Campus de São Carlos

**AVALIAÇÃO DOS PROCESSOS DE
NITRIFICAÇÃO E DESNITRIFICAÇÃO DAS
ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE UMA INDÚSTRIA
QUÍMICA**

Márcio Nemer Machado Sassim

Orientador: Prof. Dr. Carlos Eduardo Blundi

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

**ESCOLA DE ENGENHARIA
DE SÃO CARLOS**

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS
DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO

AVALIAÇÃO DOS PROCESSOS DE NITRIFICAÇÃO E
DESNITRIFICAÇÃO DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE UMA
INDÚSTRIA QUÍMICA.

MÁRCIO NEMER MACHADO SASSIM

Serviço de Pós-Graduação EESC/USP

EXEMPLAR REVISADO

Data de entrada no Serviço: 21 / 08 / 01

Ass.: *Guilherme*

Dissertação apresentada à
Escola de Engenharia de São
Carlos, da Universidade de
São Paulo, como parte dos
requisitos para obtenção do
título de Mestre em
Engenharia Civil. Área de
concentração Hidráulica e
Saneamento.

Orientador : Prof. Dr. Carlos Eduardo Blundi.

São Carlos - 2001

DEDALUS - Acervo - EESC

31100036744

Class. TESE-EESC
Cott. 5598
e. 1
Tombo T0202/01

st 1200920

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca – EESC/USP

S252a Sassim, Márcio Nemer Machado
Avaliação dos processos de nitrificação e
desnitrificação das águas residuárias de uma indústria
química / Márcio Nemer Machado Sassim. -- São Carlos,
2001.

Dissertação (Mestrado) -- Escola de Engenharia de
São Carlos-Universidade de São Paulo, 2001.
Área: Hidráulica e Saneamento.
Orientador: Prof. Dr. Carlos Eduardo Blundi.

1. Efluente industrial. 2. Pré-tratamento.
3. Carvão ativado em pó. 4. Nitrificação.
5. Desnitrificação. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **MÁRCIO NEMER MACHADO SASSIM**

Dissertação defendida e julgada em 24-05-2001 perante a Comissão Julgadora:

Prof. Doutor **CARLOS EDUARDO BLUNDI (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

APROVADO

Prof. Doutor **LUIZ ANTONIO DANIEL**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

APROVADO

Prof. Doutor **SIDNEY SECKLER FERREIRA FILHO**
(Escola Politécnica/USP)

Aprovado

Profa. Associada **MARIA DO CARMO CALIJURI**
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação
em Engenharia (Hidráulica e Saneamento)

p/ **JOSÉ CARLOS A. CINTRA**
Presidente da Comissão de Pós-Graduação da EESC

Dedico este trabalho aos meus avós Cornélio de Menezes Machado e Maria Furtado Machado. Pelo carinho e apoio ao longo de minha vida e, sobretudo pelo exemplo de amor e dedicação à família.

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais: Carlindo Elias Sassim e Antoinette Maria Machado Sassim. Por todos os conselhos e apoio durante esta jornada.

À minha tia Antoinette por toda ajuda ao longo dos anos.

À companheira Natache pelo carinho e força para realização deste trabalho.

Ao Professor Carlos Eduardo Blundi pela orientação e amizade.

À Professora Vera Braz, por ter me ajudado a descobrir o fascinante mundo da ciência.

Ao Professor Jurandyr Povinelli pela concessão do espaço necessário à realização deste trabalho.

Ao Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos por toda a estrutura oferecida para execução desta pesquisa.

Ao Professor José Roberto Campos pelo empréstimo do ABR.

Em especial, ao engenheiro e irmão nas causas pelo saneamento Neyson Mendonça pela assistência a mim dispensada.

Aos meus estimados amigos Aurélio Picanço, Giovanni Penner, Roberto Gadelha e Hélio Almeida, por todos os momentos de alegria e solidariedade na luta pela vida.

À Dra. Eloísa Pozzi pela brilhante ajuda na realização dos exames microbiológicos.

Aos Professores da Universidade Federal do Pará: Paulo Norat e Rui Macêdo.

À gloriosa turma de 1999 (mestrado-saneamento): Roger, Valmir, Leonídia, Marcelo, Kênia, Camila, Mércia, Hélio, André, Vinícius, Selma, Sônia, Nicolas, Virginia e Gunter.

Aos técnicos do Laboratório de Saneamento: Paulo, Júlio e Maria Aparecida.

À Indústria Química Dissoltex pela autorização para realização desta pesquisa.

À todos que direta e indiretamente contribuíram pra realização deste trabalho.

Ao meu País, por todas as oportunidades.

Ao CNPq – Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico, pela bolsa de estudo concedida.

SUMÁRIO

<i>LISTA DE FIGURAS.....</i>	<i>I</i>
<i>LISTA DE TABELAS.....</i>	<i>V</i>
<i>LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.....</i>	<i>VII</i>
<i>LISTA DE SÍMBOLOS.....</i>	<i>VIII</i>
<i>RESUMO.....</i>	<i>IX</i>
<i>ABSTRACT.....</i>	<i>X</i>

1- INTRODUÇÃO.....	1
---------------------------	----------

2- OBJETIVOS.....	3
--------------------------	----------

3- CONSIDERAÇÕES SOBRE A INDÚSTRIA QUÍMICA DISSOLTEX.....	4
--	----------

<i>3.1- O PROCESSO DE PRODUÇÃO INDUSTRIAL.....</i>	<i>4</i>
--	----------

<i>3.2- O SISTEMA DE TRATAMENTO.....</i>	<i>5</i>
--	----------

4- REVISÃO DE LITERATURA.....	7
--------------------------------------	----------

<i>4.1- PROCESSOS BIOLÓGICOS DE TRATAMENTO.....</i>	<i>7</i>
---	----------

<i>4.2- PROCESSO DE CONVERSÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA.....</i>	<i>8</i>
--	----------

<i>4.2.1- Conversão Aeróbia.....</i>	<i>8</i>
--------------------------------------	----------

<i>4.2.2- Conversão Anaeróbia.....</i>	<i>9</i>
--	----------

<i>4.3- REATOR AERÓBIO DE MISTURA COMPLETA SEM RECIRCULAÇÃO.....</i>	<i>10</i>
--	-----------

4.3.1-Microbiologia do Processo.....	11
4.3.1.1- MICORGANISMOS PRESENTES.....	11
4.3.1.2- O CRESCIMENTO DOS MICRORGANISMOS.....	13
4.3.1.3- A FLOCULAÇÃO BIOLÓGICA.....	14
4.4- REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO (DE CHICANAS) – ABR.....	15
4.4.1- Microbiologia do Processo.....	16
4.4.1.1- MICROGANISMOS PRESENTES.....	16
4.4.1.2-O CRESCIMENTO DOS MICRORGANISMOS.....	17
4.4.1.3-IMOBILIZAÇÃO DE BIOMASSA EM REATORES ANAERÓBIOS.....	17
4.5- REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO.....	19
4.5.1- Nitrificação.....	20
4.5.2- Desnitrificação.....	25
4.6- PRÉ-TRATAMENTO DE EFLUENTES POR ADSORÇÃO EM CARVÃO ATIVADO EM PÓ (CAP).....	27
5- MATERIAL & MÉTODOS.....	30
5.1- DESCRIÇÃO DO SISTEMA.....	31
5.1.1- Reator Aeróbio de Mistura Completa sem Recirculação.....	31
5.1.2- Reator Anaeróbio Compartimentado.....	31
5.1.3- Características do Substrato.....	32
5.1.4- Pré-Tratamento Com Carvão Ativado Em Pó.....	34
5.1.5-Alimentação do Sistema.....	36
5.2- INÓCULO USADO NA PARTIDA DOS REATORES.....	37
5.2.1- Reator Aeróbio.....	37
5.2.2- Reator Anaeróbio.....	38
5.3- ANÁLISES REALIZADAS PARA MONITORAÇÃO DO SISTEMA.....	39
5.3.1- Análises Físico-Químicas.....	39
5.3.2- Análise de Difração de Raio X.....	40
5.3.3- Análise Microbiológica.....	41

6-RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	42
<i>6.1.- O REATOR AERÓBIO.....</i>	<i>42</i>
6.1.1- Reator Aeróbio de Mistura Completa sem Recirculação – Fase I.....	42
6.1.2- Reator Aeróbio de Mistura Completa sem Recirculação – Fase I.....	51
<i>6.2.- O REATOR ANAERÓBIO (ABR).....</i>	<i>59</i>
6.2.1- Reator Anaeróbio – Fase I.....	59
6.2.2-Reator Anaeróbio – Fase II.....	66
<i>6.1.- AVALIAÇÃO GLOBAL E MICROBIOLÓGICA.....</i>	<i>74</i>
 7- CONCLUSÕES.....	 82
 8- RECOMENDAÇÕES.....	 85
 ANEXO A.....	 86
 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	 106

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1- Representação do sistema de tratamento da Indústria Química Dissoltex.	6
FIGURA 4.1- Representação esquemática de um reator de mistura completa (sem recirculação).....	11
FIGURA 4.2- Representação da curva de crescimento dos microrganismos.....	13
FIGURA 4.3- Representação esquemática de um reator anaeróbio compartimentado por chicanas.....	15
FIGURA 4.4- Efeitos de F/M na nitrificação.....	22
FIGURA 5.1- Remoção teórica de nitrogênio em duas fases das águas residuárias de uma Indústria Química.....	30
FIGURA 5.2- Aspecto geral do experimento. Destaque para o reator aeróbio em primeiro plano.....	31
FIGURA 5.3- Aspecto geral do reator anaeróbio. As setas indicam o sentido de entrada (E) e saída (S) do fluxo.....	32
FIGURA 5.4- Variação da eficiência de remoção dos metais pesados com a dosagem de CAP (AQUINO & BLUNDI, 1999).....	34

FIGURA 5.5- Equipamento utilizado na aplicação do CAP. À direita, recipiente e misturador. À esquerda, o equipamento em funcionamento.....	35
FIGURA 5.6- Ilustração da fabricação do composto para estudo experimental.....	37
FIGURA 5.7- Aspecto geral de um floco indicando presença de protozoários e ausência de bactérias filamentosas.-Microscopia de contraste de fase (ocular 10, objetiva 100 e zoom de 2,5).....	38
FIGURA 5.8- Aspecto geral morfológico do usado no ABR.....	39
FIGURA 6.1-Variação da DQO (Total), no reator aeróbio, durante a Fase I.....	43
FIGURA 6.2-Variação da eficiência de remoção da DQO (Total), no reator aeróbio, durante a Fase I.....	44
FIGURA 6.3-Variação do pH (a) e alcalinidade (b) no reator aeróbio durante a Fase I.....	45
FIGURA 6.4- Variação da matéria nitrogenada no reator aeróbio (as siglas AFT e EFT significam afluente e efluente, respectivamente) durante a Fase I.....	46
FIGURA 6.5-Variação da concentração de nitrato e nitrito no efluente do reator aeróbio durante a Fase I.....	47
FIGURA 6.6- Variação dos sólidos totais (a), sólidos fixos (b) e voláteis (c). No reator aeróbio (RA) e afluente (AFL) durante a Fase I.....	48
FIGURA 6.7-Variação da Taxa de Carregamento Orgânico Específica (TCOe) no reator aeróbio durante a Fase I.....	49
FIGURA 6.8-Variação da DQO (Total), no reator aeróbio, durante a Fase II.....	51

FIGURA 6.9-Varição da eficiência de remoção da DQO (Total), no reator aeróbio, durante a Fase II.....	52
FIGURA 6.10-Varição do pH (a) e alcalinidade (b) no reator aeróbio durante a Fase II.....	53
FIGURA 6.11-Varição da matéria nitrogenada no reator aeróbio (as siglas AFT e EFT significam afluente e efluente, respectivamente) durante a Fase II.....	54
FIGURA 6.12- Variação da concentração de nitrato e nitrito no efluente do reator aeróbio durante a Fase II.....	55
FIGURA 6.13- Variação dos sólidos totais (a), sólidos fixos (b) e voláteis (c). No reator aeróbio (RA) e afluente (AFL) durante a Fase II.....	56
FIGURA 6.14-Varição da Taxa de Carregamento Orgânico Específica (TCOe) no reator aeróbio durante a Fase II.....	57
FIGURA 6.15- Variação da DQO (Total), no ABR, durante a Fase I.....	59
FIGURA 6.16-Varição da eficiência de remoção da DQO (Total), no ABR, durante a Fase I.....	60
FIGURA 6.17-Varição do pH e alcalinidade no reator ABR durante a Fase I.....	61
FIGURA 6.18-Varição de NTK (a) e N-amoniacoal (b) do afluente e efluente do ABR durante a Fase I.....	62
FIGURA 6.19-Varição de nitrato (a) e nitrito (b) no ABR durante a Fase I.....	64

FIGURA 6.20-Varição dos sólidos totais (a), sólidos voláteis (b) e fixos (c) no ABR durante a Fase I.....	65
FIGURA 6.21-Varição da DQO (Total), no ABR, durante a Fase II.....	67
FIGURA 6.22-Varição da eficiência de remoção da DQO (Total), no ABR, durante a Fase II.....	67
FIGURA 6.23-Varição do pH e alcalinidade no reator ABR durante a Fase II.....	68
FIGURA 6.24-Varição de NTK (a) e N-amoniaco (b) do afluente e efluente do ABR durante a Fase II.....	70
FIGURA 6.25- Variação de nitrato (a) e nitrito (b) no ABR durante a Fase II.....	71
FIGURA 6.26-Varição dos sólidos totais (a), sólidos voláteis (b) e fixos (c) no ABR durante a Fase II.....	72
FIGURA 6.27- Morfologias celulares observadas no lodo do RA durante o período experimental: (a) e (b) floco biológico padrão durante a Fase I; (c) e (d) floco biológico padrão durante a Fase II.....	76
FIGURA 6.28- Morfologias celulares observadas no lodo do ABR durante a Fase I: (a) (b) e (c) morfologia da Câmara 1; (d) (e) e (f) morfologia da Câmara 2; (g) (h) e (i) morfologia da Câmara 3; (j) (l) e (m) morfologia da Câmara 4.....	77
FIGURA 6.30- Morfologias celulares observadas no lodo do ABR durante a Fase II: (a) (b) e (c) morfologia da Câmara 1; (d) (e) e (f) morfologia da Câmara 2; (g) (h) e (i) morfologia da Câmara 3; (j) (l) e (m) morfologia da Câmara 4.....	79

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Produção Semestral da Indústria.....	4
Tabela 4.1 - Observações de bactérias em ABR.....	17
Tabela 4.2 – Compostos tóxicos inibidores da nitrificação (a maioria dos valores é para culturas puras).....	23
Tabela 4.3 – Substâncias de fácil adsorção por CAP.....	28
Tabela 5.1 – Composição da água residuária industrial.....	33
Tabela 5.2 – Parâmetros analisados.....	40
Tabela 6.1 – Concentrações de nitrogênio no afluente (AFT) e efluente (EFT) do reator aeróbio (Fase-I). Valores Médios, desvios padrões, valores máximos e mínimos e eficiência média de remoção.....	46
Tabela 6.2 – Concentrações afluente de metais pesados durante a Fase I.....	50
Tabela 6.3 – Concentrações de metais pesados no reator aeróbio durante a Fase I.....	50

Tabela 6.4 – Concentrações de nitrogênio no afluente (AFT) e efluente (EFT) do reator aeróbio (Fase-II). Valores Médios, desvios padrões, valores máximos e mínimos e eficiência média de remoção.....	54
Tabela 6.5 – Concentrações afluente de metais pesados (mg/l) durante a Fase II.....	58
Tabela 6.6- Concentrações de metais pesados (mg/l) no reator aeróbio durante a Fase II.....	58
Tabela 6.7 – Variação do pH e concentrações de alcalinidade no ABR durante a Fase I.....	62
Tabela 6.8 –Valores médios das concentrações de NTK, N-amoniacal, N-orgânico e relação N-amoniacal/NTK do afluente e efluente no ABR durante a Fase I.....	63
Tabela 6.9– Valores médios das concentrações de metais pesados (mg/l) no ABR durante a Fase I. (C1-câmara1, C2-câmara2, C3-câmara3, C4-câmara4 e DP-desvio padrão).....	66
Tabela 6.10 – Variação do pH e concentrações de alcalinidade no ABR durante a Fase II.....	69
Tabela 6.11 –Valores médios das concentrações de NTK, N-amoniacal, N-orgânico e relação N-amoniacal/NTK do afluente e efluente no ABR durante a Fase II.....	70
Tabela 6.12 –Valores médios das concentrações de metais pesados (mg/l) no ABR durante a Fase II. (C1-câmara1, C2-câmara2, C3-câmara3, C4-câmara4 e DP-desvio padrão).....	73
Tabela 6.13 –Valores globais médios obtidos para as dosagens de CAP de 5 e 10 mg/l.....	74

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CAP	-Carvão ativado em pó
ABR	-Anaerobic baffled reactor
TA	-Tanque de aeração
TE	-Tanque de equalização
TS	-Tanque séptico
RALF	-Reator anaeróbio de leito fixo
TDH	-Tempo de detenção hidráulica
TCOe	-Taxa de carregamento orgânico específica
USP	-Universidade de São Paulo
RA	-Reator aeróbio

LISTA DE SÍMBOLOS

DQO_{TOTAL}	-Demanda química de oxigênio da amostra bruta ($M.L^{-3}$)
N-amoniacal	-Concentração de nitrogênio amoniacal
$N-NH_3$	-Concentração de nitrogênio como gás amônia ($M.L^{-3}$)
$N-NH_4^+$	-Concentração de nitrogênio como íon amônio ($M.L^{-3}$)
$N-NO_2^-$	-Concentração de nitrogênio como nitrito ($M.L^{-3}$)
$N-NO_3^-$	-Concentração de nitrogênio como nitrato ($M.L^{-3}$)
N-orgânico	-Concentração de nitrogênio orgânico ($M.L^{-3}$)
NTK	-Concentração de nitrogênio total Kjeldahl ($M.L^{-3}$)
PH	-Potencial hidrogeniônico
ST	-Concentração de sólidos totais ($M.L^{-3}$)
STF	-Concentração de sólidos totais fixos ($M.L^{-3}$)
STV	-Concentração de sólidos totais voláteis ($M.L^{-3}$)

RESUMO

SASSIM, M. N. M. (2001). Avaliação dos processos de nitrificação e desnitrificação das águas residuárias de uma indústria química. São Carlos, 2001. 110p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Um sistema de tratamento constituído de um reator aeróbio de mistura completa e um reator anaeróbio compartimentado (ABR) foi operado durante 140 dias para estudar os efeitos do pré – tratamento das águas residuária de uma indústria química, por carvão ativado em pó (CAP), e suas implicações nos processos de nitrificação e desnitrificação. Utilizou-se, no pré-tratamento do resíduo, duas concentrações de carvão ativado em pó. Para aplicação de 10 mg/l de CAP a remoção de DQO foi de 60 % e a de NTK foi de 50 %. Nesta fase, os processos de remoção de nitrogênio foram plenamente viabilizados. Para 5 mg/l de CAP a remoção de DQO foi de 44 % e a remoção de NTK 46%, neste período se observou inibição por metais pesados e acúmulo de nitrito no sistema.

Palavras chaves: Efluente industrial; pré-tratamento; carvão ativado em pó; nitrificação; desnitrificação; ABR.

ABSTRACT

SASSIM, M. N. M. (2001). Evaluation of nitrification-denitrification processes of wastewater of chemical industry. São Carlos, 2001. 110p. Dissertation (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

A treatment system composed of both an aerobic complete-mix reactor and a anaerobic baffled reactor (ABR) was operated for 140 days to study the effects of the treatment of wastewater chemical industry by powdered activate carbon (PAC) and its implications in nitrification - denitrification processes. In the residue preliminary treatment, two concentrations of PAC were used. For the application of 10 mg/l of CAP the removal of COD was 60% and the removal of TKN was 50%. In this phase, the processes of nitrogen removal were possible to be completely carried out. For 5 mg/l of CAP, the removal of COD was 44% and the removal of TKN 46%. In this period, the inhibition by heavy metals and nitrite accumulation in the system was observed.

Keywords: Industrial wastewater; powdered activated carbon (PAC); nitrification; denitrification; anaerobic baffled reactor (ABR).

1- INTRODUÇÃO

A poluição do meio ambiente tornou-se assunto de interesse público em todas as partes do mundo. Não apenas os países desenvolvidos vêm sendo afetados pelos problemas ambientais; também as nações em desenvolvimento sofrem os grandes impactos da poluição. Isso decorre de um rápido crescimento econômico associado à exploração de recursos naturais. Ao lado dos crescentes problemas provocados pela contaminação do meio ambiente, estão os processos de produção utilizados para extrair matérias-primas e para transformá-las numa grande quantidade de produtos para fins de consumo.

Embora se registrem progresso no setor das técnicas de controle da poluição para vários campos da indústria de extração e transformação, ainda não se chegou, é preciso reconhecer, a métodos que propiciem um controle absoluto. É inegável, porém, a urgência na adoção de medidas de controle mais específicas, a fim de assegurar a não ocorrência de prejuízos irreparáveis, sob o ponto de vista do meio ambiente, mesmo nas áreas menos desenvolvidas.

Na indústria de um modo geral, a água é uma matéria-prima que se junta a outras para criar produtos acabados, ou pode ser utilizada como meio de transporte, como agente de limpeza em sistemas de refrigeração, como fonte de vapor e produção de energia.

Na indústria química, que às vezes gera poluentes extremamente perigosos, a água é a matéria-prima mais usada na manufatura de 150 produtos importantes, vindo o ar em segundo lugar. Vários minérios e minerais, usualmente considerados como os elementos básicos mais importantes na fabricação de produtos químicos, na verdade ficam aquém da água e do ar em frequência de uso (BRAILE, 1993).

Atualmente, os poluentes industriais que mais preocupam são os orgânicos, especialmente os sintéticos e os metais pesados. A poluição por matéria orgânica vem crescendo muito com a expansão acelerada das indústrias químicas e

petroquímicas. Deste modo, torna-se necessário a aplicação de técnicas de tratamento para os vários tipos de emissões de uma indústria. Particularmente, os efluentes líquidos podem ser tratados por meio de várias técnicas que variam de acordo com o tipo de indústria. Diz-se então que cada indústria é um caso distinto e que, entre indústrias do mesmo tipo, existem despejos diferentes (BRAILE, 1993).

O presente trabalho vem dar continuidade a uma linha de pesquisa, em processos de tratamento biológicos industriais, desenvolvida no Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (EESC-USP) que visa a cooperação entre Universidade e Indústria com a finalidade de trocar experiências e aperfeiçoar técnicas para benefício de ambos.

O primeiro trabalho foi realizado por AQUINO (1999), que avaliou o processo de produção e caracterizou o efluente líquido da Indústria Química Dissoltex, localizada na cidade de São Carlos-SP.

A indústria Química conta com um sistema de tratamento biológico projetado para remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada. Entretanto, o sistema tem apresentado inibição da atividade de nitrificação e desnitrificação e, segundo AQUINO (1999), isto pode estar ocorrendo devido a presença de metais pesados, principalmente o chumbo e zinco, que tem apresentado concentrações quatro vezes maiores que as aceitáveis para a ocorrência de nitrificação. Como solução para o problema AQUINO & BLUNDI (1999), estudaram a viabilidade do pré-tratamento dos esgotos da Indústria com a aplicação de CAP (carvão ativado em pó) para diminuir os efeitos das substâncias tóxicas no sistema. Neste estudo foram encontrados os parâmetros ótimos para aplicação do CAP como: concentração, tempo de mistura, tempo de sedimentação e gradiente de velocidade.

Assim sendo, pretende-se agora estudar, em escala de bancada, os efeitos da aplicação do CAP nos processos de nitrificação e desnitrificação e adicionar novos conhecimentos à esta linha de pesquisa.

2- OBJETIVOS

Constituem os objetivos deste trabalho:

-Estudo do pré-tratamento por carvão ativado em pó (CAP), dos efluentes de uma indústria química, com o intuito de viabilizar o processo de nitrificação, atualmente inibido e incipiente, no reator aeróbio pertencente ao sistema de tratamento da mesma.

-Estudo das potencialidades do reator anaeróbio (ABR - Anaerobic Baffled Reactor) no acompanhamento dos processos de degradação nele ocorridos, com a finalidade de verificar os seus efeitos para as distintas situações estudadas.

3- CONSIDERAÇÕES SOBRE A INDÚSTRIA QUÍMICA DISSOLTEX

Nos tópicos seguintes serão caracterizados, de forma resumida, os processos produtivos e a dinâmica de geração de resíduos da Indústria Química Dissoltex, localizada na Cidade de São Carlos, Estado de São Paulo, Brasil.

3.1- O PROCESSO DE PRODUÇÃO INDUSTRIAL

Os principais produtos fabricados pela Indústria Química Dissoltex são: tintas, vernizes, ceras, soluções de nitrocelulose, óleos para engraxe de couros, “thinners” e solventes orgânicos. A Tabela 3.1 apresenta as respectivas quantidades produzidas no período de Julho a Dezembro do ano 2000.

Tabela 3.1 – Produção Média Semestral da Indústria.

PRODUTOS	PRODUÇÃO MÉDIA MENSAL (TN)
CATALIZADORES E OUTROS	7,845
Ceras e “fillers”	3,723
Descalcinantes	9,714
Molhantes e remolhantes	1,707
Óleos para engraxe	14,9948
Penetrantes	4,108
Solventes, mordentes e “thinners”	54,155
Tingidores	2,165
Tintas (“primers” e esmaltes)	15,785
Vernizes e seladoras	31,710

Fonte: Indústria Química Dissoltex Ltda.

O processo de fabricação de tintas, vernizes, seladoras e catalisadores não gera em si resíduos líquidos. Este processo é feito dentro de tachos que ao final são lavados com solventes orgânicos. Os resíduos dos tachos são acumulados em “containers” para posterior reciclagem. Os tachos, onde são feitas tintas à base de água, são lavados diretamente com água corrente em área aberta, sendo os refugos coletados e encaminhados para o tanque pulmão do sistema de tratamento. A lavagem dos tachos, onde são feitos catalisadores, vernizes, seladoras e tintas à base de resina (tintas de esmalte sintético, de poliuretano e de epoxi), é conduzida para o tanque de decapagem, que acumula aproximadamente 7 m^3 . Segundo informações obtidas na Indústria, a limpeza do tanque é feita anualmente, sendo este esvaziado e os resíduos sedimentados enviados para um aterro sanitário. Entretanto, após o tacho, já parcialmente limpo, ser retirado do tanque de decapagem, ele costuma ser lavado com água corrente. Esta água residuária, juntamente com a produzida durante a lavagem dos pisos onde fica instalada a unidade de produção, contém resíduos de tintas, vernizes, catalisadores e pigmento¹, que serão encaminhados para o tanque pulmão. Sabendo-se que esta matéria-prima incorpora compostos como solventes orgânicos (tolueno, xileno, benzinhas, acetato de etila, dentre outros) e diversos metais pesados (Zn, Pb, Cd, Cr, Ti e Cu), esta fonte geradora de resíduos contribui para a introdução de carga tóxica no sistema biológico de tratamento (AQUINO, 1999).

Existem ainda três processos geradores de resíduos que lançam suas águas no sistema de tratamento. Um deles é a lavagem dos tambores (sulfonação de óleos) que acondicionam a matéria-prima e os produtos acabados, o outro é o sistema de coleta e lavagem dos gases liberados no interior dos galpões de trabalho (resíduo resultantes de um lavador de gases instalado na Indústria), e finalmente tem-se o processo de descarte de águas oriundas dos laboratórios, do restaurante industrial e dos sanitários.

3.2- O SISTEMA DE TRATAMENTO

O sistema de tratamento em funcionamento admite a coleta de todos os despejos industriais, inclusive os despejos da sulfonação de óleos, em um tanque

¹ A cor de uma tinta é conseguida com adição de anilina que é composta de metais pesados com Ti, Pb, Zn, Ni, Cr dependendo da cor desejada.

pulmão, de onde são bombeados para um tanque de equalização, contendo os despejos da sulfonação. Os efluentes do tanque de equalização são enviados para o reator aeróbio que foi projetado para remover tanto a matéria orgânica carbonácea como para promover a nitrificação da amônia existente nos despejos de sulfonação dos óleos (ECTA, 1989). O reator aeróbio recebe ainda o esgoto proveniente dos laboratórios, do restaurante e dos usos sanitários, que são previamente tratados em tanque séptico. Após o reator aeróbio há um reator anaeróbio de leito fixo (RALF) que foi concebido para promover a desnitrificação do despejo anteriormente nitrificado (ECTA, 1989). Finalmente, após passar por esta unidade, os efluentes industriais tratados são encaminhados para um interceptor de esgotos. Na Figura 3.1 está representado o sistema de tratamento da Indústria Química Dissoltex.

FIGURA 3.1- Representação do sistema de tratamento da Indústria Química Dissoltex.

O volume útil do reator aeróbio é 130 m^3 e seu TDH (Tempo de Detenção Hidráulica) é de 14 dias. O RALF (Reator Anaeróbio de Leito Fixo) possui volume útil de 15 m^3 e TDH de 11 dias.

4- REVISÃO DE LITERATURA

4.1- PROCESSOS BIOLÓGICOS DE TRATAMENTO

A disposição de esgotos brutos no solo ou em corpos receptores naturais como lagoas, rios, oceanos, etc é uma alternativa que foi e ainda é empregada de forma muito intensa.

Dependendo da carga orgânica lançada, os esgotos provocam a total degradação do ambiente (solo, água e ar) ou em outros casos, o meio demonstra ter condições de receber e de decompor os poluentes até que seja alcançado um nível que não cause problemas ou alterações acentuadas que prejudiquem o ecossistema local e circunvizinho.

Este fato demonstra que a natureza tem condições de promover o “tratamento” dos esgotos, desde que não ocorra sobrecarga e que haja boas condições ambientais que permitam a evolução, reprodução e crescimento de organismos que decompõem a matéria orgânica.

Em outras palavras, o tratamento biológico de esgotos é um fenômeno que pode ocorrer naturalmente no solo ou na água, desde que predominem condições apropriadas.

Em estações de tratamento procura-se, geralmente, reduzir o tempo de detenção hidráulica e aumentar a eficiência das reações bioquímicas, de maneira que se atinja um determinado nível de redução de carga orgânica em tempo e espaço muito inferiores em relação ao que se espera que ocorra ao ambiente natural (CAMPOS, 1994).

4.2- PROCESSO DE CONVERSÃO DA MATÉRIA ORGÂNICA

Os produtos primários da oxidação da matéria orgânica são CO_2 , H_2O , e NH_3 . O primeiro estágio ou DBO carbonácea consiste em oxidar matéria orgânica para esses produtos. Oxidação da amônia para nitrato (nitrificação) constitui um segundo estágio que ocorre simultaneamente como a oxidação carbonácea (DROSTE, 1997).

4.2.1- Conversão Aeróbia

Os elementos orgânicos do esgoto constituem-se de um grande número de compostos orgânicos que tem em comum a posse de no mínimo um átomo de carbono. Estes átomos de carbono podem ser oxidados quimicamente ou biologicamente para produção de dióxido de carbono. Estas reações resultam em uma rede de produção de energia e conseqüentemente compostos carbonáceos são oxidados pela maioria de microrganismos para obter a energia necessária para seu crescimento. Deste modo, a equação geral da respiração aeróbia pode ser expressa como (HORAN, 1991):

Tal equação é geral e simplificada, sendo que na realidade ocorrem diversas etapas intermediárias. A própria composição da matéria orgânica é simplificada, e neste caso a fórmula molecular da glicose é assumida como representativa da matéria orgânica carbonácea. Analisando-se a reação, podem ser destacados os seguintes aspectos, todos de importância no tratamento de esgoto (BRANCO, 1976):

- a estabilização da matéria orgânica (conversão a produtos inertes, como gás carbônico e água);
- a utilização de oxigênio;
- a produção de gás carbônico;
- a liberação de energia.

4.2.2- Conversão Anaeróbia

O processo anaeróbio de tratamento de resíduos líquidos é aquele no qual a matéria orgânica complexa é hidrolisada inicialmente originando compostos de cadeias curtas como açúcares, ácidos graxos e aminoácidos. Após essa fase inicial, os compostos resultantes passam por uma fase denominada acidogênese, no qual eles são degradados a ácidos orgânicos voláteis (acético, propiônico e butírico), dióxido de carbono e hidrogênio. Na etapa seguinte, a acetogênese, onde as bactérias acetogênicas transformam os ácidos orgânicos em acetato e hidrogênio. A metanogênese é a última etapa, onde os compostos formados anteriormente são levados a metano, dióxido de carbono e hidrogênio. Esta fase desenvolvida por dois tipos de *archae bactérias*, as metanogênicas acetoclásticas que operam conjuntamente com as formadoras de ácidos e as metanogênicas hidrogenotróficas que utilizam o hidrogênio liberado na hidrólise para levar o dióxido de carbono formado a metano (SPEECE, 1996).

A conversão da matéria carbonácea em condições anaeróbias processa-se da seguinte forma:

Tal equação é geral e simplificada, representando apenas o produto final de etapas intermediárias. Nela podem ser destacados os seguintes aspectos:

- a não exclusividade da oxidação. Se, por um lado, o carbono do CO_2 se apresenta em seu mais elevado estado de oxidação (+4), o oposto ocorre com o CH_4 , onde o carbono se encontra em seu estado mais reduzido (-4), podendo ser posteriormente oxidado (por exemplo, por combustão o metano é inflamável);
- a não utilização de oxigênio;
- a produção de metano e gás carbônico;
- a liberação de energia (inferior à respiração aeróbia).

A matéria orgânica foi apenas convertida a uma forma mais oxidada (CO_2) e em outra forma mais reduzida (CH_4). No entanto, a maior parte do CH_4 é desprendida para a fase gasosa, resultando em uma efetiva remoção da matéria orgânica.

A equação a seguir demonstra de forma genérica, para um composto orgânico $C_xH_yO_z$ (VAN HAANDEL E LETTINGA, 1994) :

Sobre os aspectos gerais da digestão anaeróbia (CAMPOS et al. 1999), explicam que nos sistemas de tratamento anaeróbio procura-se acelerar o processo da digestão, criando-se condições favoráveis. Essas condições se referem tanto ao próprio projeto do sistema de tratamento como às condições operacionais nele existentes. Em relação ao sistema de tratamento, têm-se duas prerrogativas básicas: (a) o sistema de tratamento deve manter grande massa de bactérias ativas que atue no processo de digestão anaeróbia e (b) é necessário que haja contato intenso entre o material orgânico presente no afluente e a massa bacteriana no sistema. Quanto às condições operacionais, os fatores que mais influem são a temperatura, o pH, a presença de elementos nutrientes e a ausência de materiais tóxicos no afluente.

4.3- REATOR AERÓBIO DE MISTURA COMPLETA SEM RECIRCULAÇÃO

Esse processo aeróbio se difere daquele denominado lodos ativados convencional pelo fato de não haver a etapa de sedimentação e recirculação da biomassa ativa. Em termos práticos ele pode ser comparado às lagoas de estabilização aeradas, nas quais o resíduo a ser tratado entra por uma extremidade, sai pela outra, e o oxigênio é forçosamente introduzido na massa líquida. É comum a utilização de aeradores mecânicos que além de introduzirem o oxigênio necessário para a decomposição aeróbia do despejo, promovem a mistura completa da massa líquida.

Ainda sobre esse reator, VON SPERLING (1997) descreve que pelo fato de não haver retenção de biomassa no sistema, este fluxograma sem decantação secundária e sem recirculação de sólidos não caracteriza um sistema de lodos ativados (Figura 4.1).

FIGURA 4.1- Representação esquemática de um reator de mistura completa (sem recirculação).

4.3.1-Microbiologia do Processo

Em geral, nos processos aeróbios os microrganismos processam a decomposição da matéria orgânica presentes no despejo de acordo com a reação abaixo:

onde: COHNS representa a matéria orgânica do despejo e $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ representa novas células.

Entretanto, nos processos de aeração prolongada, quando a relação de alimento / microrganismos (F/M) começa a ficar muito pequena, os microrganismos podem entrar em endogenia consumindo seu próprio material celular para prover energia para suas necessidades. A equação representa a massa bacteriana em endogenia.

4.3.1.1- MICRORGANISMOS PRESENTES

O conteúdo de um reator aeróbio consiste de uma massa de flocos circundantes pelo líquido misturado. Estes flocos são constituídos de agregados de microrganismos, matéria inorgânica, matéria orgânica coloidal e grande quantidade

de material particulado, todos sustentados juntos em uma matriz orgânica compacta. A população microbiana em um reator aeróbio é altamente especializada, com pouca diversidade de espécies onde predominam bactérias, fungos, protozoários e alguns metazoários.

a) BACTÉRIAS:

As bactérias constituem o mais abundante componente da comunidade biológica em todo processo de tratamento biológico, onde números superiores a 10^6 bactérias/ml de esgoto são freqüentemente encontrados. Em um reator aeróbio as bactérias podem ser consideradas a base dos flocos, tanto estrutural como funcional, estando universalmente presentes na mistura líquida. Como a maioria é saprófita, as bactérias são as principais responsáveis pela decomposição da matéria orgânica presente na água residuária (HENZE, M.; HARREMOES, P.; ARVIN, E., 1997).

b) FUNGOS:

Os fungos competem por alimento com as bactérias, e nessa competição normalmente as bactérias levam vantagens, e conseqüentemente mais bactérias que fungos são encontrados em uma instalação. Se o pH for baixo, favorecerá os fungos. Deste modo, a presença predominante de fungos em uma instalação pode indicar condições adversas de operação, como pH ácido, deficiência de nutrientes ou de oxigênio (BITTON, 1994).

c) PROTOZOÁRIOS:

Em sistemas de lodos ativados protozoários são predadores significantes de bactérias, fungos, algas além de matéria orgânica em suspensão.

Os protozoários podem auxiliar na identificação de toxidades em despejos. Deste modo como os protozoários predam bactérias livres não floculadas, sua população pode mudar rapidamente no caso de presença de substâncias tóxicas. Por exemplo, a população de *Aspidisca costata* é reduzida na presença de cádmio (JENKINS, 1993; BITTON, 1994).

d) ROTÍFEROS:

Rotíferos são metazoários com tamanho variando de 100µm a 500µm. Os metazoários do gênero *Philodina* e *Rotaria* são associados com alto nível de depuração do sistema de lodos ativados (BITTON, 1994).

4.3.1.2- O CRESCIMENTO DOS MICRORGANISMOS.

O crescimento de microrganismos em culturas puras pode ser observado segundo o modelo da curva de crescimento descrita por Monod, reproduzida na Figura 4.2, e que representa as seguintes etapas ou fases:

FIGURA 4.2- Representação da curva de crescimento dos microrganismos.

-Fase Lag ou de Aclimação: não ocorre aumento do número de microrganismos, à medida que nesta etapa eles elaboram o arsenal enzimático necessário ao consumo dos substratos;

-Fase Log ou exponencial: frente às condições adequadas de vida (substrato abundante, baixa concentração de metabólitos tóxicos, etc.) o microrganismo cresce com velocidade máxima, que pode ser representada por uma função exponencial;

-Fase Estacionária: a velocidade de crescimento dos microrganismos volta a ser nula, devido ao esgotamento dos substratos ou ao acúmulo de substâncias tóxicas em níveis incompatíveis com o desenvolvimento microbiano;

-Fase de Declínio: ocorre a diminuição do número de microrganismos (velocidade de crescimento negativa) causada pela sua morte e lise.

Nas fases estacionárias e de declínio, o microrganismo consome suas reservas protoplasmática (ocorre um *emagrecimento* celular), sendo este processo conhecido como metabolismo endógeno. Estas duas fases podem ser também chamadas de fase endógena. Embora a curva de crescimento tenha sido descrita para culturas puras, sua utilização é também bastante freqüente em culturas mistas, tal como no processo de lodos ativados (CETESB, 1989). Desta forma, em um reator real, onde uma população mista de bactérias não esteja em crescimento sincronizado, é possível manter uma parcela maior de bactérias na fase endógenas pela elevação do tempo de detenção celular no reator. Assim, mantendo-se a fase endógena garante-se que a relação F/M seja pequena e que a eficiência de remoção do substrato seja elevada.

4.3.1.3- A FLOCULAÇÃO BIOLÓGICA

A habilidade dos microrganismos flocularem em tanques de aeração, é dependente do nível de energia do sistema. As células são consideradas colóides hidrofílicos, carregadas negativamente e a dispersão é devido às forças eletrostáticas repulsivas entre si.

Flocos de lodos ativados são formados por dois tipos de componentes: um componente biológico, consistindo de uma grande variedade de bactérias, fungos, protozoários e alguns metazoários e um componente não biológico, formado por partículas inorgânicas e orgânicas (JENKINS et al, 1993).

Há três tipos genéricos de lodo, que refletem as características e o tipo de floco formado. "Nonbulking" é o caso ideal onde o lodo apresenta boa sedimentabilidade devido à presença equilibrada de microrganismos filamentosos. O "Filamentous bulking" ocorre pela super produção de microrganismos filamentosos que ocasiona a má sedimentabilidade do lodo, prejudicando, por conseguinte a qualidade do efluente final. O "Pin-point flocc", ocorre quando as partículas dispersas predominam e pioram a qualidade do efluente final devido a não sedimentabilidade (PALM et al. 1980).

JENKINS et al. (1993), esclarecem que para processos aeróbios de mistura completa produzirem um efluente bem clarificado, o nível de células bacterianas individuais e pequenos agregados de células deve ser pequeno para não causar um

aumento da turbidez do efluente final. Este problema ligado à floculação biológica pode ser relacionado ao crescimento disperso de microrganismos, à formação de flocos tipo “pin-point” e a desfloculação. JENKINS et al (1993), relacionam ainda três condições que podem ser a causa da desfloculação: intensidade de aeração, presença de surfactantes e presença de substâncias tóxicas.

4.4- REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO - ABR

O ABR (Anaerobic Baffled Reactor) é conhecido por se constituir de um tanque de diversas câmaras dispostas horizontalmente em série, cada qual separada por paredes ou chicanas verticais (Figura 4.3). O fluxo de esgoto em cada câmara é vertical ascendente, sendo que a alimentação sucessiva de cada câmara ocorre pelo efluente da anterior por meio de dispositivos, em geral tubulações. Fisicamente se assemelha a um tanque séptico com câmaras em série, não tendo, em geral, dispositivo interno de separação de sólidos e gases, podendo ser fechado ou totalmente aberto e ser construído enterrado, uma vez que requer menores profundidades.

FIGURA 4.3- Representação esquemática de um reator anaeróbio compartimentado por chicanas.

Com a crescente aplicação da tecnologia anaeróbia no tratamento de esgotos industriais, o reator compartimentado de chicanas vem sendo pesquisado desde a década de 80, por apresentar grandes benefícios em relação a sistemas de tratamento estabelecidos como reatores UASB (do inglês, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) e filtros biológicos (BARBER & STUCKEY, 1998).

Este reator apresenta grandes potencialidades de uso e inúmeras vantagens, tais como: melhor resistência a cargas de choques hidráulicas e orgânicas, longos tempos de retenção celular, baixa produção de lodo, baixo custo de construção e projeto simples (BARBER & STUCKEY, 1999). Ademais, a vantagem mais significativa do ABR é sua habilidade para separar longitudinalmente as fases de acidogênese e matanogêneses.

4.4.1- Microbiologia do Processo

Consórcio de microrganismos, principalmente bactéria, é envolvido na transformação de componentes orgânicos complexos para metano. Além disso, existem interações sinérgicas entre os vários grupos de bactérias implicadas na digestão anaeróbica do resíduo. A reação global é a seguinte:

Contudo, alguns fungos e protozoários podem ser encontrados na digestão anaeróbia, indubitavelmente bactéria são os microrganismos dominantes (BITTON, 1994). Desta forma, POVINELLI et al (1999) relatou a presença de fungos principalmente na primeira câmara de um ABR utilizando esgoto doméstico como substrato. Segundo os autores os fungos têm afinidade por componentes como celulose e lignina.

4.4.1.1- MICROORGANISMOS PRESENTES.

No ABR vários perfis de comunidades microbianas podem se desenvolver dentro de cada compartimento. A microbiologia dentro de cada câmara do reator dependerá do tipo e quantidade de substrato presente, bem como parâmetros externos tais como pH e temperatura.

Vários trabalhos descrevem a dinâmica das populações microbiológicas presentes no ABR. Os resultados estão sumarizados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Observações de bactérias em ABR.

REFERÊNCIA	OBSERVAÇÃO
Boopathy and Tilche, 1991, 1992; Tilche and Yang, 1987; Garuti et al.1992; Yang et al..1988; Bachmann et al..1985; Orozco, 1988	Predominância de Methanosarcina na frente do reator com Methanosaeta encontrada na parte de traz.
Grobicki, 1989	Bactéria semelhante a Propionicbacterium, Syntrophomonas and Methanobrevibacter encontras às proximidades sem grânulos. Methanosaeta e colônias de Syntrophomonas também observadas.
Tilche and Yang, 1987	Extenso número de Methanobacterium na frente do ABR com grânulos cobertos por Methanosarcina ao longo.
Polpraser et al, 1992	Observou principalmente Methanosaeta com alguns cocus; sem observar Methanosarcina.
Holt et al, 1997	Grânulos irregulares com aberturas de gás (bicos) cobertos por uma simples camada de bactérias; sem espécie predominante observada.
POVINELLE et al, 1999	Observou que os principais tipos morfológicos encontrados nas câmaras do ABR eram similares a <i>Methanococcales</i> , <i>Methanobrevibacter</i> e <i>Metanosaeta</i> .
Boopathy and Tilche, 1992	Encontradas Bactérias parecidas com Methanobrevibacter, Methanococcus e Desulfovibrio.

Fonte: Adaptado de BARBER & STUCKEY, (1998)

4.4.1.2-O CRESCIMENTO DOS MICRORGANISMOS.

Ver item 4.3.1.2

4.4.1.3-IMOBILIZAÇÃO DE BIOMASSA EM REATORES ANAERÓBIOS

As células microbianas existem numa faixa de tamanhos, formas e fases de crescimento, individualmente ou agregadas em várias microestruturas. Estas

condições têm um significado prático na digestão anaeróbia, uma vez que é provável que a forma de biomassa tenha um efeito significativo na sobrevivência do organismo e na transferência de nutriente e, conseqüentemente, na eficiência global do processo de digestão anaeróbia (CHERNICHARO, 1997). Entretanto, somente a retenção de biomassa através de granulação será abordada neste item, uma vez que foi o único processo observado no presente trabalho.

A imobilização é um fenômeno que ocorre em ambientes naturais ou artificiais (reatores) favoráveis e se trata de um agrupamento de diversos tipos de microrganismos. No tratamento de esgotos é desejável e necessário o desenvolvimento e a agregação de diferentes grupos metabólicos de microrganismos formando uma biomassa em quantidade adequada para que se aplique uma carga de esgoto compatível no reator.

Se não houver condições favoráveis ao desenvolvimento e retenção de uma grande quantidade de microrganismos em um reator, a sua capacidade ou velocidade de tratamento global será baixa, implicando aplicação de baixas cargas de esgoto ou necessidade de tanques de maiores dimensões para obter uma eficiência satisfatória (CAMPOS et al, 1999).

Os mecanismos que controlam a seleção e formação de grânulos estão relacionados a fatores físicos, químicos e biológicos, incluindo:

- as características do substrato (concentração e composição);
- a compressão gravitacional das partículas de lodo e a taxa superficial de liberação de biogás;
- as condições ideais para o crescimento das bactérias matanogênicas, como a presença de cátions bivalentes;
- a velocidade ascensional do líquido através do leito de lodo;

Os grânulos geralmente apresentam uma aparência bem definida, podem ter vários milímetros de diâmetro e se acumulam em grande quantidade no reator. A configuração granular apresenta diversas vantagens do ponto de vista de engenharia (GUIOT et al., 1992):

- os microrganismos usualmente se apresentam densamente agrupados;
- a não utilização de meio suporte inerte propicia um aproveitamento máximo do volume reacional do reator;

- a forma esférica dos grânulos proporciona uma relação máxima microrganismo/volume;
- os grânulos apresentam excelentes propriedades de sedimentação.

Embora a granulação não seja necessária para bom rendimento do ABR, distintos trabalhos têm notado presença de grânulos no reator. BOOPATHY & TILCHE (1991) operaram um ABR modificado (o inoculo continha 4,01 g SSV/l) com uma taxa de carregamento baixa (0,97 kg DQO/kg SSV d) e velocidade ascensional do líquido de 0,46 m/h. Subseqüentemente grânulos estáveis de 0,5 mm apareceram após um mês em todas as câmaras do reator.

4.5- REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO

Fazendo parte dos processos biológicos de tratamento de efluentes, as etapas de remoção das formas de nitrogênio estão encontrando aplicações crescentes à medida que as diversas atividades humanas se intensificam. Neste sentido os processos biológicos mostram-se de maneiras simples, eficazes, fáceis de serem projetados e operados.

A demanda crescente dos usos das águas naturais tem gerado necessidades crescentes de processos efetivos no tratamento de efluentes líquidos, e estratégias de gerenciamento dos recursos naturais. As tecnologias disponíveis para o controle do nitrogênio em efluentes industriais e domésticos têm se tornado uma poderosa ferramenta tanto para a correta disposição de efluentes, como para o gerenciamento das águas. O controle do nitrogênio, em efluentes líquidos, através da aplicação de processos biológicos, começou nos Estados Unidos ao final da década de 60, tendo sido identificado como de grande importância, demonstrado pelos efeitos adversos que as formas de nitrogênio apresentam sobre os sistemas aquáticos.

Os processos biológicos de remoção de nitrogênio - nitrificação e desnitrificação - apresentam-se com muita eficácia e simplicidade quando comparados a métodos físico-químicos como a cloração, troca iônica e deslocamento com ar (stripping), que embora possam e devam ser utilizados em certas situações, não são, algumas vezes, ambientalmente compatíveis como os processos biológicos. Por esta razão, os processos biológicos de remoção de nitrogênio além de estarem

substituindo os processos físico-químicos, estão encontrando aplicações crescentes, mesmo nas condições mais adversas, com melhores custos operacionais (FERREIRA, 2000).

O nitrogênio, quando presente juntamente com fósforo, no meio aquático, pode estimular o crescimento exagerado de algas e outras plantas aquáticas. Quando na forma de nitrogênio amoniacal, exerce demanda de oxigênio no ambiente aquoso e, dependendo da sua concentração no meio, pode ser tóxico para os peixes; nas estações de tratamento combina-se com o cloro durante a desinfecção. O nitrato-nitrogênio na forma oxidada - propriamente não representa uma ameaça, entretanto pode ser facilmente reduzido para nitrito pela enzima redutase abundante em plantas e microrganismos; nitrito é suspeito de ser precursor de alguns tipos de câncer e é causador de metaemoglobinemia (ECKENFELD & ARGAMAN, 1991, apud LOPES, 1999)

4.5.1- Nitrificação

Nitrificação é o primeiro passo na remoção de nitrogênio pelo processo de nitrificação-desnitrificação.

Duas bactérias são responsáveis pela nitrificação, *Nitrossomonas* e *Nitrobacter*. *Nitrossomonas* oxida a amônia para o produto intermediário nitrito. Nitrito é convertido para nitrato pela *Nitrobacter*. A conversão de amônia para nitrito envolve uma complexa série de reações que controla o processo de conversão global evidenciado pela falta de formação de nitrito no sistema. Equação aproximada para reação que ocorre pode ser escrita como a seguir (METCALF & EDDY, 1991).

Para *Nitrossomonas* a reação é:

Para *Nitrobacter* a reação é:

Estas reações permitem que as quantidades de substâncias químicas requeridas pelo processo sejam calculadas. Aproximadamente 4,3mg de O_2 por nitrogênio amoniacal oxidada para nitrito são necessárias. No processo de conversão, uma grande quantidade de alcalinidade é consumida: 8,64 mg HCO_3^- por cada mg de nitrogênio amoniacal oxidado.

Bactéria nitrificantes são sensíveis a uma grande variedade de inibidores. Uma variedade de agentes orgânico e inorgânico pode inibir o crescimento e ação destes organismos. Altas concentrações de amônia e ácido nitroso podem ser inibidores. O efeito do pH também é significativo. Existe uma estreita faixa ótima entre 7,5 à 8,6, mas sistemas aclimatados para baixas condições de pH tem nitrificado com sucesso.

Acredita-se que a influência do pH na nitrificação pode estar ligada ao fenômeno de inibição pelo substrato. De acordo com ANTHONISEN (1976) as formas não ionizadas de nitrogênio amoniacal e nitrito, isto é NH_3 (gás amoníaco) e HNO_2 (ácido nitroso), têm efeito inibitório tanto para as Nitrossomonas como para as Nitrobacter, sendo que as Nitrobacter reagem mais sensivelmente ao NH_3 .

A inibição da nitratação foi registrada em concentrações de 1 a 5 mg/L de NH_3 (ABELING & SEYFRIED, 1992); 3,5 mg/L de $N-NH_3$ (WONG-CHONG & LOEHR, 1978); 6,0 a 8,9 mg/L de $N-NH_3$ (MAURET et al., 1996); a partir de 1 mg/L de $N-NH_3$ (BALMELLE et al., 1992); entretanto, em sistemas onde as Nitrobacter foram adaptadas para maiores níveis de NH_3 , concentrações tão altas como 40 mg/L $N-NH_3$ foram suportadas (WONG-CHONG & LOEHR, 1978). Com relação a nitratação NEUFELD et al (1980) registraram o início da inibição em concentrações da ordem de 10 mg/L de $N-NH_3$ (apud LOPES, 1999)

A temperatura também exerce grande influência no crescimento das bactérias nitrificantes. Entretanto, quantificações desse efeito têm sido difíceis. Concentrações de oxigênio dissolvido acima de 1 mg/L são essenciais para nitrificação ocorrer (METCALF & EDDY, 1991).

Outros fatores são decisivos para o desenvolvimento das bactérias nitrificantes. Segundo SEDLAK (1991) uma pequena relação de F/M (Alimento/microrganismo), garante que os flocos formados em tanques de aeração

estejam em condições totalmente aeróbias. Assim a nitrificação ocorrerá com taxa máxima, mesmo para baixas concentrações de oxigênio dissolvido (Figura 4.4).

FIGURA 4.4- Efeitos de F/M na nitrificação

Desta forma, para o caso (a) uma baixa relação F/M e baixa concentração de oxigênio dissolvido tornam o floco inteiro aeróbio e a nitrificação acontece com taxa máxima. No caso (b) a alta taxa de utilização de oxigênio dissolvido resultante de alta relação de F/M, diminui a penetração de oxigênio e suprime a nitrificação. No caso (c), elevando a concentração de oxigênio dissolvido e alta relação F/M proporcionam boa penetração de OD e implementa a taxa de nitrificação (SEDLAK, 1991).

Em relação ao crescimento das nitrificantes vários autores propõem modelos matemáticos. Esses modelos propostos levam em consideração o efeito da temperatura e pH nas taxas de crescimento. Segundo HORAN (1991) os modelos tem sido combinados em equações, como a seguinte:

$$\frac{1}{\theta} = \mu_{n \max} \frac{(NH_4 - N)OD}{K_n + (NH_4 - N)K_{DO} + OD} [1 - 0,83(7,2 - pH)] \quad (4.6)$$

onde: θ é a idade do lodo requerido para nitrificação (d), K_n é a constante de saturação para amônia $-15^\circ C$, $\mu_{n \max}$ é a taxa de crescimento específico para nitrificantes e K_{DO} a constante de saturação para oxigênio.

K_n pode ser calculado em função da temperatura (T) na seguinte equação:

$$K_n(T) = 10^{0,051 T - 1,158} \text{ (mg/L)} \quad (4.7)$$

Segundo METCALF&EDDY (1991) o efeito da temperatura sobre $\mu_{\max}$ pode ser descrito por:

$$\mu_{\max}(T) = \mu_{\max}(15^{\circ}\text{C}) \cdot e^{0,098 \cdot (T-15)} \quad (4.8)$$

Apesar de a nitrificação ser um processo bastante estudado em esgotos domésticos e sua aplicação ser potencialmente viável, segundo VAN HAANDEL & MARAIS (1999) as temperaturas altas no Brasil permitem uma taxa de crescimento das nitrificadoras tão elevada, que o desenvolvimento desse processo é praticamente inevitável. Entretanto, quando se trata de esgotos industriais, percebe-se estar diante de um “cenário” mais desafiador e segundo ECKENFELDER Jr (1989), as várias substâncias tóxicas, comuns em águas residuárias industriais, podem inibir a ação das nitrificantes e sendo a concentração destes compostos elevada, torna-se necessário o adequado pré-tratamento.

Na Tabela 4.2 estão relacionados os principais compostos orgânicos e inorgânicos que inibem a nitrificação em lodos ativados.

*Tabela 4.2 – Compostos tóxicos inibidores da nitrificação
(a maioria dos valores é para culturas puras).*

SUBSTÂNCIA TÓXICA	CONCENTRAÇÃO (mg/L)
COMPOSTOS ORGÂNICOS	
Acetona	2000
Acetato de etila	18000
Álcool etílico	2400
Álcool metílico	160
Álcool n-butílico	8200
Álcool n-propílico	20000
Álcool alílico	19,5
Cloreto alílico	180
o-cresol	12,5
Clorobenzeno	100
Clorofórmio	10

Carbonato de guanídia	16,5
Dissulfeto benzotiazólico	38
Dissulfeto de carbono	35
Diciandiamida	250
Diguanida	50
2,4-diclorofenol	64
2,4-dinitrofenol	460
Dimetil ditiocarbamato de sódio	13,6
Éter dialítico	100
Escatol	7
Fenol	5,6
Hidrazina	58
8-Hidroxiquinolina	72,5
Isotiocianato alítico	1,9
Isotiocianato	0,0008
Mercaptobenzotiazol	0,0033
Metil ditiocarbamato de sódio	0,0009
Sulfato de metil tiorânio	6,5
Tiocianato de potássio	300
Tiocetamida	0,00053
Tiosemicarbazina	0,00018
Tiourea	0,000076
Trimetilamina	118
COMPOSTOS INORGÂNICOS	
Amônia livre	2,8
Cádmio	0,01-1,5
Chumbo	0,5-2,0
Cianeto	0,34
Cloreto	>10000
Cobre	0,005-0,5
Crômio (hexavalente)	0,25
Magnésio	50
Merúrio	1-150
Níquel	0,25
Sulfatos	500
Zinco	0,08-0,5

Fonte: AQUINO (1999)

4.5.2- Desnitrificação

Desnitrificação é o segundo passo na remoção de nitrogênio na forma de nitrato pelo processo nitrificação-desnitrificação. A remoção de nitrogênio na forma de nitrato convertido para gás nitrogênio pode ser biologicamente realizada sob condições “anóxicas” (sem oxigênio). A conversão de nitrato é realizada por uma gama de bactérias, onde destacam-se: *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonas*, e *Spirillum*. Essas bactérias são heterótrofas capazes de assimilar nitrato. O primeiro passo é a conversão de nitrato para nitrito. Esse estágio é seguido pela produção de óxido nítrico, óxido nitroso, e gás nitrogênio (METCALF&EDDY, 1991).

Segundo HENZE (1997) a oxidação do nitrogênio amoniacal para nitrito é realizada em vários passos, enquanto que a do nitrito para nitrato é realizada em um único passo – Equação 4.9. A reação intermediária entre a hidroxilamina e o nitrito não é conhecida.

Bactérias denitrificantes obtêm energia para crescimento da conversão de nitrato para gás nitrogênio, mas requerem uma fonte de carbono para síntese celular.

Segundo CRITES (1998), as principais variáveis que afetam o processo de desnitrificação são: concentração de nitrato, concentração de carbono, concentração de oxigênio dissolvido, temperatura e pH. Tem sido observado que a taxa de desnitrificação depende principalmente da natureza da concentração da fonte de carbono. Quando a concentração de carbono não é limitante a taxa específica de desnitrificação é ordem zero para baixas concentrações de nitrato.

Ainda sobre fontes de Carbono, FERREIRA (2000) explica que várias fontes de carbono podem ser utilizadas, quando disponíveis e se for o caso, para a redução via biológica dos nitratos e nitritos. A equação que define a relação requerida entre a DQO e o nitrogênio é:

$$\frac{DQO}{N} = \frac{2,86}{1 - 1,134.Y_{net}} \quad (4.10)$$

onde: Y_{net} representa a produção líquida de biomassa, com base na DQO, mg SSV/mg DQO removido.

Segundo HENZE (1997), um sistema de desnitrificação em que nenhuma parte da fonte de carbono é perdida através da oxidação pelo nitrogênio, a razão DQO/N encontra-se na faixa de 3,5 a 4,5.

Fatores importantes como alcalinidade e pH devem ser observados, pois durante a desnitrificação é produzida alcalinidade e as concentrações de ácido carbônico são diminuídas. A relação estequiométrica teórica é a produção de 3,57 mg CaCO_3 alcalinidade por mg nitrato reduzido a nitrogênio gasoso. Partindo-se de que a alcalinidade é aumentada e a concentração de ácido carbônico é diminuída, a tendência da desnitrificação é reverter parcialmente os efeitos da nitrificação e, portanto, elevar o pH do meio. A desnitrificação, além de ser uma etapa necessária à remoção de nitrogênio, pode ser interessante do ponto de vista da economia de energia e de produtos químicos de controle de alcalinidade. Segundo METCALF & EDDY (1991), a faixa ótima de pH está entre 7 e 8.

Quanto à cinética de desnitrificação, HORAN (1991) descreve os dois maiores fatores que afetam a desnitrificação são: a concentração do substrato (eletro doador) e a concentração de nitrato. Ambos efeitos podem ser modelados usando a cinética de Monod, e a taxa de crescimento é descrita por uma dupla equação de Monod, na seguinte forma:

$$\frac{d(\text{NO}_3)}{dt} = \mu_m \frac{N}{K_n + N} X \quad (4.11)$$

onde: μ_m é a taxa máxima de crescimento específico das bactérias denitrificantes e N a concentração de nitrato.

Valores para o coeficiente de saturação de nitrato (K_n) são geralmente muito baixos, na faixa de 0,08-0,1 g/l e assim $N \gg K_n$ e o termo de Monod para concentração de nitrato na equação 4.11 aproxima-se de 1. Então esta equação pode ser escrita como:

$$\frac{d(NO_3)}{dt} = \mu_m X \quad (4.12)$$

Isso explica que desnitrificação é uma reação de primeira-ordem com respeito à concentração de biomassa e ordem zero com respeito à concentração de nitrato.

Quanto à toxidade sabe-se que as bactérias desnitrificantes são mais resistentes que as nitrificantes. Isto ocorre pelo fato das desnitrificantes terem um μ_{max} maior e por encontrarem-se em maior diversidade de espécies. Assim caso haja a presença de substâncias tóxicas ou inibitórias, é bem provável que a desnitrificação seja bastante reduzida pela simples razão da nitrificação ser inibida (VON SPERLING, 1997).

4.6- PRÉ-TRATAMENTO DE EFLUENTES POR ADSORÇÃO EM CARVÃO ATIVADO EM PÓ (CAP)

O carvão ativado pode ser utilizado no tratamento de águas residuárias industriais de duas formas. Como tratamento terciário, após um tratamento biológico convencional, para remover compostos orgânicos refratários, ou como pré-tratamento. Este último caso pode ser útil em processos em que o despejo a ser tratado apresente elevada toxidade e/ou características inibitórias à atividade biológica (AQUINO, 1999).

Segundo ECKENFELDER (1989), em algumas estações de tratamento de resíduos industriais, no qual o processo de nitrificação é inibido pela presença de substâncias tóxicas, a aplicação do CAP (Carvão Ativado em Pó) tem se mostrado capaz de reduzir ou eliminar esta inibição.

METCALF & EDDY (199) esclarecem que a adsorção é um fenômeno de superfície que ocorre em três passos: macrotransporte, microtransporte e a adsorção propriamente dita. Macrotransporte envolve o movimento do adsorvato através da água para a interface líquido-sólido por advecção e difusão. Microtransporte envolve a difusão do adsorvato através dos macroporos do carvão ativado para os sítios de adsorção nos microporos e submicroporos do carvão.

Segundo FREEMAN (1998), o macroporo possui diâmetro maior que 1000 Å e os microporo entre 10 e 1000 Å. Os poros com diâmetro menor que 10 Å são geralmente considerados inacessíveis para muitos solutos. A distribuição de tamanho no interior dos poros é função do processo de fabricação. A área superficial interior total está tipicamente na faixa de 500 a 2000 m²/g.

Em geral, substâncias de grande peso moleculares são mais facilmente adsorvidas. Existe rápida formação de uma concentração interfacial de equilíbrio, seguida por lenta difusão das moléculas do soluto dentro dos poros capilares das partículas de carvão. A taxa varia reciprocamente com o quadrado do diâmetro da partícula, aumentando com o acréscimo da temperatura, e decrescendo com o aumento do peso molecular do soluto (ECKENFELDER, 1989).

A adsorção pelo carvão ativado funciona melhor para compostos pouco solúveis em água e que tem alto peso molecular. Além disso, o processo é ainda disponível para compostos inorgânicos como metais pesados, gás sulfídrico e cloro (MANAHAM, 1990). As principais substâncias de fácil adsorção por carvão ativado em pó (Tabela 4.3) são:

Tabela 4.3 – Substâncias de fácil adsorção por CAP.

Solventes Aromáticos	Benzeno, Tolueno, Xileno
Aromáticos Polinucleares	Nafitaleno, Bifenol
Aromáticos crorinados	Clorobenzeno, BCP's, Aldrim, Endrim,
Fenólicos	Toxofano, DDT.
Aminas alifáticas de alto peso molecular e aminas aromáticas	Fenol, Cresol, Resorcinol. Anilina, Diamina tolueno.
Surfactantes	Álquil benzeno sulfonados
Tinturas orgânicas solúveis	Azul de metileno, tinturas têxteis.
Combustíveis	Gasolina, querosene, óleos.
Alifáticos a ácidos aromáticos	Tar acids, ácido benzóico.

Fonte: (FREEMAN, 1998).

O grau em que a adsorção ocorrerá e as interconexões de equilíbrio tem sido correlatadas em relações empíricas de Freundlich e Langmuir. Em aplicações

práticas, as isotermas de Freundlich usualmente proporcionam uma satisfatória correlação. A isoterma de Freundlich é expressa como:

$$\frac{X}{M} = k.C^{1/n} \quad (4.13)$$

onde: K e n são constantes dependendo da temperatura, o adsorvente, e a substância a ser adsorvida.

5- MATERIAL E MÉTODOS

No intuito de estudar os processos biológicos de remoção de matéria orgânica nitrogenada, foram simuladas condições operacionais semelhantes ao sistema de tratamento da Indústria Química Dissoltex.

Projetou-se, em escala de bancada, um reator aeróbio com volume útil de 40 litros e TDH (tempo de detenção hidráulica) de 10 dias. Em seguida, utilizou-se um reator compartimentado anaeróbio de volume útil de 10 litros e TDH de 2,5 dias. Os reatores foram operados em série. O reator aeróbio promovia a nitrificação e o anaeróbio recebia seu efluente para realizar a desnitrificação. A figura 5.1 mostra especificamente os mecanismos envolvidos no sistema.

FIGURA 5.1- Remoção teórica de nitrogênio em duas fases das águas residuárias de uma Indústria Química.

Em função das características operacionais aplicadas ao sistema, o trabalho foi dividido em duas etapas de acordo com as concentrações de carvão ativado em pó utilizado no pré-tratamento dos esgotos da indústria química.

A primeira etapa se caracterizou por uma concentração de CAP, aplicada ao efluente industrial, de 10 mg/L e a segunda de 5 mg/L. Os reatores foram operados sob temperatura ambiente. O tempo de operação foi de 140 dias e os TDH dos reatores não variaram durante o experimento.

5.1- DESCRIÇÃO DO SISTEMA

5.1.1- Reator Aeróbio de Mistura Completa sem Recirculação

O reator aeróbio utilizado tinha a forma de um cilindro, construído em poliuretano, com volume total de 60 litros, sendo o volume útil de 40 litros. A altura do recipiente era de 80 cm. A uma distância de 60 cm borda do recipiente foram instalados dois registros do tipo gavetas ($1/2''$) que separados mediam entre si 20 cm. Os registros foram projetados para servirem como pontos de amostragem e descarte de lodo.

A introdução de ar no reator foi realizada por dois aeradores de aquário, cada um com duas saídas, sendo a difusão do oxigênio obtida pela utilização de pedras porosas. A vazão de ar foi regulada de modo a manter uma concentração mínima de 5 mg/L. Isto foi possível, pois os aeradores possuíam três estágios de regulação da vazão de ar. O efluente do reator aeróbio (Figura 5.2) era recalcado por uma bomba dosadora para o reator anaeróbio compartimentado.

FIGURA 5.2- Aspecto geral do experimento. Destaque para o reator aeróbio em primeiro plano.

5.1.2- Reator Anaeróbio Compartimentado

O reator anaeróbio (Figura 5.3) foi construído em chapas de acrílico, com 33,5 cm de comprimento por 10 cm de largura e 46,5 de altura. O reator foi dividido em 04 câmaras. A primeira câmara apresenta secção quadrada (10 cm X 10 cm) e as demais retangulares (10 cm x 7,3 cm). Todas as câmaras possuem chicanas dispostas a 0,8 cm da parede que as divide.

O fundo de cada compartimento tem forma de tronco piramidal invertido, cujas paredes formam um ângulo de 40° com a finalidade de facilitar a sedimentação e descarte do lodo.

Cada câmara possui quatro registros situados ao longo da altura. O efluente da última câmara é coletado em um vertedouro retangular que está conectado em um canal pelo qual o líquido é encaminhado para fora do sistema através de uma mangueira.

O reator é provido por uma tampa hermética, na qual possui um coletor de gás para cada câmara. Os gases coletados em cada câmara são enviados através de mangueiras de silicone a um coletor central, que por sua vez, conecta-se a um recipiente que funciona como selo hídrico e posteriormente encaminhado para um medidor de gás onde são medidos por deslocamento de líquido. O reator era alimentado com o efluente do reator aeróbio.

FIGURA 5.3- Aspecto geral do reator anaeróbio. As setas indicam o sentido de entrada (E) e saída (S) do fluxo.

5.1.3- Características do Substrato

A água residuária da Indústria Dissoltex já havia sido caracterizada no trabalho de AQUINO (1999), portanto no ano anterior a este trabalho. Entretanto, foram realizadas quatro campanhas semanais no mês de março de 2000 com objetivo de avaliar algumas mudanças nas características do despejo, em virtude dos processos de fabricação industrial serem extremamente dinâmicos, no qual foram observadas poucas variações nas características dos efluentes. A Tabela 5.1 relaciona as características do despejo coletados no tanque de equalização do sistema de tratamento da Indústria.

Tabela 5.1 – Composição da água residuária industrial.

PARÂMETRO	CONCENTRAÇÃO
DQO _{Total} (mg O ₂ /l)	19783 ± 6616
DQO _{Solúvel} (mg O ₂ /l)	9486 ± 4815
DBO ₅ (mg O ₂ /l)	7303 ± 1493
pH*	7-5
Sólidos Sedimentáveis (ml/l)	22 ± 36
Sólidos Totais (mg/L)	79133 ± 46652
Sólidos Totais Voláteis (mg/L)	74163 ± 45014
Sólidos Suspensos Totais (mg/L)	2662 ± 1617
Sólidos Suspensos Voláteis (mg/L)	2214 ± 1454
NTK (mg/L)	15697 ± 9620
N-amoniacal	1251 ± 537
N-orgânico	14446 ± 9180
Zn (mg/L)	5 ± 6
Pb (mg/L)	25 ± 13
Cd (mg/L)	0,49 ± 0,64
Ni (mg/L)	3 ± 4,39
Fe (mg/L)	117 ± 63
Mn (mg/L)	2,59 ± 2
Cr (mg/L)	17,3 ± 0,22
Cu (mg/L)	0,53 ± 0,90

(*) – Variação do pH antes da correção feita diariamente na unidade.

5.1.4- Pré-Tratamento Com Carvão Ativado Em Pó

AQUINO & BLUNDI (1999) realizaram estudos tipo “jar-test” para determinar as melhores condições de dosagem de CAP, tempo de mistura e gradiente de velocidade para a remoção de diversos poluentes, principalmente metais pesados, nas águas residuárias da Indústria Química Dissoltex, no qual se encontrou as seguintes condições ideais: concentração de CAP igual a 10 mg/L, gradiente de velocidade igual 125 s^{-1} , tempo de mistura de 90 minutos e tempo de sedimentação igual a 24 horas, sob pH 7,0.

No entanto, as condições encontradas poderiam não ser as mais econômicas e com base no estudo realizado, decidiu-se variar a concentração de CAP. Assim, estabeleceu-se uma nova concentração de 5mg/L, além da anteriormente mencionada baseado na Figura 5.4.

FIGURA 5.4- Variação da eficiência de remoção dos metais pesados com a dosagem de CAP (AQUINO & BLUNDI, 1999).

Por conseguinte, para melhor entendimento e análise dos resultados o trabalho de pesquisa foi dividido em duas fases:

- Fase I, ocorreu até o 110º dia de operação, caracterizando-se pela aplicação de 10 mg/L de CAP no afluente do reator aeróbio de bancada.

- Fase II, ocorreu a partir do 111º dia de operação até o final do experimento, caracterizando-se pela aplicação de 5 mg/L de CAP no afluente (tempo total de 30 dias) do reator aeróbio de bancada.

As aplicações do CAP foram realizadas somente no efluente do tanque de equalização da Indústria.

Nas coletas, periodicamente semanais, retirava-se amostras do tanque de equalização (TE) e tanque séptico (TS). Este resíduo era armazenado em uma câmara frigorífica mantido sob temperatura de $4\text{ C}^\circ \pm 0,5$.

Para viabilizar a aplicação do carvão, usou-se como misturador, um motor de furadeira a qual foi acoplada uma haste metálica (40 cm) contendo uma hélice, fabricada em chapa de acrílico, na sua extremidade.

A frequência de rotação era controlada através de um “dimer²” instalado no cabo de alimentação elétrica da mesma. Desta forma, variando a frequência do “dimer”, foi possível calibrar o misturador para o gradiente de velocidade de 125 s^{-1} .

Um recipiente com volume total de 35 litros, com um registro de gaveta ao fundo, foi utilizado para armazenar os resíduos durante a aplicação do carvão e facilitar sua retirada. Antes da aplicação, caso necessário, o pH era corrigido para 7,0. O tempo de mistura usado foi de 90 minutos.

Decorrido o tempo de mistura, o resíduo era sedimentado em 24 horas e então se procedia a retirada do carvão sedimentado através de descarga de fundo. O efluente tratado era armazenado em vasilhames plásticos e encaminhado à câmara frigorífica. A Figura 5.5 ilustra os equipamentos utilizados na aplicação do CAP.

² Regulador de frequência modular.

FIGURA 5.5-Equipamento utilizado na aplicação do CAP. À direita, recipiente e misturador. À esquerda, o equipamento em funcionamento.

5.1.5-Alimentação do Sistema

Como citado anteriormente, na remoção biológica de nitrogênio, os microrganismos necessitam de uma fonte de carbono para realizarem síntese celular. No sistema de Tratamento da Indústria Dissoltex esta fonte é obtida do efluente de um tanque séptico que está conectado diretamente ao tanque de aeração.

O Reator aeróbio recebe efluente de dois pontos, do tanque de equalização (TE) e do tanque séptico (TS) (Figura 3.1).

Em seu trabalho, AQUINO (1999) comprovou através de um balanço de massa, que a relação entre a vazão dos efluentes advindos do TS e TE é de 4:1. Portanto, cada porção que entra no reator aeróbio oriunda do TE é complementada por quatro do TS. Baseando-se nas condições descritas, com o objetivo de manter as mesmas condições de alimentação no sistema de bancada, uma composição de efluentes (TE e TS) foi criada pra alimentar o reator aeróbio. Assim, a única modificação na composição da alimentação (sistema de bancada) foi a utilização de efluente do TE, previamente tratado com CAP, que era misturado ao efluente do TS, segundo a condição de proporcionalidade citada (Figura 5.6).

FIGURA 5.6-Ilustração da fabricação do composto para estudo experimental.

Para manter o TDH no reator aeróbio de bancada próximo ao da Indústria e considerando um funcionamento de 12 horas como o real. A alimentação do reator aeróbio (bancada) passou ser de 2 litros (composto TE e TS) a cada 12 horas. Assim, com um volume de 40 litros o TDH do reator aeróbio foi de 10 dias.

A alimentação do reator anaeróbio se realizou através de uma bomba dosadora (ProMinent - CONB 1601 PP1) ligada ao reator aeróbio. A bomba foi calibrada para retirar 2 litros a cada 12 horas, desta forma, o TDH do Reator compartimentado, com volume de 10 litros, foi de 2,5 dias.

5.2- INOCULO USADO NA PARTIDA DOS REATORES

5.2.1- Reator Aeróbio

Antes da execução dos ensaios de laboratório, propriamente dito, e devido à natureza agressiva do resíduo a ser tratado, tornou-se necessário adaptar o inóculo às condições exigidas pelo despejo.

O lodo que serviu de inóculo (3829 de SST deste 71% eram SSV) foi conseguido junto a Indústria JOHANN FABER S/A, localizada no município de São Carlos-SP, devido as suas boas características microbiológicas e de

sedimentabilidade, indicando ausência de bactérias filamentosas e fungos (Figura 5.6).

FIGURA 5.7- Aspecto geral de um floco indicando presença de protozoários e ausência de bactérias filamentosas.-Microscopia de contraste de fase (ocular 10, objetiva 100 e zoom de 2,5)

O reator foi então preenchido com 4 litros de lodo, correspondente a 10 % do seu volume útil. Em seguida, durante 10 dias, o reator foi alimentado com um composto, confeccionado com efluentes do TS e TE na razão de 6:1, até atingir seu volume útil de 40 litros. Durante este período o pH foi mantido em torno de 7 e o oxigênio dissolvido superior a 5 mg/L. Após isto, procedeu-se análise microbiológica para verificação da adaptação do lodo. A análise indicou presença de protozoários (ciliados e nematóides) e ausência de fungos e microrganismos filamentosos. Deu-se então a operação do experimento.

5.2.2- Reator Anaeróbio

O tempo de aclimação da biomassa de inoculo no reator anaeróbio foi também de 10 dias e ocorreu no mesmo período do reator aeróbio. A quantidade de lodo inoculada foi de 1 litro (10 % do volume). O inoculo foi conseguido junto a empresa DACAR INDUSTRIAL S/A, localizada no município de Tiête-SP, proveniente de um reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket). O lodo

apresentava grânulos consistentes, bem formados e de tamanho homogêneo (30570 de SST deste 81% eram SSV). O exame de microscopia indicou grande presença de bacilos em cadeia (Figura 5.7 a-b), microrganismo relacionados a *Methanossarcina sp.* e *Methanossaeta sp.* Isto tornava o inoculo ideal para ser utilizado neste trabalho

FIGURA 5.8- Aspecto geral morfológico do usado no ABR.

Neste intervalo de tempo, o reator foi alimentado somente com efluente do TS da Indústria com um TDH de 24 horas. Não houve necessidade de correção do pH, pois a variação foi de 7,5-6,9. Decorrido os dez dias, o reator anaeróbio passou a ser alimentado com efluente do reator aeróbio.

5.3- ANÁLISES REALIZADAS PARA MONITORAÇÃO DO SISTEMA

5.3.1- Análises Físico-Químicas

As análises realizadas de acordo com frequência, método e local estão contidas na Tabela 5.2.

Os parâmetros como OD e pH foram realizados “*in situ*”, usando um potenciômetro marca Horiba, modelo E-26. O restante foi executado no Laboratório de Saneamento do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC segundo o Standard methods for the Examination of Water and Wastewater (1995).

Tabela 5.2 – Parâmetros analisados.

Parâmetros Analisados	Local		Frequência	Método
	Reator Aeróbio	Reator Anaeróbio		
Temperatura	Ambiente		2 x por dia	Termométrico
pH	Afluentes e efluente.	Afluentes, efluente e nas câmaras.	2 x por dia	Potenciométrico
Sólidos Totais	Afluentes e efluente	Afluentes, efluente e nas câmaras.	1 x por semana	Gravimétrico
DQO (bruta)	Afluentes e efluente	Afluentes, efluente e nas câmaras.	2 x por semana	Espectrofotométrica
Nitrato	Efluente	Afluentes, efluente e nas câmaras.	2 x por semana.	Espectrofotométrica
Nitrito	Efluente	Afluentes, efluente e nas câmaras.	2 x por semana.	Espectrofotométrica
NTK	Afluentes e efluente	Afluentes, efluente e nas câmaras.	1 x por semana.	Titulométrica
N-amoniaco	Afluentes e efluente	Afluentes, efluente e nas câmaras.	1 x por semana.	Titulométrica
Metais (Cd, Cr, Cu, Fe, Mg, Ni, Pb e Zn)	Afluentes e efluente	Afluentes, efluente e nas câmaras	1 x por semana	Espectrofotométrica
Alcalinidade	Afluentes e efluente	Afluentes, efluente e nas câmaras.	2 x por semana.	Titulométrica
Óleos e graxas	Afluentes e efluente	Afluentes, efluente e nas câmaras.	No final de cada fase.	Titulométrica

5.3.2- Análise de Difração de Raio X

Ao final de cada fase (I e II), coletava-se lodo do reator aeróbio e anaeróbio, secava-se as amostras e após um “banho de carbono”, efetuava-se as análises.

O equipamento utilizado foi um microscópio ZEISS modelo DSM 960 e um microanalisador de energia dispersiva de raios X (EDS) modelo QX2000.

5.3.3- Exames Microbiológicos

O acompanhamento microbiológico dos processos foi realizado ao longo do tempo de duração do experimento e de forma aleatória. Para tanto, utilizou-se microscopia óptica de luz comum, contraste de fase e fluorescência. O equipamento utilizado foi um microscópio marca OLYMPUS modelo BH2.

6-RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados obtidos durante a operação do sistema, são apresentados e discutidos a seguir.

Para melhor entendimento, o período experimental foi dividido em Fase I e Fase II, sendo que a Fase I foi caracterizada pela aplicação de 10 mg/L de CAP ao efluente do TE da Indústria e, a Fase II caracterizada pela aplicação de 5 mg/L de CAP aplicado ao mesmo efluente.

Os valores obtidos estão apresentados em tabelas no anexo A. As figuras correspondentes aos resultados serão exibidas ao longo deste capítulo.

6.1.- O REATOR AERÓBIO

A seguir se avalia o comportamento do reator aeróbio durante as Fases I e II.

6.1.1- Reator Aeróbio de Mistura Completa sem Recirculação – Fase I

O objetivo desta fase foi a estabilização dos reatores e a avaliação do comportamento do processo de remoção de nitrogênio, para aplicação de 10 mg/L de CAP no afluente do sistema de bancada. A duração deste período foi de 110 dias de operação contínua.

Após o período de adaptação da biomassa (10 dias definido pelo trabalho de AQUINO, 1999) o reator passou a ser alimentado com o composto (Item 5.1.5) obtido junto a Indústria Química.

FIGURA 6.1-Variação da DQO (Total), no reator aeróbio, durante a Fase I.

A Figura 6.1, que representa a variação de DQO pelo tempo, demonstra grande variação nas concentrações de entrada. Neste período a DQO média afluenta foi de $2274 \pm 502 \text{ mgO}_2/\text{l}$. A partir do 27º dia o reator começou a apresentar certa estabilidade³, permanecendo assim por aproximadamente 40 dias. Entre o 70º e o 90º dias o reator apresentou-se instável, mas, logo após se notou boa recuperação. Os picos de concentração de entrada são decorrentes da grande variação nas operações e processos da Indústria.

A DQO média no efluente foi de $936 \pm 278 \text{ mg/L}$. Entre o 30º e 70º dias a variação da DQO na saída permaneceu pouco suscetível às variações de entrada. A boa estabilidade do reator é crucial quando se trata resíduos agressivos e, segundo ECKENFELDER Jr. (1989), os efeitos de compostos tóxicos podem ser minimizados em reatores, como o usado nesta pesquisa, no qual o afluenta é diluído pelo conteúdo do tanque de aeração e os microrganismos estão em contato somente com a concentração efluente.

³ Estabilidade: pequena variação nos valores de remoção de DQO em um determinado período.

A Figura 6.2 mostra a variação da eficiência no reator aeróbio. Segundo a mesma, o reator apresentou eficiência⁴ média de $60 \pm 7\%$. Até o 70º dia a eficiência foi crescente e estável; após este período houve oscilações que tenderam a estabilidade após o 90º dia.

FIGURA 6.2-Variação da eficiência de remoção da DQO (Total), no reator aeróbio, durante a Fase I.

A Figura 6.3 demonstra as variações de pH e alcalinidade.

(a)

⁴ O cálculo usado para estimar a eficiência foi:

(Eficiência% = $\frac{\text{DQO saída} - \text{DQO entrada}}{\text{DQO entrada}} \times 100$).

(b)

FIGURA 6.3-Variação do pH (a) e alcalinidade (b) no reator aeróbio durante a Fase I.

Nos primeiros dias de operação, notou-se diminuição no valor do pH e como este não apresentava tendência de aumento e, baseado em METCALF & EDDY (1991) que recomenda um pH de operação entre 7,2 a 8,0 para processo de nitrificação em sistema de crescimento suspenso, adicionou-se a partir do 28º dia uma fonte externa de alcalinidade (Figura 6.3 a) para manter o pH em torno da faixa mencionada.

Quanto à alcalinidade, apesar de o sistema aeróbio produzi-la pela decomposição da matéria orgânica nitrogenada, em contra partida, ocorre remoção de CO_2 e H_2CO_3 por “stripping” e por consequência a alcalinidade tende a níveis baixos nestes sistemas.

A alcalinidade (Figura 6.3 b) média neste período foi de $201 \pm 18 \text{ mg CaCO}_3/\text{l}$ e, as concentrações adicionadas ao sistema (solução de NaOH) aumentaram conforme a necessidade do sistema.

FIGURA 6.4- Variação da matéria nitrogenada no reator aeróbio (as siglas AFT e EFT significam afluyente e efluente, respectivamente) durante a Fase I.

A Figura 6.4 demonstra a variação das principais formas de nitrogênio no reator aeróbio. Nota-se que o resíduo apresentou uma grande quantidade de nitrogênio orgânico. A Tabela 6.1 mostra o resumo das concentrações de nitrogênio no afluyente e efluente. Entre o 60° e 80° dias houve oscilação nas concentrações efluentes que pode ter gerado queda na eficiência.

Tabela 6.1 – Concentrações de NTK e N-amoniacal no afluyente (AFT) e efluente (EFT) do reator aeróbio (Fase-I). Valores Médios, desvio padrão, valores máximos e mínimos e eficiência média de remoção.

NITROGÊNIO (mg/L)	MÉDIA		DESVIO PADRÃO		VALOR MÁXIMO E MÍNIMO		EFICIÊNCIA MÉDIA DE REMOÇÃO OU TRANSFORMAÇÃO (%)
	AFT	EFT	AFT	EFT	AFT	EFT	
NTK	1210	618	613	182	2701-647	938-401	49
Amoniacal	207	97	66	39	360-140	176-43	53

A tabela 6.1 demonstra que o NTK foi menos removido ou transformado. Entretanto, deve-se levar em consideração a grande quantidade N-amoniacal presente no afluyente, uma vez que, a reação preferencial pelos microrganismos seria levar a fração amoniacal à nitrato e, posteriormente, com a escassez do nitrogênio amoniacal

os mesmos se valeriam da fração nitrogenada orgânica para produzir mais amônia. Deve-se também levar em conta que na matéria nitrogenada orgânica existe uma fração inerte e de difícil degradação, portanto a eficiência de transformação da fração amoniacal normalmente é superior a total (NTK).

FIGURA 6.5-Variação da concentração de nitrato e nitrito no efluente do reator aeróbio durante a Fase I.

A Figura 6.5 mostra as concentrações de nitrato e nitrito em função do tempo.

A produção significativa de nitrato (N-NO_3^-) foi notada a partir do 25º dia (Figura 6.5), sendo que as maiores concentrações estão entre o 60º e 70º dias e, após este período houve tendência de estabilidade.

Uma das razões para atraso no aparecimento de nitrato, pode ter sido a produção das nitrificantes que, segundo WARREN et al. (1990) citado por LOPES (1999), sistemas de mistura completa sem recirculação, requerem longos tempos de detenção hidráulica em função da baixa produção celular das bactérias nitrificantes (geralmente em torno de 15 dias).

Neste período a produção média de N-NO_3^- foi de 462 ± 320 mg/L e a de N-NO_2^- foi 113 ± 34 mg/L. A relação nitrato-nitrito foi de relativamente 4:1.

A Figura 6.6 demonstra as variações de sólidos no reator aeróbio.

(a)

(b)

(c)

FIGURA 6.6- Variação dos sólidos totais (a), sólidos fixos (b) e voláteis (c). No reator aeróbio (RA) e afluente (AFL) durante a Fase I.

Devido a natureza do sistema em questão, torna-se difícil uma análise abordando eficiência de remoção de sólidos.

Os valores médios das concentrações de sólidos foram: sólidos totais afluente (4223 ± 2048 mg/L) e sólidos totais no reator (5875 ± 1463 mg/L), sólidos voláteis afluente (3338 ± 1774 mg/L) e sólidos voláteis no reator (1729 ± 752 mg/L), sólidos fixos no afluente (884 ± 574 mg/L) e sólidos fixos no reator (4146 ± 1297 mg/L).

A maior parte dos sólidos voláteis no afluente (Figura 6.6 c), deve-se ao efluente do TS usado na composição do composto de alimentação do sistema. Já a grande quantidade de sólidos fixos (Figura 6.6 b), provavelmente, o maior contribuinte seja o efluente do TE, uma vez que existe grande quantidade de sais inorgânicos e particulados neste resíduo. Deve-se também levar em consideração que, os processos microbiológicos produzem sub produtos solúveis podendo estes contribuir para a parcela volátil.

A variação da média da TCOe (Figura 6.7) foi de $0,23 \pm 0,05$ Kg DQO/ m^3 .dia, mantendo-se com pouca variação entre o 30º e o 65º dia. Entre o 70º e o 90º dia se notou as maiores variações o que pode ter contribuído para perda de eficiência neste período.

FIGURA 6.7-Variação da Taxa de Carregamento Orgânico Específica (TCOe) no reator aeróbio durante a Fase I.

A Tabela 6.2 apresenta as concentrações de metais no afluente do reator aeróbio.

Tabela 6.2 – Concentrações afluentes de metais pesados durante a Fase I.

METAIS PESADOS (mg/L)– AFLUENTES (*)								
DIA	Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr
25	0,62	0,11	ND	ND	3,16	0,94	0,06	0,08
31	0,31	0,07	ND	ND	4,33	0,02	0,5	0,03
46	0,20	0,19	ND	ND	3,22	0,04	0,09	0,13
53	0,92	0,08	ND	ND	1,37	0,09	0,02	0,17
60	0,21	0,14	ND	ND	2,49	0,06	0,12	0,66
67	0,19	0,22	ND	ND	2,99	0,44	0,25	0,73
74	0,08	0,13	ND	ND	1,09	1,87	1,85	1,84
81	0,27	0,05	ND	ND	2,28	0,13	0,04	ND
89	0,55	ND	ND	ND	3,96	0,15	0,11	ND
96	0,30	0,1	ND	0,01	3	0,14	0,08	0,1
103	0,26	ND	ND	ND	4,3	0,17	0,14	0,01
Média	0,40	0,1	-	0,01	2,79	0,4	0,3	0,5
DP	0,30	0,1	-	-	1,0	0,6	0,6	0,6

(*) Os valores sombreados excederam os limites da Tabela 4.2. A sigla “ND” significa Não Detectado. “DP” significa Desvio Padrão.

Constata-se, para aplicação de 10 mg/L de CAP ao efluente do TE, que poucos valores excederam os limites aceitáveis (Tabela 6.2), tomando como referência o efeito de metais, referentes a trabalhos com culturas puras.

Tabela 6.3 – Concentração de metais pesados no reator aeróbio durante a Fase I.

METAIS PESADOS (mg/L) – REATOR AERÓBIO (*)								
DIAS	Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr
25	0,8	ND	ND	ND	0,78	ND	0,02	0,03
31	0,76	0,33	0,16	ND	4,11	1,11	0,82	0,08
46	0,53	0,37	ND	0,05	5,68	0,74	0,96	0,44
53	1,13	0,81	0,08	ND	3,38	0,05	0,52	0,28
60	0,49	0,09	ND	ND	2,96	0,42	0,61	0,83
67	0,63	0,24	ND	ND	1,39	0,53	0,19	0,93
74	0,37	0,13	ND	ND	0,58	0,23	0,04	0,01
81	2,87	0,6	0,02	0,26	16	2,23	1,85	0,23
89	2,93	0,21	ND	0,1	7,93	1,07	0,76	ND
96	1,92	0,45	ND	0,23	13,46	1,49	1,67	0,12
Média	1,31	0,35	0,09	0,14	6,21	0,88	0,75	0,30
DP	0,95	0,22	0,07	0,09	5,41	0,65	0,60	0,33

(*) Os valores sombreados excederam os limites da Tabela 4.2. A sigla “ND” significa Não Detectado. “DP” significa Desvio Padrão.

A Tabela 6.3 demonstra que os metais Zn, Pb, Mn, Cu e Cr permaneceram além dos valores limites (Tabela 6.3). Nota-se que as concentrações destes metais aumentaram no reator, isto pode ser explicado devido ao TDH (10 dias) que teoricamente promoveria o acúmulo dos mesmos.

O teste de EDX acusou a presença de Ti nesta fase as quantidades foram em ordens muito baixas e estavam dentro da margem de erro do método.

Entre o 70º e 90º dias os metais Zn, Mn e Cu alcançaram os maiores valores da Fase I, o que pode ter contribuído para queda da eficiência de remoção de DQO (Figura 6.2) no mesmo período. Entretanto, SPEECE (1996) argumenta que, para resíduos com elevada toxicidade, é essencial fornecer uma adaptação adequada. Segundo o mesmo, em ambientes adaptados a tolerância por certos tóxicos pode ser até dez vezes maior que a normal (sem adaptação).

6.1.2- Reator Aeróbio de Mistura Completa sem Recirculação – Fase II

Nesta fase objetivou avaliar o comportamento do processo de remoção de nitrogênio, para aplicação de 5 mg/L de CAP no afluente do sistema de bancada. A duração deste período foi de 30 dias de operação contínua. Verifica-se na Figura 6.8 que houve um aumento substancial nas concentrações de DQO de entrada em relação à Fase I. Isto pode ser explicado devido a diminuição da quantidade CAP aplicado ao efluente do TE que, conseqüentemente, adsorveria menor quantidade de substâncias orgânicas e inorgânicas do resíduo.

FIGURA 6.8-Variação da DQO (Total), no reator aeróbio, durante a Fase II.

A DQO média no afluente foi de 3256 ± 537 mg/L, ou seja, um aumento médio de 30% em relação à FASE I. Quanto a DQO média efluente o valor médio foi de 2110 ± 588 mg/L.

O reator apresentou eficiência⁵ média (Figura 6.2) de 35 ± 14 %. Nota-se que nos primeiros dias de alimentação do reator (dias 110 e 112) a eficiência ficou entre 48 e 60 %. Isto se deve ao efeito de diluição do reator que leva algum tempo para alcançar a uma nova concentração de equilíbrio dinâmico aparente em função do aumento da DQO afluente. Portanto, estas eficiências não retratariam fielmente o comportamento do reator.

FIGURA 6.9-Varição da eficiência de remoção da DQO (Total), no reator aeróbio, durante a Fase II.

A partir do 119º dia o reator começou a “estacionar” em uma faixa menor de variação.

⁵ O cálculo usado para estimar a eficiência foi:
(Eficiência% = $DQO_{saída} - DQO_{entrada} / DQO_{entrada}$) x 100.

A Figura 6.10 a mostra a variação do pH em função do tempo de operação.

(a)

(b)

FIGURA 6.10-Variação do pH (a) e alcalinidade (b) no reator aeróbio durante a Fase II.

A faixa de variação do pH (Figura 6.10 a) foi de 7 a 7,7, sendo assiduamente necessária a sua correção em função do processo de nitrificação.

A Figura 6.10b indica a variação da alcalinidade durante a fase experimental.

A alcalinidade média do período (Figura 6.10 b) foi de 217 ± 5 mg CaCO₃/L, demonstrando uma certa estabilidade do sistema apesar da mudança das concentrações de entrada.

Em relação à Fase I o NTK apresentou um pequeno aumento de concentração (Figura 6.11), cuja responsável foi a fração orgânica, visto que houve redução do nitrogênio amoniacal nesta Fase.

FIGURA 6.11-Variação da matéria nitrogenada no reator aeróbio (as siglas AFT e EFT significam afluente e efluente, respectivamente) durante a Fase II.

As mesmas considerações feitas sobre a DQO na Fase I valem para estes parâmetros (Tabela 6.4), ou seja, o reator precisa encontrar um novo equilíbrio de concentração quando há aumento da concentração afluente, o que pode explicar o pequeno aumento de eficiência deste período em relação à Fase I.

Tabela 6.4 – Concentrações de nitrogênio no afluente (AFT) e efluente (EFT) do reator aeróbio (Fase-II). Valores Médios, desvios padrões, valores máximos e mínimos e eficiência média de remoção.

NITROGÊNIO (MG/L)	MÉDIA		DESVIO PADRÃO		VALOR MÁXIMO E MÍNIMO		EFICIÊNCIA MÉDIA DE REMOÇÃO OU TRANSFORMAÇÃO (%)
	AFT	EFT	AFT	EFT	AFT	EFT	
NTK	1535	737	652	258	2493-997	1132-426	52
Amoniacal	188	85	38	22	245-160	111-51	55

A Figura 6.12 mostra a variação de nitrato e nitrito em função do tempo.

FIGURA 6.12- Variação da concentração de nitrato e nitrito no efluente do reator aeróbio durante a Fase II.

Neste período (Fase II) a produção média de N-NO_3^- foi de 583 ± 152 mg/L, e a de N-NO_2^- foi 234 ± 104 mg/L. A relação nitrato-nitrito foi de 2:1. Através da Figura 6.12 nota-se, em relação a Fase I, que houve um acúmulo nas concentrações de nitrito no reator aeróbio. Constatou-se que no 130º dia as quantidades de nitrito e nitrato quase se equivaleram. Segundo IIENZE (1997), a oxidação do N-amoniaco é o passo limitante do processo de nitrificação. Isso explica que grandes quantidades de nitrito deverão aparecer quando houver algum problema no sistema. O mesmo autor cita algumas situações que estão ligados ao acúmulo de nitrito como: arraste de sólidos biológicos, toxicidade e problemas operacionais.

Segundo IIAGOPIAN *et al.* (1998), quantidades elevadas de nitrito (o autor não citou valores) são conhecidas por inibirem a nitratação.

Portanto, apesar da eficiência de transformação do N-amoniaco ter sido superior à Fase I, constatou-se que uma boa parte não chegou a nitrato.

(a)

(b)

(c)

FIGURA 6.13- Variação dos sólidos totais (a), sólidos fixos (b) e voláteis (c). No reator aeróbio (RA) e afluente (AFL) durante a Fase II.

Os valores médios das concentrações de sólidos foram: sólidos totais afluente (5650 ± 1282 mg/L) e sólidos totais no reator (7069 ± 772 mg/L), sólidos voláteis afluente (3622 ± 1095 mg/L) e sólidos voláteis no reator (2981 ± 625 mg/L), sólidos fixos no afluente (2028 ± 893 mg/L) e sólidos fixos no reator (4088 ± 590 mg/L).

O aumento nas concentrações de sólido afluente (em relação a Fase I) pode ser explicado, pois na operação de sedimentação do CAP (logo após sua aplicação), forma-se uma interface que arrasta grande parte dos sólidos para baixo até chegar à sedimentação de impedimento. Como a concentração de CAP diminuiu substancialmente, de 5 para 10 mg/L, a interface perdeu relativamente intensidade de arraste. Outro fator principal é a diminuição da área específica de adsorção que sofreu diminuição de 50 %.

A variação da média da TCOe (Figura 6.14) foi de $0,34 \pm 0,05$ Kg DQO/dia m^3 , mantendo-se com pouca variação entre o 110º e o 125º dias. Uma vez que, a mudança da TCOE foi brusca, em consequência da mudança de Fases, e isso aliado a baixa taxa específica de crescimento das nitrificantes pode ter prejudicado o processo de nitrificação.

FIGURA 6.14-Varição da Taxa de Carregamento Orgânico Específica (TCOe) no reator aeróbio durante a Fase II.

A Tabela 6.5 e 6.6 mostram as concentrações de metais no reator aeróbio.

Tabela 6.5 – Concentração afluyente de metais pesados (mg/L) durante a Fase II.

<i>DIA</i>	<i>Zn</i>	<i>Pb</i>	<i>Cd</i>	<i>Ni</i>	<i>Fe</i>	<i>Mn</i>	<i>Cu</i>	<i>Cr</i>
110	0,03	ND	ND	0,39	2,9	0,76	0,04	0,05
117	0,89	0,47	0,06	0,8	1,45	0,05	0,02	0,98
131	1,46	0,78	ND	0,75	2,19	0,01	0,22	0,14
139	1,02	0,31	0,59	0,37	2,11	0,68	0,54	0,39
142	0,56	1,25	ND	0,58	3,03	0,12	2,12	0,68
Média	0,8	0,7	0,3	0,6	2,3	0,3	0,6	0,4
DP	0,5	0,4	0,4	0,2	0,6	0,4	0,9	0,4

(*) Os valores sombreados excederam os limites da Tabela 4.2. A sigla “ND” significa Não Detectado. “DP” significa Desvio Padrão.

Tabela 6.6- Concentração de metais pesados (mg/L) no reator aeróbio durante a Fase II.

<i>DIA</i>	<i>Zn</i>	<i>Pb</i>	<i>Cd</i>	<i>Ni</i>	<i>Fe</i>	<i>Mn</i>	<i>Cu</i>	<i>Cr</i>
110	1,69	0,18	ND	0,29	4,36	0,67	0,55	0,14
117	2,83	0,7	ND	0,47	21	1,52	2,11	0,27
131	2,96	0,52	0,07	0,33	17,92	0,94	1,33	0,18
139	0,18	0,15	0,01	0,99	ND	0,29	0,04	0,1
142	2,91	0,9	ND	0,81	34,47	1,43	2,14	0,43
Média	2,11	0,49	0,04	0,58	19,44	0,97	1,23	0,22
DP	1,20	0,33	0,04	0,31	12,36	0,52	0,93	0,13

(*) Os valores sombreados excederam os limites da Tabela 4.2. A sigla “ND” significa Não Detectado. “DP” significa Desvio Padrão.

A Tabela 6.5 demonstra que os metais Zn, Pb, Ni, Cu e Cr presentes freqüentemente estiveram fora dos limites de tolerância. O destaque é para o Ni que quase não foi detectado durante a Fase I e, nesta Fase se manteve fora dos valores de tolerância.

No reator (Tabela 6.6), o Zn, Ni, Pb, Cu e Cr apresentaram altas concentrações. As concentrações destes metais podem ter contribuído para a baixa eficiência em relação a transformação do nitrogênio do reator durante a Fase II. Observa-se que, aparentemente, as bactérias *Nitrossomonas*, responsáveis pela produção de nitrito, foram as que menos sofreram os efeitos da toxicidade. Entretanto as *Nitrobacter*, responsáveis pela oxidação do nitrito, foram as que mais sentiram os efeitos da presença dos metais. Isto pode justificar a grande quantidade de nitrito e as instabilidades nas concentrações de nitrato durante esta fase.

6.2.- O REATOR ANAERÓBIO (ABR)

A seguir se avalia o comportamento do reator anaeróbio compartimentado (ABR) durante as Fases I e II.

6.2.1- Reator Anaeróbio – Fase I

O objetivo desta fase foi a estabilização do reator e a avaliação do comportamento do processo de remoção de nitrogênio (desnitrificação), para aplicação de 10 mg/L de CAP no afluente do sistema de bancada. A duração deste período foi de 110 dias de operação contínua.

Após o período de adaptação da biomassa (10 dias) o reator passou a ser alimentado com o efluente do reator aeróbio.

A Figura 6.15 expressa as variações de DQO em função do tempo.

FIGURA 6.15- Variação da DQO (Total), no ABR, durante a Fase I.

Neste período a DQO média afluente foi de 936 ± 278 mgO₂/l.

A DQO média no efluente foi 383 ± 110 mgO₂/l. Sem dúvida, o efeito equalizador do reator aeróbio ajudou o ABR a entrar em estado estacionário em pouco tempo. Nota-se que entre o 80º e 90º dias o reator sofreu um período de instabilidade.

Outro fator importante a ser notado na Figura 6.15 é o aumento da DQO na massa líquida do reator. Segundo BARBER, W. P.; STUCKEY, D.C., (1999), que operaram um ABR em condições de desnitrificação, observaram que existe aumento na DQO em função do crescimento de bactéria desnitrificantes. Entretanto, NACHAIYASIT & STUCKEY (1997) relacionaram o mesmo fenômeno na massa líquida do ABR à zonas mortas e formação de canais preferenciais .

A Figura 6.16 demonstra que o reator alcançou uma certa estabilidade a partir do 35º dia. A configuração do sistema (aeróbio-anaeróbio) pode ter ajudado à partida relativamente rápida, uma vez que o reator aeróbio absorveu e equalizou as cargas aplicadas. As maiores variações foram notadas ente o 65º e 85º dias. A eficiência média neste período (Fase I) foi de 59 ± 7 (%).

FIGURA 6.16-Variação da eficiência de remoção da DQO (Total), no ABR, durante a Fase I.

A Figura 6.17 demonstra a variação de pH e alcalinidade no ABR durante a Fase I.

(a)

(b)

FIGURA 6.17-Variação do pH (a) e alcalinidade (b) no reator ABR durante a Fase I.

A Figura 6.17b demonstra um aumento da alcalinidade no ABR, isso se deve ao processo de desnitrificação que, ao contrário da nitrificação, produz alcalinidade.

Como consequência da produção de alcalinidade (Figura 6.17a) o pH alcançou valores relativamente altos.

A Tabela 6.7 resume os valores de pH e alcalinidade.

Tabela 6.7 – Variação do pH e concentrações de alcalinidade no ABR durante a Fase I.

Câmaras (ABR)	Alcalinidade Média (mg CaCO_3/l)	pH (Max-Mín)
C1	324 ± 69	8,87-7,32
C2	333 ± 95	8,81-7,14
C3	334 ± 101	8,83-7,18
C4	332 ± 109	8,81-7,32

A Figura 6.18 mostra a variação de NTK e N-amoniaco no ABR durante a Fase I.

(a)

(b)

FIGURA 6.18-Variação de NTK (a) e N-amoniaco (b) do aflúente e efluente do ABR durante a Fase I.

A Tabela 6.8 resume os valores de nitrogênio em várias formas.

Tabela 6.8 – Valores médios das concentrações de NTK, N-amoniacal, N-orgânico e relação N-amoniacal/NTK do afluente e efluente no ABR durante a Fase I.

	NTK (mg/L)		N-amoniacal (mg/L)		N-orgânico (mg/L)		N-amon/NTK	
	AFL	EFL	AFL	EFL	AFL	EFL	AFL	EFL
ABR	618	302	97	120	521	168	0,2	0,5

Constata-se na Figura 6.18 a-b que, houve aumento de nitrogênio (NTK e N-orgânico) no reator. Isto se deve ao fato do reator aeróbio não conseguir consumir todas as formas de nitrogênio. O principal fator contribuinte para o aumento de NTK e principalmente N-orgânico no reator (ABR) é o bombeamento do material celular (lodo) do reator aeróbio para o mesmo e, também, a produção deste material no ABR. Neste caso, seria indispensável a recirculação do resíduo para amenizar os aumentos globais de nitrogênio no sistema, ou aumentar o TDH. No caso do TDH, verifica-se que 2,5 dias (TDH do ABR) foi relativamente baixo para um sistema sem recirculação.

Em função do bombeamento do lodo para o ABR, surgiram vários problemas operacionais como: freqüente entupimento das chicanas e da bomba.

(a)

(b)

FIGURA 6.19-Variação de nitrato (a) e nitrito (b) no ABR durante a Fase I.

A Figura 6.19 a mostra que houve uma boa remoção de nitrato entre o 40° e 80° dias, entretanto após este período houve tendência de queda. A eficiência média de remoção do nitrato foi de 73 ± 11 (%), com tendência de queda nos últimos dias.

O nitrito (Figura 6.19b), mostrou-se mais estável e a eficiência média de remoção foi de 85 ± 17 (%).

Nota-se que a eficiência de remoção de nitrato foi menor que a do nitrito.

A remoção do nitrito seria feita através do fenômeno chamado de “Nitritação”, que seria levar o nitrito diretamente para N_2 , sem a produção intermediária de nitrato. Pouco ainda se conhece a respeito desse fenômeno, mas recentes estudos têm mostrado grandes vantagens deste processo. Segundo CHOI (1999), que comparou a desnitrificação a partir do nitrito com a convencional ($NO_2 \rightarrow NO_3 \rightarrow N_2$), a “Nitritação” requer 40% menos quantidade de fonte de carbono comparada com a desnitrificação convencional. Assim, o sistema frequentemente opera com uma baixa relação DQO/N, o que seria economicamente vantajoso para sistemas com altas cargas de nitrogênio.

A Figura 6.20 mostra as quantidades de sólidos no ABR durante a Fase I.

(a)

(b)

(c)

FIGURA 6.20-Variação dos sólidos totais (a), sólidos voláteis (b) e fixos (c) no ABR durante a Fase I.

O bombeamento do efluente do reator aeróbio foi decisivo para altas concentrações de sólidos no ABR, como consequência não houve grandes diferenças entre os sólidos ST (Figura 6.20a) de entrada e saída. Neste caso, o projeto do reator foi fundamental, pois a primeira câmara era maior que as demais. Entretanto, com o passar do tempo o lodo produzido no RA foi se acumulando, principalmente na primeira câmara, o que causava entupimento freqüente nas chicanas.

Foi também detectado aumento dos sólidos fixos (Figura 6.20), provavelmente em função do crescimento da biomassa no ABR.

A Tabela 6.9 mostra os valores de metais no ABR durante a Fase I

Tabela 6.9– Valores médios das concentrações de metais pesados (mg/L) no ABR durante a Fase I. (C1-câmara1, C2-câmara2, C3-câmara3, C4-câmara4 e DP-desvio padrão).

ABR	Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr
C1	0,38	0,09	0	0,01	0,3	0,3	0,09	0
DP	0,12	0,04	-	0,02	0,2	0,1	0,12	-
C2	0,27	0,03	0	0	0,2	0,2	0,02	0
DP	0,13	0,04	-	0,02	0,2	0,1	0,03	-
C3	0,14	0,03	0	0,01	0,1	0,1	0,02	0
DP	0,11	0,08	-	0,02	0,2	0,1	0,04	-
C4	0,05	0,04	0	0,01	0,1	0,1	0,02	0,01
DP	0,05	0,07	-	0,02	0,21	0,1	0,04	0,02

Nesta Fase as médias de metais não foram significativamente altas, uma vez que parte deles provavelmente foi incorporada ao material celular do RA e outra parcela ficaria retida na manta de lodo existentes nas câmaras do ABR.

Os metais, no ABR, em baixas concentrações podem ser benéficos ao processo. Segundo SPEECE (1996), o Zn, Fe, Cu e Ni são estimulantes do processo anaeróbio.

6.2.2-Reator Anaeróbio – Fase II

Nesta fase se objetivou avaliar o comportamento do processo de remoção de nitrogênio (desnitrificação), para aplicação de 5 mg/L de CAP no afluente do sistema de bancada. A duração deste período foi de 30 dias de operação contínua.

Na Figura 6.21 estão graficamente expressos os valores da DQO no ABR durante a Fase II.

FIGURA 6.21-Variação da DQO (Total), no ABR, durante a Fase II.

Com a diminuição da quantidade CAP aplicada ao afluente do sistema e o aumento da TCOe (Figura 6.14) o ABR passou a ser alimentado com o “novo” efluente do RA. Entre os dias 110º a 125º (Figura 6.21), o reator apresentou alterações, em relação a DQO, que podem estar relacionada à mudanças no afluente.

A eficiência média da DQO no afluente foi de $2110 \pm 588 \text{ mgO}_2/\text{l}$, e a do efluente foi de $1007 \pm 359 \text{ mgO}_2/\text{l}$.

FIGURA 6.22-Variação da eficiência de remoção da DQO (Total), no ABR, durante a Fase II.

A eficiência média do ABR nesta Fase foi de 52 ± 6 (%). Em relação à Fase I houve uma perda de 7%.

Nos primeiros dias houve tendência de perda de estabilidade (Figura 6.22), porém entre os dias 124 e 131, notou-se uma ligeira recuperação que logo decaiu e se manteve até o final do período.

A Figura 6.23 demonstra as evoluções gráficas do pH e alcalinidade no ABR durante a Fase II.

(a)

(b)

FIGURA 6.23-Variação do pH e alcalinidade no reator ABR durante a Fase II.

Em relação a Fase I houve uma redução dos valores do pH e alcalinidade (Figura 6.23 e Tabela 6.10). Isto pode estar relacionado à perda de eficiência e, sobretudo a redução das taxas de desnitrificação.

Tabela 6.10 – Variação do pH e concentrações de alcalinidade no ABR durante a Fase II.

<i>Câmaras (ABR)</i>	<i>Alcalinidade Média (mg CaCO₃/l)</i>	<i>pH (Max-Mín)</i>
C1	291 ± 18	7,89-7,32
C2	283 ± 11	7,81-7,11
C3	273 ± 10	7,7-7,18
C4	273 ± 12	7,8-7,4

A Figura 6.24 mostra as evoluções gráficas do NTK e N-amoniacal durante a Fase II.

(a)

(b)

FIGURA 6.24-Variação de NTK (a) e N-amoniacoal (b) do aflúente e efluente do ABR durante a Fase II.

A concentração aflúente de NTK (Figura 6.24 a) apresentou um aumento significativo fruto da variação do resíduo industrial, principalmente no TS que neste período apresentou-se com grande quantidade de material em suspensão.

O N-amoniacoal (Figura 6.24b), em função da melhoria de eficiência de remoção ocorrida neste período (Fase II) no RA, apresentou valores menores.

Em relação a Fase I, a relação N-amoniacoal/NTK (Tabela 6.11) efluente demonstra que houve uma diminuição no grau de amonificação no ABR.

Tabela 6.11 –Valores médios das concentrações de NTK, N-amoniacoal, N-orgânico e relação N-amoniacoal/NTK do aflúente e efluente no ABR durante a Fase II.

	NTK (mg/L)		N-amoniacoal (mg/L)		N-orgânico (mg/L)		N-amon/NTK	
	AFL	EFL	AFL	EFL	AFL	EFL	AFL	EFL
ABR	722	435	79	84	648	351	0,1	0,2

A Figura 6.25 mostra as variações na concentração de nitrito e nitrato no ABR durante a Fase II.

A Figura 6.25 a acusa que houve uma diminuição da remoção de nitrato em relação à Fase I. A eficiência média de remoção do nitrato foi de 48 ± 16 (%).

(a)

(b)

FIGURA 6.25- Variação de nitrato (a) e nitrito (b) no ABR durante a Fase II.

A eficiência média do nitrito (Figura 6.25 b) foi de 50 ± 7 (%) e, sofreu uma perda menor em relação ao nitrato.

(a)

(b)

(c)

FIGURA 6.26-Variação dos sólidos totais (a), sólidos voláteis (b) e fixos (c) no ABR durante a Fase II.

Em relação a Fase I as mudanças fundamentais ocorreram nos valores do sólidos voláteis (Figura 6.20 b) que diminuíram significativamente.

A Tabela 6.12 mostra as variações de metais no ABR durante a Fase II.

Tabela 6.12 –Valores médios das concentrações de metais pesados (mg/L) no ABR durante a Fase II. (C1-câmara1, C2-câmara2, C3-câmara3, C4-câmara4 e DP-desvio padrão).

ABR	Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr
C1	0,45	0,14	0,10	0,06	0,4	0,4	0,16	0,05
DP	0,16	0,07	0,20	0,06	0,6	0,1	0,25	0,04
C2	0,1	0,12	0,01	0,07	0,17	0,4	0,02	0,03
DP	0,07	0,08	0,02	0,07	0,24	0,05	0,02	0,03
C3	0,14	0,15	0,01	0,06	0,72	0,4	0,02	0,03
DP	0,13	0,1	0,02	0,08	1,4	0,1	0,02	0,02
C4	0,28	0,11	0,01	0,07	0,09	0,37	0,03	0,03
DP	0,3	0,09	0,02	0,06	0,19	0,06	0,04	0,03

Nesta Fase houve um aumento em todas as concentrações de metais no ABR I. Isto pode ter ajudado na queda de eficiência que ocorreu nesta Fase.

6.1.- AVALIAÇÃO GLOBAL E MICROBIOLÓGICA

Tem-se como objetivo deste tópico item e relacionar a composição microbiológico do sistema com os parâmetros físico-químicos.

Os valores globais obtidos na fase experimental estão sumarizados na Tabela 6.13.

Tabela 6.13 –Valores globais médios obtidos para as dosagens de CAP de 5 e 10 mg/L.

Dosagem de CAP				
Parâmetros	10 mg/L (Fase I)		5 mg/L (Fase II)	
	RA	ABR	RA	ABR
DQO ⁽¹⁾	60	59	35	52
NTK ⁽¹⁾	49	51	53	40
N-NH ₄ ⁺ ^(1,2)	53	-	55	-
N-NO ₃ ⁻ ^(1,3)	-	73	-	48
N-NO ₂ ⁻ ^(1,3)	-	85	-	50
NH ₃ ⁽⁷⁾	5- 7	28 - 31	16 - 24	11 - 14
N-amoniaco/NTK ⁽⁴⁾	-	0,5	-	0,2
TCOe ⁽⁵⁾ (Kg	0,23		0,34	
DQO/m ³ .dia)				
Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn,	1,31-0,35-0,09-	0,21-0,05-0-	2,11-0,49-	0,2-0,13-0,03-
Cu e Cr- ⁽⁶⁾ (mg/L)	0,14-6,21-0,88-	0,01-0,18-0,20-	0,04-0,58-	0,07-0,34-0,4-
	0,75-0,30	0,03-0	19,44-0,97-	0,06-0,04
			1,23-0,22	
pH	7 - 7,5	7,14 - 8,87	7 - 7,7	7,4 - 7,89
OD ⁽⁶⁾ (mg/L)	5,3	0,3	5,5	0,2
Alcalinidade (mg	201	331	217	280
CaCO ₃ /l)				
Óleos e graxas (mg/L)	17	12	21	16

(1) eficiência de remoção (%).

(2) eficiência negativa, pois há produção de amônia no ABR.

(3) eficiência negativa, pois há produção de nitrato no RA.

(4) relação efluente.

(5) Taxa global aplicada ao sistema.

(6) valores médios medidos nos reatores

(7) Faixa de variação calculada a partir das temperaturas máximas e mínimas (15-25 C°), levando em conta o maior pH do período.

Durante a Fase I o RA apresentou eficiência de remoção de DQO_{Total} de 60 (%) e o ABR de 59 (%) (Tabela 6.13), confirmando o sucesso na adaptação previamente realizada. Quanto à remoção de nitrogênio, o RA obteve boas taxas de produção de nitrato e o ABR não demonstrou instabilidade de eficiência na desnitrificação. A remoção de metais foi de maneira geral satisfatória.

A Fase II foi marcada por redução na eficiência (Tabela 6.13) e instabilidade nos processos. Neste período houve acúmulo de nitrito no RA e intensificação dos problemas operacionais que ocorreram na Fase I. Houve diminuição da remoção de DQO (Tabela 6.13) nos reatores e conseqüentemente na remoção de nitrogênio. O principal fator que contribuiu para isto foi a mudança brusca na dosagem do CAP, que gerou aumento na TCOe, aumento nas concentrações de metais, óleos, graxas e substâncias refratária e surfactantes, muito comuns neste tipo de resíduo.

Existem outros fatores que devem ser considerados para o tratamento específico deste resíduo; um deles é a relação DBO_5/DQO . Tomando por base os valores da Tabela 5.1, esta relação é igual a 0,37. Segundo METCALF & EDDY (1991) um valor menor que 0,3 indica baixa biodegradabilidade e/ou alta toxicidade.

Outro fator importante, estudado para esgoto sanitário, é a razão NTK/DQO que varia na faixa de 0,15 – 0,20 e de acordo com VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) quando ela é maior que 0,15 – 0,20, o processo de nitrificação pode ser comprometido. No presente trabalho esta razão variou entre 0,4 e 1 $mgN/mgDQO$.

Para desnitrificação uma relação importante é a de DQO/NO_3^- . Segundo WINTER & ZAYED (1998), que operaram um sistema desnitrificante alimentado com efluente de uma indústria de laticíneos, a desnitrificação obteve 100% de eficiência quando a relação DQO/NO_3^- esteve próximo a 6. Neste trabalho esta relação obteve valor médio de 6,7.

Na Figura 6.27, verifica-se a composição microbiológica do lodo do reator aeróbio durante as Fases I e II.

FIGURA 6.27- Morfologias celulares observadas no lodo do RA durante o período experimental: (a) e (b) floco biológico padrão durante a Fase I; (c) e (d) floco biológico padrão durante a Fase II.

Na Fase I (Figura 6.27 a-b) os flocos biológicos do RA mostraram-se estruturalmente densos com boa sedimentabilidade e ausência de bactérias filamentosas. A presença de protozoários (Figura 6.27-b) indicou uma boa depuração do resíduo. Entretanto, notou-se uma grande quantidade de matéria refratária no interior dos flocos (Figura 6.27-a), provavelmente partículas de CAP e outras impurezas.

O aspecto microbiológico do RA na Fase II reflete de forma clara as quedas na eficiência e instabilidades em relação aos parâmetros físico-químicos (Tabela 6.13). A Figura 6.27-c indica que na Fase II os flocos apresentaram estruturas mais delgadas e uma grande quantidade de bactérias dispersas. Nesta fase não foi observada nenhuma ocorrência de protozoários e nem a presença de partículas refratárias (Figura 6.27-d). Segundo JENKINS (1993), uma das principais causas de dispersão dos flocos pode ser a presença de substâncias surfactantes não biodegradáveis e/ou tóxicos.

FIGURA 6.28- Morfologias celulares observadas no lodo do ABR durante a Fase I: (a) (b) e (c) morfologia da Câmara 1; (d) (e) e (f) morfologia da Câmara 2; (g) (h) e (i) morfologia da Câmara 3; (j) (l) e (m) morfologia da Câmara 4

Na Fase I o ABR apresentou boa eficiência de remoção de DQO, nitrato, nitrito, bem como um ótimo grau de amonificação (Tabela 6.13). O pH máximo esteve próximo a 9 e em consequência da desnitrificação, altas concentrações de alcalinidade foram geradas.

Nesta Fase (I) a câmara 1 apresentou um bom equilíbrio em variedade de espécies. Células filamentosas relacionadas ao gênero *Methanosaeta* sp. (Figura

6.28-a), células com forma arranjos de cocous semelhante a *Methanosarcina* sp (Figura 6.28-b). e bacilos fluorescentes metanogênicos (Figura 6.28-c).

A câmara 2 apresentou melhores espécies fluorescentes (Figura 6.28-f). Estruturas em cocus abundantes relacionadas ao gênero *Methanosarcina* sp. (Figura 6.28-e). As células filamentosas relacionadas ao gênero *Methanosaeta* sp. foram facilmente encontradas (Figura 6.28-d). Esta foi a melhor câmara do ponto de vista microbiológico. Neste sentido, o projeto do reator foi decisivo, uma vez que a primeira câmara era maior em relação as outras e amortecia os choques orgânicos e hidráulicos.

Na câmara 3, apesar de boa fluorescência, (Figura 6.28-i) as espécies relacionadas ao gênero *Methanosarcina* sp (Figura 6.28-h) estiveram menos freqüentes e não se encontrou células filamentosas relacionadas ao gênero *Methanosaeta* sp.

A câmara 4 apresentou poucas espécies fluorescentes (Figura 6.28-m). Algumas espécies de células relacionadas ao gênero *Methanosarcina* sp. foram observadas. Nesta câmara as células do gênero *Methanosaeta* sp. reapareceram, mas estavam estressadas. A principal causa disto pode ser a falta de substrato nesta câmara.

FIGURA 6.30- Morfologias celulares observadas no lodo do ABR durante a Fase II: (a) (b) e (c) morfologia da Câmara 1; (d) (e) e (f) morfologia da Câmara 2; (g) (h) e (i) morfologia da Câmara 3; (j) (l) e (m) morfologia da Câmara 4.

Na Fase II o ABR apresentou uma baixa eficiência de remoção de DQO, nitrato, nitrito, bem como diminuição do grau de amonificação (Tabela 6.13). Parâmetros como NH_3 , metais e óleos e graxas aumentaram. O pH máximo esteve próximo a 8 e a alcalinidade diminuiu substancialmente.

Nesta Fase (II) a câmara 1 apresentou baixos números de bacilos fluorescentes (Figura 6.30-c). Raras ocorrências de estruturas em cocus relacionadas ao gênero *Methanosarcinas* sp. foram registradas (Figura 6.30-b). Poucas espécies de células filamentosas relacionadas ao gênero *Methanosaeta* sp. (Figura 6.30-a) estiveram presentes.

A câmara 2 apresentou maior quantidade e melhores espécies fluorescentes (Figura 6.30-f,e). Nenhuma estrutura em cocus relacionada ao gênero *Methanosarcinas* sp. foi observada. As células filamentosas relacionadas ao gênero *Methanosaeta* sp. foram mais freqüentes (Figura 6.30-d). Esta câmara apresentou um sensível aumento em números de espécies em relação à primeira.

A câmara 3 apresentou boa fluorescência (Figura 6.30-i) com respeito as espécies relacionadas ao gênero *Methanosarcinas* sp (Figura 6.28-h) estiveram mais freqüentes e, com facilidade se encontrou células filamentosas relacionadas ao gênero *Methanosaeta* sp (Figura 6.28-g).

A câmara 4 apresentou as melhores espécies fluorescentes dentre as câmaras (Figura 6.30-m). As espécies de células relacionadas ao gênero *Methanosarcinas* sp. foram observadas freqüentemente (Figura 6.30-j). Nesta câmara as células do gênero *Methanosaeta* sp. aparentemente apresentaram menor grau de estresse (Figura 6.30-l).

Comparando-se as Figuras 6.29 e 6.31, nota-se que na Fase I, quando o afluentes se apresentava menos agressivo e a eficiência do sistema mais satisfatória, as melhores câmaras, em variedades de espécies foram as primeiras. Entretanto, na Fase II, quando o resíduo se tornou mais agressivo e as eficiências diminuíram, as câmaras com melhor qualidade microbiológica foram as últimas.

Os resultados microbiológicos se justificam, pois o projeto do reator assegura às últimas câmaras maior proteção contra tóxicos e choques orgânicos. Segundo NACHAIYASI & STUCKEY-2 (1997), as primeiras câmaras, no caso de um choque orgânico, equalizam as concentrações e preservam as câmaras restantes das mudanças de fatores ambientais como, por exemplo, quedas de pH que são muito comuns nesta situação. BARBER & STUCKEY (1998), verificaram que a baixa troca entre as bactérias de câmara diferentes aumenta a proteção contra materiais tóxicos e proporciona alta resistência a variações de parâmetros ambientais. Todas

estas qualidades fazem do ABR um promissor reator para tratamento anaeróbio industrial.

7- CONCLUSÕES

PRÉ -TRATAMENTO COM CAP:

Concentração de 10 mg/L (Fase I)

- A eficiência de remoção de DQO_{total} no RA foi de 60 % e o ABR obteve eficiência de 59 %. Esses valores contribuíram para o sistema entrar em estabilidade e alcançar bons índices de remoção, levando-se em conta a natureza agressiva do resíduo.
- Em relação à remoção de nitrogênio (NTK) o RA obteve remoção de 49 % e o ABR 51 %. Apesar da configuração do sistema ser desfavorável, pois se aconselha reator anaeróbio à jusante de reator aeróbio (fluxo contínuo), a remoção de nitrogênio foi satisfatória e, sem dúvida a aplicação de CAP auxiliou no abatimento das cargas orgânicas e tóxicas, repercutindo positivamente na qualidade da biomassa nesta fase.
- Em função da boa estabilidade e produção de nitrato, 462 mg NO_3^-/l , no RA (alcançada com a aplicação de CAP), a remoção de nitrato no ABR (NO_3^-) alcançou 73%. A relação nitrato/nitrito foi de 4:1. Além disso, o projeto do ABR (primeira câmara maior que as demais, permitia ao reator uma maior eficiência de amortecimento das cargas orgânicas e hidráulicas) auxiliou na proteção da biomassa.
- Como boa parte da DQO era adsorvida pelo CAP a taxa de carregamento orgânica específica foi de 0,23 Kg DQO/ m^3 .dia. Isso aliado aos altos tempos de detenção hidráulica do RA e ABR contribuiu para o sistema de tratamento entrar rapidamente em estado estacionário.

- Nesta fase os metais Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, CU e Cr mantiveram-se em concentrações aceitáveis segundo os valores para culturas puras, viabilizando o processo de nitrificação no RA. No ABR as baixas concentrações se mantiveram e, provavelmente, não exerceram significativa toxicidade ao processo de desnitrificação.
- A concentração de 10 mg/L de CAP foi decisiva à manutenção da estabilidade do sistema de tratamento, adsorvendo os metais, óleos e graxas e substâncias tóxicas e com isso, viabilizando os processos de nitrificação e desnitrificação estudados.

Concentração de 5 mg/L (Fase II)

- A eficiência de remoção de DQO no RA foi de 35 % e o ABR obteve eficiência de 52 %. Estes valores são reflexos da diminuição brusca da concentração do CAP aplicado, aliado a difícil biodegradação do resíduo que contribui para um regime de choque orgânico, repercutindo negativamente na biomassa, e assim causando diminuição de eficiência.
- Em relação à remoção de nitrogênio (NTK), o RA obteve remoção de 53 % e o ABR 40 %. Esta baixa na eficiência de remoção está ligada a carga de choque (orgânica e tóxica) e à adaptação da biomassa. Nesta fase, observou-se mudança significativa nas biomassas do RA e ABR. No RA ocorreu ausência de protozoários e no ABR ocorreu ausência de espécies que na Fase I se faziam freqüentes.
- Nesta fase, a relação nitrato/nitrito comparado à Fase I diminuiu e chegou a razão de 2:1. No ABR a remoção de nitrato (NO_3^-) foi de 48%. Isto, provavelmente, deve-se à baixa de qualidade da biomassa e ao aumento de substâncias tóxicas no afluente do sistema.

- No RA os metais Zn, Pb, Ni, Mn e Cu tiveram aumento nas suas concentrações. No ABR os mesmos metais também estavam presentes. Tais metais podem ter contribuído para baixa de eficiência dos processos de nitrificação e desnitrificação.
- Em detrimento da diminuição das quantidades de CAP, a taxa de carregamento orgânica específica teve seu valor aumentado, chegando a 0,34 Kg DQO/m³.dia.
- A diminuição brusca da concentração de CAP pode ter interferido de forma decisiva nas eficiências do sistema. Em função dos aumentos de metais, TCOe, nitrogênio (NTK) e óleos e graxas. Porém, não se descarta a recuperação do sistema se o tempo de operação fosse maior.

O REATOR ANAERÓBIO COMPARTIMENTADO (ABR):

- Apesar das limitações dos processos anaeróbios à remoção de nutrientes, o ABR demonstrou ser uma boa opção para o tratamento de efluentes industriais. Durante a Fase I o reator conseguiu boas taxas de remoção de nitrogênio e na fase subsequente o mesmo apresentou resistência a cargas tóxicas. Nesta fase (II) o sistema de câmaras do reator foi fundamental para proteger a biomassa e abater os efeitos das substâncias tóxicas na mesma.
- Com relação à operação do ABR, observou-se freqüentes entupimentos entre as chicanas verticais exigindo intervenções constantes nesses dispositivos.

8- RECOMENDAÇÕES

- Estudar, usando o resíduo da indústria Dissoltex, a dinâmica de remoção de nitrito (NO_2^-) no ABR e suas interações com as substâncias tóxicas.
- Estudar outras concentrações de CAP associadas a períodos mais longos de adaptação da biomassa em reator aeróbio, com intuito de viabilizar a nitrificação.
- Usar um ABR operado de forma aeróbia em série com outro ABR operado de forma anaeróbia (em escala de bancada), para tratar os efluentes da Indústria Química Dissoltex.
- Estudar novas formas e variações nas chicanas verticais do ABR de maneira a evitar entupimento e melhorar a distribuição de fluxo nas câmaras.

Tabela A1 – Valores de DQO_{total}, eficiência e Taxa de carregamento orgânico.

DQO – (mgO ₂ /l)										
Dias	Reator Aeróbio		Reator Anaeróbio (ABR)				Eficiência (RA)%	Eficiência (ABR)%	Eficiência Global%	TCO(Kg DQO/m3.dia)
	Entrada RA	Saída RA	C1	C2	C3	C4				
14	2541	1327	752	689	502	514	48	61	80	1,0
16	1865	906	624	581	493	409	51	55	78	0,7
21	3024	1398	832	861	518	493	54	65	84	1,2
23	3003	1465	743	354	496	466	51	68	84	1,2
28	1983	827	709	625	305	358	58	57	82	0,8
30	1980	761	537	401	509	432	62	43	78	0,8
34	1912	826	492	358	374	311	57	62	84	0,8
36	1946	732	684	338	358	317	62	57	84	0,8
41	2106	973	659	345	186	249	54	74	88	0,8
43	1930	843	357	261	324	289	56	66	85	0,8
48	2683	1038	861	534	491	382	61	63	86	1,1
50	1865	834	597	348	367	304	55	64	84	0,7
55	1873	706	578	438	387	347	62	51	81	0,7
57	1937	671	492	502	429	404	65	40	79	0,8
62	2076	937	816	719	418	483	55	48	77	0,8
64	2083	816	489	377	581	493	61	40	76	0,8
69	2934	688	678	768	549	285	77	59	90	1,2
71	2835	1381	620	490	642	158	51	89	94	1,1
76	2390	730	515	313	320	372	69	49	84	1,0
78	3430	1385	620	683	640	615	60	56	82	1,4
82	2190	1203	610	648	540	525	45	56	76	0,9
84	1140	350	230	200	305	205	69	41	82	0,5
88	2210	856	825	880	660	402	61	53	82	0,9
96	2400	820	600	1105	455	285	66	65	88	1,0
98	2525	920	385	260	445	345	64	63	86	1,0

103	2735	1410	690	375	750	510	48	64	81	1,1
110	3090	1610	975	880	700	691	48	57	78	1,2
112	2840	1135	830	780	784	590	60	48	79	1,1
117	2725	2290	1725	1635	1775	1225	16	47	55	1,1
119	3060	1890	1010	931	894	876	38	54	71	1,2
124	3335	2505	1955	1516	1273	1057	25	58	68	1,3
126	3630	2305	1008	858	860	862	37	63	76	1,5
131	2965	2065	1445	1350	1220	1017	30	51	66	1,2
133	4380	3080	2658	2383	1903	1741	30	43	60	1,8
Média	2274	936	612	523	452	378	59	58	83	0,9
Desvio Padrão	502	278	155	228	119	109	7	11	4	0,2

Tabela A2 – Valores de metais pesados no afluentes do sistema de bancada.

METAIS (mg/l)								
Afluente								
DIAS	Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr
25	0,62	0,11	ND	ND	3,16	0,94	0,06	0,08
31	0,31	0,07	ND	ND	4,33	0,02	0,5	0,03
46	0,2	0,19	ND	ND	3,22	0,04	0,09	0,13
53	0,92	0,08	ND	ND	1,37	0,09	0,02	0,17
60	0,21	0,14	ND	ND	2,49	0,06	0,12	0,66
67	0,19	0,22	ND	ND	2,99	0,44	0,25	0,73
74	0,08	0,13	ND	ND	1,09	1,87	1,85	1,84
81	0,27	0,05	ND	ND	2,28	0,13	0,04	ND
89	0,55	ND	ND	ND	3,96	0,15	0,11	ND
96	0,3	0,1	ND	0,01	3	0,14	0,08	0,1
103	0,26	ND	ND	ND	4,3	0,17	0,14	0,01
110	0,03	ND	ND	0,39	2,9	0,76	0,04	0,05
117	0,89	0,47	0,06	0,8	1,45	0,05	0,02	0,98
131	1,46	0,78	ND	0,75	2,19	0,01	0,22	0,14
139	1,02	0,31	0,59	0,37	2,11	0,68	0,54	0,39
142	0,56	1,25	ND	0,58	3,03	0,12	2,12	0,68
Média	0,8	0,7	0,3	0,6	2,3	0,3	0,6	0,4
DP	0,5	0,4	0,4	0,2	0,6	0,4	0,9	0,4

Tabela A3 – Valores de metais pesados no reator aeróbio.

METAIS (mg/l)								
Reator Aeróbio								
DIAS	Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr
25	0,8	ND	ND	ND	0,78	ND	0,02	0,03
31	0,76	0,33	0,16	ND	4,11	1,11	0,82	0,08
46	0,53	0,37	ND	0,05	5,68	0,74	0,96	0,44
53	1,13	0,81	0,08	ND	3,38	0,05	0,52	0,28
60	0,49	0,09	ND	ND	2,96	0,42	0,61	0,83
67	0,63	0,24	ND	ND	1,39	0,53	0,19	0,93
74	0,37	0,13	ND	ND	0,58	0,23	0,04	0,01
81	2,87	0,6	0,02	0,26	16	2,23	1,85	0,23
89	2,93	0,21	ND	0,1	7,93	1,07	0,76	ND
96	1,92	0,45	ND	0,23	13,46	1,49	1,67	0,12
103	1,96	0,29	ND	0,08	12	0,91	0,86	0,06
110	1,69	0,18	ND	0,29	4,36	0,67	0,55	0,14
117	2,83	0,7	ND	0,47	21	1,52	2,11	0,27
131	2,96	0,52	0,07	0,33	17,92	0,94	1,33	0,18
139	0,18	0,15	0,01	0,99	ND	0,29	0,04	0,1
142	2,91	0,9	ND	0,81	34,47	1,43	2,14	0,43
Média	2,11	0,49	0,04	0,58	19,44	0,97	1,23	0,22
DP	1,20	0,33	0,04	0,31	12,36	0,52	0,93	0,13

Tabela A4 – Valores de metais pesados no reator anaeróbio (ABR).

METAIS PESADOS – ABR (mg/l)																								
Dias	Câmara 1								Câmara 2								Câmara 3							
	Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr	Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr	Zn	Pb	Cd	Ni	Fe	Mn	Cu	Cr
25	0,31	0,12	0	0	0,16	0,19	0,01	0,02	0,22	0,05	0	0	0,60	0,09	0	0	0,16	0	0	0	0,2	0	0	0
31	0,48	0,08	0	0	0,32	0,24	0,42	0,05	0,19	0	0	0	0,10	0,04	0,06	0,02	0,04	0	0	0	0	0	0	0
46	0,18	0,04	0	0	0,47	0,26	0,05	0,03	0,1	0	0	0	0,19	0,01	0	0,01	0	0	0	0	0	0	0	0
53	0,36	0,06	0	0	0,5	0,12	0,07	0,01	0,31	0,01	0	0	0,13	0	0,01	0	0,11	0	0	0	0,1	0	0	0
60	0,4	0,14	0	0	0,14	0,44	0,12	0,08	0,28	0,06	0	0	0,00	0,13	0,03	0	0,2	0,01	0	0	0	0,1	0,01	0
67	0,34	0,1	0	0	0,33	0,60	0,03	0,04	0,14	0	0	0	0,28	0,2	0	0	0	0	0	0	0,1	0,2	0	0
74	0,51	0,05	0	0	0,25	0,3	0,02	0,02	0,38	0,02	0,00	0,00	0,00	0,12	0,03	0,00	0,24	0,00	0,00	0,00	0,02	0,08	0,02	0,00
81	0,45	0,02	0	0,01	0,18	0,2	0,03	0,10	0,48	0,00	0,00	0,00	0,31	0,30	0,03	0,08	0,18	0,00	0,00	0,02	0,21	0,22	0,01	0,04
89	0,57	0,12	0	0,05	0,48	0,5	0,04	0,00	0,33	0,10	0,00	0,05	0,00	0,44	0,02	0,00	0,15	0,07	0,00	0,05	0,00	0,41	0,04	0,00
96	0,19	0,09	0	0	0,3	0,3	0,04	0,00	0,10	0,10	0,00	0,00	0,42	0,19	0,01	0,00	0,10	0,25	0,00	0,05	0,14	0,16	0,01	0,00
103	0,43	0,15	0	0,06	0,6	0,4	0,11	0,00	0,41	0,00	0,00	0,00	0,01	0,27	0,08	0,02	0,36	0,03	0,00	0,02	0,79	0,36	0,12	0,04
110	0,75	0,05	0	0	0,1	0,4	0,60	0,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,37	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	3,30	0,43	0,00	0,01
117	0,93	0,06	0,4	0	0	0,5	0,03	0,01	0,13	0,11	0,00	0,00	0,00	0,48	0,01	0,00	0,33	0,11	0,00	0,00	0,00	0,48	0,02	0,01
131	0,36	0,19	0,3	0,14	1,52	0,5	0,10	0,09	0,17	0,16	0,03	0,10	0,37	0,38	0,06	0,07	0,20	0,16	0,04	0,01	0,00	0,44	0,05	0,06
139	0,12	0,18	0,01	0,08	0,37	0,3	0,03	0,03	0,13	0,21	0,03	0,12	0,00	0,38	0,02	0,05	0,12	0,27	0,03	0,16	0,00	0,40	0,02	0,05
142	0,08	0,2	0	0,06	0	0,4	0,02	0,05	0,05	0,14	0,00	0,15	0,49	0,37	0,01	0,02	0,03	0,19	0,00	0,13	0,30	0,30	0,01	0,02
Média	0,45	0,14	0,1	0,06	0,4	0,4	0,16	0,05	0,1	0,12	0,01	0,07	0,17	0,4	0,02	0,03	0,14	0,15	0,01	0,06	0,7	0,4	0,02	0,03
DP	0,38	0,07	0,2	0,06	0,6	0,1	0,25	0,04	0,07	0,08	0,02	0,07	0,24	0,05	0,02	0,03	0,13	0,1	0,02	0,08	1,4	0,1	0,02	0,02

Tabela – A4 (continuação)

<i>Câmara 4 (mg/l)</i>								
<i>Dias</i>	<i>Zn</i>	<i>Pb</i>	<i>Cd</i>	<i>Ni</i>	<i>Fe</i>	<i>Mn</i>	<i>Cu</i>	<i>Cr</i>
25	0,05	0	0	0	0,03	0	0	0
31	0	0	0	0	0	0	0	0
46	0	0	0	0	0,01	0	0	0
53	0,02	0	0	0	0,1	0	0	0
60	0,06	0	0	0	0	0	0	0
67	0	0	0	0	0,02	0	0	0
74	0,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05	0,03	0,00
81	0,14	0,01	0,00	0,04	0,25	0,17	0,04	0,00
89	0,06	0,07	0,00	0,05	0,00	0,41	0,04	0,00
96	0,04	0,24	0,00	0,02	0,12	0,10	0,02	0,04
103	0,02	0,09	0,00	0,05	0,70	0,32	0,14	0,04
110	0,14	0,06	0,00	0,00	0,00	0,44	0,02	0,07
117	0,77	0,00	0,00	0,00	0,43	0,31	0,00	0,00
131	0,37	0,12	0,03	0,08	0,00	0,43	0,04	0,04
139	0,10	0,23	0,03	0,14	0,00	0,35	0,09	0,04
142	0,04	0,14	0,00	0,11	0,00	0,31	0,01	0,00
Média	0,28	0,11	0,01	0,07	0,09	0,37	0,03	0,03
DP	0,3	0,09	0,02	0,06	0,19	0,06	0,04	0,03

Tabela A5 – Valores de nitrito no reator aeróbio e anaeróbio.

NITRITO (mg/l)						
	RA	ABR				
Dias		C1	C2	C3	C4	(E%)
15	9,55	3,19	1,69	0,81	0,62	93,51
22	15,12	9,91	4,06	1,54	0,77	94,91
19	26,62	11,33	7,16	5,18	4,09	84,64
36	21,05	7,95	4,91	2	1,27	93,97
42	18,37	10,21	7,71	4,33	2,9	84,21
45	46,07	31,94	18,16	5,27	3,11	93,25
50	102	76,25	3,13	3,76	2,08	97,96
52	70,1	33,01	42,19	13,65	8	88,59
57	152,03	44,88	17,12	9,81	5,1	96,65
59	132,91	99,58	74,4	81,06	77	42,07
63	266,14	109,23	30,47	19,78	22,03	91,72
65	309,36	159,61	111	67,08	95,3	69,19
69	108	0,793	0,606	0,321	0,142	99,87
76	128,4	10,5	12,5	5,2	4,78	96,28
78	143,6	43,24	15,32	4,66	5,18	96,39
83	201	88,5	30,1	7,16	8,42	95,81
85	163,64	73,08	52,57	44,08	49	70,06
90	112,3	46,19	18,9	5,32	6,24	94,44
96	128,73	58,3	16,8	9,44	8,08	93,72
98	143,4	21,24	18,07	11,14	8,25	94,25
103	194	93,3	98,4	100,7	91,9	52,63
106	197,58	90,96	89,63	97,12	91,46	53,71
110	176,2	86,5	83,8	74,7	82,1	53,41
112	161,33	107,6	87,1	91,1	77,6	51,90
117	161,2	121,6	99,8	105,4	106,8	33,75
119	170,6	96,7	100,6	95,6	79,1	53,63
123	199	131,9	126,61	106,8	92,9	53,32
125	207,8	100,4	83,5	100,2	108	48,03
130	371,02	201,49	198,63	197,89	162,01	56,33
132	427,99	350,44	347,7	316,38	230,94	46,04
Média	234	150	141	136	117	50
DP	104	89	92	82	53	7

Tabela A6 – Valores de nitrato no reator aeróbio e anaeróbio.

NITRATO (mg/l)						
	ABR					
Dias	RA	C1	C2	C3	C4	(E%)
15	28,48	16,54	10,59	5,81	4,91	82,76
22	32,64	21,03	16,18	14,91	7,27	77,73
19	54,45	37,13	26,81	19,37	14,69	73,02
36	46,48	20,45	18,07	15,14	11,21	75,88
42	44,428	34,78	23,54	13,49	9,87	77,78
45	110,08	43,57	35,21	29,81	21,77	80,22
50	347	68,283	12,859	11,266	9,128	97,37
52	272,64	77,54	53,79	32,13	30,87	88,68
57	428,04	102,61	99,37	84,97	78,82	81,59
59	549,75	103,21	54,86	87,98	18,9	96,56
63	955,76	258,36	241,01	187,59	182,62	80,89
65	789	455,4	484,3	460,06	231,31	70,68
69	846	572,15	331,09	248,87	201,02	76,24
76	649,51	489,26	378,46	289,04	274,44	57,75
78	756,12	532,89	345,65	294,06	156,8	79,26
83	517,13	409,24	378,96	230,07	189,55	63,35
85	683,2	419,1	397,06	373,41	301,22	55,91
90	593,49	318,91	251	203,84	186,72	68,54
96	816,6	418,91	343,59	218,94	219,11	73,17
98	715	518,9	415,68	319,65	294,37	58,83
103	643,46	394,67	381,99	281,74	212,04	67,05
106	554,81	462,37	443,93	408,95	387,48	30,16
110	576,52	302,28	287,57	291,84	219,22	61,98
112	591,58	357,9	371,32	320,43	238,98	59,60
117	349,54	238,84	235,77	232,65	260,45	25,49
119	622,18	202,28	206,84	207,59	199,95	67,86
123	806,9	580,26	575,18	543,88	426,37	47,16
125	759,95	487,36	425,49	362,09	349,57	54,00
130	454,02	389,91	365,03	312,73	301,66	33,56
132	499,38	350,44	358,72	312,82	341,38	31,64
Média	503	289	252	214	179	66
DP	276	192	173	151	129	19

Tabela A7 – Valores de NTK obtidos durante a fase experimental.

NTK (mg/l)						
Valores Obtidos						
Dias	Entrada	Ra	ABR			
			C1	C2	C3	C4
14	1074	512	380	338	220	255
21	647	487	457	362	297	368
28	760	417	338	398	398	380
35	784	423	220	285	380	196
42	1116	623	558	273	261	184
49	1152	648	297	457	362	226
56	789	411	237	303	113	65
63	2463	916	594	534	564	505
70	2701	938	416	356	445	356
77	1051	689	190	237	279	338
84	1021	732	410	501	492	371
91	1175	744	243	214	237	172
98	890	401	309	321	190	178
104	1311	713	527	470	464	439
111	1926	574	509	485	418	401
118	997	426	389	376	320	326
124	1210	630	590	430	406	394
130	1047	719	642	587	513	428
134	2493	1132	749	658	593	537
<i>Média</i>	1295	639	424	399	366	322
<i>DP</i>	622	202	158	120	131	125

Tabela A8 – Valores de N-amoniaco obtidos durante a fase experimental.

N-amoniaco (mg/l)						
			ABR			
Dias	Entrada	Ra	C1	C2	C3	C4
14	154	155	162	167	170	172
21	191	192	195	198	196	201
28	159	159	167	170	173	174
35	199	200	201	205	204	207
42	140	140	140	141	141	142
49	160	161	161	162	162	163
56	181	181	182	182	183	183
63	221	221	222	222	223	223
70	157	157	158	159	159	159
77	162	162	163	164	165	165
84	295	296	296	296	296	297
91	360	360	361	361	361	361
98	294	294	294	294	294	294
104	224	224	225	226	227	227
111	160	160	161	161	162	163
118	166	167	167	167	168	168
124	209	209	210	210	210	211
130	162	162	162	163	163	164
134	245	246	247	247	247	247
Média	202	202	204	205	206	206
DP	59	59	59	58	58	58

Tabela A9 – Valores de N-orgânico obtidos durante a fase experimental.

N-orgânico (mg/l)						
Dias	Entrada	Ra	ABR			
			C1	C2	C3	C4
14	920	357	218	171	50	83
21	456	295	262	164	101	167
28	601	258	171	228	225	207
35	585	223	19	80	176	11
42	976	483	417	131	118	40
49	991	487	135	295	200	62
56	608	229	55	120	71	119
63	2242	695	372	312	341	281
70	2544	780	257	198	286	197
77	889	527	27	74	115	174
84	716	437	115	206	196	75
91	814	383	118	149	125	191
98	567	107	14	26	105	118
104	1087	488	301	244	237	211
111	1766	414	348	323	256	238
118	831	260	222	208	151	157
124	1002	421	381	221	197	184
130	886	557	480	424	349	263
134	2248	886	503	411	346	289
Média	1000	508	387	318	260	226
DP	622	236	113	102	88	55

Tabela A10 – Valores de alcalinidade total obtidos durante a fase experimental.

ALCALINIDADE (mg CaCO₃/l)					
		ABR			
Dias	RA	C1	C2	C3	C4
16	174	305	317	252	248
21	181	501	612	581	570
23	192	258	303	266	291
28	199	288	265	268	259
30	192	262	260	263	271
34	176	296	264	256	262
36	183	301	280	266	264
41	192	288	275	292	270
43	197	303	250	278	279
48	196	348	377	364	347
50	183	392	407	350	341
55	188	424	536	614	670
57	198	389	439	456	458
62	193	405	363	371	369
64	203	279	288	391	436
69	211	371	392	377	370
71	219	279	307	310	318
76	221	331	356	360	344
78	220	333	336	338	329
82	226	315	325	306	291
84	222	165	168	171	174
88	224	281	304	359	282
96	227	277	263	266	268
98	231	389	315	269	266
111	215	282	272	277	263
114	225	276	278	264	262
119	217	269	281	268	289
121	219	272	275	270	265
125	223	297	281	260	274
127	209	284	271	281	291
131	213	307	304	289	278
133	218	315	297	283	257
135	210	316	287	266	278
Média	206	315	320	318	316
DP	17	61	84	90	96

Tabela A11 – Valores de oxigênio dissolvidos obtidos durante a fase experimental.

Oxigênio Dissolvido (mg/l)					
		ABR			
DIAS	RA	C1	C2	C3	C4
18	7,41	0,7	0,62	0,36	0,58
19	6,3	1,05	0,28	0,26	0,51
20	4,94	0,9	0,65	0,68	8,25
21	6,01	1,29	0,58	0,59	0,87
22	3,78	0,59	0,84	0,46	0,64
23	4,5	0,97	0,83	0,73	0,72
24	7,01	0,75	0,62	0,57	0,37
25	7,1	0,69	0,62	0,51	0,42
26	6,81	0,62	0,67	0,63	0,36
27	5,05	0,6	0,67	0,64	0,54
28	7,62	0,7	0,76	0,59	0,57
29	8,01	0,92	0,84	0,71	0,7
30	6,45	1,52	0,86	0,71	0,52
31	4,28	1,92	1,48	1,02	1,38
32	4,69	1,43	1,01	0,95	1,2
33	4,05	1,09	1,24	0,74	0,96
34	4,38	1,3	1,42	1,33	1,17
35	5,01	0,83	0,8	0,81	0,69
36	3,8	0,72	0,51	0,58	0,79
37	6,27	0,61	0,73	0,46	0,57
38	5,21	0,78	0,66	0,41	0,2
39	5,39	0,66	0,48	0,2	0,14
40	3,5	0,43	0,11	0,2	0,2
41	6,37	0,59	0,44	0,24	0,16
43	7,58	0,7	0,42	0,33	0,17
44	4,69	0,43	0,3	0,21	0,9
45	5,34	0,62	0,31	0,28	0,19
46	5,26	0,61	0,43	0,46	0,7
47	6,35	0,7	0,51	0,3	0,25
48	5,84	0,4	0,28	0,24	0,1
49	6,37	0,6	0,65	0,4	0,25
50	4,36	0,39	0,3	0,2	0,2
51	3,58	0,3	0,1	0,13	0,1
52	5,67	0,67	0,43	0,4	0,22
53	6,37	0,5	0,32	0,3	0,27
54	4,91	0,6	0,3	0,21	0,22
55	5,04	0,62	0,47	0,23	0,26
56	6,31	0,6	0,3	0,34	0,14
57	4,58	0,4	0,36	0,29	0,17
61	4,97	0,52	0,46	0,21	0,22
63	5,38	0,82	0,48	0,32	0,18
64	5,71	0,43	0,31	0,25	0,2
65	5,22	0,7	0,44	0,24	0,16

66	6,37	0,63	0,42	0,33	0,17
70	6,88	0,46	0,32	0,15	0,14
71	4,09	0,34	0,4	0,24	0,2
72	4,89	0,3	0,2	0,14	0,15
73	5,07	0,4	0,35	0,11	0,11
74	4,33	0,35	0,3	0,36	0,1
75	2,58	0,1	0,12	0,15	0,1
76	3,67	0,33	0,2	0,2	0,1
77	4,69	0,52	0,51	0,48	0,29
78	5,08	0,62	0,4	0,2	0,2
79	6,47	0,78	0,46	0,31	0,3
80	2,67	0,3	0,4	0,2	0,1
81	3,25	0,4	0,31	0,22	0,14
82	5,48	0,57	0,34	0,14	0,1
83	5,21	0,6	0,32	0,33	0,15
84	6,37	0,53	0,23	0,21	0,1
85	5,02	0,65	0,3	0,22	0,11
86	5,31	0,52	0,41	0,4	0,4
87	5,37	0,4	0,21	0,3	0,2
88	5,98	0,54	0,38	0,14	0,1
89	6,02	0,7	0,62	0,42	0,35
90	4,37	0,38	0,2	0,14	0,1
91	3,71	0,3	0,2	0,13	0,15
92	3,59	0,37	0,33	0,14	0,22
93	7,36	0,7	0,3	0,29	0,2
94	5,27	0,62	0,34	0,21	0,18
95	6,51	0,65	0,41	0,24	0,2
96	6,47	0,5	0,4	0,31	0,15
97	6,29	0,52	0,34	0,21	0,12
98	6,85	0,56	0,4	0,31	0,2
99	6,76	0,82	0,58	0,42	0,28
100	4,31	0,34	0,21	0,22	0,19
101	4,47	0,4	0,24	0,2	0,15
102	4,58	0,53	0,22	0,31	0,13
103	4,67	0,44	0,22	0,14	0,11
104	4,33	0,38	0,24	0,22	0,16
105	4,29	0,36	0,21	0,17	0,12
106	4,33	0,46	0,25	0,15	0,1
107	4,18	0,45	0,36	0,26	0,16
108	4,28	0,39	0,22	0,35	0,19
109	3,58	0,5	0,4	0,11	0,1
110	4,67	0,72	0,38	0,3	0,2
111	5,21	0,53	0,41	0,35	0,14
112	5,4	0,8	0,34	0,14	0,12
113	5,77	0,53	0,32	0,3	0,13
114	5,43	0,56	0,3	0,2	0,11
115	5,69	0,34	0,43	0,25	0,1
116	6,32	0,6	0,3	0,24	0,16
117	5,24	0,5	0,33	0,22	0,17
118	5,37	0,45	0,32	0,31	0,14
119	5,28	0,4	0,22	0,25	0,13
120	4,32	0,34	0,23	0,27	0,2

121	3,25	0,36	0,41	0,38	0,19
122	3,24	0,22	0,2	0,2	0,17
123	5,15	0,68	0,36	0,21	0,26
124	5,26	0,38	0,3	0,22	0,16
125	5,41	0,43	0,21	0,2	0,11
126	5,23	0,47	0,32	0,15	0,12
127	6,32	0,61	0,42	0,3	0,25
128	5,24	0,52	0,24	0,2	0,1
129	5,15	0,62	0,32	0,2	0,11
130	7,18	0,53	0,4	0,31	0,23
131	5,36	0,5	0,31	0,28	0,18
132	6,24	0,53	0,28	0,13	0,12
133	6,25	0,5	0,32	0,32	0,21
134	6,78	0,58	0,3	0,34	0,2
135	6,55	0,48	0,33	0,22	0,14
136	6,48	0,45	0,22	0,26	0,17
137	6,39	0,44	0,36	0,25	0,17
138	5,33	0,6	0,2	0,31	0,15
139	6,12	0,52	0,24	0,23	0,12
MÉDIA	10,9	0,6	0,4	0,3	0,3
DP	59,7	0,3	0,2	0,2	0,8

Tabela A12 – Valores de pH obtidos durante a fase experimental.

pH					
Dias	RA	ABR			
		C1	C2	C3	C4
16	7,79	7,95	7,42	7,19	7,32
17	7,43	7,83	7,79	7,52	7,87
18	6,58	7,99	8,01	7,68	7,88
19	6,51	7,79	7,91	7,82	7,6
20	6,28	7,87	7,53	7,8	7,76
21	6,41	7,62	7,76	7,41	7,69
23	6,78	7,47	7,89	7,64	7,78
26	6,62	7,71	7,63	7,58	7,55
27	6,28	7,89	7,57	7,62	7,39
28	6,72	7,81	7,62	7,58	7,46
29	7,56	7,73	7,42	7,51	7,57
30	7,42	7,59	7,46	7,49	7,61
32	7,33	7,81	7,55	7,43	7,66
33	7,43	7,88	7,85	7,68	7,5
34	7,49	7,85	7,51	7,46	7,49
35	7,54	7,75	7,56	7,69	7,46
36	7,38	7,78	7,61	7,49	7,46
41	7,25	7,68	7,57	7,71	7,52
43	7,59	7,8	7,33	7,59	7,6
44	7,71	7,97	7,7	7,3	7,4
46	7,2	7,75	7,82	7,94	7,97
47	7,15	8	8,03	7,98	7,96
48	7,16	8,14	8,33	8,25	8,13
49	7,32	8,33	8,27	8,13	8,08
50	7,11	8,43	8,52	8,13	8,09
51	7,06	8,66	8,63	8,57	8,15
52	7,58	8,55	8,71	8,71	8,61
53	7,61	8,47	8,64	8,73	8,56
54	7,36	8,63	8,72	8,77	8,7
55	7,45	8,6	8,56	8,54	8,76
56	8,18	8,75	8,81	8,83	8,81
57	7,42	8,41	8,71	8,8	8,81
58	7,43	8,21	8,19	8,39	8,42
61	7,5	8,22	8,15	8,21	8,3
63	7,81	8,51	8,24	8,24	8,28
64	7,49	8,56	8,41	8,36	8,44
65	7,36	8,71	8,42	8,38	8,12
66	7,15	8,54	8,68	8,45	8,55
70	7,38	8,31	8,31	8,33	8,29
71	7,23	8,06	8,33	8,34	8,3
72	7,01	8,17	8,27	8,31	8,25
73	7,27	8,14	8,26	8,25	8,25
74	7,21	8,04	8,24	8,27	8,13
75	7,57				
76	7,46	8,01	8,19	8,22	8,11

77	7				
78	7,28	8,03	8,05	8,07	8
79	7,21	7,9	8	7,97	7,96
80	6,89	8	7,99	7,92	7,87
81	7,16	7,89	8,01	7,88	7,88
82	7,05	7,89	7,97	7,82	7,7
83	7,81	7,87	7,93	7,8	7,75
86	6,94	7,77	7,8	7,66	7,74
87	7,05	7,47	7,11	7,63	7,59
89	7,6	7,77	7,73	7,58	7,57
90	7,49	7,69	7,77	7,64	7,58
92	7,43	7,63	7,52	7,51	7,55
93	7,39	7,53	7,47	7,49	7,49
95	7,22	7,6	7,44	7,45	7,46
96	7,14	7,58	7,45	7,48	7,5
97	6,88	7,55	7,51	7,46	7,49
98	7,41	7,45	7,46	7,39	7,49
99	7,25	7,33	7,42	7,39	7,4
100	7,57	7,81	7,36	7,5	7,62
101	6,91	7,32	7,4	7,57	7,55
102	7,36	7,71	7,36	7,58	7,62
103	7,31	7,73	7,8	7,65	7,57
104	7,64	7,95	7,35	7,18	7,48
105	7,58	7,69	7,71	7,51	7,7
106	7,35	7,67	7,68	7,52	7,59
107	7,16	7,59	7,27	7,36	7,66
108	7,19	7,48	7,39	7,59	7,8
109	7,77	8	8,06	8,4	7,9
110	7,52	7,79	7,47	7,42	7,47
111	7,34	7,67	7,53	7,58	7,45
112	7,08	7,72	7,66	7,51	7,59
114	7,14	7,57	7,58	7,46	7,44
115	7,35	7,74	7,6	7,53	7,58
117	7,42	7,74	7,7	7,68	7,5
118	7,14	7,66	7,71	7,54	7,68
119	7,19	7,51	7,61	7,5	7,4
120	7,11	7,83	7,62	7,55	7,43
121	7,19	7,53	7,57	7,41	7,46
123	7,6	7,71	7,54	7,4	7,43
124	7,2	7,58	7,54	7,4	7,6
125	7,7	7,75	7,61	7,42	7,5
126	7,15	7,45	7,51	7,6	7,54
127	7,54	7,63	7,52	7,49	7,6
128	7,58	7,6	7,56	7,7	7,64
129	7,61	7,72	7,4	7,49	7,6
130	7,59	7,7	7,66	7,5	7,47
131	7,71	7,83	7,81	7,68	7,59
132	7,64	7,85	7,55	7,58	7,63
133	7,62	7,79	7,7	7,61	7,4
134	7,55	7,66	7,72	7,54	7,6
135	7,69	7,89	7,67	7,46	7,56
136	7,44	7,58	7,49	7,69	7,8

137	7,22	7,6	7,46	7,64	7,6
138	7,51	7,8	7,7	7,68	7,53
139	7,64	7,76	7,79	7,6	7,6
140	7,61	7,69	7,5	7,7	7,59
Máximo	7,71	7,89	7,81	7,7	7,8
Mínimo	6,88	7,32	7,11	7,18	7,4

Tabela A13 – Valores de Sólidos totais obtidos durante a fase experimental.

Dias	ST						SV					
	Reator Aeróbio		Reator Anaeróbio (ABR)				Reator Aeróbio		Reator Anaeróbio (ABR)			
	Entrada	Ra	C1	C2	C3	C4	Entrada	Ra	C1	C2	C3	C4
17	1484	4690	3559	3347	3537	3316	1058	1104	142	235	301	172
24	5149	4142	3156	1983	2630	2242	4595	956	245	112	179	191
31	3600	4372	3449	3685	3845	3493	3216	723	392	254	317	171
39	3432	4855	3258	3878	3632	3427	3248	1034	237	307	321	274
44	4592	6132	3431	3614	3731	3281	4067	1485	373	413	386	125
51	6275	6735	2702	1480	2330	3163	5219	2518	532	232	141	217
58	3252	5110	1364	1470	1505	1321	2197	1892	315	151	251	242
65	459	6510	3713	4149	3961	3628	77	1939	126	218	332	186
73	7287	8984	5808	5787	5260	5025	5219	1466	400	450	595	551
79	5714	7734	4978	5430	5842	6014	5048	2438	828	1166	1374	972
86	5076	4676	1948	2268	2765	2417	3314	1242	456	121	294	313
94	6428	7050	4732	4728	4466	4526	5116	2468	862	818	500	284
100	2150	5387	1578	2037	1785	2192	1025	3214	235	325	362	418
107	3473	6172	5115	3419	3622	3032	2312	1837	332	412	366	286
114	3894	7102	6848	6664	6454	6558	3024	2430	698	604	588	550
121	5581	7073	6547	6548	6067	6008	4212	3759	126	134	125	114
122	7396	8082	7557	7593	6265	6187	5213	3496	341	272	126	152
129	5222	5910	4557	4593	4265	4148	2442	2256	576	394	444	668
136	6155	7180	6106	6234	5428	5056	3220	2964	924	1113	1257	137
Média	4559	6205	4232	4153	4073	3949	3359	2064	428	407	435	317
DP	1908	1358	1793	1854	1501	1513	1564	888	248	312	340	224

Tabela A13 – Continuação.

SF					
Reator Aeróbio		Reator Anaeróbio (ABR)			
Entrada	Ra	C1	C2	C3	C4
426	3586	3417	3112	3236	3143
554	3186	2911	1871	2451	2051
384	3649	3058	3431	3528	3322
184	3821	3021	3571	3311	3153
525	4647	3058	3201	3345	3157
1056	4217	2170	1249	2189	2946
1054	3218	1049	1319	1254	1079
383	4571	3587	3932	3629	3442
2068	7518	5409	5337	4664	4474
666	5296	4150	4264	4468	5042
1762	3434	1492	2147	2471	2104
1312	4582	3870	3910	3966	4242
1124	2173	1343	1712	1424	1774
1161	4335	4783	3007	3256	2746
870	4672	6150	6060	5866	6008
1370	3314	6421	6414	5942	5894
2183	4536	7216	7321	6139	6035
2780	3654	3981	4199	3821	3480
2935	4216	5182	5121	4171	4919
1200	4141	3804	3746	3638	3632
812	1096	1731	1731	1388	1456

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AQUINO, S.F. (1999). Avaliação da Eficiência de um Sistema de Tratamento na Remoção de Compostos Tóxicos, da Matéria Orgânica Carbonácea e Nitrogenada Presente na Água Residuária de uma Indústria Química. São Carlos, SP. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- AQUINO, S.F.& BLUNDI, C.E. (1999). A importância do uso do carvão ativado como pré-tratamento de água residuária industrial. 20^o CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA, Rio de Janeiro.
- BARBER, W. P.; STUCKEY, D.C., (1999). Nitrogen removal in a modified anaerobic baffled reactor (ABR): 1, denitrification. Water Research. Vol. 34, N 9. pp 2413-2422.
- BARBER, W. P.; STUCKEY, D.C., (1998). The use of anaerobic baffled reactor (ABR) for wastewater treatment: a review. Water Research. Vol. 33, N 7. pp 1559-1578.
- BITTON, GABRIEL. (1994). Wastewater microbiology. Ed. Wileyliss. New York.
- BOOPATHY, R. and TILCHE, A. (1991). Anaerobic-digestion of high-strength molasse waste-water using a hybrid anaerobic baffled reactor. Water Research. Vol 25, N 7, pp 785-790.
- BRAILE, P. M.; CAVALCANTI, J. E (1993). Manual de tratamento de águas residuárias industriais. São Paulo, CETESB, 751 p.

- BRANCO, S. M. (1978). Hidrobiologia Aplicada à engenharia sanitária. São Paulo, CETESB. 620 p.
- CAMPOS, J.R.(Coordenador)- (1999). Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e disposição controlada no solo.ABES. Rio de Janeiro, RJ.
- CAMPOS, J.R (1994); Alternativas para Tratamento de Esgotos – Pré-Tratamento de Águas para Abastecimento. Consórcio Intermunicipal das Bacias dos Rios Piracicaba e Capivari.
- CETESB (1989). Microbiologia de Lodos Ativados. São Paulo, CETESB, 23p.
- CHERNICHARO, C.A.L.(1997). Princípios de tratamento biológico de águas residuárias – Reatores anaeróbios. V.5.SEGRAC, Belo Horizonte.
- CHOI, E.(1999). Nitrite nitrification of anaerobic digester supernatant by carrier. IAWQ/IWA Conference on Biofilm Systems: New York, Octubre 17-21.
- CRITES, R.; Tchobanoglous, G. (1998). Small and decentralized wastewater management system. Singapore. McGraw-Hill. 1 ed.
- ECKENFELD Jr., W. W. (1989). Industrial Water Pollution Control. Singapore, McGraw-Hill International Editions. 2 ed.
- ECTA – EMPRESA DE CONSULTORIA EM TRATAMENTO DE ÁGUAS (1989). Memorial Técnico. São Carlos, SP.
- FERREIRA, E. S. (2000). Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica. Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. ABES.Rio Grande do Sul,RS.

- FREEMAN, H. M. (1998). Standard handbook of hazardous waste treatment and disposal. 2 ed. McGraw-Hill. New York.
- GUIOT S. R., PAUSS A. and COSTERTON J. W. (1992). A structure model of the anaerobic granule consortium. Water Science and Technology, 25, 7, pp. 1-10.
- HAGOPIAN, D. S.; RILEY, G., J. (1998). A closer look at the bacteriology of nitrification. Aquacultural Engineering. Vol 18, pp 223-224.
- HENZE, M.; HARREMOES, P.; ARVIN, E. (1997). Wastewater treatment : biological and chemical processes, Ed. Springer; 2nd, Germany.
- HORAN, J. N. (1991). Biological wastewater treatment systems, Ed. Wiley Press, Leeds, U.K.
- JENKINS, D.; RICHARD, M.G. and DAIGGER, G.T. (1993). Manual on the causes and control of active sludge bulking and foaming. USA, Lewis Publishers. 2 ed.
- LOPES, D.D. (1999). Tratamento de esgotos sanitário empregando reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série, SP. Tese (Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MANAHAN, S. E. (1990). Hazardous waste chemistry, toxicology and treatment. 1 ed. USA, Lewis Publishers.
- METCALF & EDDY, INC. (1991). Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse. 3ed. Singapore, McGraw-Hill, Inc.

- NACHAIYASIT, S., STUKEY, D.C. (1997). The effect of shock loads on the performance of anaerobic baffled reactor (ABR). 1. Step changes in feed concentration at constante retention time. *Water Research*, V.31, n11, p.2737-2746, 1997.
- NACHAIYASIT, S., STUKEY, D.C. (1997). The effect of shock loads on the performance of anaerobic baffled reactor (ABR). 2. Step changes in feed concentration at constante retention time. *Water Research*, V.31, n11, p.2747-2754, 1997.
- POVINELLE, S.C.S.; CAMPOS, J. R.; POVINELLE, J. and TROFINO, J.C. (1999). Anaerobic baffled reactor for domestic sewage treatment: granule characteristics. IAWQ/IWA Conference on Biofilm Systems: New York, Octubre 17-21.
- SEDLAK, R. (ed) (1991). Phosphorous and nitrogen removal from minicipal wastewater. Principles and pratice. USA, Lewis Publishers. 240p.
- SPEECE, R. E. (1996) Anaerobic biotechnology for industrial wastewater. Ed. Archae Press, Nashville, Tennessee. P.394.
- STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1995). America Public Health Association (APHA), 19th ed., Washington, DC, EUA.
- VAN HAANDEL, AC & MARAIS, G. (1999). O comportamento do sistema de lodos ativados. Campina Grande, PB, Epgraf.
- VAN HAANDEL, AC & LETTINGA, G. (1994). Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente. Campina Grande, PB, Epgraf.

VON SPERLING, M. (1997). Princípios de tratamento biológico de águas residuárias – Lodos ativados. V.4. SEGRAC, Belo Horizonte.

WINTER, J. & ZAYED, G. (1998). Removal of organic pollutants and of nitrate from wastewater from the dairy industry by nitrification. Appl Microbiol biotechnol. N. 49, 469 – 474 p.