

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DA ENERGIA

**PARTIDA DE UM REATOR UASB, EM ESCALA PILOTO,
PARA TRATAMENTO DE EFLUENTE DOMÉSTICO:
ESTUDO DE CASO PARA A REGIÃO DA SERRA DA
MANTIQUEIRA**

JOSUÉ DE ALMEIDA MEYSTRE

Itajubá, Julho de 2007

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DA ENERGIA

JOSUÉ DE ALMEIDA MEYSTRE

PARTIDA DE UM REATOR UASB, EM ESCALA PILOTO,
PARA TRATAMENTO DE EFLUENTE DOMÉSTICO:
ESTUDO DE CASO PARA A REGIÃO DA SERRA DA
MANTIQUEIRA

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia da Energia como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Ciências em Engenharia da Energia.

Área de Concentração:
Energia, Sociedade e Meio Ambiente

Orientadora:
Profa. Dra. Márcia Matiko Kondo

Julho de 2007

Itajubá - MG

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Mauá –
Bibliotecária Margareth Ribeiro- CRB_6/1700

M616p

Meystre, Josué de Almeida

Partida de um reator UASB, em escala piloto, para tratamento de efluente doméstico : estudo de caso para a região da Serra da Mantiqueira / Josué de Almeida Meystre. – Itajubá, (MG) : [s.n.], 2007.

112 p. : il.

Orientadora : Profa. Dra. Márcia Matiko Kondo.
Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Itajubá.

1. Qualidade - Água. 2. Reator UASB. 3. Serra da Mantiqueira. 4. Tratamento - Esgoto. I. Kondo, Márcia Matiko, orient. II. Universidade Federal de Itajubá. IV. Título.

CDU (043)

Dedico este trabalho
a todos aqueles que me apoiaram
até essa etapa da minha vida

“... é azul! A Terra é azul!”

Yuri Gagarin – Cosmonauta Soviético - 1961

“As falhas dos homens eternizam-se no bronze e suas virtudes são escritas na água.”

William Shakespeare

Sumário

Lista de Tabelas.....	vii
Lista de Figuras.....	vix
Lista de Abreviaturas.....	xi
Lista de Símbolos.....	xii
Resumo.....	xiii
“Abstract”.....	xiv
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVO.....	4
2.1. Objetivos Gerais.....	4
2.2. Objetivos Específicos.....	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
3.1. Tratamento Biológico por Digestão Anaeróbia.....	5
3.1.1. Microbiologia da digestão anaeróbia.....	6
3.1.2. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia.....	8
3.1.3. Cinética da digestão anaeróbia.....	13
3.1.4. Requisitos ambientais e nutricionais na digestão anaeróbia.....	15
3.1.4.1. Temperatura.....	16
3.1.4.2. pH.....	18
3.1.4.3. Alcalinidade e Ácidos Voláteis.....	19
3.1.4.4. Nutriente.....	21
3.1.4.5. Toxicidade.....	21
3.2. Aplicação dos Processos Anaeróbios.....	24
3.2.1. Reatores anaeróbios de alta taxa.....	27
3.2.2. Panorama do tratamento anaeróbio no Brasil.....	31
3.3. Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (UASB).....	33
3.3.1. Parâmetros e critérios de projeto.....	35
3.3.1.1. Carga Orgânica Volumétrica.....	35
3.3.1.2. Carga Hidráulica Volumétrica e Tempo de Detenção Hidráulico.....	36
3.3.1.3. Velocidade de Elevação do fluxo.....	37
3.3.2. Configurações típicas.....	38
3.3.3. Distribuição do efluente.....	39
3.3.4. Separador trifásico.....	39
3.3.5. Partida.....	40

3.3.6.	Característica do lodo	44
3.3.7.	Produção do biogás	45
3.3.8.	Aplicação ao tratamento de esgoto sanitário	46
3.3.8.1.	Reator UASB em países tropicais.....	46
3.3.8.2.	Reator UASB em temperatura climática baixa ou moderada.....	46
3.3.9.	Monitoramento e operação de partida	46
3.3.10.	Custos de reatores UASB	49
3.3.11.	Pós-tratamento.....	50
4.	MATERIAIS E MÉTODOS	52
4.1.	Diagnóstico Ambiental	52
4.1.1.	Estudo da área.....	52
4.1.2.	Seleção dos pontos de amostragem.....	53
4.1.3.	Coleta das amostras	53
4.1.4.	Parâmetro quantificados “ <i>in situ</i> ”	54
4.1.5.	Parâmetro quantificados no laboratório	54
4.2.	Reator UASB	55
4.2.1.	Coleta do esgoto sanitário bruto	55
4.2.2.	Alimentação	55
4.2.3.	Características construtivas	56
4.2.4.	Partida.....	58
4.2.5.	Amostragens	59
4.2.6.	Parâmetros físico-químicos utilizados e frequência das análises.....	60
4.2.6.1.	Determinação da Alcalinidade Parcial e da Alcalinidade Intermediária .	63
4.2.6.2.	Determinação da Demanda Bioquímica de Oxigênio	63
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	64
5.1.	Diagnóstico Ambiental	65
5.1.1.	Oxigênio Dissolvido.....	65
5.1.2.	pH.....	65
5.1.3.	Temperatura.....	65
5.1.4.	Condutividade	69
5.1.5.	Turbidez.	69
5.1.6.	Demanda Bioquímica de Oxigênio.....	72
5.1.7.	Demanda Química de Oxigênio	74
5.1.8.	Padrão de classificação do curso de água	74
5.2.	Desempenho do Reator UASB	77
5.2.1.	Tempo de Detenção Hidráulico e Velocidade Ascensional	77
5.2.2.	Temperatura.....	77

5.2.3.	pH.....	78
5.2.4.	Alcalinidade Total e Alcalinidade Parcial	79
5.2.5.	Ácidos Orgânicos Voláteis	84
5.2.6.	Produção de Biogás.....	84
5.2.7.	Demanda Química de Oxigênio	85
5.2.8.	Demanda Bioquímica de Oxigênio.....	88
5.2.9.	Sólidos Totais.....	90
5.2.10.	Sólidos Voláteis Totais	93
5.2.11.	Sólidos Suspensos Totais	95
5.2.12.	Carga Orgânica Volumétrica.....	98
6.	CONCLUSÃO E RECOMENDAÇÕES	100
6.1.	Diagnóstico Ambiental	100
6.2.	Reator UASB	100
7.	REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA	102
8.	ANEXOS.....	109

Lista de Tabelas

Tabela 1 – Principais características dos catabolismos oxidativos e fermentativos.....	7
Tabela 2 – Principais bactérias envolvidas no processo de digestão anaeróbia	9
Tabela 3 – Reações de oxi-redução e valores da energia livre na digestão anaeróbia	13
Tabela 4 – Faixas de temperatura para o desenvolvimento ótimo das bactérias	17
Tabela 5 – Faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes substratos	19
Tabela 6 – Concentrações estimuladoras e inibidoras de alguns compostos.....	23
Tabela 7 – Vantagens e desvantagens do processo de digestão anaeróbio	27
Tabela 8 – Distribuição e número de ETEs operadas, projetadas e em planejamento pela COPASA/MG até 1997	32
Tabela 9 - Principais resultados obtidos com a pesquisa de reatores UASB para tratando esgoto doméstico em temperaturas maiores que 20°C.....	48
Tabela 10 - Principais resultados obtidos com a pesquisa de reatores UASB para tratando esgoto doméstico em temperaturas igual ou abaixo de 20°C.	48
Tabela 11 - Programa de monitoramento da partida de um reator UASB.....	49
Tabela 12 - Tipo do pós-tratamento de efluente anaeróbio e respectivas pesquisas desenvolvidas.....	51
Tabela 13 - Configuração do reator UASB em escala piloto	56
Tabela 14 - Resumo dos parâmetros de operação utilizado durante as fases de partida	59
Tabela 15 – Partida do reator UASB: parâmetros, freqüência, métodos e equipamentos	60
Tabela 16 – Faixa dos valores encontrados com seu respectivo enquadramento para corpos de água Classe 2.....	76
Tabela 17 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para o pH.....	78
Tabela 18 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para a Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	81
Tabela 19 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) padrão para a Alcalinidade Parcial (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	82
Tabela 20 – Amplitude de variação de Alcalinidade Total e Parcial.....	82
Tabela 21 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para a relação AI/AP (Alcalinidade Intermediária/ Alcalinidade Parcial)	83
Tabela 22 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para a Demanda Química de Oxigênio (mg O ₂ L ⁻¹) e sua porcentagem de remoção	86

Tabela 23 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para a Demanda Bioquímica de Oxigênio ($\text{mg O}_2 \text{ L}^{-1}$) e sua porcentagem de remoção	88
Tabela 24 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para os Sólidos Totais (mg L^{-1}) e sua porcentagem de remoção	91
Tabela 25 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para os Sólidos Voláteis Totais (mg L^{-1}) e sua porcentagem de remoção	93
Tabela 26 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para o Sólidos Suspensos Totais (mg L^{-1}) e sua porcentagem de remoção	96
Tabela 27 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para a Carga Orgânica Volumétrica ($\text{kg DQO m}^{-3}\text{d}^{-1}$) aplicada ao sistema	99
Tabela 28 – Dados dos parâmetros analisados nos pontos de amostragem na bacia do Rio Cata.	110
Tabela 29 – Valores dos diversos parâmetros analisados durante o estudo	112

Lista de Figuras

Figura 1 - O ciclo anaeróbio na natureza	5
Figura 2 - Consumo da matéria orgânica pelos microorganismos anaeróbios.	9
Figura 3 – Esquema dos caminhos para a produção de metano e dióxido de carbono na digestão anaeróbia.	10
Figura 4 – Seqüência metabólica do processo de digestão anaeróbio, com o respectivo grupo microbiano (Números expressos a porcentagem da Demanda Química de Oxigênio - DQO).	11
Figura 5 – Curva típica do crescimento bacteriano	14
Figura 6 – Principais sistemas utilizados para tratamento de esgoto doméstico	26
Figura 7 - Conversão biológica da matéria orgânica nos sistemas aeróbios e anaeróbios ..	26
Figura 8 – Tipo de reatores com sistema bacteriano aderido: (A) filtro anaeróbio de fluxo ascendente, (B) reator de leito expandido ou fluidificado, (C) biodisco anaeróbio.....	29
Figura 9 – Tipo de reatores com sistema bacteriano disperso: (A) reator de chincanas, (B) reator com recirculação interna, (C) reator de dois estágios, (D) reator de fluxo ascendente e manta de lodo, (E) reator de leito granular expandido	30
Figura 10 - Parâmetros mais importantes durante a partida de um reator anaeróbio de alta taxa.....	41
Figura 11 – Localização da bacia hidrográfica do rio Saiquí e dos pontos de amostragem.	52
Figura 12 – Desenho esquemático do Reator UASB (1 – Tambor de alimentação, 2 – Bomba, 3 – Sistema de alimentação, 4 – Coluna do reator UASB, 5 – Câmara de decantação (separador trifásico), 6 – Sistema de recirculação, 7 – Sistema de coleta de gases, 8 – Saída do efluente tratado).....	57
Figura 13 – Reator UASB instalado dentro de uma incubadora no LACONFIQ	58
Figura 14 – Resultados comparativos de Oxigênio Dissolvido nos pontos amostrados.	66
Figura 15 – Resultados comparativos do pH nos pontos mostrados.	67
Figura 16 – Resultados comparativos de Temperatura nos pontos amostrados.	68
Figura 17 – Resultados comparativos de Condutividade nos pontos amostrados.....	70
Figura 18 – Resultados comparativos de Turbidez nos pontos amostrados.....	71
Figura 19 – Valores da Demanda Bioquímica de Oxigênio para os pontos de amostragem	73

Figura 20 – Resultados comparativos de Demanda Química de Oxigênio nos pontos amostrados.....	75
Figura 21 – Valores de pH quantificados no período	79
Figura 22 – Valores de Alcalinidade Total quantificados no período.....	80
Figura 23 – Valores de Alcalinidade Parcial quantificados no período.....	80
Figura 24 – Valores da relação AI/AP (Alcalinidade Intermediária/Alcalinidade Parcial) calculada no período	83
Figura 25 – Valores de Demanda Química de Oxigênio quantificados no período.....	86
Figura 26 – Valores da porcentagem de remoção de Demanda Química de Oxigênio no período.....	87
Figura 27 – Valores de Demanda Bioquímica de Oxigênio quantificados no período	89
Figura 28 – Valores da porcentagem de remoção de Demanda Química de Oxigênio no período.....	90
Figura 29 – Valores de Sólidos Totais quantificados no período	91
Figura 30 – Valores da porcentagem de remoção dos Sólidos Totais	92
Figura 31 – Valores de Sólidos Voláteis Totais quantificados no período.....	94
Figura 32 – Valores da porcentagem de remoção dos Sólidos Voláteis Totais	95
Figura 33 – Valores de Sólidos Suspensos Totais quantificados no período.....	97
Figura 34 – Valores da Porcentagem de Remoção de Sólidos Suspensos Totais	97
Figura 35 – Valores de Carga Orgânica Volumétrica aplicada no sistema durante o estudo	98

Lista de Abreviaturas

APA – Área de Proteção Ambiental

CETESB - Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental

CONAMA - Conselho Nacional do Meio Ambiente

COPASA/MG – Companhia de Saneamento de Minas Gerais

DMAE - Departamento Municipal de Água e Esgoto

ETE - Estação de Tratamento de Efluente

FEAM – Fundação Estadual do Meio Ambiente

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística

LACONFIQ – Laboratório de Análises Físico-Químicas

PNSB – Pesquisa Nacional de Saneamento Básico

PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico

RAFA – Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente

SAAE - Serviço Autônomo de Água e Esgoto

SABESP - Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo

SEMAD - Secretaria de Estado de Meio Ambiente e
Desenvolvimento Sustentável

SIAM – Sistema Integrado de Informação Ambiental

UASB – Anaeróbio Ascendente com Manta de Lodo, “*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*”

UNIFEI – Universidade Federal de Itajubá

Lista de Símbolos

- A – Área (m^2)
AI – Alcalinidade Intermediária ($mg\ CaCO_3\ L^{-1}$)
AOV – Ácidos Orgânicos Voláteis ($mg\ HAc\ L^{-1}$)
AP – Alcalinidade Parcial ($mg\ CaCO_3\ L^{-1}$)
AT – Alcalinidade Total ($mg\ CaCO_3\ L^{-1}$)
CHV – Carga Hidráulica Volumétrica ($m^3\ m^{-3}d^{-1}$)
COV – Carga Orgânica Volumétrica ($kg\ DQO\ m^{-3}d^{-1}$)
DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio ($mg\ O_2\ L^{-1}$)
DQO – Demanda Química de Oxigênio ($mg\ O_2\ L^{-1}$)
H – Altura (m)
OD – Oxigênio Dissolvido ($mg\ O_2\ L^{-1}$)
Q - Vazão ($m^3\ d^{-1}$)
SST – Sólidos Suspensos Totais ($mg\ L^{-1}$)
ST – Sólidos Totais ($mg\ L^{-1}$)
SVT - Sólidos Voláteis Totais ($mg\ L^{-1}$)
T – Temperatura ($^{\circ}C$)
TDH - Tempo de Detenção Hidráulico (d)
V - Volume total do reator (m^3)
Ve – Velocidade ascensional ($m\ d^{-1}$)

Resumo

Este trabalho foi elaborado devido ao crescente aumento das preocupações da qualidade de água para as gerações futuras e foi dividido basicamente em duas partes. A primeira parte constituiu-se na caracterização da qualidade de água da bacia do Rio Saiquí, no alto da Serra da Mantiqueira, onde predominam as baixas temperaturas. Através de um diagnóstico ambiental concluiu-se que a faixa de valores dos parâmetros estudados enquadra a bacia hidrográfica, conforme a Resolução CONAMA nº 357/05, como Classe 2. A segunda parte do estudo foi a implantação de uma ETE piloto para o tratamento de esgoto doméstico, reator tipo UASB, operando em condições de baixas temperaturas simulando o clima característico da região estudada. Para a partida do reator UASB utilizou-se um inóculo proveniente do sedimento de uma lagoa facultativa. O reator UASB operou por 207 dias em uma temperatura fixa de 17°C, com três fases distintas variando o tempo de detenção hidráulico (TDH) entre 22 e 18 h. Os resultados alcançados para eficiência de remoção da demanda química de oxigênio (DQO), demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e sólidos suspensos totais (SST) na última fase, foram respectivamente de 23%, 18% e 55%. O inóculo utilizado não promoveu condições adequadas para uma partida eficiente do reator e os valores obtidos demonstraram que o reator não chegou a seu nível ótimo de operação.

Abstract

This work was based upon the increasing concern of the water quality for the next generations and was basically divided in two sections. In the first one, the water quality of the Saiquí River basin, at the Mantiqueira mountain ridge, was characterized, where low temperatures are dominant. Through an environmental diagnostic, it was observed that the values range, of the parameters investigated, classify this basin, according to CONAMA nº 357/05, as Class 2. The second part of this study was to establish an UASB wastewater treatment plant, working at very low conditions, simulating the weather of the studied region. As an UASB reactor start, it was used a sediment of a pond as an inoculant. This reactor worked for 207 days at a fix temperature of 17°C, with three distinct phases, varying the hydraulic detention time (HDT) between 22 and 18 h. The chemical oxygen demand (COD), biological oxygen demand (BOD) and total suspended solid (TSS) removal efficiency results were 23%, 18% and 55%, respectively. The inoculum used in the present work did not promoted appropriated conditions for an efficient start of the reactor and the values obtained showed that this UASB reactor did not reach its optimum working conditions.

1. INTRODUÇÃO

O início das antigas civilizações está intimamente ligado na busca de regiões com abundância de caça e área agricultável. Ao exemplo da Mesopotâmia, as civilizações desde então, foram se instalando ao longo dos rios que ofereciam a pesca, o transporte e a água. Com o passar do tempo, as cidades foram crescendo juntamente com a criação de mais povoados.

O quadro de crescimento e ocupação de novas áreas pela população não está muito diferente nos dias atuais. A crescente expansão demográfica e industrial observada nas últimas décadas tem contribuído para a diminuição da qualidade dos recursos hídricos. Essa degradação compromete os usos múltiplos que podem ser dados à água.

A utilização da água pelo homem em suas diversas atividades, sejam elas urbanas, industriais ou agrárias, ou ainda, pelos processos naturais como a precipitação sazonal, a erosão marginal e o assoreamento, promovem conseqüências muito variadas sobre o corpo d'água (MOTA, 1997). Essas perturbações no meio aquático são associadas ao problema de poluição que envolve o uso e a gestão dos recursos hídricos.

Atualmente um dos principais responsáveis pela poluição dos recursos hídricos é o aporte dos efluentes domésticos quando lançados "*in natura*", ou seja, sem nenhum tipo de tratamento prévio ou apenas com um tratamento parcial. Estes alteram a qualidade do corpo hídrico receptor, limitando o uso futuro da água. Essa ação pode causar vários inconvenientes nas características físico-químicas da água, como alteração da cor, sabor e odor, além da introdução de microorganismos patogênicos, oferecendo maior risco à saúde pública (JORDÃO e PESSÔA, 1995).

A situação sanitária do Brasil foi evidenciada pela Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (PNSB, 2000), publicada pelo Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE) em 2002. Os resultados mostram que, em uma amostra de 5.507 municípios brasileiros, apenas 2.875 (52,2%) eram servidos por algum serviço de esgotamento sanitário e somente 1.112 (20,2%) municípios efetuavam algum tipo de tratamento do esgoto. Esses dados não são animadores, já que não houve um grande avanço nesta área se comparamos com os dados de 1989, quando dos 4.425 municípios amostrados na pesquisa, menos da metade, ou seja, 2.093 (47,3%) tinham algum tipo de serviço de esgotamento sanitário. A pesquisa mostrou ainda que até o ano de 2000, no estado de Minas Gerais, menos de 9% dos

municípios tratavam os esgotos gerados, ficando abaixo da média nacional de 14% (FUNDAÇÃO JOÃO PINHEIRO, 2007).

Conforme os resultados dos indicadores ambientais divulgados pela Secretaria de Estado de Meio Ambiente e Desenvolvimento Sustentável (SEMAD), o lançamento de esgotos domésticos é apontado como uma das grandes causas dos índices negativos de qualidade da água nas bacias hidrográficas mineiras (SEMAD, 2007). Segundo o estudo, em 2002, apenas 1,5% da população urbana do Estado era atendida por estação de tratamento de esgoto (ETE) e em 2005, o percentual subiu para 6,4% (SIAM, 2007)

Para ocorrer mudanças no quadro descrito acima são necessárias ações em conjunto dos poderes públicos federal, estadual e municipal e da população, que não deve mostrar indiferença quanto à sua responsabilidade individual. Em uma visão mais crítica, devem existir nas políticas públicas, metas para o desenvolvimento tecnológico, além da disseminação de modelos viáveis para a solução do problema sanitário em cada região.

A qualidade de um corpo hídrico pode ser diagnosticada através de um programa de monitoramento. O programa deve contemplar os locais de amostragem com relevância estratégica tais como vilas, interceptores de esgoto e afluentes, a fim de garantir que os parâmetros físico-químicos coletados nestes locais sejam representativos e possam gerar resultados com interpretações válidas (MEYSTRE, 2007). Além do monitoramento deve ser implantados sistemas de controle e minimização da poluição hídrica com tecnologia apropriada a cada realidade.

A evolução da tecnologia no tratamento de esgoto em ambiente confinado controlado iniciou-se com lagoas de decantação. Com o passar do tempo, surgiram outras proposições como o tanque séptico em 1893 e o lodo ativado em 1914. Inicialmente os processos anaeróbios eram utilizados somente para digestão do lodo com elevada concentração de sólidos orgânicos. Com a evolução das pesquisas com filtros anaeróbios, principalmente dos trabalhos de James C. Yong e Perry L. McCarty em 1969, os processos de decomposição anaeróbia começaram a ser empregados para o tratamento de efluentes líquidos contendo baixa concentração de sólidos orgânicos (CAMPOS, 1999).

Entre os novos estudos surgiu a classe dos Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente – RAFA, desenvolvidos e aplicados inicialmente na Holanda. O reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo, em inglês *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB), é uma

derivação do RAFA, e consiste basicamente em um processo de tratamento biológico através do crescimento bacteriano disperso.

O incremento das pesquisas para o conhecimento da dinâmica do reator UASB, nos diversos climas regionais dos países tropicais, é importante para a otimização de sua partida e operação em escala real.

Nesta pesquisa, foi testada uma metodologia para a partida de um sistema com reator UASB, simulando o ambiente com baixa temperatura, clima característico da região de altitude na Serra da Mantiqueira. Além disso, realizou-se um diagnóstico da área onde poderia ser implantado esse sistema.

2. OBJETIVO

O trabalho de pesquisa foi desenvolvido em função dos seguintes objetivos:

2.1. *Objetivos Gerais*

- Diagnosticar a influência da população antrópica nos cursos d'água contido na bacia hidrográfica do Rio Saiquí, pertencente a região montanhosa da Serra da Mantiqueira, através de caracterizações físico-químicas;
- Efetuar a partida de um reator UASB, viabilizando o tratamento de efluente doméstico em comunidades de pequeno e médio porte, de maneira acessível e de simples controle, operação e manutenção de acordo com as características geográficas, ambientais e sócio-econômicas da região da Serra da Mantiqueira.

2.2. *Objetivos Específicos*

- Realizar análises físico-químicas nas amostras de águas coletadas em local de relevância estratégica na bacia hidrográfica, demonstrando o impacto realizado pelo lançamento de esgoto sanitário nos cursos d'água;
- Projetar e construir um Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo (UASB), para o tratamento de efluente doméstico em baixa temperatura de operação;
- Avaliar o comportamento da partida de um reator UASB operando em regime hidráulico a temperatura constante, sob diferentes condições de carga orgânica;
- Determinar parâmetros de partida do reator UASB que permitam a comparação com sistemas já propostos e que tenham características similares as encontrada na Serra da Mantiqueira.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Tratamento Biológico por Digestão Anaeróbia

A degradação de cadeias moleculares mais complexas presente nos efluentes líquidos pode ocorrer com a presença de oxigênio dissolvido. Esse é utilizado no metabolismo dos microorganismos, no processo de digestão aeróbica. Quando não há oxigênio dissolvido na fase livre, os microorganismos utilizam sais inorgânicos como aceptores de elétrons. Eles devem conter oxigênio em sua estrutura molecular, como o nitrato (NO_3^-), sulfato (SO_4^{2-}) e fosfato (PO_4^{3-}) (BARNES *et al.*, 1981).

Essa maneira de utilização do oxigênio para decomposição da matéria orgânica é denominada de processo de digestão anaeróbia. A Figura 1 demonstra o ciclo anaeróbio na natureza.

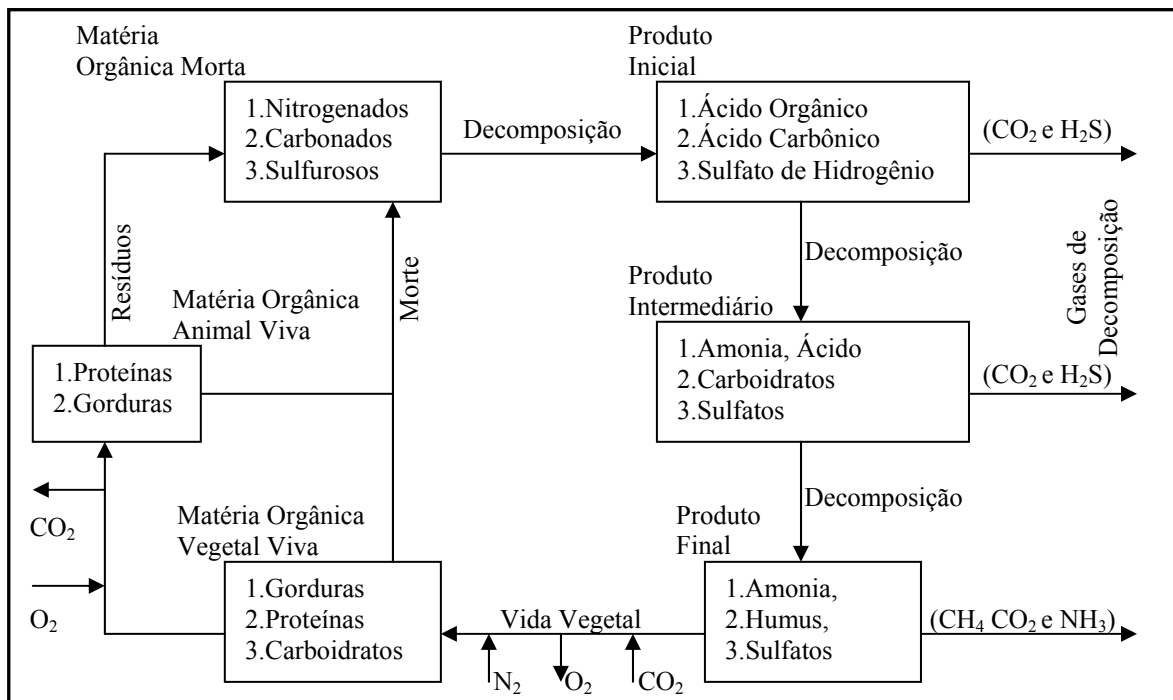


Figura 1 - O ciclo anaeróbio na natureza (Adaptado de METCALF & EDDY, 1995).

Os processos biológicos descritos anteriormente, ocorrem quando há um aumento na concentração da carga orgânica devido ao despejo de efluentes líquidos. Esses processos acontecem naturalmente, com ou sem a presença de oxigênio dissolvido, para efetuar a

degradação e estabilização da matéria orgânica em corpos d' água. Essa capacidade de recuperação é denominada fenômeno de autodepuração (VON SPERLING, 1996a e BRAGA *et al.*, 2002).

Em função deste fenômeno, pesquisadores vêm empregando as tecnologias disponíveis na busca de novos processos controlados, com nível de eficiência satisfatório, e que possam ser utilizados no tratamento de efluentes líquidos evitando assim, a poluição nos corpos hídricos receptores.

3.1.1. Microbiologia da digestão anaeróbia

O conhecimento dos fundamentos da microbiologia é extremamente importante para a construção de um sistema biológico de tratamento de efluentes. Conforme McKINNEY (1962), os microorganismos podem remover matéria orgânica de efluente líquido apenas pelo método de reprodução celular. METCALF & EDDY (1995), explicam que o método de reprodução da maioria das bactérias envolvidas na digestão anaeróbia ocorre por fissão binária (reprodução assexuada), onde um microorganismo divide-se formando dois novos indivíduos com características genéticas iguais ao organismo gerador, embora ainda existam espécies que façam reprodução sexuada.

No metabolismo bacteriano praticamente todas as reações químicas são realizadas dentro das células. As duas principais reações que ocorrem no processo metabólico são as reações catabólicas e as reações anabólicas.

Conforme CRITES e TCHOBANOGLIOUS (1998), as reações catabólicas ou de desassimilação resultam na quebra de moléculas complexas de matéria orgânica transformando-as em substâncias mais simples, junto com a liberação da energia armazenada na forma química, dentro dos compostos orgânicos.

Já as reações anabólicas ou de assimilação são responsáveis pela síntese celular, ou seja, pela formação de moléculas mais complexas e que normalmente necessitam de energia. As atividades de desassimilação e assimilação ocorrem simultaneamente, onde, enquanto no primeiro processo há a quebra de matéria orgânica e a liberação de energia, no segundo processo existe o aproveitamento dessa energia para a produção de outras células vivas.

A remoção da matéria orgânica do efluente doméstico ocorre através do processo de catabolismo. Conforme VON SPERLING (1996b), os dois grupos de catabolismo de interesse no tratamento de esgoto são: o catabolismo oxidativo (oxidação da matéria orgânica) e o catabolismo fermentativo (fermentação da matéria orgânica). As principais características dos dois grupos de catabolismo estão apresentadas na Tabela 1.

Os principais microorganismos que participam no processo de degradação da matéria orgânica são as bactérias, os fungos, os protozoários e os vermes. Os fungos, protozoários e vermes são seres aeróbicos e, portanto, não participam no processo de digestão em ambiente anaeróbio, sendo as bactérias os principais microorganismos na digestão anaeróbia (McKINNEY, 1962).

Tabela 1 – Principais características dos catabolismos oxidativos e fermentativos (VON SPERLING, 1996b)

Características	Catabolismo Oxidativo	Catabolismo Fermentativo
Doador de elétrons	Matéria Orgânica	Matéria orgânica oxidada
Aceptor de elétrons	Externo: Composto inorgânico (oxigênio, nitrato ou sulfato)	Interno: Matéria orgânica reduzida
Número de produtos finais resultantes da matéria orgânica	Um produto: Dióxido de carbono – CO ₂	No mínimo dois: Dióxido de carbono – CO ₂ Metano – CH ₄
Forma do Carbono no produto final	Carbono inorgânico oxidado (CO ₂)	Carbono inorgânico oxidado (CO ₂) Carbono orgânico reduzido (CH ₄)
Estado de oxidação no produto final	4+ (dióxido de carbono – CO ₂)	4+ (dióxido de carbono – CO ₂) 4- (Metano – CH ₄)

Conforme CHERNICHARO (1997), as bactérias que participam no processo de digestão anaeróbia podem ser divididas em três importantes grupos:

- 1º grupo – bactérias fermentativas – através da hidrólise transforma cadeias de moléculas mais complexas em cadeias de moléculas mais curtas e simples como aminoácidos, ácidos orgânicos e glicose, e ainda produtos como acetato, hidrogênio e dióxido de carbono.

- 2º grupo – bactérias acetogênicas – converte os produtos gerados no primeiro grupo, dito como cadeias mais curtas, em acetato, hidrogênio e dióxido de carbono.
- 3º grupo – bactérias metanogênicas – utiliza os produtos do segundo grupo como substrato. Existe dois sub-grupos de bactérias metanogênicas, aquela que utiliza o acetato e o transforma em metano e dióxido de carbono (acetotróficas), e o outro que produz metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono (hidrogenotróficas).

Existe ainda um 4º grupo das bactérias redutoras de sulfato, responsável pela concentração de sulfato no processo de digestão. São bactérias estritamente anaeróbias por utilizarem o sulfato como aceptor de elétron, produzindo como resultado final o gás sulfídrico (H₂S). No esgoto doméstico as bactérias redutoras de sulfato não fazem parte significativa da população (McKINNEY, 1962).

Entre estes grupos foram isoladas algumas espécies de bactérias envolvidas na digestão anaeróbia e são descritas na Tabela 2 (CHERNICHARO, 1997; METCALF & EDDY, 1995; McKINNEY, 1962 e CRITES e TCHOBANOGLIOUS, 1998).

3.1.2. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia

A despeito dos recentes avanços tecnológicos, o processo de digestão anaeróbio ainda é o mais complexo e sensível de todos os processos de tratamento biológicos. O processo de crescimento e obtenção de energia pelos microorganismos envolve vários caminhos e ciclos.

O processo de digestão anaeróbio consome o oxigênio de sais inorgânicos e assim, produz a forma reduzida dos elementos iniciais (Figura 2), além de produzir metano (CH₄) e dióxido de carbono (CO₂) (BARNES *et al.*, 1981).

Conforme VON SPERLING (1996b) a matéria orgânica foi convertida em uma forma mais oxidada (CO₂) e em outra forma mais reduzida (CH₄). Mas como o metano em temperatura ambiente está na fase gasosa, o processo de tratamento resulta em uma efetiva separação da matéria orgânica do efluente.

Tabela 2 – Principais bactérias envolvidas no processo de digestão anaeróbia

BACTÉRIAS FERMENTATIVAS	<i>Clostridium ssp.</i> , <i>Peptocoos anaerobus</i> , <i>Bifidobacterium ssp.</i> , <i>Lactobacillus</i> , <i>Corynebacterium ssp.</i> , <i>Actinomyces</i> , <i>Alcaligenes</i> , <i>Staphylococcus</i> , <i>Pseudomonas</i> , <i>Flavobacterium</i> , <i>Escherichia coli</i> , <i>Aerobacter</i> , <i>Bacteroids</i>
BACTÉRIAS METANOGÊNICAS	<u>Acetotróficas:</u> <i>Methanosarcina</i> , <i>Methanosaeta</i> . <u>Hidrogenotróficas:</u> <i>Methanobacterium</i> , <i>Methanobacillus</i> , <i>Methanococcus</i> , <i>Methanospirillum</i> , <i>Methanobrevibacter</i> .
BACTÉRIAS REDUTORAS DE SULFATO	<u>Oxidação incompleta até acetato:</u> <i>Desulfobubus</i> , <i>Desulfomonas</i> . <u>Oxidação completa até gás carbônico:</u> <i>Desulfotomaculum</i> , <i>Desulfovibrio</i> .

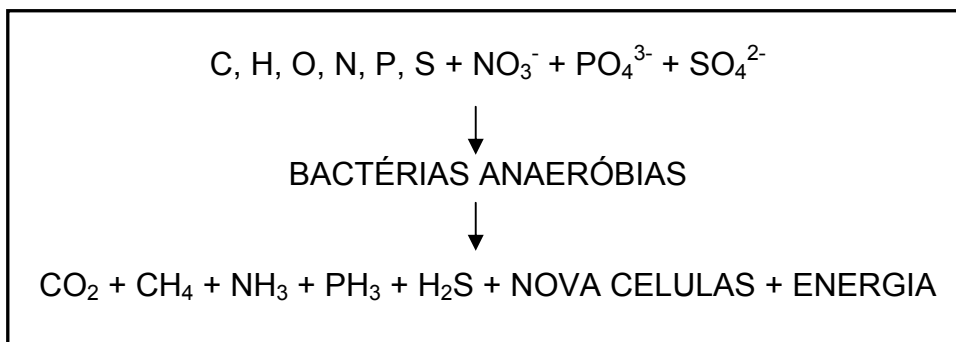


Figura 2 - Consumo da matéria orgânica pelos microorganismos anaeróbios.

A reação anaeróbia pode ser simplificada em um sistema de dois estágios. O primeiro a formação de ácidos, acidogênese, através da fermentação ácida e oxidação anaeróbia, e o segundo estágio a formação do metano, metanogênese, conforme demonstra a Figura 3. (CRITES e TCHOBANOGLOUS, 1998; HAMMER e HAMMER, 1996; McCARTY, 1964a; McKINNEY, 1962; METCALF & EDDY, 1995; RAMALHO, 1977).

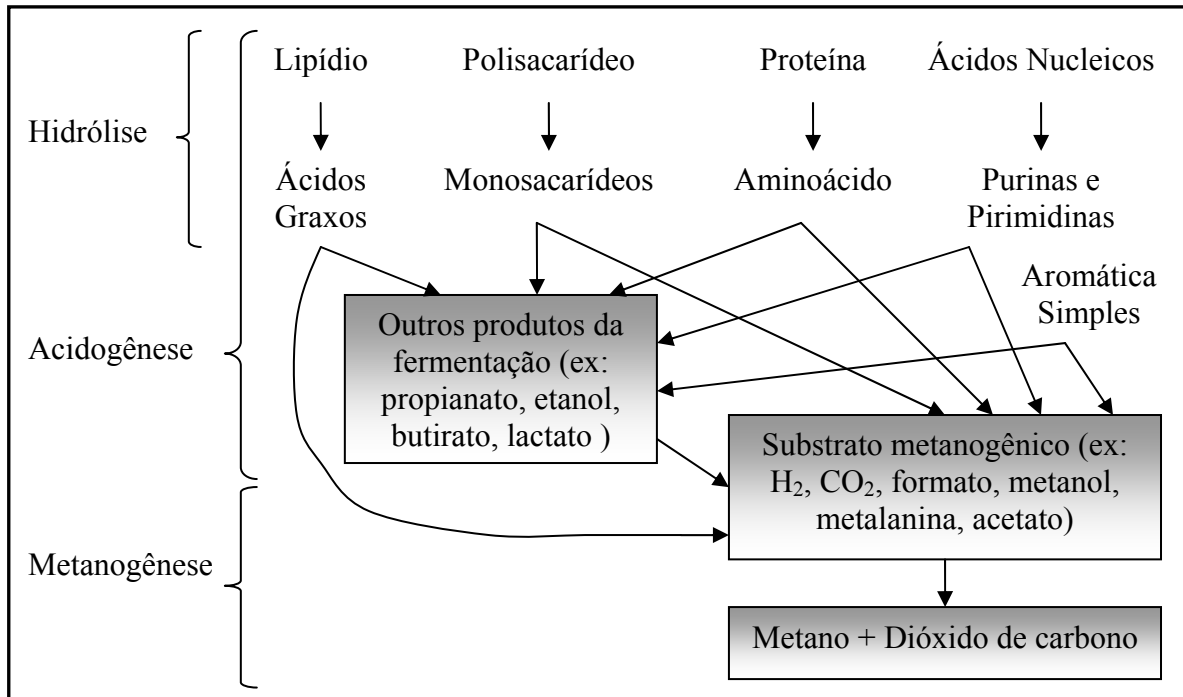


Figura 3 – Esquema dos caminhos para a produção de metano e dióxido de carbono na digestão anaeróbia. (adaptado de CRITES e TCHOBANOGLOUS, 1998; METCALF & EDDY, 1995; QASIM 1998)

O mecanismo de conversão da matéria orgânica através da digestão anaeróbia é dividido em 4 fases, conforme a Figura 4 (CAMPOS, 1999; CHERNICHARO, 1997; CRITES e TCHOBANOGLOUS, 1998 e METCALF & EDDY, 1995).

- 1º Fase – Hidrólise – Os sólidos orgânicos complexos são indisponíveis para os microorganismos se eles permanecerem insolúveis. Logo o ataque inicial é realizado por enzimas extracelulares excretadas pelas bactérias. Essas enzimas quebram as moléculas complexas, tornando-as menores e em componentes solúveis mais simples, que consigam penetrar pela parede celular bacteriana. Os carboidratos, proteínas, lipídeos são hidrolizados para açúcares simples, aminoácidos e ácidos graxos.

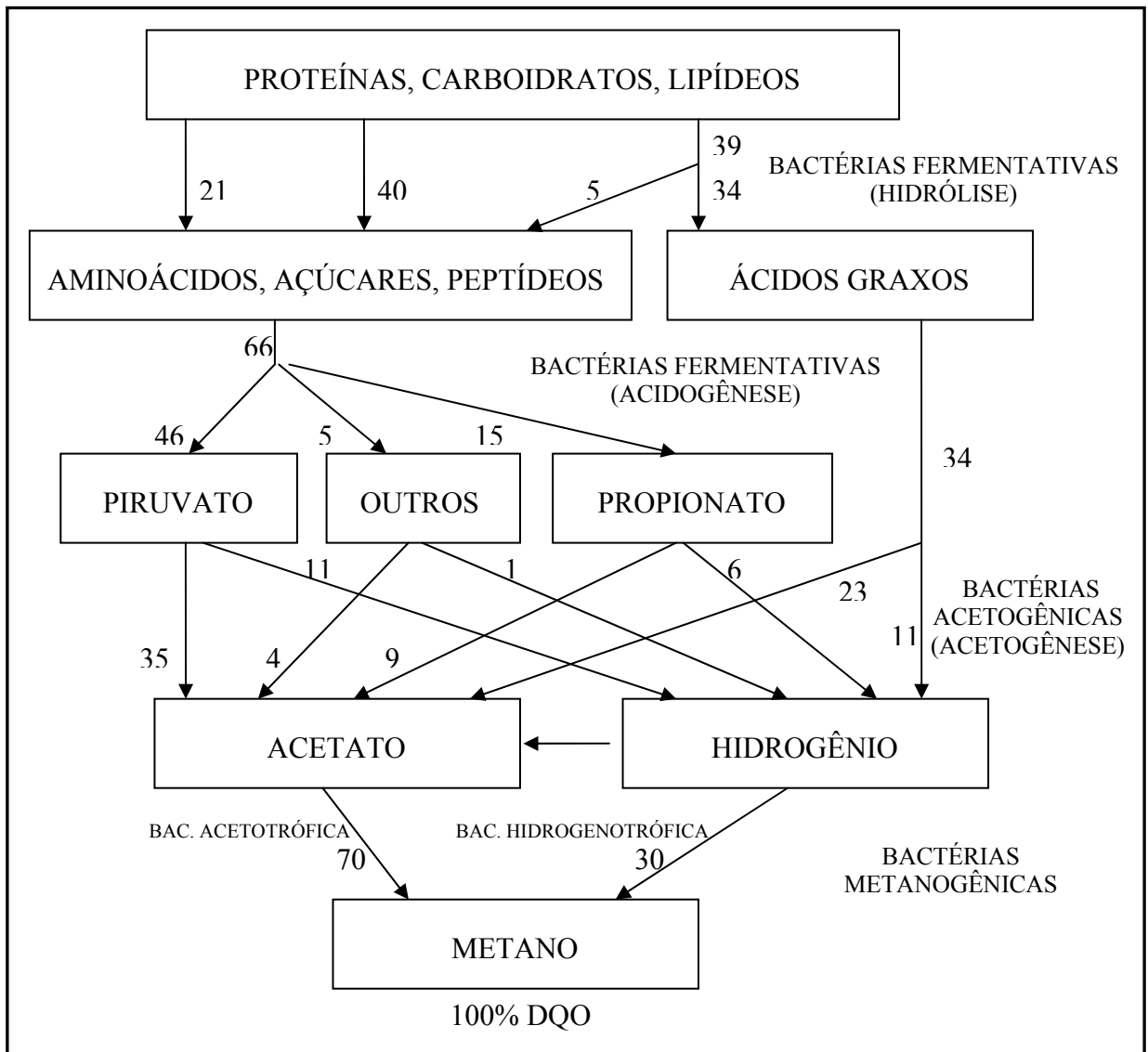


Figura 4 – Sequência metabólica do processo de digestão anaeróbica, com o respectivo grupo microbiano (Os números expressam a porcentagem da Demanda Química de Oxigênio - DQO) (adaptado de CAMPOS, 1999 e CHERNICHARO, 1997).

- 2ª Fase – Acidogênese – Os compostos orgânicos resultantes da primeira fase são fermentados no interior das bactérias e excretados na forma de ácido orgânico simples com cadeias curtas. Os principais produtos deste processo são os ácidos graxos voláteis (acético, propiônico e butírico), álcoois, ácido lático e compostos minerais como hidrogênio, gás carbônico, amônia e sulfetos de hidrogênio. O grupo de microorganismos que participa nesta conversão é na grande maioria composto por bactérias estritamente anaeróbias, com a existência de algumas bactérias facultativas. As bactérias utilizam uma parte da

matéria orgânica degradada como sendo o acceptor de hidrogênio. As bactérias facultativas são essenciais garantindo um balanço entre redução e oxidação, em função do elemento oxigênio presente na matéria orgânica em degradação. Caso não houvesse esse processo de remoção do oxigênio livre, o mesmo seria tóxico para as bactérias metanogênicas. Em função dos produtos gerados ocorre a diminuição do pH no meio.

- 3º Fase – Acetogênese - realizado pelas bactérias acetogênicas são responsáveis pela oxidação dos produtos gerados na fase acidogênica em substratos com acetato, dióxido de carbono e hidrogênio, apropriados para as bactérias metanogênicas. Dependendo do estado de oxidação do material orgânico a ser convertido a formação do ácido acético pode ser acompanhada pelo surgimento de CO₂ e H₂. A pressão parcial do gás H₂ influencia significativamente na cinética desta etapa, já que a conversão dos compostos intermediários em acetato é termodinamicamente desfavorável e as reações se deslocam para a direita, conforme a Tabela 3. As reações somente serão termodinamicamente favoráveis quando a pressão parcial de H₂ no meio for muito baixa, da ordem de 10⁻⁴ atm. Existem ainda as bactérias homoacetogênicas e as arqueas metanogênicas hidrogenotróficas, que ao contrário das bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio, são bactérias consumidoras de hidrogênio e produzem acetato a partir do dióxido de carbono, como fonte de carbono.
- 4º Fase – Metanogênese – somente alguns dos substratos produzidos nas etapas anteriores são utilizados pelas bactérias metanogênicas, como por exemplo: ácido acético, ácido fórmico, metilaminas, metanol, hidrogênio, monóxido de carbono, dióxido de carbono. As bactérias deste grupo são estritamente anaeróbias e muito sensíveis a variação do ambiente. Esses microorganismos são similares aos encontrados nos estômagos dos animais ruminantes e em sedimentos orgânicos depositados em lagos e rios. As bactérias mais importantes do grupo das metanogênicas são as que utilizam a rota do ácido acético e o hidrogênio. Elas têm uma taxa de crescimento baixo e podem limitar o tratamento anaeróbio do efluente orgânico.

Algumas das reações de conversão dos produtos das bactérias fermentativas em acetato, hidrogênio e dióxido de carbono foram descritas por CAMPOS (1999), conforme Tabela 3. A última coluna representa a energia livre padrão (ΔG_0). Quando ocorre liberação

de energia o processo é denominado exergônico e ΔG_0 é menor que zero. Já quando as reações consomem energia são consideradas endergônicas e o ΔG_0 apresenta valores positivos.

Tabela 3 – Reações de oxi-redução e valores da energia livre na digestão anaeróbia (CAMPOS, 1999)

PROCESSO	EQUAÇÃO	ΔG_0 (kJ mol ⁻¹)
Propionato a acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- + 3\text{H}_2$	+76,1
Butirato a acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+48,1
Etanol a acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+9,6
Lactato a acetato	$\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- + 2\text{H}_2$	-4,2
Acetato a metano	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HCO}_3^- + \text{CH}_4$	-31,0
Bicarbonato a acetato	$2\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	-104,6
Bicarbonato a metano	$\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-135,6

Aproximadamente 70% de todo metano produzido pelo processo de digestão anaeróbio vem do processo de reação de acetato a metano. Essa é a reação mais importante, já que todos os outros ácidos graxos voláteis precisam ser convertidos em acetato antes de virarem metano (McCARTY e MOSEY, 1991).

3.1.3. Cinética da digestão anaeróbia

Grande parte das reações que ocorrem no tratamento do esgoto são lentas, sendo necessário considerar o estudo da sua cinética. Conforme METCALF & EDDY (1995), o tempo para ocorrer a reprodução da bactéria pela fissão binária pode variar de 20 minutos a até alguns dias, dependendo do tipo de bactéria. As divisões das bactérias são influenciadas por limitações ambientais, como a concentração de substratos e nutrientes e, ainda, a disponibilidade de espaço físico.

O crescimento de uma população única de microorganismo em função de um único substrato está representado na Figura 5. Inicialmente é inoculado um pequeno número de microorganismos e o número viável de indivíduos é alcançado em função do tempo, em que ocorre o esgotamento do substrato e com isso o decremento da população. O crescimento padrão baseado no número de células tem 4 fases bem distintas (CRITES e

TCHOBANOGLIOUS, 1998; McKINNEY, 1962; METCALF & EDDY, 1995; VON SPERLING, 1996b).

- 1º Fase – Retardo ou adaptação – é um período de aclimação das bactérias ao novo substrato fornecido, para que possa iniciar o processo de divisão.
- 2º Fase – Crescimento logarítmico – ocorre a divisão das células a uma taxa determinada pelo seu tempo de geração e sua habilidade ao processo de digestão do substrato.
- 3º Fase – Estacionária – a população permanece inalterada e ocorre por duas razões: houve o esgotamento do substrato ou nutriente necessário ao seu crescimento, ou a mortalidade é igual ao crescimento de novas células.
- 4º Fase - Declínio ou mortandade – a disponibilidade de substrato ou nutriente no meio é escassa. A taxa de morte bacteriana excede a produção de novas células. Prevaecem as características da respiração endógena, situação em que as bactérias são forçadas a utilizar o seu próprio protoplasma celular como fonte de alimento. Em alguns casos essa fase pode se comportar como o inverso da fase de crescimento logarítmico.

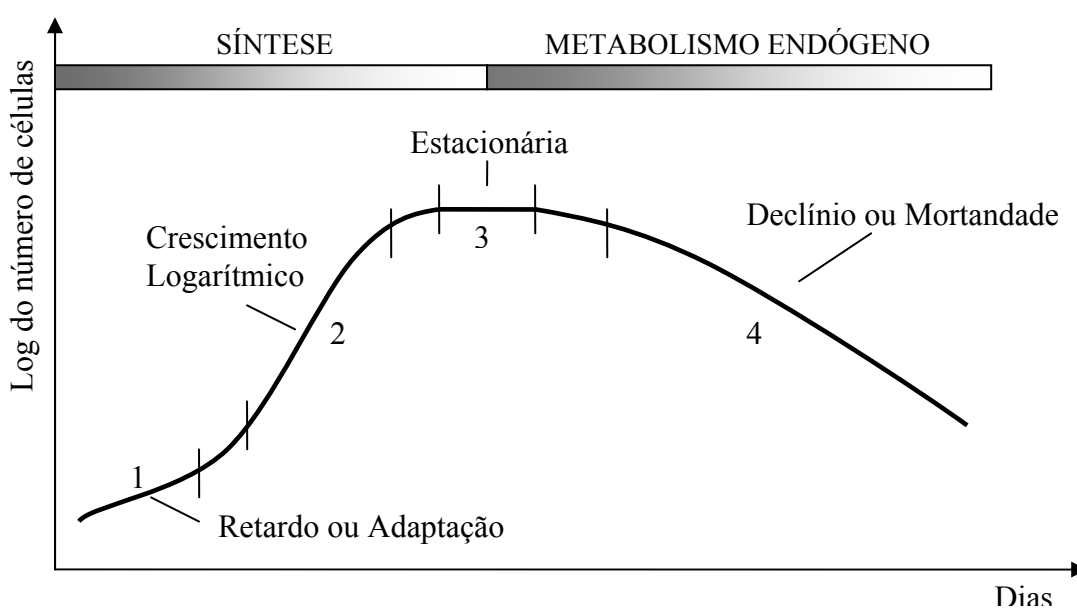


Figura 5 – Curva típica do crescimento bacteriano (adaptado de METCALF & EDDY, 1995 e VON SPERLING, 1996b)

A realidade de um reator biológico para o tratamento de efluente doméstico é bem diferente da curva demonstrada pela Figura 5, já que existem várias espécies de microorganismos metabolizando uma infinidade de compostos. Dessa maneira haverá uma variação do tipo e forma das curvas com superposição, desenvolvendo-se em tempos diferentes, agravando a dificuldade em descrever matematicamente essas cinéticas de conversão.

Mesmo com toda essa dificuldade, o conhecimento dos parâmetros cinéticos é fundamental para o planejamento e adequada operação dos projetos de reatores. Segundo CHENICHARO (1997) os estudos dos parâmetros cinéticos envolvidos nos modelos biológicos podem ser descritos como um processo de três estágios:

- Hidrólise de compostos orgânicos complexos;
- Produção de ácidos;
- Produção de metano.

Conforme CAMPOS (1999), vários pesquisadores se dedicaram a descrever equações para a cinética do metabolismo bacteriano. Muitas destas expressões foram baseadas no trabalho original de Monod (1949 e 1950), que pesquisou a fermentação alcoólica de açúcares em sistemas alimentados continuamente.

3.1.4. Requisitos ambientais e nutricionais na digestão anaeróbia

O processo de digestão anaeróbia pode ser seriamente afetado por diversos fatores que estão relacionados com o substrato, com as características do digestor ou com as condições de operação. Assim, se um determinado fator provoca um desequilíbrio no processo, este se deve principalmente a uma maior sensibilidade das bactérias metanogênicas, que deixam de produzir metano, ocasionando o aumento na concentração dos ácidos orgânicos voláteis e outros produtos intermediários, que continuam sendo produzidos, causando a queda do pH, e inibindo ainda mais a produção de biogás.

A redução da atividade das metanobactérias provoca também o acúmulo de H_2 no meio, o que faz a rota metabólica desviar do caminho da acetogênese para a formação de compostos mais reduzidos do que o acetato, como os ácidos propiônico e butírico, que funcionam como reservatório de elétrons. A formação de ácido propiônico é particularmente problemática para o processo anaeróbio global, pois sua conversão a ácido acético, etapa

obrigatória para a sua transformação em metano, é uma reação termodinamicamente difícil, de modo que acaba se acumulando no meio (McKINNEY, 1962).

Conforme AQUINO e CHERNICHARO (2005), as principais causas de acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios são devido às limitações termodinâmicas, cinéticas e de resistência de transferência de massa. O acúmulo de acetato observado durante as condições de choque de carga e/ou estresse ocorre provavelmente devido às limitações cinéticas dos microorganismos metanogênicos, que é acentuada com a redução do pH. O acúmulo de acetato e hidrogênio na fase líquida pode, por sua vez, desencadear limitações termodinâmicas e conseqüente acúmulo de propionato e butirato. A manutenção de condições ideais de crescimento da massa bacteriana metanogênica deve ser realizada como estratégia de controle para reduzir o acúmulo de acetato.

Para McCARTY (1964a), as características mais importantes para serem avaliadas no efluente do processo de digestão anaeróbio são: a carga orgânica e sua composição, a alcalinidade, concentração de nutrientes inorgânicos, temperatura e materiais que possam ser considerados tóxicos. Os parâmetros relacionados serão discutidos a seguir.

3.1.4.1. Temperatura

A temperatura tem uma grande influência na dinâmica do crescimento microbiano, afetando o processo de estabilização da matéria orgânica. Dentre os principais efeitos da temperatura pode-se citar a alteração na velocidade do metabolismo das bactérias, no equilíbrio iônico e na solubilidade do substrato, principalmente de lipídios (CAMPOS, 1999).

As bactérias anaeróbias são muito sensíveis às variações de temperatura, como não podem controlar sua temperatura dependem exclusivamente do meio onde estão. Uma pequena variação da temperatura pode interromper a produção de metano e conseqüentemente acumular-se-ia ácidos voláteis no interior do reator (CHERNICHARO, 1997).

As temperaturas abaixo do ótimo têm uma maior influência na taxa de crescimento microbiano do que as temperaturas acima do ótimo. A maioria dos microorganismos não pode crescer em baixa temperatura por causa da água existente em quase 80% do corpo celular. O microorganismo perde temperatura para o ambiente e conseqüentemente diminui a velocidade das reações intracelulares. Alguns poucos microorganismos com o mínimo de

água em seu corpo celular têm a habilidade de resistir a baixas temperaturas. A taxa de crescimento e de reação metabólica nesses microorganismos é muito baixa. (McKINNEY, 1962).

Em função da faixa de temperatura, as bactérias podem ser classificadas como psicofílicas, mesofílicas ou termofílicas. As faixas de temperaturas para cada uma destas categorias estão apresentadas na Tabela 4.

Tabela 4 – Faixas de temperatura para o desenvolvimento ótimo das bactérias (METCALF & EDDY, 1995)

TIPO DA BACTÉRIA	TEMPERATURA (°C)	
	FAIXA	ÓTIMO
Psicofílicas	-10 a 30	12 a 18
Mesofílicas	20 a 50	25 a 40
Termofílicas	35 a 75	55 a 65

De acordo com SEGHEZZO *et al.* (1998), a eficiência do processo anaeróbio é altamente dependente da temperatura do reator. Os valores de temperatura entre 30°C e 40°C conferem a faixa ótima para que ocorra o processo de digestão anaeróbia. Para temperaturas de digestão abaixo da ótima (30°C), a taxa de digestão anaeróbia segue a equação de Arrhenius e decresce a uma proporção de 11% para cada °C de temperatura diminuída. A taxa relativa de digestão torna-se a expressa na equação 1.

$$r_t = r_{30} \cdot (1,11)^{(t-30)} \quad [1]$$

Em que:

r_t – taxa relativa de digestão a temperatura T (mg.L⁻¹.d⁻¹)

r_{30} – taxa relativa de digestão a 30°C (mg.L⁻¹.d⁻¹)

t – temperatura de digestão (< 30°C)

A influência da temperatura não se limita na taxa de digestão, mas também afeta a fração de sólidos orgânicos que podem ser metabolizados no processo de digestão anaeróbia.

Conforme LETTINGA *et al.* (2001), a viabilidade de reatores anaeróbios tratando efluentes em baixa temperatura depende dos seguintes fatores:

- a qualidade do inóculo utilizado para partida e seu desenvolvimento em temperaturas sub mesofílicas;
- alta retenção de lodo e de alto carregamento hidráulico
- excelente contato entre o lodo acumulado e a efluente, utilizando toda a capacidade do reator
- tipos de poluentes orgânicos encontrados no efluente
- a configuração do reator, principalmente relacionado a capacidade de retenção do lodo.

Um estudo realizado por EKMAN *et al.* (2000), na partida e operação de um reator UASB para a cidade de Caxias do Sul, demonstrou que o tratamento de efluente doméstico em baixa temperatura pode ser viável já que a temperatura média, para os meses mais frios, foi de 14°C. As eficiências para a remoção dos sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos suspensos totais (SST) foram de aproximadamente 50% e de demanda química de oxigênio (DQO) e demanda bioquímica de oxigênio (DBO) de cerca de 60% nesses meses. O reator, com volume útil de 1.000 m³, operava com vazão média de 0,84 m³.s⁻¹ e o TDH de 37,2 h no final do período de monitoramento. Também foi calculada a carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, que permaneceu em torno de 0,4 kg DQO m⁻³.d⁻¹.

Um outro trabalho, realizado por LUOSTARINEN *et al.* (2007), os autores monitoram três reatores UASB tratando efluente doméstico concentrado proveniente de sanitários sendo que um deles tinham volume de 1,2 m³ e os outros dois volume de 0,2 m³. O TDH dos reatores foram respectivamente 4,2 h e 29 h. A operação ocorreu com diferentes parâmetros e suas temperaturas variaram entre 15°C e 20°C. Foi demonstrado ser viável para o tratamento de esgoto doméstico concentrado na medida em que o lodo se adaptou com a temperatura. As melhores eficiências de remoção de DQO tiveram valores próximos a 80%.

3.1.4.2. pH

O pH é um fator de importância na dinâmica do crescimento bacteriano. O controle de pH nos reatores anaeróbios serve para evitar o risco de inibição das bactérias metanogênicas e, conseqüentemente, das demais bactérias. A maior parte das bactérias

não suporta valores de pH acima de 9,5 e abaixo de 4,0, sendo que o ótimo se situa em torno da neutralidade, com o pH variando de 6,5 a 7,5 (METCALF & EDDY, 1995).

Conforme CHERNICHARO (1999), as bactérias produtoras de metano têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,6 e 7,4 e as bactérias produtoras de ácido têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 5,0 e 6,0.

O pH no interior de reator deve estar na faixa de 6,6 e 7,8. A formação de ácidos tende a baixar o pH e afetar as bactérias formadoras de metano. Caso o pH fique abaixo de 6,2 a formação de metano é cessado e mais ácido é acumulado, causando uma paralisação na operação do digestor (QASIM, 1999).

A Tabela 5 apresenta as faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes substratos.

Tabela 5 – Faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes substratos (LETTINGA *et al.*, 1996, *apud* CHERNICHARO, 1997)

SUBSTRATO	pH ÓTIMO
Formiato	6,8 – 7,3
Acetato	6,5 – 7,1
Propionato	7,2 – 7,5

A produção do metano é o gargalo na operação de reatores anaeróbios e deve-se adotar a faixa operacional da digestão entre 6,8 e 7,2, controlada pelo valor da alcalinidade, que atua neutralizando os ácidos graxos voláteis produzidos nas etapas acidogênicas e acetogênicas (NOUR, 1996).

3.1.4.3. Alcalinidade e Ácidos Voláteis

Os parâmetros alcalinidade e ácidos voláteis estão intimamente relacionados, sendo importantes para o controle e operação adequado do reator anaeróbio. Durante o processo de fermentação há uma diminuição do pH no meio, devido à produção de compostos ácidos. Essa variação do valor de pH no interior do reator é indesejada, uma vez que as bactérias mais sensíveis teriam sua dinâmica comprometida.

A influência da alcalinidade com os ácidos voláteis durante o processo da digestão anaeróbia, fundamenta-se na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos formados no processo e, também, em tamponar o pH caso ocorra uma acumulação de ácidos voláteis (BAIRD, 2002).

No estudo realizado por CASSEB (1996), na partida e operação de um reator UASB piloto de 0,4 m³, a alcalinidade do sistema foi capaz de neutralizar os ácidos formados no processo de digestão e eventuais acúmulos de ácidos voláteis. O sistema tem a propriedade de gerar alcalinidade, pois os ácidos voláteis são neutralizados transformando-se em bicarbonato, como por exemplo, o acetato de sódio é transformado em bicarbonato de sódio e a combinação de amônia com ácido carbônico leva a formação de bicarbonato de amônia. A faixa de variação da alcalinidade analisada ficou entre 100 e 300 mg L⁻¹.

Tanto a alcalinidade como os ácidos voláteis derivam primariamente da decomposição da matéria orgânica durante a digestão. Na digestão anaeróbia são produzidos sais e ácidos fracos como o ácido acético, ácido propiônico e o sulfato de hidrogênio, possibilitando desta forma o agrupamento de íons H⁺ e OH⁻ que contribuem para o aumento da alcalinidade no sistema (SAWYER, 1994).

A medida dos ácidos voláteis é o parâmetro que fornece a indicação mais imediata do funcionamento do processo. Caso ocorra uma elevada concentração de ácidos voláteis, devido à variação das características hidráulicas ou problemas com as bactérias produtoras de metano, as substâncias que exercem um poder tampão impedirão a queda do pH. Portanto, somente quando toda a alcalinidade do meio for neutralizada pelos ácidos voláteis é que ocorrerá a queda do pH.

Quando a concentração de ácido volátil é baixa a concentração do íon carbonato é aproximadamente equivalente a alcalinidade total. Quando a concentração de ácido volátil começa a aumentar ela é neutralizada pelo bicarbonato alcalino e em seu lugar forma alcalinidade de ácido volátil. Com essas condições, a alcalinidade total é composta pela alcalinidade relativa ao bicarbonato e a alcalinidade relativa ao ácido volátil (McCARTY, 1964b).

Conforme SAWYER (1994), os produtos finais produzidos pelas bactérias acidogênicas são utilizados quando existe uma população suficiente de bactérias produtoras de metano e as condições ambientais são favoráveis. Como resultado, os ácidos não são acumulados e a alcalinidade do sistema permanece favorável. Nestas condições a concentração de

ácidos voláteis no sistema de tratamento anaeróbio de efluente doméstico está em torno de 50 a 250 mg L⁻¹, expressos em ácido acético.

3.1.4.4. Nutriente

Conforme CHERNICHARO (1997), os nutrientes em ordem decrescente de maior importância são: nitrogênio, enxofre, fósforo, ferro, cobalto, níquel, molibdênio e selênio. Os esgotos domésticos geralmente apresentam nutrientes de todos os tipos em concentrações apropriadas, não criando limitações para o desenvolvimento bacteriano no processo de digestão.

Para CAMPOS (1999), os micronutrientes essenciais para o processo de digestão anaeróbio são o ferro, o cobalto o zinco e o níquel. Vários trabalhos comprovaram que a presença desses micronutrientes estimula o processo anaeróbio. O efeito estimulante com a utilização de metais traços foi realizado em laboratório sendo o ferro o único utilizado em reatores de grande porte, obtendo resultados satisfatórios.

Segundo CHERNICHARO (1997), as necessidades nutricionais dos microorganismos envolvidos no processo biológico de digestão, são estabelecidas em função da composição química das células. Devido ao grande número de espécies de bactérias e a dificuldade de se determinar a composição exata de cada uma, os requisitos nutricionais são determinados com base na composição empírica das células. De acordo com METCALF & EDDY (1991) na composição celular a fórmula aproximada da fração orgânica é C₅H₇O₂N, e caso o fósforo seja considerado teremos C₆₀H₈₇O₂₃N₁₂P.

3.1.4.5. Toxicidade

O termo toxicidade é relativo à concentração de um material orgânico ou inorgânico encontrado no efluente que pode causar a mortandade ou inibição dos microorganismos envolvidos no processo de digestão anaeróbio.

Os parâmetros operacionais, tempo de detenção hidráulica e idade do lodo, são fundamentais quanto à sensibilidade do processo em assimilar cargas tóxicas. Os compostos que podem exercer influência tóxica nas bactérias produtoras de metano, que são as mais sensíveis, são praticamente inexistentes nos efluentes líquidos de origem doméstica. O sulfeto, que é formado no interior do reator a partir da redução do sulfato ou da

mineralização de proteínas, não atinge concentrações significativas para causar problemas de toxicidade (CAMPOS, 1999).

O oxigênio dissolvido (OD), presente no efluente, é normalmente removido por bactérias facultativas. Uma alta concentração de OD no efluente, devido a intensa agitação antes da entrada do reator, pode acarretar problemas em sistemas operando com bactérias anaeróbias. As bactérias metanogênicas são estritamente anaeróbias e a presença de oxigênio molecular não removido pelas bactérias facultativas seria extremamente prejudicial para a etapa final da digestão anaeróbia.

Esse problema de toxicidade é uma das razões para não haver uma maior utilização da digestão anaeróbia em sistemas de tratamento de esgoto doméstico, já que existe uma corrente que difunde que os processos anaeróbios não podem tolerá-la (CHERNICHARO, 1995).

No entanto, as pesquisas vem quebrando esse conceito e mostram que os microorganismos possuem normalmente uma capacidade de adaptação as concentrações inibidoras da maioria dos compostos. Entre as literaturas estudadas relatando a partida e operação de reatores anaeróbios para o tratamento de esgoto sanitário, nenhuma apresentou problemas relacionados à intoxicação do sistema. Em um estudo de OLIVA (1994), houve uma grande variação das características hidráulicas, associadas aos despejos de efluente industrial no esgoto doméstico, o qual não afetou significativamente o funcionamento do reator UASB.

Os seguintes métodos de controle de matérias tóxicos são sugeridos por McCARTY (1964c):

- Remoção do material tóxico presente no esgoto;
- Diluição abaixo do limite de toxicidade;
- Formação de complexos insolúveis ou precipitados;
- Evitar a toxicidade através do uso de outros compostos.

Conforme descrito anteriormente, a adição de compostos orgânicos e inorgânicos pode variar de efeito estimulante a tóxico. A estimulação da atividade bacteriana é usualmente conseguida em baixas concentrações. Caso ocorra um aumento na concentração de certos compostos, maior a chance de inibição e paralisação das atividades bacterianas. A Tabela 6 indica as concentrações estimuladoras e inibidoras de alguns compostos.

Tabela 6 – Concentrações estimuladoras e inibidoras de alguns compostos (adaptado de CHERNICHARO, 1997 e McCARTY, 1964c)

COMPOSTO	CONCENTRAÇÃO (mg L ⁻¹)		
	Estimuladora ou sem efeito	Moderadamente inibidora	Fortemente inibidora
Sódio	100 - 200	3500 - 5500	8000
Potássio	200 - 400	2500 - 4500	12000
Cálcio	100 - 200	2500 - 4500	8000
Magnésio	75 - 150	1000 - 1500	3000
Nitrogênio	50 - 200	1500 - 3000	3000
Gás Sulfídrico	50 - 100	100 - 200	200

3.2. Aplicação dos Processos Anaeróbios

Nas últimas décadas desenvolveu-se um grande número de diferentes processos anaeróbios para o tratamento de efluentes com concentração orgânica elevada. Durante muito tempo a maior aplicação foi para a digestão de lodo concentrado produzido no tratamento de esgoto doméstico e no tratamento de efluente industrial com grande carga orgânica.

A utilização deste sistema para tratamento de efluentes líquido com carga orgânica diluída, ou seja, contendo uma concentração baixa de material orgânico, era considerada inviável e problemática. A reduzida taxa de crescimento da biomassa anaeróbia, principalmente das bactérias metanogênicas, faz com que o controle seja delicado, já que qualquer problema na operação acarretaria uma lenta recuperação do sistema.

Novas tecnologias foram surgindo com o incremento das pesquisas na área de tratamento anaeróbio. Os novos sistemas de tratamento caracterizavam-se, basicamente, pela capacidade em reter grandes quantidades de biomassa de elevada atividade microbiana, aplicando baixos tempos de detenção hidráulica. Como resultados surgiram reatores mais compactos, com volumes bastante inferior aos digestores anaeróbios tradicionais com um maior grau de estabilização do lodo (CHERNICHARO, 1997).

Devido a estes fatos, os sistemas anaeróbios de tratamento de águas residuárias foram divididos em 2 tipos: os sistemas convencionais e os sistemas de alta taxa. Os sistemas convencionais são caracterizados por não haver mistura completa e terem tempo de detenção hidráulico entre 30 e 60 dias. Já os sistemas de alta taxa são caracterizados basicamente pela capacidade em reter grandes quantidades de biomassa com elevada atividade microbiana e terem os tempos de retenção hidráulica mais baixo, normalmente menor que 15 dias (METCALF & EDDY, 1995).

Para VON SPERLING (1996b) os sistemas de alta taxa podem ser classificados em função do mecanismo predominante de crescimento e sustentação da biomassa, subdivididos em dois grupos:

- Crescimento aderido: A biomassa cresce aderida em um meio suporte, formando um biofilme, sendo que o mesmo pode estar aderido em um material estacionário ou móvel. O meio suporte pode ser um material sólido natural (areia,

pedra, solo), um meio artificial (plástico, escória de alto forno) ou ainda a própria biomassa aglomerada denominada grânulos.

- Crescimento disperso: A biomassa cresce dispersa no meio líquido sem nenhum mecanismo de sustentação, originando flocos ou grânulos. Seu deslocamento ocorre pela própria movimentação do líquido no interior do reator.

Os principais sistemas utilizados para o tratamento de esgoto, divididos em sistema convencional e de alta taxa, encontram-se descritos na Figura 6.

As vantagens e desvantagens do tratamento anaeróbio de efluentes orgânicos comparados com o tratamento aeróbio estão relacionadas diretamente com a taxa de crescimento lento das bactérias metanogênicas. Baixas taxas de crescimento bacteriano implicam em um maior tempo de detenção no digestor para ocorrer à adequada estabilização do efluente. Entretanto, o baixo rendimento de crescimento significa que somente uma porção da matéria orgânica degradada está sendo sintetizada em novas células e o restante está sendo transformado em gás metano através das bactérias metanogênicas (METCALF & EDDY, 1995).

A Tabela 7 mostra as principais vantagens e desvantagens do processo de digestão anaeróbio descrita por vários autores.

O metabolismo anaeróbio não é eficiente na produção celular. Porém a eficiência de um sistema de tratamento de efluente através da digestão anaeróbia é a soma da formação celular, dos ácidos e do metano. O metabolismo anaeróbio completo vai produzir um efluente com baixa concentração de matéria orgânica e com o mínimo de lodo para dispor (McKINNEY, 1962). Além disso, o tratamento anaeróbio é relativamente menos oneroso já que não utiliza equipamento para efetuar a aeração (RAMALHO, 1977).

A Figura 7 mostra as principais diferenças entre a digestão anaeróbia em relação ao tratamento aeróbio. Percebesse notadamente a vantagem na produção de gás metano e na baixíssima produção de sólidos (CHERNICHARO, 1997).

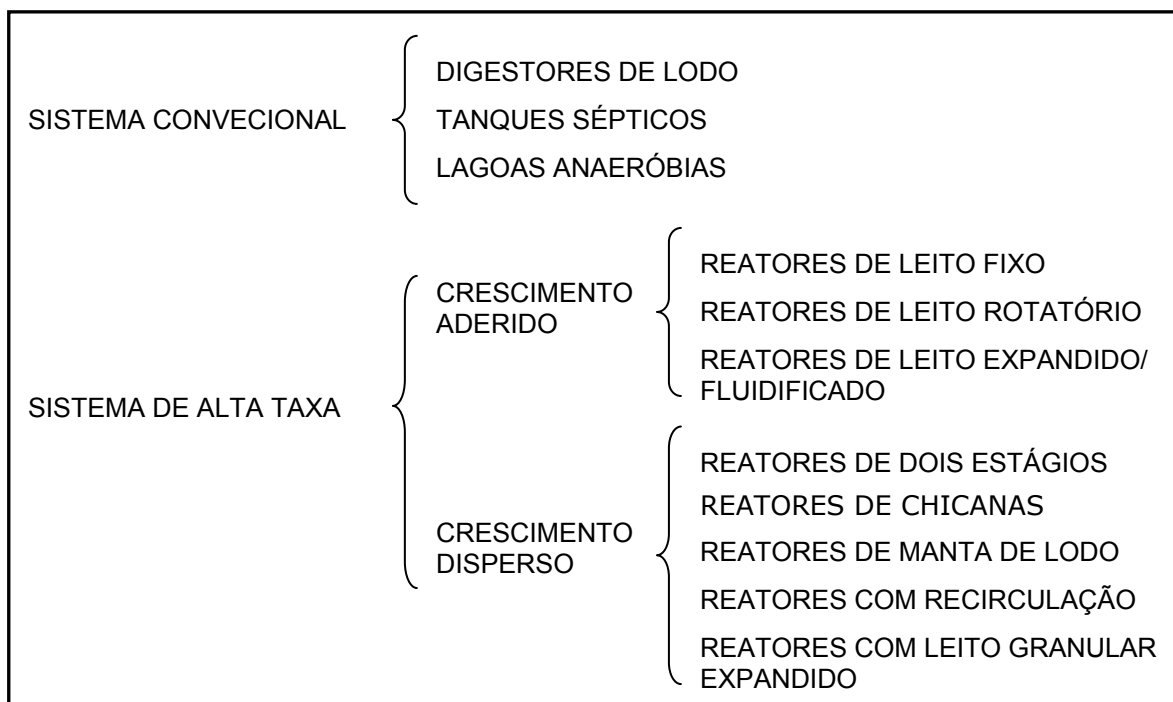


Figura 6 – Principais sistemas utilizados para tratamento de esgoto doméstico (CHERNICHARO, 1997)

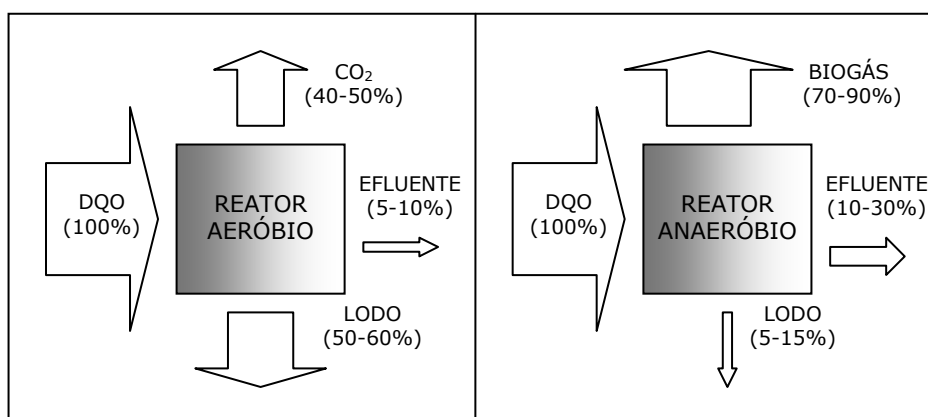


Figura 7 - Conversão biológica da matéria orgânica nos sistemas aeróbios e anaeróbios (adaptado de CHERNICHARO, 1997)

Tabela 7 – Vantagens e desvantagens do processo de digestão anaeróbio (adaptado de CAMPOS, 1999; CHERNICHARO, 1997; McCARTY, 1964a, VON SPERLING, 1996b e WEILAND e ROZZI, 1991).

VANTAGENS	DESVANTAGENS
Baixo consumo de energia, geralmente associado a possível estação elevatória ou bomba de recirculação	Longo período de partida caso não exista um lodo de sementeira (inóculo) adequado
Baixa produção de sólidos gerando economia na disposição do lodo gerado	Sensibilidade do processo caso ocorra mudança das condições ambientais (pH, temperatura, sobrecargas orgânicas e hidráulicas)
Possibilidade do inóculo permanecer em repouso por grande período no caso de uma parada na operação do sistema	Inibição das bactérias por elevada concentração de algum composto que venha a ser tóxico
Baixa demanda de área	Necessidade de um sistema de pós tratamento
Baixo custo de implantação, de 20 a 30 dólares por pessoa	Os mecanismos do sistema de digestão pelas bactérias anaeróbias são complexos e demandam ainda muitos estudos
Produção de biogás podendo ser aproveitado como combustível	Possibilidade de geração de odores ofensivos com a fuga dos gases produzidos
Tolerância a elevadas cargas orgânicas	Remoção de nutrientes (N e P) insatisfatória
Sistema aplicado em pequena e grande escala	Possibilidade da geração de efluente com aspecto físico desagradável
Baixo consumo de nutrientes	Remoção de patogênicos insatisfatória

3.2.1. Reatores anaeróbios de alta taxa

Reatores anaeróbios são reatores biológicos nos quais o esgoto é tratado na ausência de oxigênio livre, ambiente anaeróbio, ocorrendo a formação de uma biomassa anaeróbia, também chamado, lodo anaeróbio. O biogás é um dos subprodutos principais da degradação da matéria orgânica e tem como compostos principais o gás metano e gás carbônico (CAMPOS, 1999).

Segundo IZA *et al.* (1991), o conceito dos reatores anaeróbios de alta taxa para tratamento de esgotos é baseado em três aspectos fundamentais:

1. Acumular, no interior do reator, biomassa por meio de sedimentação, aderência de sólidos (fixos ou móveis) ou por recirculação. Tais sistemas permitem a retenção dos microorganismos e asseguram um tempo de retenção dos sólidos superior ao tempo de detenção hidráulica;

2. Desenvolver contato entre a biomassa e o efluente, superando problemas de difusão de substratos e produtos do meio líquido para o biofilme ou grânulos;
3. Intensificar a atividade da biomassa, com sua adaptação e crescimento.

Uma característica comum oferecida por todos os processos de alta taxa é a habilidade de separar efetivamente o TDH do tempo de detenção das partículas sólidas. Isso permite uma acumulação de uma alta concentração de biomassa e o uso de tempo de retenção hidráulico relativamente baixo, para tratamento. Nos filtros anaeróbios e nos reatores de leito fluidizados (ou expandidos) isso ocorre devido ao desenvolvimento de biofilmes no meio suporte. Já no reator UASB ocorre o desenvolvimento de grânulos e flocos que tem uma boa propriedade de fixação (HICKEY *et al.*, 1991).

O aumento do tempo de detenção celular em relação ao TDH foi fundamental para o aprimoramento da eficiência dos reatores anaeróbios. Conforme CAMPOS (1999), essa tecnologia é possível devido à construção de unidades que operam com os seguintes conceitos:

- a. Retenção de microorganismos nos interstícios existentes em leito de pedra ou de outro material suporte adequado, que constitui parte de um reator anaeróbio de fluxo ascendente ou descendente. Nesse caso, são incluídos os filtros biológicos, nos quais tem sido constatado que, apesar de ocorrer a aderência de filme biológico ao meio suporte, a parcela significativa de microorganismos encontra-se nos interstícios do leito.
- b. Produção de uma região no reator com elevada concentração de microorganismos ativos que obrigatoriamente é atravessada ou misturada pelo fluxo ascendente dos despejos a serem tratados. Esse princípio é explorado nos reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo e nos reatores anaeróbios compartimentados.
- c. Imobilização de microorganismos mediante sua aderência a superfície fixas ou a superfícies de material particulado móvel. Os reatores de leito expandido ou fluidizado fundamentam-se essencialmente neste princípio, tendo em vista que a grande parcela de microorganismos ativos encontra-se aderida às partículas que constituem o seu leito.

As Figuras 8 e 9 apresentam os sistemas de alta taxa, os quais são atualmente mais utilizados para o tratamento de esgoto doméstico. O reator anaeróbico de fluxo ascendente e manta de lodo, reator UASB, será enfocado de maneira especial, já que é o mais utilizado na atualidade dentre os processos anaeróbios para tratamento de esgoto e é também o objetivo desta pesquisa.

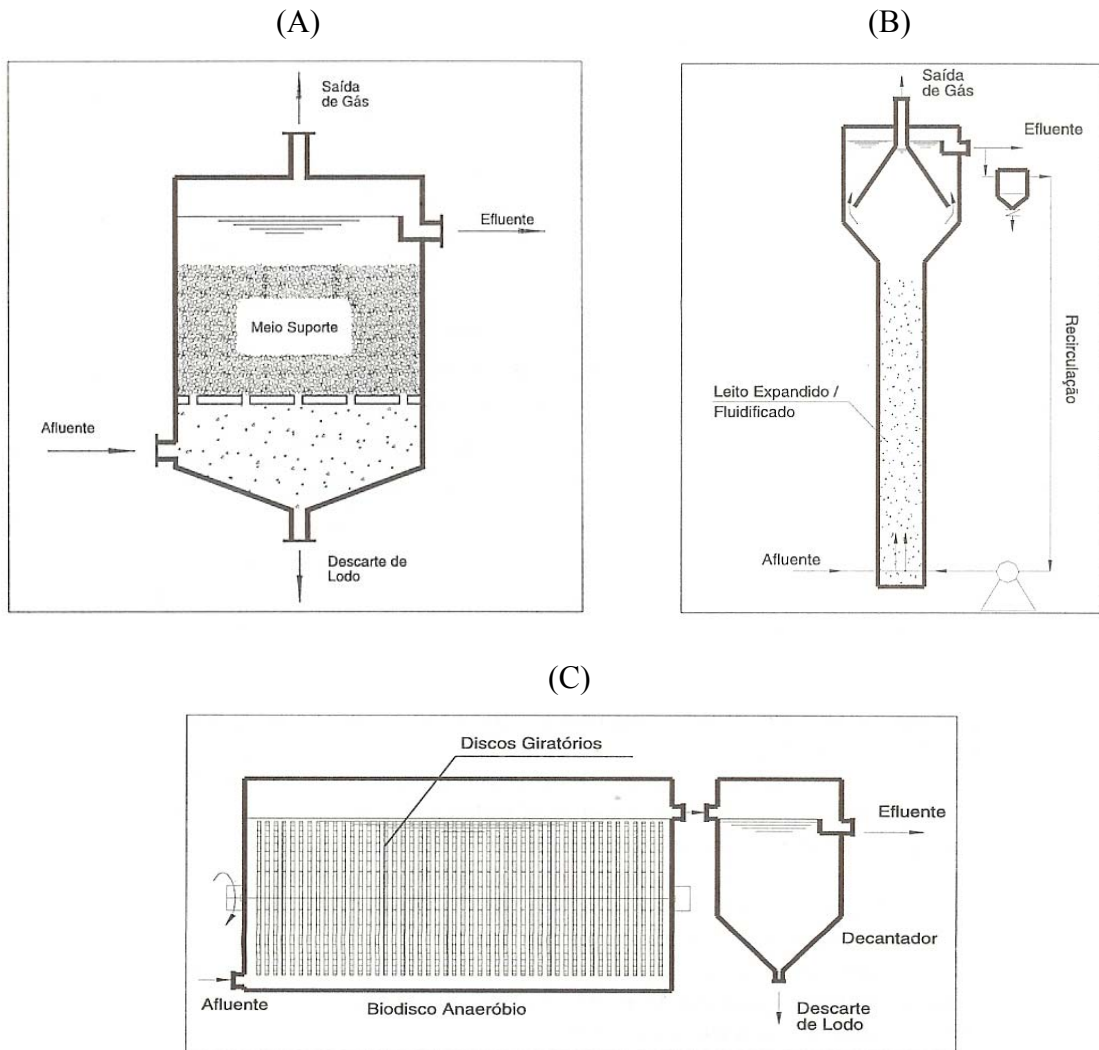


Figura 8 – Tipo de reatores com sistema bacteriano aderido: (A) filtro anaeróbico de fluxo ascendente, (B) reator de leito expandido ou fluidificado, (C) biodisco anaeróbico (adaptado de CHERNICHARO, 1997)

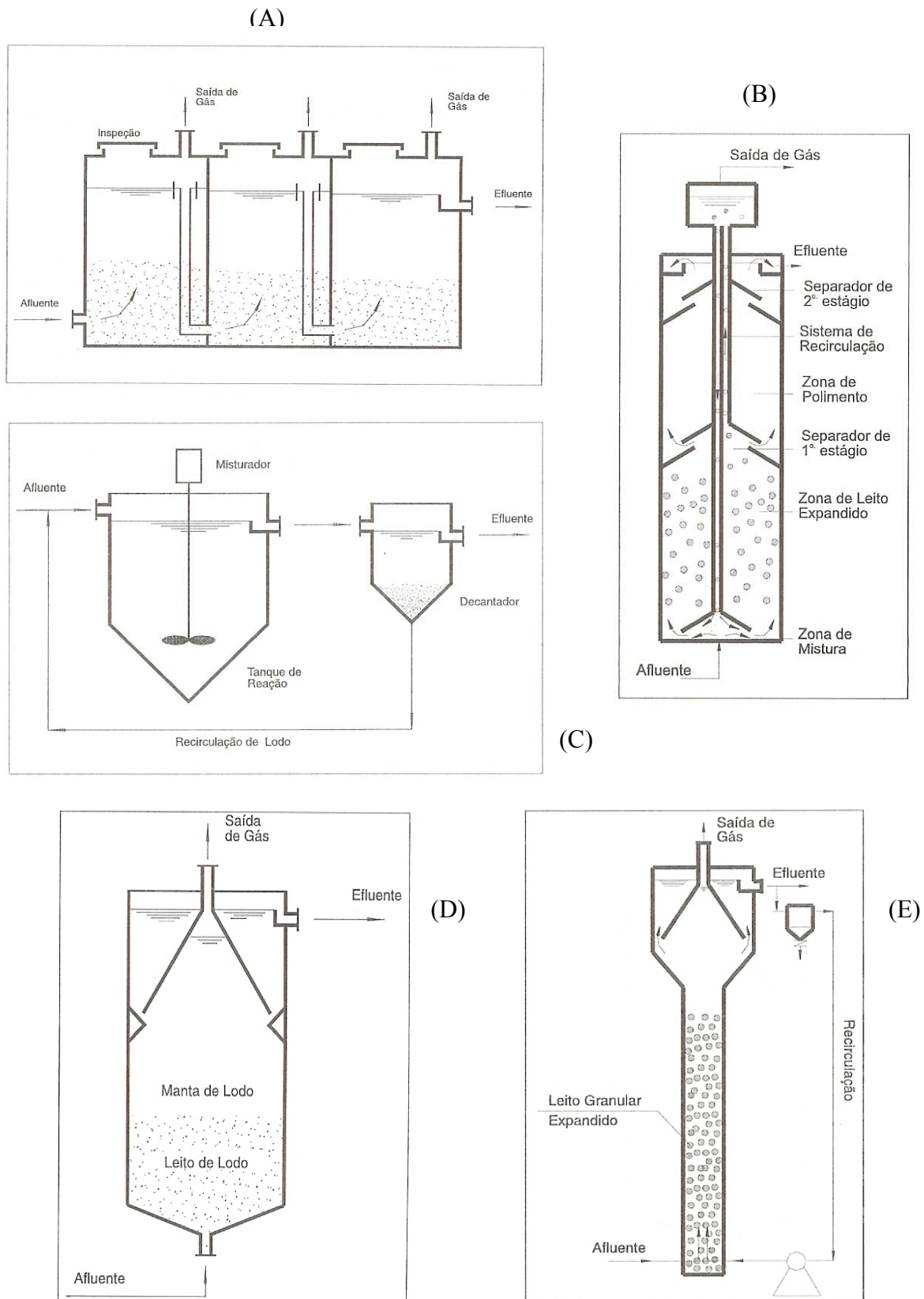


Figura 9 – Tipo de reatores com sistema bacteriano disperso: (A) reator de chincanas, (B) reator com recirculação interna, (C) reator de dois estágios, (D) reator de fluxo ascendente e manta de lodo, (E) reator de leito granular expandido (adaptado de CHERNICHARO, 1997)

3.2.2. Panorama do tratamento anaeróbio no Brasil

A primeira experiência em São Paulo utilizando reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo para o tratamento de esgoto doméstico ocorreu nos laboratórios da Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB), em 1983, utilizando um reator de 106 L. Em 7 meses de operação a temperatura foi mantida em 35°C e o tempo de detenção hidráulico de 4 horas. Obtiveram excelentes resultados com relação a matéria orgânica onde a remoção de DBO total foi de 72% e a remoção de DQO Total foi de 65% (VIEIRA, 1984).

Em seu trabalho, SOUZA (1987), relata a experiência com um tanque Imhoff de 680 m³ transformado em um reator UASB existente na ETE do Ipiranga em São Paulo. O sistema utilizou como tempo de detenção hidráulico de partida 34,6 horas e na operação um tempo de 9,5 horas. Na temperatura ambiente os resultados obtidos no início da operação foram de 30% de remoção de DQO e 60% na remoção de sólidos suspensos. A principal razão da baixa eficiência foi a falha técnica de adaptação do projeto e a qualidade do esgoto que continha contribuição de efluentes industriais.

A experiência brasileira com reatores anaeróbios de fluxo ascendente através do leito de lodo concentra-se principalmente no Paraná, que desde o início dos anos 80, vem construindo unidades deste tipo, contando atualmente com cerca de 200 unidades. Além disso, tem-se a experiência resultante em reatores piloto em escala real operando em São Paulo - SP e outro em Campina Grande - PB (ANDRADE NETO, 1997).

De acordo com CHERNICHARO (1997), os sistemas de tratamento anaeróbios de esgoto em Minas Gerais são representados por 5 reatores UASB, sendo um operado pela Companhia de Saneamento de Minas Gerais (COPASA/MG) e 4 operados pelo Serviço Autônomo de Água e Esgoto (SAAE) e pelo Departamento Municipal de Água e Esgoto – (DMAE). A Tabela 8 apresenta um panorama dos processos de tratamento dos esgotos domésticos no Estado a partir das estações planejadas e projetadas pela COPASA/MG. Os dados evidenciam uma forte tendência de implantação de reatores UASB, em uma época em que é cada vez maior a preocupação com a recuperação dos recursos hídricos do Estado.

Tabela 8 – Distribuição e número de ETEs operadas, projetadas e em planejamento pela COPASA/MG até 1997

PROCESSOS	NÚMERO DE ETEs		
	EXISTENTE	PROJETADAS	PLANEJADAS
UASB	1	1	5
UASB + Lagoa	0	4	16
Lodo Ativado	3	0	1
Lagoas	5	3	3
Outros	3	2	1
Total	12	10	26

A utilização de reatores de manta de lodo para o tratamento de esgoto doméstico já é uma realidade no Brasil. Para CAMPOS (1999), as experiências bem sucedidas em diversas localidades no Paraná, São Paulo, Paraíba, Bahia e, ultimamente, em Minas Gerais, com algumas estações já em operação e vários estudos e projetos contemplando esse tipo de reator, são um forte indicativo do potencial dos reatores UASB. Estimava-se que atualmente haja no Brasil mais de 300 reatores anaeróbios do tipo UASB tratando esgoto doméstico, sendo que a grande maioria está localizado nos estados do Paraná e da Bahia.

No estudo realizado por OLIVEIRA e VON SPERLING (2005a), foram avaliadas 166 ETEs em operação no estado de São Paulo e Minas, dos quais 18 eram reatores UASB. Os reatores UASB mostraram uma boa eficiência de remoção de DBO, DQO e Coliformes Fecais e um fraco desempenho considerando SST e nutrientes, considerando as faixas de referência reportadas na literatura. O desempenho obtido pelos reatores UASB seguidos de pós-tratamento foi o que melhor se ajustou aos dados de literatura, considerando praticamente todos os constituintes.

3.3. Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (UASB)

No Brasil, esse reator obteve várias denominações (RAFA, DAFA, RAFAALL, RALF, entre outros), mas foi consagrado no mundo todo pela nomenclatura original inglesa UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*).

O reator UASB tem origem no início do século XX com o tanque hidrolítico de Travis ou, mais propriamente, com o tanque Biolítico de Phelps. Esses sistemas eram reatores de lodo ativo sobre a fase líquida, com biomassa não aderida e leito pouco expandido. Na década de 70, foi desenvolvido pelo pesquisador Gatzke Lettinga e seus colaboradores da Universidade de Wageningen, na Holanda, uma versão mais moderna com a entrada do esgoto em vários pontos do fundo do reator, garantindo uma maior distribuição e um fluxo mais uniforme, além do separador de fases na parte superior, composto pelo decantador e defletor de gases (ANDRADE NETO, 1997).

Um desenho típico de uma planta de um reator UASB consiste em uma zona de reação biológica e outra zona de sedimentação. Na zona de reação, os compostos orgânicos presente no efluente são convertidos em metano e gás carbônico, quando o fluxo passa pela manta de lodo. O gás produzido e o lodo que tende a flutuar, atraído ou preso nas bolhas de gás, são separados do efluente líquido através do separador de fases gás – líquido - sólido instalado no topo do reator. Quando os reatores UASB são operados corretamente, o desenvolvimento do lodo anaeróbio ocorre naturalmente na forma granular com boas propriedades de ajuste. Altas concentrações de biomassas são retidas dentro do reator o qual permite alcançar alta eficiência de remoção de DQO com altas taxas de carga volumétrica (HICKEY *et al.*, 1991).

Nesses reatores, a biomassa cresce dispersa no meio, e não aderida a um meio suporte como é no caso do filtro biológico. A própria biomassa ao crescer, pode formar pequenos grânulos, correspondente a aglutinação de diversas bactérias. Esses grânulos por sua vez podem servir de meio suporte para outras bactérias aumentando a eficiência do sistema. Em função da elevada concentração da biomassa o volume requerido pelo reator UASB é bastante reduzido quando comparado com todos os outros sistemas de tratamento. O fluxo do líquido é ascendente e como resultado da atividade anaeróbia são formados gases, principalmente CO₂ e CH₄, os quais também auxiliam na direção ascendente do fluxo (VON SPERLING, 1996b)

De acordo com JORDÃO e PESSÔA (1995), os reatores UASB caracterizam-se por conter as seguintes partes principais:

- Câmara de digestão: onde se localiza o leito de lodo na parte inferior do reator e se processa a digestão anaeróbia. O esgoto ao penetrar no interior do reator, entra por esta zona do lodo, atravessando em sentido ascendente, e com isso parte da matéria orgânica sólida permanece nesta zona iniciando o processo de digestão anaeróbia;
- Separador de fases: dispositivo que fisicamente caracteriza uma zona de decantação e uma câmara de coleta de gases, separando a fase sólida da câmara de digestão da parte líquida e gasosa;
- Zona de transição: entre a câmara de digestão e a zona de sedimentação superior;
- Zona de sedimentação: o esgoto quando penetra pela abertura da parte superior alcança os vertedores de superfície com uma velocidade ascensional adequada para a sedimentação dos sólidos e flocos, os quais retornam pela abertura das paredes para a zona de transição e de digestão. A parte líquida é recolhida com característica de efluente clarificado;
- Zona de acumulação de gás: o gás produzido na fase de digestão é retido em zonas superiores de acumulação, onde é coletado e eventualmente aproveitado.

A principal vantagem do sistema do reator UASB, segundo WEILAND e ROZZI (1991) é a simplicidade de sua construção sem necessitar de meio suporte. Entretanto como lado negativo, existe a dificuldade na rápida formação de lodo granular ou floculento, além de problemas de sensibilidade do sistema com grandes variações da carga orgânica e hidráulica.

Para VIEIRA (1984) a grande vantagem desse processo com relação aos processos convencionais de lodo ativado é o reduzido espaço necessário para sua implantação. Os sistemas convencionais necessitam de dois decantadores, adensador de lodo, digestor de lodo e tanque de aeração, além de aeradores mecânicos e bombas de recalque, enquanto que o biodigestor de fluxo ascendente se constitui num único tanque.

Conforme KALANGO e VERSTRAETE (1999), os problemas relatados com o uso de reatores UASB para o tratamento de esgoto doméstico foram a dificuldade na formação do lodo granular, a acumulação e a lenta hidrólise do sólido suspenso, o decréscimo da atividade metanogênica e a baixa produção de biogás.

3.3.1. Parâmetros e critérios de projeto

3.3.1.1. Carga Orgânica Volumétrica

LETTINGA e HULSHOFF (1991) citam que para esgotos domésticos a velocidade ascensional deve estar entre 0,8 e 1,0 m h⁻¹, com valores médios de 0,7 m h⁻¹. Para esgotos de baixa concentração, a menor velocidade ascensional permitida e a altura do reator determinarão o volume do reator. Para efluentes muito concentrados ou esgotos fortes, o volume será determinado pela Carga Orgânica Volumétrica (COV) aplicada.

Para o caso de tratamento de esgotos de baixa concentração, a COV não é o fator limitante, uma vez que a mesma é quase sempre inferior a 3,0 kg DQO m⁻³d⁻¹. A aplicação de COV extremamente elevadas, da ordem de 45 kg DQO m⁻³d⁻¹, têm sido implantada com sucesso em instalações piloto (CHERNICHARO, 1997).

CHERNICHARO (1997), ainda define a COV como a quantidade mássica de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator, por unidade e volume do mesmo. A equação 2 mostra isso.

$$COV = \frac{Q.S}{V} \quad [2]$$

Em que:

COV - Carga Orgânica Volumétrica (kg DQO m⁻³d⁻¹)

Q - Vazão (m³ d⁻¹)

S – concentração do substrato do efluente (kg DQO m⁻³)

V - Volume total do reator (m³)

Os principais parâmetros e critérios de projetos para reatores tratando despejos orgânicos de origem doméstica são descritos a seguir.

3.3.1.2. Carga Hidráulica Volumétrica e Tempo de Detenção Hidráulico

Conforme CAMPOS (1999), a Carga Hidráulica Volumétrica (CHV) é a quantidade de volume de esgoto aplicado diariamente ao reator, por unidade de volume do mesmo. Já o Tempo de Detenção Hidráulico (TDH) é o inverso da CHV. As respectivas equações 3 e 4 mostram isso.

$$CHV = \frac{Q}{V} \quad [3]$$

$$TDH = \frac{V}{Q} \quad [4]$$

Em que:

CHV - Carga Hidráulica Volumétrica ($\text{m}^3 \text{m}^{-3}\text{d}^{-1}$)

TDH - Tempo de Detenção Hidráulico (d)

Q - Vazão ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$)

V - Volume total do reator (m^3)

O correto funcionamento do reator UASB depende da vazão do efluente, pois as velocidades de fluxo através do leito de lodo são responsáveis pela sua flutuação. As altas velocidades podem provocar a lavagem deste lodo, que seria carregado para fora do reator, dificultado o crescimento celular e a sedimentação. Em velocidades muito baixas haverá um grande adensamento do leito de lodo no fundo do reator, provocando barreiras e caminhos preferenciais no leito de lodo (ANDRADE NETO, 1997).

Estudos experimentais demonstram que a carga hidráulica volumétrica não deve ultrapassar o valor de $5,0 \text{ m}^3 \text{m}^{-3}\text{d}^{-1}$, o que equivale um tempo de detenção mínimo de 4,8 horas. Para temperaturas mais baixas, em torno de 20°C , o tempo de detenção hidráulico pode variar até 16 horas (CHERNICHARO, 1997).

OLIVA (1997), em estudos com sobrecarga hidráulica em reatores UASB, concluiu que as características da manta de lodo era diferente a cada ensaio, evidenciando as condições de sobrecarga hidráulica podem ser determinadas na ocorrência de curto circuitos nos reatores UASB. Esta autora também relata que a aplicação da vazão duas vezes maior que a vazão de projeto provocou um aumento imediato de DQO no efluente de saída.

3.3.1.3. Velocidade de Elevação do fluxo

A Velocidade Ascensional ou de Elevação (V_e) do fluxo é calculada a partir da relação entre a vazão afluyente e a seção transversal do reator. A velocidade ascendente máxima no reator depende das características do lodo presente e das cargas aplicadas. Para reatores operando com lodo tipo floculento e com carga orgânica entre 5,0 a 6,0 kg DQO $m^{-3}d^{-1}$, as velocidades ascendentes médias devem ser da ordem de 0,5 a 0,7 $m h^{-1}$. Para reatores operando com lodo tipo granular, as velocidades empregadas poderão ser maiores chegando a 10,0 $m h^{-1}$ (CAMPOS, 1999).

A velocidade ascensional relaciona-se com a vazão, o tempo de detenção hidráulico e a geometria do reator (volume, área e altura) e pode ser mostrada pela equação 5:

$$V_e = \frac{Q}{A} = \frac{Q.H}{V} = \frac{V}{TDH.A} = \frac{H}{TDH} \quad [5]$$

Em que:

V_e – Velocidade de Elevação ($m d^{-1}$)

TDH - Tempo de Detenção Hidráulico (d)

Q - Vazão ($m^3 d^{-1}$)

V - Volume total do reator (m^3)

A – Área (m^2)

H – Altura (m)

Conforme LETTINGA e HULSHOFF (1991), para lodo com volume floculento a máxima velocidade ascensional admissível é de 0,5 $m h^{-1}$, com picos temporários de até 4,0 $m h^{-1}$. Ainda segundo os mesmos autores, os esgotos domésticos são da categoria de efluente de baixa carga orgânica, e a aplicação do tempo de detenção hidráulico, para esse tipo de efluente, depende da temperatura. Em estudos realizados em diversas temperaturas em um reator UASB de 4 m, de altura a média diária do tempo de detenção hidráulico aplicado foi entre 10 e 14 h conforme a variação de temperatura entre 16 e 19°C.

Pode-se encontrar na literatura vários experimentos, em escala real e piloto, de reatores UASB tratando esgoto sanitário. KALANGO e VERSTRAETE (1999), analisando os resultados das pesquisas, que operavam reatores com temperatura variando entre 7 e 19°C, observaram que a eficiência na remoção de DQO total variava entre 55 e 77% e o TDH de 4 a 72 h. As maiores eficiências na remoção de DQO foram observadas também as maiores remoções de SST, variando entre 55 a 94%.

O estudo realizado por OLIVEIRA e VON SPERLING (2005b), que avaliou a influência de fatores de projeto e operação das 166 ETEs instaladas no Brasil, considerou a concentração do afluente de entrada e as eficiências de remoção de DQO, e constatou que houve um predomínio de sub-cargas (TDH bem acima do recomendado) nas estações que operavam com reatores UASB.

3.3.2. Configurações típicas

A forma do reator depende basicamente do número da população atendida. Os reatores circulares são mais econômicos do ponto de vista estrutural, e mais utilizados para pequenas populações. Para atendimento a grandes populações, quando há necessidade de outros tanques, os reatores retangulares passam a ser mais indicados, uma vez que uma das paredes pode ser conjugada, servindo dois módulos (CAMPOS, 1999).

Para ANDRADE NETO (1997), as vantagens na utilização de paredes laterais inclinadas ou verticais estão condicionadas a fatores funcionais (velocidade ascendente gradativamente decrescente ou uniforme, regime de fluxo, mistura e expansão do leito de lodo na zona inferior de entrada) ou por fatores construtivos, tais como: o volume do reator, associação de paredes conjugadas, execução dos separadores de fases, número de pontos de entrada, posição em relação ao solo (enterrado ou apoiado).

Conforme LETTINGA e HULSHOFF POL (1991), o volume do reator UASB depende dos seguintes fatores:

- A carga máxima total da demanda química de oxigênio diária;
- A taxa específica de carregamento;
- A temperatura mínima do efluente;
- Características do efluente (complexidade dos compostos poluidores e sua biodegradabilidade, presença de proteínas);
- Da velocidade de ascensão do líquido;
- A eficiência desejada do tratamento;
- A estabilização desejada do lodo antes do descarte.

Os materiais empregados na construção de reatores UASB devem ter em suas características a resistência à corrosão, devido à formação de compostos agressivos como

ácidos orgânicos, compostos sulfonados e as próprias características do esgoto bruto. Conforme ANDRADE NETO (1997), os materiais a serem empregados podem ser concreto armado, alvenaria reforçada, aço, fibra de vidro e revestimento contra a corrosão.

3.3.3. Distribuição do efluente

Para CAMPOS (1987), o reator UASB deve ter seu efluente criteriosamente distribuído junto ao fundo, de maneira que ocorra o contato adequado entre os microorganismos e o substrato, evitando com isso o possível surgimento de zonas mortas, curto circuitos hidráulico e caminhos preferenciais no seu interior.

3.3.4. Separador trifásico

O separador de gases, sólidos e líquidos (separador trifásico) é um dispositivo instalado na parte superior do reator. Os principais objetivos do separador, segundo LETTINGA e HULSHOFF POL (1991), para tratamento de efluentes em reator tipo UASB são:

- Separar e descarregar o biogás do reator;
- Prevenir a possível fuga de material orgânico;
- Permitir que o lodo deslize e retorne para a câmara de digestão;
- Servir como um tipo de barreira caso ocorra uma rápida expansão do manto de lodo;
- Promover um efeito de polimento no efluente;
- Prevenir a fuga do material orgânico flutuante.

A separação do gás ocorre naturalmente em função de sua propriedade física. Devido ao mau odor, o gás deve ser encaminhado para uma zona de coleta ou simplesmente ser confinado entre a superfície do líquido e a cobertura do reator (ANDRADE NETO, 1997).

A partir do momento que as partículas de lodo se separam dos gases e entram na câmara de decantação, ocorrem condições ideais para a sedimentação devido a baixa velocidade ascensional e a ausência das bolhas de gás. Conforme CAMPOS (1999), o retorno do lodo à câmara de digestão ocorre devido as seguintes diretrizes:

- Instalação de defletores, localizados imediatamente abaixo das aberturas para o decantador, de forma a permitir a separação do biogás e propiciar que apenas o líquido e os sólidos adentrem ao compartimento de sedimentação;
- Execução das paredes do compartimento de decantação com inclinações sempre superiores a 45°;
- Aplicação das taxas de velocidade ascensional no compartimento de decantação variando de 0,6 a 1,2 m h⁻¹ e tempos de detenção hidráulica variando entre 1,0 e 2,0 horas;
- A velocidade média do efluente nas aberturas inferiores do compartimento de sedimentação devem ser entre 2,0 e 4,2 m h⁻¹;

A avaliação do efeito do separador de fases no desempenho do reator UASB foi estudada por CAVALCANTI (2003). Em sua pesquisa foram utilizados dois reatores do tipo UASB em escala piloto de mesmo tamanho, tratando efluente doméstico na cidade de Campina Grande na Paraíba. No primeiro reator foi instalado um separador de fases convencional e o segundo reator foi equipado com placas paralelas adicionais inclinadas, em ângulo de 45°, proporcionando uma maior eficiência na decantação dos sólidos. Os resultados mostraram que o sistema implantado quase dobrou a capacidade de tratamento no reator.

3.3.5. Partida

A partida de um sistema de digestão anaeróbio é complicada devido à baixa taxa de crescimento e a sensibilidade das bactérias formadoras de metano. O número desses microorganismos na manta de lodo é bem menor se compararmos com as bactérias formadoras de ácidos. Por isso a grande importância do inóculo utilizado na partida, pois resulta em maiores ou menores tempos de aclimação, de acordo com o grau de adaptação do lodo às características da água residuária a ser tratada.

O processo normal para partida é encher o reator com efluente líquido e logo após inserir, em um décimo do seu volume útil, o lodo de um outro sistema já em operação. O lodo inserido servirá de semente para iniciar o processo de digestão e em poucos meses o reator estará em operação junto com os processos biológicos envolvidos. As condições ambientais de partida deverão ser seguidas para não ocasionar a mortalidade das bactérias. Antes que ocorra a estabilização da concentração dos ácidos voláteis e a produção de

gases, a carga de alimentação deve ser aumentada gradualmente, em pequenos incrementos, até atingir a carga plena (HAMMER e HAMMER, 1996).

A duração da partida de reatores anaeróbios de alta taxa depende de vários parâmetros biológicos, químicos e físicos. Para WEILAND e ROZZI (1991) existe uma forte interação entre os parâmetros descritos na Figura 10. A partida depende mais da quantidade e qualidade do inóculo semeado e das condições ambientais, do que do modelo do reator de alta taxa empregado.

De acordo com CHERNICHARO (1997), a partida de um UASB sem utilização de inóculo pode demorar de 4 a 6 meses. Com a utilização de inóculo em quantidade inferior a 4% do volume do reator se pode alcançar período de partida de 2 a 3 semanas.

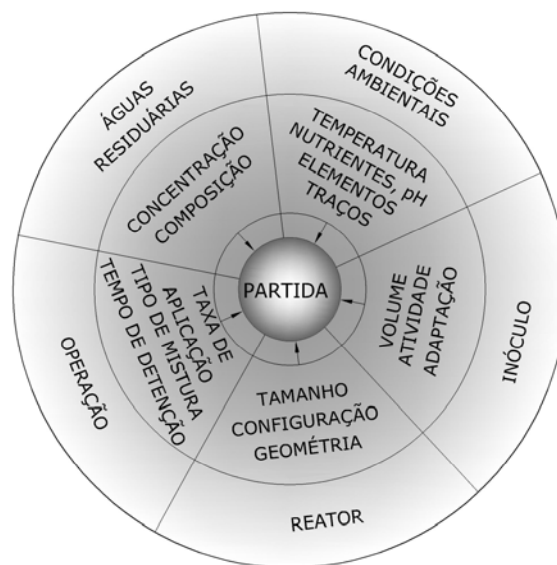


Figura 10 - Parâmetros mais importantes durante a partida de um reator anaeróbio de alta taxa (adaptado de WEILAND e ROZZI, 1991)

A seleção de um material para inoculação é essencial para o sucesso da partida de um reator UASB. O material de inóculo deve possuir microorganismos que possam degradar os compostos orgânicos contidos no efluente, além de induzir a formação de grânulos. O inóculo pode ser classificado como sendo granular ou não granular (HICKEY *et al.*, 1999)

No estudo realizado por WEILAND e ROZZI (1991) compararam-se as vantagens e desvantagens entre os diferentes tipos de reatores anaeróbios: UASB, Filtro Biológico (FB) e

Leito fluidizado / expandido (LF/LE). Entre todas as comparações somente o parâmetro de partida demonstrou uma desvantagem para todos os tipos.

A partida de reatores anaeróbios pode ser definida como o período transiente inicial, marcado por instabilidades operacionais. CAMPOS (1999) define três maneiras para que ocorra a partida do processo:

- Utilização de inóculo adaptado ao esgoto, proporcionando uma rápida e satisfatória partida do sistema;
- Utilização de inóculo não adaptado ao esgoto, ocorrendo assim um período de adaptação e uma fase de seleção microbiana contida no lodo inoculado;
- Sem a utilização de inóculo, o que acarretaria grande período de adaptação, até 6 meses em condições ideais, para retenção de lodo e seleção de microorganismo contidos no próprio esgoto, antes do início do funcionamento do reator.

A taxa de alimentação do reator durante a partida deve ser progressiva aumentando segundo o sucesso de resposta do sistema, esperando-se após alguns meses de operação a formação de leito de lodo bastante concentrado (CHERNICHARO, 1997).

CAMPOS (1999) recomenda a alimentação de esgoto, na partida do reator, da seguinte maneira:

- Após um período de repouso do inóculo, deve-se iniciar a alimentação do reator com esgoto, até que o mesmo atinja aproximadamente a metade de seu volume útil, deixando sem alimentação por 24 horas.
- Após o período de 24 horas, coletar amostras do sobrenadante do reator e efetuar análises dos parâmetros de temperatura, pH, alcalinidade, ácidos voláteis e DQO.
- Com os valores dentro da faixa de operação, continuar o enchimento do reator até o nível dos vertedores do decantador e deixar em repouso por mais 24 horas;
- Retirar novas amostras e proceder como anteriormente.
- Com os parâmetros dentro da faixa de operação propiciar a alimentação contínua com o aumento gradual da vazão do esgoto, de acordo com a resposta do sistema.

Conforme WEILAND e ROZZI (1991) a partida de reatores anaeróbio tipo UASB não é um trabalho de rotina e sim uma arte, com necessidade de longa experiência, o que nem sempre resulta no sucesso esperado. No estudo da partida de vários reatores anaeróbios os autores definiram os entraves típicos que complicam a partida do reator UASB com respeito à formação de lodo granular, que são descritos a seguir:

- Falta de formação de lodo granular no tratamento de algum tipo de efluente, sem razão aparente;
- Fatores ambientais que promovam a degradação do lodo granular ainda são pouco conhecidos;
- Dificuldade em prever as mudanças das características do efluente necessárias para a estabilização do lodo granular;
- Somente alguns fatores que estimulam a formação do lodo são conhecidos;
- Dificuldade em se conseguir a produção de lodo granular a partir da inoculação de lodo não granular;
- O tamanho e a densidade do granulo não pode ser controlada de forma exata;
- a quantidade mínima de lodo granular necessária para a partida de um reator UASB é desconhecida.

O movimento ascensional das bolhas de biogás e do fluxo de esgoto é que promovem a mistura do sistema, por isso pode ser necessária uma forma adicional de mistura na partida, como recirculação de gás ou do efluente, visto que a produção de biogás é baixa (CHERNICHARO, 1997).

A partida pode ser considerada concluída, quando passam a ser constantes, principalmente: (1) os valores das concentrações da matéria orgânica e dos sólidos no efluente; (2) a concentração e atividade do lodo anaeróbio e (3) quando se estabelece o equilíbrio entre as fermentações ácidas e metanogênica no interior do reator. Nessa etapa o reator atinge o estado estacionário (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

O volume de inóculo semeado para realização da partida do sistema é definido em função da carga biológica inicial aplicada. As cargas biológicas durante a partida do processo se situam na faixa de 0,1 a 0,5 kg DQO kg⁻¹ SSV⁻¹d⁻¹, e devem ser aumentada gradativamente em acordo com a eficiência do processo chegando a valores em torno de 2,0 kg DQO kg⁻¹ SSV⁻¹d⁻¹ (CHERNICHARO, 1997).

3.3.6. Característica do lodo

O crescimento e formação de uma estrutura particular de células agregadas dependem de diversos fatores como tamanho, forma e fases de crescimento dentro da população microbiana e da localização de cada célula individual em relação às outras e ao meio de crescimento que a mesma encontra-se inserida. CHERNICHARO (1997) discute a formação de dois tipos de lodo encontrados em reatores UASB quando ocorre sua retenção: lodo floculento que não é necessário para a remoção eficiente de substrato, mas é essencial para garantir um efluente com baixa concentração de sólidos suspensos e o lodo granular que apresenta uma boa capacidade de sedimentação devido a seu tamanho desenvolvido pela aglutinação de vários microorganismos que passam a aderirem-se uns aos outros.

Para CAMPOS (1999), o lodo formado ocupa todo o interior do reator através de camadas com densidades variáveis, dependendo das características hidráulicas. A velocidade ascensional caracteriza a biomassa como sendo móvel e o lodo consegue ficar em suspensão.

Ainda segundo CAMPOS (1999), a baixa taxa de crescimento das bactérias anaeróbias resulta uma baixa produção de sólidos biológicos no sistema de tratamento, da ordem de 0,1 a 0,2 kg SST kg⁻¹ DQO⁻¹, sendo umas das principais vantagens do processo anaeróbio em relação ao aeróbio. Algumas características dos lodos anaeróbios provenientes de reatores UASB são descritas a seguir:

- Elevado grau de estabilização em função do grande tempo de residência celular dentro do reator, o que possibilita o seu encaminhamento direto para unidade de secagem;
- Elevada concentração de sólidos, usualmente da ordem de 3% a 5%, conseqüentemente menor volume de lodo para ser descartado;
- Facilidade de desidratação;
- Possibilidade de utilização do lodo seco como fertilizante na agricultura, tomando as devidas precauções contra os organismos patogênicos.

Conforme CHERNICHARO (1997), o lodo que se desenvolve no fundo do reator é bastante denso variando entre 40.000 a 100.000 mg ST L⁻¹ e com excelentes características de decantação, podendo ocorrer grânulos de 1 a 5 mm de diâmetro. Acima do leito de lodo é formada a manta de lodo, onde o crescimento microbiano ocorre de forma mais dispersa,

com menores velocidades de sedimentação. A concentração de lodo nesta zona varia normalmente de 15.000 a 30.000 mg ST L⁻¹.

A formação de lodo vai ocupando o interior do reator e caso o excesso não seja descarregado periodicamente, o lodo de manta vai aumentando e ocupa a zona fluidizada e a câmara de sedimentação, até que transborde do interior reator pelos vertedores da câmara de decantação (KALANGO e VERSTRAETE, 1999).

3.3.7. Produção do biogás

Conforme já visto, as bactérias durante seu crescimento são capazes de converter matéria orgânica em biogás gerado a partir da decomposição anaeróbia em meio líquido. Os produtos típicos dessa atividade bacteriana são os compostos CH₄, CO₂ e N₂ e em menor concentração o H₂, H₂S e CO.

Somando o volume de todas as fugas do reator e o que é recolhida no separador trifásico, pode-se chegar a 90% de degradação da porção orgânica, ou seja, da conversão de matéria orgânica para biogás (McCARTY, 1964a).

Depois do separador trifásico, o biogás pode ser coletado para uma destinação conveniente como: o lançamento na atmosfera, para um queimador ou aproveitamento energético (ANDRADE NETO, 1997).

O lançamento do gás metano na atmosfera está em grande discussão nos dias atuais, já que o mesmo é um dos constituintes da listagem dos gases que provocam o efeito estufa. Uma molécula de metano tem o poder de causar 21 vezes mais aquecimento atmosférico que uma molécula de gás carbônico. Para evitar as conseqüências do aquecimento global e preservar as gerações futuras cada vez mais novas propostas como o de aproveitamento energético e de crédito de carbono, estão sendo realizadas no intuito do uso sustentável do biogás gerado (BAIRD, 2002).

3.3.8. Aplicação ao tratamento de esgoto sanitário

3.3.8.1. Reator UASB em países tropicais

A experiência com a aplicação de sistemas com reatores tipo UASB, de apenas um estágio, para o tratamento de esgoto doméstico nos países tropicais iniciou com a construção de uma planta piloto na cidade de Cali, na Colômbia, em 1983. Os resultados obtidos com a operação da planta de Cali mostraram a viabilidade do sistema. Depois deste, vários outros reatores UASB foram implantados para o tratamento de esgoto doméstico nos países como a Índia, Colômbia, Brasil e México. As temperaturas nestes países apresentam médias anuais altas, geralmente entre 20 e 35°C. Na Tabela 9, segue alguns resultados dos trabalhos que utilizaram o reator UASB para tratamento de esgoto doméstico em temperatura maior que 20°C.

3.3.8.2. Reator UASB em temperatura climática baixa ou moderada

Um desafio para os pesquisadores da área da tecnologia ambiental é o tratamento anaeróbio de esgoto doméstico em países cuja suas temperaturas climáticas são baixas ou moderadas. Porém, as investigações realizadas pelos pesquisadores, elucidaram os complexos processos que envolviam a dinâmica do sistema anaeróbio e desenvolveram novas tecnologias. Os resultados de várias pesquisas em escala laboratorial e piloto, operando em baixas temperaturas, abriram uma perspectiva para a aplicação dos reatores UASB em condições mais severas. A Tabela 10 mostra os principais resultados obtidos com a aplicação deste sistema em baixas temperaturas (<20°C).

3.3.9. Monitoramento e operação de partida

O monitoramento convencional do sistema típico de digestão anaeróbio consiste na combinação das análises das amostragens periódicas do efluente junto com observações qualitativas da coloração da chama no queimador de gás, quantidade de espuma que acumulou na superfície e densidade do lodo. Entre os parâmetros indicadores mais comuns estão: ácidos voláteis, alcalinidade, taxa da produção de gás e sua composição, pH, demanda química de oxigênio e sólidos suspensos voláteis (HICKEY *et al.*, 1991).

A operação de partida deverá ser monitorada de forma a propiciar a seleção do lodo mais pesado para o crescimento e a agregação microbiana. Conforme LETTINGA *et al.* (1984), os principais controles na operação de partida são:

- Não retornar o lodo disperso, perdido juntamente com o efluente, para o reator;
- Promover a diluição do efluente ou a recirculação do efluente quando a concentração da água residuária for superior a 5000 mg DQO L⁻¹;
- Aumentar a carga orgânica progressivamente, sempre que a remoção de DBO ou DQO ultrapassarem a eficiência de 60 %;
- Manter as concentrações de ácido acético abaixo de 1000 mg L⁻¹. Para tratamento de esgotos as concentrações esperadas são de 200 a 300 mg L⁻¹;
- Prover a alcalinidade necessária ao sistema de modo a permanecer com pH na faixa de neutralidade.

Durante o período de partida do reator UASB, CHERNICHARO (1997) propõe um programa para o monitoramento definindo rotinas de coleta de amostras e parâmetros físico-químicos a serem analisados, conforme descrito na Tabela 11.

WEILAND E ROZZI (1991) levantaram em seu trabalho os principais problemas encontrados na operação de diferentes tipos de reatores anaeróbios em escala real. Para o reator tipo UASB os seguintes problemas foram relatados:

- Controle da expansão da manta de lodo;
- Retenção da biomassa;
- Mudança da carga orgânica e hidráulica;
- Acumulação de partículas inerte;
- Flotação da biomassa.

Tabela 9 - Principais resultados obtidos com a pesquisa de reatores UASB para tratando esgoto doméstico em temperaturas maiores que 20°C.

TEMPO DE OPERAÇÃO (d)	VOLUME (m ³)	REMOÇÃO			TEMP. (°C)	TDH (h)	CONCENTRAÇÃO DO EFLEUENTE	REFERÊNCIA
		SST (%)	DQO (%)	DBO (%)				
200	1,500		87		25	1,5 - 12	< 1000	CAVALCANTI, 2003
210	0,106	61	65	72	35	4	300-400	VIEIRA, 1984
364	0,400	85-88	61-81	74-82	20-25	6-24	400-600	CASSEB, 1996
	1,120	66		68	> 20	9,22		NEDER <i>et al.</i> , 1999
322	0,046	73-78	68-76	76-83	> 20	4 - 16		GONÇALVES <i>et al.</i> , 1997

Tabela 10 - Principais resultados obtidos com a pesquisa de reatores UASB para tratando esgoto doméstico em temperaturas igual ou abaixo de 20°C.

TEMPO DE OPERAÇÃO (d)	VOLUME (m ³)	REMOÇÃO			TEMP. (°C)	TDH (h)	CONCENTRAÇÃO DO EFLEUENTE	REFERÊNCIA
		SST (%)	DQO (%)	DBO (%)				
120		75 - 85	54 - 58	63 - 73	13,5 - 15	10 - 11	240-340	ÁLVARES <i>et al.</i> , 2006
116			66		15	6	460	MAHMOUD <i>et al.</i> , 2004
18250	1,200		70		14-19	4,3		LUOSTARINEN <i>et al.</i> , 2007
365	0,200		61		15	29		LUOSTARINEN <i>et al.</i> , 2007
	1000	60 - 70	60 - 75	50 - 80	15-20	37,2		EKMAN <i>et al.</i> , 2000
45	8,4	73	51	84	9,7	24,4	354	SUMINO <i>et al.</i> , 2007
280	0,008	60 - 70	60 - 75		20	12 - 48	350-500	SINGH e VIRARAGHAVAN, 1998
180			64		13	4,7	300 - 400	UEMURA E HARADA, 2000

Tabela 11 - Programa de monitoramento da partida de um reator UASB (CHERNICHARO, 1997)

PARÂMENTRO	UNIDADE	FREQUÊNCIA DA AMOSTRAGEM		
		AFLUENTE	REATOR	EFLUENTE
Produção de biogás	m ³ d ⁻¹	-	Diária	-
Composição do biogás	% CH ₄	-	Semanal	-
Temperatura	°C	Diária	Diária	-
pH	-	Diária	Diária	-
Alcalinidade bicarbonato	mg L ⁻¹	3 x semana	-	3 x semana
Ácidos voláteis	mg L ⁻¹	3 x semana	-	3 x semana
Sólidos sedimentáveis	mg L ⁻¹	3 x semana	-	3 x semana
Sólidos suspensos	mg L ⁻¹	3 x semana	-	3 x semana
Sólidos totais	mg L ⁻¹	-	Mensal	-
Sólidos voláteis totais	mg L ⁻¹	-	Mensal	-
DQO total	mg L ⁻¹	3 x semana	-	3 x semana
DQO filtrada	mg L ⁻¹	3 x semana	-	3 x semana
DBO total	mg L ⁻¹	3 x semana	-	3 x semana
DBO filtrada	mg L ⁻¹	3 x semana	-	3 x semana
Nitrogênio Total	mg L ⁻¹	quinzenal	-	quinzenal
Fósforo Total	mg L ⁻¹	quinzenal	-	quinzenal
Atividade metanogênica específica	g DQO g ⁻¹ SV ⁻¹ d ⁻¹	-	quinzenal	-

3.3.10. Custos de reatores UASB

Os custos para a construção de reatores anaeróbios tipo UASB tem tido valores médios variando de 20 a 30 dólares por pessoa. Já os custos de operação e manutenção têm valores médios variando de 1,0 a 1,5 dólares por pessoa.ano⁻¹ (CHERNICHARO, 1997).

NEDER *et al.* (1999), estudaram a operação de reatores UASB compartimentado simplificados construídos em Brasília, bem como suas características construtivas. Esses reatores foram projetados dentro da filosofia de minimização do custo de construção, sendo construídos sem estrutura de concreto ou aço, se limitando ao uso de argamassa, madeiramento com telha de alumínio e PVC. Esses reatores situaram seu preço na faixa de 2 reais por pessoa.

3.3.11. Pós-tratamento

Uma das desvantagens do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo é o não atendimento dos padrões de lançamento do efluente tratado estabelecido pela legislação ambiental brasileira. Com isso um sistema de pós tratamento dos efluentes dos reatores anaeróbio deve ser implantado objetivando o polimento da qualidade microbiológica, remoção de matéria orgânica e dos nutrientes, já que o lançamento remanescente destes constituintes poderia ocasionar sérios danos ambientais (CHERNICHARO, 2001).

Em função desta demanda foi realizado um edital pelo Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB), que conta com a coordenação de do professor Carlos Augusto Lemos Chernicharo, o qual reuniu várias instituições capacitadas de diferentes estados com o objetivo de desenvolver pesquisas relacionadas ao pós-tratamento de efluentes domésticos, provenientes de reatores anaeróbios. As pesquisas visam alcançar melhores resultados para a remoção complementar dos seguintes poluentes principais: matéria orgânica, sólidos suspensos, nutriente (N e P) e microorganismos patogênicos. A Tabela 12 mostra as principais modalidades de pesquisa para o pós tratamento de efluentes anaeróbios.

Além de garantir a qualidade do efluente existe uma outra função para o sistema de pós-tratamento que é de suportar o excesso de vazão na entrada do reator. Esse desvio é fundamental uma vez que a entrada de uma vazão maior do que a estabelecida no projeto modificaria os parâmetros de operação ocasionando um descontrole funcional e a perda de eficiência do reator anaeróbio (ANDRADE NETO, 1997).

Tabela 12 - Tipo do pós-tratamento de efluente anaeróbio e respectivas pesquisas desenvolvidas (adaptado de CHERNICHARO, 2001)

TIPO DE PÓS-TRATAMENTO	TEMAS DE PESQUISA
Pós-tratamento no solo	<ul style="list-style-type: none"> • Vala de filtração • Infiltração rápida • Irrigação subsuperficial • Escoamento superficial
Pós-tratamento em lagoas	<ul style="list-style-type: none"> • Lagoa de polimento • Lagoa de alta taxa de produção de algas
Pós-tratamento em reatores com biofilme	<ul style="list-style-type: none"> • Filtro biológico percolado • Biofiltro aerado submerso • Leito fluidizado aeróbio • Filtro anaeróbio • Reator anaeróbio horizontal de leito fixo • Reator anaeróbio de leito granular expandido
Pós-tratamento em reatores com lodo ativado	<ul style="list-style-type: none"> • Sistema de lodo ativado convencional • Sistema de reatores seqüenciais em batelada
Pós-tratamento em sistema de flotação	<ul style="list-style-type: none"> • Microaeração e flotação • Flotação por ar dissolvido
Pós-tratamento em sistema de filtração	<ul style="list-style-type: none"> • Filtração ascendente em leito de pedregulho
Pós-tratamento em sistema de desinfecção	<ul style="list-style-type: none"> • Fotoreatores de ultravioleta
Pós-tratamento do biogás	<ul style="list-style-type: none"> • Biofiltro de turfa

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Diagnóstico Ambiental

4.1.1. Estudo da área

A área do diagnóstico ambiental está inserida na Bacia do Rio Lourenço Velho, integrante da bacia do Rio Grande. Suas nascentes, situadas entre 1700 m a 2000 m de altitude, tem origem na Serra da Mantiqueira, que é considerada a “Caixa d’água” da região, devido a sua grande contribuição hídrica.

A micro-bacia do Rio Saiquí é um dos afluentes formadores do Rio Lourenço Velho, e está localizado no Município de Marmelópolis ao sul do Estado de Minas Gerais, no complexo da Área de Proteção Ambiental (APA) Serra da Mantiqueira, conforme Figura 11. Sua bacia hidrográfica tem uma área de aproximadamente 60 km², com seus limites variando entre as coordenadas 22° 23’ e 22° 27’ de latitude Sul e 45° 12’ e 45° 07’ de longitude Oeste, com seu sentido do escoamento no sentido SW – NE.

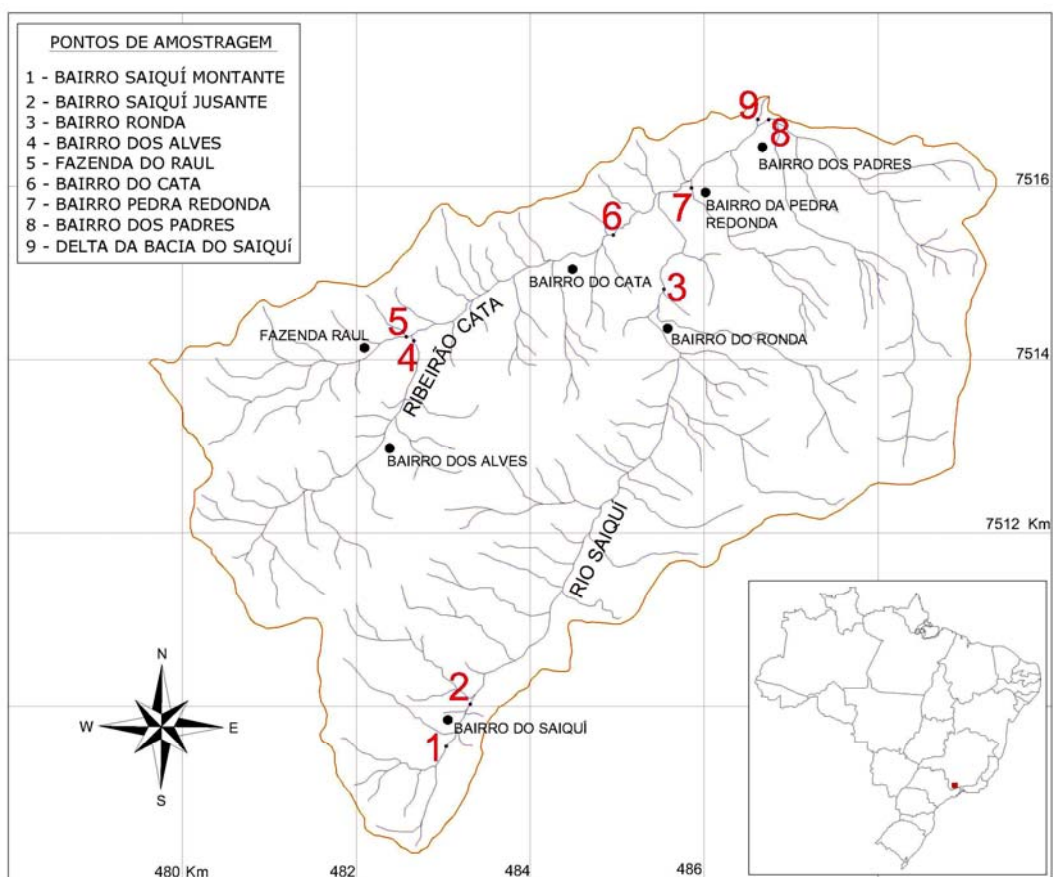


Figura 11 – Localização da bacia hidrográfica do rio Saiquí e dos pontos de amostragem.

A população rural ribeirinha está agrupada em pequenos vilarejos, sendo que grande parte da economia está voltada para a exploração da madeira reflorestada e para o sistema de agropecuária e agricultura familiar.

As águas do Rio Saiquí são de Classe 2. Segundo a legislação ambiental nacional, as águas de Classe 2 são aquelas que se destinam ao abastecimento para consumo humano após tratamento convencional, a recreação de contato primário, para a proteção das comunidades aquáticas, ou irrigação e aqüicultura (CONAMA, 2005).

4.1.2. Seleção dos pontos de amostragem

Os pontos de amostragem de água foram determinados em função da localização estratégica que forneceria dados relevantes para uma comparação representativa da qualidade aquática local. Para isso se consultou, no Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE), o mapa topográfico da região constituída pela Carta Topográfica de Lorena e Virgínia (IBGE, 1971; IBGE, 1975).

A área em estudo foi digitalizada, vetorizada e georeferenciada. Esse trabalho consistiu na conversão das cartas topográficas impressas do IBGE para o meio digital. Com o auxílio de um scanner as imagens foram digitalizadas e receberam um tratamento com o programa AUTOCAD®. Após serem posicionadas e agrupadas, segundo as suas coordenadas geográficas, criaram-se linhas que sobrepunham às da imagem rasterizada, gerando uma imagem vetorizada.

No trabalho de campo foram levantados os principais cursos de água que sofriam impacto com o lançamento de efluente contendo matéria orgânica, gerados pela população ribeirinha. Com um equipamento de GPS, marca Garmin, modelo GPSMAP 60 CS, os pontos de interesse foram armazenados e posteriormente descarregados sobre a imagem vetorizada. Confrontando as informações coletadas "*in situ*" com os dados das cartas topográficas, selecionou-se 9 pontos de amostragem, identificados na Figura 11.

4.1.3. Coleta das amostras

Realizou-se mensalmente a coleta das amostras de água no Rio Saiquí, Ribeirão Cata e seus afluentes, por um período de um ano, tendo início no mês de março de 2005 e concluído em março de 2006.

Os frascos de coleta, com volume aproximado de 1000 mL, foram previamente limpos com ácido nítrico 5%, enxaguados com água deionizada. Antes da coleta, o frasco era previamente enxaguado três vezes com a água a ser amostrada. A coleta baseou-se nos critérios de amostragem estabelecidos pela APHA-AWWA-WEF (1995) e pela CETESB (AGUDO, 1987).

As amostras foram transportadas em bolsas térmicas durante a campanha de campo e no laboratório eram condicionadas na temperatura de 4°C. O tempo decorrido entre a coleta das amostras e o início dos ensaios físico-químicos, não ultrapassou o limite de armazenamento das mesmas (APHA-AWWA-WEF, 1995).

4.1.4. Parâmetro quantificados “*in situ*”

Durante a amostragem determinou-se “*in situ*” os seguintes parâmetros: pH, turbidez, temperatura, oxigênio dissolvido e a condutividade. Os parâmetros foram medidos com o equipamento Horiba, modelo U-10.

4.1.5. Parâmetro quantificados no laboratório

Foram realizadas as análises da Demanda Biológica de Oxigênio (DBO) e o da Demanda Química de oxigênio (DQO) no Laboratório de Análise e Controle Físico-Químico (LACONFIQ) do Instituto de Recursos Naturais (IRN), da Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI). As análises da DBO e DQO seguiram a metodologia estabelecida pela APHA-AWWA-WEF (1995), respectivamente método 5210-B e 5220-D.

Para as análises de DBO, foi realizada a medição da concentração inicial de Oxigênio Dissolvido (OD) presente nas amostras com o oxímetro (marca SCHOTT, modelo HANDYLAB OX1/SET). As amostras foram encaminhadas para uma incubadora (marca FANEM, modelo 347 CD) e mantidas a 20°C durante 5 dias. Após esse período realizou-se a medida da concentração final de OD.

As análises de DQO iniciaram com a preparação dos tubetes de digestão que continham 2 mL da amostra, 1,2 mL da solução de digestão e 2,8 mL da solução reagente de H₂SO₄. Os tubetes foram digeridos a uma temperatura de 150°C durante 2 horas em digestor (marca HACH). Em seguida, analisou-se a absorbância da mesma em espectrofotômetro da marca HACH, modelo DR/2010, ajustada para o comprimento de onda de 620 nm.

4.2. Reator UASB

A pesquisa da partida e operação do reator UASB, bem como as análises físico-químicas necessárias durante seu monitoramento, foram realizadas no LACONFIQ, IRN-UNIFEI.

4.2.1. Coleta do esgoto sanitário bruto

O efluente doméstico utilizado na pesquisa foi coletado uma vez por semana. O local selecionado para a coleta foi um emissário que despejava esgoto bruto no Rio Sapucaí, na cidade de Itajubá.

O trajeto do interceptor deste emissário percorria o centro da cidade e tinha como características o recolhimento de efluente da atividade comercial e da zona residencial, portanto, continha pequenas chances de receber alguma contribuição de efluente industrial. O efluente coletado foi armazenado e transportado em 7 bombonas sendo que 3 tinham o volume de 50 L e quatro de 30 L.

Chegando ao laboratório parte do efluente coletado foi colocado em um refrigerador de 380 L, da marca REUBLY, para garantir que não houvesse degradação orgânica antes que fosse utilizado como efluente no reator UASB. A outra parte foi colocado dentro de um tambor de 200 L, onde era realizada a alimentação do reator.

4.2.2. Alimentação

O tambor no qual foi colocado o esgoto bruto serviu para armazenar temporariamente o efluente antes de alimentar o reator e, além disso, tinha a função de promover um tratamento preliminar, como unidade de retenção de sólidos grosseiros e areia.

À medida que o nível de esgoto no tambor fosse abaixando, o mesmo era completado manualmente com o esgoto que estava armazenado no refrigerador. Na entrada do tubo que servia de alimentação para o reator, antes da bomba, continha ainda um filtro para evitar o entupimento do sistema de bombeamento.

Realizou-se a alimentação do reator através de bomba peristáltica da marca ISMATEC, modelo ISM827, com cabeça para 4 cassetes tipo "Click'n'go". Uma das cassetes bombeava esgoto e as outras 3 faziam a recirculação do efluente dentro do reator, para garantir uma velocidade ascensional mínima. A bomba trabalhou continuamente durante todo o período de 207 dias de pesquisa, o que

garantiu uma vazão constante do efluente na manta de lodo, no interior reator. Os tubos utilizados eram manufaturados com material TYGON e tinha 2,5 mm de diâmetro interno. A velocidade de rotação, variável de 1 a 99 rpm, era ajustada conforme a vazão desejada.

4.2.3. Características construtivas

O reator UASB foi projetado e construído em dois módulos principais:

- Módulo I – Compartimento de digestão
- Módulo II – Compartimento de separação das fases líquida-gás-sólido

O módulo I foi construído em tubo de policloreto de vinila (PVC) e o módulo II com galão de água de polipropileno (PP). Na base do módulo I foram instaladas 4 entradas distribuídas uniformemente no fundo do reator, utilizadas para a entrada do esgoto e para a recirculação do efluente. No topo do modulo II foram instaladas 5 saídas, sendo uma dos gases formados, uma de efluente tratado e 3 saídas para proceder com a recirculação. A Figura 12 apresenta um desenho esquemático do reator instalado no LACONFIQ e a Figura 13 sua fotografia. A Tabela 13 apresenta as características de cada módulo.

Tabela 13 - Configuração do reator UASB em escala piloto

Módulo	Características
I - Compartimento de digestão	Material: PVC Diâmetro nominal da seção: 100 mm Altura: 1150 mm Volume total: 9,0 L Volume útil: 9,0 L
II - Compartimento de separação fase líquido-gás-sólido	Material: PP Diâmetro nominal da seção: 230 mm Altura: 150 mm Volume total: 5 L Volume útil: 4 L
Modulo I + Modulo II	Altura total: 1300 mm Volume total: 14 L Volume total útil: 13 L

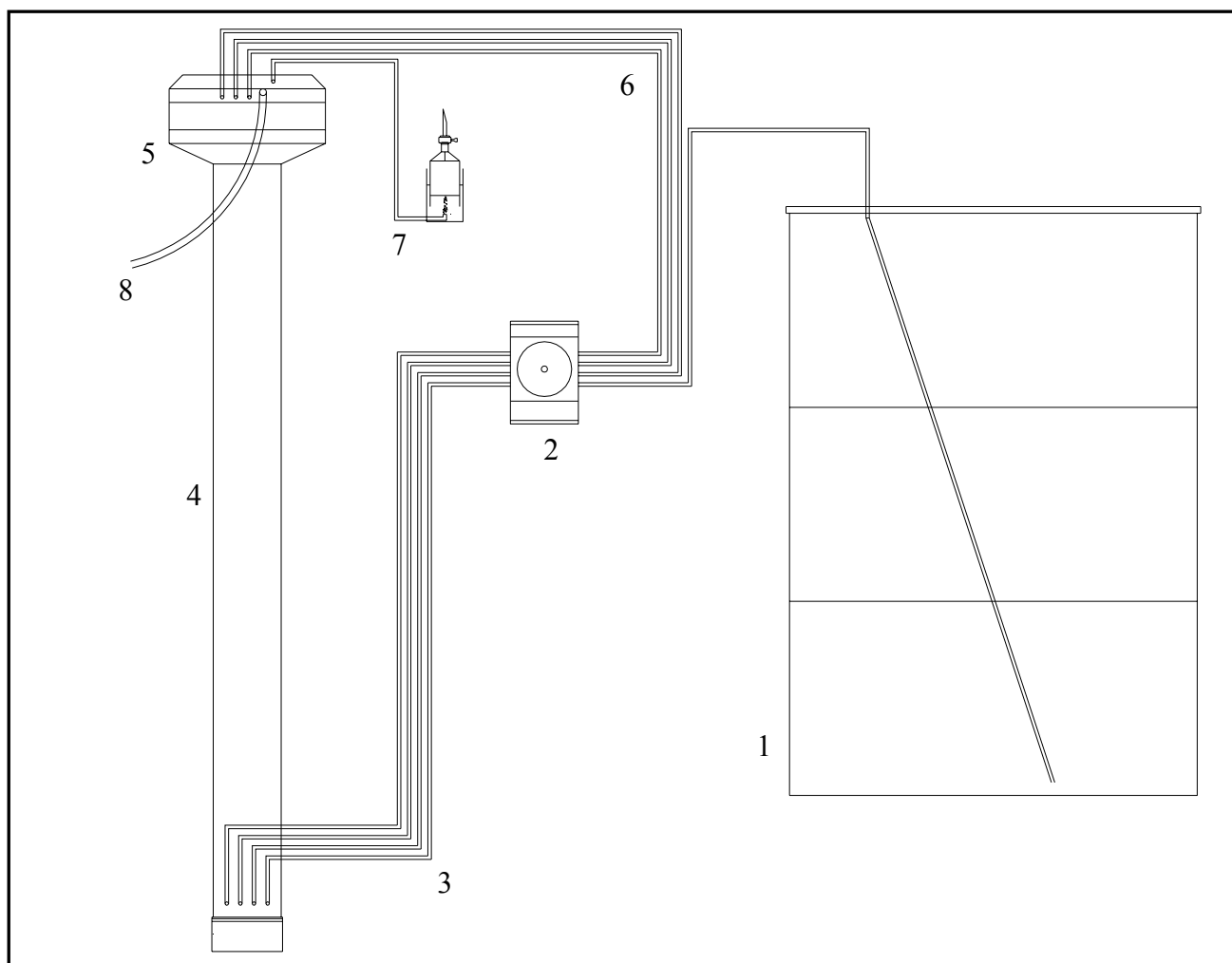


Figura 12 – Desenho esquemático do Reator UASB (1 – Tambor de alimentação, 2 – Bomba, 3 – Sistema de alimentação, 4 – Coluna do reator UASB, 5 – Câmara de decantação (separador trifásico), 6 – Sistema de recirculação, 7 – Sistema de coleta de gases, 8 – Saída do efluente tratado)

Para simular as baixas temperaturas o reator foi instalado no interior de uma incubadora da marca ELETROLAB, modelo 101M/3, com mostrador digital de temperatura. A temperatura, ajustada em 17°C, foi controlada automaticamente pelo seu termostato.

O efluente gerado durante o tratamento da amostra no reator UASB foi direcionado diretamente para a rede coletora de esgoto do laboratório. O efluente passava por um tubo de PVC cristal com diâmetro interno de 0,8 mm. Por este mesmo tubo era feito a coleta da amostra do efluente tratado no reator.



Figura 13 – Reator UASB instalado dentro de uma incubadora no LACONFIQ

4.2.4. Partida

A partida de um reator ocorre mais rapidamente quando o lodo de semeadura está mais adaptado ao seu meio, principalmente às condições ambientais. Com a impossibilidade de encontrar o inóculo adaptado, foi utilizado para a partida do reator o lodo de uma lagoa facultativa utilizada para o tratamento de esgoto do município de Santo Antônio do Pinhal – SP, que é operada pela Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo - SABESP. Esse município situa-se na alta região da Serra da Mantiqueira e tem sua temperatura média anual em torno de 18°C.

Um total de 6 L de lodo foi retirado em diferentes locais no fundo da lagoa facultativa. O lodo foi transportado em seguida armazenado no laboratório na temperatura de 4°C. Na preparação do inóculo, o lodo foi homogeneizado e em seguida utilizou-se 2 L do inóculo. O inóculo foi colocado no fundo do reator que atingiu a cota de um terço da sua altura e foi preenchido com esgoto bruto até sua metade aguardando-se 24 h para completá-lo. Após mais 24 h iniciou a introdução de esgoto bruto na entrada do reator.

A operação de partida para o reator pôde ser dividida em 3 fases, conforme o tempo de detenção hidráulica (TDH). O TDH inicial utilizado foi de 22 h e foi diminuído gradativamente até atingir 18 h. A velocidade ascensional (V_e) na primeira e segunda fase permaneceu respectivamente em 0,30 e 0,33 $m\ h^{-1}$ enquanto que na terceira fase permaneceu com 0,09 $m\ h^{-1}$, devido a mudança ocorrida no regime de operação. A Tabela 14 mostra esses parâmetros com suas respectivas fases.

As vazões foram periodicamente calculadas e determinadas através da medição do volume de efluente tratado por tomada de tempo.

Tabela 14 - Resumo dos parâmetros de operação utilizado durante as fases de partida

FASE	PERIODO DE OPERAÇÃO (d)	DURAÇÃO (d)	REATOR UASB			
			TDH (h)	Q ($L\ h^{-1}$)	CHV ($m^3\ m^{-1}\ d^{-1}$)	V_e ($m\ h^{-1}$)
I	1 - 71	71	22	0,59	1,09	0,30
II	72 - 161	90	20	0,65	1,95	0,33
II	162 - 207	46	18	0,72	2,16	0,09

4.2.5. Amostragens

As coletas das amostras foram realizadas semanalmente. Existiam dois pontos de amostragem, sendo um na entrada, logo após a passagem do esgoto bruto pela bomba peristáltica e o outro coletado no tubo de saída que encaminhava o efluente tratado para a rede de esgoto.

As amostra de saída só foram coletadas 24 horas após o enchimento do tambor de 200 L com efluente a ser tratado. Esse procedimento garantia que o novo esgoto, com diferentes características do anterior, já tivesse tomado todo o interior do reator e a amostra coletada na saída representaria os resultados de tratamento das amostras que seriam coletadas na entrada.

As amostras retiradas foram homogêneas e depois armazenadas em frascos devidamente rotulados contendo volume de 1 L. Quando necessário, as amostras eram preservadas de acordo com as recomendações da APHA-AWWA-WEF (1995).

Foi previsto um sistema de coleta do biogás através de um coletor de vidro, previamente preenchido com água. À medida que o gás ia sendo liberado, a água seria expelida dando lugar ao biogás que ficava aprisionado no coletor. A composição do biogás em termos de nitrogênio, metano e gás carbônico seria determinada com o uso de cromatografia a gás, em laboratório externo.

4.2.6. Parâmetros físico-químicos utilizados e frequência das análises

O monitoramento do processo de partida foi realizado através de medições e análises físico-químicas dos efluentes de entrada e saída do reator UASB. Os parâmetros analisados estão representados na Tabela 15, juntamente com a frequência e o material empregado.

Tabela 15 – Partida do reator UASB: parâmetros, frequência, métodos e equipamentos

PARÂMETRO	FREQÜÊNCIA	MÉTODO	EQUIPAMENTO
Temperatura	Diária	Leitura direta	• Termômetro Digital
pH	Semanal	Potenciométrico	• pHmetro DIGIMED modelo MD-20
AT	Semanal	Titulação potenciométrica	• pHmetro DIGIMED modelo MD-20
AOV	Semanal	Titulação	• Manta aquecedora e coluna de destilação • Centrífuga CELM modelo LS-3 PLUS
DBO	Semanal	Manométrico	• WTW OxiTop SET-6 • Incubadora FANEM modelo 346 CD
DQO	Semanal	Colorimétrico, refluxo fechado	• Digestor Hach • Espectrofotômetro Hach modelo DR/2010
ST	Semanal	Gravimétrico	• Balança analítica QUIMIS modelo 210 C
SS	Semanal	Gravimétrico	• Estufa OLIDET CZ modelo EE3
SV	Semanal	Gravimétrico	• Balança analítica QUIMIS modelo 210 C • Estufa OLIDET CZ modelo EE3 • Mufla QUIMIS modelo 318 D24

Todas as análises foram realizadas no LACONFIQ do IRN-UNIFEI, de acordo com a APHA-AWWA-WEF (1995), exceto para a determinação da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), de

Alcalinidade Parcial (AP) e Alcalinidade Intermediária (AI) que serão discutidas separadamente. As demais metodologias são descritas a seguir:

- As análises de pH nas amostras foram realizadas após a previa calibração do pHmêtro da marca DIGIMED modelo MD-20, com solução padrão de pH 4,0 e 7,0. Metodologia 2310-B (APHA-AWWA-WEF, 1995);
- A Alcalinidade Total (AT) foi determinada utilizando uma solução de ácido clorídrico (HCl) com concentração próxima de 0,02 mol L⁻¹, titulada com solução padrão de hidróxido de sódio (NaOH) na concentração de 0,10 mol L⁻¹. As amostras foram analisadas potenciometricamente até pH 4,3. O cálculo da AT segue na equação 6. Metodologia 2310-B (APHA-AWWA-WEF, 1995);

$$AT(mgCaCO_3L^{-1}) = \frac{V_{HCl} \cdot [HCl] \cdot 50000}{V_{amostra}} \quad [6]$$

- Para a determinação dos Ácidos Orgânicos Voláteis (AOV) utilizou-se 100 mL do sobrenadante da uma amostra de 200 mL que passou por uma centrifugada (marca CELM modelo LS-3 PLUS), em uma rotação de 3000 rpm por 5 min. A esse 100 mL de sobrenadante foram adicionados 100 mL de água destilada e 5 mL ácido sulfúrico (H₂SO₄) na concentração 1:1. Para a destilação desta solução utilizou-se uma manta aquecedora elétrica, um balão de 500 mL de capacidade e uma coluna de destilação reta. Foi realizado a coleta de 150 mL da amostra destilada, após se descartar os primeiros 15 mL gotejados da coluna de destilação. A amostra de 150 mL foi então titulada com solução padrão de hidróxido de sódio (NaOH) na concentração de 0,10 mol L⁻¹, sendo utilizado 2 gotas de fenolftaleína como indicador. Para determinar o fator de recuperação foi preparada uma solução de ácido acético (HAc) em concentração de 2000 mg L⁻¹. Os 250 mL desta solução foram destiladas conforme metodologia descrita acima e o resultado para o fator de recuperação, relação entre a concentração de HAc recuperada e a concentração de HAc destilado, foi de 0,95. O cálculo de AOV segue na equação 7. Metodologia 5560-C (APHA-AWWA-WEF, 1995);

$$AOV(mgHAcL^{-1}) = \frac{V_{NaOH} \cdot [NaOH] \cdot 60000}{V_{amostra} \cdot 0,95} \quad [7]$$

- Para as análises da Demanda Química de Oxigênio (DQO), 2 mL da amostra foram adicionadas a tubos de digestão que continham 1,2 mL da solução de digestão contendo dicromato de potássio (K_2CrO_4) e sulfato de prata ($HgSO_4$); e 2,8 mL da solução reagente de ácido sulfúrico (H_2SO_4). As soluções foram digeridas a uma temperatura de $150^\circ C$ durante 2 horas em digestor (marca HACH). Em seguida, analisou-se a absorvância da mesma em espectrofotômetro da marca HACH, modelo DR/2010, ajustada para o comprimento de onda de 620 nm. Com o emprego de uma curva de calibração previamente preparada com 5 amostras de concentrações conhecidas, de bifitalato de potássio ($C_8H_5KO_4$), foi possível determinar o valor da concentração de DQO da amostra. O cálculo da DQO segue na equação 8. Metodologia 5220-D (APHA-AWWA-WEF, 1995);

$$DQO(mgO_2L^{-1}) = \frac{[DQO_{final}] \cdot 1000}{V_{amostra}} \quad [8]$$

- Para as análises de Sólidos Totais (ST) foram realizadas as pesagens iniciais dos cadinhos (P0), adequadamente identificados, previamente calcinados em mufla (marca QUIMIS, modelo 318 D24), por 2 horas a $550^\circ C$. Um volume de 50 mL da amostra do efluente já homogeneizada foi transferida para os cadinhos de porcelana. Os cadinhos com as amostras foram mantidos em estufa (marca OLIDET CZ, modelo EE3) por 24 h a uma temperatura entre 103 e $105^\circ C$. Após o tempo de resfriamento, dentro de um dessecador, os cadinhos foram novamente pesados (P1) em balança analítica (marca QUIMIS, modelo 210 C). O cálculo do ST segue na equação 9. Metodologia 2540-B (APHA-AWWA-WEF, 1995);

$$ST(mgL^{-1}) = \frac{(P1 - P0) \cdot 1000}{V_{amosra}} \quad [9]$$

- Nas análises de Sólidos Voláteis Totais (SVT) os cadinhos que tinham sido pesados (P1), após serem mantidos em estufa por 24 h a uma temperatura entre 103 e $105^\circ C$, foram transferidos para uma mufla (marca QUIMIS, modelo 318 D24) por um período de 2 horas a uma temperatura de $550^\circ C$. Decorrido este período, os cadinhos foram mantidos no dessecador até seu resfriamento e novamente sua pesagem foi efetuada (P2). O cálculo do SVT segue na equação 10. Metodologia 2540-E (APHA-AWWA-WEF, 1995);

$$SVT(mgL^{-1}) = \frac{(P1 - P2) \cdot 1000}{V_{amosra}} \quad [10]$$

- Para determinação de Sólidos Suspensos Totais (SST) utilizou-se um disco-filtro de fibra de vidro previamente tarado (P0), seguindo o procedimento onde foi mantido em uma estufa (marca OLIDET CZ, modelo EE3) por 2 h a uma temperatura entre 103 e 105°C, depois de se filtrar 20 mL de água destilada. Após o seu resfriamento em dessecador foi realizado uma pesagem inicial (P0) e logo depois se filtrou, pelo filtro de fibra de vidro, 50 mL da amostra. O filtro de fibra de vidro foi mantido em estufa durante 12 horas a uma temperatura entre 103 e 105°C. Decorrido este período, os filtros foram resfriados em dessecador e novamente sua pesagem foi efetuada (P1), em balança analítica (marca QUIMIS, modelo 210 C). O cálculo do SVT segue na equação 11. Metodologia 2540-D (APHA-AWWA-WEF, 1995);

$$SST(mgL^{-1}) = \frac{(P1 - P0) \cdot 1000}{V_{amostra}} \quad [11]$$

4.2.6.1. Determinação da Alcalinidade Parcial e da Alcalinidade Intermediária

O método recomendado para determinar a alcalinidade total (AT), conforme APHA/AWWA/WEF (1995), indica a titulação da amostra até pH de 4,30, a qual não mede somente a capacidade tampão devido ao bicarbonato, mas também dos ácidos voláteis (RIPLEY *et al.*, 1986). Para prevenir a inclusão da capacidade tampão dos ácidos voláteis no valor da alcalinidade, foi proposto a titulação da amostra até pH 5,75. Com isso, ter-se-ia a determinação de 80% do bicarbonato e somente menos de 20% dos ácidos voláteis. Ainda, RIPLEY *et al.* (1986) denominaram o valor obtido dessa forma de alcalinidade parcial (AP), considerando que correspondia grosseiramente à alcalinidade devido ao bicarbonato. O valor obtido com a titulação da amostra de pH 5,75 até 4,30 foi denominado de alcalinidade intermediária (AI), considerando que se aproximava da alcalinidade devido aos ácidos orgânicos voláteis. Portanto baseando-se nessas definições estabeleceu-se a relação AI/AP.

4.2.6.2. Determinação da Demanda Bioquímica de Oxigênio

Na análise da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) foi utilizado um método manométrico que mede a relação da diferença de pressão dentro dos frascos com as amostras. Um volume de 164 mL da amostra, foi introduzido em frasco próprio adaptado ao sistema com manômetro (marca WTW, modelo OXITOP SET-6). A amostra permaneceu na incubadora (marca FANEM, modelo 347 CD) durante 5 dias a uma temperatura de 20°C. Seu resultado procedia com a leitura direta do “display” eletrônico tendo como unidade mg O₂ L⁻¹.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

O objetivo inicial desta pesquisa era efetuar o diagnóstico ambiental de uma área situada em região de altitude e instalar um sistema simples de tratamento de efluente, principalmente de origem doméstica, em função dos resultados obtidos no diagnóstico inicial.

Durante o trabalho de campo, para realizar a pesquisa do diagnóstico ambiental da qualidade de água da bacia hidrológica do Rio Saiquí, juntamente com os primeiros resultados encontrados, observou-se que seria inviável aplicar um projeto piloto *"in loco"*, em função dos problemas de logística envolvidos na operação e no monitoramento da ETE.

Uma alternativa encontrada foi a construção e implantação de uma ETE piloto, em escala laboratorial, onde poderia ser realizado o acompanhamento da partida e operação com maior eficiência. Com isso iniciou-se uma procura por sistemas de tratamento de esgoto compacto, com tecnologia acessível e barata. O sistema selecionado, reator UASB, demonstrou ter todas essas características.

O projeto do reator piloto UASB iniciou-se logo após a conclusão da revisão bibliográfica, necessária para sua construção. Durante sua construção, vários problemas de projeto foram encontrados, entre eles o ajuste da temperatura ao clima frio de montanha e a velocidade ascensional mínima do efluente no interior do reator, que está associado a sua altura. A solução encontrada foi a colocação do reator no interior de uma incubadora com controle de temperatura e proceder com a recirculação do efluente tratado pelo interior do reator.

Depois de concluída sua construção, o lodo semente foi inoculado para garantir uma rápida partida do sistema, já que as condições ambientais de temperatura eram desfavoráveis (17°C).

Foram realizadas semanalmente análises físico-químicas para avaliar o andamento do processo de digestão e se sua eficiência aumentava com o decorrer do experimento. Em certo momento, observou-se que o reator tinha dificuldade em apresentar a eficiência esperada e alguns ajustes foram necessários.

A seguir são descritos os resultados dos parâmetros analisados no diagnóstico ambiental e na partida do reator UASB, juntamente com seus comentários.

5.1. Diagnóstico Ambiental

A avaliação da dinâmica entre a população ribeirinha e a qualidade de água da bacia hídrica do Rio Saiquí foi realizada através da comparação dos resultados a montante e a jusante dos pontos de interesse. Todos os valores obtidos durante os ensaios estão representados em Anexo na Tabela 28.

Os parâmetros analisados relacionados com Oxigênio Dissolvido, pH, Temperatura, Condutividade e Turbidez não variaram significativamente em relação aos valores quantificados ao longo da amostragem. Os valores que tiveram uma maior variação foram a Demanda Bioquímica de Oxigênio e a Demanda Química de Oxigênio.

5.1.1. Oxigênio Dissolvido

Os resultados das medidas de OD, analisados no corpo de água, mantiveram-se entre 7,5 e 8,5 mg O₂ L⁻¹. Conforme BAIRD (2002), valores em torno de 8,7 mg O₂ L⁻¹ estão próximos ao valor teórico esperado para águas não poluídas a 25°C. É importante lembrar que este valor deveria ser um pouco maior devido à temperatura ser menor nos locais de coleta das amostras. A Figura 14 mostra a variação sazonal do OD nos pontos de amostragem.

5.1.2. pH

Os valores de pH se mantiveram quase constantes variando entre 6,5 e 7,5, em todos os locais e dias de coleta de amostra. Conforme MOTA (1995), o valor apropriado está na faixa de 6,0 a 8,5. A Figura 15 mostra a variação sazonal dos valores de pH nos pontos de amostragem.

5.1.3. Temperatura

Também não foi observada uma variação significativa de temperatura na água, ficando em torno de 15 a 17°C. Mesmo com a diferença de altitude entre os locais de coleta e o efeito sazonal, não houve interferência significativa. A Figura 16 mostra a variação sazonal dos valores de temperatura nos pontos de amostragem.

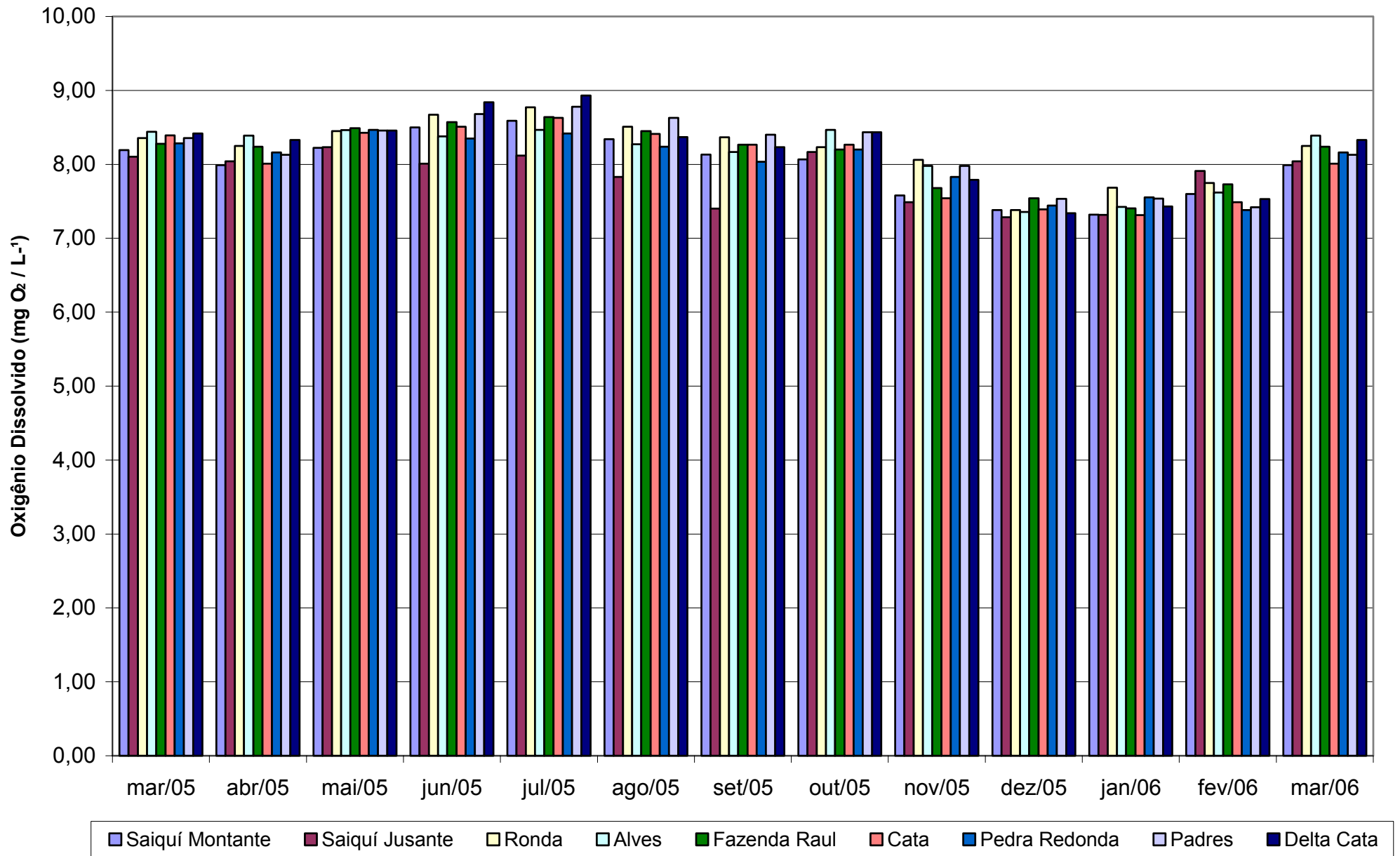


Figura 14 – Resultados comparativos de Oxigênio Dissolvido nos pontos amostrados.

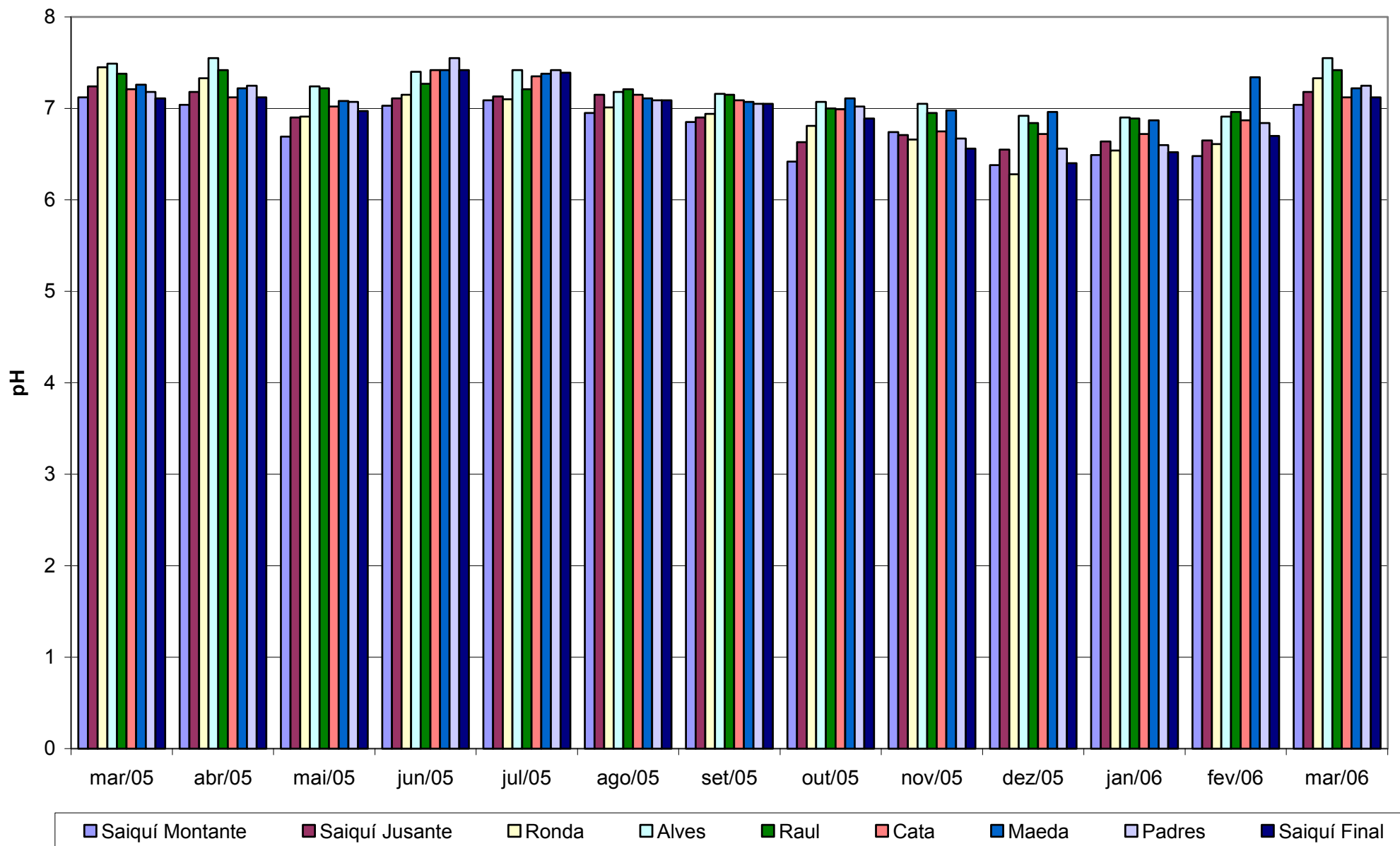


Figura 15 – Resultados comparativos do pH nos pontos mostrados.

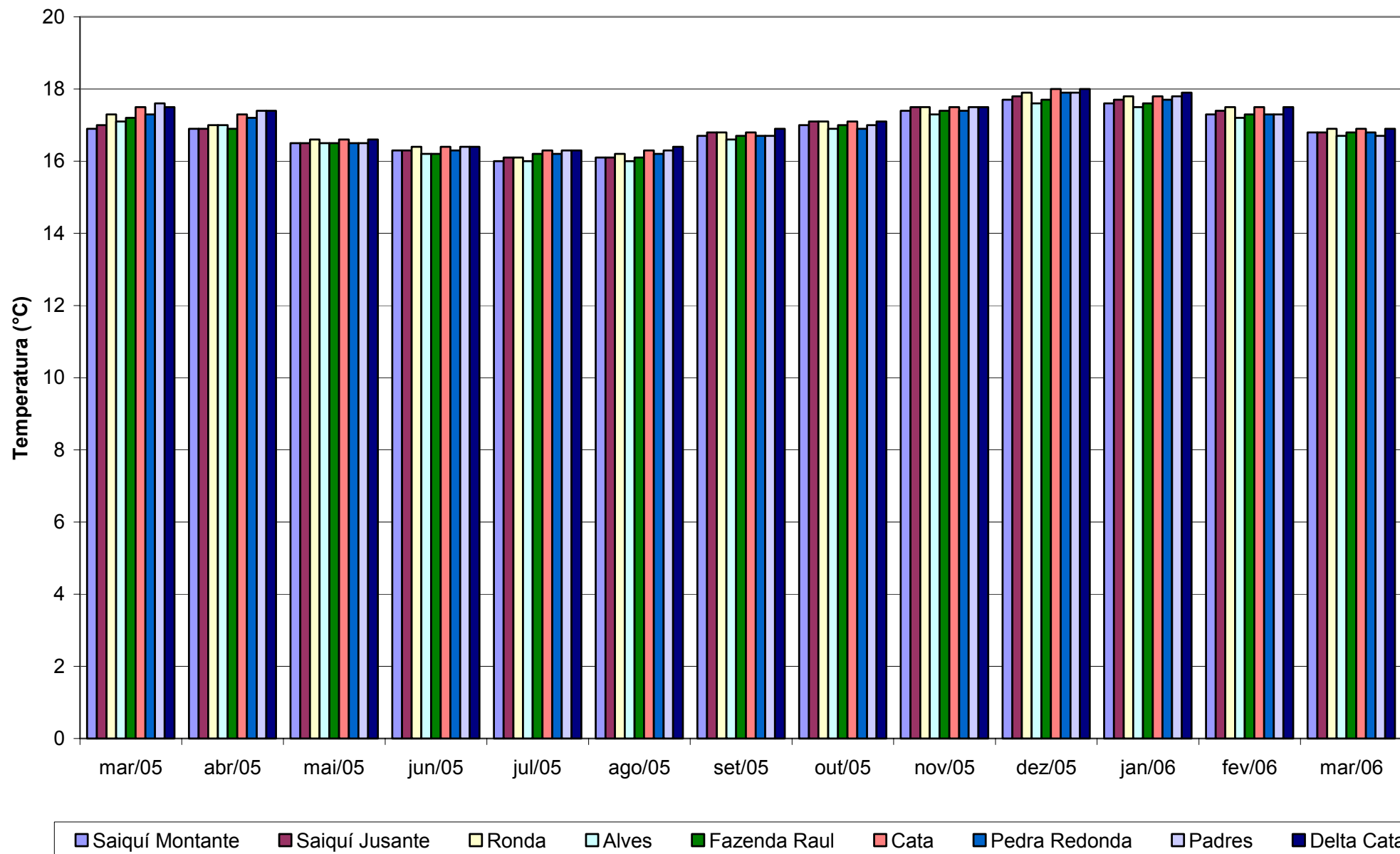


Figura 16 – Resultados comparativos de Temperatura nos pontos amostrados.

5.1.4. Condutividade

Os valores de condutividade elétrica variaram entre 10 e 25 μS . A condutividade elétrica é a capacidade que a água possui de conduzir corrente elétrica. Este parâmetro está relacionado com a presença de íons dissolvidos na água. Em águas superficiais, os íons diretamente responsáveis pelos valores da condutividade são, entre outros, o cálcio, o magnésio, o potássio, o sódio, carbonatos, carbonetos, sulfatos e cloretos.

O parâmetro condutividade elétrica não determina, especificamente, quais os íons que estão presentes em determinada amostra de água, mas pode contribuir para possíveis reconhecimentos de impactos ambientais que ocorram na bacia de drenagem ocasionada por lançamentos irregulares como os resíduos industriais, da mineração ou mesmo de esgotos doméstico (APHA-AWWA-WEF, 1995 e SAWYER *et al.*, 1994).

NEAL *et al.* (2000) utilizaram o parâmetro de condutividade em seu trabalho de monitoramento do Rio Thames, na Inglaterra, para avaliar a introdução de nutrientes e sais proveniente das lavouras da zona rural. A Figura 17 mostra a variação sazonal dos valores de condutividade nos pontos de amostragem.

5.1.5. Turbidez.

A turbidez na região de estudo é afetada principalmente pelo carreamento de partículas de solo ocasionado por precipitação. Além disso, devido ao aumento no volume de água dos afluentes, existe um maior revolvimento da interface água - sedimento. Os valores mostraram-se constante entre 0 a 10 NTU. Os altos valores observados, na faixa entre 50 a 65 NTU, estão relacionados a precipitação no dia da coleta. As médias deste parâmetro foram maiores nos meses de dezembro e janeiro chegando próximo a 20 NTU, devido à época sazonal com maior ocorrência de precipitações. Pode-se notar que mesmo em época de chuva alguns pontos não aumentaram devido à boa proteção propiciada pela mata.

No bairro do Saiquí, entre os pontos de coleta 1 e 2 denominados respectivamente de Montante Saiquí e Jusante Saiquí, há um emissário que despeja efluente doméstico no Rio Saiquí. Neste local pode-se notar a influência na turbidez, aumentando desta maneira o valor no ponto 2 em relação ao ponto 1. Esses valores são claramente evidenciados na Figura 18.

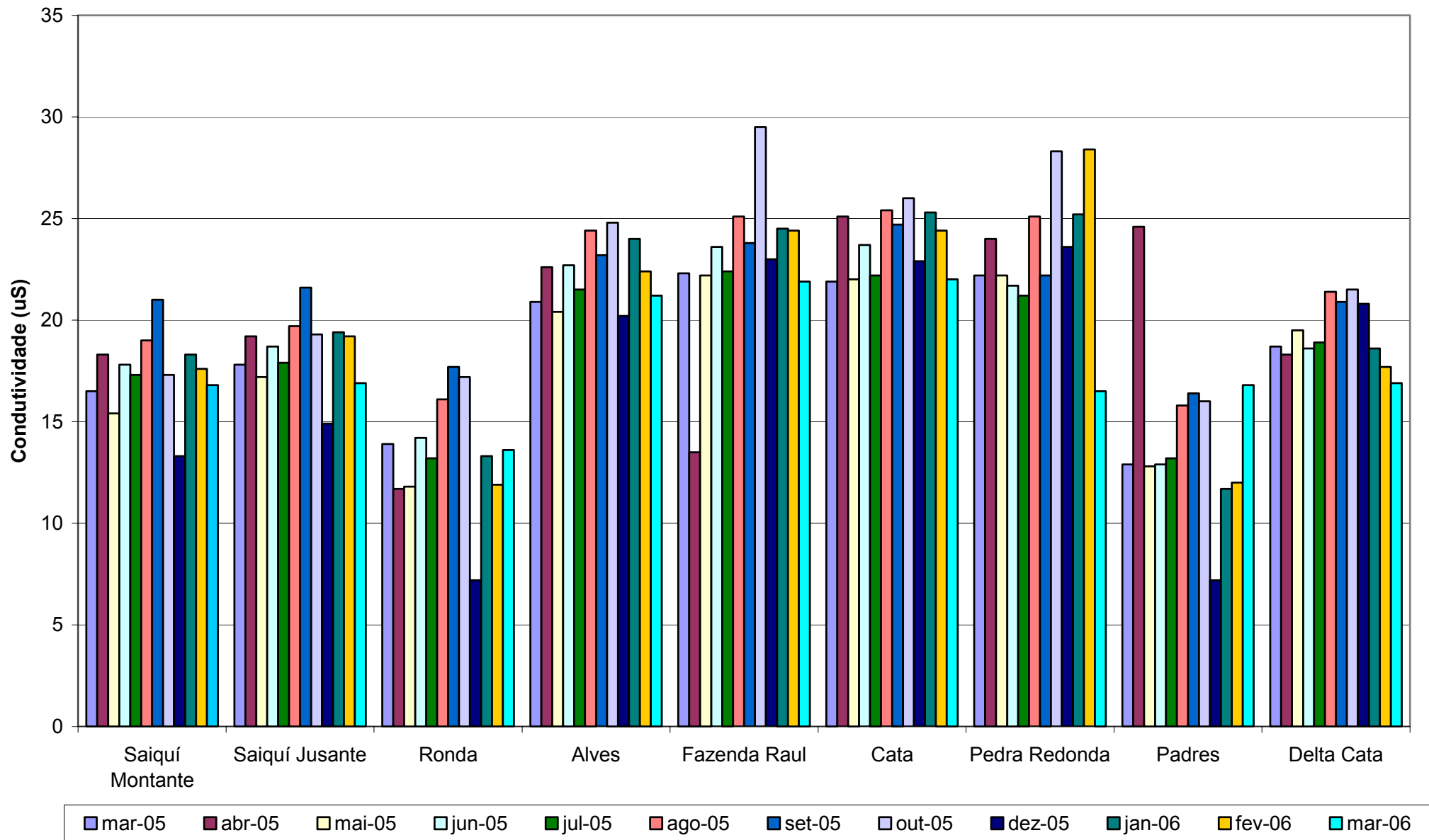


Figura 17 – Resultados comparativos de Condutividade nos pontos amostrados

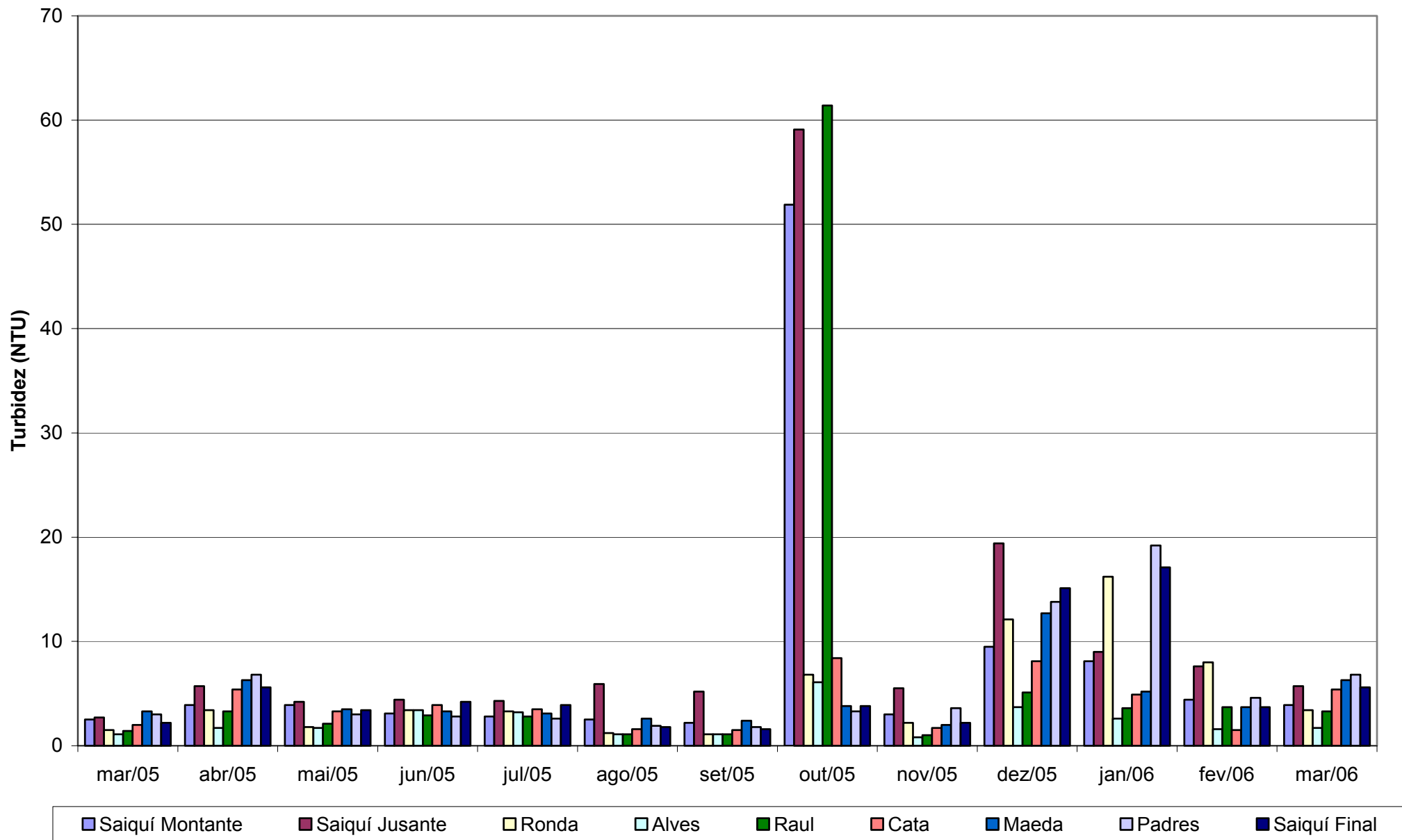


Figura 18 – Resultados comparativos de Turbidez nos pontos amostrados.

5.1.6. Demanda Bioquímica de Oxigênio

A Figura 19 mostra os valores de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) para os locais de amostragem obtidos no período entre março de 2005 e março de 2006. A mesma encontra-se dividida por trechos dos pontos de amostragem para melhor visualização dos dados. Na Figura 19 (A) verifica-se o aumento da concentração de DBO do ponto 2 em relação ao ponto 1, respectivamente no Bairro Saiquí Jusante e no Bairro Saiquí Montante. Este aumento é devido à existência de um emissário de esgoto doméstico da comunidade do Bairro Saiquí, localizado entre estes pontos. No ponto 3, Bairro Ronda, o corpo d' água sofre uma recuperação em função de outros afluentes não impactados, como pode ser observado na Figura 11, e da aeração promovida por corredeiras situadas entre os pontos 2 e 3.

O ponto 4, localizado no Bairro dos Alves, teve 2 amostras com valor de DBO acima de $3,0 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$, conforme Figura 19 (B). Já no ponto 6, Bairro do Cata, que se encontra a jusante do ponto 4, não se verificou nenhuma amostra que ultrapassasse este valor, observando-se uma recuperação da qualidade da água neste trecho. No ponto 9, Delta da Bacia do Rio Saiquí, observou-se uma maior elevação de DBO em relação ao ponto 6, principalmente na estação das secas, onde estes valores ultrapassaram os $3,0 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$. Esse fato deve-se aos tributários com carga orgânica volumétrica maior, como é o caso dos pontos 7 e 8, respectivamente no Bairro da Pedra Redonda e no Bairro dos Padres, conforme demonstra a Figura 19 (C).

Os resultados das amostras da Figura 19 (C) serviram como controle para observar a interferência no Rio Saiquí. O ponto 5, na Fazenda Raul, não interfere no resultado do ponto 6, no Bairro Cata.

Os resultados das análises de DBO, apresentados na Figura 19, ficaram entre $1,0$ e $4,5 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$. O valor médio encontrado nos Estados Unidos em corpos de água superficial presentes em local não poluído é de até $0,7 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ (BAIRD, 2002). Já PALMIERI e CARVALHO (2006) relatam que no interior do estado de São Paulo, na cabeceira do Rio Corumbataí, onde as águas superficiais são limpas, os valores de DBO variaram de $0,0$ até $3,0 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$.

De modo geral, pode-se observar que os valores de DBO são mais elevados na época da estiagem (junho, julho, agosto e setembro), onde ocorre uma diminuição da vazão da água nos cursos d'água, diminuindo assim a diluição dos efluentes lançados.

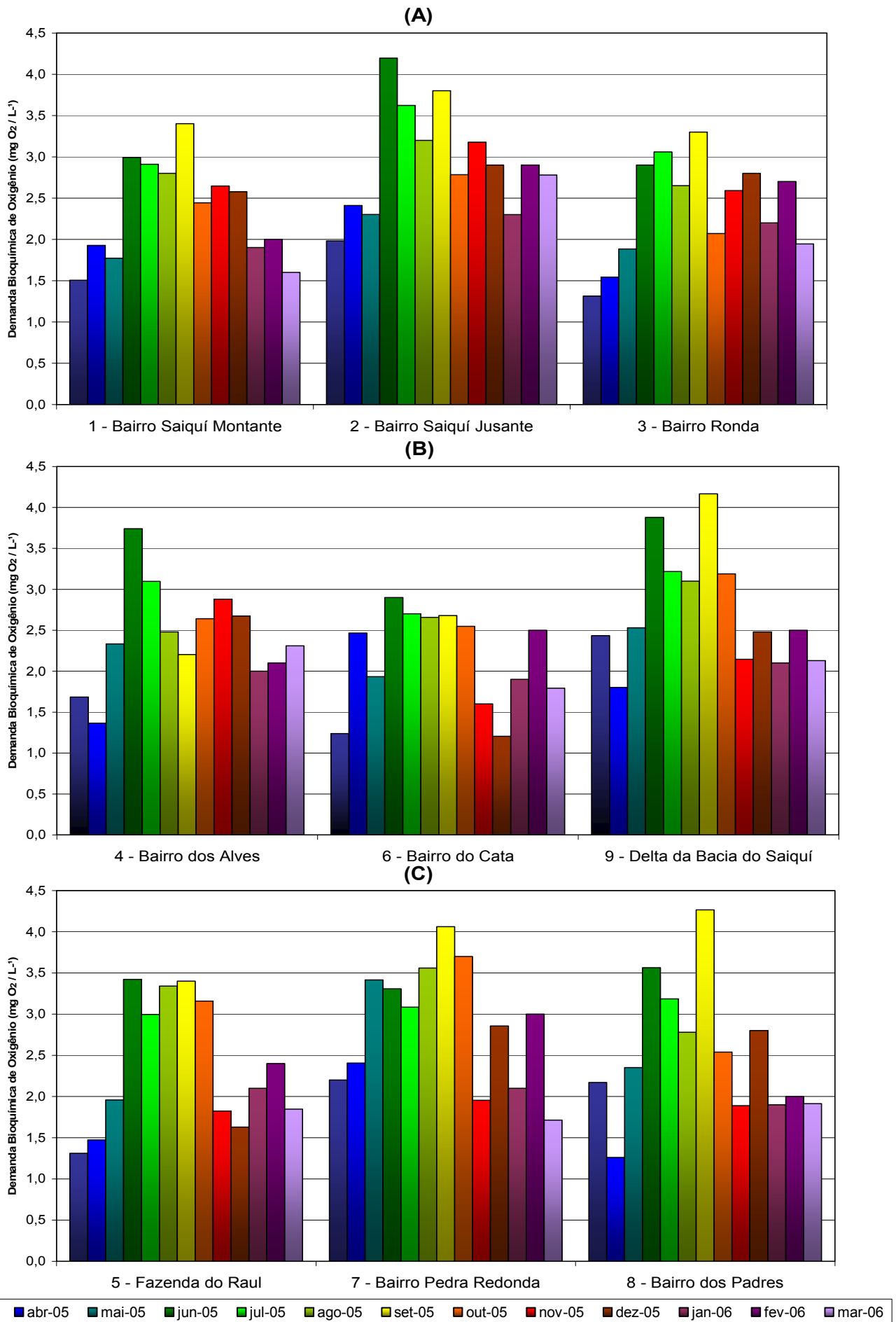


Figura 19 – Valores de Demanda Bioquímica de Oxigênio para os pontos de amostragem

5.1.7. Demanda Química de Oxigênio

Os valores de Demanda Química de Oxigênio (DQO) obtidos nas amostras variaram entre 0,3 e 19,4 mg O₂ L⁻¹. As medidas de DQO são maiores que de DBO, uma vez que mais compostos podem ser oxidados quimicamente do que biologicamente (SAWYER *et al.*, 1994). Para efluente doméstico é possível efetuar uma relação entre a DBO e a DQO, sendo um método muito empregado quando as características físico-químicas do efluente não sofrem grandes modificações. Estabelecida esta relação, o valor da DBO pode ser obtido apenas com a realização de DQO. Este método traz um ganho de tempo, já que para se determinar o valor da DBO é necessário um período de 5 dias, enquanto que a de DQO se determina em 3 horas (METCALF & EDDY, 1995).

Fazendo-se a diferença entre a DBO e a DQO tem-se como resultado uma média de 9,0 mg O₂ L⁻¹ para cada amostra. Esse valor retrata os elementos orgânicos e inorgânicos presentes na amostra que não são degradados no método de ensaio de DBO. A Figura 20 mostra a variação sazonal dos valores de DQO nos pontos de amostragem.

5.1.8. Padrão de classificação do curso de água

Como indicativo de qualidade de água foi utilizado a Resolução CONAMA N° 357/05, que dispõe sobre a classificação e o enquadramento dos corpos d'água, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes.

A faixa de valores encontrada para os parâmetros observados está em conformidade com os padrões estabelecidos para águas doces, classificados como de Classe 2 pela CONAMA N° 357/05, conforme Tabela 16.

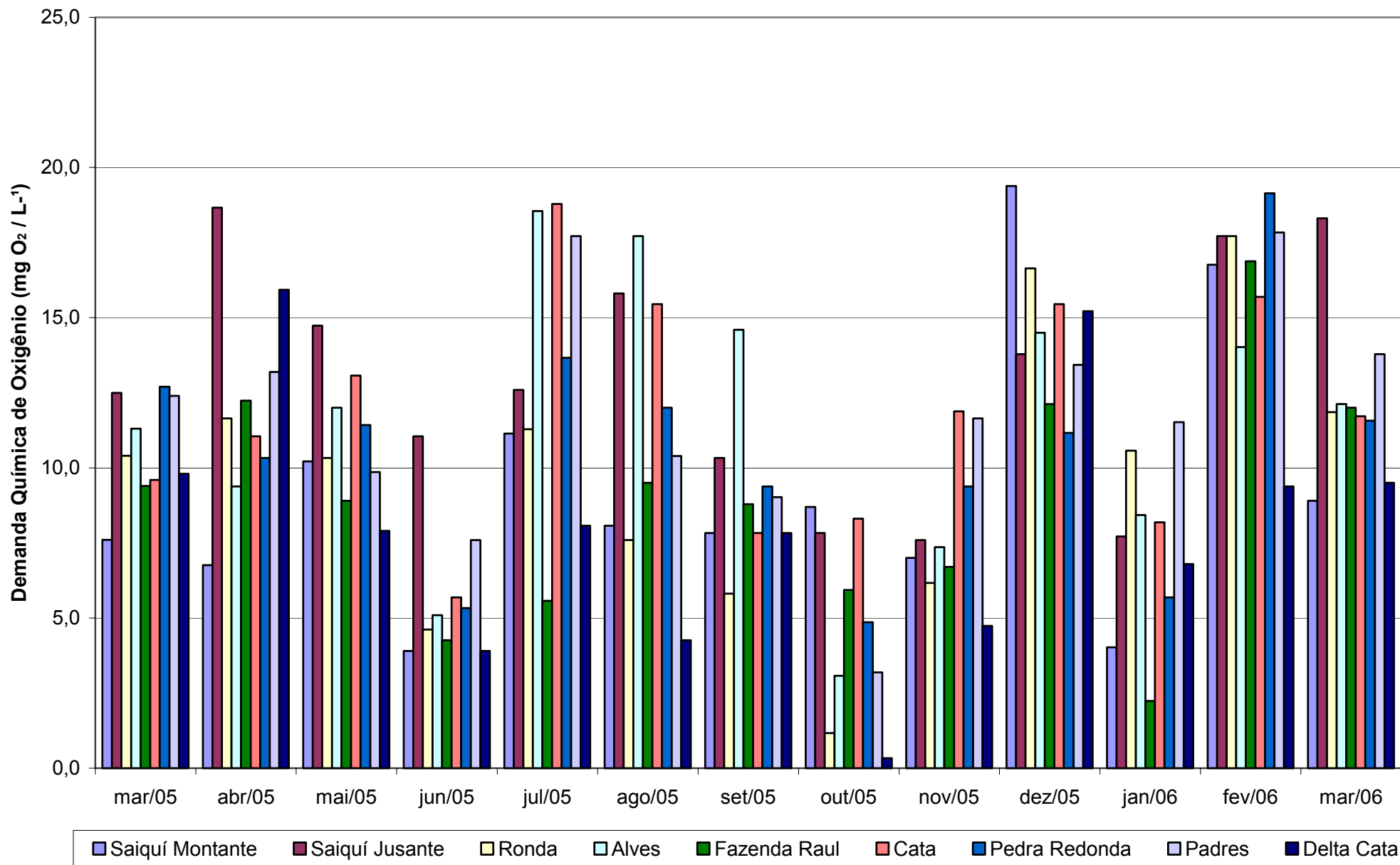


Figura 20 – Resultados comparativos de Demanda Química de Oxigênio nos pontos amostrados.

Tabela 16 – Faixa dos valores encontrados com seu respectivo enquadramento para corpos de água Classe 2

Parâmetro	Limite (CONAMA N° 357/05)	Faixa dos valores encontrados nos pontos de amostragem
OD	> 5,0 mg O ₂ L ⁻¹	7,5 a 8,5 mg O ₂ L ⁻¹
pH	6,0 a 9,0	6,5 a 7,5
Temperatura	-	15 a 17 °C
Turbidez	< 100 NTU	0 a 65 NTU
Condutividade	-	10 a 25 µS
DBO	< 5,0 mg O ₂ L ⁻¹	1,0 a 4,5 mg O ₂ L ⁻¹
DQO	-	3,1 a 19,4 mg O ₂ L ⁻¹

5.2. Desempenho do Reator UASB

A avaliação do desempenho do reator UASB se deu através da comparação dos resultados das amostras coletadas na entrada e saída do mesmo. Todos os valores obtidos durante o ensaio experimental com o reator estão representados em Anexo na Tabela 29.

5.2.1. Tempo de Detenção Hidráulico e Velocidade Ascensional

A faixa estabelecida para a Velocidade Ascensional (V_e) durante o experimento com o reator UASB não ultrapassou os valores discutidos na literatura (CAMPOS, 1999; LETTINGA e HULSHOFF, 1991). O Tempo de Detenção Hidráulico (TDH) nas fases I e II foram, respectivamente, 22 h e 20 h e das V_e foram de $0,30 \text{ m h}^{-1}$ e $0,33 \text{ m h}^{-1}$. A fase III foi determinada pela parada do sistema de recirculação do efluente como uma tentativa de melhorar os resultados da eficiência do sistema. O TDH na fase III foi de 18 h e a V_e foi de $0,09 \text{ m h}^{-1}$.

A recirculação do efluente foi cessado com o intuito de diminuir a velocidade ascensional e criar melhores condições para o desenvolvimento bacteriano na manta de lodo. Para baixas velocidades ascensionais tem-se o acúmulo de grânulos no interior do reator, além da melhora na taxa de sedimentação (CHERNICHARO, 1997).

5.2.2. Temperatura

Os valores de temperatura na qual o reator foi mantido são de extrema importância para o desenvolvimento do processo de digestão anaeróbio. A variação desta influência está ligada às condições de temperatura ambiente.

O tempo de operação do reator UASB, tratando esgoto doméstico, foi de quase 7 meses, totalizando 207 dias. O experimento foi realizado com o controle sobre a temperatura que influenciava o reator, de maneira a simular um ambiente com clima mais frio.

Como o clima a ser simulado pertencia à região mais alta da Serra da Mantiqueira, foram selecionadas algumas cidades e observaram-se as médias anuais de temperatura, sendo o valor de 17°C selecionado para esta simulação.

Dentro da incubadora a temperatura permaneceu em 17°C com uma variação máxima de 1°C para mais ou para menos. A incubadora permanecia na temperatura ajustada e fornecia a sua leitura através de “display” eletrônico.

5.2.3. pH

O pH é um importante parâmetro a ser observado para evitar que exista um risco de inibição, principalmente das bactérias metanogênicas que tem seu crescimento ótimo na faixa entre 6,8 e 7,4 (METCALF & EDDY, 1995). A Figura 21 indica que não houve, durante o período do experimento, grandes variações nos valores de pH no interior do reator.

No esgoto bruto, a variação do pH foi entre 6,8 e 7,8 e não houve a necessidade de correção do pH com adição de produtos químicos. Na saída do reator, a variação do pH ocorreu entre os valores 7,0 e 8,0. Os valores de pH na saída do sistema foram sempre maior que na entrada, exceto entre os de 112° e 118° dias, em que os valores de pH na entrada superaram os da saída. Conforme McKARTY (1964a), isso ocorre quando se tem uma grande formação de ácidos voláteis no interior do reator, que contribui para a diminuição do pH. Em condições de operação mais estável, a alcalinidade existente no inteiro do reator é capaz de neutralizar essa formação.

Os valores médios de pH e seus desvios padrão, obtidos durante a amostragem dos efluentes na entra e saída do reator UASB, são apresentados na Tabela 17.

Tabela 17 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para o pH

AMOSTRA \ FASES	I + II + III	I	II	III
	M (dp)	M (dp)	M (dp)	M (dp)
Entrada	7,2 (0,3)	7,5 (0,3)	7,1 (0,2)	7,0 (0,1)
Saída	7,3 (0,3)	7,7 (0,3)	7,3 (0,2)	7,2 (0,1)

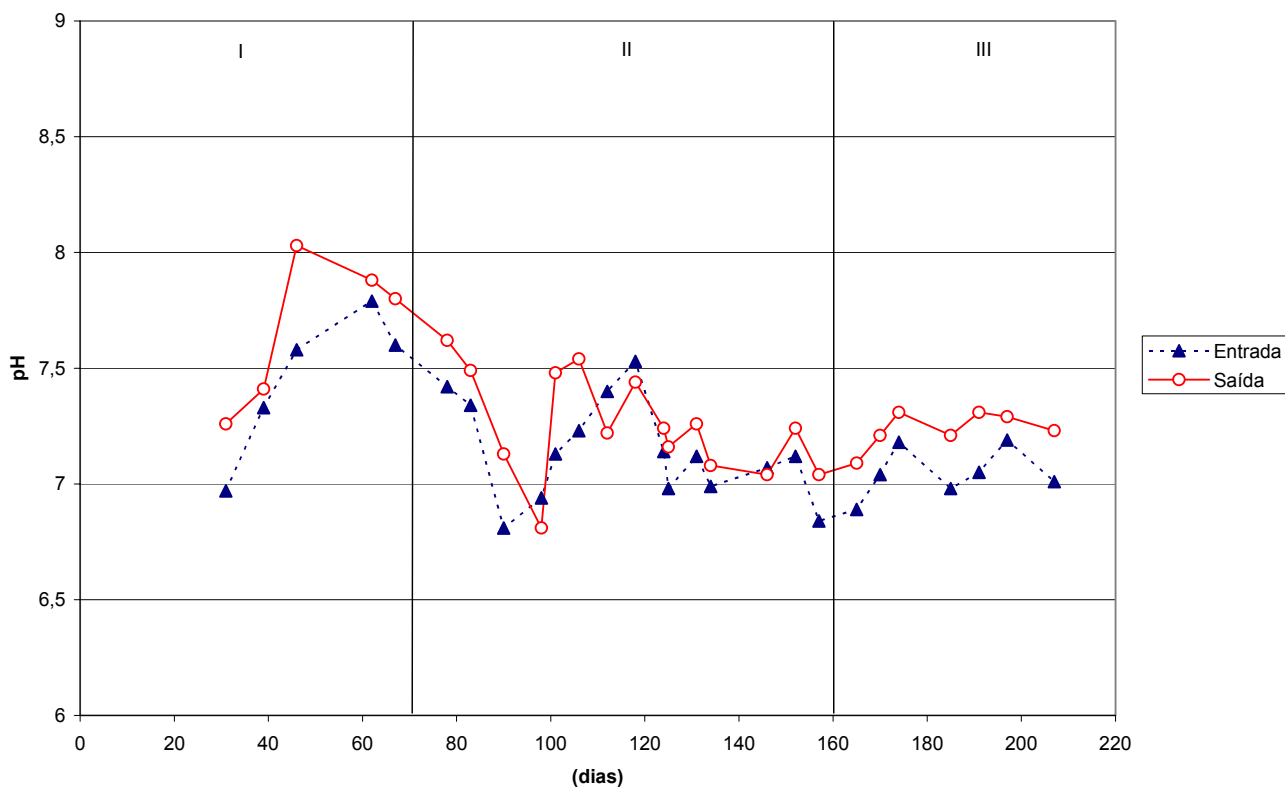


Figura 21 – Valores de pH quantificados no período

5.2.4. Alcalinidade Total e Alcalinidade Parcial

Conforme foi observado pode-se ter a redução do pH dentro do reator devido à formação de ácidos durante o processo de digestão. Caso a alcalinidade natural do esgoto seja suficiente para tamponar os ácidos formados no reator, não há o acúmulo desses compostos e o pH é mantido dentro da faixa ótima (BAIRD, 2002).

Os valores de Alcalinidade Total (AT), na saída do reator, foram na grande maioria superiores aos valores encontrados na entrada. A soma da alcalinidade do esgoto bruto com a alcalinidade gerada no sistema foi capaz de tamponar os ácidos formados no processo e de resistir a eventuais acúmulos dos ácidos voláteis ocorrido no interior do reator. Observa-se nas Figuras 22 e 23, que na fase I e II, até o 161º dia, os valores de AT e Alcalinidade Parcial (AP), da entrada e saída, apresentaram uma variação da amplitude maior que no restante da fase III. Tal fato, provavelmente se deve ao período inicial de adaptação do inóculo e a uma menor geração de alcalinidade pelo sistema.

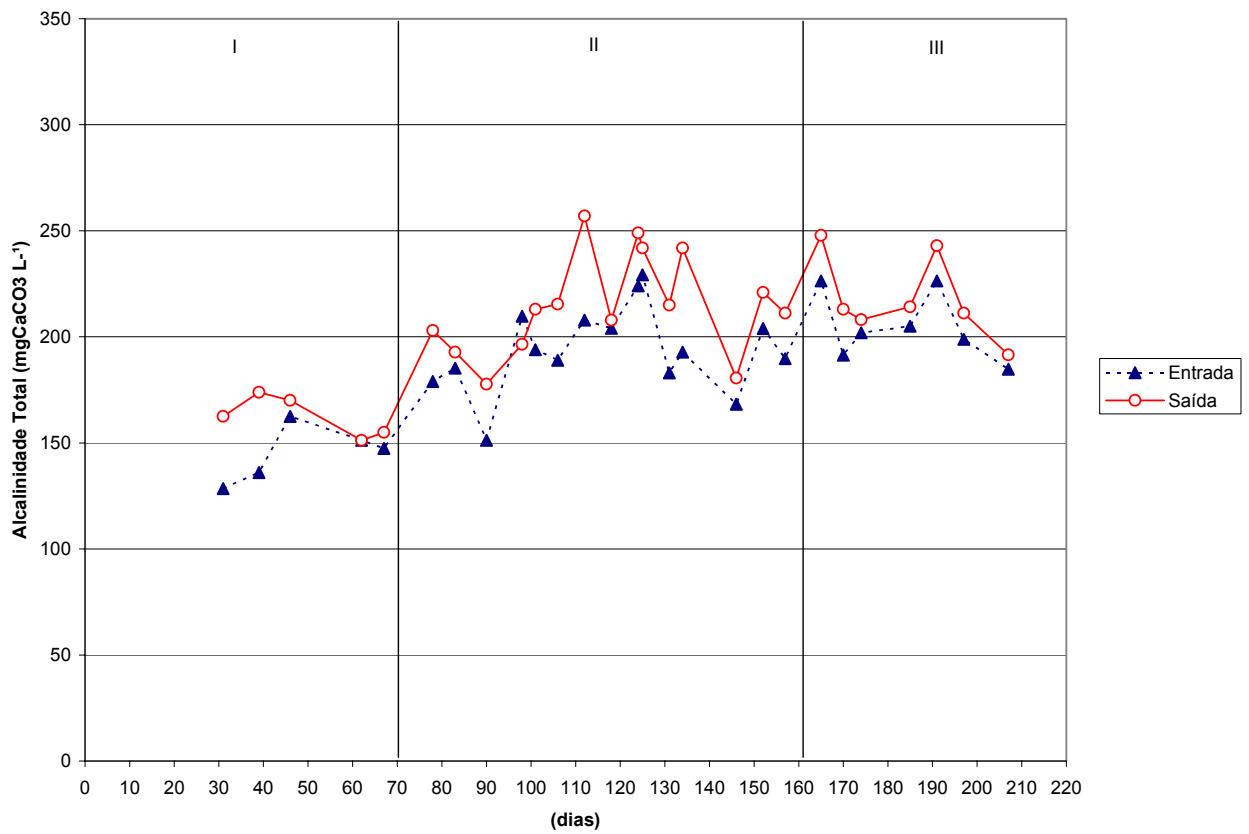


Figura 22 – Valores da Alcalinidade Total quantificados no período

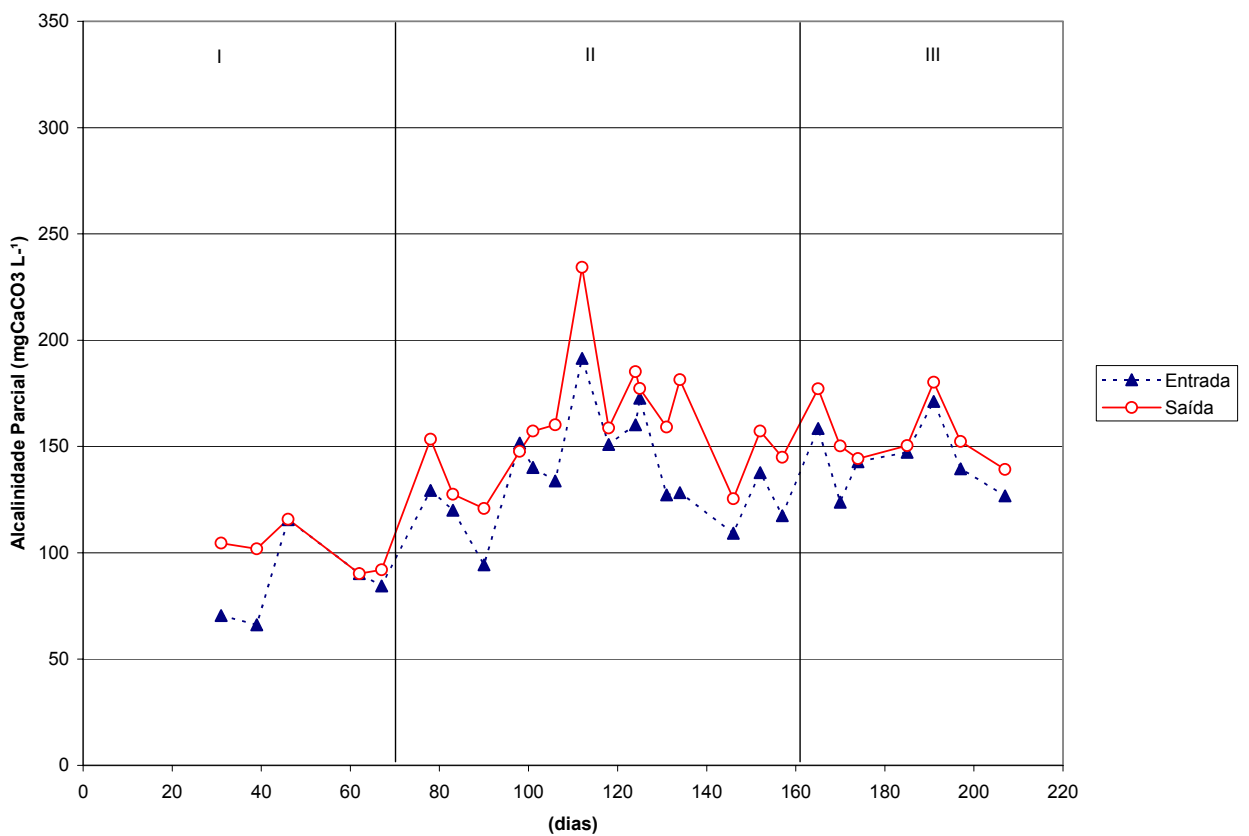


Figura 23 – Valores da Alcalinidade Parcial quantificados no período

Na Figura 22, observa-se que no 118º dia há uma redução drástica da variação do valor de alcalinidade entre a entrada e a saída do reator, chegando próximo à zero. Esse fato foi observado na variação dos valores de pH que também sofreram uma diminuição do seu valor na saída em relação à entrada. Tal acontecimento deve-se justamente à produção de ácidos orgânicos voláteis conforme comentado na seção 5.2.4. deste mesmo capítulo.

Os resultados de alcalinidade contidos nas Figuras 22 e 23 indicam que o reator não havia atingido uma estabilidade adequada na fase I e até a metade da fase II. Esta estabilidade foi atingida após a metade da fase II e na fase III. A variação da alcalinidade de entrada e saída na fase III foi mais estável, indicando um aumento no poder de tamponamento do sistema, o que garantiu uma importante capacidade de neutralização dos ácidos formados. Com isso, as variações nos valores de pH que ocorreram no esgoto bruto, como a observada na fase III (Figura 21) foi facilmente suportada.

As Tabelas 18 e 19 mostram os valores médios e o desvio padrão de AT e AP atingida pelos efluentes na entrada e saída do reator ao longo das fases. Nota-se um menor valor para a AT e AP na fase I em relação às demais fases. Esta ocorrência deve-se ao sistema que consumia a alcalinidade para degradar o acúmulo de ácidos orgânicos voláteis dentro do tambor de armazenamento. Inicialmente o tambor era completado em todo seu volume com esgoto bruto, coletado no emissário, o qual ficava estocado no tambor de alimentação por até uma semana, antes de ser bombeado para o reator. Esse período contribuía para o processo de decomposição da matéria orgânica antes do reator. A solução foi estocar o esgoto bruto em ambiente refrigerado, inibindo os microorganismos decompositores.

Tabela 18 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para a Alcalinidade Total ($\text{mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$)

AMOSTRA \ FASES	I + II + III	I	II	III
	M (dp)	M (dp)	M (dp)	M (dp)
Entrada	188 (27,6)	145 (13,3)	194 (20,3)	205 (16,1)
Saída	206 (29,4)	163 (9,6)	215 (24,0)	218 (20,0)

Tabela 19 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) padrão para a Alcalinidade Parcial (mg CaCO₃ L⁻¹)

AMOSTRA \ FASES	I + II + III	I	II	III
	M (dp)	M (dp)	M (dp)	M (dp)
Entrada	130 (30,5)	85 (19,5)	136 (24,9)	149 (16,8)
Saída	148 (32,0)	101 (10,4)	159 (28,2)	156 (16,0)

A Alcalinidade Intermediária (AI) é calculada com a subtração de AP da AT. Esse dado expressa a quantidade de AT formada pela alcalinidade de carbonatos e bicarbonato e a quantidade de alcalinidade formada a partir de alcalinidade de ácidos orgânicos voláteis. Por meio da Tabela 20 pode-se observar a amplitude da variação de AP e AT entre a entrada e saída do reator durante as 3 fases estudadas.

Tabela 20 – Amplitude da variação de Alcalinidade Total e Parcial

FASES	ALCALINIDADE TOTAL (mg CaCO ₃ L ⁻¹)		ALCALINIDADE PARCIAL (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	
	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo
I	174	129	127	70
II	257	151	234	98
III	248	180	198	138

O comportamento apresentado na relação AI/AP mostra que o sistema tampão gerado no interior do reator foi devido principalmente aos bicarbonatos, já que os valores da AP são maiores que de AI. Observa-se na Tabela 21 que a fase III apresentou menores amplitudes de variação na relação AI/AP, indicando uma melhor estabilidade do sistema. A diminuição do valor do desvio padrão, da relação AI/AP na fase III, mostra a maior estabilidade do sistema frente à neutralização de ácidos voláteis.

No início do experimento obteve-se um maior valor para relação AI/AP (Figura 24), devido a uma produção de ácidos orgânicos voláteis no tambor de armazenamento, antes do efluente bruto entrar no reator.

Tabela 21 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para a relação AI/AP (Alcalinidade Intermediária/ Alcalinidade Parcial)

AMOSTRA \ FASES	I + II + III	I	II	III
	M (dp)	M (dp)	M (dp)	M (dp)
Entrada	0,49 (0,18)	0,74 (0,24)	0,43 (0,13)	0,43 (0,07)
Saída	0,42 (0,13)	0,62 (0,10)	0,36 (0,10)	0,40 (0,03)

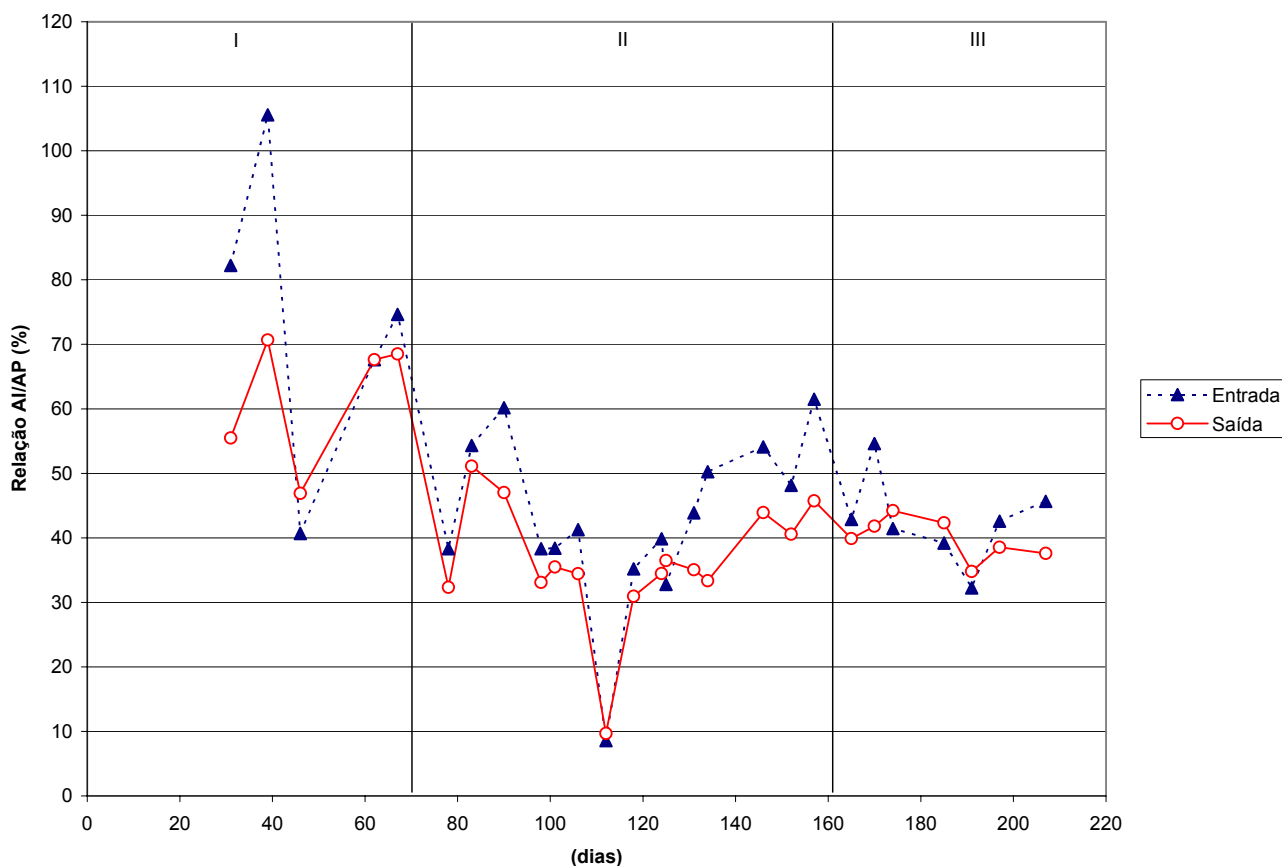


Figura 24 – Valores da relação AI/AP (Alcalinidade Intermediária/Alcalinidade Parcial) calculada no período

Conforme RIPLEY *et al.* (1986), a relação AI/AP é uma ferramenta rápida e barata, para utilização no monitoramento da digestão anaeróbia. Em seus estudos, com digestão de amostras de esterco de galinha, observou que valores superiores a 0,30 na relação AI/AP indicavam distúrbios no processo de digestão.

As mesmas conclusões foram obtidas por IAMAMOTO *et al.* (2002), monitorando reatores UASB de bancada tratando águas residuárias de suinocultura. Os resultados demonstraram que aumentos na relação AI/AP acima de 0,30 estariam relacionados com instabilidades no desempenho do reator, considerando-se as eficiências de remoção de DQO e SST e produção de metano.

Já nos trabalhos de SILVA e NOUR (2005), e NOUR (1996), que estudaram o tratamento de esgoto sanitário com o emprego de reator anaeróbio compartimentado, os valores da relação AI/AP variaram, respectivamente, entre 0,47 e 1,12 e entre 0,56 e 0,96. Mesmo assim conseguiram resultados satisfatórios com grande eficiência na remoção de DBO, DQO, SST e ST. Segundo FORESTI (1994, *apud* CHERNICHARO 1997), dependendo do caso, a estabilidade nos processos de digestão anaeróbia pode ocorrer para valores da relação AI/AP maiores que 0,3.

5.2.5. Ácidos Orgânicos Voláteis

Os Ácidos Orgânicos Voláteis (AOV) são um indicador do correto funcionamento de um reator anaeróbio. A metodologia utilizada para a determinação de AOV foi a APHA/AWWA/WEF (1995). Embora a recuperação do ácido acético na destilação de uma amostra padrão tenha sido de 95%, as amostras de efluente, na entrada e saída do reator, não apresentaram valores quantitativos.

Muitos trabalhos, em sua metodologia, apresentam o procedimento analítico para a quantificação de AOV, através de titulação, conforme Dilallo e Albertson (1961). Porém esse método mostrou-se pouco adequado, já que os resultados obtidos durante os experimentos eram mais qualitativos que quantitativos. Esta característica deve-se principalmente a pouca sensibilidade do método à concentração de AOV menores que 180 mg HAc L⁻¹ (NOUR, 1996).

Ainda segundo NOUR (1996), uma alternativa para essa quantificação seria a utilização de cromatografia gasosa. Esse método, além de ser mais preciso, qualifica e quantifica a concentração dos diversos AOV presentes na amostra. Infelizmente, não havia a coluna cromatográfica adequada nos laboratórios da UNIFEI, necessária para a realização da análise por este método.

5.2.6. Produção de Biogás

Não foi instalado um equipamento para medição da vazão do biogás, embora exista um sistema para recolhê-lo do separador trifásico. Durante a coleta do biogás, para avaliar sua composição, notou-se que o mesmo não estava presente em quantidade mínima para a realização da análise. Com isso não foi possível enviar a amostra de gás para ser analisada em laboratório externo.

Na parte superior do decantador observou-se a formação de uma fina camada de espuma, a qual em certos momentos causava o entupimento da tubulação de saída do efluente. Para CHERNICHARO (1997), taxas de produção de biogás inferiores a $1,0 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2}\text{h}^{-1}$ dificultam a liberação do gás e favorecem a formação de camadas de espuma. Portanto, não houve a produção de gás, visto que o reator obteve resultados de partida deficientes.

5.2.7. Demanda Química de Oxigênio

Os valores das amostras de DQO do esgoto bruto apresentaram uma grande variação ao longo do período e permaneceram entre 180 e 300 $\text{mg O}_2 \text{ L}^{-1}$. Segundo METCALF & EDDY (1995), o valor médio de DQO para esgoto sanitário doméstico não tratado é de 500 $\text{mg O}_2 \text{ L}^{-1}$, podendo ter uma variação na sua concentração de 250 a 1000 $\text{mg O}_2 \text{ L}^{-1}$. Os baixos valores encontrados na concentração de DQO devem-se à diluição que o esgoto bruto sofre antes da coleta no emissário, já que o período da pesquisa foi na estação das chuvas.

Na Figura 25 pode-se notar que na fase I, durante o início da partida no reator, alguns valores de DQO nas amostras da saída são maiores que na entrada. Esse fato é normal na partida de um reator com um inóculo não adaptado, onde a seleção da biomassa é estabelecida pela dinâmica do fluxo do efluente no interior do reator (WEILAND e ROZZI, 1991).

Na fase II, os valores de DQO da saída se tornaram menores que na entrada e iniciou-se uma maior estabilização na variação entre os dois valores. Nessa fase, ao 131º dia de operação, foi realizada uma modificação no sistema de recirculação, o que melhorou a eficiência do sistema.

A Tabela 22 mostra tanto os valores médios e o desvio padrão de DQO como o grau de eficiência na remoção de DQO. Nota-se que o valor médio da porcentagem de remoção de DQO na fase I é "0". Isso ocorre, pois se tem valores negativos para o grau de remoção e também uma maior variação de valores, esse último indicado pelo desvio padrão.

Infelizmente, na fase III, houve uma falha de funcionamento do espectrofotômetro que analisava a absorvância da amostra de DQO, o que impossibilitou uma medição após o dia 185º. Nesta última etapa, embora com valores pouco significativos de remoção de DQO, denota-se uma melhora comparando com os valores das fases anteriores.

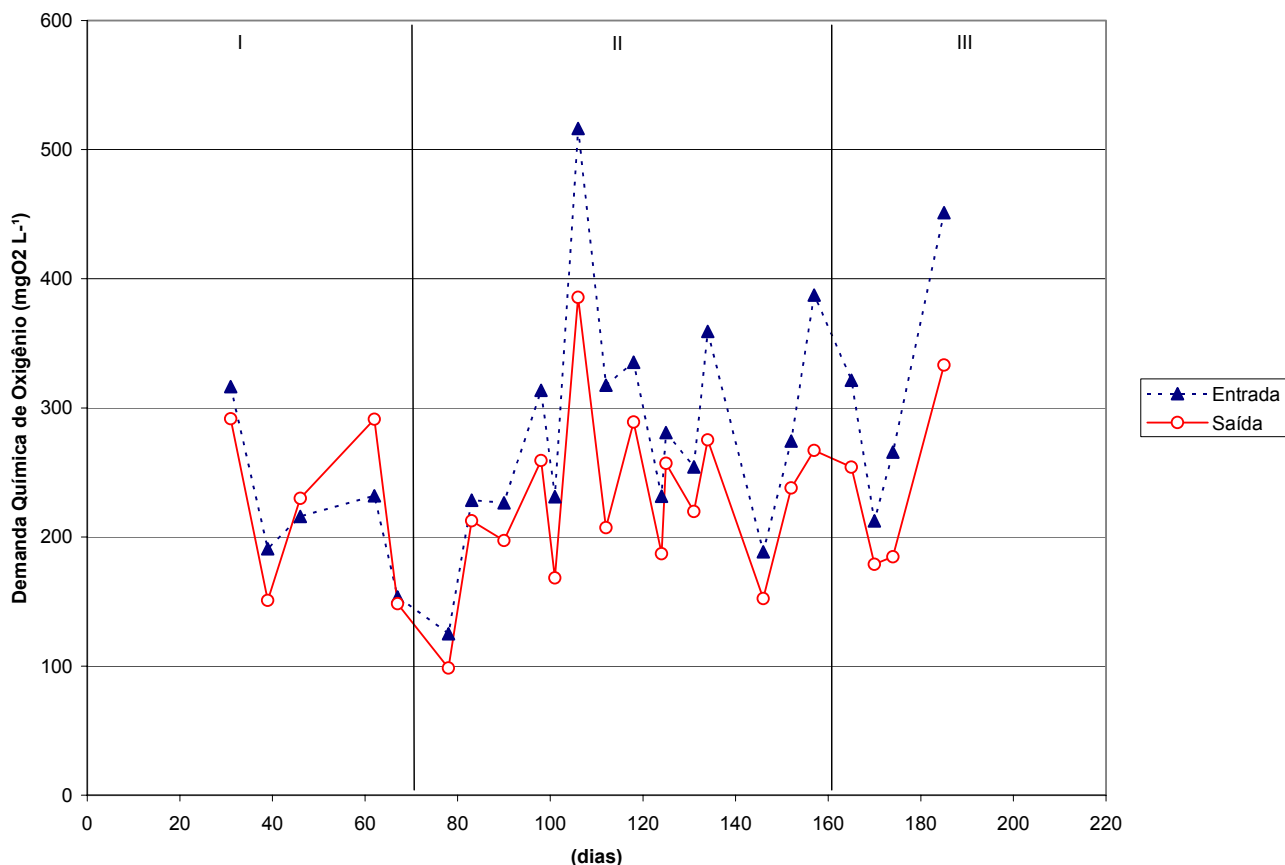


Figura 25 – Valores de Demanda Química de Oxigênio quantificados no período

Tabela 22 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para a Demanda Química de Oxigênio (mg O₂ L⁻¹) e sua porcentagem de remoção

AMOSTRA \ FASES	I + II + III	I	II	III
	M (dp)	M (dp)	M (dp)	M (dp)
Entrada	276 (90,8)	222 (60,6)	285 (93,5)	313 (102,5)
Saída	228 (65,9)	222 (71,0)	228 (67,4)	238 (72,2)
% de Remoção	16 (13,0)	0 (17,4)	19 (8,1)	23 (6,4)

A eficiência na remoção de DQO cresceu gradativamente ao longo do período do experimento, como pode ser observado na Figura 26. A eficiência inicial, próxima de zero e ocasionalmente negativa, foi aumentando ao longo do tempo até uma eficiência de remoção de DQO próximo de 25%. A curva de tendência, na mesma Figura 26, indica esse aumento de eficiência.

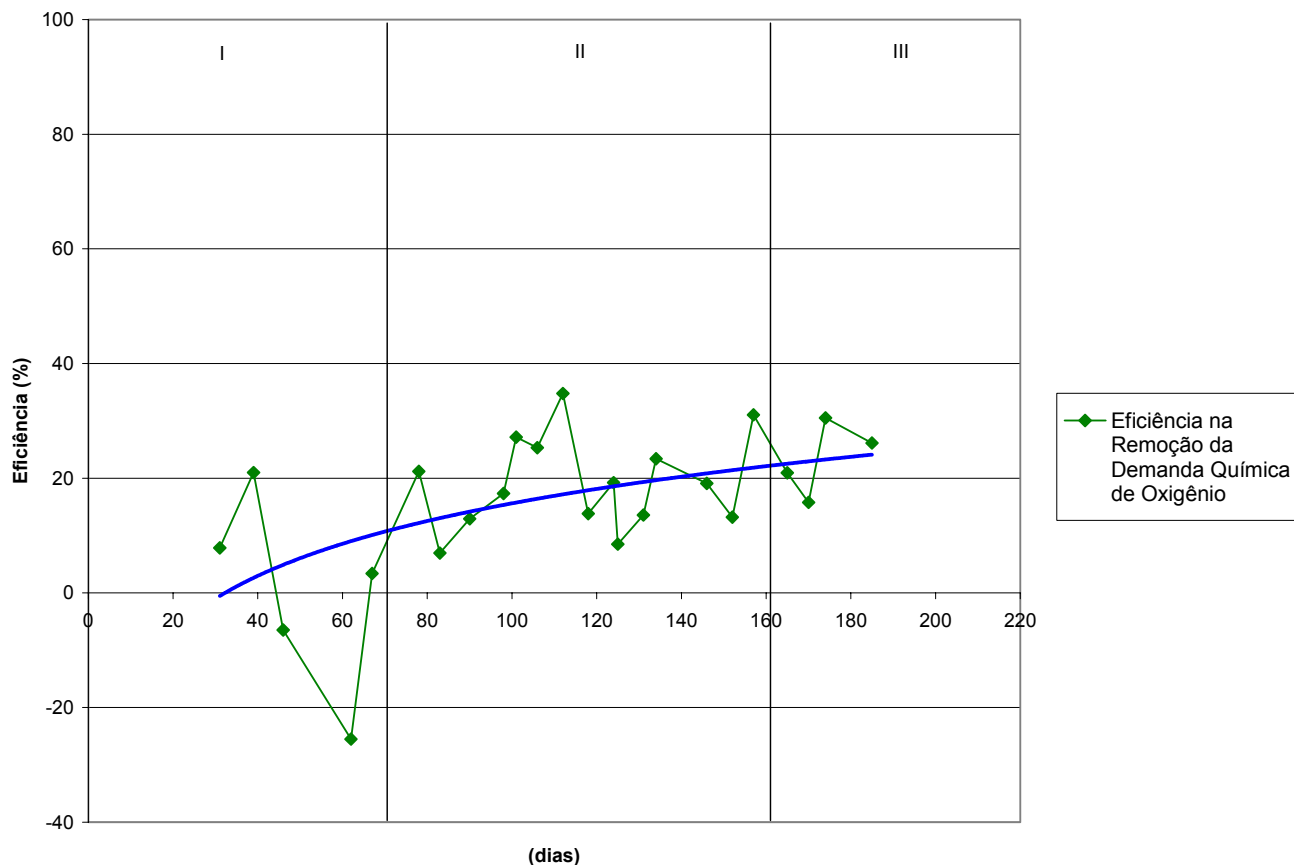


Figura 26 – Valores da porcentagem de remoção de Demanda Química de Oxigênio no período

Mesmo com a diminuição do TDH, da fase I para a fase II, de 22 h para 20 h, os valores de remoção foram melhores na fase II. Na fase III onde se diminuiu o TDH para 18 h e cessou-se a recirculação do sistema, os valores da eficiência de remoção de DQO ficaram na faixa entre 20 e 35%.

No trabalho realizado por *ÁLVAREZ et al.* (2006), onde se estudou a partida de reatores UASB com diferentes inóculo, a uma temperatura entre 13,5 e 15°C, foi obtido uma remoção de DQO de 54% para um TDH de 11 h, para uma configuração circular com 2,5 m de diâmetro e 7,1 m de altura total.

A Tabela 10, no capítulo 3, resume os principais resultados de remoção para experimentos utilizando reatores UASB para o tratamento de esgoto doméstico em temperatura inferior a 20°C. A variação encontrada para a eficiência de remoção de DQO está entre 51 e 75%. Esse valor mostra que o experimento proposto ainda não alcançou sua eficiência máxima durante o período de estudo (*EKMAN et al.*, 2000; *LUOSTARINEN et al.*, 2007; *SUMINO et al.*, 2007).

5.2.8. Demanda Bioquímica de Oxigênio

Os valores de DBO nas amostras de entrada e saída do reator foram bem instáveis na fase I, assim como os valores de DQO. A instabilidade apresentada é normal em ambos os casos, já que as partículas do inóculo são carregadas pelo interior do reator até o decantador e depois para a saída. Esse processo ocorre quando se tem uma velocidade ascensional do fluxo maior que a velocidade de decantação da partícula, sendo fundamental para o processo de estabilização e granulação do lodo (WEILAND e ROZZI, 1996).

Os valores das amostras de DBO do esgoto bruto apresentaram uma grande variação ao longo do período e permaneceram entre 80 e 150 mg O₂ L⁻¹. Assim como na DQO, a DBO sofre a influência da estação chuvosa e tem um decréscimo em seu valor em função da diluição do esgoto bruto. Segundo METCALF & EDDY (1995), o valor médio de DBO para esgoto sanitário doméstico não tratado é de 220 mg O₂ L⁻¹, podendo ter uma variação na sua concentração de 110 a 400 mg O₂ L⁻¹.

Na Figura 27 observa-se que na fase I e no início da fase II, quando o TDH muda de 22 para 20 h, alguns valores de DBO nas amostras da saída são maiores que na entrada. Esse fato deve-se ao início de operação com um inóculo não adaptado e à mudança da Ve, que carregou algumas partículas com efluente para fora do reator. No final da fase II, depois do 131º dia, e na fase III, nota-se uma melhora na estabilidade do reator e no grau de remoção de DBO.

A Tabela 23 mostra tanto os valores médios e o desvio padrão de DBO como o grau de eficiência na remoção de DBO. Nota-se que, com o passar do tempo, os valores do desvio padrão estão diminuindo, mostrando uma maior estabilidade do reator na fase III. Foi na fase III que se obteve os melhores resultados médios para a eficiência de remoção de DBO.

Tabela 23 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para a Demanda Bioquímica de Oxigênio (mg O₂ L⁻¹) e sua porcentagem de remoção

AMOSTRA \ FASES	I + II + III	I	II	III
	M (dp)	M (dp)	M (dp)	M (dp)
Entrada	129 (29,6)	96 (23,0)	139 (29,4)	129 (15,7)
Saída	114 (27,9)	96 (27,9)	125 (28,8)	106 (17,2)
% de Remoção	11 (10,8)	1 (16,0)	11 (8,4)	18 (4,9)

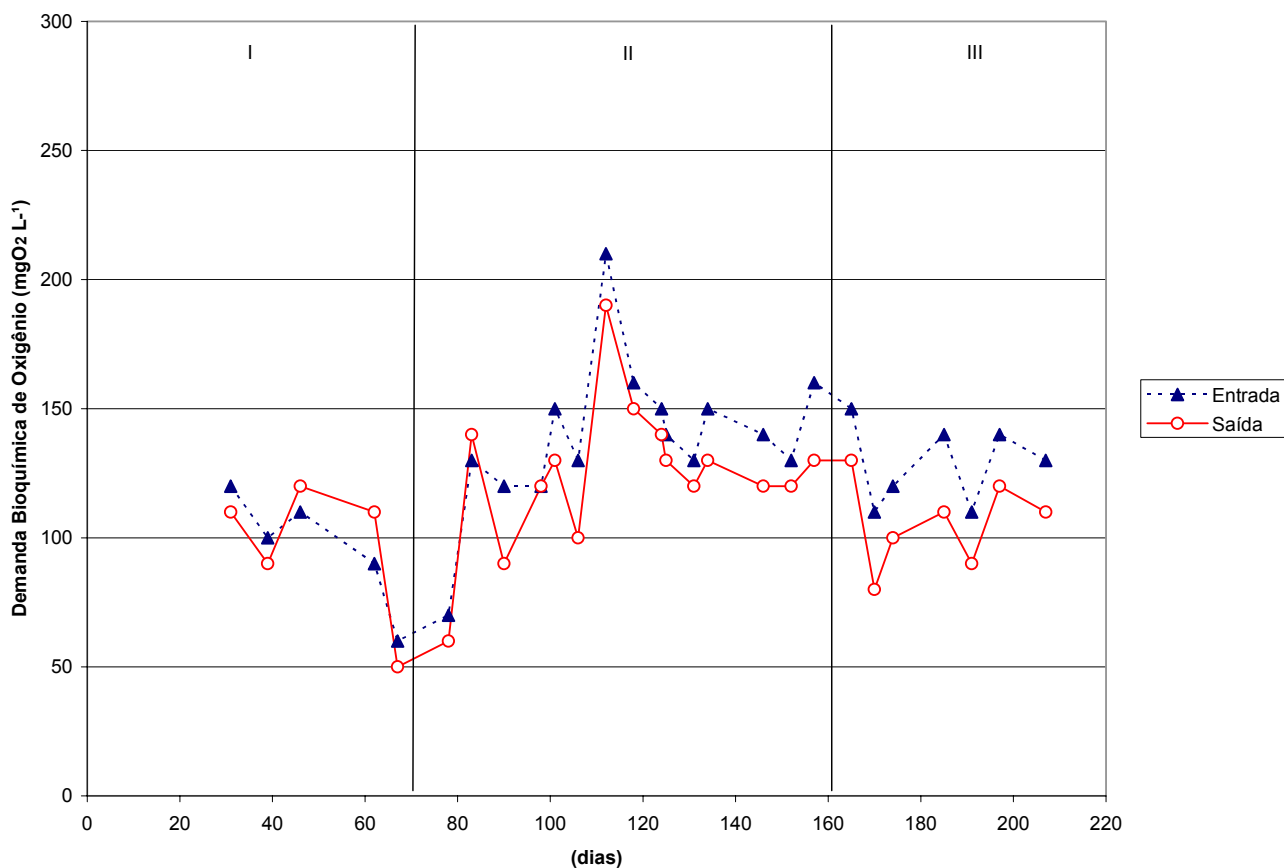


Figura 27 – Valores de Demanda Bioquímica de Oxigênio quantificados no período

Na Figura 28, nota-se na fase I, a instabilidade do reator devido à grande variação dos valores de eficiência, chegando a permanecer negativo. Na fase II mesmo com a diminuição do TDH a estabilidade do reator melhorou e houve um aumento na eficiência de remoção de DBO. Na fase III ocorre a maior remoção de DBO, chegando a 27%.

No trabalho de MEDINA e MAMINI (1995), que pesquisou o tratamento de esgoto doméstico em um reator anaeróbio de fluxo ascendente com temperatura de 13°C e TDH de 8 h, a eficiência de remoção de DBO atingiu 77,5 %.

A linha de tendência na Figura 28, mostra que houve um aumento da eficiência na remoção de DBO ao longo do período do experimento. Mesmo com a melhora do sistema, ao se comparar os valores atingidos para remoção de DBO com outros trabalhos, observa-se que os resultados não são satisfatórios e demonstram que o reator não atingiu seu pleno funcionamento.

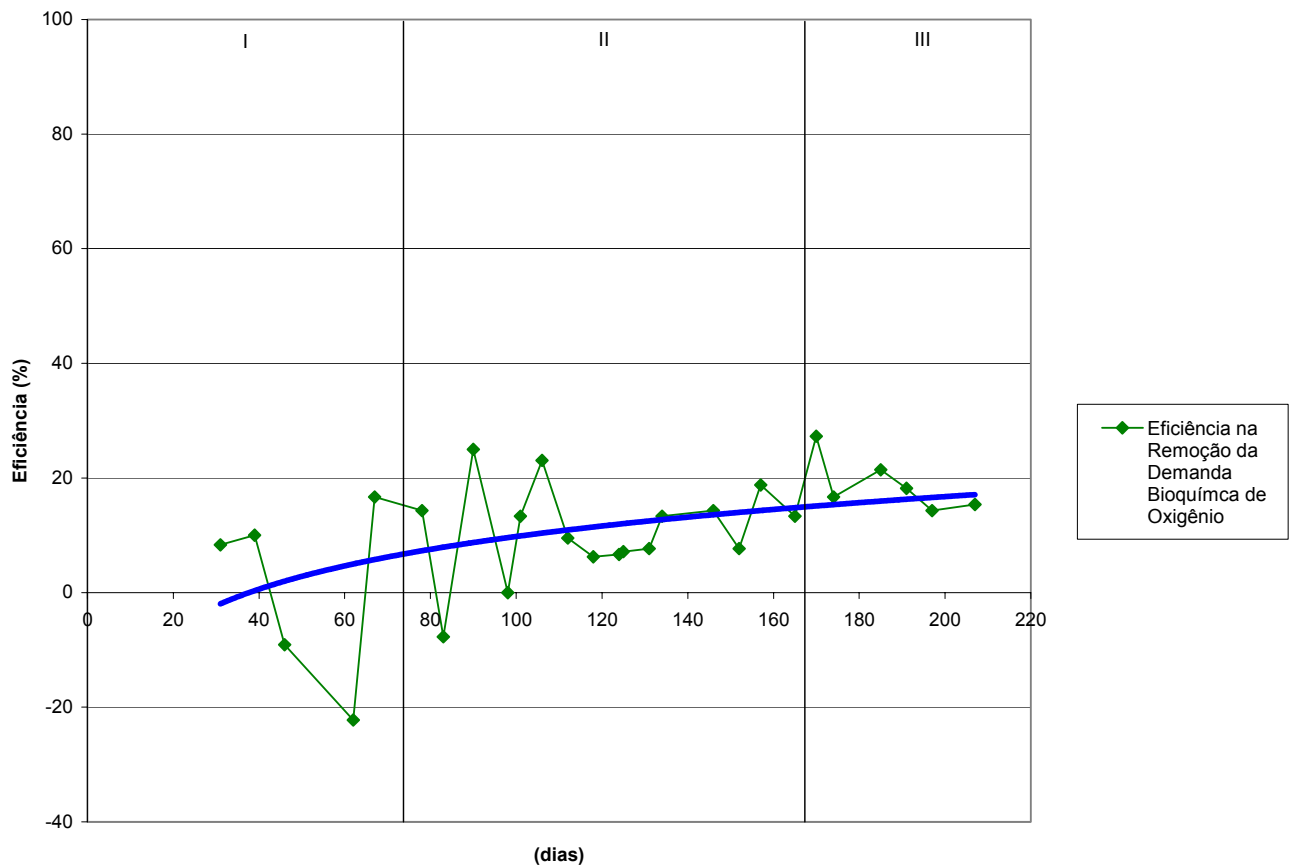


Figura 28 – Valores da porcentagem de remoção de Demanda Química de Oxigênio no período

5.2.9. Sólidos Totais

Foi observado, na Figura 29, que a variação dos valores de Sólidos Totais (ST) na entrada do reator, permaneceu em sua grande maioria na faixa entre 250 e 450 mg L⁻¹. Segundo METCALF & EDDY (1995), os valores médios para ST em esgoto sanitário não tratado é de 720 mg L⁻¹, podendo ter uma variação na sua concentração de 250 a 850 mgO₂ L⁻¹.

Os valores de ST abaixo da média são devido à influência sazonal e ao tratamento preliminar realizada pelo tambor de alimentação. A Tabela 24 mostra tanto os valores médios e o desvio padrão de ST como o grau de eficiência na remoção de ST. Entre 68° e o 100° dias não houve medição de ST em função do mau funcionamento da balança analítica utilizado na metodologia.

Observa-se na Figura 29, que ocorre no 101° dia, um aumento do valor da concentração de ST na saída do reator em relação à entrada. Esse dado pode ser resultado do desprendimento de partículas sólidas no manto de lodo na interior do reator ou mesmo de um erro experimental.

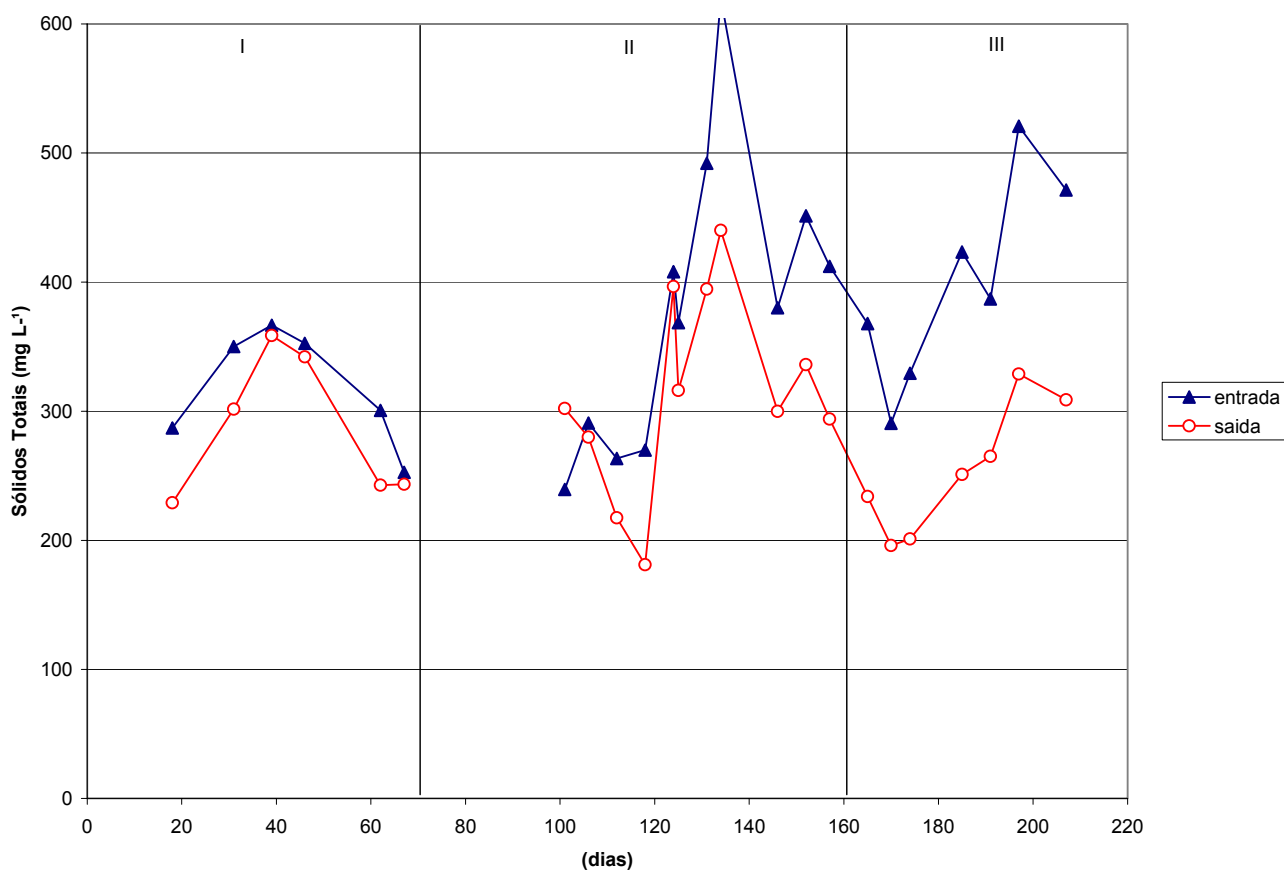


Figura 29 – Valores de Sólidos Totais quantificados no período

Tabela 24 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para os Sólidos Totais (mg L⁻¹) e sua porcentagem de remoção

AMOSTRA \ FASES	I + II + III	I	II	III
	M (dp)	M (dp)	M (dp)	M (dp)
Entrada	371 (93,8)	318 (45,0)	381 (114,3)	399 (80,0)
Saída	290 (67,5)	286 (55,9)	314 (76,6)	255 (50,5)
% de Remoção	20 (15,9)	10 (8,4)	15 (16,9)	36 (3,3)

Nota-se na Tabela 24 que a melhor eficiência de remoção de ST ocorreu na fase III, juntamente com o menor desvio padrão, que indica a estabilidade do reator nesta fase. Nas fases I e II têm-se uma menor eficiência na remoção além dos altos valores do desvio padrão indicando a instabilidade do reator.

Em função dos valores deficientes apresentados na remoção de ST, o reator UASB sofreu uma alteração na sua configuração no 131º dia de operação. A alteração consistia na realocação dos 3 tubos integrantes no sistema de recirculação para antes da câmara de decantação. Essa alteração foi necessária já que a recirculação aumentava as velocidades ascensionais no interior do decantador, tornando-o deficiente em sua função. Originalmente os 3 tubos do sistema de recirculação ficavam junto com o tubo da saída do efluente tratado, na parte superior do decantador. Com essa mudança os tubos passaram a ficar na parte inferior do decantador.

Com essa nova modificação, foi possível obter valores representativos para a remoção de ST no efluente. A Figura 30 mostra claramente o ganho na eficiência de remoção de ST que está acima dos 30%, mesmo com o decréscimo do TDH, nas diferentes fases. A curva de tendência na mesma figura indica esse resultado satisfatório.

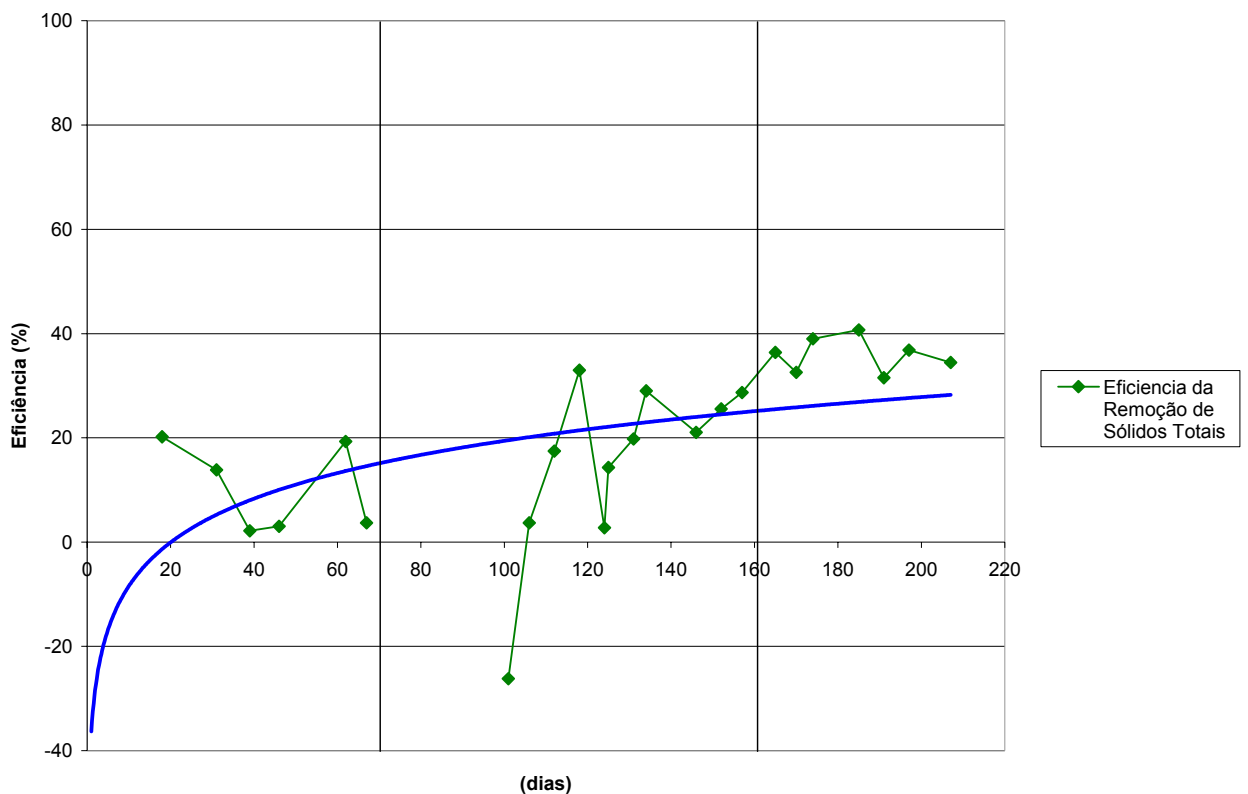


Figura 30 – Valores da porcentagem de remoção dos Sólidos Totais

Os valores dos TDH dentro do reator foram alterados com a mudança do sistema de recirculação. Na fase II o TDH no decantador foi de 1,5 h e com a modificação passou a ter 6,2 h. Já na fase III quando se diminuiu o TDH do sistema todo para 18 h e cessou a recirculação do efluente

o TDH no decantador foi de 5,6 h. Conforme CAMPOS (1999), os TDH indicados para o compartimento de decantação devem estar na faixa entre 1,5 e 2,0 h.

5.2.10. Sólidos Voláteis Totais

Na Figura 31, pode-se observar a variação dos resultados de Sólidos Voláteis Totais (SVT) encontrado para o esgoto sanitário bruto na entrada do reator, que em sua grande maioria permaneceu na faixa entre 150 e 250 mg L⁻¹. Segundo METCALF & EDDY (1995), os valores médios para SVT em esgoto sanitário não tratado é de 365 mg L⁻¹, podendo ter uma variação na sua concentração de 185 a 600 mg O₂ L⁻¹.

O parâmetro SVT é responsável por caracterizar a fração orgânica contida na amostra (JORDÃO e PESSÔA, 1995). A Tabela 25 mostra tanto os valores médios e o desvio padrão de SVT como o grau de eficiência na remoção de SVT. Entre o 68º e o 100º dia não houve medição de SVT em função do mau funcionamento da balança analítica utilizado na metodologia.

Os valores quantificados para os SVT apresentaram grande oscilação na fase I e II, antes da modificação do sistema de recirculação. Verificando a Figura 31, observa-se que os valores de SVT seguiram a mesma tendência quando se compara com a curva característica dos valores de ST (Figura 29).

Na Tabela 25, assim como na Tabela 24, observa-se uma melhora na eficiência de remoção de SVT na fase III. O baixo valor no desvio padrão indica a estabilidade do reator nesta fase. Nas fases I e II, como já era de se esperar, têm-se uma menor eficiência na remoção de SVT, além dos altos valores no desvio padrão, indicando a instabilidade do reator.

Tabela 25 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para os Sólidos Voláteis Totais (mg L⁻¹) e sua porcentagem de remoção

AMOSTRA \ FASES	I + II + III	I	II	III
	M (dp)	M (dp)	M (dp)	M (dp)
Entrada	197 (79,0)	147 (77,7)	214 (85,0)	214 (59,3)
Saída	136 (54,2)	127 (73,2)	154 (53,3)	114 (29,0)
% de Remoção	30 (25,2)	17 (37,6)	27 (20,3)	47 (4,5)

A Figura 32 mostra a melhora da eficiência na remoção de SVT que está acima dos 40%. A curva de tendência indica um resultado satisfatório para a remoção do mesmo. O comportamento da curva de eficiência para a remoção de ST e SVT, respectivamente na Figura 31 e 32, foram muito semelhantes, independente do TDH empregado nas diversas fases.

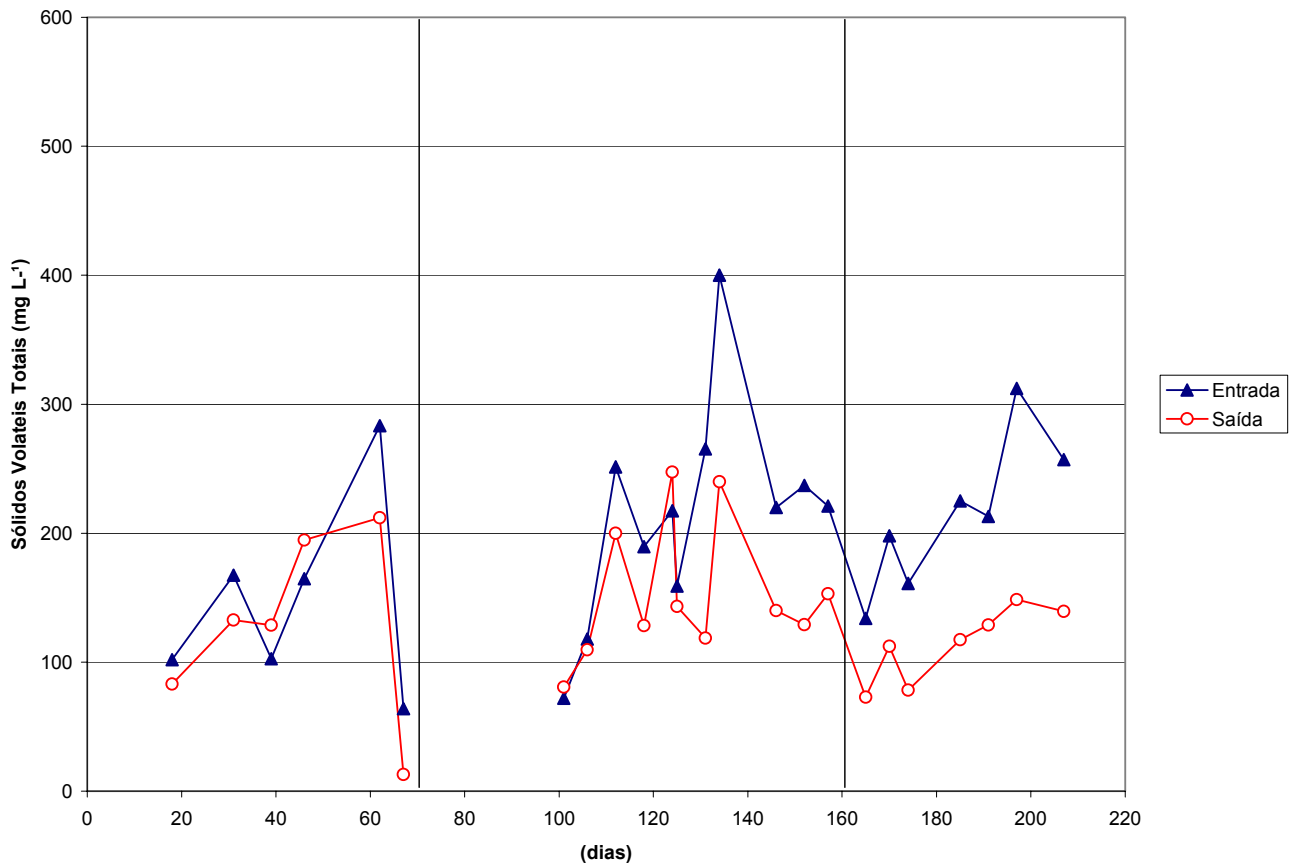


Figura 31 – Valores de Sólidos Voláteis Totais quantificados no período

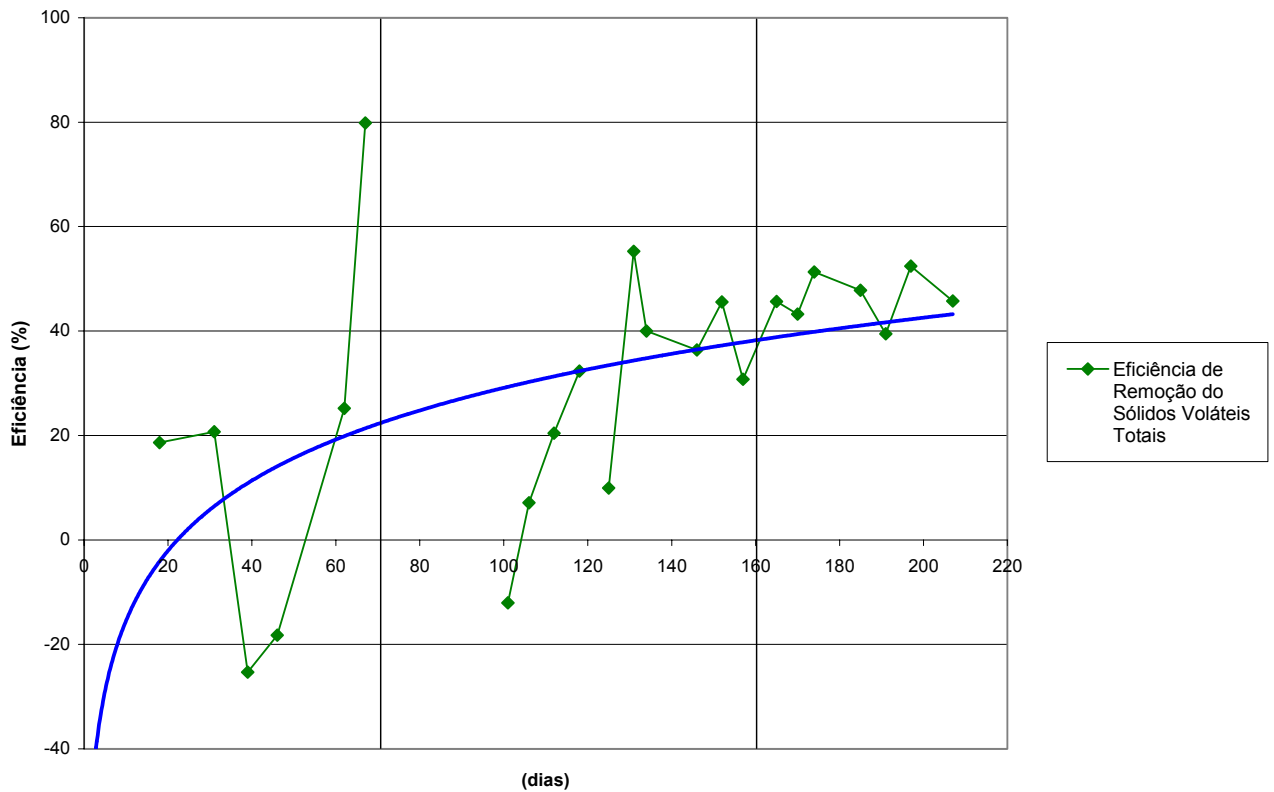


Figura 32 – Valores da porcentagem de remoção dos Sólidos Voláteis Totais

5.2.11. Sólidos Suspensos Totais

A variação dos resultados de Sólidos Suspensos Totais (SST) encontrado para o esgoto sanitário bruto na entrada do reator foram entre 10 e 80 mL L⁻¹, conforme Figura 33. Segundo METCALF & EDDY (1995), os valores médios para SST para esgoto sanitário não tratado é de 220 mg L⁻¹, podendo ter uma variação na sua concentração de 100 a 350 mg O₂ L⁻¹. Verifica-se, que os valores médios encontrados para esse parâmetro ficaram abaixo do encontrado na literatura, estes devem ter sido devido ao tratamento preliminar promovido pelo tambor de alimentação e pela diluição ocasionada pela época chuvosa.

A Figura 33 mostra que a fase I foi bem instável, com valores de SST na saída, próximo aos valores encontrados na entrada. Na fase II, nota-se o mesmo até o período em que ocorreu a mudança do sistema de recirculação. Após a mudança, mesmo com um pico no 134º dia, os valores de SST na saída se mantiveram mais estáveis.

A Tabela 26 mostra tanto os valores médios e o desvio padrão de SST como o grau de eficiência na remoção de SST. Observa-se na Tabela 26 uma melhora na eficiência de remoção de SST na fase III. O baixo valor encontrado no desvio padrão indica a estabilidade do reator nesta fase. Nas fases I e II, antes da mudança, os altos valores do desvio padrão indicam a instabilidade do reator. Nessas fases ocorreram a menor eficiência na remoção de SST.

Tabela 26 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para o Sólidos Suspensos Totais (mg L^{-1}) e sua porcentagem de remoção

AMOSTRA \ FASES	I + II + III	I	II	III
	M (dp)	M (dp)	M (dp)	M (dp)
Entrada	36 (21,0)	28 (24,3)	44 (22,6)	32 (12,4)
Saída	21 (15,3)	21 (21,1)	26 (15,5)	15 (6,0)
% de Remoção	42 (17,4)	26 (10,1)	43 (19,0)	55 (5,3)

A eficiência na remoção de SST está acima dos 50%, conforme a Figura 34. A curva de tendência indica um resultado satisfatório para a remoção do mesmo, mesmo com a diminuição do TDH nas 3 fases.

No trabalho realizado por ÁLVAREZ *et al.* (2006), onde se estudou a partida de reatores UASB, operando por 75 dias com a doação do inóculo de outro reator UASB, já estabilizado para a condição de temperatura de 14°C , foi obtida uma remoção máxima de SST de 58%, para um TDH de 11 h.

A Tabela 10, no capítulo 3, resume os principais resultados de remoção para experimentos utilizando reatores UASB para o tratamento de esgoto doméstico em temperatura inferior a 20°C . A variação encontrada para a eficiência de remoção de SST está entre 51 e 75%. Esse valor mostra que o experimento proposto ainda não alcançou sua eficiência máxima durante o período da pesquisa (MAHMOUD *et al.*, 2004; UEMURA E HARADA, 2000; SINGH e VIRARAGHAVAN, 1998).

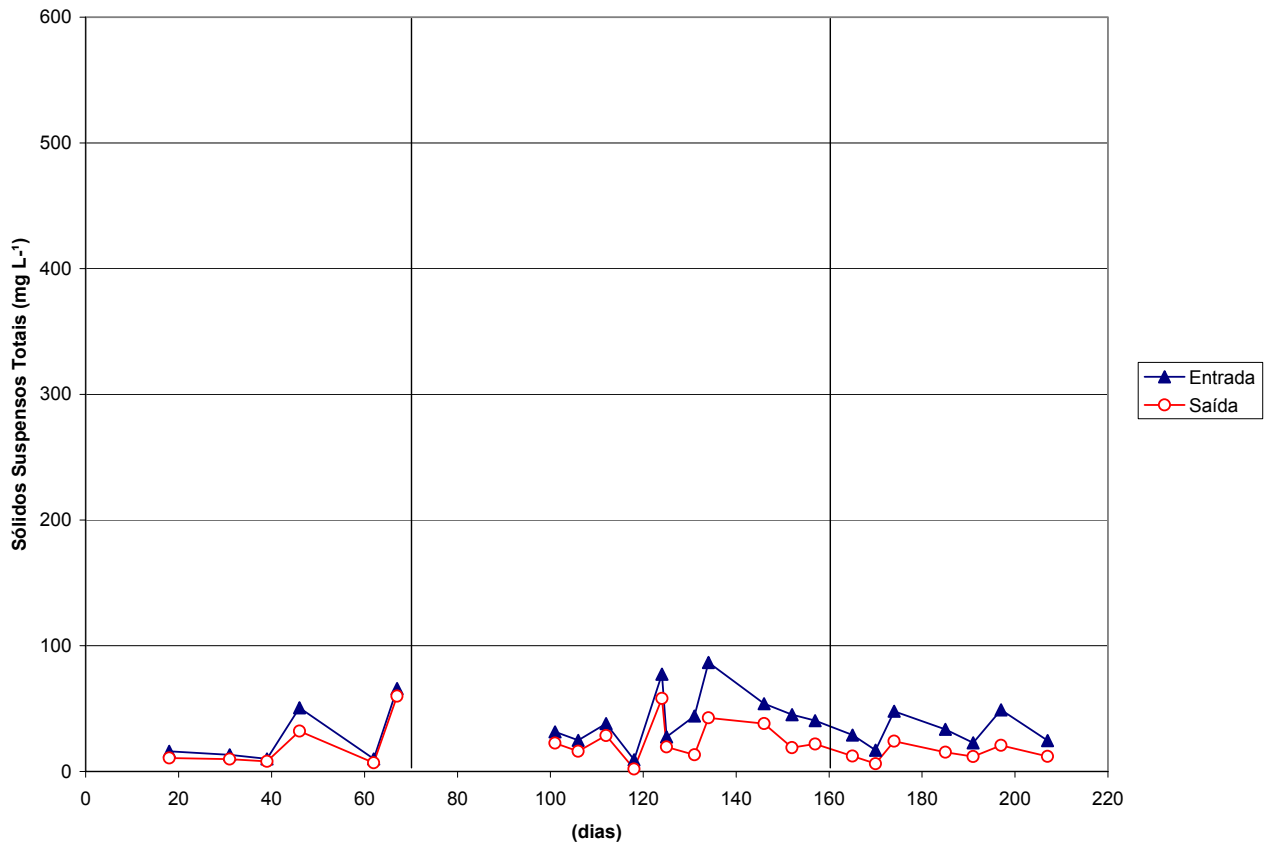


Figura 33 – Valores de Sólidos Suspensos Totais quantificados no período

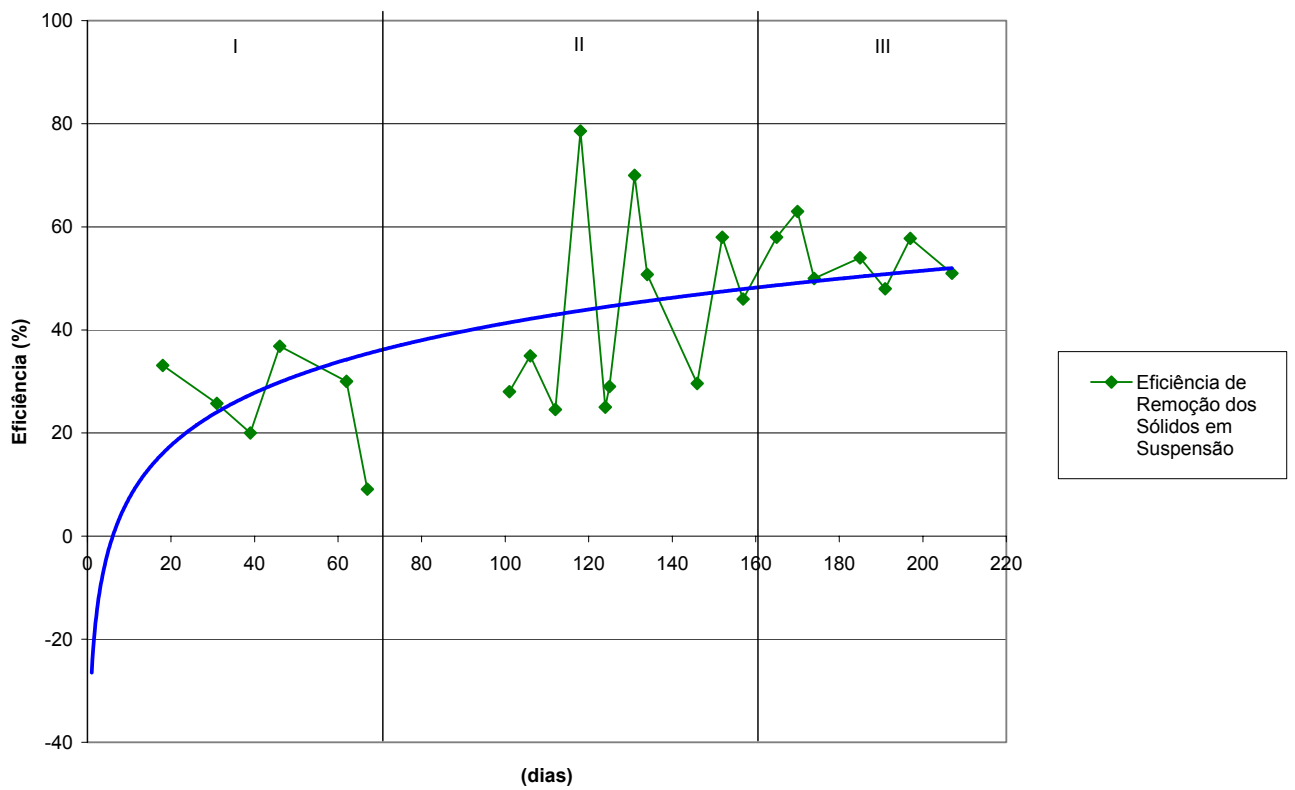


Figura 34 – Valores da Porcentagem de Remoção de Sólidos Suspensos Totais

5.2.12. Carga Orgânica Volumétrica

Como se trata de um esgoto doméstico fraco, com baixa concentração de matéria orgânica, a Carga Orgânica Volumétrica (COV) aplicada variou entre 0,20 e 0,50 kg DQO m⁻³d⁻¹, conforme a Figura 35. O valor de COV aumentou com o passar do tempo, conforme mostra a curva de tendência apresentada na mesma figura. O aumento de COV aplicada deve-se à diminuição gradativa do TDH de 22 para 18. Conforme CHERNICHARO (1997) os reatores UASB podem suportar uma aplicação alta de COV, chegando a 45,0 kg DQO m⁻³d⁻¹. Para o caso de tratamento de esgotos de baixa concentração, a COV é quase sempre inferior a 3,0 kg DQO m⁻³d⁻¹.

A Tabela 27 mostra os valores médios e o desvio padrão de COV aplicada no reator durante a operação do sistema em suas 3 fases. Os valores apresentados mostram um aumento gradativo na média de COV aplicada ao longo das fases.

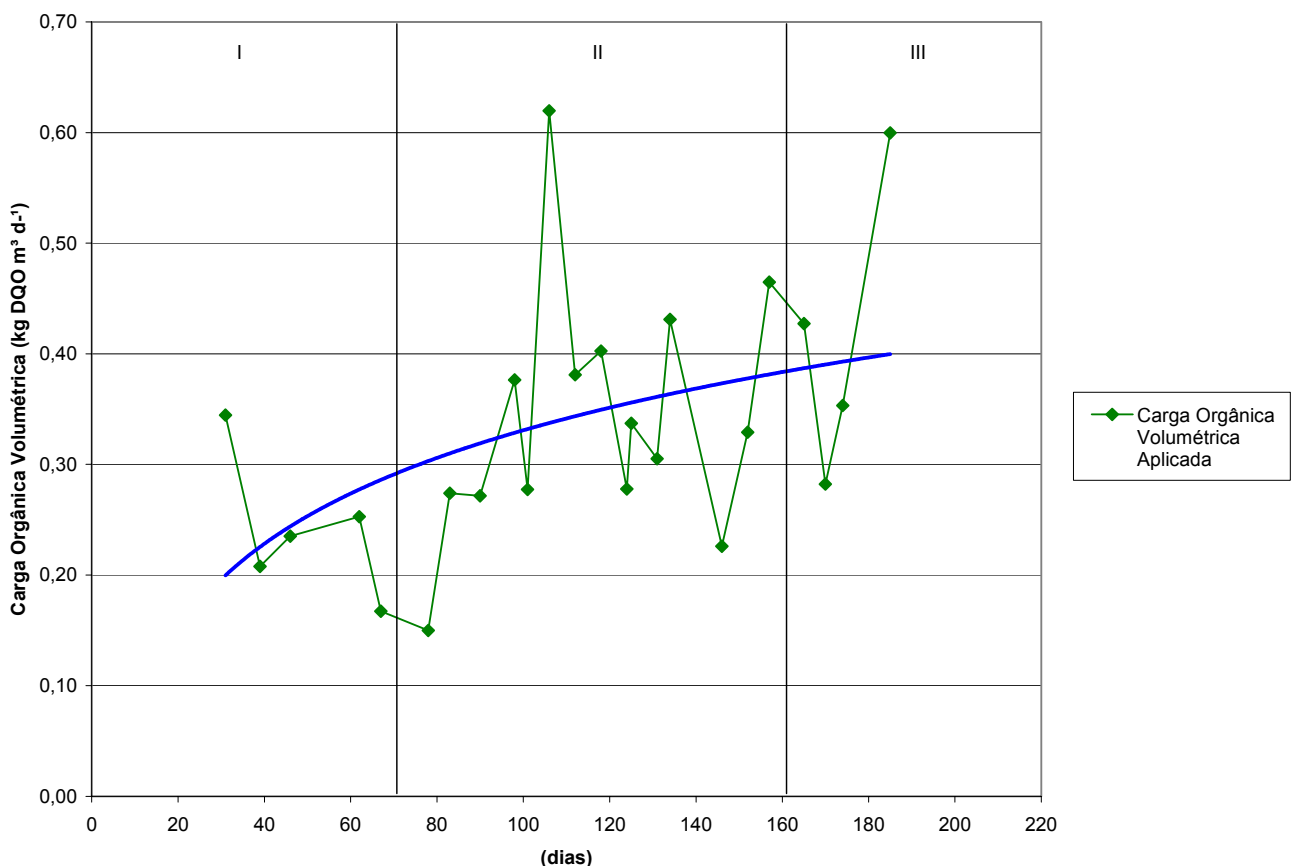


Figura 35 – Valores de Carga Orgânica Volumétrica aplicada no sistema durante o estudo

Tabela 27 - Valores médios (M) e desvio padrão (dp) para a Carga Orgânica Volumétrica (kg DQO m⁻³d⁻¹) aplicada ao sistema

AMOSTRA \ FASES	I + II + III	I	II	III
	M (dp)	M (dp)	M (dp)	M (dp)
Entrada	0,33 (0,12)	0,24 (0,07)	0,34 (0,12)	0,42 (0,14)

6. CONCLUSÃO E RECOMENDAÇÕES

Algumas conclusões podem ser obtidas em relação aos resultados observados

6.1. *Diagnóstico Ambiental*

1. Os impactos ocasionados na água devem-se pela elevação da concentração de material orgânico na bacia do Rio Saiquí. Essa poluição está associada à ocupação antrópica, seja pelo lançamento de efluente doméstico ou pelo uso e ocupação do solo que promove um maior carreamento de solo para o corpo d'água.
2. A degradação do recurso hídrico é remediada naturalmente pelo processo de autodepuração. A qualidade da água, interpretada pelos resultados de DQO e DBO, a jusante de alguns dos pontos de amostragem é melhor que a montante.
3. A qualidade de água do Rio Saiquí encontra-se em um estado satisfatório, já que todos os parâmetros avaliados pela legislação estão dentro da faixa para o enquadramento do corpo d'água na classe 2.

6.2. *Reator UASB*

1. Em relação à utilização do reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo para o tratamento de efluente de origem doméstica, tendo como característica principal a baixa concentração de matéria orgânica, foi possível verificar que é de fácil construção e manutenção. Porém sua instalação em condições ambientais desfavoráveis (baixa temperatura) torna sua operação mais complexa e o seu projeto construtivo deve ser mais minucioso.
2. As melhores eficiências foram atingidas após as modificações realizadas na configuração e operação do reator, respectivamente o redirecionamento do tubo de coleta para recirculação do efluente e a diminuição da velocidade ascensional para valores menores do que $0,5 \text{ m h}^{-1}$. Os resultados tornaram-se mais eficientes com o passar do tempo,

mesmo com o decréscimo do TDH de 22 h para 18 h e com o aumento da COV aplicada, sendo que as porcentagens de remoção para os parâmetros DQO, DBO, ST, SVT e SST foram respectivamente 23%, 27%, 36%, 47% e 55%.

3. O inóculo da lagoa de estabilização facultativa, utilizado como semente durante a partida do reator UASB, não mostrou ser eficiente. O mesmo não proporcionou um rápido desenvolvimento dos microorganismos presente no meio, o que comprometeu a partida e operação do reator UASB.
4. Os valores médios de pH nos efluentes da saída do reator em todas as fases de operação estiveram dentro da faixa ótima de 6,8 a 7,4, não atingindo em nenhum momento valores considerados prejudiciais as atividades dos microorganismos envolvidos no processo de digestão anaeróbia. O sistema foi capaz de gerar alcalinidade, principalmente a alcalinidade de carbonatos e bicarbonatos. A relação Al/AP nas amostras de entrada e saída do reator UASB variaram entre 0,3 e 0,7, o que favoreceu o bom tamponamento dos ácidos orgânicos voláteis que tenham sido acumulados eventualmente durante o período de operação, não alterando o valor médio do pH na saída do reator.
5. As concentrações de DBO no efluente de saída do reator não atenderam a legislação brasileira vigente, comprovando a necessidade de um sistema de pós-tratamento para reatores anaeróbios. Já os resultados das eficiências de remoção para ST, STV e SST estão próximos dos valores teóricos sendo satisfatórios os índices alcançados.
6. Não ocorreu a formação de lodo excedente durante a pesquisa, diminuindo assim, os problemas decorrentes da destinação final adequada. O lodo não apresentou formação de grânulos durante o período em que o reator estava em funcionamento, permanecendo floculento durante todo o experimento.
7. Os resultados obtidos na operação do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo mostram a possibilidade de se executar o tratamento de esgoto sanitário em temperaturas abaixo de 20°C. Porém deve-se ressaltar que as condições de operação são mais delicadas e a necessidade de um inóculo bem adaptado é fundamental para o processo de partida do reator. Além disso, é necessário um sistema de pós-tratamento para polir o efluente até os padrões de lançamento estabelecidos pela legislação vigente (Resolução CONAMA 357/05).

7. REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

APHA/AWWA/WPCF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 19. ed. Washington, 1995.

AGUDO, Edmundo Garcia. **Guia de coleta e preservação de amostras de água**. São Paulo: Companhia de Saneamento Ambiental - CETESB, 1987. 150 p.

ANDRADE NETO, Cícero Onofre. **Sistemas Simples para Tratamento de Esgotos Sanitários: Experiência Brasileira**. Rio de Janeiro: ABES, 1997. 301 p.

ÁLVARES, J. A.; RUIZ, I.; GÓMEZ, M.; PRESAS, J.; SOTO, M. **Start-up alternatives and performance of na UASB pilot plant treating diluted municipal wastewater at low temperature**. Bioresouce Technology, n. 97, 2006. p. 1640-1649

AQUINO, Sérgio F.; CHERNICHARO, Carlos A. L. **Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle**. Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES), v. 2, n. 10, abr./jun. 2005. p. 152-161

BAIRD, Colin. **Química ambiental**. 2. ed. Porto Alegre: Bookman, 2002. 622 p.

BARNES, D.; BLISS P. J.; GOULD B. W.; VALLENTINE, H. R. **Water and wastewater engineering systems**. London: Pitman International Texts, 1981. 513 p.

BRAGA, Benedito; HESPANHOL, Ivanildo; CONEJO, Joao G. Lotufo; BARROS, Mário Thadeu L.; SPENCER, Milton; PORTO, Mônica; NUCCI, Nelson; JULIANO, Neusa; EIGAS, Sérgio. **Introdução à engenharia ambiental**. 3. ed. São Paulo: Prentice Hall, 2002. 305 p.

CAMPOS, José Roberto. **Uso de outros tipos de reatores anaeróbios para efluente líquidos**. In: Encontro Estadual de Especialistas em Digestão Anaeróbia, São Paulo. Anais do Encontro Estadual de Especialistas em Digestão Anaeróbia, 1987. p. 143-162.

CAMPOS, José Roberto (coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. PROSAB, Rio de Janeiro: ABES, 1999. 464 p.

CASSEB, Márcia Maria Silva. **Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo, em escala piloto, tratando esgotos sanitários da cidade de Belo Horizonte.** Dissertação (Mestrado) – UFMG. EE. 1996. 128 p.

CAVALCANTI, Paula F. F. **Integrated Application of the UASB reactor and ponds for domestic sewage treatment in tropical region.** Tese (Doutorado) - Wageningen Agricultural University. Wageningen, The Netherlands, 2003. 139 p.

CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. **Tratamento anaeróbio de esgoto: situação atual e perspectivas.** In: Seminário Internacional de Tratamento e Disposição de Esgoto Sanitário, Brasília, DF, jul. 1996. p 40-58.

CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. **Reatores anaeróbios.** v. 5. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1997. 245 p.

CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos (Coordenador). **Pós-tratamento de efluente de reatores anaeróbios.** PROSAB 2, Belo Horizonte / MG, 1999. 544 p.

CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente. **Resolução CONAMA n. 357.** Brasil - Ministério do Meio Ambiente, 17 mar. 2005.

CRITES, Ron; TCHOBANOGLOUS, George. **Small and Decentralized Wastewater Management Systems.** Singapura: WCB-McGraw Hill, 1998. 1084 p.

EKMAN, Maria C. S.; PALOSCHI, Roziléia S.; SOUZA, Jadison F. **Avaliação do desempenho da partida de um reator UASB operando em condições climáticas desfavoráveis.** In. XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. Porto Alegre, Brasil. 2000.

FORESTI E. **Fundamentos do processo de digestão anaeróbia.** In: Anais III Taller y seminario latinoamericano: tratamiento anaerobio de aguas residuales. Montevideo, Uruguay, 1994. p. 97-110, *apud* CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. **Reatores anaeróbios.** v. 5. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1997. 245 p.

FUNDAÇÃO JOÃO PINHEIRO. **Saneamento Básico - Minas Gerais - Informações Municipais e Distritais – 2000.** Disponível em: <<http://www.fjp.gov.br/produtos/cei/saneamento/Esgotamento.htm>>. Acesso em: 06 mar. 2007.

GONÇALVES, Ricardo F.; ARAÚJO, Vera L.; CHERNICHARO, Carlos A. **Tratamento secundário de esgoto sanitário através da associação em série de reatores UASB e biofiltros aerados submersos**. 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Foz do Iguaçu: ABES, 1997. p. 450-462

HAMMER, Mark J.; HAMMER Jr., Mark J. **Water and wastewater technology**. 3. ed. New Jersey: Prentice Hall Inc., 1996. 519 p.

HICKEY, R. F.; WU, W. M.; VEIGA, M. C.; JONES, R. **Start-up, operation, monitoring and controlo f high-rate anaerobic treatment systems**. Wat. Sci. and Tech., v. 24, n. 8, 1991. p. 207-255.

IAMAMOTO, Cristina Y.; OLIVEIRA, Roberto A.; JUNIOR, Jorge L. **Alcalinidade como medida de monitoramento do desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente**. Eng. Agríc., Jaboticabal, v.22, n.1, jan. 2002. p.118-126

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA ESTATÍSTICA. Departamento de População e Indicadores Sociais. **Pesquisa Nacional de Saneamento Básico - 2000**. Rio de Janeiro, 2002.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA ESTATÍSTICA. Superintendência de Cartografia. **Cartas Topográficas: Virgínia**, Rio de Janeiro, RJ. 1971. Escala 1:50.000.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA ESTATÍSTICA. Superintendência de Cartografia. **Cartas Topográficas: Lorena**, 2. ed., Rio de Janeiro, RJ. 1975. Escala 1:50.000.

IZA, J.; COLLERAN, E.; PARIS, J. M.; WU, W. M. **International Workshop on Anaerobic Treatment Techenology for Municipal and Industrial Wastewaters: Summary Paper**. Wat. Sci. and Tech., v. 24, n. 8, 1991. p. 1-16.

JORDÃO, Eduardo Pacheco; PESSÔA, Constantino Arruda. **Tratamento de esgotos domésticos**. 3. ed. Rio de Janeiro: ABES, 1995. 683 p.

KALANGO, Youssoulf; VERSTRAETE, Willy. **Development of anaerobic sludge bed (ASB) reactor technologies for domestic wastewater treatment: motives and perspectives**. World Journal of Microbiology & Biotechnology n. 15, 1999. p. 523 - 534

LETTINGA G., HULSHOF POL L. W., **UASB – Process design for various types of wastewaters.** Wat. Sci. and Tech., v. 24, n. 8, 1991. p. 87-107.

LETTINGA G., REBAC Salih., ZEEMAN Grietje. **Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment.** Trends in Biotechnology, v.19, n. 9, Sept. 2001. p. 363 – 370.

LETTINGA, G.; HULSHOF POL L. W.; ZEEMAN G. **Biological wastewater treatment. Part I: anaerobic wastewater treatment.** Lecture Notes. Wageningen Agricultural University, ed. January 1996. *apud* CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. **Reatores anaeróbios.** v. 5. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1997. 245 p.

LETTINGA, G.; HULSHOF POL, L. W.; KOSTER, I. W.; WIEGANT, W. M.; ZEEUW, W. J.; RINZEMA, A.; GRIN, P. C.; ROERSMA, R. E.; Hobma, S. W. **Higt-rate anaerobic waste-water treatment using the UASB reactor under a wide range of temperature conditions.** Biotechnology and Genetic Engineering Reviews. n. 2, 1984, p. 253–284. *apud* CAMPOS, José Roberto (coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** PROSAB, Rio de Janeiro: ABES, 1999. 464 p.

LUOSTARINEN, Sari; SANDERS, Wendy; KUJAWA-ROELEVELD, Katarzyna; ZEEMAN, Grietje. **Effect of temperature on anaerobic treatment of black water in UASB-septic tank systems.** Bioresource Technology, n. 98, 2007. p. 980–986

MAHMOUD, Nidal; ZEEMAN, Grietje; GIJZEN, Huub; LETTINGA, Gatzte. **Anaerobic sewage treatment in a one-stage UASB reactor and a combined UASB-Digester system.** Water Research, n. 38, 2004. p. 2348-2358

McCARTY, P. L. **Anaerobic waste treatment fundamentals, part four, process design.** Public Works dec. 1964. p. 95-99

McCARTY, P. L. **Anaerobic waste treatment fundamentals, part two, environmental requirements and control.** Public Works oct. 1964. p. 123-126

McCARTY, P. L. **Anaerobic waste treatment fundamentals, part three, toxic materials and their control.** Public Works nov. 1964. p. 91-94

McCARTY, P. L. **Anaerobic waste treatment fundamentals, part one, chemistry and microbiology.** Public Works sept. 1964. p. 107-112

McCARTY, P. L.; MOSEY, F. E. **Modelling of anaerobic digestion processes (a discussion of concepts)**. Wat. Sci. and Tech., v. 24, n. 8, 1991. p. 17-33.

McKINNEY, Ross E. - **Microbiology for sanitary engineers**. New York: McGraw-Hill Book Company, Inc., 1962. 293 p.

MEDINA, Ivan H.; MAMINI, Walter Q. **Tratamiento de aguas residuales domésticas a temperaturas sub-óptimas (13+1.8°C) en un bioreactor anaerobio de flujo pistón a escala laboratório**. In. VII Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Santa Cruz, 1995.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal, and reuse**. 3. ed. New York: Tata McGraw-Hill, 1995, 1334 p.

MEYSTRE, Josué A. **Diagnóstico da qualidade de água na cabaceira do rio Lourenço Velho-MG, localizado na Serra da Mantiqueira**. In. 4º Encontro Nacional das Águas – Tratamento e Políticas Públicas. Recife, PE. 2007.

MOTA, Suetônio. **Preservação e conservação de recursos hídricos**. Rio de Janeiro: ABES, 1995. 200 p.

MOTA, Suetônio. **Introdução à engenharia ambiental**. Rio de Janeiro: ABES, 1997. 292 p.

NEAL, Colin; WILLIAMS, Richard J.; NEAL, Margaret; BHARDWAJ, Lal C.; WICKHAM, Heather; HARROW, Martin; HILL, Linda K. **The water quality of the River Thames at a rural site downstream of Oxford**. The Science of the Total Environment n. 251/252, 2000. p. 441-457

NEDER, Klaus D.; PINTO, Marcelo A. T.; LUDUVICE, Maurício L.; FELIZATTO, Mauro R. **Desempenho operacional de reator UASB compartimentado simplificado**. Anais do 20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária. ABES, 1999. p 225-231.

NOUR, Edson A. A. **Tratamento de esgoto sanitário empregando-se reator compartimentado anaeróbico**. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos. USP. 1996. 284 p.

OLIVA, Livia Cristina Holmo Villela. **Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbico de manta de lodo (UASB) protótipo : desempenho e respostas dinâmicas as sobrecargas hidráulicas**. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos. USP. 1997. 218 p.

OLIVEIRA, Silvia M. A. C.; VON SPERLING, Marcos. **Avaliação de 166 ETEs em operação no país, compreendendo diversas tecnologias. Parte 1: Análise de desempenho.** Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES), v. 10, n. 4, out./dez. 2005. p 347-357

OLIVEIRA, Silvia M. A. C.; VON SPERLING, Marcos. **Avaliação de 166 ETEs em operação no país, compreendendo diversas tecnologias. Parte 2: Influência dos fatores de projeto e operação.** Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES), v. 10, n. 4, out./dez. 2005. p 358-368.

PALMIERI, Vivian; CARVALHO, José de Carvalho. **Qual2e model for the Corumbataí river.** Ecological Modeling n. 198, 2006. p. 269-275.

QASIM, Syed R. **Wastewater treatment plants – planning, desing and operation.** 2. ed. New York: CRC PRESS LLC, 1998. 1126 p.

RAMALHO, Rubens S. **Introduction to wastewater treatment processes.** New Youk: Academic Press, INC. 1977. 409 p.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. **Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes.** Journal Water Pollution Control Federation, v. 58, n. 5, 1986. p 406 - 411.

SAWYER, Clair N.; McCarty, Perry L.; Parkin, Gene F. **Chemistry for environmental engineering.** 4. ed. MacGrall Hill, 1994. 658 p.

SEMAD - SECRETARIA DO ESTADO DO MEIO AMBIENTE E DESENVOLVIMENTO SUSTENTÁVEL. **Indicadores Ambientais.** Disponível em: <http://www.semad.mg.gov.br/index.php?option=com_content&task=view&id=25&Itemid=39>. Acesso em: 10 mar. 2007.

SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; VAN LIER, J. B.; HAMELERS, H. V. M.; LETTINGA, L. **A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors.** Bioresource Technology n. 65, 1998. p. 190-215

SILVA, Gustavo H. R.; NOUR, Edson A. A. **Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades.** Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v. 9, n. 2, 2005. p.268-275.

SINGH Kripa, S.; VIRARAGHAVAN, Thiruvkatachari. **Start-up and operation of UASB reactors at 20°C for municipal wastewater treatment.** Journal of Fermentation and Bioengineering, v. 85, n. 6, 1998. p. 609-614.

SIAM - SISTEMA INTEGRADO DE INFORMAÇÃO AMBIENTAL. **Feam divulga resultado dos indicadores ambientais.** Disponível em: <<http://www.siam.mg.gov.br/siam/noticias/materia15.pdf>>. Acesso em: 14 mar. 2007.

SOUZA, Marcos E. **Uso de reator UASB para tratamento de esgoto sanitário.** In: Encontro Estadual de Especialistas em Digestão Anaeróbia, São Paulo. Anais do Encontro Estadual de Especialistas em Digestão Anaeróbia, 1987. p. 119-129.

SUMINO, Haruhiko; TAKAHASHI, Masanobu, YAMAGUCHI, Takashi; ABE, Kenichi; ARAKI, Nobuo; YAMAZAKI, Shinichi; SHIMOZAKI, Satoshi; NAGANO, Akihiro; NISHIO, Naomichi. **Feasibility study of a pilot-scale sewage treatment system combining an up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) and an aerated fixed bed (AFB) reactor at ambient temperature.** Bioresource Technology n. 98, 2007. p. 177-182

UEMURA, Shigeki; HARADA, Hideki. **Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions.** Bioresource Technology, n. 72, 2000. p. 275-282.

VIEIRA, Sonia M. M. **Tratamento de esgotos por digestores anaeróbicos de fluxo ascendente.** Revista DAE, n. 44, dez. 1984. p. 322-328.

VAN HAANDEL, Adrianus C. e LETTINGA, Gatzte F. **Tratamento anaeróbio de esgotos. Um manual para regiões de clima quente.** Campina Grande: EPGRAF, UFPA, 1994. 232 p.

VON SPERLING, Marcos. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgoto.** v. 1. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1996. 243 p.

VON SPERLING, Marcos. **Princípios básicos ao tratamento de esgoto.** v. 2. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1996. 211 p.

WEILAND, P. e ROZZI, A. **The start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment systems: discussor's report.** Wat. Sci. and Tech., v. 24, n. 8, 1991. p. 257-277.

8. ANEXOS

Tabela 28 – Dados dos parâmetros analisados nos pontos de amostragem na bacia do Rio Cata.

OD (mgO ₂ L ⁻¹)	2005										2006		
	Mar	Abr	Mai	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Nov	Dez	Jan	Fev	Mar
1 Saiquí Montante	8,19	7,99	8,22	8,50	8,59	8,34	8,13	8,07	7,58	7,38	7,32	7,60	7,99
2 Saiquí Jusante	8,10	8,04	8,23	8,01	8,12	7,83	7,40	8,17	7,49	7,28	7,32	7,91	8,04
3 Ronda	8,36	8,25	8,45	8,67	8,77	8,51	8,37	8,23	8,06	7,38	7,68	7,75	8,25
4 Alves	8,44	8,39	8,46	8,38	8,47	8,27	8,17	8,47	7,98	7,36	7,42	7,62	8,39
5 Fazenda Raul	8,28	8,24	8,49	8,57	8,64	8,45	8,27	8,20	7,68	7,54	7,40	7,73	8,24
6 Cata	8,39	8,01	8,43	8,51	8,63	8,41	8,27	8,27	7,54	7,39	7,31	7,49	8,01
7 Pedra Redonda	8,28	8,16	8,47	8,35	8,42	8,24	8,03	8,20	7,83	7,44	7,55	7,38	8,16
8 Padres	8,36	8,13	8,46	8,68	8,78	8,63	8,40	8,43	7,98	7,53	7,54	7,42	8,13
9 Delta Cata	8,42	8,33	8,46	8,84	8,93	8,37	8,23	8,43	7,79	7,34	7,43	7,53	8,33

pH	2005										2006		
	Mar	Abr	Mai	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Nov	Dez	Jan	Fev	Mar
1 Saiquí Montante	7,12	7,04	6,69	7,03	7,09	6,95	6,85	6,42	6,74	6,38	6,49	6,48	7,04
2 Saiquí Jusante	7,24	7,18	6,90	7,11	7,13	7,15	6,90	6,63	6,71	6,55	6,64	6,65	7,18
3 Ronda	7,45	7,33	6,91	7,15	7,10	7,01	6,94	6,81	6,66	6,28	6,54	6,61	7,33
4 Alves	7,49	7,55	7,24	7,40	7,42	7,18	7,16	7,07	7,05	6,92	6,90	6,91	7,55
5 Raul	7,38	7,42	7,22	7,27	7,21	7,21	7,15	7,00	6,95	6,84	6,89	6,96	7,42
6 Cata	7,21	7,12	7,02	7,42	7,35	7,15	7,09	6,99	6,75	6,72	6,72	6,87	7,12
7 Maeda	7,26	7,22	7,08	7,42	7,38	7,11	7,07	7,11	6,98	6,96	6,87	7,34	7,22
8 Padres	7,18	7,25	7,07	7,55	7,42	7,09	7,05	7,02	6,67	6,56	6,60	6,84	7,25
9 Saiquí Final	7,11	7,12	6,97	7,42	7,39	7,09	7,05	6,89	6,56	6,40	6,52	6,70	7,12

TEMPERATURA (°C)	2005										2006		
	Mar	Abr	Mai	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Nov	Dez	Jan	Fev	Mar
1 Saiquí Montante	16,9	16,9	16,5	16,3	16,0	16,1	16,7	17,0	17,4	17,7	17,6	17,3	16,8
2 Saiquí Jusante	17,0	16,9	16,5	16,3	16,1	16,1	16,8	17,1	17,5	17,8	17,7	17,4	16,8
3 Ronda	17,3	17,0	16,6	16,4	16,1	16,2	16,8	17,1	17,5	17,9	17,8	17,5	16,9
4 Alves	17,1	17,0	16,5	16,2	16,0	16,0	16,6	16,9	17,3	17,6	17,5	17,2	16,7
5 Fazenda Raul	17,2	16,9	16,5	16,2	16,2	16,1	16,7	17,0	17,4	17,7	17,6	17,3	16,8
6 Cata	17,5	17,3	16,6	16,4	16,3	16,3	16,8	17,1	17,5	18,0	17,8	17,5	16,9
7 Pedra Redonda	17,3	17,2	16,5	16,3	16,2	16,2	16,7	16,9	17,4	17,9	17,7	17,3	16,8
8 Padres	17,6	17,4	16,5	16,4	16,3	16,3	16,7	17,0	17,5	17,9	17,8	17,3	16,7
9 Delta Cata	17,5	17,4	16,6	16,4	16,3	16,4	16,9	17,1	17,5	18,0	17,9	17,5	16,9

CONDUTIVIDADE (µS)	2005										2006		
	Mar	Abr	Mai	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Nov	Dez	Jan	Fev	Mar
1 Saiquí Montante	16,5	18,3	15,4	17,8	17,3	19,0	21,0	17,3	21,0	13,3	18,3	17,6	16,8
2 Saiquí Jusante	17,8	19,2	17,2	18,7	17,9	19,7	21,6	19,3	21,6	14,9	19,4	19,2	16,9
3 Ronda	13,9	11,7	11,8	14,2	13,2	16,1	17,7	17,2	17,7	7,2	13,3	11,9	13,6
4 Alves	20,9	22,6	20,4	22,7	21,5	24,4	23,2	24,8	24,4	20,2	24,0	22,4	21,2
5 Fazenda Raul	22,3	13,5	22,2	23,6	22,4	25,1	23,8	29,5	25,1	23,0	24,5	24,4	21,9
6 Cata	21,9	25,1	22,0	23,7	22,2	25,4	24,7	26,0	25,4	22,9	25,3	24,4	22,0
7 Pedra Redonda	22,2	24,0	22,2	21,7	21,2	25,1	22,2	28,3	25,1	23,6	25,2	28,4	16,5
8 Padres	12,9	24,6	12,8	12,9	13,2	15,8	16,4	16,0	15,8	7,2	11,7	12,0	16,8
9 Delta Cata	18,7	18,3	19,5	18,6	18,9	21,4	20,9	21,5	21,4	20,8	18,6	17,7	16,9

Continuação da Tabela 28.

TURBIDEZ (NTU)	2005										2006		
	Mar	Abr	Mai	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Nov	Dez	Jan	Fev	Mar
1 Saiquí Montante	2,5	3,9	3,9	3,1	2,8	2,5	2,2	51,9	3,0	9,5	8,1	4,4	3,9
2 Saiquí Jusante	2,7	5,7	4,2	4,4	4,3	5,9	5,2	59,1	5,5	19,4	9,0	7,6	5,7
3 Ronda	1,5	3,4	1,8	3,4	3,3	1,2	1,1	6,8	2,2	12,1	16,2	8,0	3,4
4 Alves	1,1	1,7	1,7	3,4	3,2	1,1	1,1	6,1	0,8	3,7	2,6	1,6	1,7
5 Fazenda Raul	1,4	3,3	2,1	2,9	2,8	1,1	1,1	61,4	1,0	5,1	3,6	3,7	3,3
6 Cata	2,0	5,4	3,3	3,9	3,5	1,6	1,5	8,4	1,7	8,1	4,9	1,5	5,4
7 Pedra Redonda	3,3	6,3	3,5	3,3	3,1	2,6	2,4	3,8	2,0	12,7	5,2	3,7	6,3
8 Padres	3,0	6,8	3,0	2,8	2,6	1,9	1,8	3,3	3,6	13,8	19,2	4,6	6,8
9 Delta Cata	2,2	5,6	3,4	4,2	3,9	1,8	1,6	3,8	2,2	15,1	17,1	3,7	5,6

DQO (mgO ₂ L ⁻¹)	2005										2006		
	Mar	Abr	Mai	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Nov	Dez	Jan	Fev	Mar
1 Saiquí Montante	7,6	6,8	10,2	3,9	11,1	8,1	7,8	8,7	7,0	19,4	4,0	16,8	8,9
2 Saiquí Jusante	12,5	18,7	14,7	11,0	12,6	15,8	10,3	7,8	7,6	13,8	7,7	17,7	18,3
3 Ronda	10,4	11,6	10,3	4,6	11,3	7,6	5,8	1,2	6,2	16,6	10,6	17,7	11,9
4 Alves	11,3	9,4	12,0	5,1	18,5	17,7	14,6	3,1	7,4	14,5	8,4	14,0	12,1
5 Raul	9,4	12,2	8,9	4,3	5,6	9,5	8,8	5,9	6,7	12,1	2,2	16,9	12,0
6 Cata	9,6	11,0	13,1	5,7	18,8	15,5	7,8	8,3	11,9	15,5	8,2	15,7	11,7
7 Maeda	12,7	10,3	11,4	5,3	13,7	12,0	9,4	4,9	9,4	11,2	5,7	19,1	11,6
8 Padres	12,4	13,2	9,9	7,6	17,7	10,4	9,0	3,2	11,6	13,4	11,5	17,8	13,8
9 Saiquí Final	9,8	15,9	7,9	3,9	8,1	4,3	7,8	0,3	4,7	15,2	6,8	9,4	9,5

DBO (mgO ₂ L ⁻¹)	2005										2006		
	Mar	Abr	Mai	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Nov	Dez	Jan	Fev	Mar
1 Saiquí Montante	1,5	1,9	1,8	3,0	2,9	2,8	3,4	2,4	2,6	2,6	1,9	2,0	1,6
2 Saiquí Jusante	2,0	2,4	2,3	4,2	3,6	3,2	3,8	2,8	3,2	2,9	2,3	2,9	2,8
3 Ronda	1,3	1,5	1,9	2,9	3,1	2,7	3,3	2,1	2,6	2,8	2,2	2,7	1,9
4 Alves	1,7	1,4	2,3	3,7	3,1	2,5	2,2	2,6	2,9	2,7	2,0	2,1	2,3
5 Fazenda Raul	1,3	1,5	2,0	3,4	3,0	3,3	3,4	3,2	1,8	1,6	2,1	2,4	1,8
6 Cata	1,2	2,5	1,9	2,9	2,7	2,7	2,7	2,5	1,6	1,2	1,9	2,5	1,8
7 Pedra Redonda	2,2	2,4	3,4	3,3	3,1	3,6	4,1	3,7	2,0	2,9	2,1	3,0	1,7
8 Padres	2,2	1,3	2,4	3,6	3,2	2,8	4,3	2,5	1,9	2,8	1,9	2,0	1,9
9 Delta Cata	2,4	1,8	2,5	3,9	3,2	3,1	4,2	3,2	2,1	2,5	2,1	2,5	2,1

Tabela 29 – Valores dos diversos parâmetros analisados durante o estudo

Fase	Data	Dia	Q (Lh ⁻¹)	COV (kgDQO m ³ d ⁻¹)	TDH (h)	DQO (mg O ₂ L ⁻¹)			DBO (mg O ₂ L ⁻¹)			AT (mgCaCO ₃ L ⁻¹)		AP (mgCaCO ₃ L ⁻¹)		Al/AP		pH		ST (mg L ⁻¹)			SV (mg L ⁻¹)			SS (mg L ⁻¹)									
						E	S	%	E	S	%	E	S	E	S	E	S	E	S	%	E	S	%	E	S	%									
1	22/nov	1	0,56	-	22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	1/dez	9	0,56	-	22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	10/dez	18	0,56	-	22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	287	229	20	102	83	19	16	11	33							
	23/dez	31	0,56	0,34	22	316	292	8	120	110	8	129	163	71	105	82	55	7,0	7,3	350	302	14	167	133	21	13	10	26							
	31/dez	39	0,56	0,21	22	191	151	21	100	90	10	136	174	66	102	106	71	7,3	7,4	367	359	2	103	129	-25	10	8	20							
	7/jan	46	0,56	0,24	22	216	230	-6	110	120	-9	163	170	116	116	41	47	7,6	8,0	353	342	3	165	195	-18	51	32	37							
	23/jan	62	0,56	0,25	22	232	291	-26	90	110	-22	151	151	90	90	68	68	7,8	7,9	301	243	19	283	212	25	10	7	30							
	28/jan	67	0,56	0,17	22	154	148	3	60	50	17	147	155	84	92	75	68	7,6	7,8	253	243	4	64	13	80	66	60	9							
2	8/fev	78	0,65	0,15	20	125	99	21	70	60	14	179	203	129	153	38	32	7,4	7,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	13/fev	83	0,65	0,27	20	228	213	7	130	140	-8	185	193	120	128	54	51	7,3	7,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	20/fev	90	0,65	0,27	20	226	197	13	120	90	25	151	178	94	121	60	47	6,8	7,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	28/fev	98	0,65	0,38	20	314	259	17	120	120	0	210	197	152	148	38	33	6,9	6,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3/mar	101	0,65	0,28	20	231	168	27	150	130	13	194	213	140	157	38	35	7,1	7,5	239	302	-26	72	81	-12	32	23	28							
	8/mar	106	0,65	0,62	20	516	386	25	130	100	23	189	215	134	160	41	34	7,2	7,5	291	280	4	118	110	7	25	16	35							
	14/mar	112	0,65	0,38	20	318	207	35	210	190	10	208	257	192	234	9	10	7,4	7,2	263	217	17	251	200	20	38	29	25							
	20/mar	118	0,65	0,40	20	335	289	14	160	150	6	204	208	151	159	35	31	7,5	7,4	270	181	33	190	128	32	9	2	79							
	26/mar	124	0,65	0,28	20	232	187	19	150	140	7	224	249	160	185	40	34	7,1	7,2	408	397	3	217	247		78	58	25							
	27/mar	125	0,65	0,34	20	281	257	9	140	130	7	229	242	173	177	33	36	7,0	7,2	369	316	14	159	143	10	28	20	29							
	2/abr	131	0,65	0,31	20	254	220	14	130	120	8	183	215	127	159	44	35	7,1	7,3	492	395	20	265	119	55	44	13	70							
	5/abr	134	0,65	0,43	20	359	275	23	150	130	13	193	242	128	181	50	33	7,0	7,1	620	440	29	400	240	40	87	43	51							
	17/abr	146	0,65	0,23	20	188	152	19	140	120	14	168	181	109	125	54	44	7,1	7,0	380	300	21	220	140	36	54	38	30							
	23/abr	152	0,65	0,33	20	274	238	13	130	120	8	204	221	138	157	48	41	7,1	7,2	451	336	26	237	129	46	45	19	58							
28/abr	157	0,65	0,46	20	387	267	31	160	130	19	190	211	118	145	61	46	6,8	7,0	412	294	29	221	153	31	40	22	46								
3	6/mai	165	0,72	0,43	18	321	254	21	150	130	13	226	248	159	177	43	40	6,9	7,1	368	234	36	134	73	46	29	12	58							
	11/mai	170	0,72	0,28	18	212	179	16	110	80	27	191	213	124	150	55	42	7,0	7,2	291	196	33	198	112	43	17	6	63							
	15/mai	174	0,72	0,35	18	266	185	31	120	100	17	202	208	143	144	41	44	7,2	7,3	329	201	39	161	78	51	48	24	50							
	26/mai	185	0,72	0,60	18	451	333	26	140	110	21	205	214	147	151	39	42	7,0	7,2	423	251	41	225	117	48	33	15	54							
	31/mai	191	0,72	-	18	-	-	-	110	90	18	226	243	171	180	32	35	7,1	7,3	387	265	32	213	129	39	23	12	48							
	6/jun	197	0,72	-	18	-	-	-	140	120	14	199	211	140	152	43	39	7,2	7,3	521	329	37	312	149	52	49	21	58							
16/jun	207	0,72	-	18	-	-	-	130	110	15	185	192	127	139	46	38	7,0	7,2	471	309	34	257	139	46	25	12	51								

(E) – Entrada (S) – Saída (%) – Porcentagem de remoção