

Ministério da Saúde

FIOCRUZ

Fundação Oswaldo Cruz



ESCOLA NACIONAL DE SAÚDE PÚBLICA  
SERGIO AROUCA  
ENSP

***“Estudo Cinético do Processo de Valo Cynamon-Roque: caracterização e obtenção de parâmetros de projeto”***

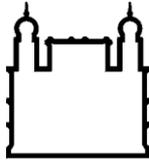
*por*

***Dalton Marcondes Silva***

*Tese apresentada com vistas à obtenção do título de Doutor em Ciências na área de Saúde Pública.*

*Orientador: Prof. Dr. Szachna Eliaz Cynamon*

*Rio de Janeiro, setembro de 2000.*



Ministério da Saúde

FIOCRUZ

Fundação Oswaldo Cruz



ESCOLA NACIONAL DE SAÚDE PÚBLICA  
SERGIO AROUCA  
ENSP

*Esta tese, intitulada*

***“Estudo Cinético do Processo de Valo Cynamon-Roque: caracterização e obtenção de parâmetros de projeto”***

*apresentada por*

***Dalton Marcondes Silva***

*foi avaliada pela Banca Examinadora composta pelos seguintes membros:*

Prof. Dr. Marcos Von Sperling

Prof. Dr. Adacto Benedicto Ottoni

Prof. Dr. Jorge Azevedo de Castro

Prof. Dr. Odir Clécio da Cruz Roque

Prof. Dr. Szachna Eliaz Cynamon – Orientador

## **Ficha Catalográfica**

**SILVA, DALTON MARCONDES**

Estudo Cinético do Processo de Valo Cynamon-Roque:

Caracterização e Obtenção de Parâmetros de Projeto [Rio de Janeiro],  
2000 v, 239 p. 29,7 cm {FIOCRUZ/ENSP, D.Sc., Engenharia Sanitária  
e Saúde Pública, 2000)

Dissertação - Fundação Oswaldo Cruz, ENSP.

1. FIOCRUZ/ENSP II. Título (série)

## AGRADECIMENTOS

- Ao grande amigo e mestre Prof. Dr. Szachna Eliaz Cynamon pela orientação, paciência, compreensão e conhecimentos passados.
- Ao meu pai Breno Marcondes Silva pelo apoio e pelo exemplo de uma vida inteira dedicada ao magistério e ao equacionamento dos problemas ambientais.
- Ao auxiliar técnico de laboratório Jorge Teixeira dos Santos, meu fiel escudeiro, pelo apoio enorme, pela boa vontade e solidariedade demonstrada, inclusive, ao trabalhar até muito além do horário normal.
- Ao técnico de laboratório, biólogo e chefe do laboratório Getulio Araujo Barros pela realização das análises de DBO e orientação ou auxílio em outras análises.
- Aos técnicos de laboratório Márcio e Sandra pela realização de algumas padronizações.
- A minha esposa Silvia Maria, pela compreensão nos períodos de trabalho mais intenso, quando eu não chegava em casa antes de meia noite e trabalhava até nos finais de semana.
- Aos meus familiares, que compreenderam que uma tese exige grande sacrifício, e no meu caso exigiu meses de isolamento.
- Aos professores e aos funcionários do DSSA.
- A todos que direta ou indiretamente colaboraram para a realização deste trabalho.

**Resumo da tese apresentada a FIOCRUZ/ENSP como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Doutor em Ciências (D. Sc.)**

**ESTUDO CINÉTICO DO PROCESSO DE VALO CYNAMON-ROQUE:  
CARACTERIZAÇÃO E OBTENÇÃO DE PARÂMETROS DE PROJETO**

O processo de valo Cynamon-Roque, de tratamento de esgotos, constituído de um reator anaeróbio e outro aeróbio, vem sendo testado desde 1986, através de uma unidade piloto, construída no Campus da FIOCRUZ, que recebe uma mistura de esgotos domésticos e industriais, oriundos de unidades de ensino, pesquisa, manutenção e fábricas de vacinas. A validade do processo foi amplamente demonstrada, o que resultou na patente obtida em 1996. As características funcionais vantajosas do processo, em relação aos tradicionais são: requer pouca área, sua operação é simples, a remoção de matéria orgânica é elevada, fruto de uma operação semelhante à do processo dos lodos ativados, permite considerável remoção de nutrientes, não libera aerossóis no meio ambiente, pois a unidade aeróbia é fechada, apresenta boa remoção de patogênicos e economia energética.

Neste trabalho, avaliamos as características operacionais do valo Cynamon-Roque, quando sujeito a vazões superiores às do projeto original. Devido às grandes variações horárias de vazão, concentração, do afluente da unidade piloto, e a perda de sólidos, foi empregado um modelo cinético transiente, de pouca complexidade, mas adequado para modelagem matemática do processo de degradação. As perdas de sólidos foram ocasionadas em virtude dos decantadores terem sido dimensionados para vazões muito inferiores às utilizadas. Através deste modelo, testamos a validade de duas equações cinéticas, a de Monod e a de Eckenfelder, para degradação de substrato, obtendo-se ajustes semelhantes.

Uma metodologia para obtenção de parâmetros para um projeto racional é apresentada e discutida ao longo deste trabalho.

O comportamento do processo, noutras condições operacionais, foi previsto, utilizando-se o modelo cinético, com os parâmetros determinados através do ajuste deste, aos dados experimentais.

Foi realizado um levantamento preliminar sobre a estabilidade do reator anaeróbio, o consumo de oxigênio do reator aeróbio e o desempenho dos decantadores.

A comparação do consumo de energia do valo Cynamon-Roque com dois processos tradicionais, o valo clássico e o lodo ativado, demonstrou a grande potencialidade do processo em estudo.

**PALAVRAS-CHAVE:** Tratamento de Esgotos, Valo Cynamon-Roque, Tratamento de Águas Residuárias, Digestão Biológica

**Abstract of the Thesis presented to FIOCRUZ/ENSP as a parcial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Science (D. Sc.)**

**CYNAMON-ROQUE DITCH PROCESS KINETIC STUDY:  
CHARACTERIZATION AND DESIGN CRITERIA ESTABLISHMENT**

Cynamon-Roque ditch process, a sewage treatment process, given by an anaerobic reactor followed by an aerobic reactor, has been tested since 1986, through a pilot plant, built in FIOCRUZ Campus, which receive domestic and industrial sewage from teaching, research, repairing units and vaccines industries. The process validity has been quite demonstrated, so it was patented in 1996. The advantageous functional features of the process, taking into account the traditional process are: it needs small areas, its operation is simple, organic matter removal is high, because it works in a similar way to the activated sludge process, nutrients removal is remarkable, it does not release aerosols in the environment, because the aerobic unit is closed, exhibits good removal of pathogenic organism and saves energy.

In this work, Cynamon-Roque ditch operational features has been evaluated, when subject to flows bigger than the original project ones. Due to the great hour variations of flow, concentration, of the influent from the pilot plant, and the loss of solids, it was used a transient kinetic model, of little complexity, but appropriate for the bio-degradation process mathematical modeling. The loss of solids was caused by the fact that the settling tanks were designed to operate at much lower flows than those used. Taking into account the model, the validity of two kinetic equations was tested - Monod and Eckenfelder - for the bio-degradation of substrate, and similar fit resulted.

A methodology for determining the coefficients necessary for establishing rational design criteria is presented and discussed throughout this work.

The process behavior, under other operational conditions, was previewed, through the kinetic model, which coefficients were determined by adjusting it to the experimental data.

A preliminary evaluation was realized about the stability of the anaerobic reactor, the consumption of oxygen in the aerobic reactor and the settling tanks performance.

The energy consumption comparison between Cynamon-Roque ditch and two traditional processes - classical ditch and activated sludge - showed the great potential of the process being studied.

**KEY-WORDS:** Sewage Treatment, Cynamon-Roque Ditch, Wastewater Treatment, Biological Digestion

## Índice Geral

Ficha Catalográfica	i
Agradecimentos	ii
Resumo	iii
Abstract	v
Índice Geral	vii
I - Introdução	1
II - Objetivos	3
III – O Estado da Arte	5
IV - Discussão Metodológica (Teórica e Operacional)	14
IV.1 - Introdução	14
IV.2 - Modelo Matemático do Reator	14
IV.2.1 - Reator Anaeróbio	14
IV.2.2 - Reator Aeróbio	26
IV.2.3 - Idade do Lodo	28
IV.2.4 - Decantadores	32
IV.2.5 - Modelos mais Sofisticados	35
V – Descrição do Valo Cynamon-Roque	36
V.1 – Antecedentes	36
V.2 – Unidade Piloto	37
V.2.1 – Introdução	37
V.2.2 – Características Construtivas e Operacionais da Unidade Piloto	38
VI - Resultados Obtidos	41
VI.1 - Avaliação Preliminar dos Reatores Anaeróbio e Aeróbio	41
VI.1.1 – Metodologia	41
VI.1.2 – Resultados Obtidos na Avaliação Preliminar	41
VI.2 – Avaliação dos Reatores Anaeróbio e aeróbio	52
VI.2.1 - Metodologia	52
VI.2.1.1 – Descrição das Corridas	52
VI.2.1.2 – Metodologia Cinética	54
VI.2.2 – Primeira Corrida	56
VI.2.2.1 – Avaliação da Redução da DQO	61

VI.2.2.2 – Avaliação da Redução da DBO	65
VI.2.2.4 - Avaliação da Produção de Biomassa	70
VI.2.3 - Segunda Corrida	76
VI.2.3.1 - Resultados Experimentais e Hipóteses Assumidas	76
VI.2.3.2 - Avaliação da Redução da DQO	81
VI.2.3.3 - Avaliação da Produção de Biomassa	86
VI.2.4 - Terceira Corrida	91
VI.2.4.1 - Resultados Experimentais e Hipóteses Assumidas	91
VI.2.4.2 - Avaliação da Redução da DQO	95
VI.2.4.3 - Avaliação da Redução da DBO <sub>5</sub>	99
VI.2.4.4 - Avaliação da Produção de Biomassa	103
VI.2.5 - Quarta Corrida	106
VI.2.5.1 - Resultados Experimentais e Hipóteses Assumidas	106
VI.2.5.2 - Avaliação da Redução da DQO	110
VI.2.5.3 - Avaliação da Redução da DBO <sub>5</sub>	113
VI.2.5.4 - Avaliação da Produção de Biomassa	116
VI.3 - Avaliação do Desempenho Operacional	123
VI.3.1 – Substrato DQO	123
VI.3.2 –Substrato DBO	132
VI.3.3 – Remoção de Fósforo	139
VI.3.4 – Consolidação dos Resultados de Remoção de Substratos	140
VI.4 - Estabilidade do Reator Anaeróbio	142
VI.5 - Consumo de Oxigênio Dissolvido	145
VI.6 - Avaliação dos Decantadores	147
VII - Comparação entre os Processos de Tratamento de Esgotos: Valo Tradicional, Valo Cynamon-Roque e Lodo Ativado	157
VII.1 - Valo Tradicional	157
VII.2 - Valo Cynamon-Roque	159
VII.2.1 – Introdução	159
VII.2.2 – Cálculo do Consumo de Energia do Valo Cynamon-Roque, Baseado no Consumo das Bombas Instaladas na Unidade Piloto	161
VII.2.3 - Cálculo do Consumo de Energia das Bombas, do Reator Anaeróbio, Adequadas à Unidade Piloto	164
VII.2.4 - Cálculo do Consumo de Energia das Bombas, do Reator	

Aeróbio, Adequadas à Unidade Piloto	178
VII.3 - Lodo Ativado	186
VII - Conclusão e Recomendações	192
VIII - Referências Bibliográficas	196
Anexo I - Tabelas e Gráficos	201
Anexo II – Figuras e Fotos	220

## I - Introdução

A deficiência e, em alguns casos, a inexistência de um controle dos efluentes industriais e sanitários gerados no país, tem sido um grande problema, que vem impedindo a obtenção de um grau pelo menos aceitável de eficácia nos trabalhos destinados à redução dos impactos ambientais. Uma das principais causas deste problema é a falta de previsão para instalações intrínsecas ao processo de tratamento de efluentes, o que é agravado, de modo geral, pela localização inadequada das unidades industriais, o que em muitos casos impede qualquer tratamento clássico. Outra causa é o alto custo de investimento e o elevado consumo de energia indispensável à operação destes processos de tratamento. Assim sendo, e no intuito de solucionar tais problemas, foi desenvolvido na Escola Nacional de Saúde Pública (ENSP), um novo processo de tratamento de esgotos - valo Cynamon-Roque - que pode ser implantado em espaços onde outros processos não podem ser implantados, aproveitando até mesmo espaços em desvãos e a um baixo custo, uma vez que o investimento, operação e manutenção do sistema são bastante reduzidos, quando comparados aos processos clássicos.

O processo de valo Cynamon-Roque, que foi patenteado por SZACHNA ELIASZ CYNAMON e por ODIR CLÉCIO DA CRUZ ROQUE (CYNAMON e ROQUE, 1996), professores da Escola Nacional de Saúde Pública, está sendo estudado através de uma unidade piloto, com o objetivo de avaliar as suas características funcionais.

O valo Cynamon-Roque, em escala piloto, com capacidade para tratar até 2 L/s, de esgotos domésticos ou industriais remete parte dos esgotos afluentes para a ETE da FIOCRUZ, através de uma ligação da elevatória com um tanque de equalização que os alimenta. Os ensaios realizados no período de patenteamento, quando foram obtidos os resultados que comprovaram a qualidade do processo patenteado, demonstraram as suas potencialidades. No entanto, uma avaliação mais ampla das características operacionais deste processo requer a realização de diversas experiências, nas quais são variados os parâmetros operacionais do processo: tempo de residência, concentração de SSV nos reatores e idade do lodo, entre outros. Os dados obtidos através destas experiências, aplicados a modelos cinéticos adequados ao tipo de reator usado, permitem calcular os parâmetros cinéticos associados ao processo. Através destes parâmetros, poderemos otimizar o processo de tratamento, bem como prever o comportamento deste processo no tratamento dos mais diversos efluentes, esgotos domésticos e águas residuárias em geral.

São conhecidos diversos modelos cinéticos, desenvolvidos especialmente para quantificar a degradação biológica de efluentes líquidos. Nestes, a taxa de remoção do substrato é calculada em função da concentração destes, da massa de microorganismos, da temperatura, da concentração de OD, da idade do lodo e eventualmente de outros parâmetros. A taxa de produção de sólidos é calculada tendo em conta os mesmos parâmetros. O grau de complexidade do modelo é determinado pelo número de parâmetros, cuja magnitude varia de modo a ocasionar, no processo, uma variação considerável no processo de degradação. A utilização de modelos mais complexos requer a obtenção de uma quantidade maior de parâmetros de processo, o que implica em um número maior de análises e numa equipe com maior número de técnicos.

A unidade-piloto que recebe os esgotos da FIOCRUZ opera sujeita a grande variação de vazão e de concentração de carga orgânica o que, na modelagem matemática do processo de tratamento, inviabiliza o uso de um modelo estacionário. Foi escolhido, então, um modelo transiente, de pouca complexidade, para o estudo cinético do processo. Outra razão para a utilização de um modelo transiente foi a perda de sólidos no afluente dos decantadores que, no período de coleta de dados operacionais, operaram acima de suas vazões de projeto.

Todos os modelos cinéticos no regime estacionário, mesmo os mais simples, apresentam duas equações: uma de balanço de substrato e outra de balanço de sólidos. No balanço de sólidos, a equação associada ao consumo de substrato é fundamental. Existem inúmeras equações (SUNDSTRON, 1979), que resultam de trabalhos experimentais com os mais diversos substratos: esgotos domésticos, resíduos industriais e substratos artificiais (GRADY & LIM, 1980).

Entre as equações associadas ao consumo de substrato, destacam-se: a de Monod, a de Eckenfelder (para esgotos em geral) e a de Eckenfelder (para efluentes industriais com alta concentração de substrato solúvel e baixa de substrato em suspensão).

## II - Objetivos

### Objetivo Geral:

Através da caracterização e obtenção de parâmetros de projeto do processo de tratamento de esgotos, anaeróbio e aeróbio denominado valo Cynamon-Roque, contribuir para a solução dos problemas de saúde pública.

### Objetivos Específicos:

Avaliar a aplicabilidade de duas equações cinéticas, associadas a degradação de substrato ( $DBO_5$  ou DQO), e de um modelo transiente simples, na descrição do comportamento do valo Cynamon-Roque.

Prever o comportamento cinético do processo em outras condições de operação, através dos parâmetros cinéticos obtidos.

Realizar uma avaliação preliminar da estabilidade do processo de degradação anaeróbio, da concentração de oxigênio da unidade aeróbia e da sedimentabilidade dos lodos das duas unidades.

Calcular a potência necessária às bombas adequadas ao processo de tratamento, tendo em conta que as bombas utilizadas nas duas unidades apresentam potência muito superior à necessária e o processo pode ter seu fluxo otimizado em relação à perda de carga.

Comparar este processo, tendo em conta as características operacionais: redução de substrato, tempo de detenção hidráulica e consumo de energia, com alguns processos clássicos: o valo tradicional e o lodo ativado com aeração prolongada.

Realizar uma avaliação preliminar da estabilidade do processo de degradação anaeróbio, do consumo de oxigênio da unidade aeróbia e da sedimentabilidade dos lodos das duas unidades.

### III - O Estado da Arte

Os processos de tratamento anaeróbio de esgotos se caracterizam pela biodegradação, promovida pelas bactérias anaeróbias, de compostos orgânicos, transformando-os em lodo (biológico e inerte), água e gases (metano, gás carbônico e etc.). As bactérias anaeróbias apresentam um tempo de duplicação celular muito maior do que as bactérias aeróbias, o que exige tempos de detenção hidráulica muito elevados (nos sistemas convencionais) ou a incorporação de componentes (decantadores, defletores e outros) especialmente projetados para a retenção dos sólidos biológicos, que evitam a perda de biomassa ativa através do efluente do sistema.

O inconveniente dos elevados tempos de detenção hidráulica dos reatores anaeróbios foi superado, na década de 80, com o desenvolvimento dos reatores anaeróbios de alta taxa de aplicação: reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo (UASB), reator anaeróbio de leito fixo (RALF), reator anaeróbio de leito expandido e outras variantes.

Os efluentes dos sistemas de alta taxa, via de regra, não atendem à legislação ambiental em relação aos sólidos em suspensão, à matéria orgânica, aos nutrientes e aos organismos patogênicos (CHERNICHARO, 1977). Recentemente, vêm sendo estudadas diversas alternativas de pós-tratamento para o efluente dos reatores UASB (CHERNICHARO, 1997; CHERNICHARO, 1996, GONÇALVES, 1997 e CAMPOS, 1999), de forma a atender a legislação ambiental.

Os reatores UASB, reatores anaeróbios de fluxo ascendente e de manta de lodo, são os reatores de alta taxa de maior aceitação no Brasil, muitos construídos no Paraná, em São Paulo, na Paraíba e, ultimamente, em Minas Gerais, sendo usados no tratamento de esgotos sanitários e industriais. Estes reatores são caracterizados por (CHERNICHARO, 1997): utilizarem espaço reduzido (tempo de detenção hidráulica de 6 a 9 horas), baixo custo de implantação e operação, baixa produção de lodo, baixo consumo de energia (apenas para a elevatória de chegada, quando for o caso), remoção satisfatória de DBO<sub>5</sub> e DQO (de 65 % a 75 %), possibilidade de rápido reinício, elevada concentração do lodo excedente e boa desidratabilidade do lodo. Entre as desvantagens deste tipo de reator destacam-se: possibilidade de emanção de maus odores, baixa capacidade do reator para tolerar cargas tóxicas, elevado intervalo de tempo necessário para a partida, e necessidade de uma etapa de pós-tratamento. A utilização dos reatores UASB, para tratamento de resíduos industriais, tem sido bastante pesquisada, inclusive

nos casos em que alguns reatores tradicionais, tais como os de filtros anaeróbios, têm eficiência comprovada, uma vez que podem operar com tempos reduzidos de detenção hidráulica (OLIVEIRA, 1995; CAMPOS, 1984). A viabilidade econômica do uso do metano, gerado nestes reatores, tem sido fartamente demonstrada (VAN HAANDEL, 1984; PIERRE, 1995). O desenvolvimento destes reatores tem sido priorizado politicamente, havendo uma linha de financiamento no Programa de Pesquisas em Saneamento Básico (PROSAB), especialmente para pesquisas com os reatores UASB, envolvendo a otimização do sistema e formas de pós-tratamento.

Atualmente vêm sendo estudadas diversas alternativas de pós-tratamento para o efluente dos reatores UASB (CAMPOS, 1999 e CHERNICHARO, 1997), de forma a atender a legislação ambiental. Deste modo, grande ênfase tem sido dada à pesquisa de sistemas combinados, tais como: UASB e filtro anaeróbio, UASB e lodo ativado, UASB e lagoa facultativa, UASB e biofiltro aerado ou UASB e aplicação no solo, havendo algumas unidades piloto em teste e mesmo unidades, em escala real, em funcionamento. Os sistemas combinados visam à redução no consumo de energia, sem deixar de atender a normas mais rigorosas. Entre as diversas alternativas de sistemas combinados, destaca-se a combinação UASB - lodos ativados. Através desta combinação reduz-se os custos de implantação e consumo de energia do processo de lodos ativados (CAMPOS, 1999), pois este recebe um efluente já parcialmente tratado e, deste modo, pode operar com tempos de detenção hidráulica menores, com sistema de aeração menos potente e o lodo gerado pode ser tratado (estabilizado) no reator UASB.

Uma planta piloto UASB - Lodos Ativados (FREIRE et al, 1999), implantada no Laboratório de Instalações Piloto (LIP) do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG), foi operada por 231 dias recebendo esgotos domésticos das cidades de Belo Horizonte e Contagem. O sistema apresentou boa remoção de DQO total, variando de 68 a 85% para o reator UASB, de 43 a 56% para o reator de lodos ativados, e de 85 a 93% para o sistema conjugado. Foram alcançadas remoções de SST, variando de 85 a 95% para o sistema conjugado, de NTK, variando de 38% a 64% para o reator de lodos ativados, de  $\text{NH}_4^+$ , variando de 24 a 65% para o reator de lodos ativados. O sistema combinado em uma das fases operacionais foi alimentado com vazão variável, o que não afetou o desempenho do sistema. O tempo de detenção hidráulica foi de 4 horas no reator UASB, de 2,8 horas no reator de lodos ativados e de 1,1 hora no decantador secundário.

COLETTI et al (1997) estudaram o processo de lodos ativados para pós-tratamento de efluentes de reator anaeróbio compartimentado, em escala de laboratório, que recebe esgoto sanitário através de uma célula de aeração composta por câmaras (reatores) que possuem tanque de aeração e decantador secundário justapostos. No ensaio, os quatro reatores foram operados simultaneamente, com tempo de detenção hidráulica próximo de 8 horas, com idades de lodo de 5, 10, 15 e 20 dias, durante 35 dias. Foram determinados coeficientes cinéticos, em termos da DBO<sub>5</sub> e da DQO filtrada. Os reatores apresentaram percentagens médias de remoção da DBO<sub>5</sub> bruta, DBO<sub>5</sub> filtrada, DQO bruta, DQO filtrada, SST, SSF e SSV superiores a 95, 90, 87, 80, 95, 98 e 93%, respectivamente, quando se encontravam estabilizados dinamicamente. Os reatores apresentaram remoção de fósforo de até 28% e de nitrogênio amoniacal a concentrações não detectadas pelos métodos analíticos.

A E.T.E. - Piracicamirim, constituída de um sistema combinado UASB - lagoa aerada, é alimentada por esgoto sanitário da cidade de Piracicaba e deverá atender a uma população de aproximadamente 100.000 habitantes, com vazão de 500 l/s (final de plano, 2015). A vazão média afluyente a E.T.E., durante o primeiro ano de operação (PASSIG et al, 1999) variou de forma crescente de 102 l/s a 162 l/s, tendo média de 125 l/s, a DQO do efluente final variou de 75 mg/L a 263 mg/L, tendo média de 174 mg/L, a DBO<sub>5</sub> variou de 23 mg/L a 81 mg/L, tendo média de 47 mg/L. Os reatores anaeróbios e a lagoa aerada não receberam qualquer tipo de inóculo, o que resultou em eficiências crescentes, à medida que ocorria a formação da biomassa. Durante o segundo semestre de 98, obteve-se eficiência média de remoção de DBO<sub>5</sub> acima de 80%.

O sistema combinado reator UASB e lodos ativados, para tratamento de uma mistura de esgotos domésticos e efluentes industriais, sendo que estes últimos eram responsáveis por cerca de 50% da carga orgânica e 90% da vazão total, foi estudado por SILVA et al (1995). O sistema combinado, em escala piloto, era constituído por um reator UASB, construído com tubo de ferro fundido de 400 mm de diâmetro e por 6 tanques de aeração, em série, confeccionados com tubos de PVC, seguidos por um decantador secundário, confeccionado em fibra de vidro e PVC. O reator UASB recebeu um afluyente com DQO média de 700 mg/L (267 a 1670 mg/L), DBO<sub>5</sub> média de 350 mg/L (126 a 888 mg/L) e SST médio de 780 mg/L (432 a 1570 mg/L) e teve um desempenho bastante estável sob o ponto de vista de remoção de matéria orgânica, propiciando remoção média de DQO em torno de 70%, de DBO<sub>5</sub> em torno de 80% e de SST de cerca de 80%, sem tendência de perda de eficiência com o aumento dos carregamentos orgânico e hidráulico,

tendo sido possível operá-lo com tempo de detenção hidráulica de 6,4 horas, com vazão constante de alimentação. O comportamento do lodo biológico e do processo de lodos ativados se mostrou instável tanto para a concentração da biomassa, quanto para as características de separação entre fases sólidas e líquidas, resultando em grandes dificuldades para o controle da operação. Nos períodos em que a instabilidade foi menor, foram feitas tentativas de se estimar valores médios para remoção de matéria orgânica, cujos valores foram de 42% para DQO, 63% para DBO<sub>5</sub> e 39% para SST, considerando-se apenas o processo de lodos ativados. Através do sistema combinado, foram obtidas as seguintes faixas de remoção de matéria orgânica: 78% a 89% para DQO global, 82 a 90% para DQO filtrada, 74 a 96% para DBO<sub>5</sub> global, 95 a 99% para a DBO<sub>5</sub> filtrada, 65 a 94% para SST e 79 a 96% para SSV. Através da associação dos processos, foram alcançadas elevadas eficiências na remoção de coliformes: cerca de 99,7% para coliformes totais e 99,8% para coliformes fecais. Neste estudo, foi realizada uma estimativa dos custos de implantação e operação do sistema combinado em escala real, verificando-se uma vantagem em torno de 20% no custo de implantação e de 60% no custo de operação, em relação ao sistema de lodo ativado convencional.

Em um estudo teórico, VON SPERLING & CHERNICHARO (1998), compararam o sistema combinado reator UASB e lodos ativados ao sistema combinado tratamento primário e lodos ativados, para populações de 10.000, 100.000 e 1.000.000 de habitantes. Neste estudo considerou-se que as unidades de tratamento seriam implantadas em dois estágios. Foram estudadas, no primeiro estágio, as alternativas de tratamento primário versus reator UASB e, no segundo estágio, o sistema de lodos ativados como etapa complementar tanto para o tratamento primário quanto para o reator UASB. Segundo os autores, a implementação de plantas de tratamento em estágios é interessante para países em desenvolvimento, devido à dificuldade de obtenção de recursos financeiros para um projeto completo. Como alternativa para o primeiro estágio, o reator UASB apresentou vantagens em termos de melhor qualidade do efluente e menor quantidade de lodo a ser disposto. Porém, os volumes das unidades seriam maiores, acarretando possivelmente custos maiores de implantação. Na comparação dos sistemas combinados, no segundo estágio, o sistema UASB-lodos ativados apresentou uma elevada redução na quantidade de lodo a ser disposto, com média de 0,9 l de lodo/kg DBO<sub>5</sub> removida contra 2,9 l de lodo/kg DBO<sub>5</sub> removida no sistema de lodos ativados convencional, e uma boa redução da energia necessária ao processo de aeração, de cerca

de 20 % - de 0,08 HP/kg DBO<sub>5</sub> contra 0,1 HP/kg DBO<sub>5</sub>, removidas no sistema de lodos ativados convencional.

Na cidade de Brasília foram construídos, nos últimos anos (1999), 13 reatores UASB, outros 10 se encontram em construção. Esses reatores adotaram uma configuração particular, tendo sido compartimentados e simplificados (NEDER, 1999), de forma a reduzir rapidamente a carga orgânica lançada nos corpos receptores pelas comunidades carentes. Foi utilizada uma tecnologia de baixo custo, que consiste na construção de reatores cavados na terra e na utilização de materiais alternativos, tais como: argamassa, madeiramento, telhas de alumínio e tubulações de PVC, evitando-se o emprego de concreto. Estes reatores apresentaram em média uma redução de DBO<sub>5</sub> de 68% e de SST de 66 % e tiveram um custo de construção de R\$ 2,00 por habitante atendido, sem considerar os custos da destinação do lodo. O tempo de detenção hidráulica destes reatores é de cerca de 20 a 40 horas, portanto muito superior ao dos UASB tradicionais. Estes reatores são considerados, no plano de saneamento, como as primeiras unidades de estações de tratamento a serem implantadas.

O reator anaeróbio de leito expandido vem sendo pesquisado, em escala piloto e em escala real, por PEREIRA (1999), através de unidades construídas no Campus da Universidade de São Carlos. O reator, em escala real, apresentou uma redução média de 78 % da DQO, uma redução de 67 % nos SST e uma concentração de 59,7 % de metano no gás produzido. De forma a melhorar a eficiência do reator e diminuir as perdas de sólidos no efluente, que são excessivas, uma unidade de remoção inicial de sólidos sedimentáveis será acrescida ao sistema de tratamento. Este tipo de reator foi idealizado para tratar resíduos com baixa concentração de sólidos em suspensão, mas, a título de pesquisa na unidade comercial, foi testada a variante sem retenção preliminar de sólidos.

O sistema de tratamento constituído de fossa e filtro anaeróbio ascendente, cujas características são amplamente descritas em diversos trabalhos (CHERNICHARO, 1997, ABNT, 1997), foi reformulado e otimizado através de uma forma de associação de três filtros, seguidos por um filtro de areia proposta por CYNAMON (1986). Nesta associação, os fluxos dos filtros seguem uma escala ascendente, descendente e novamente ascendente, tendo o filtro de areia a finalidade de dar um polimento no efluente final. Este tipo de filtro superou largamente os sistemas de fossa e filtro anaeróbios tradicionais, em relação a remoção de DQO (84 % (sem filtro de areia) para esgoto doméstico e 94,9 % (sem filtro de areia) para o resíduo do entreposto de pescado), de DBO<sub>5</sub> ( 85 % (sem filtro de areia) para esgoto doméstico e 95 % (sem filtro de areia) para o resíduo do entreposto

de pescado) e de coliformes (99 % para esgoto doméstico e 99,9 % para o resíduo do entreposto de pescado, nos dois casos sem filtro de areia) (MELLO Jr., 1999), nos esgotos domésticos e industriais. Este sistema de tratamento tem sido construído, com frequência, em condomínios, loteamentos e mesmo em fábricas, havendo atualmente dezenas de unidades construídas no Rio de Janeiro em outros estados e mesmo em diversos países. Este sistema de tratamento, pela sua potencialidade, deveria ser mais pesquisado, levando-se em conta tratar-se de alternativa de baixo custo e elevada eficiência para tratamento de esgotos sanitários e industriais. Entre as possíveis formas de pós-tratamento para os reatores UASB, poderíamos apontar o filtro Cynamon como uma alternativa de grande potencial, ainda a ser estudada.

Em Natal foi construída uma unidade em escala piloto (GUIMARÃES, 1999, ANDRADE NETO, 1999), no Campus da Universidade Federal do Rio Grande do Norte (UFRN), alimentada por esgotos predominantemente domésticos. Trata-se de um sistema de tratamento composto por um tanque séptico, prismático retangular, com duas câmaras em série, um filtro de pedra ascendente e quatro filtros anaeróbios de fluxo descendentes, operando em paralelo. Nos filtros descendentes foram pesquisados diversos tipos de recheio. Após o estabelecimento das características operacionais da unidade piloto, uma unidade em escala real foi construída, visando o tratamento do esgoto sanitário de um hotel. Este sistema de tratamento em escala piloto apresentou uma remoção média de 81 % da DQO total, 67 % da DQO solúvel e 74 % do COT (carbono orgânico total) operando a 29°C. Os resultados da unidade instalada no hotel são semelhantes.

O processo de valos Cynamon-Roque, cuja pesquisa é o objeto desta tese, foi desenvolvido com a finalidade de tratar esgotos sanitários ou industriais, e seria mais vantajoso para esgotos com elevada carga orgânica, em virtude das vantagens na etapa anaeróbia. Os tempos de detenção hidráulica deste processo são comparáveis aos dos processos dos lodos ativados. A sua viabilidade técnica foi demonstrada amplamente, no período de patenteamento (CYNAMON, 1993; CYNAMON, 1996). Este processo é realizado em duas unidades, um reator anaeróbio e outro aeróbio com formato inspirado nos valos clássicos, fechadas e pressurizadas. Em anexo apresentamos a planta baixa das duas unidades e fotografias que permitem uma melhor visualização delas. O processo apresenta algumas características que tornam a sua implantação altamente vantajosa: pode ser implantado em espaços reduzidos e até mesmo em desvãos, apresenta custo de implantação e de operação reduzidos quando comparados aos processos clássicos, uma vez que os seus tempos de detenção hidráulica são semelhantes aos do lodo ativado

convencional, o que permite que sejam construídas unidades compactas. Outra vantagem do processo é a de que o consumo de oxigênio da unidade aeróbia é pequeno, pois a maior parte da estabilização da matéria orgânica é realizada na unidade anaeróbia. Os resultados obtidos, em relação a remoção de carga orgânica apresentados na Tabela III.57, demonstram a potencialidade do método pois, apesar da contínua perda de sólidos, que leva à perda de biomassa ativa e à desestabilização do processo de degradação, as eficiências alcançadas foram comparáveis ao do processo de lodos ativados (CAMPOS, 1999), exceto na 2ª corrida, em que o TDH de apenas 6 horas prejudicou muito a performance do sistema.

Os processos clássicos de tratamento vêm sendo pouco estudados atualmente, no Brasil, exceto como a etapa posterior de um reator UASB. Entretanto, os processos de remoção biológica de nitrogênio e fósforo de esgotos sanitários tem sido pesquisados em escala de laboratório e em escala piloto (GONÇALVES, 1995 e GONÇALVES et al, 1994). O processo desenvolvido por Gonçalves, com biofiltro aerado submerso, é capaz de realizar continuamente a nitrificação/desnitrificação/desfosfatação de esgotos sanitários. Através de uma bateria de 5 biofiltros, em escala piloto, alternando-se ciclicamente as condições anaeróbia/aeróbia sobre a biomassa fixa, selecionou-se elevadas concentrações de bactérias desfosfatantes no biofilme. A eficiência na remoção de fósforo na fase líquida (60 a 70%) e os teores de fósforo no lodo de lavagem dos biofiltros, cerca de 3,4% P<sub>v</sub>/SST, confirmaram a presença significativa desta colônia no processo. Nesta pesquisa, verificaram-se também elevadas reduções de nitrogênio total, apresentando o efluente tratado teores de nitrogênio total inferiores a 15 mg/L, com NTK < 5 mg/L e N-NO<sub>x</sub> = 10 mg/L.

A precipitação química, Tratamento Primário Quimicamente Assistido, tem sido colocada como uma alternativa aos reatores UASB, tendo a vantagem de produzir efluentes com baixos teores de fósforo, e está em fase de implantação nas estações de tratamento de esgotos Pavuna e Sarapuí, associadas ao Programa de Saneamento da Baía de Guanabara, cada uma delas capacidade para tratar 3 m<sup>3</sup>/s de esgotos domésticos (SANDINO, 1999). A desvantagem deste processo é o fato dos lodos removidos não são estabilizados. No caso das ETEs Pavuna e Sarapuí, os lodos devem ser dispostos em aterro sanitário.

A remoção química de fósforo, em um reator UASB, em escala de laboratório, tratando uma água residuária sintética, foi pesquisada por SOARES et al (1997). Através

da adição de cloreto férrico foi obtida uma remoção elevada de fósforo, superior à dos tratamentos convencionais aeróbios e anaeróbios. Neste trabalho, o lodo anaeróbio foi estudado através de difração de raio-X e de microscopia eletrônica de varredura, o que permitiu a determinação qualitativa dos principais elementos químicos presentes, quantitativa da constituição biológica e da mineral dos grânulos de lodo. Foram observadas elevadas concentrações de diversos cátions e ânions no lodo, entre eles destacaram-se o ferro (56,12%), o fósforo (24,22%) e o cálcio (11,81%). O cloreto de ferro foi adicionado ao afluente do reator UASB, em duas concentrações 90 mg/L e 200 mg/L, tendo sido obtidas remoções de 52,5% e 84%, respectivamente.

Na Suécia foram desenvolvidos processos de precipitação química, incluindo as modalidades: precipitação direta, pré-precipitação, precipitação simultânea e precipitação com nitrificação/desnitrificação. Os processos de precipitação química apresentam elevadas remoções de  $P_t$  (95%), sendo os únicos capazes de atender o limite de 0,5 mg/L para efluentes de ETEs, adotado na Suécia. O processo de precipitação direta é o mais utilizado na Noruega (50% das ETEs) e um dos mais usados na Finlândia e na Suécia. Através deste processo, são alcançadas remoções médias de  $DBO_7$  de cerca de 75%, de  $N_t$  de cerca de 25% e de  $P_t$  de cerca de 95%. O processo de pré-precipitação, seguido em geral por tratamento por lodos ativados, permite uma remoção de  $P_t$  equivalente a do processo de precipitação direta, mas alcança remoções de  $DBO_7$  de cerca de 95%, de  $N_t$  de cerca de 30%, em unidades menores que as tradicionais. No processo de pré-precipitação com nitrificação/desnitrificação, o lodo sedimentado é hidrolisado e usado como biomassa para o processo de desnitrificação.

Nos Estados Unidos, foram desenvolvidos novos processos de nitrificação/desnitrificação, através da alternância de regiões em condições anaeróbias e aeróbias, em um único reator.

Um destes processos, um lodo ativado com aeração prolongada, incorpora uma elevada idade do lodo e um sistema de aeração por difusão com uma alternância cíclica da distribuição espacial da taxa de difusão de ar no reator (JAKOB, 1999). Este processo opera com idade do lodo de 40 a 70 dias e utiliza um sistema de difusão, formado por tubos flexíveis de polietileno, com difusores de bolhas finas. Existem muitas unidades em operação na Europa e nos Estados Unidos. Através deste processo consegue-se uma redução de até 75%, no consumo de energia elétrica, em relação ao processo de lodos ativados convencional, com aeração mecânica.

Nos Estados Unidos, outro processo inovador de nitrificação/desnitrificação foi desenvolvido: um valo de oxidação orbital modificado de forma a apresentar regiões alternadamente anaeróbias e aeróbias (KATTA, 1999). Este alcançou elevadas taxas de remoção de nutrientes, apresentando concentrações de  $N_t$  e  $P_t$  inferiores a 3 mg/L e  $DBO_5$ , em geral menores, do que 5 mg/L.

## **IV - Discussão Metodológica (Teórica e Operacional)**

### **IV.1 - Introdução**

O estudo cinético de um processo de tratamento, aplicado a um determinado tipo de efluente (doméstico ou industrial), envolve as seguintes etapas:

- estudo dos modelos cinéticos encontrados na literatura, relacionados à cada processo, com a finalidade de conhecer as técnicas de controle do mesmo: as variáveis determinantes do estágio destes processos, a avaliação destas variáveis e sua influência nos processos, e as formas de correção operacional do processo;

- A aclimatação do lodo (cultura de bactérias) utilizado no tratamento, para determinado tipo de carga, é de importância capital;

- tratamento do esgoto ou resíduo industrial, fazendo-se o acompanhamento deste através das análises intrínsecas ao mesmo;

- utilização dos dados obtidos no processo para determinação do modelo cinético mais adequado, através de análise matemática.

### **IV.2 - Modelo Matemático do Reator**

#### **IV.2.1 - Reator Anaeróbio**

A Figura IV.1 apresenta o diagrama utilizado para representar os reatores e os decantadores, que serviram de base para o modelo que desenvolvemos a seguir. Na Figura IV.2 apresentamos um diagrama que representa os reatores com maior fidelidade e em anexo descrevemos, em detalhes, o processo Cynamon-Roque. Na Figura IV.1 os retângulos representam respectivamente os reatores anaeróbio (o maior) e aeróbio e os círculos representam os decantadores.

O balanço de substrato (DQO ou DBO) para a primeira unidade, reator anaeróbio, é dado por:

Substrato que entra = substrato que sai + substrato consumido + substrato acumulado

No caso, temos:

$S_0Q_0$  = substrato no afluente do reator;

$S_1Q_{r1}$  = substrato recirculado;

$S_1Q_1$  = substrato no efluente do reator;

$r_{s1}V_1$  = substrato consumido;

$d(SV_1)/dt$  = substrato acumulado.

E o balanço de substrato, na primeira unidade, é dado por:

$$S_0Q_0 + S_1Q_{r1} = S_1(Q_1 + Q_{r1}) + r_{s1}V_1 + \frac{d(SV_1)}{dt}$$

$$S_0Q_0 - S_1Q_1 - r_{s1}V_1 = \frac{d(SV_1)}{dt}$$

onde:

$S_0, S_1$  e  $S$  = DQO ou  $DBO_5$  (mg/L);

$Q_0, Q_1$  e  $Q_{r1}$  = vazão (l/s);

$r_{s1}$  = taxa de consumo de substrato (mg/L.s)

$V_1$  = volume do reator 1 (anaeróbio) (l);

$t$  = tempo (s)

Tendo em conta que:

$V_1$  = constante;

$S_0 = S_0(t)$  (a concentração de substrato no afluente varia com o tempo);

$S_1 = S_1(t)$  (a concentração de substrato no efluente varia com o tempo);

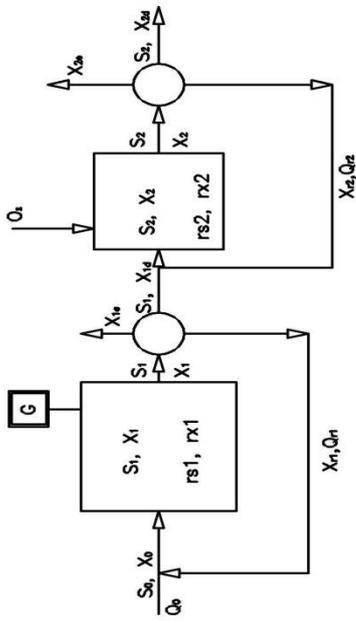


Figura IV.1 – Diagrama simplificado do processo anaeróbio e aeróbio utilizado no estudo cinético

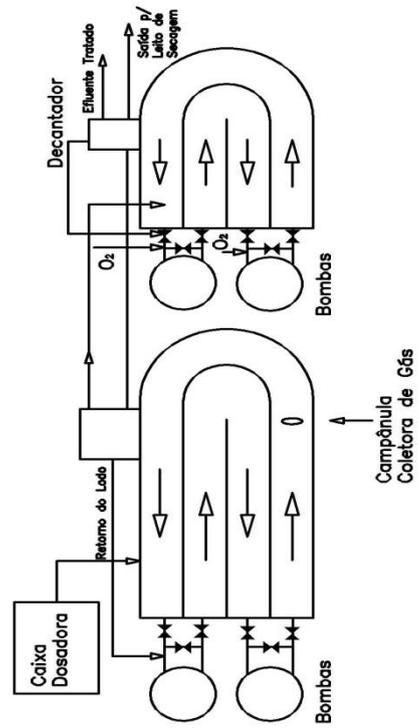


Figura IV.2 – Diagrama detalhado do processo anaeróbio e aeróbio.

$S = S_1(t)$  (mistura perfeita);

O volume do valo anaeróbio é constante, portanto a vazão de entrada  $Q_0$  é igual a vazão de saída  $Q_1$  e ambas variam da mesma forma com o tempo.

$Q_1 = Q_0 = Q_0(t)$  (a vazão do efluente varia com o tempo);

$V_1/Q_0(t) = T_1(t)$  (tempo de residência).

Tem-se:

$$Q_0(t)(S_0(t) - S_1(t)) = r_{s1}V_1 + V_1 \frac{d(S_1(t))}{dt}$$

$$S_0(t) - S_1(t) = T_1(t) \left( r_{s1} + \frac{d(S_1(t))}{dt} \right)$$

$$\frac{d(S_1(t))}{dt} + \frac{(S_1(t) + r_{s1}T_1(t))}{T_1(t)} = \frac{S_0(t)}{T_1(t)} \quad (\text{IV.1})$$

A Equação IV.1 só pode ser resolvida, de modo a se conhecer  $S_1(t) = F(S_0, T_1, r_{s1})$ , se as funções  $S_0(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $r_{s1}$  forem conhecidas. A função  $r_{s1}$  é dada pela equação genérica:

$$r_{s1} = f_1(S, X)$$

onde:

$S$  = concentração de substrato no reator (mg/L);

$X$  = concentração de sólidos em suspensão voláteis no reator (mg/L).

Na realidade esta função também depende da temperatura entre outros fatores.

Na literatura da modelagem cinética dos processos biológicos, são encontradas diversas equações (GRADY & LIM, 1980; SUNDSTRON, 1979; ECKENFELDER, 1995) que relacionam a taxa de consumo de substrato com as concentrações de substrato e de sólidos em suspensão voláteis. Entre estas, a mais utilizada é a equação de Monod, que é dada por:

$$r_{s1} = \mu_{\text{máx}} \frac{SX}{Y(K_S + S)} \quad (\text{IV.2})$$

onde:

$\mu_{\text{máx}}$  = taxa específica de crescimento máxima (L/s);

$K_S$  = constante de saturação, que é definida como a concentração em que  $\mu = \mu_{\text{máx}}/2$  (mg/L);

S e X = são definidos como anteriormente;

Y = coeficiente de produção celular (biomassa - sólidos em suspensão voláteis produzidos por unidade de massa de substrato removida - DQO ou DBO) (mg/mg).

A Equação IV.1 combinada com a Equação IV.2 só pode ser resolvida numericamente. Nos casos em que  $K_S \gg S$ , a Equação IV.2 pode ser simplificada, obtendo-se a Equação IV.3, utilizada por ECKENFELDER e FORD (1970), apresentada a seguir:

$$r_{s1} = K_3 X S \quad (\text{IV.3})$$

sendo  $K_3$  aproximadamente igual a  $\mu_{\text{máx}} / (K_S Y)$  (1/(h. mg/L)) (quando a Equação IV.3 é válida)

Outra equação encontrada na literatura, a equação empírica recomendada por ECKENFELDER e MUSTERMAN (1995), expressa a redução na taxa de degradação, que ocorre com o tempo, a medida que a matéria orgânica é degradada e permanecem no reator substâncias cuja degradação é cada vez mais difícil. Esta equação é dada por:

$$r_{s1} = K_4 X \frac{S_1}{S_0} \quad (\text{IV.4})$$

Esta equação é recomendada para substratos solúveis.

O balanço de sólidos em suspensão voláteis, para o reator anaeróbio, é dado por:

Sólido que entra = Sólido que sai - Sólido produzido + Sólido acumulado

$$X_0 Q_0 + X_{r1} Q_{r1} = X_1 (Q_1 + Q_{r1}) - r_{x1} V_1 + \frac{d(XV_1)}{dt}$$

onde:

$X_0, X_1, X, X_{r1}$  - sólidos em suspensão voláteis (mg/L);

$r_{x1}$  - taxa de produção de sólidos em suspensão voláteis (mg/L.s).

Tendo em conta que:

$X_0 = X_0(t)$  (a concentração de sólidos no afluente do reator varia com o tempo);

$X_1 = X$  (mistura perfeita);

$X_1 = X_1(t)$  (a concentração de sólidos no reator varia com o tempo) ;

$X_{r1} = X_{r1}(t)$  (a concentração dos sólidos em suspensão voláteis recirculados varia com o tempo);

$R = Q_{r1}/Q_0$  (taxa de recirculação);

$Q_1 = Q_0 = Q_0(t)$  (a vazão do afluente do reator varia com o tempo) ;

$Q_{r1} = \text{constante}$ ;

$R = R(t)$  (a taxa de recirculação varia com o tempo);

$V_1/Q_0(t) = T_1(t)$  (tempo de residência)

Tem-se:

$$X_0(t)Q_0(t) + X_{r1}(t)Q_{r1} = X_1(t)(Q_0(t) + Q_{r1}) - r_{x1}V_1 + V_1 \frac{d(X_1(t))}{dt}$$

$$X_0(t) + X_{r1}(t)R(t) = X_1(t)(1 + R(t)) - r_{x1}T_1(t) + T_1(t) \frac{d(X_1(t))}{dt}$$

$$\frac{d(X_1(t))}{dt} + \frac{X_1(t)(1+R(t))}{T_1(t)} - r_{x1} = \frac{(X_0(t)+X_{r1}R(t))}{T_1(t)}$$

$$\frac{d(X_1(t))}{dt} = \frac{X_0(t)+X_{r1}R(t)+X_1(t)(1+R(t))}{T_1(t)} + r_{x1} \quad (\text{IV.5})$$

É necessário conhecer  $X_0(t)$ ,  $r_{x1}$ ,  $X_{r1}(t)$  e  $R(t)$  para poder resolver a Equação IV.5.

A taxa de produção de sólidos é dada genericamente pela equação:

$$r_{x1} = f_2(X,S)$$

Normalmente (VON SPERLING, 1995; ECKENFELDER, 1995; GRADY, 1980), utiliza-se, na avaliação da taxa de produção de sólidos, uma equação que, baseada no conceito de fator de conversão, é dada por:

$$r_{x1} = Y r_{s1} - K_d X_1(t) \quad (\text{IV.6})$$

onde:

$Y$  = é definido como na Equação IV.2;

$K_d$  = coeficiente de respiração endógena (L/s)

O termo  $Y r_{s1}$  implica numa proporcionalidade direta entre a taxa de consumo de substrato e a taxa de produção de sólidos. De forma mais objetiva, cada mg/L.s de substrato consumido se converte em  $Y$  mg/L.s de massa de bactérias, sólidos em suspensão voláteis, sendo  $Y$  o fator de conversão. Por outro lado, o termo  $K_d X_1(t)$  está associada à respiração endógena; decomposição bacteriana devido a falta de nutrientes, oxigênio dissolvido ou a outros fatores, que é proporcional a concentração de sólidos em suspensão voláteis.

A Equação IV.5 não apresenta solução analítica, tendo, de qualquer modo, solução numérica. Tendo em conta os valores de  $X_0(t)$ ,  $r_{x1}$ , (que é função de  $S_1(t)$  e  $X_1(t)$ ),  $T_1(t)$ ,  $X_{r1}(t)$ ,  $R(t)$  e  $S_1(t=0)$  e  $X_1(t=0)$ , podemos calcular os valores de  $S_1(t)$  e  $X_1(t)$  através do cálculo de  $dS_1/dt$  (pela equação IV.1) e de  $dX_1/dt$  (pela equação IV.5), pelo método de Euler.

Tendo em conta que queremos obter parâmetros para dimensionamento, o problema consiste em calcular  $r_{s1}$  e  $r_{x1}$ . Combinando-se as Equações IV.1 e IV.2 obtemos a taxa de consumo de substrato,  $r_{s1}$ , através da equação:

$$r_{s1} = \mu_{\text{máx}} \frac{S_1(t)X_1(t)}{Y(K_S + S_1(t))} = \frac{(S_0(t) - S_1(t))}{T_1} - \frac{dS(t)}{dt} \quad (\text{IV.7})$$

Rearranjando-se a equação IV.7 obtemos:

$$\mu_{\max} \frac{SX}{Y(K_S+S)} = \frac{(S_0(t)-S_1(t))}{T_1(t)X_1(t)} - \frac{dS(t)}{X_1(t)dt}$$

$$\left[ \frac{S_0(t)-S_1(t)}{T_1(t)X_1(t)} - \frac{dS_1(t)}{X_1(t)dt} \right]^{-1} = \frac{K_S Y}{\mu_{\max} S_1(t)} + \frac{Y}{\mu_{\max}} \quad (\text{IV.8})$$

Fazendo-se, na Equação IV.8, o termo elevado a menos 1 igual a y e  $1/S_1(t)$  igual a x, temos uma equação da reta, cujos coeficientes angular e linear são respectivamente iguais a  $K_S Y/\mu_{\max}$  e  $Y/\mu_{\max}$ . Nos casos em que se obtêm um bom ajuste desta reta, fica provada a validade da Equação IV.2 e os parâmetros  $K_S Y/\mu_{\max}$  e  $Y/\mu_{\max}$  são determinados com boa precisão. Entretanto, quando a Equação IV.2 não é válida, podemos testar a validade de outras equações, para  $r_{s1}$ , através de operações matemáticas semelhantes àquelas usadas na dedução da Equação IV.8.

Quando o regime é permanente a Equação IV.8 se torna:

$$\left[ \frac{S_0 - S_1}{T_1 X_1} \right]^{-1} = \frac{K_S Y}{\mu_{\max} S_1} + \frac{Y}{\mu_{\max}} \quad (\text{IV.9})$$

pois  $dS_1(t)/dt = 0$ ,  $S_0(t) = S_0 = \text{constante}$ ,  $S_1(t) = S_1 = \text{constante}$ ,

$X_1(t) = X_1 = \text{constante}$  e  $T_1(t) = T_1 = \text{constante}$ .

A utilização da Equação IV.9 simplifica enormemente o trabalho experimental, pois, neste caso, é necessário apenas realizar algumas medidas de  $S_0$ ,  $S_1$  e  $X_1$ , e manter  $T_1$  constante, após se alcançar o regime permanente. De forma a determinar os valores de  $K_S$  e  $\mu_{\max}/Y$  são necessárias várias corridas, tratamento de um esgoto ou resíduo em condições específicas, em regime permanente, tendo  $X_1$ 's diferentes e algumas diluições (quando o resíduo é muito tóxico) do material a ser tratado. Nestas corridas é necessário determinar a produção diária de sólidos e descartá-la diariamente, após ter sido obtido o valor de sólidos em suspensão voláteis desejado, de forma a manter  $X_1$  constante durante toda a corrida. Tendo em conta, os valores experimentais obtidos de  $S_0$ ,  $S_1$ ,  $X_1$ , e  $T_1$ , e fazendo-se o primeiro termo da Equação IV.9 igual a y (da equação da reta) e  $1/S_1$  igual

a x, obtemos uma reta, cujos coeficientes angular e linear são  $K_S Y/\mu_{\text{máx}}$  e  $Y/\mu_{\text{máx}}$  respectivamente.

De forma a avaliar a confiabilidade dos parâmetros cinéticos calculados, é usual utilizar o coeficiente de determinação, que é dado pela equação:

$$\text{COD} = 1 - \frac{\sum(Y_{i_{\text{obs}}}-Y_{i_{\text{est}}})^2}{\sum(Y_{i_{\text{obs}}}-Y_{i_{\text{m}}})^2}$$

onde:

COD está na faixa  $-\infty \leq \text{COD} \leq 1$ ;

i = índice da variável de estado Y ;

$Y_{\text{obs}}$  = valor observado da variável de estado y com índice i;

$Y_{\text{est}}$  = valor estimado da variável de estado i;

$Y_{\text{m}}$  = média dos valores de  $Y_{i_{\text{obs}}}$ ;

Ajustes perfeitos são alcançados quando o coeficiente de determinação é igual a 1; o que implica na igualdade entre os valores observados e estimados.

Nos casos em que o resíduo líquido não é homogêneo, apresentando grande variação horária, na sua concentração de substrato e de sólidos, e até mesmo na sua vazão, faz-se necessário empregar a Equação IV.8, que implica na obtenção das funções  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $X_1(t)$  e  $T_1(t)$ .

Outra forma de se determinar os parâmetros cinéticos, consiste na utilização da Equação IV.7. Através de duas equações inter-relacionadas pode-se calcular  $S_1(t)$ , tendo em conta  $S_0(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $S_1(t)$  inicial), que precisam ser conhecidos,  $K_S$  e  $\mu_{\text{máx}}/Y$ , que precisam ser testados. A observação do ajuste alcançado com cada grupo de constantes,  $K_S$  e  $\mu_{\text{máx}}/Y$ , nos permite escolher de forma conservativa, os valores  $K_S$  e  $\mu_{\text{máx}}/Y$  mais adequados.

Rearranjando-se a Equação IV.7 obtemos a equação a seguir:

$$\frac{dS_1(t)}{dt} = \frac{(S_0(t)-S_1(t))}{T_1(t)} - \mu_{\max} \frac{S_1(t)X_1(t)}{Y(K_S+S_1(t))}$$

e do cálculo diferencial temos:  $S_1(t + \Delta t) = S_1(t) + \frac{dS_1(t)}{dt} \times \Delta t$

As duas equações apresentadas anteriormente, correspondem ao esquema de resolução da Equação IV.7 pelo método de integração numérica de Euler. Este método, o mais simples para integração numérica de equações diferenciais, consiste, no caso da Equação IV.7, no uso das expressões matemáticas apresentadas a seguir:

Tendo-se em conta que  $\frac{\Delta S_1(t)}{\Delta t} \approx \frac{dS_1(t)}{dt}$ , temos:

$$\Delta S_1(t_i) \approx \left[ \frac{S_0(t_i)-S_1(t_i)}{T_1(t)} - \frac{\mu_{\max} S_1(t_i) X_1(t_i)}{Y(K_S + S_1(t_i))} \right] \times \Delta t$$

$$S_1(t_i + \Delta t) \approx S_1(t_i) + \Delta S_1(t_i)$$

De forma genérica, para uma função qualquer, o método de integração de Euler, é dado por;

$$\frac{dy}{dt} = f(x_1, x_2, \dots, x_n, y)$$

$$x_1, x_2, \dots, x_n = x_1(t), x_2(t), x_3(t), \dots, x_n(t)$$

$$y_{i+1} = y_i + h f(x_i, y_i)$$

$$h = \Delta t$$

O método de Euler Modificado, é um pouco mais preciso do que o método clássico, consiste na utilização de um corretor para a aproximação dada pelo método de Euler. Através do algoritmo, que apresentamos a seguir, calcula-se  $y = y(t)$ .

Preditor:

$$y^*_{i+1} = y_i + h f(x_i, y_i)$$

Corretor:

$$y_{i+1} = y_i + h/2 \times [f(x_i, y_i) + f(x_i, y_{i+1}^*)]$$

Existem muitos outros métodos de integração numérica, mais sofisticados e precisos, como as Fórmulas de Integração de Newton-Cotes fechadas e abertas, Fórmulas de Adams e outros (ALBRECH, 1973; KAPLAN & LEWIS, 1976), cuja utilização é determinada por uma série de fatores. Entre esses, destacamos:

- grau de variação da função a ser integrada, no intervalo de integração;
- precisão com que a função a ser integrada é determinada através de dados experimentais;
- objetivo que se pretende alcançar com a integração numérica;
- disponibilidade de recursos computacionais e de tempo para a elaboração matemática.

Através da Equação IV.5, podemos obter os parâmetros cinéticos,  $Y$  e  $K_d$ , combinando-se a Equação IV.6 à primeira e manipulando-se algebricamente a equação obtida:

$$r_{x1} = Y r_{s1} - K_d X_1(t) = \frac{dX_1(t)}{dt} - \frac{1}{T_1(t)} (X_0(t) + X_{r1}(t)R(t) - X_1(t)(1+R(t)))$$

$$\left[ \frac{dX_1(t)}{X_1(t)dt} - \frac{(X_0(t)+X_{r1}(t)R(t)-X_1(t)(1+R(t)))}{X_1(t)T_1(t)} \right] = \frac{Y r_{s1}}{X_1(t)} - K_d \quad (\text{IV.10})$$

Através do método de integração numérica de Euler, temos:

$$X_1(t_i + \Delta t) - X_1(t_i) = \left[ \frac{(X_0(t_i) + X_{r1}(t_i)R(t_i) - X_1(t_i)(1 + R(t_i)))}{T_1(t_i)} + Y r_{s1} \right] \Delta t$$

Quando não ocorre recirculação do lodo sedimentado no decantador, como ocorreu durante os períodos de coleta de amostras, a equação anterior se torna:

$$X_1(t_i + \Delta t) - X_1(t_i) = \left[ \frac{(X_0(t_i) - X_1(t_i))}{T_1(t_i)} + Y r_{s1} \right] \Delta t \quad (\text{IV.11})$$

No caso do valo aeróbio, além de não ocorrer recirculação do lodo, uma parte dos SVT do efluente do reator anaeróbio era sedimentada. Deste modo, a equação IV.11 se torna:

$$X_2(t_i + \Delta t) - X_2(t_i) = \left[ \frac{(X_1(t_i) (1 - \text{Sed}) - X_2(t_i))}{T_1(t_i)} + Y_{rs1} \right] x \Delta t \quad (\text{IV.12})$$

onde:

- Sed = fração dos SVT sedimentada, adimensional.

Fazendo-se o primeiro termo da Equação IV.10 igual a y (da equação da reta) e  $r_{s1}/X_1(t)$  igual a x, obtemos uma reta, cujos coeficientes angular e linear são Y e  $-K_d$  respectivamente.

Quando o regime é permanente a Equação IV.10 se torna:

$$\frac{X_1(1+R) - X_0 - X_{r1}R}{X_1 T_1} = \frac{Y r_{s1}}{X_1} - K_d \quad (\text{IV.13})$$

As considerações válidas para a Equação IV.9 também se aplicam à Equação IV.11. Deste modo, nos casos em que o regime não é permanente é necessário utilizar a Equação IV.10, ainda que isto implique em um grande número de análises, as mesmas que são necessárias para se utilizar a Equação IV.8, de forma a se obter as funções  $X_0(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $S_0(t)$  e  $S_1(t)$  e medir  $Q_0(t)$ .

Embora a validade da Equação IV.6 seja, em geral, reconhecida, existem casos (SUNSDSTROM, 1979) em que ela não se verifica. Nestes casos, é preciso testar equações empíricas.

Nos reatores anaeróbios o gás produzido, a maior parte metano e gás carbônico, têm valor comercial e a quantidade e a qualidade (teor de metano) deste está associada ao funcionamento do processo; digestores operando com eficiência produzem considerável quantidade de gás com elevado teor de metano. A equação a seguir, utilizada

normalmente nos modelos cinéticos, relaciona a taxa de produção de metano à taxa de consumo de substrato:

$$\frac{dG(t)}{dt} = a r_{s1} - c X_1(t) \quad (\text{IV.14})$$

onde:

$dG(t)/dt$  - taxa de produção de metano (l/h);

$a$  e  $c$  - constantes determinadas experimentalmente.

#### IV.2.2 - Reator Aeróbio

O balanço de substrato (DQO ou DBO) e de sólidos em suspensão voláteis, para o reator aeróbio, é obtido de forma análoga à realizada no reator anaeróbio. Assim sendo, este é dado por:

$$S_1(t)Q_1(t) + S_2(t) Q_{r2} = S_2(t) (Q_2(t) + Q_{r2}(t)) + r_{s2}V_2 + \frac{d(S_2(t)V_2)}{dt}$$

$$X_{1d}(t)Q_1(t) + X_{r2}(t) Q_{r2}(t) = X_2(t) (Q_2(t) + Q_{r2}) - r_{x2}V_2 + \frac{d(X_2(t)V_2)}{dt}$$

onde:

$V_2$  = volume do reator 2 (aeróbio) (L);

$X_{1d}(t)$  = concentração de sólidos após a decantação (mg/L);

$S_2(t)$ ,  $X_2(t)$ ,  $X_{r2}(t)$ ,  $r_{s2}$  e  $r_{x2}$  - são definidos como anteriormente.

Tendo em conta as mesmas hipóteses e definições adotadas no balanço do reator anaeróbio, temos:

$$\frac{dS_2(t)}{dt} + \frac{(S_2(t)+r_{s2}T_2(t))}{T_2(t)} + \frac{S_1(t)}{T_2(t)} \quad (\text{IV.15})$$

$$\frac{dX_2(t)}{dt} = \frac{1}{T_2(t)} (X_{1d}(t) + X_{r2}(t)R(t) - X_2(t)(1+R(t))) + r_{x2} \quad (\text{IV.16})$$

Supondo-se válidas as equações IV.2 e IV.6 e considerando-se o regime permanente, através de operações matemáticas semelhantes aquelas realizadas para o reator anaeróbio, obtemos:

$$\left[ \frac{S_1 - S_2}{T_2 X_2} \right]^{-1} = \frac{K_S Y}{\mu_{\max} S_2} + \frac{Y}{\mu_{\max}} \quad (\text{IV.17})$$

$$\frac{X_2(1+R)}{X_2 T_2} = \frac{Y r_{s2}}{X_2} - K_d \quad (\text{IV.18})$$

O cálculo dos parâmetros cinéticos associados ao reator aeróbio é realizado, através das Equações IV.15 e IV.16, de forma análoga ao realizado para obtenção dos parâmetros cinéticos do reator anaeróbio. O reator aeróbio, apesar de apresentar equações de balanço de massa e cinéticas semelhantes às do reator anaeróbio, apresenta um mecanismo de degradação e controle bastante diferente. Nesse, tem um papel fundamental a concentração de oxigênio dissolvido, bem como a agitação responsável pela uniformização dos substratos e dos sólidos dentro do reator e pela desagregação dos flocos que entram no reator ou eventualmente se formam nele.

O consumo de oxigênio é, usualmente (ECKENFELDER, 1995; GRADY & LIM, 1980), avaliado através da equação:

$$V_2 \frac{dO_2(t)}{dt} = b V_2 r_{s2} + g V_2 X_2(t) + C_q Q_0(t) \quad (\text{IV.19})$$

onde:

$dO_2(t)/dt$  = é a taxa de consumo de oxigênio (mg/L.s);

$b$  e  $g$  = constantes determinadas experimentalmente (adimensionais);

$V_2 r_{s2}$  = termo associado à degradação biológica (mg/s);

$V_2 X_2(t)$  = termo associado à respiração endógena (mg/s);

$C_q Q_0(t)$  = termo associado à oxidação química (mg/s);

$C_q$  - coeficiente de demanda química instantânea de oxigênio, determinado experimentalmente (L/s).

### IV.2.3 - Idade do Lodo

Os sistemas de tratamento de esgotos com recirculação de sólidos tem uma eficiência bem maior do que os outros, que operam com o mesmo tempo de residência hidráulica. Isto se deve a maior concentração de bactérias, nos sistemas com recirculação, capazes de degradar o substrato. O tempo de residência celular, normalmente denominado idade do lodo, é dado pela equação:

$$\theta_c = \frac{XV}{\frac{dX}{dt} V} = \frac{X}{\frac{dX}{dt}} \quad (\text{IV.20})$$

onde:

$\theta_c$  = idade do lodo (dias);

$XV$  = é a massa de sólidos em suspensão voláteis no reator (mg);

$\frac{dX}{dt} V$  = é a massa de sólidos produzida no reator por unidade de tempo (mg/dia);

$X$  = concentração de sólidos em suspensão voláteis no reator (mg/L).

Nos sistemas de tratamento, que operam em regime permanente, a quantidade de sólidos produzidos é igual à quantidade de sólidos retirada do sistema. Deste modo, a Equação IV.20 pode ser expressa também, em função dos sólidos retirados do sistema, obtendo-se:

$$\theta_c = \frac{VX}{q_w X_r + (Q - q_w) X_e} \quad (\text{IV.21})$$

onde:

$q_w$  = vazão de remoção do excesso de sólidos (L/dia);

$X_r$  = concentração dos sólidos em suspensão voláteis no lodo removido do sistema (mg/L);

$X_e$  = concentração de sólidos em suspensão voláteis no efluente do sistema (mg/L);

Tendo em conta a Equação IV.6, taxa de produção de sólidos, a Equação IV.20, assumindo condições estacionárias e substituindo-se a primeira equação na segunda, obtemos:

$$X = \frac{Y(S_0 - S)}{1 + K_d \theta_c} \left( \frac{\theta_c}{T} \right) \quad (\text{IV.22})$$

Através da Equação IV.22 podemos calcular a concentração de sólidos em suspensão voláteis associada a idade do lodo, aos parâmetros cinéticos do processo de tratamento e ao grau de remoção desejada.

A escolha da idade do lodo, para um dado sistema de tratamento deve sempre ser maior do que o tempo de duplicação celular. De forma a evitar que as células bacterianas sejam removidas do sistema de tratamento, resultando em progressiva diminuição na eficiência do processo de tratamento. O tempo de duplicação é, usualmente, calculado desprezando-se o termo de respiração endógena, pois este é praticamente desprezível em baixas concentrações de sólidos. Através da Equação IV.6, sem o termo de decaimento, temos:

$$r_{x1} = \frac{dX}{dt} = Y r_{s1}$$

Considerando a Equação IV.2, de Monod, para o consumo de substrato, temos:

$$\frac{dX}{dt} = Y r_{s1} = \mu_{\text{máx}} \frac{SX}{(K_S + S)}$$

$$\frac{dX}{X} = \mu_{\text{máx}} \frac{S}{(K_S + S)} dt$$

Integrando o primeiro termo da igualdade de  $X_0$  a  $2X_0$  (as células se duplicam) e o segundo de 0 a T (tempo de residência), obtemos:

$$\ln \frac{X}{X_0} = \mu_{\max} \frac{ST}{(K_S + S)}$$

$$\ln 2 = \mu_{\max} \frac{ST}{(K_S + S)}$$

$$T = \frac{(K_S + S)\ln 2}{\mu_{\max} S} \cong \frac{(K_S + S) \times 0,693}{\mu_{\max} S} \quad (\text{IV.23})$$

Tendo em conta as mesmas considerações e utilizando a Equação IV.3, para o consumo de substrato, obtemos:

$$T = \frac{\ln 2}{YK_3S} \cong \frac{0,693}{YK_3S} \quad (\text{IV.24})$$

O valor da idade do lodo deve ser sempre várias vezes maior do que o tempo de duplicação celular, de modo a garantir a estabilidade do sistema, permitindo que as bactérias se reproduzam continuamente até alcançar a concentração ótima, quando então passarão a ser descartadas periodicamente.

A expressão matemática da idade do lodo, Equação IV.18, e os parâmetros cinéticos associados ao consumo de substrato e à produção de sólidos, nos permitem calcular a concentração do substrato no efluente do reator, em um regime permanente, independentemente do substrato afluente ao sistema. Combinando-se a Equação IV.18 às Equações IV.6 e IV.2, temos:

$$\theta_c = \frac{1}{\mu_{\max} \frac{S}{K_S + S} - K_d} \quad (\text{IV.25})$$

ou

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu_{\max} \frac{S}{K_S + S} - K_d$$

Tornando os termos de S explícitos, tem-se:

$$S = \frac{K_S[(1/\theta_c) + K_d]}{\mu_{\max} - [(1/\theta_c) + K_d]} \quad (\text{IV.26})$$

Alternativamente, no cálculo da concentração, do substrato, no efluente, do sistema de tratamento, podemos utilizar a Equação IV.3 em vez da Equação IV.2, combinando a Equação IV.20 às Equações IV.6 e IV.3, obtendo-se:

$$\theta_c = \frac{1}{YK_3S - K_d} \quad (\text{IV.27})$$

ou

$$\frac{1}{\theta_c} = YK_3S - K_d$$

Tornando o termo de S explícito, temos:

$$S = \frac{(1/\theta_c) + K_d}{YK_3} \quad (\text{IV.28})$$

As Equações IV.26 e IV.28 demonstram que, em um regime permanente, a concentração de substrato solúvel (DBO<sub>5</sub>, DQO ou COT), no efluente do sistema de tratamento, independe da concentração de substrato no afluente do sistema. Neste caso, a concentração de substrato solúvel é função apenas dos parâmetros cinéticos e da idade do lodo. Podemos explicar o aumento de eficiência, que ocorre quando elevamos a concentração do substrato no afluente, pelo aumento na quantidade de biomassa ativa resultante deste aumento, o que leva a estabilização da concentração de substrato no efluente. Na prática este fenômeno só ocorre, quando se realiza o tratamento de um substrato constante, sujeito apenas a variações no grau de diluição. A necessidade de aclimatação a cada novo substrato leva a variação nos parâmetros cinéticos, o que impede a validade das Equações IV.26 e IV.28, nos regimes transientes. Em sistemas de tratamento de resíduos industriais, podemos calcular diversos parâmetros cinéticos, associados a cada afluente, e através de um método estatístico adequado (ECKENFELDER, 1995) e calcular a concentração média do substrato no efluente.

#### IV.2.4 - Decantadores

A finalidade dos decantadores nos sistemas de tratamento biológico de esgotos, é a de separar os sólidos do efluente do reator e, uma vez que o tempo de residência hidráulico no reator não é suficiente, a de permitir a recirculação do lodo de forma a aumentar o tempo de residência do lodo ativado no sistema - idade do lodo.

É usual considerar que o processo que ocorre no decantador é apenas físico, que não ocorre reação química, e que o decantador opera com 100 por cento de eficiência. Assim sendo, verificamos que o tempo de residência hidráulico do decantador não se soma ao tempo do reator, o efluente decantado contém apenas sólidos filtráveis, e os sólidos não filtráveis do afluente do decantador são, em sua maior parte, recirculados e descartados, de forma a manter a concentração de sólidos em suspensão volátil, no reator constante. Deste modo, o balanço de massa do decantador considera separadamente os sólidos filtráveis e os não filtráveis.

A Figura IV.3 apresenta um decantador e os fluxos de entrada e de saída. O fluxo de entrada é o afluente proveniente do reator. Os fluxos de saída são os efluentes de líquido clarificado (sem sólidos não filtráveis) e de lodo, que é reciclado ou/e descartado no processo.

O balanço de massa para os sólidos filtráveis e não filtráveis (Billing & Dold, 1987), é dado por:

Para os sólidos não filtráveis:

$$(Q + Q_r) X = (Q_r + q_w) X_r \quad (\text{IV.29})$$

onde:

$Q$  = vazão do afluente do reator (L/s);

$Q_r$  = vazão do efluente recirculado (L/s);

$q_w$  = vazão do efluente descartado (L/s);

$X$  = concentração de sólidos em suspensão voláteis (mg/L);

$X_r$  = concentração de sólidos em suspensão voláteis, no lodo recirculado e no descartado (mg/L).

Para os sólidos filtráveis:

$$(Q + Q_r) S = (Q - q_w) S + q_w S + Q_r S \quad (\text{IV.30})$$

ou  $S = S$ , pois não há reação no decantador.

onde:

$S$  = concentração de substrato solúvel, DQO ou DBO (mg/L).

Nesse balanço, consideramos que a concentração de substrato solúvel não se altera no decantador, pois não há reação nele e, desse modo, a concentração é a mesma no efluente tratado e no efluente recirculado. Por outro lado, a concentração de sólidos não filtráveis é nula no efluente decantado, e elevada no efluente do fundo do decantador (sólidos sedimentáveis), o que corresponde ao lodo recirculado e descartado.

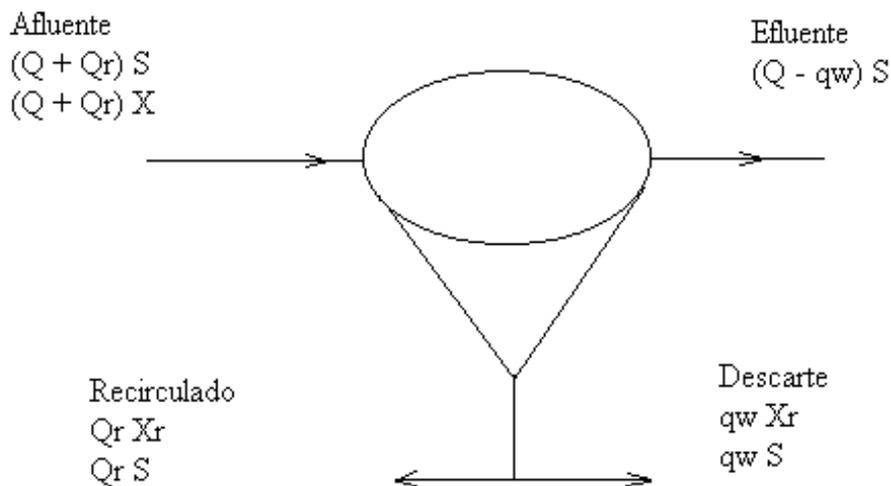


Figura IV.3 - Balanço de massa de um decantador ideal

Nos casos, em que o regime é transiente, as Equações IV.18 e IV.19, são modificadas, tendo em conta a natureza variável, da vazão e da concentração dos substratos e sólidos, dando origem as equações, apresentadas a seguir:

Para os sólidos não filtráveis:

$$(Q(t) + Q_r) X(t) = (Q_r + q_w(t)) X_r(t) \quad (\text{IV.31})$$

onde:

$Q(t)$  = vazão do afluente do reator (L/s);

$Q_r$  = vazão do efluente recirculado (L/s);

$q_w(t)$  = vazão do efluente descartado (L/s);

$X(t)$  = concentração de sólidos em suspensão voláteis (mg/L);

$X_r(t)$  = concentração de sólidos em suspensão voláteis, no lodo recirculado e no descartado (mg/L).

Anteriormente, quando apresentamos as equações, para regime transiente, explicamos os parâmetros  $Q(t)$ ,  $X(t)$ , e  $X_r(t)$ . A variação, da vazão do efluente descartado,  $q_w(t)$ , é causada pela variação na produção de sólidos em suspensão voláteis, devido a variação dos outros parâmetros. Embora a vazão da bomba, responsável pelo descarte, não se altere, a frequência com que ela é ativada, pode ser substancialmente variada.

Para os sólidos filtráveis, as alterações, no processo, não fazem com que os sólidos filtráveis deixem de apresentar a mesma concentração, em todos os efluentes, do decantador. Assim sendo, a Equação IV.19 é válida no regime transiente.

Em um decantador real uma parte dos sólidos não filtráveis sedimenta e a outra, no processo decantação, é arrastada, prejudicando a qualidade do efluente do sistema de tratamento e impedindo a recirculação, adequada, da biomassa ativa. Nesse caso, o balanço de massa para os sólidos não filtráveis é dado por:

$$(Q + Q_r) X = (Q_r + q_w) X_r + (Q_r - q_w) X_d \quad (\text{IV.32})$$

onde:

$X_d$  = concentração de sólidos em suspensão voláteis, no efluente decantado (mg/L)

#### IV.2.5 - Modelos mais sofisticados

Existe uma forma mais sofisticada e precisa, sob o ponto de vista matemático, de obter os parâmetros cinéticos, associados aos reatores anaeróbio e aeróbio, que consiste em resolver, numericamente e simultaneamente, as Equações IV.1, IV.2, IV.5, IV.6, IV.19 e IV.20, para o reator anaeróbio, e as Equações IV.13, IV.2, IV.14, IV.6, IV.19 e IV.20, para o reator aeróbio, quando o regime é transiente. Nos casos em que o regime é permanente, os parâmetros cinéticos, associados ao reator anaeróbio, podem ser obtidos através da resolução simultânea, por método numérico das Equações IV.9, IV.11, IV.18 e IV.19, para o reator anaeróbio, e das Equações IV.15, IV.16, IV.18 e IV.19, para o reator aeróbio. Nesses casos, podemos utilizar os parâmetros cinéticos obtidos através das Equações IV.9 e IV.11 ou das Equações IV.15 e IV.16, conforme o reator analisado, de forma isolada, como uma aproximação inicial (SANT' ANNA JUNIOR, 1976).

O modelo desenvolvido pelo IAWPRC (DOLD & MARAIS, 1985) apresenta balanços de massa para o substrato filtrável e não filtrável, assim como para os sólidos em suspensão voláteis e fixos, utiliza equações que correspondem à cinética da hidrólise dos sólidos em suspensão, que dão origem aos sólidos solúveis, sendo considerado como o modelo mais complexo e preciso que se conhece.

O modelo apresentado por VON SPERLING (1996), apresenta a vantagem de considerar a influência, da idade do lodo, dos sólidos presentes no afluente do reator e da fração biodegradável dos sólidos em suspensão voláteis, no dimensionamento dos sistemas de lodos ativados, em especial os de aeração prolongada. Neste sistema, devido à inexistência do decantador primário, a contribuição dos sólidos afluentes, para o total de sólidos em suspensão no tanque de aeração, é bastante significativa. A idade do lodo, na faixa de 18 a 30 dias na aeração prolongada, determina o grau de mineralização alcançado e o volume do reator, pois este é uma função da eficiência do tratamento, que aumenta com o aumento da idade do lodo.

## **V – Descrição do Valo Cynamon-Roque**

### **V.1 - Antecedentes**

Na década de 60, surgiram na Holanda os famosos valos de oxidação, que embora sendo a rigor variantes do processo de lodos ativados, eram menos onerosos e apresentavam operação mais simples, requerendo mais espaço que estes, e exigindo muito menos espaço que as lagoas de estabilização.

Os valos de oxidação foram aperfeiçoados, de modo a atender populações maiores, desenvolvendo-se então os valos carrossel, dotados de aeradores de eixo vertical.

Tendo em conta que o gasto energético do rotor, de um valo carrossel, se deve a aeração e a movimentação do esgoto nos canais, sendo a aeração responsável pela maior parte da energia consumida, foi construído um valo carrossel anaeróbio, visando a redução do consumo de energia, em escala de laboratório, por orientação dos professores Szachna Elias Cynamon e Odir Clécio da Cruz Roque, através do qual foi realizado um levantamento preliminar das suas características operacionais.

Foram obtidas remoções de  $DBO_5$ , de cerca de 80%, no reator em escala de laboratório, tratando esgotos sanitários. Entretanto, o efluente se mostrou com elevada turbidez e com odor desagradável e o lodo obtido apresentou má decantação, com odor desagradável e requerendo um tratamento posterior.

De forma a melhorar a qualidade do efluente, foi testado um valo aeróbio, em escala de laboratório, como tratamento complementar ao valo anaeróbio. Devido à necessidade de nutrientes para o valo aeróbio, foi escolhida a proporção entre os tempos de detenção hidráulica do valo anaeróbio e do valo aeróbio de 6/4, com a qual foram obtidos resultados satisfatórios.

### **V.2 – Unidade Piloto**

### **V.2.1 – Introdução**

Com os dados experimentais, foi projetado, em escala piloto, um sistema combinado valo anaeróbio seguido de valo aeróbio, para tratar inicialmente 0,25 L/s de uma mistura de esgotos domésticos e industriais, oriunda de várias unidades do Campus da FIOCRUZ. A unidade piloto foi construída, com financiamento da FINEP, ao lado da ETE da FIOCRUZ, e recebe parte dos afluentes da ETE. No projeto técnico, foram introduzidas diversas modificações, no processo de valo tradicional, que resultaram no patenteamento de um novo processo de tratamento, pela própria FIOCRUZ (CYNAMON e ROQUE, 1996). Entre as características inovadoras do processo, destacamos:

- o valo anaeróbio é coberto e a entrada de ar é impedida, pois a saída do esgoto tratado é realizada através de sifões invertidos, mantendo-se sempre um selo hidráulico;
- o valo aeróbio é coberto, o que garante a proteção sanitária, das pessoas próximas, contra os aerossóis contaminados;
- a saída do valo aeróbio é semelhante à do valo anaeróbio;
- a movimentação do esgoto nos valos é realizada através de bombas centrífugas, evitando-se o uso de agitadores mecânicos;
- a aeração, na fase aeróbia, é realizada através de sucção de ar no sistema de aspiração da bomba, controlada através de válvula e medida através de medidor de gás;
- a decantação é realizada através de decantadores tubulares;
- a recirculação dos lodos secundários, do tanque de lodo, é efetuada através das bombas de recalque;
- os valos possuem espias, que permitem inclusive, caso haja necessidade, a introdução de produtos químicos;
- os valos possuem drenos de fundo, que permitem o esvaziamento dos mesmos.

### **V.2.2 – Características construtivas e operacionais da unidade piloto**

O sistema é formado por duas unidades, uma anaeróbia e outra aeróbia, cujas plantas são apresentadas nas Figuras V.1 e V.2 do anexo.

As unidades anaeróbia e aeróbia são constituídas de condutos de seção quadrada, em concreto, com 40 cm de lado. A altura útil nos condutos é igual à altura total, pois o escoamento é forçado, através da bomba, e a saída se dá através de sifões invertidos, selados hidráulicamente. Em lugar dos tradicionais rotores, de eixo vertical, são empregadas bombas centrífugas de rotor aberto, que funcionam alternadamente; enquanto uma opera a outra é deixada de reserva. Apenas a bomba do lado do decantador é ligada hidráulicamente ao fundo do tanque de sedimentação. Deste modo, a recirculação é realizada necessariamente por esta bomba. As bombas são ligadas a unidade anaeróbia através de tubos de ferro fundido de 200 mm. De forma a evitar a ocorrência de regiões estanques, foram construídas reduções nos condutos de seção quadrada, sendo uma delas apresentada na Figura V.3 do anexo.

O fluxo dentro dos condutos é sempre realizado no mesmo sentido, conforme indicado pelas setas nas Figuras V.1 e V.2 do anexo.

Na unidade anaeróbia existem quatro pontos de coleta de amostras, de lodo, ou para esvaziamento da unidade, através de tubos de ferro fundido e válvulas gaveta de 100 mm, que estão na altura da base dos condutos de seção quadrada. Existem ainda dois pontos de coleta de amostra, através de espias constituídas por tubos de PVC, de 50 mm, rosqueados e com tampa. Através das espias pode-se introduzir produtos químicos, para correção de pH, precipitação química ou para outras finalidades. Na Figura V.1, do anexo, podemos observar os 6 pontos de coleta de amostras, denominados S1, S2, S3, S4, I1 e I2, da unidade anaeróbia.

A unidade aeróbia possui dois pontos de coleta de amostras, de lodo, ou para esvaziamento da unidade, através de tubos de ferro fundido e válvulas gaveta de 100 mm, que estão na altura da base dos condutos de seção quadrada. Existem ainda dois pontos de coleta de amostra, através de espias constituídas por tubos de PVC, de 50 mm, rosqueados e com tampa. Estas espias podem ser utilizadas da mesma forma que as da

unidade anaeróbia. Na Figura 2, do anexo, podemos observar os 4 pontos de coleta de amostras, denominados S5, S6, I3 e I4, da unidade aeróbia.

A sedimentação dos lodos das unidades anaeróbia e aeróbia é realizada através de decantadores tubulares, semelhantes aos utilizados nas estações de tratamento de água. Esses contêm tubos de PVC de 40 mm, de baixa pressão, colados uns aos outros e apoiados em peças de concreto, formando ângulo de 60° em relação ao fundo. O líquido clarificado, obtido após a sedimentação dos lodos, passa por um vertedor de concreto e sai por um canal aberto, que, no caso da unidade anaeróbia é usado para coleta de amostras do efluente desta. O canal da unidade anaeróbia dá acesso a um tubo de PVC, de 200 mm, que faz a ligação hidráulica entre a unidade anaeróbia e a aeróbia. O canal aberto, na saída do decantador da unidade aeróbia, é ligado a um tubo de 100 mm, através qual o efluente da unidade aeróbia é despejado em um sumidouro. O sumidouro é ligado hidráulicamente através de conexões e tubos de PVC ao canal de recirculação de lodo da ETE da FIOCRUZ. Os decantadores das unidades anaeróbia e aeróbia são ilustrados nas Figuras V.4 e V.5 do anexo.

O excesso de lodo, das unidades anaeróbia e aeróbia, é removido do fundo dos decantadores através da abertura de válvulas gaveta, que permitem a passagem desses, através de tubulações de PVC, até o sumidouro.

O tanque de equalização, que recebe parte dos afluentes da ETE da FIOCRUZ, é ligado a uma caixa dosadora de Cimento-Amianto. Através dessa controla-se a vazão de entrada na unidade anaeróbia, através de uma válvula gaveta, e coletamos amostras do afluente da unidade anaeróbia, através de uma saída lateral. Através da boia mantém-se o nível constante na caixa dosadora e, devido à restrição do fluxo de entrada, torna-se possível armazenar parte do afluente do tanque de equalização. A caixa dosadora e o sistema de controle de vazão são ilustrados na Figura V.6 do anexo.

Dados relevantes:

Volume do reator anaeróbio:  $10 \text{ m}^3$

Área superficial do decantador:  $0,61 \text{ m}^2$

Volume do decantador:  $0,55 \text{ m}^3$

Bombas do valo anaeróbio: marca Worthington modelo 6 DBE II4 com potência nominal de 7,5 HP

Volume do reator aeróbio:  $5,07 \text{ m}^3$

Área superficial do decantador:  $0,26 \text{ m}^2$

Volume do decantador:  $0,26 \text{ m}^3$

Bombas do valo aeróbio: marca Worthington modelo 6 DBE II4 com Potência nominal de 10 HP

## **VI - Resultados Obtidos**

### **VI.1 - Avaliação Preliminar dos Reatores Anaeróbio e Aeróbio**

#### **VI.1.1 - Metodologia**

Visando à avaliação do afluente da estação de tratamento, em estudo, foram realizadas coletas de 1 em 1 hora, durante o período de trabalho da FIOCRUZ. Foram realizadas análises de DQO, DBO<sub>5</sub>, sólidos sedimentáveis, totais, fixos, voláteis, nitrogênio Kjeldahl, fósforo total, óleos e graxas, condutividade, densidade, pH e medida a temperatura, de cada amostra. Devido a grande diversidade de efluentes oriundos das unidades e variação horária do período de lavagem de vidraria e descarte de resíduos foi realizada essa caracterização inicial visando determinar se o afluente da unidade poderia ser considerado como pouco variável, o que permitiria a adoção da amostragem composta, ou como altamente variável, o que exigiria amostras simples e a adoção de um modelo transiente.

#### **VI.1.2 – Resultados Obtidos na Avaliação Preliminar**

Os resultados obtidos são apresentados na Tabela VI.1. Nesta podemos observar a grande variação entre os valores de DQO e DBO<sub>5</sub>; a DQO variou de 174 a 613 mg/L e a DBO<sub>5</sub> de 55 a 305 mg/L, sendo que o resultado associado às 10 horas, provavelmente o maior de todos, foi perdido. Deste modo, obtivemos uma variação de 250 % nos valores de DQO e de 455 % nos valores de DBO<sub>5</sub>. Os valores de resíduo total, fixo e volátil variaram

consideravelmente; cerca de 77 %, 254 % e 119 % respectivamente. Os valores de nitrogênio Kjeldahl apresentaram uma variação de cerca de 173% e os de fósforo total de cerca de 59 %. Os valores de pH variaram de 6,1 a 7,2. Em certos horários foi observada uma grande quantidade de óleos e graxas, cuja variação foi muito grande; da ordem de 412 %. A temperatura apresentou uma variação relativamente pequena, face à dos outros parâmetros, de 23 a 25 °C. Os sólidos sedimentáveis variaram intensamente, de cerca de 1500%. A condutividade apresentou uma variação muito pequena; cerca de 0,5 %. O gráfico VI.1 ilustra a variação horária dos valores de DQO, DBO<sub>5</sub>, nitrogênio Kjeldahl e fósforo total.

A Tabela VI.2 apresenta a relação DQO/DBO<sub>5</sub> e a relação DBO<sub>5</sub>/N<sub>K</sub>/P. Através desta verificamos que apenas em dois horários a relação DQO/DBO<sub>5</sub> apresenta valores superiores a 2,5, considera-se em geral valores até 2,5 como ideais para o tratamento biológico, e em todos os horários a relação DBO<sub>5</sub>/N<sub>K</sub>/P se mostra adequada para o tratamento biológico.

A grande variação encontrada nos resultados de DQO, DBO<sub>5</sub>, resíduos e outros demonstra a natureza variável, não homogênea, do afluente da estação de tratamento, o que impede a utilização das equações para regime estacionário, pois este tende a não se tornar estacionário. Deste modo, as equações para regime transiente devem ser empregadas. Por outro lado, apesar dos reatores serem constituídos de canais, relativamente estreitos, a relação entre a vazão do afluente destes e a vazão das bombas inferior a 1/40 favorece a homogeneidade do esgoto dentro dos reatores, o que possibilita a condição de mistura perfeita.

Tabela VI.1

Variação horária de temperatura, pH, DQO, DBO<sub>5</sub>, nitrogênio kjeldahl, fósforo total, sólidos sedimentáveis, totais, fixos e voláteis, óleos e graxas, condutividade e densidade no afluente dos valos.

Hora	Temp. (°C)	pH	DQO (mg/L)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	N <sub>k</sub> (mg/L)	Pt. (mg/L)	Dec. (ml/L)	SÓLIDOS			Óleos (mg/L)	Cond. (µS/cm)	Densidade
								Tot. (mg/L)	Fix. (mg/L)	Vol. (mg/L)			
9:00	24	7,2	175	100	8,40	2,45	3	253	118	135	2,55	350	1
10:00	23	6,1	613		18,48		8				3,53		1,004964
11:00	24	6,5	478	300	14	3,34	2	422	184	238	3,23	500	1,003966
12:00	23	6,6	279	139	14,56	3,16	1	329	129	200	6,16	420	1,004214
13:00	25	6,6	343	78	17,92	2,69	0,5	309	85	224	10,5	450	1,004418
14:00	24	6,6	582	305	22,96	2,98	2	447	102	285	9,28	530	1,004521
15:00	25	6,7	303	55	21,84	2,93	2	351	146	205	13,06	500	1,003508
16:00	24	6,8	335	267	17,92	3,43	0,5	400	127	273	10,41	480	1,004363
17:00	24	6,7	319	255	17,36	3,59	0,5	360	127	233	10,41	500	1,004422
18:00	23	6,7	239	167	22,40	3,90	0,5	348	52	296	3,92	510	1,003863

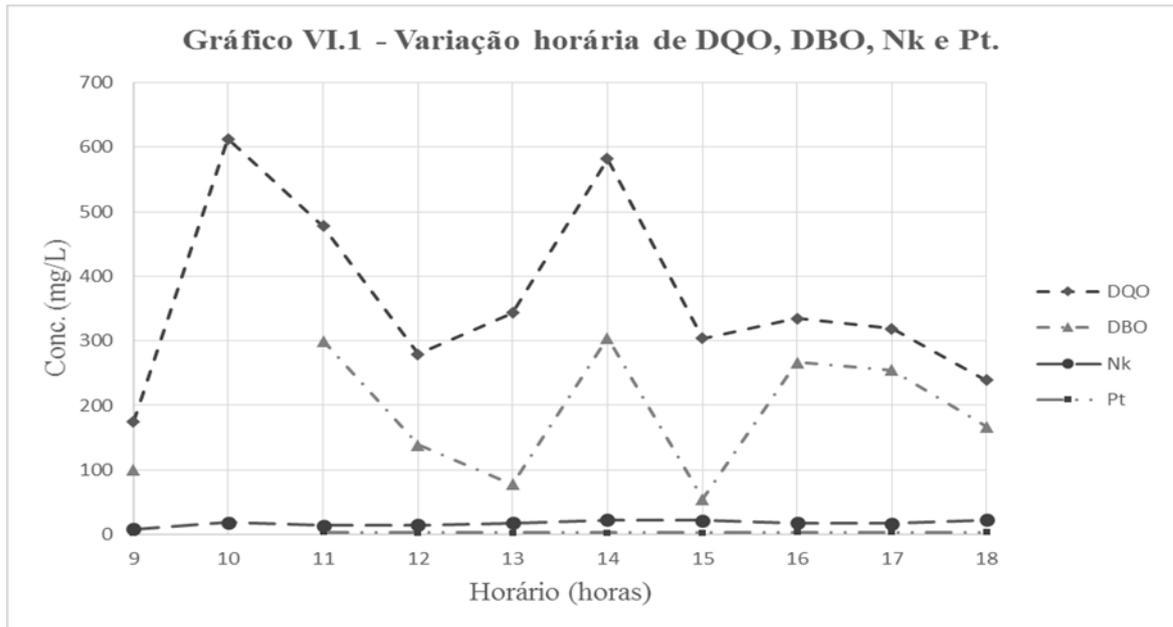


Tabela VI.2

Relação DQO/DBO<sub>5</sub> e DBO<sub>5</sub>/N<sub>k</sub>/P<sub>t</sub>.

HORA	DQO/DBO <sub>5</sub>	DBO <sub>5</sub> /N <sub>k</sub> /P <sub>t</sub>
9:00	1,75	100/8,4/2,45
10:00		
11:00	1,59	100/4,67/1,11
12:00	2,01	100/10,47/2,27
13:00	4,40	100/22,97/3,45
14:00	1,91	100/7,53/0,98
15:00	5,51	100/39,11/5,33
16:00	1,25	100/6,71/1,28
17:00	1,25	100/6,81/1,41
18:00	1,43	100/13,41/2,34

No processo de tratamento estudado duas outras dificuldades foram encontradas: a vazão não se mantinha constante e os decantadores apresentaram pouca eficiência. A vazão apresentou grande variação ao longo do dia e a estação não possui um dispositivo adequado para controle de vazão, pois os sólidos que se depositam no tanque de equalização frequentemente entopem a válvula que controla a vazão, de 4 polegadas. Além disso, a vazão se reduz, em geral, após as 15 horas, aumentando após às 17 horas.

O problema de entupimento foi resolvido colocando-se uma tela no bocal de saída do tanque de alimentação para a entrada no reator anaeróbio e mantendo um operador controlando a vazão durante todo o período de coleta de amostras. Os decantadores foram dimensionados para uma vazão de 0,25 L/s e a estação passou a ser operada, em geral, na faixa de 0,5 a 1,0 L/s, e em alguns períodos em até 1,5 L/s. Assim, os decantadores passaram a ter uma taxa de aplicação hidráulica de: 2,95 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h (0,5 L/s) a 5,90 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h (1 L/s) e uma taxa de aplicação de sólidos de: 5,90 kg/m<sup>2</sup>.h (0,5 L/s, R = 0,25 e SSTA = 2.000 mg/L) a 35,41 kg/m<sup>2</sup>.h (1,0 L/s, R = 0,25 e SSTA = 6.000 mg/L) no decantador do reator anaeróbio; uma taxa de aplicação hidráulica de: 6,92 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h (0,5 L/s) a 13,85 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h (1,0 L/s) e uma taxa de aplicação de sólidos de: 10,38 kg/m<sup>2</sup>.h (0,5 L/s, R = 0,25 e SSTA = 1.500 mg/L) a 48,46 kg/m<sup>2</sup>.h (1,0 L/s, R = 0,25 e SSTA = 3.500 mg/L) no decantador do reator aeróbio. A NBR-570 (ABNT, 1989) recomenda taxas de aplicação hidráulica e de sólidos máximas, dadas na Tabela VI.3, que são muito inferiores aos valores operacionais dos decantadores. É preciso observar que os decantadores são tubulares, portanto supostamente são mais eficientes que os decantadores tradicionais. Entretanto, apesar de existir uma metodologia racional para dimensionamento destes decantadores quando utilizados no tratamento de água (RICHTER & AZEVEDO NETO, 1991), não se conhece nenhuma metodologia para dimensionamento destes, quando utilizados no tratamento de esgotos. De todo modo, as taxas de aplicação hidráulica e de sólidos deveriam ser muito superiores às adequadas à remoção de sólidos, pois era visível a perda de sólidos no efluente dos decantadores. A deficiência operacional dos decantadores era agravada pelo fato da recirculação ser realizada de forma descontínua.

Tabela VI.3  
Taxas de aplicação hidráulica e de sólidos para decantadores secundários

SSTA (mg/L)	Taxa de aplicação hidráulica (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .h) Q média	Taxa de aplicação de sólidos (kg/m <sup>2</sup> .h) Q média
≤ 3.000	≤ 1,50	≤ 6,0
3.000 ≤ SSTA ≤ 4.500	≤ 1,00	≤ 6,0
≥ 4.500	≤ 0,67	≤ 6,0

Visando a determinação da variação dos sólidos, no lodo, dos reatores anaeróbio e aeróbio, foram realizadas diversas coletas de lodo, e foram analisados os sólidos totais,

os sólidos voláteis totais, os sólidos fixos totais, a DQO e a DBO<sub>5</sub> desses. Nas coletas, foi adotado o código, ilustrado através das Figuras VI.1 e VI.2 do anexo Plantas e Fotos, e apresentado a seguir:

SX1 - ponto de coleta, próximo a entrada do afluente, do reator anaeróbio;

SX2 - ponto de coleta, próximo do decantador, do reator anaeróbio;

SX3 - ponto de coleta, antes da curva, do reator anaeróbio;

SX4 - ponto de coleta, do lado oposto, do reator anaeróbio;

SX5 - ponto de coleta, após a curva e próximo do decantador, do reator aeróbio;

SX6 - ponto de coleta, do lado oposto, do reator aeróbio.

Nos dias que antecederam as coletas das amostras, que foram analisadas dando origem aos resultados, apresentados na Tabela VI.4, os reatores foram alimentados, a vazão foi mantida baixa, em geral na faixa de 0,1 a 0,3 L/s, de modo a permitir uma sedimentação mais eficiente nos decantadores, e os lodos sedimentados foram recirculados várias vezes ao dia no reator aeróbio, pois a recirculação não é trabalhosa, e pelo menos uma vez ao dia no reator anaeróbio.

Observando-se os dados, da Tabela VI.4, constatamos que ocorre uma grande variação nos resultados de sólidos, associados a cada ponto de coleta e a cada dia. No reator anaeróbio, os resultados de sólidos totais, sólidos fixos totais e sólidos voláteis totais, associados as amostras coletadas, diferem de 173 % a 1266 %, de 449 % a 2152 % e de 185 % a 817 %, respectivamente.

Após a coleta do dia 13/05/97, foi realizada a recirculação, do lodo do reator anaeróbio, pelo menos duas vezes ao dia, o que se refletiu na elevação nos valores de sólidos nos dias 15/05 e 21/05, no reator anaeróbio e na queda nos valores de sólidos no reator aeróbio, nos mesmos dias, apesar dos lodos desse reator serem recirculados várias vezes ao dia.

Através da Tabela VI.4, verificamos, que o ponto SX2, é quase sempre o de maior concentração de sólidos, sendo o ponto SX3, quase sempre o segundo, em relação a

concentração de sólidos. Esses fatos se devem, a perda de carga que ocorre na curva, levando a acumulação de sólidos, tal como ocorre nos rios. Esse fenômeno deve se dar, também, no canal interno.

No reator aeróbio, a variação nos valores de sólidos, tendo em conta a Tabela VI.4, é menor do que a variação desses, no reator anaeróbio, entretanto, também é elevada: de 40 % a 123 %, para os sólidos totais, de 36 % a 123 %, para os sólidos totais fixos, de 37 % a 151 %, para os sólidos voláteis totais, de acordo com o dia de coleta. Essa variação nos valores de sólidos, bem menor do que a do reator anaeróbio, se deve ao volume, do reator aeróbio, ser metade do volume, do outro, e a maior potência da bomba desse reator (33 % mais potente), o que aumenta o número de Reynolds, e, portanto, favorece a homogeneidade.

Em relação ao ponto de maior concentração de sólidos, no reator aeróbio, verificamos que a cada coleta, temos um ponto diferente.

O grau de mineralização do lodo, percentagem de sólidos fixos totais em relação aos sólidos totais, varia menos, entre os pontos de coleta, do que os valores de sólidos, apresentando valores na faixa de 4 % (o valor acima deste é de 28 %) a 55 %, para o reator anaeróbio, e de 46 % a 73 %, para o reator aeróbio. De maneira geral, verificamos que, a mineralização é maior no reator aeróbio do que no reator anaeróbio, o que se explica pela transferência do lodo, do reator anaeróbio, para o reator aeróbio, devido à continuidade do tratamento no último reator.

A baixa homogeneidade do lodo, nos dois reatores, é causada pela densidade elevada do lodo e pelo atrito dele com as paredes dos reatores, que o leva a se deslocar a uma velocidade menor do que a do líquido, e a se depositar, de forma irregular, nos pontos de maior perda de carga.

Os Gráficos VI.2, VI.3, VI.4, VI.5, VI.6, VI.7 e VI.8, em anexo, apresentam a variação dos sólidos nos dois reatores, tendo em conta os dados da Tabela VI.4. Através dos gráficos, visualizamos melhor as observações, sobre as variações nas concentrações de sólidos e no grau de mineralização, entre os pontos de coleta, que estão associados às várias regiões dos reatores.

Tabela VI.4

Resultados das análises de sólidos totais, sólidos fixos totais e sólidos voláteis totais, do lodo dos reatores anaeróbio e aeróbio.

Data	Ponto de Coleta	ST (mg/L)	SFT (mg/L)	SVT (mg/L)
14/04/97	SX1	685	296	389
	SX2	1533	608	925
	SX3	739	28	711
	SX4	561	237	324
24/04/97	SX1	321	126	195
	SX2	1474	733	741
	SX3	881	405	476
	SX4	2358	1300	1058
	SX5	1922	1484	438
30/04/97	SX1	304	124	180
	SX2	2117	1112	1005
	SX3	522	246	276
	SX4	863	424	439
	SX5	1067	767	300
	SX6	2379	1626	753
6/05/97	SX1	190	54	136
	SX2	1417	769	648
	SX3	458	215	243
	SX4	236	97	139
	SX5	1399	996	403
	SX6	958	663	295
13/05/97	SX1	598	284	314
	SX2	1103	593	510
	SX3	570	263	307
	SX4	272	108	164
	SX5	1513	1111	402
	SX6	2210	1607	603
15/05/97	SX1	204	98	106
	SX2	1476	802	674
	SX3	827	417	410
	SX4	297	151	146
	SX5	374	225	149
	SX6	525	306	219
21/05/97	SX1	315	106	209
	SX2	4304	2387	1917
	SX3	2527	1231	1296
	SX4	1619	758	861
	SX5	283	129	154
	SX6	462	237	225

As amostras coletadas nos dias 15/05 e 21/05, cujos resultados, das análises de sólidos, são apresentados na Tabela VI.4, também foram utilizadas na determinação da concentração de substrato, dos lodos, DQO e DBO, obtendo-se os resultados apresentados na Tabela VI.5, a seguir, e nos Gráficos VI.9 e VI.10, em anexo. Examinando-se os resultados, verificamos que nos pontos de coleta S2, no dia 15/05 e S3, no dia 21/05, o valor da DQO é muito maior do que o da DBO, provavelmente, devido ao acúmulo de sólidos de difícil degradação, nesses pontos. Os resultados, obtidos, mostram uma grande variação na sua magnitude entre os vários pontos e são sensivelmente menores no reator aeróbio.

Tabela VI.5  
Variação da DQO e da DBO no lodo dos reatores anaeróbio e aeróbio

Data	Ponto de Coleta	DQO (mg/L)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)
15/05/97	SX1	227	66
	SX2	682	150
	SX3	131	90
	SX4	410	225
	SX5	258	150
	SX6	241	176
21/05/97	SX1	190	87
	SX2	4323	2040
	SX3	7432	2400
	SX4	2739	1560
	SX5	520	150
	SX6	741	60

No dia 8/05/97, coletamos diversas amostras na saída do reator aeróbio, nas quais determinamos concentrações de OD, e medimos a vazão nesse mesmo ponto. Os resultados, obtidos, são apresentados na Tabela VI.6 e no Gráfico VI.11. A vazão foi controlada, de modo a não oscilar muito, através da válvula na saída da caixa dosadora e desentupindo-se a grade que retém sólidos grosseiros. Nesse dia, os valores de OD, variaram de 4,2 mg/l a 6 mg/L, o que indica uma aeração excessiva, pois, em geral,

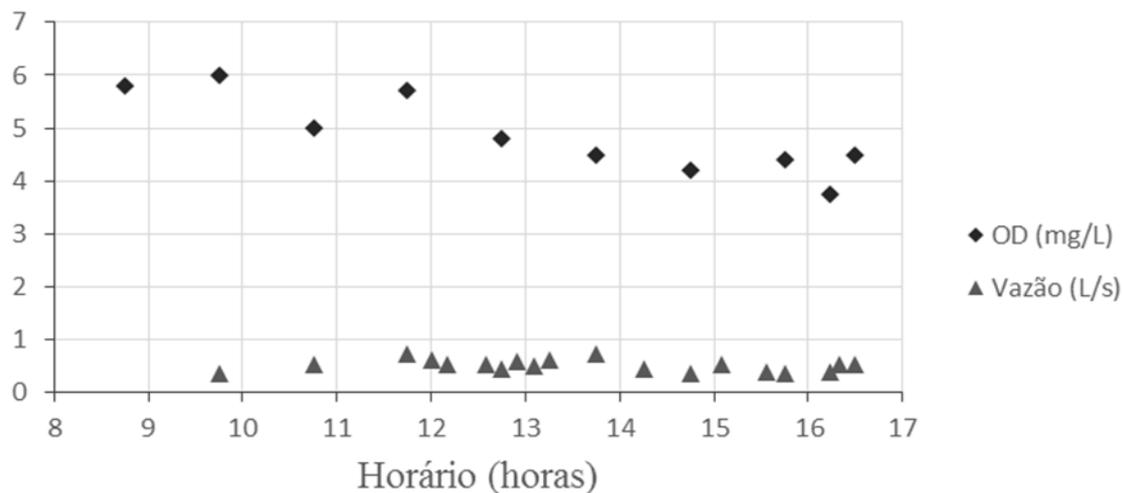
recomenda-se para o processo de lodos ativados, uma faixa de 1 a 2 mg/l. A vazão se manteve na faixa de 0,34 L/s a 0,71 L/s, no mesmo período.

Tabela VI.6  
Variação dos valores de OD e da vazão, na saída do reator aeróbio, no dia 8/05/97

Horário (hora)	OD (mg/L)	Vazão (L/s)
8:45	5,8	
9:45	6,0	0,34
10:45	5,0	0,52
11:45	5,7	0,71
12		0,62
12:10		0,52
12:35		0,52
12:45	4,8	0,43
12:55		0,57
13:05		0,48
13:15		0,62
13:45	4,5	0,71
14:15		0,43
14:45	4,2	0,34
15:05		0,52
15:33		0,38
15:45	4,4	0,34
16:14	3,75	0,38
16:20		0,52
16:30	4,5	0,52

Tendo em conta, a natureza variável, do afluente do sistema de tratamento, que torna o regime transiente, e a não homogeneidade do reator, que faz com que ele tenha um fluxo, intermediário, entre o reator de mistura perfeita e o tubular, realizamos várias corridas; coletas de amostras e medidas de vazão, com o objetivo de avaliar as características operacionais do processo de tratamento em estudo.

**Gráfico VI.11 - Variação do OD e da vazão no reator aeróbio.**



## **VI.2 – Avaliação dos Reatores Anaeróbio e Aeróbio**

### **VI.2.1 - Metodologia**

#### **VI.2.1.1 – Descrição das Corridas**

Foram realizadas quatro corridas; obtenção de dados experimentais associados à remoção de substrato e a produção de biomassa em condições operacionais específicas do processo de tratamento, tais como: vazão, tempo de detenção hidráulica, teor de substrato no afluente, teor de biomassa nos reatores.

Na primeira corrida, realizada em 24/03/98, foram coletadas amostras no período de 9 hs às 16 hs, sendo sete amostras de cada ponto de coleta, na entrada do reator anaeróbio, na saída do reator anaeróbio e na saída do reator aeróbio. O lodo dos reatores

anaeróbio e aeróbio foi coletado nos quatro pontos de coleta do reator anaeróbio e nos dois pontos de coleta do reator aeróbio, formando-se uma amostra composta do lodo de cada reator. As coletas de lodo ocorreram em dois horários: 9,25 hs e 16,25 hs. As vazões foram determinadas em vários horários, inclusive antes e após o período de coleta de amostras.

Na segunda corrida, realizada em 13/05/98, foram coletadas amostras no período de 9,33 hs às 16,80 hs, sendo sete amostras de cada ponto de coleta, na entrada do reator anaeróbio, na saída do reator anaeróbio e na saída do reator aeróbio. As amostras de lodo foram coletadas em três horários de forma semelhante ao realizado na primeira corrida. As vazões foram determinadas em vários horários, tendo sido utilizada uma vazão mais elevada, quase o dobro da vazão da primeira corrida, visando avaliar a influência do tempo de detenção hidráulica no desempenho dos reatores.

Na terceira e na quarta corridas, realizadas em 26/05/98 e 4/08/98 respectivamente, foram coletadas apenas três amostras, em cada ponto de coleta de substrato; na entrada do reator anaeróbio, na saída do reator anaeróbio e na saída do reator aeróbio. Na terceira corrida as amostras de lodo foram coletadas de forma semelhante ao realizado na segunda corrida. Na quarta corrida as amostras de lodo foram coletadas em três horários em todos os pontos de coleta de lodo, sendo cada uma delas analisada individualmente, ao invés de serem usadas para formar uma amostra composta, de forma a verificar a variação da concentração dos sólidos entre os pontos de coleta e a variação horária em cada ponto. Na terceira e na quarta corridas as vazões foram determinadas em vários horários tendo sido utilizadas vazões maiores do que as da primeira corrida e menores do que as da segunda corrida.

A concentração de substrato no afluente e no efluente dos reatores foi avaliada através da DQO e da DBO<sub>5</sub>. Essas análises foram realizadas de acordo com os métodos analíticos apresentados no Standard Methods for The Examination of Water and Wastewater. A concentração de biomassa, no afluente e efluente dos reatores anaeróbio e aeróbio e no interior desses, foi avaliada através da concentração dos sólidos voláteis totais, que foi utilizada em lugar da análise da concentração de sólidos voláteis em suspensão. Essa avaliação foi realizada de acordo com os métodos apresentados no Standard Methods for The Examination of Water and Wastewater.

Os pontos de coleta de amostras, dos reatores anaeróbio e aeróbio, foram representados pelos códigos:

P1 = entrada do reator anaeróbio;

P2 = saída do reator anaeróbio;

P3 = saída do reator aeróbio;

Sana = amostra composta, dos quatro pontos de coleta, do lodo, do reator anaeróbio SX1, SX2, SX3 e SX4;

Sae = amostra composta, dos dois pontos de coleta, do lodo, do reator aeróbio, SX5 e SX6.

onde:

Pi = ponto i.

#### **VI.2.1.2 – Metodologia Cinética**

Considerando-se que o sistema de tratamento funciona em regime transiente e que os reatores podem ser considerados aproximadamente como de mistura perfeita, testamos a aplicabilidade da Equação IV.7, para regime transiente, combinada com a Equação IV.2 ou com a Equação IV.3, na descrição do comportamento cinético dos reatores anaeróbio e aeróbio. Através do método de integração numérica de Euler calculamos  $S_1(t)$ , tendo em conta  $S_0(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $S_1(t = 0)$ , na avaliação da cinética do reator anaeróbio. De modo semelhante, calculamos  $S_2(t)$ , tendo em conta  $S_1(t)$ ,  $X_2(t)$ ,  $T_2(t)$  e  $S_2(t = 0)$ , na avaliação da cinética do reator aeróbio. No caso do reator aeróbio os valores de  $S_1(t)$  empregados no cálculo de  $S_2(t)$  foram obtidos através da análise das amostras do efluente do reator anaeróbio.

As funções  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $X_2(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$  foram aproximadas por retas unindo cada valor determinado experimentalmente. Os valores de  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$  foram

obtidos através da divisão de  $V_1(t)/Q_0(t)$  e de  $V_2(t)/Q_1(t)$  e as funções  $Q_0(t)$  e  $Q_1(t)$  foram aproximadas por retas unindo cada valor obtido experimentalmente.

Na estimativa das constantes cinéticas, das Equações III.2 e III.3, foram utilizados os dados citados por diversos autores, como referências, que são apresentados a seguir:

- Tratamento aeróbio (METCALF & EDDY, 1991 apud VON SPERLING, 1995):

$$\mu_{\text{máx}} = 1,2 \text{ a } 6 \text{ d}^{-1}$$

$$K_S = 25 \text{ a } 100 \text{ mg DBO}_5/\text{L}$$

$$K_S = 15 \text{ a } 70 \text{ mg DQO/L}$$

$$Y = 0,4 \text{ a } 0,8 \text{ mg SSV/mg DBO}_5$$

$Y = 0,3 \text{ a } 0,7 \text{ mg SSV/mg DQO}$  (EPA, 1993; ORHON e ARTAN, 1994 apud VON SPERLING, 1995)

- Tratamento anaeróbio (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994):

$$\mu_{\text{máx}} = 2 \text{ d}^{-1} \text{ (bactérias acidogênicas)}$$

$$\mu_{\text{máx}} = 0,4 \text{ d}^{-1} \text{ (bactérias metanogênicas)}$$

$$K_S = 200 \text{ mg DQO/L (bactérias acidogênicas)}$$

$$K_S = 50 \text{ mg DQO/L (bactérias metanogênicas)}$$

$$Y = 0,15 \text{ mg SSV/mg DQO (bactérias acidogênicas)}$$

$$Y = 0,03 \text{ mg SSV/mg DQO (bactérias metanogênicas)}$$

As constantes cinéticas associadas às equações de consumo de substrato foram determinadas tendo em conta os dados experimentais de vazão, de substrato e de biomassa, os valores de concentração de substrato no efluente dos reatores estimados através método de integração de Euler e o melhor Coeficiente de Determinação (COD).

De forma a avaliar a confiabilidade dos parâmetros cinéticos calculados, é usual utilizar o coeficiente de determinação, que é dado pela equação:

$$\text{COD} = 1 - \frac{\sum(Y_{i_{\text{obs}}}-Y_{i_{\text{est}}})^2}{\sum(Y_{i_{\text{obs}}}-Y_{i_{\text{m}}})^2}$$

onde:

COD está na faixa  $-\infty \leq \text{COD} \leq 1$ ;

$i$  = índice da variável de estado  $Y$  ;

$Y_{\text{obs}}$  = valor observado da variável de estado  $y$  com índice  $i$ ;

$Y_{\text{est}}$  = valor estimado da variável de estado  $i$ ;

$Y_{\text{m}}$  = média dos valores de  $Y_{i_{\text{obs}}}$ ;

O ajuste ideal entre os valores simulados e experimentais está associado ao COD = 1; o que implica na igualdade entre os valores observados e estimados.

Através da varredura, dos valores das constantes cinéticas pertencentes à faixa de valores citados na literatura, as constantes associadas ao valor de COD mais próximo do ideal foram determinadas.

### **VI.2.2 – Primeira Corrida**

No dia 24/03/98 foram realizadas coletas, simples e simultâneas, na entrada do reator anaeróbio, na saída do reator anaeróbio e na saída do reator aeróbio. Foram realizadas medidas de vazão em vários horários, mesmo antes e após o período das coletas, que apresentamos na Tabela VI.7 e no Gráfico VI.12, ambos em anexo. A vazão média ponderada, no período, das medições, foi de 0,37 L/s, e no período de coleta de amostra de DQO e DBO<sub>5</sub>, 9 as 16 horas, foi de 0,41 L/s.

Duas amostras coletadas, na saída do reator aeróbio, no período final de medições e coletas, foram analisadas, encontrando-se as concentrações de OD: às 15:40 horas - 5,5 mg/L e às 16:30 horas - 5,3 mg/L. O que demonstra que, os valores de OD eram muito superiores ao valor mínimo recomendado para o processo de lodos ativados (1 mg/L).

Na Tabela VI.8, apresentamos os valores de DQO e DBO<sub>5</sub>, obtidos através da análise das amostras coletadas e os horários, em que fizemos as coletas. As amostras coletadas, na saída dos reatores anaeróbio e aeróbio, foram filtradas, com filtro Millipore de mesh 0,45 µm, de forma a simular um decantador ideal, e determinar apenas a concentração de substrato solúvel. Os dados da Tabela VI.8 são ilustrados nos Gráficos VI.13, VI.14, VI.15 e VI.16, os dois últimos em anexo.

Tendo em conta, os dados da Tabela VI.8, e os gráficos a ela associados, verificamos que a DQO e a DBO<sub>5</sub>, variaram consideravelmente, no período de coleta. Os valores mais elevados, correspondem aos períodos de 9 às 10 horas e de 15 às 16 horas, provavelmente, devido a operações de lavagem e descarte, de materiais com elevado teor de matéria orgânica nos laboratórios. Essas variações, nas concentrações de substrato, evidenciam o regime, claramente, transiente, em que os reatores operam.

Tabela VI.8

Valores de DQO e DBO<sub>5</sub>, do afluente e do efluente, dos reatores anaeróbio e aeróbio, no dia 24/03/98.

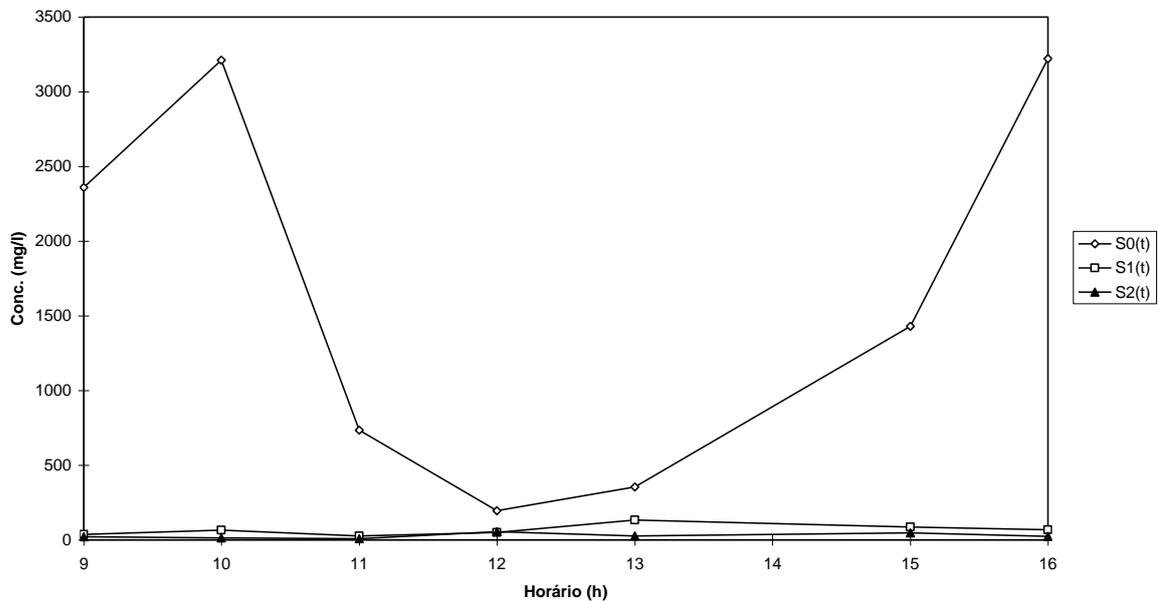
Horário (horas)	DQO (mg/L)			DBO <sub>5</sub> (mg/L)		
	P1	P2	P3	P1	P2	P3
9	2360	36	20	225	15	14
10	3212	65	13	450	15	18
11	734	26	7	180	21	9
12	196	49	55	113	15	15
13	353	134	26	113	30	2
15	1430	85	46	585	35	8
16	3222	69	23	750	30	8

O reator aeróbio, por receber o efluente do reator anaeróbio, no qual a variação do afluente é amortecida, pelos processos de diluição e degradação, opera em um regime transiente, menos intenso.

As variações, dos valores da DQO, são bem maiores, do que dos da DBO. Além disso, a relação DQO/DBO<sub>5</sub>, de maneira geral, é maior nos horários em que a DQO é mais elevada, o que mostra que uma parte considerável da matéria orgânica, no afluente do sistema de tratamento, é de difícil biodegradação.

Os resultados das análises de sólidos, das amostras coletadas no ponto 1, afluente do reator anaeróbio, e das amostras compostas, dos lodos dos reatores, Sana e Sae, são apresentados na Tabela VI.9. Neste trabalho, utilizamos a concentração dos sólidos voláteis totais como uma aproximação para o substrato não filtrável e também para a biomassa ativa, em lugar dos sólidos em suspensão voláteis.

**Gráfico VI.13 - Variação da DQO no afluente e no efluente dos reatores anaeróbio e aeróbio, nas amostras coletadas no dia 24/03/98.**



Os dados da Tabela VI.9, revelam uma redução, significativa, nos valores de sólidos do lodo, ao longo do horário das coletas, e valores muito elevados de sólidos, no afluente do sistema de tratamento, nos horários em que a DQO é mais elevada.

A redução dos valores de sólidos, no lodo, deve ser causada pela saída deles, no efluente de reator, ficando retidos, parcialmente, no decantador e por eles (os sólidos) não serem recirculados, no período de coleta. A recirculação contínua, que é ideal, não é possível, neste sistema de tratamento, pois a recirculação é realizada pela bomba, que recircula a mistura de substrato e lodo, dentro dos reatores. A recirculação do lodo, do fundo do decantador, se faz, quando a alimentação do sistema e a recirculação do conteúdo dos reatores são interrompidos. O procedimento da recirculação, do lodo sedimentado no decantador, é descrito em anexo.

**Gráfico VI.14 - Variação da DBO no afluente e no efluente do reator anaeróbio, nas amostras coletadas no dia 24/03/98.**

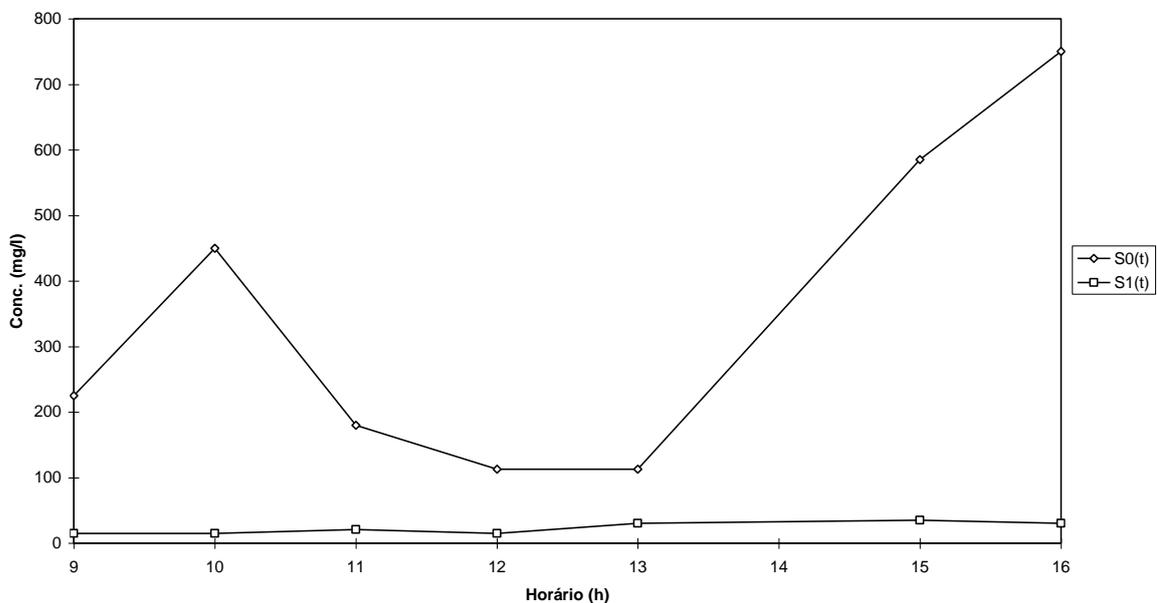


Tabela VI.9

Resultados das análises de sólidos, das amostras coletadas em 24/03/98

Amostra	Horário (horas)	ST (mg/l)	SFT (mg/l)	SVT (mg/l)
P1	9	4307	2430	1877
P1	10	4638	2726	1912
P1	11	1137	614	523
P1	12	324	89	235
P1	13	483	246	237
P1	15	1602	867	735
P1	16	9239	5599	3640
Sana1	9,25	17467	9814	7653
Sana1	16,25	11159	6655	4504
Sae2	9,25	3783	2310	1473
Sae2	16,25	1358	764	594

Considerando-se que, o sistema de tratamento, funciona em regime transiente e que o reator pode ser aproximado por um de mistura perfeita, testamos a aplicabilidade da Equação IV.7, para regime transiente, combinada com a Equação IV.2 ou com a Equação IV.3, na descrição do comportamento cinético dos reatores anaeróbio e aeróbio. Através do método, de integração numérica, de Euler, calculamos  $S_1(t)$ , tendo em conta  $S_0(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $S_1(t)$  inicial) e calculamos  $S_2(t)$ , tendo em conta  $S_1(t)$ ,  $X_2(t)$ ,  $T_2(t)$  e  $S_2(t)$  inicial).

As funções  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $X_2(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$  foram aproximadas por segmentos de reta, unindo cada valor determinado experimentalmente. Assim sendo,  $S_0(t)$  e  $S_1(t)$  foram aproximados por seis segmentos de reta e  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$ , que são iguais à  $V_1/Q_0(t)$  e  $V_2/Q_0(t)$ , respectivamente por inúmeros segmentos de reta.

As funções  $S_0(t)$  (associadas às DQOs e às DBOs),  $X_0(t)$ ,  $T_1(t)$ ,  $S_1(t)$  (associadas à DQOs e à DBOs), e  $T_2(t)$  são apresentadas nas Tabelas VI.10, VI.11, VI.12, VI.13, VI.14, VI.15, VI.16 em anexo.

A função  $X_2(t)$  é dada pela equação:  $X_2(t) = -125,57t + 2634,54$  pois foram realizadas apenas duas medidas de  $X_2(t)$ .

### VI.2.2.1 - Avaliação da Redução da DQO

As constantes cinéticas  $\mu_{\text{máx}}$  (em 1/h) e  $Y$  (em mg/mg, portanto adimensional) da Equação IV.2, de Monod, foram consideradas em conjunto através da relação  $\mu_{\text{máx}}/Y$ , denominada  $K_1$ .

A simulação dos valores de  $S_1(t)$ , tendo em conta a DQO como substrato e as equações para  $r_{S1}$ , IV.2 e IV.3, associadas as constantes cinéticas,  $K_1$ ,  $K_S$  e  $K_3$ , que resultam no COD mais próximo do ideal são apresentadas nos Gráficos VI.17, VI.18, VI.19 e VI.20. A Tabela VI.17 apresenta as constantes cinéticas  $K_1$ ,  $K_S$ ,  $K_3$  e os valores de COD, obtidos através da varredura dos valores das constantes cinéticas, associados à primeira corrida e a concentração dos substratos (DQO ou  $DBO_5$ ).

Observando-se a curva traçada no Gráfico VI.17 verifica-se que a Equação IV.2, de Monod, não consegue explicar os valores de  $S_1(t)$  experimentais às 12 e 13 horas. Essa discrepância poderia ser explicada pelo reduzido tempo de detenção hidráulica, o que favorece choques de carga, pela impossibilidade de recircular o lodo no período de amostragem e pelo fato do reator não se comportar como mistura perfeita. A curva apresentada no Gráfico VI.17, obtida com  $K_1 = 0,16 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 100 \text{ mg/L}$ , apresentou COD = -2,5046. O valor de COD obtido demonstra que o ajuste entre os  $S_1(t)$  simulados e experimentais não foi bom.

Através do Gráfico VI.18 verifica-se que ocorre uma elevação do valor de  $S_1(t)$  experimental, às 12 horas, quando era de se esperar uma redução e que o ajuste da função  $S_1(t)$  não foi bom. A curva de valores de  $S_1(t)$  estimados foi obtida com  $K_1 = 0,0518 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 100 \text{ mg/L}$  e apresentou COD = -0,4758. O valor de COD obtido, distante do ideal,

provavelmente está associado ao reduzido tempo de detenção hidráulica (cerca de metade de  $T_1(t)$ ) do reator aeróbio e a perda de sólidos devido à falta de recirculação.

Observando-se a curva traçada no Gráfico VI.19, verifica-se que a Equação IV.3, de Eckenfelder, não consegue explicar os valores de  $S_1(t)$  experimentais as 12 e 13 horas. Devido à semelhança entre a Equação IV.2 e a Equação IV.3, sendo a última uma simplificação da primeira, é de se esperar um comportamento similar. A curva de  $S_1(t)$  estimados foi obtida com  $K_3 = 0,0008983 \text{ (h.mg/L)}^{-1}$  e apresentou  $\text{COD} = -2,0305$ . O valor de COD obtido demonstra que o ajuste não foi bom. Entretanto, o COD obtido foi melhor do que o associado à Equação IV.2.

Através do Gráfico VI.20 observa-se que o comportamento da Equação IV.3 é semelhante ao da Equação IV.2, o que resulta em um ajuste fraco. Entretanto, devido ao valor de COD obtido ser melhor do que o associado à Equação IV.2, pode-se afirmar que o ajuste da Equação IV.3 é melhor do que o da Equação IV.2. A curva de  $S_1(t)$  estimados foi obtida com  $K_3 = 0,000582 \text{ (h.mg/L)}^{-1}$  e apresentou  $\text{COD} = -2,1793$ .

Gráfico VI.17 - Simulação dos valores de  $S_1(t)$ , DQO no efluente do reator anaeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Monod.

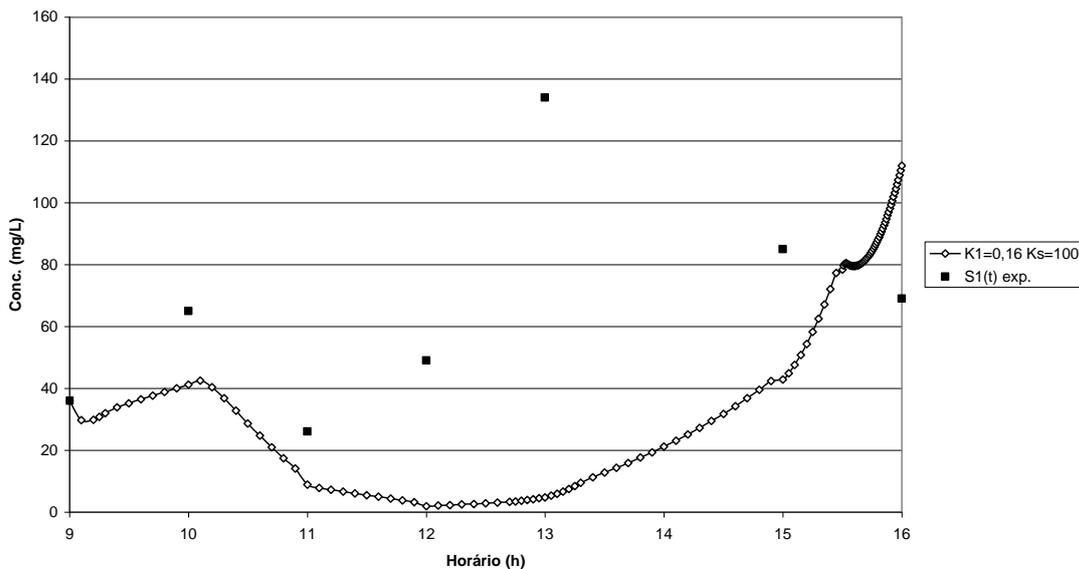


Gráfico VI.18 - Simulação dos valores de  $S_2(t)$ , DQO no efluente do reator aeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Monod.

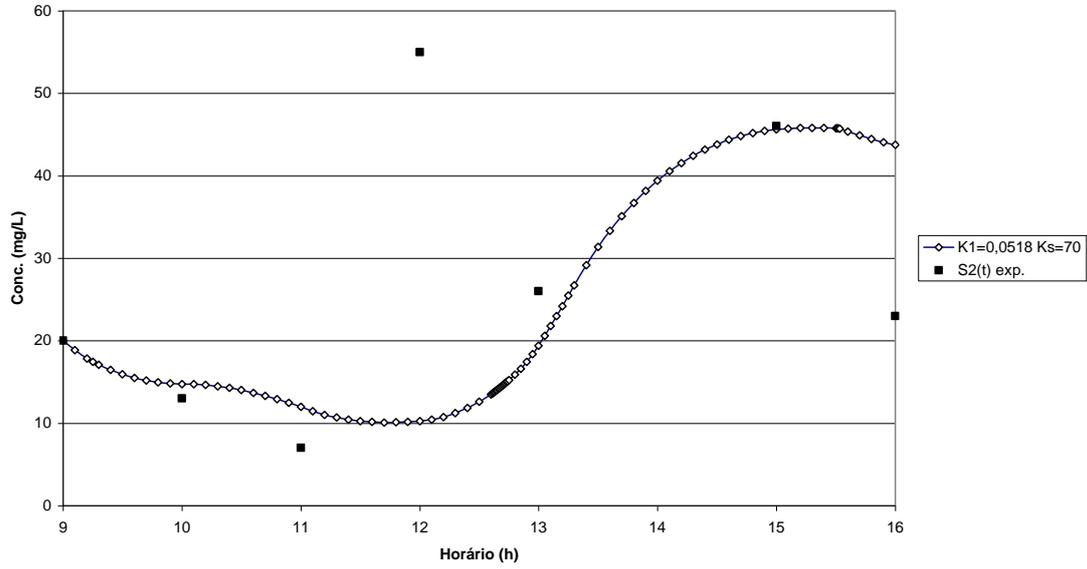


Gráfico VI.19 - Simulação dos valores de  $S_1(t)$ , DQO no efluente do reator anaeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Eckenfelder.

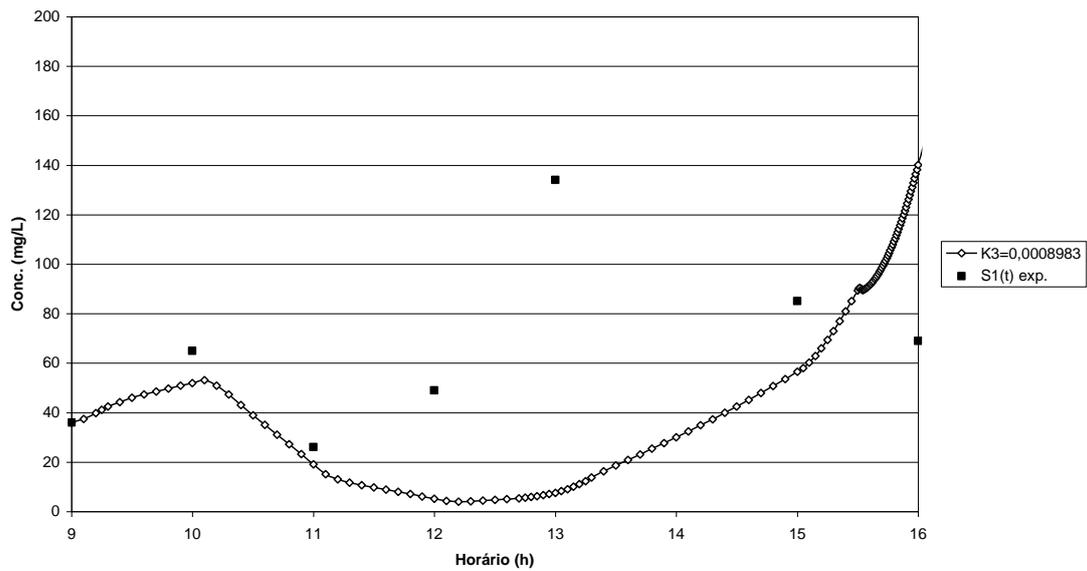
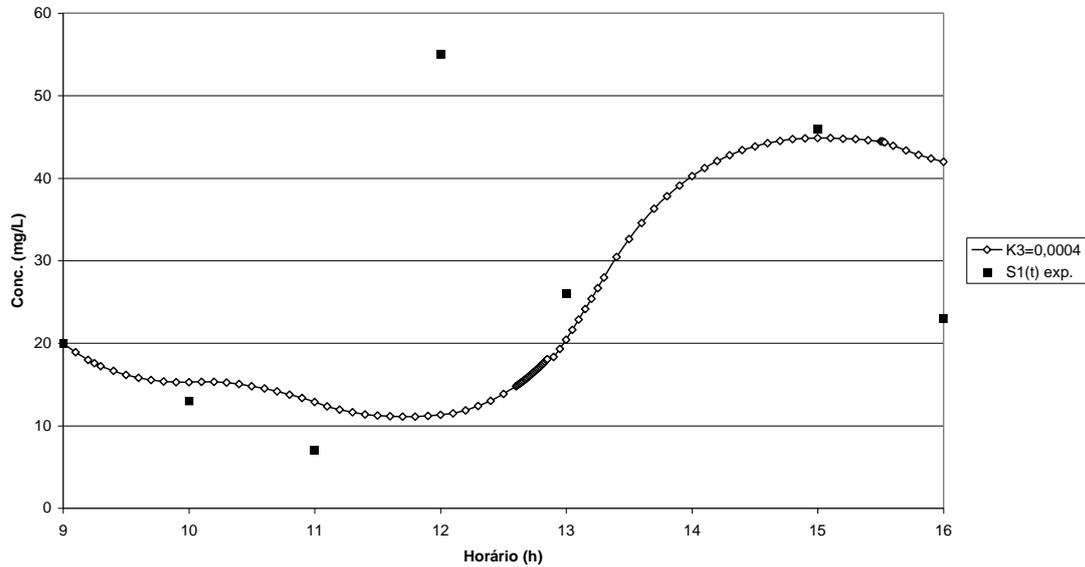


Gráfico VI.20 - Simulação dos valores de  $S_2(t)$ , DQO no efluente do reator aeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Eckenfelder.



### VI.2.2.2 - Avaliação da redução da $DBO_5$

As simulações dos valores de  $S_1(t)$  e  $S_2(t)$ , quando a  $DBO_5$  é o substrato, usando a Equação IV.2 para  $r_{s1}$ , são apresentadas nos Gráficos VI.21, para o reator anaeróbio, e VI.22, para o reator aeróbio.

Observando-se as curvas traçadas no Gráfico VI.21, verificamos que a Equação IV.2, de Monod, não consegue explicar os valores de  $S_1(t)$  às 13, 15 e 16 horas. O primeiro ponto de  $S_1(t)$ , que se afasta das curvas (às 13 horas), apresenta um valor superior ao estimado e os outros (às 15 e 16 horas) valores bem inferiores. A curva de valores estimados de  $S_1(t)$ , obtida com  $K_1 = 0,0797 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 96,37 \text{ mg/L}$ , apresentou  $COD = -2,6363$ .

Gráfico VI.21 - Simulação dos valores de  $S_1(t)$ , DBO no efluente do reator anaeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Monod.

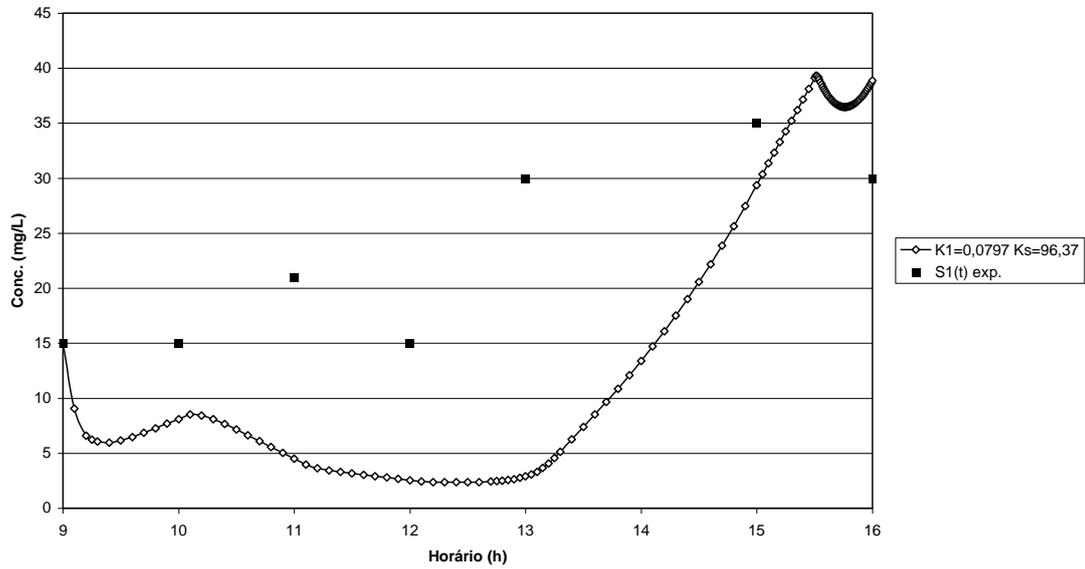


Gráfico VI.22 - Simulação dos valores de  $S_2(t)$ , DBO efluente do reator aeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Monod.

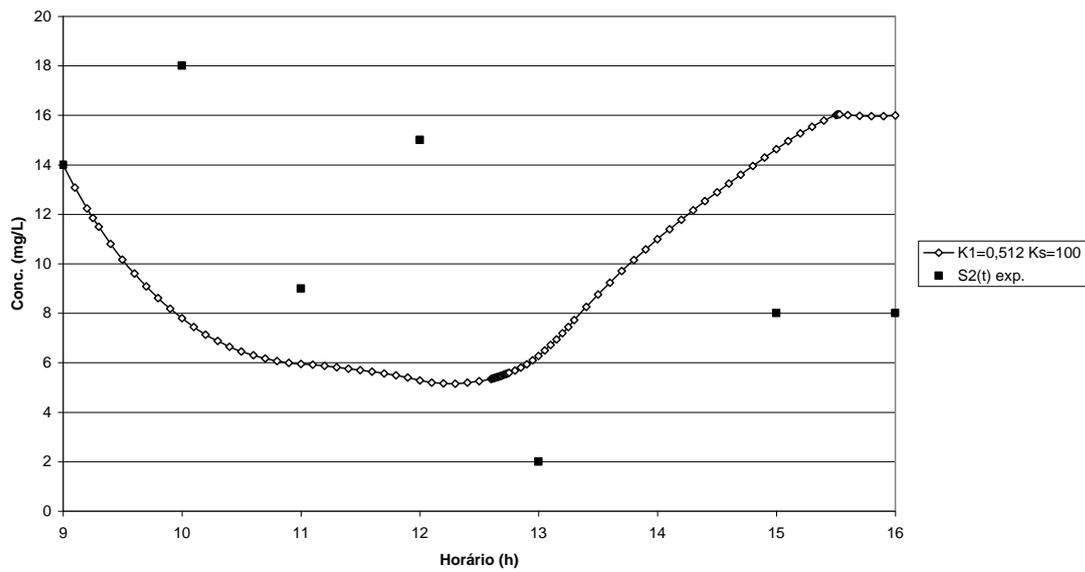


Gráfico VI.23 - Simulação dos valores de  $S_1(t)$ , DBO no efluente do reator anaeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Eckenfelder.

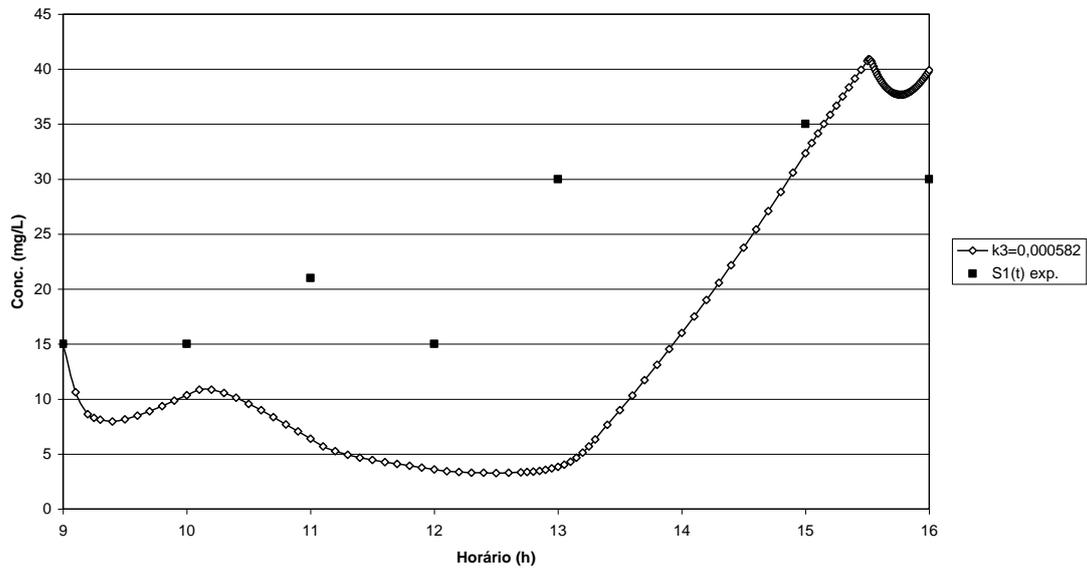
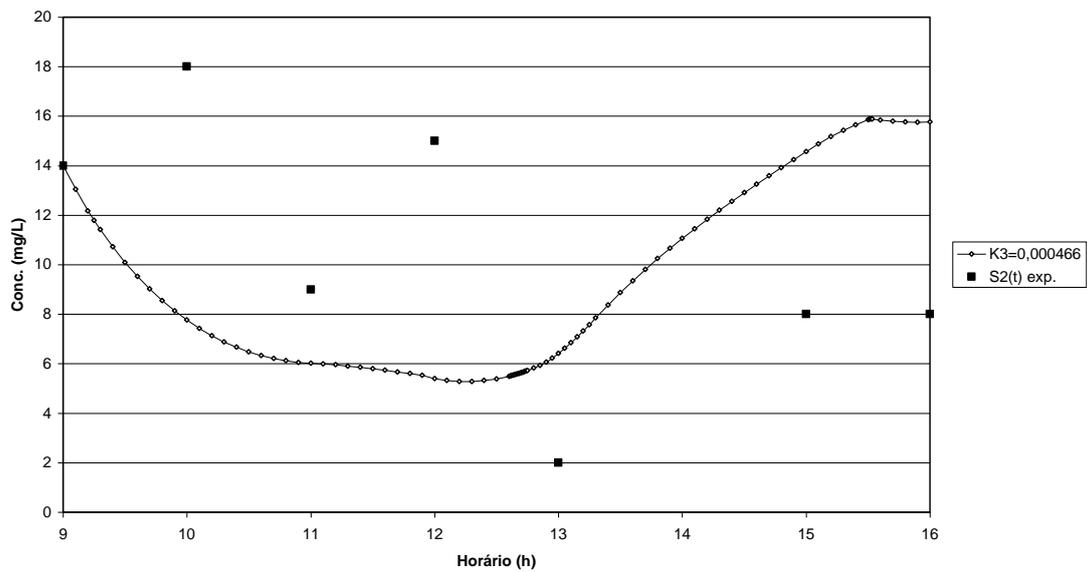


Gráfico VI.24 - Simulação dos valores de  $S_2(t)$ , DBO no efluente do reator aeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Eckenfelder.



O Gráfico VI.22 mostra que os pontos experimentais, associados às 10, 11 e 12 horas, não podem ser explicados pela Equação IV.2, pois a redução nos valores de  $S_1(t)$  deveria ser acompanhada pela redução nos valores de  $S_2(t)$ . Por outro lado os valores de  $S_1(t)$ , no período de 13 às 16 horas, deveriam estar associados a valores de  $S_2(t)$  muito superiores. Os valores de  $S_2(t)$  às 10 e às 12 horas não podem ser explicados por qualquer equação cinética, de um modelo simples (como o desenvolvido neste trabalho). Estes valores se justificam pela falta de homogeneidade do reator e talvez pudessem ser explicados através de um modelo que considerasse a cinética da hidrólise dos sólidos voláteis totais ou dos sólidos em suspensão voláteis. A curva de valores estimados de  $S_2(t)$ , que obteve melhor ajuste, foi obtida com  $K_1 = 0,0512 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 100 \text{ mg/L}$  e apresentou  $\text{COD} = -1,0624$ .

A simulação dos valores de  $S_1(t)$  e  $S_2(t)$ , quando a  $\text{DBO}_5$  é o substrato, usando a Equação IV.3 para  $r_{S1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.23, para o reator anaeróbio e VI.24, para o reator aeróbio.

As curvas representativas dos valores de  $S_1(t)$  e  $S_2(t)$ , simulados através da Equação IV.3, apresentadas nos Gráficos VI.23 e VI.24, são semelhantes aquelas dos Gráficos VI.21 e VI.22, pois a Equação IV.3 é uma simplificação da Equação IV.2. Assim sendo, as divergências entre as curvas ajustadas e os pontos experimentais têm as mesmas explicações. A curva associada aos valores de  $S_1(t)$  estimados, no Gráfico VI.23, foi obtida com  $K_3 = 0,000582 \text{ (h.mg/L)}^{-1}$  ( $\text{COD} = -2,1793$ ) e a curva de  $S_2(t)$ , apresentada no Gráfico VI.24, foi obtida com  $K_3 = 0,000466 \text{ (h.mg/L)}^{-1}$  e apresentou  $\text{COD} = -2,1793$ .

Os coeficientes de determinação, associados às curvas de  $S_1(t)$  e  $S_2(t)$ , apresentaram valores muito inferiores a 1, valor ideal, o que demonstra que o ajuste, destas curvas aos valores experimentais, não foi bom.

Entre as várias fontes de erro, que poderiam explicar os valores de coeficiente de determinação obtidos devemos ressaltar:

- antes do início da coleta das amostras, era realizada a recirculação dos sólidos depositados no fundo dos decantadores. Devido à impossibilidade de realizar a recirculação, no reator anaeróbio, com o reator sendo alimentado, interrompíamos o fluxo de entrada do afluente, do reator anaeróbio, esperávamos até o fluxo de saída do efluente cessar totalmente e depois, através do alinhamento da bomba 1 com o fundo do decantador, através da abertura de uma válvula, e do fechamento da válvula, que permite a entrada do líquido contido no conduto de seção quadrada na bomba 1, esperávamos até que o conteúdo do decantador fosse aspirado pela bomba 1 (o nível no decantador baixasse). No reator aeróbio a recirculação era realizada de modo semelhante, não havendo a necessidade de fechar a válvula na saída do conduto de seção quadrada. A paralização da alimentação e da recirculação nos condutos de seção quadrada, para realizar a recirculação leva ao depósito do lodo no fundo dos condutos quadrados. Antes de iniciar a coleta de amostras, reiniciávamos a alimentação e a recirculação nos condutos quadrados e deixávamos o reator operar por cerca de meia hora. Apesar do tempo decorrido antes das coletas o lodo poderia não ter sido totalmente suspenso, nos dois reatores.

- a ausência de uma caixa de areia, como tratamento preliminar da ETE da FIOCRUZ, causava acúmulo de areia no tanque de equalização, na caixa dosadora e no interior dos reatores. Periodicamente removíamos, manualmente usando pá e enxada, a areia depositada no tanque de equalização e na caixa dosadora, mas não podíamos remover de dentro do reator pois ele é fechado a não ser usando um equipamento tipo limpa fossa. A areia arrastava parte dos sólidos para o fundo dos condutos quadrados.

- a coleta de lodo, para análise de sólidos, representativos da biomassa ativa, era realizada em pontos de coleta, localizados no fundo das seções quadradas. Apesar da velocidade do líquido nos canais, sempre existe um certo gradiente de concentração, tanto é que em qualquer reator recomenda-se a coleta de sólidos em vários níveis, a menos que fique provado, através de análises, que a homogeneidade é muito grande. Este fato se agravava pela presença de areia, que arrastava os sólidos para o fundo dos condutos quadrados. Pelas razões expostas acreditamos que os valores de sólidos encontrados sejam superiores àqueles representativos dos valores médios.

Os parâmetros cinéticos obtidos, associados à degradação do substrato (DQO ou DBO<sub>5</sub>) são consolidados na Tabela VI.10. Nesta apresentamos os valores dos parâmetros cinéticos e dos coeficientes de determinação associados a cada reator, na primeira corrida.

Tabela VI.17

Constantes cinéticas e coeficientes de determinação associados aos reatores anaeróbio e aeróbio e as Equações IV.2 e IV.3, calculadas tendo em conta os dados experimentais de 24/03/98.

Equação para r <sub>si</sub>	DQO		DBO <sub>5</sub>	
	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio
$\frac{K_1 X S}{K_S + S}$	K <sub>1</sub> = 0,16	K <sub>1</sub> = 0,0518	K <sub>1</sub> = 0,0797	K <sub>1</sub> = 0,0512
COD	-2,5046	-0,4758	-2,6363	-1,0624
$K_3 X S$	K <sub>3</sub> = 0,0008983	K <sub>3</sub> = 0,000491	K <sub>3</sub> = 0,000582	K <sub>3</sub> = 0,000466
COD	-2,0305	-0,3369	-2,1793	-1,0300

K<sub>1</sub> - em h<sup>-1</sup>

K<sub>3</sub> - em (h.mg/L)<sup>-1</sup>

K<sub>S</sub> - em mg de DQO ou DBO<sub>5</sub>/L.

#### VI.2.2.4 - Avaliação da produção de biomassa

Neste trabalho realizamos uma estimativa da produção de biomassa, nos reatores anaeróbio e aeróbio, tendo em conta os valores de sólidos voláteis totais no afluente do reator anaeróbio e no interior dos reatores, determinados experimentalmente, e simulando diversos níveis de eficiência no decantador. Poderíamos ter realizado uma avaliação mais confiável se houvéssimos coletado amostras do interior dos reatores a cada hora, amostras do efluente dos reatores anaeróbio e aeróbio na entrada do decantador e amostras do efluente do decantador do reator anaeróbio. Este procedimento não pode ser adotado devido à falta de pessoal de apoio para realizar as análises. Apesar das limitações, do método utilizado, foi possível estimar a eficiência dos decantadores e o valor das constantes associadas à produção e decomposição da biomassa.

Considerando-se que, o sistema de tratamento, funciona em regime transiente e que o reator pode ser considerado de mistura perfeita, testamos a aplicabilidade da Equação IV.10, para regime transiente, combinada com a Equação IV.3, na descrição do comportamento cinético dos reatores anaeróbio e aeróbio. Através do método, de integração numérica, de Euler, calculamos  $X_1(t)$ , tendo em conta  $S_1(t)$ ,  $X_0(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $X_1(t)$  inicial).

As funções  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$ ,  $X_0(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $X_2(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$  foram aproximadas por segmentos de reta, unindo cada valor determinado experimentalmente. Assim sendo,  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$  e  $X_0(t)$  foram aproximados por seis segmentos de reta,  $X_1(t)$  e  $X_2(t)$ , por um segmento de reta, e  $T_1(t)$ , que é igual a  $V_1/Q_0(t)$ , por inúmeros segmentos de reta.

A simulação dos valores de  $X_1(t)$ , quando a DQO é o substrato, usando a Equação IV.3 para  $r_{S1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.25, para o reator anaeróbio e VI.26, para o reator aeróbio.

Observando-se as curvas traçadas no Gráfico VI.25, verificamos que as Equações IV.10 e IV.3, não conseguem explicar a pequena redução no valor de  $X_1(t)$ , a menos que

se considere que ocorre uma sedimentação parcial, dentro do reator anaeróbio. As curvas, que simulam  $X_1(t)$ , apresentam pouca sensibilidade em relação aos valores de  $Y$  e  $K_3$ , pois a diferença entre as curvas obtidas com os pares  $\{Y=0,15 \text{ mg SSV/mg DQO}; K_3=0,0008983 \text{ (h.mg/L)}^{-1}\}$  e  $\{Y=0,02 \text{ mg SSV/mg DQO}, K_3=0,0008983 \text{ (h.mg/L)}^{-1}\}$  é mínima. A curva obtida supondo-se que a sedimentação é de 45 % apresenta um valor de  $X_1(t)$ , às 16 horas bem superior ao experimental. A curva obtida, supondo-se que ocorra uma sedimentação de 35 % e adotando-se  $Y=0,15 \text{ mg SSV/mg DQO}$  e  $K_3=0,0008983 \text{ (h.mg/L)}^{-1}$ , apresenta um valor de  $X_1(t)$ , às 16 horas superior ao experimental. A curva obtida supondo-se uma sedimentação de 23 % e adotando-se  $Y=0,15 \text{ mg SSV/mg DQO}$ ,  $K_3=0,0008983 \text{ (h.mg/L)}^{-1}$  apresenta um valor de  $X_1(t)$  às 16 horas próximo ao valor experimental.

Em relação ao Gráfico VI.26, através de uma análise semelhante a realizada, no caso do Gráfico V.25, concluímos que o efluente do reator aeróbio deve corresponder a menos de 10 % dos sólidos voláteis totais médios, do reator anaeróbio. Esta conclusão baseia-se no fato de que, a curva associada a 90 % de redução dos SVT apresenta um valor de  $X_2(t)$ , às 16 horas bem superior ao experimental. A curva associada a uma redução de 92 % dos SVT, a  $Y=0,5 \text{ mg SSV/mg DQO}$  e  $K_3=0,000466 \text{ (h.mg/l)}^{-1}$  e a curva associada a uma redução de 91 %, aos mesmos  $Y$  e  $K_3$ , da curva anterior e a  $K_d=0,007 \text{ h}^{-1}$  são representativas da produção de biomassa no reator aeróbio, tendo em conta a DQO.

Gráfico VI.25 - Simulação dos valores de  $X_1(t)$ , SVT no reator anaeróbio, no dia 24;03;98, através da equação de Eckenfelder para o consumo da DQO.

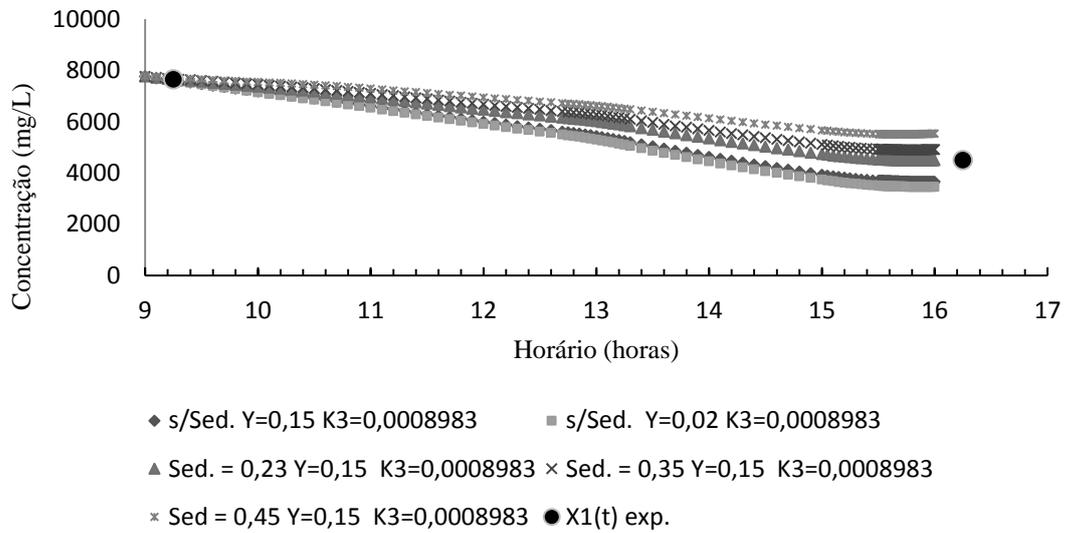


Gráfico VI.25 - Simulação dos valores de  $X_1(t)$ , SVT no reator anaeróbio, no dia 24;03;98, através da equação de Eckenfelder para o consumo da DQO.

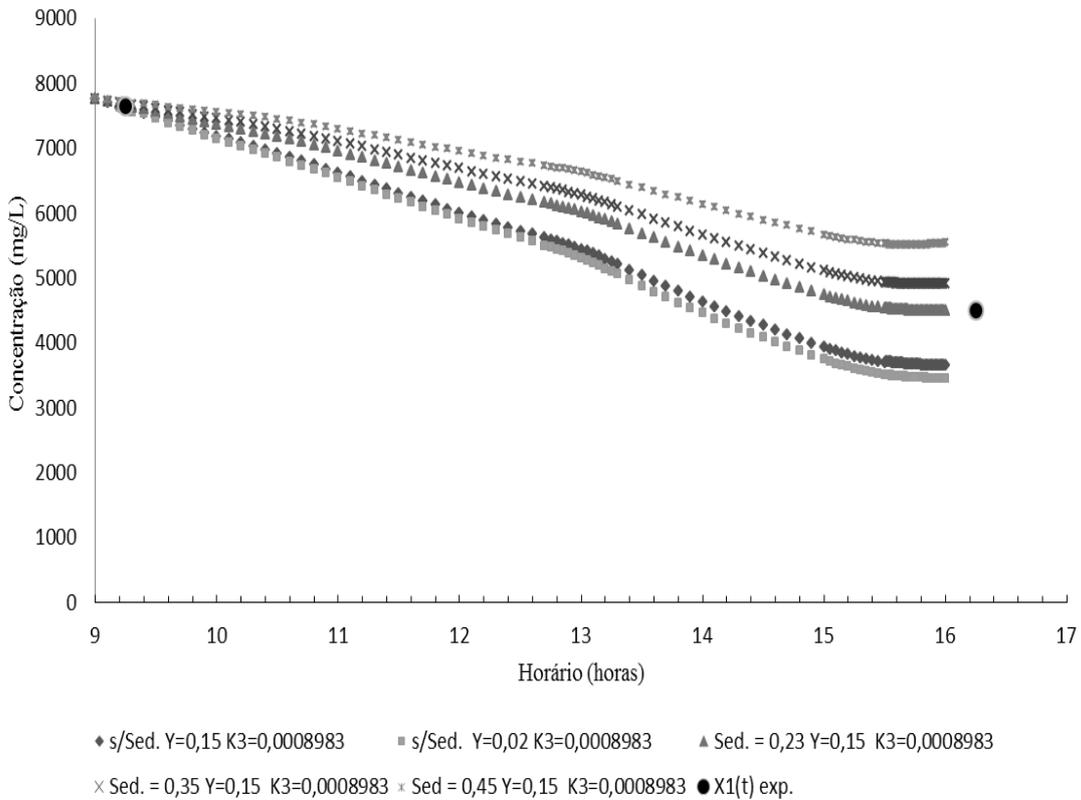


Gráfico VI.25 - Simulação dos valores de  $X_1(t)$ , SVT no reator anaeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Eckenfelder para o consumo da DQO.

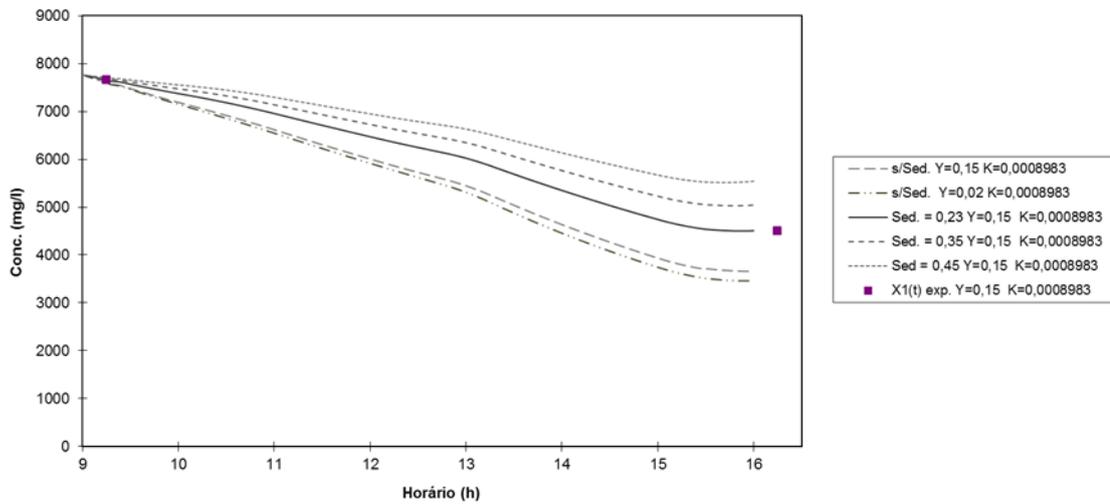
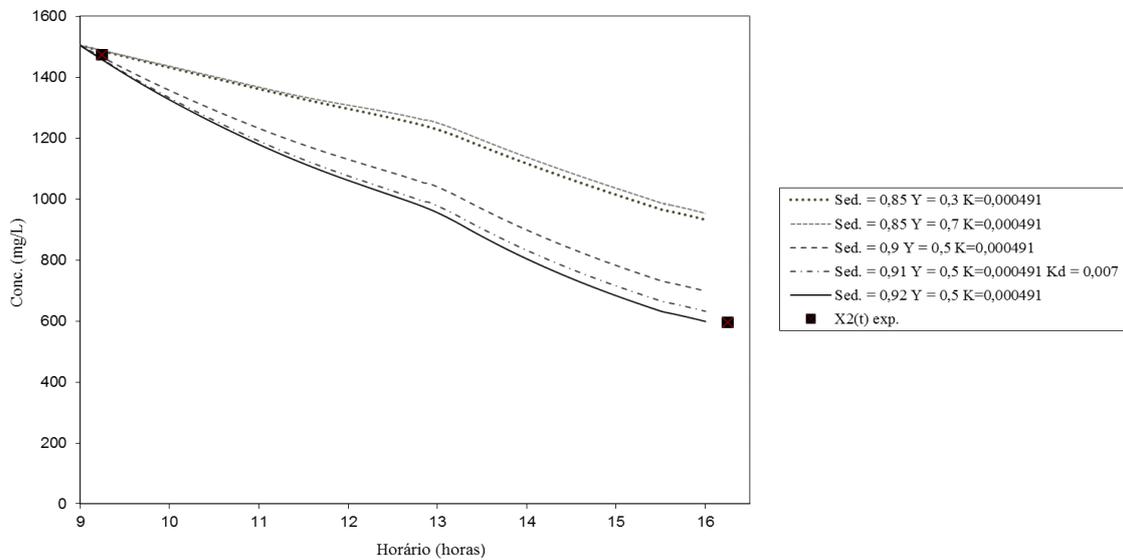


Gráfico VI.26 - Simulação dos valores de  $X_2(t)$ , SVT no reator aeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Eckenfelder para o consumo da DQO.



A simulação dos valores de  $X_1(t)$ , quando a  $DBO_5$  é o substrato, usando a Equação IV.3 para  $r_{S1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.27, para o reator anaeróbio, e VI.28, para o reator aeróbio.

De forma análoga ao que ocorre no Gráfico VI.25, verificamos que as curvas traçadas, no Gráfico VI.27, demonstram que a menos que se suponha a ocorrência de sedimentação no reator anaeróbio, não se pode explicar o valor experimental de  $X_1(t)$ , às 16 horas. A curva representativas da produção de biomassa, no reator anaeróbio tomando a  $DBO_5$  como substrato, está associada a uma sedimentação de 30 % dos SVT no interior do reator, a  $Y=0,15$  mg SSV/mg  $DBO_5$  e a  $K_3=0,000582$  (h.mg/L)<sup>-1</sup>.

No Gráfico VI.28, apresentamos curvas associadas a vários níveis de redução dos SVT oriundos do reator aeróbio, devido ao efeito da sedimentação no interior do reator aeróbio e no decantador. Verificamos que, deve ocorrer uma redução de mais de 90 % nos valores de SVT, pois apenas a curva obtida supondo-se que a redução é de cerca de 91,5 % explica o valor experimental de  $X_2(t)$ , às 16 horas. A curva representativa da produção de biomassa, no reator aeróbio utilizando a  $DBO_5$  como substrato, está associada a uma redução de 91,5 % dos SVT do reator aeróbio, a  $Y=0,6$  mg SSV/mg  $DBO_5$  e a  $K_3=0,000466$  (h.mg/L)<sup>-1</sup>.

**Gráfico VI.27 - Simulação dos valores de  $X_1(t)$ , SVT no reator anaeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Eckenfelder para o consumo da DBO.**

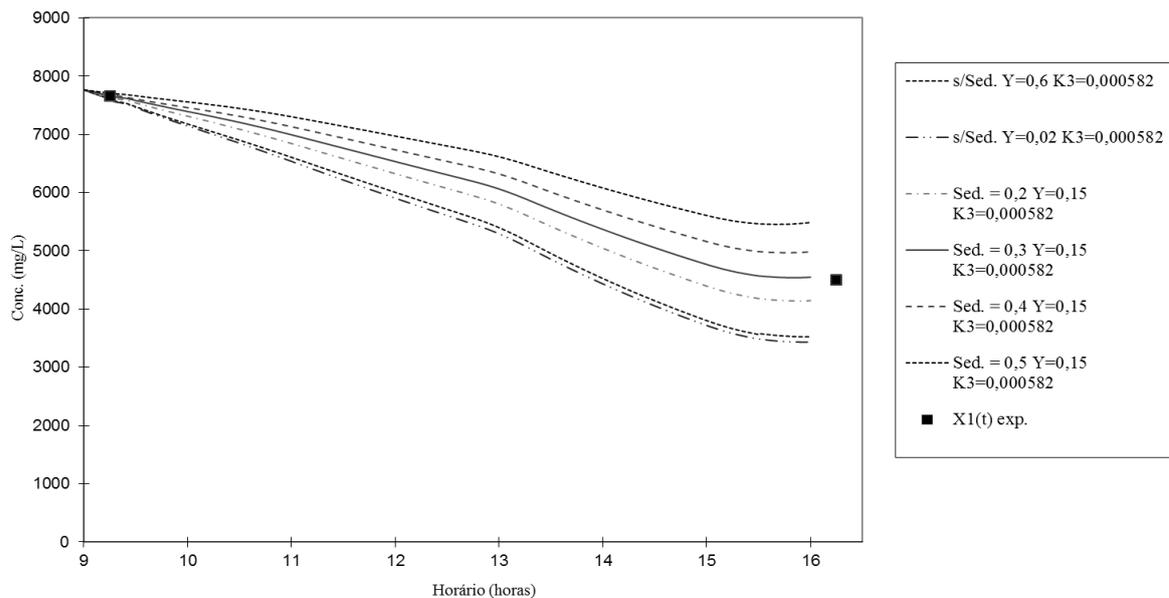
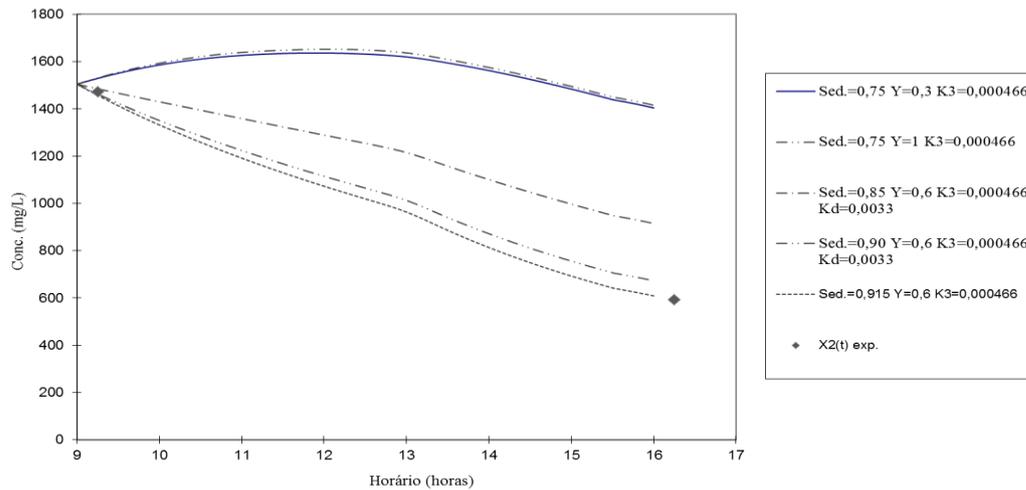


Gráfico VI.28 - Simulação dos valores de  $X_2(t)$ , SVT no reator aeróbio, no dia 24/03/98, através da equação de Eckenfelder para o consumo da DBO.



Como apenas dois pontos experimentais foram determinados, não foi possível calcular o coeficiente de determinação das curvas apresentadas nos Gráficos VI.25, VI.26, VI.27 e VI.28.

Os parâmetros cinéticos obtidos, associados a produção de biomassa (DQO ou DBO<sub>5</sub>) são consolidados na Tabela V.18. Nesta, apresentamos os valores estimados dos parâmetros cinéticos, conforme descrito anteriormente.

Tabela VI.18

Constantes cinéticas associadas à produção de biomassa, nos reatores anaeróbio e aeróbio, e as Equações IV.10 e IV.3, calculadas tendo em conta os dados experimentais de 24/03/98.

Equação para $r_{si}$	DQO		DBO <sub>5</sub>	
	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio
	Y = 0,15	Y = 0,5	Y = 0,15	Y = 0,6
	Sed = 23 %	Sed = 92 %	Sed = 30 %	Sed = 91,5 %
K <sub>3</sub> XS	K <sub>d</sub> = 0	K <sub>d</sub> = 0	K <sub>d</sub> = 0	K <sub>d</sub> = 0
K <sub>3</sub>	0,0008983	0,000491	0,000582	0,000466
		Y = 0,5		
		Sed = 91 %		
		K <sub>d</sub> = 0,007		

Y - em mg SSV/mg de DQO ou DBO<sub>5</sub>

K<sub>d</sub> - em h<sup>-1</sup>

Sed - percentagem de remoção dos SVT, devido a sedimentação no interior do reator anaeróbio (no caso dos parâmetros do reator anaeróbio) e devido a sedimentação no reator aeróbio e no decantador deste (no caso do reator aeróbio).

## VI.2.3 - Segunda Corrida

### VI.2.3.1 - Resultados Experimentais e Hipóteses Assumidas

No dia 13/05/98 foram realizadas coletas, simples e simultâneas, na entrada do reator anaeróbio, na saída do reator anaeróbio e na saída do reator aeróbio.

Utilizamos o mesmo código, da primeira corrida, para os pontos de coleta:

Foram realizadas medidas de vazão em vários horários, mesmo antes e após o período das coletas, que apresentamos na Tabela VI.19 e no Gráfico VI.29, ambos em anexo. A vazão média ponderada, no período, das medições, foi de 0,77 L/s, e no período de coleta de amostra de DQO e DBO<sub>5</sub>, 9:20 as 16:48 horas, foi de 0,70 L/s.

Duas amostras coletadas, na saída do reator aeróbio, no período final de medições e coletas, foram analisadas, encontrando-se as concentrações de OD: às 15:40 - 5,5 mg/l e às 16:30 - 5,3 mg/l. O que demonstra que, os valores de OD eram muito superiores ao valor mínimo recomendado (1 mg/L).

Na Tabela VI.20, apresentamos os valores de DQO, obtidos através da análise das amostras coletadas e os horários, em que fizemos as coletas. As amostras coletadas, na saída dos reatores anaeróbio e aeróbio, foram filtradas, com filtro Milipore de mesh 0,45 µm, de forma a simular um decantador ideal, e determinar apenas a concentração de substrato solúvel. Os dados da Tabela VI.20 são ilustrados nos Gráficos VI.30, VI.31.

Tabela VI.20  
Valores de DQO do afluente e do efluente, dos reatores anaeróbio e aeróbio, no dia 13/05/98.

Horário (horas)	DQO (mg/L)		
	P1	P2	P3
9,33	610	58	18
11	155	70	23
12	210	80	48
13	105	112	58
14,73	220	98	50
15,80	130	92	62
16,80	182	87	47

Gráfico VI.30 - Variação horária da DQO do afluente e do efluente dos reatores anaeróbio e aeróbio, no dia 13/05/98.

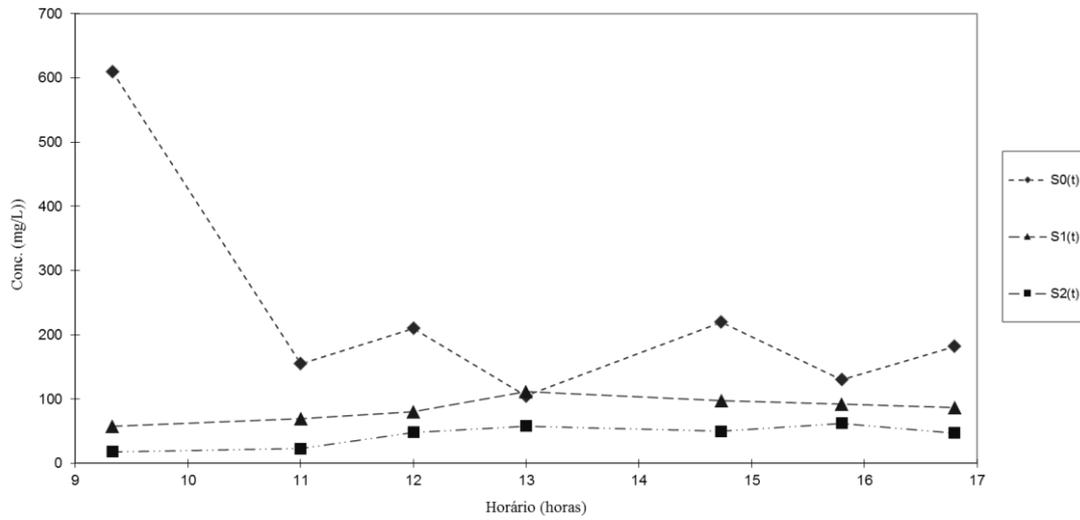
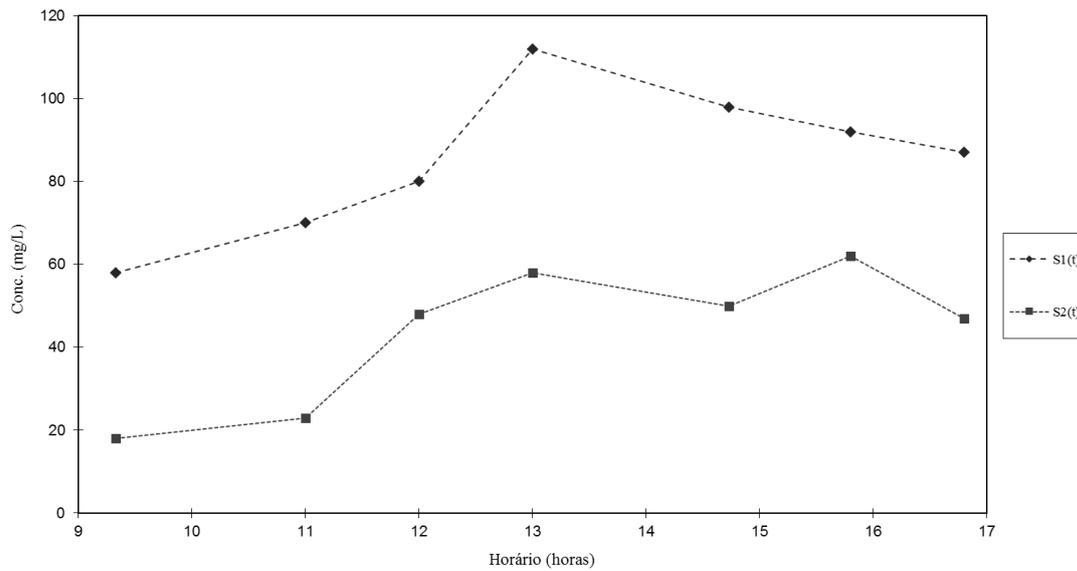


Gráfico VI.31 - Variação horária da DQO no afluente e no efluente do reator aeróbio, no dia 13/05/98.



Os resultados das análises de sólidos, das amostras coletadas no ponto 1, afluente do reator anaeróbio, e das amostras compostas, dos lodos dos reatores, Sana e Sae, são apresentados na Tabela VI.21.

Os dados da Tabela VI.21, revelam uma grande redução, nos valores de sólidos do lodo do reator anaeróbio, do início do período das coletas, até as 10,33 horas, e depois uma redução menor nos valores de sólidos do reator anaeróbio, do horário de 10,33 horas até às 15 horas. No reator aeróbio houve uma redução nos valores de sólidos no período de 9,17 horas às 10,33 horas e depois uma elevação até as 15 horas. Os resultados de sólidos, no afluente do sistema de tratamento, são elevados apenas na amostra inicial de 9,17 horas, apresentando resultados próprios de esgoto doméstico nas outras amostras.

A variação nos valores de sólidos, no lodo do reator anaeróbio, deve ser causada pela saída destes, ficando em parte retidos no decantador, e pelo deslocamento deles dentro do reator, pois não se pode coletar os sólidos de todas as regiões do reator, devido à inexistência de pontos de coleta.

Os resultados de sólidos no lodo do reator aeróbio, mostram uma variação durante o período de coleta, provavelmente, associada a falta de homogeneidade do reator, a entrada de sólidos através do afluente do reator e ao deslocamento deles no período de coleta.

Os valores de sólidos, associados ao ponto 2, são reduzidos em relação aos valores do lodo do reator anaeróbio, mas são elevados para o efluente de um decantador.

**Tabela VI.21**  
Resultados das análises de sólidos, das amostras coletadas em 13/05/98

Amostra	Horário (horas)	ST (mg/L)	SFT (mg/L)	SVT (mg/L)
P1	9,33	3.411	1.801	1.610
P1	11	418	194	224
P1	13	437	168	269
P1	14,73	462	165	297
P1	15,80	532	280	252
P1	16,80	427	143	284
P2	9,33	267	10	257
P2	11	286	117	169
Sana1	9,17	28.046	16.322	11.724
Sana1	10,33	11.273	6.592	4.681
Sana1	15	9.903	5.781	4.122
Sae2	9,17	565	287	278
Sae2	10,33	337	143	194
Sae2	15	381	130	251

Na Tabela VI.22, apresentamos os valores de fósforo total, obtidos através da análise das amostras coletadas e os horários, em que fizemos as coletas. As amostras coletadas, na saída dos reatores anaeróbio e aeróbio, foram filtradas, com filtro Milipore de mesh 0,45  $\mu\text{m}$ , de forma a simular um decantador ideal, e determinar apenas a concentração de substrato solúvel.

**Tabela VI.22**  
Valores de fósforo total do afluente e do efluente, dos reatores anaeróbio e aeróbio, no dia 13/05/98.

Horário (horas)	Pt (mg/L)		
	P1	P2	P3
9,33	28,62	1,42	0,01
11	3,51	1,74	0,41
12	2,69	0,26	1,26
13	2,80	1,08	0,80
14,73	4,20	1,05	0,73

Os valores de fósforo total associados aos pontos 2 e 3 se apresentaram extremamente reduzidos, para um processo biológico, sendo comparáveis aos resultados obtidos através de processos mais avançados, de redução de nutrientes, tais como o processo Bio-P (GONÇALVES, 1997) ou de precipitação química (SMITH, 1995).

### **VI.2.3.2 - Avaliação da Redução da DQO**

A simulação dos valores de  $S_1(t)$ , quando a DQO é o substrato, usando a Equação IV.2 para  $r_{s1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.32, para o reator anaeróbio e VI.33, para o reator aeróbio.

Como não havia a possibilidade de medir a influência de  $\mu_{m\acute{a}x}$  e  $Y$ , da Equação IV.2, isoladamente, denotamos por  $K_1$  a relação  $\mu_{m\acute{a}x}/Y$ , em 1/h, pois  $\mu_{m\acute{a}x}$  foi considerado em 1/h e  $Y$  em mg/mg (adimensional)

Os valores de sólidos associados às 10,33 horas não podem ser explicados pela entrada ou saída deles dos reatores, pois os valores do afluente não apresentam muita variação. O deslocamento dos sólidos dentro dos reatores deve ser um dos motivos dos valores obtidos, outro motivo é o fato da areia arrastar parte dos sólidos, neste caso, a concentração real, das camadas mais elevadas, nos condutos quadrados, só é obtida após a remoção da areia e o valor médio é obtido considerando os dois valores. Deste modo, eles não são representativos da concentração média dos sólidos e, assim, na simulação, dos valores de  $S_1(t)$ , consideramos apenas os valores associados às 9,17 horas e 15 horas. A variação dos valores de sólidos foi simulada através de uma reta unindo os dois valores.

As curvas obtidas através da simulação dos valores de  $S_1(t)$ , no Gráfico VI.32, mostram que o modelo utilizado não consegue explicar adequadamente os dados experimentais, associados ao efluente do reator anaeróbio; pois os valores iniciais são muito reduzidos, para o valor de  $S_0(t)$  em  $t$  inicial, e depois proporcionalmente elevados

para os valores da DQO do afluente. A falta de homogeneidade do reator anaeróbio deve explicar esta discrepância. A curva de valores de  $S_1(t)$ , obtida com  $K_1 = 0,011259 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 80 \text{ mg/L}$ , foi a que apresentou o melhor ajuste, em relação aos valores experimentais. Esta curva apresentou  $\text{COD} = -2,45219$ , o que comprova o ajuste precário observado no Gráfico VI.32.

Através do Gráfico VI.33, observamos que a flutuação dos valores experimentais do afluente, do reator aeróbio, não se explica pela variação do efluente e da vazão, pois nenhuma das curvas obtidas se aproxima muito dos dados experimentais. A curva de valores de  $S_1(t)$ , estimados tendo em conta a equação de Monod, apresentada no Gráfico VI.33, foi obtida com  $K_1 = 0,19039 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 70 \text{ mg/L}$ . Esta foi a curva que apresentou o melhor ajuste, em relação aos valores experimentais. Esta curva apresentou  $\text{COD} = 0,70251$ , que não está associado a um ajuste bom (no mínimo 0,9). Entretanto, o ajuste obtido foi muito melhor do que o da curva de  $S_1(t)$  associado ao reator anaeróbio.

Gráfico VI.32 - Simulação dos valores de  $S_1(t)$ , DQO no efluente do reator anaeróbio, no dia 13/05/98, através da equação de Monod.

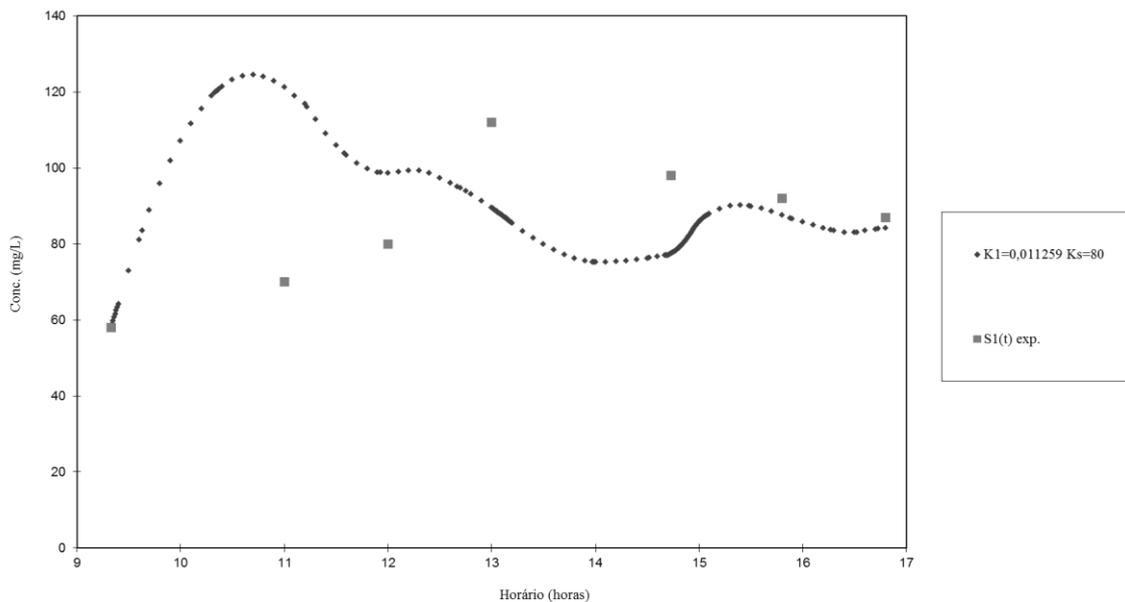
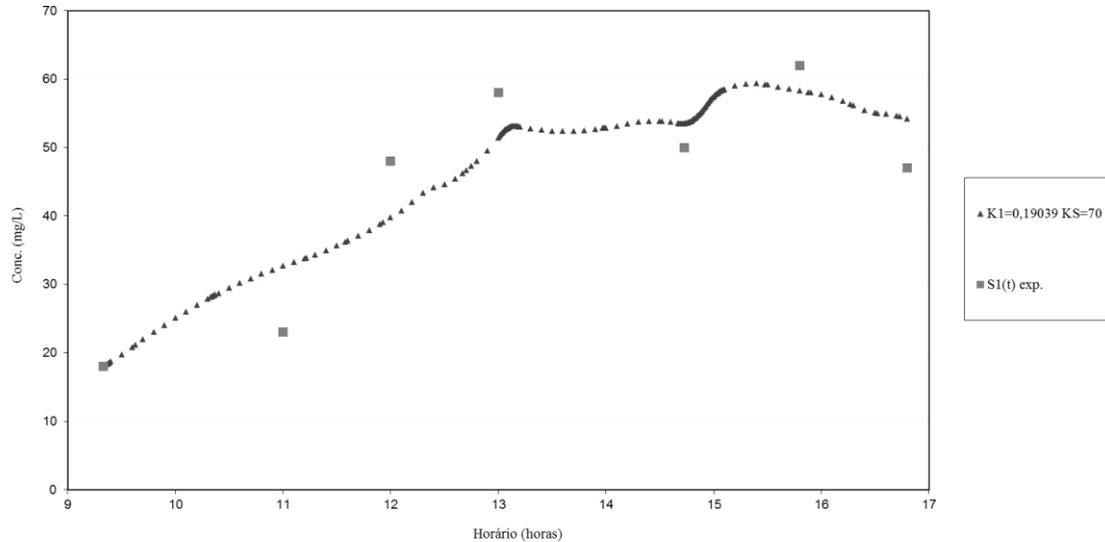


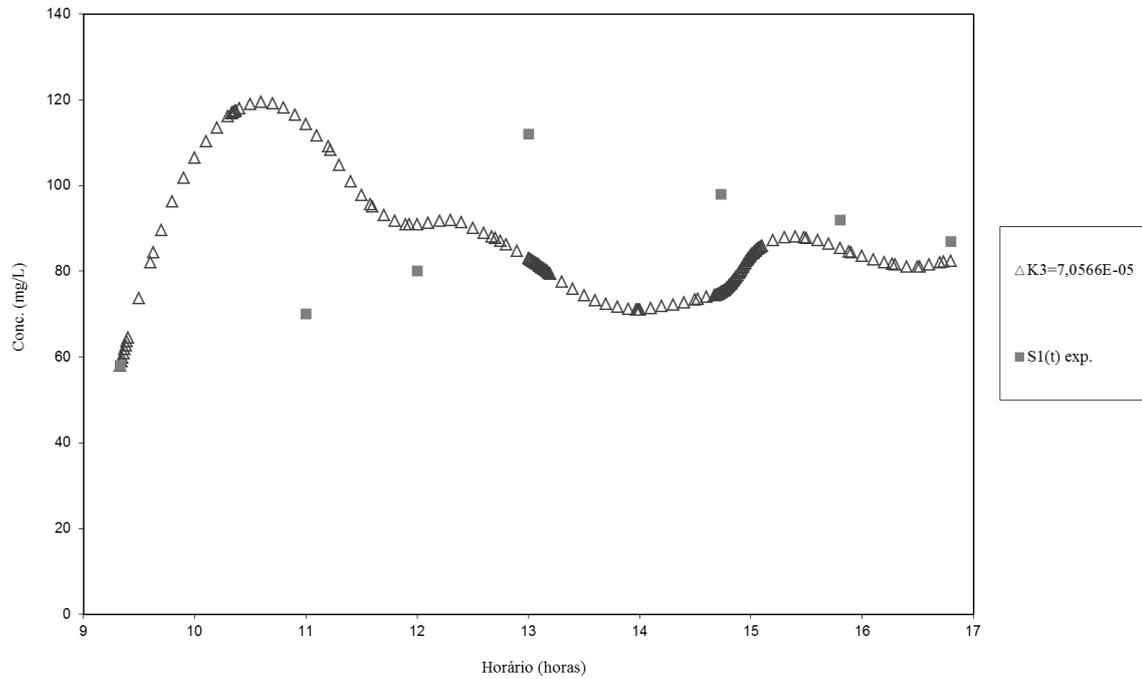
Gráfico VI.33 - Simulação dos valores de  $S_2(t)$ , DQO no efluente do reator aeróbio, no dia 13/05/98, através da Equação de Monod.



A simulação dos valores de  $S_1(t)$ , quando a DQO é o substrato, usando a Equação IV.3 para  $r_{S_1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.34, para o reator anaeróbio e VI.35, para o reator aeróbio.

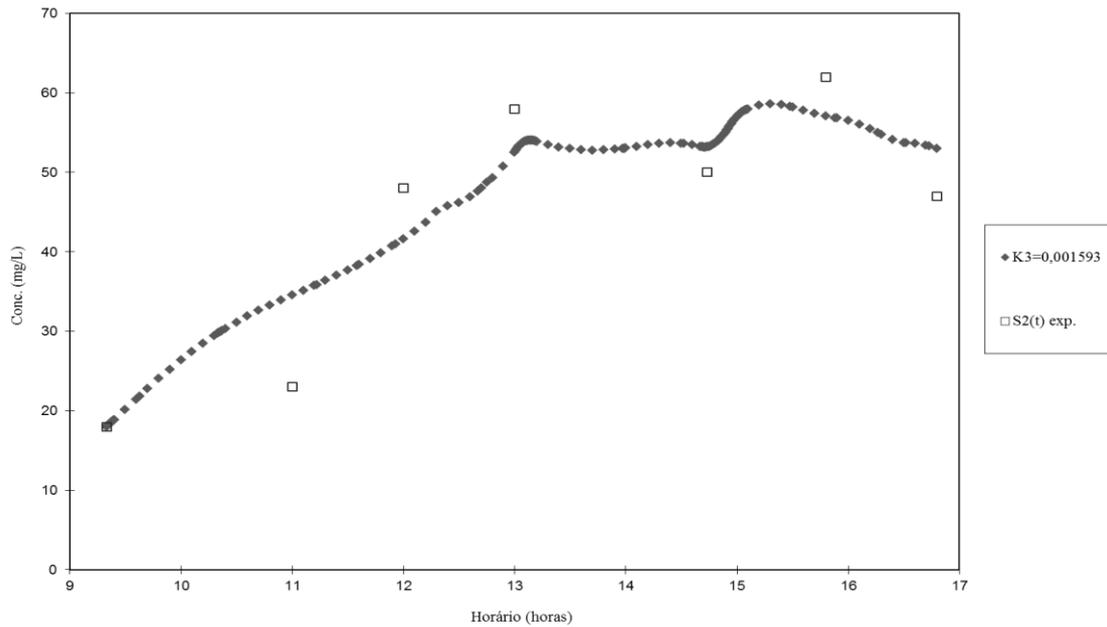
Como a Equação IV.3 é uma simplificação da Equação IV.2, verificamos nos Gráficos VI.34 e VI.35, que as curvas de  $S_2(t)$ , obtidas através da Equação IV.3, são semelhantes aquelas obtidas através da Equação IV.2. A curva de valores de  $S_1(t)$ , estimados tendo em conta a equação de Eckenfelder, foi obtida com  $K_3 = 0,000070566$   $(h.mg/l)^{-1}$ . Esta foi a curva que apresentou melhor ajuste, em relação aos valores experimentais. O COD associado ao ajuste desta curva foi de -2,0715, o que demonstra o ajuste precário da curva de valores estimados.

Gráfico VI.34 - Simulação dos valores de  $S_1(t)$ , DQO no reator anaeróbio, no dia 13/05/98, através da equação de Eckenfelder.



Observando-se o Gráfico VI.35, verificamos que a curva, de valores de  $S_1(t)$ , se aproxima de alguns valores experimentais. Esta curva foi traçada usando o coeficiente de Eckenfelder,  $K_3 = 0,0001593 \text{ (h.mg/l)}^{-1}$ . Esta apresentou um COD igual a 0,70481.

Gráfico VI.35 - Simulação dos valores de S2(t), DQO no efluente do reator aeróbio, no dia 13/05/98, através da equação de Eckenfelder.



Os parâmetros cinéticos obtidos, associados a degradação do substrato (DQO ou DBO<sub>5</sub>) são consolidados na Tabela VI.23.

Tabela VI.23

Constantes cinéticas e coeficientes de determinação associados aos reatores anaeróbio e aeróbio e as Equações IV.2 e IV.3, calculadas tendo em conta os dados experimentais de 13/05/98.

Equação para r <sub>si</sub>	DQO	
	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio
$\frac{K_1 X S}{K_S + S}$	$K_1 = 0,011259$	$K_1 = 0,19039$
COD	-2,45219	0,70251
$K_3 X S$	$K_3 = 0,000070566$	$K_3 = 0,0015929$
COD	-2,07152	0,70481

$K_1$  - em  $h^{-1}$

$K_3$  - em  $(h \cdot mg/L)^{-1}$

$K_S$  - em mg de DQO ou DBO<sub>5</sub>/L.

### VI.2.3.3 - Avaliação da produção de biomassa

A produção de biomassa, associada aos dados do dia 13/05/98, foi estimada tendo em conta as mesmas hipóteses adotadas para os dados do dia 24/03/98. Neste caso, entretanto, realizamos três coletas de lodo, ao longo do período de coleta de amostras, através das quais determinamos os sólidos voláteis totais. Foram realizadas análises de sólidos voláteis totais, de duas amostras do afluente do reator aeróbio, visando à determinação da contribuição destes nos sólidos voláteis totais do reator aeróbio.

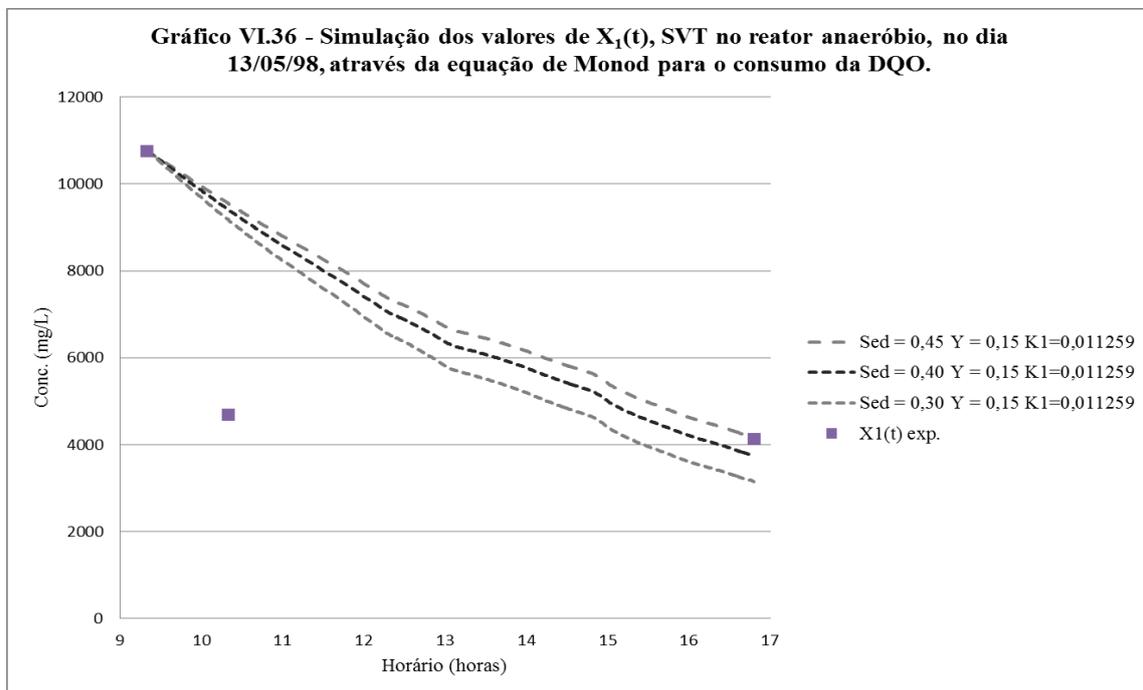
Através do método, de integração numérica de Euler, calculamos  $X_1(t)$ , sólidos voláteis totais do reator anaeróbio, aplicando a equação VI.11, tendo em conta  $S_1(t)$ ,  $X_0(t)$ ,  $T_1(t)$ ,  $X_1(t)$  inicial) e supondo válidas as Equações IV.3 e IV.11.

As funções  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$ ,  $X_0(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$  foram aproximadas por segmentos de reta, unindo cada valor determinado experimentalmente. Assim sendo,  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$  e  $X_0(t)$  foram aproximados por seis segmentos de reta, e  $T_1(t)$ , que é igual a  $V_i/Q_0(t)$ , por inúmeros segmentos de reta. Por outro lado,  $X_1(t)$  e  $X_2(t)$ , foram representados por pontos discretos, por entendermos que a união deles levaria a pressupor que a variação é, efetivamente, linear; o que não deve ser verdade.

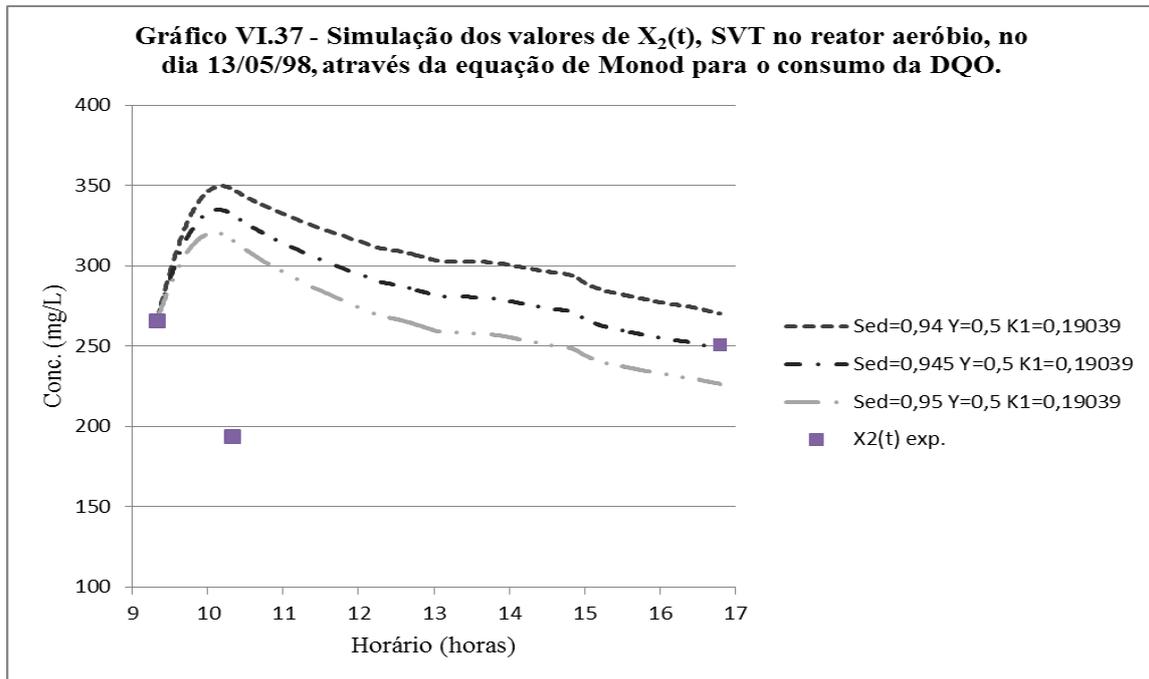
A simulação dos valores de  $X_1(t)$  e de  $X_2(t)$ , quando a DQO é o substrato, usando as equações IV.2 e IV.3 para  $r_{S1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.36 e IV.38, para o reator anaeróbio, e VI.37 e VI.39, para o reator aeróbio.

Através do Gráfico VI.36, observamos que o valor de  $X_1(t)$  às 10,33 horas não pode ser explicado pelas equações usadas na simulação. Mesmo a curva associada à ausência de decantação (não representada no gráfico), não apresenta uma redução elevada nos valores de  $X_1(t)$ . Este valor experimental deve ser explicado, em parte, pela saída, de grande parte, dos sólidos que se concentram no ponto SX2, próximo ao decantador, ocasionando uma redução em  $X_1(t)$  maior do que se os sólidos se distribuíssem

igualmente no reator. Esta redução também deve ser causada pelo deslocamento dos sólidos no interior do reator. No caso do valor de  $X_1(t)$  às 15 horas, que é pouco inferior ao valor de  $X_1(t)$  às 10,33 horas, esta pequena redução deve estar associada, à dificuldade no deslocamento dos sólidos em regiões distantes da saída, pois os valores de  $X_0(t)$  são muito reduzidos para amortecer a redução. Deste modo, examinando-se as curvas traçadas no Gráfico VI.36, concluímos que deve estar ocorrendo uma sedimentação, de cerca de 45 %, dos sólidos no interior do reator anaeróbio e que  $Y$  deve estar em torno de 0,15 mg de SSV/mg de DQO.



A simulação dos valores de  $X_2(t)$ , apresentada no Gráfico VI.37, foi realizada tendo em conta que os valores de SVT, do afluente do reator aeróbio, eram dados, aproximadamente, por uma percentagem dos valores de  $X_1(t)$ , a parte não sedimentada no decantador ou no interior do reator anaeróbio. O valor experimental de  $X_2(t)$  às 10,33 horas deve ser explicado pela saída dos sólidos no início da coleta e pelo deslocamento deles no reator. O valor experimental de  $X_2(t)$  às 15 horas provavelmente está associado à contribuição do afluente, ao deslocamento dos sólidos no interior do reator, e a reprodução celular.



Através do Gráfico VI.37, podemos observar que Y deve estar em torno de 0,5 mg de SSV/mg de DQO e deve ocorrer uma sedimentação dos sólidos no efluente do reator anaeróbio não de cerca de 94,5%.

Na avaliação da aplicabilidade das Equações IV.3 e IV.11, através da simulação numérica, não testamos possíveis valores de  $K_d$ , devido a incapacidade das curvas em explicar os valores experimentais das 10,33 horas, com quaisquer valores de  $K_d$ .

Através dos Gráficos VI.38 e VI.39, podemos observar que as curvas associadas aos valores de  $X_1(t)$  e de  $X_2(t)$  são semelhantes às dos Gráficos VI.36 e VI.37. Isto se deve ao fato da equação VI.3 ser uma simplificação da Equação VI.2.

Na Tabela VI.17 apresentamos as constantes cinéticas e os dados operacionais (percentagem de sedimentação) estimadas, tendo em conta os Gráficos VI.36, VI.37, VI.38 e VI.39.

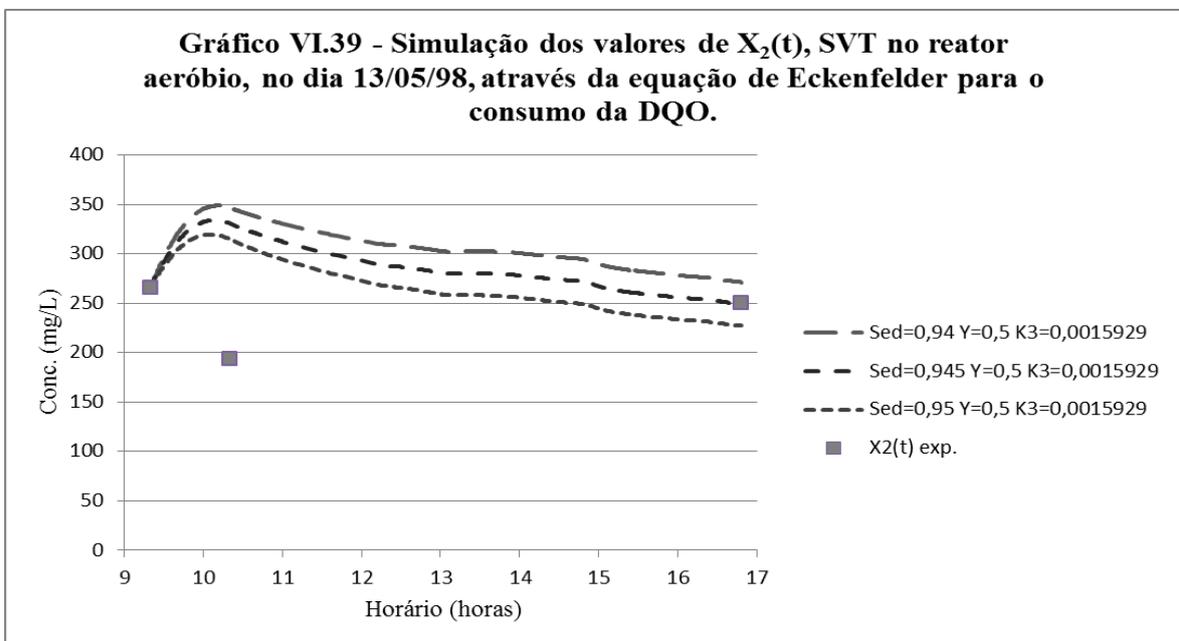
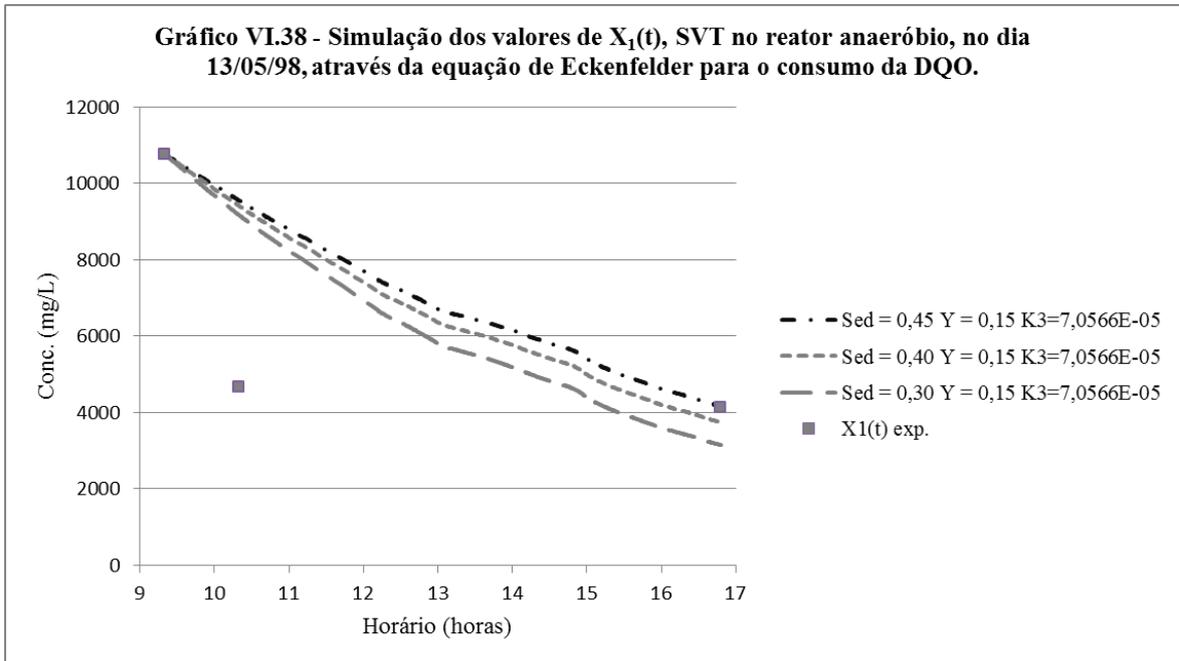


Tabela VI.24

Constantes cinéticas associadas à produção de biomassa, nos reatores anaeróbio e aeróbio, e as Equações IV.11 e IV.3, calculadas tendo em conta os dados experimentais de 13/05/98.

Equação para $r_{si}$	DQO	
	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio
$\frac{K_1XS}{K_s + S}$	Y = 0,15	Y = 0,5
$K_3XS$	Sed = 45 %	Sed = 94,5 %
	$K_d = 0$	$K_d = 0$
	Y = 0,15	Y = 0,5
	Sed = 45 %	Sed = 94,5 %
	$K_d = 0$	$K_d = 0$

Y - em mg SSV/mg de DQO

$K_d$  - em  $h^{-1}$

Sed - percentagem de remoção dos SVT, devido à sedimentação no interior do reator anaeróbio (no caso dos parâmetros do reator anaeróbio) e devido a sedimentação no reator anaeróbio e no decantador deste (no caso do reator aeróbio).

## VI.2.4 - Terceira Corrida

### VI.4.1 - Resultados experimentais e hipóteses assumidas

No dia 26/05/98 foram realizadas coletas, simples e simultâneas, na entrada do reator anaeróbio, na saída do reator anaeróbio, na saída do reator aeróbio e no interior dos reatores.

Utilizamos o mesmo código, da primeira corrida, para os pontos de coleta.

Foram realizadas medidas de vazão em vários horários, mesmo antes e após o período das coletas, que apresentamos na Tabela VI.25 e no Gráfico VI.40, ambos em

anexo. A vazão média ponderada, no período, das medições, foi de 0,53 L/s, e no período de coleta de amostra de DQO e DBO<sub>5</sub>, 11:30 as 12:45 horas, foi de 0,52 L/s.

No dia da coleta o tempo estava chuvoso e frio. Às 12 horas foi medida a temperatura dos dois reatores, tendo sido obtido:

- valo anaeróbio - 25,9 °C
- valo aeróbio - 28,3 °C

Foram realizadas duas medidas de OD na saída do reator aeróbio no período de coletas, encontrando-se às 11:19 horas - 6 mg/l e o mesmo valor às 12:55 horas, o que demonstra que o valor de OD era bem superior ao mínimo recomendado.

Na Tabela VI.26, apresentamos os valores de DQO e DBO<sub>5</sub>, obtidos através da análise das amostras coletadas e os horários, em que fizemos as coletas. As amostras coletadas, na saída dos reatores anaeróbio e aeróbio, foram filtradas, como na primeira corrida, de forma a simular um decantador ideal, e determinar apenas a concentração de substrato solúvel. Os dados da Tabela VI.26 são ilustrados nos Gráficos VI.41, VI.42, VI.43 e VI.44, os dois últimos em anexo.

Tabela VI.26

Valores de DQO e DBO<sub>5</sub>, do afluente e do efluente, dos reatores anaeróbio e aeróbio, no dia 26/05/98.

Horário (horas)	DQO (mg/L)			DBO <sub>5</sub> (mg/L)		
	P1	P2	P3	P1	P2	P3
11,5	1.047	56	43	330	18	9
12	399	102	34	120	27	10
12,75	260	102	68	108	30	10

Os resultados das análises de sólidos, das amostras coletadas no ponto 1, afluente do reator anaeróbio, e das amostras compostas, dos lodos dos reatores, Sana e Sae, são apresentados na Tabela VI.27.

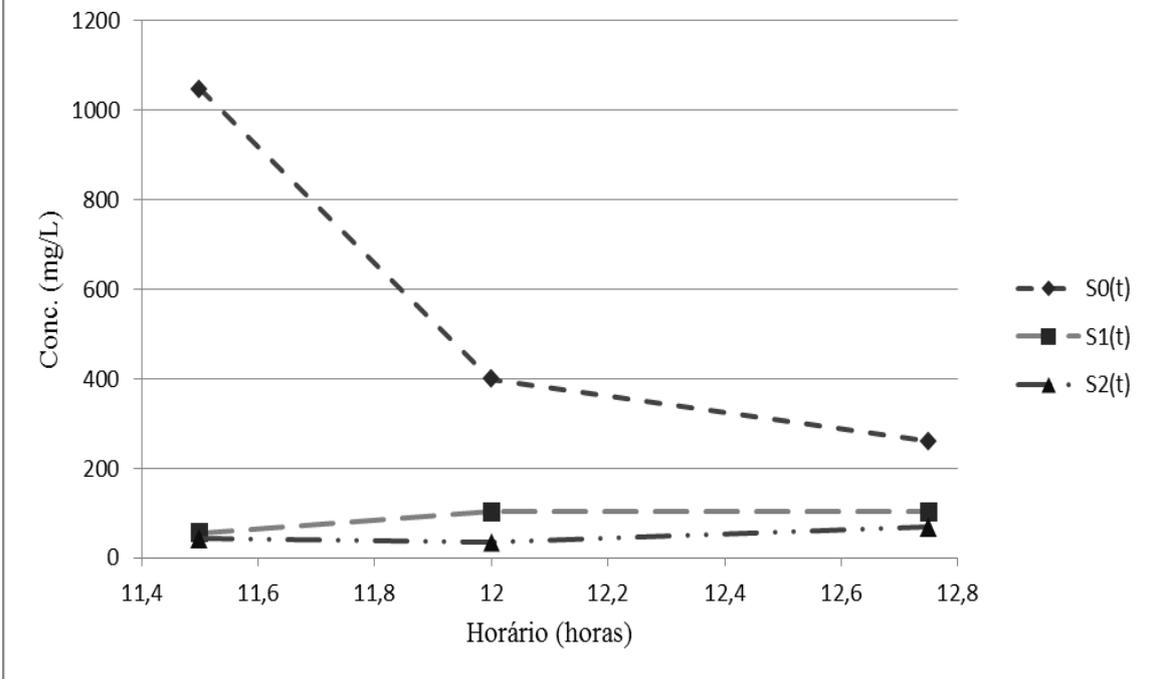
Tabela VI.27

Resultados das análises de sólidos, das amostras coletadas em 26/05/98.

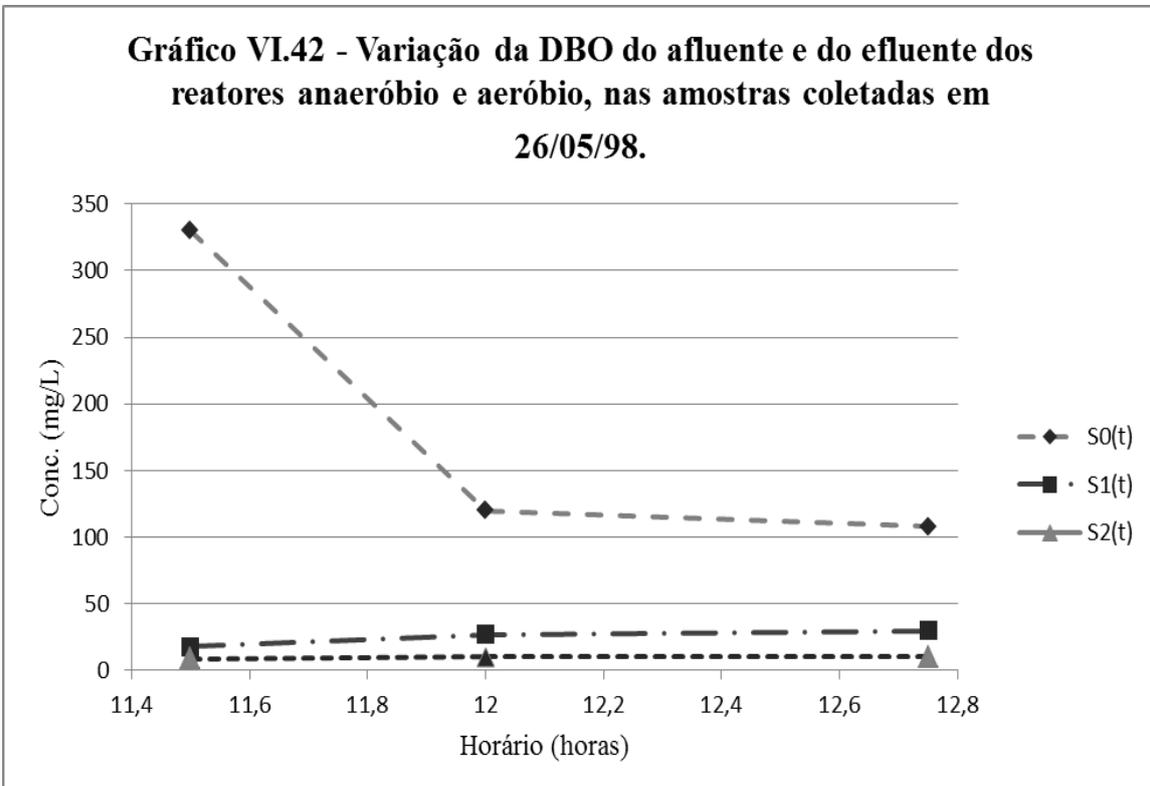
Amostra	Horário (horas)	ST (mg/l)	SFT (mg/l)	SVT (mg/l)
P1	11,5	1.090	508	582
P1	12	444	217	227
P1	12,75	336	143	193
Sana	11,18	12.647	7.108	5.539
Sana	12	11.455	6.623	4.832
Sana	12,75	8.704	4.781	3.923
Sae	11,2	482	299	184
Sae	12	254	124	130
Sae	12,75	263	132	131

Os dados da Tabela VI.27, revelam uma redução contínua, nos valores de sólidos do lodo do reator anaeróbio, do início ao fim do período das coletas. No reator aeróbio ocorre uma redução nos valores de sólidos do lodo, no período entre a primeira e a segunda coleta, e no período entre a segunda e a terceira coleta os valores de sólidos, praticamente, não variam. Os resultados de sólidos, no afluente do sistema de tratamento, são elevados apenas na amostra inicial, apresentando resultados próprios de esgoto doméstico nas outras amostras.

**Gráfico VI.41 - Variação da DQO do afluente e do efluente dos reatores anaeróbio e aeróbio, nas amostras coletadas em 26/05/98.**



**Gráfico VI.42 - Variação da DBO do afluente e do efluente dos reatores anaeróbio e aeróbio, nas amostras coletadas em 26/05/98.**



A variação nos valores de sólidos, no lodo dos reatores anaeróbio e aeróbio, deve ser causada pelos mesmos fenômenos citados, para explicar a variação dos sólidos, no lodo, na segunda corrida.

Na Tabela VI.28, apresentamos os valores de fósforo total, obtidos através da análise das amostras coletadas e os horários, em que fizemos as coletas. De forma análoga ao realizado na segunda corrida, filtramos as amostras associadas à saída dos reatores. Nesta tabela, apresentamos também os valores de fósforo total associados às amostras coletadas na saída do reator anaeróbio, que não foram filtradas.

Tabela VI.28  
Valores de fósforo total do afluente e do efluente, dos reatores anaeróbio e aeróbio, no dia 26/05/98.

Horário (horas)	Pt (mg/l)		
	P1	P2	P3
11,5	5,27	1,08	1,18
12	33,06	0,99	1,25
12,75	1,38	0,80	1,18
11,5		1,29(s/f)	
12		1,16(s/f)	
12,75		0,96(s/f)	

s/f - amostras não filtradas

Os valores de fósforo total associados às amostras dos pontos 2 e 3, filtradas e as associadas as amostras do ponto 2 não filtradas, se apresentaram extremamente reduzidos, para um processo biológico, de forma semelhante ao que ocorreu na segunda corrida.

### VI.2.4.2 - Avaliação da Redução da DQO

A simulação dos valores de  $S_1(t)$  e de  $S_2(t)$ , quando a DQO é o substrato, usando a Equação IV.2 para  $r_{S1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.45, para o reator anaeróbio e VI.46, para o reator aeróbio.

A curva obtida através da simulação dos valores de  $S_1(t)$ , no Gráfico VI.45, mostra que o modelo utilizado não consegue explicar adequadamente os dados experimentais, associados ao efluente do reator anaeróbio; pois o valor associado ao horário das 12 horas, estimado pelo modelo de simulação usando a equação VI.2, é muito menor do que o obtido experimentalmente. A falta de homogeneidade do reator anaeróbio deve explicar esta discrepância. A curva de valores de  $S_1(t)$ , apresentada no Gráfico VI.45, foi obtida utilizando-se  $K_1 = 0,011147 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 68,7 \text{ mg/L}$ . Estes foram os parâmetros cinéticos que apresentaram o melhor ajuste aos dados experimentais, de acordo com o método da varredura. Foi obtido um COD igual a 0,94029.

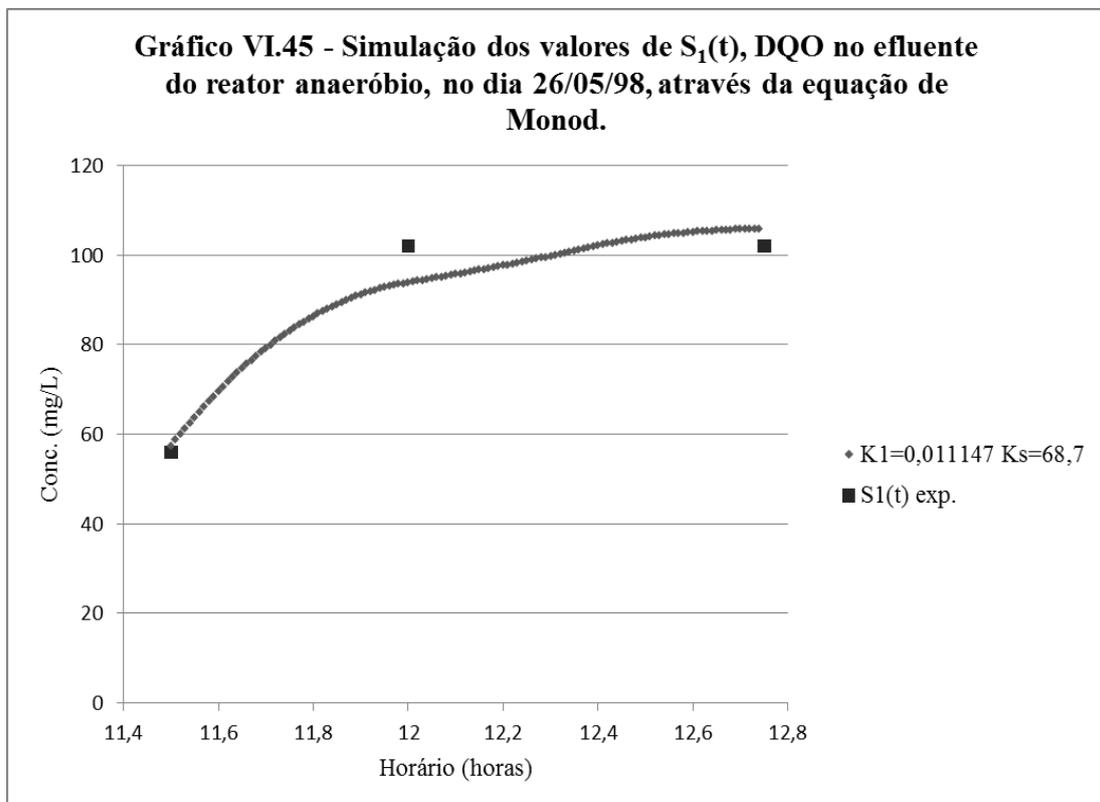
Através do Gráfico VI.46, observa-se que a flutuação dos valores experimentais do afluente, do reator aeróbio, não se explica pela variação do efluente e da vazão, pois mesmo a curva que apresentou o melhor ajuste, através do método da varredura, não se aproxima dos valores experimentais. A curva, apresentada no Gráfico VI.46, foi obtida com  $K_1 = 0,010066 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 47,6 \text{ mg/L}$  e COD = 0,58441.

A simulação dos valores de  $S_1(t)$  e de  $S_2(t)$ , quando a DQO é o substrato, usando a Equação IV.3 para  $r_{S1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.47, para o reator anaeróbio e VI.48, para o reator aeróbio.

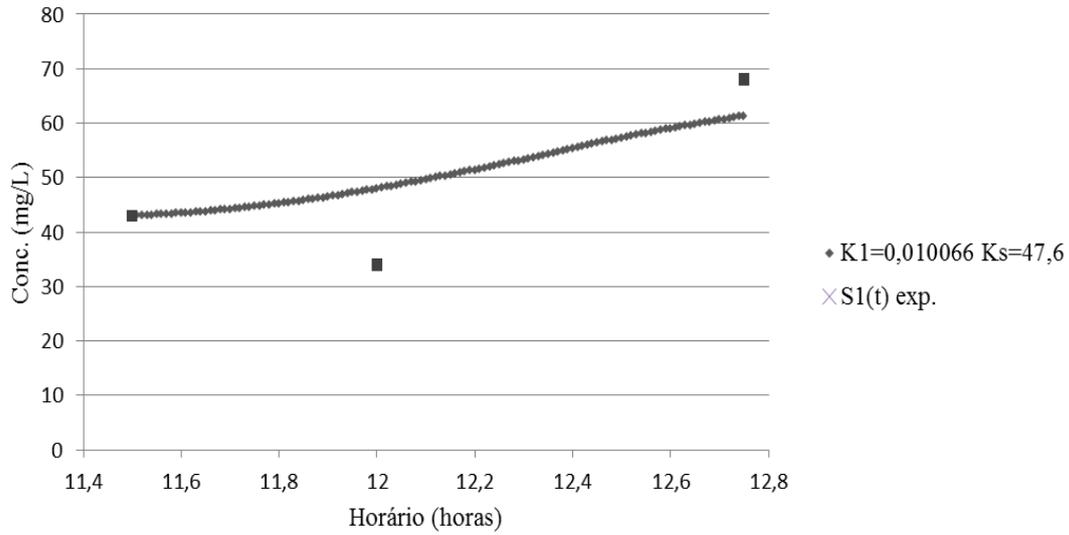
Através do Gráfico VI.47, observa-se que a curva dos valores de  $S_1(t)$ , estimados pelo modelo cinético, não se aproxima muito dos dados experimentais. Esta curva foi obtida tendo em conta os parâmetros cinéticos, que apresentaram o melhor ajuste aos

dados experimentais de acordo com o método da varredura. Foi utilizado um  $K_3 = 6,9598E-05 \text{ (h.mg/L)}^{-1}$  e o COD associado a esta curva é igual a 0,95264.

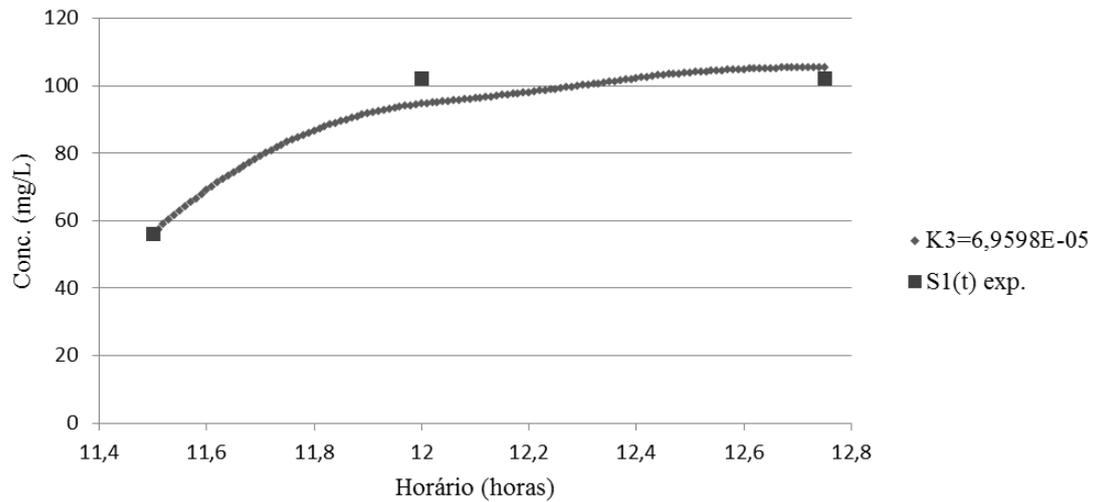
A curva de valores de  $S_2(t)$ , apresentada no Gráfico VI.48, obtida tendo em conta  $K_3 = 3,44E-05 \text{ (h.mg/L)}^{-1}$ , com COD = 0,58375, não apresenta bom ajuste aos dados experimentais. Esta foi a curva que apresentou melhor ajuste de acordo com o método da varredura.

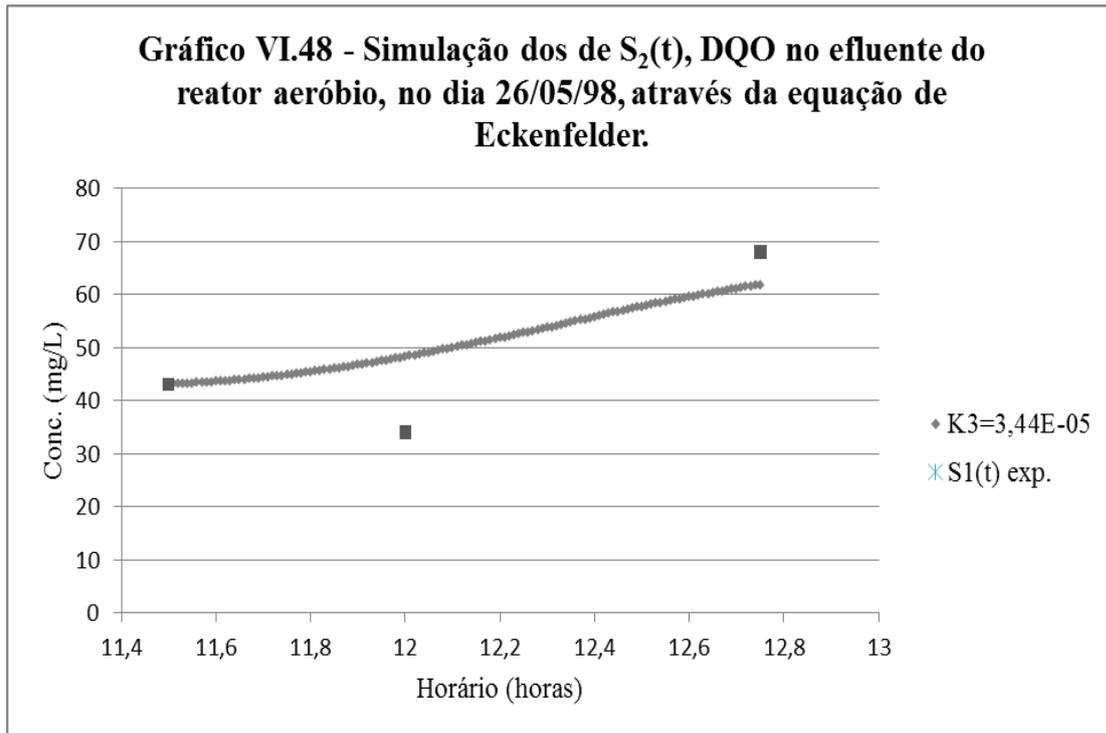


**Gráfico VI.46 - Simulação dos valores de  $S_2(t)$ , DQO no efluente do reator aeróbio, no dia 26/05/98, através da equação de Monod.**



**Gráfico VI.47 - Simulação dos valores de  $S_1(t)$ , DQO no efluente do reator anaeróbio, no dia 26/05/98, através da equação de Eckenfelder.**





#### VI.2.4.3 - Avaliação da redução da $DBO_5$

A simulação dos valores de  $S_1(t)$ , quando a  $DBO_5$  é o substrato, usando a Equação IV.2 para  $r_{S1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.49, para o reator anaeróbio e VI.50, para o reator aeróbio.

Observando-se a curva traçada no Gráfico VI.49, verificamos que a Equação IV.2, de Monod, se aproxima muito dos dados experimentais. Esta curva foi obtida utilizando-se  $K_1 = 0,011408 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 74,78 \text{ mg/L}$ , que foram determinados através do método da varredura. O COD associado aos parâmetros cinéticos foi igual a 0,95499.

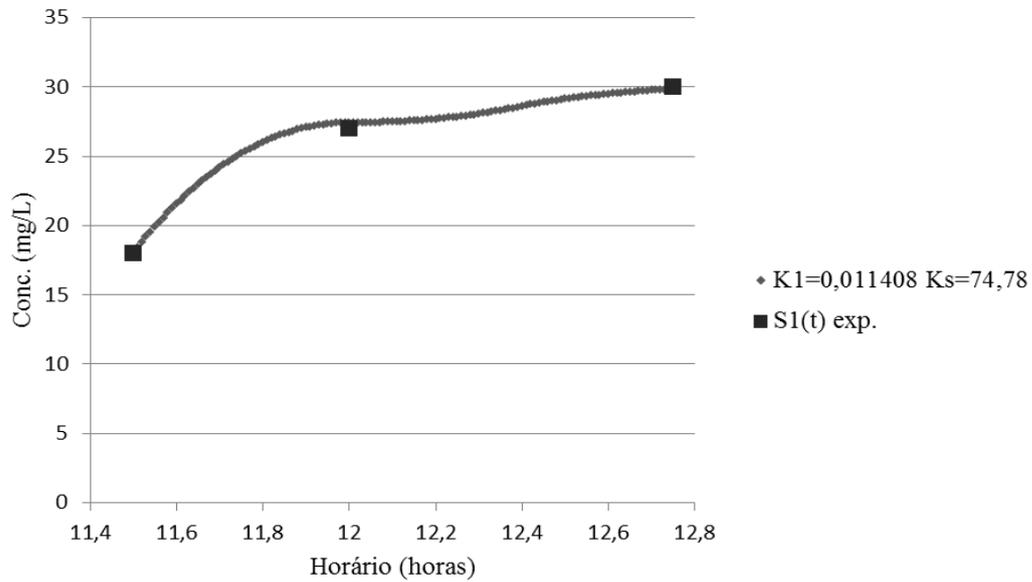
O Gráfico VI.50 mostra que a curva associada aos valores de  $S_1(t)$ , estimados tendo em conta os parâmetros cinéticos determinados pelo método da varredura, não se

aproxima dos dados experimentais. Esta curva, cujo COD foi igual a -2,1146, foi obtida utilizando-se as constantes cinéticas  $K_1 = 0,33738 \text{ h}^{-1}$  e  $K_s = 79,2 \text{ mg/L}$  como representativas da cinética do processo de degradação da  $\text{DBO}_5$ .

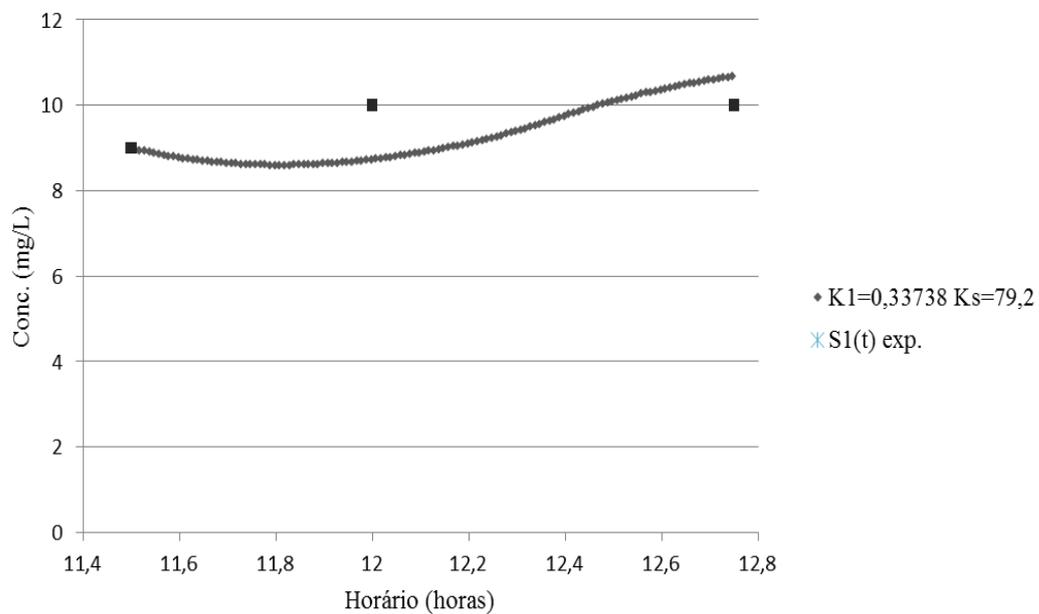
A simulação dos valores de  $S_1(t)$  e  $S_2(t)$ , quando a  $\text{DBO}_5$  é o substrato, usando a Equação IV.3 para  $r_{s1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.51, para o reator anaeróbio e VI.52, para o reator aeróbio.

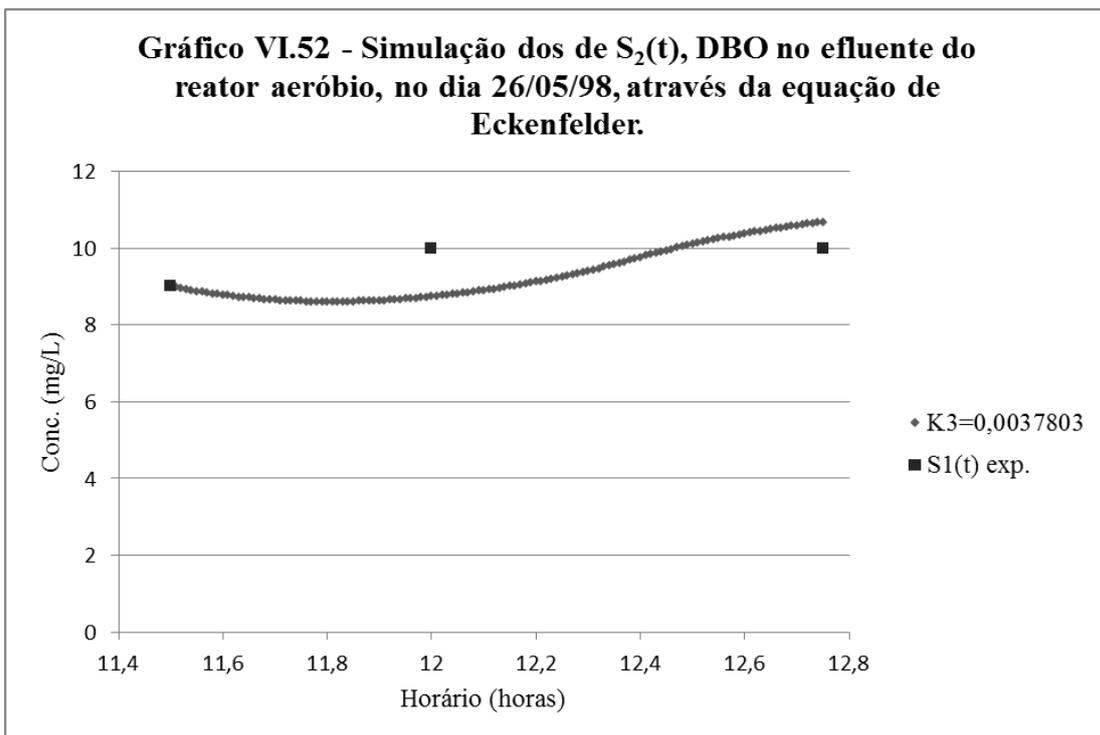
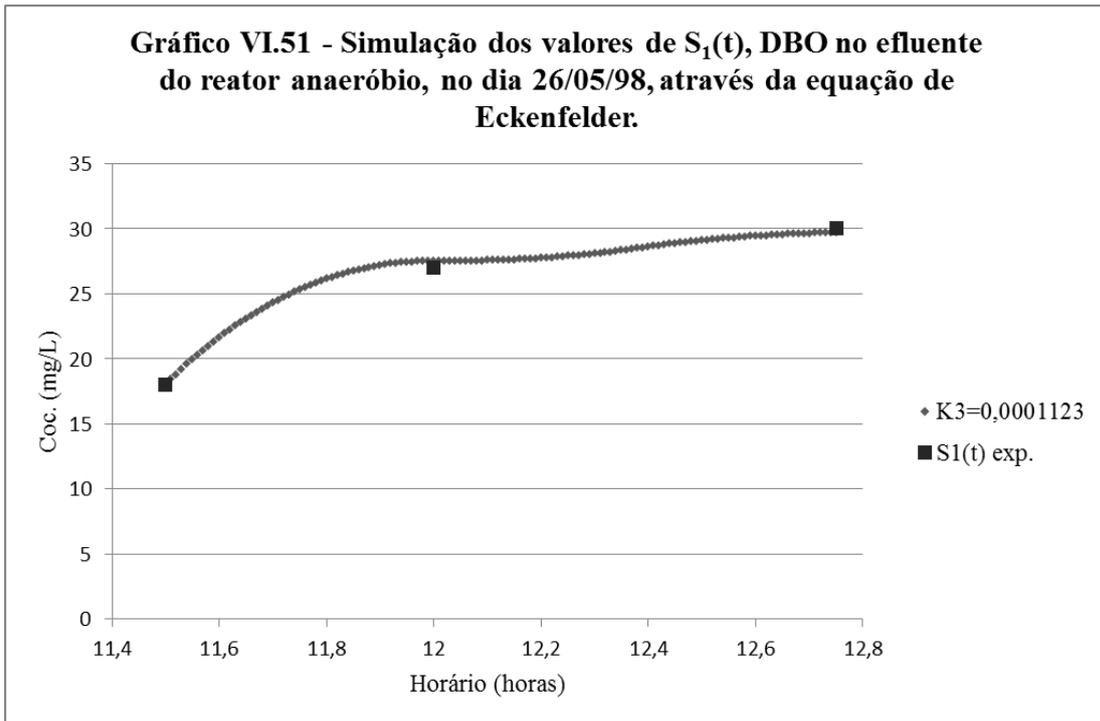
As curvas representativas dos valores de  $S_1(t)$  e  $S_2(t)$ , simulados através da Equação IV.3, apresentadas nos Gráficos VI.51 e VI.52, são semelhantes aquelas dos Gráficos VI.49 e VI.50, pois a Equação IV.3 é uma simplificação da Equação IV.2. Assim sendo, a curva associada aos valores de  $S_1(t)$  apresentada no gráfico VI.51, cujo COD foi igual a 0,92281, apresentou um ajuste um pouco pior do que o da curva do Gráfico VI.49. Esta curva foi obtida, utilizando-se a constante cinética  $K_3 = 1,123\text{E-}04 \text{ (h.mg/L)}^{-1}$ . Por outro lado, a curva de valores de  $S_2(t)$  apresentada no Gráfico VI.52 apresentou um ajuste, levemente superior, ao da curva do Gráfico VI.50, embora bastante distante do ideal. Esta curva, do Gráfico VI.52, foi obtida utilizando a constante cinética  $K_3 = 0,037803 \text{ (h.mg/L)}^{-1}$ , cujo COD é igual a -2,0908.

**Gráfico VI.49 - Simulação dos valores de  $S_1(t)$ , DBO no efluente do reator anaeróbio, no dia 26/05/98, através da equação de Monod.**



**Gráfico VI.50 - Simulação dos valores de  $S_2(t)$ , DBO no efluente do reator aeróbio, no dia 26/05/98, através da equação de Monod.**





Os parâmetros cinéticos obtidos, associados a degradação do substrato (DQO ou DBO<sub>5</sub>) são consolidados na Tabela V.29.

Tabela VI.29  
Constantes cinéticas e coeficientes de determinação associados aos reatores anaeróbio e aeróbio e as Equações IV.2 e IV.3, calculadas tendo em conta os dados experimentais de 25/06/98.

Equação para $r_{si}$	DQO		DBO <sub>5</sub>	
	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio
$K_1XS$	$K_1 = 0,011147$	$K_1 = 0,010066$	$K_1 = 0,011408$	$K_1 = 0,33738$
$K_S + S$	$K_S = 68,7$	$K_S = 47,6$	$K_S = 74,78$	$K_S = 79,2$
COD	0,94029	0,58441	0,95499	-2,1146
$K_3XS$	$K_3 = 6,9598E-05$	$K_3 = 3,44E-05$	$K_3 = 1,123E-04$	$K_3 = 0,037803$
COD	0,95264	0,58375	0,92281	-2,0908

$K_1$  - em  $h^{-1}$

$K_3$  - em  $(h \cdot mg/L)^{-1}$

$K_S$  - em mg de DQO ou DBO<sub>5</sub>/L.

#### VI.2.4.4 - Avaliação da Produção de Biomassa

A produção de biomassa, associada aos dados do dia 26/05/98, foi estimada tendo em conta as mesmas hipóteses adotadas para os dados do dia 13/05/98. Neste caso, entretanto, realizamos três coletas de lodo de cada um dos reatores, ao longo do período de coleta de amostras, através das quais determinamos os sólidos voláteis totais.

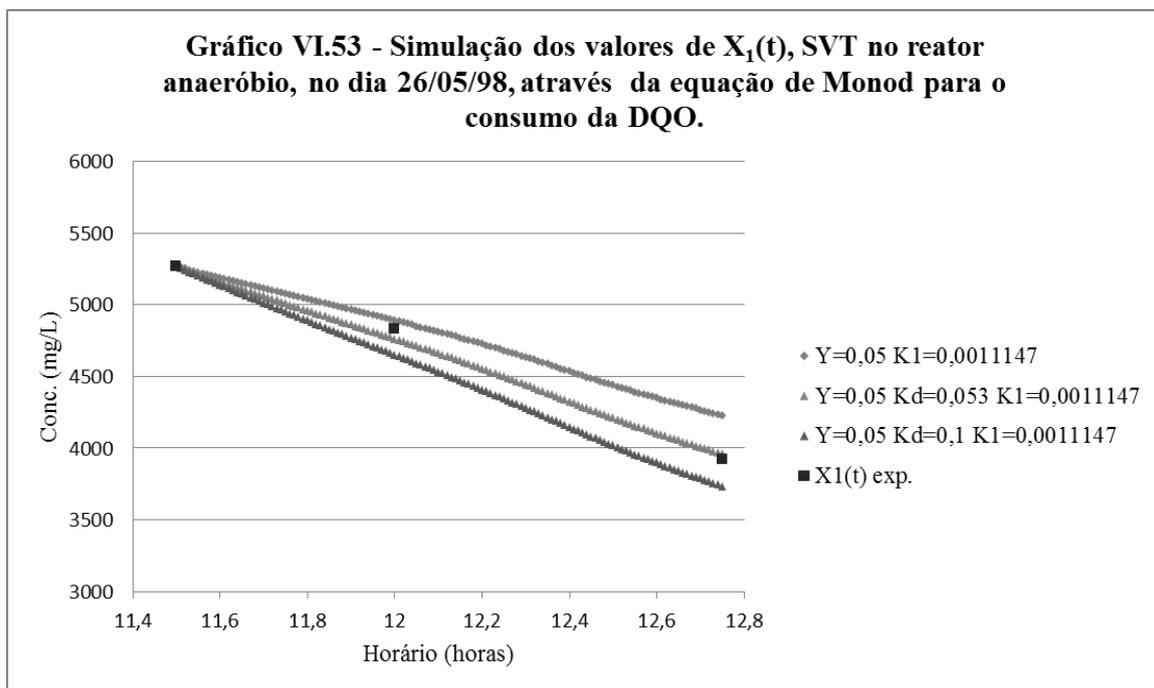
Através do método, de integração numérica, de Euler, calculamos  $X_1(t)$ , sólidos voláteis totais do reator anaeróbio, tendo em conta  $S_1(t)$ ,  $X_0(t)$ ,  $T_1(t)$ ,  $X_1(t)$  inicial) e supondo válidas as Equações IV.2 e IV.11 ou as Equações IV.3 e IV.11.

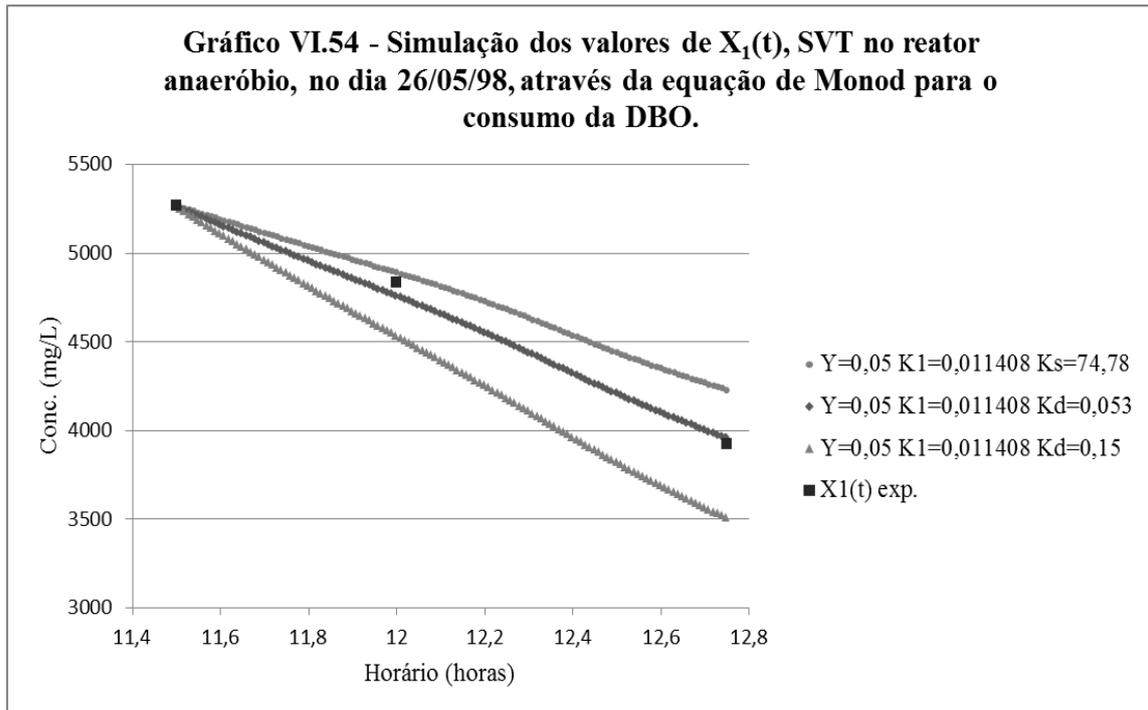
As funções  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$ ,  $X_0(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$  foram aproximadas por segmentos de reta, unindo cada valor determinado experimentalmente, de forma análoga ao realizado nas corridas anteriores. Por outro lado,  $X_1(t)$  e  $X_2(t)$ , foram representados por pontos discretos, por entendermos que a união deles levaria a pressupor que a variação é efetivamente linear; o que não deve ser verdade.

A simulação dos valores de  $X_1(t)$ , usando a Equação IV.2, de Monod, para  $r_{s1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.53, para o reator anaeróbio, sendo a DQO o substrato, e no Gráfico VI.54, para o reator anaeróbio, sendo a DBO o substrato.

Através do Gráfico VI.53, verificamos a curva associada aos valores de  $X_1(t)$ , com  $K_d = 0,053 \text{ h}^{-1}$  e  $Y=0,05 \text{ mg de SVT/mg de DQO}$ , foi a que apresentou melhor ajuste aos dados experimentais. Estes parâmetros cinéticos foram obtidos através do método de varredura e o COD obtido foi de 0,98456.

A curva associada aos valores de  $X_1(t)$ , com  $K_d = 0,053 \text{ h}^{-1}$  e  $Y=0,05 \text{ mg de SVT/mg de DBO}$ , foi a que apresentou melhor ajuste aos dados experimentais, como se pode observar no Gráfico VI.54. Na determinação da curva de melhor ajuste aos dados experimentais foi utilizado o método da varredura. Neste caso, foi obtido um valor de COD igual a 0,98456.





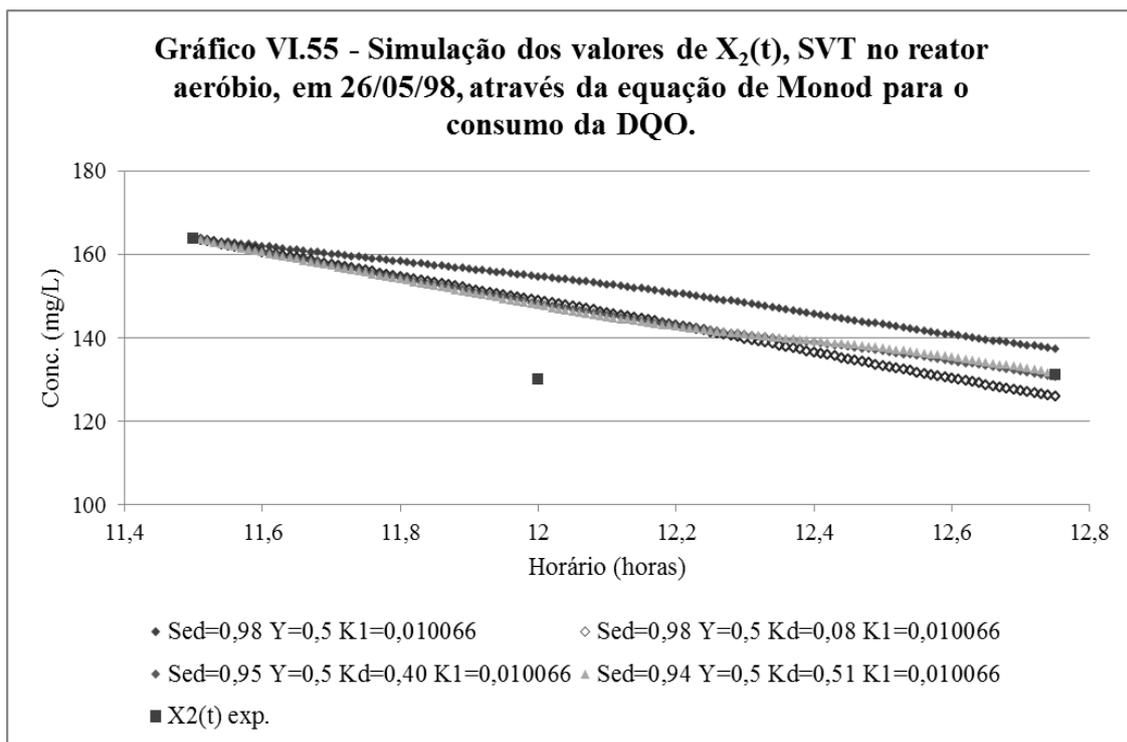
A simulação dos valores de  $X_2(t)$ , usando a Equação IV.2, de Monod, para  $r_{s1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.55, para o reator aeróbio, sendo a DQO o substrato, e no Gráfico VI.56, para o reator aeróbio, sendo a DBO o substrato. Nestes gráficos desprezamos o valor de SVT experimental, associado às 12 horas, pois este não poderia ser explicado por um modelo cinético.

Não foi possível utilizar o método da varredura na determinação dos parâmetros cinéticos, associados ao melhor ajuste aos dados experimentais, pois os valores de  $X_2(t)$  experimentais eram quase idênticos. Deste modo, foram testados diversos valores de sedimentação e  $K_d$ , do modo a se obter os valores das condições operacionais (% de sedimentação) e cinéticos ( $K_d$ ) que resultassem em curvas com o melhor ajuste ao valor de SVT às 12,75 horas. Deste modo, observando-se o Gráfico VI.55, verifica-se que os valores de  $X_1(t)$  associados a uma sedimentação no decantador, do reator anaeróbio, de mais de 90 % dos SVT oriundos do reator anaeróbio se aproximam do valor experimental dos SVT, associados às 12,75 horas. Os valores de  $X_2(t)$  associados a {Sedimentação de 95 %,  $Y = 0,5$  mg de SVT/mg de DQO,  $K_d = 0,40 \text{ h}^{-1}$ ,  $K_1 = 0,010066 \text{ h}^{-1}$  e  $K_s = 47,6 \text{ mg/l}$ } e a {Sedimentação de 94 %,  $Y = 0,5$  mg de SVT/mg de DQO,  $K_d = 0,51 \text{ h}^{-1}$ ,  $K_1 =$

$0,010066 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 47,6 \text{ mg/l}$  } são os que mais se aproximam do valor experimental dos SVT das 12,75 horas.

De forma análoga ao realizado na análise do Gráfico VI.55, concluímos, tendo em conta o Gráfico VI.56, que os valores de  $X_2(t)$  associados a {Sedimentação de 98 %,  $Y = 0,5 \text{ mg de SVT/mg de DBO}$ ,  $K_d = 0,06 \text{ h}^{-1}$ ,  $K_1 = 0,33738 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 40$ } e a {Sedimentação de 95 %,  $Y = 0,5 \text{ mg de SVT/mg de DBO}$ ,  $K_d = 0,41 \text{ h}^{-1}$ ,  $K_1 = 0,33738 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 40$ } são os que mais se aproximam do valor experimental dos SVT das 12,75 horas.

Os parâmetros cinéticos obtidos, associados à produção de biomassa (DQO ou DBO<sub>5</sub>) são consolidados na Tabela VI.30.



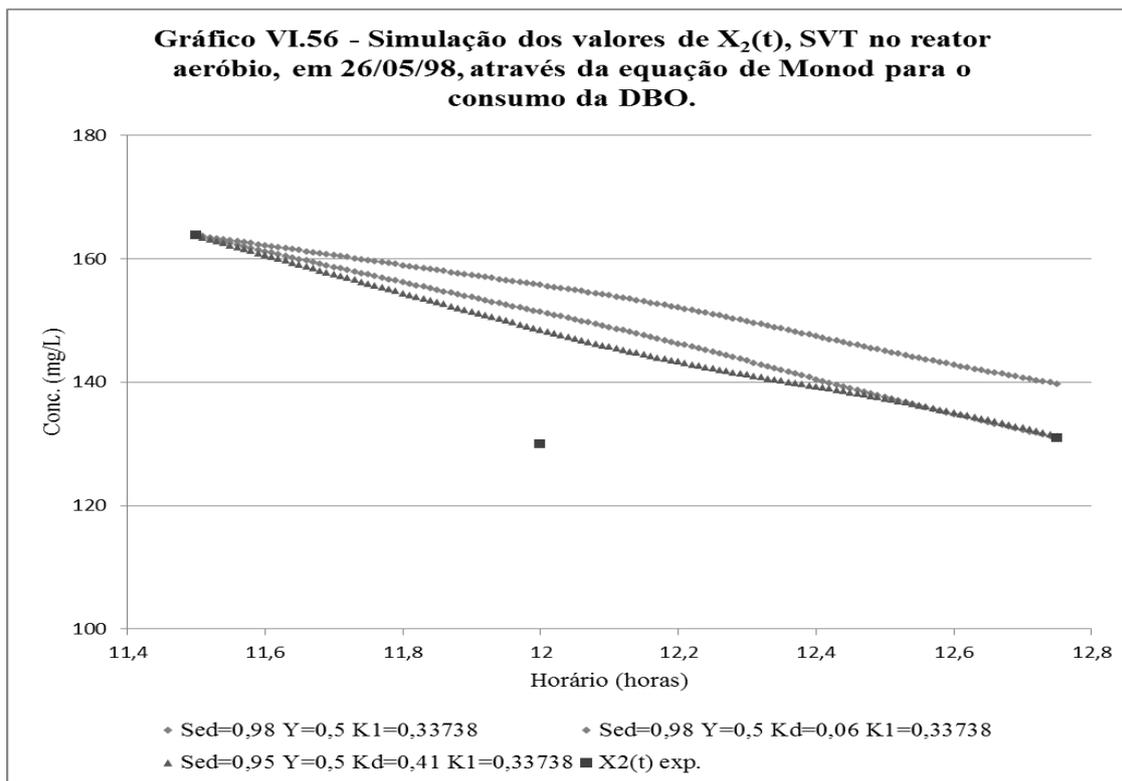


Tabela VI.30

Constantes cinéticas associadas à produção de biomassa, nos reatores anaeróbio e aeróbio, e as Equações IV.11 e IV.2, calculadas tendo em conta os dados experimentais de 26/05/98.

Equação para $r_{si}$	DQO		DBO <sub>5</sub>	
	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio
	Y = 0,05	Y = 0,5	Y = 0,05	Y = 0,5
$\frac{K_1 X S}{K_s + S}$	Sed = 0 %	Sed = 95 %	Sed = 0 %	Sed = 98 %
$K_1$	K <sub>d</sub> = 0,053	K <sub>d</sub> = 0,40	K <sub>d</sub> = 0,053	K <sub>d</sub> = 0,06
	0,011147	0,010066	0,011408	0,33738
		Y = 0,5		Y = 0,5
		Sed = 94 %		Sed = 95 %
		K <sub>d</sub> = 0,51		K <sub>d</sub> = 0,41

Y - em mg SSV/mg de DQO ou DBO<sub>5</sub>

K<sub>d</sub> - em h<sup>-1</sup>

Sed - percentagem de remoção dos SVT, devido a sedimentação no interior do reator anaeróbio (no caso dos parâmetros do reator anaeróbio) e devido a sedimentação no reator aneróbio e no decantador deste (no caso do reator aeróbio).

## VI.2.5 - Quarta Corrida

### VI.2.5.1 - Resultados Experimentais e Hipóteses Assumidas

No dia 4/08/98 foram realizadas coletas, simples e simultâneas, na entrada do reator anaeróbio, na saída do reator anaeróbio, na saída do reator aeróbio e no interior dos reatores.

Utilizamos o mesmo código, da primeira corrida, para os pontos de coleta, na entrada e saída dos reatores, entretanto, nos pontos de coleta no interior dos reatores, realizamos coletas de amostras simples (não compostas) e utilizamos o código da avaliação preliminar.

Foram realizadas medidas de vazão em vários horários, mesmo antes e após o período das coletas, que apresentamos na Tabela VI.31 e no Gráfico VI.57, ambos em anexo. A vazão média ponderada, no período, das medições, foi de 0,45 L/s, e no período de coleta de amostra de DQO e DBO<sub>5</sub>, 10:30 as 12:30 horas, foi de 0,46 L/s.

Embora o tempo estivesse bom, havia chovido no dia anterior e a temperatura estava baixa, conforme os dados a seguir:

Reator anaeróbio - às 11:28 - 23,7°C  
- às 11:58 - 23,9°C

Reator aeróbio - às 11:50 - 24,9°C

Foram realizadas diversas medidas de OD durante o período de coletas, na entrada e na saída dos reatores anaeróbio e aeróbio, obtendo-se os resultados:

Horário: 10:40 P1 = 0,5 mg/L, P2 = 5 mg/L e P3 = 6,7 mg/L

Horário: 12:20 P1 = 2,2 mg/L, P2 = 5 mg/L e P3 = 6 mg/L

Os valores elevados de OD elevados, no reator anaeróbio, devem estar associados a uma baixa atividade dos microrganismos, pois em um reator anaeróbio os valores de OD tendem a zero devido ao fato do oxigênio não ser fornecido ao reator. Além disto, o oxigênio é tóxico para os microrganismos estritamente anaeróbios, que compõem a maior parte da biomassa ativa.

Na Tabela VI.32, apresentamos os valores de DQO e DBO<sub>5</sub>, obtidos através da análise das amostras coletadas e os horários, em que fizemos as coletas. As amostras coletadas, na saída dos reatores anaeróbio e aeróbio, foram filtradas, como na primeira corrida, de forma a simular um decantador ideal, e determinar apenas a concentração de substrato solúvel. Os dados da Tabela VI.32 são ilustrados nos Gráficos VI.58, VI.59, VI.60 e VI.61, os dois últimos em anexo.

Tabela VI.32

Valores de DQO e DBO<sub>5</sub>, do afluente e do efluente, dos reatores anaeróbio e aeróbio, no dia 4/08/98.

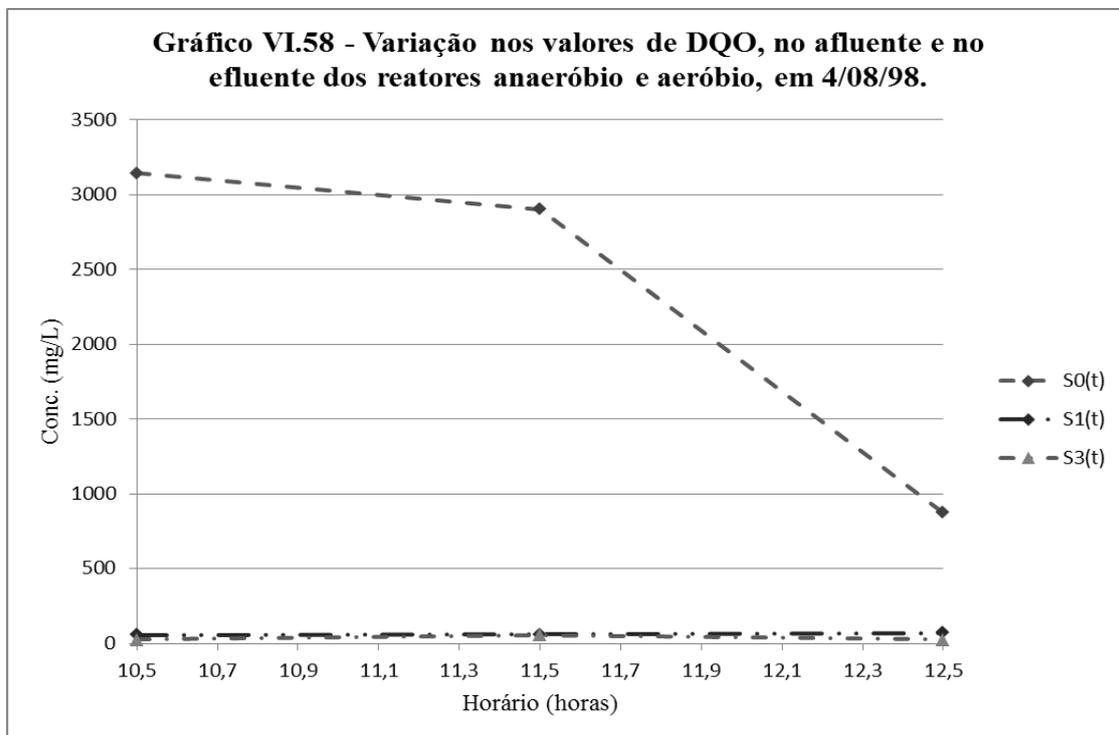
Horário (horas)	DQO (mg/l)			DBO <sub>5</sub> (mg/l)		
	P1	P2	P3	P1	P2	P3
10,5	3.144	57	27	600	52	18
11,5	2.903	59	55	600	37	17
12,5	874	71	25	600	67	15

De forma a avaliar a relação entre os valores de DQO e DBO<sub>5</sub> solúvel, no efluente dos reatores e no interior deles, foram realizadas análises de DQO e DBO<sub>5</sub>, das amostras coletadas no interior dos reatores, após a filtração delas. Os resultados destas análises são apresentados na Tabela VI. 33, a seguir.

Observa-se na Tabela VI.33 que os valores de DQO e DBO<sub>5</sub> solúvel dos lodos variam muito de um ponto de coleta de lodo para outro, o que demonstra a falta de homogeneidade do lodo no interior do reator.

Tabela VI.33  
Valores de DQO e DBO<sub>5</sub> solúvel, dos lodos dos reatores anaeróbio e aeróbio, no dia 4/08/98.

Amostra	DQO (mg/L)			DBO <sub>5</sub> (mg/L)		
	10,5	11,5	12,5	10,5	11,5	12,5
SX1	266	42	132	240	45	60
SX2	42	59	78	45	60	30
SX3	27	88	126	22	37	90
SX4	25	44	116	7	45	67
SX5	32	53	62	22	30	30
SX6	20	68	97	9	18	15



Através das amostras de lodo coletadas, na entrada e na saída dos reatores bem como no interior deles, determinamos os sólidos totais, fixos e voláteis, obtendo-se os valores apresentados na Tabela VI.34. Na simulação dos valores de  $S_1(t)$  e  $S_2(t)$ , através das equações cinéticas, utilizamos os valores médios dos sólidos voláteis totais obtidos no interior dos reatores, Sana e Sae, em cada horário.

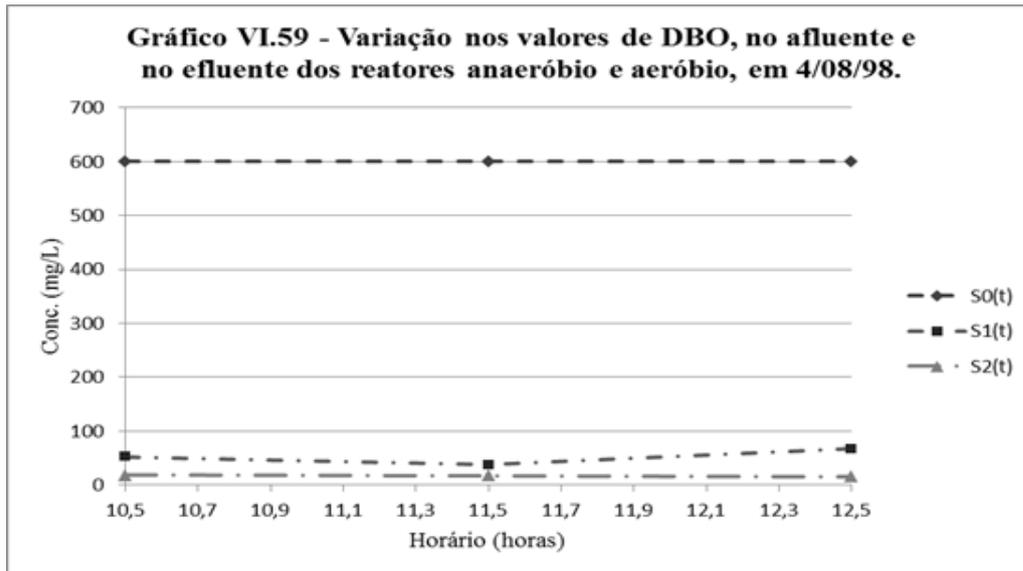


Tabela VI.34

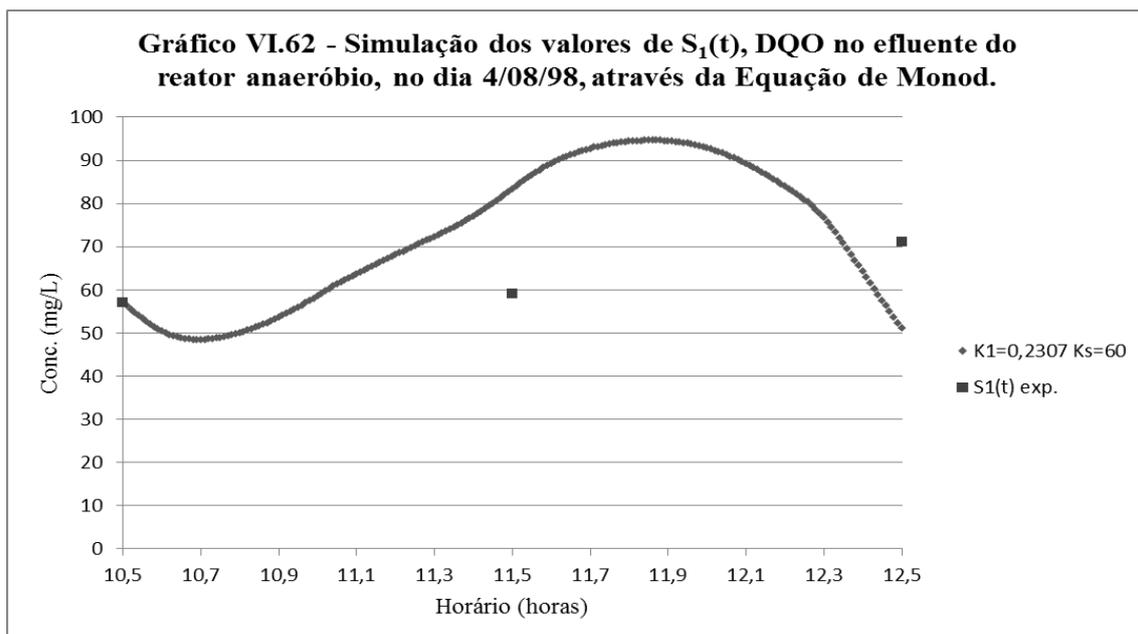
Resultados das análises de sólidos, das amostras coletadas em 4/08/98

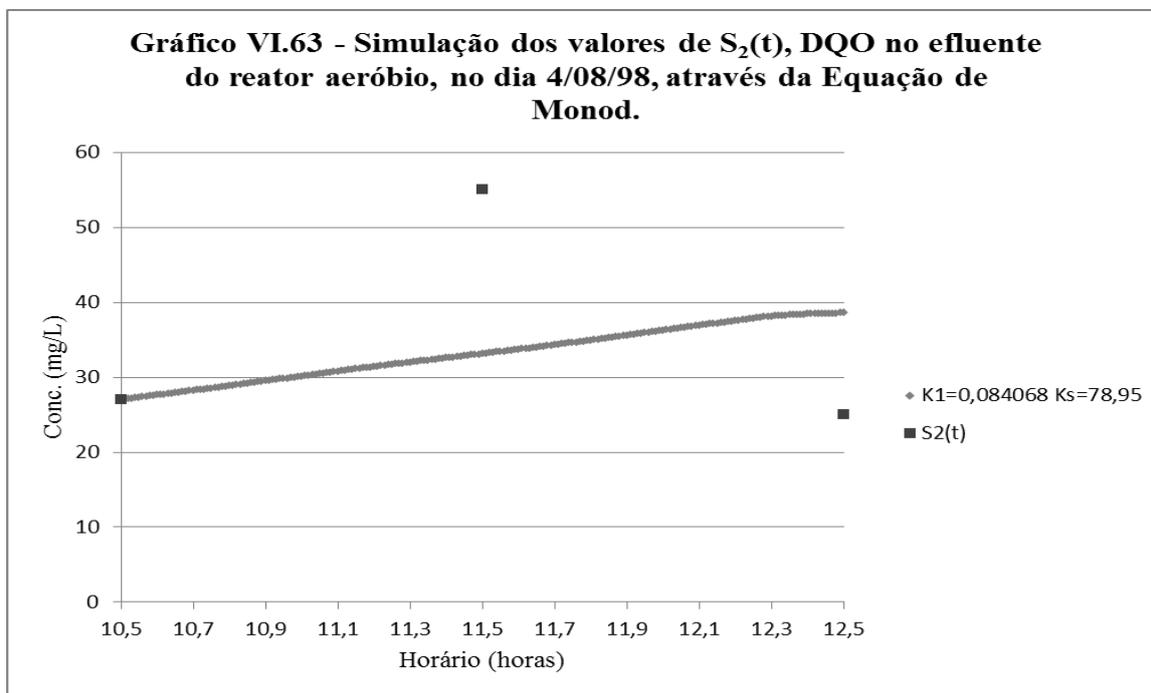
Amostra	Horário (horas)	ST (mg/L)	SFT (mg/L)	SVT (mg/L)
P1	10,5	7.850	4.811	3.039
P1	11,5	1.550	843	707
P1	12,5	841	610	231
P2	10,5	195	104	91
P2	11,5	183	86	97
P2	12,5	197	90,5	106,5
P3	10,5	466	401	66
P3	11,5	164	83	81
P3	12,5	177,5	88,5	89
SX1	10,5	6.102	3.417	2.685
SX1	11,5	3.660	2.026	1.634
SX1	12,5	2.050	1.196	854
SX2	10,5	29.359	17.068	12.291
SX2	11,5	14.872	8.331	6.541
SX2	12,5	7.266	3.571	3.695
SX3	10,5	8.824	5.074	3.750
SX3	11,5	4.223	2.352	1.871
SX3	12,5	2.119	1.137	982
SX4	10,5	7.685	4.378	3.307
SX4	11,5	4.706	2.545	2.161
SX4	12,5	1.998	895	1.103
SX5	10,5	382	215	167
SX5	11,5	269	136	133
SX5	12,5	200	89,5	110,5
SX6	10,5	409	224	185
SX6	11,5	227	117	110
SX6	12,5	187,5	93	94,5

### VI.2.5.2 - Avaliação da Redução da DQO

A simulação dos valores de  $S_1(t)$ , quando a DQO é o substrato, usando a Equação IV.2 para  $r_{S1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.62, para o reator anaeróbico, e VI.63, para o reator aeróbio.

As curva, de valores de  $S_1(t)$ , associada aos parâmetros cinéticos determinados através do método da varredura, apresentada no Gráfico VI.62, mostra que o modelo utilizado não consegue explicar adequadamente os dados experimentais, associados ao efluente do reator anaeróbico; pois o valor associado ao horário das 12,5 horas, determinado experimentalmente, é muito menor do que o estimado pela Equação IV.2, considerando o valor das 11,5 horas, determinado experimentalmente, como correto. A falta de homogeneidade do reator anaeróbico deve explicar esta discrepância. Esta curva foi obtida utilizando-se  $K_1 = 0,2307 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 60 \text{ mg/L}$  e o COD associado aos valores de  $S_1(t)$  estimados foi igual a -12,759. O valor de COD obtido é coerente com a falta de ajuste dos valores estimados aos valores experimentais.



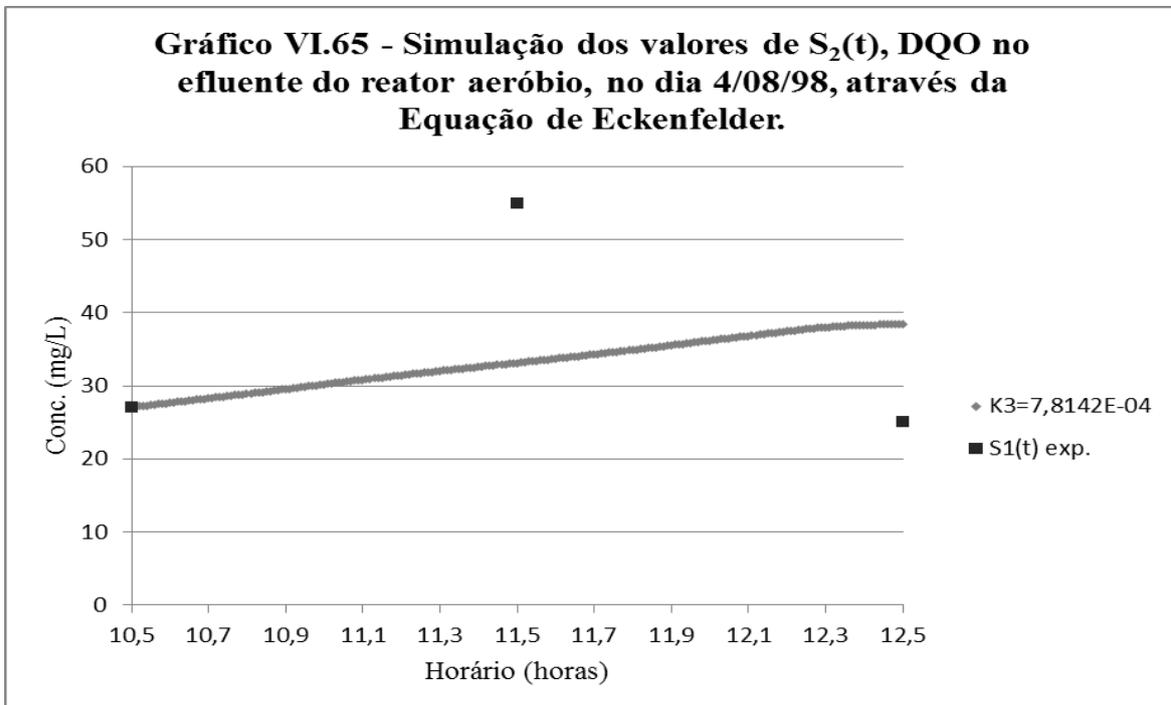
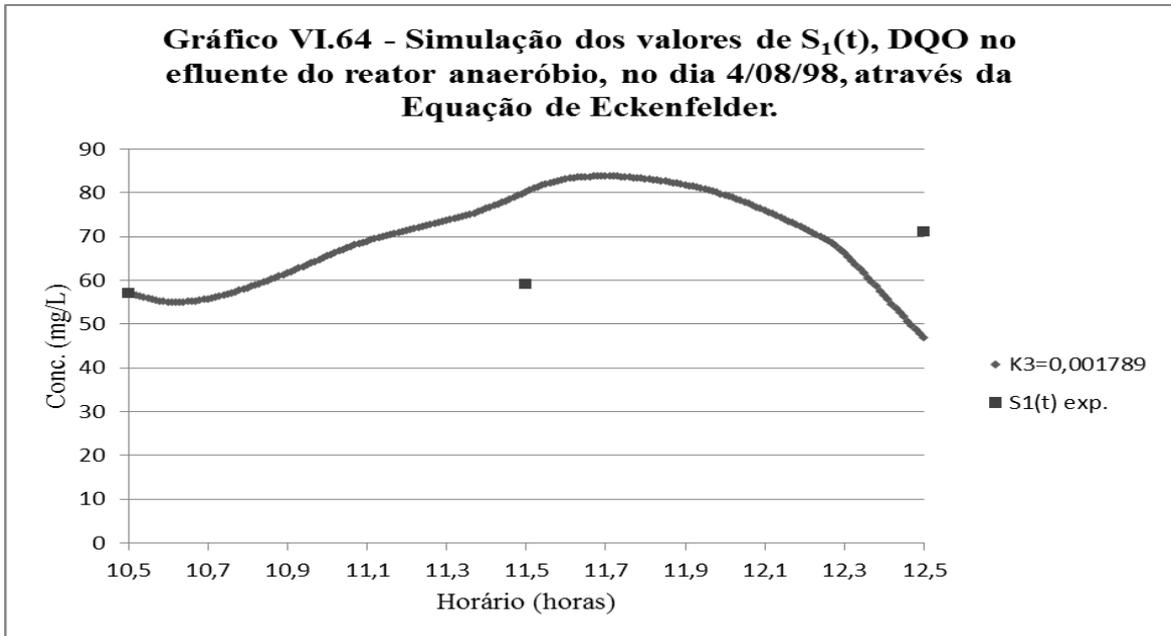


Através do Gráfico VI.63, observamos que a flutuação dos valores experimentais do afluente, do reator aeróbio, não se explica pela variação do efluente e da vazão, pois a curva associada aos parâmetros cinéticos determinados pelo método da varredura não se aproxima dos valores experimentais. A curva apresentada no Gráfico VI.63 foi obtida com  $K_1 = 0,084068 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 78,95 \text{ mg/L}$  e o COD associado aos valores de  $S_1(t)$  estimados foi igual a  $-0,4731$ .

A simulação dos valores de  $S_1(t)$ , quando a DQO é o substrato, usando a Equação IV.3 para  $r_{s1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.64, para o reator anaeróbio e VI.65, para o reator aeróbio.

Através do Gráfico VI.64, observa-se a curva de valores de  $S_1(t)$ , associada ao parâmetro cinético  $K_3 = 0,001789 \text{ (h.mg/l)}^{-1}$  determinado através do método da varredura. Para esta curva foi obtido um COD =  $-13,2520$ .

A curva de valores de  $S_2(t)$  estimados através do modelo cinético, apresentada no Gráfico VI.65, foi obtida com  $K_3 = 7,8142\text{E-}04 \text{ h}^{-1}$ . O valor de  $K_3$  foi determinado através do método da varredura de forma se obter o melhor ajuste aos dados experimentais. O ajuste da curva aos dados experimentais não foi bom e o COD associado à curva foi igual a  $-0,4647$ .

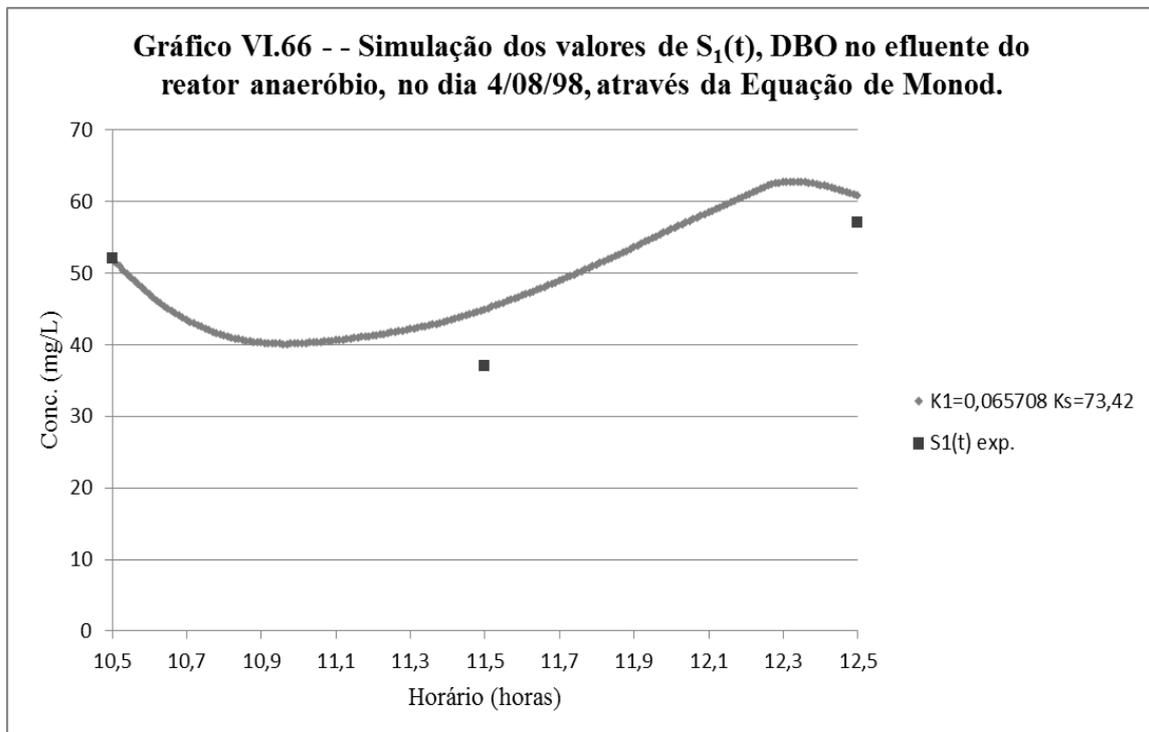


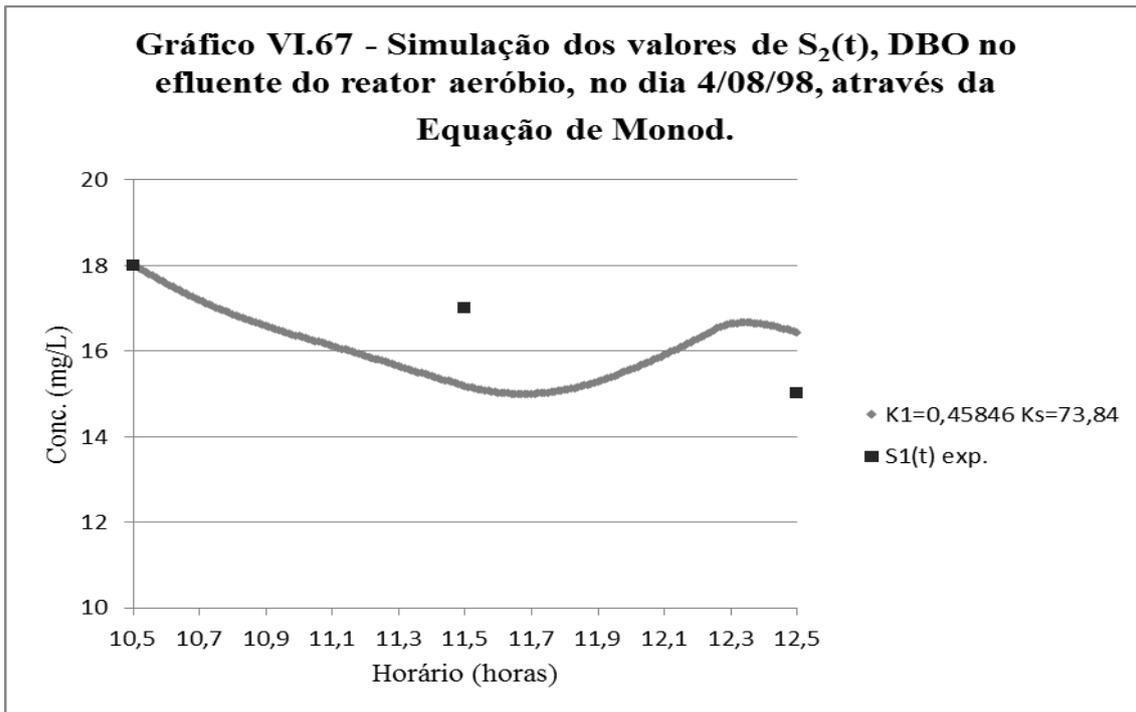
### VI.2.5.3 - Avaliação da redução da DBO<sub>5</sub>

A simulação dos valores de  $S_1(t)$ , quando a DBO<sub>5</sub> é o substrato, usando a Equação IV.2 para  $r_{S1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.66, para o reator anaeróbio e VI.67, para o reator aeróbio.

Observando-se a curva associada a simulação dos valores de  $S_1(t)$  do Gráfico VI.66, utilizando-se  $K_1 = 0,065708 \text{ h}^{-1}$  e  $K_S = 70$  determinados através do método da varredura, verificamos que, embora o ajuste aos pontos experimentais não tenha sido bom, o COD = 0,7773 obtido foi muito melhor do os das curvas de  $S_1(t)$  da DQO.

A curva associada a simulação dos valores de  $S_2(t)$ , apresentada no Gráfico VI.67, não se ajusta aos dados experimentais. O  $K_1 = 0,45846 \text{ h}^{-1}$  e o  $K_S = 73,84 \text{ mg/L}$  utilizados na curva foram determinados através do método da varredura. O COD obtido igual a - 1,6720, que indica a falta de ajuste, é coerente com a curva observada.





A simulação dos valores de  $S_1(t)$ , quando a  $DBO_5$  é o substrato, usando a Equação IV.3 para  $r_{S1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.68, para o reator anaeróbio e VI.69, para o reator aeróbio.

A curva de valores de  $S_1(t)$  simulados através do modelo cinético, apresentada no gráfico VI.68, foi obtida utilizando-se  $K_3 = 0,001789$  (h.mg/l)<sup>-1</sup>. Este valor de  $K_3$  foi determinado através do método da varredura. O ajuste entre os valores da curva e os dados experimentais não foi bom, o que resultou em COD = 0,6367.

O gráfico VI.69 mostra que a curva de valores de  $S_2(t)$  não apresenta ajuste aos dados experimentais. Apesar de  $K_3 = 0,050831$  (h.mg/l)<sup>-1</sup>, utilizado na curva de  $S_2(t)$ , ter sido determinado através do método da varredura, o COD = -1,7151 demonstra a falta de ajuste aos dados experimentais.

Os parâmetros cinéticos obtidos, associados a degradação do substrato (DQO ou  $DBO_5$ ) são consolidados na Tabela VI.35.

Tabela VI.35

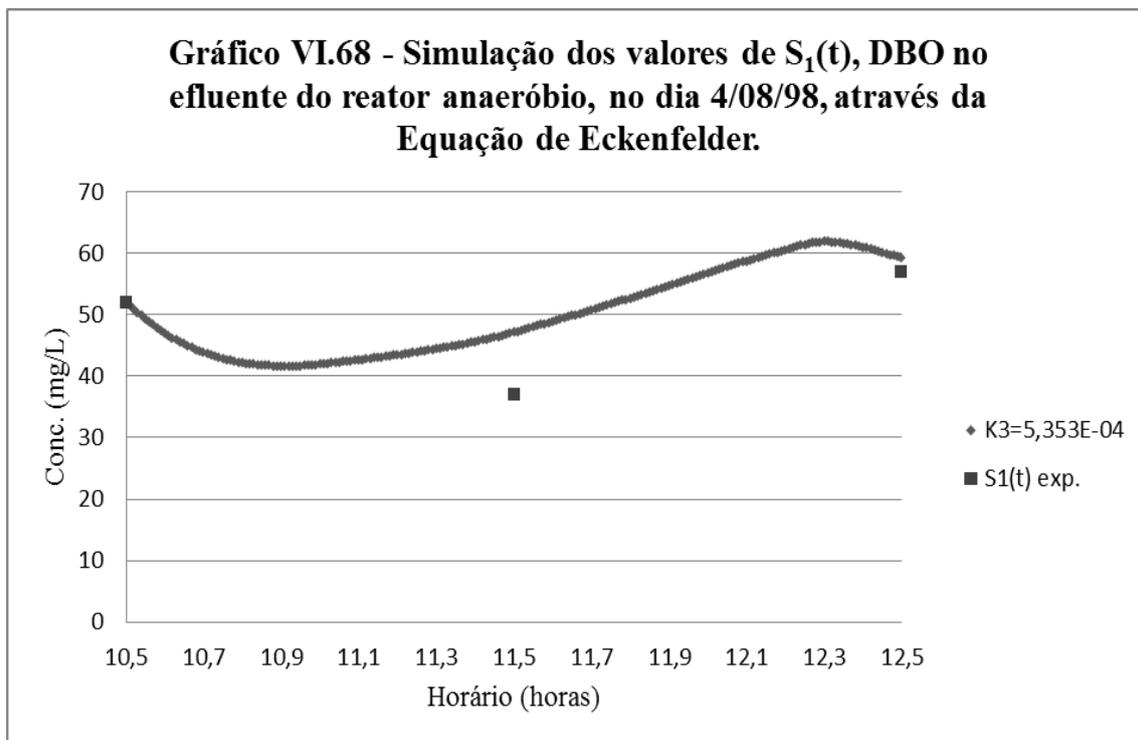
Constantes cinéticas associadas aos reatores anaeróbio e aeróbio e as Equações IV.2 e IV.3, calculadas tendo em conta os dados experimentais de 4/08/98.

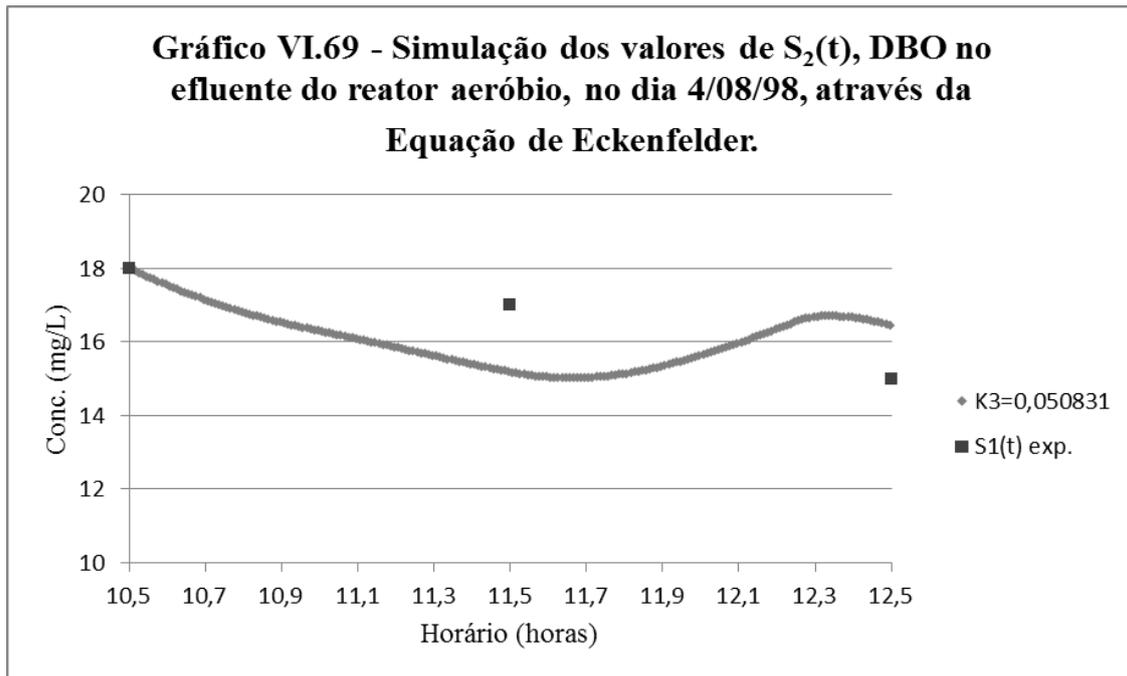
Equação Para $r_{si}$	DQO		DBO <sub>5</sub>	
	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio
$K_1XS$	$K_1 = 0,2307$	$K_1 = 0,084068$	$K_1 = 0,065708$	$K_1 = 0,45846$
$K_S + S$	$K_S = 60$	$K_S = 78,95$	$K_S = 73,42$	$K_S = 73,84$
COD	-12,759	-0,4731	0,7773	-1,6720
$K_3XS$	$K_3 = 0,001789$	$K_3 = 7,8142E-04$	$K_3 = 5,353E-03$	$K_3 = 5,0831E-03$
COD	-13,252	-0,4647	0,6367	-1,7151

$K_1$  - em  $h^{-1}$

$K_S$  - em  $h^{-1}$

$K_3$  - em  $(h \cdot mg/l)^{-1}$





#### VI.2.5.4 - Avaliação da Produção de Biomassa

A produção de biomassa, associada aos dados do dia 4/08/98, foi estimada tendo em conta as mesmas hipóteses adotadas para os dados do dia 13/05/98. Neste caso, de forma análoga ao procedimento usado no dia 26/05/98, realizamos três coletas de lodo de cada um dos reatores, ao longo do período de coleta de amostras, através das quais foram determinados os sólidos voláteis totais.

Através do método, de integração numérica, de Euler, calculamos  $X_1(t)$  e  $X_2(t)$ , sólidos voláteis totais no reator anaeróbio e no reator aeróbio respectivamente, tendo em conta  $S_1(t)$ ,  $X_0(t)$ ,  $T_1(t)$ ,  $X_1(t)$  inicial, no cálculo de  $X_1(t)$ , e  $S_2(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $T_2(t)$ ,  $X_2(t)$  inicial, no cálculo de  $X_2(t)$ , e supondo válidas as Equações IV.2 e IV.11 ou as Equações IV.3 e IV.11.

As funções  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$ ,  $X_0(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$  foram aproximadas por segmentos de reta, unindo cada valor determinado experimentalmente, de forma análoga ao realizado nas corridas anteriores. Por outro lado,  $X_1(t)$  e  $X_2(t)$  experimentais, foram

representados nos gráficos por pontos discretos, por entendermos que a união deles levaria a pressupor que a variação é, efetivamente, linear; o que não deve ser verdade.

No cálculo de  $X_1(t)$  e  $X_2(t)$ , simulados pelo modelo cinético, foram utilizados os parâmetros cinéticos determinados como os mais representativos do consumo do substrato, apresentados na Tabela VI.27.

A simulação dos valores de  $X_1(t)$ , usando a Equação IV.2, de Monod, para  $r_{s1}$ , é apresentada no Gráficos VI.70, para o reator anaeróbio, sendo a DQO o substrato, e no Gráfico VI.71, para o reator anaeróbio, sendo a  $DBO_5$  o substrato.

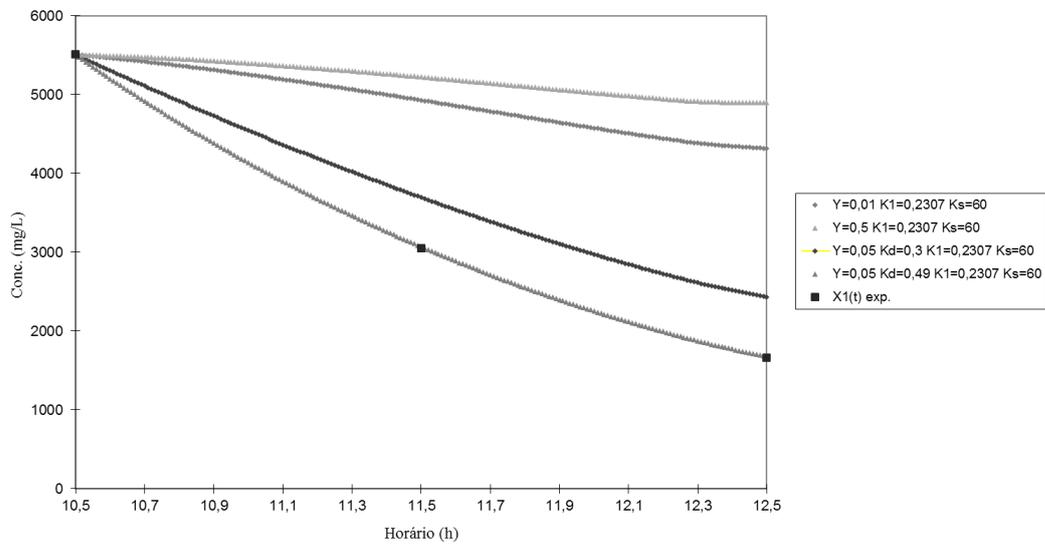
Através do Gráfico VI.70, verifica-se que os valores de  $X_1(t)$  associados a  $\{Y = 0,01 \text{ mg de SSV/mg de DQO}, K_1 = 0,2307 \text{ h}^{-1} \text{ e } K_S = 60 \text{ mg/l}\}$  e a  $\{Y = 0,5 \text{ mg de SSV/mg de DQO}, K_1 = 0,2307 \text{ h}^{-1} \text{ e } K_S = 60 \text{ mg/l}\}$  são relativamente próximos, apesar da grande variação dos valores de  $Y$ , e muito superiores aos valores experimentais de  $X_1(t)$ . Deste modo, conclui-se que o parâmetro cinético  $Y$  não é determinante no ajuste dos valores simulados de  $X_1(t)$  aos valores experimentais. A influência do parâmetro cinético  $K_d$  é demonstrada através das curvas associadas a  $X_1(t)$  obtidas com  $K_d = 0,3 \text{ h}^{-1}$  e com  $K_d = 0,49 \text{ h}^{-1}$ . A segunda curva se ajusta muito bem aos valores de  $X_1(t)$  experimentais e a primeira se aproxima dos valores experimentais e se afasta das curvas sem  $K_d$ .

Através do Gráfico VI.71, observamos um fenômeno semelhante ao que ocorreu no Gráfico VI.70. Deste modo, conclui-se que  $K_d = 0,49 \text{ h}^{-1}$  é um parâmetro cinético representativo da cinética da produção de sólidos no reator anaeróbio, tendo em conta a Equação de Monod.

A simulação dos valores de  $X_1(t)$ , usando a Equação IV.3, de Eckenfelder, para  $r_{s1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.72, para o reator anaeróbio, sendo a DQO o substrato, e no Gráfico VI.73, para o reator anaeróbio, sendo a  $DBO_5$  o substrato.

Através dos Gráficos VI.72 e VI.73, verifica-se que os valores de  $X_1(t)$  simulados através do modelo cinético, usando  $K_d = 0,49 \text{ h}^{-1}$  apresentaram bom ajuste aos dados experimentais de SVT.

**Gráfico VI.70 - Simulação dos valores de  $X_1(t)$ , SVT no reator anaeróbio, em 4/08/98, através da Equação de Monod para o consumo da DQO.**



**Gráfico VI.71 - Simulação dos valores de  $X_1(t)$ , SVT no reator anaeróbio, em 4/08/98, através da Equação de Monod para o consumo da DBO.**

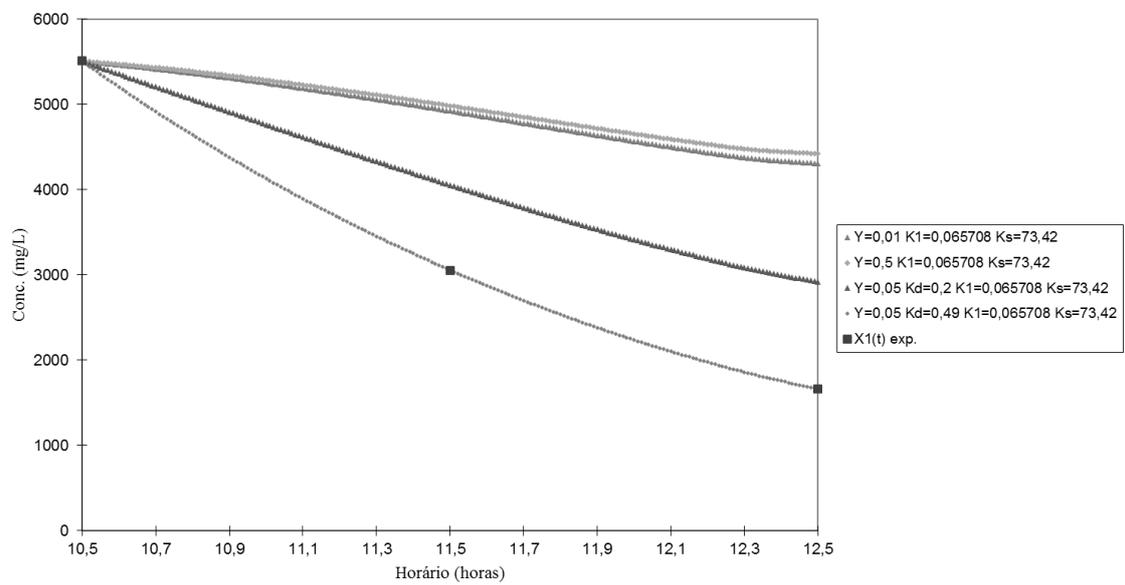


Gráfico VI.72 - Simulação dos valores de  $X_1(t)$ , SVT no reator anaeróbio, em 4/08/98, através da Equação de Eckenfelder para o consumo da DQO.

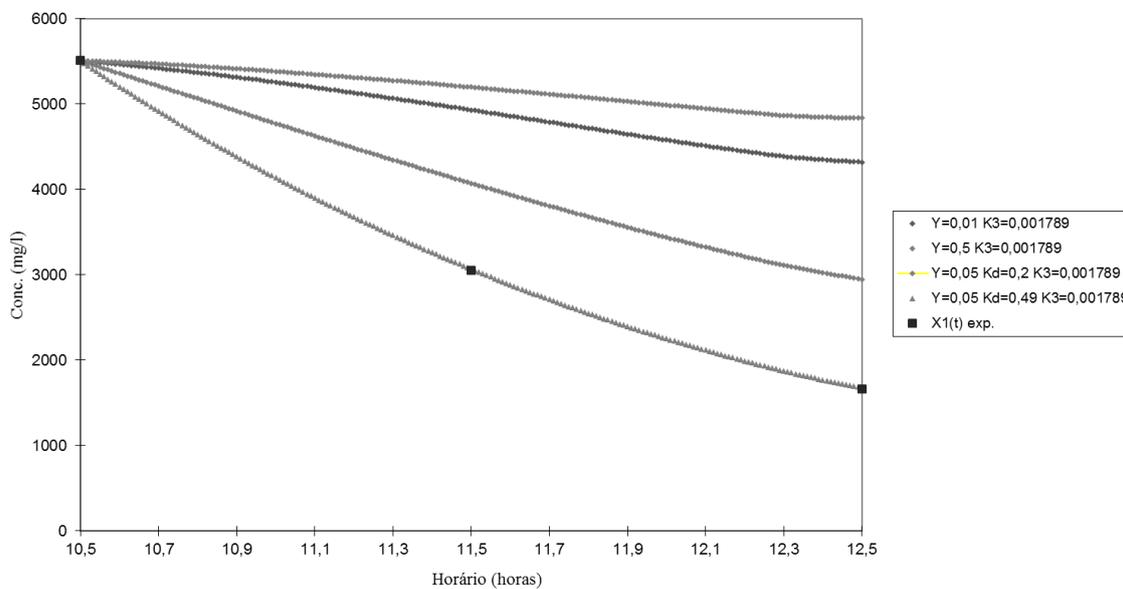
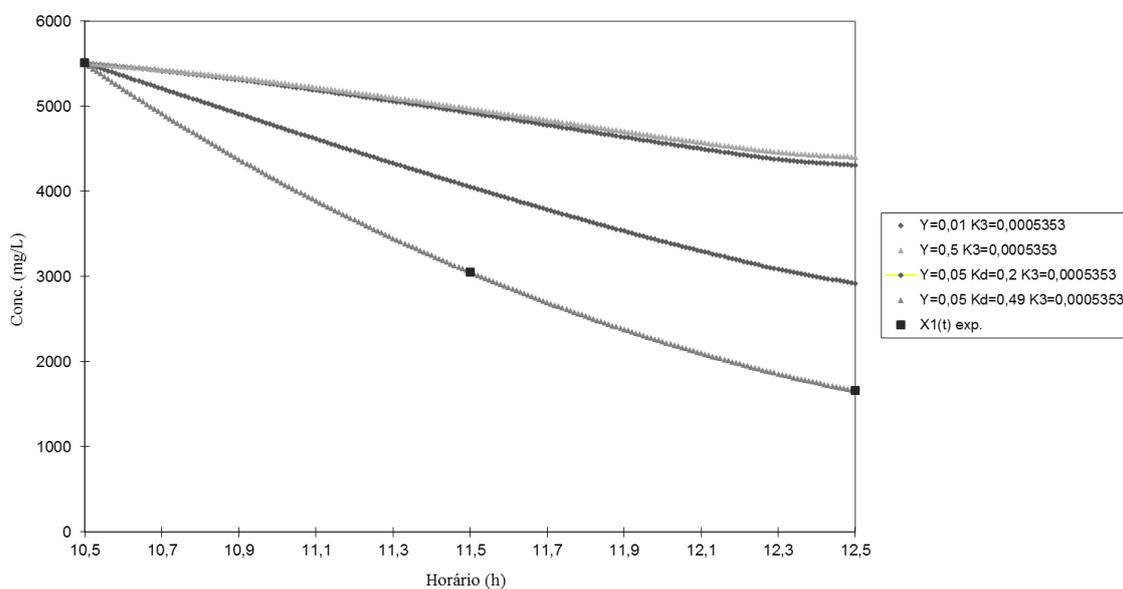


Gráfico V.73 - Simulação dos valores de  $X_1(t)$ , SVT no reator anaeróbio, em 4/08/98, através da Equação de Eckenfelder para o consumo da DBO.



A simulação dos valores de  $X_2(t)$ , usando a Equação IV.2, de Monod, para  $r_{s1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.74, para o reator aeróbio, sendo a DQO o substrato, e no Gráfico VI.75, para o reator aeróbio, sendo a  $DBO_5$  o substrato. Nesta corrida medimos

os valores de  $X_{1d}(t)$  (após passar pelo decantador), SVT em mg/L, do afluente do reator aeróbio e, deste modo, não foi necessário simular esses valores, como nas corridas anteriores.

Observando-se os Gráficos VI.74 e VI.75, verifica-se que as curvas associadas aos valores de  $X_2(t)$ , simulados através do modelo cinético, que mais se aproximam dos dados experimentais de  $X_2(t)$  apresentam  $K_d = 0,224 \text{ h}^{-1}$  e  $K_d = 0,217 \text{ h}^{-1}$ . Estas curvas foram obtidas tendo em conta valores de  $K_d$ , determinados, através do método da varredura, associados ao melhor ajuste aos valores experimentais de  $X_2(t)$ . Foram obtidos COD = 0,8280 ( $K_d = 0,222 \text{ h}^{-1}$ ) e COD = 0,8278 ( $K_d = 0,217 \text{ h}^{-1}$ ).

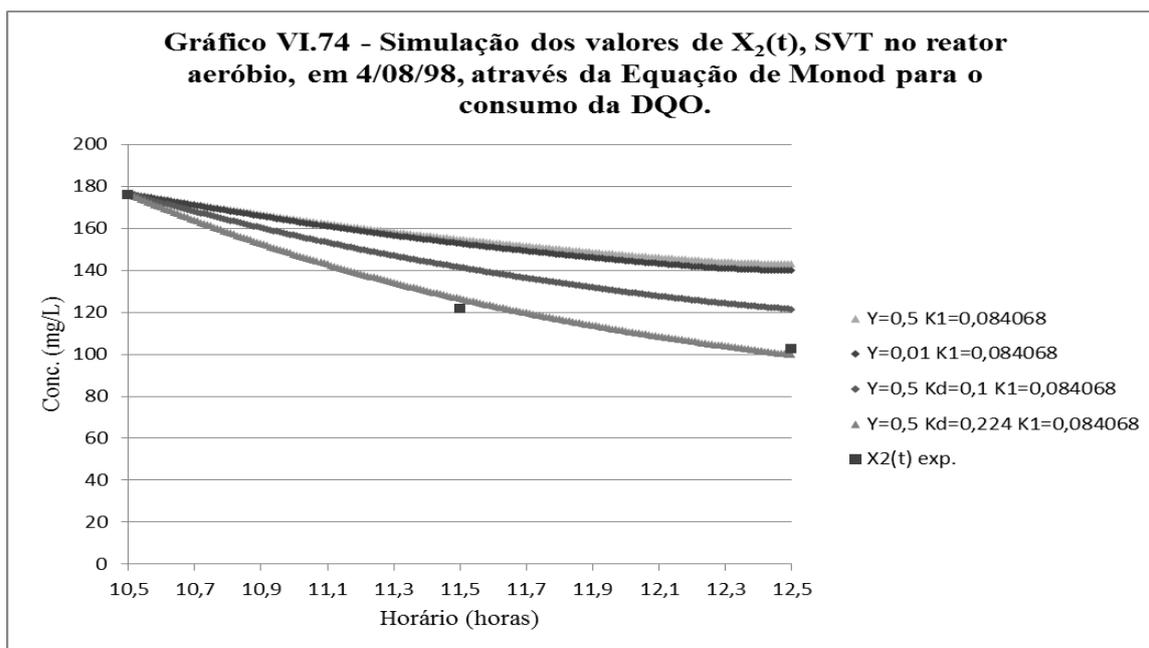
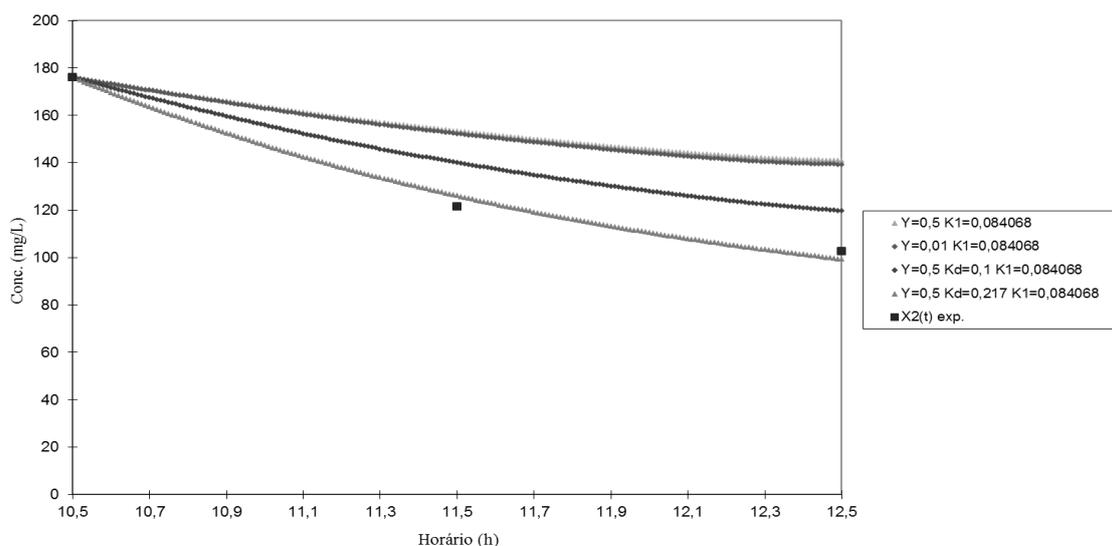


Gráfico VI.75 - Simulação dos valores de  $X_2(t)$ , SVT no reator aeróbio, em 4/08/98, através da Equação de Monod para o consumo da DBO.



A simulação dos valores de  $X_2(t)$ , usando a Equação IV.3, de Eckenfelder, para  $r_{s1}$ , é apresentada nos Gráficos VI.76, para o reator aeróbio, sendo a DQO o substrato, e no Gráfico VI.77, para o reator aeróbio, sendo a DBO<sub>5</sub> o substrato. Nesta corrida medimos os valores de  $X_{1d}(t)$  (após passar pelo decantador), SVT em mg/L, do afluente do reator aeróbio e, deste modo, não foi necessário simular esses valores, como nas corridas anteriores.

Observando-se os Gráficos VI.76 e VI.77, verifica-se as curvas, que apresentaram melhor ajuste aos valores experimentais de  $X_2(t)$ , foram obtidas com  $K_d = 0,225 \text{ h}^{-1}$  e  $K_d = 0,253 \text{ h}^{-1}$ . Estes valores de  $K_d$  foram determinados através do método da varredura, como os parâmetros cinéticos cujas curvas apresentam o valor de COD mais próximo do ideal. As curvas, de valores simulados de  $X_2(t)$ , apresentaram COD = 0,8270 ( $K_d = 0,225 \text{ h}^{-1}$ ) e COD = 0,8170 ( $K_d = 0,253 \text{ h}^{-1}$ ).

Os parâmetros cinéticos obtidos, associados à produção de biomassa (DQO ou DBO<sub>5</sub>) são consolidados na Tabela VI.36.

Tabela VI.36

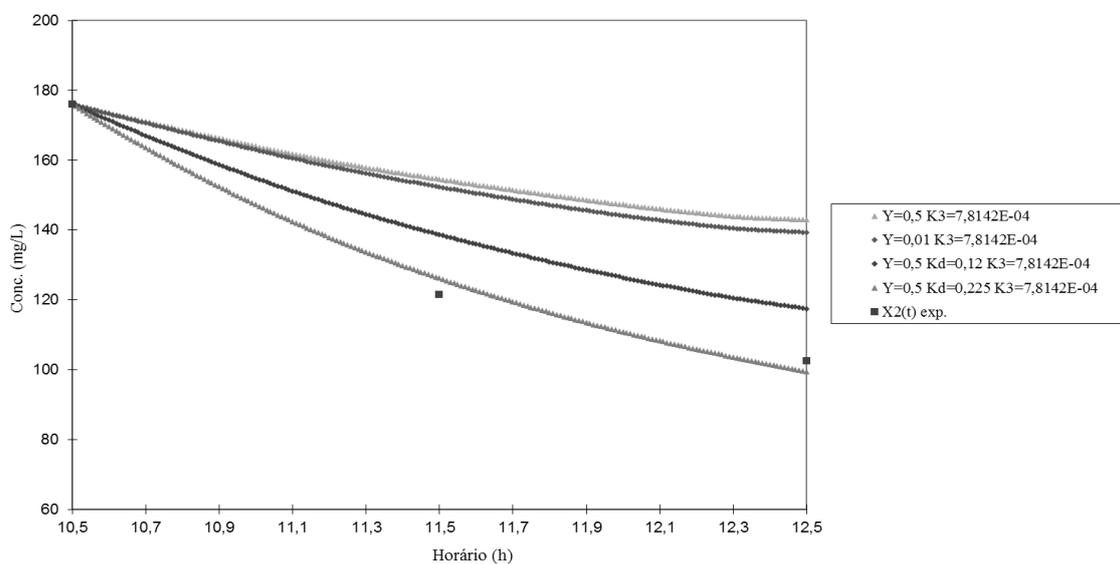
Constantes cinéticas associadas à produção de biomassa, nos reatores anaeróbio e aeróbio, e as Equações IV.2 e IV.3, calculadas tendo em conta os dados experimentais de 4/08/98.

Equação Para $r_{si}$	DQO		DBO <sub>5</sub>	
	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio	Reator Anaeróbio	Reator Aeróbio
$K_1XS$	$Y = 0,05$	$Y = 0,5$	$Y = 0,05$	$Y = 0,5$
$K_s + S$	$K_d = 0,49$	$K_d = 0,224$	$K_d = 0,49$	$K_d = 0,217$
$K_3XS$	$Y = 0,05$	$Y = 0,5$	$Y = 0,05$	$Y = 0,5$
	$K_d = 0,49$	$K_d = 0,225$	$K_d = 0,49$	$K_d = 0,253$

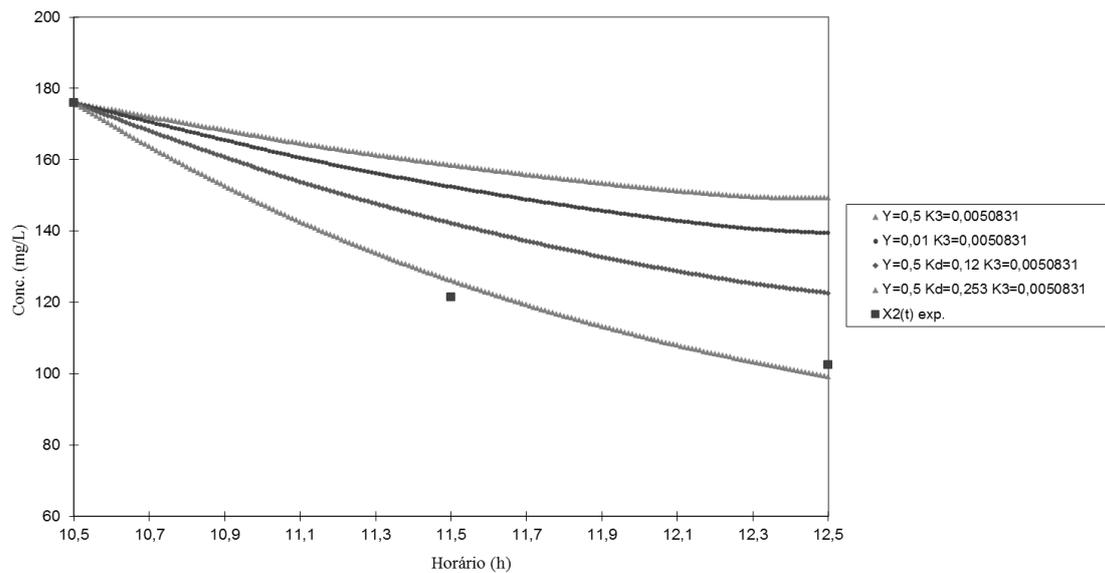
Y - em mg SSV/mg de DQO ou DBO<sub>5</sub>

$K_d$  - em  $h^{-1}$

Gráfico VI.76 - Simulação dos valores de  $X_2(t)$ , SVT no reator aeróbio, em 4/08/98, através da Equação de Eckenfelder para o consumo da DQO.



**Gráfico VI.77 - Simulação dos valores de  $X_2(t)$ , SVT no reator aeróbio, em 4/08/98, através da Equação de Eckenfelder pra o consumo da DBO.**



### VI.3 - Avaliação do Desempenho Operacional

Tendo em conta os valores médios de  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $X_2(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$ , calculados através da média ponderada em relação à vazão, apresentados a seguir, foi determinada a redução média de DQO e  $DBO_5$ , em cada corrida, e estimamos o comportamento do sistema de tratamento em outras condições operacionais (com teores de biomassa ativa superiores). Calculamos também, a carga orgânica volumétrica, em termos de cada um dos substratos ( $DBO_5$  e DQO).

#### VI.3.1 - Substrato DQO

Na Tabela VI.37 são apresentados os valores médios de  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $X_2(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$ , obtidos nas diversas corridas.

Tabela VI.37

Valores médios de  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $X_2(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$  em cada uma das corridas.

Parâmetro	1ª Corrida	2ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
$S_0(t)$	1.416	202	465	2.492
$S_1(t)$	64	88	94	61
$S_2(t)$	27	46	47	41
$X_1(t)$	6.191	5.515	4.800	3.379
$X_2(t)$ ,	1.065	239	144	132
$T_1(t)$	7,36	3,99	5,37	6,07
$T_2(t)$	3,75	2,02	2,72	3,08

A redução média da DQO em cada uma das corridas é apresentada na Tabela VI.38, a seguir.

Tabela VI.38

Redução média da DQO em cada um dos reatores e em cada uma das corridas.

Reator	1ª Corrida	2ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
Anaeróbio	95	56	80	98
Aeróbio	58	48	50	34
Total	98	77	90	98

A carga orgânica volumétrica é calculada através da equação:

$$COV = \frac{\text{Substrato (mg/L)} \times f}{T_i(\text{dias})}$$

onde:

- COV = carga orgânica volumétrica (Kg de DQO ou DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.dia);
- Substrato = DQO ou DBO<sub>5</sub> em mg/L;
- T<sub>i</sub> = tempo de detenção hidráulica do reator i (dias);
- f = fator de conversão de unidades igual a 10<sup>-3</sup>.

Os valores de COV dos reatores anaeróbio e aeróbio, das diversas corridas são apresentados na Tabela V.39, a seguir.

Tabela VI.39  
Valores de COV (Kg de DQO/m<sup>3</sup>.dia) dos reatores anaeróbio e aeróbio em cada uma das corridas.

Reator	1ª Corrida	2ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
Anaeróbio	4,62	1,21	2,08	9,86
Aeróbio	0,41	1,04	0,83	0,48

O tempo de detenção hidráulica de um reator pode ser calculado tendo em conta a Equação IV.1 e a equação para  $r_{s1}$ , para o reator anaeróbio ou a Equação VI.15 e a equação para  $r_{s2}$ .

Quando o regime é permanente o termo  $d(S_1(t))/dt$ , da Equação IV.1, torna-se nulo e a Equação IV.1 se torna:

$$\frac{S_0(t) - S_1(t)}{T_1(t)} = r_{s1}$$

Tendo em conta a Equação IV.2, temos:

$$\frac{S_0(t) - S_1(t)}{T_1(t)} = \frac{K_1 X_1(t) S_1(t)}{K_S + S_1(t)}$$

Deste modo, o tempo de detenção hidráulica é calculado pela equação a seguir:

$$T_1(t) = \frac{(S_0(t) - S_1(t)) \times (K_s + S)}{K_1 X_1(t) S_1(t)} \quad (\text{IV.31})$$

De forma análoga, tendo em conta a Equação IV.3 o tempo de detenção é calculado pela equação a seguir:

$$T_1(t) = \frac{(S_0(t) - S_1(t))}{K_1 X_1(t) S_1(t)} \quad (\text{IV.32})$$

Nas Tabelas VI.40, VI.41, VI.42 e VI.43 apresentamos os tempos de detenção hidráulica, relacionados aos parâmetros cinéticos obtidos nas diversas corridas, calculados através das Equações IV.31 e IV.32 supondo-se  $S_0(t) = 1000 \text{ mg/l}$ , e a  $S_1(t) = 100 \text{ mg/l}$  (90% de redução da DQO no reator anaeróbio) e  $S_2(t) = 50 \text{ mg/l}$  (50% de redução da DQO no reator aeróbio), e à diversas concentrações de SVT no reator. Nas Tabelas VI.44, VI.45, VI.46 e VI.47 apresentamos a taxa de produção de sólidos,  $r_x$  em (mg/L.h), calculada através da Equação IV.6, associada ao coeficiente cinético  $K_1$  ou  $K_3$ , da equação utilizada no cálculo de  $r_s$  (taxa de consumo de substrato) e aos valores de  $Y$  e  $K_d$ . A produção de sólidos do reator, mg/h, pode ser obtida multiplicando-se a taxa de produção de sólidos pelo volume do reator.

Os valores de SVT das tabelas, apresentadas a seguir estão na faixa de 2.000 mg/l a 8.000 mg/l, para o reator anaeróbio e na faixa de 1.500 mg/l a 3.500 mg/l para o reator aeróbio, por serem estes valores usuais para reatores anaeróbios e aeróbios.

As taxas de remoção, bem como os valores de DQO do afluente e do efluente, foram calculados de modo a serem representativos de processos industriais e do grau de tratamento requerido. Utilizamos os valores de DQO, do efluente do reator anaeróbio, como representativos do afluente do reator aeróbio.

As taxas de remoção efetivamente obtidas, neste processo de tratamento, estão associadas a um decantador ideal, pois as amostras do efluente foram filtradas. Por outro lado, a perda de biomassa que ocorreu, no período de coleta de amostras, não ocorreria se o processo de recirculação de lodos fosse contínuo, o que aumentaria a eficiência do

processo, devido ao aumento da idade do lodo. Após a realização de obras para aumentar o decantador, instalação de pontos de coleta de lodo próximos do nível máximo, dos condutos quadrados, e da implantação de um sistema de recirculação de lodo contínuo, poderemos verificar a eficiência do processo, com maior segurança.

Tabela VI.40

Tempos de detenção hidráulica do reator anaeróbio, calculados através da Equação de Monod para o consumo da DQO, associados a cada um dos valores de  $K_1$  e  $K_s$ , estimados em cada corrida,  $S_0(t) = 1000$  mg/L e a  $S_1(t) = 100$  mg/L (90% de redução da DQO).

SVT (mg/L)	1ª Corrida	2ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
	TDH (horas)	TDH (horas)	TDH (horas)	TDH (horas)
	$K_1 = 0,16$	$K_1 = 0,0113$	$K_1 = 0,0111$	$K_1 = 0,2307$
2.000	5,63	67,7	68,4	3,12
4.000	2,81	33,8	34,2	1,56
6.000	1,88	22,6	22,8	1,04
8.000	1,41	16,9	17,1	0,78

Tabela VI.41

Tempos de detenção hidráulica do reator anaeróbio, calculados através da Equação de Eckenfelder para o consumo da DQO, associados a cada um dos valores de  $K_3$ , estimados em cada corrida,  $S_0(t) = 1000$  mg/L e a  $S_1(t) = 100$  mg/L (90% de redução da DQO).

SVT (mg/L)	1ª Corrida	2ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
	TDH (horas)	TDH (horas)	TDH (horas)	TDH (horas)
	$K_3 = 8,98E-04$	$K_3 = 7,06E-04$	$K_3 = 6,96E-05$	$K_3 = 1,79E-03$
2.000	5,01	63,7	64,7	2,51
4.000	2,51	31,9	32,3	1,26
6.000	1,67	21,2	21,6	0,84
8.000	1,25	15,9	16,2	0,63

Tabela VI.42

Tempos de detenção hidráulica do reator aeróbio, calculados através da Equação de Monod para o consumo da DQO, associados a cada um dos valores de  $K_1$  e  $K_s$ , estimados em cada corrida,  $S_1(t) = 100$  mg/L e a  $S_2(t) = 50$  mg/L (50% de redução da DQO).

SVT (mg/L)	1ª Corrida	2ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
	TDH (horas)	TDH (horas)	TDH (horas)	TDH (horas)
	$K_1 = 0,0518$	$K_1 = 0,19039$	$K_1 = 0,11007$	$K_1 = 0,08407$
1.500	1,54	0,42	6,46	1,02
2.000	1,16	0,32	4,85	0,77
2.500	0,93	0,25	3,88	0,61
3.000	0,77	0,21	3,23	0,51
3500	0,66	0,18	2,77	0,44

Tabela VI.43

Tempos de detenção hidráulica do reator aeróbio, calculados através da Equação de Eckenfelder para o consumo da DQO, associados a cada um dos valores de  $K_3$ , estimados em cada corrida,  $S_1(t) = 100$  mg/L e a  $S_2(t) = 50$  mg/L (50% de redução da DQO).

SVT (mg/L)	1ª Corrida	2ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
	TDH (horas)	TDH (horas)	TDH (horas)	TDH (horas)
	$K_3=0,000491$	$K_3=0,001593$	$K_3 = 3,44E-05$	$K_3=0,000781$
1.500	1,36	0,42	19,4	0,85
2.000	1,02	0,31	14,5	0,64
2.500	0,81	0,25	11,6	0,51
3.000	0,68	0,21	9,69	0,43
3500	0,58	0,18	8,31	0,37

Tabela VI.44

Taxa de produção de sólidos,  $r_x$ , do reator anaeróbio, calculadas através da Equação de Monod para o consumo da DQO, associados a cada um dos valores de  $K_1$  e  $K_S$ , da Tabela VI.10, estimados em cada corrida,  $S_0(t) = 1000$  mg/L e a  $S_1(t) = 100$  mg/L (90% de redução da DQO).

SVT (mg/L)	1ª Corrida	2ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_1 = 0,16$ $K_S = 100$ $Y = 0,15$	$K_1 = 0,0113$ $K_S = 70$ $Y = 0,15$	$K_1 = 0,0111$ $K_S = 68,7$ $Y = 0,05$	$K_1 = 0,236$ $K_S = 60$ $Y = 0,05$
2.000	24	2	1	14
4.000	48	4	1	29
6.000	72	6	2	43
8.000	96	8	3	58

Tabela VI.45

Taxa de produção de sólidos,  $r_x$ , do reator anaeróbio, calculadas através da Equação de Eckenfelder para o consumo da DQO, associados a cada um dos valores de  $K_3$  estimados em cada corrida,  $S_0(t) = 1000$  mg/L e a  $S_1(t) = 100$  mg/L (90% de redução da DQO).

SVT (mg/L)	1ª Corrida	2ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_3=8,983E-03$ $Y = 0,15$	$K_3 = 0,0113$ $Y = 0,15$	$K_3 = 0,236$ $Y = 0,05$
2.000	27	2	18
4.000	54	4	36
6.000	81	6	54
8.000	108	8	72

Nas Tabelas VI.44 e VI.45 utilizou-se  $K_d$  igual a zero, pois os valores estimados com os valores de  $K_d$  estimados resultariam em uma taxa de produção de sólidos negativa.

Tabela VI.46

Taxa de produção de sólidos,  $r_x$ , do reator aeróbio, calculadas através da Equação de Monod para o consumo da DQO, associados a cada um dos valores de  $K_1$  e  $K_S$ , estimados em cada corrida,  $S_1(t) = 100$  mg/L e a  $S_2(t) = 50$  mg/L (50% de redução da DQO).

SVT (mg/L)	2ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_1 = 0,19039$ $K_S = 70$ $Y = 0,5$	$K_1 = 0,010066$ $K_S = 47,6$ $Y = 0,5$	$K_1 = 0,084068$ $K_S = 78,95$ $Y = 0,5$
1.500	59	4	24
2.000	79	5	33
2.500	99	6	41
3.000	119	8	49
3.500	139	9	57

Tabela VI.47

Taxa de produção de sólidos,  $r_x$ , do reator aeróbio, calculadas através da Equação de Eckenfelder para o consumo da DQO, associados a cada um dos valores de  $K_3$  estimados em cada corrida,  $S_1(t) = 100$  mg/L e a  $S_2(t) = 50$  mg/L (50% de redução da

SVT (mg/L)	1ª Corrida	2ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_3 = 0,000491$ $Y = 0,5$	$K_3 = 0,001593$ $Y = 0,5$	$K_3 = 7,814E-04$ $Y = 0,5$
1.500	18	60	29
2.000	25	80	39
2.500	31	100	49
3.000	37	119	59
3.500	43	139	68

Através da Equação IV.20, , usando os valores de  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$ ,  $Y$ ,  $SSV$  e de  $TDH$ , das Tabelas VI.32 e VI.33, foi calculada a idade do lodo associada aos parâmetros cinéticos, obtidos experimentalmente, das Equações IV.2 e VI.3. Ao aplicar-se a Equação VI.20, desprezamos o valor de  $K_d$ , nos casos em que não foi possível estimar o valor de  $K_d$ . Esta simplificação resulta em idades de lodo menores. No caso dos valores de  $K_d$ , em

reatores anaeróbios, VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) consideram que as estimativas, encontradas na literatura não são muito confiáveis. Na Tabela VI.40 são apresentados os valores de idade do lodo ( $\theta_c$ ) e de  $\mu_{\max}$  obtidos tendo em conta os dados experimentais do reator anaeróbio. Conforme definido anteriormente,  $K_1 = \mu_{\max}/Y$ , portanto  $\mu_{\max} = K_1 \times Y \times (24\text{h}/\text{dia})$ .

Tabela VI.48

Idade do lodo,  $\theta_c$ , e  $\mu_{\max}$ , do reator anaeróbio, calculados tendo em conta a Equação de Monod e os dados da Tabela VI.32.

1ª Corrida		2ª Corrida		3ª Corrida		4ª Corrida	
$\theta_c$ (dias)	$\mu_{\max}$ (d <sup>-1</sup> )						
83,3*	0,576*	1002,9	0,041	3039,6	0,013	138,7	0,277

\* considerou-se  $Y = 0,15$  mg SSV/mg de DBO como estimado para a Equação de Eckenfelder.

Os valores de  $\mu_{\max}$  da primeira e da quarta corridas estão na faixa de valores citados na literatura, para reatores anaeróbios. Entretanto, os valores de  $\mu_{\max}$  das outras corridas são muito inferiores aos valores citados na literatura. Estes valores reduzidos devem estar associados ao fato do lodo não estar aclimatado, o que explica a baixa eficiência obtida no processo.

Os valores de  $\theta_c$  obtidos na primeira e na quarta corridas são compatíveis com reatores aneróbios. Por outro lado, os valores obtidos nas outras corridas são muito superiores, o que deve estar relacionado com a falta de aclimação do lodo.

Na Tabela VI.41 são apresentados os valores de idade do lodo ( $\theta_c$ ) e de  $\mu_{\max}$  obtidos tendo em conta os dados experimentais do reator aeróbio.

Tabela VI.49

Idade do lodo,  $\theta_c$ , e  $\mu_{\max}$ , do reator aeróbio, calculados tendo em conta a Equação de Monod e os dados da Tabela VI.34.

1ª Corrida		2ª Corrida		3ª Corrida		4ª Corrida	
$\theta_c$ (dias)	$\mu_{\max}$ (d <sup>-1</sup> )						
12,9*	0,186*	1,4	2,285	21,5	0,121	3,4	1,009

\* considerou-se  $Y = 0,05$  mg SSV/mg de DBO como estimado para a Equação de Eckenfelder.

Os valores de  $\mu_{\max}$  da segunda e da quarta corridas estão na faixa de valores citados na literatura, para reatores aeróbios. Entretanto, os valores de  $\mu_{\max}$  das outras corridas são muito inferiores aos valores citados na literatura. Estes valores reduzidos devem estar associados ao fato do lodo não estar aclimatado, o que explica a baixa eficiência obtida no processo.

Os valores de  $\theta_c$  obtidos na primeira e na terceira corridas são compatíveis com reatores aeróbios. Por outro lado, os valores obtidos nas outras corridas são inferiores, o que deve estar relacionado com algum erro experimental.

### VI.3.2 - Substrato $\text{DBO}_5$

Na Tabela VI.50 são apresentados os valores médios de  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $X_2(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$ , obtidos nas diversas corridas. Não são apresentados os valores associados à segunda corrida, pois estes foram perdidos devido a erros experimentais.

Tabela VI.50  
Valores médios de  $S_0(t)$ ,  $S_1(t)$ ,  $S_2(t)$ ,  $X_1(t)$ ,  $X_2(t)$ ,  $T_1(t)$  e  $T_2(t)$  em cada uma das corridas.

Parâmetro	1ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
$S_0(t)$	291	152	600
$S_1(t)$	22	26	48
$S_2(t)$	11	9,8	17
$X_1(t)$	6.191	4.800	3.379
$X_2(t)$ ,	1.065	144	132
$T_1(t)$	7,36	5,37	6,07
$T_2(t)$	3,75	2,72	3,08

A redução média da DQO em cada uma das corridas é apresentada na Tabela VI.51, a seguir.

Tabela VI.51  
Redução média da DBO<sub>5</sub> em cada um dos reatores e em cada uma das corridas.

Reator	1ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
Anaeróbio	93	83	92
Aeróbio	49	63	65
Total	96	94	97

Os valores de COV dos reatores anaeróbio e aeróbio, das diversas corridas são apresentados na Tabela VI.52, a seguir.

Tabela VI.52  
Valores de COV (Kg de DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.dia) dos reatores anaeróbio e aeróbio em cada uma das corridas.

Reator	1ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
Anaeróbio	0,95	0,68	2,37
Aeróbio	0,14	0,23	0,13

Nas Tabelas VI.53, VI.54, VI.55 e VI.56, apresentamos os tempos de detenção hidráulica relacionados aos parâmetros cinéticos obtidos nas diversas corridas, calculados através das Equações IV.31 e IV.32 supondo-se  $S_0(t) = 1000$  mg/l, e a  $S_1(t) = 100$  mg/l (90% de redução da DBO no reator anaeróbio) e  $S_2(t) = 50$  mg/l (50% de redução da DBO no reator aeróbio), e à diversas concentrações de SVT no reator. Nas Tabelas VI.49, VI.50, VI.51 e VI.52 apresentamos a taxa de produção de sólidos,  $r_x$  em (mg/L.h), calculada através da Equação IV.6, associada ao coeficiente cinético  $K_1$  ou  $K_3$ , da equação utilizada no cálculo de  $r_s$  (taxa de consumo de substrato) e aos valores de  $Y$  e  $K_d$

Tabela VI.53

Tempos de detenção hidráulica do reator anaeróbio, calculados através da Equação de Monod para o consumo da DBO, associados a cada um dos valores de  $K_1$  e  $K_s$ , estimados em cada corrida,  $S_0(t) = 1000$  mg/L e a  $S_1(t) = 100$  mg/L (90% de redução da DBO).

SVT (mg/L)	1ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_1 = 0,0797$	$K_1 = 0,011408$	$K_1 = 0,065708$
2.000	11,09	68,9	11,88
4.000	5,54	34,5	5,94
6.000	3,70	23,0	3,96
8.000	2,77	17,2	2,97

Tabela VI.54

Tempos de detenção hidráulica do reator anaeróbio, calculados através da Equação de Eckenfelder para o consumo da DBO, associados a cada um dos valores de  $K_3$ , estimados em cada corrida,  $S_0(t) = 1000$  mg/L e a  $S_1(t) = 100$  mg/L (90% de redução da DBO).

SVT (mg/L)	1ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_3 = 0,000582$	$K_3 = 0,0001123$	$K_3 = 0,0005353$
2.000	7,73	40,1	8,41
4.000	3,87	20,0	4,20
6.000	2,58	13,4	2,80
8.000	1,93	10,0	2,10

Tabela VI.55

Tempos de detenção hidráulica do reator aeróbio, calculados através da Equação de Monod para o consumo da DBO, associados a cada um dos valores de  $K_1$  e  $K_s$ , estimados em cada corrida,  $S_1(t) = 100$  mg/L e a  $S_2(t) = 50$  mg/L (50% de redução da DBO).

SVT (mg/L)	1ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_1 = 0,0512$	$K_1 = 0,33738$	$K_1 = 0,45846$
1.500	1,95	0,26	0,18
2.000	1,46	0,19	0,14
2.500	1,17	0,15	0,11
3.000	0,98	0,15	0,09
3500	0,84	0,11	0,08

Tabela VI.56

Tempos de detenção hidráulica do reator aeróbio, calculados através da Equação de Eckenfelder para o consumo da DBO, associados a cada um dos valores de  $K_3$ , estimados em cada corrida,  $S_1(t) = 100$  mg/L e a  $S_2(t) = 50$  mg/L (50% de redução da DBO).

SVT (mg/L)	1ª Corrida	3ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_3 = 0,000466$	$K_3 = 0,0037803$	$K_3 = 0,0050831$
1.500	1,43	0,18	0,13
2.000	1,07	0,13	0,10
2.500	0,86	0,11	0,08
3.000	0,72	0,09	0,07
3500	0,61	0,08	0,06

Tabela VI.57

Taxa de produção de sólidos,  $r_x$ , do reator anaeróbio, calculadas através da Equação de Monod para o consumo da DBO, associados a cada um dos valores de  $K_1$  e  $K_S$ , estimados em cada corrida,  $S_0(t) = 1000$  mg/L e a  $S_1(t) = 100$  mg/L (90% de redução da DBO).

SVT (mg/L)	3ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_1 = 0,011408$ $K_S = 74,78$ $Y = 0,05$	$K_1 = 0,45846$ $K_S = 73,84$ $Y = 0,05$
2.000	1	4
4.000	1	8
6.000	2	11
8.000	3	15

Tabela VI.58

Taxa de produção de sólidos,  $r_x$ , do reator anaeróbio, calculadas através da Equação de Eckenfelder para o consumo da DBO, associados a cada um dos valores de  $K_3$  estimados em cada corrida,  $S_0(t) = 1000$  mg/L e a  $S_1(t) = 100$  mg/L (90% de redução da DQO).

SVT (mg/L)	1ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_3 = 0,000582$ $Y = 0,15$	$K_3 = 0005353$ $Y = 0,05$
2.000	17	5
4.000	35	11
6.000	52	16
8.000	70	21

Tabela VI.59

Taxa de produção de sólidos,  $r_x$ , do reator aeróbio, calculadas através da Equação de Monod para o consumo da DBO, associados a cada um dos valores de  $K_1$  e  $K_S$ , estimados em cada corrida,  $S_1(t) = 100$  mg/L e a  $S_2(t) = 50$  mg/L (50% de redução da DQO).

SVT (mg/L)	3ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_1 = 0,33738$ $K_S = 79,2$ $Y = 0,5$	$K_1 = 0,45846$ $K_S = 73,84$ $Y = 0,5$
1.500	98	139
2.000	131	185
2.500	163	231
3.000	196	278
3.500	228	324

Tabela VI.60

Taxa de produção de sólidos,  $r_x$ , do reator aeróbio, calculadas através da Equação de Eckenfelder para o consumo da DBO, associados a cada um dos valores de  $K_3$ , estimados em cada corrida,  $S_1(t) = 100$  mg/L e a  $S_2(t) = 50$  mg/L (50% de redução da DQO).

SVT (mg/L)	3ª Corrida	4ª Corrida
	$r_x$ (mg/L.h)	$r_x$ (mg/L.h)
	$K_3 = 0,000466$ $Y = 0,6$	$K_3 = 0,0050831$ $Y = 0,5$
1.500	21	191
2.000	28	254
2.500	35	318
3.000	42	381
3.500	49	445

Na Tabela VI.61 são apresentados os valores de idade do lodo ( $\theta_c$ ) e de  $\mu_{\max}$  obtidos tendo em conta os dados experimentais do reator anaeróbio e o TDH da Tabela VI.53.

Tabela VI.61

Idade do lodo,  $\theta_c$ , e  $\mu_{\max}$ , do reator anaeróbio, calculados tendo em conta a Equação de Monod e os dados da Tabela VI.53.

1ª Corrida		3ª Corrida		4ª Corrida	
$\theta_c$ (dias)	$\mu_{\max}$ (d <sup>-1</sup> )	$\theta_c$ (dias)	$\mu_{\max}$ (d <sup>-1</sup> )	$\theta_c$ (dias)	$\mu_{\max}$ (d <sup>-1</sup> )
164,3	0,28692*	3064,2	0,014	527,9	0,079

O valor de  $\mu_{\max}$  da primeira corrida está na faixa de valores citados na literatura. Entretanto, os valores de  $\mu_{\max}$  das outras corridas é muito inferior aos valores citados na literatura.

Os valores de  $\theta_c$  da primeira e da quarta corridas são compatíveis com os valores encontrados em reatores anaeróbios. Por outro lado, o valor encontrado na terceira corrida foi muito superior aos valores usuais em reatores anaeróbios.

Na Tabela VI.62 são apresentados os valores de idade do lodo ( $\theta_c$ ) e de  $\mu_{\max}$  obtidos tendo em conta os dados experimentais do reator aeróbio e o TDH da Tabela VI.55.

Tabela VI.62

Idade do lodo,  $\theta_c$ , e  $\mu_{\max}$ , do reator anaeróbio, calculados tendo em conta a Equação de Monod e os dados da Tabela VI.55.

1ª Corrida		3ª Corrida		4ª Corrida	
$\theta_c$ (dias)	$\mu_{\max}$ (d <sup>-1</sup> )	$\theta_c$ (dias)	$\mu_{\max}$ (d <sup>-1</sup> )	$\theta_c$ (dias)	$\mu_{\max}$ (d <sup>-1</sup> )
97,7*	0,737*	15,3	4,049	10,8	5,502

Os valores de  $\mu_{\max}$  da primeira corrida é muito inferior aos valores encontrados na literatura. Entretanto, os valores de  $\mu_{\max}$  da terceira e da segunda corridas estão na faixa dos valores encontrados na literatura.

Os valores de  $\theta_c$  da terceira e da quarta corridas estão na faixa de valores encontrados na literatura para reatores com aeração prolongada. Entretanto, o valor de  $\theta_c$

da primeira corrida é muito elevado para um processo aeróbio e deve estar associado à falta de aclimatação do reator aeróbio.

Os valores de TDH, associados à Equação de Monod e a de Eckenfelder, das Tabelas VI.40 a VI.43 e VI.53 a VI.56 mostram uma variação muito elevada, que reflete o fato do valor das amostras de efluente serem filtradas, resultando em constantes cinéticas com valores elevados, e a perda de biomassa devido a falta de recirculação do lodo que prejudica o funcionamento do reator.

A enorme variação entre os valores estimados de TDH deve-se, provavelmente, a dificuldade experimental para avaliar a concentração dos SVT, nos reatores aeróbio e anaeróbio.

### VI.3.3 – Remoção de Fósforo

Na segunda e na terceira corrida foram realizadas diversas análises de fósforo total, no afluente e no efluente do reator anaeróbio e no efluente do reator aeróbio, tendo sido obtidos os valores médios em cada corrida:

Segunda Corrida:

$$S_0(t) = 8,36 \text{ mg/l};$$

$$S_1(t) = 1,11 \text{ mg/l};$$

$$S_2(t) = 0,64 \text{ mg/l}.$$

Terceira Corrida:

$$S_0(t) = 13,24 \text{ mg/l};$$

$$S_1(t) = 0,96 \text{ mg/l};$$

$$S_2(t) = 1,20 \text{ mg/l}.$$

Segunda Corrida:

Reator anaeróbio: 87 %

Reator aeróbio: 42 %

Redução total: 92 %

Terceira Corrida:

Reator anaeróbio: 93 %

Reator aeróbio: -26 %

Redução total: 91 %

Os valores obtidos estão muito próximos do exigido pela NT-202 (1986), (valor máximo de 1 mg/l), que é uma legislação bastante restritiva em relação aos teores de fósforo. A eficiência negativa verificada no reator aeróbio, deve estar associada ao fato do reator não ser um reator ideal (mistura perfeita) e ao fato do reator operar em regime transiente. A variação entre as concentrações das amostras brutas e das filtradas foi muito pequena, o que pode estar associado ao fato das bactérias, que utilizam o fósforo em maior proporção estarem retidas no reator ou no decantador.

#### **VI.3.4 – Consolidação dos Resultados de Remoção de Substratos**

Observando-se os valores de COV, considerando a DQO como substrato, e a eficiência associada a estes, verificamos que, no caso do reator anaeróbio, a eficiência aumenta à medida que os valores de COV aumentam. A menos que a Carga Orgânica Volumétrica seja extremamente baixa, o que dificultaria a formação de uma população ativa de bactérias, o que ocorre, normalmente, é exatamente o inverso (VAN HAANDEL, 1994; CHERNICHARO, 1997). Este resultado pode ser explicado pelos diversos transientes simultâneos: vazão, carga orgânica, concentração de SSV, temperatura, ausência de velocidade do líquido dentro do reator anaeróbio para que se pudesse realizar a recirculação dos lodos, que impediram a ocorrência do estado estacionário e de condições semelhantes em cada corrida. No caso do reator aeróbio, verificamos que não ocorreu uma tendência definida entre a COV e a eficiência do processo.

Os diversos transientes dos parâmetros de processo e as diferentes condições de operação das várias corridas não permitiram a ocorrência de uma relação entre os valores de COV, considerando a DBO<sub>5</sub> como substrato e a eficiência do processo. Até mesmo o tempo de detenção hidráulica dos reatores não apresentou uma relação funcional com a eficiência do processo, considerando tanto a DQO como a DBO<sub>5</sub> como substrato, o que pode ser visualizado na Tabela VI.63, que consolida os dados de eficiência na remoção de carga orgânica das quatro corridas.

Tabela VI.63  
Eficiências verificadas nas quatro corridas em relação a remoção de substrato (DQO e DBO<sub>5</sub>).

Corrida	TDH (h)	Substrato	Reator		Total
			Anaeróbio	Aeróbio	
1 <sup>a</sup>	11	DQO	97 %	58 %	98 %
		DBO <sub>5</sub>	93 %	49 %	96 %
2 <sup>a</sup>	6	DQO	56 %	48 %	77 %
3 <sup>a</sup>	8	DQO	80 %	50 %	90%
		DBO <sub>5</sub>	83 %	63 %	94 %
4 <sup>a</sup>	9	DQO	98 %	34 %	98 %
		DBO <sub>5</sub>	92 %	65 %	97 %

As quatro corridas devem ser entendidas como experiências independentes, pois seus parâmetros não podem ser correlacionados. Algumas modificações sugeridas no Capítulo VII, podem levar a uma maior homogeneidade das condições operacionais, o que permitiria obter dados comparáveis e mais exatos, através da fixação de alguns parâmetros, pois não haveria mais a necessidade de simular decantadores ideais através da filtração dos efluentes e poderíamos relacionar a eficiência do processo com a idade do lodo.

Os resultados estimados, apresentados nas Tabelas VI.40 a VI.60, associados a outras condições operacionais, maior concentração de biomassa ativa e condições estacionárias, variaram consideravelmente de uma corrida para outra. Através destes resultados, utilizando um coeficiente de segurança e tendo em conta que os resultados da 2<sup>a</sup> corrida resultaram de uma perda intensa de biomassa ativa, o que não ocorreria em um regime permanente, considerou-se que o reator anaeróbio poderia operar com um tempo de detenção hidráulica de cerca de 5 a 8 horas e que o reator aeróbio poderia operar com 2 a 4 horas.

#### VI.4 - Estabilidade do Reator Anaeróbio

Visando a avaliação da estabilidade do processo bioquímico do reator anaeróbio, analisamos o pH, a alcalinidade total, a acidez volátil e os sólidos totais, fixos totais e voláteis totais, de amostras coletadas nos pontos SX1, SX2, SX3 e SX4, de acordo com o código adotado no item V.1.

Na análise da alcalinidade total e da acidez volátil, foi utilizado o método titulométrico (Vieira, 1981; Silva, 1977). O método de separação cromatográfica em coluna (APHA, 1995) e o método de destilação (APHA, 1995; Silva, 1977), de análise da acidez volátil, não permitem a diferenciação entre os vários tipos de ácidos orgânicos. O método de separação em coluna não consegue eliminar a interferência de outros ácidos orgânicos, que não são voláteis. O método da destilação permite a eliminação da interferência dos ácidos inorgânicos ( $H_2S$  e  $CO_2$ ) e dos ácidos orgânicos não voláteis, mas é um método empírico, pois só permite a análise dos ácidos voláteis com seis átomos de carbono e tem uma taxa de recuperação variável em função da velocidade da destilação. Além disto, a titulação final deve ser realizada a 95 °C, de forma a se ter uma viragem estável. O método titulométrico permite a eliminação da interferência dos ácidos inorgânicos ( $H_2S$  e  $CO_2$ ), mas não consegue eliminar a interferência de ácidos orgânicos não voláteis. O método de cromatografia gasosa de alta resolução, que é bastante preciso, embora recomendado pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1995) apenas como método alternativo devido a sua sofisticação, não pode ser empregado, devido à falta de um cromatógrafo, adequado para esta análise, e de pessoal qualificado para realizá-la. Devido à simplicidade do método e intenção de realizar um levantamento preliminar, foi escolhido o método titulométrico.

Na tabela VI.64, apresentamos os resultados das análises de pH, alcalinidade total, acidez volátil, relação alcalinidade total/acidez volátil, sólidos totais, fixos totais e voláteis totais.

Os pH's obtidos, estão na faixa em que um reator é estável. A faixa ideal de pH, de operação, de um reator anaeróbio, de 6,5 a 7,7 (GRADY & LIM, 1980), de 6,6 a 7,6 (METCALF-EDDY, 1981), ou de 6,6 a 7,4 (CHERNICHARO, 1997) mostra que o reator operou de forma satisfatória no período de coleta de amostras. A relação entre a alcalinidade total e a acidez volátil, varia de forma acentuada entre os pontos de coleta, apresentando valores, com exceção do ponto SX1, bem superiores a 2, valor mínimo para garantir a estabilidade. Os resultados das análises de sólidos apresentaram valores muito elevados, devido às baixas vazões e as recirculações frequentes, que precederam a coleta de amostras. Através dos resultados obtidos, verificamos que as condições de operação usuais, lhe garantem uma boa estabilidade.

A metodologia proposta por RIPLEY, 1986, recomendada por CHERNICHARO, 1997, consiste em se realizar a determinação da alcalinidade em dois estágios: titulando até o ponto em que todo o bicarbonato é consumido, denominada alcalinidade parcial por bicarbonato (AP) e depois até o ponto em que todos os ácidos voláteis são consumidos, denominada alcalinidade parcial por ácidos voláteis (AI). De acordo com esta metodologia, valores de AI/AP superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia.

Um teste muito utilizado na avaliação das condições operacionais dos reatores anaeróbios é o Teste da Atividade Metanogênica Específica (AME) (PENNA, 1995). Através deste, podemos determinar as proporções ideais entre o substrato e o lodo, bem como verificar a sensibilidade do lodo à variação de temperatura, à presença de metais e de outros elementos inibidores ou ativadores da biodegradação. Devido à necessidade de um número maior de pessoas dedicadas à pesquisa ou de equipamentos que tornassem o teste automatizado (CHERNICHARO, 1997), não foi possível realizar o teste de AME.

Tabela VI.64

Resultados das análises realizadas para avaliação da estabilidade do reator anaeróbio.

Amostra	PH	Alc.Total (mg/L)	Ac.Vol. (mg/L)	Alc/Ac	ST (mg/L)	SFT (mg/L)	SVT (mg/L)
SX1	6,9	121	40	3,03			
SX2	6,87	124	27	4,59			
SX3	7	119	33	3,61			
SX1	6,84	106	38	2,79			
SX2	6,84	121	43	2,81			
SX3	6,95	114	40	2,85			
SX1	7,07	141	38	3,71			
SX2	6,5	158	44	3,59			
SX3	6,45	146	35	4,17			
SX1	7,03	279	157	1,78	48.484	24.414	24.070
SX2	7,10	117	42	2,79	112.768	43.694	69.074
SX3	7,00	116	19	6,1	15.880	9.038	6.842
SX4	7,08	156	23	6,78	48.109	26.259	21.850

### VI.5- Consumo de Oxigênio Dissolvido

Visando a determinação do consumo de oxigênio dissolvido no reator aeróbio, foram realizadas diversas análises de OD, inclusive nos pontos de coleta de lodo do reator anaeróbio e do reator aeróbio, bem como no afluente e no efluente dos reatores. Os resultados obtidos são apresentados na Tabela VI.65.

Tabela VI.65  
Resultados das análises de OD, associadas a vários pontos de coleta de lodo e dos afluentes e efluentes dos reatores anaeróbio e aeróbio.

Data	Horário (h)	Ponto de Coleta	OD (mg/L)	
4/08/98	10:40	P1	0,5	
		P2	5	
		P3	6,7	
	12:20	P1	2,2	
		P2	5	
		P3	6	
	7/08/98	12:25	SX1	0
			SX2	0
			SX3	0
15:15		P1	0	
		P2	3,8	
		P3	5	
17/08/98	16:30	SX1	0	
		SX2	0	
		SX3	0	
		SX4	0	
		SX5	3	
		SX6	4	
	16:30	P1	0	
		P2	6	
		P3	6	
		SX1	0	
		SX2	0	
		SX3	0	
16:30	SX4	0		
	SX5	5		
	SX6	3,5		

Tendo em conta os resultados da Tabela VI.65, verificamos que em P1 temos valores de OD baixos ou nulos, o que é explicável pelo fato do esgoto ser bastante recente ou estar momentaneamente retido e pela atividade bacteriana que é variável. Os pontos P2 sempre apresentam valores elevados de OD, provavelmente devido à aeração ocasionada pela passagem da amostra pelo vertedor, pois de maneira geral os valores de OD associados ao lodo do reator anaeróbio são nulos (o que é próprio de um reator anaeróbio). Após o dia 7/08, a introdução de ar no reator aeróbio foi desativada e os resultados obtidos em 17/08, nas amostras de lodo do reator aeróbio e no efluente deste reator mostraram-se muito elevadas. Deste modo, concluímos que havia pouca biomassa ativa no reator aeróbio, o que resultou em baixo consumo de oxigênio dissolvido. Nas amostras do dia 17/08, coletadas nos pontos SX2, SX3 e SX4, foi observada grande quantidade de gás, provavelmente sulfídrico devido ao acentuado odor característico.

## VI.6 - Avaliação dos Decantadores

Foi realizada uma avaliação preliminar das condições operacionais dos decantadores, dos reatores anaeróbio e aeróbio.

Área superficial dos decantadores

Reator Anaeróbio:

$$118 \text{ cm} \times 52 \text{ cm} = 6.136 \text{ cm}^2 = 0,61 \text{ m}^2$$

Reator Aeróbio:

$$93,5 \text{ cm} \times 28 \text{ cm} = 2.618 \text{ cm}^2 = 0,26 \text{ m}^2$$

Condições atuais:

Taxa de aplicação hidráulica

A taxa de aplicação hidráulica é calculada dividindo-se a vazão do reator pela área superficial do decantador. Tendo em conta alguns valores de vazão, calculamos a taxa de aplicação hidráulica dos reatores anaeróbio e aeróbio. A Tabela VI.66, a seguir ilustra os valores obtidos.

Tabela VI.66

Taxas de aplicação hidráulica dos reatores anaeróbio e aeróbio para diversas vazões dos reatores anaeróbio e aeróbio.

Q (L/s)	Reator Anaeróbio TAH (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .h)	Reator Aeróbio TAH (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .h)
0,25	1,48	3,46
0,5	2,95	6,92
0,75	4,43	7,50
1,0	5,90	13,85

A taxa de aplicação de sólidos (TAS) é calculada dividindo-se a carga de sólidos aplicada, associada aos sólidos que saem do reator com vazão igual à soma da vazão do sistema com a vazão de recirculação, ( $\text{Kg}/\text{m}^3$ ) pela área superficial do decantador ( $\text{m}^2$ ). Neste cálculo, apesar da recirculação ser descontínua, consideramos uma taxa de recirculação de 25%. Nos períodos em que não se realiza a recirculação, os valores de TAS são 20% menores. Nas Tabelas IV.67 e IV.68, apresentamos as TAS associadas aos reatores anaeróbio e aeróbio, respectivamente, para diversos valores de SST (SSRA = sólidos em suspensão no reator anaeróbio e SSTA, no reator aeróbio) e de vazão.

Tabela VI.67

Taxas de aplicação de sólidos do reator anaeróbio para diversos valores de SSRA e de vazão.

Q (L/s)	TAS ( $\text{Kg}/\text{m}^2.\text{h}$ ) R = 0,25				
	SSRA (mg/L)				
	2.000	3.000	4.000	5.000	6.000
0,25	3,69	5,53	7,38	9,22	11,07
0,5	7,38	11,07	14,75	18,44	22,13
0,75	11,07	16,60	22,13	27,66	33,20
1,0	14,75	22,13	29,51	36,89	44,26

SSRA = sólidos em suspensão no reator anaeróbio.

Tabela VI.68

Taxas de aplicação de sólidos do reator aeróbio para diversos valores de SSTA e de vazão.

Q (l/s)	TAS ( $\text{kg}/\text{m}^2.\text{h}$ ) R = 0,25		
	SSTA (mg/L)		
	2.000	3.000	4.000
0,25	8,65	12,98	17,31
0,5	17,31	25,96	34,62
0,75	25,96	38,94	51,92
1,0	34,62	51,92	69,23

SSTA = sólidos em suspensão no reator aeróbio.

As taxas de aplicação hidráulicas e de sólidos, verificadas durante o período de coleta de amostras são apresentadas na Tabela VI.69. No cálculo dos valores apresentados nesta tabela utilizamos os valores médios de vazão, SSRA e SSTA e consideramos a taxa

de recirculação igual à zero, pois durante o período de coleta não foi realizada a recirculação dos sólidos retidos nos decantadores. Durante o período de coleta de amostras a vazão do afluente variou consideravelmente, atingindo valores de até 1,5 L/s, como na segunda corrida, o que resultou em índices maiores de TAH e TAS do que os apresentados nesta tabela.

Tabela VI.69  
Taxas de aplicação hidráulica e de sólidos dos reatores anaeróbio e aeróbio nas condições experimentais verificadas nas várias corridas.

Corrida	Q (L/s)	X <sub>1</sub> (mg/L)	X <sub>2</sub> (mg/L)	TAH (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .h)		TAS (Kg/m <sup>2</sup> .h)	
				Reator		Reator	
				Ana	Ae	Ana	Ae
1 <sup>a</sup>	0,41	6.191	1.065	2,42	5,68	14,98	6,05
2 <sup>a</sup>	0,70	5615	239	4,13	9,69	22,78	2,32
3 <sup>a</sup>	0,52	4.800	144	3,07	7,20	14,73	1,04
4 <sup>a</sup>	0,46	3.379	132	2,71	6,37	9,17	0,84

Ana = reator anaeróbio

Ae = reator aeróbio

Comparando-se os valores das Tabelas VI.66, VI.67 e VI.68, que apresentam possíveis condições operacionais, e os da Tabela VI.69, que apresenta os valores de TAH e TAS associados aos valores médios de vazão e concentração de sólidos durante o período de coletas, com os recomendados pela ABNT, apresentados na Tabela VI.3, verificamos que apenas para vazões iguais ou menores que 0,25 L/s, nas Tabelas VI.66, VI.67 e VI.68, as taxas calculadas se aproximam das recomendadas, e que, as taxas da Tabela VI.69 são muito superiores as recomendadas pela ABNT. Por outro lado, os decantadores utilizados, no sistema em estudo, são do tipo de alta taxa, contendo tubos de PVC de diâmetro de uma polegada, semelhante ao que é utilizado no tratamento de água, que tem uma eficiência superior a dos decantadores tradicionais. O dimensionamento deste decantador está bem estabelecido, para o tratamento de água (VALENCIA, 1973), porém ainda não existe uma metodologia, que permita um cálculo

confiável do ganho de eficiência deste, em relação ao decantador tradicional, no tratamento de esgoto. É interessante levar em consideração, o fato dos parâmetros recomendados pela ABNT serem bastante conservativos; ou seja, resultam na construção de decantadores, em diversos casos, muito maiores do que o necessário (VON SPERLING, 1998).

Foram coletadas amostras nos pontos SX1, SX2, SX3, SX4, SX5 e SX6 através das quais determinamos as curvas de sedimentação, as concentrações de SST, ST, SVT e SFT, bem como calculamos o Índice Volumétrico do Lodo (IVL) associado a cada ponto. Nas Tabelas VI.70 a VI.75 e nos Gráficos VI.76 a VI.81 (em anexo), apresentamos as curvas de sedimentação associadas aos pontos SX1 a SX6. O Índice Volumétrico do Lodo pode ser calculado de diversas maneiras (VON SPERLING, 1998). Neste trabalho realizamos o teste, na sua forma mais tradicional, sem agitação durante o período de sedimentação. Para a execução do teste coletamos amostras, em diversos pontos de coleta dos reatores e as deixamos sedimentar em provetas de dois litros. O Índice Volumétrico do Lodo é definido através da equação a seguir:

$$IVL = \frac{\text{Lodo sedimentado em 30min (mL/L)} \times 1.000}{SSTA \text{ (mg/L)}}$$

onde:

IVL = Índice Volumétrico do Lodo (mL/g);

SSTA = sólidos em suspensão no tanque de aeração (mg/L).

Nos reatores anaeróbios o SSTA é substituído pelo SSRA (sólidos em suspensão no reator anaeróbio), que é determinado através da mesma metodologia.

Tendo em conta as Tabelas VI.70 a VI.75 e os Gráficos VI.76 a VI.81, estimamos que os valores do volume de lodo sedimentado em 30 minutos são dados por:

SX1 = 580 mL

SX2 = 1717 mL

SX3 = 540 mL

SX4 = 138 mL

SX5 = 100 mL

SX6 = 30 mL

As amostras coletadas nos pontos SX1, SX2 e SX3 apresentaram sedimentação flocculenta, devido ao elevado teor de sólidos. Entretanto, a amostra coletada no ponto SX4 apresentou sedimentação zonal e as SX5 e SX6 apresentaram sedimentação discreta. As amostras coletadas no reator aeróbio - SX5 e SX6 - não mostraram elevado grau de clarificação no sobrenadante, pois este exibiu elevada turbidez.

Tabela VI.70  
Curva de sedimentação associada à amostra coletada em SX1.

Tempo (min.)	Volume (mL)
0	2.000
3	1.620
5	1.120
10	780
13	710
15	680
20	620
34	540
40	500
46	480
50	480
57	470
60	460
65	460

Tabela VI.71  
Curva de sedimentação associada à amostra coletada em SX2.

Tempo (min.)	Volume (mL)
0	2.000
3	1.980
8	1.920
26	1.780
28	1.740
34	1.680
39	1.640
43	1.610
48	1.570
53	1.540
58	1.510
63	1.480
73	1.400
88	1.360
98	1.320
118	1.270

Tabela VI.72  
Curva de sedimentação associada à amostra coletada em SX3.

Tempo (min.)	Volume (mL)
0	2.000
1	1.720
3	1.200
5	1.000
7	900
10	800
18	640
21	600
25	580
31	540
35	520
40	510
45	500
60	460
76	450
85	440
110	430

Tabela VI.73  
Curva de sedimentação associada à amostra coletada em SX4.

Tempo (min.)	Volume (mL)
0	2.000
2	600
7	180
27	140
37	130
47	130
52	130

Tabela VI.74  
Curva de sedimentação associada à amostra coletada em SX5.

Tempo (min.)	Volume (mL)
0	2.000
2	140
7	100
27	100
37	100

Tabela VI.75  
Curva de sedimentação associada à amostra coletada em SX6.

Tempo (min.)	Volume (ml)
0	2.000
5	30
25	30
35	30

As amostras coletadas em SX1, SX2, SX3, SX4, SX5 e SX6 foram utilizadas na determinação dos SST, ST, SVT e dos SFT, que podem ser visualizados na Tabela IV.76. Observando-se os valores de sólidos, associados aos vários pontos de coleta, verificamos que ocorre uma grande variação, compatível com os dados apresentados na Tabela V.1, e que os ST são maiores do que os SST, exceto na amostra associada ao ponto SX1. Neste ponto, o valor de SST é superior ao valor de ST, o que pode ser explicado pela dificuldade de se homogeneizar adequadamente a amostra antes de tomar a alíquota a ser analisada.

Tabela VI.76  
Concentração de SST, ST, SVT e SFT das amostras de lodo coletadas em SX1, SX2, SX3, SX4 e SX5.

Amostra	SST (mg/L)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SFT (mg/L)
SX1	6.412	5.308	2.447	2.861
SX2	17.956	19.326	8.268	11.058
SX3	5.010	5.073	2.371	2.702
SX4	1.668	2.025	957	1.068
SX5	525	1.393	696	697
SX6	280	1.642	423	1.219

Tendo em conta os valores de volume de lodo sedimentado em 30 minutos e as concentrações de SST, associados as amostras coletadas nos reatores, calculamos os IVL de cada amostra de lodo, cujos resultados são dados a seguir:

IVL de cada amostra:

- SX1 = 45 ml/g;
- SX2 = 48 ml/g;
- SX3 = 54 ml/g;
- SX4 = 41 ml/g;
- SX5 = 95 ml/g;
- SX6 = 54 ml/g.

Os valores de IVL obtidos demonstram que a sedimentabilidade do lodo dos dois reatores é muito boa, o que permite a utilização de decantadores relativamente pequenos. É preciso lembrar, entretanto, que os teores de sólidos do lodo do reator aeróbio se mostraram muito baixos e devem aumentar muito com o aumento do decantador, resultando provavelmente em dados muito diversos dos obtidos.

Utilizando-se uma metodologia simplificada da teoria do fluxo de sólidos (VON SPERLING & FRÓES, 1998) e os dados de IVL, expressos anteriormente, calculamos os valores máximos de TAH e de TAS, para os dois reatores. Esses são apresentados nas Tabelas VI.77 e VI.78, para o reator anaeróbio e para o reator aeróbio respectivamente.

Tabela VI.77

Valores máximos para a Taxa de Aplicação Hidráulica (TAH) e Taxa de Aplicação de Sólidos (TAS) em função dos SSRA, para o reator anaeróbio.

SSRA (mg/l)	TAH (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .h)	TAS (Kg SS/m <sup>2</sup> .h) R = 0,25
2.000	5,83	18,82
3.000	4,45	15,83
4.000	3,40	13,32
5.000	2,59	11,21
6.000	1,98	9,43

Tabela VI.78

Valores máximos para a Taxa de Aplicação Hidráulica (TAH) e Taxa de Aplicação de Sólidos (TAS) em função dos SSRA, para o reator aeróbio.

SSTA (mg/l)	TAH (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .h)	TAS (Kg SS/m <sup>2</sup> .h) Sed. Ótima	TAS (Kg SS/m <sup>2</sup> .h) Sed. Boa
2.000	5,83	18,82	12,72
3.000	4,45	15,83	9,96
4.000	3,40	13,32	7,79

No cálculo da TAS considerou-se R=0,25.

Na avaliação da Taxa de Aplicação de Sólidos, do decantador do reator aeróbio, considerou-se que a sedimentabilidade do lodo varia de ótima a boa, de acordo com a variação dos dados experimentais. Comparando-se os valores das Tabelas IV.77 e IV.78 com aqueles das Tabelas IV.66, IV.67 e IV.68, que refletem as condições operacionais atuais, verificamos que, apenas para valores de vazão inferiores a 0,5 L/s o decantador do reator aeróbio tem um tamanho adequado. Em relação ao decantador do reator anaeróbio, constatamos que os valores de TAH atuais são adequados para concentrações de SSRA de no máximo 2.000 mg/L e os valores de TAS são adequados apenas para valores de SSRA de no máximo 3.000 mg/L e vazões de no máximo 0,5 L/s.

## VII - Comparação entre os Processos de Tratamento de Esgotos: Valo Tradicional, Valo Cynamon-Roque e Lodo Ativado

### VII.1 - Valo Tradicional

O valo tradicional apresenta tempos de residência entre 1 e 3 dias (AZEVEDO NETO, 1969). De acordo com Jordão, 1995 o tempo de residência adotado depende do critério de dimensionamento. Pelo critério da carga volumétrica de 0,225 kg de DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.dia, considerando como substrato o esgoto doméstico, 54 g de DBO<sub>5</sub>/ hab.dia, teríamos um tempo de residência de 1,6 dias (JORDÃO, 1995). Entretanto, o mesmo autor recomenda um valor de referência de 60 horas para o tempo de residência, cerca de 2 dias. Atualmente, considera-se o valo de oxidação como uma variante do processo de lodos ativados com aeração prolongada. Deste modo, o tempo de residência varia de 16 a 24 horas.

O consumo de energia, dos valos tradicionais, está compreendido entre 18 kwh/hab.ano, média na Holanda, e 25 a 30 kwh/hab.ano, nos Estados Unidos, de acordo com Gondim, 1976. Outra forma de se calcular o consumo de energia é utilizar a recomendação da Norma da ABNT (ABNT - NB - 570, 1990) de 2,5 kg O<sub>2</sub>/ kg DBO<sub>5</sub> e considerar o consumo de energia dos aeradores em torno de 1,8 a 2,4 kg O<sub>2</sub>/ kwh (JORDÃO, 1995). A título de comparação calculamos o consumo de energia, associada à aeração e movimentação do esgoto dentro do reator, de um valo que recebe uma carga de esgoto doméstico com vazão de 2 litros/segundo e de 4 litros/segundo, respectivamente.

Supondo-se uma concentração no afluente do valo de 400 mg DBO<sub>5</sub>/L, teríamos:

$$2 \text{ L/s} = 172.800 \text{ L/dia}$$

$$172.800 \frac{\text{L}}{\text{dia}} \times 400 \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{L}} \times \frac{\text{kg}}{10^6 \text{ mg}} = 69,12 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{dia}}$$

$$2,5 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg DBO}_5} \times 69,12 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{dia}} = 172,80 \frac{\text{kg O}_2}{\text{dia}}$$

Supondo-se 1,8 kg O<sub>2</sub>/kWh, temos:

$$172,80 \frac{\text{kg O}_2}{\text{dia}} \times \frac{\text{kWh}}{1,8 \text{ kg O}_2} = 96 \frac{\text{kWh}}{\text{dia}}$$

Supondo-se 2,4 kg O<sub>2</sub>/kWh, temos:

$$172,80 \frac{\text{kg O}_2}{\text{dia}} \times \frac{\text{kWh}}{2,4 \text{ kg O}_2} = 72 \frac{\text{kWh}}{\text{dia}}$$

Supondo-se uma contribuição de 150 L/hab.dia, temos:

$$172.800 \frac{\text{L}}{\text{dia}} \times \frac{\text{hab.dia}}{150 \text{ l}} = 1.152 \text{ hab.}$$

O consumo de energia por habitante é dado por:

$$\frac{96 \text{ kWh/dia}}{1.152 \text{ hab.}} = 0,083 \text{ kWh/dia.hab.}$$

$$\frac{72 \text{ kWh/dia}}{1.152 \text{ hab.}} = 0,063 \text{ kWh/dia.hab.}$$

Se o valo recebesse 4 L/s, a carga orgânica do afluente dobraria, o consumo de energia também dobraria, mas o consumo de energia por habitante se manteria inalterado, pois a população atendida também dobraria. Na realidade, de maneira geral, quando se dobra a potência de uma bomba, o consumo de energia dessa não chega a dobrar, pois a eficiência aumenta com a potência. O aumento de eficiência com a potência varia de acordo com o tipo de bomba.

É importante ressaltar que no valo, quando ocorre nitrificação, verifica-se um consumo de maior quantidade de oxigênio, e, portanto, de energia, o que não foi considerado no caso estudado.

## **VII.2 - Valo Cynamon-Roque**

### **VII.2.1 - Introdução**

O valo Cynamon-Roque apresenta em relação ao valo tradicional inúmeras vantagens, entre as quais destacamos (CYNAMON, 1989):

- não emite aerossóis, pois os valos são fechados;

- não utiliza rotores, mas ao invés destes, utiliza bombas centrífugas, de manutenção simples e de baixo custo;
- a principal unidade do processo é a anaeróbia, sendo desta forma o processo mais adequado para efluentes com elevada carga orgânica;
- pode ser implantado em espaços reduzidos, aproveitando, até mesmo, espaços em devãos, onde outros processos não podem ser implantados;
- necessita de pouco espaço, pois este processo utiliza tempos de residência menores do que os apresentados pelos valos de oxidação clássicos;
- a recirculação pode ser contínua, na forma original, com a utilização de um dispositivo simples, que permite a fixação do percentual dos sólidos recirculados e da taxa de recirculação;
- apresenta notáveis reduções de nitrogênio e fósforo.

Os tempos de detenção hidráulica, recomendados para o valo Cynamon-Roque, foram apresentados no Capítulo VI e correspondem respectivamente a 5 a 8 horas para a unidade anaeróbia e 2 a 4 horas para a unidade aeróbia. Assim sendo, verificamos que o valo Cynamon-Roque é comparável ao processo de lodo ativado convencional, em relação ao tempo de detenção hidráulica.

### **VII.2.2 - Cálculo do Consumo de Energia do Valo Cynamon-Roque, Baseado no Consumo das Bombas Instaladas na Unidade Piloto**

Tendo por base a unidade construída, os dados obtidos experimentalmente, a medida do consumo atual de energia e duas condições de vazão - 2 e 4 L/s - ,calculamos o consumo de energia para tratar esgoto doméstico. Neste cálculo, desprezamos o consumo de energia associado à recirculação do lodo, por entender que este é muito menor do que o associado à movimentação do esgoto e a aeração. Os tempos de detenção hidráulica associados às vazões de 2 e 4 L/s, são bastante reduzidos, considerando a configuração atual dos valos, 132 e 66 minutos. Entretanto como a perda de carga nos trechos retos dos condutos quadrados de concreto é muito pequena, pode-se aumentar bastante o comprimento ou a altura e a largura destes sem alterar significativamente as perdas de carga e assim aumentar os tempos de detenção hidráulica de forma que os tempos de detenção associados a 2 e 4 L/s sejam respectivamente 8 e 4 horas.

O valo utiliza duas bombas centrífugas de rotor aberto, marca WORTHINGTON, modelo 6 DBE 114, uma de 7,5 HP, no reator anaeróbio, e outra de 10 HP, no reator aeróbio. A potência consumida por estas bombas foi medida através de um medidor registrador totalizador de consumo de energia, marca NANSEN, modelo PN57-G, trifásico, com capacidade máxima de 120 A e aprovado pelo INMETRO n° 143/1997.

O medidor foi instalado, inicialmente, com o objetivo de medir a potência consumida, apenas pela bomba do reator anaeróbio, obtendo-se um consumo de 2,292 kWh/hora, em média, num período de 24 horas. Durante várias semanas, o medidor foi utilizado para medir o consumo de energia das bombas dos reatores anaeróbio e aeróbio, obtendo-se um consumo de 6,0075 kWh/hora, em média, que equivale a um consumo diário de 144,18 kWh.

Consumo de energia diário por habitante:

- vazão de 2 L/s -

Conforme cálculo anterior, 2 L/s equivale a uma população de 1.152 habitantes. Deste modo, o consumo por habitante é dado por:

$$\frac{144,18 \text{ kWh/dia}}{1.152 \text{ hab.}} = 0,125 \frac{\text{kWh}}{\text{hab.dia}}$$

- vazão de 4 l/s -

De forma análoga ao cálculo para 2 L/s, obtemos:

$$\frac{144,18 \text{ kWh/dia}}{2.304 \text{ hab}} = 0,063 \frac{\text{kWh}}{\text{hab.dia}}$$

Neste cálculo consideramos que o consumo de energia das bombas independe da vazão do afluente dos valos, que é uma aproximação bastante razoável, pois estas movimentam todo o líquido dos valos (que é sempre o mesmo). Os valores obtidos mostraram-se elevados em relação aos do valo tradicional para vazão de 2 L/s, entretanto, temos razões para acreditar que estes valores poderiam ser muito menores, entre as quais destacamos:

- nos valos tradicionais a maior parte da energia consumida pelos rotores, ou escovas, está associada à aeração e a menor parte desta é usada na movimentação do líquido, enquanto no valo Cynamon a principal unidade de tratamento é anaeróbia (não havendo aeração) e, portanto só gasta energia com a movimentação do líquido. Além disso, é preciso reconhecer que as bombas têm maior eficiência na movimentação de líquidos em um canal do que rotores. Deste modo, o consumo de energia da unidade anaeróbia deve corresponder a menos da metade da energia consumida em um valo;

- na unidade aeróbia, onde a bomba gasta energia com a aspiração de ar, a demanda por ar é pequena, uma vez que a maior parte da  $DBO_5$  é satisfeita na unidade anaeróbia. Os valores obtidos de OD (oxigênio dissolvido) no efluente do valo aeróbio, de 5 a 6 mg/l, são muito superiores ao recomendado nos processos aeróbios. Deste modo, a bomba poderia ter uma potência muito menor. Neste caso, o ar deveria ser introduzido por um soprador de pequena potência ou por um compressor, de modo a se obter uma concentração de oxigênio de cerca de 1 mg/L;

- as perdas de carga nos canais do valo Cynamon-Roque são um pouco maiores do que as de um valo tradicional, pois os condutos quadrados tem apenas 40 cm de largura e são pressurizados. Entretanto, as perdas de carga nos canais são pequenas em relação às perdas localizadas: nos tubos de 200 mm, de alimentação e recalque das bombas do sistema de transferência do efluente do conduto externo para o interno, através de válvula de borboleta de 200 mm, e do sistema de transferência do efluente do conduto interno para o externo, através de outra válvula de borboleta de 200 mm. As perdas de carga localizadas poderiam ser reduzidas, transferindo-se o efluente do conduto interno, para o externo, através de uma válvula gaveta (tipo comporta) de 400 mm. Esta válvula seria instalada na parede, entre o conduto interno e o externo, próximo do trecho onde este canal tem sua altura reduzida, para auxiliar o trabalho de sucção das bombas. Como estas bombas são mais eficientes do que os rotores, na movimentação dos líquidos, as perdas de carga dos condutos, bem como as localizadas, não devem resultar em consumo de energia maior no valo Cynamon-Roque quando comparado com os valos tradicionais. No caso da unidade anaeróbia, os condutos podem ser operados à pressão atmosférica, reduzindo-se o consumo de energia das bombas;

- deveriam ser empregadas bombas hélico-centrífugas ao invés de bombas centrífugas, pois as hélico-centrífugas geram grandes vazões e elevam pouco a pressão nas tubulações; sendo indicadas para pequenas alturas manométricas (até 20 metros), ao passo que as centrífugas são indicadas para grandes alturas manométricas e vazões médias;

- os parâmetros cinéticos utilizados no cálculo do consumo de energia do valo Cynamon-Roque (vazões e cargas que este poderia receber), foram obtidos através de extrapolação de condições de operação distantes do ideal, principalmente devido à impossibilidade de

recircular adequadamente os lodos ativados, o que nos permite antever que em outras condições de operação, este valo poderia receber vazões muito superiores ou tratar despejos com maior concentração de matéria orgânica.

As bombas utilizadas não foram às determinadas no projeto inicial, pois devido a dificuldades financeiras não foi possível comprá-las, e a Worthington, em apoio ao projeto, gentilmente doou bombas com outra especificação, mais potentes do que as especificadas.

Tendo em conta que, no valo Cynamon-Roque o processo de degradação anaeróbio é o principal responsável pelo tratamento, concluímos que este valo deve ser altamente eficiente para tratar despejos industriais de elevada carga orgânica biodegradável ( $DBO_5$ ), tais como vinhoto, resíduos da indústria de laticínios, da indústria da pesca e outros, que são despejos frequentemente tratados através de processos anaeróbios (JORDÃO, 1995).

### **VII.2.3 - Cálculo do consumo de energia das bombas, do reator anaeróbio, adequadas à unidade piloto**

Calculamos a potência das bombas adequadas ao valo Cynamon-Roque, levando em consideração as condições de operação e as perdas de carga dos reatores anaeróbio e aeróbio.

A potência de uma bomba é dada pela equação:

$$P = \frac{Q \times H \times \gamma}{75 \times \eta} \quad (\text{VII.1})$$

onde:

P = potência em c.v.;

$\gamma$  = peso específico do líquido bombeado (água ou esgoto: 1000 Kg/m<sup>3</sup>);

$Q$  = vazão da bomba, em m<sup>3</sup>/s;

$\eta$  = rendimento global da bomba;

$\eta = \eta_{\text{motor}} + \eta_{\text{bomba}}$

Para evitar o depósito de lodo nos condutos quadrados de concreto, devemos ter  $v \geq 0,3$  m/s. Por outro lado, para o consumo de energia não ser excessivo, devemos ter  $v \leq 0,4$  m/s. Normalmente, para evitar um consumo excessivo de energia, utiliza-se a bomba que atenda as necessidades do processo com o menor consumo de energia, no caso uma vazão de 0,3 m/s seria adequada. A título de comparação, neste trabalho, calculamos o consumo de energia associado à  $v = 0,3$  m/s e a  $v = 0,4$  m/s.

Sabendo-se que:

$$Q = V \times S \Rightarrow V = Q/A$$

$$S = \text{área dos canais dos reatores} = 0,16 \text{ m}^2$$

Para 0,3 m/s temos:

$$Q = 0,3 \text{ m/s} \times 0,16 \text{ m}^2 = 0,048 \text{ m}^3/\text{s};$$

Para 0,4 m/s temos:

$$Q = 0,4 \text{ m/s} \times 0,16 \text{ m}^2 = 0,064 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Cálculo da altura manométrica da bomba do reator anaeróbio

$$H = H_{\text{elevação}} + H_{\text{perdas de carga}}$$

$$\text{No caso } H_{\text{elevação}} = 0$$

### Cálculo das perdas de carga

Trecho reto dos canais do reator anaeróbio:

4 canais de 14,60 m = 58,40 m

Neste cálculo supomos que os condutos quadrados operem em regime de conduto forçado.

A fórmula de Darcy é dada por:

$$h_f = f \frac{L \times V^2}{D \times 2g} \quad (\text{VII.2})$$

onde:

$h_f$  = perda de carga, em metros;

$f$  = coeficiente de atrito, adimensional;

$V$  = velocidade, em m/s;

$g$  = aceleração da gravidade igual a 9,8 m/s<sup>2</sup>;

$L$  = comprimento, em metros;

$D$  = diâmetro hidráulico equivalente, em metros.

O coeficiente de atrito é função do número de Reynolds ( $Re$ ), que é dado por:

$$Re = \frac{V \times D}{\nu} \quad (\text{VII.3})$$

onde:

$\nu$  = viscosidade cinemática, em m<sup>2</sup>/s;

os outros termos são definidos como anteriormente.

$$D = 2 \times R_H$$

$$R_H^2 = S/\pi$$

onde:

$R_H$  = raio hidráulico equivalente, em metros;

$S$  = área molhada, em  $m^2$ .

No caso, verifica-se que:

$$S = 0,16 \text{ m}^2$$

$$R_H^2 = \frac{0,16}{\pi} = 0,05093 \text{ m}$$

$$R_H \cong 0,2257 \text{ m ou } 22,57 \text{ cm}$$

$$D = 2 \times R_H \cong 0,45 \text{ m}$$

Tendo em conta a viscosidade cinemática da água a  $20^\circ \text{C}$ , para se calcular o pior caso, que é igual a  $1,007 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ , temos:

$$V = 0,3 \text{ m/s} \Rightarrow \text{Re} = \frac{0,3 \times 0,45}{1,007 \times 10^{-6}} \cong 134.062$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} \Rightarrow \text{Re} = \frac{0,4 \times 0,45}{1,007 \times 10^{-6}} \cong 178.749$$

Tomando  $k = 0,0007$  m, rugosidade absoluta, da Tabela 15.1 do Manual de Hidráulica do Azevedo Neto (1988), que é o valor médio para concreto bem acabado, calculamos a rugosidade relativa dos condutos quadrados (representada pela letra grega  $\epsilon$ ).

$$\epsilon = \frac{0,0007}{0,45} \cong 0,0016$$

O coeficiente de atrito -  $f$  - da fórmula de Darcy (V.3), foi calculado para as duas velocidades, tendo em conta o número de Reynolds, a rugosidade relativa e a equação de Colebrook (AZEVEDO NETO & ALVAREZ, 1988), que apresentamos a seguir:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left[ \frac{k}{3,7D} + \frac{2,51}{\text{Re} \sqrt{f}} \right] \quad (\text{VII.4})$$

O coeficiente de atrito foi estimado através do Gráfico de Moody (MACYNTIRE, 1980) e depois calculado através da equação (VII.4), que é a mais adequada para regimes transientes e plenamente turbulentos.

Deste modo, temos:

$$V = 0,3 \text{ m/s} \Rightarrow \text{Re} = 134.062 \quad f = 0,02344$$

$$\epsilon = 0,0016$$

$$h_f = 0,02344 \frac{58,40 \times (0,3)^2}{0,45 \times 2 \times 9,8} = 0,014 \text{ m}$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} \Rightarrow \text{Re} = 178.749 \quad f = 0,0231$$

$$\epsilon = 0,0016$$

$$h_f = 0,0231 \frac{58,40 \times (0,4)^2}{0,45 \times 2 \times 9,8} = 0,024 \text{ m}$$

Cálculo da perda de carga devido às curvas no valo

Curva externa: duas de 90°

$D = 0,45$  m e  $Re > 50.000$ , portanto, temos:

$K = 0,4$  da tabela de  $K$  do AZEVEDO NETTO (1988).

$$V = 0,3 \text{ m/s} \Rightarrow hf = 2 \times \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = 2 \times \frac{0,4 \times (0,3)^2}{2 \times 9,8} = 0,004 \text{ m}$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} \Rightarrow hf = 2 \times \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = 2 \times \frac{0,4 \times (0,4)^2}{2 \times 9,8} = 0,007 \text{ m}$$

Curva interna: duas de 90°

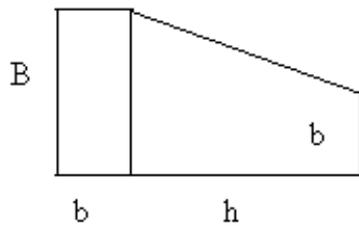
$D = 0,45$  m e  $Re > 50.000$ , portanto, temos:

$K = 0,9$  da tabela de  $K$  do AZEVEDO NETTO (1988).

$$V = 0,3 \text{ m/s} \Rightarrow hf = 2 \times \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = 2 \times \frac{0,9 \times (0,3)^2}{2 \times 9,8} = 0,008 \text{ m}$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} \Rightarrow hf = 2 \times \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = 2 \times \frac{0,9 \times (0,4)^2}{2 \times 9,8} = 0,015 \text{ m}$$

Cálculo da perda de carga nas reduções trapezoidais dos condutos quadrados do valo



No caso, as medidas do trapézio, são dadas por:

$$B = 0,4 \text{ m}$$

$$b = 0,2 \text{ m}$$

$$h = 0,5 \text{ m}$$

Através da tabela de K, do AZEVEDO NETO (1988), verificamos que  $K = 0,15$  para uma redução gradual. Na equação de perda localizada temos que utilizar a velocidade da menor seção, que calculamos a seguir:

$$S = 0,2 \times 0,2 = 0,04 \text{ m}^2$$

$$V = 0,3 \text{ m/s} \Rightarrow Q = 0,048 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$hf = \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = \frac{0,15 \times (1,2)^2}{2 \times 9,8} = 0,011 \text{ m}$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} \Rightarrow Q = 0,064 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = \frac{0,064}{0,04} = 1,6 \text{ m/s}$$

$$hf = \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = \frac{0,15 \times (1,6)^2}{2 \times 9,8} = 0,020 \text{ m}$$

Como são quatro reduções, temos:

$$V = 0,3 \text{ m/s} \Rightarrow hf = 4 \times 0,011 = 0,044 \text{ m}$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} \Rightarrow hf = 4 \times 0,020 = 0,080 \text{ m}$$

Cálculo da perda de carga devido à saída dos condutos quadrados

Tendo em conta os valores de K, recomendados pelo Azevedo Neto, adotou-se K = 0,1, devido à redução ser gradual na saída dos canais.

A velocidade no tubo de 200 mm é dada por:

$$V = 0,3 \text{ m/s} \Rightarrow Q = 0,048 \text{ m}^3/\text{s} \text{ e } R_H = 0,1 \text{ m}$$

$$V = \frac{Q}{\pi R^2} = \frac{0,048}{\pi \times (0,1)^2} = 1,53 \text{ m/s}$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} \Rightarrow Q = 0,064 \text{ m}^3/\text{s} \text{ e } R_H = 0,1 \text{ m}$$

$$V = \frac{Q}{\pi R^2} = \frac{0,064}{\pi \times (0,1)^2} = 2,04 \text{ m/s}$$

Por haverem duas saídas, temos:

$$V = 0,3 \text{ m/s} \Rightarrow hf = 2 \times \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = 2 \times \frac{0,1 \times (1,53)^2}{2 \times 9,8} = 0,024 \text{ m}$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} \Rightarrow hf = 2 \times \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = 2 \times \frac{0,1 \times (2,04)^2}{2 \times 9,8} = 0,042 \text{ m}$$

Cálculo da perda de carga devido à entrada nos condutos

Tendo em conta a tabela de valores de K, do AZEVEDO NETTO (1988), verificamos que  $K = 0,5$  para entrada com redução. Assim sendo, sabendo-se que são duas entradas e utilizando-se os valores de velocidade nos tubos de 200 mm, calculados anteriormente, temos:

$$V = 0,3 \text{ m/s} \Rightarrow hf = 2 \times \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = 2 \times \frac{0,5 \times (1,53)^2}{2 \times 9,8} = 0,119 \text{ m}$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} \Rightarrow hf = 2 \times \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = 2 \times \frac{0,5 \times (2,04)^2}{2 \times 9,8} = 0,212 \text{ m}$$

Cálculo da perda de carga devido às válvulas gaveta

Considerando-se que todas às válvulas gaveta operam totalmente abertas, que elas tem 200 mm, verificamos, na tabela do AZEVEDO NETTO (1988), que  $K = 0,2$ . Como são duas válvulas gaveta, temos:

$$V = 0,3 \text{ m/s no conduto} \Rightarrow V = 1,53 \text{ m/s no tubo de 200 mm}$$

$$hf = 2 \times \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = 2 \times \frac{0,2 \times (1,53)^2}{2 \times 9,8} = 0,048 \text{ m}$$

$V = 0,4 \text{ m/s}$  no conduto  $\Rightarrow V = 2,04 \text{ m/s}$  no tubo de 200 mm

$$hf = 2 \times \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = 2 \times \frac{0,2 \times (2,04)^2}{2 \times 9,8} = 0,084 \text{ m}$$

Cálculo da perda de carga devido à válvula borboleta

Considerando-se que à válvulas borboleta opera totalmente aberta, que ela tem 200 mm, verificamos, na tabela do AZEVEDO NETTO (1988), que  $K = 0,3$ . Como são duas válvulas borboleta, temos:

$V = 0,3 \text{ m/s}$  no conduto  $\Rightarrow V = 1,53 \text{ m/s}$  no tubo de 200 mm

$$hf = \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = \frac{0,3 \times (1,53)^2}{2 \times 9,8} = 0,036 \text{ m}$$

$V = 0,4 \text{ m/s}$  no conduto  $\Rightarrow V = 2,04 \text{ m/s}$  no tubo de 200 mm

$$hf = \frac{K V^2}{2 \times 9,8} = \frac{0,2 \times (2,04)^2}{2 \times 9,8} = 0,064 \text{ m}$$

Cálculo da perda de carga nos tês de 200 mm

Tendo em conta a tabela do AZEVEDO NETTO (1988), de comprimento equivalente, temos:

tês de passagem direta  $\Rightarrow$   $Leq = 4,3$  m

3 tês  $\Rightarrow$   $Leq = 3 \times 4,3$  m = 12,9 m

tês de saída transversal  $\Rightarrow$   $Leq = 13,0$  m

2 tês  $\Rightarrow$   $Leq = 2 \times 4,3$  m = 26,0 m

Os tês são de ferro fundido e  $k = 0,0004$  m (valor médio), através da tabela do AZEVEDO NETTO (1988), deste modo, utilizando-se a fórmula de Darcy no cálculo da perda de carga, temos:

$$\epsilon = \frac{0,0004}{0,2} \cong 0,002$$

$V = 0,3$  m/s no conduto  $\Rightarrow$   $V = 1,53$  m/s no tubo de 200 mm

$$Re = \frac{V D}{\nu} = \frac{1,53 \times 0,2}{1,007 \times 10^{-6}} \cong 303.873$$

$$f \cong 0,024$$

$$h_f = 0,024 \frac{38,9 \times (1,53)^2}{0,2 \times 2 \times 9,8} = 0,558 \text{ m}$$

$V = 0,4$  m/s no conduto  $\Rightarrow$   $V = 2,04$  m/s no tubo de 200 mm

$$Re = \frac{V D}{\nu} = \frac{2,04 \times 0,2}{1,007 \times 10^{-6}} \cong 405.164$$

$$f \cong 0,0239$$

$$h_f = 0,0239 \frac{38,9 \times (1,53)^2}{0,2 \times 2 \times 9,8} = 0,987 \text{ m}$$

Cálculo da perda de carga associada as três curvas de 90°, de 200 mm em ferro fundido e de pequeno diâmetro

Através da tabela de comprimento equivalente do AZEVEDO NETTO (1988), verificamos que  $Leq = 5,5$  m.

Tendo em conta os mesmos valores de  $Re$  e  $\epsilon$  do cálculo dos tês, e o fato de haverem três curvas, temos:

$V = 0,3$  m/s no conduto quadrado

$$h_f = 3 \times 0,024 \frac{5,5 \times (1,53)^2}{0,2 \times 2 \times 9,8} = 0,237 \text{ m}$$

$V = 0,4$  m/s no conduto quadrado

$$h_f = 3 \times 0,0239 \frac{5,5 \times (2,04)^2}{0,2 \times 2 \times 9,8} = 0,420 \text{ m}$$

Cálculo da perda de carga total

	Perda de carga (m)	
	$V = 0,3$ m/s	$V = 0,4$ m/s
Trecho reto do canal	0,014	0,024
Curva externa no canal	0,004	0,007
Curva interna no canal	0,008	0,015
Redução no canal	0,044	0,080
Entrada no canal	0,119	0,212
Saída do canal	0,024	0,042
Válvulas gaveta	0,048	0,084
Válvula borboleta	0,036	0,064
Tês	0,558	0,987
Curvas de 90° de 200 mm	0,237	0,420
Total (m)	1,092	1,935

### Cálculo da potência das bombas

Tendo em conta a Equação (VII.1) e as alturas manométricas nas duas condições de vazão, temos:

$$V = 0,3 \text{ m/s} = 0,048 \text{ m}^3/\text{s}, H = 1,092 \text{ m e adotando-se } \eta = 60 \% (0,6)$$

$$P = \frac{0,048 \times 1,092 \times 1000}{75 \times 0,6} \cong 1,165 \text{ cv}$$

Empregando por medida de segurança um fator de 20 %, obtemos:

$$P = 1,2 \times 1,165 \cong 1,398 \text{ cv} \cong 1,42 \text{ HP}$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} = 0,064 \text{ m}^3/\text{s}, H = 1,935 \text{ m e adotando-se } \eta = 60 \% (0,6)$$

$$P = \frac{0,064 \times 1,935 \times 1000}{75 \times 0,6} \cong 2,752 \text{ cv}$$

Empregando por medida de segurança um fator de 20 %, obtemos:

$$P = 1,2 \times 2,752 \cong 3,302 \text{ cv} \cong 3,35 \text{ HP}$$

Este cálculo demonstra que o reator anaeróbio, na sua configuração atual, poderia utilizar uma bomba de apenas 1,5 HP ao invés da bomba de 7,5 HP, atualmente instalada. Por outro lado, a utilização de uma válvula ou comporta artesanal de aço ou fibra de vidro, para permitir o fluxo do conduto interno ao externo, evitando-se a passagem pela redução, pelos tubos de 200 mm e pela válvula borboleta, resultaria numa grande redução nas perdas de carga localizadas. O cálculo da altura manométrica total da bomba do reator anaeróbio, tendo em conta a modificação no fluxo é apresentado a seguir.

De forma a simular a perda de carga na comporta artesanal de 400 mm, foi calculada a perda de carga de uma válvula gaveta de 400 mm.

Tendo em conta a tabela de comprimentos equivalentes do AZEVEDO NETO (1988), por extrapolação verificamos que  $Leq = 2,75$  m. Como as velocidades no canal são de 0,3 m/s ou 0,4 m/s, as perdas de carga associadas a 2,75 m são desprezíveis.

A redução nas perdas de carga é dada por:

	Perda de carga (m)	
	V = 0,3 m/s	V = 0,4 m/s
2 Reduções	0,022	0,040
1 Entrada no canal	0,060	0,106
1 Saída do canal	0,012	0,021
Válvula borboleta	0,036	0,064
2 Tês de saída transversal	0,373	0,660
Redução Total (m)	0,503	0,891

Subtraindo-se os valores de perda de carga das alturas manométricas totais, temos:

$$V = 0,3 \text{ m/s} \Rightarrow H = 1,092 - 0,503 = 0,589 \text{ m}$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} \Rightarrow H = 1,935 - 0,891 = 1,044 \text{ m}$$

### Cálculo da potência das bombas

Tendo em conta a Equação (VII.1) e as alturas manométricas nas duas condições de vazão, temos:

$$V = 0,3 \text{ m/s} = 0,048 \text{ m}^3/\text{s}, H = 0,589 \text{ m e adotando-se } \eta = 60 \% (0,6)$$

$$P = \frac{0,048 \times 0,589 \times 1000}{75 \times 0,6} \cong 0,628 \text{ cv}$$

Empregando por medida de segurança um fator de 20 %, obtemos:

$$P = 1,2 \times 0,628 \cong 0,754 \text{ cv} \cong 0,76 \text{ HP}$$

$$V = 0,4 \text{ m/s} = 0,064 \text{ m}^3/\text{s}, H = 1,044 \text{ m e adotando-se } \eta = 60 \% (0,6)$$

$$P = \frac{0,064 \times 1,044 \times 1000}{75 \times 0,6} \cong 1,485 \text{ cv}$$

Empregando por medida de segurança um fator de 20 %, obtemos:

$$P = 1,2 \times 1,485 \cong 1,782 \text{ cv} \cong 1,81 \text{ HP}$$

### VII.2.4 - Cálculo do Consumo de Energia das Bombas, do Reator Aeróbio, Adequadas à Unidade Piloto

O cálculo das perdas de carga localizadas e nos condutos do reator aeróbio é semelhante ao do reator anaeróbio, mas é preciso considerar o consumo de energia associado à introdução de ar.

Cálculo da quantidade de ar necessário ao reator aeróbio

Tendo em conta a Norma da ABNT (ABNT - NB - 570, 1990) de 2,5 kg O<sub>2</sub>/ kg DBO<sub>5</sub>, e supondo uma DBO<sub>5</sub> de 400 mg/l, no afluente do reator anaeróbio, temos:

Vazão de 4 L/s

$$4 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times 400 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ de DBO}_5 = 1.600 \frac{\text{mg}}{\text{s}} \text{ de DBO}_5$$

Supondo, de forma conservativa, uma redução da DBO<sub>5</sub> na unidade anaeróbia de 70 %, restariam 480 mg/s de DBO<sub>5</sub>, para serem tratados na unidade aeróbia.

Volume de ar necessário ao reator aeróbio:

$$2,5 \frac{\text{g O}_2}{\text{g DBO}_5} \times 480 \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{s}} = 1200 \frac{\text{mg O}_2}{\text{s}} = 1,2 \frac{\text{g O}_2}{\text{s}}$$

Sabendo-se que:

- $\rho_{\text{O}_2} \cong 1,357 \text{ Kg/m}^3$  a 20° C;
- o volume de O<sub>2</sub> no ar corresponde a 20 % do total.

A vazão volumétrica de O<sub>2</sub> é dada por:

$$V_{\text{O}_2/\text{s}} = 1,2 \times 10^{-3} \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \times \frac{\text{m}^3}{1,357 \text{ Kg}} = 8,843 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$V_{Ar/s} = 8,843 \times 10^{-4} \frac{m^3}{s} \times 5 = 4,422 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

Cálculo da perda de carga associada ao fluxo de ar pelo cano de PVC, ligado ao venturi

Apesar do ar ser um fluido compressível, ele pode ser tratado como se fosse incompressível quando a perda de carga é pequena comparada a pressão no tubo (BENNETT & MYERS, 1978). Neste caso é usual utilizar a fórmula universal modificada, considerando a velocidade mássica como constante ao invés da velocidade, como expressa a seguir:

$$h_f = f \frac{L \times G^2}{D \times 2g \rho^2} \quad (\text{VII.2})$$

onde:

$h_f$  = perda de carga, em metros;

$f$  = coeficiente de atrito, adimensional;

$G$  = velocidade mássica, em  $\text{Kg/m}^2 \text{ s}$ ;

$g$  = aceleração da gravidade igual a  $9,8 \text{ m/s}^2$ ;

$L$  = comprimento, em metros;

$D$  = diâmetro hidráulico equivalente, em metros;

$\rho$  = densidade, em  $\text{Kg/m}^3$ .

O tubo de PVC tem diâmetro de 1 polegada, portanto  $D = 2,54 \text{ cm} = 0,0254 \text{ m}$ .

$\rho_{Ar} = 1,201 \text{ Kg/m}^3$  a  $20^\circ \text{ C}$

$v_{Ar} = 1,51 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$

A velocidade no tubo de 25,4 mm é dada por:

$$Q = 4,422 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \text{ e } R_H = \frac{0,0254}{2} \text{ m}$$

$$V = \frac{Q}{\pi R_H^2} = \frac{4,422 \times 10^{-3}}{\pi \times (0,0254/2)^2} = 8,73 \text{ m/s}$$

$$V = 8,73 \text{ m/s} \Rightarrow \text{Re} = \frac{8,73 \times 0,0245}{1,51 \times 10^{-5}} \cong 14.685$$

Através da fórmula de Von Kármán para tubos lisos, obtida de AZEVEDO NETTO (1988), temos:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log (\text{Re} \sqrt{f}) - 0,8$$

Por tentativas, obtemos  $f \cong 0,028$ , e tendo em conta que  $L = 1$  metro de tubo, temos:

$$G = \rho V = 1,201 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times 8,73 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 10,48 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$h_f = \frac{0,028 \times 1 \times (10,48)^2}{0,0254 \times 2 \times 9,8 \times (1,201)^2} = 4,28 \text{ m de ar}$$

$$4,28 \text{ m de ar} \times \frac{\rho_{\text{Ar}}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}} = 4,28 \times \frac{1,201}{998,23} \cong 0,005 \text{ m de água}$$

Cálculo das perdas localizadas

três cotovelos de 90° do AZEVEDO NETTO (1988)  $Leq = 0,7 \text{ m} \Rightarrow 3 \times 0,7 = 2,1 \text{ m}$

registro de gaveta parcialmente aberto do AZEVEDO NETTO (1988)  $Leq = 0,8 \text{ m}$

Portanto,  $Leq = 2,1 + 0,8 = 2,9 \text{ m}$  e  $hf = 2,9 \times 0,005 = 0,0145 \text{ m}$

$hf = 0,005 + 0,0145 = 0,0195 \text{ m}$

Tendo em conta a equação de conservação de energia, dada a seguir calculamos a perda de carga associada à introdução de ar no reator:

$$\frac{\Delta P}{\gamma} \text{ total} = \Delta Z + \frac{V^2}{2g} + hf$$

No caso, temos:

$$\Delta Z = 0$$

$$\frac{V^2}{2g} = \frac{(8,73)^2}{2 \times 9,8} = 3,888 \text{ m de ar}$$

$$3,888 \text{ m de ar} \times \frac{\rho_{\text{Ar}}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}} = 0,005 \text{ m}$$

Deste modo, obtemos:

$$\frac{\Delta P}{\gamma} \text{ total} = 0,005 + 0,0195 = 0,0245 \text{ m}$$

Um venturi, que através do qual se possa ter uma pressão negativa (menor do que a atmosférica) de 0,0245 m, causa uma perda de carga de cerca de 1,5 m no sistema de bombeamento.

As perdas de carga no reator anaeróbio, associadas à passagem do esgoto nos canais e nos tubos e válvulas de 200 mm é semelhante a do reator anaeróbio, pois apesar do reator possuir condutos quadrados mais curtos estes pouca influência tem no cálculo da perda de carga. Deste modo, podemos considerar as perdas de carga do reator anaeróbio como representativas do reator aeróbio, sem levar em conta a perda de carga associada à introdução de ar.

Cálculo da potência das bombas

Tendo em conta a Equação (VII.1) e as alturas manométricas nas duas condições de vazão, temos:

$$V = 0,3 \text{ m/s} = 0,048 \text{ m}^3/\text{s}, H = 0,589 + 1,5 \text{ m} = 2,089 \text{ m e adotando-se } \eta = 60 \% \text{ (0,6)}$$

$$P = \frac{0,048 \times 2,089 \times 1000}{75 \times 0,6} \cong 2,228 \text{ cv}$$

Empregando por medida de segurança um fator de 20 %, obtemos:

$$P = 1,2 \times 2,228 \cong 2,674 \text{ cv} \cong 2,71 \text{ HP}$$

$V = 0,4 \text{ m/s} = 0,064 \text{ m}^3/\text{s}$ ,  $H = 1,044 + 1,5 \text{ m} = 2,544 \text{ m}$  e  
adotando-se  $\eta = 60 \% (0,6)$

$$P = \frac{0,064 \times 2,544 \times 1000}{75 \times 0,6} \cong 3,618 \text{ cv}$$

Empregando por medida de segurança um fator de 20 %, obtemos:

$$P = 1,2 \times 3,618 \cong 4,342 \text{ cv} \cong 4,40 \text{ HP}$$

A potência total consumida nos dois reatores é dada por:

$$V = 0,3 \text{ m/s}, \quad P = 0,76 \text{ HP} + 2,71 \text{ HP} = 3,47 \text{ HP}$$

Sabendo-se que  $1 \text{ HP} = 746 \text{ watts}$ , temos:

$$3,47 \text{ HP} \times \frac{0,746 \text{ kWh}}{1 \text{ HP}} = 2,589 \text{ kW}$$

Em 24 horas o consumo é de  $2,589 \text{ kW} \times 24 \text{ horas} = 62,127 \text{ kWh/dia}$

$$V = 0,4 \text{ m/s}, \quad P = 1,81 \text{ HP} + 4,40 \text{ HP} = 6,21 \text{ HP}$$

Sabendo-se que  $1 \text{ HP} = 746 \text{ watts}$ , temos:

$$6,21 \text{ HP} \times \frac{0,746 \text{ kWh}}{1 \text{ HP}} = 4,633 \text{ kW}$$

Em 24 horas o consumo é de  $4,633 \text{ kW} \times 24 \text{ horas} = 111,19 \text{ kWh/dia}$

Consumo de energia diário por habitante:

$$V = 0,3 \text{ m}^3/\text{s} = 0,048 \text{ m}^3/\text{s}$$

- vazão de 2 L/s -

Conforme cálculo anterior, 2 L/s equivale a uma população de 1.152 habitantes. Deste modo, o consumo por habitante é dado por:

$$\frac{62,127 \text{ kWh/dia}}{1.152 \text{ hab.}} = 0,054 \frac{\text{kWh}}{\text{hab.dia}}$$

- vazão de 4 L/s -

De forma análoga ao cálculo para 2 L/s, obtemos:

$$\frac{62,127 \text{ kWh/dia}}{2.304 \text{ hab}} = 0,027 \frac{\text{kWh}}{\text{hab.dia}}$$

$$V = 0,4 \text{ m}^3/\text{s} = 0,064 \text{ m}^3/\text{s}$$

- vazão de 2 L/s -

Conforme cálculo anterior, 2 L/s equivale a uma população de 1.152 habitantes. Deste modo, o consumo por habitante é dado por:

$$\frac{111,19 \text{ kWh/dia}}{1.152 \text{ hab.}} = 0,097 \frac{\text{kWh}}{\text{hab.dia}}$$

- vazão de 4 L/s -

De forma análoga ao cálculo para 2 L/s, obtemos:

$$\frac{111,19 \text{ kWh/dia}}{2.304 \text{ hab}} = 0,048 \frac{\text{kWh}}{\text{hab.dia}}$$

No cálculo realizado do consumo de energia, associado à introdução de ar no reator aeróbio, que consideramos uma redução da matéria orgânica biodegradável, na unidade anaeróbia, de apenas 70 %, o que representa o pior caso possível. De maneira geral, as reduções da DBO e da DQO na unidade anaeróbia são da ordem de 90 %, o que resulta em um consumo de energia menor do que o calculado.

A utilização de um soprador ou compressor, em lugar de uma bomba, resultaria em um consumo de energia muito menor e aumentaria a vida útil da bomba do valo aeróbio.

### **VII.3 - Lodo Ativado**

O processo de lodo ativado apresenta tempos de detenção que variam de 1 a 2 horas, no processo de alta capacidade, e de 16 a 24 horas, no de aeração prolongada. O processo convencional, que é a variante mais utilizada, apresenta um tempo de detenção de 4 a 6 horas (JORDÃO, 1995). De acordo com AZEVEDO NETO (1969), o tempo de detenção, para a mesma variante, depende da DBO<sub>5</sub> da água residuária e varia de um país

para outro. Deste modo, o tempo de residência e outros parâmetros de projeto variam consideravelmente com a variante do processo e com a prática do local.

O consumo de energia no processo de lodo ativado varia bastante em função do tempo de detenção e da idade do lodo, que por sua vez depende principalmente da variante do processo, e do sistema de aeração empregado. A seguir faremos o cálculo do consumo de energia de uma unidade de aeração prolongada. O processo convencional apresenta um consumo de energia menor do que o de aeração prolongada, entretanto, utiliza duas unidades operacionais adicionais: um decantador primário e um biodigestor, o que torna o controle do processo mais complexo. Deste modo, entendemos que o processo de lodo ativado com aeração prolongada é comparável ao valo Cynamon-Roque no controle operacional.

No processo dos lodos ativados com aeração prolongada, a massa de ar a ser fornecida deve ser igual ou superior a 2,5 vezes a carga de DBO aplicada (ABNT, NT-570, 1990).

O consumo de energia do sistema de aeração varia em função do esgoto a ser tratado, do tipo de sistema de aeração e da temperatura (JORDÃO, 1990). Este é usualmente calculado através da equação:

$$N = N_0 \frac{C_{SW} - C_L}{C_S - C_{L0}} (T - 20) \alpha 1,02$$

onde:

$N$  = massa de oxigênio transferido para o esgoto, por unidade de energia consumida,

$\text{Kg O}_2/\text{kWh}$ ;

$N_0$  = massa de oxigênio transferido para a água limpa a  $20^\circ\text{C}$ , por unidade de energia

consumida,  $\text{Kg O}_2/\text{kWh}$ ;

$C_{SW}$  = concentração de saturação de OD no esgoto, no tanque de aeração,

aproximadamente  $0,95 C_S$ ,  $\text{mg/l}$ ;

$C_S$  = concentração de saturação em água limpa a  $20^\circ\text{C}$ , igual a  $9,02 \text{ mg/l}$ ;

$C_L$  = concentração de OD no esgoto, no tanque de aeração, mg/l;

$C_{L0}$  = concentração de OD na água limpa a 20 °C, no tanque de ensaio dos fabricantes de aeradores, no início do processo, usualmente igual a 0 mg/l;

$\alpha$  = coeficiente que varia em função do tipo de esgoto e do sistema de aeração;

T = temperatura do esgoto, no tanque de aeração, em °C.

A título de comparação, faremos o cálculo do consumo de energia, de dois sistemas de aeração: o difusor de bolhas grossas, de pouca eficiência em relação aos outros sistemas de aeração, cuja transferência de  $O_2$  é de 1,2 Kg  $O_2$ / kWh e o aerador superficial, do tipo mais eficiente, que transfere 2,4 Kg  $O_2$ / kWh. Nos dois casos adotaremos, além dos parâmetros anteriores, os parâmetros de projeto:

- OD do esgoto, no tanque de aeração de 2 mg/l (recomenda-se 1 a 2 mg/l, valores iguais ou maiores que 2 afetam pouco o corpo receptor);

- temperatura média de operação de 25 °C;

- coeficiente  $\alpha$  de 0,9 (para esgoto doméstico é usual 0,8 a 0,9).

Os parâmetros adotados foram obtidos de JORDÃO (1995), e são considerados como parâmetros típicos do processo dos lodos ativados.

#### Difusor de bolhas grossas

$N_0 = 1,20$  Kg  $O_2$ / kWh;

$C_{SW} = 0,95$   $C_S = 0,95 \times 9,02 = 8,57$  mg/l;

$C_L = 2$  mg/l;

$C_{L0} = 0$  mg/l;

$C_S = 9,02$  mg/l;

$\alpha = 0,9$ ;

T = 25 °C.

$$N = 1,20 \times \frac{8,57 - 2}{9,02 - 0} \times 0,9 \times 1,02 \frac{(T - 20)}{\text{Kg O}_2/\text{kWh}}$$

$$N = 0,87 \text{ Kg O}_2/\text{kWh}$$

A DBO<sub>5</sub> aplicada no processo, conforme cálculo anterior, para uma vazão de 2 L/s é dada por:

Para 2 L/s, temos 69,12 Kg DBO<sub>5</sub>/ dia

$$2,5 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg DBO}_5} \times 69,12 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{dia}} = 172,80 \frac{\text{kg O}_2}{\text{dia}}$$

A energia consumida no processo é dada por:

$$172,80 \frac{\text{kg O}_2}{\text{dia}} \times \frac{\text{kWh}}{0,87 \text{ kg O}_2} = 198,62 \frac{\text{kWh}}{\text{dia}}$$

O consumo de energia, por habitante por dia, é dado por:

$$\frac{198,62 \text{ kWh/dia}}{1.152 \text{ hab}} = 0,1724 \frac{\text{kWh}}{\text{hab.dia}}$$

Se o processo de lodo ativado recebesse uma vazão de 4 L/s o consumo de energia, por habitante por dia, seria o mesmo daquele que recebesse 2 L/s, pois a carga orgânica aplicada, o consumo de energia e a população atendida também dobrariam.

## Aerador superficial

$$N_0 = 2,40 \text{ Kg O}_2/\text{kWh};$$

$$C_{SW} = 0,95 \text{ CS} = 0,95 \times 9,02 = 8,57 \text{ mg/l};$$

$$C_L = 2 \text{ mg/l};$$

$$C_{L0} = 0 \text{ mg/l};$$

$$C_S = 9,02 \text{ mg/l};$$

$$\alpha = 0,9;$$

$$T = 25 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$N = 2,40 \times \frac{8,57 - 2}{9,02 - 0} \times 0,9 \times 1,02^{(T - 20)} \text{ Kg O}_2/\text{kWh}$$

$$N = 1,74 \text{ Kg O}_2/\text{kWh}$$

A massa de oxigênio aplicada no processo, conforme cálculo anterior para o caso do difusor de bolhas grossas, é de 103,68 Kg O<sub>2</sub>/ dia. Deste modo, a energia consumida no processo é dada por:

$$172,80 \frac{\text{kg O}_2}{\text{dia}} \times \frac{\text{kWh}}{1,74 \text{ kg O}_2} = 99,31 \frac{\text{kWh}}{\text{dia}}$$

O consumo de energia, por habitante por dia, é dado por:

$$\frac{99,31 \text{ kWh/dia}}{1.152 \text{ hab}} = 0,086 \frac{\text{kWh}}{\text{hab.dia}}$$

Analogamente ao difusor de bolhas grossas, se o processo dos lodos ativados, dotado de aerador superficial recebesse uma vazão de 4 L/s o consumo de energia, por habitante e por dia, seria o mesmo daquele que recebesse 2 L/s.

O consumo de energia num processo de lodos ativados convencional é menor do que o de um processo de lodos ativados com aeração prolongada, pois através do decantador primário e do biodigestor, consegue-se uma redução de 25 a 35 % da DBO<sub>5</sub> a ser oxidada no tanque de aeração (JORDÃO, 1995), e a carga orgânica biodegradável remanescente necessita de, apenas 1,5 kg O<sub>2</sub>/ kg DBO<sub>5</sub> (ABNT, NT-570,1990), devido ao fato de não ocorrer nitrificação no processo. Por outro lado, os decantadores primários e os biodigestores exigem uma grande área, nem sempre disponível.

Consolidando os resultados obtidos no Capítulo VII, apresentamos na Tabela VII.1 os tempos de detenção hidráulica típicos dos processos comparados e um resumo das estimativas de consumo de energia diário por habitante, de cada um dos processos.

Tabela VII.1

Comparação entre os Processos de Tratamento de Esgotos: Valo Tradicional, Valo Cynamon-Roque e Lodo Ativado

Processo de Tratamento de Esgotos	Tempo de Detenção Hidráulica	Consumo de energia diário por habitante *(Kwh/dia.hab.)
Valo Tradicional	16 a 24 horas	0,083(1) a 0,063(2)
Valo Cynamon-Roque	6 a 9 horas	0,054(3) a 0,027(4)
Lodo Ativado com Aeração Prolongada	16 a 24 horas	0,1724(5) a 0,086(6)

\* - De uma unidade tratando 2 a 4 L/s de esgoto doméstico

1 – Supondo-se 1,8Kg O<sub>2</sub>/Kwh

2 – Supondo-se 2,4Kg O<sub>2</sub>/Kwh

3 – Reduzindo as perdas de carga e tratando 2 L/s

4 – Reduzindo as perdas de carga e tratando 4 L/s

5 – Difusor de bolhas grossas - 1,2Kg O<sub>2</sub>/Kwh

6 – Difusor superficial de alta eficiência 2,4Kg O<sub>2</sub>/Kwh

## VIII - Conclusão e Recomendações

Os resultados obtidos e as características funcionais do processo Cynamon-Roque, demonstram que ele opera como um lodo ativado anaeróbio. As eficiências alcançadas na remoção de carga orgânica variaram de 90 % a 98 % (DQO como substrato), desprezando-se o resultado da 2ª Corrida que se apresentou atípico, e de 90 % a 97 % (DBO<sub>5</sub> como substrato). O processo mostrou-se muito eficiente na remoção de nutrientes, pois as concentrações de fósforo total no efluente do processo, em geral pouco superiores a 1 mg/l, se aproximaram muito das normas mais rigorosas (NT - 202). Em relação a remoção de nitrogênio total, devido a falta de infraestrutura não pudemos, neste trabalho experimental, verificar a eficiência alcançada. Entretanto, em trabalho anterior (CYNAMON, 1993) verificou-se uma redução média de 32 % e os valores obtidos, de NKT, no efluente do processo foram inferiores ao valor máximo permitido pela NT - 202. A elevada eficiência do processo na remoção de fósforo é de enorme relevância pois, de maneira geral os processos clássicos não atendem a legislação ambiental, havendo a necessidade de incluir a precipitação química ou outro processo físico-químico para que o valor recomendado seja alcançado de acordo com SMITH. and KARLSSON, 1995. Em trabalho anterior (CYNAMON, 1993) verificou-se que o processo permite uma redução do índice de coliformes totais de cerca de 95%. As modificações propostas no capítulo VI, permitirão a obtenção de dados mais seguros sobre a eficiência na remoção de sólidos em suspensão. A avaliação preliminar da sedimentabilidade do lodo indicou que o lodo do reator anaeróbio sedimenta rapidamente, o que é surpreendente tratando-se de um reator anaeróbio (CHERNICHARO, 1997). Por outro lado, apesar do IVL apresentar valores muito bons, a sedimentação do lodo da unidade aeróbia não permitiu que fosse obtido um decantado clarificado. Este fato, pode ser explicado pelos teores muito reduzidos de sólidos, neste reator, não permitindo o arraste de partículas menores e menos densas. O aumento do decantador da unidade aeróbia deve resolver este problema.

Os parâmetros cinéticos foram calculados, neste trabalho, através de duas metodologias: 1ª cálculo dos coeficientes de determinação associados as curvas dos parâmetros cinéticos simulados e determinação dos parâmetros associados ao melhor COD obtido, 2ª observação visual das curvas traçadas, pelo método de Euler, para simular

o comportamento do processo de tratamento, e do afastamento dos dados experimentais, em relação a estas, nos casos em que não foi possível utilizar o COD. Os coeficientes de determinação das curvas, da 1ª corrida para consumo da DQO da DBO, nos reatores anaeróbio e aeróbio, indicaram a inexistência de qualquer correlação. O ajuste das curvas traçadas, tendo em conta os dados da segunda corrida obtidos no reator aeróbio, foi sensivelmente superior ao obtido, com os dados da primeira corrida. Nesta corrida os coeficientes de determinação, das curvas com melhor ajuste, para o consumo da DQO, em cada um dos reatores variaram de  $COD = 0,703$  a  $0,704$ . Nesta corrida, porém o processo foi menos eficiente, na degradação do substrato, devido à vazão muito elevada, o que deve ter causado a perda da biomassa ativa.

Os coeficientes cinéticos estimados,  $\mu_{max}$  e  $K_s$ , da equação de Monod,  $K_3$ , da equação de Eckenfelder, e  $Y$ , da cinética da produção de sólidos, foram comparados com os valores da literatura. Os coeficientes  $\mu_{max}$  e  $K_3$  se mostraram, em vários casos, na faixa dos valores encontrados na literatura, refletindo o bom desempenho do processo. Entretanto, em vários casos foram obtidos valores muito inferiores, o que deve estar associado a falta de aclimação e a perda de biomassa ativa.

O consumo de energia do processo em sua configuração atual é elevado, entretanto as bombas utilizadas não são as mais adequadas; pois elas foram gentilmente doadas pela Worthington, com uma potência superior a requerida pelo processo, na época da construção do piloto, quando não havia recurso financeiro, para aquisição das bombas. De acordo com o cálculo apresentado no capítulo VII, a utilização de bombas adequadas e a redução parcial das perdas de carga localizadas poderia levar a um consumo de energia inferior ao dos processos clássicos: valo tradicional e lodo ativado com aeração prolongada. Através da utilização de condutos quadrados mais largos e da utilização de bombas cujas tubulações, de alimentação e recalque, resultem em menor perda de carga localizada é possível alcançar um consumo de energia muito pequeno, pois as perdas localizadas correspondem a mais de 80 % da perda de carga do reator anaeróbio, que é a unidade do processo responsável por 80 % a 98 % da redução da DQO e por 83 % a 93 % da redução da DBO<sub>5</sub>, de acordo com os dados deste trabalho.

Tendo em conta os resultados obtidos neste trabalho, verificamos que o processo Cynamon-Roque é altamente promissor e deveria ser otimizado, através da redução das perdas de carga localizadas, da utilização de bombas mais adequadas, da utilização de um sistema de aeração mais eficiente e da utilização de mecanismos adequados para a recirculação de sólidos.

Pelas suas características operacionais, este processo deve ser indicado para o tratamento de resíduos, com elevada carga orgânica, tais como chorume, resíduos de refinarias e outros. Sendo também uma alternativa viável para locais onde haja pouco espaço para a implantação de outro sistema de tratamento.

Atualmente, grande ênfase tem sido dada à pesquisa de sistemas combinados, tais como: UASB e filtro anaeróbio, UASB e lodo ativado, UASB e lagoa facultativa, UASB e biofiltro aerado ou UASB e aplicação no solo, havendo algumas unidades piloto em teste e mesmo unidades em escala real em funcionamento. Os sistemas combinados visam a redução no consumo de energia, sem deixar de atender as normas ambientais mais rigorosas, o que nem sempre é alcançado por estes sistemas, de acordo com os dados apresentados por CAMPOS (1999) e CHERNICHARO (1997). Uma variante do processo Cynamon-Roque poderia satisfazer aos dois requisitos; com o sistema operando com bombeamento intermitente na unidade anaeróbia. A cinética da degradação anaeróbia não é muito alterada quando a agitação é menos intensa.

Variantes do processo também deveriam ser pesquisadas, de forma a se determinar a sua geometria ideal. Entre as modificações poderíamos sugerir uma configuração com condutos quadrados mais largos (o que reduziria muito a perda de carga), a utilização de um sistema eficiente para a separação e coleta dos gases formados, bombeamento alternado com bombas deslocando o líquido em sentidos opostos, com decantadores dos dois lados, substituição dos canais por tubos de concreto e como variantes de baixo custo canais cavados no próprio terreno entre outras.

Neste trabalho, a influência dos compostos sulfurosos no processo de degradação não foi avaliada, apesar de ter sido observado o cheiro característico do gás sulfídrico, em

algumas amostras. Um trabalho futuro poderia analisar esta questão. A influência dos metais, que podem causar ativação ou inibição no processo de tratamento (VAN HAANDEL, 1984, FLORENCIO, 1999), não foi analisada e poderia ser avaliada em outro trabalho. Devido a pequena magnitude da variação da temperatura no período de testes, não foi possível determinar a influência desta neste processo de tratamento. À medida em que forem construídas unidades em outros locais será possível determinar a relação entre a temperatura e a eficiência deste processo.

A utilização dos lodos gerados pelos processos de tratamento anaeróbios e aeróbio, como condicionadores de solos degradados e erodidos, é entendida, atualmente, como a melhor alternativa para o destino final destes (CAMPOS, 1999). Entretanto, para que estes possam ser utilizados de forma segura é necessário controlar a concentração de substâncias tóxicas, metais e substâncias orgânicas, agentes patogênicos e determinar o teor de nitrogênio, fósforo e potássio e dos micronutrientes. O lodo gerado no processo Cynamon-Roque poderia ser pesquisado visando a sua utilização como biofertilizante e/ou corretivo de solos.

**IX - Referências Bibliográficas**

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION, WATER WORKS ASSOCIATION and WATER ENVIRONMENTAL FEDERATION. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. American Public Health Association, Washington D.C.,1995.

ANDRADE NETO, C. O.; GUIMARÃES, P.; PEREIRA, M. G.; MELLO, H. N. S. *Decanto-Digestor seguido de Filtros Anaeróbios de Fluxo Ascendente e Descendente Afogados.*, XX Congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Rio de Janeiro, 1999.

ABNT, NT-570, Elaboração de Projetos Hidráulico-sanitários de Sistemas de Tratamento de Esgotos Sanitários., 1990

ALBRECH, P. Análise Numérica - Um Curso Moderno. Livros Técnicos e Científicos Editora S.A., Editora Universidade de São Paulo, 1973.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. Tanques Sépticos - Unidades de Tratamento Complementar e Disposição Final dos Efluentes Líquidos - Projeto, Construção e Operação., NBR 13969. Rio de Janeiro, 1997.

BENNETT, C. O.; MYERS, J. E Fenômenos de Transporte – Quantidade de Movimento, Calor e Massa. Editora McGraw – Hill do Brasil Ltda., São Paulo, 1978.

BILLING, A. E.; DOLD, P. L. Modeling techniques for biological reaction systems. 1 - Mathematical description and model representation. WATER SA., vol. 14, n° 4, October 1988. Published by Water Research Commission, Pretoria, South Africa.

BILLING, A. E.; DOLD P. L. Modeling techniques for biological reaction systems. 2 - Modeling of the steady state case. WATER SA., vol. 14, n° 4, October 1988. Published by Water Research Commission, Pretoria, South Africa.

BILLING, A. E.; DOLD, P. L. Modeling techniques for biological reaction systems. 3 - Modeling of the dynamic case. WATER SA., vol. 14, n° 4, October 1988. Published by Water Research Commission, Pretoria, South Africa.

CAMPOS, J. R.; AKUTSU, J. Emprego de Reator Biológico de Leito Fluidizado no Tratamento de Despejos Líquidos de Indústrias de Conservas. Revista DAE n° 139, 1984.

CAMPOS, J. R. et ali Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. ABES, Rio de Janeiro, 464p, 1999.

CHERNICHARO, C.A. L. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias - Reatores anaeróbios. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - DESA/UFMG, Belo Horizonte, v5, 245p, 1997.

COLETTI, F.J.; POVINELLI, J.; DANIEL, L.A. Pós-tratamento por Lodos Ativados de Efluentes provenientes de Processos Anaeróbios de Esgoto: Determinação de Constantes Cinéticas. XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Foz do Iguaçu, 1997.

CYNAMON, S.E.; ROQUE, O.C.C. Tratamento Anaeróbio-Aeróbio de Esgotos Sanitários em Valos. XVII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Natal, Tomo I. 1993.

CYNAMON, S.E.; ROQUE, O.C.C. Sistema e Processo para o Tratamento Anaeróbio Ativado de Esgotos Sanitários ou Águas Residuais Industriais em Valos, Canais Fechados e/ou Dutos de Pressão. Carta Patente n. PI-8901355-7, Privilégio de Invenção, Brasília, Ministério da Indústria, do Comércio e do Turismo. Dezembro, 1996.

CYNAMON, S.E. Sistema não Convencional de Esgoto Sanitário a Custo Reduzido para Pequenas Coletividades e Áreas Periféricas., 2ª ed. Rio de Janeiro: Fundação Oswaldo Cruz, Escola Nacional de Saúde Pública, 1986.

DOLD, P.L.; MARAIS, G. V. R. Evaluation of the general activated sludge model proposed by the IAWPRC task group. *Water Science and Technology*. 18(6) 63-89, 1985.

DZ-215 R-0, Diretriz de Controle de Carga Orgânica Biodegradável em Efluentes Líquidos de Origem não Industrial., Comissão Permanente de Normatização Técnica - PRONOL, FEEMA, 1993.

ECKENFELDER, W.W.; FORD, D.L. *Water Pollution Control - Experimental Procedures for Process Design*. Pemberton Press, Jenkins Publishing Company, 1970.

ECKENFELDER, W.W.; MUSTERMAN, J.L. *Activated Sludge Treatment of Industrial Wastewater*. Technomic Publishing Company Inc., 1995.

FLORENCIO, L.; FIELD, J. A.; LETTINGA, G. A Influência de Micronutrientes na Bioconversão de Metanol em Reatores Anaeróbios., XVIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Salvador, 1995.

FREIRE, V.H.; VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, C.A.L. Avaliação do Desempenho de um Sistema Combinado UASB – Lodos Ativados no Tratamento de Efluentes Sanitários., XX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Rio de Janeiro, 1999.

FROMENT, G.F.; BISCHOFF, K.B. *Chemical Reactor Analysis & Design*. J. Wiley & Sons, New York, 1979.

GONÇALVES, R.F. Protocolos Operacionais para a Defosfatação Biológica de Esgotos através de Biofiltros Aerados Submersos. XVIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Salvador, 1995.

GONÇALVES, R.F.; NOGUEIRA, F.; LE GRAND, L.; ROGALIA, F. Nitrogen and Biological Phosphorus Removal in Submerged Biofilters. *Water Science and Technology*, vol 30, n. 11, pp. 1-12, 1994.

GONDIM, J. C. C. Valos de oxidação aplicados a esgotos domésticos. CETESB, São Paulo, 1976.

GRADY, C.P.L.; LIM, H.C. Biological Wastewater Treatment: Theory and Applications. New York, Marcel Decker, 1990.

HILL, C. Chemical Engineering Kinetics & Reactor Design. J. Wiley & Sons, New York, 1977.

IMHOFF, K. & IMHOFF, K. R. Manual de Tratamento de Águas Residuárias., Editora Edgard Blücher LTDA, 1986.

JAKOB, M. H; BETSCHEI, R.; ARAVENA, F. An Innovative Approach to Biological Nutrient Removal Yields Substantial Cost Savings. XX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Rio de Janeiro, 1999.

JORDÃO, E. P.; PESSOA, C. A. Tratamento de Esgotos Domésticos. ABES, 1995.

KAPLAN, W; LEWIS, D. J. Cálculo e Álgebra Linear., vol. 4, Livros Técnicos e Científicos Editora S.A., Rio de Janeiro, 1976.

KATTA, G. R.; SMITH, G. W. Nutrient Removal with Aerated – Anoxic Reactors and The Hammonton Experience., XX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Rio de Janeiro, 1999.

LEVENSPIEL, O. Engenharia das Reações Químicas. Editora Edgard Blücher LTDA, São Paulo.

MACINTYRE, A. J. Bombas e Instalações de Bombeamento. Editora Guanabara Dois, 1980.

MELLO Jr, H. A. A. Eficiência dos Filtros Anaeróbios Cynamon no Tratamento de Esgotos., Tese de Mestrado, Rio de Janeiro: ENSP, 1999, 60p.

METCALF - EDDY - Tratamiento y Depuration de las Aguas Residuales. Editorial Labor, S.A., 1981.

NEDER, K. D.; PINTO, M. A. T.; LUDUVICE, M. L.; FELIZATTO, M. R. Desempenho Operacional de Reator UASB Compartmentado Simplificado., XX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Rio de Janeiro, 1999.

AZEVEDO NETO, J.M. Tratamento de Águas Residuárias. Separata da Revista DAE, 1969.

AZEVEDO NETO, J. M.; ALVAREZ, G. A. Manual de Hidráulica., Editora Edgard Blücher LTDA, São Paulo, 7ª edição, 1988, 2v.

NT - 202.R-10 Critérios e Padrões para Lançamento de Efluentes Líquidos., Comissão Permanente de Normatização Técnica - PRONOL, FEEMA, 1986.

OLIVEIRA, R. A.; FORESTI, E.; LUCAS JUNIOR, J. Alternativa para o Tratamento de Águas Residuárias de Suinocultura em Reatores Anaeróbios não Convencionais., VIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Salvador, 1995.

PASSIG, F.H.; VILELA, L.C.H.; FERREIRA, O.P. ETE – Piracicamirim – nova Concepção de Sistema de Tratamento de Esgotos Sanitários – Partida, Operação e Monitoramento de Desempenho. XX Congresso brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Rio de Janeiro, 1999.

PENNA, J. A.; CAMPOS, J. R.; VALOLLER, R. F. Estudo da Metodologia do Teste de Atividade Metanogênica Específica., XVIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Salvador, 1995.

PEREIRA, J. A. R.; CAMPOS, J. R.; MENDONÇA, N. M.; NICIURA, C. L. Operação de um Reator Anaeróbio de Leito Expandido, em Escala Real, Tratando Esgoto Sanitário sem Unidade para Retenção Preliminar de Sólidos., XX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Rio de Janeiro, 1999.

PIERRE, C. V.; QUEZADA DORIA, R. A. Análise da Viabilidade Econômica do Aproveitamento de Biogás gerado em um Reator Anaeróbio. XVIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Salvador,. 1995.

GUIMARÃES, P.; ANDRADE NETO, C. O.; MELLO, H. N. S. Sistema Compacto Decanto-Digestor e Filtros Anaeróbios Ascendente e Descendente. XX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Rio de Janeiro, 1999.

SANDINO, J. Selección de Processos en la Definición de Esquemas de Tratamiento de Aguas Residuales para varias Ciudades Latinamericanas. XX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Rio de Janeiro, 1999.

SANT'ANNA JUNIOR, G. L. Estudo Cinético do Processo de Lodo-Ativado. Rio de Janeiro, 1976.103 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - UFRJ.

SILVA, M. O. S. A. Análises Físico-químicas para Controle das Estações de Tratamento de Esgotos. CETESB, 1977.

SILVA, S.M.C.P. da; SOBRINHO, P.A.; Jr, A.S.G. Avaliação do Sistema de Reator UASB e Processo de Lodos Ativados para Tratamento de Esgotos Sanitários com elevada parcela de Contribuição Industrial. - XVIII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Salvador,. 1995.

SIQUEIRA, R. do N; REISEN, V.; TEIXEIRA, E.C. Avaliação de Diversos Indicadores de Eficiência Hidráulica como Ferramenta para Análise do Desempenho de UTAE. XX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Rio de Janeiro, 1999.

SMITH, G.; KARLSSON, I. Scandinavian Sewage Treatment - Chemical Sewage Treatment in Combination with and without Biological Treatment., Latin American - Swedish Seminar on Solid Waste Management, Brazil 20-21 June 1995.

SOUSA, J.T. de; FORESTI, E.; VAZOLLÉR, R.F. Remoção Química de Fósforo em Processos Anaeróbios., XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais do Congresso, Foz do Iguaçu, 1997.

SOUZA, M.E. Fatores que Influenciam a Digestão Anaeróbia. Revista DAE nº 137, 1984.

SUNDSTROM, D.K.; KLEY, H.E. Wastewater Treatment. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, 1979.

VALENCIA, J.A. Teoría, Diseño y Control de los Procesos de Clarificación del Agua. Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS), 1973.

VIEIRA, S. M. M.; SOUZA, M. E. de Métodos Analíticos para o Acompanhamento da Biodigestão. Trabalho apresentado durante o “Encontro Técnico” da Embrapa, 1981, Publicado pela CETESB.

VAN HAANDEL, A.C., LETTINGA, G. Tratamento Anaeróbio de Esgotos: Um manual para regiões de clima quente., Eppgraf, Campina Grande, 1994.

VON SPERLING, M. A Influência da Idade do Lodo no Dimensionamento de Sistemas de Lodos Ativados. Engenharia Sanitária e Ambiental, Ano 1 - Vol. 1 - nº 1 - JAN/MAR 1996.

VON SPERLING, M. Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias - Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - DESA/UFMG, Belo Horizonte, v2, 1995.

VON SPERLING, M., FRÕES, C.M.V. Dimensionamento e controle de decantadores secundários com base em uma abordagem integrada e simplificada da teoria do fluxo de sólidos. Engenharia Sanitária e Ambiental, Vol. 3 - nº 1 - JAN/MAR e nº 2- ABR/JUN 1998.

VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, C.A.L. Selection of wastewater treatment systems in urban areas. Comparison between conventional aerobic systems (activated sludge) and anaerobic-aerobic systems (UASB-activated sludge). In: Anais, V Taller – Seminario Latinoamericano de Digestion Anaerobia, Viña del Mar, 27-30 Out. 1998.

Anexo I – Tabelas e Gráficos

Tabela VI.7

Varição horária da vazão e dos tempos de detenção hidráulica, no período de coleta, na primeira corrida, em 24/03/98.

Horário (horas)	Vazão (L/s)	Vazão (m <sup>3</sup> /h)	TDHANA (horas)	TDHAE (horas)
9	0,32	1,152	8,677083	4,399306
9,25	0,34	1,224	8,166667	4,140523
10,25	0,3	1,08	9,255556	4,692593
10,5	0,3	1,08	9,255556	4,692593
12,5	0,3	1,08	9,255556	4,692593
12,75	0,32	1,152	8,677083	4,399306
13,25	0,54	1,944	5,141975	2,606996
15,5	0,58	2,088	4,787356	2,427203
15,53	0,38	1,368	7,307018	3,704678
16	0,49	1,764	5,666667	2,873016

TDHANA – tempo de detenção hidráulica no reator anaeróbio

TDHAE – tempo de detenção hidráulica no reator aeróbio

Tabela VI.10

Função  $S_0(t) = a \times t + b$ , sendo o substrato a DQO associada aos resultados do afluente do reator anaeróbio na primeira corrida.

Horário (horas)	DQO (mg/L)	a	b
9 – 10	2.360 – 3.212	852	-5.308
10 – 11	3.212 – 734	-2.478	27.992
11 – 12	734 – 196	-538	6.652
12 – 13	196 – 353	157	-1.688
13 – 15	353 – 1.430	538,5	-6.647,5
15 – 16	1.430 – 3.222	1.792	-25.450

Tabela VI.11

Função  $S_0(t) = a \times t + b$ , sendo o substrato a DBO associada aos resultados do afluente do reator anaeróbio na primeira corrida.

Horário (horas)	DBO (mg/L)	a	b
9 – 10	225 – 450	225	-1.800
10 – 11	450 – 180	-270	3.150
11 – 12	180 – 113	-67	917
12 – 13	113 – 113	0	113
13 – 15	113 – 585	236	-2.955
15 – 16	585 – 750	165	-1.890

Tabela VI.12

Função  $X_0(t) = a \times t + b$ , sendo os SVT associados aos resultados do afluente do reator anaeróbio na primeira corrida.

Horário (horas)	SVT (mg/L)	a	b
9 – 10	1.877 – 1.912	35	1562
10 – 11	1.912 – 523	-1.389	15.802
11 – 12	523 – 235	-288	3.691
12 – 13	235 – 237	2	211
13 – 15	237 – 735	249	-3.000
15 – 16	735 – 3.640	2.905	-42.940

Tabela VI.13

Função  $T_1(t) = a \times t + b$ , sendo o tempo de detenção hidráulico associado às condições operacionais do reator anaeróbio na primeira corrida.

Horário (horas)	$T_1(t)$ (horas)	a	b
9 – 9,25	8,6771 – 8,1667	-2,0417	27,052
9,25 – 10,25	8,1667 – 9,2556	1,0889	-1,9056
10,25 – 10,5	9,2556 – 9,2556	0	9,2556
10,5 – 12,5	9,2556 – 9,2556	0	9,3556
12,5 – 12,75	9,2556 – 8,6771	-2,3139	38,179
12,75 – 13,25	8,6771 – 5,1420	7,0702	98,822
13,25 – 15,5	5,1420 – 4,7874	-0,15761	7,2303
15,5 – 15,53	4,7874 – 7,3070	83,989	-1298
15,53 – 16	7,3070 – 5,6667	-3,4901	61,508

Tabela VI.14

Função  $S_1(t) = a \times t + b$ , sendo o substrato a DQO associada aos resultados do afluente do reator aeróbio na primeira corrida.

Horário (horas)	DQO (mg/L)	a	b
9 – 10	36 – 65	29	-225
10 – 11	65 – 26	-39	455
11 – 12	26 – 49	23	-227
12 – 13	49 – 134	85	-971
13 – 15	134 – 85	-24,5	452,5
15 – 16	85 – 69	-16	325

Tabela VI.15

Função  $S_1(t) = a \times t + b$ , sendo o substrato a DBO associada aos resultados do afluente do reator aeróbio na primeira corrida.

Horário (horas)	DBO (mg/L)	a	b
9 – 10	15 – 15	0	15
10 – 11	15 – 21	6	-45
11 – 12	21 – 15	-6	87
12 – 13	15 – 30	15	-165
13 – 15	30 – 35	2,5	-2,5
15 – 16	35 – 30	-5	110

Tabela VI.16

Função  $T_2(t) = a \times t + b$ , sendo o tempo de detenção hidráulico associado às condições operacionais do reator aeróbio na primeira corrida.

Horário (horas)	$T_2(t)$ (horas)	a	b
9 – 9,25	4,3993 – 4,1405	-1,0351	13,716
9,25 – 10,25	4,1405 – 4,6926	0,55207	-0,96612
10,25 – 10,5	4,6926 – 4,6926	0	4,6926
10,5 – 12,5	4,6926 – 4,6926	0	4,6926
12,5 – 12,75	4,6926 – 4,3993	-1,1732	19,357
12,75 – 13,25	4,3993 – 2,6070	-3,5846	50,103
13,25 – 15,5	2,6070 – 2,4272	-0,07991	3,6658
15,5 – 15,53	2,4272 – 3,7047	42,583	-657,6
15,53 – 16	3,7047 – 2,8730	-1,7695	31,185

Tabela VI.19  
 Variação horária da vazão e dos tempos de detenção hidráulica, no período de coleta,  
 na segunda corrida, em 13/05/98.

Horário (horas)	Vazão (L/s)	Vazão (m <sup>3</sup> /h)	TDHANA (horas)	TDHAE (horas)
8,98	1,1	3,96	2,524242	1,279798
9,2	0,67	2,412	4,144279	2,101161
9,63	0,8	2,88	3,470833	1,759722
10,33	0,74	2,664	3,752252	1,902402
11	0,67	2,412	4,144279	2,101161
11,22	0,7	2,52	3,966667	2,011111
11,58	0,74	2,664	3,752252	1,902402
11,93	0,85	3,06	3,266667	1,656209
12,2	0,88	3,168	3,155303	1,599747
12,4	0,59	2,124	4,706215	2,386064
12,67	0,79	2,844	3,514768	1,781997
12,75	0,76	2,736	3,653509	1,852339
13	0,95	3,42	2,922807	1,481871
13,17	0,38	1,368	7,307018	3,704678
13,97	0,6	2,16	4,627778	2,346296
14	0,67	2,412	4,144279	2,101116
14,52	0,59	2,124	4,706215	2,386064
14,67	0,52	1,872	5,339744	2,707265
14,93	1,51	5,436	1,838852	0,932303
15,1	1,03	3,708	2,695793	1,366775
15,48	0,78	2,808	3,559829	1,804843
15,88	0,85	3,06	3,266667	1,656209
16,27	0,64	2,304	4,338542	2,199653
16,52	0,91	3,276	3,051282	1,547009
16,73	0,76	2,736	3,653509	1,852339

TDHANA – tempo de detenção hidráulica no reator anaeróbio

TDHAE – tempo de detenção hidráulica no reator aeróbio

Tabela VI.25

Varição horária da vazão e dos tempos de detenção hidráulica, no período de coleta, na terceira corrida, em 26/05/98.

Horário (horas)	Vazão (L/s)	Vazão (m <sup>3</sup> /h)	TDHANA (horas)	TDHAE (horas)
11,13	0,81	2,916	3,427984	1,737997
11,4	0,46	1,656	6,036232	3,060386
12	0,44	1,584	6,310606	3,199495
12,38	0,65	2,34	4,271795	2,165812
12,85	0,48	1,728	5,784722	2,932870

TDHANA – tempo de detenção hidráulica no reator anaeróbio

TDHAE – tempo de detenção hidráulica no reator aeróbio

Tabela VI.31

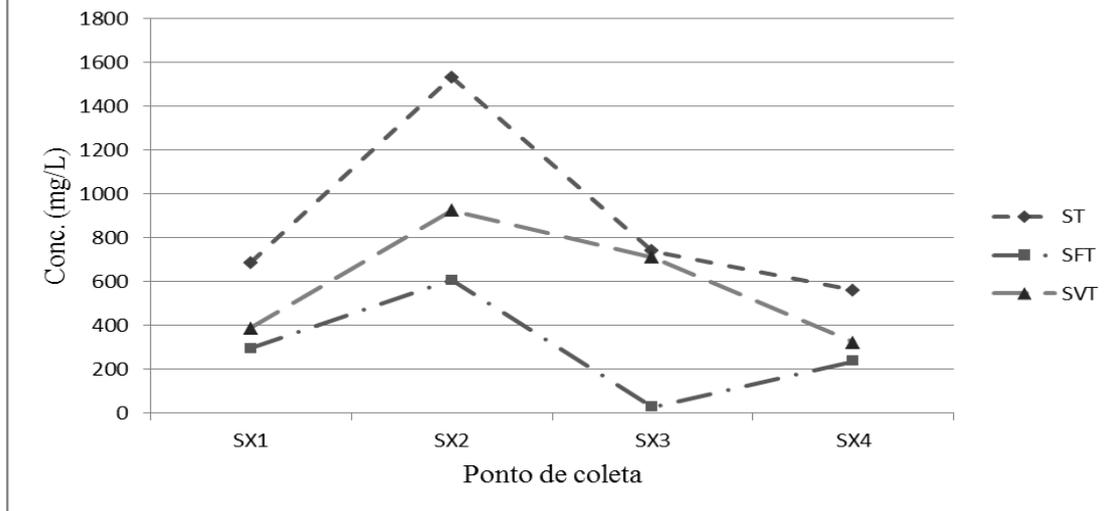
Varição horária da vazão e dos tempos de detenção hidráulica, no período de coleta, na quarta corrida, em 4/08/98.

Horário (horas)	Vazão (L/s)	Vazão (m <sup>3</sup> /h)	TDHANA (horas)	TDHAE (horas)
10,40	0,53	1,908	5,238994	2,656184
10,57	0,46	1,656	6,036238	3,060386
11	0,51	1,836	5,444444	2,760349
11,32	0,47	1,692	5,907801	2,995272
11,92	0,48	1,728	5,784722	2,93287
12,25	0,43	1,548	6,457364	3,273902
12,62	0,13	0,468	21,35897	10,82906

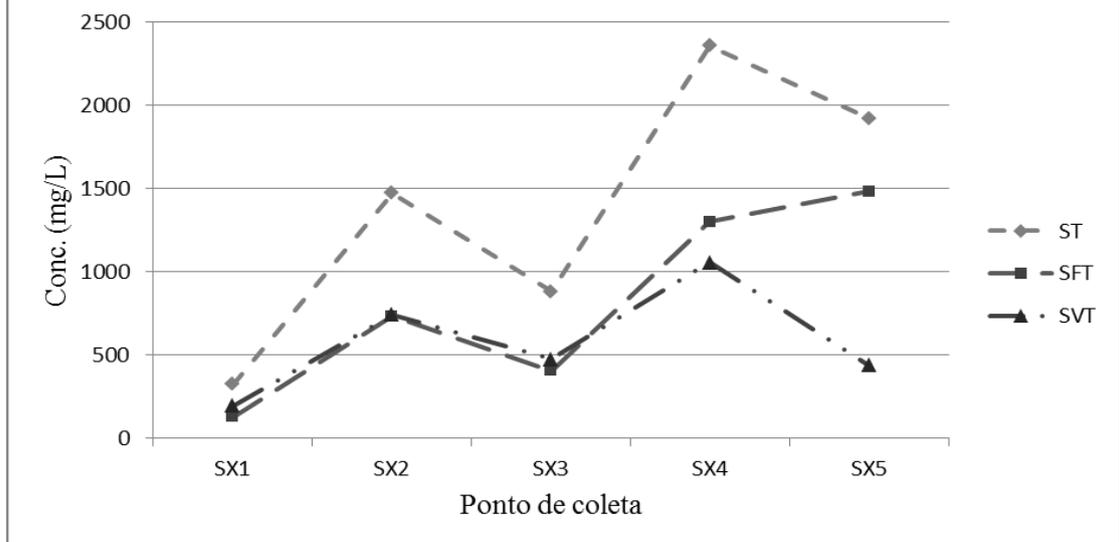
TDHANA – tempo de detenção hidráulica no reator anaeróbio

TDHAE – tempo de detenção hidráulica no reator aeróbio

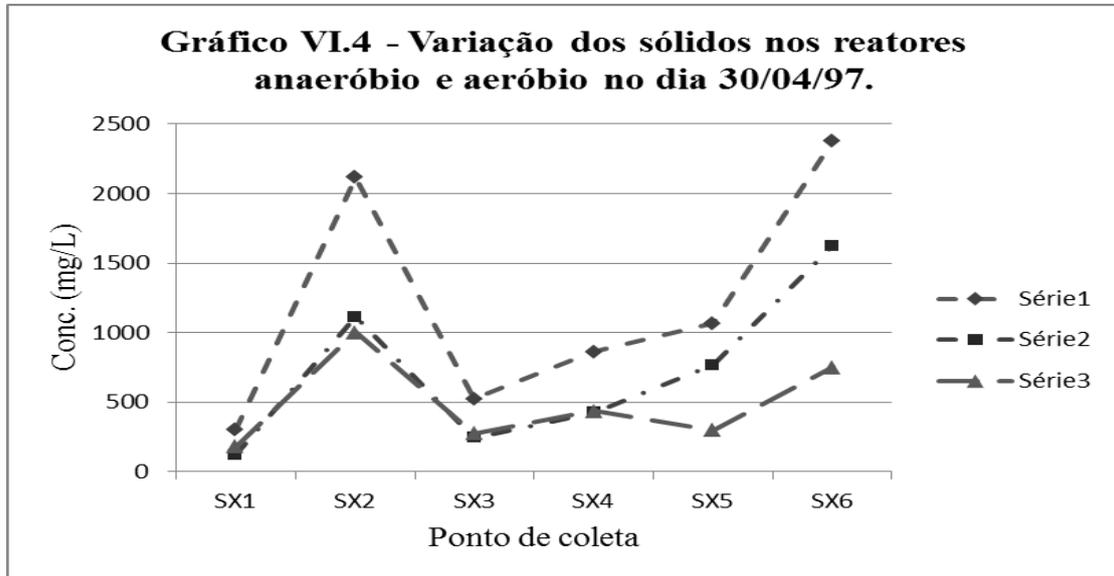
**Gráfico VI.2 - Variação dos sólidos no reator anaeróbio no dia 14/04/97.**



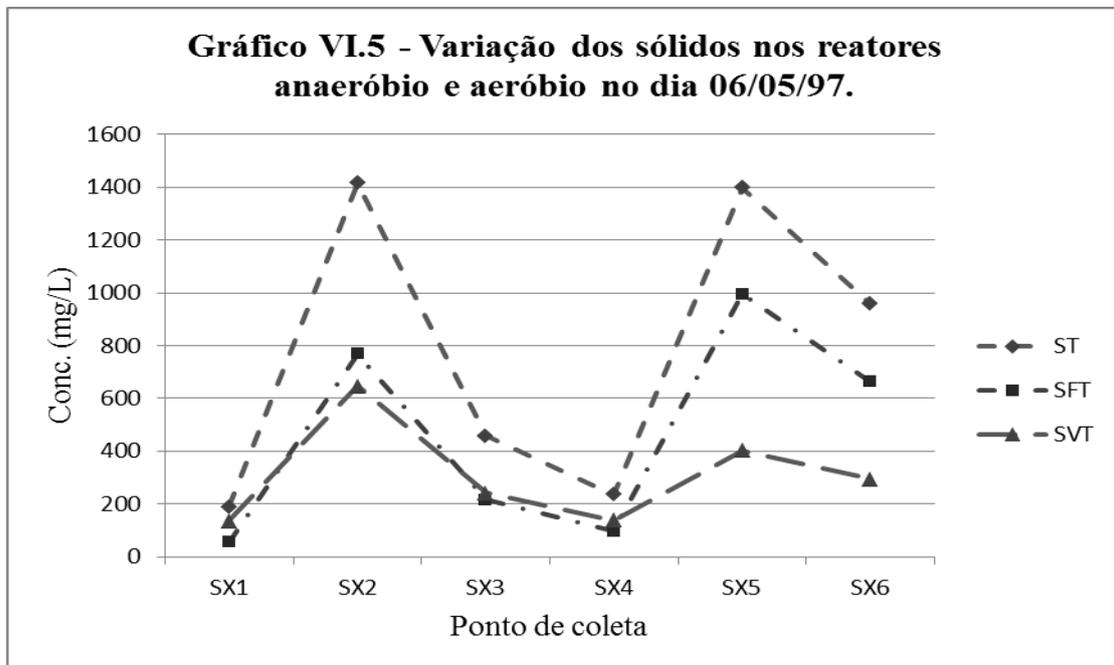
**Gráfico VI.3 - Variação dos sólidos nos reatores anaeróbio e aeróbio no dia 24/04/97.**



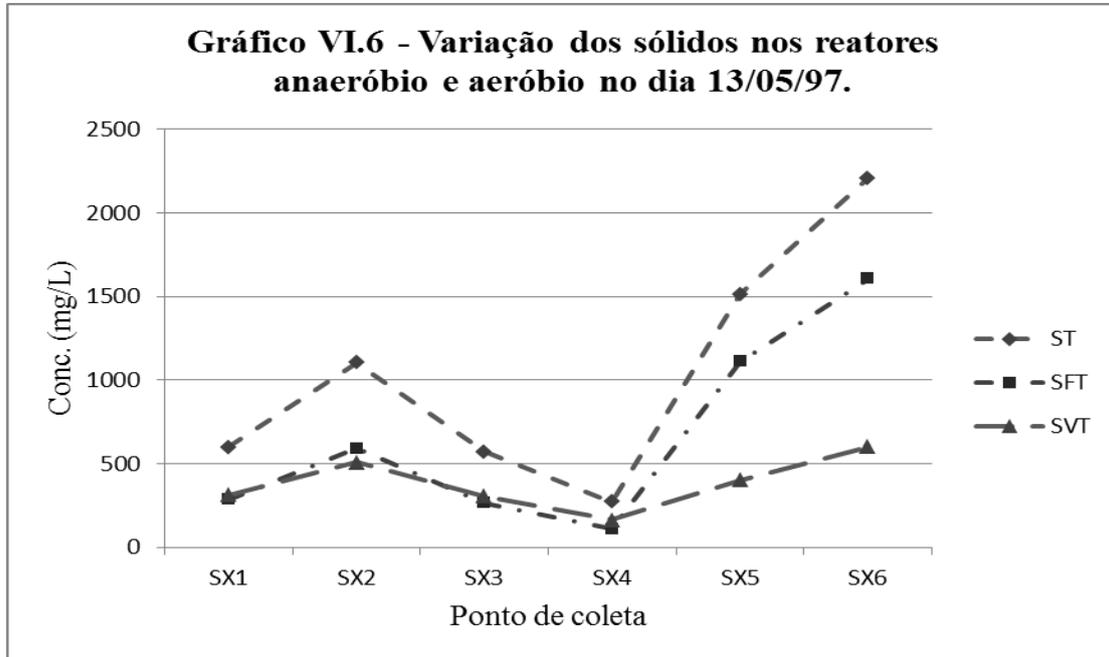
**Gráfico VI.4 - Variação dos sólidos nos reatores anaeróbio e aeróbio no dia 30/04/97.**



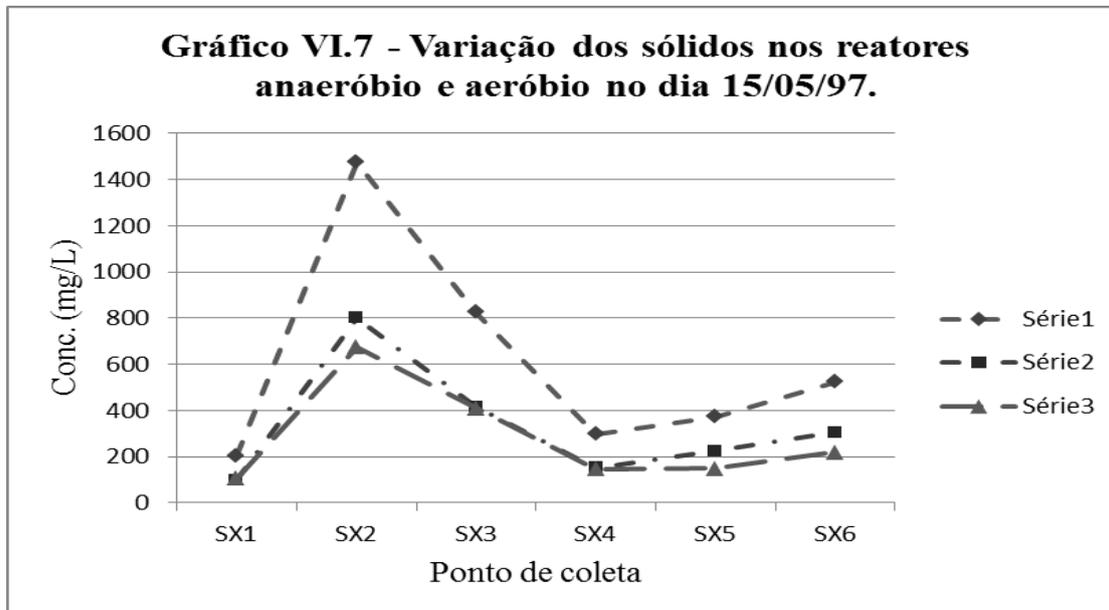
**Gráfico VI.5 - Variação dos sólidos nos reatores anaeróbio e aeróbio no dia 06/05/97.**



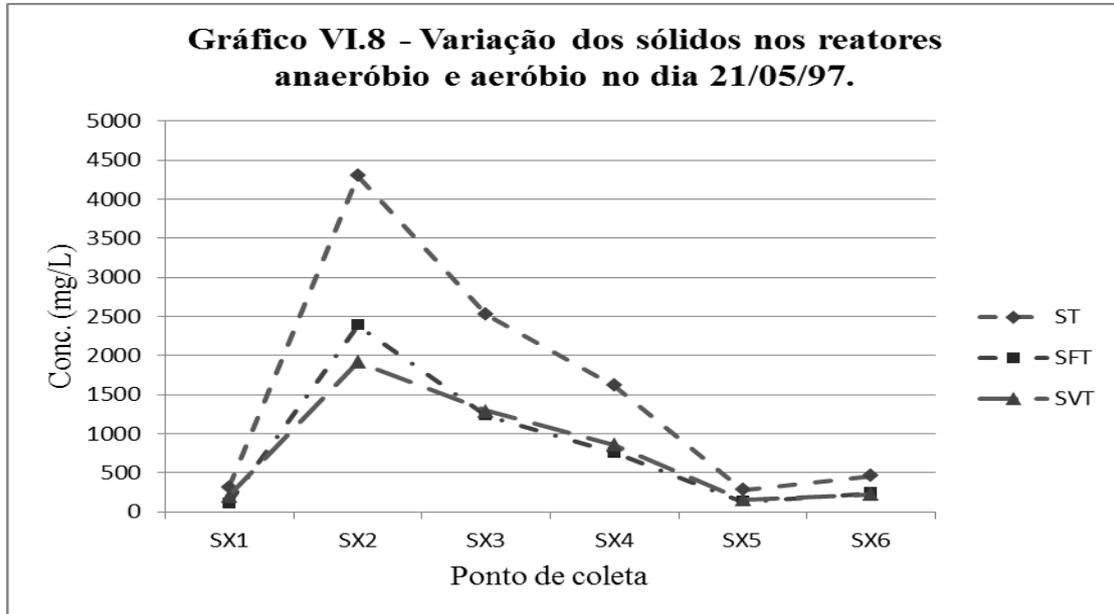
**Gráfico VI.6 - Variação dos sólidos nos reatores anaeróbio e aeróbio no dia 13/05/97.**



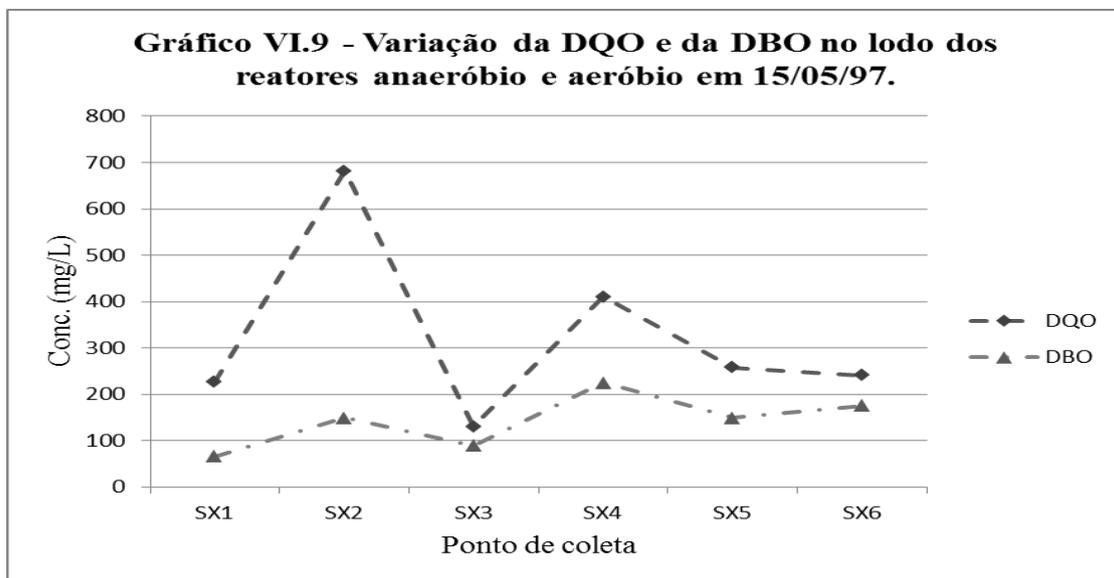
**Gráfico VI.7 - Variação dos sólidos nos reatores anaeróbio e aeróbio no dia 15/05/97.**



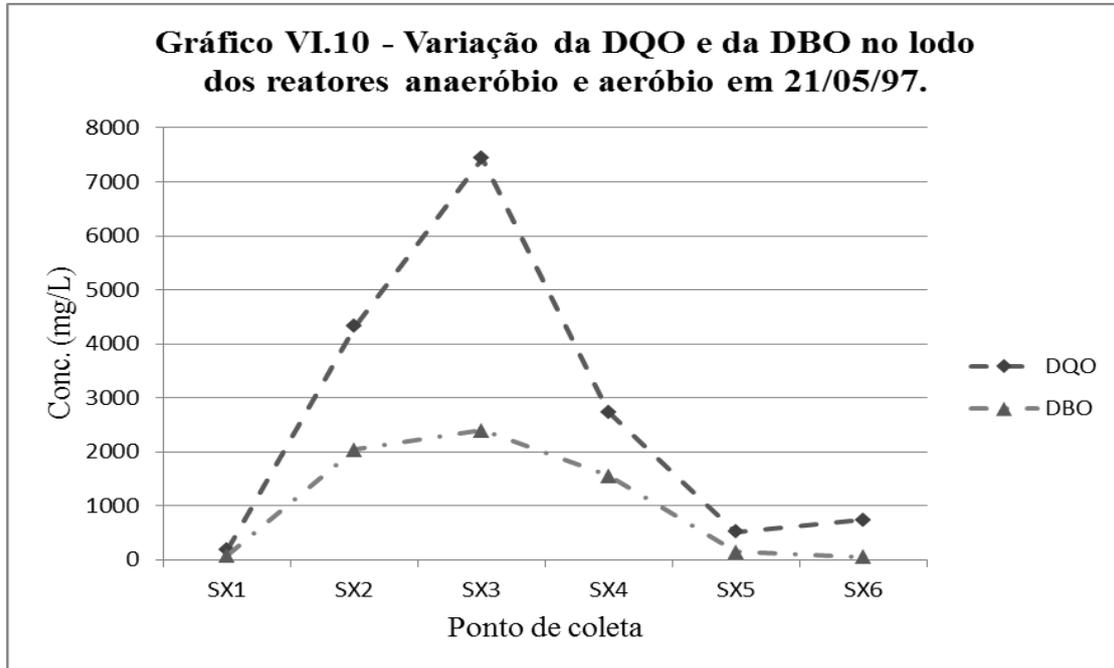
**Gráfico VI.8 - Variação dos sólidos nos reatores anaeróbio e aeróbio no dia 21/05/97.**



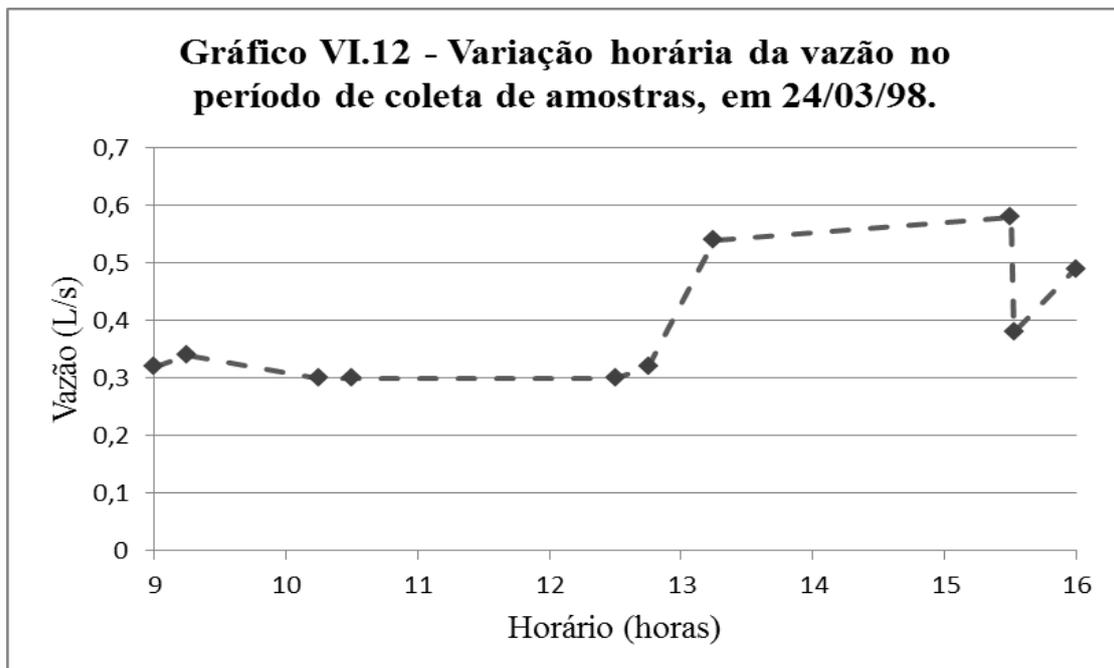
**Gráfico VI.9 - Variação da DQO e da DBO no lodo dos reatores anaeróbio e aeróbio em 15/05/97.**



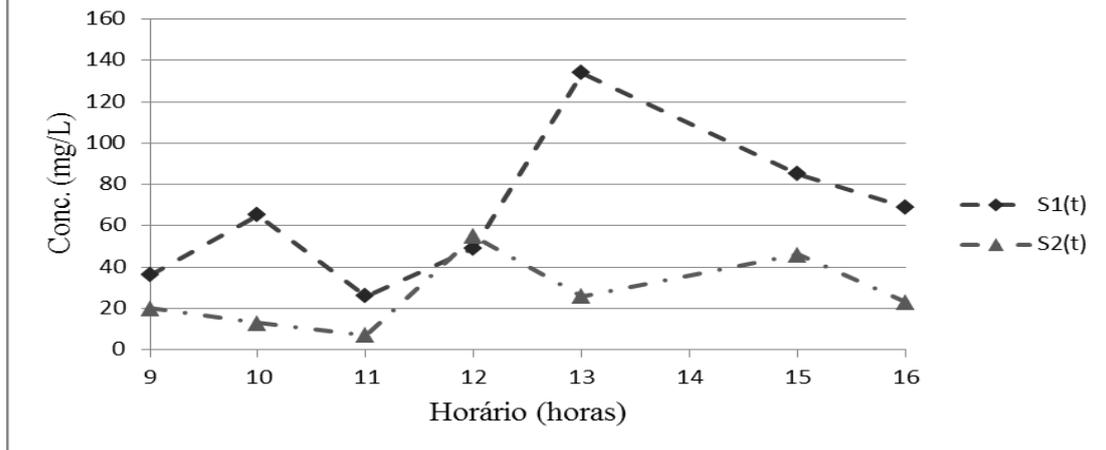
**Gráfico VI.10 - Variação da DQO e da DBO no lodo dos reatores anaeróbio e aeróbio em 21/05/97.**



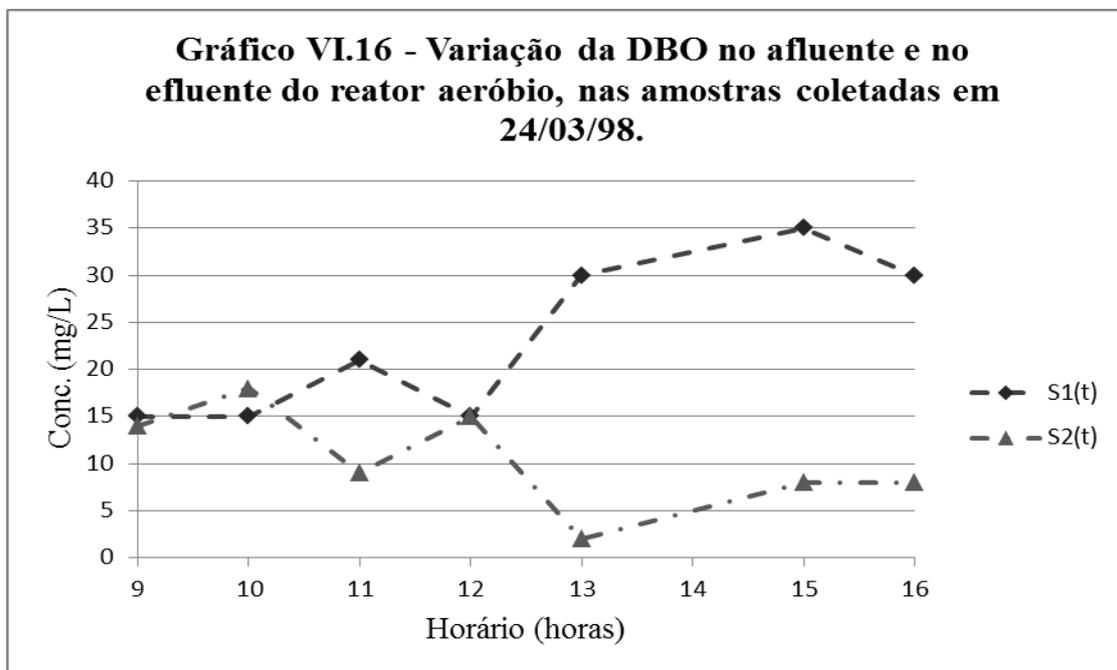
**Gráfico VI.12 - Variação horária da vazão no período de coleta de amostras, em 24/03/98.**



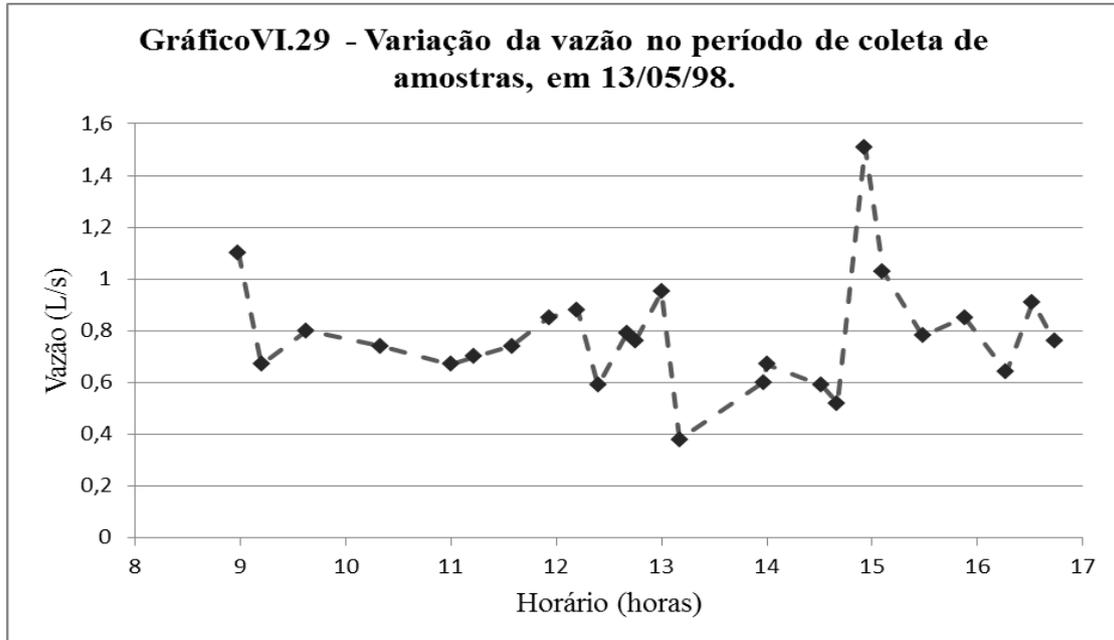
**Gráfico VI.15 - Variação da DQO no afluente e no efluente do reator aeróbio, nas amostras coletadas em 24/03/98.**



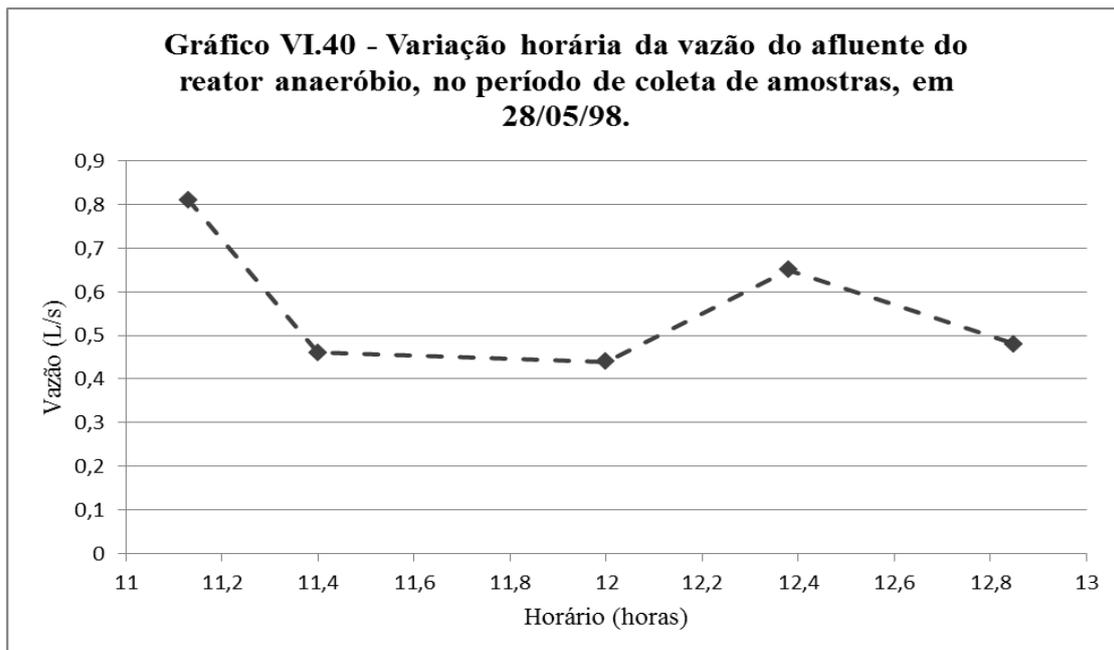
**Gráfico VI.16 - Variação da DBO no afluente e no efluente do reator aeróbio, nas amostras coletadas em 24/03/98.**

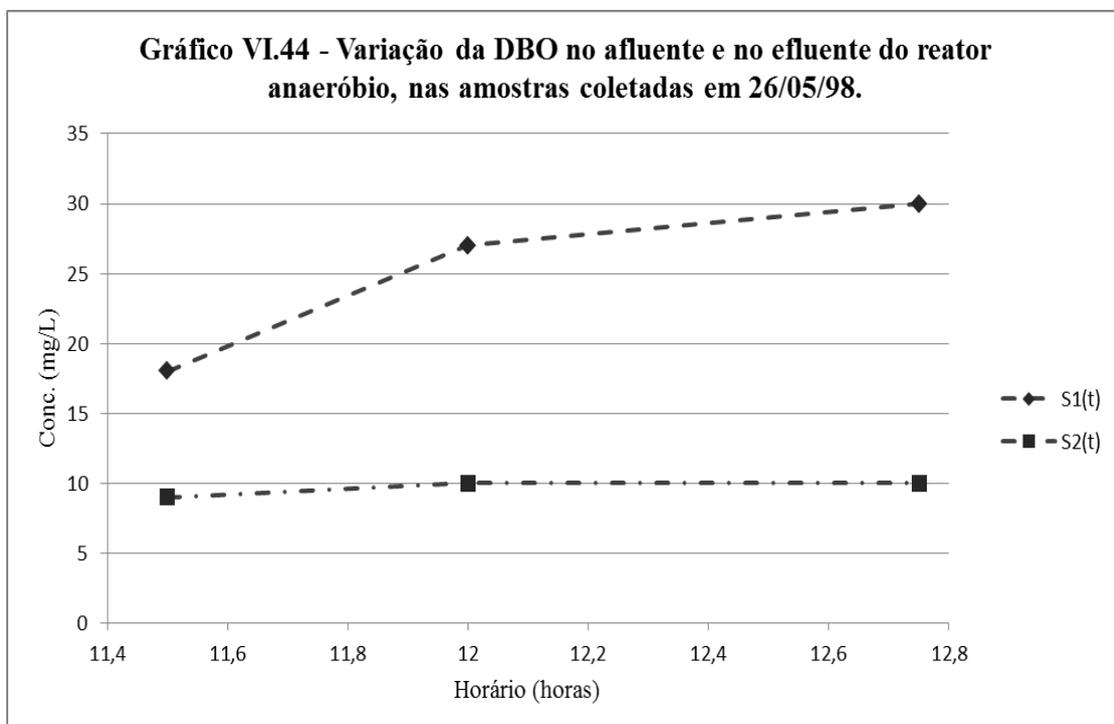
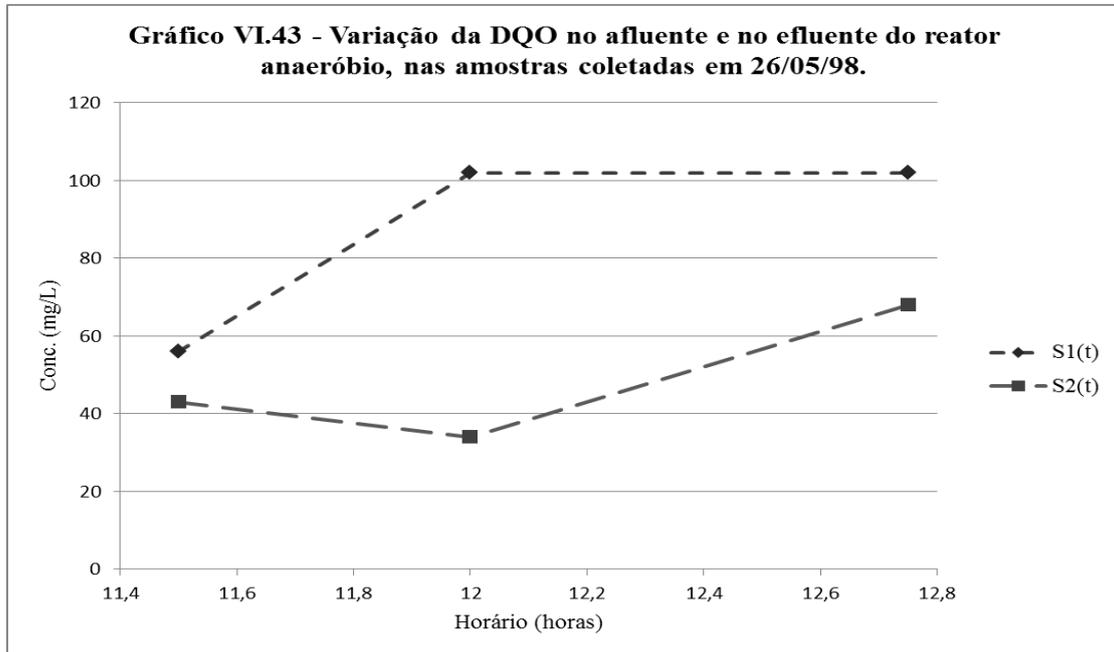


**Gráfico VI.29 - Variação da vazão no período de coleta de amostras, em 13/05/98.**

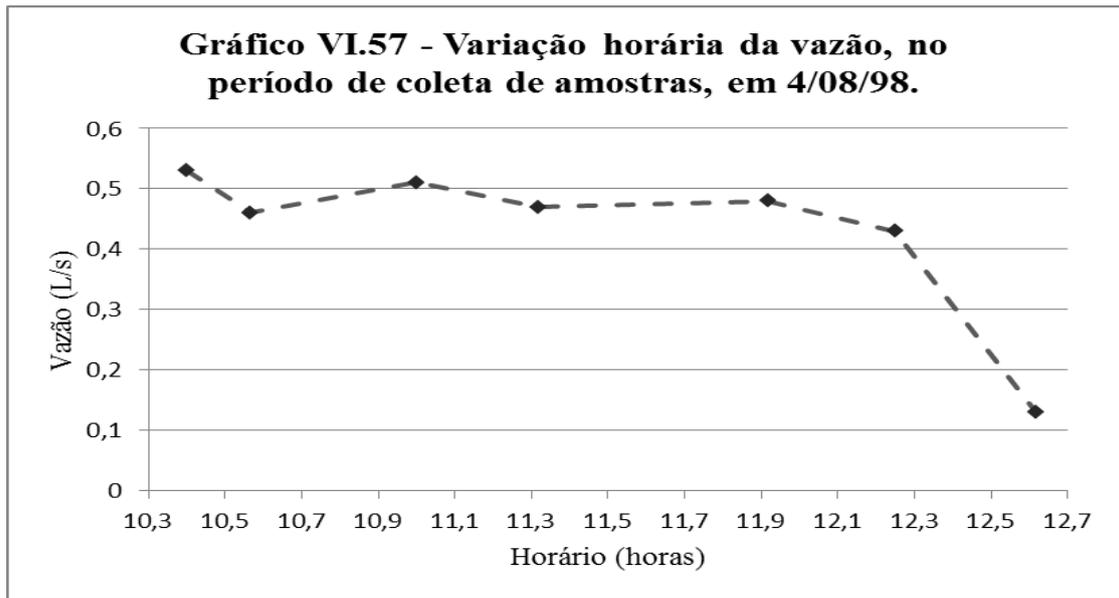


**Gráfico VI.40 - Variação horária da vazão do afluente do reator anaeróbio, no período de coleta de amostras, em 28/05/98.**

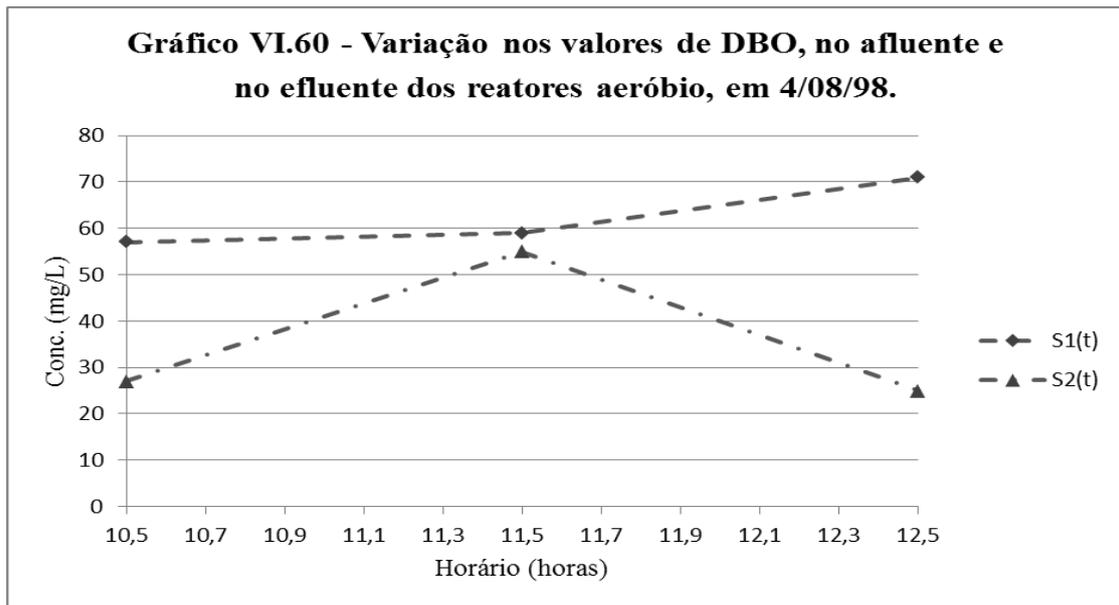




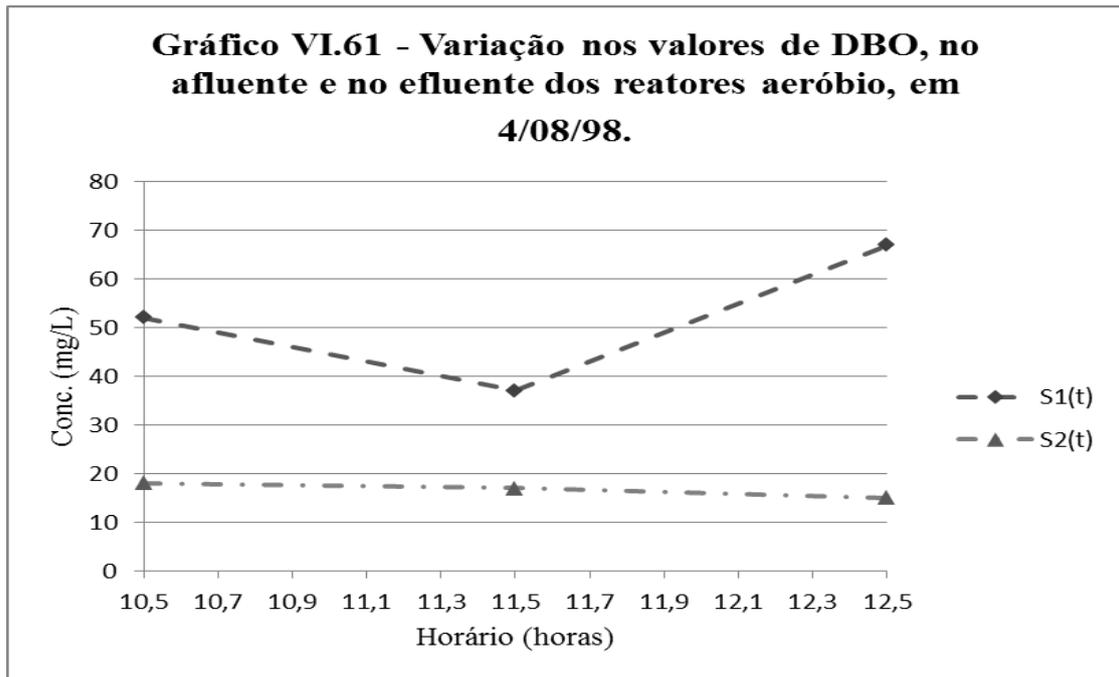
**Gráfico VI.57 - Variação horária da vazão, no período de coleta de amostras, em 4/08/98.**



**Gráfico VI.60 - Variação nos valores de DBO, no afluente e no efluente dos reatores aeróbio, em 4/08/98.**



**Gráfico VI.61 - Variação nos valores de DBO, no  
afluente e no efluente dos reatores aeróbio, em  
4/08/98.**



**Gráfico V.76 - Curva de Sedimentação associada ao ponto SX1.**

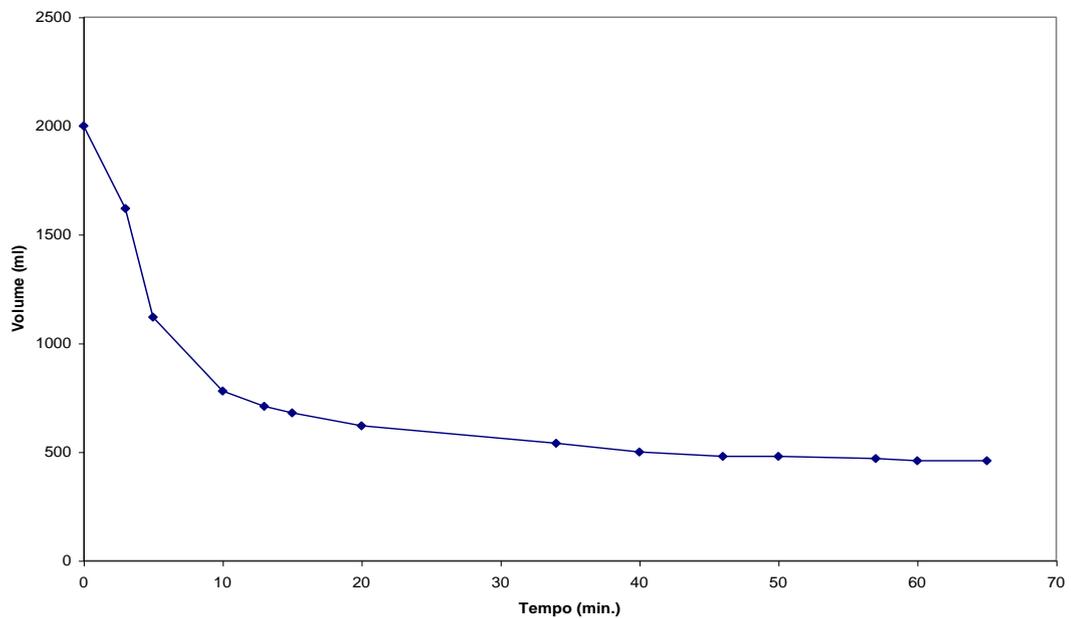


Gráfico V.77 - Curva de Sedimentação associada ao ponto SX2.

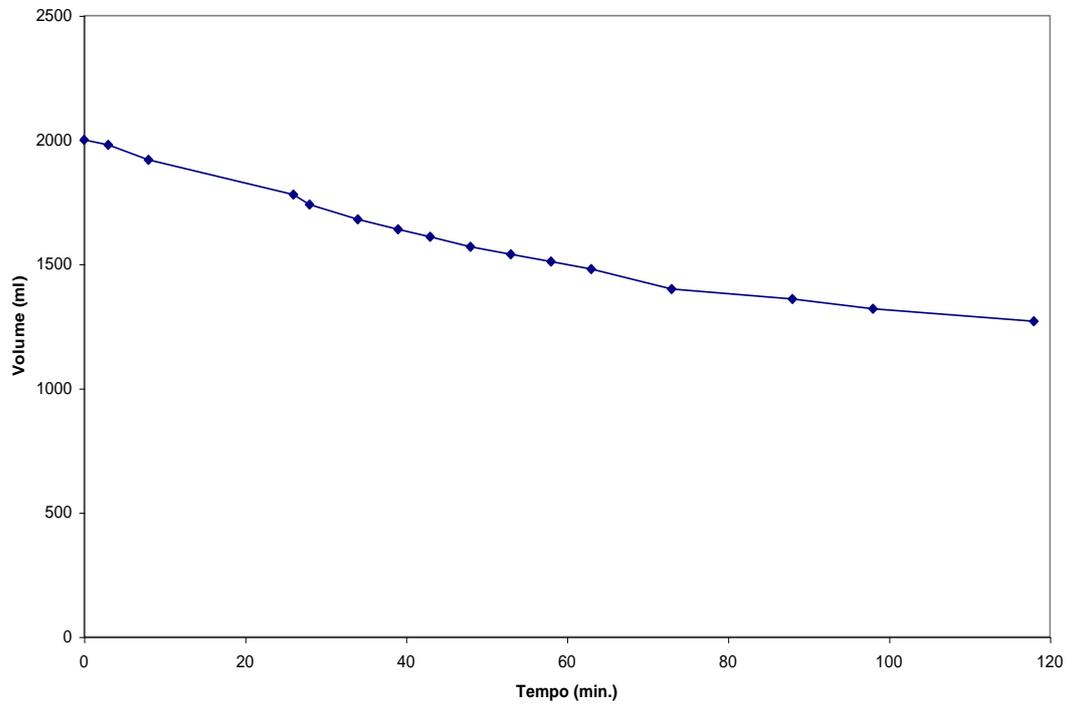


Gráfico V.78 - Curva de Sedimentação associada ao ponto SX3.

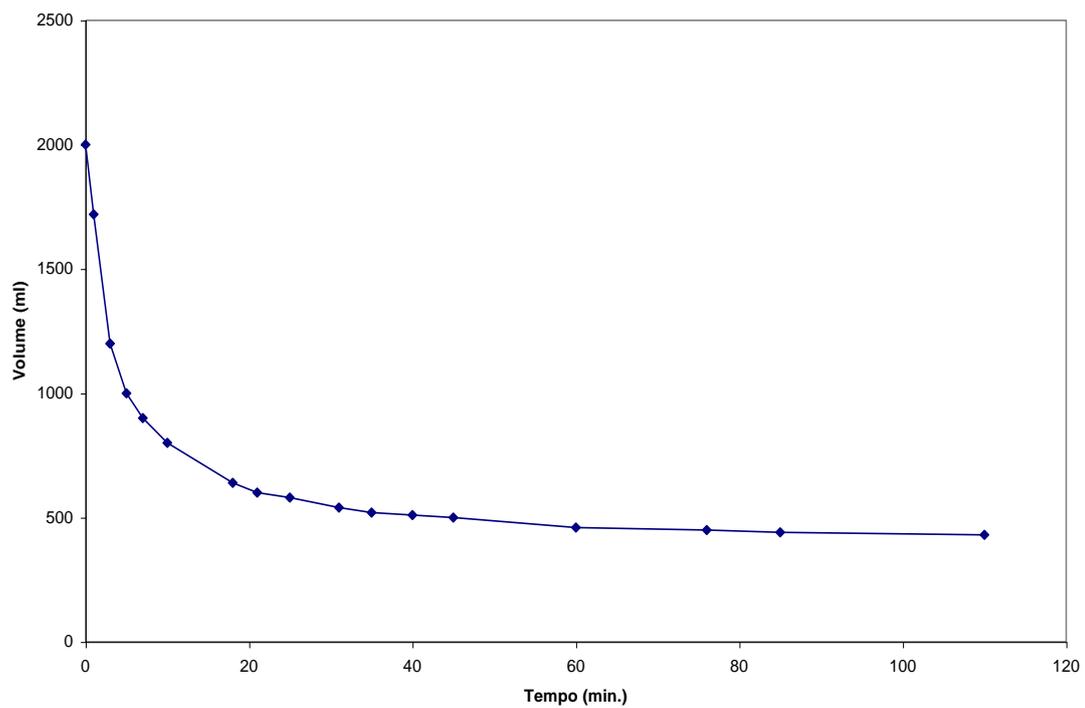


Gráfico V.79 - Curva de Sedimentação associada ao ponto SX4.

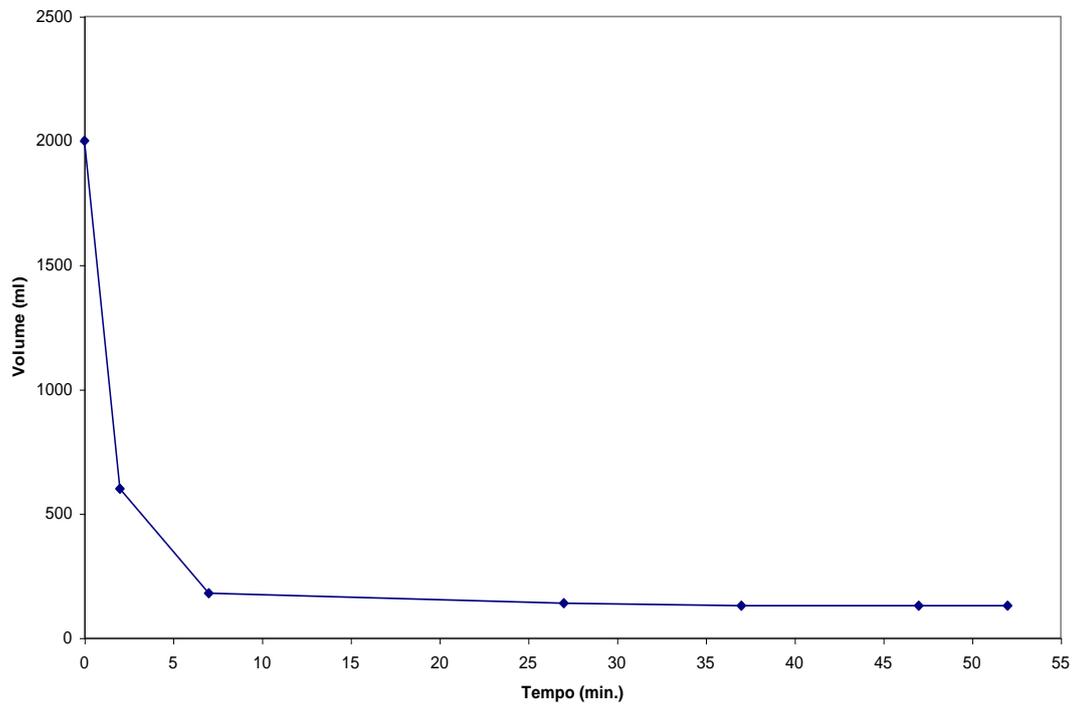
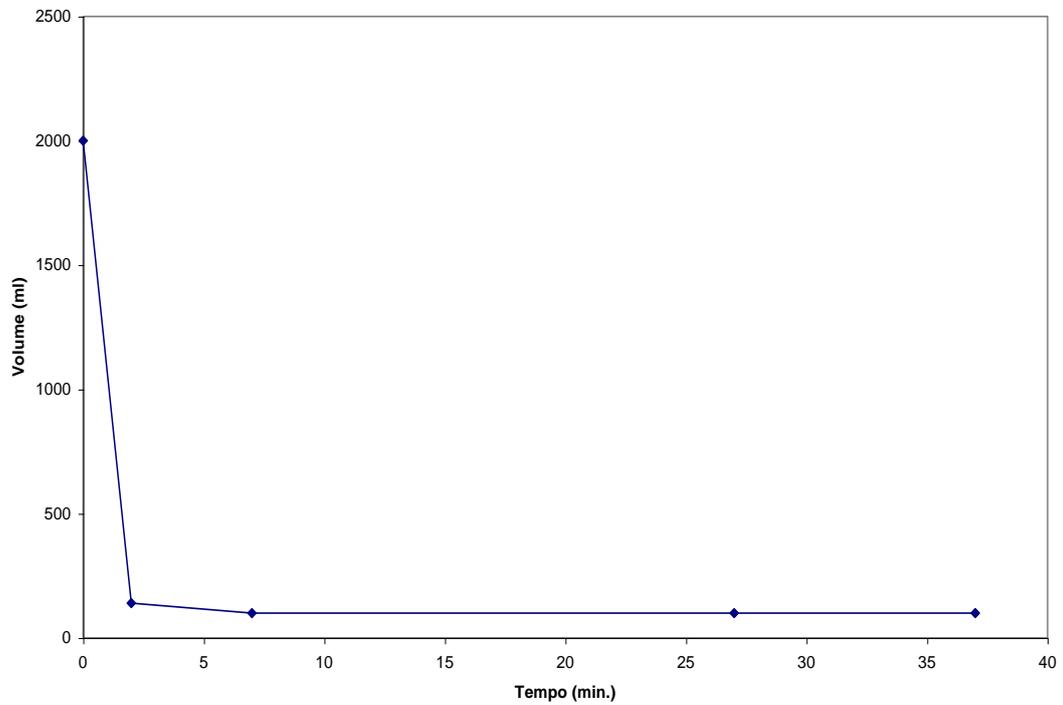
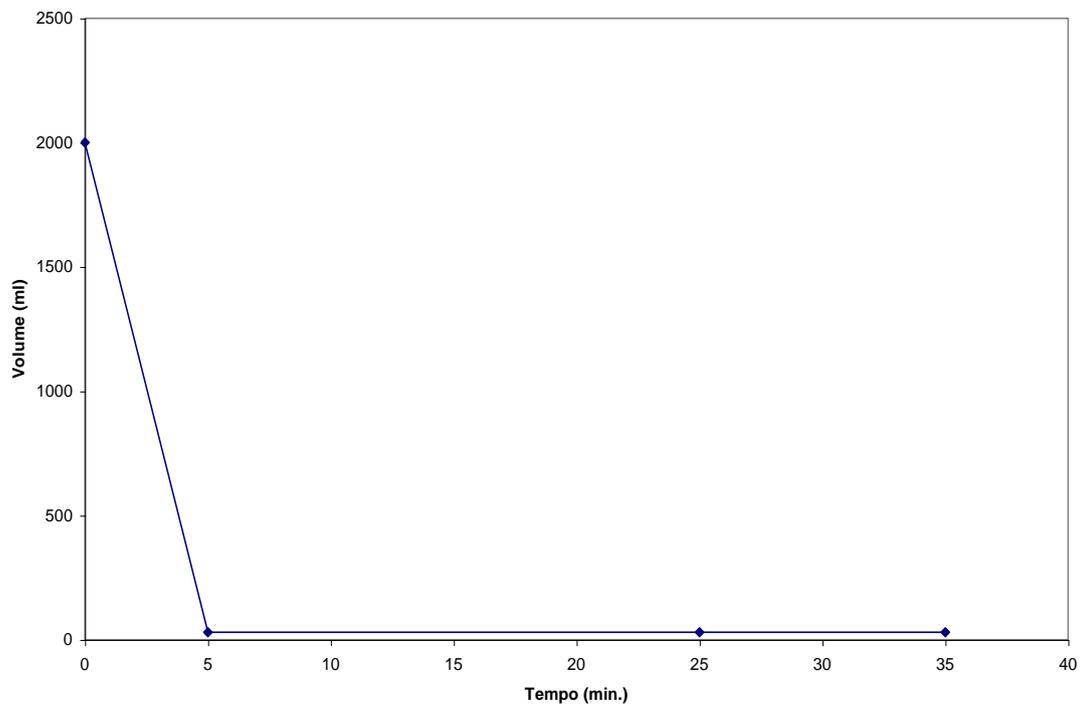


Gráfico V.80 - Curva de Sedimentação associada ao ponto SX5.



**Gráfico V.81 - Curva de Sedimentação associada ao ponto SX6.**

Anexo II – Figuras e Fotos

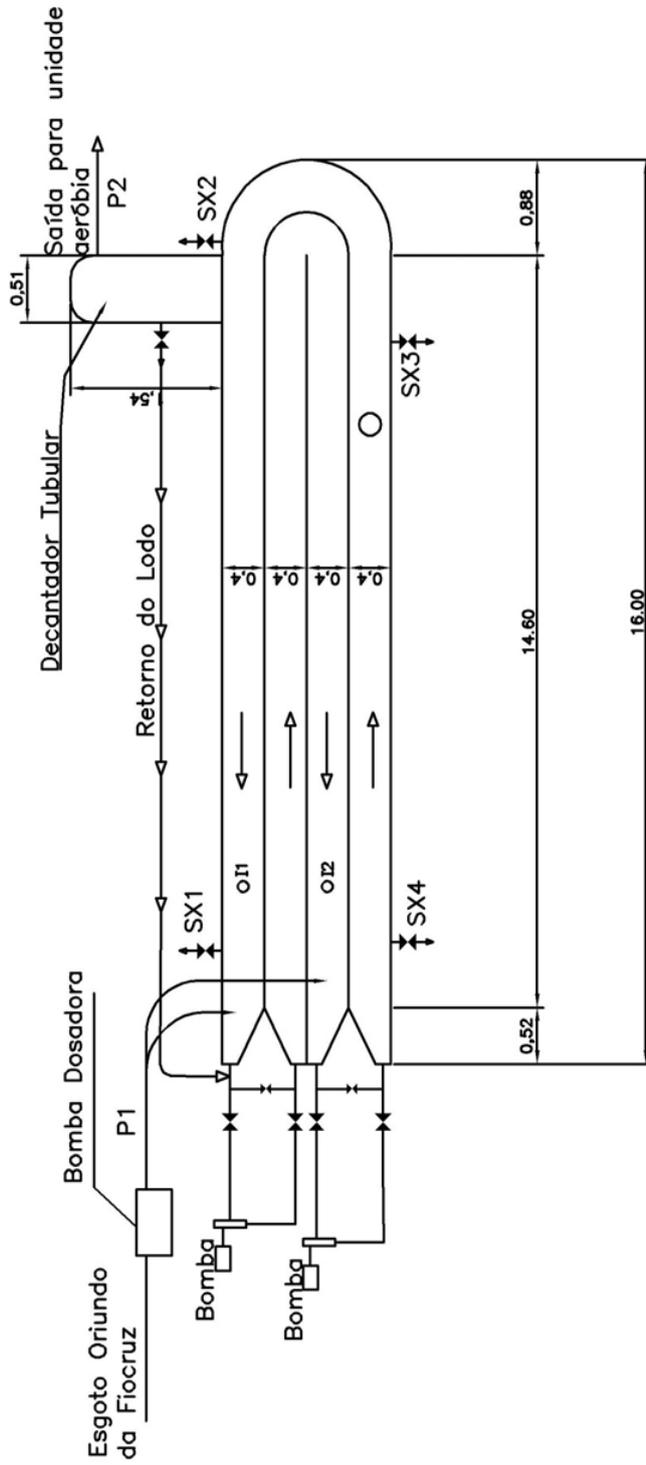


Figura V.1 – Planta Baixa da Unidade Anaeróbia

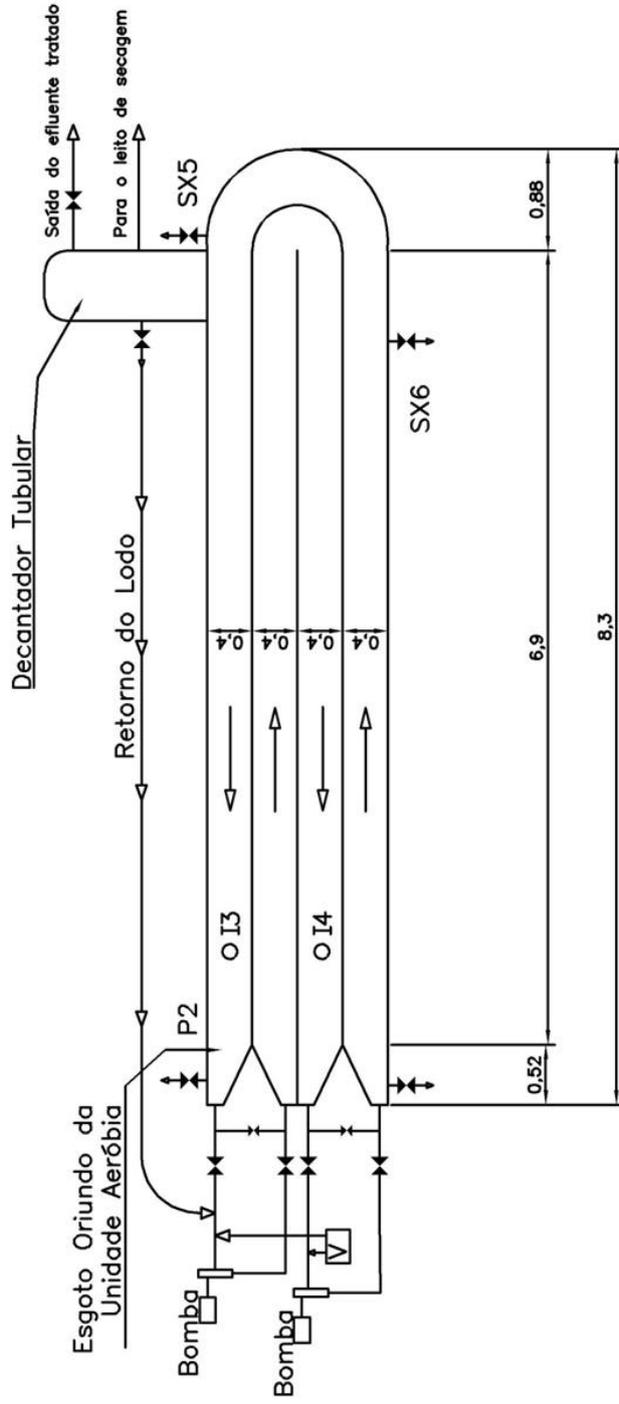


Figura V.2 – Planta Baixa da Unidade Aeróbia

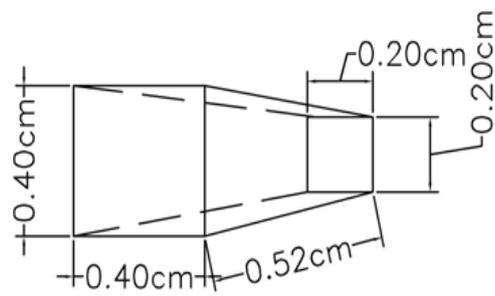


Figura V.3 – Redução na saída dos condutos de secção quadrada, para as bombas da unidade anaeróbia e da unidade aeróbia.

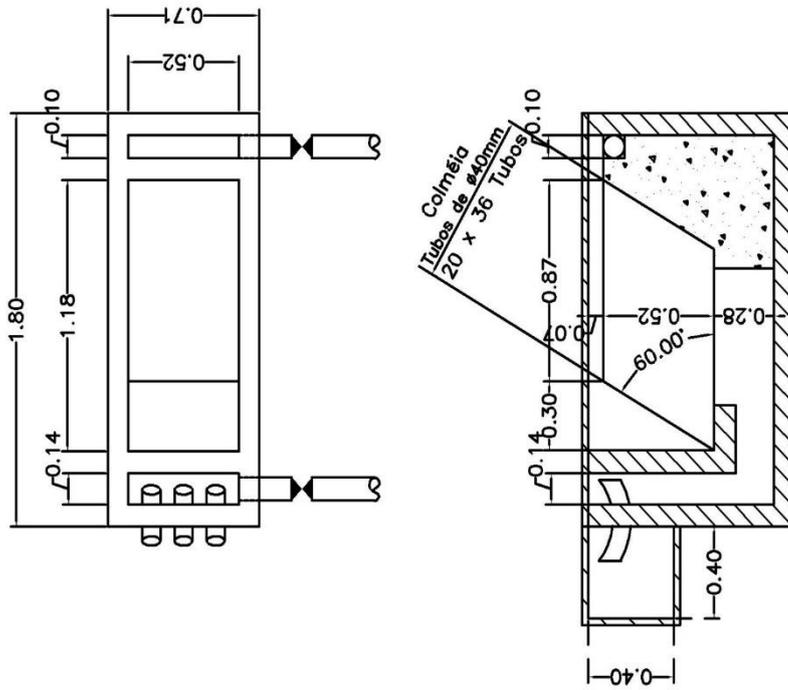


Figura V.4 – Planta e vista lateral do decantador da unidade anaeróbia.

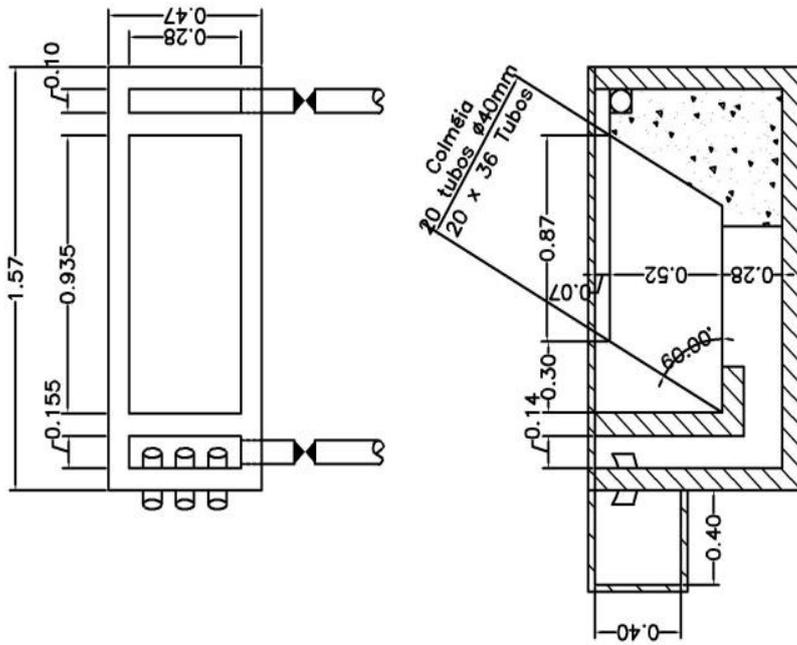


Figura V.5 – Planta e vista lateral do decantador da unidade aeróbia.

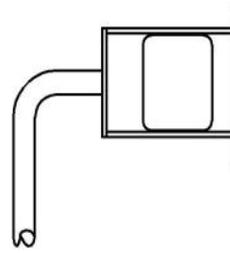
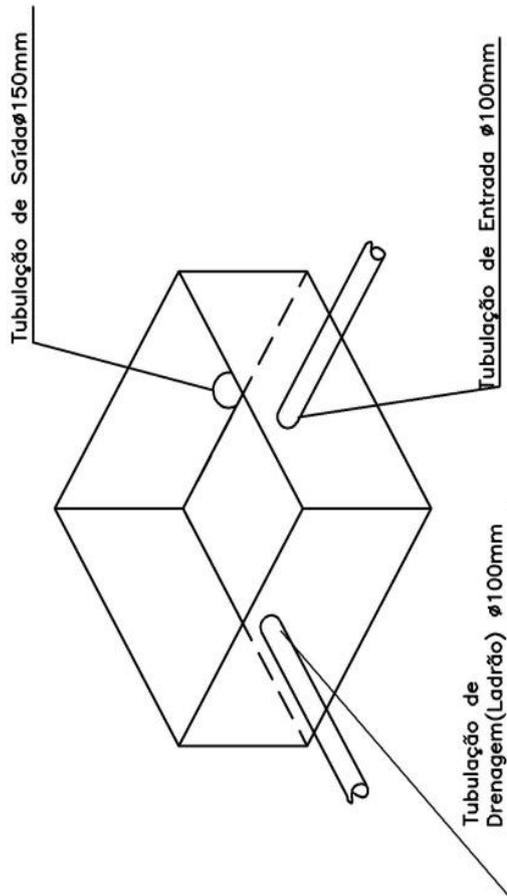


Figura V.6 – Caixa dosadora de cimento-amianto, apresentando detalhes da bôia controladora de nível e do sistema de controle de vazão e de coleta de amostras do afluente ao sistema.



Foto V.1 – Unidade Anaeróbia



Foto V.3 - Decantador da Unidade Anaeróbia



Foto V.2 – Canto em curva da Unidade Anaeróbia



Foto V.4 – Unidade Aeróbia