



**PARÂMETROS CINÉTICOS DE REATORES
ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO (UASB)
OPERANDO COM EFLUENTES LÍQUIDOS
AGROINDUSTRIAIS**

BRUNO BOTELHO SALEH

2004

58835
050488

BRUNO BOTELHO SALEH

**PARÂMETROS CINÉTICOS DE REATORES ANAERÓBIOS DE
MANTA DE LODO (UASB) OPERANDO COM EFLUENTES
LÍQUIDOS AGROINDUSTRIAIS**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Lavras como parte das exigências do Programa de Pós-graduação em Engenharia Agrícola, área de concentração em Construções Rurais e Ambiente, para a obtenção do título de "Mestre".

Orientador
Prof. Dr. Cláudio Milton Montenegro Campos

LAVRAS
MINAS GERAIS – BRA
2004

**Ficha Catalográfica Preparada pela Divisão de Processos Técnicos da
Biblioteca Central da UFLA**

Saleh, Bruno Botelho

Parâmetros cinéticos de reatores anaeróbios de manta de lodo (uasb) operando com efluentes líquidos agroindustriais / Bruno Botelho Saleh. - - Lavras : UFLA, 2003.

66 p. : il.

Orientador: Cláudio Milton Montenegro Campos.

Dissertação (Mestrado) – UFLA.

Bibliografia.

1. Lodo de esgoto. 2. Água residuária. 3. Tratamento. 4. Biomassa. 5. matéria orgânica. I. Universidade Federal de Lavras. II. Título.

CDD-628.364

BRUNO BOTELHO SALEH

**PARÂMETROS CINÉTICOS DE REATORES ANAERÓBIOS DE
MANTA DE LODO (UASB) OPERANDO COM EFLUENTES
LÍQUIDOS AGROINDUSTRIAIS**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Lavras como parte das exigências do Programa de Pós-graduação em Engenharia Agrícola, área de concentração Construções Rurais e Ambiente, para a obtenção do título de "Mestre".

APROVADA em 9 de julho de 2004

Prof. Dr. Antônio Teixeira Matos

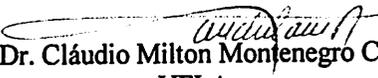
UFV

Prof. Dr. Flávio Meira Borém

UFLA

Prof. Dr. Marcelo Silva Oliveira

UFLA


Prof. Dr. Cláudio Milton Montenegro Campos
UFLA
(Orientador)

LAVRAS
MINAS GERAIS - BRASIL

A Deus.

Aos meus pais, Geraldo Magela Saleh e Roseli Botelho Rodrigues Saleh

Dedico.

AGRADECIMENTOS

A Deus.

À minha família.

Aos meu pais.

Ao orientador, Prof. Cláudio M. M. Campos, pela amizade, confiança e orientações.

Ao co-orientador, Prof. Flávio Meira Borém, pela amizade, confiança e orientações.

A todo corpo docente do curso de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola.

Ao Departamento de Engenharia e à Universidade Federal de Lavras, pela oportunidade de realização do trabalho.

A todos os colegas de curso, pela convivência e troca de conhecimentos.

Enfim, a todos aqueles que, de alguma forma, colaboraram para que este trabalho alcançasse seus objetivos.

SUMÁRIO

| | |
|--|-----|
| RESUMO | i |
| ABSTRACT | iii |
| 1 INTRODUÇÃO | 1 |
| 2 REFERENCIAL TEÓRICO | 4 |
| 2.1 Indústria Laticinista | 4 |
| 2.2 Suinocultura | 6 |
| 2.3 Cafeicultura | 7 |
| 2.4 Processos Anaeróbios | 8 |
| 2.5 Fundamentos da Digestão Anaeróbia | 9 |
| 2.5.1 Microbiologia da Digestão | 10 |
| 2.5.2 Bactérias Hidrolíticas | 11 |
| 2.5.3 Bactérias Formadoras de Ácidos | 11 |
| 2.5.4 Bactérias Metanogênicas | 12 |
| 2.5.5 Requisitos Ambientais | 12 |
| 2.5.6 Nutrientes | 13 |
| 2.5.7 Temperatura | 15 |
| 2.5.8 pH, Alcalinidade e Ácidos Voláteis | 16 |
| 2.6 Cinética de reatores | 17 |
| 2.6.1 Princípios da Cinética de Reações | 17 |
| 2.6.2 Cinética de Reações | 18 |
| 2.6.3 Reações de Ordem Zero | 20 |
| 2.6.4 Reações de Primeira Ordem | 21 |
| 2.6.5 Reação de Saturação | 23 |
| 2.6.6 Estudo Cinético | 26 |
| 3 MATERIAL E MÉTODOS | 31 |
| 3.1 Dados das pesquisas utilizados para todos os experimentos | 31 |
| 3.2 Memorial de Cálculo: | 32 |

| | | |
|-------|---|----|
| 3.2.1 | Balanço de Massa e Crescimento Celular..... | 32 |
| 3.2.2 | Tempo de Retenção Celular (θ_c): | 34 |
| 3.3 | Estudos Estatísticos | 36 |
| 3.4 | Determinação de Valores Cinéticos de um Reator (UASB) em escala de Bancada Utilizando Leite Diluído como Afluente. | 38 |
| 3.5 | Determinação de Parâmetros Cinéticos do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) em Escala Laboratorial na Remoção da Carga Orgânica de Efluentes de Suinocultura..... | 40 |
| 3.6 | Levantamento de Parâmetros Cinéticos do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) em Escala Laboratorial no Tratamento dos Efluentes do Processamento Via Úmida do Fruto do Cafeeiro. | 43 |
| 4 | RESULTADOS E DISCUSSÃO | 46 |
| 4.2 | Determinação de Valores Cinéticos de um Reator (UASB) em Escala de Bancada Utilizando Leite Diluído como Afluente..... | 46 |
| 4.2 | Determinação de Parâmetros Cinéticos do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) em Escala Laboratorial na Remoção da Carga Orgânica de Efluentes de Suinocultura..... | 52 |
| 4.3 | Levantamento de Parâmetros Cinéticos do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) em Escala Laboratorial no Tratamento dos Efluentes do Processamento Via Úmida do Fruto do Cafeeiro. | 57 |
| 5 | CONCLUSÕES | 63 |
| 6 | REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 64 |

RESUMO

SALEH, Bruno Botelho. **Parâmetros cinéticos de reatores anaeróbios de manta de lodo (uasb) operando com efluentes líquidos agroindustriais.** 2004. 66p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola na área de Construções Rurais e Ambiente)* - Universidade Federal de Lavras, Lavras.*

Neste trabalho determinam-se os parâmetros cinéticos do reator anaeróbio de manta de lodo, denominado internacionalmente como UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) levando-se em consideração a redução da carga orgânica, afluente, formulada a partir de leite tipo B, diluído com água de torneira até uma concentração de DQOT de 2500 mg.L⁻¹. A finalidade de simular as águas residuárias provenientes das agroindustriais laticinistas, foi questão de padronização, a fim de se ter constância durante toda a fase experimental, e facilitar os estudos cinéticos. Faz parte do sistema de bancada laboratorial, um tanque de acidificação e equalização (TAE), um tanque de flotação-aeração por difusores de ar (FLOT) e um reator UASB. Os tempos de detenção hidráulica (TDH) no reator UASB foram de 12, 19, 18 e 16 horas, respectivamente. A temperatura operacional média no reator UASB ficou na faixa de 26,0 °C ± 1,5°C. A partir das análises físico-químicas: DQOT, sólidos totais (fixos e voláteis), temperatura, vazão e perfil de lodo ao longo do reator, os parâmetros cinéticos, crescimento $Y = \text{mgDQO} \cdot \text{mgSVT}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, coeficiente de decaimento $K_d = \text{d}^{-1}$, taxa máxima de crescimento $\mu_{\text{máx}} = \text{d}^{-1}$ e concentração de substrato limitante $K_s = \text{mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$, foram determinados. A presente pesquisa objetivou determinar vários parâmetros cinéticos de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB-Upflow Anaerobic Sludge Blanket), empregado para reduzir a carga orgânica poluidora de dejetos suínicos. Os trabalhos foram conduzidos no Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia – LAADeg localizado no campus da UFLA, utilizando dejetos de suínos coletados da granja de suínos do Departamento de Zootecnia - DZO. O sistema de tratamento foi composto das seguintes unidades: tanque de acidificação e equalização (TAE), reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e lagoa aerada facultativa (LAF). Os tempos de detenção hidráulica (TDH) foram adotados em função das cargas orgânicas biológicas e volumétricas, cujos valores são: 55; 39; 34; 24; 17; e 16 horas. A temperatura média operacional no reator UASB foi de 24,9 °C ± 2°C. O levantamento cinético utilizou os seguintes parâmetros: DQOT, Sólidos Voláteis Totais (SVT), Temperatura, Vazão e Perfil de Lodo no reator (SVT), cujo número de análises foram: 72; 72; 250; 250; e 30 respectivamente, sendo a frequência de: duas vezes por semana para DQOT e

* Comitê Orientador: Prof. Dr. Antônio Teixeira Matos – UFV (Orientador), Prof. Dr. Flávio Meira Borém – UFLA; Prof. Dr. Marcelo Silva Oliveira – UFLA.

Sólidos Voláteis Totais (SVT), diárias para a Temperatura e Vazão. Os parâmetros cinéticos determinados foram: coeficiente de crescimento “Y” ($\text{mgDQO} \cdot \text{mgSVT}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$), coeficiente de decaimento “Kd” (dia^{-1}), taxa máxima de crescimento “ $\mu_{\text{máx}}$ ” (d^{-1}) e concentração de substrato limitante “Ks” ($\text{mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$). Os parâmetros cinéticos determinados se basearam em estudos de regressão linear para determinação de Y, Kd; $\mu_{\text{máx}}$ e Ks, respectivamente, dando assim respaldo técnico científico aos dados físico-químicos levantados durante a operacionalização do sistema. Os parâmetros cinéticos foram avaliados no reator anaeróbio de manta de lodo UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), em escala laboratorial, durante a redução da carga orgânica dos despejos líquidos provenientes do processamento via úmida do café. O sistema foi composto de tanque de acidificação e equalização (TAE), reator UASB e lagoa aerada facultativa (LAF). Os tempos de detenção hidráulica TDH adotados no reator UASB foram de 76, 60, 41, 31, e 20 horas e a temperatura média operacional foi de $23,4 \text{ }^\circ\text{C} \pm 1,6^\circ\text{C}$. Os parâmetros DQOT, ST, SFT, SVT, temperatura, vazão e perfil de sólidos (SVT) ao longo do reator, foram monitorados durante todo o período experimental. Foram determinados os parâmetros cinéticos, coeficiente de crescimento $Y=0,50 \text{ mgDQO} \cdot \text{mgSVT}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, coeficiente de decaimento $Kd=0,058 \text{ d}^{-1}$, taxa máxima de crescimento $\mu_{\text{máx}} = 0,62 \text{ d}^{-1}$ e concentração de substrato limitante $Ks=2.000 \text{ mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$. Os valores de Y e Kd se mostraram corretos no teste estatístico de “t”, enquanto os valores de $\mu_{\text{máx}}$ e Ks não apresentaram evidências de associação no referido teste.

Palavras chave: Lodo de esgoto, Água residuária, Tratamento, Biomassa.
matéria orgânica

ABSTRACT

SALEH, Bruno Botelho. **Kinetic parameters determination from a batch scale uasb reactor using diluted milk as liquid affluent.** 2004. 66p. Dissertation (Master in Agricultural Engineering in the Structures and Environment) * - Federal University of Lavras, Lavras-MG.

In this research it was determined the kinetic parameters from a UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) reactor treating an effluent prepared with type B milk, diluted with potable water until a CODt concentration of 2,500 mg.L⁻¹, simulating a dairy wastewater effluent without serum. The main objective of simulating the dairy agro-industrial effluent was due to its homogenization, aiming at keeping it constant through out the experimental phase, in order to make easy the kinetic studies. The lab-scale system was designed with an equalization acidification tank (EAT), an aerated flotation tank (AFT) using air diffusers and an UASB reactor. The hydraulic retention times (HRT) applied to the UASB reactor were: 12, 19, 18 and 16 hours. The average temperature was in the range of 26.0 ± 1.5°C. Through the physical-chemical analysis, as: CODt, total solids (fix and volatile), temperature, flow rate, and the total solids profile, the kinetic parameters, such as yield - $Y = \text{mgCODt.mgTVS}^{-1}.\text{d}^{-1}$, decay coefficient - $K_d = \text{d}^{-1}$, maximum growth rate - $\mu_{\text{máx}} = \text{d}^{-1}$, and limiting substrate concentration - $K_s = \text{mgCODt.L}^{-1}$ were determined. Palavras-chave: dairy effluents, UASB reactor, kinetic parameters. The present work aimed at determining and evaluates the kinetics parameters from the UASB reactor treating a swine effluent in lab-scale reactor. The research was carried out in the Laboratory of Water Analysis at the Engineering Department (LAADEG) at the campus of Federal University of Lavras - UFLA. The system was assembled with an acidification and equalization tank (AET), an UASB reactor and an aerated facultative pond (AFP). The hydraulic retention time (HRT) adopted to the UASB reactor were: 55; 39; 34; 24; 17; e 16 hors. The operational average temperature in the UASB reactor was 24,9 °C ± 2°C. The kinetic studies used the following parameters: Chemical Oxygen Demand (CODT), Total Volatile Solids (TVS), Temperature, Flow - rate and Solids Profile (TVSP), in the reactor, and the number of analyses were: 72; 72; 250; 250; e 30, respectively. The frequency was twice a week for CODT, and TVS, and daily for temperature and flow-rate. The kinetics parameters determined were: yield coefficient "Y" (mg CODT.mg TVS⁻¹.d⁻¹), decay coefficient "Kd" (d⁻¹), maximum growth rate coefficient "μmáx" (d⁻¹) and limiting substrate concentration coefficient "Ks"

* Guidance Commite: Prof. Dr. Antônio Teixeira Matos – UFV (Adviser), Prof. Dr. Flávio Meira Borém – UFLA (Co-adviser), Prof. Dr. Marcelo Silva Oliveira – UFLA (Co-adviser).

(mg COD.L⁻¹). The kinetic parameters were determined based on linear regression studies, giving in this way, a technical scientific support to the physical – chemical operational data of the system. This present work aimed at determining and to analyze the kinetic parameters of an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (UASB), treating liquid effluent originated from the wet process treating coffee seeds in a lab-scale reactor. The entire treatment system was composed of an acidification tank, an UASB reactor and aerated facultative pond. The hydraulic retention times (HRT) adopted for the UASB reactor were: 76, 60, 41, 31 and 20 hours. The operational average temperature of the UASB was 23.4 °C ± 1.6°C. The parameters as COD, total solids and total volatile solids, temperature and TVS profiles along the bed reactor were monitored frequently for each biological organic loading rate (BOLR) and consequently HRT applied during all the experimental period. The results presented a growth rate $Y = 0.50 \text{mgDQO} \cdot \text{mgSVT}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, decay coefficient $K_d = 0.058 \text{d}^{-1}$, maximum growth rate $\mu_{\text{máx}} = 0.62 \text{d}^{-1}$ and the limiting substrate concentration $K_s = 2,000 \text{mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$. The values of Y e K_d showed to be correct according to the “t” statistical test, while the values of μ_{max} . and K_s did not presented any association evidence to the same type of test.

Keys word: dairy effluents, UASB reactor, kinetic parameters

1 INTRODUÇÃO

A água é um dos recursos naturais mais intensamente utilizados. É fundamental para a existência e manutenção da vida e, para isso, deve estar presente no ambiente em quantidade e qualidade apropriadas.

O homem tem usado a água não só para suprir suas necessidades metabólicas, mas também para os mais diversos fins. Existem regiões no planeta com intensa demanda de água, tais como os grandes centros urbanos, pólos industriais e zonas de irrigação. Essa demanda pode superar a oferta de água seja em termos quantitativos, ou porque a qualidade da água local está prejudicada devido à poluição.

A legislação vigente sobre as águas nacionais baseia-se na Resolução CONAMA nº 20 de 18/06/86, que estabelece normas e padrões para a qualidade das águas e o lançamento de efluentes nos corpos de água. As águas do território nacional foram classificadas em águas doces (salinidade < 0,05 %), salobras (salinidade entre 0,05 % e 3,0 %) e salinas (salinidade > 3,0 %). Em função dos usos previstos, foram criadas nove classes. Foram estabelecidos ainda, para cada classe, limites e/ou condições, como concentração (ex.: DQO_T, DBO₅, ST), pH, temperatura, cor, turbidez, número de coliformes, etc., que garantam a qualidade da classe. Além dos padrões de qualidade dos corpos receptores, a resolução CONAMA apresenta ainda padrões para o lançamento de efluentes nos corpos de água, bem como padrões de balneabilidade.

No Estado de Minas Gerais a Deliberação Normativa 10/86 do Conselho de Política Ambiental – COPAM – normatiza os padrões de lançamento de efluentes no corpo receptor e essa legislação pode ser mais restritiva e acrescentar outros parâmetros não previstos na legislação federal (Machado, et al., 2002).

A compreensão da cinética microbiológica do tratamento das águas residuárias é, portanto, essencial para otimização do projeto e operação dos sistemas de tratamento biológico dos efluentes líquidos agroindustriais. No passado, as estações de tratamento eram projetadas por engenheiros tendo por base critérios essencialmente empíricos, como o tempo de detenção hidráulica (TDH), carga orgânica volumétrica (COV), etc. Nas últimas décadas, o caráter multidisciplinar das Engenharias tem sido reconhecido, e os biólogos têm trazido fundamentais contribuições para a compreensão do processo. O conhecimento racional tem se expandido, com o concomitante decréscimo do nível de empirismo, possibilitando que os sistemas venham a ser projetados e operados em bases mais sólidas. Os resultados têm sido o aumento da eficiência e a redução nos custos.

Em decorrência da ampliação de conhecimento nesta área, os sistemas anaeróbios de tratamento da água residuária, notadamente os reatores de manta de lodo (UASB), cresceram em maturidade, passando a ocupar uma posição de destaque, não só em nível mundial, mas principalmente em nosso país, face as nossas favoráveis condições climáticas. O processo anaeróbio possui ainda a vantagem sobre o aeróbio em função da produção do biogás, insumo energético que possibilita retorno do capital investido na implantação do sistema.

A grande aceitação dos reatores anaeróbios, notadamente os de manta de lodo, tem levado, muitas vezes, ao desenvolvimento de projetos e à implementação de estações de tratamento com sérios problemas conceituais. Hoje portanto se torna inadmissível o dimensionamento de qualquer unidade de tratamento em escala plena sem o prévio conhecimento dos parâmetros cinéticos, capazes de subsidiar estudos de escalonamento "scale-up".

Assim, pretende-se que este trabalho possa contribuir, no sentido de disponibilizar informações relativas aos fundamentos cinéticos da biomassa (manta de lodo), na conversão anaeróbia da matéria orgânica das águas

residuárias de processos agroindustriais, tratando em escala laboratorial (bancada) nos reatores “UASB”, efluentes líquidos provenientes de laticínio (simulação), suinocultura e água do beneficiamento do café via úmida, procurando assim subsidiar, por meio de parâmetros cinéticos, o dimensionamento e escalonamento das respectivas unidades.

2 REFERENCIAL TEÓRICO

2.1 Indústria Laticinista

A cadeia agroindustrial de leite no Brasil é uma das mais importantes, tanto pela questão econômica quanto pela social. A pecuária de leite está presente em todos os Estados da Federação, empregando mão-de-obra, gerando excedentes comercializáveis e garantindo renda para boa parte da população brasileira. O segmento da indústria nacional é amplo e diversificado e nele estão presentes empresas de laticínios de vários portes, desde pequenas indústrias captando reduzido volume de leite, até as multinacionais e as cooperativas centrais, que processam centena de milhares de litros por dia. A cadeia ainda movimenta e impulsiona parte da produção nacional de grãos e outros insumos necessários nas várias etapas da produção e comercialização (Sebrae-MG, 1997).

A indústria laticinista gera efluentes líquidos, resíduos sólidos e emissões atmosféricas passíveis de impactar o meio ambiente. O efluente líquido é considerado como um dos principais responsáveis pela poluição causada por este tipo de indústria. O Estado de Minas Gerais, por exemplo, possui cerca de 1250 indústrias de laticínios formalmente constituídas, muitas sem qualquer tipo de tratamento de seus efluentes líquidos que são lançados diretamente nos corpos receptores de águas. Esse dado permite concluir que a poluição provocada pelos efluentes líquidos de laticínios assume proporções que exigem uma conscientização dos proprietários e dos trabalhadores das indústrias e a implementação de ações concretas para minimizar esse impacto ambiental (Sebrae-MG, 1998).

Os efluentes líquidos das indústrias de laticínio abrangem os efluentes líquidos industriais, os esgotos sanitários dos banheiros, incluindo banhos, vasos

sanitários e lavatórios; refeitórios e cozinha e as águas pluviais coletadas e captadas na respectiva indústria. Geralmente, esse último tipo de efluente possui tubulações independentes. A tubulação de esgoto sanitário e a tubulação de águas residuárias industriais costumam convergir, em seus trechos finais, para uma mesma tubulação que conduz a mistura desses dois líquidos até a estação de tratamento de efluentes ou, no caso da inexistência dessa, ao ponto de disposição final em corpos de água receptores (destino incorreto) ou na rede municipal de esgotos (Minas Ambiente, 1998).

Embora os efluentes líquidos decorrentes dos vários processos empregados pela indústria de laticínios possuam uma natureza geralmente similar entre si, refletindo o efeito das perdas de leite e seus derivados, a composição detalhada destes é influenciada pelos seguintes fatores:

- processos industriais em curso;
- volume de leite processado;
- condições e tipos de equipamentos utilizados;
- práticas de redução da carga poluidora e do volume de efluentes;
- atitudes de gerenciamento e da direção da indústria em relação às práticas de gestão ambiental;
- quantidade de água utilizada nas operações de limpeza e no sistema de refrigeração (Machado, et al., 2002).

Devido a todos esses fatores, os dados publicados em livros e artigos sobre essas características devem ser vistos como valores aproximados, ou seja, como indicativos do que se poderia esperar em situações médias. Os valores reais podem ser obtidos somente por monitoramento feito na própria indústria de interesse (Machado, et al., 2002).

A vazão dos efluentes líquidos de uma indústria de laticínios é extremamente variável ao longo do dia, dependendo das operações de processamento ou de limpeza que estejam em curso. Há também as flutuações

sazonais devidas às modificações introduzidas no perfil qualitativo e/ou quantitativo de produção, nos horários de produção, nas operações de manutenção, etc (Machado, et al., 2002).

A redução e o controle de efluentes líquidos incluem um conjunto de ações para minimizar o volume dos efluentes gerados e a carga poluidora, propiciando um tratamento mais fácil e uma redução nas dimensões das unidades do sistema (Machado, et al., 2002).

2.2 Suinocultura

Como integrante do agronegócio brasileiro, o complexo agroindustrial suínico se destaca pelo grande contingente de produtores envolvidos e pela capacidade de produzir grande quantidade de proteína de alta qualidade em reduzido espaço físico e curto espaço de tempo, quando comparada a outras espécies animais de médio porte (ABIPECS - Associação Brasileira de Industrialização, Produção e Exportação de Carne Suína, 2003).

Atualmente, a suinocultura encontra-se presente em 46,5% das 5,8 milhões de propriedades rurais existentes no Brasil, constituindo uma importante fonte de renda e estabilidade social (Rebouças, et al., 2002).

O desenvolvimento da suinocultura constitui-se em importante fator do desenvolvimento econômico nacional, pois provoca efeitos multiplicadores de renda e emprego em todos os setores da economia, intensificando a demanda de insumos agropecuários e a expansão e modernização dos setores de comercialização e agroindústrias (Rebouças, et al., 2002).

A produção tecnificada de suínos é caracterizada por produzir animais em confinamento total. Neste tipo de produção, há maior preocupação com manejo e alimentação (Oliveira, 1997).

Porém, o volume de poluentes dos despejos de suínos gerados nas granjas, é proporcionalmente, por peso, de 10 a 12 vezes superior ao do esgoto

humano, sendo, em alguns aspectos, 100 vezes mais concentrado, em termos de Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO₅²⁰. Os produtores de suínos mantêm seus animais confinados e a concentração de grande número de animais em pequenas áreas traz, como consequência, uma produção muito grande em volume de dejetos (Rebouças, et al., 2002).

Como exemplo, o estado de Santa Catarina possui aproximadamente 220.000 propriedades rurais, sendo que, destas, 60.000 têm na suinocultura sua principal fonte de renda. Do total de 3,5 milhões de cabeças do rebanho catarinense, 3 milhões (86%) estão concentradas em uma área de 30.000 km², abrangendo 60 municípios no Oeste Catarinense. Nesta região a poluição, em termos de concentração de DBO₅, equivale à de uma população de 30.000.000 de habitantes. (Rebouças, et al., 2002).

Ao que parece, o produtor e demais pessoas envolvidas no desenvolvimento e na expansão da suinocultura ainda não se aperceberam das consequências, em termos de volume e do potencial de poluição, dos despejos acumulados nestas regiões com grande concentração de suínos.

A contaminação dos mananciais por despejos de suínos é de longe o maior problema com efluentes da pecuária. Devendo, portanto, ser enfrentado imediatamente, principalmente naquelas regiões com maior concentração de animais (Oliveira, 1993).

2.3 Cafeicultura

O Brasil é o maior produtor de café do mundo, com 38% da produção, safra 2002/2003 e o segundo maior consumidor. Analisando a evolução da produção nacional, constata-se que está sendo mantido um crescimento sustentado em maior escala pelo incremento da produtividade, especialmente em novas áreas de produção, como é o caso do cerrado. Este volume produzido

sustenta com grande vantagem a liderança do Brasil no “ranking” de produção mundial (Anuário Estatístico do Café, 2003).

O estado de Minas Gerais é considerado o maior produtor de café do país, respondendo por aproximadamente 50% da produção nacional. Segundo dados da Companhia Nacional de Abastecimento, do total produzido no país na safra de 2003/2004, Minas Gerais contribuirá com aproximadamente 12 milhões do total de 28,9 milhões de sacas de 60kg de café brasileiro (Anuário Estatístico do Café, 2003).

Atualmente, o Estado possui um parque cafeeiro com mais de 2,876 bilhões de pés de café plantados, resultando em uma área de aproximadamente 1 milhão de hectares, abrangendo mais de 80.000 propriedades produtoras localizadas em 510 municípios, ou 60% de todos os municípios mineiros (Anuário Estatístico do Café, 2003).

Na cafeicultura, durante as atividades ao longo da cadeia produtiva, são gerados diversos tipos de resíduos e subprodutos. Os principais rejeitos gerados na primeira etapa de processamento são a casca, o pergaminho, a polpa, a mucilagem e os despejos líquidos dos equipamentos utilizados na lavagem, no descascamento e no desmucilamento do café.

As atividades de separação, descascamento e despolpa dos frutos do cafeeiro, necessárias para redução do custo de secagem dos grãos e melhoria na qualidade da bebida, geram grandes volumes de águas residuárias, ricas em material orgânico em suspensão e constituintes orgânicos e inorgânicos em solução, com grande poder poluente, além de grande quantidade de resíduos sólidos (Matos et al., 2000).

2.4 Processos Anaeróbios

Para se projetar e operar estações de tratamento de águas residuárias, é fundamental o conhecimento do transporte hidráulico dos materiais no reator

(entrada e saída) e das reações que ocorrem no mesmo (produção e consumo). Grande parte das reações que ocorrem no tratamento das águas residuárias são lentas, e a consideração da sua cinética é, bastante, importante.

2.5 Fundamentos da Digestão Anaeróbia

O processo de fermentação no qual as bactérias anaeróbias produzem metano e gás carbônico a partir da degradação de compostos orgânicos complexos é denominado digestão anaeróbia. Este processo ocorre em diferentes ambientes naturais, tais como, o trato gastrointestinal, pântanos, solos e nos sedimentos de rios, lagos e mares (Chernicharo & Campos, 1992).

A digestão anaeróbia representa um sistema ecológico delicadamente balanceado, onde cada microrganismo tem uma função específica. As bactérias metanogênicas desempenham funções primordiais: elas produzem um gás insolúvel (metano), possibilitando a remoção do carbono orgânico do ambiente anaeróbio, além de utilizarem o hidrogênio, favorecendo o ambiente para que as bactérias acidogênicas fermentem compostos orgânicos com a produção de ácido acético, o qual é convertido a metano (Campos, 1990).

A digestão anaeróbia de compostos orgânicos complexos é normalmente considerada um processo de dois estágios. No primeiro estágio, um grupo de bactérias facultativas e anaeróbias, denominadas formadoras de ácidos ou fermentativas, convertem os compostos orgânicos complexos em outros mais simples, citado por Campos, (1990).

Compostos orgânicos complexos como carboidratos, proteínas e lipídeos são hidrolisados, fermentados e biologicamente convertidos em materiais orgânicos mais simples, principalmente ácidos voláteis. Embora não ocorra a estabilização do resíduo durante o primeiro estágio, este é necessário para a conversão da matéria orgânica em uma forma mais apropriada para o segundo estágio do tratamento (Chernicharo, 1997).

É no segundo estágio que a real estabilização do resíduo acontece, através da conversão dos ácidos orgânicos, gás carbônico e hidrogênio em produtos finais gasosos, o metano e o gás carbônico. Esta conversão é efetuada por um grupo especial de bactérias, denominadas formadoras de metano, as quais são estritamente anaeróbias. As bactérias metanogênicas dependem do substrato fornecido pelas acidogênicas, configurando portanto uma interação comensal (Campos, 1990).

Uma vez que as bactérias metanogênicas são responsáveis pela maior parte da estabilização do resíduo, a sua baixa taxa de crescimento e de utilização dos ácidos orgânicos normalmente representa o fator limitante no processo de digestão como um todo (Campos, 1990).

2.5.1 Microbiologia da Digestão

A digestão anaeróbia pode ser considerada como um ecossistema onde diversos grupos de microrganismos trabalham interativamente na conversão da matéria orgânica em ácidos voláteis, álcoois, ácidos voláteis intermediários e, finalmente, gás metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2) (Chernicharo & Campos, 1992).

Os microrganismos que participam do processo de decomposição anaeróbia podem ser divididos em três importantes grupos de bactérias com comportamentos fisiológicos distintos. O primeiro grupo é composto de bactérias hidrolíticas, que transformam, por hidrólise, os polímeros em monômeros e estes, em acetato, hidrogênio, dióxido de carbono, ácidos orgânicos de cadeia curta, aminoácidos e outros produtos como glicose. O segundo grupo é formado pelas bactérias acetoclásticas produtoras de hidrogênio, as quais convertem os produtos gerados pelo primeiro grupo em acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. Estes produtos finais são os substratos essenciais para o terceiro grupo, que, por sua vez, consiste de dois diferentes

grupos de bactérias metanogênicas. Um grupo utiliza o acetato transformando-o em metano e dióxido de carbono, enquanto o outro produz metano através da redução do dióxido de carbono (Campos, 1990).

2.5.2 Bactérias Hidrolíticas

A bactéria hidrolítica atua principalmente no primeiro estágio do processo, liquefazendo as moléculas complexas e transformando-as em moléculas mais simples, utilizando-se para isso de enzimas hidrolíticas. Já se sabe que a hidrólise dos polímeros na anaerobiose é fator limitante na metanificação da matéria orgânica, conforme mencionado por Campos (1990).

2.5.3 Bactérias Formadoras de Ácidos

Há dois grupos de bactérias formadoras de ácidos, as chamadas produtoras de ácidos e as acetogênicas. Estes dois grupos possuem funções e taxas de reação diferentes. As bactérias formadoras de ácidos têm uma alta taxa de metabolismo, enquanto as acetogênicas possuem baixo metabolismo, portanto, ambas têm taxas de crescimento e demais parâmetros cinéticos diferentes. As produtoras de ácidos são capazes de digerirem uma grande variedade de carboidratos e outras substâncias complexas, convertendo-as em ácido acético, propiônico, butírico, dióxido de carbono e hidrogênio. Durante a formação do ácido acético e propiônico, uma grande quantidade de hidrogênio é formada, fazendo com que o valor do pH, no meio aquoso, decresça. Há, porém, duas maneiras pelas quais o hidrogênio é consumido: por meio das bactérias metanogênicas, que utilizam hidrogênio e dióxido de carbono para produzir o gás metano; pela formação de ácidos orgânicos, tais como, propiônico e butírico, ácidos estes a partir através da reação do hidrogênio com dióxido de carbono e ácido acético.

De todos os produtos metabolizados pelas bactérias formadoras de ácidos, apenas o hidrogênio e o acetato podem ser utilizados diretamente pelas bactérias metanogênicas. Porém, pelo menos 50% da DQO biodegradável é convertida em propionato e butirato (Campos, 1990), os quais são posteriormente decompostos em acetato e hidrogênio pela ação das bactérias acetogênicas.

2.5.4 Bactérias Metanogênicas

A biologia das bactérias metanogênicas tem sido alvo de pesquisa mais intensa nos últimos 25 anos. Hoje, as metanogênicas são divididas em dois grupos; bactérias metanogênicas acetoclásticas e bactérias utilizadoras de hidrogênio. O primeiro forma metano a partir de ácido acético ou metanol; o segundo produz metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono. A bactéria metanogênica acetoclástica é normalmente o microrganismo predominante na digestão anaeróbia, porém, sua taxa de crescimento é bastante baixa quando comparada com a taxa de crescimento das bactérias formadoras de ácidos. O pH ótimo para as metanogênicas varia de 6,4 a 8,0, enquanto as formadoras de ácido trabalham num pH ótimo em torno de 4,5 a 5,5. A maior parte do metano produzido na digestão anaeróbia a temperatura mesofílica ou termofílica é proveniente do acetato, sendo o restante devido ao dióxido de carbono (Campos, 1990).

2.5.5 Requisitos Ambientais

Um habitat natural não implica num ambiente não afetado pela atividade humana, mas sim em que as espécies que compreendem a população microbiana sejam aquelas selecionadas pela interação com o ambiente e com elas mesmas. Condições nutricionais e físicas proporcionam a seleção dos organismos mais adaptados com o ambiente, os quais, por sua vez, podem variar rápida e

freqüentemente devido a mudanças no suprimento de nutrientes ou devido às condições físicas (Chernicharo, 1997).

Tanto as características físicas quanto as químicas do ambiente influenciam o crescimento microbiano. Fatores físicos em geral atuam como agentes seletivos, enquanto que os fatores químicos podem ou não ser seletivos. Alguns elementos, como carbono e nitrogênio, os quais são usualmente requeridos em quantidades relativamente grandes, podem ser muito importantes na seleção das espécies predominantes. Micronutrientes, os quais são requeridos em quantidades muito pequenas, geralmente exercem pouca ou nenhuma influência seletiva (Chernicharo, 1997).

A digestão anaeróbia é particularmente suscetível a um controle estrito das condições ambientais, uma vez que o processo requer uma interação entre bactérias fermentativas e metanogênicas. Dessa forma, o sucesso do processo depende de um balanço delicado do sistema ecológico. Atenção especial deve ser dispensada às bactérias metanogênicas, consideradas as mais vulneráveis às mudanças das condições ambientais (Chernicharo, 1997). Os principais requisitos ambientais da digestão anaeróbia são comentados a seguir.

2.5.6 Nutrientes

As necessidades nutricionais das populações microbianas envolvidas nos processos biológicos de tratamento de esgotos são usualmente estabelecidas a partir da composição química de suas células. Como a composição exata é raramente conhecida, os requisitos de nutrientes são determinados com base na composição empírica das células microbianas. Tal consideração se baseia no fato de que quase todas as células vivas são formadas por tipos similares de compostos e que estas apresentam composições químicas similares, requerendo, portanto, os mesmos elementos nas mesmas proporções relativas (Chernicharo, 1997).

operação destes na faixa termofílica. Entretanto, a experiência operacional de reatores anaeróbios nesta faixa não tem sido de todo satisfatória, levantando ainda muitas questões, se os benefícios advindos superam as desvantagens, incluindo o suplemento energético necessário para aquecer os reatores, a má qualidade do sobrenadante e a instabilidade do processo (Chernicharo, 1997). A importância dos dados quantitativos sobre o efeito da temperatura na população microbiana é que se pode conseguir uma considerável redução no tamanho do reator se este for operado próximo à temperatura ótima, uma vez que a taxa de crescimento específica máxima da população microbiana cresce com aumento da temperatura. Embora elevadas temperaturas sejam desejáveis, talvez seja mais importante a manutenção de uma temperatura uniforme dentro do reator, uma vez que o processo anaeróbio é considerado muito sensível a mudanças bruscas de temperatura, podendo provocar um desbalanceamento entre as populações microbianas e conseqüente falha do processo. O limite usual de variação é de cerca de 2°C por dia (Chernicharo, 1997).

As bactérias formadoras de metano predominantes em reatores anaeróbios operados na faixa mesofílica de temperatura são as dos gêneros *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter* e *Methanospirillum*, as quais utilizam o hidrogênio, e dos gêneros *Methanosarcina* e *Methanothrix*, as quais são bactérias que utilizam o acetato para a formação do metano (Chernicharo, 1997).

2.5.8 pH, Alcalinidade e Ácidos Voláteis

Estes três fatores ambientais estão intimamente relacionados entre si, sendo igualmente importantes para o controle e a operação adequada dos processos anaeróbios. Entretanto, valores mais baixos de pH podem inibir por completo as bactérias formadoras de metano. As bactérias produtoras de ácidos voláteis têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 5,0 e 6,0, tendo uma tolerância maior por valores mais baixos de pH. Dessa forma, o controle de pH

2.5.7 Temperatura

Dos fatores físicos que afetam o crescimento microbiano, a temperatura é um dos mais importantes na seleção das espécies. Os microrganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna, e dessa forma a temperatura no interior da célula é determinada pela temperatura ambiente externa (Chernicharo, 1997). Três valores de temperaturas são normalmente referenciados para caracterizar o crescimento de espécies microbianas. As temperaturas máximas e mínimas definem os limites da faixa em que o crescimento é possível, e a temperatura ótima é aquela em que o crescimento é máximo. A taxa de crescimento microbiano em temperaturas próximas à mínima é tipicamente baixa, mas aumenta exponencialmente com o acréscimo da temperatura, atingindo o máximo próximo à temperatura ótima. A partir do ponto de crescimento ótimo, o aumento de alguns poucos graus provoca uma queda abrupta na taxa de crescimento, até o valor zero. Para a maioria dos microrganismos, a taxa de crescimento aumenta de duas a três vezes para cada aumento de 10°C na faixa compreendida entre a temperatura mínima e a ótima.

A taxa de qualquer reação química aumenta com a elevação da temperatura, desde que esta temperatura não produza alterações nos reagentes ou no catalizador. As reações biológicas apresentam também a mesma tendência de acréscimo com a temperatura. No entanto, para estas últimas existe uma temperatura ótima, acima da qual há um decréscimo da taxa, possivelmente devido à destruição de enzimas nas temperaturas mais elevadas (von Sperling, 1996b).

A formação microbiana do metano ocorre numa faixa bastante ampla de temperatura, de 0 a 97°C. Dois níveis ótimos de temperatura têm sido associados à digestão anaeróbia, um na faixa mesofílica de 30 a 35°C, e o outro na faixa termofílica de 50 a 55°C (Chernicharo, 1997). A maioria dos reatores anaeróbios têm sido projetados na faixa mesofílica, embora também seja possível a

operação destes na faixa termofílica. Entretanto, a experiência operacional de reatores anaeróbios nesta faixa não tem sido de todo satisfatória, levantando ainda muitas questões, se os benefícios advindos superam as desvantagens, incluindo o suplemento energético necessário para aquecer os reatores, a má qualidade do sobrenadante e a instabilidade do processo (Chernicharo, 1997). A importância dos dados quantitativos sobre o efeito da temperatura na população microbiana é que se pode conseguir uma considerável redução no tamanho do reator se este for operado próximo à temperatura ótima, uma vez que a taxa de crescimento específica máxima da população microbiana cresce com aumento da temperatura. Embora elevadas temperaturas sejam desejáveis, talvez seja mais importante a manutenção de uma temperatura uniforme dentro do reator, uma vez que o processo anaeróbio é considerado muito sensível a mudanças bruscas de temperatura, podendo provocar um desbalanceamento entre as populações microbianas e conseqüente falha do processo. O limite usual de variação é de cerca de 2°C por dia (Chernicharo, 1997).

As bactérias formadoras de metano predominantes em reatores anaeróbios operados na faixa mesofílica de temperatura são as dos gêneros *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter* e *Methanospirillum*, as quais utilizam o hidrogênio, e dos gêneros *Methanosarcina* e *Methanothrix*, as quais são bactérias que utilizam o acetato para a formação do metano (Chernicharo, 1997).

2.5.8 pH, Alcalinidade e Ácidos Voláteis

Estes três fatores ambientais estão intimamente relacionados entre si, sendo igualmente importantes para o controle e a operação adequada dos processos anaeróbios. Entretanto, valores mais baixos de pH podem inibir por completo as bactérias formadoras de metano. As bactérias produtoras de ácidos voláteis têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 5,0 e 6,0, tendo uma tolerância maior por valores mais baixos de pH. Dessa forma, o controle de pH

objetiva principalmente a eliminação do risco de inibição das bactérias metanogênicas pelos baixos valores de pH, evitando assim falha do processo.

A interação entre a alcalinidade e os ácidos voláteis durante a digestão anaeróbia fundamenta-se na capacidade de tamponamento do sistema em neutralizar os ácidos formados no processo, e também em tamponar o pH na eventualidade de acumulação dos ácidos voláteis. Tanto a alcalinidade como os ácidos voláteis derivam primariamente da decomposição dos compostos orgânicos durante a digestão. Durante a digestão de substratos complexos ocorre a produção de ácidos voláteis intermediários, enquanto a atuação microbiana na digestão de compostos protéicos transforma o nitrogênio orgânico no produto final amônia. A combinação da amônia com o ácido carbônico em solução leva à formação do bicarbonato de amônia. Entretanto, na faixa de pH entre 6,0 e 7,5 a ação de tamponamento da amônia é desprezível, ficando o tamponamento do meio quase que totalmente dependente da dissociação do ácido carbônico (Chernicharo, 1997).

A alcalinidade pode derivar também de sabões e outros sais de ácidos orgânicos, especialmente de ácidos fracos como os ácidos voláteis. A digestão do acetato de sódio, por exemplo, pode levar a formação de bicarbonato de sódio (Chernicharo, 1997).

2.6 Cinética de reatores

2.6.1 Princípios da Cinética de Reações

Todos os processos biológicos de tratamento de águas residuárias ocorrem num volume definido por limites físicos específicos. Este volume é comumente denominado *reator*. As modificações na composição e concentração dos compostos durante a permanência da água residuária no reator são essenciais no tratamento de esgotos (von Sperling, 1996a).

Estas mudanças são causadas por:

- Transporte hidráulico dos materiais no reator (*entrada e saída*);
- Reações que ocorrem no reator (*produção e consumo*).

Para se projetar e operar uma estação de tratamento de águas residuárias é fundamental o conhecimento destes dois componentes, os quais caracterizam o assim denominado *balanço de massa* no reator. Finalmente, a maneira e a eficiência com que estas mudanças ocorrem dependem do tipo e da configuração do reator, por meio do estudo denominado *hidráulica de reatores*.

2.6.2 Cinética de Reações

Tipos de Reações

Grande parte das reações que ocorrem no tratamento de esgotos são lentas, e a consideração da sua cinética é, portanto, importante. A *taxa de reação* r é o termo usado para descrever o desaparecimento ou a formação de um composto ou espécie química (von Sperling, 1996b). A relação entre a taxa de reação, a concentração do reagente e a ordem da reação é dada pela expressão:

$$r = kC^n \quad (1)$$

onde:

r = taxa de reação ($M.L^{-3}.T^{-1}$)

k = constante de reação (T^{-1})

C = concentração do reagente ($M.L^{-3}$)

n = ordem da reação

Para diferentes valores de n , tem-se:

$n = 0$ - reação de ordem zero;

$n = 1$ - reação de primeira ordem;

$n = 2$ - reação de segunda ordem.

Quando mais de um reagente está envolvido, o cômputo da taxa de reação deve levar em consideração as concentrações dos reagentes. No caso de dois reagentes, com concentrações A e B, tem-se:

$$r = kA^n B^m \quad (2)$$

A ordem global da reação é definida como $(n+m)$.

Numa reação com um reagente apenas, caso se aplique o logaritmo em ambos os lados da Equação 2, tem-se:

$$\log r = n \log kC \quad (3)$$

A visualização gráfica da relação acima para diferentes valores de n encontra-se apresentada na Figura 1.

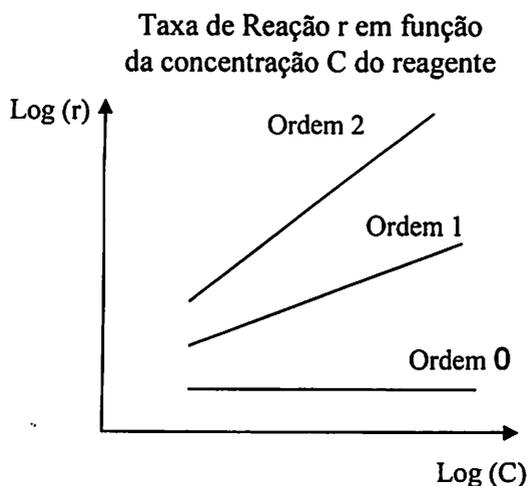


FIGURA 1. Determinação da ordem de reação na escala logarítmica. (von Sperling, 1996b).

A interpretação da Figura 1 é feita da seguinte forma:

- A reação de ordem zero resulta numa linha horizontal. A taxa de reação é independente da concentração do reagente, ou seja, é a mesma para qualquer concentração do reagente.

Reação de Ordem 0 e 1, obtidas
através da cinética de Michaelis-

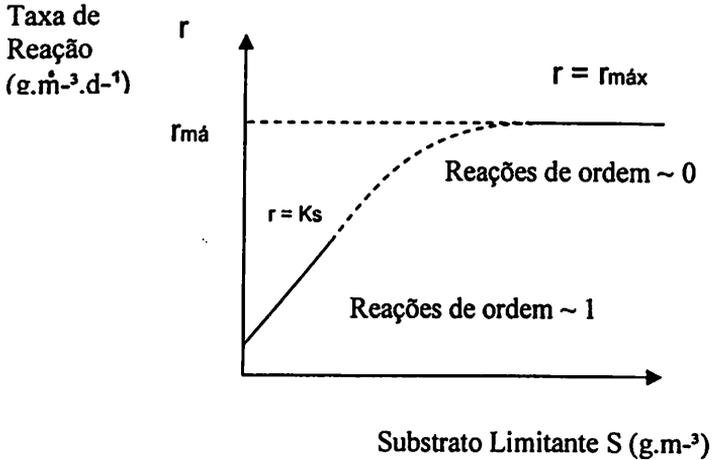


FIGURA 5. Cinética de Michaelis-Menten. Duas condições extremas na reação de saturação. (von Sperling, 1996b).

A forma das equações de Michaelis-Menten é reanalisada em detalhes, na cinética do crescimento bacteriano e da remoção de substrato. Nestas condições tem-se a assim denominada cinética de Monod (von Sperling, 1996b).

2.6.6 Estudo Cinético

O estudo da cinética bioquímica da biomassa em reatores anaeróbios de manta de lodo procura encontrar as velocidades de crescimento dos microrganismos, as velocidades de consumo dos substratos e de formação de produtos. Tais velocidades podem ser expressas em termos matemáticos por modelos que representem adequadamente a dinâmica desses processos.

Segundo von Sperling (1996b), muitos são os fatores que podem influenciar a cinética de populações microbianas. A cinética pode ser afetada pela:

A integração da Equação 5, tendo $C=C_0$ em $t=0$ conduz a:

$$C = C_0 - Kt \quad (6)$$

Esta equação pode ser também visualizada na Figura 2.b.

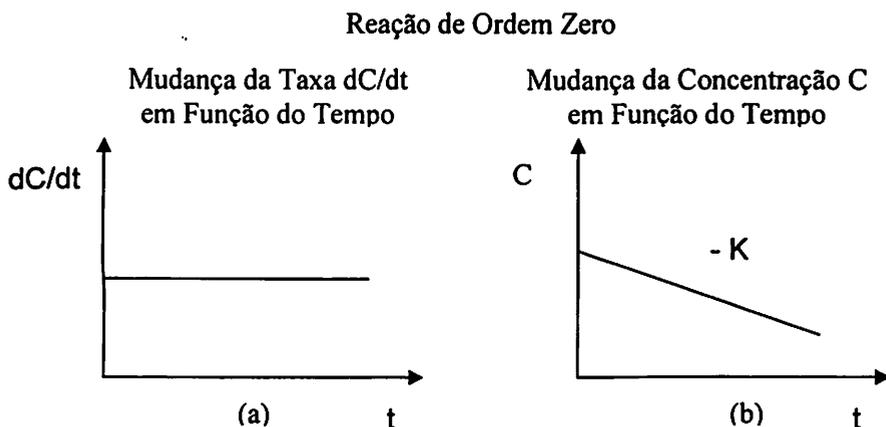


FIGURA 2. Reações de ordem zero. (a) Mudança da taxa de reação dC/dt com o tempo. (b) Mudança da concentração C com o tempo. (von Sperling, 1996b).

2.6.4 Reações de Primeira Ordem

Em um reator de batelada a taxa de mudança da concentração (C) do reagente é proporcional à concentração deste reagente em um dado instante. Admitindo-se uma reação em que o reagente esteja sendo removido. Tem-se assim uma equação da seguinte forma:

$$\frac{dC}{dt} = -KC^1, \quad (7)$$

$$\text{ou } \frac{dC}{dt} = -KC \quad (8)$$

Reação de Ordem 0 e 1, obtidas
através da cinética de Michaelis-

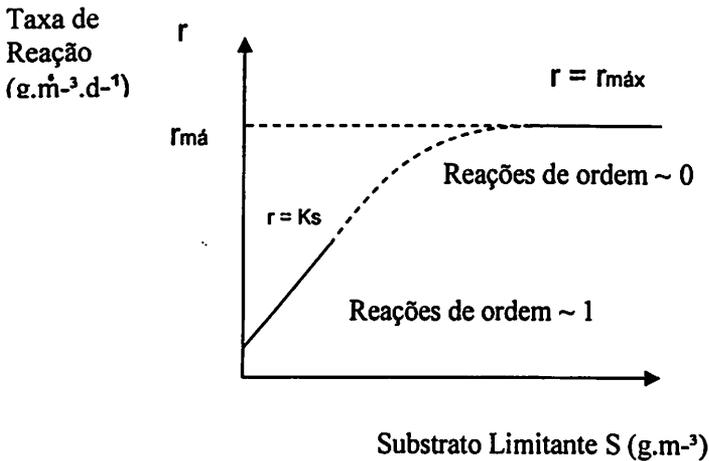


FIGURA 5. Cinética de Michaelis-Menten. Duas condições extremas na reação de saturação. (von Sperling, 1996b).

A forma das equações de Michaelis-Menten é reanalisada em detalhes, na cinética do crescimento bacteriano e da remoção de substrato. Nestas condições tem-se a assim denominada cinética de Monod (von Sperling, 1996b).

2.6.6 Estudo Cinético

O estudo da cinética bioquímica da biomassa em reatores anaeróbios de manta de lodo procura encontrar as velocidades de crescimento dos microrganismos, as velocidades de consumo dos substratos e de formação de produtos. Tais velocidades podem ser expressas em termos matemáticos por modelos que representem adequadamente a dinâmica desses processos.

Segundo von Sperling (1996b), muitos são os fatores que podem influenciar a cinética de populações microbianas. A cinética pode ser afetada pela:

dá na forma de primeira ordem. Inicialmente, quando a maioria dos componentes está sendo removida (consumida) simultaneamente, a taxa de reação global é elevada. Após um certo tempo, no entanto, a taxa pode ser mais lenta, quando apenas os compostos de degradação mais difícil estão ainda presentes (von Sperling, 1996b). Assim, a taxa global de reação assemelha-se a uma típica reação de primeira ordem.

2.6.5 Reação de Saturação

Sem entrar em detalhes sobre as reações enzimáticas, apresenta-se diretamente a equação da taxa de reação do substrato. Esta segue uma forma hiperbólica em que a taxa tende a um valor de saturação, e é dada por:

$$r = r_{m\acute{a}x} \frac{S}{K_S + S} \quad (11)$$

onde

r = taxa da reação ($ML^{-3}T^{-1}$)

$r_{m\acute{a}x}$ = taxa máxima da reação ($ML^{-3}T^{-1}$)

S = concentração do substrato limitante (ML^{-3})

K_S = constante de saturação (ML^{-3})

Pela Figura 4, observa-se que K_S é a concentração do substrato na qual a taxa de reação r é igual a $r_{m\acute{a}x}/2$.

A Equação 11 é amplamente utilizada no tratamento biológico das águas residuárias. Sua grande importância reside na sua forma, que pode representar aproximadamente tanto as cinéticas de ordem zero quanto às de primeira ordem, bem como a transição entre as mesmas. Como comentado anteriormente, no início de uma reação de decomposição de um substrato (matéria orgânica), quando a sua concentração é ainda elevada, não há limitação do mesmo no meio, e a taxa de remoção global aproxima-se da cinética de ordem zero. À medida

Reação de Ordem 0 e 1, obtidas
através da cinética de Michaelis-

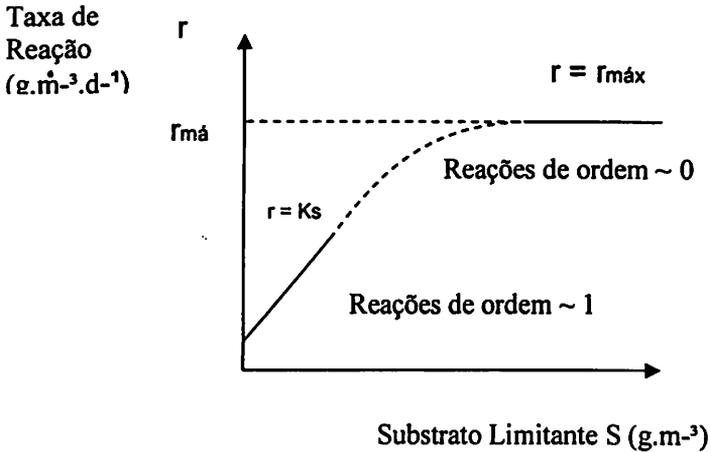


FIGURA 5. Cinética de Michaelis-Menten. Duas condições extremas na reação de saturação. (von Sperling, 1996b).

A forma das equações de Michaelis-Menten é reanalisada em detalhes, na cinética do crescimento bacteriano e da remoção de substrato. Nestas condições tem-se a assim denominada cinética de Monod (von Sperling, 1996b).

2.6.6 Estudo Cinético

O estudo da cinética bioquímica da biomassa em reatores anaeróbios de manta de lodo procura encontrar as velocidades de crescimento dos microrganismos, as velocidades de consumo dos substratos e de formação de produtos. Tais velocidades podem ser expressas em termos matemáticos por modelos que representem adequadamente a dinâmica desses processos.

Segundo von Sperling (1996b), muitos são os fatores que podem influenciar a cinética de populações microbianas. A cinética pode ser afetada pela:

Reação de Ordem 0 e 1, obtidas através da cinética de Michaelis-

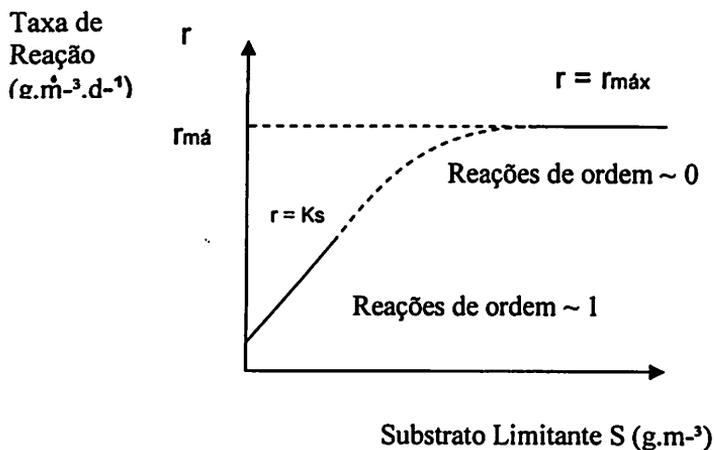


FIGURA 5. Cinética de Michaelis-Menten. Duas condições extremas na reação de saturação. (von Sperling, 1996b).

A forma das equações de Michaelis-Menten é reanalisada em detalhes, na cinética do crescimento bacteriano e da remoção de substrato. Nestas condições tem-se a assim denominada cinética de Monod (von Sperling, 1996b).

2.6.6 Estudo Cinético

O estudo da cinética bioquímica da biomassa em reatores anaeróbios de manta de lodo procura encontrar as velocidades de crescimento dos microrganismos, as velocidades de consumo dos substratos e de formação de produtos. Tais velocidades podem ser expressas em termos matemáticos por modelos que representem adequadamente a dinâmica desses processos.

Segundo von Sperling (1996b), muitos são os fatores que podem influenciar a cinética de populações microbianas. A cinética pode ser afetada pela:

$$r = r_{m\acute{a}x} \quad (12)$$

Nestas condições, a taxa de reação r é constante e igual à taxa máxima $r_{m\acute{a}x}$. A reação segue uma *cinética de ordem zero*, em que a taxa de reação é independente da concentração de substrato. No tratamento de esgotos domésticos, tal situação tende a ocorrer na cabeceira de um reator de fluxo em pistão, onde a concentração de substrato é ainda elevada (von Sperling, 1996b).

• Concentração relativa de substrato: baixa

$S \ll K_S$: reação aproximadamente de primeira ordem.

Quando a concentração de substrato é muito menor do que o valor de K_S , S pode ser desprezado no denominador da Equação 11. Em consequência, esta se reduz a:

$$r = r_{m\acute{a}x} \frac{S}{K_S} \quad (13)$$

Como $r_{m\acute{a}x}$ e K_S são constantes, o termo $(r_{m\acute{a}x}/K_S)$ é também uma constante, podendo ser substituído por uma nova constante K . Desta forma, a Equação 13 se reduz a:

$$r = KS \quad (14)$$

Nesta situação, a taxa de reação é proporcional à concentração de substrato presente. A reação segue uma *cinética de primeira ordem*. Tal situação é típica no tratamento de esgotos domésticos em reatores de mistura completa, em que a concentração de substrato no meio é baixa, devido aos requisitos de baixos valores de substratos no efluente (von Sperling, 1996b).

A Figura 5 apresenta as duas situações extremas, respectivamente das cinéticas de ordem zero e primeira ordem.

- Composição do substrato;
- pH;
- Reologia (parte da física que investiga as propriedades e o comportamento mecânico dos corpos deformáveis que não são nem sólidos nem líquidos) e temperatura do meio;
- Controles Internos;
- Adaptabilidade;
- Heterogeneidade das populações celulares.
- Além disso, as interações entre massa celular e o ambiente (meio), como:
 - Transferência de nutrientes;
 - Produtos e calor.

Entretanto não é prático ou possível tentar formar um modelo cinético que inclua todos os aspectos e detalhes envolvidos na reação meio/biomassa. Conseqüentemente, devem ser feitas simplificações a fim de tornar o modelo aplicável. Existe uma grande dificuldade em se descrever matematicamente essas cinéticas de conversão, devido à complexidade dos substratos e ao envolvimento de diversas populações bacterianas. Por outro lado, modelos matemáticos complexos não são desejáveis, especialmente se eles não conseguem descrever com propriedade as reações de processo envolvidas (Campos, 1990).

Duas variáveis principais formam a base de todos os modelos biológicos: (a) a concentração de substrato; e (b) a concentração de microrganismos (Campos, 1990).

O balanço de massa é uma descrição quantitativa de todos os materiais que entram, saem e se acumulam em um sistema com limites físicos definidos. O balanço de massa é baseado na Lei da Conservação da Massa, isto é, a massa

nunca é criada ou destruída (von Sperling, 1996b), descrita conforme Equações 15 e 16.

(Entrada-Saída) (Produção-Consumo)

Matematicamente:

$$\frac{d(C.V)}{dt} = (Q.C_0 - Q.C) + (\mu.X_r.V_r - k_d.X_r.V_r); \quad (15)$$

$$C.\frac{dV}{dt} + V.\frac{dC}{dt} = (Q.C_0 - Q.C) + (\mu.X_r.V_r - k_d.X_r.V_r); \quad (16)$$

Onde:

V_r – volume do reator, (L);

X_r – concentração de microrganismos (SVT) no reator, (mg.L⁻¹);

Q – vazão, (L.dia⁻¹);

C_0 – concentração de DQO_T afluyente, (mg.L⁻¹);

C – concentração de DQO_T efluente, (mg.L⁻¹).

Nos reatores biológicos usualmente o volume pode ser considerado como fixo, ou seja, a taxa de variação do volume com o tempo é nula, Equação 17.

$$\frac{dV}{dt} = 0; \text{ donde } V.\frac{dC}{dt} = (Q.C_0 - Q.C) + (\mu.X_r.V_r - k_d.X_r.V_r); \quad (17)$$

Determinação das equações para o cálculo dos coeficientes cinéticos:

Equação 18 diz respeito ao tempo de retenção celular θ_c ou TRC (d):

$$\theta_c = \frac{V_r.X_r}{(Q.C_0 + Q.C)}; \text{ (Metcalf \& Eddy, 2002)} \quad (18)$$

Balanco de massa dos microrganismos: $dC/dt = 0$;

$$V.\frac{dC}{dt} = (Q.C_0 - Q.C) + (\mu.X_r.V_r - k_d.X_r.V_r); \quad (19)$$

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu - k_d; \text{ (Metcalf \& Eddy, 2002)} \quad (20)$$

A Equação 21 é amplamente utilizada no tratamento biológico das águas residuárias. Sua grande importância reside na sua forma, que pode representar aproximadamente tanto as cinéticas de ordem zero quanto às de primeira ordem, bem como a transição entre as mesmas (von Sperling, 1996b).

Empregando a equação cinética de Monod, temos:

$$\mu = \frac{\mu_{m\acute{a}x} \cdot C}{K_s + C}; \quad (21)$$

onde: $\mu = \mu_{m\acute{a}x} / 2$.

Combinando a Equação 20 com a Equação 21, temos:

$$\frac{1}{\frac{1}{\theta_c} + k_d} = \frac{K_s}{\mu_{m\acute{a}x}} \cdot \frac{1}{C} + \frac{1}{\mu_{m\acute{a}x}}; \quad (\text{Campos, 1990}) \quad (22)$$

Equação 22 linearizada permite determinar os parâmetros $\mu_{m\acute{a}x}$ e K_s .

Crescimento celular e Utilização do Substrato (Y) e Coeficiente de Decaimento (Kd):

Y – máximo coeficiente de produção (massa de células formadas por massa de substrato consumido).

Relacionando crescimento celular e o substrato limitante:

$$\frac{dC}{dt} = \frac{\mu_{m\acute{a}x} \cdot C \cdot X_r}{(K_s + C) \cdot Y}; \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 2002}) \quad (23)$$

Efeitos do Metabolismo Endógeno:

k_d – coeficiente de decaimento endógeno, Equação 24.

$$\frac{dX}{dt} = -k_d \cdot X; \quad (24)$$

Relacionando a Equação 23 com a Equação 24, tem-se:

$$\frac{dC}{dt} = \frac{\mu_{\max} \cdot C \cdot X_r}{(K_s + C) \cdot Y} - k_d \cdot X_r; \quad (25)$$

Relacionando a Equação 23 com a Equação 17 do balanço de massa, tem-se:

$$V \cdot \frac{dC}{dt} = (Q \cdot C_0 - Q \cdot C) + (V_r \cdot X_r) \cdot \frac{dC}{dt}; \quad (26)$$

$$-\frac{Q(C_0 - C)}{V_r \cdot X_r} = -\frac{1}{Y} \cdot \mu; \quad (27)$$

$$\frac{Q(C_0 - C)}{V_r \cdot X_r} = \frac{1}{Y} \cdot \frac{1}{\theta_c} + k_d; \quad (28)$$

$$\frac{Q(C_0 - C)}{V_r \cdot X_r} = \frac{1}{Y} \cdot \frac{1}{\theta_c} + \frac{k_d}{Y}; \quad (\text{Campos, 1990}) \quad (29)$$

Equação 29 linearizada permite determinar os parâmetros Y e k_d .

3 MATERIAL E MÉTODOS

Neste trabalho foi estudado por meio da cinética microbiana o comportamento da biomassa (leito e manta de lodo), presente no interior dos reatores "UASB" na redução da carga orgânica de águas residuárias de três seguimentos do agronegócio brasileiro. Foram pesquisados três reatores "UASB" em escala laboratorial, sendo um tratando água residuária da suinocultura, outro tratando água residuária proveniente do processamento via úmida do café e um terceiro utilizando leite integral industrializado diluído para simular o efluente gerado na indústria laticinista.

3.1 Dados das pesquisas utilizados para todos os experimentos

Abaixo são descritos quais os parâmetros necessários na determinação cinética dos experimentos conduzidos no Departamento de Engenharia da Universidade Federal de Lavras-MG; um banco de dados foi gerado a partir das análises realizadas em cada um dos três experimentos. Para que se pudessem obter os valores dos parâmetros cinéticos destes reatores "UASB" foram necessárias a organização e a análise criteriosa dos dados relevantes determinados na presente pesquisa.

- $TDH_{média}$ = Tempo de Detenção Hidráulica média (h);
 $Q_{e(média)}$ = Vazão ($L.d^{-1}$);
 V_r = Volume do Reator (L);
 Q_{am} = Vazão dos amostradores* ($L.d^{-1}$);
 X_e = Concentração média de Sólidos Voláteis Totais efluente ao reator para cada tempo de detenção hidráulica ($mg.L^{-1}$);
 X_{am} e X_r = Concentração média de Sólidos Voláteis Totais no interior do reator ** ($mg.L^{-1}$);

- S_a = Substrato afluente, DQO afluente média durante todo o período de operação do reator, média de todos os TDH (mg.L^{-1});
- S_e = Substrato efluente, DQO efluente média para cada tempo de detenção hidráulica (mg.L^{-1});
- TRC (θ_c) = Tempo de Retenção Celular (d);

(*) Somatório das amostras retiradas de todos os amostradores de perfil durante cada tempo de detenção hidráulica, divididas pelo número de dias de duração dos referidos TDH's;

(**) Foram considerados os cinco primeiros amostradores - do fundo do reator ao topo.

3.2 Memorial de Cálculo:

3.2.1 Balanço de Massa e Crescimento Celular

A maior parte dos modelos matemáticos introduz simplificações na forma da sua representação. A unidade de massa das células microbianas é normalmente expressa em termos de sólidos totais (ST) em mg.L^{-1} , uma vez que a biomassa é constituída de sólidos que se encontram no reator. No entanto, nem toda biomassa de sólidos participa da conversão do substrato orgânico, havendo uma fração inorgânica que não desempenha funções em termos do tratamento biológico. Assim, a biomassa é também frequentemente expressa em termos de sólidos voláteis totais (SVT) em mg.L^{-1} . Estes representam a fração orgânica da biomassa, já que a matéria orgânica pode ser volatilizada, ou seja, convertida a gás por combustão (oxidação).

No entanto, nem toda a fração orgânica da biomassa é ativa. Assim, os sólidos voláteis totais podem ser ainda divididos em uma fração ativa e uma fração não ativa. A fração ativa é a que tem real participação na estabilização do substrato. A principal limitação na utilização dos sólidos ativos no projeto e

controle operacional das estações relaciona-se à dificuldade da sua determinação. Sendo assim, neste trabalho adotou-se como medida representativa da massa microbiana presente no reator o valor dos SVT (mg.L^{-1}).

$$\frac{dS}{dt} \cdot V_r = Q \cdot S_0 - Q \cdot S - V_r \left(\frac{K_s \cdot S}{K_s + S} \right) \quad (30)$$

onde:

$$K = \frac{\mu_{\text{máx.}}}{Y} \quad (31)$$

$\mu_{\text{máx.}}$ = Taxa máxima de crescimento celular (d^{-1});

Y = Coeficiente de produção celular ($\text{mgSVT}^{-1}\text{mgDQO.d}^{-1}$);

S_0 = Concentração de DQO afluente do reator (mg.L^{-1});

S = Concentração de DQO efluente do reator (mg.L^{-1});

K_s = Concentração de substrato correspondente à metade da taxa de crescimento.

$$\frac{dX}{dt} \cdot V_r = Q \cdot S_0 - Q \cdot S - V_r \left[-\frac{1}{Y} \cdot \frac{\mu_{\text{máx.}} \cdot S}{(K_s + S)} \right] \quad (32)$$

$$0 = Q \cdot S_0 - Q \cdot S - V_r \left[-\frac{1}{Y} \cdot \frac{\mu_{\text{máx.}} \cdot S}{(K_s + S)} \right] \quad (33)$$

$$-\frac{Q(S_0 - S)}{V_r \cdot X} = -\frac{1}{Y} \cdot \frac{\mu_{\text{máx.}} \cdot S}{(K_s + S)} \quad \text{Equação de Monod} \quad (34)$$

$$-\frac{Q(S_0 - S)}{V_r \cdot X} = -\frac{1}{Y} \cdot \mu \quad \text{Crescimento celular} \quad (35)$$

Balanco de Massa, crescimento celular e decaimento celular.

$$\mu - K_d = \frac{1}{\theta_c} \Rightarrow \mu = \frac{1}{\theta_c} + K_d \quad (36)$$

$$-\frac{Q(S_0 - S)}{V_r \cdot X} = -\frac{1}{Y} \cdot \mu \quad (37)$$

$$-\frac{Q(S_0 - S)}{V_r \cdot X} = -\frac{1}{Y} \cdot \left(\frac{1}{\theta_c} + K_d \right) \quad (\times -1) \quad (38)$$

$$\frac{Q(S_0 - S)}{V_r \cdot X} = \frac{1}{Y} \cdot \left(\frac{1}{\theta_c} + K_d \right) \quad (39)$$

$$\frac{Q(S_0 - S)}{V_r \cdot X} = \frac{1}{Y \theta_c} + \frac{K_d}{Y} \quad \text{Equação linear para extraírem-se parâmetros cinéticos} \quad (40)$$

$$y = \frac{Q(S_0 - S)}{V_r \cdot X} \quad a = \frac{1}{Y} \quad x = \frac{1}{\theta_c} \quad b = \frac{K_d}{Y} \quad (41)$$

3.2.2 Tempo de Retenção Celular (θ_c):

$$\theta_c = TRC = \frac{X_r \cdot V_r}{(Q_e \cdot X_e) + (Q_a \cdot X_a)} \quad (42)$$

$$\mu = \frac{\mu_{m\acute{a}x} \cdot S_e}{K_s + S_e} \text{ Equa\c{c}\~{a}o de Monod} \quad (43)$$

onde:

- μ = Taxa de crescimento (d^{-1});
- $\mu_{m\acute{a}x}$ = Taxa m\acute{a}xima de crescimento (d^{-1});
- K_s = Concentra\c{c}\~{a}o de substrato limitante ($mgDQO.L^{-1}$);
- S_e = DQO efluente m\acute{e}dia para cada tempo de deten\c{c}\~{a}o hidr\~{a}ulica ($mg.L^{-1}$).

$$\theta_c = TRC = \frac{X_r \cdot V_r}{(Q_e \cdot X_e) + (Q_a \cdot X_a)} \quad (44)$$

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{(Q_e \cdot X_e) + (Q_a \cdot X_a)}{X_r \cdot V_r} = \mu - K_d \quad (45)$$

onde:

K_d = Coeficiente de decaimento (dia^{-1}).

$$\mu - K_d = \frac{1}{\theta_c} \quad (46)$$

$$\frac{\mu_{m\acute{a}x} \cdot S_e}{K_s + S_e} - K_d = \frac{1}{\theta_c} \Rightarrow \frac{\mu_{m\acute{a}x} \cdot S_e}{K_s + S_e} = \frac{1}{\theta_c} + K_d \quad (47)$$

Linearizando a equa\c{c}\~{a}o, temos:

$$\left(\frac{\mu_{m\acute{a}x} \cdot S_e}{K_s + S_e} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{\theta_c} + K_d \right)^{-1} \quad (48)$$

$$\frac{K_s + S_e}{\mu_{m\acute{a}x.} \cdot S_e} = \frac{1}{\theta_c + K_d} \quad (49)$$

$$\frac{K_s}{\mu_{m\acute{a}x.} \cdot S_e} + \frac{S_e}{\mu_{m\acute{a}x.} \cdot S_e} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\theta_c} + K_d\right)} \quad (50)$$

$$\frac{K_s}{\mu_{m\acute{a}x.} \cdot S_e} + \frac{1}{\mu_{m\acute{a}x.}} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\theta_c} + K_d\right)} \quad (51)$$

$$\frac{1}{\frac{1}{\theta_c} + K_d} = \frac{K_s}{\mu_{m\acute{a}x.}} \cdot \frac{1}{S_e} + \frac{1}{\mu_{m\acute{a}x.}} \quad \text{Equa\c{c}\~{o} linear para extra\i{r}em-se par\~{a}metros cin\~{e}ticos} \quad (52)$$

$$y = \frac{1}{\frac{1}{\theta_c} + K_d} \quad a = \frac{K_s}{\mu_{m\acute{a}x.}} \quad x = \frac{1}{S_e} \quad b = \frac{1}{\mu_{m\acute{a}x.}} \quad (53)$$

3.3 Estudos Estat\i{st}icos

A regress\~{a}o linear foi obtida por meio do m\~{e}todo dos m\i{n}imos quadrados e como resultado da regress\~{a}o um modelo estat\i{st}ico foi encontrado, servindo para prever uma vari\~{a}vel resposta em rela\c{c}\~{a}o a uma vari\~{a}vel explicativa. E a correla\c{c}\~{a}o foi utilizada para mensurar a for\c{c}a entre vari\~{a}veis num\~{e}ricas.

Podemos determinar se existe relação significativa entre as variáveis testando se a verdadeira inclinação da regressão linear é igual a zero. Se essa hipótese for rejeitada, poder-se-á concluir que há evidências de uma relação linear.

O método que foi utilizado para examinar a existência de relação linear entre duas variáveis envolve o coeficiente de correlação da amostra “r”. A estatística de teste (t) para determinar a existência de uma correlação significativa é dada por

$$t = \frac{r}{\sqrt{\frac{1-r^2}{n-2}}} \quad (\text{Levine; et al., 2000}) \quad (54)$$

Onde a estatística de teste “t” segue uma distribuição t com (n – 2 graus de liberdade, sendo:

$$r^2 = \frac{SQReg}{STQ} \quad (R_{\text{quadrado}}), \quad r = \sqrt{r^2} \quad (R_{\text{múltiplo}}) \quad \text{e } n = \text{graus de liberdade,}$$

em que SQReg = soma dos quadrados devida a regressão e STQ = soma total dos quadrados. Para o teste das hipóteses de $H_0: \rho = 0$ (não existe correlação) ou $H_1: \rho \neq 0$ (existe correlação).

$$STQ = \sum_{i=1}^n y_i^2 - ny^2$$

$$SQReg = b_0 \sum_{i=1}^n y_i + b_1 \sum_{i=1}^n x_i y_i - ny^2$$

Uma vez que $t > t_{n-2}$, rejeitamos H_0 . Assim sendo, podemos concluir que existe uma relação linear significativa entre as variáveis em estudo com um nível de significância ajustado, tolerável e compatível com os objetivos propostos pela presente pesquisa.

3.4 Determinação de Valores Cinéticos de um Reator (UASB) em escala de Bancada Utilizando Leite Diluído como Afluente.

O experimento foi realizado no Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia (LAADEG) da Universidade Federal de Lavras (UFLA). A pesquisa foi desenvolvida em um sistema composto de três unidades experimentais: tanque de acidificação e equalização (TAE), tanque de flotação-aeração (FLOT) e reator anaeróbio de manta de lodo (UASB). Neste trabalho foram avaliados somente os parâmetros relacionados com a unidade do reator UASB no tratamento dos despejos líquidos (Campos et al., 2003).

O efluente utilizado para alimentação do sistema foi obtido a partir da diluição de leite pasteurizado tipo B (marca Ipê) com água potável, a fim de se obter uma DQO afluente ao sistema de aproximadamente 2.500 mg.L^{-1} . A adoção deste valor justifica-se por corresponder aos valores comumente encontrados em despejos líquidos nas indústrias de laticínios que não lançam soro em seus efluentes (Sebrae, 1998). A temperatura operacional média do afluente ao reator UASB ficou na faixa de $26,0 \text{ }^\circ\text{C} \pm 1,5^\circ\text{C}$ (Luiz, et al., 2002).

A alimentação do sistema foi em “bateladas” no TAE e posteriormente este efluente era bombeado para o FLOT, em seguida, após passar por um sistema de aquecimento serpentinado, era finalmente introduzido no reator UASB. Os volumes do TAE, FLOT e UASB eram de 55, 13 e 11,7 litros, respectivamente. O volume útil do TAE era superior ao volume do reator UASB devido à necessidade de se equalizar, hidrolisar e acidificar os compostos presentes na água residuária (Luiz, et al., 2002). O fluxograma do sistema e a representação esquemática podem ser visualizados na Figura 6.

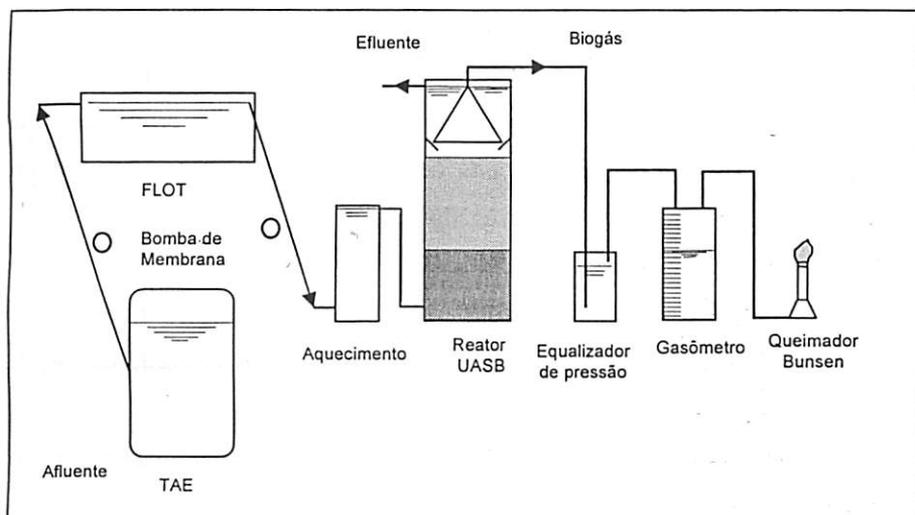
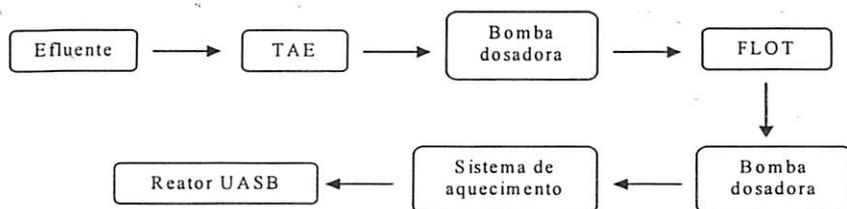


FIGURA 6. Fluxograma e desenho esquemático do sistema de tratamento.

Durante as recargas, tomava-se cuidado de homogeneizar o efluente deixando-o em repouso de 10 a 15 minutos, e, logo após, fazia-se à coleta, para que houvesse uma representatividade real do mesmo. A recarga era realizada quando o volume de efluente restante no TAE correspondia a 20% do seu volume útil (Luiz, et al., 2002).

O reator UASB foi construído de vidro 3mm. O separador trifásico foi confeccionado com formato piramidal, também em vidro. O nível do biogás dentro do reator UASB era mantido por meio de um equalizador de pressão (Luiz, et al., 2002).

Para a partida do reator foi utilizado como inóculo, lodo anaeróbio, proveniente do próprio sistema em estudo, o qual já se encontrava em funcionamento anteriormente, com outro lodo adquirido de uma estação de tratamento da CCPL (Niterói-RJ). O reator foi inoculado com 6 litros de lodo, o que correspondia aproximadamente a 52% do seu volume útil. O lodo de partida apresentou teor de SVT de 26.887 mg.L⁻¹ (Luiz, et al., 2002).

Os seguintes parâmetros físico-químicos foram analisados: vazão, temperatura, pH, demanda química de oxigênio total (DQO_T), óleos e graxas, sólidos totais (ST) e sólidos voláteis totais (SVT). As amostras foram analisadas de acordo com "*Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*"(1998). As determinações de pH, temperatura e vazão foram realizadas diariamente, enquanto as análises de DQO_T, ST, SFT e SVT foram realizadas quinzenalmente (Luiz, et al., 2002).

Os parâmetros mantidos constantes durante a fase permanente de "steady-state" no reator UASB foram temperatura e a concentração de DQO_T (mg.L⁻¹) afluentes ao reator (Campos, et al., 2003).

Nesta pesquisa somente os parâmetros cinéticos relacionados com o desempenho do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) foram avaliados.

3.5 Determinação de Parâmetros Cinéticos do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) em Escala Laboratorial na Remoção da Carga Orgânica de Efluentes de Suinocultura.

O experimento foi também realizado no Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia (LAADEG) da Universidade Federal de Lavras (UFLA). A pesquisa foi desenvolvida em um outro sistema composto de três unidades experimentais: tanque de acidificação e equalização (TAE), reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e lagoa aerada facultativa (LAF). Neste trabalho foram avaliados somente os parâmetros relacionados com o reator UASB no tratamento de dejetos de suínos (Carmo, et al., 2003).

Os dejetos utilizados foram coletados das instalações do Setor de Suinocultura do Departamento de Zootecnia da UFLA. As instalações eram lavadas diariamente pela manhã, antes de ser ministrada a ração. As lavações realizadas com mangueira continham estrume fresco, urina e resto de alimentos, os quais eram canalizados até se unirem em uma rede efluente única. A partir deste ponto foi feita a coleta dos resíduos para o tratamento. O número de animais girava em torno de 500, variando de acordo com os abates e nascimentos (Carmo, et al., 2003).

A alimentação do sistema foi realizada por “bateladas” no TAE e posteriormente o efluente era bombeado para o sistema de aquecimento, encaminhado para o reator UASB que, após tratamento anaeróbio, era conduzido para a LAF. Os volumes do TAE, UASB e LAF foram de 38; 11,7 e 16 litros, respectivamente (Carmo, et al., 2003). O fluxograma e o desenho esquemático do sistema podem ser visualizados na Figura 7.

A temperatura média operacional no reator UASB foi de $24,9\text{ }^{\circ}\text{C} \pm 2^{\circ}\text{C}$. O levantamento cinético utilizou os seguintes parâmetros: DQO_T , Sólidos Voláteis Totais (SVT), Temperatura, Vazão e Perfil de Lodo no reator (SVT), cujo número de análises foram: 72; 72; 250; 250; e 30, respectivamente, sendo a frequência de duas vezes por semana para DQO_T e Sólidos Voláteis Totais (SVT), diárias para a Temperatura e Vazão (Carmo, et al., 2003).

Na recarga do sistema tomou-se o cuidado de se coletar o efluente da forma mais homogênea possível, para que houvesse uma representatividade real do mesmo. As recargas no TAE foram realizadas todas as vezes que se bombeava praticamente todo o volume útil deste (Carmo, et al., 2003).

O reator UASB foi construído segundo as mesmas características da unidade de laticínio, sendo de vidro com 3mm de espessura e possuindo um volume útil de 11,7 litros. O separador trifásico foi confeccionado com formato

piramidal, também constituído de vidro. O nível do biogás dentro do reator UASB foi mantido por meio de um equalizador de pressão (Carmo, et al., 2003).

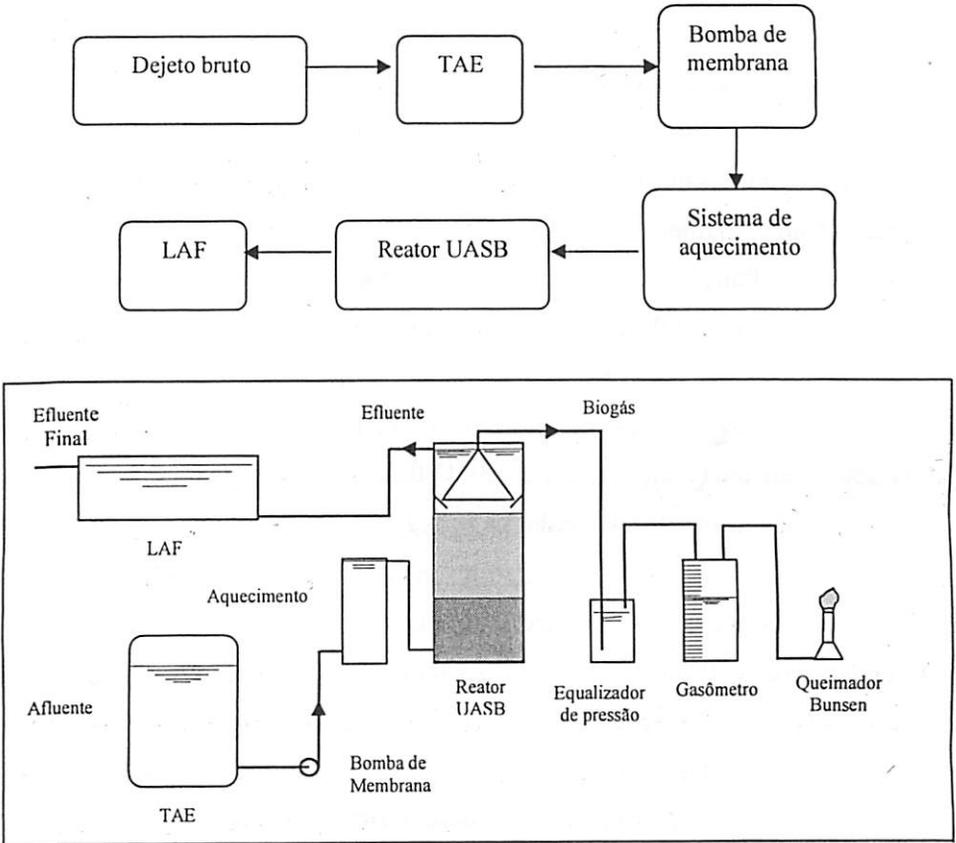


FIGURA 7. Fluxograma e desenho esquemático do sistema de tratamento.

O monitoramento do sistema foi realizado através da determinação de parâmetros físico-químicos do afluente e efluente do TAE, efluente do reator UASB e efluente da LAF. Os seguintes parâmetros físico-químicos foram analisados: vazão, temperatura, pH, demanda química de oxigênio total (DQO_T), sólidos totais (ST) e sólidos voláteis totais (SVT). As amostras foram analisadas

de acordo com *"Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater"*(1998) (Carmo, et al., 2003).

Os parâmetros mantidos constantes durante a fase permanente de "steady-state" no reator UASB foram a temperatura e a concentração de DQO_T ($mg.L^{-1}$) afluentes ao reator (Carmo, et al., 2003).

3.6 Levantamento de Parâmetros Cinéticos do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) em Escala Laboratorial no Tratamento dos Efluentes do Processamento Via Úmida do Fruto do Cafeeiro.

O experimento foi conduzido também no Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia (LAADEG) da Universidade Federal de Lavras (UFLA). A pesquisa foi realizada em um terceiro sistema composto de três unidades experimentais idênticas às descritas anteriormente: tanque de acidificação e equalização (TAE), reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e lagoa aerada facultativa (LAF). Neste presente trabalho foram avaliados somente os parâmetros relacionados com o reator UASB no tratamento dos despejos líquidos do processamento via úmida da atividade cafeeira (Carmo, et al., 2002).

O processo de alimentação do sistema foi o mesmo realizado nas demais pesquisas, por "bateladas" no TAE e posteriormente o efluente era bombeado para o sistema de aquecimento, encaminhado para o reator UASB que, após tratamento anaeróbio era conduzido para a LAF. Os volumes do TAE, UASB e LAF foram de 40; 11,7 e 13 litros, respectivamente. O volume útil do TAE era superior ao volume do reator UASB a fim de se hidrolisar e acidificar os compostos presentes na água residuária (Carmo, et al., 2002). O fluxograma do sistema e o desenho esquemático podem ser visualizados na Figura 8.

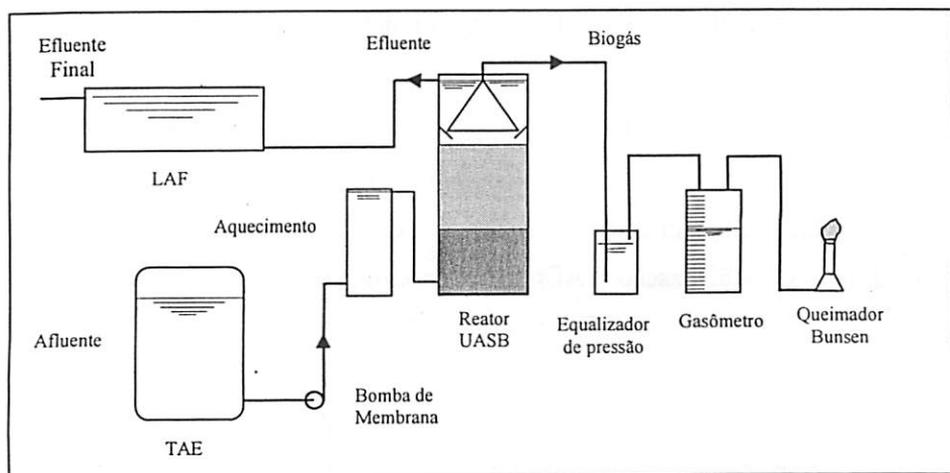
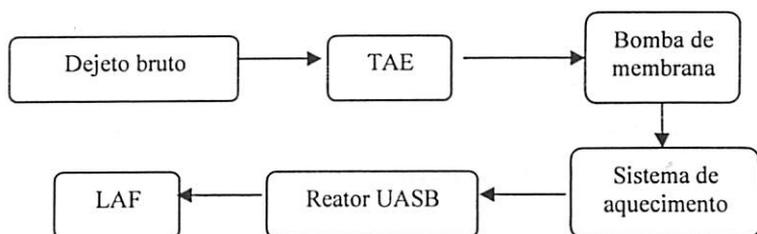


FIGURA 8. Fluxograma e desenho esquemático do sistema de tratamento.

Na recarga do sistema tomou-se o cuidado de coletar o efluente da forma mais homogênea possível, para que houvesse uma representatividade real do mesmo. As recargas no TAE eram realizadas todas as vezes que se bombeava praticamente todo o volume útil deste (Carmo, et al., 2002).

O reator UASB como os outros em escala laboratorial foi construído de vidro com 3mm de espessura, possuindo um volume útil de 11,7 litros. O separador trifásico foi confeccionado com formato piramidal, também constituído de vidro. O nível do biogás dentro do reator UASB foi mantido por meio de equalizador de pressão (Carmo, et al., 2002).

A temperatura média operacional do afluente ao reator “UASB” foi de $23,4\text{ }^{\circ}\text{C} \pm 1,6^{\circ}\text{C}$ (Carmo, et al., 2002).

O monitoramento do sistema foi realizado através da determinação de parâmetros físico-químicos do afluente e efluente do TAE, efluente do reator UASB e efluente da LAF. Os seguintes parâmetros físico-químicos foram analisados: vazão, temperatura, pH, demanda química de oxigênio total (DQO_T), fenóis, sólidos totais (ST) e sólidos voláteis totais (SVT). As amostras foram analisadas de acordo com *“Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater”(1998)*. As determinações de pH, temperatura e vazão foram realizadas diariamente, enquanto as análises de DQO_T , ST, SFT e SVT foram realizadas sempre que se realizava a recarga no TAE (Carmo, et al., 2002).

Os parâmetros mantidos constantes durante a fase permanente de “steady-state” no reator UASB foram a temperatura e a concentração de DQO_T (mg.L^{-1}) afluentes ao reator (Carmo, et al., 2002).

Apesar da pesquisa ter sido conduzida em um sistema de tratamento dos despejos líquidos do processamento do café composto pelo TAE, UASB e LAF, neste trabalho foram analisados somente os parâmetros cinéticos relacionados ao desempenho do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB).

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.2 Determinação de Valores Cinéticos de um Reator (UASB) em Escala de Bancada Utilizando Leite Diluído como Afluente.

A vazão do sistema foi determinada tendo-se como base o tempo de detenção hidráulico adotado. A vazão mínima foi de $0,60 \text{ L.h}^{-1}$, na partida do reator, resultando num TDH máximo de 19 horas e a máxima de $1,0 \text{ L.h}^{-1}$, resultando num TDH mínimo de 12 horas, sendo o valor médio de $0,74 \text{ L.h}^{-1}$.

As variações da DQO_T observadas foram devidas às características do efluente. O valor médio da DQO_T no afluente do reator UASB foi de $467,5 \text{ mgDQO}_T.\text{L}^{-1}$ para todos os TDH(s). Os valores médios da DQO_T no efluente do reator UASB para cada tempo de detenção hidráulica (12, 19, 18 e 16 horas) foram de 582; 147; 138 e $318 \text{ mgDQO}_T.\text{L}^{-1}$, respectivamente.

As concentrações médias de SVT no efluente do reator UASB para cada tempo de detenção hidráulica (12, 19, 18 e 16 horas) foram de 309; 135; 180 e 254 mgSVT.L^{-1} , respectivamente.

As concentrações médias de SVT da biomassa do reator UASB, determinadas a partir dos pontos de amostragem ao longo do seu perfil, para cada tempo de detenção hidráulica (12, 19, 18 e 16 horas), foram de 18.578; 9.666; 4.977 e $3.879 \text{ mgSVT.L}^{-1}$, respectivamente. Todos estes dados são apresentados na Tabela 3.

A Tabela 1 mostra os valores das concentrações médias de DQO_T afluente (C_0) e efluente (C) ao reator UASB em $\text{mgDQO}_T.\text{L}^{-1}$, bem como os valores médios de SVT no reator (X_a e X_r) e efluente (X_e) em mgSVT.L^{-1} e também as vazões médias (Q_w) em L.dia^{-1} retiradas por amostradores, para cada um dos tempos de detenção hidráulico.

TABELA 1. Concentração média de diversos parâmetros em função do TDH.

| TDH (h) | Qe (L.d ⁻¹) | Vr (L) | Qam (L.d ⁻¹) | Xe (mg.L ⁻¹) | Xam (mg.L ⁻¹) | Xr (mg.L ⁻¹) | C ₀ (mg.L ⁻¹) | C (mg.L ⁻¹) |
|---------|-------------------------|--------|--------------------------|--------------------------|---------------------------|--------------------------|--------------------------------------|-------------------------|
| 19 | 14,40 | 11,72 | 0,00534 | 135,0 | 9665,6 | 9665,6 | 467,5 | 147 |
| 18 | 15,36 | 11,72 | 0,00472 | 180,0 | 4977,13 | 4977,13 | 467,5 | 138 |
| 16 | 17,28 | 11,72 | 0,00902 | 254,0 | 3878,7 | 3878,7 | 467,5 | 318 |
| 12 | 24,00 | 11,72 | 0,01050 | 309,0 | 18578 | 18578 | 467,50 | 582 |

Com base nos valores obtidos na Tabela 2, calcularam-se os valores do Tempo de Retenção Celular “TRC” (dia) e dos outros parâmetros, com seus valores apresentados na Tabela 3, para subsidiar o estudo cinético do reator UASB.

TABELA 2. Valores do “TRC” (dia) e dos pontos para obtenção dos resultados dos parâmetros cinéticos.

| TRC (dia) | 1/TRC (d ⁻¹) | Q(Sa-Se)/VrXr (dia) | 1/Se (L.mg ⁻¹) | 1/(1/TRC+Kd) |
|-----------|--------------------------|---------------------|----------------------------|--------------|
| 56,76 | 0,01762 | 0,04074 | 0,00680 | 24,26 |
| 20,91 | 0,04782 | 0,08680 | 0,00725 | 14,00 |
| 10,27 | 0,09736 | 0,05685 | 0,00314 | 8,27 |
| 28,60 | 0,03497 | -0,01263 | 0,00172 | 17,07 |

O Gráfico 1, representa o par de coordenadas que estão na segunda e terceira colunas na Tabela 2, que por meio da análise de regressão linear obtém-se a equação com os valores do coeficiente de crescimento Y (mgDQO.mgSVT⁻¹.dia⁻¹) e do coeficiente de decaimento endógeno da biomassa Kd (dia⁻¹), presentes no reator UASB.

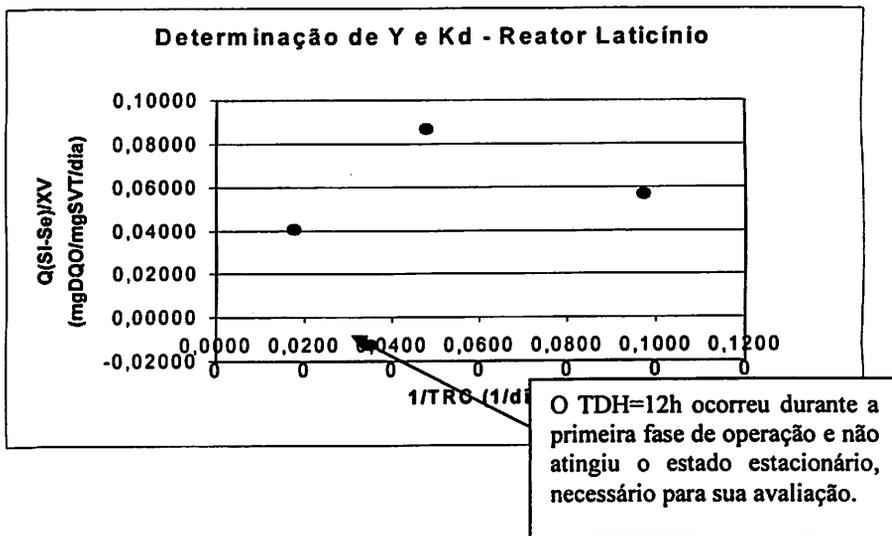


GRÁFICO 1. Regressão Linear dos índices da Tabela 2.

O Gráfico 2, representa o par de coordenadas que estão na quarta e quinta colunas na Tabela 2, que por meio da análise de regressão linear obtém-se a equação com os valores da taxa máxima de crescimento $\mu_{\text{máx}}$ (dia^{-1}) e da concentração de substrato limitante K_s (mgDQO.L^{-1}), relacionados a biomassa do reator UASB.

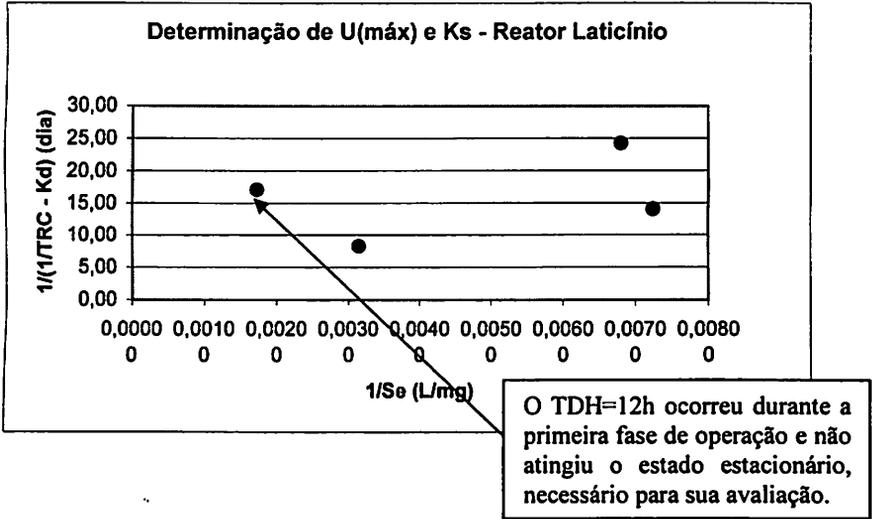


GRÁFICO 2. Regressão Linear dos índices da Tabela 2.

Os resumos dos resultados obtidos através da regressão linear para os Gráficos 1 e 2 foram:

Resumo estatístico Gráfico 1.

| Estatística de regressão | |
|--------------------------|---------|
| R múltiplo | 0,2111 |
| R-Quadrado | 0,0445 |
| R-quadrado ajustado | -0,9108 |
| Erro padrão | 0,0323 |
| Observações | 3 |

| | Coefficientes | Erro padrão | Stat t |
|-------------|---------------|-------------|--------|
| Interseção | 0,054812377 | 0,03600287 | 1,5224 |
| 1/TRC (1/d) | 0,122595188 | 0,567441015 | 0,2160 |

Resumo estatístico Gráfico 2.

| Estatística de regressão | |
|--------------------------|--------|
| R múltiplo | 0,8646 |
| R-Quadrado | 0,7475 |
| R-quadrado ajustado | 0,4951 |
| Erro padrão | 0,1125 |
| Observações | 3 |

Para cada uma das três observações dezenas de dados estão associados.

| | Coefficientes | Erro padrão | Stat t |
|-------------|---------------|-------------|--------|
| Interseção | 1,654809286 | 0,212775874 | 7,7772 |
| 1/Se (L/mg) | 60,83996827 | 35,35220504 | 1,7209 |

Os resumos dos resultados obtidos através da regressão linear para os Gráficos 1 e 2 foram:

A equação linear no Gráfico 1 apresenta a seguinte forma: $y = 0,1226.x + 0,0548$; com $R_{\text{múltiplo}} = 0,21$

O estudo estatístico para determinar a existência de correlação utilizada foi a estatística de “t” (Levine, et al., 2000).

Como resultados para o Gráfico 1 temos: $t = 0,2160$; $t_{n-2} = 1,0$; utilizando a tabela de valores críticos de “t” com uma área de cauda superior com $\alpha = 0,25$. Podemos concluir que como $t = 0,2160 < t_2 = 1,0$; aceitamos H_0 . Uma vez que a hipótese nula foi aceita, concluímos que não há evidências de uma associação entre o coeficiente de crescimento “Y” ($\text{mgDQO.mgSVT}^{-1}.\text{dia}^{-1}$) e do coeficiente de decaimento endógeno da biomassa “Kd” (dia^{-1}).

A equação linear do Gráfico 2 apresenta a forma: $y = 60,84.x + 1,6548$; com $R_{\text{múltiplo}} = 0,865$

Como resultados para o Gráfico 2, temos: $t = 1,72096$; $t_{n-2} = 1,0$; utilizando a tabela de valores críticos de “t” com uma área de cauda superior

com $\alpha = 0,25$. Podemos concluir que como $t = 1,72096 > t_2 = 1,0$; rejeitamos H_0 . Uma vez que a hipótese nula não foi aceita, concluímos que há evidências de uma associação entre a taxa máxima de crescimento $\mu_{\text{máx}}$ (dia^{-1}) e a concentração de substrato limitante K_s (mgDQO.L^{-1}), com o nível de significância de 0,25.

Durante aproximadamente 25 dias o TDH foi mantido em 12 horas, porém, logo após foi elevado para 20 horas. Durante o TDH de 12 horas, ocorreram valores negativos na remoção de DQO_T no UASB. Isto pode ser explicado pela ocorrência de uma possível sobrecarga de óleos e graxas no lodo do reator, o que pode ter ocasionado a adsorção de gordura no lodo bacteriano provocando arraste de sólidos e conseqüentemente interferindo na remoção de DQO_T . Para minimizar o distúrbio causado ao sistema elevou-se o TDH. Após a alteração do TDH para 20 horas, a eficiência média na remoção de DQO passou de 24 para 43%. Este TDH foi mantido por um período de 55 dias, até que o reator demonstrasse certa estabilidade na remoção de DQO_T . Logo após, o TDH no reator foi reduzido para 18 horas, obtendo-se, nesta fase, eficiência média na remoção de DQO de 52%. A remoção de DQO entretanto começou a decrescer com a redução do TDH de 18 para 16 horas.

Estes incidentes experimentais contribuíram para que a análise implementada na obtenção dos coeficientes cinéticos não lograsse êxito estatístico desejado. Conclui-se que para obtenção dos parâmetros cinéticos do reator UASB tratando leite diluído como efluente, a operação deveria ser conduzida, depois de atingida a condição de estado estacionário com um maior número de TDH(s), o que possibilitaria uma correlação estatisticamente aceitável.

4.2 Determinação de Parâmetros Cinéticos do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) em Escala Laboratorial na Remoção da Carga Orgânica de Efluentes de Suinocultura.

Durante os 250 dias de operação do sistema de bancada, foram analisados os seguintes aspectos operacionais:

O reator UASB trabalhou na faixa de $\text{pH}=7,7$; demonstrando boa condição de tamponamento, que pode ser entendida como a capacidade do meio em neutralizar ácidos, ou seja, resistir a variações de pH .

A temperatura média do efluente foi de $22,7^{\circ}\text{C}$ e para se obter uma temperatura ótima no reator UASB, o sistema de aquecimento trabalhou na temperatura média de $41,2^{\circ}\text{C}$.

A vazão do sistema foi determinada tendo-se como base o tempo de detenção hidráulico adotado. A vazão mínima foi de $0,21\text{L.h}^{-1}$, durante a partida do reator, resultando num TDH máximo de 55 horas e a máxima de $0,71\text{L.h}^{-1}$, resultando num TDH mínimo de 16 horas, com valor médio de $0,45\text{L.h}^{-1}$.

As variações da DQO_T observadas foram devidas às características do efluente da granja, visto que não foi utilizado nenhum padrão quanto à quantidade de água e produtos utilizados para limpeza da granja. O valor médio da DQO_T no afluente do reator UASB foi de $1.910\text{mgDQO}_T\cdot\text{L}^{-1}$ para todos os TDH's. Os valores médios da DQO_T no efluente do reator UASB para cada tempo de detenção hidráulica (55, 39, 34, 24, 17 e 16 horas) foram de 216; 129; 213; 123; 120 e $406\text{mgDQO}_T\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente.

As concentrações médias de STV no efluente do reator UASB para cada tempo de detenção hidráulica (55, 39, 34, 24, 17 e 16 horas) foram de 249; 263; 284; 203; 145 e $363\text{mgSVT}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente.

As concentrações médias de SVT no interior do reator UASB, determinadas a partir dos pontos de amostragem ao longo do seu perfil, para cada tempo de detenção hidráulica (55, 39, 34, 24, 17 e 16 horas) foram de

23.822; 21.958; 23.077; 22.045; 20.658 e 20.688 mgSVT.L⁻¹, respectivamente.

Todos estes dados são apresentados na Tabela 3.

A Tabela 3 mostra os valores das concentrações médias de DQO_T afluente (C₀) e efluente (C) ao reator UASB em mgDQO_T.L⁻¹, bem como os valores médios de SVT no reator (X_a e X_r) e efluente (X_e) em mgSVT.L⁻¹ e também as vazões médias retiradas por amostradores, para cada um dos tempos de detenção hidráulicos.

TABELA 3. Concentração média de DQO (C₀ e C), e outros parâmetros a partir dos diversos TDH(s).

| TDH (h) | Q _e (L.d ⁻¹) | V _r (L) | Q _{am} (L.d ⁻¹) | X _e (mg.L ⁻¹) | X _{am} (mg.L ⁻¹) | X _r (mg.L ⁻¹) | C ₀ (mg.L ⁻¹) | C (mg.L ⁻¹) |
|---------|-------------------------------------|--------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|---------------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|-------------------------|
| 55 | 5,09 | 11,72 | 0,00066 | 249 | 23.822 | 23.822 | 1.910 | 216,42 |
| 39 | 7,18 | 11,72 | 0,00125 | 263 | 21.958 | 21.958 | 1.910 | 129,71 |
| 34 | 8,21 | 11,72 | 0,00112 | 284 | 23.077 | 23.077 | 1.910 | 213,49 |
| 24 | 11,54 | 11,72 | 0,00115 | 203 | 22.045 | 22.045 | 1.910 | 123,36 |
| 17 | 16,32 | 11,72 | 0,00142 | 145 | 20.658 | 20.658 | 1.910 | 120,58 |
| 16 | 17,50 | 11,72 | 0,00178 | 363 | 20.688 | 20.688 | 1.910 | 406,54 |

Com base nos valores obtidos na Tabela 3, calcularam-se os valores do Tempo de Retenção Celular “TRC” (dia) e dos outros parâmetros, com seus valores apresentados na Tabela 4, para subsidiar o estudo cinético do reator UASB.

TABELA 4. Valores do “TRC” (dia) e dos pontos da regressão para obtenção dos resultados dos parâmetros cinéticos.

| TRC (dia) | 1/TRC (d ⁻¹) | Q(Sa-Se)/VrXr (dia) | 1/Se (L.mg ⁻¹) | 1/(1/TRC+Kd) |
|-----------|--------------------------|---------------------|----------------------------|--------------|
| 217,13 | 0,00461 | 0,03087 | 0,00462 | 74,07 |
| 134,05 | 0,00746 | 0,04966 | 0,00771 | 61,14 |
| 114,66 | 0,00872 | 0,05150 | 0,00468 | 56,77 |
| 109,03 | 0,00917 | 0,07985 | 0,00811 | 55,35 |
| 100,78 | 0,00992 | 0,12065 | 0,00829 | 53,14 |
| 37,96 | 0,02635 | 0,10852 | 0,00246 | 28,38 |

O Gráfico 3 representa o par de coordenadas que estão na segunda e terceira colunas na Tabela 4, com a análise de regressão linear obtém-se a equação com os valores do coeficiente de crescimento Y (mgDQO.mgSVT⁻¹. dia⁻¹) e do coeficiente de decaimento endógeno da biomassa Kd (dia⁻¹), presentes no lodo do reator UASB.

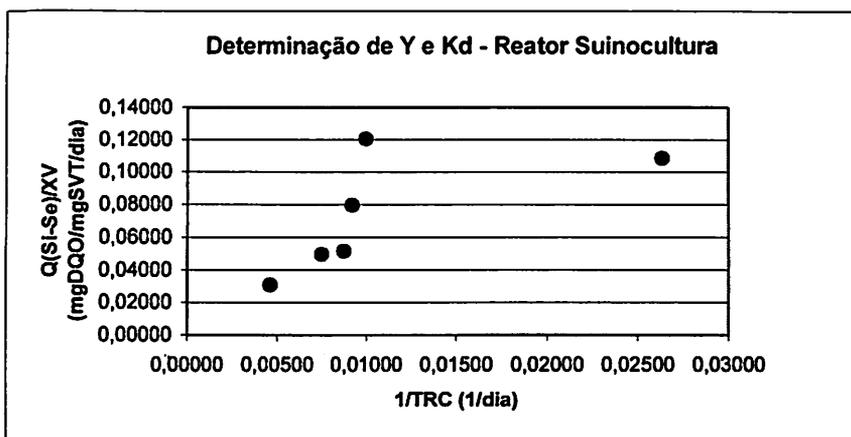


GRÁFICO 3. Regressão Linear dos índices da Tabela 4.

O Gráfico 4 representa o par de coordenadas que estão na quarta e quinta colunas na Tabela 4, de onde através de regressão linear obteremos os valores da taxa máxima de crescimento $\mu_{\text{máx}}$ (dia^{-1}) e concentração de substrato limitante K_s (mgDQO.L^{-1}), presentes na biomassa do reator UASB.

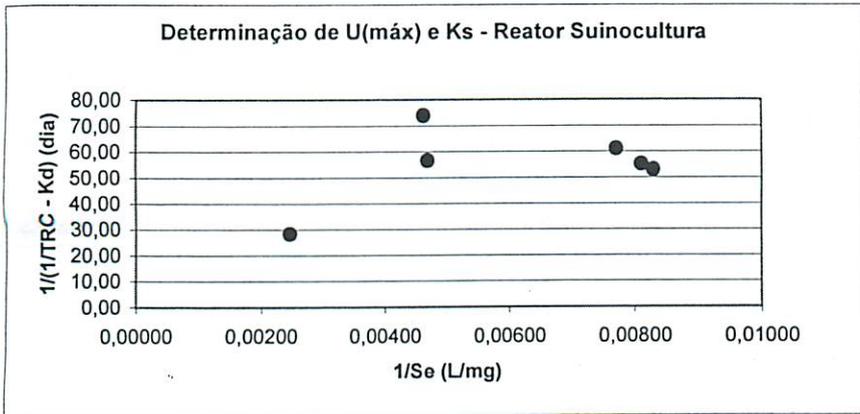


GRÁFICO 4. Regressão Linear dos índices da Tabela 4.

Os resultados obtidos através da regressão linear para os Gráficos 3 e 4 foram:

Resumo estatístico Gráfico 3.

| Estatística de regressão | |
|--------------------------|--------|
| R múltiplo | 0,6401 |
| R-Quadrado | 0,4097 |
| R-quadrado ajustado | 0,2622 |
| Erro padrão | 0,0306 |
| Observações | 6 |

| | Coefficientes | Erro padrão | Stat t |
|-------------|---------------|-------------|--------|
| Interseção | 0,040899551 | 0,023222699 | 1,7611 |
| 1/TRC (1/d) | 2,954289351 | 1,772804303 | 1,6664 |

Resumo estatístico Gráfico 4.

| Estatística de regressão | | | |
|--------------------------|--|--|--------|
| R múltiplo | | | 0,4505 |
| R-Quadrado | | | 0,2029 |
| R-quadrado ajustado | | | 0,0036 |
| Erro padrão | | | 9,6935 |
| Observações | | | 6 |

| | Coefficientes | Erro padrão | Stat t |
|-------------|---------------|-------------|--------|
| Interseção | 31,7490989 | 11,50486 | 2,7596 |
| 1/Se (L/mg) | 1823,473842 | 1806,815395 | 1,0092 |

A equação linear no Gráfico 3 apresenta a seguinte forma: $y = 2,9543.x + 0,0409$; com $R_{\text{múltiplo}} = 0,64$

O estudo estatístico para determinação da correlação utilizado foi à estatística de “t” (Levine, et al., 2000).

Como resultados para o Gráfico 3 temos: $t = 1,6664$; $t_{n-2} = 1,5332$; utilizando a tabela de valores críticos de “t” com uma área de cauda superior com $\alpha = 0,10$. Então podemos concluir que como $t = 1,6664 > t_{\alpha} = 1,5332$, rejeitamos H_0 . Uma vez que a hipótese nula foi rejeitada, concluímos que há evidências de uma associação entre o coeficiente de crescimento Y ($\text{mgDQO} \cdot \text{mgSVT}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$) e o coeficiente de decaimento endógeno da biomassa K_d (dia^{-1}), com o nível de significância de 0,10.

A equação linear no Gráfico 4: apresenta a forma, $y = 1.823,5.x + 31,749$; com $R_{\text{múltiplo}} = 0,45$

Como resultados para o Gráfico 4 temos: $t = 1,0092$; $t_{n-2} = 0,7407$; utilizando a tabela de valores críticos de “t” com uma área de cauda superior com $\alpha = 0,25$. Podemos concluir que como $t = 1,0092 > t_{\alpha} = 0,7407$, rejeitamos H_0 . Uma vez que a hipótese nula foi rejeitada, concluímos que há evidências de

uma associação entre a taxa máxima de crescimento $\mu_{\text{máx}}$ (dia^{-1}) e a concentração de substrato limitante K_s (mgDQO.L^{-1}), com o nível de significância de 0,25.

Os valores dos parâmetros cinéticos obtidos para o reator UASB tratando efluentes de suinocultura, foram:

Coefficiente de crescimento “Y” ($\text{mgDQO.mgSVT}^{-1}.\text{d}^{-1}$) = 0,33849

Coefficiente de decaimento endógeno da biomassa “Kd” (d^{-1}) = 0,01384

Taxa máxima de crescimento “ $\mu_{\text{máx}}$ ” (d^{-1}) = 0,0315

Concentração de substrato limitante “Ks” (mgDQO.L^{-1}) = 57,435

Estes valores obtidos foram validados pelo teste estatístico utilizado para a verificação da correlação entre os parâmetros cinéticos aqui citados.

4.3 Levantamento de Parâmetros Cinéticos do Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) em Escala Laboratorial no Tratamento dos Efluentes do Processamento Via Úmida do Fruto do Cafeeiro.

A vazão do sistema foi determinada tendo-se como base o tempo de detenção hidráulica adotado. A vazão mínima adotada foi de $0,1542 \text{ L.h}^{-1}$, durante a partida do reator, resultando num TDH máxima de 76 horas e a máxima de $0,95 \text{ L.h}^{-1}$, resultando num TDH mínimo de 12 horas, com valor médio de vazão de $0,42 \text{ L.h}^{-1}$.

As variações da DQO_T observadas foram devidas às características do efluente, visto que não foi utilizado nenhum padrão quanto à quantidade de água utilizada para o processo. O valor médio da DQO_T no afluente do reator UASB foi de $2.568 \text{ mgDQO}_T.\text{L}^{-1}$ para todos os TDH(s). Os valores médios da DQO_T no efluente do reator UASB para cada tempo de detenção hidráulica (76, 60, 41, 31 e 20 horas) foram de 560; 673; 482; 315; 805 e 476 $\text{mgDQO}_T.\text{L}^{-1}$, respectivamente.

As concentrações médias de STV no efluente do reator UASB para cada tempo de detenção hidráulica (76, 60, 41, 31 e 20 horas) foram de 525; 996; 426; 527; 733 e 392; mgSVT.L^{-1} , respectivamente.

As concentrações médias de SVT na biomassa, no leito e manta do reator UASB, determinadas a partir dos pontos de amostragem ao longo do seu perfil, para cada tempo de detenção hidráulica (76, 60, 41, 31 e 20 horas) foram de 18.397; 19.384; 18.217; 18.457 e 23.582 mgSVT.L⁻¹, respectivamente. Todos estes dados são apresentados na Tabela 5.

A Tabela 5 mostra os valores das concentrações médias de DQO_T afluente (C₀) e efluente (C) ao reator UASB em mgDQO_T.L⁻¹, bem como os valores médios de SVT no reator (X_a e X_r) e efluente (X_e) em mgSVT.L⁻¹ e também as vazões médias retiradas por amostradores, para cada um dos tempos de detenção hidráulicos.

TABELA 5. Valores médios de DQO e demais parâmetros em função dos TDH (s)

| TDH (h) | Q _e (L.d ⁻¹) | V _r (L) | Q _{am} (L.d ⁻¹) | X _e (mg.L ⁻¹) | X _{am} (mg.L ⁻¹) | X _r (mg.L ⁻¹) | C ₀ (mg.L ⁻¹) | C (mg.L ⁻¹) |
|---------|-------------------------------------|--------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|---------------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|-------------------------|
| 76 | 3,70 | 11,72 | 0,000041 | 525 | 18.397 | 18.397 | 2.586 | 560 |
| 60 | 4,68 | 11,72 | 0,000091 | 996 | 19.384 | 19.384 | 2.586 | 673 |
| 41 | 6,80 | 11,72 | 0,000178 | 426 | 18.217 | 18.217 | 2.586 | 482 |
| 31 | 9,05 | 11,72 | 0,000187 | 527 | 18.457 | 18.457 | 2.586 | 315 |
| 20 | 13,80 | 11,72 | 0,000159 | 733 | 23.582 | 23.582 | 2.586 | 805 |

Com base nos valores obtidos na Tabela 5, determinaram-se os valores do Tempo de Retenção Celular “TRC” (dia) e dos demais parâmetros, cujos valores estão apresentados na Tabela 6, para subsidiar o estudo cinético do reator UASB.

O Gráfico 5 representa o par de coordenadas que estão na segunda e terceira colunas na Tabela 6, que por meio da análise de regressão linear obtém-se a equação com os valores do coeficiente de crescimento Y (mgDQO.

mgSVT⁻¹.dia⁻¹) e do coeficiente de decaimento endógeno da biomassa Kd (dia⁻¹), relacionados à biota microbiana do reator UASB.

TABELA 6. Valores do “TRC” (dia) e dos pontos para obtenção dos resultados dos parâmetros cinéticos.

| TRC (dia) | 1/TRC (d ⁻¹) | Q(Sa-Se)/VrXr (dia) | 1/Se (L.mg ⁻¹) | 1/(1/TRC+Kd) |
|--------------|-----------------------------|------------------------|-------------------------------|--------------|
| 111,08 | 0,00900 | 0,03474 | 0,00179 | 38,16 |
| 48,72 | 0,02053 | 0,03942 | 0,00149 | 26,51 |
| 73,62 | 0,01358 | 0,06703 | 0,00207 | 32,49 |
| 45,35 | 0,02205 | 0,09498 | 0,00317 | 25,48 |
| 27,31 | 0,03661 | 0,08896 | 0,00124 | 18,58 |

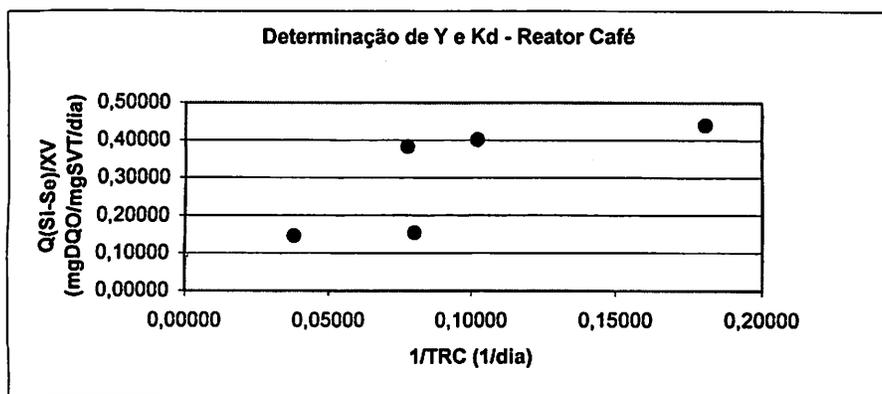


GRÁFICO 5. Regressão Linear dos índices da Tabela 6.

O Gráfico 6 representa o par de coordenadas que estão na quarta e quinta colunas na Tabela 6, que por meio da análise de regressão linear obtém-se a equação que nos fornece os valores da taxa máxima de crescimento $\mu_{\text{máx}}$ (dia⁻¹) e concentração de substrato limitante Ks (mgDQO.L⁻¹).

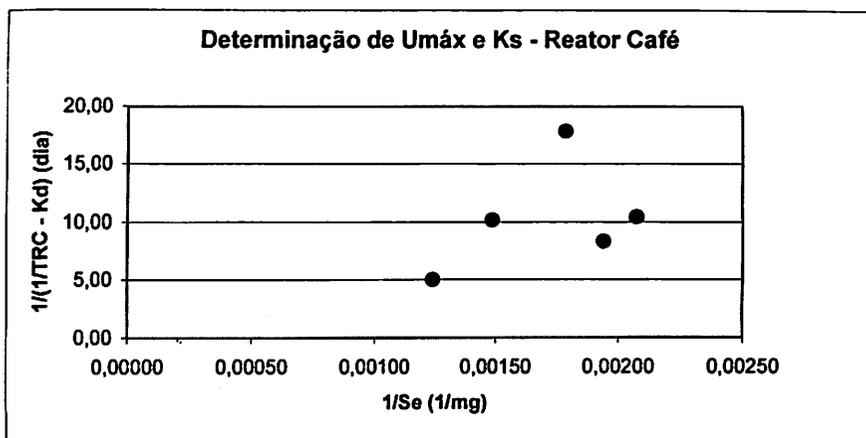


GRÁFICO 6. Regressão Linear dos índices da Tabela 6.

Os resultados obtidos através da regressão linear para os Gráficos 5 e 6 foram:

Resumo estatístico do Gráfico 5.

| <i>Estatística de regressão</i> | |
|---------------------------------|--------|
| R múltiplo | 0,6598 |
| R-Quadrado | 0,4354 |
| R-quadrado ajustado | 0,2472 |
| Erro padrão | 0,0239 |
| Observações | 5 |

| | Coeficientes | Erro padrão | Stat t |
|---------------|--------------|-------------|--------|
| Interseção | 0,029757021 | 0,025538659 | 1,1651 |
| $1/TRC$ (1/d) | 1,732743772 | 1,139050623 | 1,5212 |

Resumo estatístico do Gráfico 6.

| Estatística de regressão | | | |
|--------------------------|--|--|---------|
| R múltiplo | | | 0,0249 |
| R-Quadrado | | | 0,0006 |
| R-quadrado ajustado | | | -0,2492 |
| Erro padrão | | | 5,0805 |
| Observações | | | 6 |

| | Coeficientes | Erro padrão | Stat t |
|-------------|--------------|-------------|---------|
| Interseção | 9,955185901 | 6,972603047 | 1,4277 |
| 1/Se (L/mg) | -168,1735934 | 3367,735536 | -0,0499 |

A equação linear do Gráfico 5 apresenta a forma: $y = 1,7327.x + 0,0298$; com $R_{\text{múltiplo}} = 0,66$

Como nos casos antecedentes, o estudo estatístico utilizado para determinar a existência de correlação foi a estatística de “t” (Levine, et al., 2000).

Como resultados para o Gráfico 5 temos: $t = 1,5212175$; $t_{n-2} = 0,7649$; utilizando a tabela de valores críticos de “t” com uma área de cauda superior com $\alpha = 0,25$. Então podemos concluir que como $t = 1,5212175 > t_3 = 0,7649$, rejeitamos H_0 . Uma vez que a hipótese nula foi rejeitada, concluímos que há evidências de uma associação entre o coeficiente de crescimento Y ($\text{mgDQO.mgSVT}^{-1}.\text{dia}^{-1}$) e do coeficiente de decaimento endógeno da biomassa K_d (dia^{-1}), com o nível de significância de 0,25.

A equação linear do Gráfico 6 apresenta a seguinte forma: $y = 1.396,7.x + 25,516$; com $R_{\text{múltiplo}} = 0,024$

Como resultados para o Gráfico 6 temos: $t = -0,049936$; $t_{n-2} = 0,7649$; utilizando a tabela de valores críticos de “t” com uma área de cauda superior com $\alpha = 0,25$. Podemos concluir que como $t = -0,049936 < t_{n-2} = 0,7649$,

aceitamos a hipótese H_0 . Uma vez que a hipótese nula foi aceita, concluímos que não há evidências de uma associação entre a taxa máxima de crescimento $\mu_{\text{máx}}$ (dia^{-1}) e a concentração de substrato limitante K_s (mgDQO.L^{-1}).

Os valores obtidos para os parâmetros cinéticos do reator UASB analisado foram:

Coefficiente de crescimento “Y” ($\text{mgDQO.mgSVT}^{-1}.\text{d}^{-1}$) = 0,57713

Coefficiente de decaimento endógeno da biomassa “Kd” (d^{-1}) = 0,0172

Taxa máxima de crescimento “ $\mu_{\text{máx}}$ ” (d^{-1}) = Pela estatística de “t” não foi possível detectar a correlação que validasse os resultados encontrados nesta pesquisa para este parâmetro cinético.

Concentração de substrato limitante “Ks” (mgDQO.L^{-1}) = Pela estatística de “t” não foi possível detectar a correlação que desse validade aos resultados encontrados nesta pesquisa para este parâmetro cinético.

Neste experimento ocorreram alguns problemas experimentais com a determinação das análises laboratoriais de rotina, motivo pelo qual alguns destes resultados não foram estatisticamente satisfatórios. Assim, os parâmetros cinéticos “ $\mu_{\text{máx}}$ ” (d^{-1}) e “Ks” (mgDQO.L^{-1}) ficaram prejudicados na sua determinação e validação estatística.

CONCLUSÕES

Embora exista uma grande quantidade de dados relativos aos principais parâmetros cinéticos da digestão anaeróbia, a modelagem matemática aplicada ao projeto e à operação de sistemas anaeróbios tem sido ainda pouco utilizada. Sem dúvida, isso se deve ao grande número de fatores que afetam os valores dos parâmetros cinéticos.

A enorme diversidade de valores reportados na bibliografia especializada, relacionando os parâmetros cinéticos a diferentes condições, como temperatura, tipo de substrato, tipo de cultura (mistas e puras), tipo de lodo etc., contribui mais para o entendimento dos fenômenos do que para a modelagem matemática do processo ou para fins de projeto e operação.

Assim, esta dissertação vem contribuir com os esforços empreendidos por vários grupos de pesquisa no país e no exterior, na busca por uma maior compreensão destes fenômenos e na formação de uma base de dados confiáveis dos parâmetros cinéticos aplicados aos reatores UASB, no intuito de que num futuro próximo estes parâmetros possam ser utilizados criteriosamente no dimensionamento destes reatores.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANUÁRIO ESTATÍSTICO DO CAFÉ. 8. ed. Rio de Janeiro, RJ: Publicado por Cofee Business. 2003. Disponível em: <<http://www.cofeebusiness.com.br>>. Acesso em: 41 ago. 2004.

APHA, AWWA, WPCF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20. ed. Washington, DC: American Public Health Association. American Water Works Association, Water Pollution Control Federation, 1998. 1000 p.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE INDUSTRIALIZAÇÃO DE CARNE SUÍNA. São Paulo - SP, 2002. Disponível em: <<http://www.abipecs.com.br/histprodução.aps>>. Acesso em: mar. 2003.

CAMPOS, C. M. M. **Physical aspects affecting granulations in UASB Reactors**. 1990. 459 p. Thesis (PhD) - Universidade de Newcastle upon Tyne, Newcastle.

CAMPOS, C. M. M.; LUIZ, F. A. R.; FIGUEIREDO, J. G.; SALEH, B. B. Avaliação do desempenho de um sistema anaeróbio em bancada tratando leite diluído simulando efluente de laticínio. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA - CONBEA, 32., 2003, Goiânia - GO. **Novas fronteiras: O desafio da engenharia agrícola**. Goiânia: A.M: Pólo Industrial de Manaus, 2003.

CARMO, A. C.; LUIZ, F. A. R.; CARMO, F. R.; CAMPOS, C. M. M.; BOTELHO, C. G. Monitoramento de um reator UASB em escala laboratorial no tratamento de efluentes líquidos provenientes do beneficiamento do café. In: SEMINÁRIO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA DA UFOP, 10., 2002, Ouro Preto. **Anais...** Ouro Preto: Editora da UFOP, 2002. p. 73.

CARMO, F. R.; SOUZA, A. D.; CAMPOS, C. M. M.; BOTELHO, C. G. Partida e operação de reator anaeróbio de manta de lodo no tratamento de dejetos de suínos. In: CONGRESSO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA DA UFLA-CICESAL, 16., 2003. **Resumos...** Lavras: Editora UFFLA, 2003. p. 181.

CHERNICHARO, C. A. de L.; CAMPOS, C. M. M. **Curso de tratamento anaeróbio de efluentes líquidos**. Belo Horizonte: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária, 1992. 101 p.

CHERNICHARO, C. A. de L. **Reatores Anaeróbios**. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1997. 246 p.

FAOSTAT. **FAO Statistical Databases**, 2001. Fornece estatísticas sobre a Food and Agriculture Organization (FAO). Disponível em: <<http://apps.fao.org>>. Acesso em: 10 set. 2003.

LEVINE, D. M.; BERENSON, M. L.; STEPHAN, D. **Estatística: teoria e aplicações usando Microsoft® Excel em português**. Rio de Janeiro: LTC, 2000. 811 p.

LUIZ, F. A. R.; CAMPOS, C. M. M.; BOTELHO, C. G. Comportamento do reator UASB na remoção de carga orgânica de efluentes de laticínios sob diferentes tempos de detenção hidráulica In: CONGRESSO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA DA UFLA-CICESAL, 15., 2002, Lavras. **Resumos...** Lavras: Editora UFLA, 2002. p. 163.

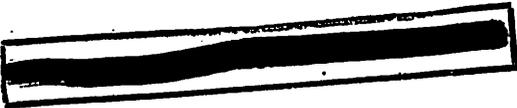
MACHADO, R. M. G.; FREIRE, V. H.; DA SILVA, P. C.; FIGUERÊDO, D. V.; FERREIRA, P. E.; NASCIMENTO, M. C. P. (Org.) Belo Horizonte. **Controle ambiental em pequenas e médias indústrias de Laticínios**. Belo Horizonte: Segrac, 2002. 224 p. (Projeto Minas Ambiente).

MATOS, A. T.; PINTO, A. B.; BORGES, J. D. Caracterização das águas residuárias da lavagem e despolpa de frutos do cafeeiro e possibilidades de seu uso na fertirrigação. In: SEMINÁRIO INTERNACIONAL SOBRE BIOTECNOLOGIA NA AGROINDÚSTRIA CAFEIEIRA, 3., 2000, Londrina-PR. **Anais...** Londrina: UFPR, IAPAR, IRD, 2000. p. 345-355.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse**. 4. ed. [S.l.], 2002. 1819 p.

MINAS AMBIENTE. Introdução laticínios. Belo Horizonte, MG: MINAS AMBIENTE, 1998. Disponível em: <<http://urano.cdtm.br/~mg-amb/laticin.htm>>. Acesso em: 08 mar. 2003.

OLIVEIRA, P. A. V. **Manual de manejo e utilização dos dejetos de suínos**. Concórdia: EMBRAPA/CNPISA, 1993. 188 p. (EMBRAPA-CNPISA. Documento, 27).



OLIVEIRA, R. A. de. Efeito da concentração de sólidos suspensos do afluente no desempenho e características do lodo de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo tratando águas residuárias de suinocultura. 1997. 359 p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos/Universidade de São Paulo, São Carlos.

REBOUÇAS, A. da C.; BRAGA, B.; TUNDISI, J. G. Águas doces no Brasil: capital ecológico, uso e conservação. 2. ed. São Paulo: Escrituras Editora, 2002.

SEBRAE/MG. Diagnóstico da indústria de laticínios do Estado de Minas Gerais. Belo Horizonte, 1997. 270 p.

SEBRAE/MG. Pesquisa tecnológica para controle ambiental em pequenos e médios laticínios de Minas Gerais. Belo Horizonte, 1998. v. 1.

SPEECE, R. E. Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters. Nashville, TN: Archae, 1996.

VON SPERLING, M. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1996a. v. 1, 243 p.

VON SPERLING, M. Princípios básicos do tratamento de esgotos. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1996a. v. 2, 211 p.