PROCEEDINGS OF INTERNATIONAL TRAINING SEMINAR: MANAGEMENT AND TREATMENT OF MSW LANDFILL LEACHATE, 1998, Venice, p. VII-1 a VII-14. Cagliari (Italy): CISA, Sanitary Environmental Engineering Centre, 1998.

COSSU, R. et al. *Biological removal of nutrients in co-treatment of leachate and sewage*. In: PROCEEDINGS OF INTERNATIONAL TRAINING SEMINAR: MANAGEMENT AND TREATMENT OF MSW LANDFILL LEACHATE, 1998, Venice, p. XXXIII-1 a XXXIII-13. Cagliari (Italy): CISA, Sanitary Environmental Engineering Centre, 1998.

DI BERNARDO L.; DI BERNARDO A.; CENTURIONE FILHO P.L. *Ensaios de tratabilidade de água e dos resíduos gerados em estações de tratamento de água*. São Carlos: Rima, 2002.

DIAMADOPOULOS, E. et al. Combined treatment of landfill leachate and domestic sewage in a sequencing batch reactor. *Water Science & Technology*, v. 36, p. 61-68, 1997.

EBERT, R. *Estudo de regulamentos para recebimento de efluentes não domésticos no sistema público de esgotos*. In: 20º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 1999, Anais... Rio de Janeiro. Rio de Janeiro: ABES, 1999.

EHRIG, H.J. Co-treatment in Domestic Sewage Facilities. In: PROCEEDINGS OF INTERNATIONAL TRAINING SEMINAR: MANAGEMENT AND TREATMENT OF MSW LANDFILL LEACHATE, 1998, Venice, p. XI-1 a XI-10. Cagliari (Italy): CISA, Sanitary Environmental Engineering Centre, 1998.

FACCHIN, J.M.J. et al. *Avaliação do tratamento combinado de esgoto e lixiviado de aterro sanitário na ETE LAMI (Porto Alegre) após o primeiro ano de operação*. In: 27º Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000, Anais... Porto Alegre. Rio de Janeiro: ABES, 2000.

FACCHIN, J.M.J.; COLOMBO, M.C.R.; REICHERT, G.A. *Avaliação preliminar do tratamento combinado de esgoto e de lixiviado de aterro sanitário nas lagoas de estabilização da ETE LAMI, em Porto Alegre*. In: II SIMPÓSIO INTERNACIONAL DE QUALIDADE AMBIENTAL: GERENCIAMENTO DE RESÍDUOS E CERTIFICAÇÃO AMBIENTAL, Porto Alegre, 1998.

FATMA. *Portaria n. 17*. Estabelece os limites máximos de toxicidade aguda para efluentes de diferentes origens e dá outras providências. Florianópolis, 18 abril de 2002.

FEEMA. *NT-213*, aprovada pela Deliberação CECA n. 1.948 de 4 de setembro de 1990. Critérios e padrões para controle de toxicidade em efluentes líquidos industriais. Diário Oficial, Rio de Janeiro, 18 de outubro de 1990.

_____. *NT-202.R-10*, aprovada pela Deliberação CECA n.1007, de 4 de dezembro de 1986. Critérios e padrões para lançamento de efluentes líquidos. Diário Oficial, Rio de Janeiro, 12 de dezembro de 1986.

FERREIRA, J.A. et al. *Plano de gestão do encerramento do aterro do Morro do Céu em Niterói (RJ)*. In: 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2005, Anais... Campo Grande, Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2005.

HENRY, J.G. New developments in landfill leachate treatment. In: KELLY, H.G. Pilot testing for combined treatment of leachate from a domestic waste landfill site. *Journal of Water Pollution Control Federation*, v. 59, n. 5, p. 254-261, 1987.

JORDÃO, E.P.; PESSOA, C.A. *Tratamento de esgotos domésticos*. 4 ed. Rio de Janeiro: ABES, 2005.

LEMA, J.M.; MENDEZ, R.; BLAZQUEZ, R. Characteristics of landfill leachates and alternatives for their treatment: a review. *Water, Air, and Soil Pollution*, v. 40, p. 223-250, 1988.

MARTTINEN, S.K.; KETTUNEN, R.H.; RINTALA, J.A. Occurrence and removal of organic pollutants in sewages and landfill leachates. *The Science of the Total Environment*, v. 301, p. 1-12, 2003.

- McBEAN, E.A. *et al.* *Solid waste landfill engineering and design*. New Jersey: Prentice Hall, 1995.
- PAGANINI, W.S.; BOCCHIGLIERI, M.M.; LOPES, G.F. *Avaliação da capacidade das estações de tratamento de esgotos do sistema integrado da região metropolitana de São paulo para o recebimento do chorume produzido nos aterros sanitários da região*. In: 22º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2003, Anais... Joinville. Rio de Janeiro: ABES, 2003.
- RIO DE JANEIRO. *Lei nº 4.692*, de 29 de dez. de 2005. Disponível em <http://alerjln1.alerj.rj.gov.br/CONTLEI.NSF/c8aa0900025feef6032564ec0060dfff/9c125f8ce1f48f26832570ed00728b70?OpenDocument>. Acesso em 25/7/08.
- _____. *Lei nº 2.661*, de 27 de dezembro de 1996. Disponível em <http://alerjln1.alerj.rj.gov.br/CONTLEI.NSF/c8aa0900025feef6032564ec0060dfff/5a35845b2e69709d032564fb005de9a4?OpenDocument>. Acesso em: 25/7/08.
- SISINNO, C.L.S.; MOREIRA, J.C. *Avaliação da Contaminação e Poluição Ambiental na Área de Influência do Aterro Controlado do Morro do Céu, Niterói, Brasil*. *Cadernos de Saúde Pública*, v. 12, p. 515-523, 1996.
- TCHOBANOGLIOUS, G.; THEISEN, H.; VIGIL, S. A. *Integrated solid waste management: engineering principles and management issues*. New York: McGraw-Hill International Editions, 1993.
- USEPA. United States Environmental Protection Agency. *Effluent limitations guidelines, pretreatment standards, and new source performance standards for the landfills point source category: final rule*. Washington, DC: USEPA, 2000.
- VON SPERLING, M. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias*. 3ª ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, 2005. Vol 1.

9

Tratamentos Não Convencionais: Estudos Iniciais em Barreiras, Banhados e Camadas de Cobertura Superficial

*José Fernando Thomé Jucá, João Alberto Ferreira,
Luciana Paulo Gomes, Maria Cristina Moreira Alves
Elisabeth Ritter, Cecília Maria Mota Lins, Isabela Maria Barroso*

9.1 Introdução

Atualmente, o aterro sanitário é tecnicamente reconhecido como parte do tratamento dos resíduos sólidos urbanos (RSU), que envolve sua destinação adequada dos pontos de vista da engenharia e da proteção ambiental. Esse conceito pressupõe tanto a segurança da obra quanto a proteção do solo, dos mananciais superficiais e subterrâneos e do ar durante a operação do aterro e após o seu fechamento.

Os RSU, no Brasil, contêm um teor de matéria orgânica elevado, tipicamente em torno de 60%, cuja degradação microbiológica leva à geração do lixiviado e do biogás. A infiltração de água da chuva na massa de resíduos aumenta ainda mais a geração de lixiviado, efluente líquido que deve ser drenado e direcionado para um sistema de tratamento, que é normalmente composto de várias etapas para várias etapas para garantir que o produto final satisfaça os padrões de lançamento preconizados pela Resolução Conama 357/05. Dessa forma, muitos projetos de tratamento de lixiviados incluem o tratamento terciário ou o polimento dos tratamentos anteriores, dentre os quais se incluem as tecnologias de barreiras reativas permeáveis (BRP) e banhados construídos.

A proteção do solo na base do aterro é denominada 'camada de base' e a camada que faz a proteção superficial do aterro é denominada 'camada de cobertura', ambas consideradas barreiras de proteção para garantir a estanqueidade do aterro. A camada de base

tem a finalidade de proteger o solo da infiltração do lixiviado e a camada de cobertura, de minimizar a infiltração da água da chuva e a passagem do biogás para a atmosfera.

9.2 Sistemas estudados no Prosab

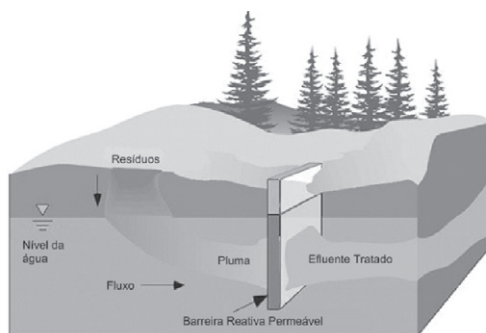
O presente capítulo discorre sobre a utilização das tecnologias de BRP e banhados construídos utilizadas para polimento do tratamento de lixiviado, bem como sobre barreira de proteção superficial de aterros sanitários, denominada camada de cobertura final.

Como visto nos capítulos anteriores, a adequação à legislação ambiental do efluente gerado após diferentes formas de tratamento é tarefa difícil, haja vista a complexidade do lixiviado, principalmente devido à sua variabilidade tanto de características intrínsecas quanto em função do dinamismo do próprio aterro sanitário que produz diariamente lixiviados distintos, os quais são encaminhados ao tratamento.

9.2.1 Sistema estudado pela UFPE: processos de polimento através de barreira reativa permeável

Barreira reativa permeável (BRP) é uma técnica de tratamento *in situ* bastante utilizada na remediação de solos e águas subterrâneas, com sucesso em alguns projetos nos Estados Unidos e Europa, mas praticamente inédita no Brasil (NOBRE; NOBRE, 2005).

As BRP são barreiras físicas compostas de materiais reativos como: agentes químicos, orgânicos, carvão ativado ou outros tipos de materiais. São construídas perpendicularmente às plumas de contaminação (Figura 9.1) de maneira que a água contaminada, ou efluente, seja tratada à medida que passa através da zona com material reativo, onde ocorre a redução e/ou remoção dos contaminantes por processos físicos, químicos ou biológicos (USEPA, 1998).



FONTE: ADAPTADO DE USEPA, 1998.

Figura 9.1

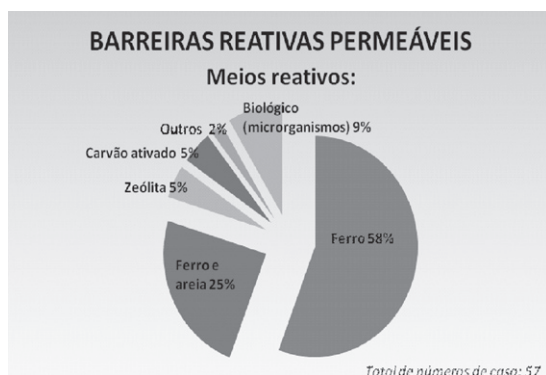
Barreira reativa permeável para o tratamento de uma pluma de contaminação.

As barreiras podem ser implantadas em diversos tamanhos e formas e são projetadas com base em critérios tanto hidrogeológicos específicos do local, quanto dos contaminantes envolvidos e suas concentrações. A finalidade principal de uma barreira reativa é que o líquido a ser tratado alcance uma concentração desejada do contaminante após a percolação através da BRP, ou que seja transformado em um composto não nocivo ou, ainda, que ele seja completamente eliminado (CETESB, 2001).

Uma série de materiais ou componentes reativos, apresentados na Figura 9.2, vêm sendo analisados com o objetivo de avaliar seus potenciais de remediação/degradação para diferentes tipos de compostos inorgânicos e orgânicos. Os seguintes requisitos básicos para o material de composição de BRP devem ser satisfeitos (GUSMÃO, 2002):

- Deve ser suficientemente reativo durante o tempo de residência;
- A seleção do tamanho das partículas do meio reativo deve ser feita levando-se em consideração não apenas a sua reatividade, mas também a sua permeabilidade;
- Não deve lançar subprodutos contaminantes adicionais ao aquífero;
- Deve ser abundante e economicamente viável;
- Em caso de o material precisar ser trocado, projetar a barreira para tal.

A aplicação de aluminossilicatos, entre eles as zeólitas, na remoção de metais pesados e nitrogênio amoniacal vem sendo bastante utilizada devido ao seu baixo custo, à fácil obtenção e possibilidade de regeneração desses materiais.



FONTE: ADAPTADO DE NOBRE E NOBRE, 2005.

Figura 9.2

Levantamento dos materiais reativos utilizados em BRP.

Para analisar a viabilidade da BRP, devem-se analisar os resultados dos estudos laboratoriais de ensaios de equilíbrio em lote e de coluna, utilizando-se os materiais reativos para avaliar a cinética de remoção dos contaminantes. Esses dados são utilizados em associação a informações específicas (como tipo de contaminante e concentração, fluxo de massa total do contaminante que exige tratamento, entre outras).

Dependendo da vida útil da BRP e do contaminante em questão, as suas porções reativas estão sujeitas a substituições periódicas (NOBRE *et al*, 2007).

A técnica de BRP, originalmente desenvolvida para remediação *in situ* de aquíferos foi inicialmente adaptada ao tratamento terciário do lixiviado como parte do sistema bioquímico (SBQ) do Aterro da Muribeca, PE, que compreendia um sistema de fitorremediação associado à BRP. Beltrão (2006) estudou o comportamento dessa barreira composta por argila, tendo como mineral predominante a argila local, do tipo caulinita, para retenção de manganês, cromo e ferro. Adicionalmente à argila, utilizou-se carvão ativado em diferentes proporções, 1, 5 e 10% em peso (base seca) com a finalidade de otimizar a capacidade de adsorção dos metais e ao mesmo tempo aumentar a permeabilidade do meio. Os resultados dos ensaios de equilíbrio em lote (batch test) mostraram que o uso do solo/carvão ativado contribuiu positivamente para a retenção dos metais estudados (ALVES; BELTRÃO; JUCÁ, 2006).

Para se avaliar o comportamento do lixiviado através da BRP, é necessário avaliar os processos de interação entre o líquido percolante e o material reativo, bem como os parâmetros de transporte de cada contaminante em meio poroso, resumidamente descritos a seguir.

9.2.1.1 Processos de transporte de contaminantes

Os principais mecanismos físicos que afetam o transporte de contaminantes em meio poroso são: advecção (ou percolação) e dispersão hidrodinâmica, que inclui a dispersão mecânica e a difusão molecular. Durante a evolução da frente de contaminação, a advecção é ocasionada pelo fluxo hidráulico, ou seja, os contaminantes (solutos) se movem segundo as linhas de fluxo. A dispersão dos poluentes se dá de duas formas: dispersão hidrodinâmica e difusão molecular. A dispersão hidrodinâmica refere-se ao espalhamento longitudinal e transversal na direção principal do fluxo, com diluição gradual dos poluentes. A difusão molecular é o transporte causado por gradientes de concentração de espécies químicas do meio, independentemente do fluxo hidráulico.

Quanto aos mecanismos químicos, diversos processos podem ocorrer simultaneamente aos processos físicos em função da interação entre o líquido contaminante e o meio poroso, podendo causar retardamento do transporte de contaminantes. As reações de adsorção-dessorção e precipitação-dissolução podem causar transferência real de po-

luentes da fase líquida para a sólida, e se destacam como as reações de maior importância na transferência de poluentes entre as fases líquida e sólida do sistema. Os outros processos, oxidação-redução, complexação e quelação, podem atuar afetando a disponibilidade dos poluentes para os processos de transferência ou alterando a forma do poluente, aumentando ou diminuindo seus efeitos de contaminação (LANGE *et al*, 2002).

a) Adsorção/dessorção

A adsorção é o processo a partir do qual o soluto adere às superfícies das partículas do solo devido a forças de atração decorrentes de cargas desequilibradas nas superfícies dessas partículas, decorrentes de imperfeições ou substituições iônicas na estrutura cristalina dos minerais (substituição isomorfa) ou de quebra de ligações nas estruturas moleculares, especialmente nas extremidades. As reações de adsorção são, geralmente, reações de superfície e não implicam necessariamente na formação de uma nova substância (FREEZE; CHERRY, 1979). Por outro lado, a dessorção é o mecanismo inverso de transferência da superfície das partículas sólidas para a fase líquida de uma substância sorvida anteriormente.

Quando líquidos contaminantes percolam através dos materiais reativos, parte dos íons e/ou moléculas pode ser adsorvida pelas partículas minerais ou materiais orgânicos. Esse processo ocorre até uma condição de equilíbrio e pode se modificar quando um ou mais atributos controladores (pH, pressão e temperatura) são alterados (PALMA; ZUQUETTE; ELIS, 2004).-

b) Equação unidimensional de transporte de poluentes em meios porosos

Os processos que envolvem o transporte de contaminantes em meios porosos podem ser representados através de equações diferenciais desenvolvidas com base na conservação de massa do soluto no meio. A análise da variação da concentração do soluto é feita considerando-se o fluxo do soluto através de um volume elementar de solo. O fluxo do soluto para dentro e para fora do volume elementar é regido pelos fenômenos de advecção e de dispersão hidrodinâmica. A perda ou ganho de massa do soluto pelo elemento pode ocorrer como resultado das interações entre o solo e o soluto (reações químicas ou bioquímicas) ou, ainda, devido ao decaimento radiativo ou biológico (FREEZE; CHERRY, 1979).

A expressão que descreve o transporte unidimensional de contaminantes em meio poroso é dada pela Equação 9.1:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_n \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - v_a \frac{\partial C}{\partial x} - \frac{\rho}{n} \frac{\partial q}{\partial t} + \lambda C \quad \text{Equação 9.1.}$$

Onde:

C: concentração do contaminante;

t: tempo;

x: distancia;

D_h : coeficiente de dispersão hidrodinâmica, igual a soma da dispersão mecânica (D_m) com a difusão molecular (D_e);

v_a : velocidade de advecção;

ρ : densidade seca do meio poroso;

n: porosidade.

q: massa de contaminante sorvida

λ : coeficiente de decaimento radioativo ou biológico

O termo $\partial q/\partial t$ pode ser escrito como:

$$\frac{\partial q}{\partial t} = \frac{\partial q}{\partial C} \frac{\partial C}{\partial t} \quad \text{Equação 9.2.}$$

Substituindo-se a equação 9.2 na equação 9.1 e rearranjando-se os termos, chega-se a:

$$R_d \frac{\partial C}{\partial t} = D_h \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - v_r \frac{\partial C}{\partial x} + \lambda C \quad \text{Equação 9.3.}$$

$$R_d = 1 + \frac{\rho}{n} \frac{\partial q}{\partial C} \quad \text{Equação 9.4.}$$

Sendo que R_d é o fator de retardamento, uma grandeza adimensional, que quantifica a capacidade de atraso da frente de contaminação devido a processos de interação entre o material reativo e o contaminante.

A razão $\partial q/\partial C$ representa a relação entre a quantidade da espécie química (soluto) adsorvida pela partícula sólida (q) e a concentração da mesma espécie química no líquido, em equilíbrio (C), denominada isoterma de sorção. Em função do meio reativo, da faixa de concentração do contaminante no campo, das condições de pH e temperatura, entre outros fatores, as isotermas de sorção podem assumir diferentes padrões, sendo os mais conhecidos: o modelo linear e os modelos não lineares de Langmuir e Freundlich. Dessa forma, o fator de retardamento R_d pode ser representado pelas seguintes expressões:

$$R_d = 1 + \frac{\rho}{n} K_d \quad \text{para isoterma linear} \quad \text{Equação 9.5.}$$

Onde:

K_d : coeficiente de distribuição [$L^3 M^{-1}$]

$$R_d = 1 + \frac{\rho}{n} K_p N C_e^{(N-1)} \quad \text{para o modelo de Freundlich} \quad \text{Equação 9.6.}$$

Onde:

K_p : coeficiente de partição [$M M^{-1}$], proporcional à capacidade de sorção;

N [$L^3 M^{-1}$]: parâmetro que reflete a intensidade de sorção com o aumento da concentração.

$$R_d = 1 + \frac{\rho}{n} \frac{\alpha \beta}{(1 + \alpha C_e)^2} \quad \text{para o modelo de Langmuir} \quad \text{Equação 9.7.}$$

Onde:

α : constante de sorção [$L^3 M^{-1}$];

β : taxa de sorção máxima da espécie química de interesse ($M M^{-1}$).

As isotermas de Freundlich e o modelo linear não apresentam um limite de taxa de sorção do soluto, não podendo, portanto, ser extrapoladas para faixas de concentração superiores aos dados experimentais. Já a isoterma de Langmuir, definida pela Equação 9.7, apresenta um limite máximo na capacidade de sorção do solo com o aumento da concentração do soluto.

A escolha do material reativo mais adequado é baseada, inicialmente, em uma pesquisa bibliográfica da literatura especializada e, em seguida, por meio da realização de ensaios de laboratório, descritos a seguir.

9.2.2.2 Metodologia

Os ensaios de equilíbrio em lote e de coluna são os mais utilizados para verificar a remoção de contaminantes pelos materiais reativos que compõem as BRP, sendo possível analisar a eficiência dessas barreiras.

a) Ensaios de equilíbrio em lote ou batch-test

Os estudos de equilíbrio em lote são mais indicados para analisar e escolher os materiais para compor a barreira reativa permeável, podendo-se avaliar a capacidade de sorção dos íons de interesse na superfície sólida das partículas do material reativo. Com base nos resultados obtidos com vários materiais, é possível escolher o(s) mais adequado(s) para posterior análise e/ou aplicação em campo. Os ensaios de equilíbrio em lote são geralmente mais rápidos, mais baratos e mais simples do que os testes de coluna e permitem uma rápida comparação dos vários parâmetros (POWELL *et al*, 1995 *apud* USEPA, 1998).

Os ensaios devem ser realizados durante um intervalo de tempo suficiente para que haja máxima sorção, mas não tão extensos a ponto de permitir a ocorrência de reações não consideradas de sorção (PALMA; ZUQUETTE; ELIS, 2004). No sentido de avaliar o tempo ideal para realização dos ensaios de sorção podem ser realizados, inicialmente, ensaios cinéticos que serão descritos posteriormente.

O ensaio de equilíbrio em lote segue a norma técnica da EPA/530/SW-87/006-F. O método consiste em colocar a superfície das partículas adsorventes em contato com a solução do contaminante com diferentes concentrações em frascos distintos. A suspensão é agitada durante determinado tempo e, em seguida, o sobrenadante é separado do adsorvente e analisada quimicamente. A análise química do sobrenadante revela quanto do soluto foi adsorvido através da diferença entre a concentração inicial, antes do contato com o adsorvente, e a concentração medida após o período de agitação.

A análise da isoterma de sorção permite avaliar a eficiência do(s) material(ais) reativo(s) estudado(s) caso a caso.

b) Ensaio de coluna

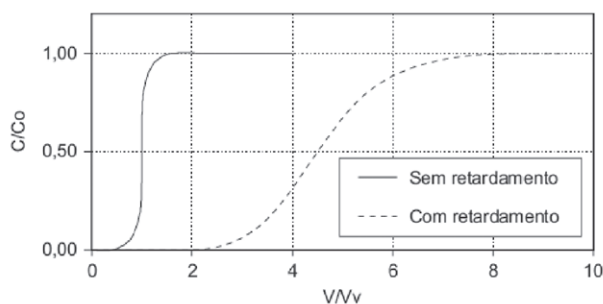
Os testes em coluna são úteis para determinar as taxas de remoção de contaminantes em condições que mais se aproximam do funcionamento previsto em campo. Essas taxas são a base para a adoção dos parâmetros utilizados para determinar o tempo de residência exigido para os contaminantes no material reativo. Com o tempo de residência e a vazão, a espessura da zona de tratamento pode ser determinada (USEPA, 1998).

O procedimento do ensaio de coluna consiste em estabelecer, no início do ensaio, um fluxo em regime permanente de água deionizada pela amostra para, assim, obter a saturação e a permeabilidade à água da mesma. Em seguida troca-se, no reservatório afluente, a concentração efluente atingir o mesmo valor da Fonte: LANGE et al, 2003 água pela solução contaminante com concentração de soluto conhecida (C_0). A concentração efluente é determinada ao longo do tempo. Quando a concentração do efluente estiver igual à concentração do afluente, atingiu-se o equilíbrio do fluido dentro da amostra. Os resultados são plotados na forma de curva de *breakthrough* ou curva de concentração relativa (C/C_0) versus tempo ou número de volumes de vazios (U) (Figura 9.3). O número de volumes de vazios para um solo saturado é o volume cumulativo de solução que percolou durante o ensaio (V) dividido pelo volume de vazios da amostra de solo (V_v).

A forma da curva dependerá dos processos de transporte que ocorrem durante o fluxo do percolante. No caso de um transporte meramente advectivo, onde os solutos são transportados juntamente com o movimento do fluido sem nenhuma reação com o solo e para um volume percolado igual ao volume de poros (V/V_0), a curva assumiria a forma de uma reta vertical, passando pelo ponto de $V/V_0 = 1,0$. No caso de haver dispersão, variações são esperadas.

Quando ocorre a difusão, mais comum em solos com baixa permeabilidade, é possível que algum nível de concentração seja detectado na base da amostra antes do volume percolado se igualar ao volume dos poros. Por outro lado, devido ao processo de dis-

persão e sorção, no qual ocorre o espalhamento do soluto no meio poroso, a concentração do poluente é reduzida, sendo apenas detectada na base da amostra uma pequena concentração do contaminante. Com o decorrer da percolação, a reatividade do solo se reduz e a concentração do percolado tende, então, a se igualar à concentração de alimentação (COSTA, 2006). Esses últimos processos (dispersão e sorção) são relevantes nesta pesquisa pelo fato de a zeólita ser um material reativo a ser empregado em uma barreira reativa permeável. Os parâmetros dispersão hidrodinâmica e velocidade de advecção podem ser avaliados através da análise do resultado do ensaio.



FONTE: LANGE ET AL, 2003.

Figura 9.3 Curva de concentração relativa ou breakthrough.

9.2.2.3 Resultados e discussão

O projeto da Universidade Federal de Pernambuco se baseou na utilização do hidróxido de cálcio como pré-tratamento para o processo de *stripping* seguido de polimento através da BRP. Para escolha do material de preenchimento, realizou-se uma pesquisa bibliográfica que levou à escolha da zeólita natural devido às suas características favoráveis para a remoção do nitrogênio amoniacal presente no lixiviado. As zeólitas aparecem como alternativas atraentes para remoção desse contaminante, pois exibem alta capacidade de troca de cátions, seletividade e compatibilidade com o meio ambiente (LINS, 2008).

Esta investigação foi composta por três etapas. Na primeira, foi realizada a caracterização do material de preenchimento da BRP, no caso, a zeólita natural utilizada na pesquisa. Na segunda etapa, foram realizados, em laboratório, estudos cinéticos com a zeólita e ensaios de equilíbrio em lote para a construção das isotermas de sorção. Por fim, avaliou-se a eficiência do sistema de BRP para o tratamento do lixiviado através dos ensaios em coluna, onde foram simuladas as condições de campo e uma possível regeneração da zeólita.

a) Caracterização da zeólita

A zeólita natural utilizada apresenta o cálcio como principal íon de compensação, relação $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$ de 7,58 e uma capacidade de troca de cátions de 130 meq/100g (Figura 9.4). Além disso, a partir dos resultados mineralógicos, juntamente com as análises da composição dos óxidos presentes na zeólita, verifica-se que a zeólita estudada é, possivelmente, do tipo clinoptilolita. A caracterização geotécnica forneceu valor de massa específica de $2,25 \text{ g/cm}^3$ teor de umidade higroscópica de 6% e granulometria característica de areia grossa, não apresentando limites de consistência. Na Figura 9.5 é apresentada a curva granulométrica obtida para a zeólita utilizada.

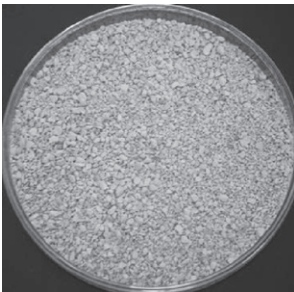


Figura 9.4

Zeólita natural utilizada na pesquisa.

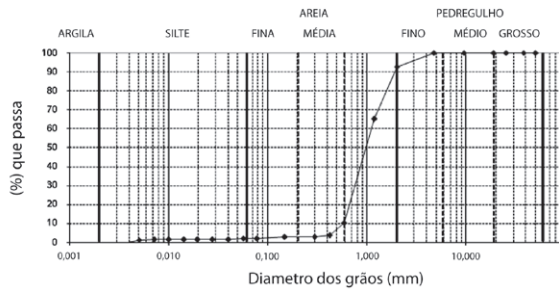


Figura 9.5

Curva granulométrica da zeólita natural.

b) Estudo cinético e ensaio de equilíbrio em lote

Para se determinar a eficiência da zeólita natural na remoção de nitrogênio amoniacal, utilizou-se como contaminante o lixiviado proveniente do Aterro de Muribeca sem tratamento e após um tratamento com hidróxido de cálcio e *stripping*, denominados Lixiviado 1 e Lixiviado 2, para as duas fases mencionadas, respectivamente.

• Testes cinéticos

Os testes cinéticos foram realizados com o objetivo de determinar o tempo ótimo para que o sistema zeólita/nitrogênio amoniacal alcançasse o equilíbrio, seguindo-se o mesmo procedimento dos ensaios de sorção. Neste ensaio são feitas amostragens periódicas do sobrenadante para determinação da variação da concentração ao longo do tempo e, então, obtenção do tempo ideal para os ensaios de sorção. Desse modo, foram estudadas diferentes concentrações de nitrogênio amoniacal no Lixiviado 1, percebendo-se que o comportamento da sorção apresentou a mesma tendência para

as várias concentrações utilizadas nos experimentos, conforme apresentado na Figura 9.6. Ressalta-se que, por esse motivo, foi feito o estudo cinético apenas para a concentração de 314 mg/L no Lixiviado 2, a qual corresponde à concentração após o tratamento com hidróxido de cálcio e *stripping*. A concentração do nitrogênio amoniacal foi medida com o eletrodo de íon seletivo Orion Model 720.

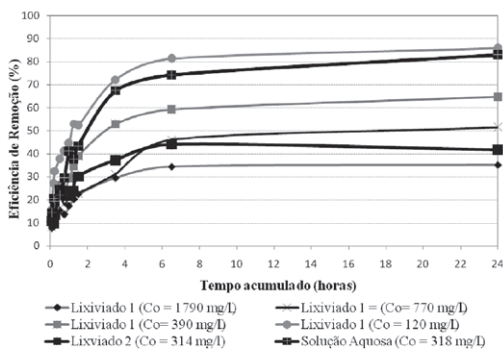


Figura 9.6

Curvas obtidas a partir dos ensaios cinéticos com os Lixiviados 1 e 2.

Nos testes cinéticos, foi possível observar que a sorção do nitrogênio amoniacal ocorre mais rapidamente até de remoções quatro horas de agitação. A partir desse ponto, as taxas de remoção começam a diminuir gradualmente com o aumento do tempo de contato, chegando a se estabilizarem a partir de seis horas de agitação. Porém, é possível observar que, após 24 horas, ainda ocorre redução da concentração de nitrogênio amoniacal, dependendo da concentração inicial no Lixiviado 1, mas bem menos significativa. Assim, considerou-se que o tempo de 24 horas de agitação foi suficiente para promover o equilíbrio da concentração no sobrenadante, sendo utilizado, portanto, nos ensaios de sorção subsequentes. Adicionalmente, para efeito de pesquisa, foram realizados ensaios de sorção também com o tempo de 72 horas de agitação.

• Ensaio de equilíbrio em lote

A avaliação da sorção da zeólita foi realizada através de ensaios de equilíbrio em lote (batch test) de acordo com a norma da EPA/530/SW-87/006-F. Nessa fase de experimentos, uma série de suspensões foi preparada em erlenmeyers de 125 mL, cada uma composta de 6 g de zeólita e 100 mL do contaminante, que variou entre Lixiviado 1 e Lixiviado 2, com concentrações de nitrogênio amoniacal entre 30 a 1.700 mg de NH_4^+ /L. Em seguida, as amostras foram colocadas na incubadora sob agitação de 120 rpm a 28°C (Figura 9.7). Após 24 e 72 horas, as soluções foram retiradas, sendo separado ime-



Figura 9.7

Ensaio de equilíbrio em lote e determinação do nitrogênio amoniacal

diatamente o sobrenadante da zeólita e realizada a determinação da concentração de nitrogênio amoniacal, além das análises de cor, pH, condutividade e DQO no sobrenadante.

Isotermas de sorção foram construídas com os resultados obtidos nos ensaios. Os modelos de Freundlich e de Langmuir, descritos anteriormente, foram utilizados para ajuste e interpretação dos dados experimentais.

As isotermas de sorção ajustadas aos dados experimentais segundo os modelos não lineares de Freundlich e Langmuir, obtidas para o Lixiviado 1 no tempo de 24 horas (figura da esquerda) e 72 horas (figura da direita).

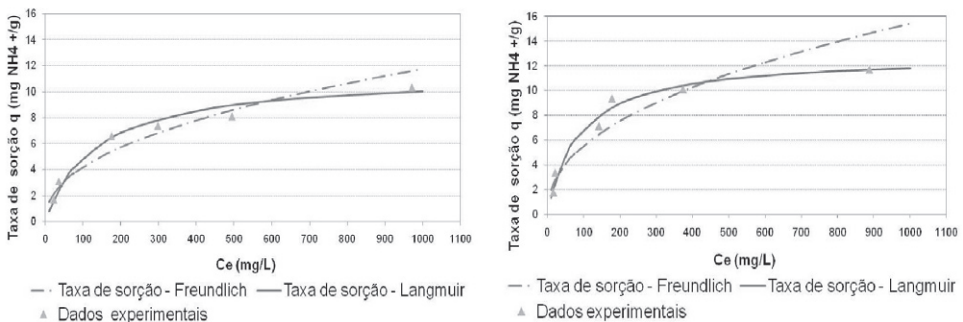


Figura 9.8

Isoterma de sorção com zeólita e Lixiviado 1 obtida após 24 e 72 horas.

Nessas figuras, verifica-se que a máxima taxa de sorção foi de 10 mg NH₄⁺-N/L para 24 horas e 12 mg NH₄⁺-N/L para 72 horas. Nesse caso, é possível constatar que mesmo depois de 24 horas de agitação, a zeólita ainda possui capacidade de adsorver uma pequena porcentagem de nitrogênio amoniacal.

A partir dos dados acima, foram calculados os parâmetros de sorção para os dois modelos citados, cujos valores encontram-se na Tabela 9.1. Observou-se que ambos os modelos se ajustam aos dados experimentais obtidos. Porém, a isoterma de Langmuir forneceu um ajuste melhor aos dados experimentais.

Tabela 9.1 > Parâmetros de sorção obtidos a partir de ensaios de equilíbrio em lote com lixiviado bruto para 24 e 72 horas de agitação

	PARÂMETROS (24 HORAS)	PARÂMETROS (72 HORAS)
Freundlich	$K_p = 0,54 \text{ mg/g}$	$K_p = 0,723 \text{ mg/g}$
	$N = 0,446 \text{ L/g}$	$N = 0,443 \text{ L/g}$
	$R^2 = 0,939$	$R^2 = 0,896$
Langmuir	$\beta = 11,36 \text{ mg/g}$	$\beta = 12,82 \text{ mg/g}$
	$\alpha = 0,0075 \text{ L/mg}$	$\alpha = 0,0116 \text{ L/mg}$
	$R^2 = 0,987$	$R^2 = 0,995$

Na Figura 9.9 é possível observar as curvas de sorção obtidas para o Lixiviado 2 nos tempos de 24 horas (figura da esquerda) e 72 horas (figura da direita), ajustadas pelos modelos de Freundlich e Langmuir.

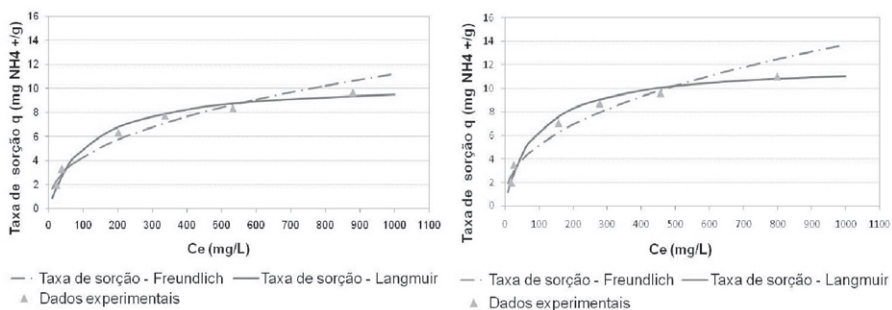


Figura 9.9

Isoterma de sorção com zeólita e Lixiviado 2 obtida após 24 e 72 horas

Nos experimentos de equilíbrio em lote com o Lixiviado 2, foi possível observar um bom ajuste dos dados experimentais aos modelos de Langmuir e Freundlich, encontrando-se, assim como para o lixiviado bruto, o melhor ajuste para o modelo de Langmuir. A partir da aplicação dos modelos, foram obtidos os parâmetros de sorção, apresentados na Tabela 9.2.

Tabela 9.2 > Parâmetros de sorção obtidos a partir de ensaios de equilíbrio em lote com lixiviado pré-tratado com hidróxido de cálcio para 24 e 72 horas de agitação

MODELOS	PARÂMETROS (24 HORAS)	PARÂMETROS (72 HORAS)
Freundlich	$K = 0,647 \text{ mg/g}$	$K = 0,735 \text{ mg/g}$
	$N = 0,413 \text{ L/g}$	$N = 0,424 \text{ L/g}$
	$R^2 = 0,962$	$R^2 = 0,941$
Langmuir	$\beta = 10,52 \text{ mg/g}$	$\beta = 12,05 \text{ mg/g}$
	$\alpha = 0,0092 \text{ L/mg}$	$\alpha = 0,011 \text{ L/mg}$
	$R^2 = 0,993$	$R^2 = 0,995$

Comparando-se as Figuras 9.8 e 9.9, é possível constatar que as taxas de adsorção obtidas apresentaram valores dos parâmetros transportes bastante próximos, correspondendo a valores de sorção máxima de aproximadamente 9 e 10 mg NH_4^+/L , para o tempo de 24 horas.

O comportamento de outros parâmetros, tais como pH, condutividade elétrica, cor, turbidez e DQO, também foram analisados nos experimentos de equilíbrio em lote com o lixiviado bruto e o lixiviado tratado com hidróxido de cálcio. Esses resultados, tanto do lixiviado bruto quanto do tratado, apontaram para uma variação muito pequena do pH com o processo de adsorção, para todas as concentrações analisadas, permanecendo entre 8,6 e 9,1 após 72 horas. Observa-se que a condutividade diminuiu em relação ao valor inicial, sendo esse decréscimo mais acentuado para concentrações mais elevadas. Por outro lado, a turbidez após 72 horas se mostrou um pouco abaixo do valor inicial, exceto para uma concentração menor, que apresentou valor um pouco maior no final do ensaio. A DQO apresentou tendência de queda ao longo do processo de sorção.

• Ensaio de coluna

Com o objetivo de simular a barreira reativa permeável do Aterro da Muribeca, foram realizados ensaios de coluna em laboratório no Permeômetro de parede flexível, Sistema Tri-Flex 2 - Soil Test, ELE Internacional. Foi dividido em três etapas: na primeira, foi percolado lixiviado pré-tratado com hidróxido de cálcio (L2) seguido de *stripping*, de modo a avaliar a eficiência da zeólita natural na remoção do nitrogênio amoniacal do lixiviado, bem como avaliar seu ponto de saturação. Em seguida, realizou-se a segunda etapa referente à regeneração da zeólita com uma solução de cloreto de sódio, 1 molar. Na terceira etapa, foi novamente percolado o Lixiviado 2 pela amostra de zeólita, agora regenerada. Essa última etapa teve a finalidade de verificar se a zeólita manteria a mesma eficiência obtida na primeira percolação para a remoção do nitrogênio amoniacal, ou seja, avaliar a eficiência da regeneração da zeólita (LINS, 2008).

Para a realização desse ensaio, o corpo de prova foi montado na célula do equipamento (Figura 9.10) de forma a ter características próximas à barreira permeável de campo. Foram colocadas 715 g de zeólita seca em um cilindro de material pet, com auxílio de um funil de dimensões de 10 cm de diâmetro e 9,1 cm de altura. Em seguida, colocaram-se duas pedras porosas com interface feita com papel filtro entre as pedras e a zeólita. Esse cilindro com zeólita foi revestido por uma membrana de látex e, logo em seguida, a célula do equipamento foi fechada e conectada ao permeômetro para início do ensaio.

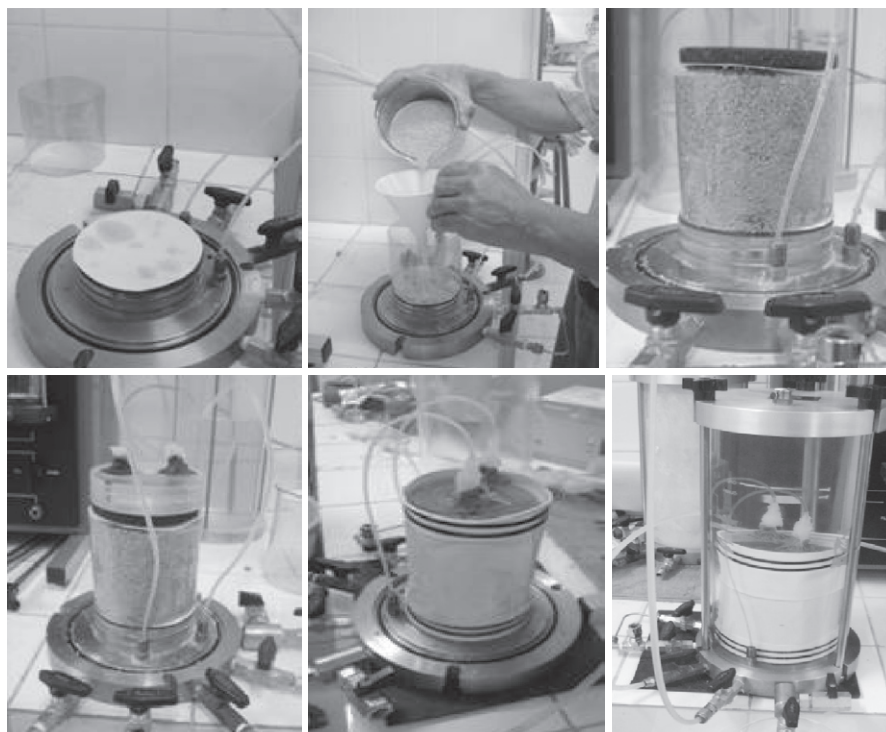


Figura 9.10 Montagem do corpo de prova para o ensaio de coluna.

Inicialmente, a amostra foi saturada através da percolação de água destilada até se alcançar um valor de coeficiente de permeabilidade constante. Em seguida, suspendeu-se a alimentação de água e conectou-se o recipiente ao Lixiviado 2, iniciando-se o ensaio de coluna propriamente dito, conforme descrito por Lins (2008).

A Figura 9.11 apresenta a curva de *breakthrough* obtida com a primeira percolação pela zeólita do lixiviado, mantendo uma taxa de percolação média de $1,48 \times 10^{-4}$ cm/s.

Observa-se, na Figura 9.11, que até o décimo volume de vazios, correspondente a 16 horas de ensaio, a relação C/C_0 é muito baixa, fato que representa uma elevada sorção do nitrogênio amoniacal pela zeólita. A partir desse ponto, essa relação começa a aumentar, tendendo à saturação da zeólita. O ensaio de coluna foi encerrado após 159 horas devido a questões operacionais, atingindo cerca de 70% ($C/C_0 = 0,7$) da zeólita no período.

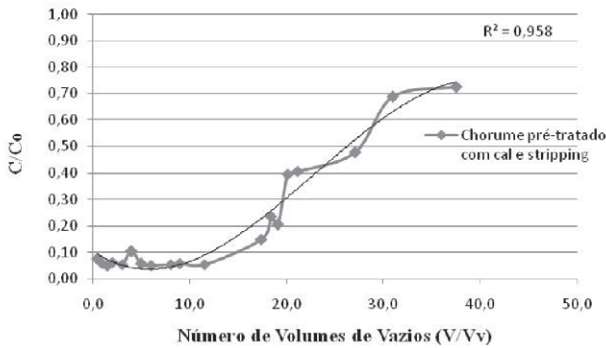


Figura 9.11

Curva de ruptura (*breakthrough*) de remoção de nitrogênio amoniacal pela zeólita com concentração inicial no lixiviado, pré-tratado com hidróxido de cálcio e *stripping*, de 264 mg $\text{NH}_4^+ - \text{N/L}$.

Durante o ensaio de coluna, observaram-se pequenas alterações no pH do lixiviado e na condutividade. O pH inicial do lixiviado foi de 8,4 alterando-se para aproximadamente 7,5 nos primeiros volumes percolados. Ao longo do processo, o pH foi aumentando, aproximando-se do pH inicial. A condutividade elétrica do lixiviado não sofreu grandes alterações. Após o terceiro número de volumes de vazios, a condutividade permaneceu em torno de 13 mS/cm. A condutividade está relacionada à quantidade de sais presentes no efluente, que também podem ser removidos pela zeólita por meio de trocas iônicas. No entanto, observou-se uma preferência pelo íon amônio, o que justifica uma pequena remoção da condutividade.

Completado o primeiro ciclo de percolação com o Lixiviado pré-tratado, foi iniciado o processo de regeneração da zeólita com uma solução de cloreto de sódio, 1 molar, com a finalidade de obter a zeólita na forma homoiônica sódica. A regeneração foi realizada com uma taxa de fluxo, permeabilidade média de $4,6 \times 10^{-4}$ cm/s, o que corresponde a 3,5 números de volumes de vazios por hora.

Com a finalidade de acompanhar o processo de regeneração da zeólita em determinados volumes de vazios, a concentração de nitrogênio amoniacal foi analisada. Na Figura 9.12 estão apresentados os dados obtidos com o processo de regeneração da zeólita.

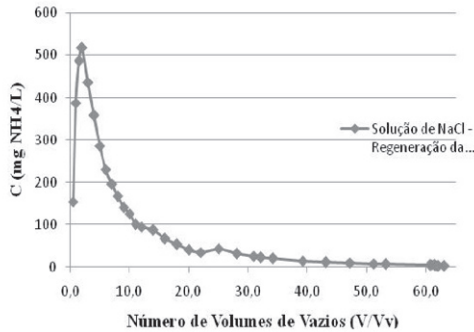


Figura 9.12

Concentração de nitrogênio amoniacal durante o processo de regeneração da zeólita.

Observou-se que, nos primeiros volumes percolados da solução de cloreto de sódio, a concentração de nitrogênio amoniacal foi elevada, chegando a mais de 500 mg de $\text{NH}_4^+ -\text{N/L}$, com apenas dois números de volumes de vazios percolados. Esse fato pode ter ocorrido devido ao número de íons de sódio maior que de amônio, fazendo com que a zeólita desse preferência para os íons de sódio. Com uma menor concentração dos íons amônio, essas trocas tornaram-se mais lentas até se estabilizarem. Verificou-se que, após 55 a 60 números de volumes de vazios, a concentração de nitrogênio amoniacal foi reduzida no efluente para menos de 1 mg $\text{NH}_4^+ -\text{N/L}$, obtendo-se, assim, o final do processo de regeneração da zeólita.

Após o processo de regeneração da zeólita foi iniciada a etapa 3 do experimento de coluna, que consistiu em, novamente, percolar pela zeólita, agora regenerada, lixiviado pré-tratado. Esse lixiviado teve as mesmas características do percolado da etapa 1. Na Figura 9.13 apresentam-se as curvas de ruptura (*breakthrough*) das etapas 1 e 3.

Verifica-se que, na Etapa 3, segunda percolação do Lixiviado 2, a curva encontra-se deslocada para esquerda, provavelmente devido à menor capacidade de sorção da zeólita regenerada pelo nitrogênio amoniacal. Nesse caso, a regeneração não foi eficiente para se manterem as mesmas propriedades da zeólita natural. Esse fato pode ser comprovado com a comparação da CTC da zeólita natural e após a regeneração, que foram de 130 meq/100g e 54 meq/100g, respectivamente, ou seja, 58% menor do que a zeólita natural bruta. Assim, é possível concluir que o processo de regeneração empregado nessa etapa não foi eficiente possivelmente pelo fato de a solução de regeneração apresentar baixa concentração de íons de sódio, não ser a mais adequada ou, ainda, porque o número de ciclos de regeneração não foi satisfatório para uma eficiente troca catiônica, devendo ser realizados estudos mais detalhados acerca desse processo. Ressalta-se que

outros ensaios foram realizados para avaliar a regeneração da zeólita, o que confirma a dificuldade de regeneração observada no ensaio de coluna.

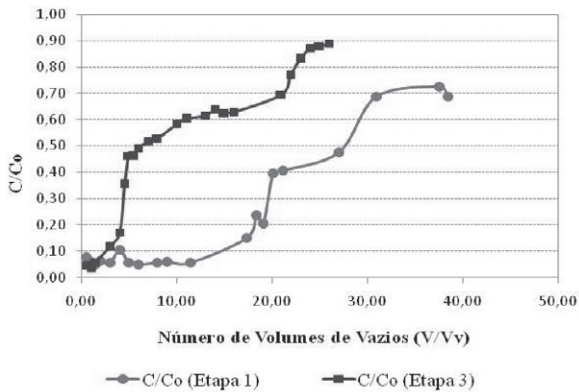


Figura 9.13

Comparação das curvas de ruptura (*breakthrough*) de remoção de nitrogênio amoniacal pela zeólita obtidas nas etapas 1 e 3 de percolação com lixiviado pré-tratado com hidróxido de cálcio e *stripping*.

9.2.2.3 Conclusões

Considerando os ensaios realizados em escala de bancada, a técnica de barreira reativa composta de zeólita natural apresenta-se promissora para um sistema de polimento final de tratamento do lixiviado do Aterro da Muribeca, apesar da rápida saturação.

A barreira reativa permeável composta por zeólita natural, simulada pelo ensaio de coluna, foi eficiente na remoção de nitrogênio amoniacal presente no lixiviado pré-tratado com hidróxido de cálcio seguido de *stripping*. Por outro lado, a zeólita regenerada não se mostrou eficiente na remoção de nitrogênio amoniacal uma vez que o processo de regeneração não foi satisfatório para se manterem as mesmas propriedades da zeólita natural, comprovando-se com análise da capacidade de troca de cátions que era de 150 meq/100 g para a zeólita natural e ficou com 54 meq/100 g para a zeólita regenerada. Uma hipótese para tal fato são as elevadas cargas orgânica e inorgânica presentes no lixiviado, mesmo depois de tratado com os processos anteriores (precipitação com cal e *stripping* da amônia). No entanto, essa hipótese deve ser comprovada por meio de experimentos com lixiviado tratado e utilizando-se outros tipos de tratamento, além dos já testados, para maior remoção de DQO e DBO.

De acordo com os resultados dos ensaios de sorção realizados, o modelo de isoterma Langmuir apresentou o melhor ajuste dos dados experimentais obtidos. Observando-se o valor de sorção máxima de 12,4 mg NH_4^+/L , foi verificado que a zeólita natural

apresentou alta capacidade de sorção do nitrogênio amoniacal presente nos lixiviados, o que está de acordo com os dados observados na literatura técnica sobre o tema.

A partir dos resultados obtidos, foi realizada uma avaliação dos custos para a aplicação da zeólita estudada na barreira reativa permeável que compõe o sistema bioquímico da estação de tratamento de lixiviado do aterro da Muribeca. Os cálculos foram baseados na BRP existente no SBQ da estação de tratamento da Muribeca, que possui 1,5m de largura, 1,5m de altura e 0,1 m de espessura (BELTRÃO, 2006). Considerando-se uma densidade seca de 1g/cm^3 adotada nos ensaios de coluna, calculou-se que são necessários aproximadamente 225 kg de zeólita natural para compor a BRP. Portanto, são necessários 900 kg de zeólita por mês, pois, a cada sete dias, a BRP deve ser substituída. Como o custo da zeólita com frete para Pernambuco varia entre R\$ 4,20/kg e R\$ 5,00/kg (março, 2007), poderão ser gastos um total de R\$ 4.500,00 por mês na compra de zeólita para compor uma barreira reativa do Aterro da Muribeca, valor que representa entre 0,3 e 0,5% do custo de operação do aterro.

9.2.2 Sistema estudado pela Unisinos. Processos de remoção de poluentes por banhados construídos: fase de aclimatação das plantas

Kissmann (1997) descreve que a *Typha latifolia*, vulgarmente conhecida por taboa, é uma planta pertencente à família *Typhaceae*, originária da América do Sul. É uma planta daninha aquática frequente em margens de lagos, lagoas ou represas, canais de drenagem e baixadas pantanosas em geral. Plantas de *Typha* absorvem metais pesados, inclusive o cobre, podendo contribuir para o saneamento ambiental. Sob o ponto de vista negativo, quando em povoamentos densos, essas plantas provocam desequilíbrio, tornando-se infestantes em açudes e várzeas úmidas e, conseqüentemente, diminuindo ou impedindo seu aproveitamento adequado. Outro fator negativo é que nos povoamentos de taboas existem excelentes condições para a reprodução de mosquitos (BIANCO; PITELLI; PITELLI, 2003).

Banhados construídos com fluxo subsuperficial horizontal são sistemas para tratamento de águas residuárias com baixo custo de implantação e operação. O fluxo de líquido a ser tratado passa lentamente em todas as pedras (meio suporte), raízes e rizomas das plantas. A remoção de contaminantes ocorre como resultado de complexas interações físicas, químicas e microbianas (KADLEC; KNIGHT, 1996 *apud* CASELLES-OSORIO; GARCIA, 2006). A eficiência desses processos pode variar no tempo e no espaço, dependendo de muitos fatores, como a carga orgânica superficial, a profundidade da água e a disponibilidade de aceptores de elétrons (GARCIA *et al*, 2004; AGUIRRE *et al*, 2005 *apud* CASELLES-OSORIO; GARCIA, 2006).

Segundo Gomes e Gehling (2007), a forma mais adequada de disposição de resíduos sólidos urbanos (RSU) é o aterro sanitário, o que corresponde a uma metodologia de

disposição no solo com critérios de engenharia e rigores técnicos, confinando os resíduos no menor volume possível, de modo a evitar danos ou riscos à saúde pública e à segurança ao mesmo tempo em que se minimizam impactos ambientais.

No Brasil, o aterro sanitário funciona como um reator anaeróbio, pois há na composição dos resíduos um predomínio de matéria orgânica que, sob a influência de agentes naturais como a chuva e os micro-organismos, sofrem evoluções dentro da massa de resíduos, dissolvendo elementos constituintes que são carregados pela água da chuva que percola, gerando como subprodutos o biogás e o lixiviado, principais vetores da poluição causada por aterros sanitários.

Os lixiviados de aterro sanitário podem ser definidos como o líquido proveniente da umidade natural e da água de constituição presente na matéria orgânica dos resíduos, dos produtos da degradação biológica dos materiais orgânicos e da água de infiltração na camada de cobertura e interior das células de aterramento, somado a materiais dissolvidos ou suspensos extraídos da massa de resíduos. Para realizar tal tratamento, buscam-se soluções tecnológicas eficientes, de baixo custo e que visem a atingir as exigências da legislação ambiental vigente.

Como possível alternativa, principalmente para casos de tratamento complementar de efluentes, surge a possibilidade de utilização de Banhados Construídos, os quais possuem a principal tarefa de reduzir a concentração de nutrientes que seria descartada ao meio ambiente. Esse tipo de sistema vem sendo utilizado tanto em tratamento de lixiviados de aterro sanitário como em estações de tratamento de esgotos. Segundo Mannarino *et al* (2006) e Valentim (2003), trata-se de uma alternativa simples e que tem apresentado resultados satisfatórios.

9.2.3.1 Metodologia

O objetivo da pesquisa da Unisinos foi acompanhar a aclimação das plantas (no caso macrófitas do tipo *Typha latifolia*) em banhados construídos que, posteriormente, tratarão lixiviados gerados em aterro sanitário, local de disposição final de resíduos sólidos urbanos.

O trabalho proposto foi dividido nas seguintes etapas: construção dos Banhados Construídos, operação do sistema durante a aclimação das plantas e acompanhamento do processo de aclimação, incluindo monitoramento ambiental e eficiência do tratamento.

a) Construção dos banhados

A montagem dos banhados foi realizada no Anexo do Laboratório de Microbiologia de Resíduos da Unisinos. O sistema contempla quatro reservatórios de alvenaria idênticos, com dimensões de 1 m (largura) por 2 m (comprimento) por 0,9 m (profundidade). Seu interior foi impermeabilizado com fibra de vidro e preenchido com camadas de brita como meio suporte às plantas, conforme detalhamento a seguir.



Figura 9.14 Vista do experimento da Unisinos com Banhados Construídos.



Figura 9.15 Local de coleta das plantas utilizadas no experimento.



Figura 9.16 Detalhe das *Typhas latifolia*.

Dois tipos de banhados foram construídos: o primeiro operado com fluxo horizontal (BH), onde toda a camada de pedra corresponde à brita 5 (rachão), e o segundo operado com fluxo vertical (BV), com três camadas de brita dispostas de baixo para cima da seguinte maneira: brita 5, brita 3 e brita 1. São dois banhados com cada tipo de fluxo, sendo que um de cada não possui as plantas (BH0 e BV0) e, portanto, funciona no experimento como "branco" no monitoramento. O efluente é bombeado do reservatório (contendo as misturas testadas) para os banhados com auxílio de bombas dosadoras. No banhado horizontal, a entrada se dá à meia altura do nível líquido em um dos lados da unidade e, no banhado com fluxo vertical, ocorre um gotejamento na parte superior. A estrutura dos banhados é apresentada na Figura 9.14.

A espécie vegetal escolhida foi a macrófita *Typha latifolia*, retirada de um dos lagos artificiais da Universidade (Figuras 9.15 e 9.16). Para o plantio das *Thypas*, utilizou-se material compostado na própria Universidade. Análises desse material resultaram em 6,6 mg Nitrogênio total/g solo e 1,1 mg Fósforo/g solo. Em cada banhado (inclusive no "branco", banhado BV0), foi colocada uma camada de 10 cm de solo sobre o meio suporte de britas.

b) Operação do sistema durante a aclimação

As *Typhas* foram plantadas no mês de maio e, até agosto, não demonstraram crescimento significativo, identificando uma dificuldade de adaptação das plantas no período de baixas temperaturas. Nesse período, o experimento foi realizado em batelada (quatro meses), apenas com esgoto tratado. Esse efluente foi coletado na saída superior do reator UASB da ETE Unisinos, o qual possui as características médias indicadas na Tabela 9.3.

Nesse período, o experimento foi realizado em batelada (quatro meses), apenas com esgoto tratado. Esse efluente foi coletado na saída superior do reator UASB da ETE Unisinos, o qual possui as características médias indicadas na Tabela 9.3.

Tabela 9.3 > Características do esgoto tratado empregado na aclimação das plantas nos banhados.

PARÂMETRO	FAIXA DE RESULTADOS (mg/L) EXCETO pH - ADIMENSIONAL
DQO (mg/L)	58-109
DBO (mg/L)	26-63
pH	6,7-8,1
Sólidos suspensos (mg/L)	23-33
Coli Total (NMP/100 mL)	2,6E + 06-8,2E + 07
Coli Termotolerante (NMP/100 mL)	1,3E + 06-9,6E + 06
OG (mg/L)	17-30
NA (mg/L)	9,8-21
P (mg/L)	1,2-7,6

Após o período de baixas temperaturas, as plantas demonstraram, pelo seu crescimento, estarem aptas para o início do tratamento de esgoto consorciado com lixiviado. Também passaram a sofrer podas regulares, a partir do mês de dezembro, com o objetivo de renovar a busca dos nutrientes. A série de fotos indicada na Figura 9.17 representa os cinco primeiros meses das plantas nos banhados.



(26 de maio de 2008)

(6 de agosto de 2008)

(27 de setembro de 2008)

Figura 9.17 Acompanhamento fotográfico nos primeiros cinco meses.



Figura 9.18 Acompanhamento da poda realizada em 1º de dezembro de 2008.

Duas podas foram realizadas, uma no dia 1º e a outra no dia 19 do mês de dezembro. Ao atingir seu patamar máximo de crescimento, essas plantas absorvem apenas a quantidade suficiente de nutrientes para sua manutenção. As podas são necessárias

justamente porque fazem com que se inicie um novo ciclo de crescimento na busca por uma quantidade maior de nutrientes.

Posteriormente, com as plantas em melhores condições, o sistema passou a ser operado de forma contínua, com vazão inicial de 18L/h (0,432 m³/dia) para cada banhado. O desligamento das bombas ocorria sempre nos finais de semana. Percebe-se que, nesse período, quando os aparelhos ficam desligados, acontece uma evaporação do efluente nos três banhados, diminuindo em média 1,7 cm. O procedimento é retomado no primeiro dia útil da semana, completando-se o nível com uma mangueira.

A partir do dia 10 de outubro de 2008 (cinco meses após o plantio), iniciou-se a colocação de efluente consorciado: esgoto e lixiviado nas proporções indicadas na Tabela 9.4. A concentração de lixiviado foi paulatinamente aumentada de modo a se obter um tratamento eficaz dos efluentes, sem prejudicar as plantas, seguindo inclusive a recomendação de Allen *et al* (1989) *apud* Fleck (2003). Esses autores recomendam a adaptação das plantas no banhado antes da aplicação da água residuária a tratar e, posteriormente, a sua diluição crescente, favorecendo o processo de aclimação.

Tabela 9.4 > Aumento gradativo da concentração de lixiviado em relação ao esgoto

DATA	CONCENTRAÇÃO DE LIXIVIADO NO ESGOTO (%)
Out/2008	0,5
Nov/2008	1,0
Dez/2008*	2,0
Jan/2009	4,0
Fev/2009	8,0
Mar/2009	16,0

*NO MÊS DE DEZEMBRO, O ESGOTO FOI SUBSTITUÍDO PELA ÁGUA DE UM DOS LAGOS, DOS QUAIS É CAPTADA ÁGUA DA CHUVA, DEVIDO A UMA MANUTENÇÃO NA ETE. OPTOU-SE POR ESSA ALTERNATIVA, AO INVÉS DA UTILIZAÇÃO DE ÁGUA POTÁVEL, PELA CONSCIENTIZAÇÃO AMBIENTAL EXISTENTE NA UNIVERSIDADE, ALÉM DO PROGRAMA DE GESTÃO AMBIENTAL PRESENTE.



Figura 9.19

Saída para coleta de amostras.

Existem duas saídas de efluente nos banhados, uma é a torneira, mostrada na Figura 9.19, onde são feitas as coletas do material para análise, e a outra que controla o nível do banhado, conforme Figura 9.20. Essa segunda deve permanecer gotejando, o que mostra que o reservatório está com a sua capacidade de efluente adequada.

Durante todo o período do experimento, foram coletadas amostras e realizadas análises de Nitrogênio Amoniaco (NA), Nitrogênio Orgânico (NO) e NTK, Fósforo (P), Demanda Química de Oxigênio (DQO) e pH na saída

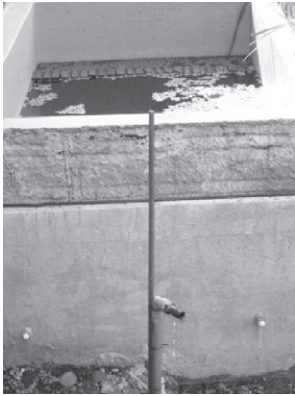


Figura 9.20

Saída para controle do nível.

da ETE (somente esgoto), entrada dos banhados (ou seja do afluente, mistura esgoto/lixiviado) e na saída dos banhados. Todas as análises seguiram o *Standard methods for the examination of water and wastewater* (APHA/AWWA/WEF, 2005).

9.3.3.2 Resultados e discussão

Os banhados, nos meses de junho a setembro, durante o período de baixas temperaturas, foram operados apenas com esgoto tratado e sob condições de batelada.

Nesse período, as *Typha latifolia* demonstraram prejuízo no crescimento, mantendo-se em tamanho estável, sendo que algumas delas chegaram a morrer devido às baixas temperaturas.

A etapa seguinte, aclimação crescente às concentrações de lixiviado, foi realizada, com obtenção dos seguintes resultados:

A Resolução 128/2006 do Consema (Tabela 9.5) indica os valores máximos (apresentados aqui os parâmetros estudados neste projeto) para emissão de efluentes em corpos d'água no Rio Grande do Sul.

Tabela 9.5 > Valores máximos permitidos para emissão de efluentes no Rio Grande do Sul.

PARÂMETROS ANALISADOS	PADRÃO DE EMISSÃO (mg/L)
pH	6 a 9
NA	20
P	4
DQO	400

FONTE: CONSEMA (2006).

- O monitoramento na saída da ETE e no lixiviado estudado (proveniente do Aterro Sanitário de São Leopoldo) indica a necessidade de um pós-tratamento. O estudo com os Banhados Construídos é uma alternativa.
- O parâmetro pH atende à Resolução, diferentemente, neste período de aclimação dos outros parâmetros estudados.
- No período com 0,5% de lixiviado não houve remoção alguma nos banhados, haja vista a recente aclimação das plantas ao novo afluente (Figura 9.21).



Figura 9.21

Aclimação com 0,5% de
lixiviado (14/out/2008).

- Situação similar foi verificada na mistura de 1% de lixiviado, quando se verificou a lixiviação do solo empregado para a fixação das plantas. Os resultados superiores de saída em relação à entrada indicam isso, conforme mostram as Figuras 9.22 e 9.23.

- No BH (banhado horizontal) já pode ser observada certa remoção de nutrientes: 34% de nitrogênio amoniacal e 21% em termos de fósforo, contra 28% de nitrogênio amoniacal no BV (banhado vertical), no qual não houve remoção significativa de fósforo.



Figura 9.22

Início da aclimação com 1%
de lixiviado (3/nov/2008).



Figura 9.23

Fim da aclimação com 1% de
lixiviado (14/nov/2008).

- Em termos de atendimento à Resolução Consema, no período com 1% de mistura, o banhado BH atende aos parâmetros pH, DQO (que não é a questão principal nesse estudo, já tendo sido removida em unidades preliminares de tratamento) e fósforo (resultado ainda no limite desejado).

- Para a mistura de 2% verificou-se o BH (sistema com visíveis melhores respostas): NA = 16 mg/L e P = 2 mg/L, ou seja, remoções de 31 e 60%, respectivamente (Figuras 9.24 e 9.25).

- Nessas condições, para o banhado BV, apenas o parâmetro fósforo atende aos padrões de emissão (4 mg/L), com 22% de remoção em relação à entrada da unidade de tratamento.



Figura 9.24

Início da aclimação com 2% de lixiviado (1/dez/2008).



Figura 9.25

Fim da aclimação com 2% de lixiviado (22/dez/2008).

- Em 19 de dezembro de 2008, foi retirado o solo do banhado BH0 (branco para esta pesquisa), de forma a se eliminar o efeito da lixiviação do solo, embora na prática já fosse possível verificar a sua finalização.

9.2.3.3 Conclusões

As *Typha latifolia* demonstraram um bom condicionamento perante a exposição do efluente, não apresentando qualquer sintoma de deterioração através do acréscimo do lixiviado de Aterro Sanitário ao efluente depositado nos banhados. Percebe-se nitidamente a diferença de crescimento das plantas nos diferentes períodos do ano. No inverno, o crescimento é muito lento, mas nos períodos de temperatura alta, elas crescem rapidamente. Isso indica que seu metabolismo é afetado pelas condições ambientais, principalmente pela temperatura.

Este estudo será continuado, aumentando-se gradativamente a adição de lixiviado ao efluente, para que o efluente tratado seja avaliado semanalmente e monitorado por um tempo mais prolongado e, então, possa ser

enquadrado nos limites estabelecidos pela Resolução 128/2006 do Consema, de forma que possa ser lançado aos corpos hídricos.

9.2.4 Sistema estudado pela UERJ. Barreira de proteção superficial de aterros sanitários: camadas de cobertura final

A camada de cobertura final de um aterro de resíduos sólidos urbanos deve ter um desempenho que assegure a proteção à saúde humana e ao meio ambiente, sendo que alguns requisitos são necessários (TCHOBANOGLIOUS; THEISEN; VIGIL, 1993):

- minimizar infiltração de água da chuva no aterro encerrado;
- controlar o fluxo de gases para a atmosfera;

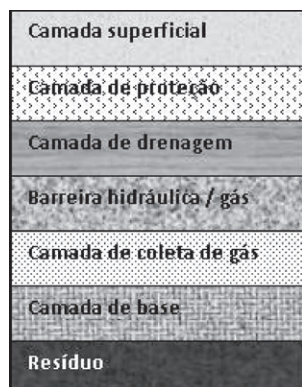
- evitar proliferação de vetores e incêndios;
- implementar camada superficial apta à revegetação.

Além disso, a camada deve resistir aos danos de erosão, manter a sua integridade com a ocorrência de recalques e requerer o mínimo de manutenção. As recomendações da ABNT (1997) pedem, ainda, que a cobertura final possua um coeficiente de permeabilidade inferior ao solo natural da área do aterro.

Na elaboração do projeto do sistema de cobertura final, alguns fatores devem ser analisados, como balanço hídrico e o clima do local, estabilidade dos taludes do sistema de cobertura, recuperação da área do aterro e disponibilidade de jazida de material próximo ao aterro. Devem ser levados em conta, também, os aspectos geotécnicos dos solos utilizados, os fatores que influenciam o crescimento de vegetação e a possibilidade de uso dos solos conjuntamente com geomembranas, geotêxteis, geossintéticos e resíduos da construção civil (BARROS, 2005; SIMÕES; CATAPRETA; CAMPOS, 2008). A indicação dos materiais a serem adotados no sistema de cobertura, em função das variáveis descritas, exige que uma pesquisa mais elaborada seja efetuada.

9.2.4.1 Componentes do sistema de cobertura final

Um sistema de cobertura final de aterro é composto por seis componentes básicos: camada superficial, camada de proteção, camada de drenagem, barreira hidráulica ou de gás, camada de coleta de gás e camada de base, conforme Figura 9.26. Porém, a utilização simultânea desses componentes para os sistemas de cobertura final muitas



FONTE: KOERNER e DANIEL (1997).

Figura 9.26 Camadas de um sistema de cobertura final.

vezes é inviável ou desnecessária, dependendo basicamente da condição climática e do balanço hídrico do local.

A camada superficial é indispensável ao sistema de cobertura final de aterro de resíduos sólidos e possui a função de separar do meio ambiente os componentes que se encontram abaixo da camada superficial, além de prevenir a erosão e promover o crescimento da vegetação. Para essa camada, podem ser utilizados solos naturais, misturados ou não. A vegetação planejada e controlada dessa camada previne a erosão, expelle parte da água do sistema de cobertura através da evapotranspiração, além de trazer melhorias estéticas ao ambiente. A inclinação da camada de superfície deve ser avaliada, pois garante a estabilidade do conjunto e evita a erosão por meio do escoamento da

água pluvial para o sistema de drenagem nos drenos laterais do aterro, entre outras vantagens.

A camada de proteção, subjacente à camada de superfície, é utilizada para armazenar a água que infiltra e percola através da camada de superfície, proteger as camadas do sistema de cobertura que se encontram abaixo dela contra o ressecamento e contra a penetração de animais e raízes. A camada de proteção deve acomodar e diminuir a intrusão das raízes das plantas, promover uma retenção de água com capacidade de atenuar a infiltração da água da chuva para a camada de drenagem e sustentar a vegetação em períodos secos, além de ser constituída com solo suficiente que acomode, ao longo do tempo, a perda por erosão. Podem ser utilizados como camada de proteção diversos tipos de solos, mas deve-se fazer uma avaliação dos solos existentes no local onde se pretende construir, pois cada solo apresenta características peculiares. De acordo com Koerner e Daniel (1997), geralmente, os solos de granulometria média apresentam condições para germinar sementes e promover o desenvolvimento de raízes das plantas. Os de textura fina, como as argilas e siltes, podem apresentar dificuldades, em períodos úmidos, para o estabelecimento inicial da vegetação. Solos arenosos podem ser problemáticos devido à baixa retenção de água e à perda de nutrientes por lixiviação.

A camada de drenagem promove o escoamento da água acumulada nas camadas superiores, reduzindo o gradiente hidráulico na camada inferior, que funciona como barreira hidráulica e de gás, e conduzindo a água lateralmente para fora do sistema. A camada de drenagem deve ser projetada, construída e operada para funcionar sem que ocorra obstrução excessiva durante o tempo útil de sua instalação, de forma a evitar a instabilidade do talude e possíveis rupturas do mesmo.

A camada de barreira hidráulica ou de gás tem como função mudar a direção ou impedir a percolação de qualquer forma de movimento de líquidos ou gases que entrem em contato com a camada.

A camada de coleta de gás tem como função direcionar os gases produzidos pela decomposição da matéria orgânica dos resíduos sólidos para a atmosfera. Sendo assim, os materiais utilizados nessa camada deverão ser granulares, de forma que a sua permeabilidade seja elevada.

A camada de base ou de fundação é construída diretamente sobre o resíduo e serve de base para as outras camadas que compõem o sistema de cobertura final e tem a função de impedir danos químicos e mecânicos que a massa de resíduos sólidos possa provocar na barreira hidráulica.

9.2.4.2 Tipos de camadas de cobertura

a) Sistema convencional

O sistema de cobertura usualmente utilizado é a compactação de uma camada de solo argiloso, com baixa permeabilidade saturada (valor menor ou igual a 10^{-9} m/s) diretamente sobre a massa de resíduos (Figura 9.27). Esse sistema também é denominado de resistivo (ZORNBERG; LAFOUNTAIN; CALDWELL, 2003). A camada compactada tem como objetivo evitar a penetração excessiva de precipitação, porém, pode apresentar alguns problemas, tais como ressecamento e formação de fissuras e trincas, quando utilizadas em alguns tipos de climas.

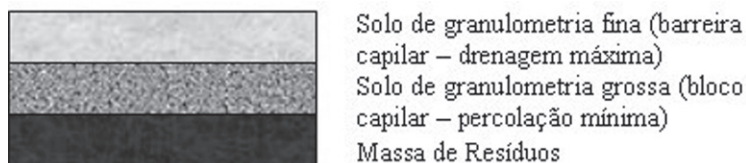


FONTE: SANTOS (2009).

Figura 9.27 Esquema do sistema convencional de cobertura.

b) Barreira capilar simples

A barreira capilar funciona como barreira hidráulica para controlar a infiltração da água na superfície do aterro. Esses sistemas são construídos com uma camada de solo de granulometria fina (silte ou argila) sobre uma camada de material granular (areia ou cascalho), como pode ser observado na Figura 9.28.



FONTE: SANTOS (2009).

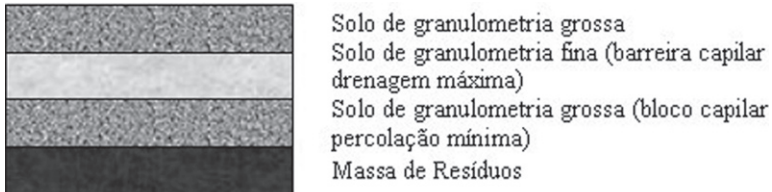
Figura 9.28 Esquema de barreira capilar simples.

Essa diferença da granulometria leva à intensificação do fenômeno de capilaridade. A capacidade de impedir o fluxo de água ocorre devido à grande mudança nos tamanhos dos poros entre as camadas de materiais mais finos e mais grosseiros. As barreiras capilares têm a finalidade de aumentar a capacidade de armazenamento de água na camada de material mais fino, pois elas usam o contraste dos valores de permeabilidade entre solos finos e granulados e melhora a habilidade do solo fino de reter umidade.

O funcionamento da barreira capilar é garantido desde que os materiais que fazem parte da sua composição estejam na condição não saturada. Se ocorrer uma situação de saturação, poderá haver infiltração de água na massa de resíduos. Na condição não saturada, a camada de material fino tende a reter a água em seu interior devido ao efeito de sucção. A camada granular, por sua vez, apresenta baixa permeabilidade na condição não saturada devido à presença de ar nos poros do material granular que reduz a interligação dos vazios preenchidos por água. Dessa forma, a água fica impedida de percolar da camada argilosa para a arenosa, em direção ao resíduo. No entanto, na parte superior da camada argilosa, pode haver perda de água por evaporação; esse efeito pode ser eliminado por meio do uso da barreira capilar dupla.

c) Barreira capilar dupla

Para evitar a perda de água por evaporação na camada superior argilosa da barreira capilar simples, pode ser utilizada uma barreira capilar dupla (Figura 9.29).



FONTE: SANTOS (2009).

Figura 9.29 Esquema de barreira capilar dupla.

Nesse tipo de barreira, a camada de material granular superior exerce duas funções importantes: na época de seca, ela impede que a água armazenada na camada de material fino migre por capilaridade para a camada de material granular e, em época de chuva, funciona como um dreno, conduzindo lateralmente a água que infiltra na cobertura e prevenindo a saturação da camada de material fino. Isso é muito importante para a maioria dos climas das regiões brasileiras, que apresentam períodos de seca no inverno e elevadas precipitações no verão (BORMA; MENDONÇA; SOUZA, 2002; SOUZA; BORMA; MENDONÇA, 2003). Ela também é denominada 'barreira anisotrópica' e utiliza a inclinação da camada para garantir uma drenagem maior (PARENT; CABRAL, 2006). O projeto e a construção dessa camada são mais complexos (ZORNBERG; MCCARTNEY, 2006).

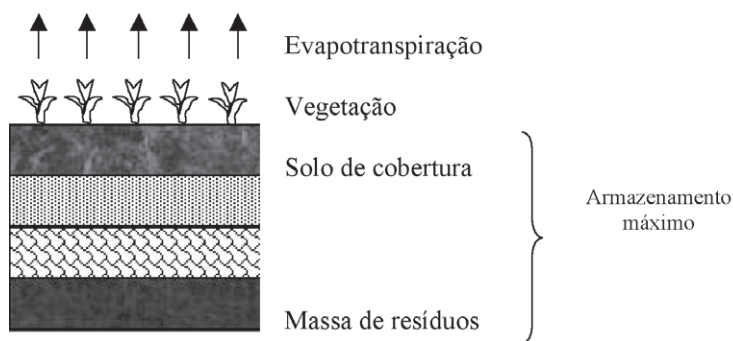
d) Camadas evapotranspirativas

Camadas evapotranspirativas são sistemas vegetados com plantas nativas capazes de resistir e sobreviver às condições locais. O princípio dessas camadas é a utilização do solo local com capacidade de armazenamento de água de precipitação pluviométrica

de modo que ela seja evapotranspirada através da vegetação nativa, e a sua infiltração no aterro não ocorra. As camadas evapotranspirativas, segundo Zornberg, Lafountain e Caldwell (2003), não atuam como barreira resistiva, mas são como esponjas que armazenam umidade durante a precipitação e a devolvem para a atmosfera através da evapotranspiração.

Projetos de sistemas de cobertura evapotranspirativa são baseados no balanço hídrico de um aterro, o qual inclui capacidade de armazenamento de água do solo, precipitação, escoamento superficial, evapotranspiração e infiltração. Dessa forma, siltes e argilas de baixa plasticidade são os solos mais usados em coberturas evapotranspirativas, porque são capazes de armazenar água ao mesmo tempo em que minimizam a ocorrência de potenciais rachaduras e trincas devido ao ressecamento do solo (ZORNBERG; LAFOUNTAIN; CALDWELL, 2003). Nesse sentido, avaliar as condições de umidade e de sucção da camada de cobertura é de grande relevância.

As camadas evapotranspirativas (Figura 9.30) podem ser divididas em camadas monolíticas e barreiras capilares. Nas camadas monolíticas, é utilizado o solo local como substrato para a vegetação e cobertura da massa de resíduos. As barreiras capilares evapotranspirativas consistem num sistema composto por solo fino sobre solo granular, de forma similar ao apresentado no item 9.2.4.2, mas com um diferencial: o solo fino atua como substrato para a vegetação.



FONTE: SANTOS (2009).

Figura 9.30 Esquema de camada de cobertura evapotranspirativa.

9.2.4.3 Sistema estudado pela UERJ: aterro do Morro do Céu

O local do estudo foi o aterro do Morro do Céu, localizado no município de Niterói, Estado do Rio de Janeiro. O aterro opera desde 1983. Atualmente, com disposição diária de cerca de 470 toneladas, os resíduos são lançados, compactados e cobertos com

uma camada de saibro. O lixiviado desse aterro é tratado na estação de tratamento de esgoto de Icaraí de Niterói. Nesse sentido, a demanda adicional de definição de uma camada adequada de cobertura final reside no fato de que a minimização do lixiviado acarretará em diminuição do custo de tratamento para a Companhia de Limpeza Urbana de Niterói (CLIN).

A amostra de solo foi obtida no local e a determinação da curva granulométrica foi definida de acordo com as normas da ABNT (1984). É uma areia silto-argilosa com limite de liquidez de 28,13%, limite de plasticidade de 20,65% e densidade real dos grãos de 2,67. O ensaio de compactação, com energia Proctor Normal (ABNT, 1986), determinou massa específica seca máxima de 18,93 KN/m³ e umidade ótima de 12,4%. A permeabilidade saturada determinada na amostra compactada em umidade ótima foi de $2,85 \times 10^{-9}$ m/s.

a) Modelagem numérica com a utilização do software Vadose/W

Buscando identificar as melhores alternativas para a redução da vazão de lixiviado gerado nos aterros sanitários, a utilização adequada do Vadose/W (*software* de modelagem computacional) busca avaliar a interação e influência simultânea de fatores de ordem externa e interna no desenvolvimento de camadas de cobertura. Devido à grande complexidade dos fatores envolvidos, a apresentação de resultados necessita de um tempo expressivo para a coleta de dados e consequente apresentação de alternativas viáveis de camadas de cobertura. Dentre os diversos fatores, podemos destacar:

- tipo de vegetação;
- qualidade da cobertura vegetal utilizada;
- função da área de folhas do vegetal capaz de interceptar precipitação ao longo do ano;
- limitações de umidade para sobrevivência do vegetal (função direta da sucção mátrica);
- função da profundidade das raízes em função do tempo;
- função do teor de umidade volumétrico das partes envolvidas (resíduo e solos) em função da sucção mátrica;
- função da condutividade hidráulica das partes envolvidas (resíduo e solos) em função da sucção mátrica;
- dados climáticos: temperatura (máxima e mínima), teor de umidade (máximo e mínimo), velocidade do vento, precipitação e período de chuvas (dados ao longo de um ano).

9.2.4.4 Resultados e discussão

a) Curva característica

A curva característica (relação umidade gravimétrica *versus* sucção mátrica) determinada em três amostras de solo do Aterro do Morro do Céu está apresentada na Figura 9.31 (BARROSO, 2008). Foi definida uma curva média das três amostras, adotada como a curva característica do aterro Morro do Céu (Figura 9.32).

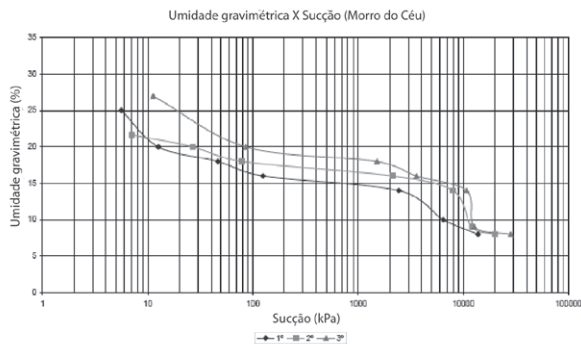


Figura 9.31 Curvas características das três amostras.

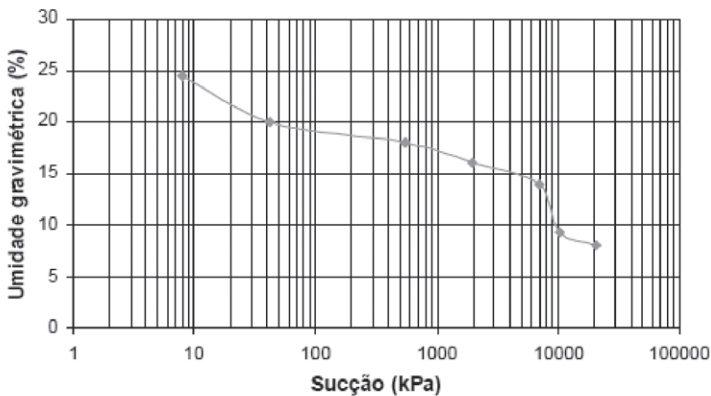


Figura 9.32 Curva característica do solo do aterro Morro do Céu.

O levantamento dos dados climáticos da região foi obtido na Estação Meteorológica da UFF para Niterói e os seguintes gráficos foram produzidos: precipitação, umidade e temperatura máximas e mínimas referentes ao período de abril de 2006 a abril de 2007. Os dados de precipitação pluviométrica ao longo de 300 dias apresentam-se na Figura 9.33.

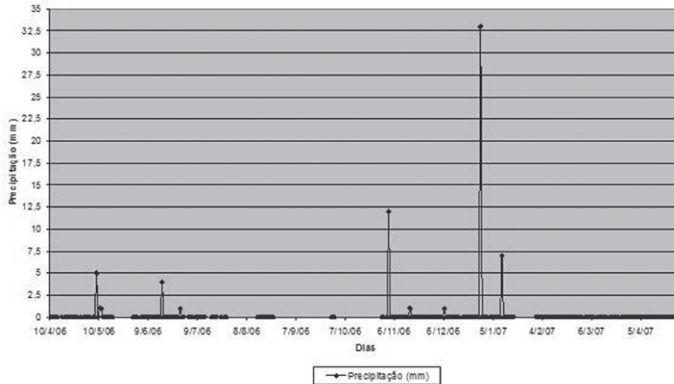


Figura 9.33 Precipitação pluviométrica de Niterói.

b) Definições de camadas de cobertura através da modelagem numérica

Foram estudados dois tipos de camadas de cobertura: uma camada monolítica com 60 cm de espessura, sem vegetação e uma camada evapotranspirativa com barreira capilar com 60 cm de solo de granulometria fina (solo local de Morro do Céu) e 30 cm de material granular e com presença de vegetação do tipo gramínea.

O programa permite várias saídas em termos de infiltração (mm de água), velocidade de infiltração, grau de saturação e vazão de fluxo (m^3/dia). As Figuras 9.34 e 9.35 apresentam os valores de vazão na camada de solo fino (solo local de Morro do Céu), respectivamente para a camada monolítica e barreira capilar com vegetação.

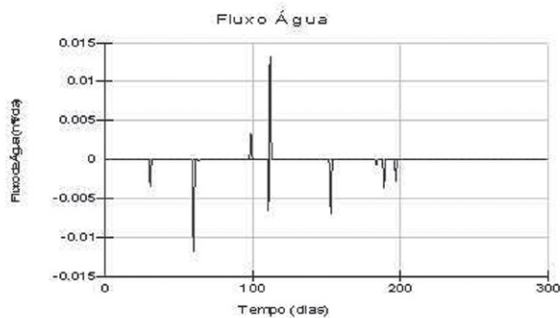


Figura 9.34 Fluxo de água na camada monolítica.

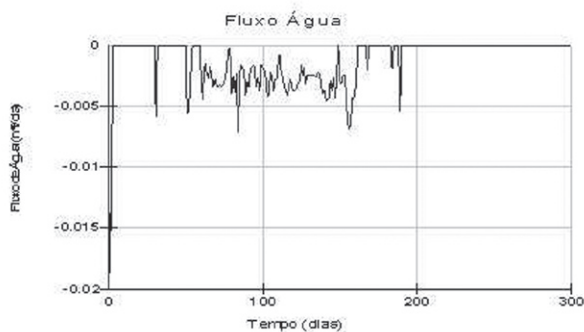


Figura 9.35 Fluxo de água na barreira capilar com vegetação.

Verifica-se, na camada monolítica, que após a precipitação intensa que ocorre após cerca de cem dias, ocorre um fluxo significativo na camada. Na camada evapotranspirativa com barreira capilar e gramínea, o desempenho é adequado, mantendo-se não saturada ao longo de todo o período estudado, ou seja, impedindo a entrada de água para as camadas subjacentes até o resíduo.

9.2.4.5 Conclusões

A importância da pesquisa de solos e materiais adequados para a execução das camadas de cobertura foi ressaltada. A utilização de camadas monolíticas e resistivas, prática comum em aterros sanitários, deve ser repensada em função do clima tropical.

9.3 Considerações finais

Os processos estudados nessa rede, em nível inicial, trazem resultados que apontam para a continuidade das pesquisas, com aplicações em escala piloto e maiores monitoramentos para usos em escala real. As barreiras indicaram eficiência na remoção da amônia, com necessidade de estudos que definam rotinas operacionais para a situação de saturação das mesmas.

As pesquisas com banhados construídos e acompanhamento dos efeitos em camadas de cobertura superficial para a minimização de entrada de água nos aterros são caminhos interessantes a serem trilhados. A adaptação das plantas nos banhados foi adequada e a continuação dos trabalhos terá o intuito de avaliar o seu comportamento face a maiores concentrações de lixiviado (mesmo que esse efluente já esteja em fase final de tratamento, pois os banhados representam a etapa final dos processos de tratamento de lixiviado em um aterro sanitário).

As camadas evapotranspirativas, especialmente com barreira capilar, surgem como tecnologia importante, principalmente ao se considerar que essa técnica parte do princípio da não geração ou minimização do lixiviado, o que, sob o aspecto de gerenciamento, é a maneira de propiciar a sustentabilidade dos sistemas de disposição final de resíduos sólidos urbanos.

Agradecimentos

Os autores gostariam de registrar os seus agradecimentos à rede de pesquisa ProSab/FINEP/CNPq/CAIXA pelo apoio financeiro e à equipe do Grupo de Resíduos Sólidos da UFPE, do Laboratório de Microbiologia de Resíduos da Unisinos e do Laboratório de Mecânica dos Solos da UERJ pelo apoio na realização desta pesquisa.

Agradecemos, ainda, às empresas responsáveis pela administração do aterro sanitário do Morro do Céu e da ETE Icarai.

Referências bibliográficas

ABNT. Associação Brasileira de Normas Técnicas. *NBR 13896*. Aterros de resíduos não perigosos. Critérios para projeto, implantação e operação: procedimento. Rio de Janeiro, 1997.

_____. Associação Brasileira de Normas Técnicas. *NBR 7182*. Ensaio de compactação. Rio de Janeiro, 1986.

_____. Associação Brasileira de Normas Técnicas. *NBR 7181*. Análise granulométrica. Rio de Janeiro, 1984.

ALVES, M.C.M.; BELTRÃO, K.G.Q.; JUCÁ, J.F.T. *Assessment of metals sorption in the permeable reactive barrier of the leachate treatment system of Muribeca landfill, Recife, Brazil*. In: V INTERNATIONAL CONGRESS ON ENVIRONMENTAL GEOTECHNICS, Cardiff, Wales, United Kingdom, 2006.

APHA/AWWA/WEF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 21 Ed. Washington, DC: APHA, 2005.

BARROS, M.C. *Avaliação de um resíduo de construção civil beneficiado como material alternativo para sistema de cobertura*. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2005.

BARROSO, I.M. *Camadas de cobertura de aterro de resíduos sólidos: estudo preliminar de casos*. 128 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade do Estado do Rio de Janeiro, UERJ, 2008.

BELTRÃO, K.G.Q.B. *Sistema de barreira bioquímica como alternativa para o tratamento de percolado*. 168 f. Tese (Doutorado) – Centro de Tecnologia e Geociências, Universidade Federal de Pernambuco, Recife, Pernambuco, 2006.

BIANCO, S.; PITELLI, R.A.; PITELLI, A.M.C.M. Estimativa da área foliar de *typha latifolia* usando dimensões lineares do limbo foliar. *Planta Daninha*, Viçosa, Minas Gerais, v. 21, n. 2, p. 257-261, 2003.

BORMA, L.S.; MENDONÇA, R.M.G.; SOUZA, V.P. *Processo de mitigação da formação de drenagens ácidas utilizando coberturas secas*. Relatório Técnico elaborado CETEM, 2002.

CASELLES-OSÓRIO, A.; GARCIA, J. Performance of experimental horizontal subsurface flow constructed wetlands fed with dissolved or particulate organic matter. *Water Research*, n ou v 40, p. 3603-3611, 2006.

CETESB. Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. *Investigação para remediação*. Projeto CETESB, 2001.

CONAMA. Conselho Nacional do Meio Ambiente. *Resolução nº 357*, de 17 de março de 2005. dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=459>>. Acesso em: 15, mar de 2007.

CONSEMA. Conselho Estadual do Meio Ambiente. *Resolução n. 128/2006*. Porto Alegre, 2006.

COSTA, C.H.R. *Estudo de mistura solo-carvão ativado como barreira reativa no tratamento de lixiviados de resíduos sólidos*. 118 f. Dissertação (Mestrado em X) – Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas, Universidade do Vale do Rio dos Sinos, São Leopoldo, RS, 2006.

FLECK, E. *Sistema integrado por filtro anaeróbio, filtro biológico de baixa taxa e banhado construído aplicado ao tratamento de lixiviado de aterro sanitário*. 323 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Instituto de Pesquisas Hidráulicas, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2003.

FREEZE, R.A.; CHERRY, J.A. *Groundwater*. CIDADE: Prentice Hall, 1979.

GOMES, L.; GEHLING, G. *Guia do curso de capacitação: gestão integrada de resíduos sólidos*, CIDADE: ReCESA, 2007.

GUSMÃO, A.D. *Águas subterrâneas: aspectos de contaminação e remediação*. Recife: EDUPE, 2002.

KOERNER, R.M.; DANIEL, D.E. *Final covers for solid waste landfills and abandoned dumps*. 1 ed. New York: Asce Press, 1997.

LANGE, L.C. *et al.* Estudo do transporte de contaminantes em meios porosos aplicados a aterros de disposição de resíduos sólidos. In: ORGANIZADOR? *Alternativas de disposição de resíduos sólidos urbanos para pequenas comunidades*. Coletânea de trabalhos técnicos. Rio de Janeiro: RIMA/ABES, 2002.

LINS, C.M.M. *Avaliação da zeólita natural para aplicação em barreiras reativas permeáveis no tratamento do lixiviado do aterro da Muribeca, PE*. 132 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Centro de Tecnologia e Geociências, Universidade Federal de Pernambuco, 2008.

MANNARINO, C.F. *et al.* Wetlands para tratamento de lixiviados de aterros sanitário: experiências no aterro sanitário de Pirai e no aterro metropolitano de Gramacho (RJ). *Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Rio de Janeiro, v. 11, n. 2, p. 108-112, 2006.

NOBRE, M.M.M. *et al.* *Ensaio de laboratório para garantia da qualidade da execução de uma barreira reativa permeável*. In: VI CONGRESSO BRASILEIRO DE GEOTECNIA AMBIENTAL, 2007 e V SIMPÓSIO BRASILEIRO DE GEOSSINTÉTICOS, Recife, Pernambuco, 2007.

NOBRE, M.M.M.; NOBRE, R.C.M. Remediação de solos. *Revista Química e Derivados*. 2005. Dispo-

nível em: <http://www.quimicaederivados.com.br/revista/qd41>. Acesso em 10, nov 2007.

PALMA, J.B.; ZUQUETTE, L.V.; ELIS, V.R. Comportamento de frentes de contaminação a partir de modelagem com diferentes valores de parâmetros de sorção. *Revista Brasileira de Geociências*, v. 34, n. xx, p. 175-186, 2004.

PARENT, S.E.; CABRAL, A.R. Design of inclined covers with capillary barrier effect. *Geotechnical and Geological Engineering Journal*, n ou v 24, p. 689-710, 2006.

SANTOS, T.F.L. *Estudo experimental da camada de cobertura do aterro de Morro do Céu, Niterói, RJ*. 158 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade do Estado do Rio de Janeiro, UERJ, 2009.

SIMÕES, G.F.; CATAPRETA, C.A.A.; CAMPOS, F.Q.V. *Avaliação qualitativa de dois sistemas de cobertura final de um aterro sanitário experimental*. In: XIV CONGRESSO BRASILEIRO DE MECÂNICA DOS SOLOS E ENGENHARIA GEOTÉCNICA. Anais... Cd-rom, 2008.

SOUZA, V.P.; BORMA, L.S.; MENDONÇA, R.M.G. *Projeto de coberturas secas para controle da drenagem ácida em depósitos geradores de acidez*. In: SEMINÁRIO BRASIL – CANADÁ DE RECUPERAÇÃO AMBIENTAL DE ÁREAS MINERADAS, Florianópolis, Santa Catarina, 2003.

TCHOBANOGLIOUS, G.; THEISEN, H.; VIGIL, S. *Integrated solid waste management: engineering principles and management issues*. USA: Irwin/ McGrawhill, 1993.

UNITED STATE ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (USEPA). *Permeable reactive barrier technologies for contaminant remediation*. Washington: Office of Research and Development, 1998.

VALENTIM, M.A.A. *Desempenho de leitos cultivados ("constructed wetland") para tratamento de esgoto: contribuições para concepção e operação*. 233 f. Dissertação (Doutorado em Engenharia Agrícola) – Faculdade de Engenharia Agrícola, Universidade Estadual de Campinas, 2003.

ZORNBERG, J.G.; MCCARTNEY, J.S. Evapotranspirative cover systems for waste containment. In: DELLEUR, J.W. (Ed.). *The handbook of groundwater engineering*, 2. Ed. Boca Raton, Florida: CRC Press, Inc., 2006. p. 31-34.

ZORNBERG, M.; LAFOUNTAIN, L.; CALDWELL, J.A. Analysis and design of evapotranspirative cover for hazardous waste landfill. *Journal of Geotechnical and Geoenvironmental Engineering*, v. x, n. 6, p. 427-438, 2003.

10 Tratamento de Lixiviados por Evaporação

*Álvaro Cantanhede, José Fernando Thomé Jucá,
Irene Christie Figueiredo, Fabrícia Maria Santana Silva,
Maurício Motta Sobrinho, Lidiane Freire de Sá,
Harley Alves da Mata Bacelar, João Carlos Xavier de Brito,
José Henrique Rabello Penido Monteiro, Ricardo Sena,
Lúcio Vianna Alves*

10.1 Introdução

A evaporação de lixiviado de aterros sanitários é uma das alternativas adotadas em vários países como forma de tratamento. O lixiviado contém alta carga poluidora e sua composição apresenta elevadas concentrações de amônia, cloretos, substâncias recalcitrantes, compostos orgânicos e inorgânicos capazes de causar efeitos adversos no meio ambiente. Essas características podem também interferir negativamente no desempenho de processos biológicos empregados no seu tratamento, o que implica a necessidade de uma criteriosa avaliação de parâmetros técnicos e econômicos para a escolha adequada da tecnologia de tratamento dos lixiviados.

A evaporação do lixiviado permite elevada redução de seu volume, utilizando a energia solar como fonte de aquecimento para o processo de destilação natural, o que caracteriza a evaporação natural do lixiviado. Ou ainda, utilizando como fonte de energia calórica o gás de aterro, caracterizando, nesse caso, a evaporação forçada.

A tecnologia de evaporação natural ou forçada permite a minimização dos impactos ambientais causados pelo lixiviado, caracterizando-se como tecnologia limpa, de baixo custo de implantação e operação, de fácil manutenção e aplicáveis a municípios de pequeno e médio porte. A evaporação natural se aplica a regiões de altos índices de insolação e a evaporação forçada possibilita, ainda, a geração de créditos de carbono, fatores que estimularam o emprego de evaporadores convencionais em

alguns aterros nos Estados Unidos, Europa e no Brasil (São Paulo, Bahia e Rio de Janeiro).

Apesar de promissora, a tecnologia de evaporação precisa ser avaliada sob alguns aspectos: custos reais de implantação e operação, parâmetros de controle operacional dos equipamentos e características dos resíduos sólidos e gasosos gerados principalmente no processo forçado, dentre outros.

Nesse contexto, o presente capítulo aborda as pesquisas e estudos realizados pela Universidade Federal de Pernambuco (UFPE) e pela Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ), com o objetivo de contribuir para o avanço dessas tecnologias de tratamento de lixiviado.

10.2 Evaporação natural e forçada

10.2.1 Evaporação natural

O tratamento do lixiviado por evaporação natural utiliza diretamente a energia solar em um sistema conceitualmente simples, no qual o processo natural de purificação de água (evaporação, condensação e precipitação) é reproduzido em pequena escala.

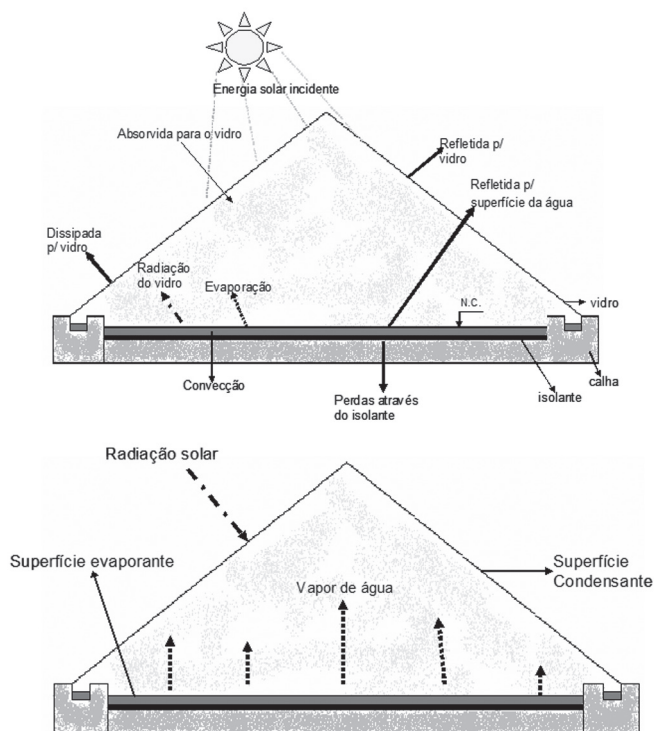
De acordo com Pina (2004), são muitas as variações de configuração de evaporadores convencionais já utilizadas em várias partes do mundo. Esses equipamentos diferem entre si principalmente pelos materiais utilizados, pela geometria, pelos métodos de segurar e apoiar a cobertura transparente e pelos arranjos para admissão e descargas de líquidos.

Basicamente, todos os evaporadores consistem em uma cobertura transparente que fecha um espaço situado sobre um tanque pouco profundo. Essa cobertura se inclina em direção às bordas de forma que a água condensada na superfície da cobertura se direcione, por gravidade, até calhas externas ao tanque.

O processo de evaporação natural consiste em permitir que a radiação solar aqueça o lixiviado, fazendo com que o vapor se condense em uma superfície mais fria e seja coletado por canaletas. Dentre os vários fatores que influenciam a eficiência do processo de evaporação natural, a inclinação da superfície de vidro é um dos mais importantes, pois quanto mais inclinado for, maior será a quantidade de radiação solar absorvida no evaporador (SÁ, 2008).

Segundo Bezerra (2004), de modo geral, 39% da radiação solar incidente é dissipada pelo vidro, 9% é por ele absorvida e mais 9% é refletida. Além disso, a superfície do líquido reflete mais 7%; a radiação líquido-vidro consome mais 5%; a convecção e a evaporação usam, respectivamente, 6% e 19% da energia; tendo-se ainda 13% de perdas

através das paredes do destilador e do isolante térmico. Isso quer dizer que apenas 32% da energia total se transforma em energia útil armazenada pela água (Figura 10.1).



FONTE: BEZERRA (2004).

Figura 10.1 Balanço de energia no destilador convencional.

Como limitação, essa tecnologia dependerá fundamentalmente do local onde será instalada, pois sua eficiência está diretamente associada a uma grande insolação e a uma baixa pluviometria.

10.2.2 Evaporação forçada

O princípio da evaporação forçada é similar ao da evaporação natural, sendo que a diferença básica entre os processos diz respeito ao tipo de energia utilizada para elevar a temperatura do lixiviado, sendo comumente utilizado para isso o biogás gerado no próprio aterro sanitário. Outra diferença da evaporação forçada é que os vapores gerados pelo aquecimento do lixiviado não são condensados em uma superfície, mas coletados por uma chaminé e, então, dispersos diretamente na atmosfera.

A evaporação permite redução em até 97% do volume do lixiviado, utilizando-se como fonte de energia calórica o gás de aterro. Esse processo gera resíduos sólidos ou semissólidos, que podem ser retornados ao aterro sanitários, e resíduos gasosos que podem ser lançados na atmosfera ou tratados de acordo com imposição da legislação pertinente.

10.3 Sistemas estudados no Prosab

Os estudos, realizados na UFPE e na UFRJ, referentes ao tratamento de lixiviado por meio da tecnologia de evaporação foram conduzidos em diferentes escalas e a partir de processos diferentes de evaporação natural e forçada. A pesquisa desenvolvida pela UFPE utilizou unidade piloto de evaporação natural e foi dividida em duas etapas: 1) Recife e 2) Juazeiro do Norte. Já os estudos da UFRJ referem-se à evaporação forçada, também divididos em duas etapas: 1) evaporação em bancada; 2) evaporação em campo utilizando equipamento denominado Evaporador Unitário instalado no Aterro Sanitário de Gramacho, região metropolitana do Rio de Janeiro.

10.3.1 Sistema estudado pela UFPE: evaporação natural

O Grupo de Resíduos Sólidos da Universidade Federal de Pernambuco (GRS/UFPE) desenvolveu a primeira etapa da pesquisa em uma unidade piloto de evaporação natural, utilizando amostras de lixiviado provenientes da Estação de Tratamento de Lixiviado do Aterro da Muribeca, localizado na Região Metropolitana de Recife. Nessa etapa, o equipamento operou de forma fechada como um destilador solar e, ainda, aberta como evaporador propriamente dito.

Na segunda etapa, o evaporador foi transferido e instalado na área do CEFET-CE, Unidade Descentralizada na cidade de Juazeiro do Norte. Para dar continuidade aos estudos, utilizou-se uma amostra de lixiviado do lixão de Juazeiro do Norte. A mudança de cidade foi feita com a finalidade de se obterem e compararem dados de evaporação em uma cidade com características climáticas diferentes de Recife.

Na Tabela 10.1 estão apresentados alguns aspectos climáticos de Juazeiro do Norte e de Recife, locais onde foi instalado e operado o destilado/evaporado solar.

Tabela 10.1 > Comparação entre os aspectos climáticos das cidades de Juazeiro do Norte e Recife.

CIDADES	CLIMA	VARIAÇÃO DE TEMPERATURA	TEMPERATURA MÉDIA	PERÍODO CHUVOSO	PRECIPITAÇÃO MÉDIA
Juazeiro do Norte, CE	Tropical quente semiárido	16-30°C	26°C	Janeiro a maio	8,08 cm
Recife, PE	Tropical úmido	23-32°C	27°C	Abril a agosto	10 cm

A unidade experimental de evaporação é constituída basicamente por uma base confeccionada em aço galvanizado, uma cobertura de vidro e duas calhas laterais. As respectivas dimensões da unidade experimental são: Base de 1,00 m de largura x 1,50 m de comprimento x 0,30 m de altura; Altura das pernas de 0,90 m; Calha de 0,15 m de largura x 1,5 m de comprimento; Vidro de 1,30 m de largura x 1,5 m de comprimento. Inclinação da placa de vidro de 45°; Espessura do vidro de 3 mm. Na Figura 10.2 apresentam-se um desenho esquemático da base do evaporador e a unidade piloto em funcionamento.

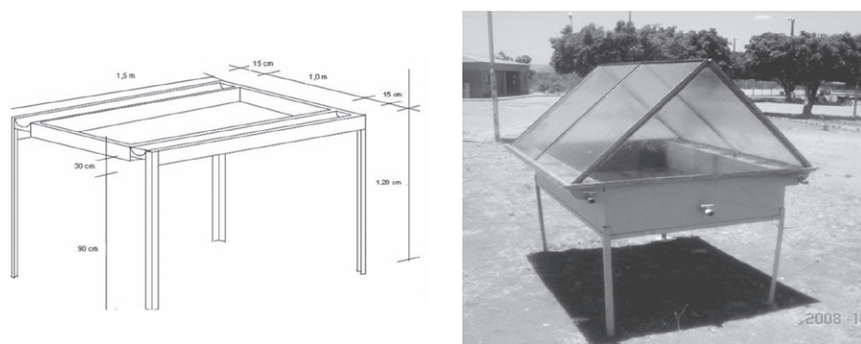


Figura 10.2

Desenho esquemático da base do evaporador (à esquerda) e a unidade piloto em funcionamento (à direita).

A unidade piloto nas duas etapas, tanto em Recife quanto em Juazeiro do Norte, foi instalada de acordo com a orientação norte-sul, com uma das faces voltadas ao nascente e a outra ao poente, de modo a aproveitar melhor a incidência dos raios solares. O local da instalação, distante de edificações e da vegetação, foi escolhido para eu não houvesse o sombreamento da superfície do equipamento.

10.3.1.1 Etapa Recife

a) Metodologia

Nessa etapa, a pesquisa foi realizada em cinco diferentes fases: três ensaios utilizando o sistema fechado (destilador solar) e dois ensaios utilizando o equipamento aberto (evaporador solar) a fim de obter outros parâmetros de comparação (Tabela 10.2).

Nos dois primeiros ensaios em sistema fechado, a unidade piloto foi instalada no Aterro da Muribeca. Nos três ensaios posteriores, a unidade foi transferida para a área de testes do grupo Fontes Alternativas de Energia (FAE) do Departamento de Energia

Nuclear (DEN), Universidade Federal de Pernambuco. O principal objetivo da mudança foi enriquecer o trabalho com estudos de influência da radiação solar na produção de volume de água destilada.

Tabela 10.2 > Períodos e locais dos ensaios realizados na Etapa Recife.

FASES	LOCAL	INÍCIO	TÉRMINO
Fechado - I	Aterro Muribeca	25/01/2007	26/02/2007
Fechado - II	Aterro Muribeca	26/02/2007	27 /03/2007
Fechado - III	FAE	29/03/2007	16/04/2007
Aberto - I	FAE	16/10/ 2007	19/10/2007
Aberto - II	FAE	21/01/2008	13/02/2008

FONTE: ADAPTADO DE SÁ (2008).

Ao final do período de cada ensaio, as amostras do efluente destilado ou tratado foram coletadas em torneiras localizadas nas calhas de saída da unidade de piloto (Figura 10.3). Essas amostras e, ainda, as do lixiviado bruto foram submetidas a análise dos seguintes parâmetros físico-químicos e microbiológicos: DBO, DQO, Sólidos Totais, pH, cor, turbidez, metais, condutividade elétrica e coliformes totais e termotolerantes, de acordo com os procedimentos estabelecidos pelo *Standard methods for the examination of water and wastewater* (APHA, 1998).



Figura 10.3

Coleta das amostras do destilado na saída do sistema.

Nos ensaios em sistema fechado foram utilizados 45 L de lixiviado para o preenchimento do equipamento, porém, no sistema aberto, foram utilizados 400 L. A diferença de volume entre os experimentos teve como finalidade obter uma maior quantidade de dados relacionado à taxa de evaporação diária em um período maior de tempo. Ressalta-se que o volume evaporado no sistema aberto foi estimado por meio de medição diária do líquido residual utilizando-se um paquímetro.

A temperatura no interior da unidade de evaporação e a temperatura ambiente foram monitoradas no período das 5h às 17h30min. Os dados foram obtidos através de sensores de temperatura, LM 35, transferidos para um equipamento denominado

Tabela 10.3 > Resultados médios referentes às análises físico-químicas realizadas no lixiviado bruto e no destilado.

PARÂMETROS	FECHADO - I			FECHADO - II			FECHADO - III		
	Afluente	Efluente	Remoção (%)	Afluente	Efluente	Remoção (%)	Afluente	Efluente	Remoção (%)
Cor (Hazen)	6115	39	99	7180	25	99	11160	39	99
Turbidez (UNT)	288	4	99	613	1	100	170	1	99
Condutividade ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	12800	136	99	14945	345	98	22310	363	98
Sólidos Totais (mg/L)	7760	0	100	7702	0	100	11456	0	100
DBO (mg/L)	2164	29	99	3644	27	99	2430	21	99
DQO (mg/L)	4308	31	99	4380	31	99	3967	46	99
Coliformes Termotolerante (NPJM/100 mL)	3×10^6	9×10^4	97	5×10^5	0	100	5×10^5	0	100
Coliformes Totais (NPJM/100 mL)	3×10^6	16×10^4	94	9×10^5	0	100	13×10^5	0	100

FONTE: ADAPTADO DE SÁ (2008).

DATALOG, o qual armazena em segundos as temperaturas ao longo do dia. Para acompanhamento dos índices pluviométricos diários da cidade do Recife foram utilizados os dados fornecidos pelo Instituto de Tecnologia de Pernambuco (ITEP).

b) Resultados e discussão

Comportamento do sistema fechado

A eficiência do tratamento com a unidade piloto funcionando como um destilador solar (sistema fechado) foi muito significativa, conforme os resultados médios descritos na Tabela 10.3.



Figura 10.4

Lixiviado bruto (à esquerda) e efluente destilado (à direita).

Na Figura 10.4 pode-se observar a aparência das amostras apresentadas na Tabela 10.2, lixiviado bruto e efluente destilado.

De maneira geral, os resultados obtidos em todas as fases apontam que:

- os valores de pH variaram entre 8,5 e 10 durante todo o processo de destilação solar;
- em relação à variação da condutividade, observou-se a redução desse pa-

râmetro no destilado e seu acréscimo no resíduo, haja vista que a destilação solar fornece um efluente isento de sais;

- foi verificada uma redução significativa nos parâmetros de cor, turbidez e sólidos totais na água destilada (Figura 11.4);
- Houve uma redução expressiva de DBO e DQO;

Comportamento do sistema aberto

Os resultados apresentados neste item referem-se à Fase Aberto – II com duração total de 24 dias. Nessa fase, pelo fato de o equipamento estar instalado nas dependências da FAE, foram avaliados balanço hídrico, índice pluviométrico e radiação solar, como apresentado na Figura 10.5. Podem-se observar três dias de intensa precipitação (9º, 11º e 14º), sendo nos dois primeiros dias observado um balanço hídrico positivo, o que pode corresponder à ausência de evaporação. Em contrapartida, sugere-se que o balanço hídrico negativo verificado no 14º dia tenha ocorrido devido à elevada radiação solar constatada (Figura 10.6).

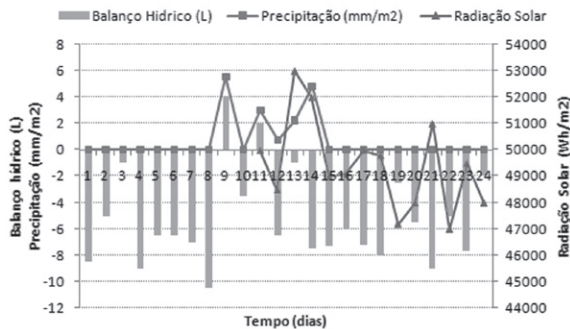


Figura 10.5 Comportamento da precipitação versus balanço hídrico para um volume de 400 L.

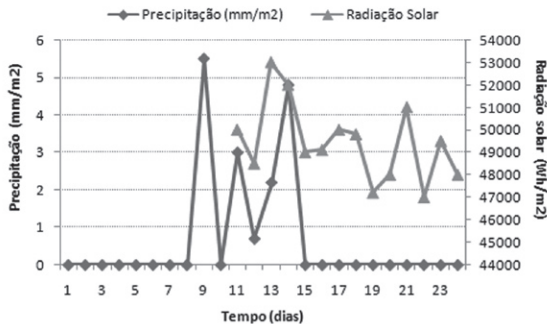


Figura 10.6 Comportamento da precipitação versus radiação solar para um volume de 400 L.

9.3.1.2 Etapa Juazeiro do Norte

a) Metodologia

Na etapa realizada em Juazeiro do Norte, o experimento foi conduzido com um único ensaio, entre os dias 21 de outubro e 3 de novembro de 2008. O equipamento foi preenchido com 66 L de lixiviado e operado em sistema fechado.

Os volumes do condensado eram determinados diariamente e também em intervalos de 120 minutos considerando o período compreendido entre 8h e 18h. A temperatura interna do destilador foi medida por meio de um termômetro de mercúrio com escala de 0°C a 100°C, introduzido através de registro de esfera localizado na parte frontal do evaporador, entre as duas calhas de coleta do destilado.

b) Resultados e discussão

Essa etapa de monitoramento do evaporador instalado em Juazeiro do Norte foi interrompida antes mesmo que ocorresse a evaporação completa do lixiviado. Isso porque surgiu uma falha na impermeabilização do destilador e parte do condensado começou a fluir para a parte externa. No entanto, de acordo com o resumo do balanço de líquidos apresentado a seguir, verificou-se uma taxa de evaporação média de 135,4 mL/h.

Volume inicial = 66 L

Volume restante no evaporador = 24,3 L

Volume condensado e evaporado = 41,7 L

Nas Figuras 10.7 e 10.8 é possível observar os gráficos dos volumes condensados, medidos diariamente, e das temperaturas médias do ambiente durante os dias de monitoramento, respectivamente. Os volumes referentes aos dias 1 e 14 são consideravelmente menores porque correspondem, respectivamente, ao dia de enchimento do condensador (21/10/08) e ao dia de descarga (03/11/08).

A Figura 10.9 demonstra a variação do volume condensado a cada duas horas, no intervalo de tempo compreendido entre 8h e 18h, durante três dias consecutivos, que correspondem aos dias 9, 10 e 11. É possível perceber que, mesmo entre 18h e 8h do dia seguinte, há uma acumulação considerável de líquido condensado.

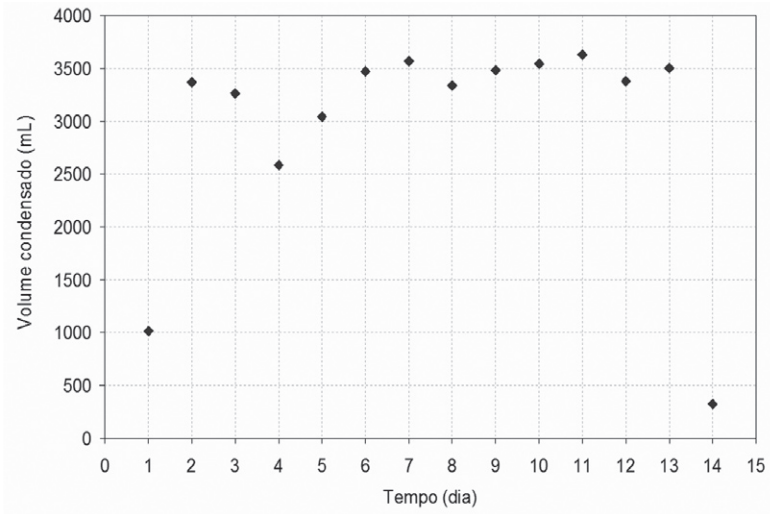


Figura 10.7 Volume condensado em Juazeiro do Norte.

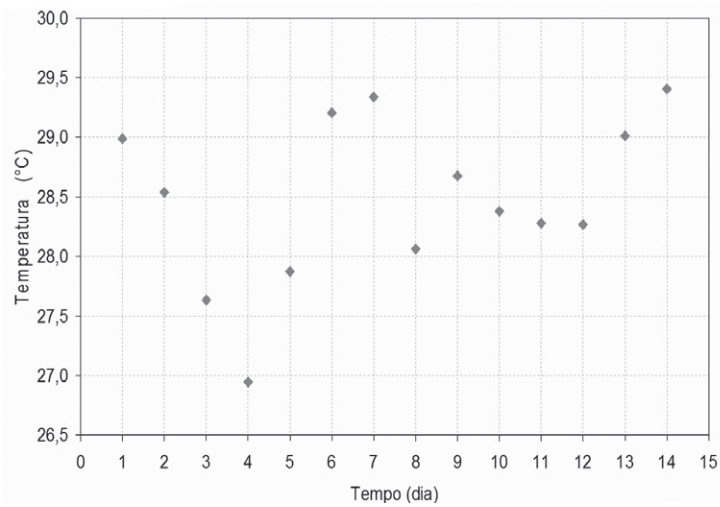


Figura 10.8 Temperatura ambiente média em Juazeiro do Norte.

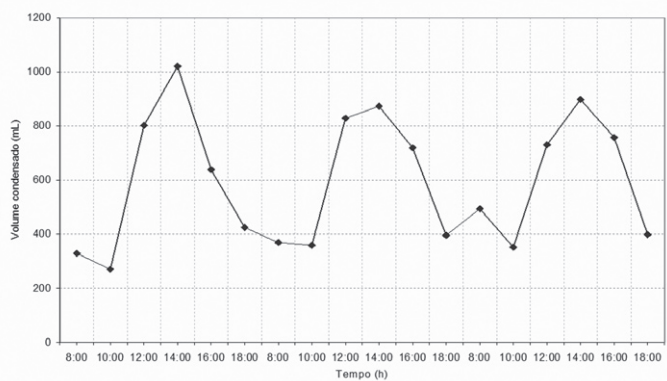


Figura 10.9 Volume condensado ao longo do dia.

10.3.1.3 Comparação entre dados da etapa Recife e etapa Juazeiro do Norte

A comparação dos dados foi realizada considerando-se a área total do evaporador (1,5 m²). Verificou-se que o volume condensado obtido em Juazeiro foi de 3,6 L/dia (Figura 10.10), enquanto o volume condensado verificado em Recife foi de 6 L/dia. Vale salientar que o valor obtido em Juazeiro do Norte foi referente ao sistema fechado, enquanto o descrito em Recife corresponde ao sistema aberto.

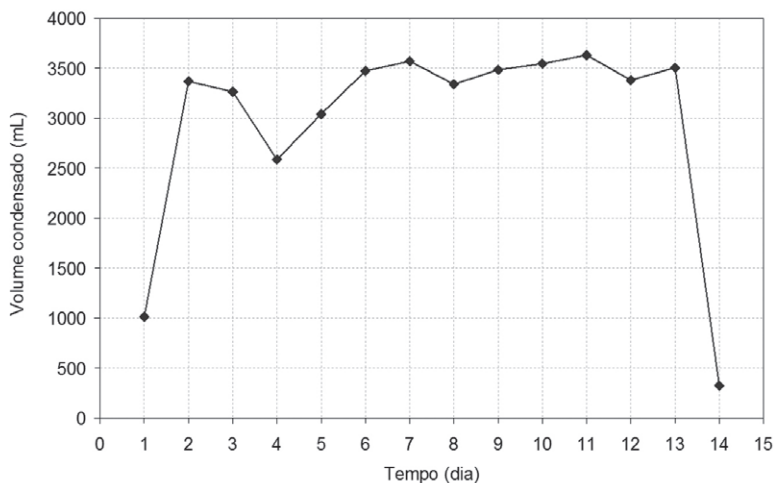


Figura 10.10 Volume condensado por dia em Juazeiro do Norte.

Todos os resultados foram considerados para a área do evaporador. Portanto, a taxa de evaporação média de 135,4 mL/h é para a área do evaporador (1 x 1,5 m) que tem

1,5 m². Considerando os resultados médios por dia e por m² teríamos: 2.166 L/m².dia. Por outro lado, para uma área de "tratamento" de 100 x 100 m teríamos um volume condensado (considerando o período analisado – 21 de outubro a 4 de novembro de 2008) de 21.660 L/dia. Ressalta-se que esses dados são para o sistema fechado com coleta do condensado.

A evaporação com o sistema aberto (sem a cobertura de vidro) é mais eficiente, como mostram os dados mais recentes. No início do experimento da Etapa de Juazeiro do Norte (20 de novembro de 2008), cujo volume inicial colocado no evaporador foi de 66 L e, no final (25 de novembro de 2008), o volume evaporado foi igual ao inicial (66 L).

De acordo com o resumo apresentado, verificou-se uma taxa de evaporação média de 8,8 L/m².dia, o que equivale a uma evaporação média de, aproximadamente, 8,8 mm/dia. Esses valores parecem muito elevados, mas são justificáveis, pois Juazeiro do Norte encontra-se em um período mais quente e seco do ano e a lâmina de líquido inicial (44 mm) colocada no evaporador (aberto) é muito baixa, o que facilitaria a evaporação.

10.3.1.4 Conclusões

É possível a contribuição relativamente simples da unidade piloto utilizando-se a energia solar como fonte primária para remoção de poluentes contidos no lixiviado de aterros sanitários.

O evaporador solar tem uma grande possibilidade de solucionar problemas em pequena escala de tratamento do lixiviado de aterros sanitários, contanto que as condições necessárias para a escolha dessa tecnologia se façam presentes: escolha de um local dotado de altos índices de insolação e baixo índice pluviométrico.

A evaporação com o sistema aberto, funcionando como evaporador, foi mais eficiente como mostram os dados descritos em ambas as cidades, devido possivelmente à maior influência direta da radiação solar sobre o lixiviado, tornando o processo de evaporação mais eficiente. Em contrapartida, a utilização do sistema fechado possibilita a obtenção de um destilado com possibilidade de reuso.

10.3.2 Sistema estudado pela UFRJ: evaporação forçada

10.3.2.1 Evaporação em bancada

a) Metodologia

Com o objetivo de avaliar e compreender melhor a técnica de evaporação do lixiviado, foram realizados testes de evaporação em bancada.

O desenho esquemático do aparato experimental, adaptado de Birchler *et al* (1994), está apresentado na Figura 10.11 e é composto por: balão de destilação (3 L), coluna

de fracionamento (40 cm), condensador de tubo reto, unha de destilação, erlenmeyer para coleta de vapor condensado e manta elétrica para aquecimento do lixiviado a uma temperatura de aproximadamente 100°C.

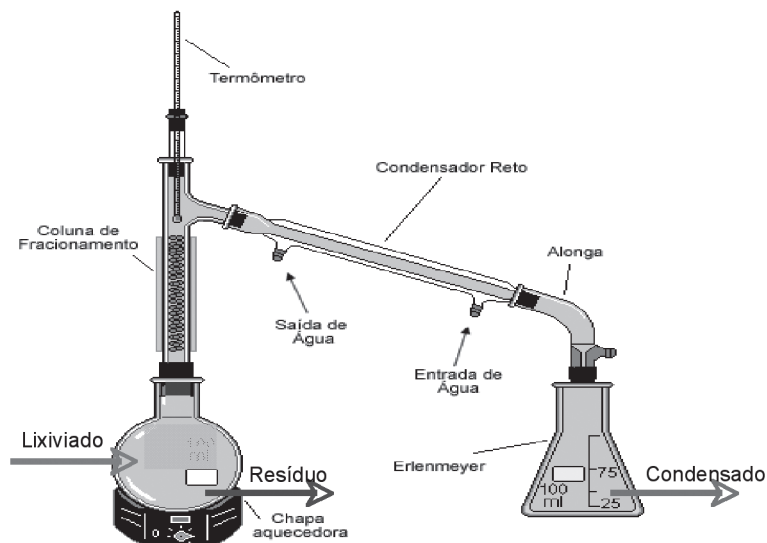


Figura 10.11 Desenho esquemático da evaporação em bancada.

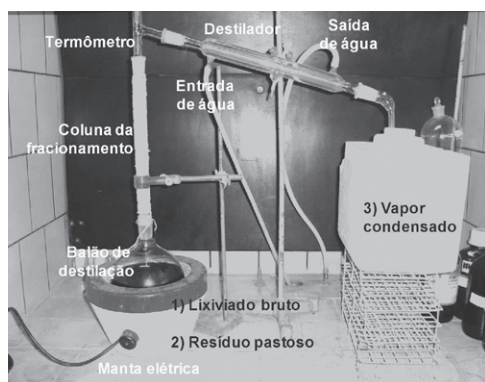


Figura 10.12 Aparato experimental dos ensaios em bancada.

Na Figura 10.12, pode-se observar o aparato experimental utilizado nos testes de evaporação em bancada da presente pesquisa. Para garantir a preservação da amônia na amostra de vapor condensado, optou-se por sua refrigeração em caixa de isopor com gelo.

Amostras do lixiviado bruto, do vapor condensado e do resíduo da evaporação foram coletadas e analisadas no Laboratório de Engenharia do Meio Ambiente da UFRJ

(LEMA/UFRJ), segundo os seguintes parâmetros: DQO, cloretos, alcalinidade, NH_4 , sólidos, cor, turbidez, pH.

Foram também realizadas três baterias de análises complementares de compostos orgânicos voláteis e semivoláteis e de dioxinas e furanos nas amostras de vapor condensado para os ensaios de bancada.

No intuito de verificar a presença de algum fragmento de DNA de bactéria, aplicou-se nas amostras do vapor condensado obtidas em bancada a técnica de PCR (Reação de Polimerização em cadeia). O PCR é uma metodologia que se baseia na amplificação exponencial seletiva de uma quantidade reduzida de DNA em uma amostra. Após essa amplificação, o material é submetido à técnica de DGGE (eletroforese em gel de gradiente desnaturante). O DGGE é um método de separação eletroforético baseado em diferenças no comportamento de desnaturação de fragmentos de DNA de cadeia dupla.

b) Resultados e discussão

O aspecto físico dos resíduos resultantes do processo de evaporação em bancada pode ser observado na Figura 10.13, que apresenta proveta com 1.000 mL de lixiviado bruto do aterro sanitário de Gramacho (volume total de evaporação), 850 mL de vapores condensados e 150 mL do resíduo acumulado no balão de destilação, denominado resíduo 1.

Na Tabela 10.4, estão apresentados os resultados das análises físico-químicas através da evaporação em bancada de: (A) lixiviado bruto, (b) resíduo 1 e (C) vapor condensado. Os gráficos comparativos dos resultados determinados para os experimentos de laboratório apresentam-se na Figura 10.14.

Observa-se que o resíduo 1 apresenta aumento da concentração de matéria orgânica em relação à amostra de lixiviado, associado a uma elevação da concentração de sólidos e de pH.

Nos vapores condensados, houve concentração no teor de amônia, verificando-se também uma alteração no pH e baixa concentração de sólidos e de matéria orgânica. A captura de amônia no vapor condensado somente foi possível devido à sua refrigeração constante.

Com relação às análises complementares de compostos orgânicos voláteis e semivoláteis e de dioxinas e furanos nas amostras de vapor condensado, foi detectada uma média de 27,7 pg/L de dioxinas e 6,0 pg/L de furanos, totalizando o somatório de 33,7 pg/L (cerca de 70 vezes maior que o limite máximo estabelecido pela Resolução CONAMA 316/2002, equivalente a 0,50 pg/L); entretanto, cabe ressaltar que o EPA (agência de controle ambiental norte-americana) estabelece um valor máximo de 30,0 pg/L para esses gases. Vale observar que tais ensaios foram realizados na temperatura de bancada, ou seja, a 100°C, esperando-se que, em campo, se atinjissem resultados com menores teores de dioxinas e furanos, pois as temperaturas de processo são maiores que 750°C.

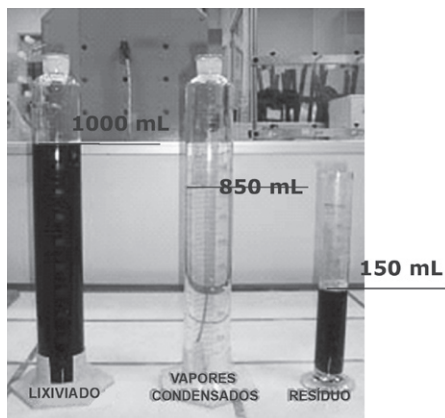


Figura 10.13

Amostra do lixiviado e produtos da evaporação.

Não foi identificada a presença de nenhum dos compostos orgânicos voláteis avaliados no vapor condensado no primeiro ensaio. Entretanto, no terceiro ensaio foram detectados 04 COV's. Já na análise de compostos orgânicos semivoláteis (com 62 parâmetros), foram detectados 14 parâmetros que estão sendo avaliados com os limites máximos aceitos.

Nos meses de junho e julho de 2008, foram realizadas quatro análises microbiológicas nas amostras do vapor condensado no ensaio em bancada, e a técnica de DGGE não detectou a presença de grupos bacterianos em nenhuma delas.

Tabela 10.4 > Resultados das amostras da evaporação em bancada.

A) LIXIVIADO BRUTO

Dados	DQO mg/L	Cloretos mg/L	Alcalinidade mg/L	NH ⁴ mg/L	SST mg/L	pH
Média	2168	3456	5567	1869	49	7,5
Desvio padrão	485	537	327	915	18	0,12
Dados	6	6	6	5	6	6

B) RESÍDUO 1

Dados	DQO mg/L	Cloretos mg/L	Alcalinidade mg/L	NH ₄ mg/L	SST mg/L	pH
Média	5285	53346	4333	2	1691	8,7
Desvio padrão	2677	78929	1474	3	1235	1,01
Dados	3	3	3	3	3	3

C) VAPOR CONDENSADO

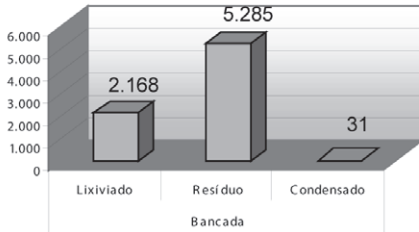
Dados	DQO mg/L	Cloretos mg/L	Alcalinidade mg/L	NH ⁴ mg/L	SST mg/L	pH
Média	31	376	2747	1617	9	8,5
Desvio padrão	16	179	1894	261	46	0,64
Dados	3	3	3	3	3	3

10.3.2.2 Evaporação em campo

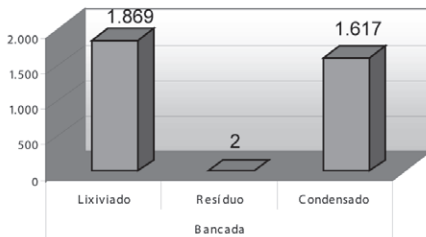
a) Metodologia

A presente pesquisa foi desenvolvida em parceria entre a Companhia de Limpeza Urbana do Rio de Janeiro (Comlurb) e pesquisadores da UFRJ.

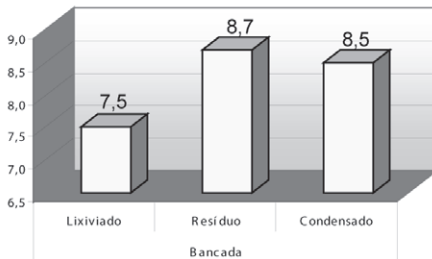
Comparativo DQO (mg/l) das amostras de bancada



Comparativo NH4 (mg/l) das amostras de bancada



Comparativo pH das amostras de bancada



Comparativo SST (mg/l) das amostras de bancada

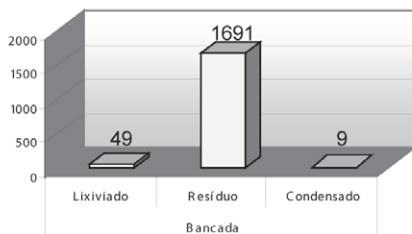


Figura 10.14

Gráficos comparativos dos resultados da evaporação em bancada.

O equipamento utilizado no processo de evaporação em campo, denominado Evaporador Unitário (EU) foi desenvolvido pela Comlurb (Patente INPI – PI 0703266-8) e encontra-se instalado no aterro sanitário de Gramacho, localizado na região metropolitana do Rio de Janeiro

O EU vem sendo estudado e aperfeiçoado desde 2005, quando foi concebido em sua forma original (Figura 10.15). Ao longo dos dois primeiros anos, a sua operação teve o acompanhamento técnico-científico de pesquisadores da UFRJ que contribuíram para as melhorias que foram incorporadas ao modelo original.

Efetuada as mudanças iniciais, a partir de 2007 os estudos se intensificaram no sentido de se avaliar o desempenho técnico-econômico do equipamento, visando a aumentar sua eficiência.

O Evaporador Unitário, devido às suas pequenas dimensões e diferentemente dos evaporadores convencionais, pode ser instalado ao lado do poço do biogás, evitando-se a construção da rede de coleta e transporte deste gás.

Na Figura 10.16 pode-se observar o último modelo do equipamento em operação no aterro sanitário de Gramacho, bem como a lagoa de acumulação de lixiviado.

O equipamento, conforme esquematicamente apresentado na Figura 10.17, consiste em um conjunto de três câmaras acopladas a uma chaminé, sendo que a alimentação do lixiviado é feita

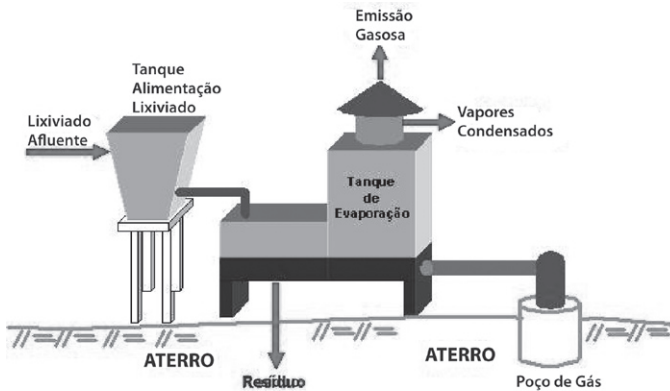
através da câmara principal, de onde o líquido passa para duas câmaras secundárias que contêm tubos de saída de lixiviado.



Figura 10.15 Primeiro protótipo do evaporador unitário.



Figura 10.16 Vista frontal do evaporador unitário e lagoa de acumulação de lixiviado.



FONTE: UFRJ

Figura 10.17 Croqui do evaporador unitário.

Externamente às câmaras secundárias, estão dispostos queimadores a gás que, ao aquecerem as câmaras secundárias, propiciam a ebulição e consequente evaporação controlada do lixiviado bruto contido no interior dos tubos das câmaras secundárias. O combustível utilizado no aquecimento é o biogás gerado no próprio aterro.

Os vapores provenientes do processo de evaporação são coletados por uma chaminé e dispersos na atmosfera. O resíduo pastoso (resíduo 1) acumulado no interior do equi-

pamento é retornado à câmara principal, promovendo o pré-aquecimento do lixiviado nela contido. O resíduo sólido (resíduo 2), que permanece incrustado nas câmaras secundárias, é retirado por ocasião da manutenção de rotina, realizado bimestralmente

O equipamento ainda possui dispositivos que permitem a adequada amostragem dos vapores e das fases residual pastosa e sólida.

A vazão e a composição do biogás gerado no aterro foram monitoradas periodicamente com auxílio de um cromatógrafo portátil (Figura 10.18) capaz de quantificar os compostos CH_4 , CO_2 , H_2O , H_2S , entre outros, e de um medidor de gás GEM 2000 (Figura 10.19), medindo-se os parâmetros: CH_4 , CO_2 , O_2 entre outros.



FONTE: UFRJ

Figura 10.18

Monitoramento do gás de aterro: cromatógrafo portátil.



FONTE: UFRJ

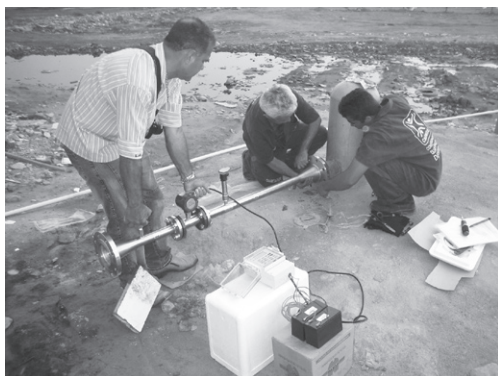
Figura 10.19

Monitoramento do gás de aterro: GEM 2000.

Tendo em vista a enorme variabilidade de valores no desempenho do equipamento em sua fase inicial de avaliação, procedeu-se ao monitoramento diário do evaporador unitário utilizando-se como parâmetros de controle operacional o horário de abastecimento de lixiviado, o volume de abastecimento, o volume evaporado, a temperatura ambiente e o índice pluviométrico.

Através desses dados, foi possível avaliar o rendimento da evaporação apresentado pelo equipamento (em litros por hora), assim como se pode inferir sobre a interferência das condições climáticas locais nesse rendimento.

Para medir as vazões dos poços de biogás que alimentam o EU, foi utilizado um medidor de vazão tipo turbina acoplado por um flange à saída do poço e alimentado por duas baterias, conforme apresentado na Figura 10.20.



FONTE: UFRJ

Figura 10.20 Medidor de vazão acoplado ao poço de biogás.

b) Resultados e discussão

Durante a pesquisa, de abril de 2007 a julho de 2008, o evaporador unitário operou em três poços distintos obtendo rendimentos variados. Esse desempenho sofreu influência da vazão de biogás em cada poço, uma vez que quanto menor for a vazão de biogás, menor será o rendimento do equipamento. Não se podem relacionar as condições climáticas com o desempenho do equipamento, principalmente porque: (A) os poços são diferentes, dificultando a comparação dos seus resultados; (B) durante a operação nos Poços 1 e 2, registraram-se condições semelhantes de temperatura e índice pluviométricos, mas com rendimento diferenciado (rendimento do EU no Poço 1 > Poço 2); (C) os baixos rendimentos apresentados pelo EU no poço de biogás 3 estão relacionados à baixíssima produção de gás nesse poço, que não conseguiu sequer ser determinado pelo medidor de vazão e, portanto, não foram considerados nos cálculos para média do desempenho. Na Tabela 10.5 encontram-se os resultados de desempenho do evaporador unitário, divididos em função dos poços de biogás onde foi instalado o equipamento.

Como se pode verificar, o rendimento médio do evaporador unitário está em torno dos 30 L por hora, podendo chegar a um rendimento médio diário da ordem de 1,0 m³/dia.

As variáveis que interferem diretamente no desempenho do equipamento são a composição e a vazão do biogás extraído do aterro.

A Tabela 10.6 apresenta os resultados do monitoramento de gases através do cromatógrafo portátil e do analisador GEM 2000 para o período de maio a outubro de 2008.

Tabela 10.5 > Resumo do desempenho do EU incluindo dados meteorológicos pertinentes

MÊS / ANO	TEMPERATURA MÉDIA (°C)	ÍNDICE PLUVIOMÉTRICO (mm/mês)	VOLUME EVAPO-RADO TOTAL (L)	TEMPO TOTAL EVAPORAÇÃO (h)	RENDIMENTO MÉDIO (L/h)
Abril / 2007	24	137	10.435	231	45,2
Mai / 2007	23	86	16.900	513	33,0
Junho / 2007	22	81	12.430	390	31,9
Julho / 2007	21	56	15.350	574	26,7
Agosto / 2007	22	51	7.560	259	29,2
Setembro / 2007	22	86	13.840	505	27,4
Outubro / 2007	23	89	13.490	494	27,3
Fevereiro / 2008	27	152	2.270	77	29,5
Março / 2008	26	189	4.220	154	27,3
Mai / 2008	23	36	3.560	292	12,2
Junho / 2008	22	25	8.580	690	12,4
Julho / 2008	21	18	6.050	553	10,9
Agosto / 2008	22	40	8.680	689	12,6
Setembro / 2008	22	67	6.490	721	9,0
Outubro / 2008	23	68	3.840	481	8,0
Total do Poço 3			37.200	3.426	10,9

FONTE: <http://br.weather.com>; ÍNDICE PLUVIOMÉTRICO: <http://simerj.com>

Tabela 10.6 > Monitoramento de gases

EQUIPAMENTO	COMPOSIÇÃO MÉDIA				
	CH ₄ (%)	CO ₂ (%)	H ₂ O (%)	H ₂ S (ppm)	Outros (%)
Cromatógrafo	56,9	38,1	1,8	277,0	3,2
GEM 2000	58,8	40,6	-	-	0,6

Tabela 10.7 > Resultado médio das características do gás de aterro.

BIOGÁS	PM	PM	C	COEFICIENTE ADIABÁTICO	PCS	PCI	DENSIDADE	VISCOSIDADE	ME	FC
	ÚMIDO	SECO			MJ/m ³	MJ/m ⁴				
	Kg/Kmol	Kg/Kmol	cal/gmol°C							
Média	27,11	26,78	12,27	1,41	19,27	19,62	1,185	0,577	0,062	0,996
Mínimo	26,87	26,68	12,16	1,39	18,22	18,71	1,141	0,572	0,062	0,996
Máximo	27,34	26,87	12,38	1,42	20,31	20,52	1,228	0,582	0,062	0,997
D.Padrão	0,33	0,13	0,16	0,02	1,48	1,28	0,06	0,01	0,00	0,00
Dados	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2

PM: peso molar;

PCS: poder calorífico superior;

ME: massa específica.

A Tabela 10.7 apresenta resultados complementares da medição de gás fornecidos pelo cromatógrafo portátil para o mesmo período acima.

Considerou-se que o rendimento médio obtido (30,2 L/h) se referiu à vazão aproximada de 15 m³/h e ao teor de metano de 56%, tendo em vista a similaridade desse resultado com os valores medidos em outros aterros.

A Tabela 10.8 apresenta os resultados das análises das amostras de campo de: (A) lixiviado bruto, (B) resíduo 1 (pastoso) e (C) vapor condensado. Os gráficos comparativos dos resultados determinados para os experimentos de campo apresentam-se na Figura 10.21.

Tabela 10.8 > Resultados das análises de campo dos resíduos amostrados no evaporador unitário.

A) LIXIVIADO BRUTO							
Dados	DQO mg/L	DBO mg/L	Cloretos mg/L	Alcalinidade mg/L	NH ₄ mg/L	SST mg/L	pH
Média	2493	326	3851	6210	1277	102	7,8
Desvio padrão	667	164	809	1980	948	121	0,39
Dados	21	6	21	21	17	21	21
B) RESÍDUO 1							
Dados	DQO mg/L	DBO mg/L	Cloretos mg/L	Alcalinidade mg/L	NH ₄ mg/L	SST mg/L	pH
Média	37293	nd	79294	40095	342	5986	8,9
Desvio padrão	15012	-	46426	23121	296	5081	0,38
Dados	21	8	21	21	17	21	21
C) VAPOR CONDENSADO							
Dados	DQO mg/L	DBO mg/L	Cloretos mg/L	Alcalinidade mg/L	NH ₄ mg/L	SST mg/L	pH
Média	165	nd	48	340	145	11	7,6
Desvio padrão	179	-	30	90	44	11	0,64
Dados	7	7	6	7	7	7	7

A grande variabilidade apresentada pelo lixiviado bruto relativo aos parâmetros físico-químicos analisados nos ensaios permitiu que se chegasse às seguintes conclusões:

- O resíduo 1 da evaporação, pastoso, apresenta elevada concentração de matéria orgânica, amônia, sólidos e cloretos; e possui pH básico, na faixa de 9,2 unidades;
- O vapor condensado é básico, com baixa concentração de DQO e cloretos; suspeita-se que as condições ambientais tenham impedido a fixação da amônia na amostra coletada, dificultando sua detecção;
- O resíduo final apresenta elevada concentração de DQO e de amônia; seu pH é característico de ambientes ácidos.

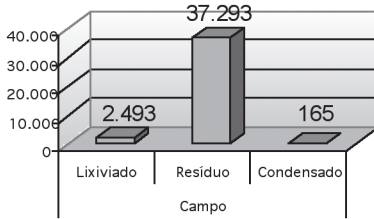
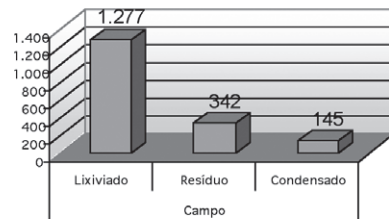
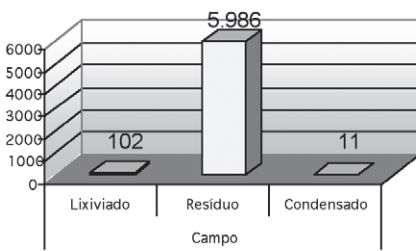
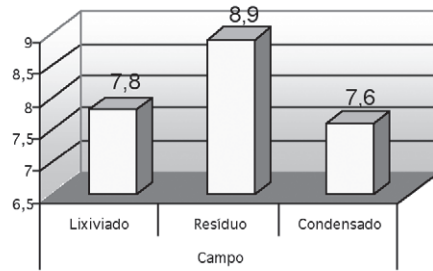
Comparativo DQO (mg/l) das amostras de campo**Comparativo NH4 (mg/l) das amostras de campo****Comparativo SST (mg/l) das amostras de campo****Comparativo pH das amostras de campo**

Figura 10.21 Gráficos comparativos dos resultados das amostras de campo.

Ressalta-se, entretanto, que, assim como observado nos dados do lixiviado bruto, todos os resíduos amostrados apresentaram elevados valores de desvio padrão e de coeficiente de variação para a maior parte dos parâmetros analisados.

O peso específico determinado para o resíduo sólido final foi de $973,4 \text{ kg/m}^3$, o que significa que, para gerar 13 kg desse resíduo foi necessário evaporar 25.240 L de lixiviado. Dessa relação é possível estimar que para cada 2 m^3 de lixiviado evaporado, há uma produção de aproximadamente 1 kg de resíduo sólido.

Para caracterização das emissões atmosféricas provenientes do sistema de combustão de biogás do evaporador unitário, foi utilizado o analisador portátil de gases de combustão Unigas 3000+, da Eurotron Italiana, demonstrado na Figura 10.22. Esse equipamento permitiu quantificar as emissões de: óxidos de nitrogênio (NOx), óxido nítrico (NO), oxigênio (O_2), dióxido de carbono (CO_2) e monóxido de carbono (CO) nos gases de exaustão, através de uma sonda posicionada na saída lateral do evaporador unitário. Os ensaios foram realizados em conformidade com o programa de autocontrole de emissões para atmosfera (Procon AR), instituído pela diretriz FEEMA DZ-545, aprovada pela Deliberação CECA nº 935 de 7 de agosto de 1886.

Em agosto de 2008, foram realizadas três análises dos gases emitidos pelo sistema de combustão do EU, apresentadas na Tabela 10.9.



Figura 10.22

Análises das emissões atmosféricas do sistema de combustão do evaporador unitário.

Tabela 10.9 > Resultados encontrados nas análises do sistema de combustão do EU

AMOSTRAGEM	NO _x (mg/Nm ³)	NO (mg/Nm ³)	O ₂ (%)	CO ₂ (%)	CO (ppm)
Nº 01	72	43	0,6	11,4	25.535
Nº 02	72	46	0,7	11,5	25.603
Nº 03	66	40	0,9	11,3	25.578

De todos os parâmetros analisados, somente são limitadas pela legislação as concentrações de óxido de nitrogênio (NO_x), cujos resultados devem ser expressos na unidade de concentração mg/Nm³, em base seca e 3% de excesso de oxigênio.

Para potência térmica nominal menor que 70 MW, a Resolução Conama 382, de 26 de dezembro de 2006, estabelece um limite de 320 mg/Nm³ para a média encontrada de óxido de nitrogênio emitido para a atmosfera, através dos processos de geração de calor a partir da combustão externa de gás. Na Tabela 10.10 estão apresentados os resultados e as concentrações corrigidas a 3% de excesso de O₂.

Tabela 10.10 > Resultados encontrados nas análises de NO_x na combustão do EU.

AMOSTRAGEM	OXIGÊNIO MEDIDO (%)	CONCENTRAÇÃO MEDIDA (mg NO _x /NM ³)	CONCENTRAÇÃO CORRIGIDA A 3% DE O ₂ (mg NO _x /NM ³)
Nº 01	0,6	72	64
Nº 02	0,7	72	64
Nº 03	0,9	66	59
Média	0,7	70	62

A média obtida para as três amostragens de óxido de nitrogênio foi de 62 mg/Nm³, cinco vezes menor do que o limite estabelecido pelo Conama.

Em novembro de 2008, foram medidas as vazões dos poços de biogás 3 e 4. Não foi possível determinar a vazão do poço 3 com o medidor. Esse comportamento é resultante da pequena produção de biogás com conseqüente redução da eficiência do evaporador unitário nesse poço. A medição no poço 4 indicou vazão de 12 m³/h. Com os dados de vazão do poço associados ao rendimento médio obtido pelo EU (20L/h) e ao poder calorífico médio determinado pela cromatografia (6.370 Kcal/m³), foi possível determinar a eficiência térmica do biogás no processo da evaporação equivalente a 0,6 m³/L de lixiviado evaporado (correspondente a 3.822 Kcal).

Antes da instalação do evaporador unitário em um poço de biogás, é necessário medir a vazão desse poço para que se obtenha a melhor eficiência na evaporação. Pois foi observado que em uma vazão muito baixa pode ocorrer o "desligamento" do equipamento, assim como em uma vazão muito alta ocorre o desperdício de energia

Em relação aos custos de implantação e operação do equipamento, importante análise econômica foi realizada. Considerando que a vida útil do evaporador unitário está estimada em cinco anos, os custos envolvidos na implantação, operação e manutenção desse equipamento possuem as seguintes ordens de grandeza:

- Custo de fabricação: R\$ 9.000,00 (incluindo o tanque de acumulação de lixiviado).
- Custo de operação: R\$ 5.000,00 ao ano.
- Custo de manutenção: R\$ 1.300,00 ao ano.
- Custo anual total: R\$ 8.100,00.

Sabendo-se que o equipamento tem capacidade para evaporar até 260 m³ de lixiviado por ano, o custo total operacional do tratamento será de aproximadamente R\$ 24,00/m³.

No entanto, se considerarmos esse equipamento implantado em um aterro de um município de pequeno porte (onde o operador do aterro exerce outras funções para a

prefeitura), o custo operacional do evaporador unitário pode ficar restrito ao custo de manutenção, ou seja, R\$ 5,00/m³.

Outro custo a ser considerado é o de monitoramento da qualidade do ar que, dependendo do nível de exigência do órgão de controle ambiental, poderá envolver um conjunto de análises com custo de até R\$ 14.000,00/ano.

c) Vantagens e desvantagens

Como principal vantagem, o evaporador unitário apresenta custos inicial e operacional extremamente baixos, podendo viabilizar o tratamento do lixiviado em aterros de pequenos e médios municípios.

Além disso, ainda possui as seguintes vantagens:

- dispensa a execução da rede de coleta e transporte do biogás, a exemplo do que ocorre com os evaporadores centralizados;
- é modular, permitindo a implantação de tantas unidades em tantos poços de biogás quanto forem necessárias, levando-se em consideração a interferência na vazão do combustível base;
- caso se deseje, pode ser construída uma bateria de evaporadores em área próxima ao poço de reunião do lixiviado, de modo a facilitar a distribuição e alimentação do lixiviado; nesse caso, seria necessária a rede de transporte do biogás;
- não possui peças móveis, o que facilita sua manutenção;
- o período de manutenção de rotina é de dois meses, podendo operar ininterruptamente dentro desse período sem necessidade de paradas;
- é móvel, podendo se deslocar de um poço de biogás para outro de maior eficiência sem que isso represente um custo elevado;
- a fabricação é simples e não exige processos tecnológicos nem equipamentos sofisticados.

Como desvantagem, o evaporador unitário apresenta um baixo rendimento se cogitado a ser usado em aterros de grande porte. Nessa situação, haveria a necessidade de se efetuar um acurado estudo econômico para averiguar se a bateria de unidades de evaporação ainda seria mais econômica do que uma estação de tratamento ou um evaporador central.

9.3.2.3 Conclusões

O evaporador unitário é um equipamento de baixo custo, de fácil implantação, utilização e manutenção e que apresenta grande vantagem, principalmente para aterros de pequeno e médio porte.

Como o equipamento utiliza o biogás produzido no aterro como fonte de energia calorífica, possibilita a geração de créditos de carbono (MDL), uma vez que o princípio do processo se baseia na queima do biogás.

Com o avanço da pesquisa, será possível obter melhores resultados através de um novo modelo em fase de teste, bem como o aproveitamento de alguns resíduos gerados no processo da evaporação.

Os resultados iniciais foram tão satisfatórios que levaram os pesquisadores envolvidos a pensar em diversificar o tipo de lixiviado a ser tratado. Assim, instalou-se, em 2009, uma segunda unidade do evaporador unitário na área de expansão do Aterro de Gericinó, também localizado na região metropolitana do Rio de Janeiro, com características de aterro novo.

10.4 Considerações finais

Os resultados apresentados foram promissores, demonstrando que a técnica de evaporação tem baixo custo e é de fácil implantação e manutenção, mas, principalmente, é uma técnica que poderá atender municípios nos quais a geração de lixiviado é sazonal e em pequenas quantidades.

O evaporador solar visa a solucionar problemas em pequena escala e em locais com altos índices de insolação. Já o evaporador unitário precisa de um sistema de captação de gás, possibilitando, assim, a geração de créditos de carbono (MDL).

Avanços, contudo, se fazem necessários no monitoramento e manutenção do equipamento. Ambos os evaporadores demandariam um sistema de monitoramento dos gases gerados, aqui com ênfase na geração de dioxinas e furanos. Além disso, no caso do evaporador unitário, há a geração de resíduos sólidos que deverão ser adequadamente dispostos.

Agradecimentos

À equipe da Diretoria Técnica e Industrial da Comlurb pelo apoio e auxílio no acompanhamento da pesquisa nas áreas dos aterros de Gramacho e Gericinó.

Aos técnicos dos laboratórios de Engenharia do Meio Ambiente (LEMA) do Departamento de Recursos Hídricos e Meio Ambiente (DRHIMA) da UFRJ, Química e Geotécnica da COPPE/UFRJ e à equipe do Grupo de Resíduos Sólidos da UFPE pelo desenvolvimento e discussão dos trabalhos de campo e análises laboratoriais;

Ao Professor Cláudio Mahler, ao químico Ayr Manoel Portilho Bentes Júnior e ao biólogo Luiz Almeida da COPPE/UFRJ. Agradecemos, também, à professora Jacqueline

Bahe do CEFETEQ/RJ, e à pesquisadora Ana Silvia Santos (CNPq/UFRJ) pela revisão do capítulo e pelos comentários ao texto.

Referências bibliográficas

APHA/AWWA/WEF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 20. ed. Washington, DC: APHA, 1998.

BEZERRA, M.A.S. *Desenvolvimento de um destilador solar para tratamento de águas de produção de petróleo com vistas a sua utilização na agricultura e geração de vapor*. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, RN, 2004.

BIRCHLER, D.R. *et al. Landfill leachate treatment by evaporation*. *Journal of Environmental Engineering*, v. 120, n. 5, p. 1109-1131, 1994.

CONAMA. Conselho Nacional do Meio Ambiente. *Resolução n. 316*, que dispõe sobre procedimentos e critérios para o funcionamento de sistemas de tratamento térmico de resíduos, 2002.

CONAMA. Conselho Nacional do Meio Ambiente. *Resolução n. 382*, que estabelece em seu Anexo I limites máximos de emissão em processos de geração de calor a partir da combustão externa de diversos combustíveis, 2006.

INPE. *Radiação solar e terrestre*. Disponível em: <http://www.cptec.inpe.br/satelite/metsat/pesquisa/radiação.htm>. Acesso em: 17 de fev, 2008.

PROCON AR. *Programa de autocontrole de emissões para a atmosfera*. Instituído pela Diretriz FEEMA DZ-545, aprovada pela Deliberação CECA n. 935, 1986.

PINA, A.V.V. *Dessalinização solar no abastecimento de água para uma família no arquipélago de Cabo Verde, Porto alegre, RS*. Monografia (Graduação em X) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, RS, 2004.

SÁ, L.F. *Evaporação natural do lixiviado do aterro da Muribeca através de um destilador solar*. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Universidade Federal do Pernambuco, Recife, PE, 2008.

FINANCIADORES

Ministério da Ciência e Tecnologia



APOIO



COORDENADORES

Luciana Paulo Gomes
(Coordenador da rede)
Laboratório de Microbiologia de Resíduos da Unisinos
Av. Unisinos, 950, Caixa Postal 275
CEP 93022-000 São Leopoldo, RS
Tel. (51) 3590-8464 e-mail: lugomes@unisinos.br

Ariuska Karla Barbosa Amorim

Departamento de Engenharia Civil e Ambiental da UNB
Campus Universitário Darcy Ribeiro, Asa Norte
CEP 70910-090 Brasília, DF
Tel. (61) 3307-2304 ramal-32 e-mail: ptarh@unb.br

Armando Borges de Castilhos Junior

Departamento de Engenharia Sanitária
e Ambiental da UFSC
Campus Universitário, Trindade Caixa Postal 476
CEP 88040-970 Florianópolis, SC
Tel. (48) 3721-9597 e-mail: borges@ens.ufsc.br

Álvaro Luiz Gonçalves Cantanhede

Departamento de Recurso Hídricos e
Meio Ambiente da UFRJ
Centro de Tecnologia Caixa Postal 68570
Cidade Universitária, Ilha do Fundão
CEP 21941-972 Rio de Janeiro, RJ
Tel. (21) 2562-7982 / 7983 e-mail: drhima@poli.
ufrj.br

Fernando Fernandes

Centro de Tecnologia e Urbanismo da UEL
Rodovia Celso Garcia Cid, PR 445, km 380
Campus Universitário
CEP 86051-990 Londrina, PR
Tel. (43) 3371-4455 e-mail: fernando@uel.br

João Alberto Ferreira

Departamento de Engenharia Sanitária
e do Meio Ambiente da UERJ
Rua São Francisco Xavier, 524
CEP 20550-013 Rio de Janeiro, RJ
Tel. (21) 2587-7379 e-mail: joaf@uerj.br

José Fernando Thomé Jucá

Departamento de Engenharia Civil da UFPE
Centro de Tecnologia e Geociências
Rua Acadêmico Hélio Ramos, s/n Cidade Universitária
CEP 50740-530 Recife, PE
Tel. (81) 2126-8224 / 8222 e-mail: jucah@ufpe.br

Lisete Celina Lange

Departamento de Engenharia Sanitária
e Ambiental da UFMG
Avenida do Contorno, 842 7º andar
CEP 30110-060 Belo Horizonte, MG
Tel. (31) 3409-1039 e-mail: lisete@desa.ufmg.br

Valderi Duarte Leite

Departamento de Química da UEPB
Avenida das Baraúnas, 351
Campus Universitário Bodocongó
CEP 58109-753 Campina Grande, PB
Tel. (83) 3315-3365 e-mail: uepb@dq.edu.br

COLABORADORES

Jurandy Povinelli – EESC/USP

Pedro Além Sobrinho – POLI/USP

ISBN 978-85-7022-163-6



9 788570 221636 >