# 1. INTRODUÇÃO

A geração de resíduos sólidos está em crescimento no Brasil. Em 2010, o país produziu 195 mil toneladas de resíduos sólidos por dia, um aumento de 6,8% em relação a 2009, quando foram geradas 182.728 toneladas (ABRELPE, 2010). Segundo a norma brasileira NBR-10004/2004, os resíduos sólidos urbanos (RSU) são formados por materiais minerais e orgânicos, dispostos de forma heterogênea, resultantes da natureza e das atividades humanas. Sua origem é variada como: residências, comércio, indústrias, serviços de saúde, limpeza pública e construção civil. Em função da complexidade do problema associado à disposição destes resíduos sólidos, diversas alternativas têm sido propostas e estudadas ao longo das últimas décadas, dentre as quais se destacam processos de reciclagem e reúso. Embora estas e outras técnicas demonstrem grande valor, a utilização de aterros sanitários como forma de disposição simples e econômica dos RSU continua sendo amplamente aceita, e cada vez mais utilizada no Brasil e na maior parte dos países da América Latina. (BOHDZIEWICZ e KWARCIAK, 2008; BRASIL, 2008; CASTILHO e BARCELO 2001; CHRISTENSEN et al., 2001; DING et al., 2001; EL FADEL e KHOURY, 2000; IPT, 2000; LOPES, 2005; RENOU et al., 2008).

A ASCE (American Society of Civil Engineers) define o aterro sanitário como um método de disposição de resíduos no solo, empregando princípios de engenharia para confinar os resíduos na menor área possível e reduzir ao máximo seu volume; estes devem ser cobertos com uma camada de solo ao término de cada jornada ou a intervalos mais frequentes, quando for necessário.

Embora seja considerada uma solução segura, este processo de disposição gera subprodutos que causam impactos ambientais significativos. Os resíduos depositados são submetidos a processos de decomposição química e biológica, dando origem a efluentes líquidos e gasosos. O biogás, composto por $CH_4$, $CO_2$, vapor de água, entre outros, é liberado para o meio ambiente, podendo o $CH_4$ ser queimado ou aproveitado como energia, se canalizado. A fração líquida, denominada lixiviado, é formada pela umidade contida nos resíduos e pelo aporte das precipitações e outros tipos de infiltrações que percolam as celas do aterro, carregando os produtos de degradação (BAUN et al., 2003; ÇEÇEN et al., 2003; CINTRA et al., 2002; EL FADEL et al., 2002; KJELDSEN et al., 2002; LOPEZ, 2005; STROOT et al., 2001).

A composição e a vazão de lixiviados de aterros sanitários apresentam variações espaciais e temporais, que dependem de diversos fatores, tais como: características dos resíduos depositados, condições ambientais, forma de operação do aterro, grau de estabilização e estágio de decomposição no qual o resíduo se encontra. A complexa e variável composição dos lixiviados, caracterizada pela presença de matéria orgânica recalcitrante, metais, compostos orgânicos clorados, sais inorgânicos e nitrogênio na forma amoniacal, faz necessária sua coleta, armazenamento e posterior tratamento (CAMPOS, 2008; CHRISTENSEN et al., 2001; DING et al., 2001; IPT/CEMPRE, 2000; KARADAG et al., 2008; KARGI e PAMUKOGLU, 2003).

A inadequada disposição do lixiviado no meio ambiente pode causar impactos bastante acentuados, tais como poluição das águas subterrâneas e superficiais, devido à alta concentração de compostos orgânicos e nitrogenados, que pode alterar e causar toxicidade à fauna e flora aquática, assim como reduzir a concentração de oxigênio dissolvido. Dentre as tecnologias existentes para o tratamento do lixiviado, destacam-se os processos biológicos e os físico-químicos. Vale salientar que, mesmo quando o aterro sanitário encerra suas atividades (vida útil), a geração do lixiviado não se extingue e em geral, quanto maior a idade do aterro, menos biodegradável é este efluente, necessitando de processos de tratamento mais complexos (AMOKRANE et al., 1997; AZIZ et al., 2007; BARLAZ et al., 2002; BERGE et al., 2007; CAMPOS, 2008; LI et al., 1999; LIN et al., 2000; LOPES, 2005; MARANON et al., 2008).

Os sistemas de tratamento devem ser projetados de forma a se adequarem às mudanças na composição e vazão do lixiviado, sendo empregadas combinações de processos biológicos e físico-químicos, uma vez que, em geral, nenhum tipo de tratamento individualmente é capaz de atender aos requisitos da legislação ambiental (MARANON et al., 2008; POLLICE et al., 2002; UYGUR e KARGI, 2004).

Desde 1989, pesquisadores e técnicos têm buscado a aplicação de rotas biológicas alternativas para remoção de nitrogênio e matéria orgânica de águas residuárias, onde se utiliza o nitrito como forma oxidada predominante do nitrogênio amoniacal na etapa aeróbia do processo, o que resulta em economia significativa de energia, já que a demanda por oxigênio para nitrificação fica reduzida, sendo empregado no tratamento de águas residuárias com baixa relação carbono/nitrogênio (C/N), a exemplo do sobrenadante de digestores anaeróbios, lixiviado de aterros sanitários e algumas águas residuárias industriais. Essa alternativa é

normalmente denominada de nitritação; via simplificada ou via curta. Mesmo após a remoção do nitrogênio, lixiviados oriundos de aterros velhos, mantém concentrações elevadas de matéria orgânica recalcitrante e um pós-tratamento físico-químico, através da adsorção nos hidróxidos de alumínio ou ferro, assim como carvão ativado em pó (CAP), são empregados para sua remoção (ABDUL AZIZ et al., 2004; AHN et al., 2002; AGHAMOHAMMADI et al., 2007; AKERMAN, 2005; AMARAL, 2009; BLACKBURNE et al., 2008; CHUANG et al., 2007; CIUDAD et al., 2005; DANGCONG et al., 2002; FUX e SIEGRIST, 2004; FUX et al., 2006; POLLICE et al., 2002).

# 2. OBJETIVOS

## 2.1. Objetivo Geral

Estudar a remoção biológica de nitrogênio e compostos orgânicos presentes em lixiviado de aterro sanitário através do processo de nitritação/desnitritação operando um reator de lodo ativado em bateladas sequenciais e o pós-tratamento através de adsorção em hidróxido férrico e carvão ativado em pó (CAP).

## 2.2. Objetivos Específicos

- Estudar as condições para a oxidação de matéria orgânica e de nitrogênio do lixiviado, com acúmulo sustentado de nitrito ao final do período aeróbio dos ciclos de tratamento;
- Avaliar a utilização dos compostos orgânicos presentes no lixiviado e a necessidade de adição de uma fonte de carbono de fácil biodegradação (etanol) para os organismos heterotróficos em ambiente anóxico;
- Obter as taxas de nitritação e desnitritação para o lixiviado estudado na presente pesquisa.
- Avaliar a remoção dos compostos orgânicos recalcitrantes, empregando pós-tratamento físico-químico com sais de ferro e carvão ativado em pó.

# 3. REVISÃO DA LITERATURA

## 3.1. Resíduos sólidos urbanos (RSU)

A norma brasileira NBR-10004/2004 define "resíduos sólidos como resíduos nos estados sólidos ou semi-sólidos, que resultam de atividades de origem industrial, doméstica, hospitalar, comercial, agrícola, de serviços e de varrição. Ficam incluídos nesta definição os lodos provenientes de sistemas de tratamento de água, aqueles gerados em equipamentos e instalações de controle de poluição, bem como determinados líquidos cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgotos ou corpos d'água, ou exijam para isso soluções técnicas e economicamente inviáveis em face à melhor tecnologia disponível" (ABNT, 2004a).

Os resíduos sólidos urbanos (RSU) são materiais heterogêneos (minerais e orgânicos), resultantes das atividades humanas, os quais podem ser parcialmente utilizados, gerando, entre outros aspectos, proteção à saúde pública e economia de recursos naturais (FUNASA, 2004). A constituição desse tipo de resíduo é formada por uma mistura de substâncias facilmente, moderadamente, e dificilmente biodegradáveis. Sua composição varia de acordo com fatores sociais, econômicos, culturais, geográficos e climáticos da região de origem. São várias as formas possíveis de se classificar os RSU. O IPT/CEMPRE (2000) apresenta as seguintes formas de classificação, baseadas na norma brasileira NBR-10004/2004:

- Por sua natureza física: seco e molhado.
- Por sua composição química: matéria orgânica e matéria inorgânica.
- Pelos riscos potenciais ao meio ambiente: perigosos e não perigosos, conforme mostrado na Tabela 3.1.
- Quanto à origem: domiciliar, comercial, público, serviços de saúde e hospitalar, portos, aeroportos e terminais rodoviários e ferroviários, industrial, agrícola e entulho.

**Tabela 3.1.** Classificação dos resíduos sólidos

| Categoria | | Especificação dos resíduos |
|---|---|---|
| **Classe I Perigosos** | | São os resíduos que podem representar risco à saúde pública e ao meio ambiente, ou apresentam uma das seguintes características: inflamabilidade, corrosividade, reatividade, toxicidade e patogenicidade |
| **Classe II Não perigosos** | **IIA Não inertes** | São aqueles que não se enquadram nas classificações de resíduos classe I ou de resíduos classe IIB. Os resíduos classe IIA podem apresentar as seguintes propriedades: combustibilidade, biodegradabilidade ou solubilidade em água |
| | **IIB Inertes** | São os resíduos que ao sofrerem contato dinâmico e estático com água destilada, à temperatura ambiente, conforme NBR-10006 (ABNT, 2004b), não tiverem nenhum de seus componentes solubilizados a concentrações superiores aos padrões de potabilidade de água, excetuando-se aspecto, cor, turbidez, dureza e sabor |

Fonte: NBR-10004/2004 (ABNT, 2004a)

As características físicas, químicas e biológicas dos RSU podem ser identificadas em qualquer etapa do gerenciamento dos resíduos, desde o momento de geração até a sua disposição final. Dependendo do momento em que é realizada a amostragem, as características dos resíduos podem variar, de acordo como o processo de geração, manejo ou técnicas de tratamento e disposição final adotada. No caso dos resíduos de origem domiciliar e comercial, normalmente dispostos em aterros, os componentes comumente discriminados na composição gravimétrica são: matéria orgânica putrescível, metais ferrosos e não ferrosos, papel, papelão, plásticos, trapos, vidro, borracha, couro, madeira, entre outros, conforme mostrado na Tabela 3.2 (MORAVIA, 2007; SILVA, 2007; ZANTA e FERREIRA, 2003; ZANTA et al., 2006).

Os RSU constituem uma forte fonte de poluição, portanto, seu correto tratamento e destinação são de suma importância na preservação do meio ambiente e na segurança à saúde pública. No Brasil, constitucionalmente, é de competência do poder público local a gestão dos resíduos sólidos produzidos em suas cidades. Segundo a Pesquisa Nacional de Saneamento Básico - PNSB (BRASIL, 2008), 61,2% das prestadoras dos serviços de manejo dos resíduos sólidos eram entidades vinculadas à administração direta do poder público; 34,5%, empresas privadas sob o regime de concessão pública ou terceirização; e 4,3%, entidades organizadas sob a forma de autarquias, empresas públicas, sociedades de economia mista e consórcios.

**Tabela 3.2.** Componentes discriminados na composição gravimétrica típica de resíduos de origem domiciliar e comercial

| Categoria | Exemplos |
|---|---|
| Matéria orgânica putrescível | Restos alimentares, flores, podas de árvores |
| Plástico | Sacos, sacolas, embalagens de refrigerantes, água e leite, recipientes de produtos de limpeza, esponjas, isopor, utensílios de cozinha, látex, sacos de ráfia |
| Papel e papelão | Caixas, revistas, jornais, cartões, papel, pratos, cadernos, livros, pastas |
| Vidro | Copos, garrafas de bebidas, pratos, espelho, embalagens de produtos de beleza, embalagens de produtos alimentícios |
| Metal ferroso | Palha de aço, alfinetes, agulhas, embalagens de produtos alimentícios |
| Metal não ferroso | Latas de bebidas, restos de cobre, restos de chumbo, fiação elétrica |
| Madeira | Caixas, tábuas, palitos de fósforo, palitos de picolé, tampas, móveis, lenha |
| Panos, trapos, couro e borracha | Roupas, panos de limpeza, pedaços de tecido, bolsas, mochilas, sapatos, tapetes, luvas, cintos, balões |
| Contaminante químico | Esmaltes, embalagens de produtos químicos, latas de óleo de motor, latas com tintas, embalagens pressurizadas, papel-carbono, filme fotográfico |
| Contaminante biológico | Papel higiênico, cotonete, algodão, curativo, fraldas descartáveis, absorventes higiênicos, seringas, lâminas de barbear, cabelos, embalagens de anestésicos, luvas |
| Pedra, terra e cerâmica | Vasos de flores, pratos, restos de construção, terra, tijolos, cascalho, pedras decorativas |

Fonte: SILVA (2007) apud ZANTA e FERREIRA (2003)

Observando-se a disposição final ambientalmente adequada dos resíduos (Tabela 3.3), os vazadouros a céu aberto (lixões) constituíram o destino final dos resíduos sólidos em 50,8% dos municípios brasileiros, conforme revelou a PNSB (BRASIL, 2008). Embora este quadro venha se alterando nos últimos 20 anos, sobretudo nas Regiões Sudeste e Sul do País, tal situação se configura como um cenário de destinação reconhecidamente inadequado, que exige soluções urgentes e estruturais para o setor. Contudo, independente das soluções e/ou combinações de soluções a serem pactuadas, isso certamente irá requerer mudanças social, econômica e cultural da sociedade.

**Tabela 3.3.** Destino final dos resíduos sólidos, por unidades de destino dos resíduos no Brasil (1989-2008)

| Disposição final dos resíduos sólidos, por unidades de destino dos resíduos (%) | | | |
|---|---|---|---|
| **Ano** | **Vazadouro a céu aberto** | **Aterro controlado** | **Aterro sanitário** |
| **1989** | 88,2 | 9,6 | 1,1 |
| **2000** | 72,3 | 22,3 | 17,3 |
| **2008** | 50,8 | 22,5 | 27,7 |

Fonte: IBGE, Diretoria de Pesquisas, Coordenação de População e Indicadores Sociais, Pesquisa Nacional de Saneamento Básico 1989/2008

Os valores da Tabela 3.3 mostram que os lixões ainda são uma prática muito comum de disposição final dos RSU no Brasil (BRASIL, 2008). Este processo caracteriza-se pela simples descarga de resíduos sobre o solo, a céu aberto, sem qualquer técnica de proteção ao meio ambiente, acarretando problemas de saúde pública, como consequência da proliferação de vetores. Esta forma de disposição está relacionada à liberação de maus odores e a poluição das águas superficiais e subterrâneas, pela infiltração do lixiviado. Nos aterros controlados, os resíduos são cobertos periodicamente com terra. No entanto, o solo não é impermeabilizado e nem sempre existe sistema de drenagem dos líquidos percolados, tampouco captação de gases formados durante a decomposição dos resíduos sólidos. Devido a essas características, a disposição em aterros controlados também é considerada inadequada, principalmente pelo potencial poluidor representado pelo lixiviado que não é controlado neste tipo de destinação final (CASTILHO et al., 2001; DING et al., 2001; LEAHY e SHREVE, 2000; LOPEZ, 2005; ROCHA, 2005; SILVA, 2007; TYRREL et al., 2002).

Os municípios com serviços de manejo dos RSU situados nas Regiões Nordeste e Norte registraram as maiores proporções de destinação desses resíduos aos lixões: 89,3% e 85,5%, respectivamente, enquanto os localizados nas Regiões Sul e Sudeste apresentaram, no outro extremo, as menores proporções: 15,8% e 18,7%, respectivamente (IBGE, 2010).

## 3.2. Aterro Sanitário

O aterro sanitário representa a forma de disposição de RSU mais empregada, principalmente devido à simplicidade e aos baixos custos de operação e manutenção. Em muitos países de baixa e média renda, quase 100% dos resíduos gerados têm como destino final o solo e é

pouco provável que essa realidade venha a se modificar em um curto prazo. Na Europa, tem-se imposto exigências rigorosas para restringir a utilização de aterros sanitários. Sob essa política, a deposição dos RSU em aterros é vista como o último recurso a ser aplicado quando todas as opções tenham sido esgotadas, ou seja, apenas material que não possa ser reutilizado, reciclado ou tratado de outra forma deve ser depositado em aterros. Esta situação deve-se ao grau de desenvolvimento dos países europeus, a suas respectivas restrições territoriais e as mudanças climáticas. No caso do Brasil, a Política Nacional de Resíduos Sólidos, promulgada no ano 2010, não incentiva o uso de aterro para a disposição dos RSU, só para rejeito, motivo pelo qual deverá ocorrer uma redução desta forma de disposição nos próximos anos (AKERMAN, 2005; ALLEN, 2003; BRASIL, 2010; WISZNIOWSKI et al., 2006).

De acordo com a NBR 8419/92 da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT, 1992), aterro sanitário constitui a técnica de disposição de RSU através de confinamento em camadas cobertas com material inerte, geralmente solo, de modo de evitar danos ou riscos à saúde e á segurança pública, minimizando os impactos ambientais.

Durante a operação de aterros sanitários, devem ser adotados critérios técnicos de engenharia, que considerem: a adoção de dispositivos de revestimento de fundo para prevenir contaminação do subsolo e das águas subterrâneas, assim como evitar a ruptura desta impermeabilização; adequada captação dos líquidos lixiviados para tratamento (drenos horizontais) e dos gases gerados durante a decomposição (drenos verticais) para queima ou tratamento; sistemas de cobertura final que minimizem as infiltrações e os problemas de erosão, dispositivos de drenagem superficial que minimizem o afluxo de água para o interior da massa de resíduos (CALLI et al., 2005; FELCI, 2010; LOPEZ, 2005; KURNIAWAN et al., 2006; RENOU et al., 2008; ROBINSON e WEHRLE, 2005; UYGUR e FIKRET; 2004).

Embora o projeto dos aterros sanitários tenha evoluído, aplicando princípios técnicos para minimizar o impacto dos RSU no meio ambiente, sua utilização pode trazer efeitos negativos, que incluem a possível contaminação das águas subterrâneas e superficiais, a migração descontrolada de gás do aterro e a geração de maus odores, ruído e perturbação visual (KJELDSEN et al., 2002; EPA, 2000; GANIGUE, 2009; RENOU et al., 2008).

### 3.3. Processo de degradação de RSU e geração de lixiviados em aterros sanitários

Os aterros sanitários são por natureza sistemas heterogêneos, devido às características variáveis dos RSU. Os principais fatores que influenciam a cinética dos processos de biodegradação dos resíduos são: granulometria, composição, idade, umidade, peso específico e grau de compactação dos resíduos, aspectos quantitativos e qualitativos de nutrientes, temperatura e pH dos líquidos presentes no aterro (KELLY, 2002; MEHTA et al. 2002, PARKER 1983).

Para compreender o processo de biodegradação dos resíduos, o aterro sanitário pode ser interpretado como um grande reator anaeróbio, tendo como principais componentes de entrada e alimentação, os resíduos sólidos e a água, e como principais elementos de saída, o lixiviado e o biogás. O processo de degradação dos compostos orgânicos e inorgânicos, constituintes dos resíduos, é definido como um fenômeno de superposição de mecanismos biológicos e físico químicos, catalisados pelo fator água, presente nos resíduos pela umidade inicial e pelas águas que infiltram ou são recirculadas. Esses mecanismos são capazes de converterem os resíduos sólidos em substâncias mais estáveis, através da atuação de organismos decompositores como: bactérias, arqueias metanogênicas, fungos e protozoários (CASTILHOS Jr. et al., 2003; FIORE, 2004; LOPEZ, 2005).

Assim, pode-se entender que a matéria na forma sólida disposta em aterro será transformada em gases ($CH_4$, $CO_2$, $NH_3$, entre outros) e lixiviados, que apresenta matéria orgânica facilmente biodegradável e refratária sob a forma de substâncias húmicas e fúlvicas e elevada concentração de nitrogênio. São definidas cinco fases distintas para avaliar a estabilização dos resíduos sólidos em aterros sanitários (AKERMAN, 2005; BARLAZ et al., 1990; CALACE et al., 2001; CHRISTENSEN et al., 1998; EL FADEL et al., 2002; EPA, 2000; KJELDSEN et al., 2002; KLIMIUK e KULIKOWSKA, 2006; KURNIAWAN, 2006; LOPEZ, 2005; LOUKIDOU et al., 2001; POHLAND e AL-YOUSFI, 1994; POHLAND e HARPER, 1986; TCHOBANOGLOUS et al., 1993), visualizadas na Figura 3.1 e descritas a seguir.

- **Fase I (Fase de ajustamento inicial):** Na qual fica acumulada uma umidade suficiente, o que favorece a realização das reações que iniciam a produção de gás e lixiviado. O oxigênio presente no meio dos resíduos recém depositados é rapidamente consumido, resultando na

produção de ($CO_2$) e no aumento da temperatura interna das células. Esta fase dura somente alguns dias, devido à rápida depleção do oxigênio. À medida que ocorre a redução da disponibilidade de oxigênio, os micro-organismos anaeróbios passam a comandar o processo de degradação (fase II). Daí em diante, a ação microbiana estimula o prosseguimento de conversão dos resíduos e a estabilização com várias fases sucessivas, cada uma variando em intensidade e duração, de acordo com as condições operacionais predominantes. A presença de águas pluviais exerce grande influência, pois facilita a redistribuição de nutrientes e micro-organismos através das células do aterro sanitário nas diferentes etapas.

- **Fase II (Fase de transição):** Quando a capacidade de campo, que é o limite máximo que um resíduo pode reter umidade, é alcançada e a formação do gás e dos lixiviados refletem a passagem da condição aeróbia para a anaeróbia.

- **Fase III (Fase de formação de ácidos):** Ocorre hidrólise da matéria orgânica, acidogênese e acetogênese, obtendo-se principalmente ácidos orgânicos solúveis, tais como ácidos graxos voláteis (AGV), aminoácidos e outros compostos de baixo peso molecular e gases, como $H_2$ e $CO_2$. A biodegradação da celulose e da hemicelulose, constituintes que correspondem a 45 a 60% da massa seca de RSU, é realizada através de: **(a)** Bactérias hidrolíticas e fermentativas, as quais hidrolisam os polímeros e os fermentam produzindo monossacarídeos, ácidos carboxílicos e alcoóis, com consequente queda no potencial de oxi-redução. **(b)** Bactérias acetogênicas, que convertem os produtos da hidrólise em acetato, ácidos graxos voláteis. Ocorre acidificação no meio e liberação de $CO_2$, hidrogênio e amônia. A concentração de AGV pode ser significativa, chegando a representar 95% do carbono orgânico total (COT), levando a valores de pH baixos (em torno de 5), sendo característico desta fase altos valores de concentração de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), Demanda Química de Oxigênio (DQO) e da razão de biodegradabilidade DBO/DQO (entre 0,4 e 0,7), o que indica a presença de elevadas quantidades de matéria orgânica biodegradável, assim como aumento da mobilidade das espécies iônicas. Nas fases II e III, apenas uma pequena parcela (~2%) corresponde aos compostos de alto peso molecular (PM>1000), além de aminas e alcoóis voláteis.

- **Fase IV (Fase inicialmente metanogênica):** É a mais ativa biologicamente, pode ser reconhecida pelo aumento de pH (devido ao consumo de substâncias ácidas) e a intensificação da taxa de produção de gás metano, onde os compostos produzidos na terceira fase de decomposição do lixiviado começam a ser fonte de nutrientes, sendo consumidos pelas bactérias metanogênicas presentes no meio. Devido ao consumo das substâncias mais facilmente biodegradáveis (por exemplo, os ácidos carboxílicos), as concentrações de matéria orgânica (medidas em DQO e de DBO) e a razão DBO/DQO sofre decréscimo.

- **Fase V (Fase de maturação final):** Conhecida também como fase metanogênica de estabilização, o gás produzido é constituído em sua maior parte de $CH_4$ e $CO_2$. À medida que diminui o conteúdo dos compostos facilmente biodegradáveis, a matéria orgânica do lixiviado torna-se dominada por compostos recalcitrantes, já que a fracamente biodegradável passa por um lento processo de metabolização, formando moléculas complexas de alta massa molar, tais como ácidos húmicos e fúlvicos, com valores DBO/DQO próximos de 0,1. Na fase IV e V mais de 60% da DQO de lixiviados pode encontrar-se na forma de compostos húmicos (constituído por grande quantidade de átomos de C, H e S, e menores quantidades de grupos fenólicos). O decréscimo da concentração de AGV resultam em incremento do pH (acima de 7,0). A concentração de íons metálicos é geralmente baixa, devido ao decréscimo da solubilidade destes com o aumento do pH e às grandes quantidades de sulfetos ($S^{-2}$) que precipitam uma série de cátions inorgânicos. Metais e inorgânicos podem também ser complexados com a matéria orgânica. Esta fase pode se estender ao longo do tempo e continuar a produzir lixiviado após o aterro parar de receber RSU.

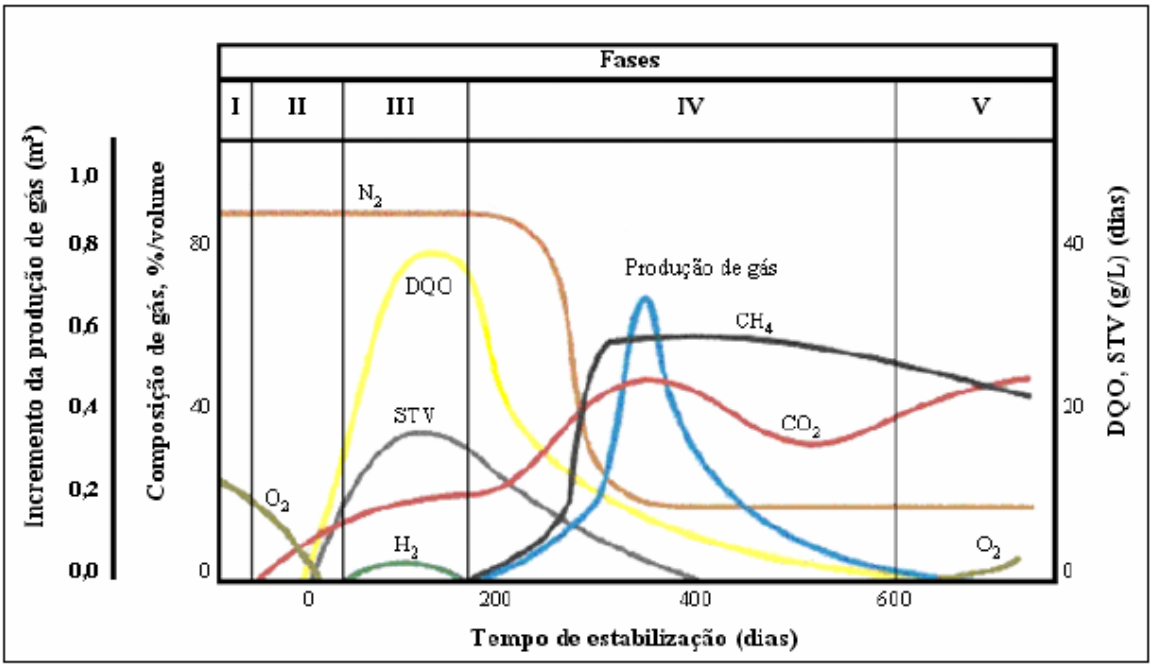



**Figura 3.1.** Fases de estabilização dos resíduos sólidos urbanos
Fonte: POHLAND e HARPER (1986)

### 3.4. Lixiviado de aterro sanitário

O lixiviado de aterro sanitário é uma matriz aquosa de extrema complexidade, um líquido escuro, de odor desagradável, produzido pela decomposição físico-química e biológica dos resíduos depositados em um aterro, que arrasta os produtos da degradação pela água de chuva e pela própria umidade contida nos resíduos. Apresenta em sua composição altos teores de compostos orgânicos e inorgânicos, na forma dissolvida e coloidal. Representa um risco de poluição, portanto, os aterros devem ser concebidos e operados para realizar sua coleta e tratamento. Para atingir esse objetivo, a vazão e as características do lixiviado devem ser estimadas, levando em consideração as mudanças que registram ao longo do tempo. Os fatores mais importantes que afetam a composição dos lixiviados são: *características do resíduo* (composição, granulométrica, umidade, idade do resíduo, pré-tratamento); *condições ambientais e variações climáticas* (geologia, regime pluviométrico, temperatura, clima); *características do aterro* (aspectos construtivos das células, balanço hídrico, grau de compactação dos resíduos, propriedades do terreno, recirculação, idade e fase de decomposição do aterro) e *grau de estabilização* (hidrólises, adsorção, biodegradação,

especiação, dissolução, diluição, redução, troca iônica, tempo de contato, partição, geração e transporte de gás), entre outras (CALLI et al., 2001; CHRISTENSEN et al., 2001; CINTRA et al., 2002; EL FADEL et al., 2002; KJELDSEN et al., 2002; KURNIAWAN et al., 2006; LOPEZ, 2005; RENOU et al., 2008).

### 3.4.1. Composição do lixiviado formado em aterro sanitário

As características e composição global do lixiviado são geralmente representadas através de análises físico-químicas e biológicas, com destaque para as variáveis: pH, Demanda Química de Oxigênio (DQO), Carbono Orgânico Total (COT), Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), nitrogênio total Kjeldhal (NKT), nitrogênio amoniacal ($N\text{-}NH_3$), alcalinidade, sólidos em suspensão e toxicidade. É importante destacar o uso das razões DBO/DQO, DQO/COT e $SO_4^{-2}$/Cl na caracterização, em função das mudanças que experimentam com as variações na composição do lixiviado. É possível classificar os poluentes presentes no lixiviado em quatro categorias: matéria orgânica dissolvida (ácidos graxos voláteis e compostos orgânicos mais refratários como ácidos húmicos e fúlvicos), macrocomponentes inorgânicos ($Ca_2^+$, $Mg_2^+$, $Na^+$, $K^+$, $NH_4^+$, $Fe_2^+$, $Mn_2^+$, $Cl^-$, $SO_4^{2-}$, $HCO_3^-$), compostos orgânicos xenobióticos originários de resíduos domésticos e químicos presentes em baixas concentrações (hidrocarbonetos aromáticos, fenóis, pesticidas etc.) e compostos encontrados em menor concentração ou traços inorgânicos (BAUN et al., 2004; CHRISTENSEN et al., 2001; CINTRA et al., 2002; CLEMENT et al., 1997; KARADAG et al., 2007; KJELDSEN et al., 2002; QASIM e CHIANG, 1994; RENOU, 2008; SISINNO et al., 2000). Na Tabela 3.4 pode se apreciar a ampla variabilidade na composição de lixiviados de aterros sanitários, entretanto a Tabela 3.5 mostra as características de diferentes lixiviados obtidas em várias pesquisas, onde se destacam as elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal e matéria orgânica.

De forma geral e dependendo da fase de estabilização dos RSU, lixiviados de aterros sanitários podem conter concentrações muito elevadas de matéria orgânica dissolvida e macrocomponentes inorgânicos. Entretanto, esses parâmetros mudam drasticamente na sua concentração quando o aterro alcança a fase de estabilização (CHRISTENSEN et al., 2001; CINTRA et al., 2002; QASIM e CHIANG, 1994; RENOU et al., 2008).

**Tabela 3.4.** Composição do lixiviado de aterros sanitários (valores em faixa)

| Parâmetro | Faixa |
|---|---|
| **pH** | 4,5 – 9 |
| **Condutividade Específica (µS/cm)** | 2500 – 35000 |
| **Sólidos Totais (mg/L)** | 2500 – 60000 |
| **Matéria Orgânica (mg/L)** | |
| **Carbono Orgânico Total (COT)** | 20 – 29000 |
| **Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO)** | 20 – 57000 |
| **Demanda Química de Oxigênio (DBO)** | 140 – 152000 |
| **Nitrogênio Orgânico** | 14 – 2500 |
| **Macrocomponentes Inorgânicos (mg/L)** | |
| **Fósforo Total** | 0,1 – 23 |
| **Cloretos** | 150 – 4500 |
| **Sulfatos** | 8 – 7750 |
| **$HCO_3^-$** | 610 – 7320 |
| **Sódio** | 70 – 7700 |
| **Potássio** | 50 – 3700 |
| **Nitrogênio Amoniacal** | 50 – 2200 |
| **Cálcio** | 10 – 7200 |
| **Magnésio** | 30 – 15000 |
| **Ferro** | 3 – 5500 |
| **Manganês** | 0,03 – 1400 |
| **Elementos Traços Inorgânicos (µg/L)** | |
| **Arsênico** | 0,01 – 1 |
| **Cádmio** | 0,0001 – 0,4 |
| **Cromo** | 0,02 – 1,5 |
| **Cobalto** | 0,005 – 15 |
| **Cobre** | 0,005 – 10 |
| **Chumbo** | 0,001 – 5 |
| **Mercúrio** | 0,00005 – 0,16 |
| **Níquel** | 0,015 – 13 |
| **Zinco** | 0,03 - 1000 |

Fonte: CHRISTENSEN et al., 2001

A concentração de alguns dos macrocomponentes inorgânicos em lixiviados depende, como no caso da matéria orgânica dissolvida, dos processos de estabilização dentro das células do aterro sanitário. Sendo as concentrações de cálcio, magnésio, ferro e manganês mais baixas durante a fase IV, devido ao incremento do pH e consequente aumento dos mecanismos de sorção e precipitação; assim como o menor teor de matéria orgânica dissolvida, o que pode favorecer o processo de complexação dos cátions. As concentrações de sulfato são também

mais baixas na fase IV devido à redução microbiana de $SO_4^{2-}$ a $S^{2-}$. Em geral, não se registram grandes tendências de diminuição com o tempo na concentração de outros macrocomponentes durante as fases de estabilização dos resíduos, em particular de cloreto, sódio e potássio, apenas uma pequena parte pode sofrer processos de sorção, complexação ou precipitação. No referente ao nitrogênio amoniacal, sua concentração se mantém elevada nas diferentes fases, oscilado entre 500 e 2000 mg/L, sem apresentar tendência decrescente com o tempo, sendo liberado a partir da degradação das proteínas que compõem os resíduos (AKERMAN, 2005; CHRISTENSEN et al., 2001).

Às concentrações de metais pesados podem variar significativamente. No entanto, são bastantes baixas na fase IV. Metais como mercúrio e cobalto são raros em lixiviados. Ferro e manganês geralmente não são considerados metais pesados e são tratados como macrocomponentes inorgânicos. A complexação dos metais pode ser com compostos orgânicos ou inorgânicos, e a proporção dependerá da composição do lixiviado. Uma parte significativa e altamente variável dos metais pesados pode estar associada às substâncias coloidais húmicas (CHRISTENSEN et al., 2001; CINTRA et al., 2002; DING et al., 2001; EL FADEL et al., 2002).

**Tabela 3.5.** Concentração de nitrogênio amoniacal e matéria orgânica em lixiviados

| **Referencia** | **$NH4^+$** | **DQO** | **DBO** | **$HCO_3^-$** | **pH** |
|---|---|---|---|---|---|
| | **$mgNH4^+/L$** | **$mgO_2/L$** | **$mgO_2/L$** | **$mgHCO_3^-/L$** | |
| KJELDSEN et al. (2002) | 50-2200 | 140-152000 | 20-57000 | - | 4,5-9 |
| KALYUZHNYI e GLADCHENKO (2004) | 780-1080 | 9660-20560 | - | - | 5,99-7,52 |
| LIANG et al. (2007) | 1600-3100 | 1500-16000 | - | 9200-17250 | 8,0-9,0 |
| BOHDZIEWICZ et al. (2008) | 750-840 | 2800-5000 | - | 5612-9638 | 8,0-8,9 |
| KULIKOWSKA et al. (2008) | 66-364 | 580-1821 | 76-701 | - | 7,29-8,61 |
| SPAGNI et al. (2008) | 167-1540 | 528-3060 | 30-1000 | 2135-9882 | 7,55-8,90 |
| SPAGNI et al. (2009) | 933-1406 | 1769-2623 | - | 5734-9882 | 7,93-8,23 |
| MONCLÚS et al. (2009) | 535-1489 | 810-2960 | 254-368 | 3353-8093 | - |

A Tabela 3.6 mostra as concentrações de compostos orgânicos xenobióticos frequentemente encontrados nos lixiviados de aterro sanitário, sendo os hidrocarbonetos aromáticos mononucleares (benzeno, tolueno, etilbenzeno, xileno) e hidrocarbonetos halogenados, tais como o tetracloroetileno e o tricloroetileno os mais comuns e também aqueles encontrados em maiores concentrações, além dos herbicidas. Grandes variações são observadas, refletindo diferenças nas práticas de disposição, composição e operação dos aterros sanitários. Entretanto, é esperada a redução na concentração de compostos nos lixiviados com o tempo, o qual depende da degradação de cada composto no aterro e da volatilização com o biogás, sendo difícil avaliar o tempo de ocorrência desses processos (CHRISTENSEN et al., 2001; EL FADEL et al., 2002; KURNIAWAN et al., 2006; LOPEZ, 2005; QASIM e CHIANG, 1994; RENOU et al., 2008).

**Tabela 3.6.** Concentrações dos compostos orgânicos xenobióticos encontrados com maior frequência em lixiviados de aterros sanitários

| Composto | FAIXA |
|---|---|
| **Hidrocarbonetos Aromáticos (µg/L)** | |
| **Benzeno** | 1 – 1630 |
| **Tolueno** | 1 – 12300 |
| **Xileno** | 4 – 3500 |
| **Etilbenzeno** | 1 – 1280 |
| **Tri-metil-benzeno** | 4 – 250 |
| **Naftaleno** | 0,1 – 260 |
| **Hidrocarbonetos Halogenados (µg/L)** | |
| **Clorobenzeno** | 0,1 – 110 |
| **1,2-Diclorobenzeno** | 0,1 – 32 |
| **1,4-Diclorobenzeno** | 0,1 – 16 |
| **1,1,1-Triclorobenzeno** | 0,1 – 3810 |
| **Tricloroetileno** | 0,7 – 750 |
| **Tetracloroetileno** | 0,1 – 250 |
| **Compostos Fenólicos (µg/L)** | |
| **Fenol** | 1 – 1200 |
| **Cresóis** | 1 – 2100 |
| **Outros (µg/L)** | |
| **Dietilftalato** | 10 - 660 |
| **Di-n-butilftalato** | 5 – 15 |
| **Tetrahidrofurano** | 9 - 430 |
| **Tri-n-butilfosfato** | 1,2 - 360 |

Fonte: CHRISTENSEN et al., 2001

### 3.4.2. Classificação do lixiviado de Aterro Sanitário

O lixiviado produzido nos diferentes aterros experimenta significativas variações na sua composição em função da idade do aterro, relacionado ao estado de degradação dos resíduos aterrados, pelo qual é considerado o parâmetro de classificação mais aceito para os lixiviados (CALLI et al., 2005; CHRISTENSEN et al, 1998; BRAIG et al., 1999; HARMSEN et al., 1983; KJELDSEN et al., 2002; KLIMIUK e KULIKOWSKA, 2006; RENOU, 2008; TENGRUI et al., 2007).

O lixiviado, em função dos valores de pH e das razões DBO/DQO e DQO/COT, pode ser classificado como novo (jovem), intermediário e estabilizado (velho, maduro). Quanto maiores os valores das razões DBO/DQO e DQO/COT, maior é a quantidade de bactérias aeróbias e facultativas, o que é observado em aterros recentes. Na Tabela 3.7 pode ser observada a classificação dos lixiviados relacionados à idade do aterro, deixando evidente a grande variação da composição do lixiviado devido às fases de estabilização da matéria orgânica presente nos resíduos sólidos (BARLAZ et al., 2002; BRAIG et al., 1999; CALLI et al., 2004; FADEL et al., 2002; FAN et al., 2006; LOPEZ, 2005; SPAGNI; 2009)

**Tabela 3.7.** Classificações dos lixiviados relacionados à idade do aterro

| Características | Novo | Intermediário | Velho |
|---|---|---|---|
| **Idade (anos)** | < 5 | 5 – 10 | >10 |
| **pH** | 6,5 | 6,5 – 7,5 | >7,5 |
| **DQO (mg/L)** | > 10000 | 4000 – 10000 | <4000 |
| **DBO/DQO** | > 0,3 | 0,1 – 0,3 | <0,1 |
| **Compostos Orgânicos** | 80% ácidos graxos voláteis (AGV) | 5-30% AGV + ácidos húmicos e fúlvicos | Ácidos húmicos e fúlvicos |
| **Metais Pesados** | Baixo-médio | | Baixa |
| **Biodegradabilidade** | Alta | Média | Baixa |

Fonte: RENOU et al., 2008

Lixiviados recentes ou novos (fase III) apresentam valores de DQO, DBO e COT altos, já que predominam compostos orgânicos simples e de alta solubilidade, principalmente ácidos graxos voláteis, os quais favorecem a solubilização de materiais inorgânicos. Desta forma, em

lixiviados novos, podem ser detectadas maiores concentrações dos materiais inorgânicos, ferro, manganês, zinco, cálcio e magnésio. O meio ácido também favorece o aparecimento de maus odores, com a liberação de gás sulfídrico, amônia e outros gases. Já um lixiviado antigo apresenta valor de pH, comumente, na faixa entre 6,5 e 7,5 e baixa relação DBO/DQO, o que sugere um lixiviado com baixas concentrações de ácidos graxos e quantidades relativamente altas de combinações entre ácidos húmicos e fúlvicos (AKERMAN, 2005; CHRISTENSEN et al., 2001; D'ALMEIDA e VILHENA, 2000; LOPEZ, 2005; MARAÑON et al., 2008; SILVA, 2002).

É importante ressaltar que a maior parte do nitrogênio presente no lixiviado bruto está na forma amoniacal. AKERMAN (2005) relata que a concentração do nitrogênio no lixiviado não é particularmente dependente da fase de degradação em que o resíduo sólido está submetido. Nas fases de formação de ácidos simples e metanogênica, a maioria dos lixiviados de aterros sanitários contém elevadas concentrações de nitrogênio, principalmente na forma de íon amônio. Na Tabela 3.8 pode ser observada a evolução de algumas variáveis em função da fase de decomposição dos resíduos depositados.

**Tabela 3.8.** Evolução das variáveis em função da fase de decomposição dos resíduos depositados nas células de aterros sanitários

| Parâmetro | Fase Acetogênica | | Fase Metanogênica | |
|---|---|---|---|---|
| | **Faixa** | **Média** | **Faixa** | **Média** |
| **pH** | 4,5 – 7,5 | 6,1 | 7,5 – 9,0 | 8,0 |
| **DBO** | 4 - 40000 | 13000 | 20 - 550 | 180 |
| **DQO** | 60 - 60000 | 22000 | 500 - 4500 | 3000 |
| **DBO/DQO** | - | 0,58 | - | 0,06 |
| **Sulfato** | 70 - 1750 | 500 | 10 - 420 | 80 |
| **Cálcio** | 10 - 2500 | 1200 | 20 - 600 | 60 |
| **Magnésio** | 50 - 1150 | 470 | 40 - 350 | 180 |
| **Ferro** | 20 - 2100 | 780 | 3 - 250 | 15 |
| **Manganês** | 0,3 - 65 | 25 | 0,03 - 15 | 0,7 |
| **Zinco** | 0,1 - 120 | 5,0 | 0,03 - 4 | 0,6 |

Valores em (mg/L), exceto pH e DBO/DQO
Fonte: KJELDSEN et al., 2002

### 3.5. Tratamento de lixiviado de aterro sanitário

O tratamento de lixiviados de aterro tem recebido uma significativa atenção nos últimos anos, visando principalmente à redução das concentrações de matéria orgânica e de nitrogênio amoniacal, pois normalmente são esses os seus constituintes que se apresentam mais concentrados e têm sido identificados por diversos pesquisadores como os que podem causar maiores efeitos adversos. O maior problema reside em que vem sendo empregados nos projetos de sistemas de tratamento de lixiviados parâmetros de esgoto doméstico, muito embora se saiba que estes apresentam características distintas. Como consequência, as estações de tratamento têm sua capacidade subestimada e de baixa eficiência. Hoje em dia a tendência é instalar sistemas de tratamento no local onde o processo é desenvolvido e adaptado para tratar o lixiviado de forma eficiente (AHN et al., 2002; BARLA et al., 2002; CHIANG et al., 2001; KARADAG et al., 2007; LIN AND CHANG, 2000; LOPEZ, 2005; PARK et al., 2001; UYGUR e KARGI, 2004; WICHITSATHIAN et al., 2007).

São aplicados tratamentos biológicos e físico-químicos, tais como: sistemas de degradação aeróbios (lodos ativados, biodiscos, lagoas) e anaeróbios, oxidação química, precipitação química, coagulação-floculação, adsorção em carvão ativado e processos fundamentados no uso de membranas. Entretanto, deve ser considerada a combinação de tecnologias em unidades de vários estágios no tratamento de efluentes cuja composição varia ao longo dos anos como no caso de lixiviados de aterro sanitário (AMOKRANE *et al*., 1997, OZTURK et al., 2003; QASIM e CHIANG, 1994; WANG et al., 2002; WISZNIOWSKI et al., 2006). Embora durante a pesquisa tenha se estudado a aplicabilidade dos processos de nitritação e desnitritação biológica e físico-químicos de coagulação, floculação e adsorção, devido à falta de literatura nacional, foi elaborada uma revisão que mostra um panorama geral das tecnologias usadas no tratamento de lixiviados de aterro sanitário.

#### 3.5.1. Sistemas de tratamento fundamentados em métodos físicos e físico-químicos

O tratamento de lixiviados de aterro sanitário por processos físico-químicos é comum devido às limitações impostas pelas características deste tipo de água residuária, em particular de

lixiviados estabilizados, com elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal e matéria orgânica biorefratária. Podem ser aplicados como pré-tratamento para aumentar a eficiência do tratamento biológico, ou como pós-tratamento, para a remoção de compostos refratários, (como ácidos húmicos - AH e ácidos fúlvicos – AF), cor e sólidos em suspensão (TATSI, et al., 2003; WISZNIOWSKI, et al., 2006).

Entretanto, a aplicação deste tipo de processo pode promover a eliminação de outros poluentes, dependendo do tipo de tecnologia aplicada. Em termos de remoção de nitrogênio amoniacal, pode ser por adsorção em carvão ativado (ABDUL AZIZ et al., 2004); filtração por membranas (DI PALMA et al., 2002; OZTURK et al., 2003), precipitação química (Li et al., 2001; ALTINBAS et al., 2002; ZHANG et al., 2009), arraste da amônia (CHEUNG et al., 1997; MARTTINEN et al., 2002; OZTURK et al., 2003; CALLI et al., 2005), coagulação-floculação, oxidação, evaporação, processos oxidativos avançados, entre outros (AZIZ et al. 2007; OZTURK et al., 2003; RENOU et al., 2008; WISZNIOWSKI et al. 2006).

#### 3.5.1.1. Coagulação – Floculação - Sedimentação

A técnica de tratamento físico-químico por coagulação-floculação-sedimentação, amplamente utilizada em sistemas de abastecimento de água e no tratamento de efluentes urbanos e industriais, também tem sido estudada como alternativa para o tratamento de lixiviado de aterros sanitários. As partículas coloidais, substâncias húmicas e microrganismos em geral apresentam carga negativa na água. Quando duas partículas coloidais se aproximam, devido ao movimento browniano que as mantém em constante movimento, atua sobre elas forças de atração (Forças de Van der Waals) e forças de repulsão (devido à força eletrostática ou da dupla camada elétrica), impedindo a agregação entre as partículas e a consequente formação de flocos. Entretanto, lixiviados de aterro, devido às elevadas dosagens requeridas de produto químico, formam precipitados de óxidos de ferro ou alumínio, onde a matéria orgânica e metais são adsorvidos. Esses fenômenos serão explicados nos itens 3.5.1.2 e 3.5.1.4 (DI BERNARDO e DANTAS, 2005; FELICI, 2010).

A adição de agentes ao lixiviado, seguida de mistura e separação de fases, pode ser empregado como pré-tratamento de processos de osmose reversa ou biológicos ou como

polimento final do tratamento biológico. A ação dos reagentes pode resultar em remoção de sólidos em suspensão, metais pesados e matéria orgânica recalcitrante, sendo comumente usados como coagulantes: sulfato de alumínio, cloreto férrico, hidróxido de sódio e polímeros. Vários estudos têm relatado a eficiência do processo na remoção de AH de lixiviados estabilizados, apresentando resultados interessantes ao variar o tipo de coagulante, faixa de pH e condições de mistura (gradientes e tempo de detenção). Os valores de remoção de AH chegam a 85%, sendo mais eficiente o uso de sais de ferro que os de alumínio.

**Tabela 3.9.** Tratamento de lixiviados através do processo de coagulação - floculação

| **Referencia** | **Coagulante/ Dosagem (g/L)** | **Concentração inicial no lixiviado (mg/L)** | | | | **Remoção (%)** |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | **DQO** | **DBO** | **DBO/ DQO** | **pH** | **DQO** |
| AMOKRANE et al. (1997) | $FeCl_3$-2,0<br>$Al_2(SO_4)_3$-0,9 | 4100 | 200 | 0,05 | 4,5-5,0 | 55 |
| DIAMADOPOULOS (1994) | $FeCl_3$-0,8<br>$Al_2(SO_4)_3$-0,4 | 5690 | 2215 | 0,10 | 4,8 | 56 |
| TATSI et al. (2003) | $FeCl_3$-1,5<br>$Al_2(SO_4)_3$-1,5 | 5350<br>5350 | 1050<br>1050 | 0,20<br>0,20 | 10,0<br>10,0 | 80<br>38 |
| KARGI et al. (2003) | $Ca(OH)_2$-2,0 | 7000 | - | - | 12,0 | 86 |
| LI et al. (2009) | $FeSO_4 \cdot 7H_2O$-0,8 | 640 | 30 | - | 7,0 | 63 |
| LABANOWSKI et al. (2010) | $FeCl_3$-0,5 | 380 | 70 | 0,18 | 7,2 | 70 |

É importante destacar que a eficiência depende de um número de fatores como natureza e dose do coagulante, ajuste do pH, idade do lixiviado e uso do processo como etapa de pré ou pós-tratamento. Sínteses de alguns trabalhos são reportados na Tabela 3.9 e revelam claramente que os sais de ferro são mais eficientes que os de alumínio, resultando em redução de até 50% da DQO, enquanto que os valores correspondentes no caso do alumínio ou cal foram moderados (entre 10 e 40%). A combinação de coagulantes ou adição de floculantes em conjunto com coagulantes podem aumentar a velocidade de sedimentação e o desempenho do processo. No entanto, apresentam como desvantagem o elevado volume de lodo produzido,

além do possível aumento na concentração de alumínio ou ferro na fase líquida que pode contribuir com o aumento da toxicidade (AMOKRANE et al., 1997; KURNIAWAN et al., 2006; LOIZIDOU et al., 1992; LABANOWSKI et al., 2010; LI et al., 2009; RENOU et al., 2008; SILVA et al., 2004).

#### 3.5.1.2. Precipitação química

Devido a sua efetividade, a simplicidade do processo e baixo custo do equipamento empregado, a precipitação química tem sido utilizada como pré-tratamento de lixiviados, visando principalmente à remoção de compostos orgânicos recalcitrantes, nitrogênio amoniacal e metais pesados. Esse método envolve a adição de produtos químicos que promovem a remoção de substâncias em suspensão, transformando as na fase sólida insolúvel (LI et al, 1999; ALTINHAS et al., 2002; METCALF e EDDY, 2003¸ OZTUK et al., 2003).
De acordo com KURNIAWAN et al., (2006), o método de precipitação química usualmente utiliza como reagentes: fosfato de amônio e magnésio, também conhecido como 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) 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 (Equação 3.1).

(3.1)

O PAM é um cristal branco, com estrutura cristalina ortorrômbica e de baixa solubilidade (0,0023 g/100 g.$H_2O$). Sua precipitação é controlada pelo pH, condições de supersaturação, temperatura, além da presença de impurezas no meio, como íons cálcio. 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 (CALLI, 2005; KIM et a.l, 2007; LI et al., 1999; ULUDAG-DEMIRER et a.l, 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 recalcitrante (KURNIAWAN et al., 2006). Resultados apresentados por LIX et al., (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.

Outra possibilidade é o emprego da cal: óxido de cálcio (CaO), hidróxido de cálcio ($Ca(OH)_2$) e a cal dolomítica. 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. A cal hidratada é o nome genérico de todas as formas de hidratos; a 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 (LI et al., 2001; KURNIAWAN et al., 2006; REBELATTO, 2006; SEMERJIAN e AYOUB, 2003). A Equação 3.2 apresenta o mecanismo de remoção do metal pela precipitação química, onde $M^{2+}$ e $OH^-$ representam os íons metálicos dissolvidos e o agente precipitante, respectivamente, enquanto $M(OH)_2$ é o insolúvel hidróxido metálico.

(3.2)

O hidróxido de cálcio pode ser usado tanto na forma de suspensão quanto em solução. Alguns autores utilizaram este no tratamento primário de lixiviados estabilizados provenientes de diferentes aterros (CECEN e GURSOY, 2000; GIORDANO, 2003; RENOU et al., 2008). A concentração de hidróxido de cálcio, a velocidade de agitação, o tempo de agitação e a sedimentação 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, 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. 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 deste último. A Tabela 3.10 resume alguns resultados obtidos no tratamento de lixiviados de aterro por precipitação química (KURNIAWAN et al., 2006; SEMERJIAN e AYOUB, 2003; TATSI et al., 2003).

**Tabela 3.10.** Tratamento de lixiviados de aterro sanitário aplicando precipitação química

| Referencia | DQO (mg/L) | DBO/DQO | pH | Agente precipitante | Remoção (%) |
|---|---|---|---|---|---|
| LI et al. (1999) | 7511 | 0,19 | 8,22 | $MgCl_2 \cdot 6(H2O)$ $+Na_2HPO_4 \cdot 12(H2O)$ ($Mg:NH_4:PO_4$ = 1:1:1) | 53 DQO 98 $N\text{-}NH_4^+$ |
| LI e ZHAO (2001) | 65-1047 | - | 7,99-8,52 | $MgCl_2 \cdot 6(H2O)$ $+Na_2HPO_4 \cdot 12(H2O)$ ($Mg:NH_4:PO_4$ = 1:1:1) | 98 $N\text{-}NH_4^+$ |
| OZTURK et al. (2003) | 35000-50000 | 0,5-0,6 | 5,6-7,0 | Struvita ($Mg:NH_4:PO_4$ = 1:1:1) | 50 DQO 90 $N\text{-}NH_4^+$ |
| CALLI et al. (2005) | 47800 | 0,6 | 9,0 | Struvita ($Mg:NH_4:PO_4$ = 1:1:1) | 53 DQO 98 $N\text{-}NH_4^+$ |
| KIM et al. (2007) | 1300-1800 | - | 7,20-8,70 | Struvita ($Mg:NH_4:PO_4$ = 1:1:1) | 90 $N\text{-}NH_4^+$ |
| RIU et al. (2007) | 221-440 | - | 9,0 | Struvita ($Mg:NH_4:PO_4$ = 1:1:1) | 89 $N\text{-}NH_4^+$ |
| BAIG et al. (2009) | 1585 | 0,07 | 8,20 | $Ca(OH)_2$ | 27 DQO |
| DI LACONI et al. (2010) | 2800 | 0,15 | 8,50 | Struvita ($Mg:NH_4:PO_4$ = 1:1:1) | 90 $N\text{-}NH_4^+$ |

### 3.5.1.3. Arraste com ar (stripping)

O processo de *stripping* é empregado na remoção de $NH_3$-N de lixiviado de aterro sanitario, onde elevados níveis de nitrogênio amoniacal são normalmente encontrados, para o qual é necessário elevar o pH do meio, de modo que favoreça a tranformação do íon amônio em amônia livre. 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. O princípio do método é a transferência de fases de um meio líquido para um gasoso. É

de aplicação generalizada na indústria química, na indústria do petróleo, petroquímica, alimentícia e em equipamentos de controle de poluição (CALLI et al., 2005; KURNIAWAN, 2006; KURNIAWAN et al., 2006; MARTTINEN et al., 2002; UYGAR e KARGI, 2004).

O processo considera que nas águas residuárias, o íon amônio se encontra em equilíbrio com a amônia, conforme apresentado na reação 3.3.

(3.3)

Para águas residuárias com pH superior a 7, o equilíbrio da Equação 3.3 se desloca para a esquerda e o íon amônio ($NH_4^+$) se converte em gás amônia. O deslocamento do equilíbrio da reação da direita para a esquerda, depende do pH e portanto, quanto mais elevado for este, maior será o percentual de amônia. No caso de lixiviados de aterro sanitário, os requerimentos para o acréscimo do pH dependerá do tipo de lixiviado, por exemplo, cerca de 0,5 Kg.alcalinizante/$m^3$ podem ser requeridos no processo de stripping para lixiviados em fase metanogênica, enquanto que até 6 Kg.alcalinizante/$m^3$ para lixiviados em face acetogênica (KURNIAWAN, 2006; KURNIAWAN et al., 2006; RENOU et al., 2008).

O processo é uma reação de primeira ordem, o que significa que a taxa de transferência de massa de líquido para gás depende da concentração inicial de amoníaco. Normalmente, é realizado em torres, onde a razão entre as quantidades de ar e de lixiviado afeta o desempenho do tratamento. Portanto, quanto maior a proporção, mais eficiente o processo. O efluente tratado geralmente requer ser neutralizado com ácido antes da descarga. A quantificação percentual das frações do íon amônio e do gás amônia presente nas águas residuárias pode ser determinada aplicando-se a equação 3.4 (CHEUNG et al.,1997; EPA, 2000; KARGI e PAMUKOGLU, 2004; MARTTINEN et al., 2002; PI et al., 2009).

(3.4)

Trabalhando-se com as constantes de dissociação da base e da água, a Equação 3.4 poderá ser representada pela Equação 3.5.

(3.5)

Onde:

Kb: constante de dissociação.

Kw: constante de ionização.

$NH_3$: gás amônia (%).

[H]: concentração de hidrogênio.

Como mostra a Tabela 3.11, estudos atestam remoção de aproximadamente 95% da concentração de amônia presente no lixiviado, utilizando-se a técnica de *stripping* em meio alcalino. Quando empregado para remoção de amônia, apresenta diversas dificuldades para ser utilizado: elevado custo de operação (devido ao alto consumo de energia elétrica), liberação de amônia para a atmosfera e, em casos onde a cal é utilizada para aumentar o pH, entupimento de tubulações pela formação de carbonato de cálcio. Embora este tipo de tratamento esteja entre os métodos físico-químicos mais citados na literatura, este tipo de processo só deveria ser utilizado com o adequado tratamento do $NH_3$ liberado (COTMAN et al., 2010; EPA, 2000).

**Tabela 3.11.** Tratamento de lixiviados de aterro sanitário aplicando arraste com ar

| Referencia | Agente químico para ajuste do pH | Dosagem (g/L) | N-$NH_3$ inicial (mg/L) | pH | Remoção (%) |
|---|---|---|---|---|---|
| DIAMADOPOULO (1994) | $Ca(OH)_2$ | 3,1 | 2215 | 11,5 | 95 |
| CHEUNG et al., (2007) | $Ca(OH)_2$ | 10 | 500 | 11,0 | 90 |
| MARTTINEN et al., (2002) | $Ca(OH)_2$ | - | 220 | 11,0 | 89 |
| OZTURK et al. (2003) | $Ca(OH)_2$ | 8,0 | 1025 | 11,0 | 85 |
| CALLI et al. (2005) | $Ca(OH)_2$ | 11,0 | 3260 | 11,0 | 94 |
| PI et al., (2009) | Ca(OH)2 | - | 1869 | 11,0 | 89 |
| COTMAN et al. (2010) | NaOH | - | 1445 | 11,0 | 96 |
| GUO et al., (2010) | $Ca(OH)_2$ | - | 1375 | 11,0 | 97 |

### 3.5.1.4. Adsorção

O fenômeno da adsorção é conhecido desde o século XVIII, quando se observou que certa espécie de carvão retinha em seus poros grandes quantidades de vapor d'água, o qual era liberado quando submetido ao aquecimento. Nas últimas décadas, com o avanço das pesquisas e do conhecimento na área, bem como o acentuado desenvolvimento registrado na petroquímica, a adsorção passou a ser utilizada como uma operação unitária importante dentro da engenharia química. Atualmente, a adsorção é aplicada em processos de purificação e separação, apresentando-se como uma alternativa importante e economicamente viável em muitos casos. É um fenômeno de superfície no qual ocorre transferência de massa de um composto da fase líquida para a sólida, permanecendo ligado por interações físicas ou químicas, podendo ser reversível ou irreversível e está relacionado à área disponível do adsorvente, ao pH, à temperatura, a intensidade iônica e a natureza química do adsorvente e do adsorvato (CENDOFANTI, 2005; COELHO e VAZZOLER, 2005; GOLIN, 2002; MAIA, 2012). O processo ocorre em três etapas:

**1.** Macrotransporte: Movimento das partículas da solução até a interface do meio adsorvente através da convecção e difusão.

**2.** Microtransporte: Difusão do material orgânico nos sítios de adsorção nos microporos e submicroporos do adsorvente.

**3.** Sorção: fixação das partículas solúveis aos sítios do adsorvente por forças fracas (adsorção física) ou fortes (adsorção química).

Desta forma, a adsorção está intimamente ligada à tensão superficial das soluções e a intensidade deste fenômeno depende da temperatura, da natureza e da concentração da substância adsorvida (o adsorvato), da natureza e estado de agregação do adsorvente (o sólido finamente dividido) e do fluido em contato com o adsorvente (o adsortivo); além das características da fase líquida, como pH, viscosidade e temperatura. A capacidade adsorvente depende da distribuição e volume de poros e também da superfície. Estes são importantes para controlar o acesso do adsorvato para a superfície interna de um adsorvente (CRISPIM, 2009; FOO e HAMEED, 2009; HAGHSERESHT et al., 2002; MAIA, 2012).

Classificam-se os fenômenos adsortivos quanto às forças responsáveis, em dois tipos: adsorção química e adsorção física. Na primeira ou quimiosorção, ocorre efetiva troca de elétrons entre o sólido e a molécula adsorvida, ocasionando as seguintes características:

formação de uma única camada sobre a superfície sólida, irreversibilidade e liberação de uma quantidade de energia considerável (da ordem de uma reação química). Por este motivo, este tipo de adsorção é favorecido por uma diminuição de temperatura e também por um aumento de pressão. A catálise heterogênea geralmente envolve adsorção química dos reagentes. No caso da adsorção física ou fisiosorção, o fenômeno é reversível e observa-se normalmente, a deposição de mais de uma camada de adsorvato sobre a superfície adsorvente. As forças atuantes na adsorção física são idênticas às de coesão, as de Van der Waals, que operam em estados líquido, sólido e gasoso, onde a natureza do adsorvente não é alterada. As energias liberadas são relativamente baixas e se atinge rapidamente o equilíbrio (CAVALCANTE JR., 1998; FOO e HAMEED, 2009; GOTVAJN et al., 2009; MAIA, 2012; NOOTEN et al., 2008). Devido à grande área de superfície (500-1500 $m^2/g$), a adsorção por meio do emprego de carvão ativado granular (CAG) e carvão ativado em pó (CAP) vêm sendo empregada na remoção de poluentes orgânicos e inorgânicos dos lixiviados, integrado como um estágio aos tratamentos físicos, químicos e biológicos ou simultaneamente no processo biológico, registrando uma remoção de DQO e nitrogênio amoniacal entre 50 a 70%. Outros materiais adsorventes estão sendo testados para melhorar o desempenho do tratamento como é o caso de zeolitas e da alumina ativada. Na Tabela 3.12, podem-se observar os resultados da aplicação deste processo no tratamento de lixiviados (AMOKRANE et al., 1997; FOO e HAMEED, 2009; GEENENS et al., 2001; KARGI e PAMUKOGLU, 2003; KURNIAWAN et al., 2006; LOUKIDOU e ZOUBOULIS, 2001; RENOU, 2008; WISZNIOWSKI et al., 2006).

**Tabela 3.12.** Tratamento de lixiviados de aterro sanitário aplicando processos de adsorção

| Referencia | Agente adsorbente | DQO inicial (mg/L) | Remoção (%) |
|---|---|---|---|
| DIAMADOPOULO (1994) | CAP | 5690 | 95 |
| IMAI et al., (1995) | CAG | 221 | 93 |
| MORAWE et al., (1995) | CAG | 879-940 | 91 |
| FETTIG et al., (1996) | CAG | 640 | 90 |
| IMAI et al., (1998) | CAP | 108 | 89 |
| WELANDER et al., (1998) | CAP | 800-2000 | 96 |
| ZAMORA et al., (2000) | CAG | 940 | 91 |

**Cont. Tabela 3.12.** Tratamento de lixiviados de aterro sanitário aplicando processos de adsorção

| Referencia | Agente adsorbente | DQO inicial (mg/L) | Remoção (%) |
|---|---|---|---|
| HEAVY (2003) | CAP | 625 | 69 |
| KARGI e PAMUKOGLU (2003) | CAP | 9500 | 38 |
| AZIZ et al., (2004) | CAP | 1533-2580 | 90 |
| CECEN e AKTAS (2004) | CAP | 10750-18420 | 65 |
| KARGI e PAMUKOGLU (2004) | CAP | 7000 | 90 |
| RODRIGUEZ et al., (2004) | CAG | 716-1765 | 85 |
| AGHAMOHAMMADI et al. (2007) | CAP | >10000 | 49 |
| SONG et al. (2009) | CAG | 4000-10000 | 25 |

Os dados de equilíbrio num processo de adsorção são, em geral, apresentados na forma de isotermas, ou seja, informações da quantidade no adsorvente em função da concentração do deste no equilíbrio. A forma das isotermas é a primeira ferramenta experimental para conhecer o tipo de interação entre o adsorvato e o adsorvente. Os estudos de adsorção em condições estáticas complementam-se com estudos de cinética de adsorção para determinar a resistência à transferência de massa e o coeficiente efetivo da difusão, assim como estudos de adsorção em coluna (CASTILLA, 2004; ROOSTEI e TEZEL, 2003).

A Figura 3.2 mostra a classificação das isotermas em cinco diferentes tipos, que associam a sua forma às dimensões dos poros.

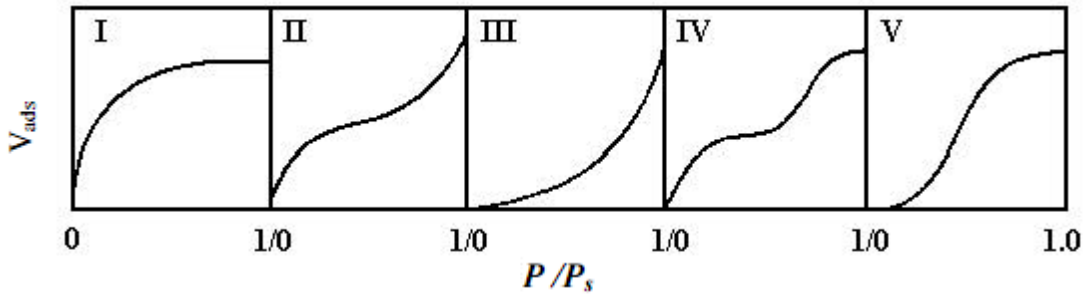



**Figura 3.2.** Classificação dos diferentes tipos de isoterma de adsorção
Fonte: MAIA (2012)

A seguir estão detalhados os cinco tipos de isotermas supracitados:

**Tipo I:** caracteriza sólidos com microporosidade, havendo formação de uma única camada de moléculas adsorvidas na superfície do adsorvente.

**Tipos II e IV:** ocorrem em sólidos não porosos ou com poros no intervalo entre Mesoporos e Macroporos. Caracterizam a progressão da adsorção de monocamada para multicamada.

**Tipos III e V:** em sistemas onde as interações entre as moléculas de adsorvato forem intensas, maiores que com o próprio sólido.

Para CASTILLA (2004), existem cinco diferentes tipos de isotermas, das quais as mais comumente encontradas a partir das soluções aquosas em materiais carbonosos estão descritos na Figura 3.3.

Dentre os modelos matemáticos das isotermas usadas em sistemas líquidos, as principais são: Isoterma de Langmuir e Isoterma de Freundlich. O modelo proposto por Langmuir assume adsorção em monocamada sobre a superfície do adsorvente. É derivada a partir das seguintes considerações teóricas, assumindo que: as superfícies são homogêneas; todos os sítios ativos têm igual afinidade pelo adsorvato; todas as moléculas são adsorvidas sobre um número fixo e bem definido de sítios; cada sítio pode ser ocupado por apenas uma molécula; a energia de adsorção é equivalente para todos os sítios; quando uma molécula encontra-se adsorvida, não há interações desta com as adsorvidas em sítios vizinhos; um número limitado de sítios do adsorvente é ocupado pelo soluto. A isoterma de adsorção de Langmuir é definida pelas seguintes expressões (Equações 3.6 e 3.7):

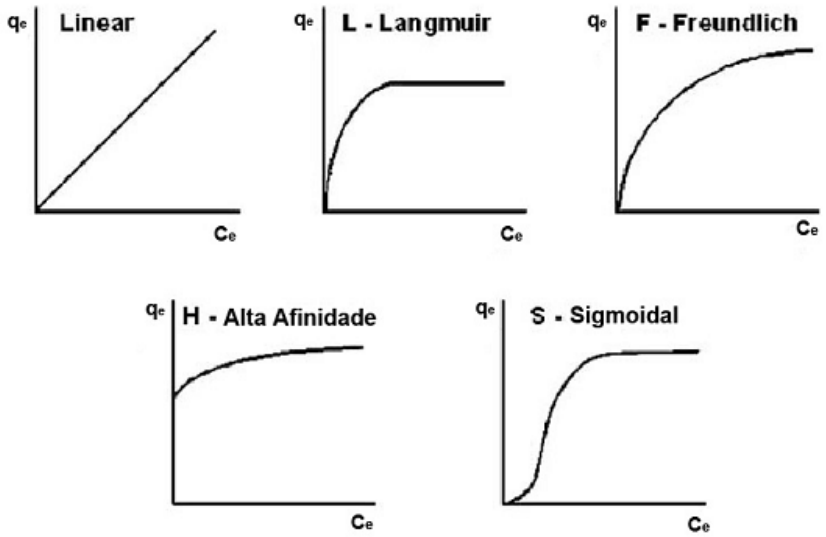



**Figura 3.3.** Isotermas de adsorção mais comuns encontradas a partir de soluções aquosas em materiais carbonosos. Fonte: CASTILLA (2004).

(3.6)

(3.7)

Onde:

**qe:** Massa do adsorvato adsorvida por unidade de massa do adsorvente (mg/g)

**Ce:** Concentração, no equilíbrio, do adsorvato em solução (mg/L)

**Qmax:** Constante empírica que indica a capacidade de adsorção na monocamada (mg/g)

**b:** Constante relacionada à energia livre de adsorção.

O modelo empírico de Freundlich (1962) é usada para diversas combinações de adsorvato-adsorvente, sendo que apresentam bons resultados em superfícies heterogêneas como os carvões ativados. Além de descrever com muita precisão os dados de ensaios de adsorção, descreve também o equilíbrio em superfícies heterogêneas (AGHAMOHAMMADI et al., 2007; AZIZ et al., 2011; BORGES e FREITAS, 2009 DINESH e PITTMAN, 2006), não assumindo a adsorção em monocamada. A expressão proposta por Freundlich, é a (3.8) ou na forma logarítmica (3.9):

(3.8)

(3.9)

Sendo:

**qe:** Quantidade do adsorvato por unidade de adsorvente (mg/g ou mol/g)

**Ce:** Concentração do adsorvato no equilíbrio (mg/L ou mol/L)

**Kad e n:** Coeficientes a serem determinados empiricamente. Kad está relacionado à capacidade de adsorção do adsorvato pelo adsorvente, enquanto n depende das características da adsorção.

### 3.5.1.5. Oxidação química

Aplicado no tratamento de águas residuárias contendo substâncias solúveis de difícil biodegradação e/ou tóxicas, sendo usados comumente oxidantes como o ozônio e permanganato de potássio no tratamento de lixiviados, resultando em remoção da DQO em torno de 20-50% (ABDULHUSSAIN et al., 2009).

Processos oxidativos avançados (POA) têm sido propostos nos últimos anos como uma alternativa eficaz na mineralização dos compostos orgânicos recalcitrantes do lixiviado. O processo POA envolve a geração de espécies transitórias de elevado poder oxidante, dentre as quais se destaca o radical hidroxila ($^{\bullet}OH$). Este radical apresenta alto poder oxidante e baixa seletividade, possibilitando a transformação de um grande número de contaminantes tóxicos, em tempos relativamente curtos. A maior parte dos POA´s a exceção da ozonização. ($O_3$) emprega combinações de oxidantes fortes (por exemplo: $O_3$ e $H_2O_2$) ou irradiação (por exemplo: radiação ultravioleta (UV), ultrasom) e catalisadores. A elevada eficiência destes processos pode ser atribuída a fatores termodinâmicos e cinéticos, favorecidos pela elevada velocidade das reações radicalares (ABDULHUSSAIN et al., 2009; KUNZ e PERALTA-ZAMORA, 2002; MALATO et al., 2002;).

A oxidação de compostos orgânicos (representados por RH, RX e PhX) pelo radical hidroxila ocorre segundo três mecanismos básicos: abstração de prótons, transferência de elétrons e adição radicalar (Equações 3.10, 3.11 e 3.12), respectivamente:

(3.10)

(3.11)

(3.12)

A literatura apresenta um grande número de processos que pode ser utilizado para geração *in situ* de radical hidroxila e a Tabela 3.13 indica os processos que envolvem o uso de ozônio, peróxido de hidrogênio/radiação ultravioleta, semicondutores e reagente de Fenton (ABDULHUSSAIN et al., 2009).

**Tabela 3.13.** Sistemas mais explorados para a produção de radical hidroxila

| Sistemas Homogêneos | | Sistemas Heterogêneos | |
|---|---|---|---|
| **Com irradiação** | **Sem irradiação** | **Com irradiação** | **Sem irradiação** |
| $O_3$/UV | $O_3/OH^-$ | Sc/$O_2$/UV | |
| $H_2O_2$/UV | $O_3$/ $H_2O_2$ | Sc/ $H_2O_2$/UV | Eletro-Fenton |
| $H_2O_2/Fe^{+2}/UV_{(VIS)}$ | $H_2O_2$/ $Fe^{+2}$ | | |

Sc: semicondutor (ZnO, $TiO_2$, por exemplo)
Fonte: ABDULHUSSAIN et al., 2009

Dentre as principais vantagens associadas ao uso de tecnologias fundamentadas em processos oxidativos avançados estas:

**1.** Introduzem importantes modificações químicas no substrato, às vezes induzindo a sua completa mineralização.

**2.** A inespecificidade dos processos oxidativos avançados viabiliza a degradação de substratos de diferente natureza química (degradação de contaminantes refratários e tóxicos, cujo tratamento biológico pode ser viabilizado por oxidação avançada parcial).

**3.** Podem ser aplicados para reduzir a concentração de compostos formados em etapas de pré-tratamento (Por exemplo, aromáticos halogenados formados durante desinfecção convencional).

**4.** São aplicáveis no tratamento de contaminantes em concentração muito baixa.

Vários pesquisadores têm aplicado POA´s no tratamento de lixiviado de aterro sanitário: BIGOT et al., (1997) e STEENSEN (1997) conseguiram uma redução na DQO de 50% empregando a ozonização como tratamento de polimento após processos biológicos. Outras pesquisas mostram que a eficiência da ozonização no tratamento de lixiviados estabilizados é moderada, com redução da matéria orgânica em 30% após 1h (RIVAS et al., 2003); entretanto a eficiência do processo pode melhorar combinando oxidante: $H_2O_2/O_3$ e $H_2O_2$/UV. WABLE et al., 1993 e BIGOT et al., (1997) relataram eficiências de remoção da matéria orgânica de 90% empregando $H_2O_2/O_3$. Com o processo $H_2O_2$/UV foi observado acréscimo na relação DBO/DQO de 0,1 a 0,45; quando é aplicada após tratamento biológico do lixiviado a remoção na DQO pode atingir 85%. Já com processos Fenton e Foto-Fenton, a eficiência na redução da DQO pode diminuir a 45-75% e 70-78% respectivamente (STEENSEN, 1997). Algumas pesquisas relatam a aplicação de tratamentos fotocatalíticos ou com irradiação em escala de bancada na degradação de substâncias húmicas em lixiviados de aterro sanitário (BAE et al.,

1999). A Tabela 3.14 resume os resultados de diversos trabalhos sobre a aplicação de POA´s no tratamento de lixiviados de aterro.

No entanto, existem condições e inconvenientes para a aplicacão do tratamento com POA, entre as quais se destacam: custos elevados, principalmente devido ao consumo de energia; além disso, para completar a degradação dos poluentes (mineralização) são requeridas doses elevadas de oxidante, tornando o processo economicamente dispendioso; também deve ser considerada a possível formação de subprodutos de reação, que em alguns casos podem aumentar a toxicidade do lixiviado (ABDULHUSSAIN et al., 2009; LOPEZ et al., 2005; SILVA et al., 2004; WANG et al., 2006).

**Cont. Tabela 3.14.** Aplicação de processos oxidativos avançados no tratamento de lixiviados de aterro sanitário

| Referencia | DQO inicial (mg/L) | Remoção (%) | $O_3$/DQO (g/g) | $H_2O_2/O_3$ (g/g) | UV (W) |
|---|---|---|---|---|---|
| ***Ozonização*** | | | | | |
| ABU AMR e ABDUL AZIZ (2012) | 2180 | 15 | 1,5 | | |
| ***$O_3/H_2O_2$*** | | | | | |
| WABLE et al. (1993) | 2000 | 95 | 3,50 | 0,40 | |
| BIGOT et al. (1994) | 2000 | 92 | 3,30 | 0,40 | |
| SCHULTE et al. (1995) | 600 | 97 | 2,50* | 1,00 | |
| GEENENS et al. (1999) | 1360 | 93 | 1,50 | 0,30 | |
| HAAPEA et al. (2002) | 480 | 40 | 0,05-0,50 | 0,25-1,00 | |
| WU et al. (2004) | 6500 | 90 | 1,20* | 1,00 | |
| WANG et al. (2006) | 1000 | 65 | 3,70* | 0,63 | |
| TIZAOUI et al. (2007) | 5230 | 94 | 0,50 | 1,00 | |
| ***$O_3$/UV*** | | | | | |
| BIGOT et al. (1994) | 2300 | 50 | 1 | | 15 |
| INCE (1998) | 1280 | 54 | | | 100 |
| | 1280 | 47 | | | 500 |
| WENZEL et al. (1999) | 430 | 51 | 0,1 | | 300 |
| QURESHI et al. (2002) | 26000 | 63 | 3,50 | | 1500 |
| ***$H_2O_2$/UV*** | | | | | |
| SHULTE et al. (1995) | 760 | 99 | 150 | 3,40 | |
| STEENSEN (1997) | 1000-1200 | 90 | 15 | 0,50 | |
| | 1000-1200 | 85 | 150 | 0,50 | |
| INCE et al. (1998) | 1280 | 57 | 100 | - | |
| | 1280 | 59 | 500 | - | |
| WENZEL et al. (1999) | 430 (COT) | 42 | 300 | - | |

* $mgO_3/L$

**Cont. Tabela 3.14.** Aplicação de processos oxidativos avançados no tratamento de lixiviados de aterro sanitário

| Referencia | DQO inicial (mg/L) | Remoção (%) | UV (W) | $H_2O_2$ (g/L) | $Fe^{+2}$ (mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|
| ***$H_2O_2$/UV*** | | | | | |
| | 26000 | 79 | 1500 | 5,19 | |
| QURESHI et al. (2002) | 26000 | 91 | 1500 | 13 | |
| | 26000 | 96 | 1500 | 26 | |
| KOH et al (2004) | 790-920 | 58-64 | 1000 | 0,065-0,085 | |
| MORAIS et al. (2005) | 5200 | 55 | 125 | 2,50-3,50 | |
| ALTIN (2008) | 2350 | 94 | 400 | 2,00 | |
| ROCHA et al. (2011) | 3420 | 86 | 500 | 0,20-0,50 | |
| ***$H_2O_2/Fe^{+2}$*** | | | | | |
| SHULTE et al. (1995) | 760 | 50 | | 1,60 | - |
| GAU et al (1996) | 1050-2020 | 60 | | 0,20 | 600-800 |
| KIM et al. (1997) | 1150 | 70 | | 2,44 | 56 |
| KIM e HUH (1997) | 2000 | 69 | | 1,50 | 120 |
| WELANDER et al. (1999) | 330 | 72 | | 10 (ml/L) | 20 |
| YOON et al. (1998) | 282-417 COT | 49-76 | | 1 | 1250 |
| KANG e HWANG (2000) | 1500 | 75 | | 1,65 | 645 |
| ZAMORA et al. (2000) | 1900 | 40 | | 1,00 | 1000 |
| KIM et al. (2001) | 1800 | 52 | | 1,50 | 2000 |
| ***$H_2O_2/Fe^{+2}$*** | | | | | |
| LAU et al. (2001) | 1500 | 14 | | 0,20 | 300 |
| LOPEZ et al. (2004) | 10540 | 60 | | 1,00 | 830 |
| DENG (2007) | 110-1300 | 61 | | 1,00 | 3000 |
| HERMOSILLA et al. (2009) | 2414 | 70 | | 7,24 | 3640 |

**Cont. Tabela 3.14.** Aplicação de processos oxidativos avançados no tratamento de lixiviados de aterro sanitário

| Referencia | DQO inicial (mg/L) | Remoção (%) | UV (W) | $H_2O_2$ (g/L) | $Fe^{+2}$ (mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|
| ***$H_2O_2/Fe^{+2}$/ UV*** | | | | | |
| KIM et al. (1997) | 1150 | 70 | 500-1000 | 1,15 | 56 |
| KIM e VOGELPOHL | 1150 | 70 | UVA | 1,15 | 72 |
| (1998) | 440 | 78 | UVA | 0,44 | 30 |

### 3.5.1.6. Tratamento Eletroquímico

Consiste no uso de membranas de eletrodiálise. Ali *et al.*, (2004) e Moraes *et al.*, (2005) estudaram a eletrodegradação de lixiviado estabilizado com concentrações de DQO e N-$NH_3$ de 1855 e 1060 mg/L respectivamente, em um reator alimentado com uma taxa constante de 2000 L/h por 180 min e uma intensidade de corrente de 1160 A/$m^2$, chegando a remoções de 73% de DQO e 49% de N-$NH_3$. Os resultados sugerem que a eletrodegradação pode ser aplicada na remoção e quebra da complexa estrutura dos compostos orgânicos recalcitrantes do lixiviado estabilizado, entretanto as pesquisas têm sido pouco conclusivas, além do alto consumo de energia que fazem de outras propostas de tratamento mais viáveis (ABDULHUSSAIN et al., 2009; KURNIAWAN et al., 2006).

### 3.5.1.7. Membranas

Os processos de separação por membranas são, na realidade, de filtração, nos quais os meios filtrantes (membranas) apresentam poros muito inferiores em comparação aos processos convencionais. Os processos utilizando membranas são conhecidos como: microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NM) e osmose reversa (OR), onde, o que varia é o

tamanho da partícula retida em cada um dos processos (METCALF e EDDY, 2003; RENOU et al., 2008).

A Microfiltração (MF) é um processo de separação em que a força diretriz é a diferença de pressão através da membrana e os poros da mesma, permitindo separar coloides e partículas em suspensão na faixa de 0,05-10µm. Têm sido empregados como pré-tratamento para outros processos de membrana (UF, NF e OR) ou em parceria com processos químicos, sendo pouco recomendável seu uso individual, já que não registra remoção significativa (~25% na DQO) (KURNIAWAN et al., 2006; PIATKIEWICZ, 2001; RENOU et al., 2008).

A ultrafiltração (UF) é um processo seletivo de fracionamento aplicando pressões entre 2-10 bar em membranas microporosas que conseguem reter sólidos em suspensão e macromoléculas cujo diâmetro varia entre 10 e 200 µm. O permeado chega a ter baixa concentração de sais e compostos orgânicos de baixo peso molecular, sendo sua eficiência fortemente dependente dos materiais constituintes da membrana. A UF tem sido empregada no fracionamento e quantificação de compostos orgânicos do lixiviado, além de prover informação sobre sua toxicidade e recalcitrância. SYZDEK e AHLERT (1994) sugerem que a UF pode ser eficaz como pré-tratamento ao processo de osmose reversa (OR) removendo os compostos de maior peso molecular do lixiviado, entretanto a eliminação não é completa (entre 10-75% como DQO). Recentemente, a UF tem sido aplicada com sucesso no pós-tratamento biológico de lixiviado e incorporada em bioreatores de membrana em escala real (ABDULHUSSAIN et al., 2009; AHMED e LAN, 2012; PI et al., 2009; WISZNIOWSKI et al., 2006).

Nanofiltração (NF) é um dos processos de separação que tem sofrido o maior desenvolvimento em anos recentes, onde o mecanismo de transferência de massa é a difusão. Apresenta tamanhos de poro de um nanômetro, o que permite que íons mono, bi e multivalentes assim como moléculas mais complexas posam ser amplamente retidos (remove substâncias dissolvidas, material em suspensão, vírus e bactérias). Suas propriedades únicas entre UF e OR permitem que a NF consiga remover compostos orgânicos recalcitrantes e metais pesados de lixiviados de aterros sanitários, chegando a remover partículas com peso molecular de até 300 Da, assim como substâncias inorgânicas através de interações eletrostáticas entre os íons e as membranas. A importância deste tipo de membranas está em suas cargas superficiais, que permitem reter solutos menores que o diâmetro de poro da membrana assim como solutos neutros e sais. Geralmente, são fabricadas com materiais

poliméricos de tamanho molecular entre 200 e 2000 Da. A aplicação de módulos com membranas de NF para efluentes específicos como o lixiviado deve ser projetada de forma adequada para aperfeiçoar a interação dos fluxos e dos parâmetros tais como: o fluxo de água através da membrana, a queda de pressão, a limpeza eficiente da membrana e possibilidade de operar com micropartículas. Algumas pesquisas que empregam NF no tratamento de lixiviados reportam remoção de 60-70% para DQO e 50% de amônia aplicando velocidade média de 3 m/s e pressões entre 6 e 30 bar (LINDE et al., 1995; MARTTINEN et al., 2002; OZTURK et al., 2003; RENOU, 2008; TREBOUET et al., 2001). No entanto, a aplicação bem sucedida da NF depende de um controle eficiente do processo para evitar que compostos orgânicos e inorgânicos dissolvidos assim como substâncias coloidais e partículas em suspensão presentes no lixiviado possam incrustar na membrana.

A Osmose Reversa (OR) é um processo de desmineralização geralmente utilizado na produção de água de alta qualidade. O processo consiste em permear o líquido através da uma membrana semipermeável a altas pressões (acima de 10000 $kN/m^2$). As membranas usadas no processo podem ser de vários materiais sendo os mais comuns, o acetato de celulose e a poliamida (nylon) (QASIM e CHIANG, 2004). Estudos sobre sua aplicação no tratamento de lixiviados de aterros sanitários mostram sua eficiência na remoção de compostos orgânicos e inorgânicos, sendo a grande limitação deste tipo de processo o alto consumo de energia e a necessidade de um pré-tratamento para a retirada de compostos que prejudiquem e/ou causem incrustações na membrana. Em vários países da Europa e na América, vem ganhando destaque combinações de processos biológicos de degradação e tratamento com membranas como forma de atingirem os patamares de redução de parâmetros exigidos pelas suas legislações, embora seja considerado extremamente oneroso (OZTURK et al., 2003; RENOU, 2008; TREBOUT et al., 2001). De forma geral, o elevado custo desta tecnologia está associado principalmente com o alto consumo de energia para aplicação de alta pressão, além do problema de entupimento dos poros do meio filtrante, o que ocorre com frequência no tratamento de lixiviado e a disposição do concentrado gerado (CHIANESE et al., 1999). A Tabela 3.15 apresenta os resultados obtidos em diferentes pesquisas na aplicação de membranas no tratamento de lixiviados de aterro.

**Tabela 3.15.** Tratamento de lixiviados de aterro sanitário por processos de separação por membranas

| Referencia | Diâmetro de poro | Superfície ($m^2$) | T (°C) | Velocidade (m/s) | DQO (mg/L) | pH | Rem (%) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| ***Microfiltração (MF)*** | | | | | | | |
| PIATKIEWICZ et al. (2001) | 0,2µm | 0,11 | 20 | 4,1 | 2300 | 7,5 | 35 |
| ***Ultrafiltração (UF)*** | | | | | | | |
| SYZDEK e AHLERT (1984) | 0,5-300 kDa | - | - | - | 14000-17000 (COT) | 7,0 | |
| PIRBAZAR et al. (1996) | 0,2µm | 0,0065 | 20-45 | - P=20 psi | 8300-9500 | 7,0 | 95 |
| BOHDZIEWICZ et al. (2001) | 20-55 kDa | 0,0155 | 25 | 2,50 P=3 bar | 1660 | 8,6 | 50 |
| PIATKIEWICZ et al. (2001) | 50-80 kDa | 0,15 | 20 | 4,1-4,3 | 1700 | - | 5-10 |
| BOHDZIEWICZ et al. (2001) | - | - | - | - P=3 bar | 1780 | 7,0 | 52 |
| TREBOUT et al. (2001) | 450 Da | 0,049 | 25 | 3,00 P=2 MPa | 550 | 7,5 | 80 |
| PI et al. (2009) | 1-6 kDa | - | 15-25 | P=0,9 MPa | 20015 | 7,0 | 85 |
| ***Nanofiltração (NF)*** | | | | | | | |
| RAUTENBACH e MELLIS (1994) | 450 kDa | - | - | P=8,50 bar | - | - | 99 |
| LINDE e JONSSON (1995) | - | 0,04 | 25 | 2,0 P=15-30 bar | 142 COT | - | 55-60 |
| TREBOUET et al. (1998) | 450 Da | 0,007 | 25 | 1-5 P=0-15 bar | 550-2295 | 7,5 | 60 |
| PETERS (1998) | - | . | 25 | P= 6-8 bar | 1797 | 7,7 | 90 |
| TREBOUET et al. (1999) | 450 Da | 0,049 | 25 | 3 P=20 bar | 500 | 7,5 | 74 |
| TREBOUET et al. (2001) | 450 Da | 0,007 | 25 | 1-5 P=0-15 bar | 550-2295 | 7,8 | 75 |
| MARTTINEN et al. (2002) | 200-300 Da | 0,0045 | 25 | 3 P=6-8 bar | 200-600 | 7,9 | 52-66 |
| OZTURK et al. (2003) | - | - | 25 | P=25 bar | 3000 | 7,6 | 89 |

**Cont. Tabela 3.15.** Tratamento de lixiviados de aterro sanitário por processos de separação por membranas

| ***Osmose Reversa (OR)*** | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Referencia** | **Superfície ($m^2$)** | **T (°C)** | **Pressão (bar)** | **DQO (mg/L)** | **pH** | **Rem (%)** |
| LINDE et al. (1995) | 0,013 | 20 | 40 | 335-925 | - | >98 |
| BAUMGARTEN e SEYFRIED (1996) | - | 25 | 40 | 1301 | - | 99 |
| PETERS (1998) | - | 25 | 36-60 | 1797 | 7,7 | 99 |
| CHIANESE et al. (1999) | - | 28 | 20-53 | 1749 | 6 | 96-98 |
| BOHDZIEWICZ et al. (2001) | 0,0155 | 25 | 27,6 | 846 | 8,8 | 93 |
| PIATKIEWICZ et al. (2001) | - | 20 | - | 1820 | 5,6-6,6 | 90 |
| AHN et al. (2002) | 6,7 | - | - | 211-856 | - | 97 |
| DI PALMA et al. (2002) | 0,0044 | - | 60 | 201 | 8 | 86-90 |
| USHIKOSHI et al. (2002) | 7.6<br>7,6 | 16-32<br>- | 9-70,5<br>3-11 | -<br>- | 4,8-7,0<br>5,0-5,9 | 50-85<br>80-90 |
| OZTURK et al. (2003) | 2<br>2 | 30<br>30 | 25<br>55 | 1700<br>3000 | 8,0<br>8,0 | 99<br>89 |
| THORNEBY et al. (2003) | - | - | 40 | 1254 | 7,0 | 95 |
| RENOU et al. (2008) | 2,3 | 20 | 55 | 1340 | 8,0 | 97 |

### 3.5.1.8. Evaporação

A evaporação de lixiviado de aterros sanitários pode ser natural ou forçada. 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) e RANZI (2008), 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. 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 (RENOU et al., 2008; SÁ, 2008).

O princípio da evaporação forçada é similar ao da 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 semi-sólidos, que podem ser retornados ao aterro sanitário, e resíduos gasosos que podem ser lançados na atmosfera ou tratados de acordo com imposição da legislação pertinente. O processo de evaporação também ocorre de forma secundária durante outros processos, como por exemplo, quando do emprego de tratamento por lagoas e de processos de recirculação de lixiviado (SILVA, 2002).

As maiores dificuldades e desvantagens da aplicação desta técnica são o mau cheiro, o aumento da concentração de sais solúveis (cloreto de sódio, por exemplo). E quando os resíduos formados são depositados nas células do aterro sanitário, ocorrendo aumento da concentração dos sais, com conseqüente alterações da força iônica podem inibir a ação de micro-organismos característicos, impedindo a degradação dos resíduos depositados (BAUN et al., 2004; TYRREL et al., 2002). A Tabela 3.16 apresenta uma comparação da eficiência dos principais processos de tratamento físicos e físico-químicos em função da idade do lixiviado de aterro sanitário.

**Tabela 3.16.** Eficiência dos processos de tratamento físicos e físico-químicos em função da idade do lixiviados de aterro sanitário

| Processo | Recente < 5 | Intermediário 5 – 10 | Antigo >10 | Alvo de remoção | Observações |
|---|---|---|---|---|---|
| **Coagulação/ Floculação** | Ruim | Razoável | Razoável | Metais pesados, matéria orgânica refrátaria e sólidos em suspensão | Alta produção de lodo e posterior disposição |
| **Precipitação Química** | Ruim | Razoável | Ruim | Metais pesados e $NH_3$-N | Alta produção de lodo e posterior disposição |
| **Adsorção** | Ruim | Razoável | Bom | Compostos Orgânicos | Alto custo do CAG e possíveis problemas de incrustação do carvão |
| **Oxidação Química** | Ruim | Razoável | Razoável | Compostos Orgânicos | $O_3$ residual |
| **Arraste com ar (stripping)** | Ruim | Razoável | Razoável | $NH_3$-N | O gás gerado no processo requer de tratamento para evitar problemas de poluição do ar |
| **Microfiltração (MF)** | Ruim | - | - | Sólidos em suspensão | É recomendável precipitar os metais previamente |
| **Ultrafiltração (UF)** | Ruim | - | - | Compostos de alto peso molecular | Limitações de custo e aplicabilidade, devido a incrustações na membrana |
| **Nanofiltração (NF)** | Bom | Bom | Bom | Sais de sulfato e dureza | Custo elevado Requer de pressões menores do que processo de OR |
| **Osmose Reversa (OR)** | Bom | Bom | Bom | Compostos orgânicos e inorgânicos | Custo elevado e requer um pré-tratamento extensivo do efluente prévio ao processo de OR |

Fonte: ABDULHUSSAIN et al., 2009

### 3.5.2. Sistemas de tratamento fundamentados em processos biológicos

Processos biológicos aeróbios e anaeróbios ainda são os mais largamente aplicados para o tratamento de lixiviados. Em cada processo, há diferenças quanto ao crescimento biológico (em suspensão ou aderido), quanto ao fluxo (contínuo ou intermitente) e quanto às características hidráulicas. Na oxidação aeróbia, o oxigênio molecular é o aceptor final de elétrons, enquanto que, na anaeróbia, este papel é exercido por componentes, como gás carbônico ($CO_2$), nitratos ($NO_3^-$) e sulfatos ($SO_4^{-2}$). Já os processos facultativos empregam bactérias que se desenvolvem em presença ou na ausência de oxigênio livre. Sob ambiente anóxico, as bactérias desnitrificantes para se desenvolverem usam o nitrato como fonte de energía, havendo a formação de nitrogênio gasoso ($N_2$), $CO_2$ e água (METCALF e EDDY, 2003; RENOU et al., 2008).

Para o tratamento biológico do lixiviado, além do processo de recirculação, realizado no próprio aterro, também podem ser utilizados sistemas aeróbios (lodos ativados, lagoas aeradas, filtros biológicos), anaeróbios (reator anaeróbio de fluxo ascendente, lagoas anaeróbias, filtro anaeróbio). De forma geral, os processos biológicos têm demonstrado ser eficientes na remoção de matéria orgânica de fácil biodegradação e nitrogênio de lixiviados. Com o tempo, a maior presença de compostos refratários (principalmente ácidos húmicos e fúlvicos) tende a limitar a eficácia do processo, sendo preciso, devido à complexidade da matriz, o tratamento envolvendo a combinação de duas ou mais técnicas (KURNIAWAN et al., 2006; LEMA et al., 1988; MARTIENSSEN et al., 2002; IM et al., 2001; RENOU et al., 2008; TATSI et al., 2003; UYGUR e KARGI, 2004; ZOUBOULIS et al., 2004).

#### 3.5.2.1. Recirculação do lixiviado no aterro sanitário

Este tipo de tratamento está associado ao retorno do lixiviado para o interior das células do aterro, ao âmbito da massa de resíduos ou através do processo de aspersão sobre as células descobertas de disposição. Tem sido amplamente empregado devido a seu baixo custo, para o qual o líquido precisa ser acumulado para ser recirculado (SILVA, 2002).

No processo, ocorre distribuição de umidade, matéria orgânica e micro-organismos ao longo das células de aterro, o que acelera a decomposição dos resíduos ali depositados. O volume de lixiviado também é reduzido, principalmente devido às perdas por evaporação durante o processo de recirculação, o qual deve ser rigorosamente controlado, já que a recirculação do lixiviado bruto poderá determinar interferências na degradação anaeróbia dos resíduos dispostos. Quando o lixiviado acumulado, cuja geração ocorreu durante a fase metanogênica de estabilização da massa sólida, é recirculado sobre uma massa de resíduos em fase inicial de estabilização, possivelmente estimularia a metanogênese da massa sólida (como consequência principal da faixa de pH do líquido estabilizado, próximo a neutralidade) (BAE et al., 1998; BIDONE 2007; CHUGH et al., 1998; LEDAKOWICZ et al., 2004; O'KEEFE et al., 2000; RODRIGUEZ et al., 2004; SAN e ONAY, 2001).

No entanto, se o lixiviado a ser recirculado encontra-se na fase inicial ou acetogênica, sua recirculação provavelmente acentuaria a acidificação do meio, inibindo a completa metanogênese da massa sólida (sobretudo se esta estiver iniciando sua estabilização). Algumas pesquisas indicam que quando o volume de lixiviado recirculado nas células do aterro atinge 30% do volume inicial dos resíduos depositados, pode resultar na imposição dessas condições ácidas (pH<5). Consequentemente, a atividade metanogênica e produção de metano experimentam uma redução significativa, alterando a cinética dos processos de decomposição mediados pelos micro-organismos. Por outro lado, o lixiviado recirculado pode atingir concentrações tóxicas de compostos ao processo biológico, causando retardamento ou até mesmo a interrupção da degradação dos resíduos. Há ainda o aumento de risco de rompimento dos taludes de proteção do aterro e das geomembranas. Algumas pesquisas que mostram resultados positivos da aplicação desta técnica são resumidas na Tabela 3.17 (CHAN et al., 2002; BIDONE, 2007; KOERNER e SOONG, 2000; RODRIGUEZ et al., 2000; SAN e ONAYB, 2001; SPONZA e AGDAG, 2004).

**Tabela 3.17.** Recirculação do lixiviados as células do aterro sanitário

| Referencia | DQO lixiviado (mg/L) | pH do lixiviado | Taxa de recirculação (L/dia) | Remoção (%) |
|---|---|---|---|---|
| RODRIGUEZ et al. (2000) | 0,013 | 20 | 40 | >98 |
| SPONZA e AGDAG (2004) | - | 25 | 40 | 99 |
| RODRIGUEZ et al. (2004) | - | 25 | 36-60 | 99 |

### 3.5.2.2. Tratamento combinado com esgoto

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. Consiste em uma prática bastante difundida, em função dos elevados custos de implantação e operação de estações de tratamento de lixiviados nos próprios locais de disposição final de resíduos sólidos. A vantagem obtida pela diluição dos lixiviados deve ser rigorosamente avaliada face à viabilidade econômica do transporte dos lixiviados do aterro até a estação de tratamento, e a capacidade da ETE em absorver as cargas orgânicas, de nutrientes, compostos tóxicos e inibidores biológicos, além da compatibilidade e possibilidade do manejo do provável aumento da produção de lodo sem perda da capacidade em atender aos padrões de emissão de efluentes. Embora no Brasil não existam leis específicas em nível nacional que controlem o descarte de lixiviados de aterros de resíduos, no sentido de reduzir a poluição de corpos hídricos, a USEPA estabeleceu limites para lançamentos dos lixiviados de aterros de resíduos e padrões de pré-tratamento para descarga desses efluentes em sistemas públicos de tratamento de esgotos (USEPA, 2000). Em 2000, a USEPA estimava que 756 aterros de resíduos não perigosos descartassem suas águas residuárias em sistemas públicos de tratamento de esgotos. No Brasil, os lixiviados dos 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), CTR-BR040, em Belo Horizonte (MG) e o aterro do Morro do Céu, em Niterói (RJ), são tratados por processo combinado com esgoto sanitário (FACCHIN et al., 2000; FERREIRA et al., 2005; MANNARINO et al., 2011; MARTTINEN et al., 2003; USEPA, 2000).

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, além da baixa porcentagem de remoção dos poluentes. Critérios para a utilização do tratamento combinado, como a proporção de diluição, deve ser adequadamente definida para cada caso (AKERMAN, 2005; EPA, 2000; RENOU et al., 2008).

TCHOBANOGLOUS et al., (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 e reforçam a ideia de que a relação volumétrica entre o lixiviado e o esgoto não devem oscilar entre 2-5%, já que grandes volumes adicionados ao tratamento de esgoto podem gerar dificuldades no tratamento combinado devido às altas concentrações de substâncias orgânicas de baixa biodegradabilidade e inorgânicas. Outros problemas possíveis decorrentes do tratamento combinado podem ser: a corrosão de estruturas e problemas operacionais derivados da precipitação de óxidos de ferro (COSSU *apud* LEMA et al., 1988). Além disso, eventuais concentrações elevadas de metais podem inibir a atividade biológica do lodo e inviabilizar a sua utilização futura como fertilizante. Grandes volumes de lixiviado adicionados ao sistema de tratamento de esgoto podem ainda resultar em efluentes tratados com elevadas concentrações de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal (CECEN et al., 2003; FERREIRA et al., 2009).

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 e sua utilização 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. Diversos estudos buscam avaliar a viabilidade do tratamento de lixiviados de forma conjunta com esgoto sanitário. Busca-se conhecer os impactos da adição de lixiviado nos sistemas de tratamento e na qualidade do lodo e do efluente final (CALLI et al., 2005; WISZNIOWSKI et al., 2006; ZOUBOULIS et al., 2004). Uma síntese de estudos desenvolvidos em escala de laboratório, piloto e em ETE são apresentados nas Tabela 3.18, com as principais características e algumas observações feitas pelos autores.

**Tabela 3.18.** Tratamento combinado de lixiviado de aterro sanitário e esgoto doméstico

| Observações do estudo | Percentuais de lixiviado | Características do tratamento | Referencia |
|---|---|---|---|
| Aumento da produção de sólidos, do consumo de oxigênio e da taxa volumétrica de lodo bastante significativo acima de 10% de lixiviado.<br>Efluentes do tratamento com 10 e 20% de lixiviado, com elevadas concentrações de sólidos suspensos, DBO e DQO.<br>Recomendação de adição de lixiviado até o limite de 5% para não impactar significativamente a qualidade do efluente. | 0 a 20% | Reatores de lodos ativados com aeração prolongada | BOYLE e HAM (1974) |
| Remoção de DQO de 69% com 16% de lixiviado e de 71% com 4%. Remoções de 10 a 15% maiores na linha controle do que na linha teste.<br>Remoção de N-$NH_3$ de até 80% na linha teste com 4% de lixiviado. Produção de lodo maior na linha teste. Aumento da concentração de metais no lodo na linha teste, ainda que sem ultrapassar os limites estabelecidos para o uso agrícola do solo. | 4 e 16% | Planta piloto de lodos ativados com duas linhas: com adição de lixiviado (teste) e sem adição de lixiviado (controle) | KELLY (1987) |
| Até 2% de lixiviado, não há alterações significativas no desempenho da ETE.<br>De 4 a 5% de lixiviado, o desempenho da ETE pode ser comprometido. | 0 a 5% | ETE por lodos ativados | HENRY (1987) |
| Concentrações de 0,2 e 1,0% de lixiviado: remoções de DBO acima de 90%, de DQO acima de 80% e queda com o aumento das concentrações.<br>Remoção de nitrogênio amoniacal diminuiu após a concentração de 1% de lixiviado, passando a próxima de 30% nas concentrações maiores.<br>Remoção de sólidos suspensos aumentou nas maiores concentrações.<br>Ausência de alterações na digestão anaeróbia do lodo com até 1% de lixiviado. | 0,2, 1,0, 10, 25 e 50% | Reatores de lodos ativados e de digestão anaeróbia de lodo em laboratório | CHANG et al. (1995) |
| Aumento do consumo de oxigênio na ETE em torno de 2% devido à adição do lixiviado. Produção de lodo na ETE aumentada em 2,3%. Concentração de metais no lodo abaixo dos limites das leis canadenses. | média de 0,14% | ETE por lodos ativados | BOOTH et al. (1996) |

**Cont. Tabela 3.18.** Tratamento combinado de lixiviado de aterro sanitário e esgoto doméstico

| Observações do estudo | Percentuais de lixiviado | Características do tratamento | Referencia |
|---|---|---|---|
| 70 a 98% de remoção de DBO e 35 a 50% de remoção de nitrogênio total. Nitrificação do nitrogênio amoniacal aconteceu quase totalmente na fase aeróbia. Denitrificação ocorreu preferencialmente na fase de enchimento; Inclusão de uma fase anóxica após a fase aeróbia aumentou a remoção de nitrogênio total. | 10% | Reator de lodos ativados operado em batelada sequencial (enchimento, fase anóxica, fase aeróbia, decantação e drenagem) | DIAMADOPOULOS et al. (1997) |
| Valores de DBO e DQO nos efluentes finais crescentes com o aumento da proporção de lixiviado. Possível aumento efetivo de DBO e DQO nos efluentes finais por deficiência de fósforo em comparação com a adição de carga orgânica não biodegradável. Velocidade de sedimentação do lodo aumentou com a adição de lixiviados. | 1 a 16% | Reatores de lodos ativados em laboratório | EHRIG (1998) |
| Eficiências de remoção de nitrogênio e fósforo e velocidades de nitrificação e desnitrificação maiores na linha operada com lixiviado e esgoto. Não foram notados indicativos de inibição do processo biológico nem problemas de instabilidade nos reatores. | 1 a 5% | Sequências de reatores anaeróbios, anóxicos e aeróbios em laboratório (teste e controle) | COSSU et al. (1998) |
| Importância do controle do aporte de nitrogênio amoniacal, pois pode ser tóxico a algas. Aumento da remoção de carga orgânica e de nutrientes com até 4,1% de lixiviado. Quando a proporção de lixiviado no esgoto é de 10,7% registra desestabilização do sistema como consequência do incremento da carga de nitrogênio amoniacal (119,6 Kg/dia). | 0,3 a 10,7%, (valor médio: 3,2%) | ETE por lagoas (anaeróbia, facultativa e de maturação) | FACCHIN et al. (2000) |
| Remoção de DQO acima de 85% nas diluições até 5%, decrescendo nas superiores. Remoção de N-$NH_3$, reduziu-se gradualmente com volumes de lixiviado entre 1 e 7,5% e manteve-se constante entre 10 e 20% de lixiviado. Os autores consideraram 10% de volume de lixiviado como um limite prático. | 0,1, 2, 3, 5, 7,5, 10, 15 e 20% | Reatores de lodos ativados operando em batelada | BORGHI et al. (2001) |

**Cont. Tabela 3.18.** Tratamento combinado de lixiviado de aterro sanitário e esgoto doméstico

| Observações do estudo | Percentuais de lixiviado | Características do tratamento | Referencia |
|---|---|---|---|
| Carvão ativado adsorveu compostos não biodegradáveis, reduzindo a DQO residual e favoreceu a nitrificação.<br>Houve acumulação de nitritos, indicando a inibição das bactérias oxidantes de nitrito (BON). | 5, 10 e 15% | Reatores de lodos ativados com adição de carvão ativado | AKTAŞ e ÇEÇEN (2001) |
| Baixa correlação entre DQO afluente e eficiência de remoção de DQO para as misturas de esgoto e lixiviado.<br>Eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal de 87,5% para esgoto puro e de 82,5% para esgoto e lixiviado.<br>Reduzida concentração de metais nos efluentes e aumento no lodo. | 0, 6, 11, 20 e 100% | ETE piloto por lagoas (anaeróbia, facultativas). | CASTRO (2001) |
| Redução na remoção de DQO no efluente quando carga de DQO do lixiviado se aproxima de 50% da carga total.<br>Elevada remoção de $N\text{-}NH_3$ para relação DQO/NTK menor do que 3 e redução da nitrificação com maiores concentrações iniciais de NTK.<br>Recomendação que a proporção de lixiviado em esgoto não ultrapasse 20%, já que a remoção de matéria orgânica só chega até 16%. | 5 a 20% | Reatores de lodos ativados operando em batelada | ÇEÇEN e ÇAKIROĞLU (2001) |
| Presença de lixiviado no tratamento de esgotos pode levar a uma redução da capacidade de secagem do lodo produzido.<br>Carvão ativado auxilia na remoção da DQO residual e na posterior secagem do lodo. | 5 a 25% | Reatores de lodos ativados com adição de carvão ativado | ÇEÇEN et al. (2003) |
| Houve remoções de DQO e nitrogênio amoniacal em torno de 70 e 90% respectivamente. A perda de sólidos e os baixos valores do índice volumétrico de lodo (IVL) indicaram possíveis problemas de sedimentabilidade. | 2 a 2,5% | Reatores de lodo ativado em escala piloto | FERREIRA et al. (2009) |

### 3.5.2.3. Lagoas de estabilização

A utilização de lagoas de estabilização no tratamento de lixiviados tem sido ampla pelos gestores dos aterros sanitários no Brasil, sendo aplicados 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. A facilidade de construção, operação e manutenção das lagoas, assim como os custos relativamente acessíveis são atrativos que tornam essa técnica de tratamento bastante promissora para os lixiviados (FERREIRA et al., 2003; KELLNER e PIRES, 2000).

Os grandes problemas da aplicação de lagoas no tratamento de lixiviado têm residido nas baixas eficiências obtidas e no fato de que a maioria dos projetistas ainda dimensiona essas unidades a partir dos parâmetros de esgoto doméstico. A DQO de um esgoto doméstico medianamente concentrado é tipicamente igual a 400 mg.$O_2$/L, enquanto que lixiviados de aterros jovens pode ultrapassar os 5000 mg.$O_2$/L. Mesmo no tratamento de esgoto doméstico, a adoção de lagoas determina a necessidade de grandes áreas. Além disso, é necessário enfatizar que as lagoas, se bem projetadas e operadas, apenas permitem a estabilização da matéria orgânica rapidamente biodegradável, portanto, lixiviados cuja relação DBO/DQO seja baixa (<0,5) com elevada concentração de matéria orgânica recalcitrante, não encontram um ambiente favorável à sua estabilização nos processos de lagoas (BIDONE, 2007; HAMADA e MATSUNAGA, 2000; QASIM e CHIANG, 1994).

### 3.5.2.4. Processos biológicos aeróbios convencionais

O tratamento aeróbio de lixiviados deve promover a redução de compostos orgânicos facilmente biodegradáveis e a oxidação do nitrogênio amoniacal. Os processos biológicos aeróbios podem ser classificados em função da forma de crescimento dos micro-organismos que atuam no tratamento: aderido ou em suspensão. Em termos gerais, os pontos negativos da alternativa são principalmente os elevados custos energéticos, resultantes da necessidade de introdução de grandes quantidades de ar na massa líquida, possível inibição dos micro-

organismos ante as elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal e a quantidade de lodo gerado durante o tratamento (BAE et al., 1998; FRASCARI et al., 2004; KNOX, 1985; LI et al., 2001; LIN e CHANG., 2000; MEHMOOD et al., 2009; WISZINIOWSKI et al., 2006).

#### 3.5.2.4.1. Lodos ativados

As unidades que integram um sistema de tratamento pelo processo de lodos ativados são: tanque de aeração (reator), tanque de decantação (decantador secundário) e sistema de recirculação de lodo (EPA, 2000; TCHOBANOGLOUS et al., 2003).

Assim como nas lagoas de mistura completa, o crescimento da biomassa não é aderido e ocorre a introdução mecânica de ar na massa líquida, com recirculação de lodo ativo (biomassa ativa) para o tanque de aeração, razão pela qual há necessidade de unidade de decantação secundária. Os micro-organismos formam flocos que sedimentarão no decantador secundário, a partir de onde serão, em parte, descartados do sistema de tratamento e, em parte, recirculados para o tanque de aeração. A recirculação é realizada de modo a ser garantida elevada concentração de micro-organismos ativos biologicamente, desempenhando suas atividades de estabilização da matéria orgânica carbonácea e nitrogenada na unidade de aeração. A tecnologia de lodos ativados convencional pode registrar elevada remoção da matéria orgânica de fácil biodegradação presente no lixiviado (Tabela 3.19), entretanto, os requerimentos de aeração excessiva, a necessidade de TDH elevados, a presença de matéria orgânica refratária que não pode ser degradada no sistema e as elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal, que podem chegar a inibir a atividade biológica, exigem introduzir modificações no processo, além da incorporação de processos adicionais no tratamento de lixiviados para atingir a porcentagem de remoção requerida (BAE et al., 1999; BIDONE, 2007; DIAMADOPOULOS et al., 1997; EPA, 2000; KARGI e PAMUKOGLU, 2003; LIN e SAH; 2002; LOUKIDOU et al., 2001; RENOU et al., 2008; VILAR et al., 2007).

**Tabela 3.19.** Lodos ativados no tratamento de lixiviados de aterro sanitário

| | Características do lixiviado | | | Condições operacionais | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Referencia** | **DQO (mg/L)** | **DBO/DQO** | **pH** | **Volume (L)** | **TDH (dias)** | **Remoção (%)** |
| BULL et al. (1983) | 4000 | - | 7,0 | 4 | 35 | 51 |
| ROBINSON e MARIS (1983) | 5000 | 0,6 | 5,9 | 20 | 10 | 92 |
| RAUTENBACH e MELLIS (1994) | 1000-4000 | - | - | 470 | - | 80 |
| KETTUNEN e RINTALA (1995) | 2000-4600 | 0,41-0,59 | 8,0 | 5,9 | 6,25 | 46-64 |
| BAUMGARTEN e SEYFRIED (1996) | 3176 | 0,33 | - | - | - | 59 |
| KETTUNEN et al. (1996) | 2900 | 0,66 | 6,8-7,4 | 0,5 | 2,75 | 75 |
| BAE et al. (1997) | 5000-6000 | - | - | 5,0 | 0,5-2 | 97 |
| MARTIENSSEN e SCHOPS (1997) | 2560 | - | 8,0 | 30 | - | 50 |
| BAE et al. (1999) | 3130 | 0,56 | - | - | 3,0 | 65 |
| HOILIJOKI et al., (2000) | 270-1000 | - | - | 3,35 | 10 | 50 |
| CECEN e GURSOY (2000) | 2431-37024 | 0,20-0,42 | 7,5-8,0 | - | 1,0 | 50-80 |
| IM et al. (2001) | 24400 | - | 7,3 | 40 | - | 80-90 |
| LI e ZHAO (2001) | 7439 | - | 8,2 | 2,0 | 1,0 | 78-98 |
| LIN e SAH (2002) | 10000 | - | - | 7,6 | 1,0 | 50 |
| AGDAD e SPONZA (2004) | 5400-20000 | - | - | 9,0 | 4,5 | 85-89 |
| DROPPELMANN e OETTINGER (2009) | 1150-3017 (DBO) | - | - | 30 | 10 | 98 DBO |

### 3.5.2.4.2. Lagoas aeradas

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 quando o processo é dimensionado para nitrificação. 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 em suspensão, 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 (FRASCARI et al., 2004; MEHMOOD et al., 2009; TCHOBANOGLOUS et al., 2003).

O tempo de detenção típico em lagoas aeradas é de dois a quatro dias, mas tempos médios de detenção hidráulica de 10 a 20 dias podem permitir remoções superiores a 90% de DQO e nitrogênio amoniacal. 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, e aqueles podem ser uma alternativa interessante para o tratamento de lixiviados, pois são muito mais simples de serem operadas do que estes, ao mesmo tempo, são flexíveis e eficazes na transferência de oxigênio no meio líquido, processo limitado nas lagoas de estabilização tradicionais, devido à cor escura do líquido e a conseqüente limitação da fotossíntese. O aspecto negativo do uso das lagoas é o alto consumo energético e que o tratamento só conseguirá a oxidação de matéria orgânica facilmente biodegradável, razão pela qual se sugere a tecnologia como coadjuvante do tratamento do lixiviado. Quando é visada a nitrificação do efluente, devem ser incluídos processos de desnitrificação em lagoas anoxica. Algumas pesquisas resumidas na Tabela 3.20 reportam os resultados obtidos da aplicação das lagoas aeradas no tratamento de lixiviados (ABDULHUSSAIN et al., 2009; MAEHLUM, 1995; MEHMOOD et al., 2009; QASIM e CHIANG, 1994).

**Tabela 3.20.** Lagoas aeradas no tratamento de lixiviados de aterro sanitário

| | Características do lixiviado | | | Condições operacionais | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Referencia** | **DQO (mg/L)** | **DBO/DQO** | **pH** | **Volume** | **TDH (dias)** | **Remoção (%)** |
| ROBINSON e GRANTHAM (1988) | 5518 | 0,70 | 5,8 | 1000 $m^3$ | >10 | 97 |
| MAEHLUM (1995) | 5518 | 0,70 | 5,8 | 4000 $m^3$ | 40 | 60-95 |
| MARTIN e JOHNSON (1995) | 1182 | 0,26 | - | 4000 $m^3$ | 20 | 89 |
| ORUPOLD et al. (2000) | 765-3090 | 0,43-0,53 | 8,7-12,5 | 17 L | 16-22 | 55-64 |
| FRASCARI et al. (2004) | 5050 | 0,25 | 8,28 | 9960 $m^3$ | 32 | 40 |
| MEHMOOD et al. (2009) | 1740 | - | 7,0-8,0 | 80 $m^3$ | 11-254 | 80 |

### 3.5.2.4.3. Filtros percoladores

Constitui um sistema aeróbio de tratamento com crescimento biológico aderido, sendo utilizado para remoção de matéria orgânica e nitrificação de águas residuárias. Consistem em leitos dotados de meio suporte (pedra brita, areia, escória, unidades sintéticas, etc.) com grande área específica, onde filmes biológicos desenvolvem-se aderidos, e por espaços vazios por onde ocorre a passagem do líquido a tratar e do oxigênio necessário aos processos biológicos oxidativos. As condições aeróbias são mantidas: a partir de prática de trabalho em ciclos de operação e repouso ou a partir de sistemática de funcionamento que permita aeração continua do meio, para permitir o crescimento de biomassa aderida que promove o tratamento através da adsorção e metabolismo das cargas orgânicas e nitrogenadas. Entretanto, sua aplicabilidade como único estágio de tratamento para lixiviados altamente concentrados não é recomendado (Tabela 3.21), pois grandes cargas orgânicas e inorgânicas podem conduzir o

filtro rapidamente ao preenchimento completo de vazios, conseqüência do crescimento e da retenção de lodos biológicos, além dos baixos tempos de detenção hidráulico (TDH), o que resulta na estabilização da matéria orgânica prontamente biodegradável do lixiviado, mas às eficiências na remoção do nitrogênio deverão ser baixas. Pode-se sugerir sua aplicação associado com outras unidades de tratamento (ABDULHUSSAIN et al., 2009; EDDING et al., 2006; JOKELA et al., 2002; MATTHEWS et al., 2009; METCALF e EDDY, 2003).

**Tabela 3.21.** Filtros percoladores no tratamento de lixiviados de aterro sanitário

| | **Características do lixiviado** | | | **Condições operacionais** | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Referencia** | **DQO (mg/L)** | **DBO/DQO** | **pH** | **Volume (L)** | **TDH (dias)** | **Remoção (%)** |
| GOURDON et al. (1989) | 850-1350 | 0,1-0,2 | 8,0-8,5 | 16500 | 0,6-4,5 | 87 DBO |
| MARTIENSSEN et al., (1997) | 2560 | - | 8,0 | 141 | - | 60 DQO |
| JOKELA et al. (2002) | 230-510 | 0,07-0,08 | 6,5-7 | 9,4 | 2,1-9,6 | 90 $NH_4^+$ |
| MATTHEWS et al. (2009) | 1575 | 0,08 | 8,2 | 70 | 0,5 | 50 |

### 3.5.2.4.4. Biodiscos

Consiste de discos ligeiramente espaçados montados sobre o eixo horizontal, parcialmente mergulhado no liquido a tratar, que giram vagarosamente de modo que cada elemento de área dos cilindros perfaça ciclos alternados de exposição ao ar e ao líquido em tratamento. Deste modo formam-se sobre as superfícies dos discos biofilmes sujeitos a ciclos de aeração e adsorção de matéria orgânica. Com o crescimento dos biofilmes ocorre o seu desprendimento, mantendo-se em suspensão no líquido devido à rotação, aumentando a eficiência do sistema. O disco, que pode medir até 4 m de diâmetro e 7 m de comprimento, é rodado de 1-10 revoluções por minuto, é imerso a uma profundidade de cerca de 40% do seu diâmetro. As vantagens deste tipo de sistema incluem: pouca manutenção, baixos custos de operação, baixa perda de carga, pouca produção de lodo e possibilidade de nitrificação e desnitrificação;

entretanto, pode apresentar problemas frente a elevadas cargas orgânicas. Esta tecnologia tem sido empregada no tratamento de lixiviados de aterro sanitário (BIDONE, 2007; HIPPEN et al., 1997; HELMER et al., 2001; SIEGRIST et al., 1998; VON SPERLING, 2005).

SPENGEL e DZOMBAK (1991) utilizaram biodiscos em escala de bancada no tratamento de lixiviado "velho" com 15-38 mg.DBO/L, 322-385 mg.DQO/L, 156-171 mg.NKT/L e pH entre 7,2-7,7. Foram utilizadas no estudo, três unidades experimentais em escala de bancada, cada qual composta por três estágios com dois biodiscos por estágio, mantendo 40% de suas superfícies imersas no líquido, variaram as taxas de aplicação superficial entre 7,9 e 49,2 ($L/m^2$ área de disco), TDH entre 0,77-0,12 d e os rotatores operaram a 2,3 rpm. Os autores obtiveram remoções de DBO, DQO e amônia de 38%, 80% e 98% respectivamente, reportando que o desempenho das unidades experimentais deu-se de modo inversamente proporcional às cargas aplicadas. Outra unidade operou anaerobiamente, em seqüencia, para desnitrificação, obtendo-se remoção de nitratos da ordem de 42%, sendo requerida a adição de metanol como fonte externa de carbono em uma relação de 2,75 $mg.CH_4O/mg.NO_3^-$.

HENDERSON et al., (1997) trataram lixiviados de aterro com concentrações de amônia e DBO de 202 e 50 mg/L aplicando taxas de 4,5 $g/m^2$.dia, TDH de 0,3 dias e temperatura de 18°C, obtendo remoções de 40% para a matéria orgânica e 90% de nitrogênio amoniacal.

CASTILLO et al. (2007) empregaram biodiscos de 0,3 m e área total de 5,56 m2 em um reator de 20 L para tratar lixiviviado com concentrações de DQO na faixa de 2500-9000 mg/L, chegando a obter remoção de 54% para um tempo de detenção hidráulico de 24 horas.

### 3.5.2.5. Processos biológicos anaeróbios

O processo anaeróbio (reatores de leito fixo, leito fluidizado, leito expandido e UASB) apresenta como vantagem principal a possibilidade de geração de energia a partir do biogás, representando uma alternativa ao uso de combustíveis fósseis, além da pequena geração de lodo, que diminui os custos de transporte e disposicão; mas a eficiência de processos anaeróbios no tratamento de lixiviados caracterizados pela alta heterogeneidade e variabilidade nos valores das concentrações de seus parâmetros físico-químicos e biológicos, ao longo do tempo, pode comprometer a adoção deste tipo de sistema. No caso de lixiviados

estabilizados com uma concentração elevada de matéria orgânica refratária (baixa relação DBO/DQO, inferior a 0,5) resultará ineficiente a aplicação de processos anaeróbios de tratamento (BATSTONE et al, 2002; LIU e FANG, 2002).

Todavia, a dificuldade para o tratamento de lixiviado não reside apenas naqueles lixiviados mais antigos. Mesmo os mais jovens podem apresentar problemas operacionais em função da variabilidade de suas características físico-químicas, das altas cargas orgânicas e 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. A Tabela 3.22 resume os resultados da aplicação de processos anaeróbios no tratamento de lixiviados, onde os maiores índices de eficiência são registrados ao tratar lixiviados novos (SANTOS et al., 2003).

**Tabela 3.22.** Tratamento de lixiviados de aterro sanitário por processos anaeróbios

| | **Características do lixiviado** | | | **Condições operacionais** | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Referencia** | **DQO (mg/L)** | **DBO/DQO** | **pH** | **Volume (L)** | **TDH (dias)** | **Remoção (%)** |
| ***Digestor*** | | | | | | |
| BULL et al. (1983) | 4000 | - | 7,0 | >4 | 86 | 96 |
| | 4000 | - | 7,0 | 2 | 30 | 53 |
| BRITZ et al. (1990) | 18000 | - | 6,26-8,23 | 2 | 3,5 | 80 |
| LIN (1991) | 37000-66600 | 0,4-0,6 | - | 6 | 1-2 | 96 |
| RAUTENBACH e MELLIS (1994) | 1000-4000 | - | - | 155 | - | 90 |
| YI et al. (1994) | 1537 | - | 8,0 | 3300 | 0,75 | 96 |
| MARTIENSSEN e SCHOPS (1997) | 2560 | - | 8,0 | 30 | - | - |
| SUNG e CHANG (1997) | 5100-8300 | 0,43-0,50 | 7,6-9,3 | 1,25 | 2-10 | 56-70 |
| WELANDER e HENRYSSON (1998) | 2000 | - | - | 900 | 0,72 | 20 |
| KHERADMAND et al. (2010) | 48520-62150 | 0,71-0,91 | 5,88-6,74 | 50 | - | 80 |

**Cont. Tabela 3.22.** Tratamento de lixiviados de aterro sanitário por processos anaeróbios

| | Características do lixiviado | | | Condições operacionais | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Referencia** | **DQO (mg/L)** | **DBO/DQO** | **pH** | **Volume (L)** | **TDH (dias)** | **Remoção (%)** |
| ***Reator anaeróbio por carga sequencial*** | | | | | | |
| TIMUR e OZTURK (1997) | 5770 | 0,6 | 7,3-7,8 | 2 | 1,5-10 | 74 |
| TIMUR e OZTURK (1999) | 16200-20000 | 0,6 | 6,9 | 2 | 10 | 83 |
| KENNEDY e LENTZ (2000) | 3210-9190 | - | 6,9 | 1,4 | 1 | 71-90 |
| ZOUBOULIS et al. (2001) | 15000 | - | 7,5 | 8 | - | 75 |
| UYGUR e KARGI (2004) | 5750 | - | 8,6 | 5 | - | 62 |
| NECZAJ et al. (2008) | 3800-4250 | - | - | 5 | 1 | 85 |
| LIM et al. (2010) | 4870 | - | 8,4-8,7 | 10 | - | 72 |
| ***UASB*** | | | | | | |
| GARCIA et al. (1996) | 10000-64000 | - | 6,1-7,8 | 3,5 | 0,1-0,6 | 82 |
| KETTUNEN et al. (1996) | 4300 | 0,67 | 6,8 | 1 | 0,4 | 45 |
| KETTUNEN et al. (1998) | 1500-3200 | 0,61-0,71 | 6,5-7,0 | 40 | 0,96-1,30 | 65-75 |
| BORZACCONI et al. (1999) | 30000 | - | - | 4,6 | 0,75 | 82 |
| TIMUR e OZTURK (1999) | 3800-15900 | 0,54-0,67 | 7,3-7,8 | 2 | 1,5-10 | 83 |
| KENNEDY e LENTZ (2000) | 3210-9190 | - | 6,9-9,0 | 6,2 | 0,5-1 | 77-91 |
| LIN e CHANG (2000) | 9261-12650 | - | 7,2 | 13,5 | 10-1,5 | 58 |
| IM et al. (2001) | 24400 | - | 7,3 | 20 | - | 80-90 |
| OZTURK et al. (2003) | 35000-50000 | 0,5-0,6 | 5,6-7,0 | - | - | 80 |
| AGDAG e SPONZA (2004) | 5400-20000 | - | - | 2,5 | 1,25 | 96-98 |
| BOHDZIEWICZ e KWARCIAK (2008) | 3500-4200 | 0,1 | 8,2-8,4 | 5 | 7 | 76 |

**Cont. Tabela 3.22.** Tratamento de lixiviados de aterro sanitário por processos anaeróbios

| | Características do lixiviado | | | Condições operacionais | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Referencia** | **DQO (mg/L)** | **DBO/DQO** | **pH** | **Volume (L)** | **TDH (dias)** | **Remoção (%)** |
| ***Cont. UASB*** | | | | | | |
| SUN et al. (2010) | 22500 | - | 7,1 | 4,5 | 1 | 96 |
| ***Filtro Anaerobio*** | | | | | | |
| HENRY et al. (1987) | 14000<br>3750 | 0,7<br>0,3 | 5,8<br>6,35-6,58 | 3 | 2-4<br>0,5-1 | 68-95<br>60-90 |
| BAE et al. (1997) | 5000-6000 | - | - | 4 | - | 88 |
| REICHERT e COTRIM (2002) | 40000 | 0,4-0,8 | 4-7 | - | - | 90 |
| ***Reator de leito fluidizado*** | | | | | | |
| IMAI et al. (1998) | 108 | 0,06 | 8,0 | 4,5 | - | 45-57 |
| GOURDON et al. (1992) | 1930 | - | 7,2 | 1 | - | 75 |
| SUIDAN et al. (1993) | 1100-3800 | - | - | 7,9 | - | 82 |

### 3.5.2.6. Tratamento biológico de lixiviado por processo de nitritação/desnitritação

As dificuldades do tratamento do lixiviado estão relacionadas com a sua alta concentração de matéria orgânica e de nitrogênio, principalmente na forma amoniacal (500 a 2000 mg.N/L), sendo citado como um dos componente mais significativos, já que ao contrário da matéria orgânica, a concentração deste elemento não é dependente da fase de decomposição dos resíduos. As principais fontes de nitrogênio em lixiviados de aterro são os resíduos sólidos urbanos, cujas concentrações estão diretamente relacionadas à quantidade de matéria orgânica presente nestes. Outras fontes podem os produtos de limpeza e de preservação de madeira, assim como a carne preservada com amônia (AKERMAN, 2005; FLECK, 2003).

Para remoção de nitrogênio, segundo a EPA (2000), as tecnologias baseadas nos processos biológicos (algumas descritas nas seções anteriores) são mais econômicas e efetivas, por causa dos menores custos dos processos biológicos quando comparados aos físico-químicos,

ausência de produtos químicos prejudiciais ao meio ambiente, menores custos de implantação e operação, embora o impacto financeiro da adequada disposição final da fase sólida (lodo biológico gerado no processo) necessite de uma avaliação criteriosa. Também deve ser ressaltado que cada aterro gera um lixiviado com características particulares, e ainda, no mesmo aterro, à medida que os resíduos permanecem maior tempo em processo de decomposição, suas características sofrem alterações importantes (KARGI et al., 2003; OZTURK et al., 2003; YUN et al., 2004).

Desde a última década do século XX, os pesquisadores e técnicos têm buscado a aplicação de rotas biológicas alternativas para remoção de nitrogênio e compostos orgânicos de águas residuarias. O acúmulo de nitrito e sua posterior redução a nitrogênio gasoso passaram a despertar interesse principalmente pela possibilidade de economia no dimensionamento de sistemas de aeração em estações de tratamento de águas residuárias. Tal interesse justifica-se, uma vez que a produção de nitrito é uma condição intermediária sempre presente em sistemas projetados para nitrificação. Essa alternativa é usualmente denominada de nitritação, via simplificada ou via curta (FUX e SIEGRIST, 2004).

***Nitritação/Desnitritação:*** Diferente da remoção biológica do nitrogênio por meio do processo convencional, têm-se desenvolvido tecnologias para que seja possível acumular o nitrito durante o processo de nitrificação e fazer o uso deste íon como o principal aceptor dos elétrons no processo de desnitrificação biológica (PHILIPS et al., 2002; RUIZ et al., 2006).

A remoção biológica de nitrogênio 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 etapa de transformação do nitrito para nitrato (TURK e MAVINIC, 1989; PHILIPS et al., 2002; RUIZ et al., 2006).

A oxidação do nitrogênio amoniacal com ocorrência do acúmulo de nitrito é a fase crítica para a nitritação. Raramente o nitrito é observado no ambiente em concentrações elevadas, pois a taxa de crescimento dos micro-organismos nitratantes é maior que a dos nitritantes (os micro-organismos nitratantes utilizam o substrato mais rápido que os nitritantes), razão pela qual o nitrito raramente acumula durante o tratamento de algumas águas residuárias, como o esgoto sanitário. A remoção do nitrogênio pela via curta pode proporcionar economia de até 25% na demanda de oxigênio dissolvido (OD) e 40% na demanda de matéria orgânica necessária para

desnitrificação (Figura 3.4). Esta economia torna a aplicação do processo interessante para tratamento de águas residuárias com elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal e baixa relação C/N, como lixiviados de aterros sanitários estabilizados. Além disso, proporciona de 30 a 40% de redução do volume do reator e elevada taxa de desnitritação. A Tabela 3.23 mostra uma série de trabalhos que buscaram a remoção de nitrogênio amoniacal presente em águas residuárias, utilizando o nitrito como aceptor de elétrons (BAE et al., 2002; BLACKBURNE et al., 2008; VILLAVERDE et al., 2000).

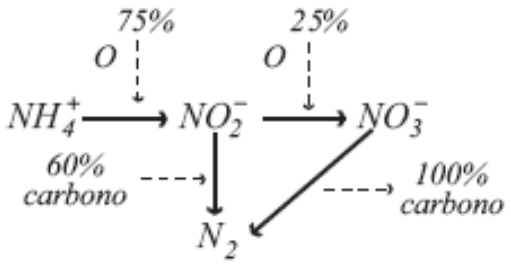



**Figura 3.4.** Consumo de oxigênio e carbono no processo de nitrificação/desnitrificação convencional e via nitrito

**Tabela 3.23.** Trabalhos visando à remoção de N-$NH_3$ pelo processo de nitritação de águas residuais

| Observações do estudo | Características do despejo | Referência |
|---|---|---|
| Até 75% de acúmulo de N-$NO_2^-$ com concentração de OD ~ 0,5 mg.$O_2$/L, em reator de lodo ativado operado em batelada alimentada. T ~ 25°C, TRH-1,5 a 8 dias e pH-7,3 a 7,8. | Sintético<br>80 mg.N-$NH_3$/L<br>500-1000 mg.DQO/L | HANAKY et al. (1990) |
| 85% de acúmulo da carga de N-$NH_3$ como N-$NO_2^-$ em reator de lodo ativado operado em bateladas sequenciais. | Sintético<br>35 mg.N-$NH_3$/L<br>300-330 mg.DQO/L | RHEE et al. (1997) |
| Acúmulo de até 300 mg.N-$NO_2^-$/L, operando um reator de lodo ativado em escala de bancada, mantendo concentrações de amônia livre de 1 a 6 mg.$NH_3$/L e pH de 8. | Sintético<br>500 mg.N-$NH_4^+$/L<br>776 mg.DQO/L<br>500 mg.DBO/L | SURMACZ-GÓRSKA et al. (1997) |

**Cont. Tabela 3.23.** Trabalhos visando à remoção de $N\text{-}NH_3$ pelo processo de nitritação de águas residuais

| Observações do estudo | Características do despejo | Referência |
|---|---|---|
| Operando um reator de lodo ativado em bateladas sequenciais, notaram que houve inibição seletiva das bactérias que oxidam nitrito e propuseram duas possíveis explicações: a primeira, pela inibição seletiva pela amônia livre; a segunda, pela interação entre bactérias oxidantes de nitrogênio amoniacal e as redutoras de nitrito. | Águas residuárias de indústria de amido 2000 $mg.N\text{-}NH_4^+/L$ | VILLAVERDE et al. (2000) |
| Operando um reator de lodo ativado em bateladas sequenciais, registraram as maiores taxas de acúmulo de $N\text{-}NO_2^-$ mantendo valores de pH de 8 e concentração de oxigênio dissolvido de 1,5 $mg.O_2/L$. | Sintético 50 $mg.N\text{-}NH_4^+/L$ | BAE et al. (2002) |
| OD entre 1,0 e 2,0 $mg.O_2/L$ e concentrações de amônia livre entre 1,0 e 3,0 $mg.NH_3/L$ permitiram o acúmulo de nitrito em um reator Air-Lift escala de bancada (3 L) | Sintético 300-750 mg.N/L | KIM et al. (2003) |
| Operando um reator de lodo ativado em escala de bancada (2,5 L) e mantendo valores de pH<6,5 ou pH=9,0, ocorreu uma completa inibição da oxidação da amônia. Com valores de entre 6,5<pH<8,9 registrou-se oxidação de amônia a $N\text{-}NO_2^-$ e/ou $N\text{-}NO_3^-$ | Sintético 610 mg.N/L | RUIZ et al. (2003) |
| Investigaram condições ótimas para a nitrificação parcial variando o pH (6,5-9,0) e OD (0,5-2,5 $mg.O_2/L$) e temperatura fixa em 30°C, operando um reator de lodo ativado em bateladas sequenciais. A maior porcentagem de acúmulo de $N\text{-}NO_2^-$ se registrou com pH de 7,5 e OD de 1,5 $mg.O_2/L$. | Sintético 60 $mg.N\text{-}NH_4^+/L$ | JIANLONG e NING (2004) |

**Cont. Tabela 3.23.** Trabalhos visando à remoção de $N\text{-}NH_3$ pelo processo de nitritação de águas residuais

| Observações do estudo | Características do despejo | Referência |
|---|---|---|
| O sistema de 3 reatores de leito móvel, operando com valores de OD (3,5-4 $mg.O_2/L$), apresentou acúmulo sustentado de $N\text{-}NO_2^-$ ao longo de 220 dias de operação. | Sintético 300 mg.N/L | YUN et al. (2004) |
| Em um reator de lodo ativado operado com pH de 7,8, temperatura de 25°C e valores de OD entre 0,5 a 2,4 $mg.O_2/L$, acumulou-se de 80% de nitrito e removeu-se mais do 90% com concentração de OD de 1,4 $mg.O_2/L$. | Sintético 500 mg. $N\text{-}NH_4^+/L$ | CIUDAD et al. (2005) |
| Operando um reator de lodo ativado em bateladas sequenciais, escala de bancada, com etapas aeróbia (60 a 150 minutos) e anóxica (30 a 120 minutos), mantendo concentrações de OD na faixa de 1,0-2,0 $mg.O_2/L$, T de 30 a 32°C, registrou-se remoção de 93% de NTK. | Sobrenadante de digestão anaeróbia do lodo de uma ETE, com concentrações de 1196 mg.N/L. | FUX et al. (2006) |
| Lodo ativado operado em bateladas seqüenciais em escala de bancada. Obteve remoção de 90% de NTK. | Sobrenadante de digestão anaeróbia do lodo de uma ETE, com concentrações de 800 a 900 mg.N/L e DQO de 1500 a 2000 $mg.O_2/L$. | DOSTA et al. (2007) |
| Operaram um reator de leito fluidizado, mantendo concentrações de OD de 1,5 a 2,5 $mg.O_2/L$. Alcançaram conversão de 90% do nitrogênio amoniacal e 65% de acúmulo de $N\text{-}NO_2^-$. | Sintético 500 mg. $N\text{-}NH_4^+/L$ | ASLAN e DAHAB (2007) |
| Obtiveram acúmulo de 95% de $N\text{-}NO_2^-$, operando reator de lodo ativado operado em bateladas sequenciais em escala de bancada | Esgoto doméstico 54 a 78 $mg.N\text{-}NH_4^+/L$ e DQO de 121 a 416 $mg.O_2/L$ | ZENG et al. (2008) |

**Cont. Tabela 3.23.** Trabalhos visando à remoção de N-$NH_3$ pelo processo de nitritação de águas residuais

| Observações do estudo | Características do despejo | Referência |
|---|---|---|
| Operando reator por bateladas sequenciais, registraram remoção de até 80% de amônia e acúmulo de N-$NO_2^-$ entre 35-78%. | Efluente de indústria porcina (1680-3940 mg.N-$NH_4^+$/L e DQO 11520-16840 mg.$O_2$/L) e sobrenadante de digestor anaeróbio (1650-1920 mg.N-$NH_4^+$/L e DQO 5230-8320 mg.$O_2$/L). | IM e GIL (2011) |

O processo de nitritação ocorre em duas etapas e tem início dentro da membrana citoplasmática da bactéria nitritante, quando o nitrogênio é oxidado à hidroxilamina ($NH_2OH$), sendo esta reação mediada pela enzima amônia monoxigenase. A hidroxilamina é posteriormente transportada para o periplasma, onde é convertida para nitrito, reação mediada pela enzima hidroxilamina oxidoredutase. Simultaneamente à oxidação do nitrogênio, ocorre a formação de íons de hidrogênio ($H^+$) (DOSTA et al., 2007; HAGOPIAN e RILEY, 1998; JIANLONG e NING, 2004).

Essas duas etapas podem ser representadas pelas Equações 3.13 e 3.15.

(3.13)
(3.14)

(3.15)

No processo de nitritação (Equação 3.13), para que 1,0 mol de nitrogênio amoniacal seja oxidado a nitrito, os micro-organismos utilizam 1,5 mol de oxigênio, ao contrário da nitrificação até o nitrato, na qual são necessários 2,0 mols de oxigênio. Isso representa uma diminuição de 25% na demanda de oxigênio dissolvido necessária para oxidação do nitrogênio (FUX et al., 2006; RUIZ et al., 2003).

De acordo com PHILIPS et al. (2002), em condições normais, as oxidações do nitrogênio amoniacal e do nitrito são acopladas. Esses mesmos autores informam que as bactérias nitrificantes são sensíveis às variações das condições ambientais e que a estabilidade das taxas de oxidação do nitrogênio entre as bactérias que oxidam amônia (BOA) e às que oxidam

nitrito (BON) pode facilmente ser afetada, o que geralmente contribui para o acúmulo do nitrito.

As condições necessárias para que ocorra desnitrificação são: a presença de massa bacteriana facultativa, a ausência de oxigênio dissolvido (ambiente anóxico), a presença da matéria orgânica para servir como fonte de carbono e de elétrons e as condições ambientais adequadas ao processo (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999).

Os micro-organismos desnitrificantes possuem mecanismos biológicos que possibilitam a troca do aceptor de elétrons, como a síntese de enzimas que os capacitam a utilizarem o nitrato e o nitrito como os aceptores, possibilitando a mudança no estado de oxidação-redução dos compostos envolvidos no processo (EPA, 2000).

Na nitrificação, o estado de oxidação do nitrogênio amoniacal muda de -3 na amônia para +5 no nitrato (Figura 3.5), o que significa que ocorre a transferência de 8 elétrons para o aceptor ($O_2$). De acordo com a Equação 3.16 são necessários 2 mols de $O_2$ para cada 1 mol do íon amônio oxidado, o que representa 4,57 mg.$O_2$/mg.N-$NH_3$ convertido. Quando ocorre a etapa de desnitrificação, há nova mudança no estado de oxidação do nitrogênio, esse é convertido de +5 no nitrato para 0 no nitrogênio gasoso, isso significa que 5/8 dos elétrons são recuperados com a desnitrificação, com equivalência ao $O_2$ de (5/8 x 4,57) 2,86 mg.$O_2$/mg.N-$NO_3^-{}_{(reduzido)}$ (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999).

O balanço de oxigênio no processo de nitrificação/desnitrificação convencional é igual a 4,57 mg.$O_2$ – 2,86 mg.$O_2$ = 1,71 mg.$O_2$. O que significa que para cada 1,0 mg.$N_{(removido)}$ são consumidos 1,71 mg.$O_2$ (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999).

NITRIFICAÇÃO → | → DESNITRIFICAÇÃO

| -3 | -1 | +1 | +3 | +5 | +3 | +2 | +1 | 0 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $NH_3$ | $NH_2OH$ | NHO | $NO_2^-$ | $NO_3^-$ | $NO_2^-$ | NO | $N_2O$ | $N_2$ |
| Amônia | Hidroxilamina | Nitroxil | Nitrito | Nitrato | Nitrito | Óxido nítrico | Óxido nitroso | Nitrogênio gasoso |

**Figura 3.5.** Diferentes estados de oxi-redução do nitrogênio no processo de nitrificação/desnitrificação

(3.16)

Na nitritação/desnitritação, o estado de oxidação varia de -3 no nitrogênio amoniacal para +3 no nitrito, o que representa a transferência de 6 elétrons para o oxigênio. De acordo com a Equação 3.17, é necessário 1,5 mol de $O_2$ para cada 1 mol de nitrogênio amoniacal oxidado até nitrito, o que representa em massa 3,43 $mg.O_2/mg.N\text{-}NH_{3(convertido)}$. Na etapa de desnitritação, com a utilização do nitrito como aceptor de elétrons, o estado de oxidação é novamente alterado de +3 no nitrito para 0 no nitrogênio gasoso. Nessa reação de desnitritaçãon 3/6 dos elétrons transferidos na etapa nitrificante são recuperados, representando a equivalência ao OD de (3/6 x 3,43) = 1,71 mg. $O_2$/mg $N\text{-}NO_2^{-}{}_{(reduzido)}$. Com isso, o balanço de oxigênio no processo de nitritação/desnitritação é igual a (3,43 $mg.O_2$–1,71 $mg.O_2$)= 1,71 $mg.O_2$. O que significa que para cada 1,0 $mg.N_{(removido)}$ via nitrito são consumidos 1,71 $mg.O_2$. Do total de matéria orgânica removida da água residuária, 2/3 (medido como DQO) é sintetizado por anabolismo e 1/3 é efetivamente oxidado, refletindo no consumo de oxigênio na proporção 0,33 $g.O_2/g\ DQO_{(removida)}$ (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999).

Sendo a equivalência de 1 $mg.N\text{-}NO_3^{-}$ = 2,86 $mg.O_2$ no processo de desnitrificação convencional, então o consumo teórico da matéria orgânica, quando o nitrato é utilizado como oxidante, expresso em termos de Demanda Química de Oxigênio, pode ser estimado pela Equação 3.17. Para o processo de desnitritação há equivalência de 1 $mg.N\text{-}NO_2^{-}$ = 1,71 $mg.O_2$, então o consumo da matéria orgânica, em termos de DQO, na desnitritação pode ser estimado pela Equação 3.18.

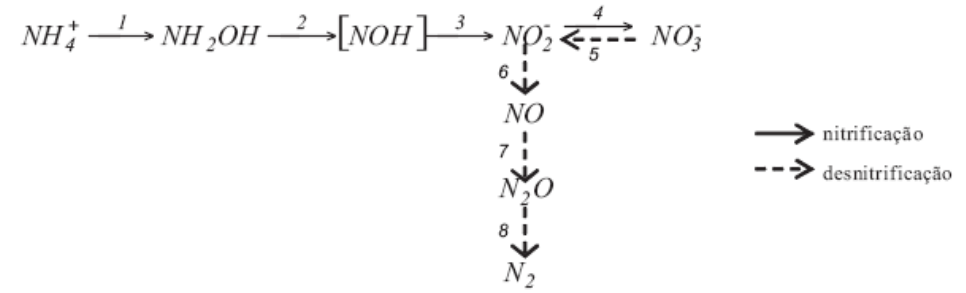
— (3.17)

— (3.18)

Com isso, pode ser estimado (Equação 3.19) que há economia de 40 % na demanda da matéria orgânica necessária para a desnitritação.

——— (3.19)

***Estratégias para acúmulo e manutenção do nitrito:*** A remoção biológica de nitrogênio 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 (Figura 3.6).




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.

**Figura 3.6.** Possível caminho metabólico para a nitritação e desnitritação

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 favorecer a redução para nitrogênio gasoso, sendo o ponto crítico do processo alcançar o acúmulo de nitrito, evitando a sua oxidação. As estratégias estudadas para o acúmulo de nitrito têm como principal objetivo a manutenção do ambiente favorável para as bactérias que oxidam amônia (BOA) em detrimento das que oxidam nitrito (BON). Esses métodos baseiam-se, principalmente, na regulação apropriada de fatores que, individuais ou combinados, exercem influência no processo, como: temperatura, concentração de oxigênio dissolvido, concentração de amônia livre, pH do meio, hidroxilamina livre (não ionizada) (ASLAN e DAHAB, 2007; YOO *et al.*, 1999).

Esse acúmulo de nitrito em sistemas biológicos de tratamento de águas residuárias, quase sempre, resulta de alterações na cinética de crescimento das bactérias envolvidas no processo de nitrificação. O desequilíbrio pode ocorrer pelo acréscimo da taxa de oxidação da amônia, preterindo a taxa de oxidação do nitrito. (PHILIPS et al., 2002).

ANTHONISEN et al., (1976) realizaram um trabalho pioneiro e postularam que o acúmulo de nitrito poderia estar relacionado a concentrações de amônia livre (Equação 3.20) e de ácido

nitroso ($HNO_2$) não ionizado; e que certas concentrações dessas espécies químicas poderiam ser inibitórias a todo processo de nitrificação.

(3.20)

Esses pesquisadores coletaram dados da literatura, realizaram experimentos em escala de bancada e corroboraram seus resultados com outros estudos independentes, concluindo que:

- As concentrações de amônia livre que inibem as bactérias oxidantes de amônia são maiores que as inibidoras para os micro-organismos que oxidam nitrito. A faixa de inibição das oxidantes de amônia foi de 10 a 150 mg $NH_3$/L, enquanto a inibição das oxidantes de nitrito ocorreu na faixa de 0,1 a 10 mg $NH_3$/L.
- Concentrações de ácido nitroso não ionizado ($HNO_2$) entre 0,22 e 2,8 mg $HNO_2$/L causaram inibição de todo processo de nitrificação;
- As concentrações inibitórias da amônia livre e de ácido nitroso não ionizado para nitrificação foram afetadas pela adaptação dos micro-organismos, temperatura e número de organismos nitrificantes

ANTHONISEN et al., (1976) então propuseram Equações 3.21 e 3.22 relacionando as concentrações de amônia livre e ácido nitroso não ionizado com o pH do meio aquoso.

(3.21)

(3.22)

PHILLIPS et al., (2002) confirmaram as observações de ANTHONISEN et al. (1976) e ressaltaram que a concentração do íon-amônio ($NH_4^+$) pode causar o acúmulo de nitrito, mas o efeito da amônia livre ($NH_3$) era aparentemente mais pronunciado. A amônia livre é uma inibidora competitiva da atividade da enzima *nitrito-redutase*, a qual está localizada na membrana celular das bactérias oxidantes de nitrito. ANTHONISEN et al. (1976), durante a condução das suas pesquisas, observaram que alterações de temperatura também influenciavam de maneira significativa o equilíbrio entre $NH_3/NH_4^+$ e $HNO_2/NO_2^-$ (Equações 3.21 e 3.22). Acréscimos na temperatura causam uma elevação da concentração da amônia livre, possibilitando acúmulo de $N\text{-}NO_2^-$. A concentração de $NH_3$ a 30 °C é cerca de duas

vezes maior que a 20 °C, para o mesmo pH e mesma concentração de nitrogênio amoniacal total. Além de influenciar o equilíbrio entre as espécies químicas, a relação entre as taxas de crescimento dos micro-organismos nitrificantes muda com a temperatura (Figura 3.7). Para PHILLIPS et al., (2002), a temperatura ótima para nitritação é maior que para nitratação, mas em temperaturas superiores a 25°C, a taxa máxima de crescimento específico das *Nitrobacter* sp é inferior a das *Nitrossomonas* sp, possibilitando o acúmulo de $N\text{-}NO_2^-$.

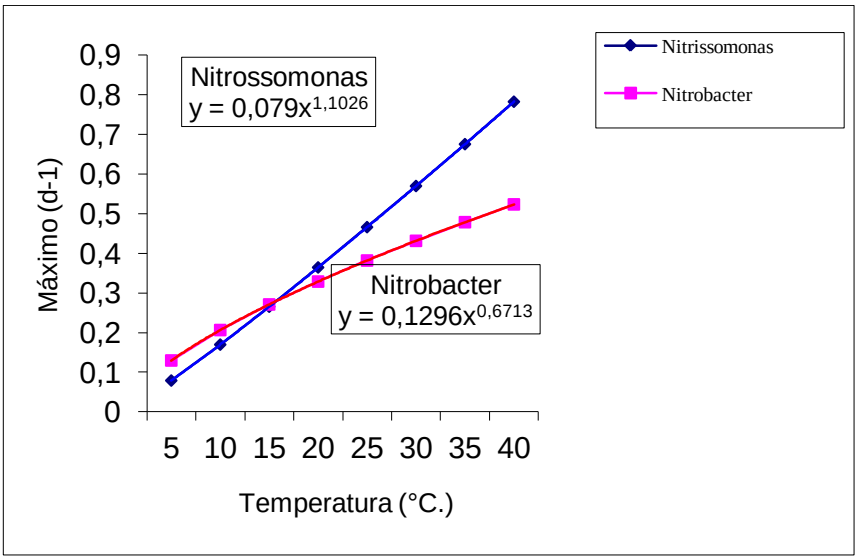



**Figura 3.7.** Curvas das velocidades máximas específicas de crescimento em função da temperatura para *Nitrossomonas* sp *e* Nitrobacter sp. (Fonte: Adaptado de VERSTRAETE e PHILIPS, 1998)

O desequilíbrio entre as espécies químicas envolvidas no processo de nitritação também pode ser induzido pela manipulação de outros parâmetros, sendo que os mais usuais são: a concentração de amônia afluente; idade do lodo; potencial hidrogeniônico (pH), temperatura; concentração de oxigênio dissolvido e presença de substâncias tóxicas (BAE et al., 2002; GARRIDO et. al., 1996; GRUNDITZ e DALHAMAR, 2001; GUSTAVSSON et al., 2008; JOO et. al., 2000; RUIZ et al., 2003; YOO et al., 1999).

Outros fenômenos tais como: razão DQO/N, concentração de hidroxilamina livre, tipo de operação do sistema de tratamento (contínuo ou bateladas sequenciais), contato entre a biomassa e a água residuária, tipo de cultivo da biomassa (imobilizada ou em suspensão), concentração de carbono inorgânico, também podem influenciar para o acúmulo de nitrito no conteúdo dos reatores (AKERMAN, 2005; FUX et al., 2006; GANIGUE, 2009; HELMER et al., 2001; PHILIPS et al., 2002; ).

## 3.6. Legislação pertinente aos lixiviados

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 predomínio da forma amoniacal. Quando lançados em corpos de água, os lixiviados podem causar os seguintes danos:

- Afetar a vida aquática, uma vez que o nitrogênio amoniacal é facilmente oxidado por organismos nitrificantes, 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) pois impede as trocas gasosas nas guelras dos peixes;
- 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;
- A poluição por nitrogênio está diretamente relacionada à acidificação dos solos, eutrofização em ecossistemas marinhos próximos à costa e perda da biodiversidade em vários ecossistemas aquáticos e terrestres.

Diante dos problemas ambientais e de saúde pública, expostos anteriormente e, considerando que a saúde e o bem-estar humano, assim como o equilíbrio aquático, não devem ser afetados pela deterioração da qualidade das águas, tornou-se necessário o estabelecimento de limites de concentrações desses compostos. Desta forma, por meio da Resolução CONAMA 357 de 17 de marco de 2005, foram definidos os limites mostrados na Tabela 3.24 apresenta os valores máximos admissíveis dos parâmetros relativos às formas químicas do nitrogênio, de acordo com a resolução CONAMA 357/2005.

No estado de São Paulo, o Decreto Estadual n° 8.468 (São Paulo, 1976), estabelece no Art. 11 e Art. 12 para águas de Classe 2 e 3, respectivamente, que não poderão ser lançados efluentes, mesmo tratados, que prejudiquem sua qualidade pela alteração dos seguintes parâmetros ou valores:

Amônia 0,5 mg.N/L;

Nitrato 10,0 mg.N/L;

Nitrito 1,0 mg.N/L;

**Tabela 3.24.** Padrões de qualidade máximos admissíveis das formas de nitrogênio para cursos de água

| | | Variáveis | | |
|---|---|---|---|---|
| **Cursos de Água** | **Classe** | **Nitrato (mg.N/L)** | **Nitrito (mg.N/L)** | **Nitrogênio Amoniacal Total (mg.N/L)** |
| **Doce** | I e II | 10,0 | 1,0 | 3,7 (pH≤7,5)<br>2,0 (7,5<pH≤8,0)<br>1,0 (8,0<pH≤8,5)<br>0,5 (pH>8,5) |
| | III | 10,0 | 1,0 | 13,3 (pH≤7,5)<br>5,6 (7,5<pH≤8,0)<br>2,2 (8,0<pH≤8,5)<br>1,0 (pH>8,5) |
| **Salina** | I | 0,4 | 0,07 | 0,4 |
| | II | 0,7 | 0,2 | 0,7 |
| **Salobra** | I | 0,4 | 0,07 | 0,4 |
| | II | 0,7 | 0,2 | 0,7 |

Apesar desses valores pré-estabelecidos, deve-se observar que a Resolução 357 do CONAMA ressalva a obrigatoriedade da realização de testes ecotoxicológicos permitindo aos órgãos ambientais estaduais adotarem valores mais restritivos que o preconizado, quando comprovados efeitos tóxicos agudos em organismos aquáticos ou inviabilizar o abastecimento das populações; assim como, permitir valor mais elevado que o estabelecido, associando testes ecotoxicológicos, toxicológicos e estudos de dispersão no corpo receptor, desde que não prejudique os usos previstos para o corpo d'água.

# 4. MATERIAL E METODOS

## 4.1. Descrição geral da pesquisa

O ponto de partida da presente investigação foi o estudo da remoção biológica de nitrogênio e compostos orgânicos do lixiviado de aterro sanitário pelo processo de nitritação/desnitritação em um reator de lodo ativado operado em batelada sequencial. Ao longo da primeira etapa, buscou-se ajustar a duração das etapas anóxica e aerada e as condições operacionais, tais como razão de diluição e taxas de aplicação volumétricas, para conferir estabilidade ao tratamento biológico. Avaliou-se, também, a possibilidade da utilização da matéria orgânica presente no lixiviado como fonte de carbono pelos micro-organismos heterotróficos desnitritantes, assim como observar o impacto dos compostos presentes no lixiviado sobre a estabilidade do processo de nitritação/desnitritação.

A partir dos resultados da primeira etapa, foi ajustada a duração das reações que conformaram cada ciclo de tratamento na segunda etapa da pesquisa, sendo aplicada a oxidação do nitrogênio amoniacal presente no despejo com acúmulo sustentado de nitrito ao final da fase aeróbia dos ciclos de tratamento, e a utilização da matéria orgânica presente no próprio lixiviado como fonte de carbono para desnitritação. Em uma terceira etapa, utilizou-se uma fonte externa de carbono (etanol) em um reator de polimento para o alcance da redução biológica de todo o nitrogênio oxidado a nitrogênio gasoso.

Na quarta etapa da pesquisa, foi operado um segundo reator de lodo ativado em bateladas sequenciais, com a finalidade de estudar o processo de nitritação/desnitritação, empregando uma fonte de carbono externa (etanol) para os micro-organismos heterotróficos desnitritantes durante a etapa anóxica do tratamento.

Devido às elevadas concentrações de compostos orgânicos recalcitrantes de alto peso molecular no efluente final dos sistemas biológicos de tratamento, foi requerida a aplicação de um pós-tratamento, por processos de adsorção em hidróxido de ferro e carvão ativado em pó (CAP).

### 4.1.1. Caracterização do lixiviado de aterro sanitário utilizado durante a pesquisa

Durante a Primeira, Segunda e Quarta etapa da pesquisa, os reatores de lodos ativados foram alimentados com lixiviado gerado no aterro sanitário São João (Figura 4.1), localizado na zona leste do Município de São Paulo, o qual recebeu ao longo de quinze anos de operação (de 1992 a 2007) 27,9 milhões de toneladas de resíduos domiciliares. A vazão de lixiviado produzido durante os últimos meses foi de 1800 $m^3$/dia, sendo o mesmo transportado até a Estação Piquerí de recepção de efluentes não domésticos, operada pela SABESP, na cidade de São Paulo.

**Figura 4.1.** Vista geral do aterro sanitário São João

Para condução da presente pesquisa, as amostras de lixiviado foram coletadas em intervalos regulares de 15 a 30 dias, direto do caminhão tanque, em galões de 20 litros e encaminhadas ao Laboratório de Saneamento da Escola Politécnica da USP. Ao chegar ao laboratório, eram imediatamente submetidas à refrigeração (4°C). A Tabela 4.1 mostra os valores das variáveis de caracterização do despejo obtidos ao longo da investigação. A realização das análises físico-químicas de caracterização ocorriam antes do início de um novo ciclo de tratamento.

**Tabela 4.1.** Caracterização do lixiviado produzido no Aterro Sanitário São João (São Paulo)

| Parâmetro | Número de Dados | Valor Mínimo | Valor Máximo | Valor médio ± desvio padrão |
|---|---|---|---|---|
| pH | 40 | 7,86 | 8,50 | |
| Alcalinidade Total (mg.$CaCO_3$/L) | 40 | 4800 | 9880 | 8035±1230 |
| DQO (mg.$O_2$/L) | 40 | 1000 | 12400 | 5341±2590 |
| DBO (mg.$O_2$/L) | 40 | 198 | 2909 | 1010±691 |
| COT (mg.COT/L) | 40 | 578 | 3475 | 1510±879 |
| DBO/DQO | 40 | 0,03 | 0,74 | 0,22±0,17 |
| DBO/COT (mg.$O_2$/ mg.C) | 40 | 0,22 | 0,96 | 0,64±0,19 |
| Nitrogênio Total (mg.N/L) | 40 | 1344 | 2610 | 1997±385 |
| Nitrogênio Amoniacal (mg.N/L) | 40 | 868 | 2296 | 1790±363 |
| Nitrito (mg.N-$NO_2^-$/L) | 40 | - | - | nd |
| Nitrato (mg.N-$NO_3^-$/L) | 40 | - | - | nd |
| ST (mg/L) | 40 | 6625 | 14138 | 9530±1915 |

**nd: Não detectado pelo método analítico (Limite mínimo de detecção do método analítico: 5 µg/L)**

### 4.1.2. Inóculo e partida do sistema

O inóculo (lodo) utilizado para a partida do reator biológico foi coletado na linha de retorno do decantador secundário da estacão de tratamento de esgoto Barueri, localizada na cidade de Barueri-Estado de São Paulo. A estacão compõe-se de um sistema de lodos ativados convencional, com capacidade para tratar 9,5 $m^3$/s de esgoto, sendo sua vazão atual em torno de 7,0 $m^3$/s. Considerou-se a biomassa adaptada quando se observou acúmulo sustenado de N-$NO_2^-$ no sistema, sendo esse período de adaptacão de três meses (IM et al., 2001; CAMPOS et al., 2002; UYGUR e KARGI, 2004; AMARAL, 2009;).

### 4.1.3. Instalações experimentais e procedimentos de rotina

Durante a Primeira e Segunda Etapa, foi operado um sistema de lodo ativado em bateladas sequenciais com volume igual a 100 litros (Reator R-1). O reator (Figura 4.2) foi construído em acrílico, com dimensões internas (comprimento x largura x profundidade) de 42 x 42 x 66 cm. Foram acoplados: um sistema de dispersão de ar; compressor de ar com potência de 20 Watts e vazão de 30 litros de ar/minuto e um agitador mecânico com potência de 12 HP e 2752 g.

**Figura 4.2.** Vista superior do reator biológico R-1 durante a etapa aeróbia de um dos ciclos de tratamento

O sobrenadante descartado ao final dos ciclos de tratamento do Reator R-1 apresentava uma concentração elevada de nitrogênio oxidado ($N\text{-}NO_x$), sendo conduzido um tratamento complementar em um reator de polimento, também operado em bateladas, com volume útil de 5 litros, onde foi empregado etanol como fonte de carbono para os organismos desnitritantes durante a Terceira Etapa da pesquisa. O reator para polimento final era equipado com um agitador e utilizaram-se bombas de aquário e pedras porosas para difusão do oxigênio na massa de líquido durante a etapa aeróbia.

Durante a Quarta Etapa da pesquisa, foi operado um terceiro reator (Reator R-2) de lodo ativado em bateladas seqüenciais, com volume igual a 50 litros e construído em chapa de aço inoxidável (Figura 4.3), com espessura de dois mm e dimensões: 35 x 35 x 40 cm. Completavam o sistema: um agitador mecânico (Marca Nova Ética-Modelo 105S); sistema de dispersão de ar na massa líquida do reator, constituído de pedras porosas, similares às utilizadas em aquários domésticos no fundo do tanque; e compressor de ar eletromagnético, com potência igual a 20 Watts e Vazão de 30 litros de ar/minuto (Marca Boyu, Modelo ACQ-001).

O pós-tratamento físico-químico aplicado na Quinta Etapa do estudo foi realizado em aparelho de jar-test composto por cinco jarros em acrílico com volume de 1,0 L; controlador de rotação; hastes e pás planas em aço inox, conforme mostrado na Figura 4.4.

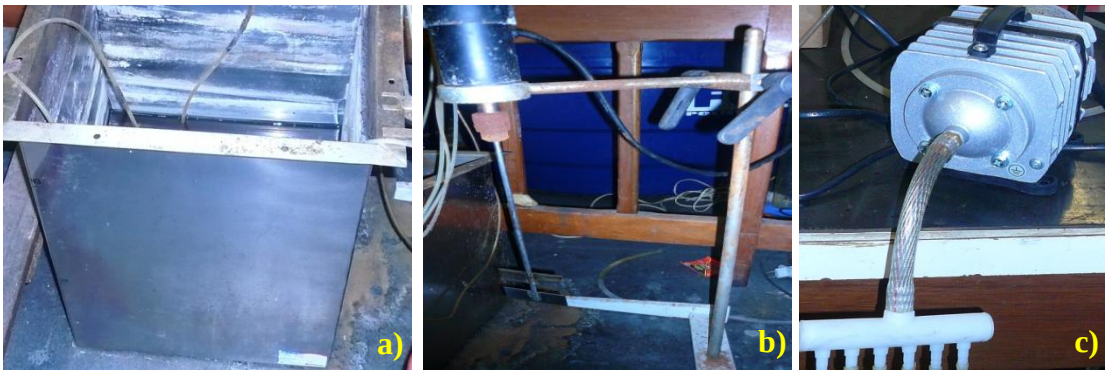



**Figura 4.3.** Componentes do reator biológico R-2 (a) reator de chapa de aço inoxidável; (b) agitador mecânico; (c) compressor de ar

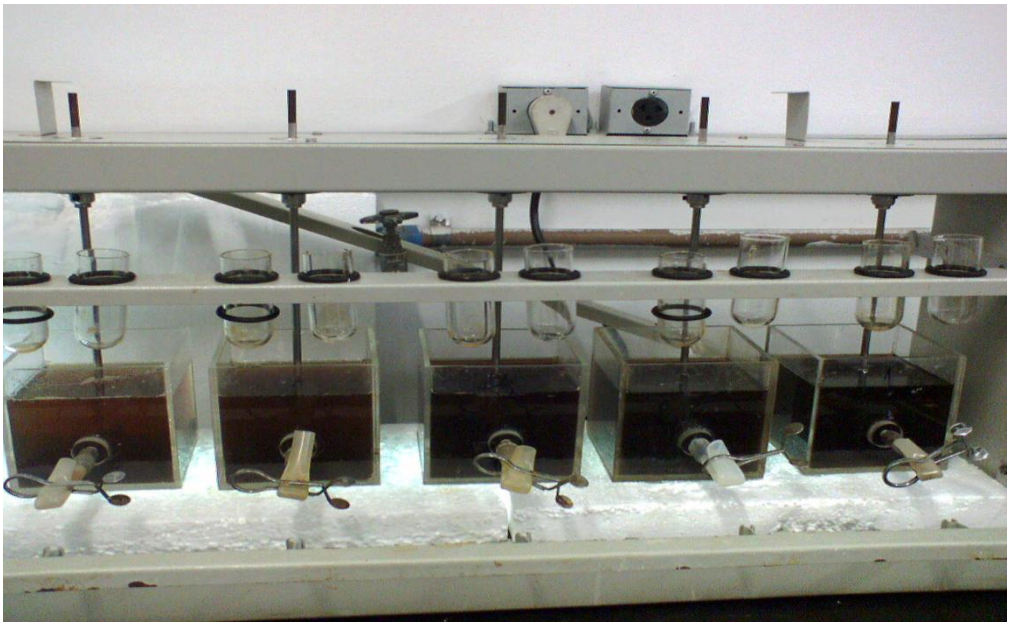


**Figura 4.4.** Equipamento jar-test empregado no pós-tratamento físico-químico do efluente gerado nos reatores biológicos

## 4.2. Operação e condução da pesquisa

### 4.2.1. Primeira Etapa: Estudos Preliminares e ajuste das condições operacionais no Reator R-1

Durante a sequência cronológica das diferentes etapas dos ciclos de tratamento (Figura 4.5), buscava-se a oxidação do nitrogênio amoniacal com acúmulo sustentado de nitrito (nitritação) ao longo da etapa aeróbia dos ciclos e a redução do nitrito acumulado a nitrogênio gasoso (desnitritação) empregando a matéria orgânica do lixiviado (única fonte de carbono presente) como doador de elétrons durante a reação anóxica, retirando-se amostras em intervalos de tempo pré-definidos para realização de análises específicas.

A operação tradicional de um sistema de lodo ativado em bateladas sequenciais pressupõe a definição de um intervalo de tempo fixo, para cada uma das etapas dos ciclos de tratamento. A duração dessas etapas (anóxica, aerada, repouso e descarte) foi ajustada durante a pesquisa, e não pré-estabelecida (GUO et al., 2009) . O tempo destinado a essas reações foi pesquisado

e fixado durante esta etapa, já que é uma condição primordial para o alcance da estabilidade e eficiência do tratamento. A Primeira Etapa foi dividida em duas fases: Fase I e Fase II.

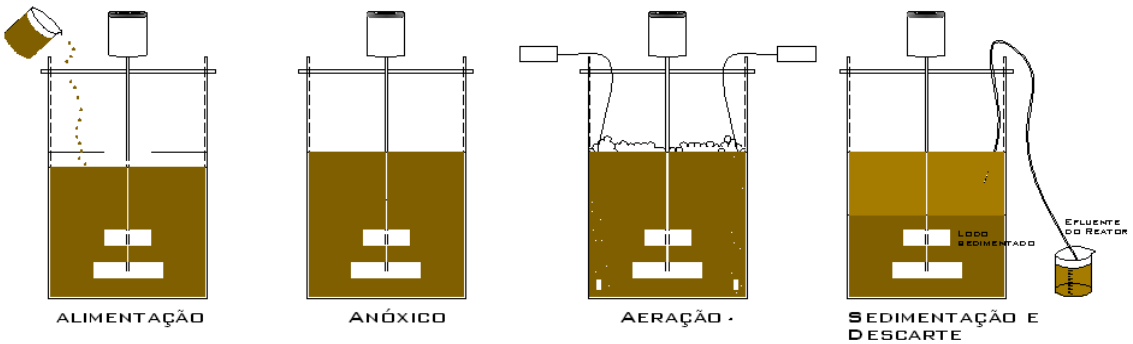



**Figura 4.5.** Sequência cronológica dos ciclos de tratamento

A rotina operacional do sistema de tratamento compreendia ***alimentar*** o sistema R-1 com lixiviado bruto (sem tratamento prévio) numa razão de troca volumétrica de 10% (ou seja, 7 litros de lixiviado para 70 litros de volume do reator), o que permitiu utilizar o fenômeno de diluição do afluente no conteúdo do reator para não induzir efeitos tóxicos dos poluentes à biomassa, devido às elevadas concentrações de nitrogênio no lixiviado (LI e ZHAO, 2001; CAMPOS et al., 2002; KYUNG-IK e CHOI, 2002; KLIMIUK e KULIKOWSKA, 2006; SPAGNI e MARSILI-LIBELLI, 2009; AMARAL, 2010). Entretanto, como conseqüência dessa condição operacional, a cinética do processo de biodegradação dos compostos é controlada pelas concentrações de poluentes ao final da fase de enchimento, além de sofrer a influência das taxas de aplicação volumétricas e da razão de troca volumétrica. A seguir, iniciava-se a ***etapa anóxica,*** onde a mistura líquida do interior do reator era mantida em agitação lenta, visando à redução de toda a massa de nitrogênio oxidado a nitrogênio gasoso (desnitritação). Após o nitrito ($N\text{-}NO_2^-$) ser reduzido, era introduzida aeração ***(etapa aeróbia),*** de tal forma a manter uma concentração de oxigênio dissolvido de aproximadamente 2 $mg.O_2/L$, com a finalidade de oxidar a amônia a nitrito (nitritação) (POLLICE et al., 2002; UYGUR e KARGI, 2004; AKERMAN, 2005; CIUDAD et al., 2005; BLACKBURNE et al., 2008; AMARAL, 2010). Uma vez que não era detectada a presença de amônia pelo método analítico empregado, a aeração era desligada e esperava-se a ***sedimentação*** da massa biológica por 30 minutos. O único descarte de lodo biológico foi aquele necessário à realização das análises físico-químicas, o que garantiu idades de lodo elevadas, na faixa de 100 a 150 dias, valores apropriados para o tratamento de efluentes de composição complexa

(EPA, 2000; FUX et al., 2006). As Figuras 4.6 e 4.7 mostram o plano de amostragem e os parâmetros determinados em cada etapa dos ciclos de tratamento durante as Fases I e II respectivamente; a Tabela 4.2 descreve as condições operacionais utilizadas ao longo dos ciclos de tratamento da primeira etapa da investigação, dividida em duas fases (Fase I e Fase II).

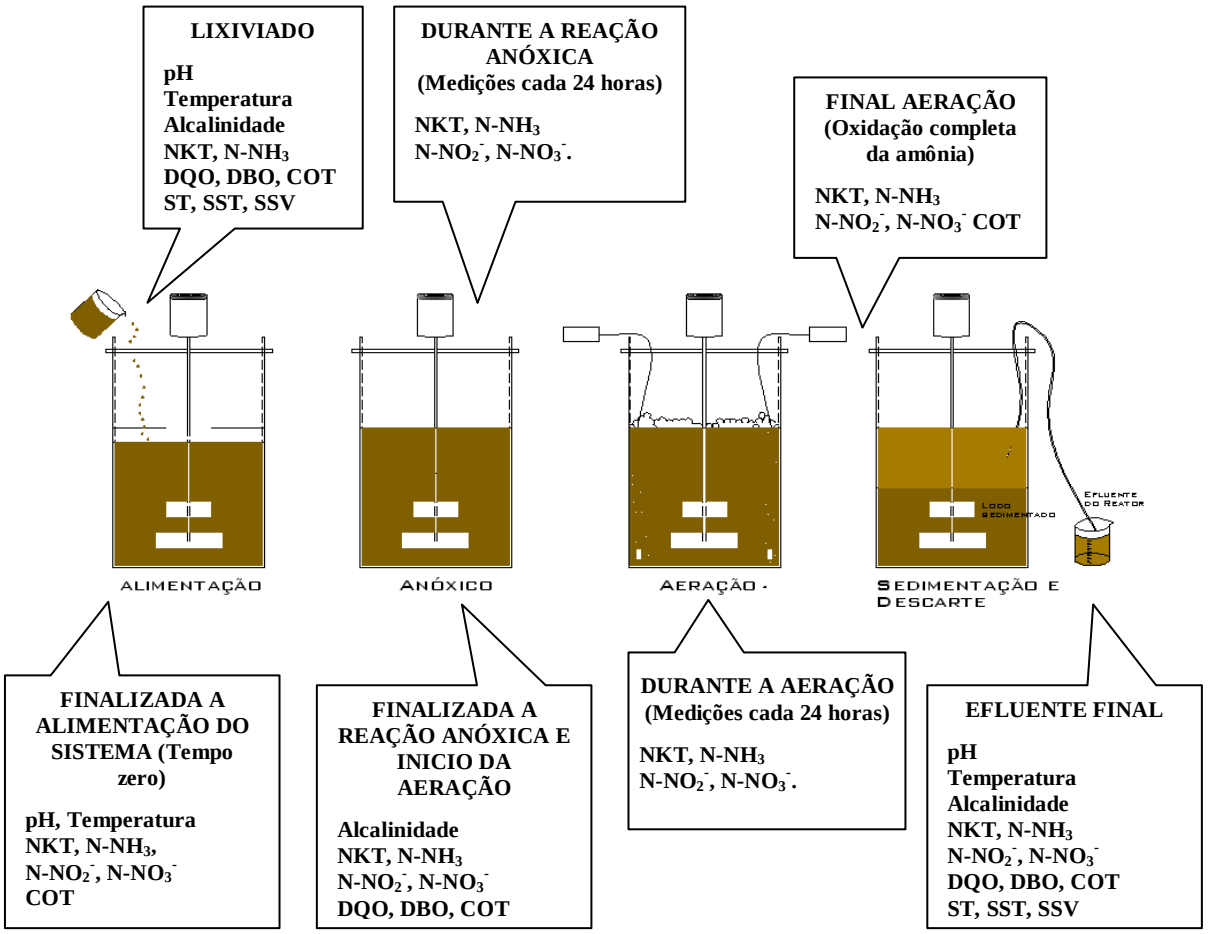



**Figura 4.6.** Esquema dos pontos, frequência de amostragem e variáveis físico-químicas monitoradas (Primeira Etapa-Fase I)

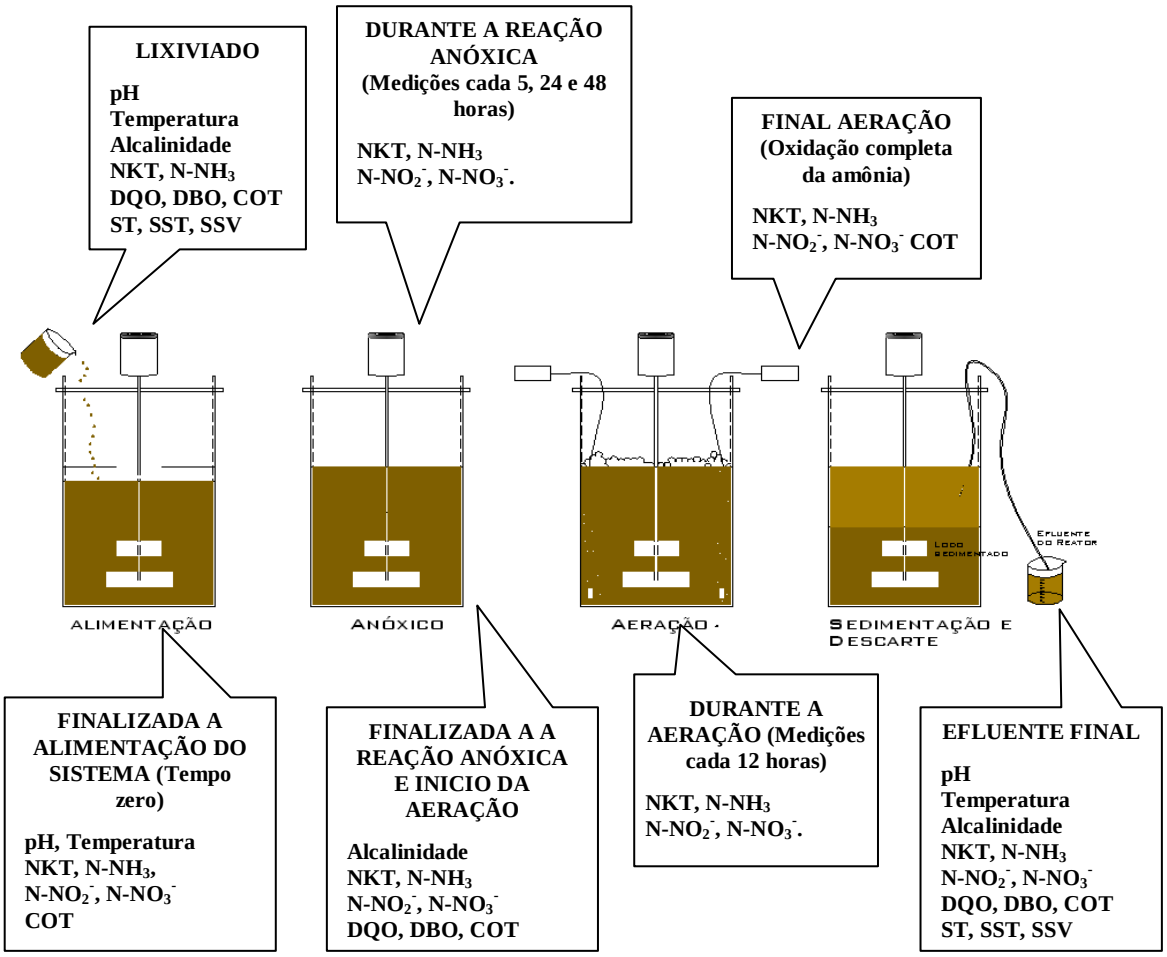



**Figura 4.7.** Esquema dos pontos, frequência de amostragem e variáveis físico-químicas monitoradas (Primeira Etapa-Fase II)

O pH, temperatura e oxigênio dissolvido do conteúdo do reator eram monitorados permanentemente.

**Tabela 4.2.** Condições Operacionais - Primeira Etapa da pesquisa

| Ciclo | DBO afluente (mg/L) | COT afluente (mg/L) | NKT afluente (mg/L) | N-$NH_3$ afluente (mg/L) | $V_1$ (L) | $V_2$ (L) | $T_1$ | $T_2$ | $pH_1$ | $pH_2$ | $pH_3$ | Taxa (KgDBO/$m^3$) | Taxa (KgCOT/$m^3$) | $\theta_c$ (dias) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Fase I. Medições cada 24h na Fase Anóxica e aerada** | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 | 2555 | 3475 | 2464 | 2285 | 69,92 | 69,82 | 48 | 48 | 8,23 | 8,64 | 7,84 | 2,55 | 3,48 | 121 |
| 2 | 483 | 1322 | 2554 | 2223 | 69,60 | 69,25 | 48 | 48 | 8,06 | 8,79 | 7,52 | 0,48 | 1,32 | 121 |
| 3 | 2909 | 3060 | 2610 | 2296 | 69,60 | 69,25 | 48 | 48 | 8,30 | 8,50 | 7,80 | 2,91 | 3,06 | 122 |
| 4 | 2132 | 3305 | 2604 | 2296 | 69,60 | 69,25 | 48 | 48 | 8,12 | 8,47 | 8,40 | 2,13 | 3,31 | 121 |
| 5 | 1926 | 2760 | 2464 | 2117 | 69,30 | 68,70 | 48 | 48 | 7,91 | 8,05 | 7,83 | 1,93 | 2,76 | 147 |
| 6 | 2012 | 3305 | 1428 | 1282 | 69,35 | 68,55 | 48 | 48 | 8,35 | 8,53 | 7,96 | 2,02 | 3,31 | 109 |
| 7 | 952 | 1556 | 1344 | 1176 | 69,35 | 68,65 | 48 | 24 | 8,34 | 8,46 | 7,94 | 0,96 | 1,56 | 280 |
| 8 | 1384 | 1980 | 1344 | 1131 | 69,35 | 69,00 | 48 | 48 | 8,26 | 7,52 | 7,95 | 1,38 | 1,98 | 151 |
| **Fase II.**<br>**Etapa Anóxica: Medições nas primeiras cinco horas, as 24 e 48h**<br>**Etapa Aerada: Medições cada 12 horas** | | | | | | | | | | | | | | |
| **Ciclo** | **DBO afluente (mg/L)** | **COT afluente (mg/L)** | **NKT afluente (mg/L)** | **N-$NH_3$ afluente (mg/L)** | **$V_1$ (L)** | **$V_2$ (L)** | **$T_1$** | **$T_2$** | **$pH_1$** | **$pH_2$** | **$pH_3$** | **Taxa (KgDBO/$m^3$)** | **Taxa (KgCOT/$m^3$)** | **$\theta_c$ (dias)** |
| 9 | 1482 | 3394 | 1792 | 1618 | 69,67 | 69,60 | 48 | 24 | 8,35 | 8,48 | 7,42 | 1,48 | 3,39 | 104 |
| 10 | 947 | 1411 | 1792 | 1540 | 69,80 | 69,57 | 48 | 48 | 8,26 | 8,33 | 6,58 | 0,95 | 1,41 | 158 |
| 11 | 1021 | 1066 | 1680 | 1585 | 69,35 | 69,20 | 48 | 48 | 8,02 | 8,08 | 6,15 | 1,02 | 1,07 | 106 |
| 12 | 968 | 1690 | 2352 | 2128 | 69,35 | 69,20 | 48 | 48 | 8,22 | 8,08 | 8,85 | 0,97 | 1,69 | 126 |
| 13 | 1453 | 1562 | 2397 | 2240 | 69,80 | 68,72 | 48 | 48 | 8,50 | 8,29 | 8,51 | 1,45 | 1,52 | 122 |
| 14 | 1030 | 1195 | 2374 | 2134 | 69,20 | 68,35 | 48 | 48 | 8,27 | 8,53 | 8,53 | 1,03 | 1,19 | 144 |
| 15 | 1482 | 1922 | 2380 | 2240 | 69,00 | 68,50 | 48 | 48 | 8,44 | 8,55 | 8,69 | 1,48 | 1,92 | 194 |
| 16 | 1236 | 1351 | 2576 | 2232 | 69,00 | 68,40 | 48 | 48 | 8,24 | 7,86 | 8,80 | 1,24 | 1,35 | 145 |

$V_1$- Volume do reator ao final da etapa anóxica (L)

$V_2$-Volume do reator ao final da etapa aerada (L)

$T_1$-Tempo total reação anóxica (horas)

$T_2$-Tempo total destinado a aeração (horas)

$pH_1$- pH do conteúdo do reator ao inicio da reação anóxica

$pH_2$- pH do conteúdo do reator ao final da reação anóxica

$pH_3$-pH do conteúdo do reator ao final da aeração

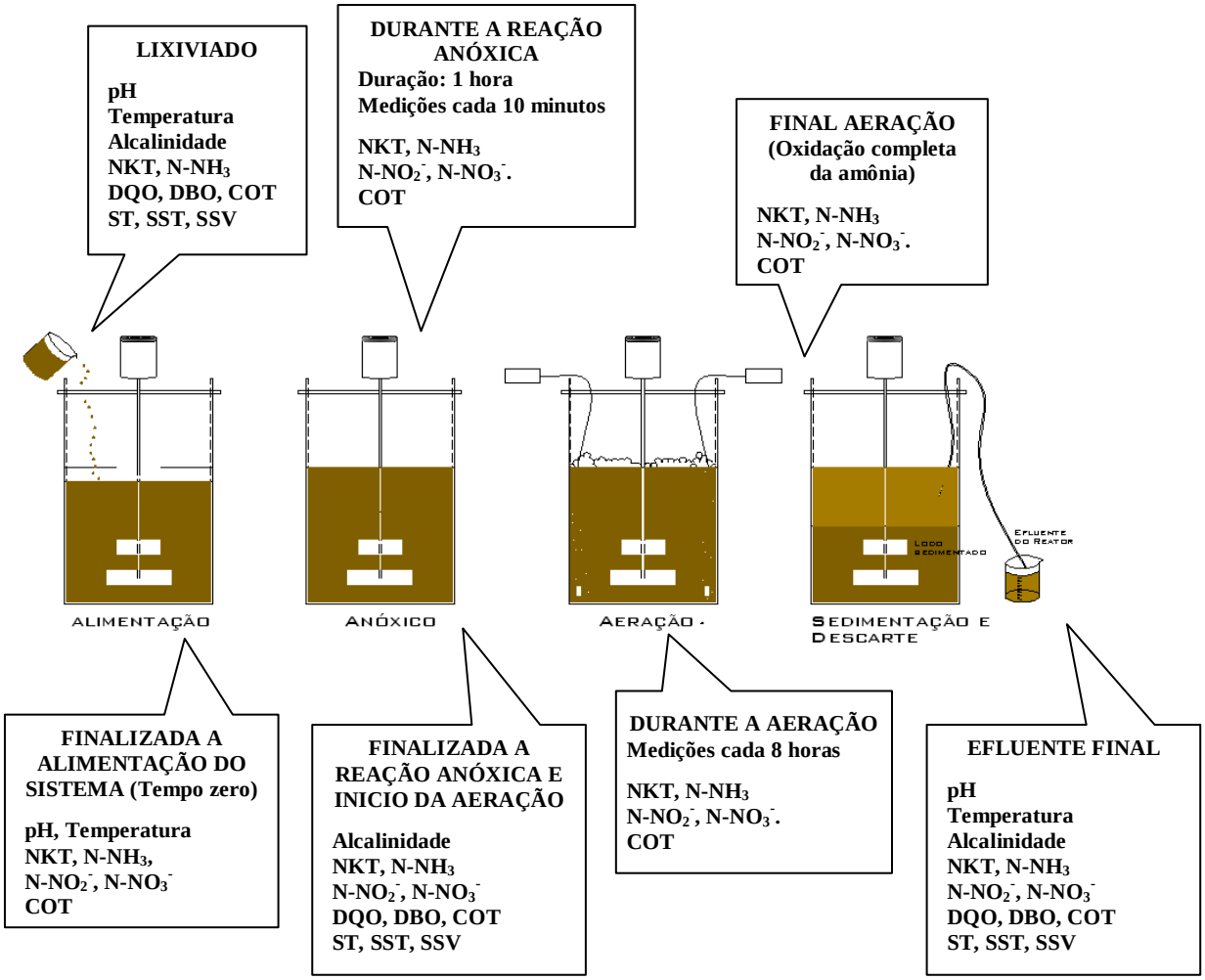
### 4.2.2. Segunda Etapa: Estudo da eficiência do processo de nitritação/desnitritação

Assim como na primeira etapa, a estratégia operacional utilizada visava à oxidação de toda a carga de nitrogênio amoniacal do lixiviado com acúmulo sustentado de nitrito ao final da etapa aeróbia e durante a etapa anóxica, buscava-se avaliar a redução do nitrito acumulado a nitrogênio gasoso (desnitritação), empregando a matéria orgânica de fácil biodegradação, presente no lixiviado, como fonte de carbono para os micro-organismos heterotróficos. Fixou-se o tempo de reação anóxica em uma hora em função dos resultados da Primeira Etapa.

A idade de lodo calculada para cada um dos ciclos de tratamento não deve ser entendida como um parâmetro de projeto, apenas representa o resultado da relação entre a massa de SSV no sistema e aquela descartada com o efluente final; como o volume de lodo biológico retirado do sistema era pequeno (amostras para a realização de análises físico-químicas) a idade de lodo foi elevada.

A Figura 4.8 mostra o plano de amostragem e os parâmetros analisados em cada fase dos ciclos de tratamento. Ao longo da reação aeróbia, retiravam-se algumas amostras para realização de análises microbiológicas para quantificação de bactérias nitrificantes.

A Tabela 4.3 mostra as principais condições operacionais ao longo dos ciclos de tratamento da segunda etapa da investigação.




**pH, temperatura e oxigênio dissolvido do conteúdo do reator eram monitorados permanentemente**

**Figura 4.8.** Esquema dos pontos, frequência de amostragem e variáveis físico-químicas monitoradas durante a Segunda Etapa da pesquisa

**Tabela 4.3.** Condições Operacionais - Segunda Etapa da pesquisa

| Ciclo | DBO afluente (mg/L) | COT afluente (mg/L) | NKT afluente (mg/L) | $N\text{-}NH_3$ afluente (mg/L) | $V_1$ (L) | $V_2$ (L) | $T_1$ | $T_2$ | $pH_1$ | $pH_2$ | $pH_3$ | Taxa Aplic ($KgDBO/m^3$) | Taxa Aplic ($KgCOT/m^3$) | $\theta_c$ (dias) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 532 | 691 | 2358 | 2156 | 67,80 | 65,80 | 01 | 48 | 8,24 | 8,24 | 8,01 | 0,532 | 0,001 | 203 |
| 2 | 1816 | 2188 | 2212 | 2016 | 67,80 | 66,00 | 01 | 32 | 8,27 | 8,20 | 8,03 | 1,816 | 2,188 | 406 |
| 3 | 556 | 619 | 2128 | 1826 | 68,30 | 66,95 | 01 | 48 | 8,27 | 8,30 | 8,59 | 0,556 | 0,619 | 124 |
| 4 | 1318 | 809 | 2162 | 1960 | 68,40 | 67,10 | 01 | 32 | 8,11 | 8,36 | 8,76 | 0,809 | 1,318 | 236 |
| 5 | 1911 | 2078 | 2190 | 1943 | 68,90 | 67,55 | 01 | 48 | 7,90 | 8,10 | 7,78 | 1,911 | 2,078 | 132 |
| 6 | 1818 | 2466 | 2111 | 1876 | 68,90 | 68,10 | 01 | 48 | 8,29 | 8,30 | 8,23 | 1,818 | 2,466 | 181 |
| 7 | 406 | 790 | 2352 | 2083 | 68,90 | 68,30 | 01 | 48 | 8,21 | 8,11 | 7,82 | 0,406 | 0,790 | 188 |
| 8 | 614 | 818 | 2223 | 1988 | 69,00 | 68,80 | 01 | 48 | 7,90 | 8,91 | 8,82 | 0,614 | 0,818 | 157 |
| 9 | 265 | 595 | 1344 | 868 | 69,10 | 68,50 | 01 | 40 | 7,87 | 8,06 | 7,85 | 0,265 | 0,595 | 369 |
| 10 | 376 | 732 | 1792 | 1630 | 68,90 | 68,30 | 01 | 40 | 7,96 | 7,93 | 8,08 | 0,376 | 0,732 | 267 |
| 11 | 198 | 897 | 1803 | 1624 | 69,00 | 68,20 | 01 | 48 | 8,00 | 7,92 | 7,76 | 0,198 | 0,897 | 275 |
| 12 | 651 | 1039 | 1736 | 1512 | 68,50 | 67,60 | 01 | 48 | 8,00 | 8,02 | 8,53 | 0,651 | 1,039 | 126 |
| 13 | 328 | 975 | 1876 | 1764 | 68,40 | 67,50 | 01 | 48 | 8,00 | 8,25 | 8,48 | 0,328 | 0,975 | 225 |
| 14 | 1298 | 2125 | 2184 | 1994 | 67,80 | 66,30 | 01 | 24 | 8,11 | 8,23 | 8,05 | 1,298 | 2,125 | 200 |
| 15 | 621 | 1320 | 2072 | 1932 | 68,40 | 67,10 | 01 | 24 | 8,09 | 8,50 | 8,76 | 0,621 | 1,32 | 218 |

$V_1$- Volume do reator ao final da etapa anóxica (L)

$V_2$-Volume do reator ao final da etapa aerada (L)

$T_1$-Tempo total reação anóxica (horas)

$T_2$-Tempo total destinado a aeração (horas)

$pH_1$- pH do afluente

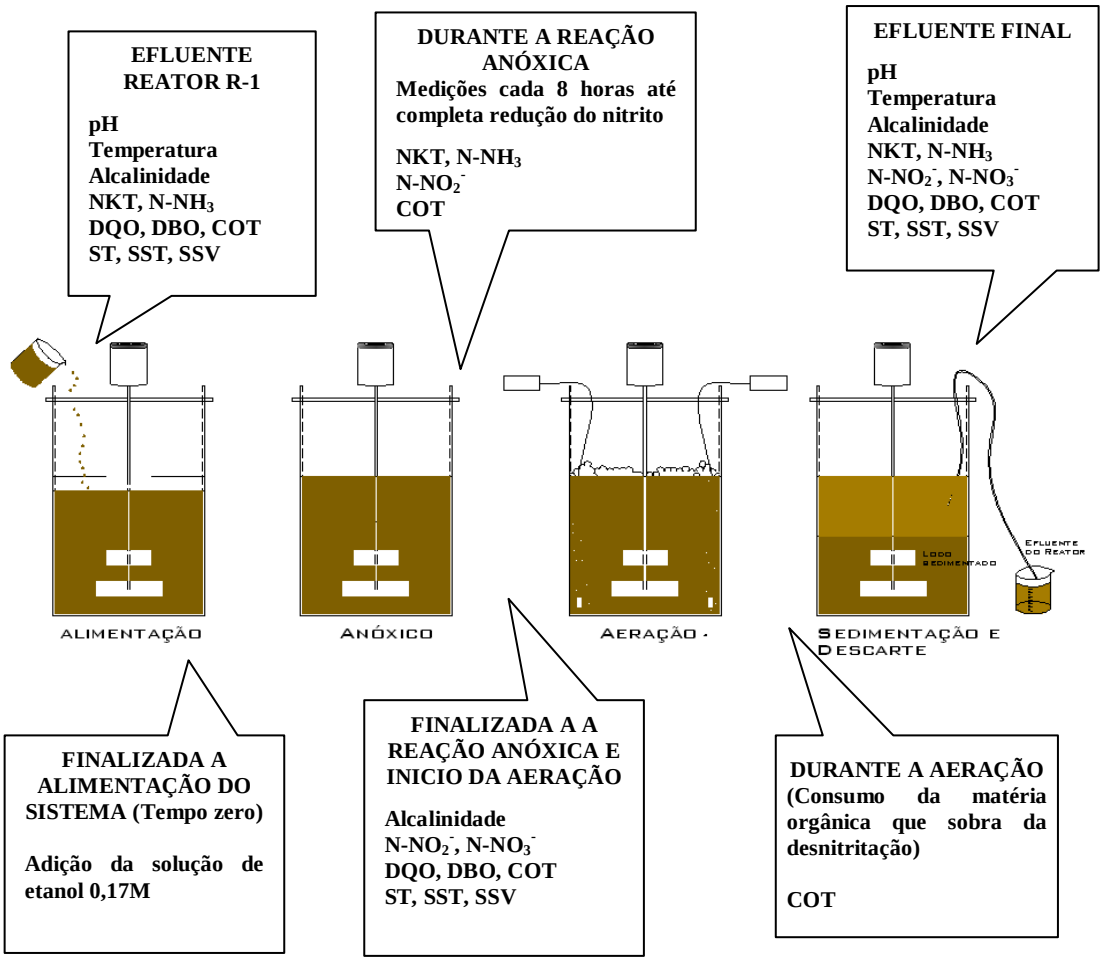
$pH_2$- pH do conteúdo do reator ao final da reação anóxica

$pH_3$-pH do conteúdo do reator ao final da aeração

### 4.2.3. Terceira Etapa: Reator de Polimento

O sobrenadante do Reator R-1, descartado ao final dos ciclos de tratamento, apresentava uma concentração de nitrogênio oxidado elevada, uma vez que o descarte era realizado após o período aeróbio do ciclo, sendo necessária a redução da concentração de $N\text{-}NO_x$ de tal forma de atender a legislação brasileira. Para tanto, foi conduzido um tratamento complementar em um balão de vidro de 5 litros, operado em bateladas, e alimentado com o efluente final do Reator R-1 (gerado durante a Segunda Fase da pesquisa). O lodo empregado para dar partida ao sistema foi retirado direitamente do Reator R-1. A operação do reator de polimento (Figura 4.9) iniciava-se com a reação anóxica, onde era adicionada uma solução de etanol 0,17 M, sendo determinado o volume necessário para o alcance da desnitritação, respeitando a relação teórica $DQO/N\text{-}NO_2^-{}_{reduzido}$ de 4,8 $mg.DQO/mg.N\text{-}NO_2^-{}_{reduzido}$. Para cada ciclo era novamente preparada a solução de etanol.

Após a redução do $N\text{-}NO_2^-$ na etapa anóxica, adotou-se um curto período aeróbio para a oxidação da matéria orgânica que não tivesse sido consumida durante a desnitritação, implicando em uma melhor qualidade do efluente final do processo. A Tabela 4.4 mostra as condições aplicadas durante a operação do reator de polimento.




**pH, temperatura e oxigênio dissolvido do conteúdo do reator eram monitorados permanentemente**

**Figura 4.9.** Pontos de amostragem e variáveis físico-químicas monitoradas durante a Terceira Etapa da pesquisa (Reator de Polimento)

**Tabela 4.4.** Condições Operacionais - Terceira Etapa da pesquisa (Reator de Polimento)

| Ciclo | Relacão $DQO_{adicionada}$*/N-$NO_2^-{}_{afluente}$ | $V_1$ (L) | $V_2$ (L) | $V_3$ (L) | $T_1$ | $T_2$ | $pH_1$ | $pH_2$ | $pH_3$ | $pH_4$ | T (°C) | $\theta_c$ (dias) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 5 | 5,33 | 5,0 | 4,35 | 3,85 | 96 | 04 | 7,78 | 8,51 | 8,85 | 9,12 | 23 | 33 |
| 6 | 5,14 | 4,5 | 4,00 | 3,70 | 96 | 04 | 8,23 | 8,80 | 9,02 | 9,12 | 23 | 32 |
| 7 | 5,13 | 4,5 | 3,85 | 3,45 | 96 | 04 | 7,82 | 8,05 | 8,89 | 9,04 | 23 | 28 |
| 8 | 4,79 | 2,0 | 1,66 | 1,56 | 96 | 04 | 8,82 | 8,58 | 8,40 | 8,50 | 26 | 21 |
| 9 | 4,79 | 4,0 | 3,20 | 3,00 | 96 | 04 | 7,85 | 8,80 | 9,06 | 9,20 | 27 | 28 |
| 10 | 6,38 | 2,5 | 2,06 | 1,86 | 96 | 04 | 8,08 | 8,60 | 8,12 | 8,46 | 26 | 26 |
| 11 | 5,23 | 4,5 | 3,73 | 3,49 | 96 | 04 | 7,76 | 8,60 | 9,30 | 9,22 | 26 | 31 |
| 12 | 5,04 | 3,8 | 3,05 | 2,80 | 96 | 04 | 8,53 | 8,50 | 8,36 | 9,20 | 24 | 25 |
| 13 | 5,34 | 3,0 | 2,35 | 1,85 | 96 | 04 | 8,48 | 8,71 | 8,86 | 9,14 | 22 | 34 |
| 14 | 5,19 | 3,0 | 2,40 | 2,00 | 48 | 04 | 8,05 | 9,04 | 8,57 | 8,95 | 30 | 24 |
| 15 | 5,22 | 3,0 | 2,55 | 2,30 | 48 | 04 | 8,76 | 8,70 | 9,29 | 9,19 | 28 | 25 |

$V_1$- Volume de afluente ao reator de polimento (L)

$V_2$-Volume do conteúdo do reator ao final da reação anóxica (L)

$V_3$-Volume do conteúdo do reator ao final da aeração (L)

$T_1$-Tempo total reação anóxica (horas)

$T_2$-Tempo total destinado a aeração (horas)

$pH_1$- pH do afluente

$pH_2$- pH do conteúdo do reator ao inicio da reação anóxica

$pH_3$-pH do conteúdo do reator ao final da reação anóxica

$pH_4$-pH do conteúdo do reator ao final da aeração

T- Temperatura do afluente (°C)

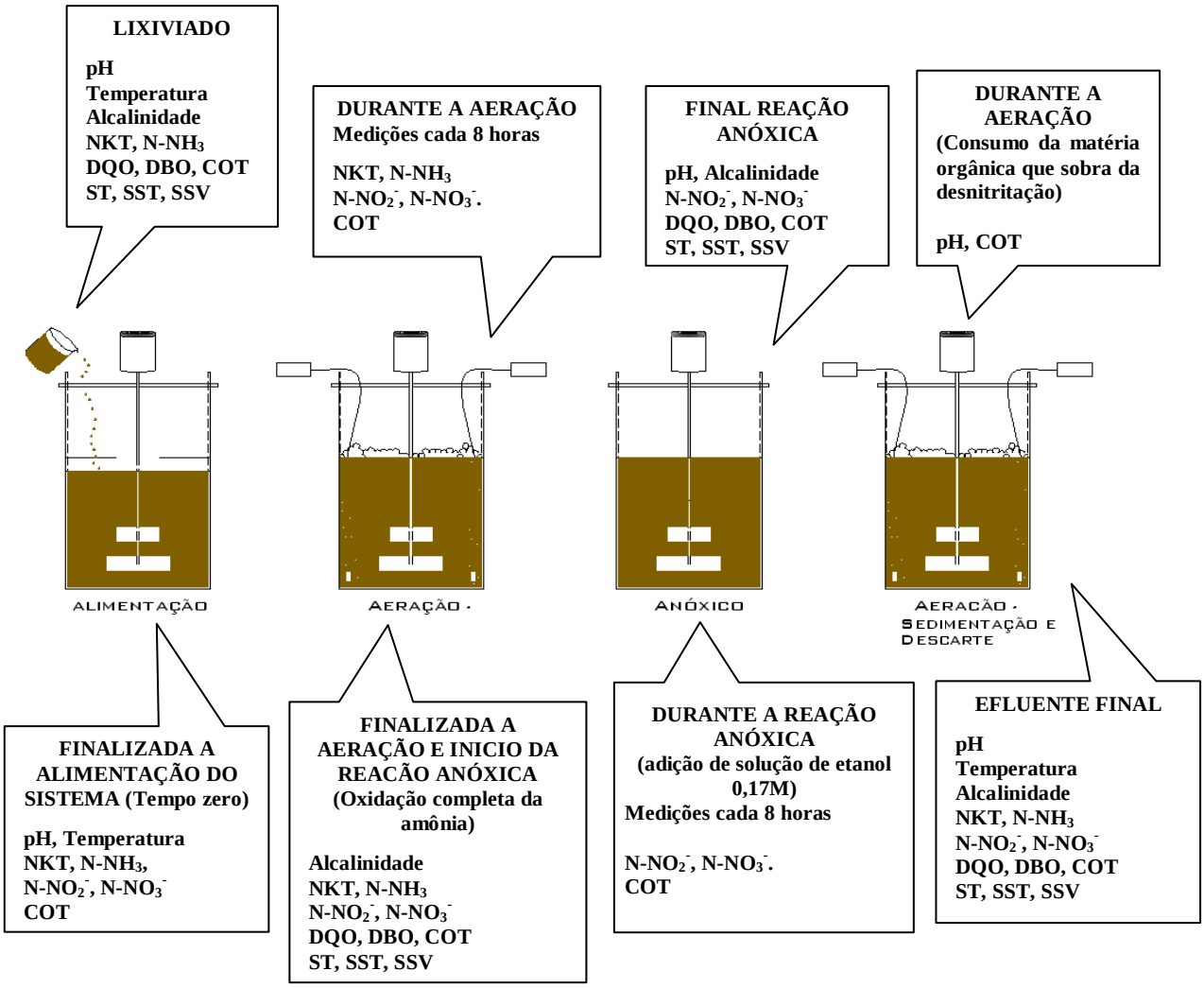
$\theta_c$-Idade do lodo

*DQO complementar fornecida pela solução de etanol

### 4.2.4. Quarta Etapa: Estudo do processo de nitritação/desnitritação empregando uma fonte externa de carbono (etanol)

Foi operado um sistema de lodo ativado (50 litros) em bateladas sequenciais alimentado com lixiviado de aterro sanitário, sendo o volume útil de 40 litros. Foi empregado o lodo do Reator R-1 como inóculo para dar partida ao sistema. O único descarte de lodo biológico foi aquele necessário à realização das análises físico-químicas.

Assim como na Primeira e Segunda etapas da presente pesquisa, a estratégia operacional utilizada nesta etapa visava à oxidação de toda carga de amônia do despejo com acúmulo sustentado de nitrito ao final da etapa aeróbia, no entanto, na reação anóxica, procurou-se estudar o impacto da adição de uma fonte externa de carbono para os micro-organismos heterotróficos durante a desnitritação, para o qual foi adicionada uma solução de etanol (0,17M) em função da concentração de $N\text{-}NO_2^-$ ao final do período aeróbio, mantendo-se a relação de 4,8 mg.DQO/mg.$N\text{-}NO_{2\,reduzido}^-$. Essa estratégia levou a mudar a rotina operacional, que compreendia ***alimentar*** o sistema R-2 com lixiviado bruto (sem tratamento prévio) mantendo a razão de troca volumétrica de 10% (ou seja, 4 litros de lixiviado para 40 litros de volume útil do reator). A seguir, iniciava-se a ***etapa aeróbia*** mantendo-se uma concentração de oxigênio dissolvido de aproximadamente 2 $mgO_2/L$ com a finalidade de oxidar o nitrogênio amoniacal a nitrito, e uma vez que não era detectada a presença deste pelo método analítico empregado, dava-se início a ***reação anóxica***, adicionando a solução de etanol 0,17M, visando a redução de toda a massa de nitrogênio oxidado a nitrogênio gasoso. Adotou-se um curto período aeróbio para a oxidação da matéria orgânica não consumida durante a desnitritação. A sequencia de coleta e as condições aplicadas durante a operação do Reator R-2 são apresentadas na Figura 4.10 e a Tabela 4.5 respectivamente.




**pH, temperatura e oxigênio dissolvido do conteúdo do reator eram monitorados permanentemente**

**Figura 4.10.** Pontos de amostragem e variáveis físico-químicas monitoradas durante a Quarta Etapa da pesquisa (Reator R-2)

**Tabela 4.5.** Condições Operacionais – Quarta Etapa da pesquisa (Reator R-2)

| Ciclo | DBO afluente (mg/L) | COT afluente (mg/L) | NKT afluente (mg/L) | N-$NH_3$ afluente (mg/L) | $V_1$ (L) | $V_2$ (L) | $V_3$ (L) | $T_1$ | $T_2$ | $T_3$ | $pH_1$ | $pH_2$ | $pH_3$ | $pH_4$ | Taxa Aplic (KgDBO/$m^3$) | Taxa Aplic (KgCOT/$m^3$) | $\theta_c$ (dias) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 388 | 655 | 1820 | 1708 | 39,10 | 40,40 | 40,20 | 32 | 48 | 04 | 7,97 | 8,56 | 8,55 | 8,65 | 0,39 | 0,65 | 85 |
| 2 | 331 | 578 | 1652 | 1534 | 39,20 | 40,15 | 39,95 | 32 | 24 | 04 | 8,24 | 8,30 | 8,50 | 8,60 | 0,33 | 0,58 | 276 |
| 3 | 355 | 775 | 1876 | 1764 | 39,10 | 40,00 | 39,75 | 32 | 24 | 04 | 8,00 | 7,82 | 8,56 | 8,58 | 0,36 | 0,78 | 161 |
| 4 | 227 | 712 | 1646 | 1540 | 38,70 | 40,60 | 40,10 | 24 | 16 | 04 | 7,86 | 8,60 | 8,72 | 9,05 | 0,23 | 0,71 | 169 |
| 5 | 434 | 677 | 1680 | 1512 | 39,20 | 42,44 | 42,01 | 32 | 24 | 04 | 8,01 | 8,55 | 8,71 | 8,72 | 0,43 | 0,68 | 236 |
| 6 | 619 | 779 | 1764 | 1456 | 38,60 | 41,32 | 40,82 | 32 | 24 | 04 | 8,26 | 8,43 | 8,63 | 8,65 | 0,62 | 0,78 | 271 |
| 7 | 459 | 1126 | 1632 | 1484 | 38,50 | 41,70 | 41,20 | 32 | 24 | 04 | 8,26 | 8,00 | 8,69 | 8,82 | 0,46 | 1,13 | 263 |
| 8 | 635 | 1109 | 1568 | 1406 | 38,70 | 41,90 | 41,40 | 32 | 24 | 04 | 8,01 | 7,98 | 8,55 | 8,76 | 0,64 | 1,11 | 255 |
| 9 | 783 | 990 | 1582 | 1512 | 38,50 | 44,10 | 43,50 | 32 | 24 | 04 | 8,10 | 8,35 | 8,60 | 8,76 | 0,78 | 0,99 | 262 |

$V_1$- Volume do reator ao final da etapa aerada (L)

$V_2$- Volume do reator ao final da etapa anóxica (L)

$V_3$-Volume do reator ao final da segunda etapa aerada (L)

$T_1$-Tempo total reação aerada (horas)

$T_2$-Tempo total reação anóxica (horas)

$T_3$-Tempo total destinado a segunda etapa de aeração (horas)

$pH_1$- pH do afluente

$pH_2$- pH do conteúdo do reator ao final da aeração

$pH_3$-pH do conteúdo do reator ao final da reação anóxica

$pH_4$-pH do conteúdo do reator ao final da segunda etapa aerada

### 4.2.5. Quinta Etapa: Pós-tratamento físico-químico

Para estudar a eficiência do processo físico-químico na remoção dos compostos recalcitrantes do lixiviado pré-tratado pelo processo de nitritação/desnitritação biológica, foram executados testes de jarros, composto por cinco jarros, sendo que cada um tinha um volume útil de 1 litro, controlador de rotação, hastes e pás planas de aço inox (AMARAL, 2010; AMOKRANE et al., 1997; MARANON et al., 2008; UYGUR e KARGI, 2004). A avaliação foi dividida em duas fases:

**Fase I:** Variação da dosagem do coagulante, pH e condições de mistura.
**Fase II:** Efeito da adição de carvão ativado em pó.

Durante os testes da ***Fase I*** buscou-se, além da dosagem ótima de coagulante, o pH ideal de coagulação que proporcionasse a melhor remoção dos compostos recalcitrantes do efluente do tratamento biológico. Variou-se, portanto a dosagem do cloreto férrico entre 200 a 600 mg.$Fe^{+3}$/L e o pH na faixa de 2,0-6,0, em diferentes condições de mistura (10, 20 e 70 $s^{-1}$) conforme mostra a Tabela 4.8. Para variar o pH em cada jarro ao longo dessa etapa, utilizou-se uma solução de $H_2SO_4$ 6N, onde previamente a adição dos reagentes nos jarros, foi necessário elaborar uma curva de correção do pH. Em um béquer, preenchido com a amostra do sobrenadante do tratamento biológico (1,0 L) acrescentou-se, acidulante até obter o pH desejado. Anotou-se o volume gasto de solução ácida para posterior acréscimo nos jarros. Ao final dos testes, foram coletadas alíquotas do conteúdo dos jarros para realização de análises de DQO, COT e cor.

Pesquisas desenvolvidas por MARTTTINEN et al., (2002); KARGI e PAMUKOGLU (2003); KURNIAWAN et al., (2006); FOO e HAMEED (2009), SPAGNI et al., (2009) destacarem o uso do carvão ativado em pó (CAP), como adsorvente das substâncias húmicas (com remoção maior a 60%) em lixiviados estabilizados. Por essa razão, uma vez definidos nos ensaios da Fase I a dosagem de coagulante e valor de pH ótimos, avaliou-se a adição de diferentes dosagem de CAP, segundo as condições definidas na Tabela 4.7. Ao final dos testes foram coletadas alíquotas do conteúdo dos jarros para a determinação das concentrações de COT e cor.

**Tabela 4.6.** Condições Operacionais aplicadas no pós-tratamento físico-químico do efluente do reator biológico – Variação da dosagem de sal de ferro e do pH (Fase I)

| Jar-test | Dosagem mg.$Fe^{+3}$/L | pH | Condições de mistura | Velocidade de sedimentação |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 200 | 2,0 3,0 4,0 5,0 6,0 | 10 $s^{-1}$ em 15 minutos<br>20 $s^{-1}$ em 15 minutos<br>70 $s^{-1}$ em 15 minutos | 0,002 $m^3$/h |
| 2 | 300 | 2,0 3,0 4,0 5,0 6,0 | 10 $s^{-1}$ em 15 minutos<br>20 $s^{-1}$ em 15 minutos<br>70 $s^{-1}$ em 15 minutos | 0,002 $m^3$/h |
| 3 | 400 | 2,0 3,0 4,0 5,0 6,0 | 10 $s^{-1}$ em 15 minutos<br>20 $s^{-1}$ em 15 minutos<br>70 $s^{-1}$ em 15 minutos | 0,002 $m^3$/h |
| 4 | 500 | 2,0 3,0 4,0 5,0 6,0 | 10 $s^{-1}$ em 15 minutos<br>20 $s^{-1}$ em 15 minutos<br>70 $s^{-1}$ em 15 minutos | 0,002 $m^3$/h |
| 5 | 600 | 2,0 3,0 4,0 5,0 6,0 | 10 $s^{-1}$ em 15 minutos<br>20 $s^{-1}$ em 15 minutos<br>70 $s^{-1}$ em 15 minutos | 0,002 $m^3$/h |

**Tabela 4.7.** Condições Operacionais aplicadas no pós-tratamento físico-químico do efluente do reator biológico – Adição de CAP (Fase II)

| Jar-test | Dosagem CAP (g/L) | Dosagem mg.$Fe^{+3}$/L | pH dosagem | Condições de mistura | Velocidade de sedimentação |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 5 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 20 minutos | 0,0018 $m^3$/h |
| 2 | 10 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 20 minutos | 0,0018 $m^3$/h |
| 3 | 15 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 20 minutos | 0,0016 $m^3$/h |
| 4 | 20 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 20 minutos | 0,0014 $m^3$/h |
| 5 | 25 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 20 minutos | 0,0014 $m^3$/h |

Para avaliar a cinética de adsorção, foi realizado um ensaio com diferentes dosagens de CAP após o efluente ter sido tratado pelo processo biológico e pós-tratamento por meio da adição de cloreto férrico e ajuste de pH segundo a dosagem definida na Fase II (Tabela 4.8). Após 24 horas foram coletadas amostras para determinação das concentrações de COT e cor.

**Tabela 4.8.** Condições Operacionais aplicadas no estudo da cinética de adsorção do CAP

| Jar-test | Dosagem CAP (g/L) | Dosagem mg.$Fe^{+3}$/L | pH dosagem | Condições de mistura | Velocidade de sedimentação |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 1,0 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 24 horas | 0,0009 $m^3$/h |
| 2 | 2,5 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 24 horas | 0,0009 $m^3$/h |
| 3 | 5,0 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 24 horas | 0,0009 $m^3$/h |
| 4 | 7,5 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 24 horas | 0,0009 $m^3$/h |
| 5 | 10 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 24 horas | 0,0009 $m^3$/h |
| 6 | 12,5 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 24 horas | 0,0009 $m^3$/h |
| 7 | 15 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 24 horas | 0,0008 $m^3$/h |
| 8 | 20 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 24 horas | 0,0007 $m^3$/h |
| 9 | 25 | 300 | 3,0 | 20 $s^{-1}$ em 24 horas | 0,0007 $m^3$/h |

**Teste de Toxicidade aguda com** *Daphnia magna*

Com finalidade de avaliar o efeito do CAP na redução da toxicidade do lixiviado tratado, foram realizados ensaios exploratórios para determinação da toxicidade aguda, em amostras de lixiviado coletadas:

1. Após o tratamento biológico no Reator R-2;
2. Após o pós-tratamento físico-químico da Quinta Etapa-Fase II. Essa amostra foi coletada depois de definir as melhores condições de remoção;
3. Após a realização dos ensaios da Fase II da Quinta Etapa, cujo objetivo era avaliar a adição do CAP junto com cloreto férrico e modificação do pH.

Estas amostras foram expostas a neonatos de *Daphnia magna*, de 2 a 26h de idade, em diluições da amostra, por um período de 48h. Foram realizadas cinco diluições com as seguintes proporções: 12,5; 25; 50; 75 e 100%. Decorrido o tempo de prova (48h), observou-se o número de indivíduos imóveis por concentração. Com os resultados observados, calculou-se a porcentagem de mortalidade por concentração. O resultado do teste foi expresso em CE (I)50 48h, ou seja, a Concentração Efetiva Inicial Mediana em 48h que causa efeito agudo a 50% dos organismos em 48h, nas condições de ensaio, calculada utilizando-se os métodos estatísticos Probit Method (FLOHR *et al*., 2005) para dados paramétricos e Trimmed Sperman-Karber Method (HAMILTON *et al*., 1977 *apud* FLOHR *et al*., 2005) para dados não paramétricos.

## 4.3. Parâmetros físico-químicos e microbiológicos

As analises físico-químicas e microbiológicas nas diferentes etapas da pesquisa foram realizadas em conformidade com o *Standard Methods* (APHA; AWWA; WEF, 2005) nas dependências do laboratório de saneamento da Escola Politécnica da USP. Os métodos são analíticos são citados na Tabela 4.9.

**Tabela 4.9.** Relação das variáveis e métodos utilizados

| Parâmetro | Método do Standard Methods | Descrição |
|---|---|---|
| $DBO_{5,20°C}$. | 5200 B | Método da DBO 5 dias a 20°C |
| DQO | 5220 B | Método do Refluxo aberto |
| COT | 5310 B<br>5310 C | Método alta temperatura de combustão.<br>Método de oxidação UV<br>Amostras centrifugadas. |
| Cor | 2120-D | Método espectrofotométrico. |
| N-NKT | 4500 - $N_{org}$ | Método Kjeldahl |
| $N\text{-}NH_3$ | 4500 – $N\text{-}NH_3$ | Método de destilação e titulação |
| $N - NO_2^-$ | 4500 – $NO_2^-$ | Método colorimétrico. Amostra filtrada em membrana 0,45 µm |
| $N – NO_3^-$ | 4500 – $NO_3^-$ I | Método colorimétrico. Amostra filtrada em membrana 0,45 µm. Redução em coluna de cádmio |
| pH | 4500 – $H^+$ B | Método eletrométrico, pHmetro de bancada |
| Alcalinidade | 2320 B | Método titulométrico com pHmetro através da adição de ácido sulfúrico 0,1M |
| SST | 2540 D | Método gravimétrico. Filtração a vácuo em membrana GFC 1,2µm. Secagem em estufa a 105°C até peso constante. |
| SSF, SF | 2540 E | Calcinação em forno mufla a 550°C até peso constante |
| ST | 2540 B | Método gravimétrico. Secagem em estufa a 105°C até peso constante. |
| Temperatura | 2550 B | Termômetro de mercúrio |
| Toxicidade | 8711 | As amostras coletadas foram testadas baseando-se na exposição de neonatos de *Daphnia Magna*, de 2 a 26 horas de idade, em diluições da amostra, por um período de 48 horas para teste agudo. |
| Quantificação bactérias nitrificantes | 9245-B | Crescimento das bactérias oxidantes de nitrito (BON) em meios de cultura específicos, seguido de reação colorimétrica para identificação da atividade bacteriana e quantificação estatística do número mais provável de organismos (NMP/mL). |

**Cont. Tabela 4.9.** Relação das variáveis e métodos utilizados

| Parâmetro | Método do Standard Methods | Descrição |
|---|---|---|
| Metais | 3120-A | Espectrometria de emissão atômica com plasma induzido (ICP-AES). Os átomos podem absorver energia de forma a promover certa população de elétrons a um estado excitado. Esses átomos voltam ao seu estado original emitindo radiação eletromagnética. O conjunto das radiações monocromáticas emitidas e suas correspondentes intensidades são características do tipo de átomo |
| Diâmetro de partícula | 2560-C | Modelo HIAC/ROYCO com sensor HRLD. Cada partícula que passa através do sensor gera um pulso analógico eletrônico, que é amplificado e condicionado pelo circuito eletrônico interno. Cada pulso é contabilizado permitindo identificar o número e tamanho das partículas. |

# 5. APRESENTACÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

## 5.1. Caracterização do lixiviado empregado na pesquisa

A composição química e microbiológica do lixiviado formado em um aterro sanitário é complexa e depende de diversos fatores: condições ambientais, composição dos resíduos que chegam ao aterro, forma de operação e, principalmente, da dinâmica dos processos de decomposição que ocorre no seu interior, sendo o estado de degradação (relacionado com a idade do aterro) um dos parâmetros de classificação mais aceito. O lixiviado empregado na presente pesquisa, oriundo do aterro São João (Tabela A.1), apresentou valores de DBO, DQO e COT iguais a 1010±691 mg.$O_2$/L, 5341±2590 mg.$O_2$/L e 1510±879 mg.C/L, respectivamente. As razões de biodegradabilidade DBO/COT foram de 0,64±0,19 mg.$O_2$/mg.C e DBO/DQO de 0,22±0,17, valores característicos de lixiviado em adiantada fase de biodegradação, com baixas concentrações de ácidos graxos e quantidades relativamente altas de combinações entre ácidos húmicos e fúlvicos. Isso pode ser explicado pelo fato de que as células do aterro funcionam como um reator biológico dentro do qual ocorrem processos de conversão da matéria orgânica, como consequência, a porção biodegradável desta necessariamente apresentará redução ao longo do tempo. Entretanto, a fracamente biodegradável passa por um lento processo de metabolização, formando moléculas complexas de alta massa molar. A permanência de compostos de alta massa molar e outras substâncias refratárias em lixiviados estabilizados tem sido relatada na literatura (AKERMAN, 2005; CALLI et al., 2005; CHRISTENSEN et al., 2001; DING et al., 2001; EL FADEL e KHOURY, 2000; FAN et al., 2006; KANG et al., 2002; KLIMIUK e KULIKOWSKA, 2006; OZKAYA et al., 2006; PICCOLO e CONTE, 2001; PRICE et al., 2003; SPAGNI e MARSILI-LIBELLI, 2009; ZOUBOULIS et al., 2004).

É importante destacar que a classificação das substâncias húmicas é meramente operacional e baseia-se nas propriedades de solubilidade em soluções extratoras aquosas em diversos valores de pH. Os termos ácidos húmicos (AH), ácidos fúlvicos (AF) e huminas (HU) referem-se às principais frações usadas para descrever componentes húmicos. Os AH e AF têm como origem a matéria orgânica vegetal assim como produtos da excreção microbiana e

compõem a fração do húmus que é solúvel em água. A fração AH possuem coloração escura e são insolúveis em condições ácidas (pH=2) mas muito solúveis em pH elevado, sendo os principais responsáveis por conferir aos lixiviados de aterros sanitários a sua coloração escura, e em aterros velhos são os que prevalecem em relação aos demais; já a fração AF possuem coloração clara e compõe a matéria orgânica solúvel em água, em todas as faixas de pH (alcalino a ácido). A HU é insolúvel em qualquer faixa de pH (KANG et al., 2002; MAIA, 2003; QASIM e CHIANG, 1994; SOUTO, 2009)

Outro indicativo da idade do aterro são os elevados valores de NKT (1997±385 mg.N/L) e nitrogênio amoniacal (1790±363 mg.N/L), sendo constituinte das proteínas vegetais e animais, as quais são as moléculas orgânicas mais abundantes nas células de um aterro, formadas pela ligação por condensação de um elevado número de aminoácidos que contêm carbono, hidrogênio, nitrogênio e oxigênio, algumas contêm elementos adicionais, particularmente fósforo, ferro, zinco e cobre. Suas concentrações em lixiviados encontram-se relacionadas diretamente aos percentuais de matéria orgânica presente nos RSU. Estas proteínas são instáveis, podendo ser decompostas de várias maneiras; na decomposição anaeróbia nas células do aterro são hidrolisadas, separando seus aminoácidos correspondentes, os quais podem ser diretamente utilizados pelos micro-organismos na síntese de suas proteínas ou então serem quebrados durante o prolongado processo de degradação da matéria orgânica no aterro, liberando o nitrogênio associado na forma de amônia ou íon amônio, dependendo do pH do meio. Outras fontes de nitrogênio nos RSU e que contribuem nos elevados valores registrados no lixiviado estudado, são os produtos para limpeza, carne preservada com amônio e produtos para preservação de madeira, sendo a forma orgânica e amoniacal as únicas representativas em lixiviados em meios anaeróbios, assumindo esta última como a predominante com o passar do tempo, já que a conversão a nitritos e nitratos ocorre em ambientes aeróbios (AKERMAN, 2005; AMARAL, 2010; CHIANG et al., 2001; FAN et al., 2006; KURNIAWAN, 2006; LABANOWSKI et al., 2010; LEDAKOWICZ e KACZOREK; 2004).

O lixiviado apresenta elevados teor de sólidos totais (9530±1915 mg/L), de alcalinidade (8035±1230 mg$CaCO_3$/L) e pH (8,15±0,17), situação que pode-se justificar no fato de que durante a estabilização da matéria orgânica e o consumo dos ácidos, há uma tendência a elevação do pH dos lixiviados, isto devido a que a biomassa metanogênica consome os ácidos voláteis do lixiviado, o que provoca a diminuição da carga orgânica facilmente

biodegradáveis (baixas relações DBO/COT e DQO/DBO) aliada a um aumento do pH. Por outro lado, o dióxido de carbono disolvido no meio aquoso e a amônia são os maiores contribuintes para os elevados valores de alcalinidade registrados; entretanto, FERREIRA et al. (2007), acreditam que a codisposição de resíduos de construção e demolição, que contém gesso, cimento e cal, podem contribuir no acréscimo da alcalinidade nos lixiviados (FAN et al., 2006; MARANON et al., 2008; PRICE et al., 2003; TENGRUI et al., 2007; WISZNIOWSKI et al., 2006; ZOUBOULIS et al., 2004).

Estes valores são considerados indicativos de recalcitrância, característico de lixiviados estabilizados.

A Tabela 5.1 resume os resultados de quantificação de metais em ensaios exploratórios no lixiviado bruto. Pode-se verificar que as concentrações de metais presentes no lixiviado do aterro de resíduos São João-SP são relativamente baixas, e sua presença não é necessariamente um sintoma de que tenham sido dispostos clandestinamente resíduos industriais, já que os metais estão presentes em todos os materiais. De fato, ainda quando os resíduos domésticos são separados de forma adequada na origem, podem ser uma fonte significativa destes. Além disso, uma fonte importante, em particular do ferro, é o solo argiloso usado nas camadas de cobertura e nos sistemas de impermeabilização, o qual pode conter segundo ALMEIDA (2005), concentrações de Fe de até 5500 mg/Kg, além de Cu (50 mg/Kg), Zn (32 mg/Kg) e Mn (29 mg/Kg), sendo este o tipo de solo de maior distribuição geográfica no Brasil (LEPSCH, 2002).

Por outro lado, a concentração de metais no lixiviado depende do balanço entre os mecanismos que concorrem para a sua solubilização e os que agem para o seu aprisionamento no interior do aterro. Estes mecanismos encontram-se relacionados com a idade do aterro, sendo que as concentrações de metais registrados para o aterro São João baixas, comparáveis com os reportados na literatura para aterros estabilizados, onde o meio básico favorece que os metais sejam complexados ou precipitados nas células do aterro, podendo ser transferidos por adsorção no material em suspensão ou coloidal (minerais ou substancias húmicas) (ABDUL AZIZ et al., 2004; ABDULHUSSAIN et al., 2009; ALLEN, 2003; BAE et al., 1999; BANDALA et al., 2004; BAUN et al., 2004; CASTILHO e BARCELÓ, 2001; CECEN e GURSOY; 2000; KELLY; 2002; KOHN et al., 2004; OZTURK et al., 2003; QASIM e CHIANG; 1994; SILVA et al., 2004; SISINNO e OLIVEIRA, 2000).

FIÚZA et al., (2000); GIORDANO et al., (2002) e STREALAU (2006) afirmam que o lixiviado dos aterros brasileiros apresentam baixas concentrações de metais, usualmente dentro dos limites exigidos pela legislação ambiental.

**Tabela 5.1.** Concentração de metais no lixiviado empregado na pesquisa

| Elemento (mg/L) | Etapa I Ciclo 02 | Etapa I Ciclo 16 | Etapa II Ciclo 08 | Etapa IV Ciclo 08 |
|---|---|---|---|---|
| **Ag** | < 0,003 | < 0,010 | < 0,010 | 0,04 |
| **Al** | 0,84 | 0,26 | 0,20 | 0,08 |
| **As** | < 0,040 | < 0,090 | < 0,090 | < 0,090 |
| **Ba** | < 0,060 | < 0,006 | < 0,006 | < 0,006 |
| **Cd** | < 0,005 | < 0,010 | < 0,010 | < 0,010 |
| **Cr** | 0,27 | 0,42 | 0,55 | 0,41 |
| **Cu** | < 0,002 | < 0,004 | < 0,004 | < 0,004 |
| **Fe** | 3,01 | 1,85 | 1,94 | 1,20 |
| **Mg** | 25,93 | 23,79 | 50,14 | 37,24 |
| **Mn** | 0,10 | < 0,001 | < 0,001 | < 0,001 |
| **Ni** | < 0,009 | < 0,020 | < 0,020 | < 0,020 |
| **Pb** | < 0,060 | < 0,080 | < 0,080 | < 0,080 |
| **Se** | < 0,070 | < 0,030 | < 0,030 | < 0,030 |
| **Zn** | 0,22 | < 0,006 | 0,33 | < 0,006 |

## 5.2. Estudo da eficiência do processo de nitritação/desnitritação no Reator R-1. Primeira e Segunda Etapa

### 5.2.1. Desnitritação biológica aplicando a matéria orgânica do lixiviado como fonte de carbono. Primeira e Segunda Etapa.

Analisando o comportamento das formas de nitrogênio ao longo de oito ciclos de tratamento durante a Fase I (Figura 5.1), observou-se pouca variação entre as 24 e 48 horas de reação anóxica, com valores médios de nitrito às 24 horas de 255±21 mg.N/L e de 253±21 mg.N/L, e remoção media de 15%, fato que levou a pesquisadora a incrementar a frequência de medições durante a Fase II.

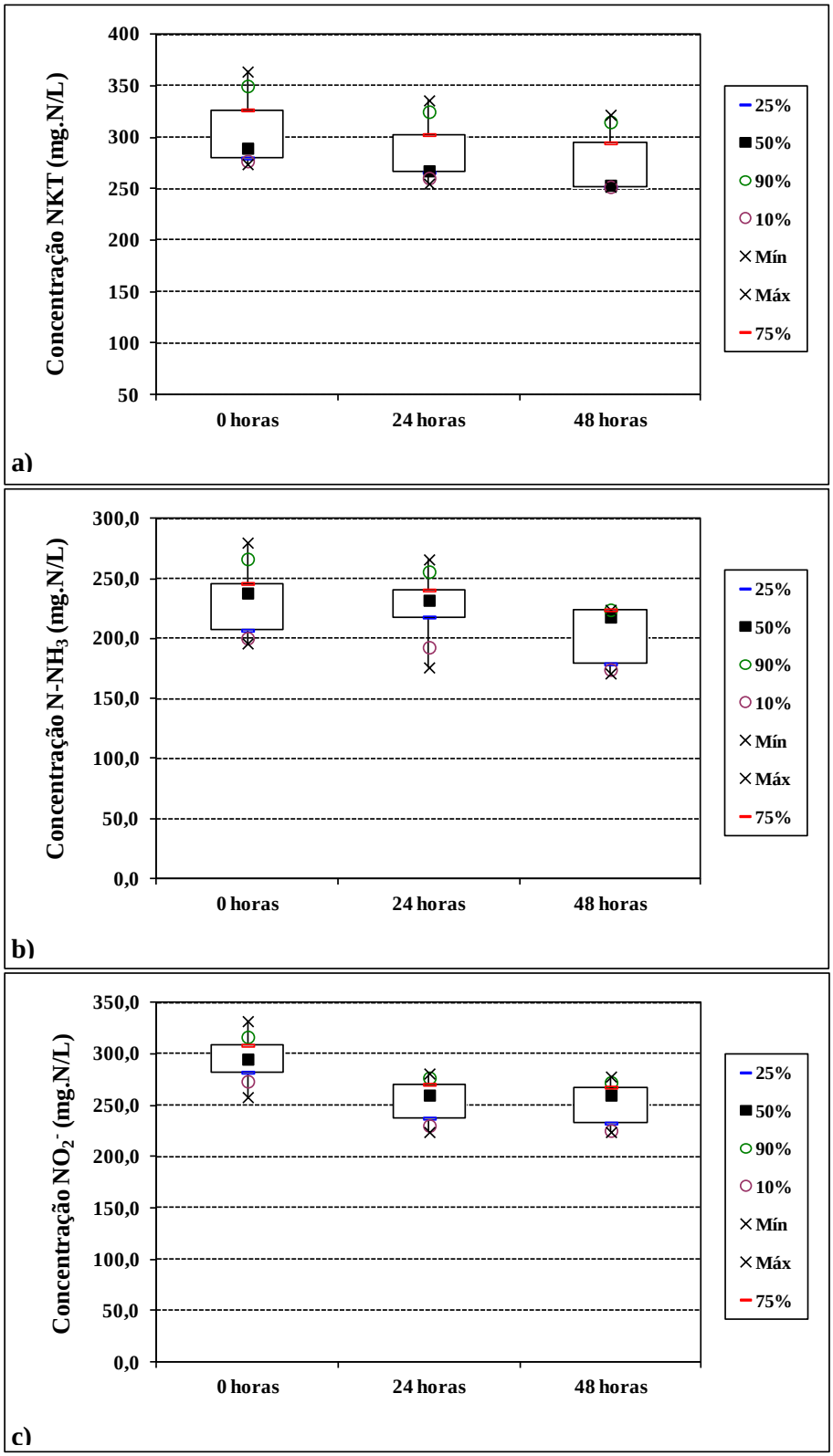



**Figura 5.1.** Box Plot: Variação das concentrações médias das formas de nitrogênio ao longo da reação anóxica (a) NKT (b) N-$NH_3$ (c) N-$NO_2^-$ (Primeira Etapa-Fase I)

Pode-se apreciar na Figura 5.2c que ao final da primeira hora da etapa anóxica, durante a Fase II, não se registram remoções significativas de nitrito, as quais variaram entre 9 e 19%, o que indica que o lixiviado não apresentava quantidade de matéria orgânica biodegradável compatível com a demanda para desnitritação.

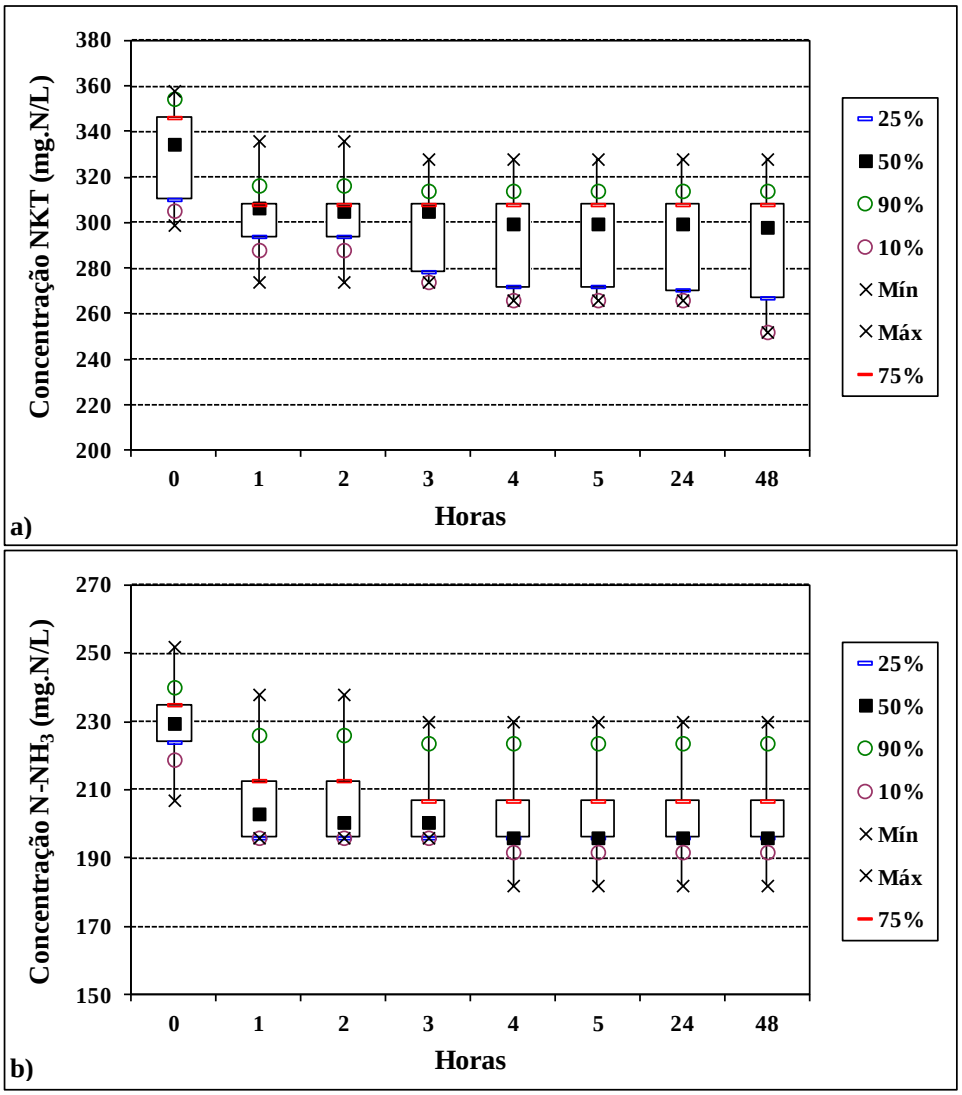



**Figura 5.2.** Box Plot: Variação das concentrações médias das formas de nitrogênio ao longo da reação anóxica (a) NKT (b) N-$NH_3$ (Primeira Etapa - Fase II)

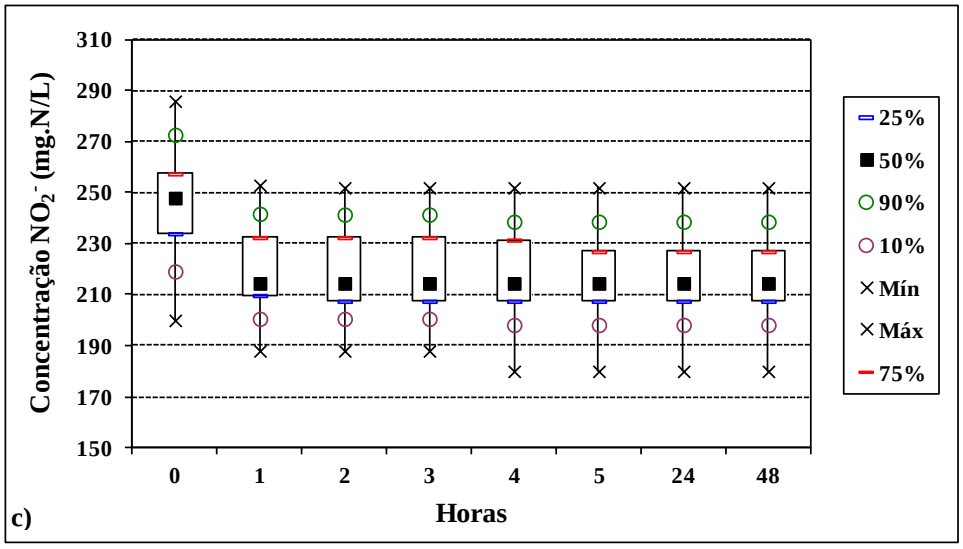



**Figura 5.2.** Box Plot: Variação das concentrações médias das formas de nitrogênio ao longo da reação anóxica (c) N-$NO_2^-$ (Primeira Etapa - Fase II)

Na Tabela 5.2, se observa uma baixa carga de matéria orgânica afluente de fácil biodegradação quantificada como DBO, o que indica que para o caso de lixiviado de aterro sanitário empregado no estudo a baixa relação DBO/COT afluente (0,64±0,19 mg.$O_2$/mg.C) sugere baixas concentrações de ácidos graxos e quantidades relativamente altas de combinações entre ácidos húmicos e fúlvicos, o que limita o processo de desnitritação. Entretanto, a remoção de DBO ao longo da etapa anóxica foi superior a 80% em todos os ciclos, o que demonstra que a maior parte da matéria orgânica biodegradável presente no lixiviado foi removida durante a desnitritação e que a biomassa encontra-se adaptada a utilização da matéria orgânica do lixiviado como fonte de carbono, embora a remoção de N-$NO_2^-$ durante a Primeira Etapa não tenha sido superior a 15%. Quanto a relação em massa $DBO_{consumida}$/N-$NO_{2\ reduzido}^-$, ela variou entre 0,276 e 0,673, devido as flutuações de matéria orgânica afluente, o que levou a obter variações na remoção de nitrito e nas taxas de desnitritação. Os resultados obtidos permitem inferir que durante a reação anóxica para a redução biológica do nitrito, os micro-organismos heterotróficos utilizaram a matéria orgânica biodegradável presente no despejo, sendo a mesma consumida durante a primeira hora, o que se traduziu em baixas taxas específicas de desnitritação: entre 0,012-0,054 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.dia durante a Fase I e 0,010-0,028 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.dia na Fase II (AKERMAN, 2005; CALLI et al., 2005; CHUNG e BAE, 2002; DI PALMA et al., 2002; DROPPELMANN e OETTINGER, 2009; PRICE et al., 2003).

A presença de substâncias recalcitrantes no lixiviado (característico de aterros velhos) de elevada massa molar com estruturas muito complexas, como é o caso das substâncias húmicas (SH) podem oferecer dificuldade à biodegradação em decorrência de diversos fatores, dentre os quais podemos citar: estrutura química complexa desprovida de grupos funcionais reativos, ação tóxica de compostos químicos sobre os micro-organismos responsáveis pela degradação inativando metabolismo celular dessas espécies e interações entre compostos químicos gerando produtos não acessíveis a biodegradação (CASTILLO et al., 2007; CHIANG et al., 2001; CHUNG e BAE, 2002; FUX et al., 2006; GANIGUÉ, 2009).

Em função do exposto, a reação anóxica não deve ter uma duração maior a uma hora, situação avaliada durante a Segunda Etapa, onde se manteve a mesma estratégia operacional desenvolvida na Primeira Etapa. Não houve descarte da biomassa ou reinoculação do sistema entre uma etapa e outra.

Os perfis temporais das concentrações de nitrito (Figura 5.3) ao longo da reação anóxica para os 15 ciclos avaliados na Segunda Etapa, mostram pouca variação e baixa redução de $N\text{-}NO_2^-$ (entre 8 e 33%)

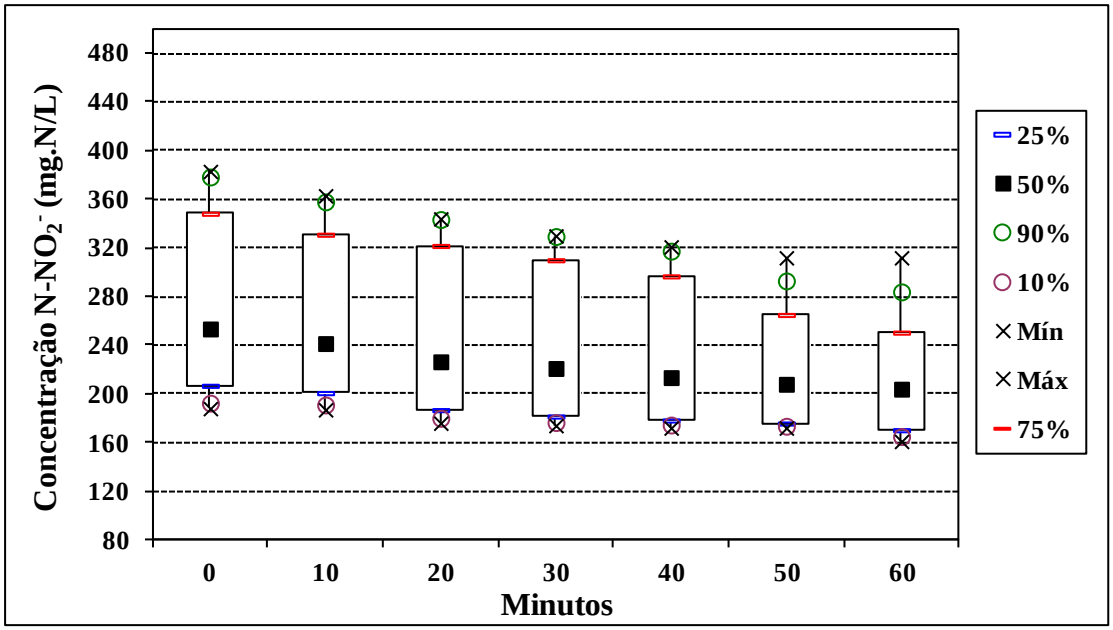



**Figura 5.3.** Box Plot: Variação das concentrações médias de $N\text{-}NO_2^-$ ao longo da reação anóxica (Segunda Etapa)

**Tabela 5.2.** Resultados da Fase Anóxica dos ciclos de remoção – Primeira Etapa

| Ciclo | T (°C) | pH | Alcalinidade Total (mg/L $CaCO_3$) | DBO (mg/L) | COT (mg/L) | DQO (mg/L) | Remoção DBO* (%) | Remoção COT* (%) | SSV (mg/L) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | Remoção N-$NO_2^-$* (%) | (DBO/NOx)rem (kg DBO/kg NOx) | (COT/NOx)rem (kg COO/kg NOx) | Taxa Esp. de desnitritação (kg$NO_2^-$/ kg SSV.dia) | Taxa desnitritação volumétrica (kg$NO_2^-$/ $m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Fase I** | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 | 25 | 8,64 | 2600 | 96 | 1148 | 4680 | 96 | 67 | 2010 | 322 | 266 | 267 | 13 | 0,344 | 4,122 | 0,009 | 0,019 |
| 2 | 25 | 8,79 | 2620 | 100 | 1142 | 5794 | 80 | 14 | 1400 | 308 | 224 | 226 | 32 | 0,321 | 3,671 | 0,038 | 0,054 |
| 3 | 25 | 8,50 | 2440 | 99 | 1166 | 6168 | 97 | 67 | 990 | 252 | 224 | 270 | 13 | 0,348 | 4,098 | 0,144 | 0,142 |
| 4 | 26 | 8,47 | 3700 | 88 | 1152 | 2991 | 96 | 65 | 1800 | 255 | 218 | 262 | 9 | 0,338 | 4,427 | 0,007 | 0,012 |
| 5 | 28 | 8,05 | 3700 | 78 | 1022 | 2020 | 96 | 63 | 2905 | 252 | 179 | 278 | 11 | 0,276 | 3,613 | 0,006 | 0,016 |
| 6 | 27 | 8,53 | 2940 | 69 | 1148 | 3810 | 97 | 66 | 2520 | 252 | 171 | 258 | 9 | 0,269 | 4,473 | 0,005 | 0,012 |
| 7 | 27 | 8,46 | 2100 | 80 | 1022 | 6019 | 92 | 35 | 2600 | 193 | 115 | 235 | 10 | 0,338 | 4,317 | 0,005 | 0,013 |
| 8 | 25 | 7,52 | 1320 | 109 | 1054 | 4000 | 92 | 47 | 1780 | 151 | 70 | 224 | 22 | 0,414 | 4,007 | 0,017 | 0,031 |
| **Fase II** | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 9 | 25 | 8,48 | 2340 | 58 | 1129 | 6000 | 96 | 67 | 2140 | 252 | 182 | 180 | 10 | 0,356 | 6,176 | 0,005 | 0,010 |
| 10 | 25 | 8,33 | 2400 | 136 | 979 | 960 | 86 | 31 | 2280 | 252 | 196 | 233 | 19 | 0,526 | 3,712 | 0,012 | 0,027 |
| 11 | 24 | 8,08 | 2000 | 124 | 993 | 5520 | 88 | 8 | 1970 | 294 | 221 | 214 | 9 | 0,584 | 4,675 | 0,005 | 0,009 |
| 12 | 24 | 8,08 | 2740 | 133 | 954 | 7800 | 86 | 44 | 3350 | 308 | 196 | 252 | 18 | 0,472 | 3,383 | 0,008 | 0,028 |
| 13 | 22 | 8,29 | 2380 | 106 | 765 | 3000 | 93 | 52 | 2780 | 308 | 196 | 225 | 16 | 0,431 | 3,108 | 0,008 | 0,022 |
| 14 | 22 | 8,53 | 2100 | 154 | 460 | 6960 | 85 | 62 | 2690 | 328 | 202 | 215 | 14 | 0,673 | 2,009 | 0,007 | 0,018 |
| 15 | 22 | 8,55 | 2960 | 76 | 1063 | 720 | 95 | 45 | 3010 | 272 | 196 | 276 | 18 | 0,325 | 4,549 | 0,008 | 0,023 |
| 16 | 22 | 7,86 | 1400 | 105 | 751 | 2520 | 92 | 45 | 2170 | 302 | 230 | 285 | 14 | 0,480 | 3,435 | 0,008 | 0,017 |

*Remoção calculada a través do balanço de massa ao final da reação

Os organismos heterotróficos não conseguem quebrar e assimilar as moléculas de alto peso molecular (ácidos húmicos e fúlvicos) fato evidenciado ao final da reação anóxica dos ciclos de tratamento (Figuras 5.4) pela presença de concentrações de matéria orgânica, quantificada como COT na massa do líquido do reator que não é utilizada pelos micro-organismos desnitritantes, chegando a uma porcentagem de remoção média de COT de 47±20% e valores médios ao finalizar o processo anóxico de 509±46 mg.C/L (BAIG e LIECHTI, 2001; BLACKBURNE et al., 2008; KURNIAWAN et al., 2006; RENOU et al., 2008; YUN et al., 2004).

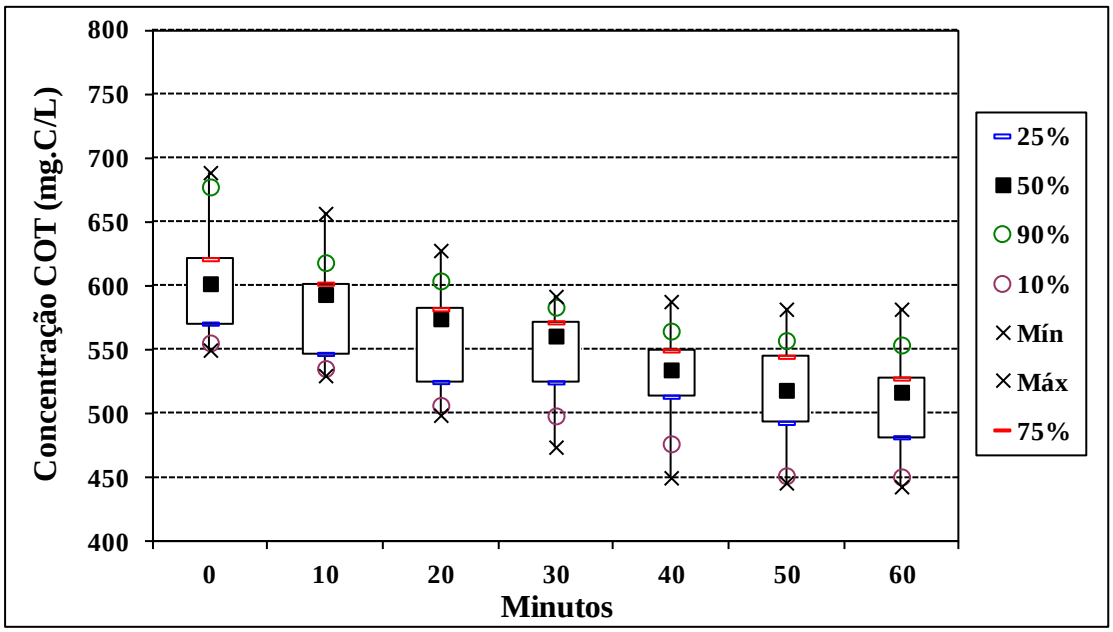



**Figura 5.4.** Variação das concentrações médias de COT ao longo da reação anóxica (Segunda Etapa)

Apesar da obtenção de uma biomassa bem adaptada à utilização da matéria orgânica solúvel do lixiviado como fonte de carbono e o processo mostrar-se estável, a desnitritação foi limitada pela grande quantidade de compostos recalcitrantes, condição que pode dificultar o processo, e faz obrigatória a adição de uma fonte externa de carbono com a finalidade de conseguir a redução do nitrito acumulado. Estes resultados demonstram a inviabilidade da aplicação de processos anaeróbios como primeira etapa no tratamento de lixiviados de aterro estabilizado, pois estaria se removendo a matéria orgânica facilmente biodegradável, necessária para desnitrificação, e deixando a refrátaria, a qual não é suscetível à biodegradação (AKERMAN, 2005; FUX e SIEGRIST, 2004; GANIGUÉ, 2009; GIORDANO, 2003; GOURDON et al., 1999).

Observou-se que as baixas taxas de desnitritação específicas e volumétricas registradas na Primeira Etapa estavam relacionadas a um maior tempo de reação anóxica. Na Segunda Etapa (Figura 5.5), o menor tempo, favoreceu o alcance de taxas de desnitritação mais elevadas. Para 15 ciclos de tratamento, a taxa de desnitritação específica média foi 1,304 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.dia (Max. 4,609 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.dia Min. 0,207 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.dia); e taxas de desnitritação volumétrica de 1,704 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.$m^3$ (Max. 2,962 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.$m^3$; Min. 0,435 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.$m^3$), onde a cinética do processo é controlada pelas concentrações dos poluentes ao final da fase de enchimento (tempo zero) além de sofrer a influencia das taxas de aplicação volumétricas e da razão de troca volumétrica (relação entre o volume de afluente e o volume do conteúdo do reator). Comparando esses valores com as taxas reportadas em outras pesquisas, tem-se que CHUNG e BAE (2002) registraram taxas de desnitritação específica superiores, em media de 1,22±0,33 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.dia no tratamento pela via curta de esgoto sanitário sintético. A Tabela 5.3 resume os resultados ao final da reação anoxica dos ciclos avaliados na Segunda Etapa da pesquisa, registrando valores médios de N-$NH_3$ de 236 mg.N/L para concentrações próximas de 1800 mg.N/L no afluente, assim como valores elevados de nitrito (média: 324 mg.N/L, Max: 531 mg.N/L, Min: 119 mg.N/L).

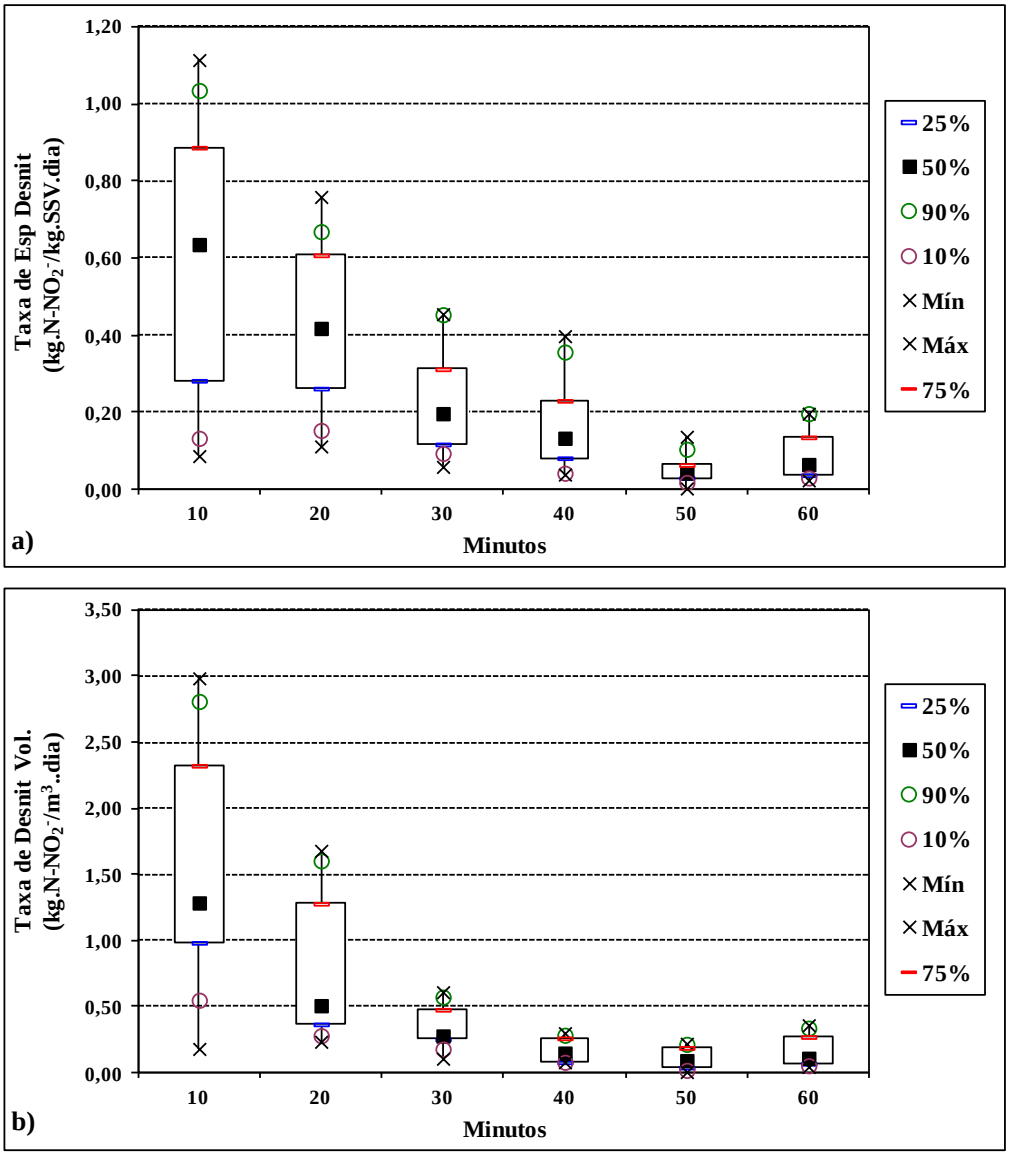



**Figura 5.5.** Concentrações médias das taxas de desnitritação (a) específicas (b) volumétricas (Segunda Etapa)

**Tabela 5.3.** Resultado da Fase Anóxica dos ciclos de remoção – Segunda Etapa

| Ciclo | T (°C) | pH | Alcalinidade Total (mg/L $CaCO_3$) | DBO (mg/L) | COT (mg/L) | DQO (mg/L) | Remoção DBO* (%) | Remoção COT* (%) | SSV (mg/L) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | Remoção N-$NO_2^-$* (%) | (DBO/NOx)rem (kg DBO/kg NOx) | (COT/NOx)rem (kg COO/kg NOx) | Taxa Esp. de desnitritação ($kgNO_2^-$/ kg SSV.dia) | Taxa desnitritação volumétrica ($kgNO_2^-$/ $m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 23 | 8,24 | 1640 | 50 | 512 | 2760 | 91 | 28 | 3080 | 336 | 280 | 169 | 31 | 0,22 | 2,26 | 0,646 | 1,783 |
| 2 | 24 | 8,20 | 1400 | 75 | 523 | 5040 | 96 | 77 | 1830 | 238 | 168 | 161 | 21 | 0,40 | 2,79 | 0,552 | 1,010 |
| 3 | 23 | 8,30 | 2740 | 150 | 454 | 1800 | 74 | 28 | 1180 | 336 | 297 | 119 | 29 | 0,96 | 2,91 | 0,993 | 1,172 |
| 4 | 25 | 8,36 | 1900 | 75 | 522 | 7320 | 91 | 61 | 2100 | 280 | 269 | 174 | 10 | 0,40 | 4,14 | 0,207 | 0,435 |
| 5 | 23 | 8,10 | 1700 | 214 | 542 | 3240 | 89 | 74 | 1550 | 286 | 224 | 234 | 15 | 5,22 | 13,24 | 0,633 | 0,982 |
| 6 | 23 | 8,30 | 1300 | 275 | 491 | 1080 | 85 | 80 | 2440 | 218 | 196 | 256 | 33 | 2,23 | 3,98 | 1,214 | 2,962 |
| 7 | 23 | 8,11 | 1700 | 60 | 443 | 4320 | 85 | 45 | 1640 | 286 | 252 | 312 | 20 | 0,78 | 5,79 | 1,120 | 1,837 |
| 8 | 24 | 8,91 | 2700 | 113 | 582 | 3000 | 82 | 30 | 2680 | 336 | 266 | 462 | 15 | 0,74 | 5,47 | 0,725 | 1,944 |
| 9 | 28 | 8,06 | 2260 | 55 | 458 | 7000 | 80 | 21 | 990 | 280 | 238 | 441 | 21 | 0,47 | 3,902 | 2,846 | 2,817 |
| 10 | 26 | 7,93 | 1600 | 25 | 528 | 5000 | 93 | 29 | 640 | 280 | 216 | 500 | 20 | 0,20 | 4,29 | 4,609 | 2,945 |
| 11 | 27 | 7,92 | 1600 | 51 | 557 | 4000 | 75 | 39 | 1100 | 266 | 224 | 308 | 28 | 0,42 | 4,62 | 2,629 | 2,892 |
| 12 | 24 | 8,02 | 1600 | 99 | 625 | 5743 | 85 | 41 | 1300 | 308 | 196 | 531 | 10 | 1,74 | 11,01 | 1,048 | 1,363 |
| 13 | 22 | 8,25 | 2800 | 75 | 692 | 2500 | 78 | 31 | 980 | 314 | 308 | 406 | 10 | 1,80 | 16,63 | 1,019 | 0,998 |
| 14 | 30 | 8,23 | 1360 | 101 | 650 | 4515 | 92 | 70 | 1700 | 238 | 168 | 343 | 16 | 1,59 | 10,28 | 0,892 | 1,516 |
| 15 | 28 | 8,50 | 1740 | 93 | 754 | 6588 | 85 | 44 | 2100 | 272 | 238 | 449 | 8 | 2,48 | 20,14 | 0,428 | 0,899 |

* Remoção calculada a través do balanço de massa ao final da reação

### 5.2.2. Estudo do Processo Nitritação: Condições para o acúmulo de nitrito. Primeira e Segunda Etapa.

A Tabela 5.4 mostra a variação da concentração das formas de nitrogênio ao final da etapa aerada dos ciclos de tratamento durante as Fases I e II, mostrando elevada eficiência de remoção da amônia (97%) e NKT (73%), sendo a nitritação completada após 48 horas do início da fase, a exceção dos Ciclos 7 (Fase I) e 9 (Fase II), nos quais após 24 horas não era mais detectada a presença de $N\text{-}NH_3$ apesar da temperatura encontrar-se em um valor médio de 24±1,5°C. De modo similar ao acontecido na reação anóxica, a Tabela 5.9 indica a baixa remoção de matéria orgânica medida como COT durante a aeração, a qual só chega a valores médios de 8%. As Figuras 5.6 e 5.7 ilustram o acúmulo sustentado de nitrito após a reação anóxica e a adaptação dos micro-organismos oxidantes de amônia às concentrações elevadas de nitrogênio amoniacal no reator, evidenciado pela relação $N\text{-}NO_2^-/(N\text{-}NO_2^- + N\text{-}NO_3^-)$ próximo de 1, assim como a redução gradual de amônia e NKT nas Fases I e II. O tratamento alcança as maiores taxas de nitritação por volta das 24 horas do início da aeração (a exceção dos ciclos 7 e 9 que tiveram uma duração de 24 horas), registrando valores entre 0,094 e 0,018 kg.$N\text{-}NH_3$/kg.SSV.dia; comparáveis aos reportados por CALLI et al., 2005 e UYGAR e KARGI, 2004.

Os resultados obtidos, durante a Primeira Etapa permitiram definir uma serie de conclusões importantes para a Segunda Etapa da pesquisa. Durante a reação anóxica, as evidências demonstram que os organismos desnitritantes não conseguem completar o processo de desnitritação e que o processo não deve ter uma duração maior que uma hora. Quanto ao processo de nitritação e ao contrário do reportado nas pesquisas conduzidas por ASLAN e DAHAB (2009); CAMPOS et al., (2007); GANIGUÉ (2009); RUIZ et al., (2003); SATOH et al., (2003), as quais relatam que processos de tratamento via nitrito requerem valores de OD abaixo de 1,0 mg.$O_2$/L, o procedimento realizado na presente pesquisa com valores de OD de 2,0 mg.$O_2$/L, conduziu ao acúmulo sustentável de nitrito, resultados comparáveis aos reportados por AKERMAN, 2005; CALLI et al., (2005); BLACKBOURNE et al., (2008); SPAGNI e MARSILI-LIBELLI (2009); UYGAR e KARGI (2004); YAMAMOTO et al., (2006).

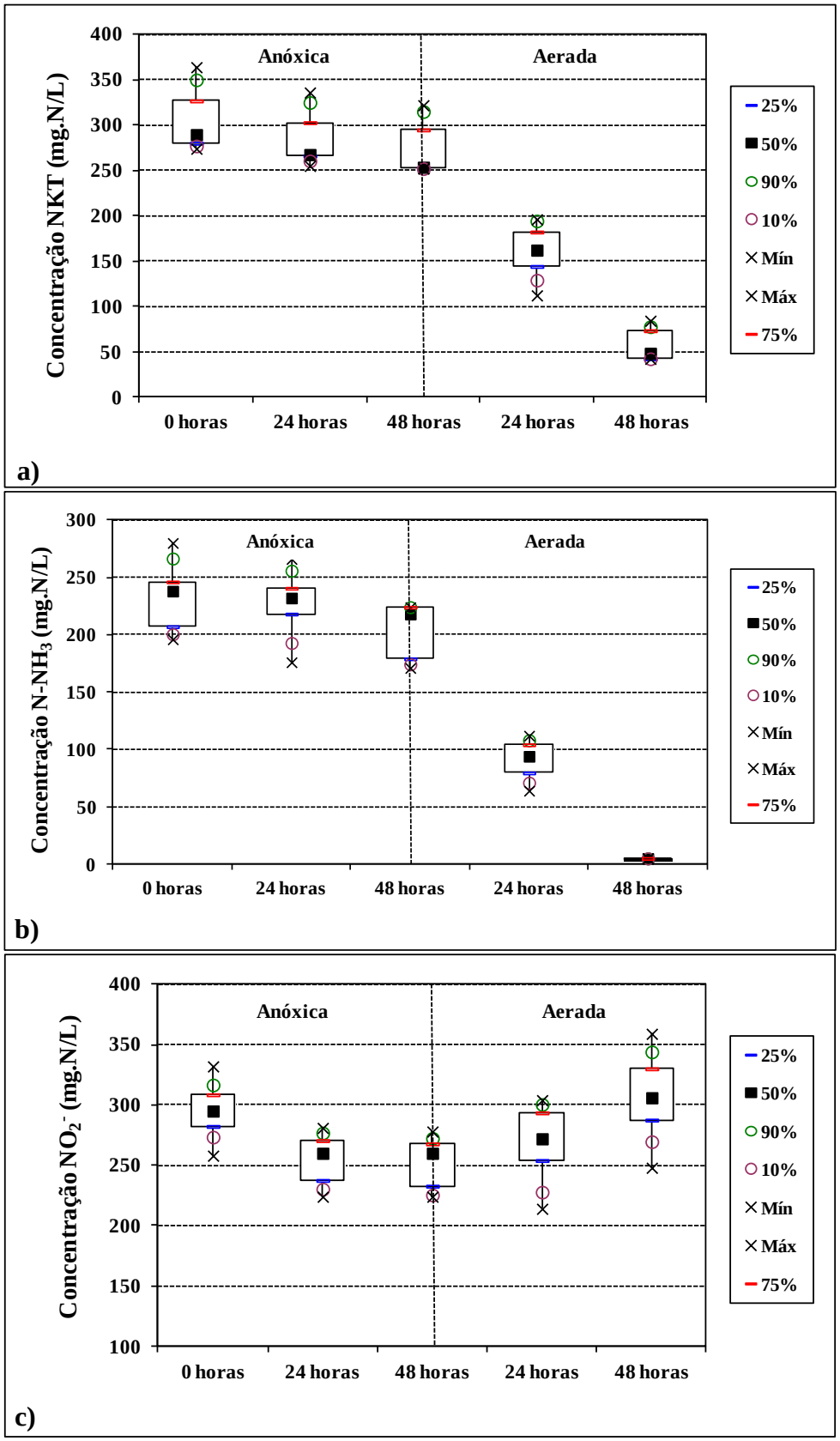



**Figura 5.6.** Box Plot: Variação das concentrações médias das formas de nitrogênio ao longo da reação anóxica e aerada (a) NKT (b) $N\text{-}NH_3$ (c) $N\text{-}NO_2^-$ (Primeira Etapa - Fase I)

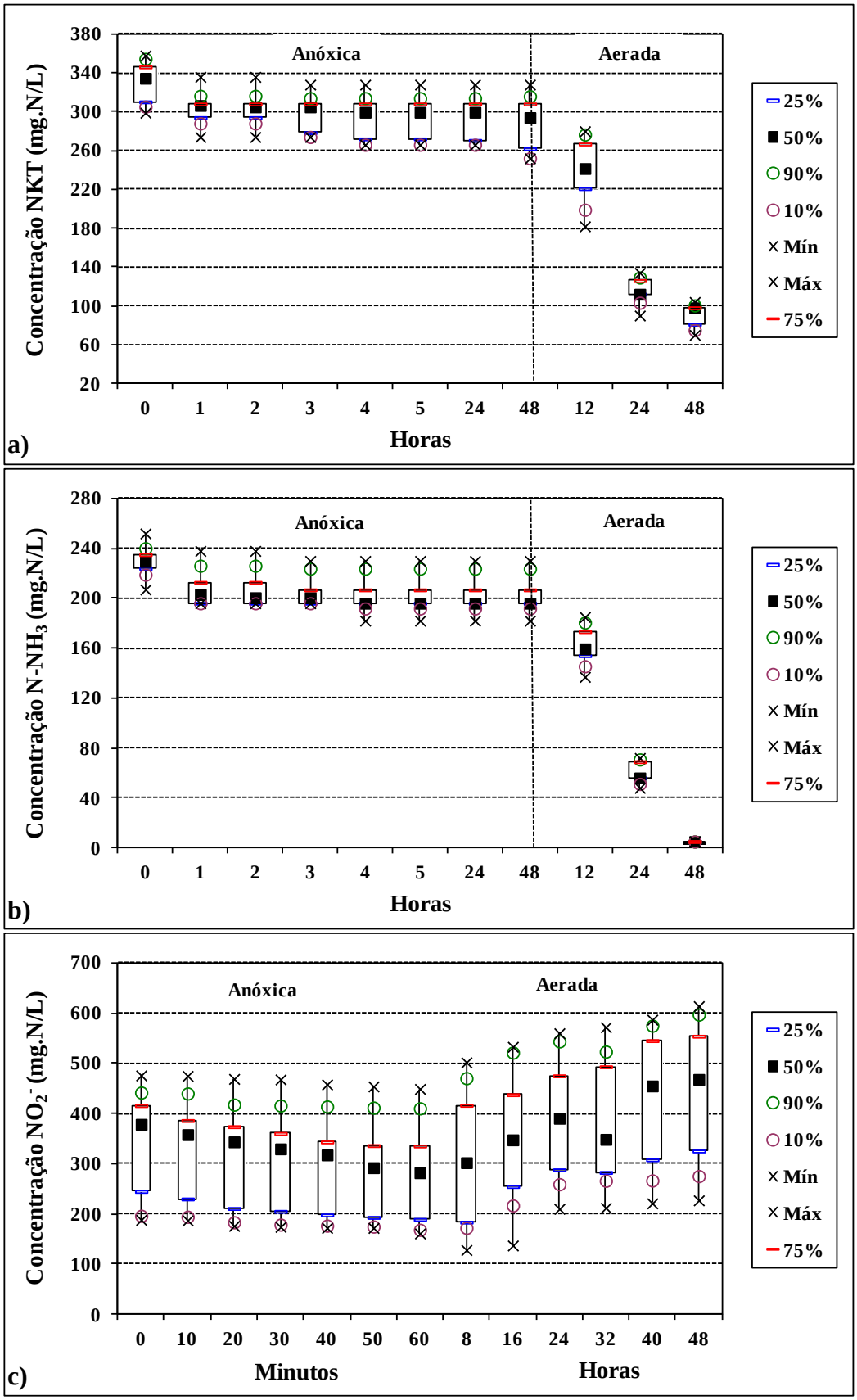



**Figura 5.7.** Box Plot: Variação das concentrações médias das formas de nitrogênio ao longo da reação anóxica e aerada (a) NKT (b) N-$NH_3$ (c) N-$NO_2^-$ (Primeira Etapa - Fase II)

**Tabela 5.4.** Resultado da Fase Aeróbia dos ciclos de remoção – Primeira Etapa

| Ciclo | T (°C) | pH | Alcalinidade Total (mg/L $CaCO_3$) | DBO (mg/L) | COT (mg/L) | DQO (mg/L) | Remoção DBO* (%) | Remoção COT* (%) | SSV (mg/L) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | Taxa Esp. de nitritação (kg N-$NH_3$/ kg SSV.dia) | Taxa nitritação volumétrica (kg N-$NH_3$/$m^3$.dia) | Amônia Livre (mg$NH_3$/L) Inicial | Amônia Livre (mg$NH_3$/L) Final |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Fase I** | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 | 24 | 7,84 | 1100 | 57 | 1108 | 6360 | 41 | 4 | 2180 | 67 | nd | 359 | 0,061 | 0,133 | 1,902 | 0,015 |
| 2 | 25 | 7,52 | 1200 | 61 | 1100 | 6650 | 39 | 4 | 2180 | 73 | nd | 326 | 0,052 | 0,113 | 2,257 | 0,003 |
| 3 | 25 | 7,80 | 1000 | 62 | 1166 | 5234 | 38 | 5 | 2200 | 73 | nd | 291 | 0,050 | 0,110 | 1,162 | 0,005 |
| 4 | 26 | 8,4 | 2580 | 55 | 1102 | 3774 | 38 | 5 | 2050 | 98 | nd | 334 | 0,052 | 0,107 | 0,389 | 0,008 |
| 5 | 26 | 7,83 | 1800 | 44 | 992 | 2869 | 44 | 4 | 2200 | 90 | nd | 306 | 0,039 | 0,087 | 0,016 | 0,002 |
| 6 | 26 | 7,96 | 840 | 24 | 1096 | 3886 | 66 | 6 | 1970 | 84 | nd | 284 | 0,044 | 0,111 | 0,129 | 0,002 |
| 7 | 26 | 7,94 | 960 | 36 | 994 | 6400 | 55 | 4 | 2520 | 78 | nd | 447 | 0,023 | 0,058 | 0,074 | 0,003 |
| 8 | 26 | 7,95 | 600 | 54 | 1012 | 3886 | 51 | 4 | 1810 | 84 | nd | 248 | 0,018 | 0,033 | 0,038 | 0,003 |
| **Fase II** | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 9 | 24 | 7,42 | 480 | 58 | 1109 | 6840 | 11 | 2 | 1880 | 90 | nd | 313 | 0,094 | 0,177 | 0,763 | 0,006 |
| 10 | 24 | 6,58 | 400 | 116 | 736 | 2640 | 15 | 25 | 2840 | 98 | nd | 267 | 0,034 | 0,096 | 0,541 | 0,001 |
| 11 | 24 | 6,15 | 200 | 100 | 826 | 7560 | 20 | 17 | 1910 | 98 | nd | 325 | 0,057 | 0,108 | 0,826 | 0,0003 |
| 12 | 24 | 8,85 | 2000 | 31 | 811 | 2280 | 77 | 15 | 2260 | 84 | nd | 310 | 0,042 | 0,096 | 1,051 | 0,155 |
| 13 | 23 | 8,51 | 880 | 101 | 674 | 3240 | 5 | 12 | 2200 | 98 | nd | 281 | 0,043 | 0,096 | 4,564 | 0,191 |
| 14 | 22 | 8,53 | 520 | 96 | 438 | 5280 | 38 | 5 | 2600 | 104 | nd | 274 | 0,038 | 0,099 | 8,059 | 0,492 |
| 15 | 23 | 8,69 | 900 | 64 | 1001 | 1080 | 16 | 6 | 3100 | 78 | nd | 276 | 0,031 | 0,096 | 8,176 | 0,714 |
| 16 | 21 | 8,86 | 800 | 55 | 718 | 2880 | 48 | 5 | 2470 | 70 | nd | 285 | 0,046 | 0,113 | 5,477 | 0,715 |

* Remoção calculada a través do balanço de massa ao final da reação

Durante o final da etapa anóxica e o início da aeração, não houve adição de $N\text{-}NH_3$ ao despejo. Na Tabela 5.5 pode-se apreciar que as concentrações de $N\text{-}NH_3$ no início da aeração se mantiveram entre 168 e 308 mg.N/L. A Figura 5.8 demonstra que mantendo concentrações de OD no conteúdo do reator, próximas de 2,0 $mg.O_2/L$ e temperaturas da massa líquida do sistema variando entre 22 e 30°C, o processo teve uma duração de 48 horas, com acúmulo sustentado de nitrito no conteúdo do reator, e de forma similar ao acontecido na Primeira Etapa se manteve uma relação $N\text{-}NO_2^-/(N\text{-}NO_2^- + N\text{-}NO_3^-)$ próxima de 1. Por outro lado, as variações que experimentou este parâmetro, devem-se a que o nitrito não conseguia ser removido por completo durante a desnitritação, ficando acumulado nas bateladas sequenciais. Registraram-se valores de pH na faixa de 7,76 a 8,82 e concentração média de sólidos em suspensão voláteis (SSV) de 1645±635 mg/L, parâmetro que sofreu variações nos ciclos de tratamento (Tabela 5.5), já que foram retiradas alíquotas para dar partida aos reatores de polimento e R-2, que seriam empregados, respectivamente, na Terceira e Quarta Etapa da pesquisa.

Analisando as condições operacionais e os valores obtidos, pode-se concluir que, a exemplo do ocorrido durante a Primeira Etapa da investigação com idades de lodo elevada (em media 140 e 220 dias durante a Primeira e Segunda respectivamente) e fornecimento contínuo de oxigênio à biomassa, um dos possíveis fatores que podem ter favorecido a inibição da atividade das bactérias que oxidam nitrito a nitrato, foi a toxicidade conferida pela amônia livre, favorecendo o acúmulo sustentado de nitrito ao início do período aeróbio. Durante a Primeira Etapa, a concentração foi de 2,2±2,8 $mg.NH_3/L$ e na Segunda de 3,9±5,4 $mg.NH_3/L$ no conteúdo do reator. As maiores concentrações de amônia livre registradas durante a Segunda Etapa, assim como a maior adaptação dos micro-organismos nitritantes as condições operacionais, podem ter incidido nos maiores níveis de acumulação de nitrito (581±31 mg.N/L) ao termino dos ciclos de tratamento em comparação com a Primeira Etapa (308±47 mg.N/L) (ANTONIENSEN et al., 1976; AKERMAN, 2001; BAE et al., 1999; CALLI et al., 2005; HOILIJOKI et al., 2000; IM et al., 2001; JOKELA et al., 2002; SHISKOWSKI et al., 1998; YALMAZ e OZTURK; 2001).

ANTHONISEN et al., (1976) concluíram que concentrações de amônia livre entre 0,1 e 10,0 $mg.NH_3/L$ inibiram a oxidação do nitrito a nitrato, e apontaram que concentrações de amônia livre superiores a 10,0 $mg.NH_3/L$ inibiam todo o processo de nitrificação. Entretanto, as concentrações de amônia livre superiores a 10,0 $mg.NH_3/L$ registradas no Ciclo 13 da

Segunda Etapa não causaram efeitos deletérios sobre o processo de nitritação, situação reportada nas pesquisas de AKERMAN, 2005; BAE et al., 2002; CAMPOS et al., 2007; BAE et al., 2002; BLACKBOURNE et al., (2008); QUEIROZ (2009) e SPAGNI e MARSILI-LIBELLI (2009), e que justificam este comportamento na capacidade de adaptação dos micro-organismos nitritantes as elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal do lixiviado. Entretanto, o diâmetro do floco biológico, pode ter uma influencia direta no processo de acúmulo de nitrito no reator, fato que será explicado na Quarta Etapa do trabalho.

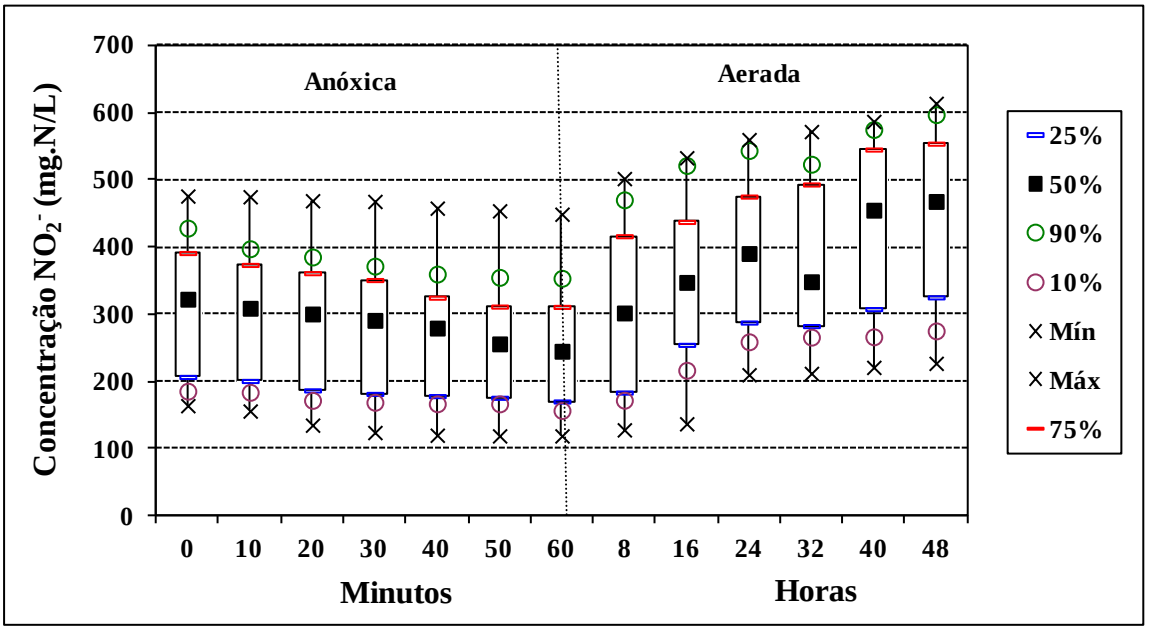



**Figura 5.8.** Box Plot: Variação das concentrações médias de nitrito ao longo da reação anóxica e aerada (Segunda Etapa)

Os valores de pH e alcalinidade ao final da etapa anóxica e início da aerada durante a Primeira Etapa de 8,3±0,3 e 2484±663 mg.$CaCO_3$/L, e na Segunda de 8,20±0,2 e 1869±508 mg.$CaCO_3$/L, garantem o deslocamento do equilíbrio entre íon amônio e amônia livre, a favor da manutenção de concentrações inibitórias de $NH_3$ durante o processo de nitritação, favorecendo o acúmulo de nitrito e descartando a adição de alcalinizante para manter o pH nos valores recomendados para este tipo de tratamento, sendo registrados em media ao final do processo de aeração valores de pH de 7,9±0,8 e 8,2±0,4 durante a Primeira e Segunda Etapa respectivamente. O consumo de alcalinidade durante a Segunda Etapa foi de 2,21±0,85 mg.$CaCO_3$/mg.$N_{oxidado}$ (ANTONIENSEN et al., 1976; GARRIDO et al., 1997; JOO et al., 2000; LIANG et al., 2007; UYGAR e KARGI 2004; YAMAMOTO et al., (2006).

**Tabela 5.5.** Resultado da Fase Aeróbia dos ciclos de remoção - Segunda Etapa

| Ciclo | T (°C) | pH | Alcalinidade Total (mg/L $CaCO_3$) | DBO (mg/L) | COT (mg/L) | Remoção DBO* (%) | Remoção COT* (%) | SSV (mg/L) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | Taxa Esp. de nitritação (kg N-$NH_3$/ kg SSV.dia) | Taxa nitritação volumétrica (kg N-$NH_3$/$m^3$.dia) | Amônia Livre (mg$NH_3$/L) Inicial | Amônia Livre (mg$NH_3$/L) Final |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 22 | 8,01 | 400 | 47 | 506 | 6 | 1 | 2430 | 84 | nd | 296 | 0,057 | 0,138 | 6,987 | 0,165 |
| 2 | 23 | 8,03 | 700 | 73 | 490 | 3 | 7 | 2840 | 84 | nd | 305 | 0,043 | 0,123 | 1,186 | 0,064 |
| 3 | 24 | 8,59 | 540 | 110 | 440 | 27 | 3 | 1360 | 92 | nd | 227 | 0,108 | 0,147 | 7,073 | 0,086 |
| 4 | 24 | 8,76 | 900 | 70 | 518 | 7 | 1 | 2210 | 98 | nd | 275 | 0,089 | 0,199 | 1,012 | 0,126 |
| 5 | 23 | 7,78 | 600 | 111 | 516 | 48 | 5 | 1720 | 98 | nd | 452 | 0,064 | 0,110 | 3,390 | 0,036 |
| 6 | 23 | 8,23 | 500 | 161 | 450 | 42 | 9 | 1450 | 90 | nd | 335 | 0,066 | 0,095 | 4,668 | 0,102 |
| 7 | 23 | 7,82 | 500 | 32 | 423 | 47 | 5 | 1130 | 84 | nd | 484 | 0,109 | 0,124 | 3,902 | 0,039 |
| 8 | 24 | 8,82 | 1300 | 50 | 562 | 56 | 4 | 1630 | 84 | nd | 590 | 0,081 | 0,132 | 9,402 | 0,144 |
| 9 | 27 | 7,85 | 700 | 50 | 443 | 9 | 4 | 1330 | 76 | nd | 712 | 0,088 | 0,117 | 1,229 | 0,112 |
| 10 | 26 | 8,08 | 800 | 17 | 512 | 32 | 3 | 1280 | 76 | nd | 721 | 0,083 | 0,106 | 0,111 | 0,009 |
| 11 | 26 | 7,76 | 500 | 45 | 521 | 12 | 7 | 1250 | 48 | nd | 614 | 0,088 | 0,110 | 0,042 | 0,002 |
| 12 | 24 | 8,53 | 900 | 40 | 610 | 60 | 3 | 860 | 98 | nd | 897 | 0,112 | 0,096 | 1,177 | 0,075 |
| 13 | 22 | 8,48 | 900 | 68 | 667 | 10 | 4 | 990 | 76 | nd | 537 | 0,154 | 0,152 | 17,288 | 0,462 |
| 14 | 30 | 8,05 | 600 | 75 | 497 | 26 | 3 | 1800 | 84 | nd | 497 | 0,068 | 0,123 | 0,003 | 6,22E-05 |
| 15 | 28 | 8,76 | 900 | 75 | 746 | 20 | 1 | 2400 | 87 | nd | 549 | 0,073 | 0,175 | 0,061 | 0,002 |

* Remoção calculada a través do balanço de massa ao final da reação

A inibição da atividade das bactérias oxidantes de nitrito (BON) e predomínio na massa de liquido do reator de população de bactérias oxidantes de amônia (BOA) ficou constatada nos resultados de quantificação dos organismos nitrificantes nos 15 ciclos da Segunda Etapa do estudo (Figura 5.9). As bactérias oxidantes de nitrito (BON) se mantiveram em densidade abaixo de 20 NMP/100 mL e as de BOA ~$10^6$ NMP/100 mL, o que permite inferir que mesmo em concentrações de amônia ao final do processo aeróbio baixas não ocorre recuperação imediata da atividade das BAN. É importante entender que esses resultados não podem ser interpretados como uma ausência das BON no Reator R-1 e sim como uma progressiva inibição da sua atividade ao longo da pesquisa. Comportamento similar tem sido reportado nos sistemas estudados por ASLAN et al., (2009); BERNET et al., (2001); BLACKBURNE et al., (2008); CHUANG et al., (2007); GARRIDO et al., (1997); GUO et al., (2009); JOO et al., (2000); WYFFELS et al., (2003); ZHANG et al., (2006).

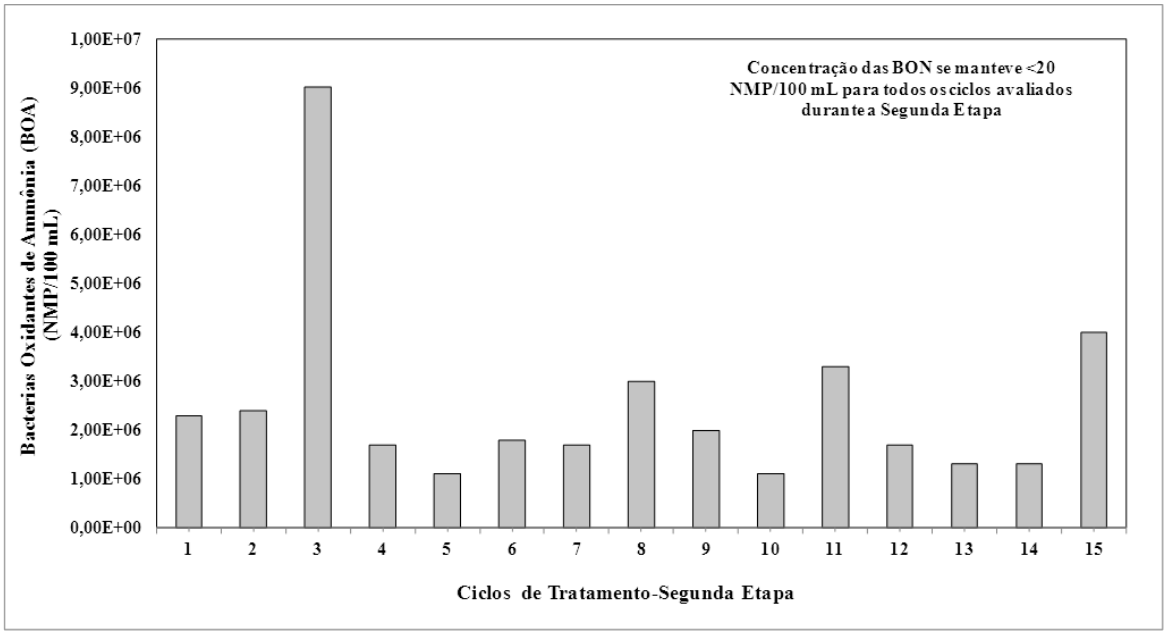



**Figura 5.9.** Quantificação de bactérias nitritantes ao longo da Segunda Etapa

Ao final da reação anóxica dos ciclos de tratamento, havia uma quantidade de matéria orgânica (DBO) na massa do líquido do reator de 101±26 mg.$O_2$/L durante a Primeira Etapa e Segunda Etapa que não havia sido utilizada pelos micro-organismos desnitritantes. Pode-se explicar esse valor, a que durante os ensaios da DBO as grandes quantidades de sulfetos presentes no lixiviado, podem ter oxidado a sulfatos durante o ensaio ocasionando uma DBO que não é devida a matéria orgânica. Os resultados das concentrações de DBO e COT da

Figura 5.10, evidenciam a oxidação dessa matéria orgânica de fácil biodegradação ao final da fase aeróbia, sem detrimento da oxidação de nitrogênio amoniacal, nem inibição da atividade das bactérias oxidantes de amônia. A pouca variação nos valores de COT durante as reações anóxica e aerada (Figura 5.11) e os baixos valores de remoção de COT, em média de 8±6% e 4±2% durante a fase aerada da primeira e segunda etapa, demonstram que apesar das elevadas idades de lodo, a realização de uma primeira etapa anóxica e o longo período de aeração, a maior parte da matéria orgânica aplicada na massa líquida do reator encontram-se constituída por compostos de alto peso molecular que permanecem no efluente final já que não é assimilado pelos micro-organismos; sendo requerida segundo pesquisas realizadas por KLIMIUK e KULIKOWSKA (2006); FAN et al., (2006); GUO et al., (2010); IM et al., (2001); MARTTINEN et al., (2001); OZKAYA et al., (2006); WISZNIOWSKI et al., (2006); YUN et al., (2004); ZOUBOULIS et al., (2004), a aplicação de um pós-tratamento para a remoção destes compostos orgânicos recalcitrantes, que no caso desta pesquisa foi de natureza físico-química.

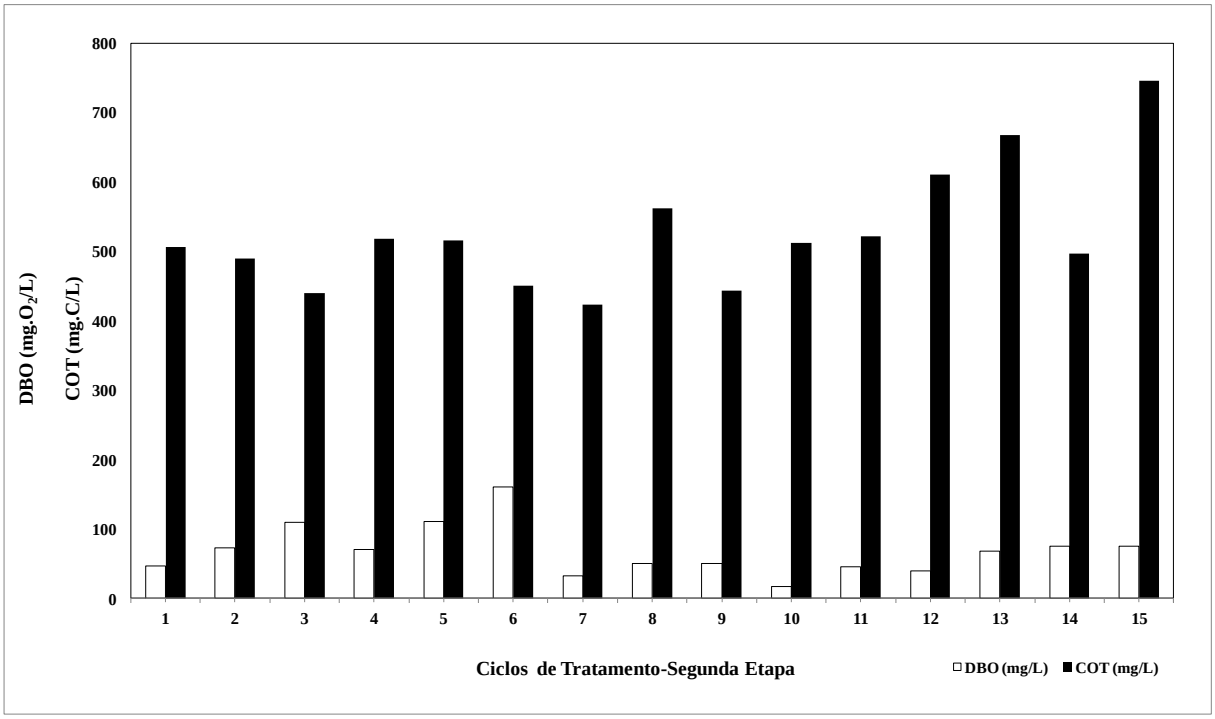



**Figura 5.10.** Variação das concentrações de matéria orgânica ao longo da etapa aerada dos ciclos de tratamento da Segunda Etapa

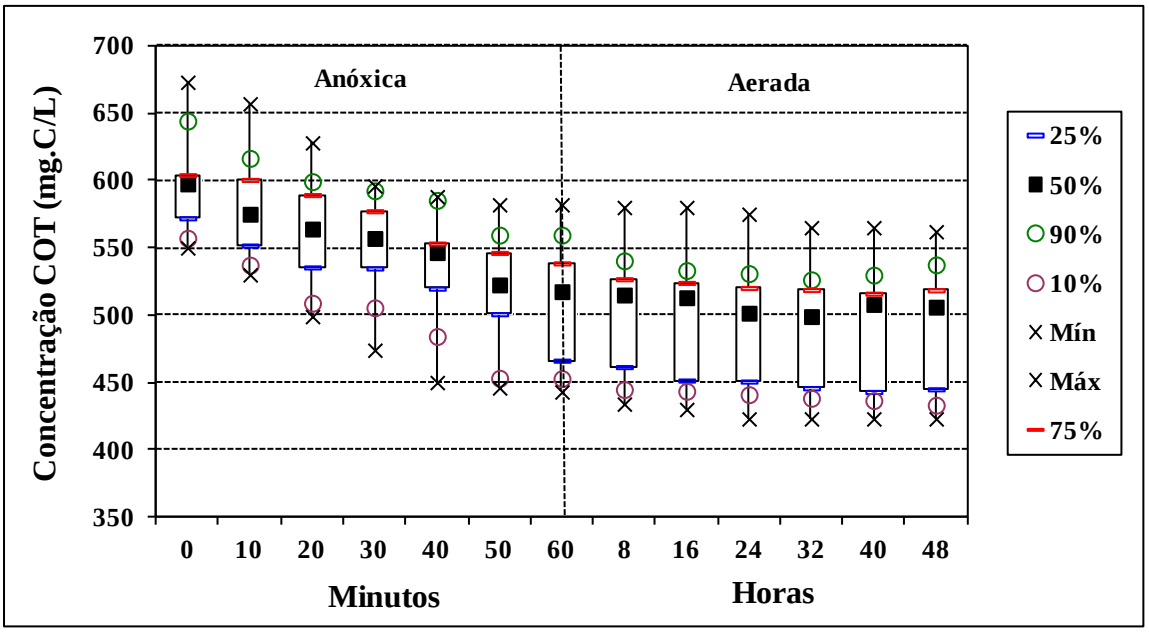



**Figura 5.11.** Concentrações médias de COT ao longo da fase aerada da Segunda Etapa

A Demanda Química de Oxigênio (DQO) é o parâmetro geralmente empregado para quantificar o conteúdo de matéria orgânica em águas residuárias e superficiais, assim como no dimensionamento e monitoramento de estações de tratamento de esgoto e águas residuárias. Entretanto, as determinações de DQO no lixiviado bruto e em alíquotas retiradas do conteúdo do reator após a finalização das etapas anóxica e aerada de cada um dos ciclos de tratamento (Tabela 5.6), mostra resultados incoerentes. A DQO mede indiretamente os equivalentes redutores (elementos com baixo numero de oxidação, ou seja, reduzidos) como cloretos, íons amônio, $Mn^{+2}$, $Fe^{+2}$ presentes no lixiviado, os quais são passíveis de oxidação pelo dicromato de potássio ($K_2Cr_2O_7$) em meio ácido, causando dessa forma o acréscimo na DQO que se observa nas Figuras 5.12 e 5.13 ao comparar os valores ao final das etapas anóxica e aerada. Durante a Primeira Etapa em 12 dos 16 ciclos avaliados e na Segunda em 9 dos 16 ciclos, os valores de DQO ao término da fase aerada foram superiores aos da reação anóxica (AQUINO et al., 2006; BAKER et al., 1999; KYLEFORS et al., 2002; MIRON, 2000; SU et al., 2001; UYGAR e KARGI 2004).

**Tabela 5.6.** Concentração da DQO (mg/L) nas diferentes etapas do tratamento

| Ciclo | Lixiviado Bruto | Final Anóxico Primeira Etapa | Final Aeração Primeira Etapa | Lixiviado Bruto | Final Anóxico Segunda Etapa | Final Aeração Segunda Etapa |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 6604 | 4680 | 6360 | 2600 | 2760 | 3000 |
| 2 | 7925 | 5794 | 6650 | 8200 | 5040 | 5400 |
| 3 | 3925 | 6168 | 5234 | 4600 | 1800 | 4000 |
| 4 | 6226 | 2991 | 3774 | 8200 | 7320 | 7320 |
| 5 | 2830 | 2020 | 2869 | 5000 | 3240 | 4600 |
| 6 | 5143 | 3810 | 3886 | 5200 | 1080 | 4600 |
| 7 | 6476 | 6019 | 6400 | 12400 | 4320 | 4200 |
| 8 | 6476 | 4000 | 3886 | 5000 | 3000 | 4200 |
| 9 | 9600 | 6000 | 6840 | 4000 | 7000 | 3800 |
| 10 | 5600 | 960 | 2640 | 1000 | 5000 | 3800 |
| 11 | 8200 | 5520 | 7560 | 4000 | 4000 | 4200 |
| 12 | 1800 | 7800 | 2280 | 2772 | 5743 | 4752 |
| 13 | 7400 | 3000 | 3240 | 3846 | 2500 | 3846 |
| 14 | 6400 | 6960 | 5280 | 7327 | 4515 | 5400 |
| 15 | 3400 | 720 | 1080 | 7059 | 6588 | 6588 |
| 16 | 7800 | 2520 | 2880 | - | - | - |

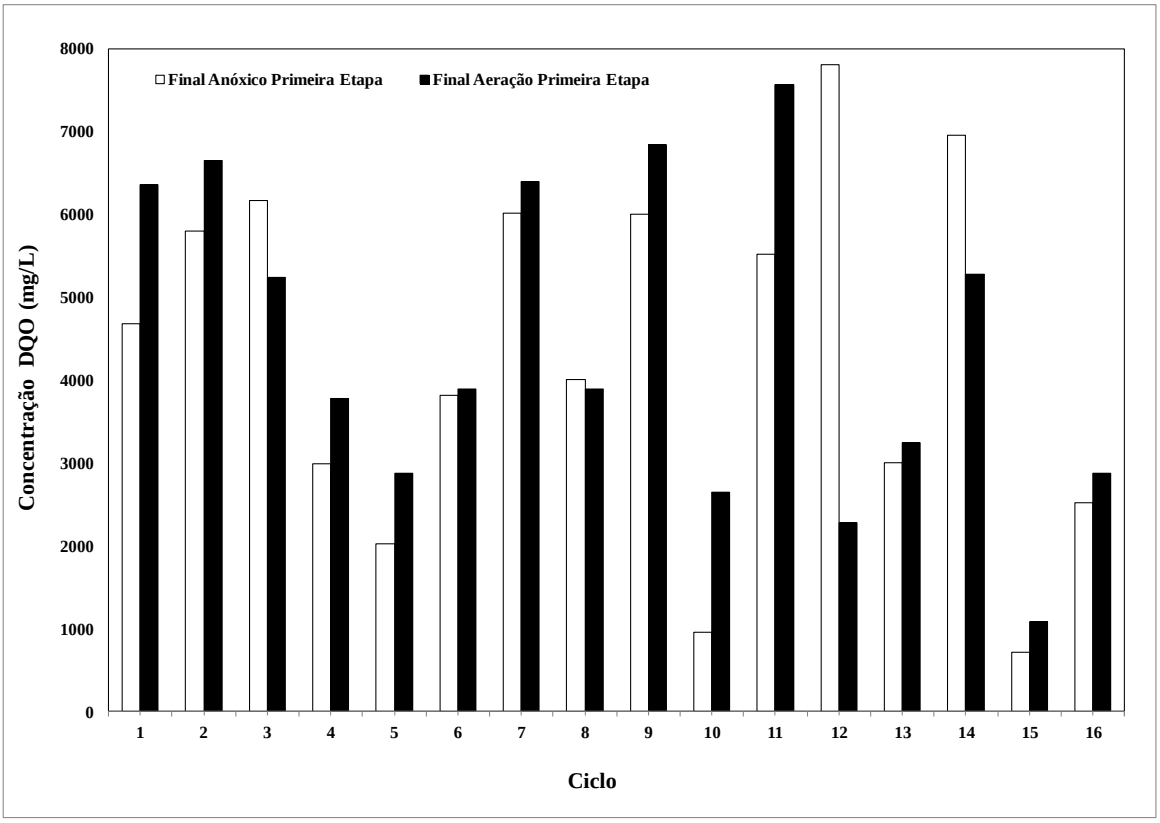



**Figura 5.12.** Comparação da DQO (mg/L) ao final das fases anóxica e aerada dos ciclos de tratamento durante a Primeira Etapa da pesquisa

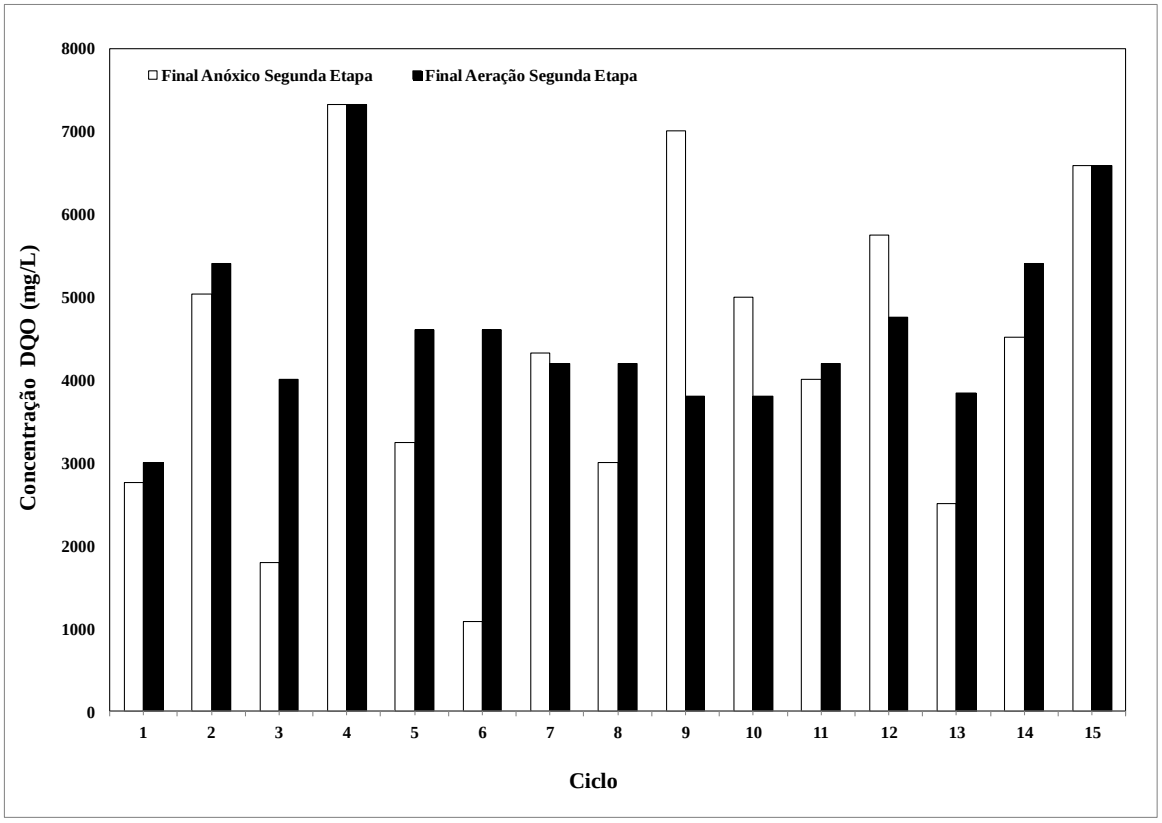



**Figura 5.13.** Comparação da DQO (mg/L) ao final das fases anóxica e aerada dos ciclos de tratamento durante a Segunda Etapa da pesquisa

O comportamento apresentado contraria a lógica do processo de tratamento, uma vez que, não houve alimentação do sistema entre o final da fase anóxica e início da aeração, e, portanto não houve aporte de matéria orgânica ao sistema. Essa situação permite inferir que a DQO não é um parâmetro apropriado para medir e avaliar a eficiência de processos de tratamento de lixiviados de aterros sanitários, já que sua complexa composição, com significativas concentrações de substâncias inorgânicas reduzidas, pode levar como foi constatado no decorrer da pesquisa, a resultados falso-positivos na realização das análises em função da oxidação desses compostos pelo dicromato de potássio. Outra explicação é a excessiva concentração de nitrito no meio líquido, devido ao fato da própria característica da pesquisa que visa o acúmulo de $N\text{-}NO_2^-$ durante a etapa aeróbia dos ciclos de tratamento, o mesmo é oxidado na presença do dicromato de potássio elevando a concentração da DQO. KYLEFORS et al.; (2003) estudaram os efeitos da presença de $Mn^{+2}$, $Fe^{+2}$, sulfeto, amônia e cloretos, além da concentração de dicromato e tempo de reação, na DQO de lixiviados de aterro sanitário e demonstraram que aproximadamente um terço da DQO era devida a presença de substâncias inorgânicas, e concluíram que a DQO não pode ser utilizada como único parâmetro de medida

do conteúdo orgânico de lixiviados uma vez que substâncias inorgânicas, bem como suas interações, podem interferir no resultado. VOGEL et al. (2000) classificaram as substâncias que interferem no teste de DQO em completamente, parcialmente e dificilmente oxidáveis. Segundo esses pesquisadores, os íons sulfeto, nitrito, cloreto, cloroaminas e $Fe^{+2}$ seriam completamente oxidáveis, enquanto o íon amônio seria dificilmente oxidável.

Ao longo da Segunda Etapa, as maiores taxas de nitritação e de remoção de $N\text{-}NH_3$ (Figura 5.41) são alcançadas entre as 32 e 40 horas do início da aeração. Com variações de temperatura entre 22 e 30°C e média de 25±2°C, valores indicados por PHILLIPS et al., (2002) como os apropriados para favorecer o crescimento dos micro-organismos nitritantes, já que a temperatura ótima para nitritação é maior que para os processos de nitratação. Já as variações nas taxas nitritação específicas oscilaram entre 0,040–0,154 kg.$N\text{-}NH_3$/Kg.SSV.dia (média de 0,086±0,029 kg.$N\text{-}NH_3$/Kg.SSV.dia) e as volumétrica entre 0,095–0,199 kg.$N\text{-}NH_3/m^3$.dia (média de 0,130±0,030 kg.$N\text{-}NH_3/m^3$.dia) durante a Segunda Etapa. Valores comparáveis aos reportados por BERNET et al., (2001) 0,08-0,10 kg.$N\text{-}NH_3$/Kg.SSV.dia; CALLI et al., (2005) 0,34 kg.$N\text{-}NH_3$/Kg.SSV.dia; DROPPELMANN e OETTINGER (2009) 0,15 kg.$N\text{-}NH_3/m^3$.dia; GUO et al., (2009) 0,04 kg.$N\text{-}NH_3$/Kg.SSV.dia; QUEIROZ (2009) 0,03-0,05 kg.$N\text{-}NH_3$/Kg.SSV.dia; SPAGNI e MARSILI-LIBELLI (2009) de 0,525-0,204 kg.$N\text{-}NH_3$/Kg.SSV.dia; YIBO et al., (1991) obtiveram uma taxa media de 0,04 kg.$N\text{-}NH_3$/Kg.SSV.dia.

## 5.3. Terceira Etapa: Tratamento complementar adicionando etanol como fonte de carbono para a desnitritação – Reator de Polimento

O tratamento complementar, adicionando etanol como fonte de carbono para os micro-organismos heterotróficos ocorreu sem desequilíbrios, apesar do prolongado tempo de reação anóxica requerido para reduzir toda a massa de nitrito introduzida no sistema (96 horas de reação anóxica durante 8 dos 10 ciclos estudados), fato que levou a registrar baixas taxas de desnitritação: específicas de 0,107±0,049 kg $N\text{-}NO_2^-$/kg.SSV.dia (Max. 0,221 kg.$N\text{-}NO_2^-$/kg.SSV.dia; Min. 0,052 kg $N\text{-}NO_2^-$/kg SSV.dia) e volumétricas de de 0,176±0,053 kg.$N\text{-}NO_2^-$/kg.SSV.$m^3$ (Max. 0,278 kg.$N\text{-}NO_2^-$/kg.SSV.$m^3$; Min. 0,092 kg.$N\text{-}NO_2^-$/kg.SSV.$m^3$);

sendo superiores as reportadas na Primeira Etapa do estudo, entretanto menores do que a média de 1,704 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.$m^3$, registrada durante a Segunda Etapa do processo de desnitritação. CHUNG e BAE (2002) e PRICE et al. (2003) reportaram tempos de reação prolongados no processo de desnitritação, aplicando uma fonte externa de carbono no tratamento de efluentes com elevada carga de nitrogênio amoniacal. Os valores registrados são comparáveis aos reportados por AMARAL (2009) e DA SILVA (2009) no tratamento de lixiviados de aterro sanitário obtiveram taxas específicas de desnitritação empregando etanol como fonte de carbono entre 0,08 e 0,10 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.dia.

Avaliando as taxas de desnitritação específica e volumétrica, obtidas ao longo dos ciclos de tratamento e reportadas na Figura 5.14, pode-se justificar o resultado em função das baixas idades de lodo do sistema (entre 21 e 33 dias) e a pouca adaptação dos micro-organismos a um substrato de fácil biodegradação como o etanol.

Durante a operação, a temperatura variou entre 22 e 28°C e os valores de pH na massa líquida do reator, entre 8,12 e 9,25, o que pode ter afetado a duração da reação anóxica, já que autores como VAN HAANDEL e MARAIS (1999) reportaram diminuição da atividade dos micro-organismos desnitritantes em valores de pH do meio superiores a 8,5.

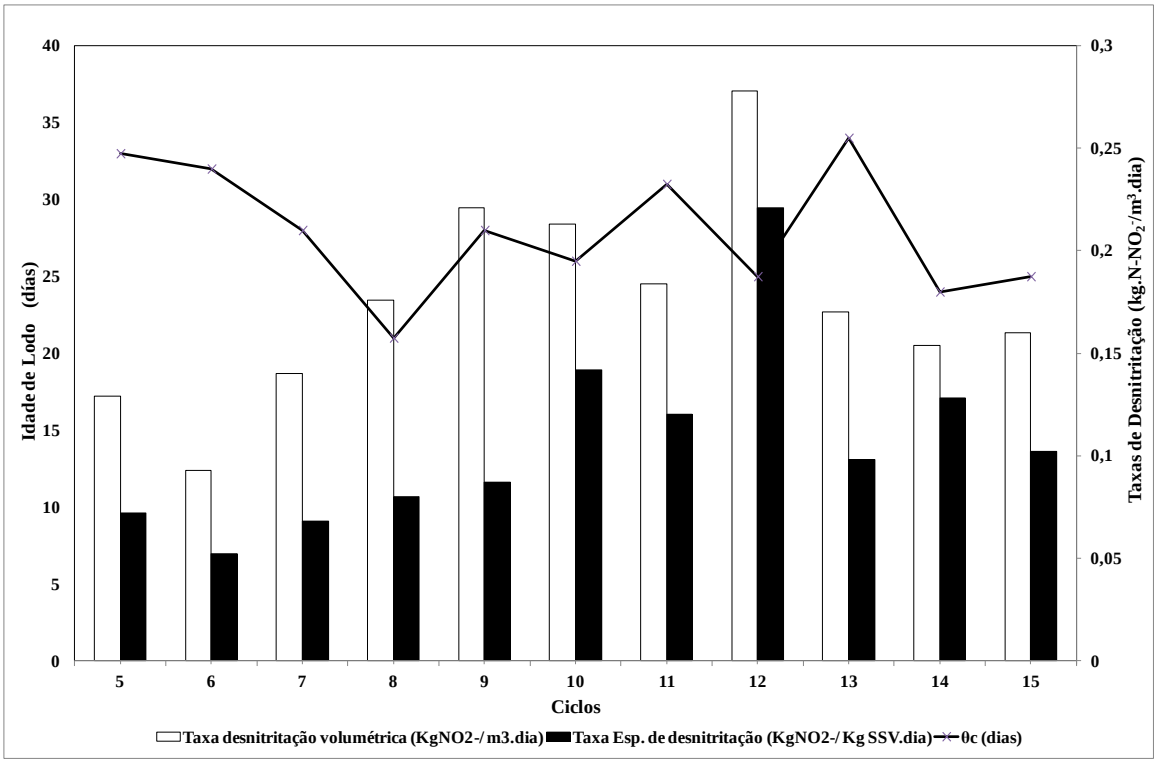



**Figura 5.14.** Comparação das taxas de desnitritação (específicas e volumétricas) e a idade de lodo ao longo da etapa anóxica dos ciclos de tratamento (Reator de Polimento)

Observando os resultados da Figura 5.15, constata-se uma diminuição na concentração de matéria orgânica, quantificada como COT, ao final da etapa aerada no reator de polimento em comparação com os valores de COT no efluente do Reator R-1, registrando remoções entre 56-84%. Pode-se inferir que, além de consumir o etanol, os micro-organismos utilizaram uma parcela da matéria orgânica recalcitrante do lixiviado. Portanto, a presença do etanol pode ter viabilizado a degradação desses ácidos húmicos e fúlvicos presentes no lixiviado por mecanismos de solubilização. Entretanto, o processo não consegue remover esses compostos em sua totalidade, sendo requerido para isso um pós-tratamento, preferentemente de tipo físico-químico (AKERMAN, 2005; AMARAL, 2009; CHUNG e BAE; 2002; GANIGUÉ, 2009; PRICE et al., 2003; QUEIROZ, 2009).

A Tabela 5.7 mostra os resultados encontrados ao longo dos ciclos de tratamento conduzidos no reator de polimento.

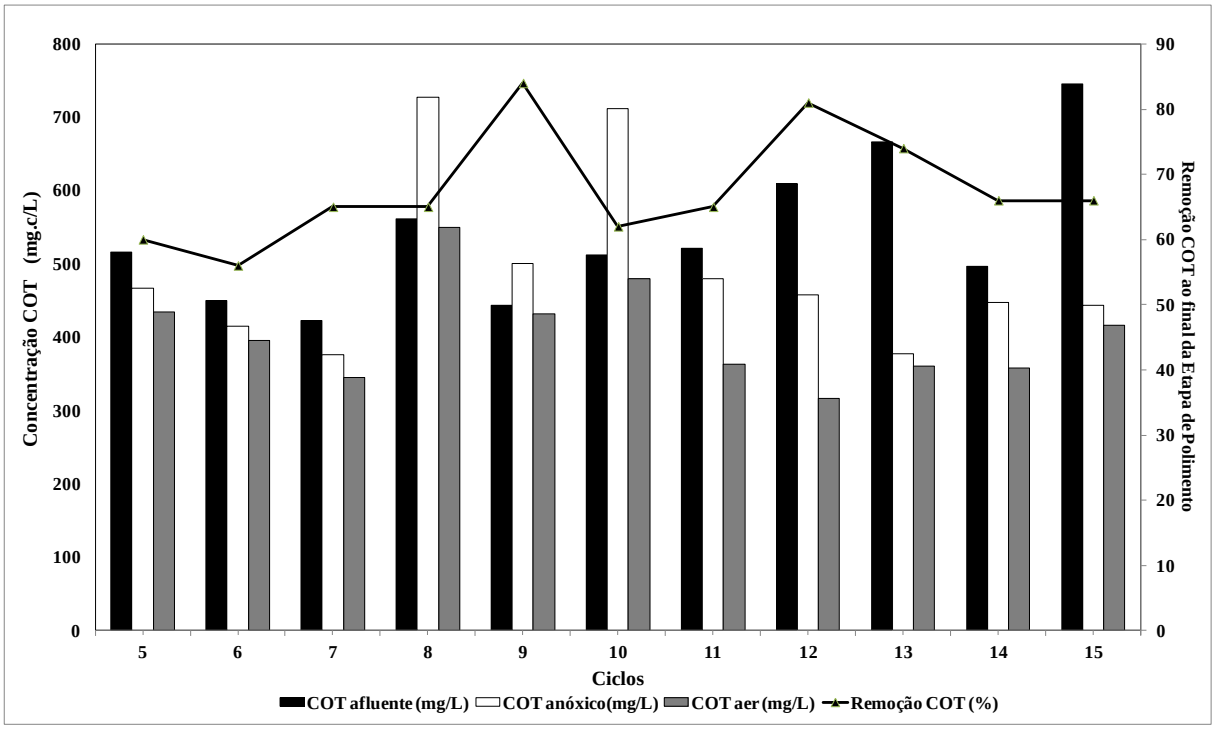



**Figura 5.15.** Variação da concentração de COT ao longo da etapa anóxica e aerada dos ciclos de tratamento no Reator de Polimento (Terceira Etapa)

**Tabela 5.7.** Resultados dos ciclos de remoção no Reator de Polimento - Terceira Etapa

| Ciclo | $N\text{-}NO_2^-$ afluente* (mg/L) | DQO afluente* (mg/L) | COT afluente* (mg/L) | Taxa Esp. de desnitritação ($kgNO_2^-$/ kg SSV.dia) | Taxa desnitritação volumétrica ($kgNO_2^-$/ $m^3$.dia) | Relação $DQO_{adicionada}$/ $N\text{-}NO_2^-$ afluente[1] | Relação $COT_{removido}$/ $N\text{-}NO_2^-$ reduzido[2] | Remoção COT[3] (%) | Remoção $N\text{-}NO_2^-$ (%) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 5 | 452 | 4600 | 516 | 0,072 | 0,129 | 5,33 | 0,99 | 60 | 100 |
| 6 | 335 | 4600 | 450 | 0,052 | 0,092 | 5,14 | 1,11 | 56 | 100 |
| 7 | 484 | 4200 | 423 | 0,068 | 0,140 | 5,13 | 0,91 | 65 | 100 |
| 8 | 590 | 4200 | 562 | 0,080 | 0,176 | 4,79 | 1,07 | 65 | 100 |
| 9 | 712 | 3800 | 443 | 0,087 | 0,221 | 4,79 | 2,41 | 84 | 100 |
| 10 | 721 | 3800 | 512 | 0,142 | 0,218 | 6,39 | 0,48 | 62 | 100 |
| 11 | 614 | 4200 | 521 | 0,120 | 0,184 | 5,23 | 0,68 | 65 | 100 |
| 12 | 897 | 4572 | 610 | 0,221 | 0,278 | 5,05 | 1,00 | 81 | 100 |
| 13 | 537 | 3846 | 667 | 0,098 | 0,170 | 5,34 | 1,04 | 74 | 100 |
| 14 | 497 | 5400 | 497 | 0,128 | 0,150 | 5,19 | 0,69 | 66 | 100 |
| 15 | 549 | 6588 | 746 | 0,102 | 0,160 | 5,22 | 1,02 | 66 | 100 |

* - Valores dos parâmetros no efluente do Reator-1

1-Razão entre a massa de DQO adicionada com a solução de etanol e a massa de N-NO2- no efluente do Reator-1

2-Razão calculadas a través do balanço de massa ao final da reação anóxica

3-Remoções calculadas através do balanço de massa ao final da reação aeróbia

## 5.4. Quarta Etapa: Estudo do processo de nitritação/desnitritação empregando etanol como fonte externa de carbono

A fase aeróbia dos ciclos foi conduzida com concentração de OD no conteúdo do reator de 2,0 mg.$O_2$/L, pH de 8,27±0,27 (Máx: 8,60 e Mín: 7,82) e temperatura de 23±1 (Máx: 24 e Mín: 21). Ao final do processo, o qual teve uma duração máxima de 32 horas para oito dos nove ciclos estudados (o quarto ciclo teve uma duração de 24 horas), a nitritação mostrou-se bastante estável, resultado evidenciado pela eficiência de remoção de N-$NH_3$ e NKT de 98% para todos os ciclos avaliados. As concentrações de nitrito oscilaram na faixa de 185 a 581 mg.N/L. As Figuras 5.16, 5.17 e 5.18 mostram as concentração das formas de nitrogênio durante os ciclos de tratamento; verifica-se a diminuição gradual do nitrogênio amoniacal e NKT em medições feitas a cada oito horas, assim como o incremento gradual do nitrito.

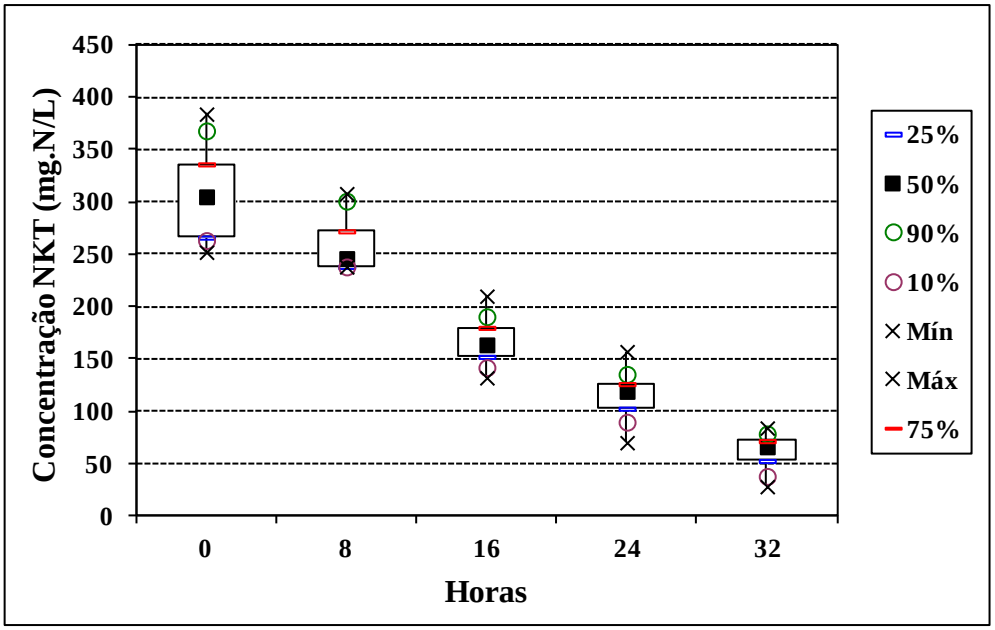



**Figura 5.16.** Box Plot: Concentrações médias de NKT durante a fase aerada da Quarta Etapa

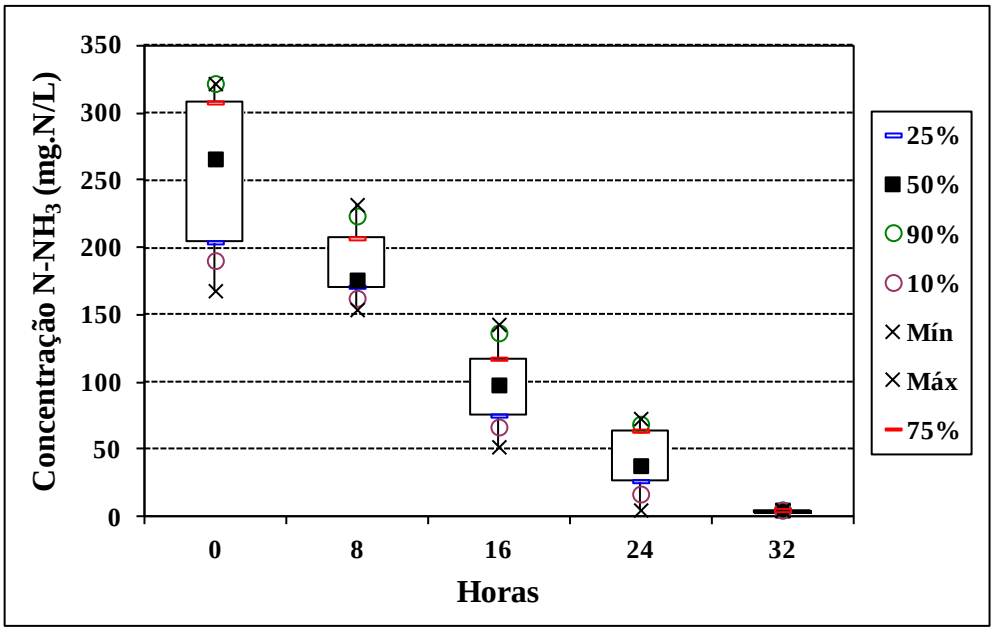



**Figura 5.17.** Box Plot: Concentrações médias de N-$NH_3$ durante a fase aerada da Quarta Etapa

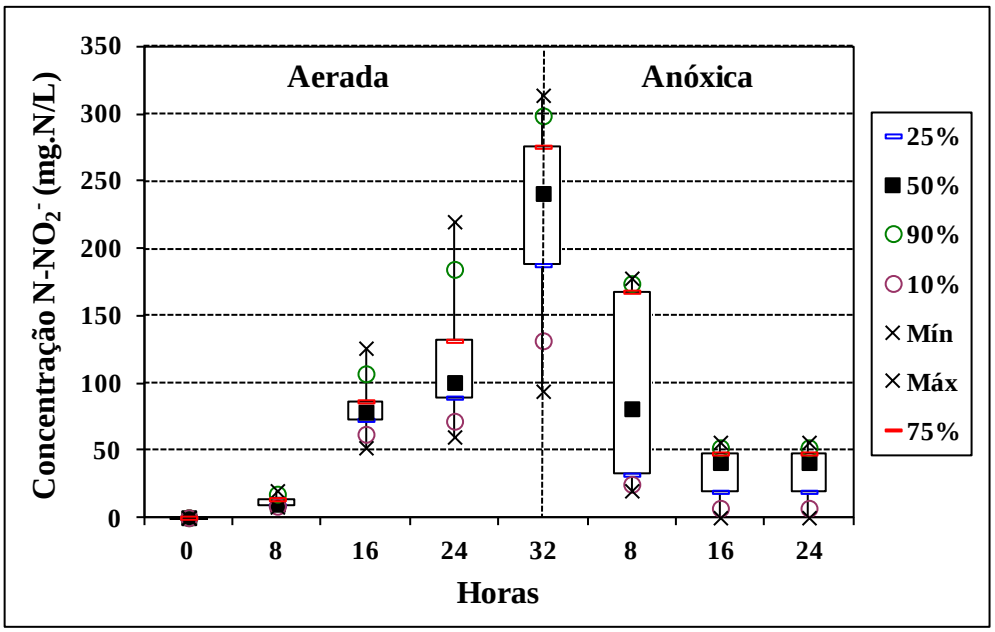



**Figura 5.18.** Box Plot: Concentrações médias de N-$NO_2^-$ durante a fase aerada e anóxica da Quarta Etapa

Analisando os resultados da Tabela 5.8, as concentrações de amônia livre de 7,3±4,3 ao início da aeração, mantiveram-se nos valores de 0,1 a 10 mg.$NH_3$/L, recomendados na literatura para alcançar com sucesso a inibição da oxidação de nitrito a nitrato, situação favorecida pelos valores de pH e temperatura apropriados para processos de nitritação (AKERMAN, 2005; ANTHONISEN et al., 1976; BAE et al., 2002; FUX et al., 2002).

**Tabela 5.8.** Resultado da Fase Aeróbia dos ciclos de remoção - Quarta Etapa

| Ciclo | T (°C) | pH | Alcalinidade Total (mg/L $CaCO_3$) | DBO (mg/L) | COT (mg/L) | Remoção COT* (%) | SSV (mg/L) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | Remoção NKT* (%) | Remoção N-$NH_3$* (%) | Relação N-$NO_2^-$/ N-$NO_x^-$ (%) | Taxa Esp. nitritação (kg N-$NH_3$/ kg SSV.dia) | Taxa nitritação vol. (kg N-$NH_3$/$m^3$.dia) | Amônia Livre (mg$NH_3$/L) Inicial | Amônia Livre (mg$NH_3$/L) Final |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 23 | 8,56 | 1300 | 53 | 330 | 51 | 1020 | 84 | nd | 185 | 97 | 97 | 70 | 0,122 | 0,125 | 5,060 | 0,213 |
| 2 | 21 | 8,30 | 1000 | 95 | 339 | 44 | 2210 | 76 | nd | 266 | 97 | 97 | 70 | 0,066 | 0,146 | 6,314 | 0,313 |
| 3 | 22 | 7,82 | 700 | 40 | 352 | 55 | 1450 | 28 | nd | 328 | 98 | 98 | 70 | 0,105 | 0,153 | 6,585 | 0,107 |
| 4 | 22 | 8,60 | 1700 | 43 | 362 | 50 | 1090 | 70 | nd | 262 | 98 | 98 | 67 | 0,205 | 0,223 | 5,266 | 0,594 |
| 5 | 22 | 8,55 | 800 | 131 | 352 | 49 | 1460 | 42 | nd | 408 | 98 | 98 | 60 | 0,166 | 0,242 | 10,61 | 0,535 |
| 6 | 24 | 8,43 | 1260 | 153 | 353 | 56 | 2056 | 62 | nd | 497 | 98 | 98 | 70 | 0,118 | 0,243 | 7,006 | 0,059 |
| 7 | 22 | 8,00 | 1080 | 206 | 335 | 71 | 1896 | 70 | nd | 465 | 98 | 98 | 68 | 0,123 | 0,232 | 17,67 | 0,161 |
| 8 | 23 | 7,98 | 900 | 145 | 379 | 67 | 2296 | 56 | nd | 560 | 98 | 98 | 72 | 0,092 | 0,211 | 3,453 | 0,058 |
| 9 | 24 | 8,35 | 1020 | 133 | 414 | 59 | 1888 | 70 | nd | 581 | 98 | 98 | 76 | 0,106 | 0,200 | 4,026 | 0,049 |

* Remoção calculada a través do balanço de massa ao final da reação

Entretanto, com as condições aplicadas, a relação $N\text{-}NO_2^-/(N\text{-}NO_2^- + N\text{-}NO_3^-)$ não foi superior a 70% nos ciclos estudados, indicando a presença de nitrato, cuja concentração ao longo dos ciclos de tratamento oscilou na faixa de 82-267 mg.N/L, registrando um valor médio de 182±59 mg.N/L. Os valores de pH (8,27±0,27) no sistema mantiveram-se na faixa apropriada para processos de nitritação biológica. Não foi requerida a adição de alcalinizante ao longo dos ciclos de tratamento, situação favorecida pelas altos valores de alcalinidade do lixiviado (6400–7200 mg.$CaCO_3$/L) (ANTHONISEN et al., 1976; ASLAN et al., 2008; BAE et al., 2002; BLACKBURNE et al., 2002; CHUANG et al., 2007; CIUDAD et al., 2005; SPAGNI e MARSILI-LIBELLI, 2009). Uma possível explicação da presença de nitrato no reator R-2 é a adaptação das bactérias nitratantes as elevadas concentrações de amônia livre no início da aeração. Contudo, a Figura 5.19 mostra que em todos os ciclos mantiveram-se concentrações de nitrito superiores as de nitrato na massa líquida do reator. Foi descartada a possibilidade de que as baixas concentrações de amônia livre na massa líquida do reator ao final do período aeróbio, de 0,095±0,127 mg.$NH_3$/L (Tabela 5.7), pudessem ter repercutido na recuperação das bactérias oxidantes de nitrito, isso devido a que durante o processo de acúmulo de nitrito no Reator R-1 durante a Primeira e Segunda Etapa da pesquisa, apesar das baixas concentrações de $NH_3$ livre ao fínal da fase aeróbia e prolongados períodos de aeração, as relações $N\text{-}NO_2^-/(N\text{-}NO_2^- + N\text{-}NO_3^-)$ foram próximas de 1.

A detecção e quantificação de micro-organismos nitrificantes das amostras coletados do conteúdo do reator ao finalizar cada ciclo (Figura 5.20), mostraram predomínio de bactérias oxidantes de amônia BOA (~$10^6$ NMP/100 mL), embora tenha se registrado presença significativa de bactérias oxidantes de nitrito BON (média de 2,82E+4 NMP/100 mL).

Uma justificativa possível refere-se aos prolongados períodos de aeração, que podem ter incidido na oxidação de uma fração do nitrito acumulado, mais não é recomendável para o processo reduzir o tempo de aeração do sistema, já que como pode se apreciar na Tabela A.8, as maiores taxas de nitritação são alcançadas depois de 32 horas de aeração continua.

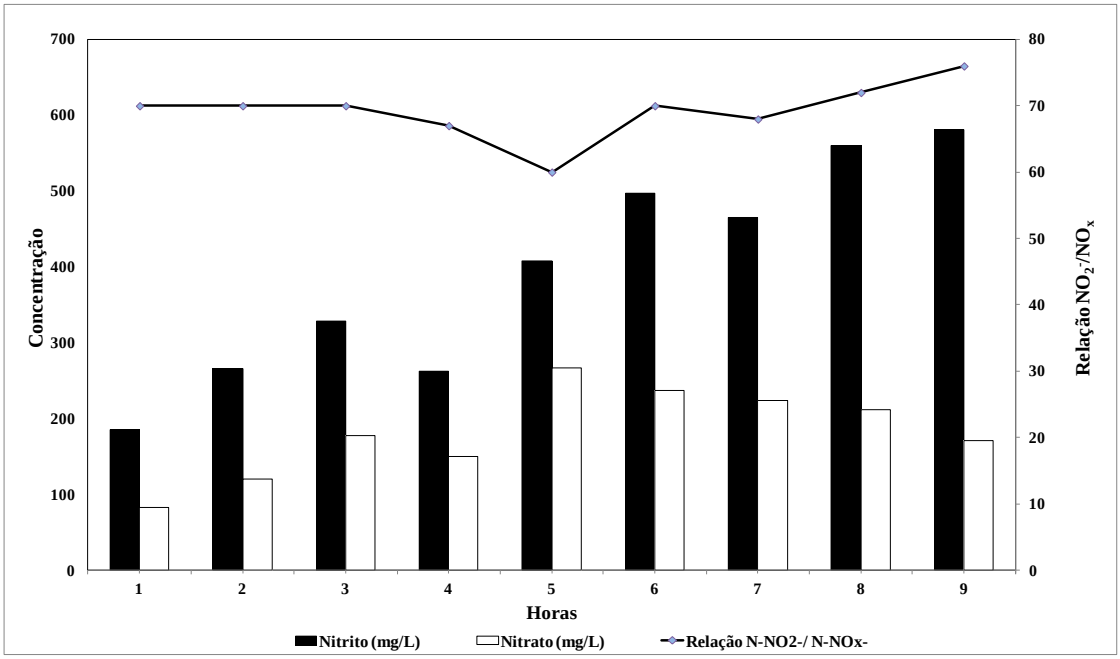



**Figura 5.19.** Comparação das concentrações das formas oxidadas de nitrogênio ao longo dos ciclos de tratamento da fase aerada (Quarta Etapa)

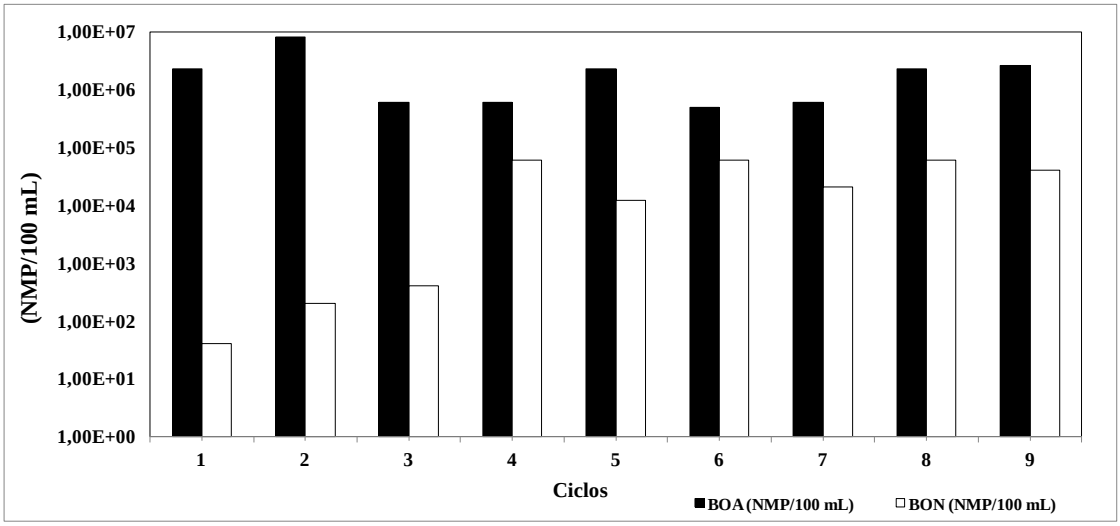



**Figura 5.20.** Quantificação de bactérias nitrificantes ao longo dos ciclos de tratamento da fase aerada (Quarta Etapa)

Entretanto, a presença de nitrato no sistema não afetou a eficiência do processo de nitritação, mostrando se estável ao longo dos ciclos de tratamento estudados, de fato as taxas de nitritação média específica de 0,123±0,041 kg.N-$NH_3$/kg.SSV.dia e volumétrica de 0,197±0,045 kg.N-$NH_3$/$m^3$.dia, são levemente superiores as registradas na Segunda Etapa do estudo (0,086±0,029 kg.N-$NH_3$/Kg.SSV.dia e 0,130±0,030 kg.N-$NH_3$/$m^3$.dia).

A hipótese que melhor explica a situação refere-se à possibilidade de que a biomassa esteja se adaptando as novas condições operacionais e a probabilidade de que a adição do etanol durante a reação anóxica possa estar criando condições que favorecem a atividade das bactérias oxidantes de nitrito. Essas condições podem estar relacionadas com o diâmetro do floco biológico. BLACKBURNE et al., (2008); DANGCONG et al., (2000); GUO et al., (2009); LIU et al., (2005); PEREZ et al., (2005); VLAEMINCK et al., (2009); XIA et al., (2007) reportam que sistemas de tratamento com diâmetros de flocos maiores, como o caso do Reator R-1, onde prevalecem diâmetros de 10 e 20 μm, são susceptíveis de permanecer anóxicos em seu interior devido a limitações de difusão de oxigênio no floco, entretanto, em suas camadas mais externas permanecem aeróbio favorecendo a atividade das BOA e o acúmulo de nitrito no sistema. Por outro lado, no Reator R-2 embora tivesse sido empregado lodo do Reator R-1 para dar partida ao sistema, nos sucessivos ciclos após a fase de aeração, dava-se inicio ao processo anóxico adicionando etanol como fonte de carbono diretamente no reator, observando-se ao final desta reação, e a diferencia do acontecido no Reator R-1, onde a biomassa sedimentava rapidamente, nos primeiros 4 ciclos, o lodo, aparentemente pelo efeito do etanol no sistema, permanecia flutuando. De fato, no sistema R-2, prevaleceram diâmetros de floco menores, na faixa de 4 a 10 μm, o que favorece a transferência de oxigênio até o interior da partícula criando condições para o crescimento das bactérias oxidantes de nitrito (BON) e em consequência a presença de nitrato no sistema.

As eficiências de remoção de DBO foram elevadas, de 77±10%, máxima de 89% e mínima de 56%. Por outro lado, a remoção de COT chegou a 56±9%. Na Figura 5.21, pode-se apreciar que a oxidação da matéria orgânica facilmente biodegradável acontece em maior proporção nas primeiras oito horas de aeração, permanecendo ao final uma concentração de COT de 357±26 mg.C/L, correspondente a fração de matéria orgânica recalcitrante do lixiviado (GAU et al., 1996; GIORDANO et al., 2005; KJELDSEN et al., 2002; KLIMIUK e KULIKOWSKA, 2006; RENOU et al., 2008; TENGRUI et al., 2007).

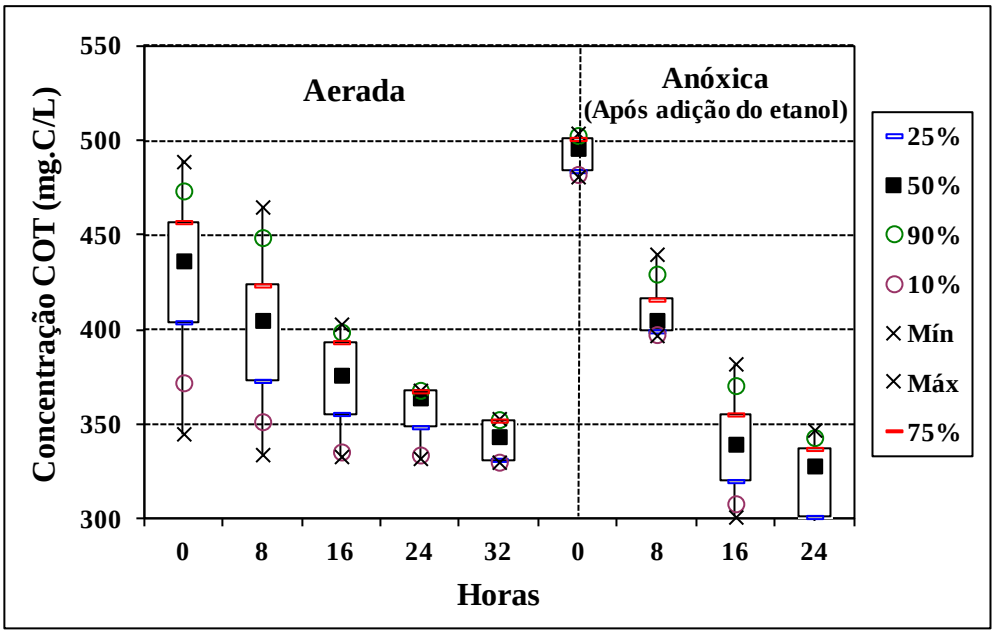



**Figura 5.21.** Box Plot: Concentração de COT durante a fase aeróbia e anóxica da Quarta Etapa

A Tabela A.9 mostra que ao final de um tempo médio de reação anóxica de 24 horas (a exceção dos Ciclos 1 e 4 de 48 e 16 horas, respectivamente), foi possível alcançar a remoção de toda a massa de $N\text{-}NO_2^-$.

O prolongado tempo de reação pode estar associado às elevadas concentrações de nitrito ao início da reação anóxica. É importante destacar que as taxas de desnitritação médias específica (0,186±0,106 kg.$N\text{-}NO_2^-$/Kg.SSV.dia) e volumétrica (0,332±0,174 kg.$N\text{-}NO_2^-/m^3$.dia) são superiores as registradas na Terceira Etapa da pesquisa: 0,107±0,049 kg.$N\text{-}NO_2^-$/kg.SSV.dia e 0,176±0,053 kg. $N\text{-}NO_2^-/m^3$.dia, onde o efluente do Reator R-1 foi submetido a um processo de desnitritação em um reator de polimento empregando etanol como fonte de carbono, fato que pode estar associado às maiores idades de lodo no Reator R-2 (Figura 5.22). As maiores taxas de desnitritação são registradas às 16 horas de reação anóxica. Entretanto, estes valores são menores as taxas reportadas nas pesquisas conduzidas por CHUNG e BAE (2002) (0,76-1,59 kg.$N\text{-}NO_2^-$/kg.SSV.dia); TUCK e MAVINIC (1987) (1,17 kg.$N\text{-}NO_2^-$/kg.SSV.dia) no tratamento de efluentes sintéticos com elevadas concentrações de amônia via nitrito. A Tabela 5.9 resume os principais resultados obtidos ao final desta etapa.

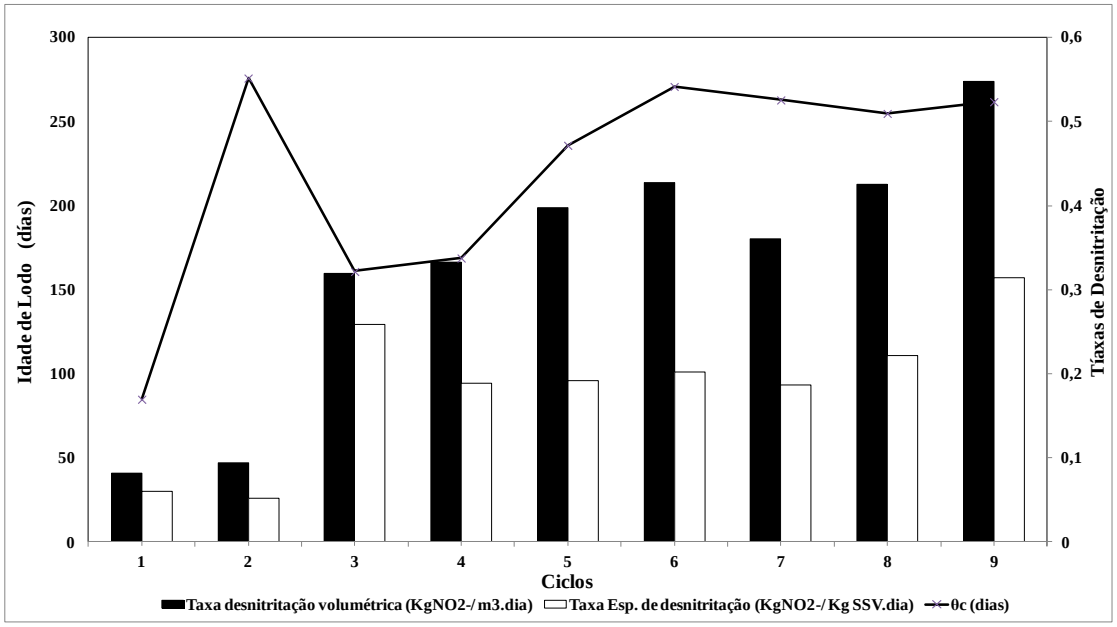



**Figura 5.22.** Comparação das taxas de desnitritação específica e volumétrica ao fínal da reação anóxica com a idade de lodo do sistema (Quarta Etapa)

Pode-se apreciar na Tabela 5.9, que a remoção de matéria orgânica, de 41±6,9% como COT, demonstra o consumo da maior parte do etanol adicionado ao sistema. Isso indica que a estratégia operacional adotada foi bem sucedida, pois a maior parte da matéria orgânica biodegradável adicionada com o etanol foi removida durante a desnitritação (CHUNG e BAE, 2002; SPAGNI e MARSILI-LIBELLI, 2009).

De fato, se registra uma remoção de matéria orgânica durante a desnitritação maior à quantidade adicionada como fonte de carbono para o processo, situação observada na Terceira Etapa do trabalho, pelo que se pode inferir que, além de consumir todo o etanol, os micro-organismos desnitritantes utilizam uma fração da matéria orgânica recalcitrante do lixiviado, cuja degradação pode ter sido viabilizada pelo etanol por mecanismos de solubilização.

**Tabela 5.9.** Resultado da Fase Anóxica dos ciclos de remoção - Quarta Etapa

| Ciclo | T (°C) | pH | Alcalinidade Total (mg/L $CaCO_3$) | COT (mg/L) | Remoção COT* (%) | SSV (mg/L) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | Remoção N-$NO_2^-$* (%) | Relação $DQO_{adicionada}$/ N-$NO_{2afluente}$ | Relação $COT_{removido}$/ N-$NO_{2\ reduzido}^-$ | Taxa Esp. de desnitritação ($KgNO_2^-$/ Kg SSV.dia) | Taxa desnitritação volumétrica ($KgNO_2^-$/ $m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 23 | 8,55 | 1800 | 305 | 42 | 1360 | 84 | nd | nd | 100 | 5,18 | 1,858 | 0,060 | 0,082 |
| 2 | 22 | 8,50 | 1000 | 294 | 40 | 1800 | 76 | nd | nd | 100 | 5,23 | 1,197 | 0,052 | 0,094 |
| 3 | 21 | 8,56 | 1100 | 328 | 36 | 1230 | 28 | nd | nd | 100 | 4,03 | 1,025 | 0,259 | 0,319 |
| 4 | 22 | 8,72 | 2000 | 335 | 34 | 1760 | 70 | nd | nd | 100 | 5,14 | 1,509 | 0,189 | 0,333 |
| 5 | 22 | 8,71 | 1200 | 305 | 51 | 2068 | 42 | nd | nd | 100 | 6,27 | 1,147 | 0,192 | 0,398 |
| 6 | 24 | 8,63 | 1700 | 301 | 40 | 2104 | 62 | nd | nd | 100 | 4,68 | 0,705 | 0,202 | 0,427 |
| 7 | 23 | 8,69 | 2040 | 337 | 31 | 1924 | 70 | nd | nd | 100 | 4,60 | 0,935 | 0,187 | 0,360 |
| 8 | 23 | 8,55 | 1600 | 347 | 43 | 1912 | 56 | nd | nd | 100 | 4,83 | 0,817 | 0,222 | 0,425 |
| 9 | 24 | 8,60 | 1800 | 387 | 51 | 1748 | 70 | nd | nd | 100 | 4,61 | 0,704 | 0,314 | 0,548 |

* Remoção calculada a través do balanço de massa ao final da reação

***Concentração de metais no sobrenadante e lodo dos reatores R-1 e R-2***

As Tabelas 5.10 e 5.11 resumem os resultados de quantificação de metais em ensaios exploratórios de amostras coletas do sobrenadante e lodo biológico após o tratamento, durante os Ciclos 02 e 16 da Primeira Etapa, Ciclo 12 da Segunda Etapa e Ciclo 08 da Quarta Etapa. Na Tabela 5.10, pode se apreciar, a exemplo de outras pesquisas, as baixas concentrações de metais no lixiviado tratado, embora isso, o Cr, Pb e Se, encontram-se acima dos valores permissíveis por Lei (BARLAZ et al., 2002; KJELDSEN et al., 2002; PRICE et al., 2003). Isso devido a adsorção dos metais no floco biológico, fato favorecido pelos valores de pH>7,0 que prevalecem no sobrenadante após o tratamento (Primeira Etapa: 7,93±0,76; Segunda Etapa: 8,24±0,38 e Quarta Etapa: 8,61±0,079). Na Tabela 5.11 as elevadas concentrações de alumínio, ferro e magnésio no lodo biológico, indicam que a mobilidade dos metais pode-se ver limitada por processos de precipitação formando hidróxidos e carbonatos, troca iônica e sorção (CHRISTENSEN et al., 2001; PRICE et al., 2003).

**Tabela 5.10.** Concentração de metais no sobrenadante dos Reatores R-1 e R-2 após a finalização do processo de tratamento biológico

| Elemento (mg/L) | Etapa I Ciclo 02 | Etapa I Ciclo 16 | Etapa II Ciclo 08 | Etapa IV Ciclo 08 | VMP* |
|---|---|---|---|---|---|
| **Ag** | < 0,003 | < 0,010 | < 0,010 | < 0,003 | 0,01 |
| **Al** | 0,08 | 0,08 | 0,04 | 0,08 | 0,10 |
| **As** | < 0,040 | < 0,090 | < 0,090 | < 0,090 | 0,01 |
| **Ba** | < 0,060 | < 0,006 | < 0,006 | < 0,006 | 0,70 |
| **Cd** | < 0,005 | < 0,010 | < 0,010 | < 0,010 | 0,001 |
| **Cr** | 0,18 | 0,18 | 0,17 | 0,18 | 0,009 |
| **Cu** | < 0,002 | < 0,004 | < 0,004 | < 0,004 | 0,009 |
| **Fe** | 1,50 | 0,57 | 0,50 | 0,50 | 0,30 |
| **Mg** | 12,50 | 12,00 | 24,08 | 23,11 | - |
| **Mn** | < 0,001 | < 0,001 | < 0,001 | < 0,001 | 0,10 |
| **Ni** | < 0,009 | < 0,020 | < 0,020 | < 0,020 | 0,025 |
| **Pb** | < 0,060 | < 0,080 | < 0,080 | < 0,080 | 0,01 |
| **Se** | < 0,070 | < 0,030 | < 0,030 | < 0,030 | 0,01 |
| **Zn** | < 0,006 | < 0,006 | < 0,006 | < 0,006 | 0,18 |

*VMP: Valores máximos permissíveis por Lei. Resolucão CONAMA 357/2005.

**Tabela 5.11.** Concentração de metais no lodo de alíquotas retiradas dos Reatores R-1 e R-2

| Elemento (mg/Kg) | Etapa I Ciclo 02 | Etapa I Ciclo 16 | Etapa II Ciclo 08 | Etapa IV Ciclo 08 |
|---|---|---|---|---|
| **Ag** | < 0,003 | < 0,003 | 1,23 | 1,37 |
| **Al** | 1113,53 | 1097,29 | 408,97 | 401,06 |
| **As** | < 0,040 | < 0,040 | < 0,090 | < 0,090 |
| **Ba** | 18,65 | 18,83 | < 0,006 | < 0,006 |
| **Cd** | < 0,005 | < 0,005 | < 0,010 | < 0,010 |
| **Cr** | 27,80 | 27,81 | 63,06 | 67,73 |
| **Cu** | < 0,002 | < 0,002 | < 0,004 | < 0,004 |
| **Fe** | 841,75 | 827,92 | 815,64 | 857,90 |
| **Mg** | 285,80 | 289,80 | 291,80 | 290,73 |
| **Mn** | 46,13 | 47,32 | 31,01 | 43,98 |
| **Ni** | < 0,009 | < 0,009 | < 0,020 | < 0,020 |
| **Pb** | < 0,060 | < 0,060 | < 0,080 | < 0,080 |
| **Se** | < 0,070 | < 0,070 | < 0,030 | < 0,030 |
| **Zn** | 28,75 | 29,48 | 16,39 | 17,51 |

## 5.5. Quinta Etapa: Pós-tratamento físico-químico

Durante a Primeira, Segunda e Quarta Etapa da pesquisa, as baixas remoções de matéria orgânica quantificada como COT, assim como a pouca disponibilidade de matéria orgânica de fácil biodegradação, que limitou o processo de desnitritação, levaram a concluir que no lixiviado estudado prevalecem compostos de elevada massa molar, com estruturas químicas complexas e indefinidas, que os micro-organismos não conseguem quebrar e assimilar, como é o caso das substâncias húmicas, responsáveis pela recalcitrância do lixiviado. Já que por tratar-se de um lixiviado estabilizado, com o aumento da idade do aterro, incrementa-se também a quantidade de componentes aromáticos e o tamanho molecular das substâncias húmicas, sugerindo assim que o grau de humificação é maior em aterros antigos (AMARAL, 2009; FELICI, 2010; KANG et al., 2002; TATSI et al. 2003; ZOUBOULIS et al., 2004).

Como foi indicado na revisão da literatura, as substâncias húmicas podem ser classificadas em três frações principais de acordo com sua solubilidade: ácidos húmicos (fração das substâncias húmicas solúvel em meio alcalino e insolúvel em meio ácido); ácidos fúlvicos (solúveis tanto em meio ácido quanto alcalino) e a humina (insolúvel em qualquer valor de

pH, seja ele ácido ou alcalino) (ATMACA, 2009; AZIZ et al., 2007; LABANOWSKI et al., 2010; LI et al., 2009; MORAES e BERTAZZOLI, 2005; OZTUK et al., 2003; TATSI et al. 2003). Levando em consideração esse fato, assim como os resultados reportados por AMARAL (2009) e DA SILVA (2011), foram definidas as condições de operação desta etapa, avaliando na Fase I a influência do pH e das dosagens de ferro na remoção destes compostos. O efluente tratado do Reator R-2, apresentou valores de pH de 9,06; COT de 571 mg.C/L e cor verdadeira de 3640 UC. A Tabela 5.12 resume os resultados obtidos nesta fase do estudo.

Pode-se observar que as maiores remoções de cor e COT correspondem a valores de pH de 3,0 e dosagem de 300 mg.$Fe^{+3}$/L, registrando remoção de 73% de COT e 75% de cor verdadeira. Por outro lado, os resultados indicam que dosagens acima de 400 mg.$Fe^{+3}$/L não representam um ganho de eficiência justificável na remoção da matéria orgânica recalcitrante, situação registrada também nos ensaios realizados por AZIZ et al., (2007) e AMARAL (2009), onde indicaram que acima de uma dosagem ótima de cloreto férrico, o processo perde eficiência.

Percebe-se, que a melhor eficiência de remoção de matéria orgânica e cor ocorre na faixa de pH compreendida entre 3,0 e 4,0, resultados comparáveis aos reportados nas pesquisas conduzidas por AZIZ et al. (2007), AMARAL (2009) e FELICI (2009), já que se consegue remover uma fração das substâncias húmicas insolúvel em meio ácido

Segundo Di Bernardo e Dantas (2005), algumas condições operacionais como gradiente de velocidade e tempo de mistura afetam diretamente o processo, entretanto a variação das condições de mistura não apresentou efeito significativo sobre o processo no presente estudo. Este comportamento também foi observado por AMARAL (2009) (AZIZ, et al., 2007; FOO e HAMEED, 2009; MARAÑÓN, et al 2008; TATSI et al., 2003).

Especula-se que os mecanismos atuantes no pós-tratamento do lixiviado sejam:

- Precipitação de substâncias húmicas devido ao ajuste do pH;
- Adsorção substâncias húmicas e fúlvicas no hidróxido de ferro.

**Tabela 5.12.** Resultados do pós-tratamento físico-químico do efluente do reator biológico - Variação da dosagem de sal de ferro, pH e do gradiente médio de velocidade (Fase I - Quinta Etapa)

| | **Dosagem em mg.Fe$^{+3}$/L (Gradiente = 10 s$^{-1}$ Tempo = 15 min) COT$_{inicial}$=571 mg.C/L pH$_{inicial}$=9,06 Cor$_{inicial}$=3640 UC** | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | **200** | | **300** | | **400** | | **500** | | **600** | |
| **pH de coagulação** | **COT** | **Cor** | **COT** | **Cor** | **COT** | **Cor** | **COT** | **Cor** | **COT** | **Cor** |
| **2** | 279 | 2010 | 214 | 2050 | 290 | 1990 | 272 | 2190 | 214 | 2090 |
| **3** | 221 | 1230 | 153 | 910 | 234 | 1350 | 225 | 1900 | 171 | 1870 |
| **4** | 273 | 1630 | 181 | 1660 | 255 | 1600 | 228 | 1550 | 181 | 1350 |
| **5** | 281 | 1290 | 228 | 2640 | 321 | 2016 | 253 | 2950 | 236 | 2900 |
| **6** | 434 | 3220 | 381 | 3220 | 394 | 3600 | 350 | 3370 | 322 | 3310 |
| | **Dosagem em mg.Fe$^{+3}$/L (Gradiente = 20 s$^{-1}$ Tempo = 15 min) COT$_{inicial}$=571 mg.C/L pH$_{inicial}$=9,06 Cor$_{inicial}$=3640 UC** | | | | | | | | | |
| **2** | 240 | 1530 | 226 | 1950 | 250 | 2080 | 354 | 2220 | 232 | 1920 |
| **3** | 222 | 1170 | 165 | 1000 | 247 | 1040 | 190 | 1630 | 184 | 1060 |
| **4** | 226 | 2060 | 214 | 2500 | 260 | 1540 | 310 | 2730 | 231 | 2340 |
| **5** | 292 | 3500 | 236 | 2800 | 273 | 2860 | 340 | 1720 | 317 | 3250 |
| **6** | 403 | 3740 | 343 | 3110 | 377 | 3450 | 371 | 3600 | 386 | 3530 |
| | **Dosagem em mg.Fe$^{+3}$/L (Gradiente = 70 s$^{-1}$ Tempo = 15 min) COT$_{inicial}$=571 mg.C/L pH$_{inicial}$=9,06 Cor$_{inicial}$=3640 UC** | | | | | | | | | |
| **2** | 235 | 2230 | 198 | 1460 | 298 | 2070 | 276 | 2240 | 246 | 2110 |
| **3** | 187 | 998 | 166 | 990 | 250 | 1100 | 229 | 1300 | 177 | 1010 |
| **4** | 226 | 1630 | 230 | 2380 | 265 | 1410 | 286 | 1690 | 209 | 1780 |
| **5** | 267 | 3010 | 260 | 2770 | 274 | 1530 | 329 | 3230 | 283 | 2850 |
| **6** | 422 | 3820 | 271 | 3470 | 308 | 3510 | 362 | 3520 | 358 | 3190 |

COT expressada em mg.C/L
Cor expressada em UC

Uma vez selecionados a dosagem de cloreto férrico e o pH, durante a Fase II, foi avaliado o efeito da adição de carvão ativado em pó na remoção dos compostos orgânicos recalcitrantes do lixiviado (Tabela 5.13).

**Tabela 5.13.** Resultados do pós-tratamento físico-químico do efluente do reator biológico – Adição de CAP (Fase II)

| Dosagem CAP (g/L) | Dosagem mg.$Fe^{+3}$/L | pH dosagem | COT (mg.C/L) | Cor verdadeira (UC) | pH final |
|---|---|---|---|---|---|
| 5,0 | 300 | 3,0 | 81 | 171 | 3,0 |
| 10 | 300 | 3,0 | 61 | 91 | 6,0 |
| 15 | 300 | 3,0 | 38 | 45 | 6,0 |
| 20 | 300 | 3,0 | 47 | 73 | 6,4 |
| 25 | 300 | 3,0 | 52 | 82 | 6,0 |

Os resultados mostram a eficiência do tratamento conjunto de cloreto férrico e CAP com correção do pH nos ensaios. O CAP demonstra sua função de adsorver compostos orgânicos refratários do lixiviado, chegando a alcançar valores de remoção de 93% e 98% respectivamente para COT e cor, para uma dosagem de 15 g/L, melhorando sua qualidade final quando comparada ao lixiviado tratado apenas biologicamente. Estes valores superam aos reportados por CASTRILLÓN et al. (2010); FOO e HAMEED, 2009; GHAFARI et al. (2009) ao aplicar os mesmos procedimentos no tratamento de lixiviados estabilizados.

A partir dos dados da Tabela 5.14, foi ajustada a isoterma de Freundlich, e obteve-se os valores de Kf de 2,603 e 1/n de 1,056. O parâmetro Kf é o mais indicado para determinar a capacidade adsortiva do CAP, entretanto, 1/n representa a força de ligação entre os agentes da adsorção, ou seja, quanto maior o valor do parâmetro, maior a força de ligação entre os agentes da adsorção, ou seja, quanto maior o valor do parâmetro, maior a irreversibilidade do processo de adsorção. Assim, valores de 1/n menores que um são desejáveis (FOO e HAMEED, 2009; MULLER, 2009).

**Tabela 5.14.** Resultados do estudo da cinética de adsorção do CAP

| Dosagem CAP (g/L) | COT (mg.C/L) | Cor verdadeira (UC) |
|---|---|---|
| 1,0 | 132 | 232 |
| 2,5 | 124 | 198 |
| 5,0 | 79 | 111 |
| 7,5 | 96 | 101 |
| 10,0 | 35 | 17 |
| 12,5 | 28 | 12 |
| 15,0 | 18 | 10 |
| 20,0 | 30 | 19 |
| 25,0 | 37 | 32 |

$COT_{inicial}$ de 571 mg.C/L
$Cor_{inicial}$ de 3640 UC

Os resultados dos ensaios de toxicidade aguda, mostrados na Tabela 5.15, evidenciam a redução da toxicidade com a adição do CAP.

**Tabela 5.15.** Resultados dos testes de toxicidade aguda

| Amostra de lixiviado | CE 50% |
|---|---|
| Após o tratamento biológico no Reator R-2 | 17,68 |
| Após pós-tratamento físico-químico com ajuste de pH e adição de sais de ferro | 25,25 |
| Após pós-tratamento físico-químico com ajuste de pH, adição de sais de ferro e CAP | 44,75 |

## 6. CONCLUSÕES

A nitritação/desnitritação e pós-tratamento físico químico apresentou-se uma alternativa viável para o tratamento de lixiviado de aterro sanitário estabilizado.

O sistema de lodo ativado em bateladas sequências mostrou-se estável em concentrações de OD de 2,0 mg.$O_2$/L, chegando a remover 98% do nitrogênio amoniacal ao término do processo de aeração, mantendo acúmulo sustentado de nitrito após 31 ciclos avaliados durante a Primeira e Segunda Etapa do estudo. As taxas específicas de nitritação variaram entre 40–154 g.N-$NH_3$/Kg.SSV.dia e as volumétricas entre 95–199 g.N-$NH_3$/$m^3$.dia durante a Segunda Etapa; sendo un dos mecanismos da inibição da atividade das bactérias oxidantes de nitrito as concentrações de amônia livre entre 3,8 e 17,3 mg $NH_3$/L ao início da fase aeróbia. Entretanto, o processo de desnitritação biológica ficou limitado pelo baixo conteúdo de matéria orgânica de fácil biodegradação, sendo que as eficiências de remoção de N-$NO_2^-$ não superaram a 30%, sendo requerida a adição de uma fonte externa de carbono. A taxa específica de desnitritação media na Segunda Etapa foi de 1,304 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.dia e a volumétrica de 1,704 kg.N-$NO_2^-$/kg.SSV.$m^3$.

Ao final de um prolongado tempo de reação anóxica (96 horas de reação anóxica durante 8 dos 10 ciclos estudados), foi possível remover 100% do N-$NO_2^-$aplicando etanol como fonte externa de carbono no reator de polimento. Para temperaturas entre 22 e 28°C, e pH na massa líquida do reator, entre 8,12 e 9,25, as taxas específicas de desnitritação variaram entre 52 e 221 g N-$NO_2^-$/kg SSV.dia. Além disso, verificou-se a possibilidade de remoção de parte da matéria orgânica recalcitrante, presente no lixiviado, provavelmente, devido a solubilização no etanol.

O sistema de lodos ativados em bateladas sequencias, no qual se adicionou etanol direitamente no reator ao inicio da etapa anóxica, apresentou relação N-$NO_2^-$/(N-$NO_2^-$ + N-$NO_3^-$) não superior a 70% em todos os ciclos estudados, indicando a presença de nitrato. Entretanto, este não afetou a eficiência da nitritação, mostrando-se estável ao longo dos ciclos

de tratamento estudados, com taxas de nitritação média volumétrica de 0,197±0,045 kg.N-$NH_3/m^3$.dia, levemente superiores às registradas na Segunda Etapa do estudo.

A hipótese que melhor explica a presença de nitrato durante a Quarta Etapa da pesquisa encontra-se relacionadas ao diâmetro do floco biológico. No reator sem fonte externa prevaleceram diâmetros de 10 e 20 μm, susceptíveis de permanecer anóxicos em seu interior, devido a limitações de difusão de oxigênio. Por outro lado, o reator no qual o etanol foi adicionado, prevaleceram diâmetros de floco menores, na faixa de 4 a 10 μm, o que favorece a transferência de oxigênio até o interior da partícula, criando condições adequadas para o crescimento das bactérias oxidantes de nitrito (BON) e em consequência, a presença de nitrato no sistema.

As determinações de DQO, no lixiviado bruto e em alíquotas retiradas do conteúdo do reator, após a finalização das etapas anóxica e aerada de cada um dos ciclos de tratamento foram incoerentes. Essa situação permitiu inferir que a DQO não é um parâmetro apropriado para medir e avaliar a eficiência de processos de tratamento de lixiviados de aterros sanitários, já que sua complexa composição, com significativas concentrações de substâncias inorgânicas reduzidas, pode levar, a resultados falso-positivos em função da oxidação desses compostos pelo dicromato de potássio.

A redução do pH e a adição de sais de ferro e CAP, por mecanismos de precipitação química e adsorção, removeu compostos orgânicos recalcitrantes do lixiviado de aterro sanitário, chegando a alcançar valores de remoção de 93% e 98% para COT e cor, respectivamente, em uma dosagem de 15 g/L de CAP, 300 mg.$Fe^{+3}$/L e pH de aproximadamente 3; constatou-se também redução significativa da toxicidade.

# 7. RECOMENDAÇÕES PARA FUTURAS PESQUISAS

Seria de interesse a realização de uma maior quantidade de ensaios de toxicidade do efluente final dos processos biológico e físico-químico. Já que a associação dos bioensaios com testes de fracionamento do efluente pode indicar as melhores opções de pós-tratamento para o despejo.

Aprofundar no papel do etanol na solubilização dos compostos recalcitrantes presentes no lixiviado.

Em função das elevadas remoções de matéria orgânica recalcitrante, com o pós-tratamento do efluente com CAP, seria de interesse avaliar seu efeito ao ser incorporado no processo de tratamento biológico.

## 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS


ABU AMR, S.; ABDUL AZIZ, H. New treatment of stabilized leachate by ozone/fenton in the advanced oxidation process **Waste Management,** v. 32, p. 1693-1698, 2012.

ABDUL AZIZ, H.; ADLAN, M.; ZAHARI, M.S.N.; ALIAS, S. Removal of ammoniacal nitrogen from municipal solid waste leachate by using activated carbon and limestone. **Waste Management Research,** v. 22, p. 371-375, 2004.

ABDULHUSSAIN, A.; ABBAS, A.; GUO, J.; LIU ZHI, PING.; PAN YING, Y.; WISAAM, S.; AL-REKABI. Review on landfill leachate treatments. **Journal of Applied Sciences Research,** v. 5, p. 534-545, 2009.

ABRELPE (2010). Associação Brasileira das Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais. Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil. 2010.

AGDAG, 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,** v. 40, p. 895–902, 2004.

AGHAMOHAMMADI, N.; AZIZ, H.A.; ISA, M.H.; ZINATIZADEH, A.A. Powdered activated carbon augmented activated sludge process for treatment of semi-aerobic landfill leachate using response surface methodology. **Bioresource Technology,** v. 98, p. 3570–3578, 2007.

AHN, D.H.; YUN-CHUL, C.; WON-SEOK, C.; Use of coagulant and zeolite to enhance the biological treatment efficiency of high ammonia leachate. **Journal of Environmental Sciences,** v. 37, p. 163–173, 2002.

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

AKERMAN, A. **Feasibility of nitrate-shunt (nitritation) on landfill leachate.** Dissertação de Mestrado. Instituto de Tecnologia, Universidade de Lund. Suécia. 2005.

AKTAŞ, Ö.; ÇEÇEN, F. Addition of activated carbon to batch activated sludge reactors in the treatment of landfill leachate and domestic wastewater. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology,** v. 76, p. 793-802, 2001.

ALI, M.A.B.; RAKIB, M.; LABORIE, S.; VIERS, P.H.; DURAND, G. Coupling of bipolar membrane electrodialysis and ammonia stripping for direct treatment of wastewaters containing ammonium nitrate. **Journal of Membrane. Science,** v. 244, p. 89-96, 2004.

ALLEN, A. Sustainable landfilling for developing countries. In: IX International Waste Management and Landfill Symposium. Cagliari. Italy, 2003.

ALTIN, A. (2008) An alternative type of photoelectro-fenton process for the treatment of landfill leachate. **Separation and Purification Technology,** v. 61, p. 391–397, 2008.

ALTINBAS, M.; YANGIN, C.; OZTURK, I. Struvite precipitation from anaerobically treated municipal and landfill wastewater. **Water Science and Technology,** v. 46, p. 271-278, 2002.

AMARAL, M.S. **Tratamento físico-químico de lixiviado de aterro sanitário pré-tratado por processo biológico aeróbio.** Dissertação de Mestrado. Universidade de São Paulo. Brasil. 2009.

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

ANTHONISEN, A.C.; LOEHR, R.C.; PRAKASAM, T.B.S.; SRINATH, E.G. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. **Journal of the Water Pollution Control Federation,** v. 48, p. 835-852, 1976.

ASLAN, A.; DAHAB, M. Nitritation and denitritation of ammonium-rich wastewater using fluidized-bed biofilm reactors. **Journal of Hazardous Materials,** v. 156, p. 56–63, 2008.

ASLAN, S.; MILLER, L.; DAHAB, M. Ammonium oxidation via nitrite accumulation under limited oxygen concentration in a sequencing batch reactors. **Bioresource Technology,** v. 100, p. 659-664, 2008.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS - ABNT. Apresentação de projetos de aterros sanitários de resíduos sólidos urbanos. Classificação - NBR 8419. 1992.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT. Resíduos Sólidos. Classificação - NBR-10.004. 2004.

AQUINO, S.; QUEIROZ, S.; SILVA, S.; CHERNICHARO, C.A. Considerações práticas sobre o teste de demanda química de oxigênio (DQO) aplicado à análise de efluentes anaeróbios **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 11, p. 295-304, 2006.

ATMACA, E. Treatment of landfill leachate by using electro-fenton method. **Journal of Hazardous Materials,** v. 163, p. 109–114, 2009

AZIZ, H.A.; ALIAS, S.; ADLAN, M.N.; FARIDAH, A.H.; ZAHARI, M.S.M. Colour removal from landfill leachate by coagulation and flocculation processes. **Bioresource Technology,** v.98, p.218-220, 2007.

AZIZ, S.; AZIZ, H.A.; YUSOFF, M.F. Powdered activated carbona ugmented double react-settle sequencing batch reactor process for treatment of landfill leachate. **Desalination**, v. 277 p. 313-320, 2011.

AZIZ, H.A.; YUSSFF, M.S.; ADLAN, M.N.; ADNAN, N.H.; ALIAS, S. Physicochemical removal of iron from semi-aerobic leachate by limestone filter. **Waste Management,** v. 24, p. 353–358, 2004.

BAE, W.; BAEK, S.; CHUNG, J.; LEE, Y. Optimal operational factors for nitrite accumulation in batch reactors. **Biodegradation,** v. 12, p. 359-366, 2002.

BAE, J.H.; CHO, K.W.; BUM, B.S.; LEE, S.J.; YOON, B.H. Effects ofleachate recycle and anaerobic digester sludge recycle on the methane production from solid waste. **Water Science and Technology,** v. 38, p. 159–168, 1998.

BAE, B.; JUNG, E.; KIM, Y.; SHIN, H. Treatment of landfill leachate using activated sludge process and electron-beam radiation. **Water Research,** v. 33, p. 2669-2673, 1999.

BAE, J.H.; KIM, S.; CHANG, H. Treatment of landfill leachates: ammonia removal via nitrification and denitrification and further COD reduction via Fenton's treatment followed by activated sludge, **Water Science and Technology,** v. 36, p. 341–348, 1997.

BAIG, S.; COULOMB, I.; COURANT, P. LIECHTI, P. Treatment of landfill leachates: Lapeyrouse and Satrod case studies. **Ozone Science and Engineering,** v. 21, p. 1–22, 1999.

BAIG, S.; LIECHTI, P.A. Ozone treatment for biorefractory COD removal **Water Science and Technology,** v. 43, p. 197–204, 2001.

BAIRD, C. **Environmental Chemistry**. W. H. Freeman and Company. New York. 1999.

BAKER, J.; MILKE, M.; MIHELCIC, J. Relationship between chemical and theoretical oxygen demand for specific classes of organic chemicals. **Water Research**, v. 33, p. 327-334, 1999.

BANDALA, E.R.; ARANCIBIA-BULNES, C.A.; OROZCO, S.L.; ESTRADA, C. Solar photoreactors comparison based on oxalic acid photocatalytic degradation. **Solar Energy.** v.77, p.503-512, 2004.

BARLAZ, M.A.; HAM, R.K.; SCHAEFER, D.M. Methane production from municipal refuse: a review of enhancement techniques and microbial dynamics. **CRC Critical Review Environmental Control,** v. 19, p. 557-569, 1990.

BARLAZ, M.A.; ROOKER, A.; KJELDSEN, P.; GABR, M.; BORDEN, R. Critical evaluation of factors required to terminate the postclosure monitoring period at solid. **Waste Landfills American Chemical Society,** v. 36, p. 3467-3464, 2002.

BARRATT, A.; BAUMGARTL, A.; HANNAY, N.; VETTER, M.; XIONG, F.; CHEMOX, T.M. Advanced waste water treatment with the impinging zone reactor. **Water Science and Technology,** v. 35, p. 347–352, 1997.

BATSTONE, D.J. The IWA anaerobic digestion models no 1 (ADM). **Water Science and Technology,** v. 45, p. 65-73, 2002.

BAUN, A.; LOTTE, A.; REITZEL, L.A.; LEDIN, A; CHRISTENSEN, T.; BJERG, P.L. Natural attenuation of xenobiotic organic compounds in a landfill leachate plume (Vejen, Denmark). **Journal of Contaminant Hydrology**, v. 65, p. 269-291, 2003.

BAUN, A.; LEDIN, A.; REITZEL, L.A.; BJERG, P.L.; CHRISTENSEN, T.H. Xenobiotic organic compounds in leachates from ten Danish MSW landfills: chemical analysis and toxicity tests. **Water Research,** v. 38, p. 3845–3858, 2004.

BAUMGARTEN, G.; SEYFRIED, C.F. Experiences and new developments in biological pretreatment and physical post-treatment of landfill leachate. **Water Science and Technology,** v. 34, p. 445–453, 1996.

BERNARD, C.; GUIDO, P.; COLIN, J.; ANNE, L.D. 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. 2303-2320, 1996.

BERNET, N.; DANGCONG, P.; DELGENES, J.P.; MOLETTA, R. Nitrification of low oxygen concentration in biofilm reactor. **Journal of Environmental Engineering,** v. 127, p. 266-272, 2001.

BIDONE, R. **Tratamento de lixiviados de aterro sanitario por um sistema composto por filtros anaerobios seguidos de banhados construídos: estudo de caso-central de resíduos do recreio, em Minas de Leão/RS.** Dissertação de Mestrado. Universidade de São Paulo. Brasil. 2007.

BIGOT, V.; LUCK, F.; PAILLARD, H.; WAGNER, A. Landfill leachate treatment: comparison of three oxidation processes using ozone. In Proceedings of the International Ozone Association Regional Conference. Zürich. Switzerland. 1994.

BILA, D.; MONTALVAO, F.; SILVA, A.; DEZOTTI, M. Ozonation of a landfill leachate: evaluation of toxicity removal and biodegradability improvement. **Journal of Hazardous Materials,** v. 117, p. 235–42, 2005.

BLACKBURNE, R.; YUAN, Z.; KELLER, J. Demonstration of nitrogen removal via nitrite in a sequencing batch reactor treating domestic wastewater. **Water Research,** v. 42, p. 2166-2176, 2008.

BORZACCONI, L.; OTTONELLO, G.; CASTELLO, E.; PELAEZ, H.; GAZZOLA, A.; VINAS, M. Denitrification in a carbon and nitrogen removal system for leachate treatment: performance of a upflow sludge blanket (USB) reactor. **Water Science and Technology,** v. 40, p. 145–151, 1999.

BOHDZIEWICZ, J.; BODZEK, M.; GORSKA, J. Application of pressure-driven membrane techniques to biological treatment of landfill leachate, **Process Biochemistry,** v. 36, p. 641–646, 2001.

BOHDZIEWICZ, J.; NECZAJ, E.; KWARCIAK, A. Landfill leachate treatment by means of anaerobic membrane bioreactor. **Desalinition,** v. 221, p. 559-565, 2008.

BOHDZIEWICZ, J.; KWARCIAK, A. The application of hybrid system UASB reactor-RO in landfill leachate treatment. **Desalination**, v. 222, p. 128–134, 2008.

BOYLE, W.; HAM, R.K. Biological treatability of landfill leachate. **Journal of Water Pollution Control Federation,** v. 46, p. 860-873, 1974.

BOOTH, S.D.J.; URFER, D.; PEREIRA, G.; COBER, K.J. assessing the impact of a landfill leachate on a canadian waste water treatment plant. **Water Environment Research,** v. 68, p. 1179-1186, 1996.

BOOTHE, D.D.H.; SMITH, M.C.; GATTIE, D.K.; DAS, K.C. Characterization of microbial populations in landfill leachate and bulk samples during aerobic bioreduction. **Advances in Environmental Research,** v. 5, p. 285-294, 2001.

BORGES, V.A.; FREITAS, R.A. Avaliação preliminar da utilização de carvão ativado no tratamento de lixiviado de aterro sanitário. Resumo Projeto Final. Escola de Química. Centro de Tecnologia Mineral. Universidade federal de Rio de Janeiro. 2009.

BORGHI. Combined treatment of a mixture of old and young leachates with wastewater by activated sludge system. In: Proceedings of Sardinia-Eighth International Waste Management and Landfill Symposium. Margherita di Pula. Cagliari. Italy. 2001.

BRAIG, S.; COULOMB, I.; COURANT, P.; LIECHTI, P. Treatment of landfill leachates: Lapeyrouse and Satrod case studies. Ozone Science and Engineering, v. 21, p. 1–22. 1999.

BRASIL, Ministério do Planejamento, Orçamento e Gestão. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. Plano de Saneamento Básico 2008. Rio de Janeiro, 2010.

BRASIL, Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional de Meio Ambiente. Resolução nº 357, 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. Brasília, 2005.

BRASIL (2010). Lei Nº 12.305, de 2 de agosto de 2010. Política Nacional de Resíduos Sólidos.

BRITZ, C.A.; VENTER, R.P. Anaerobic treatment of municipal landfill leachate using an anaerobic hybrid digester. **Biological Wastes**, v. 32, p. 181-191, 1990.

BULL, P.S.; EVANS, J.V.; WECHSLER, R.M.; CLELAND, K.J. Biological technology of the treatment of leachate from sanitary landfills. **Water Research,** v. 17, p. 1473–1481, 1983.
BURNLEY, S. The impact of the european landfill directive on waste management in the United Kingdom. Resources. **Conservation and Recycling,** v. 32, p. 349-358, 2001.

CALACE, N.; MASSIMIANI, A.; PETRONIO, B.M.; PIETROLETTI, M. Municipal landfill leachate-soil interactions: a kinetic approach. **Chemosphere,** v. 44, p. 1025-1035, 2001.

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

CALIJURI, M.; MELO, A.L.O.; LORENTZ, J.F. Identificação de áreas para a implantação de aterros sanitários com uso de análise estratégica de decisão. **Informática Pública,** v. 4, p. 231-250, 2002.

CAMPOS, J.L.; MOSQUERA-CORRAL, A.; SANCHEZ, M.; MENDEZ, R.; LEMA, J.M. Nitrification in saline wastewater with high ammonia concentration in an activated sludge unit. **Water Research,** v. 36, p. 2555–2560, 2002.

CAMPOS, J.L.; GARRIDO, J.M.; MOSQUERA-CORRAL, A.; MENDEZ; R. Stability of a nitrifying Activated Sludge Reactor. **Biochemical Engineering Journal,** v. 35, p. 87-92, 2008.

CASTILLA, M.C. Eliminación de Contaminantes Orgânicos de las águas mediante adsorción em materiales de carbón. Departamento de Quimica Inorgánica. Facultad de Ciencias. Espanha. 2004.

CASTILHO, M.; BARCELÓ, D. Characterization of organic pollutants in textile wastewaters and landfill leachate by using toxicity-based fractionation methods followed by liquid gas chromatography coupled to mass spectrometric detection. **Analytical Chemical Acta,** v. 426, p. 253-264, 2001.

CASTILHOS JUNIOR, A.B.; MEDEIROS, P.A.; FIRTA, I.N.; LUPATINI, G.; SILVA, J.D. Principais processos de degradação de resíduos sólidos urbanos. Brasil, Rio de Janeiro. 2003.

CASTILLO, E.; VERGARA, M.; MORENO, Y. Landfill leachate treatment using a rotating biological contactor and na upward-flow anaerobic sludge bed reactor. **Waste Management,** v. 27, p. 720-726, 2007.

CASTRILLÓN, L.; FERNÁNDEZ-NAVA, Y.; ULMANU, M.; ANGER, I.; MARAÑÓN, E. Physico-chemical and biological treatment of MSW landfill leachate. **Waste Management,** v. 30. p. 228–235, 2010.

CASTRO, M.C.A. **Avaliação de um sistema australiano de lagoas no tratamento conjunto de esgoto sanitário e líquidos percolados gerados em aterro sanitário.** Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo. 2001.

CECEN, F.; AKTAS, O. Aerobic co-treatment of landfill leachate with domestic wastewater, **Environmental Engineering Science,** v. 21, p. 303–312, 2004.

ÇEÇEN, F.; ÇAKIROGLU, D. Impact of landfill leachate on the co-treatment of domestic wastewater. **Biotechnology Letters,** v. 23, p. 821-826, 2001.

ÇEÇEN, F.; ERDINÇLER, A.; KILIÇ, E. Effect of powdered activated carbon addition on sludge dewaterability and substrate removal in landfill leachate treatment. **Advances in Environmental Research,** v. 7, p. 707-713, 2003.

CECEN, F.; GURSOY, G. Characterization of landfill leachates and studies on heavy metal removal. **Journal of Environmental Monitoring,** v. 2, p. 436–442, 2000.

CENDOFANTI, A. C. **Minimização de resíduos de uma fábrica de carvão ativado e de goma resina.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Paraná. 2005.

CHAN, G.Y.S.; CHU, L.M.; WONG, M.H. Effects of leachate recirculation on biogas production from landfill co-disposal of municipal solid waste, sewage sludge and marine sediment. **Environmental Pollution,** v. 118, p. 393-399, 2002.

CHANG, D. Feasibility of combined treatment of leachate from a mature codisposal landfill and its pretreatment option. In: *Proceedings of Sardinia*-Fifth International Landfill Symposium. Margherita di Pula. Cagliari. Italy. 1995.

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

CHIANESSE, A.; RANAURO, R.; VERDONE, N. Treatment of landfill leachate by reverse osmosis. **Water Research,** v. 33, p. 647-652, 1999.

CHIANG, L.; CHANG, J.; CHUNG, C. Electrochemical oxidation combined with physical–chemical pretreatment processes for the treatment of refractory landfill leachate. **Environmental Engineering Science,** v. 18, p. 369–378, 2001.

CHUANG, H.P; OHASHI, A.; IMACHI, H.; TANDUKAR, M.; HARADA, H. Effective partial nitrification to nitrite by down-flow hanging sponge reactor under limited oxygen condition. **Water Research,** v. 41, p. 295-302, 2007.

CHUGH, S.; CLARKE, W.; PULLAMMANAPPALLIL, P.; RUDOLPH, V. Effect of recirculated leachate volume on MSW degradation. **Waste Management Research,** v.16, p. 564–573; 1998.

CHUNG, J.; BAE, W. Nitrite reduction by a mixed culture under conditions relevant to shortcut biological nitrogen removal. **Biodegradation**, v. 13, p. 163–170, 2002.

CHRISTENSEN, J.B.; JENSEN, D.L.; GRON, C.; FILIP, Z.; CHRISTENSEN, T. Characterization of dissolved organic carbon in landfill leachate-polluted groundwater. **Water Research,** v. 32, p. 125-135, 1998.

CHRISTENSEN, T.H.; BJERG, P.P.L.; JENSEN, D.L.; CHRISTENSEN, A.; BAUM, A.; ALBRECHTSEN, H.J.; HERON, G. Biochemistry of landfill leachate plumes. **Applied Geochemistry,** v. 16, p. 659-718, 2001.

CINTRA, F.H.; HAMADA, J.; CASTILHO FILHO, G.S. Fatores que afetam a qualidade do chorume gerado em aterro controlado de resíduos urbanos. VI Simpósio Ítalo Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Vitória, Brasil. 2002.

CIUDAD, G.; RUBILAR, O.; MUÑOZ, P.; RUIZ, R.; CHAMY, R.; VERGARA, C.; JEISON, D. Partial nitrification of high ammonia concentration wastewater as a part of a shortcut biological nitrogen removal process. **Process Biochemistry,** v. 40, p. 1715-1719, 2005.

CLEMENT, B.; COLIN, J.R.; ANNE, L. Estimation of the hazard of landfill leachates through toxicity testing of leachates. **Chemosphere,** v. 35, p. 2783-2796, 1997.

COELHO, E.R.C.; VAZZOLER, H. Capacidade de adsorção frente às isotermas de langmuir e freundlich para atrazina em materiais zeolíticos e carbonosos utilizados em tratamento de água na remoção de matéria orgânica natural e sintética. 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. 2005.

CORTEZ, S.; TEIXEIRA, P.; OLIVEIRA, R.; MOTA, M. Ozonation as polishing treatment of mature landfill leachate. **Journal of Hazardous Materials,** v. 182, p. 730–734, 2010.

COSSU, R.; 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.

COTMAN, M.; ZGAJNAR, G. Comparison of different physico-chemical methods for the removal of toxicants from landfill leachate. **Journal of Hazardous Materials**, v. 178, p. 298-305, 2010.

DAEKEUN, K.; HONG-DUCK, R.; MAN-SOO, K.; JINHYEONG, K.; SANG-IL L. Enhancing struvite precipitation potential for ammonia removal in municipal landfill leachate. **Journal of Hazardous Material,** v. 146, p. 81-85, 2007.

D'ALMEIDA, M.L.O.; VILHENA, A. **Lixo Municipal: Manual de Gerenciamento Integrado.** 2da ed. IPT/CEMPRE. São Paulo. Brasil. 2000.

DANGCONG, P.; BERNET, N.; DELGENES, J.P.; MOLETTA, R. Effects of oxygen supply methods on the performance of a sequencing batch reactor for high ammonium nitrification. **Water Environment Federation,** v. 72, p. 195-200, 2000.

DA SILVA, R. **Pós-tratamento de efluente de sistema biológico aeróbio em batelada de lixiviado de aterro sanitário através do processo físico-químico.** Tese de Mestrado. Universidade de São Paulo. Brasil. 2011.

Decreto N. 8.468, de 8 de setembro de 1976. Prevenção e o controle da poluição do meio ambiente.

DENG, Y. Physical and oxidative removal of organics during Fenton treatment of mature municipal landfill leachate. **Journal of Hazardous Materials,** v. 146, p. 334–340, 2007.
DERCO, J.; GULYASOVA, A.; HORNAK, M. Influence of ozonation on biodegradability of refractory organics in a landfill leachate. **Chemical Papers,** v. 56, p. 41–44, 2002.

DIAMADOPOLOUS, E. Caracterization and treatment of recirculation-stabilized leachate. **Water Research,** v. 28, p. 2439-2445, 1994.

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

DI BERNARDO, L. DANTAS, A. D. **Métodos e técnicas de tratamento de água**. 2da ed. ABES, RiMa. Rio de Janeiro. Brasil. 2005.

DI BERNARDO, L.; Di BERNARDO A.; CENTURIONE, P.L.F. **Ensaios de tratabilidade de água e dos resíduos gerados em estações de tratamento de água**. RiMa. Brasil. 2002.

DI IACONI, C.; PAGANO, M.; RAMADORI, R.; LOPEZ, A. Nitrogen recovery from a stabilized municipal landfill leachate. **Bioresource Technology,** v. 101, p. 1732–1736, 2010.

DINESH, M.E.; PITTMAN, C.U. Activated carbons and low cost adsorbents for remediation of tri- and hexavalent chromium from water: A review. **Journal of Hazardous Material,** v. 137, p. 762-811, 2006.

DING, A.; ZHANG, Z.; FU, J.; CHENG, L. Biological control of leachate from municipal landfills. **Chemosphere,** v. 44, p. 1-8, 2001.

DI PALMA, L.; FERRANTELLI, P.; MERLI, C.; PETRUCCI, E. Treatment of industrial landfill leachate by means of evaporation and reverse osmosis. **Waste Management,** v. 22, p. 951-955, 2002.

DOMÈNECH, X.; JARDIM, W.F.; LITTER, M.I**.** Procesos avanzados de oxidación para la eliminación de contaminantes. In**:** Eliminiación de contaminantes por fotocatálisis heterogênea. Rede CYTED. La Plata. Argentina. 2001.

DOSTA, J.; GALI, A.; BENABDALLAH EL HADJ, T.; MACE, S.; MATA-ALVAREZ, J. Operation and model description of a sequencing batch reactor treating reject water for biological nitrogen removal via nitrite. **Bioresource Technology,** v. 98; p. 2065-2075, 2007.

DROPPELMANN, C.; OETTINGER, M. Tratamiento en lodo activado del lixiviado de un relleno sanitario. **Información Tecnológica,** v. 20, p. 11-19, 2009.

EDING, E.H.; KAMSTRA, A.; VERRETH, J.A.J.; HUISMAN, E.A.; KLAPWIJK, A. Design and operation of nitrifying trickling filters in recirculating aquaculture: a review. **Aquacultural Engineering,** v. 34, p. 234–60, 2006.

EL FADEL, M.; KHOURY, R. Modeling settlement in MSW landfills: a critical review. **Environmental Science and Technology,** v. 30, p. 327-361, 2000.
EL FADEL, M.; DOUSEID, E.; CHAHINE, W.; ALAYLIC, B. Factors influencing solid waste generation and management. **Waste Management,** v.22, p. 269-276, 2002.

EHRIG, H.J. Co-treatment in domestic sewage facilities. In: Proceedings of International Training Seminar: Management and Treatment of MSW Landfill Leachate. Venice. Italia. 1998.

EPA. Process design manual for nitrogen control. EPA/625/R-93/010/. Cincinatti. USA. 1993.

EPA. Landfill Manuals: Landfill side design. Environmental Protection Agency. Wexford, Ireland. 2000.

FACCHIN, J.M.J. Avaliação do tratamento combinado de esgoto e lixiviado de aterro sanitário na ETE LAMI (Porto Alegre) após o primeiro ano de operação. In: Anais do 27º Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. Porto Alegre. Brasil. 2000.

FAN, H.J.; SHU, H.Y.; YANG, H.S.; CHEN, W.C. Characteristics of landfill leachates in central Taiwan. **Science of the Total Environment,** v. 361, p. 25-37, 2006.

FELICI, E. **Coagulação-floculação-sedimentação como pós-tratamento de efluente de sistema biológico em batelada aplicado a lixiviado de aterro de resíduos sólidos urbanos.** Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual de Londrina. Brasil. 2010.

FELIPE, E.C. **Operação de reator em bateladas sequenciais visando a nitritação de lixiviado de aterro novo: avaliação em escala de bancada.** Dissertação de Mestrado. Universidade de Brasília. Brasil. 2008.

FERREIRA, J.A.; GIORDANO, G.; RITTER, E. Revisão das técnicas de tratamento de chorume e a realidade do Estado do Rio de Janeiro. In: 21 Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Joinville, Brasil. 2003.

FERREIRA, J.A. Tratamento combinado de lixiviados de aterros de resíduos sólidos urbanos com esgoto sanitário In: Estudos de caracterização e tratabilidade de lixiviados de aterros sanitários para as condições brasileiras. Projeto PROSAB. Rio de Janeiro. Brasil. 2009.

FETTIG, J.; STAPEL, H.; STEINERT, C.; GEIGER, M. Treatment of landfill leachate by preozonation and adsorption in actived carbon columns. **Water Science and Technology,** v. 34, p. 33–40, 1996.

FIORE, F.A. **Avaliação de um sistema integrado de tratamento de resíduos sólidos urbanos e de chorume, com ênfase na fase metanogênica.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Minas Gerais. Brasil. 2004.

FIÚZA, J.M.S.; AGUIAR, C.B.; MENEZES, C.T.; SANTOS, D.M.J. Monitoramento do chorume do aterro Centro de Salvador. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. Porto Alegre. Brasil. 2000.

FLECK, E. **Sistema integrado por filtro anaeróbio, filtro biológico de baixa taxa e banhado construído aplicado ao tratamento de lixiviado de aterro sanitário.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Brasil. 2003.

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

FRASCARI, D.; BRONZINI, F.; GIORDANO, G.; TEDIOLO, G.; NOCENTINI, M. Long term characterization, lagoon treatment and migration potential of landfill leachate: A case study in an active Italian landfill. **Chemosphere,** v. 54, p. 335-343, 2004.

FUNASA. Manual de saneamento. 3ra ed. Brasília. Brasil. ISBN 85-7346-045-8. 2004.

FUX, C.; SIEGRIST, H. Nitrogen removal from sludge digester liquids by nitrification/denitrification or partial nitritation/anamox: environmental and economical considerations. **Water Science and Technology,** v. 50, p. 19-26, 2004.

FUX, C.; VELTEN, S.; CAROZZI, V.; SOLLEY, D.; KELLER, J.M. Efficient and stable nitritation and denitritation of ammonium-rich sludge dewatering liquor using an SBR with continuous loading. **Water Research**, v. 40, p. 2765-2775, 2006.

GANIGUÉ, R. **Partial nitritation of landfill leachate in SBR prior to an anammox reactor: operation and modeling.** Tese de Doutorado. Universitat de Girona. Espanha. 2009.

GARCIA, H.; RICO, J.L.; GARCIA, P.A. Comparaison of anaerobic treatment of leachates from an urban-solid-waste landfill at ambient temperature and at 35 ◦C. **Bioresource Technology,** v. 58, p. 273–277, 1996.

GARRIDO, J.M.; VAN BENTHUM, W.A.J.; VAN LOOSDRECHT. M.C.M.; HEIJNEM, J.J. Influence of dissolved oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. **Biotechnology and Bioengineering,** v. 53, p. 168-178, 1997.

GAU, S.H.; CHANG, F.S. Improved fenton method to remove recalcitrant organics in landfill leachate, **Water Science and Technology,** v. 34, p. 455–462, 1996.

GEENENS, D.; BIXIO, B.; THOEYE, C. Advanced oxidation treatment of landfill leachate, In: Proceedings of the Seventh International Waste Management and Landfill Symposium. Sardinia. Italy. 1999.

GEENENS, D.; BIXIO, B.; THOEYE, C. Combined ozone-activated sludge treatment of landfill leachate. **Water Science and Technology,** v. 44, p. 359–365, 2001.

GHAFARI, S.; AZIZ, H.A.; ISA, M.H.; ZINATIZADEH, A.A. Application of response surface methodology (RSM) to optimize coagulation–flocculation treatment of leachate using poly-aluminum chloride (PAC) and alum. **Journal of Hazardous Materials,** v. 163, p. 650–656, 2009.

GIORDANO, G. **Análise e formulação de processos para tratamento dos chorumes gerados em aterros de resíduos sólidos urbanos.** Tese de Doutorado. Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro. Brasil. 2003.

GIORDANO, G.; BARBOSA FILHO, O.; CARVALHO, R.J. Métodos de análise orgânica por GC/MS para os chorumes gerados em aterros de resíduos sólidos urbanos. In: Congreso Brasileiro de Engenharia Sanitaria e Ambiental. Campo Grande. Brasil. 2005.

GOLIN, D.M. Carbono ativado (carvão ativado). Carbomafra. Informativo técnico, p. 16. Curitiba. Brasil. 2002.

GOTVAJN, A.Z.; TISLER, T.; KONCAN, T. Comparison of different treatment strategies for industrial landfill leachate. **Journal of Hazardous Materials,** v. 162, p. 1446–1456, 2009.

GOURDON, R.; COMEL, C.; MARTEL-NAQUIN, P.; VERON, J. Validation of a protocol for kinetic study of removal under simulated conditions of landfill leachate treatment on anaerobic filter. **Water Research,** v. 26, p. 927-935, 1992.

GOURDON, R.; COMEL, C.; VERMANDE, P.; VERON, J. Fractionation of the organic matter of a landfill leachate before and after aerobic or anaerobic biological treatment. **Water Research,** v. 23, p. 167–173, 1989.

GRUNDITZ, C.; DALHAMMAR, G. Development of nitrification iniition assays using pure cultures of Nitrossomonas and Nitrobacter. **Water Research,** v. 35, p. 433-440, 2001.

GUO, J.S.; ABDULHUSSAIN, A.; CHEN, Y.P.; LIU Z.P. Treatment of landfill leachate using a combined stripping, Fenton, SBR, and coagulation process. **Journal of Hazardous Materials,** v. 178, p. 699–705, 2010.

GUO, J.H.; PENG, Y.Z.; WANG, S.Y.; ZHENG, Y.N.; HUANG, H.J.; GE, S.J. Effective and robust partial nitrification to nitrite by real-time aerationduration control in an SBR treating domestic wastewater. **Process Biochemistry,** v. 44, p. 979–985, 2009.

GUSTAVSSON, D.J.L.; NYBERG, U.; LA COUR JANSEN, J. Operation for nitritation of sludge luquor in a full-scale SBR. In: 4 th Sequencing Batch Reactor. In: Conference Proceedings. Roma. Italy. **International Water Association,** v.1, p. 19-28, 2008.

HAAPEA, P.; KORHONEN, S.; TUHKANEN, T. Treatment of industrial landfill leachates by chemical and biological methods: ozonation, ozonation + hydrogen peroxide, hydrogen peroxyde and biological posttreatment for ozonated water. **Ozone Science and Engineering,** v. 24, p. 369-378, 2002.

HAGOPIAN, D.S.; RILEY, J.G. A closer look at the bacteriology of nitrification. **Aquacultural Engineering,** v.18, p. 223-244, 1998.

HAMADA, J.; MATSUNAGA, I. Concepção do Sistema de tratamento de chorume para o aterro sanitário de Ilhéus-BA. In: IX Simpósio Luso Brasileiro de engenharia Sanitária e Ambiental. Porto Seguro. Brasil. 2000.

HANAKI, K.; WANTAIN, C.; OHGAKI, S. Nitrification at low levels of dissolved oxygen with and without organic loading in a suspended-growth reactor. **Water Research,** v.24, p. 297-302, 1990.

HARMSEN, J. Identification of organic compounds in leachate from a waste tip. **Water Research,** v. 17, p. 699- 707, 1983.

HAUSLER, M.A.; DESJARDINS, D.; DROUIN, D. Utilization of ozone, hydrogen peroxide and their combination in the treatment of leachate. In: Proceedings of the 12th World Congress of the International Ozone Association. Lille. France. 1995.

HEAVEY, M. Low-cost treatment of landfill leachate using peat. **Waste Management,** v. 23, p. 447–454, 2003.

HELMER, C.; TROMM, C.; HIPPEN, A.; ROSENWINKEL, K.H.; SEYFRIED, C.F.; KUNST, S. Single stage biological nitrogen removal by nitritation and anaerobic ammonium oxidation in biofil systems. **Water Science and Technology,** v. 43, p. 311-320, 2003.

HENDERSON, J.P.; BESLER, D.A.; ATWATER, J.A.; MAVINIC, D.S. Treatment of methanogenic landfill leachate to remove ammonia using a rotating biological contactor (RBC) and sequencing batch reactor (SBR). **Environmental Technology,** v. 18, p. 687-698, 1997.

HENRY, J.G. New Developments in landfill leachate treatment. 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.

HENRY, J.G.; PRASAD, D.; YOUNG, H. Removal of organics from leachates by anaerobic filter. **Water Research,** v. 21, p. 1395–1399, 1987.

HERMOSILLA, D.; CORTIJO, M.; PAO HUANG, C. Optimizing the treatment of landfill leachate by conventional Fenton and photo-Fenton processes. **Science of the Total Environment,** v. 407 p. 3473–3481, 2009.

HIPPEN, A.; ROSENWINKEL, K.H.; BAUMGARTEN, G.; SEYFRIED, C.F. Aerobic deammonification: A new experience in the treatment of wastewaters. **Water Science and Technology,** v. 35, p. 111-120, 1997.

HOILIJOKI, T.H.; KETTUNEN, R.H.; RINTALA, J.A. Nitrification of anaerobically pretreated municipal landfill leachate at low temperature. **Water Research,** v. 34, p. 1435–1446, 2000.

HOWARTH, R.W. Human acceleration of nitrogen cycle: drivers, consequences and steps toward solutions. **Water Science and Technology,** v. 29, p. 7-13, 2004.

HUANG, C.P.; DONG, C.; TANG, Z. Advanced chemical oxidation: Its present role and potential future in hazardous waste treatment. **Waste Management,** v. 13, p. 361-377, 1993.

IBGE. Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. Disponível em (http://www.ibge.gov.br).

ILIES, P.; MAVINIC, D.S. The effect of decreased ambient temperature on the biological nitrification and denitrification of a high ammonia landfill leachate. **Water Research,** v. 35, p. 2065-2072, 2001.

IM, J.H.; WOO, H.J.; CHOI, M.W.; HAN, K.B.; KIM, C.W. Simultaneous organic and nitrogen removal from municipal landfill leachate using an anaerobic-aerobic system. **Water Research,** v. 35, p. 2403-2410, 2001.

IM, J.; GIL, K. Effect of anaerobic digestion on the high rate of nitritation, treating piggery wastewater. **Journal of Environmental Sciences,** v. 23, p. 1787–1793, 2011.

IMAI, A.; ONUMA, K.; INAMORI, Y.; SUDO, R. Biodegradation and adsorption in refractory leachate treatment by the biological activated carbon fluidized bed process, **Water Research,** v. 29, p. 687–694, 1995.

IMAI, A.; ONUMA, K.; INAMORI, Y.; SUDO, R. Effects of pre-ozonation in refractory leachate treatment by the biological actived carbon fluidized bed process, **Environmental Technology,** v. 19, p. 213–221, 1998.

INCE, N.H. Light-enhanced chemical oxidation for teritary treatment of municipal landfill leachate. **Water Environment Ressearch,** v. 70, p. 1161–1169, 1998.

Instituto Brasileiro de Administração Municipal. Gestão Integrada de Resíduos Sólidos: manual gerenciamento integrado de resíduos sólidos. Rio de Janeiro. Brasil. 2001.

IPT/CEMPRE. **Lixo municipal: Manual de gerenciamento integrado.** 2da ed. Instituto de Pesquisas Tecnológicas. São Paulo. Brasil. 2000.

JAMES, K.J.; STACK, M.A. The impact of leachate collection on air quality in landfills. **Chemosphere,** v. 34, p. 1713-1721, 1997.

JIANLONG, W.; NING, Y. Partial nitrification under limited dissolved oxygen conditions. **Process Biochemistry,** v. 39, p. 1223-1229, 2004.

JOKELA, J.P.Y.; KETTUNEN, R.H.; SORMUNEN, K.M.; RINTALA, J.A. Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate: low-cost nitrification in biofilters and laboratory scale in-situ denitrification. **Water Research,** v. 36, p. 4079–4087, 2002.

JOO, S.H.; KIM, D.J.; YOO, I.K.; PARK, K.; CHA, G.C. Partial nitrification in a upflow biological aerated filter by oxygen limitation. **Biotechnology Letters,** v. 22, p. 937-940, 2000.

KALYUZHNYI, S.V.; GLADCHENKO, M.A. Sequenced anaerobic-aerobis treatment of high strong nitrogenous landfill leachate. **Water Science and Technology,** v. 49, p. 301-308, 2004.

KANG, Y.W.; HWANG, K.Y. Effects of reaction conditions on the oxidation efficiency in the Fenton process. **Water Research,** v. 34, p. 2786–2790, 2000.

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

KARADAG, D.; TOK, S.; AKGUL, E.; TURAN, M.; OZTURK, M.; DEMIR, A. Ammonium removal from sanitary landfill leachate using natural Gordes clinoptilolite. **Journal of Hazardous Materials,** v. 153, p. 60–66, 2007.

KARGI, F.; PAMUKOGLU, M. Aerobic biological treatment of pre-treated landfill leachate by fed-batch operation. **Enzyme and Microbial Technology,** v. 33, p. 588-595, 2003.

KARGI, F.; PAMUKOGLU, M. Simultaneous adsorption and biological treatment of pre treated landfill leachate by fed-batch operation. **Process Biochemistry,** v. 38, p. 1413–1420, 2003.

KARGI, F.; PAMUKOGLU, M. Repeated fed-batch biological treatment of pretreated landfill leachate by powdered actived carbon addition. **Enzyme and Microbial Technology,** v. 34, p. 422–428, 2004.

KARRER, .J.; RYHINER, G.; HEINZLE, E. Applicability test for combined biological–chemical treatment of wastewaters containing biorefractory compounds. **Water Research,** v. 31, p. 1013–1020, 1997.

KELLY, H.G. Pilot testing for combined treatment of leachate from a domestic waste landfill site. **Journal of Water Pollution Control Federation,** v.59, p.254-261, 1987.

KELLY, R.J. **Solid waste biodegradation enhancements and the evaluation of analytical methods used to predict waste stability.** Tese de Doutorado. Virginia Polytechnic Institute and State University.

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. 34, p. 3640-3656, 2000.

KETTUNEN, R.H.; HOILIJOKI, T.H.; RINTALA, J.A. Anaerobic sequential anaerobic-aerobic treatments of municipal landfill leachate at low temperatures. **Bioresource Technology,** v. 58, p. 31–40, 1996.

KETTUNEN, R.H.; RINTALA, J.A. Performance of an on-site UASB reactor treating leachate at low temperature. Water Research, v. 32, p. 537–546, 1998.

KETTUNEN, R.H.; RINTALA, J.A. Sequential anaerobic-aerobic treatment of sulphur rich phenolic leachates. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology,** v. 62, p. 177–184, 1995.

KHARE, M.; DONDERE, N.C. Fractionation and concentration from water of volatiles and organics on high vacuum system: examination of sanitary landfill leachate. **Environmental. Science and Technology,** v. 11, p. 814-819, 1977.

KIM, J.D.; CANHG, D.I.; LEE, D.W.; HAN, I.K.; YOO, G.C. Nitrification of high strength ammonia astewater and nitrite accumulation characteristics. **Water Science and Technology,** v. 47, p. 45-51, 2003.

KIM, S.M.; GEISSEN, S.U.; VOGELPOHL, A. Landfill leachate treatment by a photoassisted fenton reaction. **Water Science and Technology.** v. 35, p. 239–248, 1997.

KIM, Y.K.; HUH, I.R. Enhancing biological treatability of landfill leachate by chemical oxidation. **Environmental Engineering Science,** v. 14, p. 73–79, 1997.

KIM, J.S.; KIM, H.Y.; WON, C.H.; KIM, J.G. Treatment of leachate produced in stabilized landfills by coagulation and Fenton oxidation process. **Journal of the Chinese Institute of Chemical Engineers,** v. 32, p. 425–429, 2001.

KIM, D.J.; LEE, D.I.; KELLER, J. Effect of temperature and free ammonia on nitrification and nitrite accumulation in landfill leachate and analysis of its nitrifying bacterial community by FISH. **Bioresource Technology,** v. 97, p. 459-468, 2006.

KIM, S.M.; VOGELPOHL, A. Degradation of organic pollutants by the photo-Fenton process. **Chemical and Engineering Technology,** v. 21, p. 187–191, 1998.

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

KLIMIUK, E.; KULIKOWSKA, D. Organics removal from landfill leachate and activated sludge production in SBR reactors. **Waste Management,** v. 26, p. 1140-1147, 2006.

KNOX, K. Leachate treatment with nitrification of ammonia. Water Research, v. 19, p. 895-904, 1985.

KOERNER, R.M.; SOONG, T.Y. Leachate in landfills: the stability issues. **Geotextiles and Geomembranes,** v. 8, p. 293-309, 2000.

KOH, O.; CHEN-HAMACHER, X.; HICKE, K.; THIERMANN, W. Leachate treatment by the combination of photochemical oxidation with biological process. **Journal of Photochemical Photobiology**, v. 162, p. 261-271, 2004.

KULIKOWSKA, D.; KLIMIK, E. The effect of landfill age on municipal leachate composition. **Bioresource Tecnology**, v. 99, p. 5981-5985, 2008.

KUNZ, A. **Remediação de efluente têxtil: combinação entre processo químico (ozônio) e biológico**. Tese de Doutorado. Universidade Estadual de Campinas-UNICAMP. Brasil. 1999.

KUNZ, A.; PERALTA-ZAMORA, P.; MORAES, S.G.; DURAN, N. Novas tendências para o tratamento de efluentes têxteis. **Química Nova,** v. 25, p.78-82, 2002.

KURNIAWAN, T.A. Physico-chemical treatment techniques for wastewater laden with heavy metals. **Chemical Engineering Journal,** v. 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,** v. 28, p. 80-100, 2006.

KYUNG-IK, G.; CHOI, E. Estimation of nitrite concentration in the biological nitritation process using enzymatic inhibition kinetics. **Journal of Microbiology and Biotechnology,** v. 12, p. 377-381, 2002.

KYLEFORS, K.; ECKE, H.; LAGERKVIST, A. Accuracy of cod test for landfill leachates. **Water, Air and Soil Pollution,** v. 146, p. 153-169, 2003

LABANOWSKI, J.; PALLIER, V.; FEUILLADE-CATHALIFAUD, G. Study of organic matter during coagulation and electrocoagulation processes: Application to a stabilized landfill leachate. **Journal of Hazardous Materials,** v. 179, p. 166–172, 2010.

LAU, I.W.C.; WANG, P.; FANG, H.H.P. Organic removal of anaerobically treated leachate by Fenton coagulation. **Journal of Environmental Engineering,** v. 127, p. 666–669, 2001.

LEAHY, J.G.; SHREVE, G.S. The effect of organic carbon on the sequential reductive dehalogenation of tetrachoethylene in landfill leachates. **Water Research,** v. 34, p. 2390-2396, 2000.

LEDAKOWICZ, S.; KACZOREK, K. Laboratory simulation of anaerobic digestion of municipal solidwaste, **Journal of Environmental Science and Health,** v. A39, p. 859-871, 2004.

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.

LEPSCH, I.F. Formação e conservação de solos. São Paulo: Oficina de textos. 178 p. 1988.

LI, H.S.; ZHOU, S.Q.; SUN, Y.B.; FENG P.; LI J.D. Advanced treatment of landfill leachate by a new combination process in a full-scale plant. **Journal of Hazardous Materials,** v. 172, p. 408-415, 2009.

LI, X.Z.; ZHAO, Q.L.; HAO, X.D. Ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation, **Waste Management,** v. 19, p. 409-415, 1999.

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, p. 37-43, 2001.

LIANG, Z.; LIU, J.X. Control factors of partial nitritation for landfill leachate treatment. **Journal of Environmental Sciences,** v. 19, p. 523-529, 2007.

LIN, C.Y. Anaerobic digestion of landfill leachate. **Water SA,** v. 17, p. 301–306, 1991.

LIN, S.H.; CHANG, C.H. Treatment of landfill leachate by combined electro-fenton oxidation and sequencing batch reactor method. **Water Research,** v. 34, p. 4243-4249, 2000.

LIN, L.Y.; SAH, J.G. Nitrogen removal in leachate using carrousel activated sludge treatment process. J **Journal of Environmental Science and Health,** v. A37, p. 1607-1620, 2002.

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

LIM, P.; LIM, S.; SENG, C.; NOOR, A. Treatment of landfill leachate in sequencing batch reactor supplemented with activated rice husk as adsorbent. **Chemical Engineering Journal,** v. 159, p. 123–128, 2010.

LIU, H.; FANG, H.H.P. Hydrogen production from wastewater by acidogenic granular sludge. **Water Science and Technology,** v. 47, p. 153-158, 2002.

LIU, Y.; WANG, Z.; QIN, L.; LIU, Y.Q.; TAY, J.H. Selection pressure-driven aerobic granulation in a sequencing batch reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology,** v. 67, p. 26-32, 2005.

LIX, Z.; ZHAO, Q.L.; HAO, X.D. Ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation. **Waste Management,** v. 19, p. 409-415, 1999.

LOIZIDOU, M.; VITHOULKAS, N.; KAPETANIOS, E. Physical chemical treatment of landfill leachate from landfill. **Journal of Environmental Science and Health,** v. 27, p. 1059-1073, 1992.

LOPEZ, A.; PAGANO, M.; VOLPE, A.; DI PINTO, A.C. Fenton's pre-treatment of mature landfill leachate. **Chemosphere,** v. 54, p. 1005-1010, 2004.

LOPEZ, J. **Estudo da potencialidade de processos oxidativos avançados, isolados e integrados com processos biológicos tradicionais, para tratamento de chorume de aterro sanitário.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Paraná, Brasil. 2005.

LOUKIDOU, M.X.; ZOUBOULIS, A.I. Comparison of two biological treatment processes using attached-growth biomass for sanitary landfill leachate treatment. **Environmental Pollution,** v. 111, p. 273-281, 2001.

MAEHLUM, T. Treatment of landfill leachate in on-site lagoons and constructed wetlands. **Water Science and Technology,** v. 32, p. 129-135, 1995.

MAIA, C. **Acompanhamento do processo de compostagem da serragem de *Pinus taeda* pelas características químicas e espectroscópicas das substâncias húmicas em formação.** Dissertação de Doutorado. Universidade Federal de Paraná. Brasil. 2003.

MAIA, L. **Uso de carvão ativado em pó no tratamento biológico de lixiviado de aterro de resíduos.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Brasil. 2012.

MALATO, S.; BLANCO, J.; VIDAL, A.; RICHTER, C. Photocatalysis with solar energy at a pilot-plant scale: An overview. **Applied Catalysis B: Environmenal,** v. 37, p. 1-15, 2002.

MANAHAN, S.E. **Environmental Chemistry**. 6ta ed. CRC Press Inc. USA. 1999.

MANNARINO, C.; FERREIRA, J.; COSTA MOREIRA, J. Tratamento combinado de lixiviado de aterros de resíduos sólidos urbanos e esgoto doméstico como alternativa para a solução de um grave problema ambiental e de saúde pública-revisão bibliográfica. **Cad. Saúde Colet.,** v. 19, p. 11-9, 2011.

MARAÑÓN, E.; CASTILLÓN, L.; FERNÁNDEZ-NAVA, Y.; FERNÁNDEZ-MÉNDEZ, A.; FERNÁNDEZ-SÁNCHEZ, A. Coagulation-flocculation as a pre-treatment process at a landfill leachate nitrification-denitrification plant. **Journal of Hazardous Materials,** v. 156, p. 538-544, 2008.

MARTIENSSEN, M.; SCHOPS, R. Biological treatment of leachate from solid waste landfill sites-alterations in the bacterial community during the denitrification process. **Water Research,** v. 31, p. 1164–1170, 1997.

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

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 Environmental,** v. 301, p. 1-12, 2003.

MATTHEWS, R.; WINSON, M.; SCULLION, J. Treating landfill leachate using passive aeration trickling filters; effects of leachate characteristics and temperature on rates and process dynamics. **Science of the Total Environment,** v. 407, p. 2557-2564, 2009.

MCARDLE, J.L.; AROZARENA, M.M. **Treatment of Hazardous Waste Leachate.** Noyes Data Corporation. New Jersey. USA. 1988.

MEHMOOD, M.K.; ADETUTU, E.; NEDWELL, D.B.; BALL, A.S. In situ microbial treatment of landfill leachate using aerated lagoons. **Bioresource Technology,** v. 100, p. 2741-2744, 2009.

MEHTA, R.; BARLAZ, M.N.; YAZDANI, R.; AUGENSTEIN, D.; BRYARS, M.; SINDERSON, L. Refuse decomposition in the presence and absence of leachate recirculation. **Journal of Environmental Engineering,** v. 128, p. 228-236, 2002.

METCALF AND EDDY. **Waste engineering: Treatment and reuse.** 4ta ed. McGraw-Hill. Boston. USA.

MILLOT, N.; GRANET C.; WICKER A.; FAUP, G.M.; NAVARRO, A. Application of GPC processing system to landfill leachates. **Water Research,** v. 21, p. 709-715, 1987.

MIRON, Y. The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. **Water Research,** v. 34, p. 1705-1713, 2000

MÖDER, M.; POPP, P.; PAWLISZYN, J. Characterization of water-soluble components of slurries using solid-phase microextraction coupled to liquid chromatography–mass spectrometry. Journal of Microcolumn Separation, v. 10, p. 225-234, 1998.

MONCLÚS, H.; PUIG, S.; COMA, M.; BOSCH, A.; BALANGER, M.D.; COLPRIM, J. Nitrogen removal from landfill leachate using the SBR technology. Environmental **Technology,** v. 30, p. 283-290, 2009.

MORAES, P.B.; BERTAZZOLI, R. Electrodegradation of landill leachate in a electrochemical reactor. **Chemosphere,** v. 58, p. 41-46, 2005.

MORAIS, J.; PERALTA ZAMORA, P. Use of advanced oxidation processes to improve the biodegradability of mature landfill leachates. **Journal of Hazardous Materials,** v. 123, p. 181-186, 2005.

MORAVIA, W. **Estudos de caracterização tratabilidade e condicionamento de lixiviados visando tratamento por lagoas.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Minas Gerais. Brasil. 2007.

MORAWE, B.; RAMTEKE, D.S.; VOGELPOHL, A. Activated carbon column performance studies of biologically treated landfill leachate. **Chemical Engineering and Processing,** v. 34, p. 299-303, 1995.

MÜLLER. Adsorção em carvão ativado em pó para remoção de microcistina de água de abastecimento público. **Engenharia Sanitária e Ambiental,** v. 14, p. 29-38, 2009.

MURRAY, J.P.; ROUSE, J.V.; CARPENTER, A.B. Groundwater contamination by sanitary landfill leachate and domestic wastewater in carbonate terrain: principal source diagnosis, chemical transport characteristics and design implications. **Water Research,** v. 15, p. 745-757, 1981.

NAGALI, A. **Diagnóstico e avaliação dos impactos ambientais de aterros de disposição de resíduos no estado do Paraná-Estudo de caso dos Municípios de Jacarezinho e Barra do Jacaré.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Paraná. Brasil. 2005.

NASCIMENTO, I.F.; VON MÜHLEN, C.; CARAMÃO, E.B. In: 22ª Reunião Anual da SBQ. Poços de Caldas. Minas Gerais. Brasil. 1999.

NASCIMENTO FILHO, I.; VON MÜHLEN, C.; BASTOS, E. Estudo de compostos orgânicos em lixiviado de aterros sanitários por EFS e CG/EM. **Química Nova,** v. 24, p. 554-556, 2001.

NECZAJ, N.; KACPRZAK, M.; KAMIZELA, T.; LACH, J.; OKONIEWSKA, E. Sequencing batch reactor system for the co-treatment of landfill leachate and dairy wastewater. **Desalination,** v. 222 p. 404-409, 2008.

NOOTEN, T.V.; DIELS, L.; BASTIAENS, L. Design of amultifunctional permeable reactive barrier for the treatment of landfill leachate contamination: laboratory column evaluation. Environmental Science and Technology, v. 42, p. 8890-8895, 2008.

O'KEEFE, D.M.; CHYNOWETH, D.P. Influence of phase separation, leachate recycle and aeration on treatment of municipal solid waste in simulated landfill cells. Bioresource Technology, v. 72 p. 55–66, 2000.

ORUPOLD, K.; TENNO, T.; HENRYSSON, T. Biological lagooning of phenolscontaining oil shale ash heaps leachate. **Water Research,** v. 34, p. 4389-4396, 2000.

OZKAYA, B.; DEMIR, A.; SINAN, M. Soluble substrate concentrations in leachate from field scale MSW test cells. **Journal of Hazardous Materials**, v. A134, p. 19-26, 2006.

OZTURK, I.; ALTINBAS, M.; KOYUNCU, I.; ARIKAN, O.; GOMEC-YANGIN, C. Advanced physico-chemical treatment experiences on young municipal landfill leachates. **Waste Management,** v. 23, p. 441-446, 2003.

PAMBRUN, V.; PAUL, E.; SPERANDIO, M. Control and modelling of partial nitrification of effluents with high ammonia concentrations in sequencing batch reactor. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification,** v. 47, p. 323-329, 2008.

PEREZ, J.; PICIOREANU, C.; VAN LOOSDRECHT, M. Modeling biofilm and floc diffusion processes based on analytical solution of reaction-diffusion equations. **Water Research,** v. 39, p. 1311-1323, 2005.

PETERS, T.A. Purification of landfill leachate with reverse osmosis and nanofiltration. **Desalination,** v. 119, p. 289-293, 1998.

PHILIPS, S.; LAANBROEK, H.J.; VERSTRAETE, W. Origin, causes and effects of increased nitrite concentrations in aquatics environmental. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology,** v. 1, p. 115-141, 2002.

PI, K.W.; LI, Z.; WAN, D.J.; GAO L.X. Pretreatment of municipal landfill leachate by a combined process. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 87, p. 191-196, 2009.

PIATKIEWICZ, W.; BIEMACKA, E.; SUCHECKA, T. A polish study: treating landfill leachate with membranes. **Filtration and Separation,** v. 38, p. 22-26, 2001.

PICCOLO, A.; CONTE, P. Chromatographic and spectrophotometric properties of dissolved humic substances compared with macromolecular polymers. **Soil Science,** v. 166, p. 174-185, 2001.

PIRBAZARI, M.; RAVINDRAN, V.; BADRIYHA, B.N.; KIM, S.H. Hybrid membrane filtration process for leachate treatment. **Water Research,** v. 30, p. 2691-2706, 1996.

POHLAND; AL-YOUSFI. Design and operation of landfills for optimum stabilization and biogas production. **Water Science & Technology,** v. 30, p. 117-124, 1994.

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

POLLICE, A.; TANDOI, V.; LESTINGI, C. Influence of aeration and sludge retention time on ammonium oxidation to nitrite and nitrate. **Water Research,** v. 36, p. 2541-2546, 2002.

POZNYAK, T.; BAUTISTA, L.; CHAÍREZ, I.R.; CÓRDOVA, I.; RÍOS, E. Decomposition of toxic pollutants in landfill leachate by ozone after coagulation treatment**. Journal of Hazardous Materials,** v. 152, p. 1108-1114, 2008.

PRICE, A.; BARLAZ, M.; HATER, G. Nitrogen management in bioreactor landfills. **Waste Management,** v. 23, p. 675-688, 2003.

QASIM, S.; CHIANG, W. **Sanitary landfillleachate: Generation, control and treatment.** Technomic Publishing Company, Inc. Pensylvania, USA. 1994.

QUEIROZ, L. **Tratmento de despejo de coqueria via nitritação/desnitritação operando um sistema de lodo ativado em bateladas sequenciais.** Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo. Brasil. 2009.

QURESHI, T.I.; KIM, H.T.; KIM, Y.J. UV-catalytic treatment of municipal solid-waste landfill leachate with hydrogen peroxide and ozone oxidation. **Chinese Journal of Chemical Engineering,** v. 10, p. 444-449, 2002.

RANDALL, C.W.; BARNARD, J.L.; STENSEL, H.D. **Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal.** Technomic Publishing Company, Inc. Pensylvania. USA. 1995.

RANZI, B. **Tratamento de lixiviados de aterro sanitário por evaporação natural com painéis- estudo em escala piloto.** Tese de Mestrado. Universidade Federal de Santa Catarina. Brasil. 2008.

RAUTENBACH, R.; MELLIS, R. Waste water treatment by a combination of bioreactor and nanofiltration. **Desalination,** v. 95, p. 171-188, 1994.

REBELATTO, M.F. **Avaliação de métodos de desinfecção de resíduo infeccioso e de seu percolado.** Tese de Mestrado. Universidade Federal de Santa Catarina. Brasil. 2006.

REICHERT, G.; COTRIM, S. Tratamento de lixiviado de aterro sanitário realizado em filtro anaeróbio em leito de brita construído sob o aterro: avaliação de desempenho. In: XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. Cancún. México. 2002.

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

RENOU, S.; GIVAUDAN, J.G.; POULAIN, S.; DIRASSOUYAN, F.; MOULIN, P. Landfill leachate treatment: review and opportunity. **Journal of Hazardous Materials,** v. 150, p. 468-493, 2008.

RHEE, S.; LEE, J.J.; LEE, S. Nitrite accumulation in a sequencing batch reactor during the aerobic phase of biological nitrogen removal. **Biotechnology Letters,** v.19, p. 195-198, 1997.

RIVAS, F.J.; BELTRAN, F.; GIMENO, O.; ACEDO, B.; CARVALHO, F. Stabilized leachates: ozone activated carbon treatment and kinetics. **Water Research,** v. 37, p. 4823-4834, 2003.

RIVAS, F.J.; BELTRAN, F.; GIMENO, O.; ACEDO, B.; CARVALHO, F. Stabilized leachates: sequential coagulation–flocculation and chemical oxidation process. **Journal of Hazardous Materials,** v. 116, p. 95-102, 2004.

ROBINSON, H.D.; GRANTHAM, G. The treatment of landfill leachates in onsite aerated lagoon plants: experience in Britain and Ireland. **Water Research,** v. 22, p. 733–747, 1988.

ROBINSON, H.D.; MARIS, P. The treatment of leachates from domestic wastes in landfills-I: aerobic biological treatment of a medium-strength leachate. **Water Research,** v. 17, p. 1537-1548, 1983.

ROBINSON, A.H. Wehrle. Environmental Paper prepared for MBR 5-The 5th International Conference on Membrane Bioreactors. Cranfield University. 2005

RODRIGUEZ IGLESIAS, J.; CASTRILLON PELAEZ, L.; MARANON, E.; MAISON, H. SASTRE, A. Biomethanization of municipal solid waste in a pilot plant. **Water Research,** v. 34, p. 447-454, 2000.

RODRIGUEZ, J.; CASTRILLON, L.; MARANON, E.; SASTRE, H.; FERNANDEZ, E. Removal of non biodegradable organic matter from landfill leachates by adsorption. **Water Research,** v. 38, p. 3297-3303, 2004.

RUIZ, G.; JEISON, D.; CHAMY, R. Nitrification with high nitrite accumulation for the treatment of wastewater with high ammonia concentration. **Water Research,** v. 37, p. 1371-1377, 2003.

RUIZ, G.; JEISON, D.; RUBILAR, O.; CIUDAD, G.; CHAMY, R. Nitrification-denitrification via nitrite accumulation for nitrogen removal from wastewaters. **Bioresource Technology,** v. 97, p. 330-335, 2006.

ROCHA, E.M.R. **Desempenho de um Sistema de Lagoas de Estabilização na Redução da Carga Orgânica do Percolado Gerado no Aterro da Muribeca (PE).** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Pernambuco. Brasil. 2005.

RYU, H.D.; KIM, D.; LEE, S.I. Application of struvite precipitation in treating ammonium nitrogen from semiconductor wastewater. **Journal of Hazardous Materials**, v. 156, p. 163-169, 2008.

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. In: XXII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Santa Catarina. Brasil. 2003.

SAM, I.; ONAY, T.T. Impact of various leachate recirculation regimes on municipal solid waste degradation. **Journal of Hazardous Materials, v.** 87, p. 259-271, 2001.

SANDYA, B.; MUTTAMARA, S.; VISVANATHAN, C.; BOONTHANON, S.; MORA, J.C. Preliminary investigations on ozone colour removal from a solid waste landfill leachate. In: Proceedings of the 12thWorld Congress of the International Ozone Association. Lille. France. 1995.

SANTANA-SILVA, F.M. **Avaliação do método de precipitação química associado ao stripping de amônia no tratamento do lixiviado do Aterro da Muribeca (PE).** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Pernambuco. Brasil. 2008.

SATOH, H.; NAKAMURA, Y.; ONO, H.; OKABE; S. Effect of oxygen concentration on nitrification and denitrification in single activated sludge flocs. **Biotechnology and Bioengineering,** v. 83, p. 604-607, 2003.

SCHULTE, P.; BAYER, A.; KUHN, F.; LUY, T.; VOLKMER, M. $H_2O_2/O_3$, $H_2O_2$/UV and $H_2O_2/Fe^{2+}$ processes for the oxidation of hazardous wastes. **Ozone Science and Engineering,** v. 17, p. 119–134, 1995.

SEMERJIAN, L.; AYOUB, G. High ph-magnesium coagulation-flocculation in wastewater treatment. **Advances in Environmental Research,** v. 7, p. 389-403, 2003.

SIEGRIST, H.; REITHAAR, S.; LAIS, P. Nitrogen loss in a nitrifying rotating contactor treating ammonium rich leachate without organic carbon. **Water Science and Technology,** v. 37, p. 589-591, 1998.

SILVA, A.C. **Tratamento do Percolado de Aterro Sanitário e Avaliação da Toxicidade**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Rio de Janeiro. Brasil. 2002.

Silva, J. Tratamento de lixiviados de aterro sanitário por lagoas de estabilização em série-estudo em escala piloto. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Santa Catarina, Brasil. 2007.

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

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

SHISKOWSKI, D.M.; MAVINIC, D.S. Biological treatment of a high ammonia leachate: influence of external carbon during initial start-up. **Water Research,** v. 32, p. 2533-2541, 1998.

SISINNO, C.L.; OLIVEIRA-FILHO, E.C.; DUFRAYER, M.C.; MOREIRA, J.C.; PAUMGARTEN, F.J.R. Toxicity evolution of a municipal leachate using zebrafish acute tests. **Bull. Environ. Contam. Toxicol..** v. 64, p. 107-113, 2000.

SPAGNI, A.; MARSILI-LIBELLI, S.; LAVANGNOLO, M.C. Optimisation of sanitary landfill leachate treatment in a sequencing batch reactor. **Water Science and Technology,** v. 58, p. 337-343, 2009.

SPAGNI, A.; MARSILI-LIBELLI, S. Nitrogen removal via nitrite in a sequencing batch reactor treating sanitary landfill leachate. **Bioresource Technology**, v. 100, p. 609-614, 2009.

SPONZA, D.T.; AGDAG, O.N. Impact of leachate recirculation and recirculation volume on stabilization of municipal solid wastes in simulated anaerobic bioreactors. **Process Biochemistry,** v. 39, p. 2157-2165, 2004.

STEENSEN, M. Chemical oxidation for the treatment of leachate-process comparison and results from full-scale plants, **Water Science and Technology,** v. 35, p. 249-256, 1997.

SYZDEK, A.C.; AHLERT, R.C. Separation of landfill leachate with polymeric ultrafiltration membranes. **Journal of Hazardous Materials,** v. 9, p. 209-220, 1984.

SONG, L.Y.; ZHAO, Y.C.; SUN, W.M.; LOU, Z.Y. Hydrophobic organic chemicals (HOCs) removal frombiologically treated landfill leachate by powder-activated carbon (PAC), granular-activated carbon (GAC) and biomimetic fat cell (BFC), **Journal of Hazardous Materials,** v. 163, p. 1084-1089, 2009.

SOUTO, G.D.B. **Lixiviado de aterro sanitários brasileiros - estudo de remoção do nitrogênio amoniacal por processo de arraste com ar ("*stripping*").** Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo. 2009.

Sparks, D.L. **Environmental soil chemistry.** 2da ed. Academic press. California. USA. 2003.

STEENSEN, M. Chemical oxidation for the treatment of leachate-process comparison and results from full-scale plants. **Water Science and Technology,** v. 35, p. 249-256, 1997.

STRELAU, J.R.M. **Estudo comparativo de métodos de extração para determinação de compostos orgânicos em lixiviados de aterros sanitários por cromatografia gasosa acoplada a espectrometria de massas (GC/MS).** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Santa Catarina. Brasil. 2006.

STROOT, P.G.; MCMAHON, K.D.; MACKIE, R.I.; RASKIN, L. Anaerobic Condigestion of Municipal, Solid Waste and Biosolids Under Various Mixing Conditions-Digestor Performance. **Water Research,** v. 35, p. 1804-1816, 2001.

SU, J.J.; LIU, B.Y.; CHANG, Y.C. Identifying an interfering factor on chemical oxygen demand (COD) determination in piggery wastewater and eliminating the factor by an indigenous Pseudomonas stutzeri strain. **Letters in Applied Microbiology,** v. 33, p. 440-444, 2001.

SUIDAN, M.T.; SCHROEDER, A.; NATH, R.; KRISHNAN, E.; BRENNER, V. Treatment of cercla (comprehensive environmental response, compensation, and liability act) leachates

by carbon-assisted anaerobic fluidized beds. **Water Science and Technology,** v. 27, p. 273-282, 1993.

SUNG SUNG, M.; CHANG, D.; LEE, H.Y. Performance improvement of an unstable anaerobic leachate treatment system in an industrial waste landfill. **Water Science and Technology,** v. 36, p. 333-340, 1997.

SUN, H.; YANG, Q.; PENG, Y.; SHI, X.; WANG, S.; ZHANG, S. Advanced landfill leachate treatment using a two-stage UASB-SBR system at low temperature. **Journal of Environmental Sciences,** v. 22, p. 481-485, 2010.

SURMACZ-GÓRSKA, J.; CICHON, A.; MIKSCH, K. Nitrogen removal from wastewater with high ammonia nitrogen concentration via shoter nitrification and denitrification. **Water Science and Technology,** v. 36, p. 73-78, 1997.

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

TCHOBANOGLOUS, G.; THEISEN, H.; VIGIL, S. **Integrated solids waste management: Engineering priciples and management issues.** McGraw Hill. New York. USA. 1993.
THORNEBY, L.; HOGLAND, W.; STENIS, J.; MATHIASSON, L.; SOMOGYI, P. Design of a reverse osmosis plant for leachate treatment aiming for safe disposal. **Waste Management and Research,** v. 21 p. 424-435, 2003.

TENGRUI, L.; AL-HARBAWI, F.; MING BO, L.; JUN, Z.; YU, L. Characteristics of nitrogen removal from old landfill leachate by sequencing batch biofilm reactor. **American Journal of Applied Sciences**, v. 4, p. 211-214, 2007.

TIMUR, H.; OZTURK, I. Anaerobic treatment of leachate using sequencing batch reactor and hybrid bed filter. **Water Science and Technology,** v. 36, p. 501-508, 1997.

TIMUR, H.; OZTURK, I.; anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate. **Water Research,** v. 33, p. 3225-3230, 1999.

TIZAOUI, C.; BOUSELMI, L.; MANSOURI, L.; GHRABI, A. Landfill leachate treatment with ozone and ozone/hydrogen peroxide systems. **Journal of Hazardous Materials,** v. 140, p. 316-324, 2007.

TREBOUET, D.; BERLAND, A.; SCHLUMPF, J.P.; JAOUEN, P.; QUEMENEUR, F. Traitement des lixiviats stabilis´es de d´echarge par des membranes de nanofiltration. **Revue des Sciences de l'eau**, v.3, p. 365-381, 1998.

TREBOUET, D.; SCHLUMPF, J.P.; JAOUEN, P.; MALERIAT, J.P.; QUEMENEUR, F. Effect of operating conditions on the nanofiltration of landfill leachates: pilotscale studies. **Environmental Technology,** v. 20, p. 587-596, 1999.

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

TYRREL, S.F.; HARRISON, L.P.B.; HARRISON, K.S. Removal of ammoniacal nitrogen from landfill leachates by irrigation onto vegetated treatment planes. **Water Research,** v. 36, p. 291-299, 2002.

TURK, O.; MAVINIC, D.S. Selective inhibition: a novel concept for removing nitrogen from highly nitrogeneous wastes. **Environmental Technology,** v. 8, p. 419–426, 1987.

TURK, O.; MAVINIC, D.S. Maintaining nitrite build-up in a system acclimated to free ammonia. **Water Research,** v. 23, p. 1383-1388, 1989.

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.

USEPA. US Environmental Protection Agency (USEPA). *40 CFR Parts 136 and 445*. Effluent Limitations Guidelines, Pretreatment Standards, and New Source Performance Standards for the Landfills Point Source Category; Final Rule. United States, Washington: 2000.

USHIKOSHI, K.; KOBAYASHI, T.; UEMATSU, K.; TOJI, A.; KOJIMA, D.; MATSUMOTO, K. Leachate treatment by reverse osmosis system. **Desalination**, v. 150, p. 121-129, 2002.

UYGUR, A.; KARGI, F. Biological nutrient removal from pre-treated landfill leachate in a sequencing batch reactor. **Journal of Environmental Management,** v. 71, p. 9-14, 2004.

VAN BENTHUM, W. **Integrated nitrification and denitrification in biofil airlift reactors: biofilm development, process design and hydrodynamics.** Dissertação de Doutorado. Universidade Técnica de Delft. Holanda. 1998.

VAN HAANDEL, A.; MARAIS, G. **Comportamento do sistema de lodos ativados-teoria e aplicações para projeto e operação.** Campina Grande. Brasil. 1999.

VERSTRAETE, W.; PHILIPS, S. Nitrification-denitrification processes and technologies in new contexts. **Environmental Pollution,** v. 102, p. 717-726, 1998.

VILLA, A.; KENNES, C.; VEIGA, M.C. Full-scale biological treatment of landfill leachate from urban solid wastes. In: Proceedings of the CLONIC, Final Workshop 2007. Barcelona. Spain. 2007.

VILLARVERDE, S.; FDZ-POLANCO, F.; GARCIA, P.A. Nitrifying biofilm acclimation to free ammonia in submerged biofilters. Start-up influence. **Water Research,** v. 34, p. 602-610, 2000.

VLAEMINCK, S.E.; CLOETENS, L.F.F.; DE CLIPPELEIR, H.; CARBALLA, M.; VERSTRAETE, W. Granular biomass capable of partial nitritation and anammox. **Water Science and Technology,** v. 58, p. 1113-1120, 2009.

VOGEL, F. The mean oxidation number of carbon (MOC)-usefull concept for describing oxidation processes. **Water Research,** v. 34, p. 2689-2702, 2000.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Vol 1.** 3ra ed. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. UFMG. Belo Horizonte. Brasil. 2005.

WABLE, O.; JOUSSET, M.; COURANT, P.; DUGUET, J.P. Oxidation of landfill leachates by ozone and hydrogen peroxide: a French example. International Symposium on Ozone-Oxidation Methods for Water and Wastewater treatment. Berlin, Germany. 1993.

WANG, Z.P.; ZHANG, Z.; LIN, Y.J.; DENG, N.S.; TAO, T.; ZHUO, K. Landfill leachate treatment by a coagulation-photooxidation process. **Journal of Hazardous Materials,** v. 2887, p. 1-7, 2002.

WANG, F.; SMITH, D.; GAMAL, G.; EL-DIN, M. Aged raw landfill leachate: membrane fractionation, $O_3$ only and $O_3/H_2O_2$ oxidation, and molecular size distribution analysis. **Water Research.** v. 40, p. 463-474, 2006.

WELANDER, U.; HENRYSSON, T. Physical and chemical treatment of a nitrified leachate from a municipal landfill. **Environmental Technology,** v. 19, p. 591-599, 1998.

WELANDER, U.; HENRYSSON, T.; WELANDER, T. Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate in a pilot scale suspended carrier biofilm process. **Water Research,** v. 4, p. 95-102, 1998.

WENZEL, A.; GAHR, A.; NIESSNER, R. TOC-removal and degradation of pollutants in leachate using a thin-film photoreactor. **Water Research,** v. 33, p. 937-946, 1999.

WICHITSATHIAN, B.; SINDHUJA, S.; VISVANATHAN, C.; AHN, K. Landfill leachate treatment by yeast and bacteria based membrane bioreactors. **Journal of Environmental Science and Health, Part A: Toxic/Hazardous. Substances and Environmental Engineering,** v. 39, p. 2391-2404, 2004.

WYFFELS, S.; BOECKX, P.; PYNAERT, K.; VERSTRAETE, W.; VAN CLEEMPUT, C. Sustained nitrite accumulation in a membrane-assisted bioreactor (MBR) for the treatment of ammonium-rich wastewater. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology,** v. 78, p. 412-419, 2003.

WISZNIOWSKI, J.; ROBERT, D.; SURMZCZ-GORSKA, J.; MIKSCH, H.; WEBER, J.V. Landfill leachate treatment methods: A review. **Environmental Chemistry Letters,** v. 4, p. 51-61, 2006.

WU, J.J.; WU, C.; MA, H.; CHANG, C.C. Treatment of landfill leachate by ozone-based advanced oxidation processes. **Chemosphere**, v. 54, p. 997-1003, 2004.

XIA L.P.; ZHANG, H.M.; WANG, X.H. An effective way to select slow-growing nitrifying bacteria by providing a dynamic environment. **Bioprocess and Biosystems Engineering,** v. 30, p. 383-388, 2007.

YAMAMOTO, T.; TAKAKI, K.; KOYAMA, T.; FURUKAWA, K. Novel Partial Nitritation Treatment for Anaerobic Digestion Liquor of Swine Wastewater Using Swim-Bed Technology. **Journal of Bioscience and Bioengineering,** v. 102, p. 497-503, 2006.

YALMAZ, G.; OZTURK, I. Biological ammonia removal from anaerobically pre treated landfill leachate in sequencing batch reactors (SBR). **Water Science and Technology,** v. 43, p. 307-314, 2001.

YI, Q.; YIBO, W.; HUIMING, Z. Efficacy of pre-treatment methods in the activated sludge removal of refractory compounds in coke-plant wastewater, **Water Research,** v. 28, p. 701-707, 1994.

YIBO, W.; MIN, Z.; YI, Q. Biological treatment of coke plant wastewater for COD and $NH_3$-N removal. **Water Science and Technology,** v.33, p. 145-154, 1999.

YOO, H.S.; HAN, K.H.; LEE, K.H.; KWAK, Y.J.; SONG, K.G. Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (SND) via nitrite in as intermittently aerated reactor. **Water research,** v. 33, p. 145-154, 2007.

# 9. APENDICE

**Tabela A.1.** Caracterização do lixiviado de aterro sanitário empregado na pesquisa

| Ciclo | T (°C) | pH | Alcalinidade Total (mg/L $CaCO_3$) | NKT (mg.N/L) | N-$NH_3$ (mg.N/L) | DQO (mg.$O_2$/L) | DBO (mg. $O_2$/L) | COT (mg.C/L) | DBO/DQO | DBO/COT | ST (mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Primeira Etapa (Fase I)** | | | | | | | | | | | |
| 1 | 24 | 8,23 | 9780 | 2464 | 2285 | 6604 | 2555 | 3475 | 0,39 | 0,74 | 11560 |
| 2 | 24 | 8,06 | 9880 | 2554 | 2223 | 7925 | 483 | 1322 | 0,06 | 0,37 | 11400 |
| 3 | 25 | 8,30 | 9800 | 2610 | 2296 | 3925 | 2909 | 3060 | 0,74 | 0,95 | 11330 |
| 4 | 27 | 8,12 | 9800 | 2604 | 2296 | 6226 | 2132 | 3305 | 0,34 | 0,65 | 10870 |
| 5 | 27 | 7,91 | 9600 | 2464 | 2117 | 2830 | 1926 | 2760 | 0,68 | 0,70 | 10920 |
| 6 | 27 | 8,35 | 8400 | 1428 | 1282 | 5143 | 2012 | 3305 | 0,39 | 0,61 | 11070 |
| 7 | 26 | 8,34 | 9340 | 1344 | 1176 | 6476 | 952 | 1556 | 0,15 | 0,61 | 9570 |
| 8 | 27 | 8,26 | 8940 | 1344 | 1131 | 6476 | 1384 | 1980 | 0,21 | 0,48 | 9688 |
| **Primeira Etapa (Fase II)** | | | | | | | | | | | |
| 9 | 26 | 8,35 | 8680 | 1792 | 1618 | 9600 | 1482 | 3394 | 0,15 | 0,44 | 7580 |
| 10 | 24 | 8,26 | 9300 | 1792 | 1540 | 5600 | 947 | 1411 | 0,17 | 0,67 | 10138 |
| 11 | 25 | 8,02 | 8960 | 1680 | 1585 | 8200 | 1021 | 1066 | 0,12 | 0,96 | 11513 |
| 12 | 25 | 8,22 | 8760 | 2352 | 2128 | 1800 | 968 | 1690 | 0,54 | 0,57 | 10325 |
| 13 | 25 | 8,50 | 8800 | 2397 | 2240 | 7400 | 1453 | 1562 | 0,19 | 0,93 | 11626 |
| 14 | 21 | 8,27 | 8880 | 2374 | 2134 | 6400 | 1030 | 1195 | 0,16 | 0,86 | 10925 |
| 15 | 22 | 8,44 | 9580 | 2380 | 2240 | 3400 | 1482 | 1922 | 0,44 | 0,77 | 10513 |
| 16 | 20 | 8,24 | 9400 | 2576 | 2232 | 7800 | 1236 | 1351 | 0,16 | 0,91 | 11450 |
| **Segunda Etapa** | | | | | | | | | | | |
| 1 | 20 | 8,24 | 8940 | 2358 | 2156 | 2600 | 532 | 691 | 0,20 | 0,77 | 9738 |
| 2 | 25 | 8,27 | 8260 | 2212 | 2016 | 8200 | 1816 | 2188 | 0,22 | 0,83 | 9388 |
| 3 | 24 | 8,27 | 7500 | 2128 | 1826 | 4600 | 556 | 619 | 0,12 | 0,90 | 8075 |
| 4 | 24 | 8,11 | 7640 | 2162 | 1960 | 8200 | 809 | 1318 | 0,10 | 0,61 | 9375 |
| 5 | 23 | 7,90 | 7680 | 2190 | 1943 | 5000 | 1911 | 2078 | 0,38 | 0,92 | 9538 |
| 6 | 22 | 8,29 | 8400 | 2111 | 1876 | 5200 | 1818 | 2466 | 0,35 | 0,74 | 13963 |

**Cont. Tabela A.1.** Caracterização do lixiviado de aterro sanitário empregado na pesquisa

| Ciclo | T (°C) | pH | Alcalinidade Total (mg/L $CaCO_3$) | NKT (mg.N/L) | N-$NH_3$ (mg.N/L) | DQO (mg. $O_2$/L) | DBO (mg. $O_2$/L) | COT (mg.C/L) | DBO/DQO | DBO/COT | ST (mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **Continuação Segunda Etapa** | | | | | | | | | | | |
| 7 | 23 | 8,21 | 8400 | 2352 | 2083 | 12400 | 406 | 790 | 0,08 | 0,51 | 11125 |
| 8 | 24 | 7,00 | 7100 | 2223 | 1988 | 5000 | 614 | 818 | 0,12 | 0,75 | 9295 |
| 9 | 24 | 7,87 | 4800 | 1344 | 868 | 4000 | 265 | 595 | 0,07 | 0,45 | 14138 |
| 10 | 27 | 7,96 | 6800 | 1792 | 1630 | 1000 | 376 | 732 | 0,38 | 0,51 | 7013 |
| 11 | 27 | 8,00 | 7000 | 1803 | 1624 | 4000 | 198 | 897 | 0,05 | 0,22 | 6975 |
| 12 | 24 | 8,00 | 6700 | 1736 | 1512 | 2772 | 651 | 1039 | 0,23 | 0,63 | 6988 |
| 13 | 22 | 8,00 | 6700 | 1876 | 1764 | 3846 | 328 | 975 | 0,09 | 0,34 | 6978 |
| 14 | 28 | 8,11 | 8160 | 2184 | 1994 | 7327 | 1298 | 2125 | 0,18 | 0,61 | 9375 |
| 15 | 28 | 8,09 | 7600 | 2072 | 1932 | 7059 | 621 | 1320 | 0,09 | 0,47 | 8750 |
| **Quarta Etapa** | | | | | | | | | | | |
| 1 | 22 | 7,97 | 7000 | 1820 | 1708 | 2772 | 388 | 655 | 0,14 | 0,59 | 7575 |
| 2 | 23 | 8,24 | 7120 | 1652 | 1534 | 10891 | 331 | 578 | 0,03 | 0,57 | 6664 |
| 3 | 22 | 8,00 | 6700 | 1876 | 1764 | 2178 | 355 | 775 | 0,16 | 0,46 | 6986 |
| 4 | 20 | 7,86 | 6400 | 1646 | 1540 | 4536 | 227 | 712 | 0,05 | 0,32 | 7488 |
| 5 | 22 | 8,01 | 6600 | 1680 | 1512 | 2772 | 434 | 677 | 0,16 | 0,64 | 8301 |
| 6 | 23 | 8,26 | 6800 | 1764 | 1456 | 3883 | 619 | 779 | 0,16 | 0,79 | 6625 |
| 7 | 22 | 8,26 | 7200 | 1632 | 1484 | 2549 | 459 | 1126 | 0,18 | 0,41 | 8800 |
| 8 | 23 | 8,01 | 6800 | 1568 | 1406 | 4902 | 635 | 1109 | 0,13 | 0,57 | 8988 |
| 9 | 25 | 8,10 | 7200 | 1582 | 1512 | 2157 | 783 | 990 | 0,36 | 0,79 | 8612 |

**Tabela A.2.** Variação da concentração das formas de nitrogênio durante a reação anóxica (Primeira Etapa-Fase I)

| Ciclo | Frequência (Horas) | NKT (mg.N/L) | N-$NH_3$ (mg.N/L) | Nitrito (mg.N/L) | Taxa Esp. de desnitritação ($KgNO_2^-$/ Kg SSV.dia) | Taxa desnitritação volumétrica ($KgNO_2^-$/ $m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | 0 | 364 | 322 | 305 | - | - |
| **1** | 24 | 336 | 280 | 269 | 0,018 | 0,036 |
| | 48 | 322 | 266 | 267 | 0,001 | 0,002 |
| | 0 | 336 | 280 | 332 | - | - |
| **2** | 24 | 314 | 266 | 233 | 0,071 | 0,099 |
| | 48 | 308 | 224 | 226 | 0,006 | 0,008 |
| | 0 | 280 | 238 | 310 | - | - |
| **3** | 24 | 266 | 232 | 275 | 0,286 | 0,282 |
| | 48 | 252 | 224 | 270 | 0,0006 | 0,0006 |
| | 0 | 280 | 246 | 285 | - | - |
| **4** | 24 | 269 | 232 | 262 | 0,012 | 0,023 |
| | 48 | 255 | 218 | 262 | 6,24E-04 | 0,001 |
| | 0 | 299 | 207 | 308 | | |
| **5** | 24 | 266 | 288 | 281 | 0,009 | 0,028 |
| | 48 | 252 | 179 | 278 | 0,001 | 0,004 |
| | 0 | 274 | 196 | 280 | - | - |
| **6** | 24 | 255 | 176 | 258 | 0,009 | 0,023 |
| | 48 | 252 | 171 | 258 | 5,87E-04 | 0,001 |
| | 0 | 227 | 146 | 258 | - | - |
| **7** | 24 | 199 | 118 | 239 | 0,008 | 0,019 |
| | 48 | 193 | 115 | 235 | 0,002 | 0,005 |
| | 0 | 196 | 126 | 283 | - | - |
| **8** | 24 | 162 | 70 | 224 | 0,034 | 0,060 |
| | 48 | 151 | 70 | 224 | 5,42E-04 | 9,68E-04 |

**Tabela A.3.** Variação da concentração das formas de nitrogênio durante a reação anóxica (Primeira Etapa-Fase II)

| Ciclo | Frequência (Horas) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | Taxa Esp. de desnitritação ($KgNO_2^-$/ Kg SSV.dia) | Taxa desnitritação volumétrica ($KgNO_2^-$/ $m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 9 | 0 | 299 | 207 | 200 | - | - |
| | 1 | 294 | 207 | 188 | 0,135 | 0,289 |
| | 2 | 294 | 202 | 188 | 0,0007 | 0,002 |
| | 3 | 274 | 202 | 188 | 0,0007 | 0,002 |
| | 4 | 266 | 182 | 180 | 0,0905 | 0,194 |
| | 5 | 266 | 182 | 180 | 0,00’7 | 0,002 |
| | 24 | 266 | 182 | 180 | 3,80E-05 | 8,14E-05 |
| | 48 | 252 | 182 | 180 | 3,012E-05 | 6,44E-05 |
| 10 | 0 | 308 | 227 | 286 | - | - |
| | 1 | 294 | 199 | 237 | 0,520 | 1,186 |
| | 2 | 294 | 199 | 237 | 0,0009 | 0,002 |
| | 3 | 280 | 199 | 237 | 0,0009 | 0,002 |
| | 4 | 266 | 196 | 233 | 0,043 | 0,098 |
| | 5 | 266 | 196 | 233 | 0,0009 | 0,002 |
| | 24 | 266 | 196 | 233 | 4,621E-05 | 0,0001 |
| | 48 | 252 | 196 | 233 | 3,66E-05 | 8,34E-05 |
| 11 | 0 | 333 | 235 | 232 | - | - |
| | 1 | 305 | 221 | 214 | 0,229 | 0,452 |
| | 2 | 305 | 221 | 214 | 0,002 | 0,004 |
| | 3 | 305 | 221 | 214 | 0,002 | 0,004 |
| | 4 | 294 | 221 | 214 | 0,002 | 0,004 |
| | 5 | 294 | 221 | 214 | 0,002 | 0,004 |
| | 24 | 294 | 221 | 214 | 9,88E-05 | 0,0002 |
| | 48 | 294 | 221 | 214 | 7,83E-05 | 0,0002 |
| 12 | 0 | 344 | 224 | 304 | - | - |
| | 1 | 308 | 196 | 253 | 0,381 | 1,276 |
| | 2 | 308 | 196 | 252 | 0,008 | 0,028 |
| | 3 | 308 | 196 | 252 | 0,001 | 0,004 |
| | 4 | 308 | 196 | 252 | 0,001 | 0,004 |
| | 5 | 308 | 196 | 252 | 0,001 | 0,004 |
| | 24 | 308 | 196 | 252 | 6,83E-05 | 0,0002 |
| | 48 | 308 | 196 | 252 | 5,41E-05 | 0,0002 |
| 13 | 0 | 358 | 235 | 264 | - | - |
| | 1 | 308 | 196 | 231 | 0,295 | 0,819 |
| | 2 | 308 | 196 | 231 | 0,001 | 0,004 |
| | 3 | 308 | 196 | 231 | 0,001 | 0,004 |
| | 4 | 308 | 196 | 231 | 0,001 | 0,004 |
| | 5 | 308 | 196 | 225 | 0,058 | 0,163 |
| | 24 | 308 | 196 | 225 | 7,35E-05 | 0,0002 |
| | 48 | 308 | 196 | 225 | 0,0007 | 0,0002 |
| 14 | 0 | 353 | 224 | 248 | - | - |
| | 1 | 336 | 210 | 215 | 0,304 | 0,818 |
| | 2 | 336 | 210 | 215 | 0,001 | 0,004 |
| | 3 | 328 | 202 | 215 | 0,001 | 0,004 |
| | 4 | 328 | 202 | 215 | 0,001 | 0,004 |
| | 5 | 328 | 202 | 215 | 0,001 | 0,004 |
| | 24 | 328 | 202 | 215 | 7,26E-05 | 0,0002 |
| | 48 | 328 | 202 | 215 | 0,0002 | 0,0006 |

**Cont. Tabela A.3.** Variação da concentração das formas de nitrogênio durante a reação anóxica (Primeira Etapa-Fase II)

| Ciclo | Frequência (Horas) | NKT (mg/L) | $N\text{-}NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | Taxa Esp. de desnitritação ($KgNO_2^-$/ Kg SSV.dia) | Taxa desnitritação volumétrica ($KgNO_2^-$/ $m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 15 | 0 | 311 | 232 | 251 | - | - |
| | 1 | 274 | 196 | 211 | 0,328 | 0,956 |
| | 2 | 274 | 196 | 208 | 0,025 | 0,076 |
| | 3 | 274 | 196 | 208 | 0,001 | 0,004 |
| | 4 | 274 | 196 | 208 | 0,001 | 0,004 |
| | 5 | 274 | 196 | 208 | 0,001 | 0,004 |
| | 24 | 272 | 196 | 208 | 6,28E-05 | 0,0002 |
| | 48 | 272 | 196 | 208 | 0,0004 | 0,001 |
| 16 | 0 | 336 | 252 | 236 | - | - |
| | 1 | 308 | 238 | 206 | 0,343 | 0,744 |
| | 2 | 305 | 238 | 206 | 0,002 | 0,004 |
| | 3 | 305 | 230 | 206 | 0,002 | 0,004 |
| | 4 | 305 | 230 | 206 | 0,002 | 0,004 |
| | 5 | 305 | 230 | 206 | 0,002 | 0,004 |
| | 24 | 305 | 230 | 206 | 8,63E-05 | 0,0002 |
| | 48 | 302 | 230 | 206 | 0,0006 | 0,001 |

**Tabela A.4.** Variação da concentração das formas de nitrogênio e COT durante a reação anóxica (Segunda Etapa)

| Ciclo | Frequência (min) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | COT (mg/L) | Taxa Esp. de desnitritação ($KgNO_2^-$/ Kg SSV.dia) | Taxa desnitritação volumétrica ($KgNO_2^-$/ $m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 0 | 375 | 308 | 236 | 558 | - | - |
| | 10 | 367 | 308 | 218 | 550 | 0,956 | 2,635 |
| | 20 | 350 | 308 | 195 | 530 | 0,609 | 1,680 |
| | 30 | 350 | 308 | 189 | 530 | 0,109 | 0,301 |
| | 40 | 336 | 308 | 182 | 522 | 0,094 | 0,262 |
| | 50 | 336 | 294 | 178 | 515 | 0,044 | 0,122 |
| | 60 | 336 | 280 | 169 | 512 | 0,115 | 0,317 |
| 2 | 0 | 294 | 213 | 197 | 673 | - | - |
| | 10 | 260 | 210 | 195 | 657 | 0,179 | 1,389 |
| | 20 | 260 | 210 | 176 | 628 | 0,759 | 0,328 |
| | 30 | 260 | 210 | 174 | 580 | 0,059 | 0,108 |
| | 40 | 252 | 182 | 172 | 547 | 0,044 | 0,081 |
| | 50 | 252 | 182 | 172 | 547 | 0,003 | 0,007 |
| | 60 | 238 | 168 | 161 | 523 | 0,197 | 0,361 |
| 3 | 0 | 378 | 325 | 164 | 575 | - | - |
| | 10 | 378 | 325 | 156 | 530 | 1,003 | 1,183 |
| | 20 | 350 | 322 | 135 | 510 | 1,296 | 1,529 |
| | 30 | 350 | 308 | 124 | 509 | 0,455 | 0,537 |
| | 40 | 336 | 308 | 120 | 488 | 0,1274 | 0,150 |
| | 50 | 336 | 308 | 119 | 454 | 0,029 | 0,033 |
| | 60 | 336 | 297 | 119 | 454 | 0,039 | 0,046 |
| 4 | 0 | 342 | 291 | 188 | 689 | - | - |
| | 10 | 336 | 280 | 187 | 602 | 0,087 | 0,182 |
| | 20 | 305 | 280 | 184 | 578 | 0,112 | 0,236 |
| | 30 | 300 | 280 | 179 | 559 | 0,120 | 0,253 |
| | 40 | 280 | 269 | 177 | 522 | 0,039 | 0,081 |
| | 50 | 280 | 269 | 175 | 522 | 0,031 | 0,064 |
| | 60 | 280 | 269 | 174 | 522 | 0,041 | 0,085 |
| 5 | 0 | 336 | 252 | 271 | 600 | - | - |
| | 10 | 336 | 252 | 265 | 596 | 0,592 | 0,918 |
| | 20 | 322 | 238 | 258 | 574 | 0,343 | 0,532 |
| | 30 | 316 | 238 | 253 | 569 | 0,166 | 0,258 |
| | 40 | 294 | 238 | 245 | 548 | 0,194 | 0,301 |
| | 50 | 294 | 238 | 238 | 544 | 0,137 | 0,212 |
| | 60 | 286 | 224 | 234 | 542 | 0,089 | 0,137 |
| 6 | 0 | 244 | 224 | 374 | 604 | - | - |
| | 10 | 238 | 224 | 363 | 591 | 0,679 | 1,658 |
| | 20 | 238 | 224 | 343 | 575 | 0,606 | 1,479 |
| | 30 | 238 | 224 | 330 | 563 | 0,265 | 0,648 |
| | 40 | 224 | 210 | 321 | 555 | 0,139 | 0,341 |
| | 50 | 224 | 210 | 274 | 506 | 0,560 | 1,367 |
| | 60 | 218 | 196 | 256 | 491 | 0,197 | 0,479 |

**Cont. Tabela A.4.** Variação da concentração das formas de nitrogênio e COT durante a reação anóxica (Segunda Etapa)

| Ciclo | Frequência (min) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | COT (mg/L) | Taxa Esp. de desnitritação ($KgNO_2^-$/ Kg SSV.dia) | Taxa desnitritação volumétrica ($KgNO_2^-$/ $m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 0 | 336 | 269 | 383 | 550 | - | - |
| | 10 | 325 | 266 | 353 | 538 | 2,677 | 4,390 |
| | 20 | 322 | 266 | 344 | 499 | 0,418 | 0,685 |
| **7** | 30 | 316 | 263 | 329 | 474 | 0,453 | 0,743 |
| | 40 | 302 | 260 | 314 | 450 | 0,339 | 0,557 |
| | 50 | 294 | 258 | 312 | 446 | 0,043 | 0,071 |
| | 60 | 286 | 252 | 312 | 443 | 0,033 | 0,054 |
| | 0 | 434 | 336 | 536 | 604 | - | - |
| | 10 | 406 | 308 | 516 | 602 | 1,114 | 2,985 |
| | 20 | 364 | 294 | 510 | 594 | 0,181 | 0,486 |
| **8** | 30 | 364 | 291 | 498 | 592 | 0,228 | 0,611 |
| | 40 | 350 | 272 | 469 | 588 | 0,398 | 1,069 |
| | 50 | 350 | 266 | 462 | 582 | 0,083 | 0,221 |
| | 60 | 336 | 266 | 462 | 582 | 0,024 | 0,064 |
| | 0 | 344 | 266 | 552 | 571 | - | - |
| | 10 | 336 | 252 | 485 | 559 | 9,841 | 9,742 |
| | 20 | 322 | 249 | 479 | 554 | 0,487 | 0,483 |
| **9** | 30 | 308 | 238 | 477 | 549 | 0,130 | 0,129 |
| | 40 | 294 | 238 | 465 | 519 | 0,461 | 0,456 |
| | 50 | 280 | 238 | 454 | 499 | 0,339 | 0,336 |
| | 60 | 280 | 238 | 441 | 458 | 0,363 | 0,359 |
| | 0 | 336 | 263 | 614 | 595 | - | - |
| | 10 | 308 | 238 | 606 | 557 | 1,994 | 1,276 |
| | 20 | 308 | 235 | 597 | 552 | 1,111 | 0,711 |
| **10** | 30 | 308 | 235 | 593 | 551 | 0,364 | 0,233 |
| | 40 | 294 | 224 | 557 | 546 | 2,072 | 1,326 |
| | 50 | 294 | 224 | 514 | 530 | 1,972 | 1,262 |
| | 60 | 280 | 216 | 500 | 528 | 0,665 | 0,426 |
| | 0 | 364 | 294 | 423 | 641 | - | - |
| | 10 | 356 | 266 | 377 | 612 | 6,089 | 6,698 |
| | 20 | 336 | 252 | 367 | 596 | 0,691 | 0,759 |
| **11** | 30 | 322 | 252 | 361 | 596 | 0,285 | 0,313 |
| | 40 | 322 | 238 | 326 | 585 | 1,162 | ,278 |
| | 50 | 311 | 238 | 310 | 557 | 0,431 | 0,475 |
| | 60 | 266 | 224 | 308 | 557 | 0,082 | 0,091 |
| | 0 | 364 | 308 | 576 | 668 | - | - |
| | 10 | 350 | 294 | 561 | 650 | 1,745 | 2,274 |
| | 20 | 350 | 294 | 558 | 638 | 0,211 | 0,274 |
| **12** | 30 | 336 | 280 | 546 | 632 | 0,472 | 0,614 |
| | 40 | 336 | 280 | 546 | 631 | 0,022 | 0,03 |
| | 50 | 336 | 252 | 532 | 626 | 0,327 | 0,426 |
| | 60 | 308 | 196 | 531 | 625 | 0,147 | 0,192 |

**Cont. Tabela A.4.** Variação da concentração das formas de nitrogênio e COT durante a reação anóxica (Segunda Etapa)

| Ciclo | Frequência (min) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | COT (mg/L) | Taxa Esp. de desnitritação ($KgNO_2^-$/ Kg SSV.dia) | Taxa desnitritação volumétrica ($KgNO_2^-$/ $m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 13 | 0 | 392 | 350 | 438 | 725 | - | - |
| | 10 | 378 | 344 | 436 | 719 | 0,385 | 0,378 |
| | 20 | 378 | 336 | 412 | 708 | 1,811 | 1,775 |
| | 30 | 328 | 322 | 410 | 708 | 0,127 | 0,124 |
| | 40 | 328 | 314 | 409 | 696 | 0,058 | 0,057 |
| | 50 | 325 | 314 | 407 | 692 | 0,076 | 0,075 |
| | 60 | 314 | 308 | 406 | 692 | 0,170 | 0,167 |
| 14 | 0 | 294 | 213 | 394 | 690 | - | - |
| | 10 | 260 | 210 | 389 | 684 | 0,470 | 0,799 |
| | 20 | 260 | 210 | 376 | 673 | 0,575 | 0,977 |
| | 30 | 260 | 210 | 358 | 660 | 0,523 | 0,899 |
| | 40 | 252 | 182 | 349 | 658 | 0,201 | 0,342 |
| | 50 | 252 | 182 | 344 | 655 | 0,093 | 0,159 |
| | 60 | 238 | 168 | 343 | 650 | 0,129 | 0,219 |
| 15 | 0 | 336 | 280 | 476 | 789 | - | - |
| | 10 | 330 | 274 | 475 | 778 | 0,115 | 0,242 |
| | 20 | 305 | 249 | 469 | 776 | 0,229 | 0,482 |
| | 30 | 300 | 249 | 468 | 776 | 0,038 | 0,080 |
| | 40 | 280 | 244 | 458 | 765 | 0,183 | 0,384 |
| | 50 | 272 | 238 | 454 | 761 | 0,064 | 0,134 |
| | 60 | 272 | 238 | 449 | 754 | 0,133 | 0,279 |

**Tabela A.5.** Variação da concentração das formas de nitrogênio durante a reação aerada (Primeira Etapa – Fase I)

| Ciclo | Freqüência (Horas) | NKT (mg/L) | $N\text{-}NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | Taxa Esp. de nitritação (Kg $N\text{-}NH_3$/Kg SSV.dia) | Taxa nitritação volumétrica (Kg $N\text{-}NH_3/m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | 0 | 322 | 266 | 267 | - | - |
| **1** | 24 | 196 | 104 | 214 | 0,075 | 0,162 |
| | 48 | 42 | nd | 359 | 0,045 | 0,098 |
| | 0 | 308 | 224 | 226 | - | - |
| **2** | 24 | 171 | 78 | 304 | 0,066 | 0,146 |
| | 48 | 73 | nd | 326 | 0,034 | 0,074 |
| | 0 | 252 | 224 | 226 | - | - |
| **3** | 24 | 140 | 84 | 272 | 0,063 | 0,1402 |
| | 48 | 42 | nd | 291 | 0,036 | 0,0794 |
| | 0 | 255 | 218 | 262 | - | - |
| **4** | 24 | 162 | 104 | 298 | 0,056 | 0,115 |
| | 48 | 42 | nd | 334 | 0,048 | 0,099 |
| | 0 | 252 | 179 | 278 | - | - |
| **5** | 24 | 148 | 64 | 289 | 0,052 | 0,115 |
| | 48 | 73 | nd | 306 | 0,027 | 0,059 |
| | 0 | 252 | 171 | 258 | - | |
| **6** | 24 | 193 | 112 | 271 | 0,030 | 0,059 |
| | 48 | 84 | nd | 284 | 0,054 | 0,108 |
| | 0 | 193 | 115 | 235 | - | - |
| **7** | 24 | 42 | nd | 447 | 0,044 | 0,111 |
| | 48 | - | - | - | - | - |
| | 0 | 151 | 70 | 224 | - | - |
| **8** | 24 | 112 | 36 | 237 | 0,019 | 0,034 |
| | 48 | 48 | nd | 248 | 0,017 | 0,032 |

**Tabela A.6.** Variação da concentração das formas de nitrogênio durante a reação aerada (Primeira Etapa – Fase II)

| Ciclo | Frequência (Horas) | NKT (mg/L) | $N\text{-}NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | Taxa Esp. de nitritação (Kg $N\text{-}NH_3$/Kg SSV.dia) | Taxa nitritação volumétrica (Kg $N\text{-}NH_3/m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **9** | 0 | 252 | 182 | 180 | - | - |
| | 12 | 98 | 20 | 264 | 0,173 | 0,325 |
| | 24 | 90 | nd | 313 | 0,143 | 0,269 |
| | 48 | - | Duró 24 horas | - | - | - |
| **10** | 0 | 252 | 196 | 233 | - | - |
| | 12 | 216 | 154 | 237 | 0,070 | 0,135 |
| | 24 | 126 | 112 | 244 | 0,103 | 0,196 |
| | 48 | 98 | nd | 267 | 0,027 | 0,051 |
| **11** | 0 | 294 | 221 | 214 | - | - |
| | 12 | 280 | 154 | 267 | 0,071 | 0,135 |
| | 24 | 112 | 56 | 299 | 0,103 | 0,196 |
| | 48 | 98 | nd | 325 | 0,027 | 0,051 |
| **12** | 0 | 308 | 196 | 252 | - | - |
| | 12 | 235 | 165 | 272 | 0,027 | 0,062 |
| | 24 | 112 | 48 | 291 | 0,104 | 0,235 |
| | 48 | 84 | nd | 310 | 0,019 | 0,043 |
| **13** | 0 | 308 | 196 | 225 | - | - |
| | 12 | 248 | 176 | 248 | 0,018 | 0,040 |
| | 24 | 126 | 72 | 264 | 0,094 | 0,208 |
| | 48 | 98 | nd | 281 | 0,030 | 0,067 |
| **14** | 0 | 328 | 202 | 215 | - | - |
| | 12 | 273 | 185 | 228 | 0,013 | 0,034 |
| | 24 | 134 | 56 | 256 | 0,100 | 0,260 |
| | 48 | 104 | nd | 274 | 0,019 | 0,051 |
| **15** | 0 | 272 | 196 | 208 | - | - |
| | 12 | 182 | 137 | 224 | 0,038 | 0,119 |
| | 24 | 112 | 69 | 258 | 0,043 | 0,135 |
| | 48 | 78 | nd | 276 | 0,021 | 0,065 |
| **16** | 0 | 302 | 230 | 206 | - | - |
| | 12 | 232 | 72 | 232 | 0,128 | 0,316 |
| | 24 | 260 | 46 | 265 | 0,021 | 0,052 |
| | 48 | 70 | ND | 285 | 0,016 | 0,041 |

**Tabela A.7.** Variação da concentração das formas de nitrogênio e COT durante a reação aerada (Segunda Etapa)

| Ciclo | Frequência (Horas) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | COT (mg/L) | Taxa Esp. de nitritação (Kg N-$NH_3$/Kg SSV.dia) | Taxa nitritação volumétrica (Kg N-$NH_3$/$m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 0 | 336 | 280 | 169 | 512 | - | - |
| | 8 | 330 | 224 | 173 | 512 | 0,069 | 0,169 |
| | 16 | 126 | 76 | 223 | 510 | 0,183 | 0,445 |
| | 24 | 126 | 70 | 258 | 509 | 0,021 | 0,051 |
| | 32 | 112 | 59 | 272 | 508 | 0,008 | 0,020 |
| | 40 | 98 | 52 | 286 | 508 | 0,029 | 0,072 |
| | 48 | 84 | nd | 296 | 506 | 0,029 | 0,071 |
| 2 | 0 | 238 | 168 | 161 | 523 | - | - |
| | 8 | 235 | 167 | 172 | 523 | 0,001 | 0,004 |
| | 16 | 196 | 165 | 216 | 516 | 0,002 | 0,005 |
| | 24 | 112 | 46 | 301 | 494 | 0,124 | 0,353 |
| | 32 | 84 | nd | 305 | 490 | 0,005 | 0,121 |
| 3 | 0 | 336 | 297 | 119 | 454 | - | - |
| | 8 | 322 | 294 | 128 | 453 | 0,008 | 0,010 |
| | 16 | 286 | 238 | 137 | 447 | 0,124 | 0,168 |
| | 24 | 280 | 224 | 210 | 446 | 0,031 | 0,043 |
| | 32 | 168 | 84 | 212 | 440 | 0,309 | 0,421 |
| | 40 | 140 | 50 | 221 | 440 | 0,074 | 0,101 |
| | 48 | 92 | nd | 227 | 440 | 0,102 | 0,139 |
| 4 | 0 | 280 | 269 | 174 | 522 | - | - |
| | 8 | 272 | 244 | 187 | 521 | 0,035 | 0,077 |
| | 16 | 140 | 64 | 265 | 521 | 0,243 | 0,538 |
| | 24 | 115 | 34 | 269 | 518 | 0,042 | 0,093 |
| | 32 | 98 | nd | 275 | 518 | 0,039 | 0,087 |
| 5 | 0 | 286 | 224 | 234 | 542 | - | - |
| | 8 | 283 | 210 | 278 | 536 | 0,024 | 0,043 |
| | 16 | 210 | 185 | 305 | 528 | 0,044 | 0,076 |
| | 24 | 146 | 154 | 364 | 522 | 0,054 | 0,093 |
| | 32 | 126 | 59 | 392 | 522 | 0,166 | 0,286 |
| | 40 | 112 | 12 | 432 | 516 | 0,081 | 0,139 |
| | 48 | 98 | nd | 452 | 516 | 0,013 | 0,022 |
| 6 | 0 | 218 | 196 | 256 | 491 | - | - |
| | 8 | 213 | 174 | 263 | 487 | 0,047 | 0,0685 |
| | 16 | 179 | 148 | 285 | 465 | 0,052 | 0,076 |
| | 24 | 154 | 118 | 294 | 465 | 0,064 | 0,093 |
| | 32 | 132 | 56 | 305 | 454 | 0,128 | 0,185 |
| | 40 | 118 | 15 | 315 | 450 | 0,086 | 0,124 |
| | 48 | 90 | nd | 335 | 450 | 0,020 | 0,029 |

**Cont. Tabela A.7.** Variação da concentração das formas de nitrogênio e COT durante a reação aerada (Segunda Etapa)

| Ciclo | Frequência (Horas) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | COT (mg/L) | Taxa Esp. de nitritação (Kg N-$NH_3$/Kg SSV.dia) | Taxa nitritação volumétrica (Kg N-$NH_3$/$m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| **7** | 0 | 286 | 252 | 312 | 443 | - | - |
| | 8 | 252 | 204 | 429 | 434 | 0127 | 0,144 |
| | 16 | 230 | 176 | 445 | 430 | 0,074 | 0,084 |
| | 24 | 176 | 126 | 459 | 423 | 0,134 | 0,152 |
| | 32 | 140 | 76 | 467 | 423 | 0,134 | 0,152 |
| | 40 | 118 | 19 | 478 | 423 | 0,150 | 0,169 |
| | 48 | 84 | nd | 484 | 423 | 0,037 | 0,042 |
| **8** | 0 | 336 | 266 | 462 | 582 | - | - |
| | 8 | 294 | 246 | 502 | 580 | 0,038 | 0,062 |
| | 16 | 260 | 210 | 533 | 580 | 0,066 | 0,108 |
| | 24 | 199 | 168 | 560 | 575 | 0,079 | 0,129 |
| | 32 | 190 | 140 | 572 | 565 | 0,052 | 0,085 |
| | 40 | 132 | 39 | 587 | 565 | 0,186 | 0,303 |
| | 48 | 84 | nd | 590 | 562 | 0,063 | 0,103 |
| **9** | 0 | 280 | 238 | 441 | 458 | - | - |
| | 8 | 252 | 224 | 467 | 446 | 0,039 | 0,052 |
| | 16 | 238 | 196 | 508 | 445 | 0,057 | 0,075 |
| | 24 | 204 | 148 | 519 | 443 | 0,108 | 0,144 |
| | 32 | 118 | 56 | 688 | 443 | 0,209 | 0,278 |
| | 40 | 76 | nd | 712 | 443 | 0,116 | 0,154 |
| 10 | 0 | 280 | 216 | 500 | 528 | - | - |
| | 8 | 224 | 154 | 570 | 518 | 0,145 | 0,186 |
| | 16 | 188 | 126 | 606 | 518 | 0,066 | 0,084 |
| | 24 | 115 | 101 | 631 | 515 | 0,059 | 0,076 |
| | 32 | 90 | 28 | 702 | 512 | 0,171 | 0,219 |
| | 40 | 76 | nd | 721 | 512 | 0,054 | 0,069 |
| 11 | 0 | 266 | 224 | 308 | 557 | - | - |
| | 8 | 238 | 168 | 326 | 528 | 0,135 | 0,168 |
| | 16 | 174 | 154 | 390 | 526 | 0,034 | 0,042 |
| | 24 | 168 | 140 | 417 | 526 | 0,034 | 0,042 |
| | 32 | 140 | 98 | 518 | 521 | 0,101 | 0,127 |
| | 40 | 98 | 45 | 570 | 521 | 0,128 | 0,159 |
| | 48 | 48 | nd | 614 | 521 | 0,096 | 0,120 |
| 12 | 0 | 308 | 196 | 531 | 625 | - | - |
| | 8 | 272 | 182 | 647 | 624 | 0,049 | 0,043 |
| | 16 | 252 | 160 | 671 | 620 | 0,078 | 0,067 |
| | 24 | 196 | 112 | 686 | 613 | 0,167 | 0,144 |
| | 32 | 148 | 84 | 704 | 613 | 0,098 | 0,084 |
| | 40 | 112 | 22 | 860 | 612 | 0,214 | 0,185 |
| | 48 | 98 | nd | 897 | 610 | 0,061 | 0,052 |

**Cont. Tabela A.7.** Variação da concentração das formas de nitrogênio e COT durante a reação aerada (Segunda Etapa)

| Ciclo | Frequência (Horas) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | COT (mg/L) | Taxa Esp. de nitritação (Kg N-$NH_3$/Kg SSV.dia) | Taxa nitritação volumétrica (Kg N-$NH_3$/$m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 13 | 0 | 314 | 308 | 406 | 692 | - | - |
| | 8 | 308 | 294 | 412 | 689 | 0,044 | 0,043 |
| | 16 | 294 | 266 | 435 | 672 | 0,084 | 0,084 |
| | 24 | 263 | 238 | 468 | 671 | 0,086 | 0,085 |
| | 32 | 179 | 126 | 502 | 668 | 0,340 | 0,337 |
| | 40 | 140 | 28 | 537 | 668 | 0,297 | 0,294 |
| | 48 | 76 | nd | 542 | 667 | 0,070 | 0,069 |
| 14 | 0 | 238 | 168 | 343 | 650 | - | - |
| | 8 | 235 | 167 | 389 | 645 | 0,001 | 0,002 |
| | 16 | 168 | 56 | 432 | 634 | 0,1857 | 0,334 |
| | 24 | 84 | nd | 497 | 634 | 0,087 | 0,157 |
| 15 | 0 | 272 | 238 | 449 | 754 | - | - |
| | 8 | 238 | 202 | 475 | 750 | 0,046 | 0,110 |
| | 16 | 132 | 84 | 530 | 746 | 0,147 | 0,353 |
| | 24 | 87 | nd | 549 | 746 | 0,101 | 0,242 |

**Tabela A.8.** Variação da concentração das formas de nitrogênio e COT durante a reação aerada (Quarta Etapa)

| Ciclo | Frequência (Horas) | NKT (mg/L) | N-$NH_3$ (mg/L) | Nitrito (mg/L) | COT (mg/L) | Taxa Esp. de nitritação (Kg N-$NH_3$/Kg SSV.dia) | Taxa nitritação volumétrica (Kg N-$NH_3$/$m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 0 | 266 | 168 | 0 | 399 | - | - |
| | 8 | 238 | 154 | 10 | 363 | 0,042 | 0,043 |
| **1** | 16 | 146 | 76 | 82 | 337 | 0,077 | 0,236 |
| | 24 | 126 | 63 | 102 | 335 | 0,037 | 0,038 |
| | 32 | 84 | nd | 185 | 330 | 0,173 | 0,176 |
| | 0 | 266 | 196 | 0 | 345 | - | . |
| | 8 | 252 | 168 | 15 | 334 | 0,039 | 0,085 |
| **2** | 16 | 154 | 98 | 72 | 333 | 0,032 | 0,211 |
| | 24 | 120 | 73 | 99 | 332 | 0,035 | 0,076 |
| | 32 | 76 | nd | 266 | 330 | 0,093 | 0,206 |
| | 0 | 252 | 204 | 0 | 419 | - | - |
| | 8 | 238 | 176 | 10 | 405 | 0,059 | 0,086 |
| **3** | 16 | 162 | 112 | 52 | 403 | 0,045 | 0,195 |
| | 24 | 157 | 98 | 60 | 364 | 0,030 | 0,043 |
| | 32 | 28 | nd | 328 | 352 | 0,195 | 0,283 |
| | 0 | 280 | 224 | 0 | 454 | - | - |
| **4** | 8 | 238 | 196 | 9 | 409 | 0,079 | 0,086 |
| | 16 | 132 | 73 | 88 | 376 | 0,113 | 0,371 |
| | 24 | 70 | nd | 262 | 362 | 0,189 | 0,206 |
| | 0 | 384 | 322 | 0 | 458 | - | - |
| | 8 | 241 | 174 | 8 | 438 | 0,307 | 0,448 |
| **5** | 16 | 182 | 52 | 75 | 391 | 0,084 | 0,368 |
| | 24 | 98 | 42 | 362 | 368 | 0,020 | 0,029 |
| | 32 | 42 | nd | 408 | 352 | 0,097 | 0,142 |
| | 0 | 336 | 322 | 0 | 489 | - | . |
| | 8 | 308 | 288 | 20 | 383 | 0,050 | 0,103 |
| **6** | 16 | 266 | 210 | 126 | 374 | 0,038 | 0,237 |
| | 24 | 182 | 34 | 220 | 368 | 0,258 | 0,531 |
| | 32 | 62 | nd | 497 | 353 | 0,304 | 0,625 |
| | 0 | 364 | 308 | 0 | 514 | - | - |
| | 8 | 299 | 266 | 117 | 465 | 0,068 | 0,128 |
| **7** | 16 | 210 | 98 | 314 | 396 | 0,089 | 0,506 |
| | 24 | 126 | 67 | 355 | 367 | 0,049 | 0,093 |
| | 32 | 70 | nd | 465 | 335 | 0,150 | 0,284 |
| | 0 | 322 | 280 | 0 | 589 | - | - |
| | 8 | 272 | 232 | 125 | 487 | 0,063 | 0,145 |
| **8** | 16 | 179 | 143 | 354 | 425 | 0,039 | 0,271 |
| | 24 | 104 | 28 | 458 | 389 | 0,150 | 0,345 |
| | 32 | 56 | nd | 560 | 379 | 0,183 | 0,420 |
| | 0 | 305 | 266 | 0 | 576 | - | - |
| | 8 | 246 | 218 | 119 | 525 | 0,077 | 0,145 |
| **9** | 16 | 165 | 134 | 327 | 489 | 0,045 | 0,254 |
| | 24 | 118 | 22 | 360 | 465 | 0,179 | 0,337 |
| | 32 | 70 | nd | 581 | 414 | 0,209 | 0,396 |

**Tabela A.9.** Variação da concentração de nitrito e COT durante a reação anóxica (Quarta Etapa)

| Ciclo | Frequência (min) | Nitrito (mg/L) | COT* (mg/L) | Taxa Esp. de desnitritação ($KgNO_2^-$/ Kg SSV.dia) | Taxa desnitritação volumétrica ($KgNO_2^-$/ $m^3$.dia) |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 0* | 162 | 517 | - | - |
| | 8 | 150 | 505 | 0,028 | 0,038 |
| | 16 | 74 | 319 | 0,169 | 0,230 |
| | 24 | 55 | 317 | 0,042 | 0,057 |
| | 32 | 24 | 314 | 0,067 | 0,092 |
| | 40 | 13 | 311 | 0,027 | 0,036 |
| | 48 | nd | 305 | 0,026 | 0,035 |
| 2 | 0* | 94 | 484 | . | - |
| | 8 | 20 | 440 | 0,122 | 0,220 |
| | 16 | 14 | 301 | 0,010 | 0,019 |
| | 24 | nd | 297 | 0,024 | 0,043 |
| | | | 294 | 0,023 | 0,041 |
| 3 | 0* | 314 | 504 | - | - |
| | 8 | 81 | 398 | 0,567 | 0,698 |
| | 16 | 35 | 359 | 0,115 | 0,142 |
| | 24 | nd | 328 | 0,086 | 0,106 |
| | | | | 0,085 | 0,104 |
| 4 | 0* | 219 | 501 | - | - |
| | 8 | 32 | 407 | 0,319 | 0,562 |
| | 16 | nd | 335 | 0,054 | 0,095 |
| 5 | 0* | 263 | 610 | - | - |
| | 8 | 178 | 569 | 0,124 | 0,256 |
| | 16 | 47 | 322 | 0,190 | 0,393 |
| | 24 | nd | 305 | 0,260 | 0,538 |
| 6 | 0* | 421 | 496 | - | - |
| | 8 | 168 | 419 | 0,368 | 0,761 |
| | 16 | 56 | 315 | 0,162 | 0,336 |
| | 24 | nd | 301 | 0,082 | 0,169 |
| | | | | 0,246 | 0,509 |
| 7 | 0* | 355 | 481 | - | - |
| | 8 | 273 | 397 | 0,129 | 0,248 |
| | 16 | 48 | 344 | 0,352 | 0,677 |
| | 24 | nd | 337 | 0,075 | 0,145 |
| 8 | 0* | 418 | 602 | - | - |
| | 8 | 277 | 403 | 0,223 | 0,427 |
| | 16 | 98 | 382 | 0,282 | 0,540 |
| | 24 | nd | 347 | 0,154 | 0,295 |
| 9 | 0* | 540 | 779 | - | - |
| | 8 | 398 | 556 | 0,246 | 0,430 |
| | 16 | 76 | 409 | 0,553 | 0,967 |
| | 24 | nd | 387 | 0,132 | 0,230 |

***Após adição do etanol**