



**MÁRIO TAUZENE AFONSO MATANGUE**

**COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO E  
CINÉTICO DOS REATORES ANAERÓBIOS  
COMPARTIMENTADO (RAC) E MANTA DE  
LODO (UASB) OPERADO EM SÉRIE**

**LAVRAS – MG**

**2011**

**MÁRIO TAUZENE AFONSO MATANGUE**

**COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO E CINÉTICO DOS  
REATORES ANAERÓBIOS COMPARTIMENTADO (RAC) E MANTA  
DE LODO (UASB) OPERADO EM SÉRIE**

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.

Orientador

Ph.D. Cláudio Milton Montenegro Campos

**LAVRAS - MG**

**2011**

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

Matangue, Mário Tauzene Afonso.

Comportamento hidrodinâmico e cinético dos reatores  
anaeróbios compartimentado (RAC) e manta de lodo (UASB)  
operados em série / Mário Tauzene Afonso Matangue. – Lavras:  
UFLA, 2011.  
395 p. : il.

Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Lavras, 2011.  
Orientador: Cláudio Milton Montenegro Campos.  
Bibliografia.

1. Suinocultura. 2. Água residuária. 3. Tratamento anaeróbio. I.  
Universidade Federal de Lavras. II. Título.

CDD – 628.746

**MÁRIO TAUZENE AFONSO MATANGUE**

**COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO E CINÉTICO DOS  
REATORES ANAERÓBIOS COMPARTIMENTADO (RAC) E MANTA  
DE LODO (UASB) OPERADO EM SÉRIE**

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 11 de março de 2011.

DSc. Fatima Rezende Luiz Fia UFLA

DSc. Ronaldo Fia UFLA

DSc. Luiz Fernando de Oliveira Coutinho UFLA

Ph.D. Cláudio Milton Montenegro Campos  
Orientador  
**LAVRAS - MG**

**2011**

À Deus,

A minha esposa Cláudia António Nhanala, a minha filha Noemi Cristina  
Tauzene Matangue, minha Mãe Cristina Inácio, ao meu pai Tauzene Afonso  
Matangue (*in memoriam*)

**DEDICO !**

## AGRADECIMENTOS

A **DEUS (ELOHIM)** pela minha existência, misericórdia, salvação e por me ensinar a ser forte e tolerante nas adversidades da vida.

A Cristina Inácio Garauzive e Tazene Afonso Matangue (*in memoriaum*), meus amados pais pela educação, carinho e o apoio. A Claudia António Nhanala, minha amada esposa pela força e palavra de sabedoria e por estar sempre ao meu lado nos momentos difíceis.

Ao professor Cláudio Milton Montenegro Campos, pela orientação, ensinamentos, confiança, seriedade, empenho e amizade na realização deste trabalho e, sobretudo por ter me aceitado mesmo eu ainda estando na África. A todos os meus familiares e, em especial, minhas irmãs Rosa, Olga, Marta e Jacinta e aos meus irmãos Simão e Sebastião. Aos meus sobrinhos Simone, Manuel e Felipe. Ao meu grande e único amigo de infância Rui Alexandre Niquice.

Aos funcionários do LAADEG, em especial a Alexsander Teodoro Teixeira e Wesley, pelo auxílio em resoluções de problemas, dúvidas operacionais, disponibilidade em ajudar, além da agradável convivência diária. Ao amigo e companheiro de equipe, Erlon Lopes Pereira, que me ajudou a solucionar problemas e dificuldades, dividindo tarefas, compartilhando experiências e conhecimentos durante a realização deste trabalho. Ao irmão e amigo Daniel Farrel Coelho que me ajudou a resolver problemas acadêmicos, sociais e a fortalecer a minha fé em DEUS.

Ao Rodrigo, pelo desenho dos reatores no Autocad e a Julia Ferreira e Elosia pelas análises microbiológicas do lodo dos reatores. A Fabiana, pelos conselhos e palavras de sabedoria e pela ajuda nas análises laboratoriais. A

Cristinne pelo apoio e conselhos, ao Emmauel, Rangel, Regina, Débora e Isaque, pela ajuda nas análises laboratoriais.

Aos meus amigos João da Silva e Zinho pelo companheirismo, distração e conselhos. Aos meus colegas moçambicanos, Marques Donças, Lourenço Chivete, Constantino Senete, Stelio Gadaga, Edmundo Caetano, Suluza Gafar pelos bons momentos de companhia.

Ao Departamento de Engenharia da Universidade Federal de Lavras. Aos professores Neri, Francisco Gomes, Sebastião Lopes pela amizade e conselhos. A ex-secretaria do departamento de Engenharia Daniella e a atual secretaria Greice e a Irmã Nilza pelos conselhos e orações.

Ao Dr. Pedro Hortêncio Comissal, Dr. Rafael Massinga, Sr. Cassimo Givá, Dr. Antonio Sefane, aos eng<sup>os</sup> Jeremias Agapito, Álvaro Chemessanga, Cesar Zidora, Lateiro de Sousa e todos os funcionários e docentes do Instituto Superior Politécnico de Gaza.

A NUFFIC (Netherlands Organization of International Cooperation and High Education) através do projeto NPT/MOZ 231 (Netherlands Programs of the Institutional Strengthening For Post Secondary Education Training Capacity) pela bolsa de estudo concedida.

Ao Pastor Fernando Bambo e todo o rebanho de DEUS VIVO no tabernáculo do Maputo (Moçambique) pelas orações. Aos irmãos em CRISTO em Lavras (PRAEC) pelo amor, carinho, ensinamentos e partilha da palavra.

Filho meu, não te esqueça da minha Lei, e o teu coração guarde os meus mandamentos 2. Porque eles aumentarão os teus dias e te acrescentarão anos de vida e paz. 3. Não te desampare benignidade e a fidelidade; ata-as ao teu pescoço; escreva-as na tábua do teu coração. 4. E acharás graça e bom entendimento aos olhos de Deus e dos homens. 5. Confia no SENHOR de todo o teu coração e não te estribes no teu próprio entendimento. 6. Reconhece-O em todos os teus caminhos, e Ele endireitará as tuas veredas 7. Não sejas sábio a teus próprios olhos, teme ao SENHOR e aparta-te do mal. (PROVÉRBIOS 3:1-7)

Onde estavas tu quando EU fundava a terra? Faze-mo saber, se tens inteligência. 5. Quem lhe pôs as medidas, se tu o sabes? Ou quem estendeu sobre ela o cordel? 17. Ou descobriram-se-te as portas da morte, ou viste as portas da sobra da morte? 36. Quem pôs a sabedoria no íntimo, ou quem à mente deu entendimento? 37. Quem numerará as nuvens pela sabedoria? Ou os odres dos céus quem os abaixará. 38. Quando se funde o pó numa massa, e se pegam os torrões uns aos outros. (JÓ 38:4; 5; 17; 36; 37; 38).

Se te elevares como águia e puseres o teu ninho entre as estrelas, dali te derrubarei diz o SENHOR (OBADIAS 1:4).

As palavras dos sábios são como agulhões e como pregos bem fixados pelos mestres das congregações, que nos foram dadas pelo único PASTOR. 12 E, demais disso, filho meu, atenta: Não há limites para fazer livros, e o muito estudar enfado é da carne. 13. De tudo o que se tem ouvido, o fim é: Teme a DEUS e guarda os seus mandamentos; porque este é o dever de todo homem (ECLESIASTES 12:11-13).

Rogo-vos, pois, irmãos, pela compaixão de DEUS, que apresenteis o vosso corpo em sacrifício vivo, santo e agradável a DEUS, que é o vosso culto racional. 2. E não vos conformeis com este mundo, mas transformai-vos pela renovação do vosso entendimento, para que experimenteis qual seja a boa, agradável e perfeita vontade de DEUS (ROMANOS 12. 1-2)

E aquele que ME enviou está comigo; o PAI não ME tem deixado só, porque EU faço sempre o que LHE agrada. 30. Dizendo ELE essas coisas, muitos creram NELE (JOÃO 8: 29-30)

Não ameis o mundo, nem o que no mundo há. Se alguém ama o mundo, o amor do PAI não está nele. 16. Porque tudo o que há no mundo, a concupiscência da carne, a concupiscência dos olhos e a soberba da vida, não é do PAI, mas do mundo. 17. E o mundo passa, e sua concupiscência; mas aquele que faz a vontade de DEUS permanece para sempre. (I JOÃO 2:15-17).

Eu TE exaltarei, ó DEUS, REI meu, e bendirei o TEU nome pelos séculos dos séculos,

Cada dia TE bendirei e louvarei o TEU nome pelos séculos dos séculos,

Piedoso e benigno é o SENHOR, sofredor e de grande misericórdia,

O TEU reino é um reino eterno; e o TEU domínio estende-se a todas as gerações,

O SENHOR sustenta a todos os que caem e levanta todos os abatidos,

Perto está o SENHOR de todos os que O invocam, de todos os que O invocam em verdade,

ELE cumprirá o desejo dos que O temem; ouvirá o seu clamor e os salvará. (SALMOS, 145:1; 2; 8; 13; 14; 18 e 19).

## RESUMO

Objetivou-se, com a presente pesquisa, determinar o comportamento hidrodinâmico e cinético de um sistema de tratamento de águas residuárias de suinocultura em escala piloto, instalado no Departamento de Zootecnia da Universidade Federal de Lavras. O sistema foi composto por diversas unidades dispostas em série, como caixa de retenção de sólidos (CRS), peneira estática (PE), leito de drenagem, tanque de acidificação e equalização (TAE), reator anaeróbio compartimentado (RAC), reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), decantador final (DF), lâmpadas ultravioletas (UV), casa de vegetação (CV) e lagoas de infiltração (LI). No presente trabalho, enfatizaram-se as unidades de tratamento secundário (RAC e UASB), das quais foram determinados os parâmetros hidrodinâmicos, cinéticos. Para determinação dos parâmetros hidrodinâmicos foram usados cloreto de potássio (KCl) no meio abiótico e cloreto de lítio (LiCl) no meio biótico e os parâmetros cinéticos foram determinados usando os valores de demanda química de oxigênio total (DQO total), obtidos durante o monitoramento do sistema. A pesquisa foi realizada entre os meses de maio de 2010 a janeiro de 2011, totalizando 203 dias. As análises físico-químicas realizadas foram temperatura, pH, alcalinidade, acidez total, sólidos totais, fixos e voláteis, sólidos suspensos, dissolvidos e sedimentáveis, DQO (total e filtrada), DBO (total e filtrada), fósforo total, NTK, condutividade elétrica, óleos e graxas. A temperatura média do efluente do sistema foi de  $22,4 \text{ }^\circ\text{C} \pm 1,5 \text{ }^\circ\text{C}$  e os tempos médios de detenção hidráulica (TDH) dos reatores anaeróbios foram de 13,18; 16; 13,35; 10 e 8 horas para o RAC e 8,22; 10; 8; 6 e 4h para o reator UASB, respectivamente. Os parâmetros hidrodinâmicos do reator RAC, usando KCl e LiCl foram: tempo médio de residência ( $\bar{t}$ )=40,05 e 33,19 h; número de dispersão(d)  $d=0,12$  e  $0,092$  respectivamente, sendo considerado o padrão de mistura fluxo em pistão para ambos os traçadores. No reator UASB, usando os traçadores KCl e LiCl obteve-se: ( $\bar{t}$ )=33, 16 e 24,24 h;  $d=0,85$  e  $0,89$ , respectivamente, sendo o padrão de mistura do tipo completamente misturado. Os parâmetros cinéticos estimados no reator RAC, foram: coeficiente de crescimento ( $Y$ ) =  $0,098 \text{ mg DQO mgSVT}^{-1} \text{ dia}^{-1}$ , coeficiente de decaimento ( $K_d$ ) =  $0,01 \text{ dia}^{-1}$ , taxa máxima de crescimento ( $\mu_{\text{máx}}$ )=  $0,32 \text{ d}^{-1}$  e concentração de substrato limitante ( $K_s$ ) =  $26861,6 \text{ mgDQO L}^{-1}$ . Os valores de  $Y$  e  $K_d$ ,  $\mu_{\text{máx}}$  e  $K_s$  foram analisados usando o teste estatístico de “F” e “t. Os parâmetros cinéticos estimados no reator UASB foram: coeficiente de crescimento  $Y = 0,091 \text{ mgDQO mgSVT}^{-1} \text{ dia}^{-1}$ , coeficiente de decaimento ( $K_d$ ) =  $0,03 \text{ dia}^{-1}$ , taxa máxima de crescimento  $\mu_{\text{máx}} = 0,052 \text{ d}^{-1}$  e concentração de substrato limitante  $K_s = 282,6 \text{ mgDQO L}^{-1}$ .

Palavras-chave: Águas residuárias de suínos. Cinética. Hidrodinâmica. Reatores.

## ABSTRACT

The aim of this research was to determine the hydrodynamic and kinetics behavior of a pilot system plant, treating swine liquid effluent, installed in the Zootechnical Department of the Federal University of Lavras. The pilot system was composed by several units working in series, such as sand retention box (SRB), static sieve (SS), acidification and equalization tank (AET), anaerobic baffled reactor (ABR), upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB), final sedimentation tank (FST), ultraviolet lights (UVL), greenhouse (GH) and infiltration ponds (IP). The present research was focused mainly on secondary treatment units namely ABR e UASB, hence the hydrodynamics and kinetics parameters were estimated as well, the monitoring and sludge analysis microbiological were carried out. The hydrodynamics parameters were estimated, by using potassium chloride (KCl) in abiotic medium (water) and lithium chloride in biotic medium (swine sludge). The kinetics parameters were estimated from total Chemical oxygen demand values, obtained during the system monitoring. The research was initiated on May 2010 and ended up on January 2011, summing up a period of 203 days. The physical-chemical analyses carried through had been temperature, pH, alkalinity, total acidity, total, fixed and volatile solids, suspended, dissolved and settled solids, COD (total and filtered), BOD5 (total and filtered), total phosphorus, TNK, electric conductivity and oil & grease. The average temperature of the liquid effluent was about and the average hydraulic retention times  $22,4 \text{ }^{\circ}\text{C} \pm 1,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$  and the applied hydraulics retention time in ABR were e 13,18; 16; 13,35; 10 e 8 hours and as concerned to UASB were 8,22h; 10h; 8h; 6 e 4h respectively. The determined hydrodynamics parameters ABR for KCl e LiCl were: average residence time (t) 40,05 e 33,19; number of dispersion (d)= 0,12 e 0,092 and the flow type was characterized as tending to plug flow pattern from both tracers. As for UASB, average residence time (t) were 33, 16 e 24,24 horas; d=0,85 e 0,89 and the flow type was characterized as tending complete mixture. The kinetic coefficients were: growth coefficient of ABR were  $y=0.098 \text{ mgTVS (mgCOD}_{\text{removed}})^{-1}$ , decay coefficient  $K_d=0.02 \text{ d}^{-1}$ ; concentration of limiting substrate  $K_s=26861,6 \text{ mg L}^{-1}$  and maximum growth rate  $\mu_{\text{max}}=0.32 \text{ d}^{-1}$ . The kinetic coefficients were: growth coefficient  $Y=0.091 \text{ mgTVS (mgCOD}_{\text{removed}})^{-1}$ , decay coefficient  $K_d=0.03 \text{ d}^{-1}$ ; concentration of limiting substrate  $K_s=282.6 \text{ mg L}^{-1}$  and maximum growth rate  $\mu_{\text{max}}=0.52 \text{ d}^{-1}$ .

Keywords: Swine wastewater. Kinetic. Hydrodynamic. Reactors.

## LISTAS DE FIGURAS

Figura 1	Opções para o tratamento de dejetos suínos.....	71
Figura 2	Concentração de acetato ( $\text{mg L}^{-1}$ ).....	83
Figura 3	Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia incluindo a redução de sulfato.....	84
Figura 4	<i>Metanosaeta concilli</i> .....	68
Figura 5	<i>Methanosarcina sp</i> .....	87
Figura 6	Esquema de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB).....	108
Figura 7	Grânulos anaeróbios de .....	113
Figura 8	Estrutura do grânulo bacteriano .....	113
Figura 9	Reator anaeróbio compartimentado (RAC).....	115
Figura 10	Esquema de um reator de fluxo em pistão e o respectivo gráfico ilustrando o padrão de mistura .....	118
Figura 11	Esquema de um reator de mistura completa e o respectivo gráfico ilustrando o padrão de mistura .....	118
Figura 12	Representação esquemática do modelo de dispersão axial de dois comportamentos, desenvolvido por Singhal et al. (1998). ..	131
Figura 13	Curva típica do perfil de crescimento bacteriano ao longo do tempo, em um sistema fechado .....	135
Figura 14	Taxa de crescimento bacteriano em função da concentração do substrato .....	144

Figura 15	Representação gráfica das diferentes taxas de crescimento microbiano e seus respectivos valores de $K_s$ para bactérias sulfo-redutoras e metanogênicas .....	146
Figura 16	Esquema representativo de fluxo de massa em reator anaeróbio	153
Figura 17	Vista parcial do setor de suinocultura do Departamento de Zootecnia (DZO) da Universidade Federal de Lavras .....	156
Figura 18	Desenho esquemático mostrando as várias unidades e o fluxograma de funcionamento.....	159
Figura 19	(a) Caixa de areia (desarenador) como vertedor triangular tipo Thompson; (b) Caixa de passagem para decantação dos sólidos com tubulação de captação superficial.....	160
Figura 20	Peneira estática (PE).....	143
Figura 21	Leito de drenagem (LD) .....	162
Figura 22	Vista parcial do TAE.....	144
Figura 23	Bomba Anauger.....	163
Figura 24	Bomba Memo, marca Netzsch .....	144
Figura 25	Inversor de Frequência .....	163
Figura 26	Planta do RAC.....	165
Figura 27	Corte longitudinal do RAC.....	166
Figura 28	Vista lateral do reator (RAC) .....	167
Figura 29	Vista dos amostradores do primeiro compartimento (RAC) .....	167
Figura 30	Corte transversal do reator UASB.....	169
Figura 31	Corte longitudinal UASB .....	170

Figura 32	Vista dos amostradores para a coleta do lodo no UASB .....	171
Figura 33	Vista geral do reator UASB.....	171
Figura 34	Equalizador de pressão do biogás proveniente do reator UASB.....	172
Figura 35	Gasômetros sendo 1º, 2º, e 3º para os compartimentos do RAC e o 4º para UASB .....	173
Figura 36	Queimador de biogás.....	173
Figura 37	Biogás sendo queimado.....	173
Figura 38	Fotômetro de Chama .....	175
Figura 39	Tela do fotômetro de chama em pleno funcionamento .....	175
Figura 40	Calha de distribuição instalada na parte superior da primeira câmara do RAC .....	177
Figura 41	Introdução do traçador no primeiro compartimento do RAC.....	177
Figura 42	Coleta das amostras na saída do RAC.....	177
Figura 43	Coleta das amostras na saída do UASB .....	177
Figura 44	Preparo das amostras para o transporte na caixa de isopor .....	178
Figura 45	Organização das amostras para a realização das leituras no fotômetro de chama.....	178
Figura 46	Transferência da solução do LiCl dos balões para um becker ....	182
Figura 47	Coleta das amostras na saída do RAC.....	182
Figura 48	Coleta das amostras na saída do RAC.....	182
Figura 49	Coleta das amostras na saída UASB .....	182
Figura 50	A tela do fotômetro de chama em pleno funcionamento.....	183

Figura 51	Amostras ordenadas, para a leitura no fotômetro .....	183
Figura 52	Eficiência de remoção de substrato segundo a equação de Wehner-Wilhem .....	186
Figura 53	Curvas C em unidades fechadas para vários tipos de dispersão..	187
Figura 54	Microscópio eletrônico de varredura onde as mostras foram observadas .....	211
Figura 55	Amostras após passarem por banho de ouro .....	211
Figura 56	Colocação das amostras no MEV.....	211
Figura 57	Variação da concentração do $K^+$ no RAC ao longo do tempo.....	213
Figura 58	Variação da concentração do $K^+$ no UASB ao longo do tempo ..	218
Figura 59	Variação da concentração do $Li^+$ no RAC em meio biótico ao longo do tempo.....	222
Figura 60	Variação da concentração do $Li^+$ no UASB em meio biótico ao longo do tempo.....	226
Figura 61	Curva C em termos de lítio no reator RAC em meio abiótico, usando a equivalência de massa de KCl.....	230
Figura 62	Curva C em termos de lítio no reator UASB em meio abiótico, usando a equivalência de massa de KCl.....	232
Figura 63	Sobreposição das curvas gerados no meio abiótico e biótico no reator RAC .....	236
Figura 64	Sobreposição das curvas gerados no meio abiótico e biótico no reator UASB utilizando LiCl como traçador.....	237
Figura 65	Sobreposição das curvas gerados no meio abiótico e biótico no reator RAC .....	238

Figura 66	Sobreposição das curvas gerados no meio abiótico e biótico no reator UASB.....	239
Figura 67	Simulação da remoção da DQO total no reator RAC .....	246
Figura 68	Simulação da remoção da DQO Filtrada no reator RAC .....	247
Figura 69	Simulação da remoção da DBO Total no reator RAC .....	247
Figura 70	Simulação da remoção da DBO filtrada no reator RAC .....	248
Figura 71	Simulação da remoção do NTK no reator RAC.....	248
Figura 72	Simulação da remoção do fósforo no reator RAC.....	249
Figura 73	Simulação da remoção da DQO <sub>total</sub> no reator UASB.....	250
Figura 74	Simulação da remoção da DQO Filtrada no reator UASB.....	251
Figura 75	Simulação da remoção da DBO Total no reator UASB.....	251
Figura 76	Simulação da remoção da DBO Filtrada no reator UASB.....	252
Figura 77	Simulação da remoção do NTK no reator UASB.....	252
Figura 78	Simulação da remoção do fósforo no reator UASB.....	253
Figura 79	Varição da vazão na calha de Thompson instalada na caixa de retenção de sólidos .....	254
Figura 80	Varição da temperatura ambiente medida na estação piloto de tratamento de efluente de suínos .....	256
Figura 81	Varição da temperatura afluente do RAC, efluente do RAC e efluente do UASB .....	257
Figura 82	Produção de biogás no reator UASB durante o período de monitoramento .....	258

Figura 83	Produção teórica de metano e biogás em função da COV no RAC.....	262
Figura 84	Produção teórica de metano e biogás em função da COB no RAC.....	263
Figura 85	Produção teórica de metano e biogás em função da COV no reator UASB.....	264
Figura 86	Produção teórica de metano e biogás em função da COV no reator UASB.....	265
Figura 87	Concentração de sólidos sedimentáveis em mg L <sup>-1</sup> nos afluentes e efluentes do RAC e do UASB.....	266
Figura 88	Gráficos “ <i>box-plot</i> ” onde está apresentada a da alcalinidade parcial variação do afluente (A.RAC) e efluente RAC (E.RAC) e efluente do UASB (E.UASB).....	269
Figura 89	Variação da alcalinidade intermediaria e parcial no afluente RAC.....	270
Figura 90	Variação da alcalinidade intermediaria e parcial no efluente RAC.....	270
Figura 91	Variação da alcalinidade intermediaria e parcial no efluente UASB.....	271
Figura 92	Variação nas concentrações da DQO total no afluente e efluente do reator RAC .....	273
Figura 93	Variação da eficiência de remoção da DQO no reator RAC.....	275
Figura 94	Variação da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada ao RAC.....	276

Figura 95	Varição da carga orgânica biológica (COB) aplicada ao reator RAC.....	278
Figura 96	Varição da DBO no afluente e efluente do RAC.....	279
Figura 97	Varição de eficiência de remoção da DBO no RAC .....	280
Figura 98	Varição da DQO no afluente e efluente do reator UASB.....	281
Figura 99	Varição da eficiência de remoção da DQO no reator UASB .....	282
Figura 100	Varição da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada ao reator UASB.....	283
Figura 101	Varição da carga orgânica biológica (COB) aplicada ao reator UASB .....	284
Figura 102	Varição da DBO do afluente e efluente no reator UASB.....	285
Figura 103	Varição da eficiência de remoção da DBO no reator UASB.....	286
Figura 104	Correlação entre a eficiência na remoção de DBO e o TDH aplicado ao reator UASB.....	287
Figura 105	Varição da carga orgânica volumétrica aplicada no reator UASB .....	288
Figura 106	Varição de sólidos totais, fixos e voláteis no efluente RAC....	290
Figura 107	Varição dos sólidos totais, fixos e voláteis no efluente do reator UASB.....	290
Figura 108	Gráficos <i>Box-plot</i> mostrado as medidas de dispersão de sólidos totais no efluente UASB.....	291
Figura 109	Perfil médio da concentração de SVT ao longo da altura dos reatores durante a partida .....	293

Figura 110	Perfil médio concentração de SVT ao longo da altura dos reatores (TDH 16 h RAC e 10 h no UASB).....	294
Figura 111	Perfil médio concentração de SVT ao longo da altura dos reatores (TDH de 13,35 h RAC e 8 h no UASB).....	295
Figura 112	Perfil médio concentração de SVT ao longo da altura dos reatores (TDH de 10 h RAC e 6 h no UASB).....	296
Figura 113	Perfil médio concentração de SVT ao longo da altura dos reatores (TDH de 8 h RAC e 4 h no UASB).....	297
Figura 114	Correlação entre a concentração de SVT no lodo e a COV aplicada no UASB.....	299
Figura 115	Variação da massa de SVT do reator UASB para diferentes TDH.....	300
Figura 116	Variação da concentração de NTK afluente e efluente do RAC e UASB .....	301
Figura 117	Concentração de NTK no afluente e efluente do RAC e UASB .....	302
Figura 118	Regressão linear para determinação dos coeficientes $Y$ e $K_d$ do reator RAC .....	303
Figura 119	Regressão linear para determinação dos coeficientes $\mu_{max}$ e $K_s$ do RAC.....	305
Figura 120	Regressão linear para determinação dos coeficientes $Y$ e $K_d$ do reator UASB.....	317
Figura 121	Regressão linear para determinação dos coeficientes $\mu_{max}$ e $K_s$ do reator UASB.....	318

Figura 122	Visualização do lodo do primeiro compartimento do RAC durante a partida, 16h e 13,35h .....	327
Figura 123	Visualização das bactérias filamentosas e cocos no lodo do primeiro compartimento do RAC a TDH 10 e 8 horas .....	328
Figura 124	Visualização das bactérias cocos no lodo do primeiro compartimento do RAC a TDH 10 e 8 h.....	329
Figura 125	Visualização das bactérias cocos no lodo do segundo compartimento do RAC a TDH 10 e 8h.....	331
Figura 126	Visualização das bactérias cocos no lodo do segundo compartimento do RAC a TDH 10 e 8h.....	332
Figura 127	Visualização das bactérias cocos no lodo terceiro compartimento do RAC e TDH (s)Durante a partida, e TDH (s) 16 e 13,35 8h.....	334
Figura 128	Visualização das bactérias cocos no lodo terceiro compartimento do RAC e TDH (s)10 e 8h.....	335
Figura 129	Visualização das bactérias cocos no lodo terceiro compartimento do RAC e TDH (s)10 e 8h.....	336
Figura 130	Visualização das bactérias cocos no lodo UASB durante a partida para TDH de 8,22h.....	338
Figura 131	Visualização do Grânulo, composto por cocos no lodo do UASB para TDH 6 e 4h .....	338
Figura 132	Visualização do grânulo, composto por cocos no lodo do UASB, para TDH de 6 e 4h.....	339

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Distribuição regional de suínos .....	44
Tabela 2	Efetivo dos rebanhos e participação dos maiores estados produtores de suínos.....	44
Tabela 3	Produção diária de dejetos de suínos de acordo com o sistema de produção (litros/dia) .....	46
Tabela 4	Produção média diária de dejetos nas diferentes fases produtivas.....	47
Tabela 5	Produção média de efluentes ( $L \text{ suíno}^{-1} \text{ dia}^{-1}$ ), nas fases de crescimento e terminação de suínos, em função dos diferentes tipos de bebedouros.....	48
Tabela 6	Volume de dejetos gerados de acordo com o sistema produtivo e o nível de diluição .....	48
Tabela 7	Características físicas, químicas e biológicas dos dejetos de suínos de vários países .....	50
Tabela 8	Resumo de padrões complementares de lançamento de efluentes em corpos hídricos receptores conforme as legislações de alguns estados brasileiros.....	61
Tabela 9	Limites da aplicação de dejetos no solo em alguns países europeus .....	62
Tabela 10	Valores limites dos gases emitidos na atmosfera de acordo com o decreto n° 18/2004 Da república de Moçambique .....	65

Tabela 11	Classificação do tipo de escoamento de acordo com o número de dispersão .....	128
Tabela 12	Análise de variância para modelo de regressão linear simples e a estatística de teste F para hipóteses de nulidade do coeficiente de angular e intercepto .....	194
Tabela 13	Parâmetros hidráulicos e de sedimentabilidade referentes a partida dos reatores.....	198
Tabela 14	Parâmetros físico-químicos e bioquímicos analisados e frequências de amostragem .....	200
Tabela 15	Comparação dos parâmetros hidrodinâmicos de dois traçadores em meio biótico .....	233
Tabela 16	Comparação de tempo de detenção hidráulica no reator RAC e UASB usando lítio como traçador em meio abiótico e biótico ...	239
Tabela 17	Eficiência teórica de remoção da matéria orgânica nas formas de: DQO total e filtrada, DBO total e filtrada .....	242
Tabela 18	Eficiência de remoção da NTK e P no RAC .....	243
Tabela 19	Eficiência da remoção da matéria orgânica carbonácea no reator UASB.....	243
Tabela 20	Eficiência de remoção da N e P no reator RAC .....	244
Tabela 21	Volume teórico de biogás produzido no reator RAC e UASB....	260
Tabela 22	Valores médios da alcalinidade parcial ( $\text{mg L}^{-1}$ ) de $\text{CaCO}_3$ e respectivos desvios obtidos nos reator RAC e UASB.....	268
Tabela 23	Coefficientes estimados para darem suporte para os testes estatísticos F e t .....	309

Tabela 24	ANOVA, feita para o teste F a 5% com grau de significância nominal de 5%.....	310
Tabela 25	ANOVA para o teste de F a 5% com grau de significância nominal de 5%.....	313
Tabela 26	Parametros da regressão linear usando para fazer o teste “F” e “t” .....	314
Tabela 27	Comparação dos parâmetros cinéticos dos reatores RAC e UASB .....	318
Tabela 28	ANOVA, feita para o teste F a 5% com grau de significância nominal de 5%.....	320
Tabela 29	ANOVA, feita para o teste F a 5% com grau de significância nominal de 5%.....	323

## LISTA DE ABREVIATURAS

CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COPAM/MG	Conselho Estadual de Política Ambiental de Minas Gerais
DBO remo	DBO removida
DBO biom	DBO usada para o crescimento da biomassa
DBO CH <sub>4</sub>	DBO usada no reator e convertida em metano ( CH <sub>4</sub> )
DQO remo	DQO removida
DQO biom	BQO usada para o crescimento da biomassa
DQO CH <sub>4</sub>	DQO usada no reator e convertida em Metano ( CH <sub>4</sub> )
EMBRAPA	Empresa Brasileira de pesquisa Agropecuária
GL	Graus de liberdade
hab	habitante
LAADDEG	Laboratório de Análise de Água e Efluentes do Departamento de Engenharia
MICOA	Ministério para Coordenação de ação Ambiental
NADH	Nicotinamida adenine dinucleotídeo( reduzido)
QMred	Quadrado médio do resíduo
RAMAL	Reator anaeróbio de manta de Lodo
rRNA	Acido ribonucléico ribossomal
Sal	Salinidade
UFLA	Universidade Federal de Lavras
v	Graus de liberdade em função do teste t
v	Velocidade
Y	Coefficiente de produção da biomassa
X	Concentração da biomassa
z	Altitude local

Σ Somatório

### LISTA DE SIGLAS

AI	Alcalinidade intermediária
AM	Atividade metanogênica
AP	Alcalinidade parcial
APHA	<i>American Public Health Association</i>
AT	Alcalinidade total
CE	Condutividade elétrica
CH	Carga hidráulica
COB	Carga orgânica biológica
COV	Carga orgânica volumétrica
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
DNA	Acido Desoxirribonucleico
DZO	Departamento de zootecnia
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
GL	Graus de liberdade
MEV	Microscopia eletrônica de varredura
NAD	Nicotinamida adenine dinucleotídeo
NTK	Nitrogênio total Kjeldahl
OD	Oxigênio dissolvido
O&G	Óleos e Graxas
PET	Politereftalato de etileno
PVC	Policloreto de vinila
QME	Quadrado médio do erro
QM	Quadro Médio
RAC	Reator anaeróbio compartimentado

SPX	Somas parciais X
SQX	Soma de quadrados de X
SQT	Soma dos quadrados totais
SQR	Soma dos quadrados da regressão
SQReg	Soma dos quadrados de da resíduo
SS	Sólidos suspensos
SSV	Sólidos suspensos voláteis
ST	Sólidos totais
STD	Sólidos totais dissolvidos
STF	Sólidos totais fixos
STV	Sólidos totais voláteis
SRT	Tempo de retenção celular
TDH	Tempo de detenção hidráulica
UASB	<i>Upflow anaerobic sludge blanket</i>

## LISTA DE SÍMBOLOS

a	Coefficiente angular da regressão linear simples
b	Intercepto do modelo de regressão linear simples
$\alpha$	Quartis da extração de graus de liberdade
$\hat{\beta}_0$	Estimador do intercepto do modelo de regressão linear simples
$\hat{\beta}_1$	Estimador do coeficiente angular do modelo de regressão linear simples
C	Concentração final
C <sub>0</sub>	Concentração inicial
C/N	Relação carbono e nitrogênio
Cwa	Clima temperado, verão quente e úmido e Inverno seco e frio
d	Dia
dX	Varição da concentração da biomassa
dC	Varição da concentração
dt	Varição de tempo
dV	Varição do Volume
dt	Varição de tempo
E	Distribuição do tempo de residência
F	Teste de Fischer
G°	Energia livre padrão de Gibbs
G	Energia livre de Gibbs
h	hora
H <sub>a</sub>	Hipótese alternativa
H <sub>0</sub>	Hipótese a nula
IC	Intervalo de confiança
K <sub>d</sub>	Coefficiente de respiração endógena
K(t)	Fator de correção para temperatura

$K_s$	Constante de saturação
$n$	Número de observações
$\theta_c$	Tempo de retenção celular
$P_r$	Pressão (kPa)
$P_o$	Pressão atmosférica nas CNTP
$Q$	Vazão
$r_g$	Taxa de crescimento de microrganismos
$r_u$	Taxa de utilização de substrato
$r$	Taxa de remoção do substrato
$r^2$	Coefficiente de correlação do modelo de regressão linear simples
$R_{ajus}$	Coefficiente de correlação ajustado
rpm	Rotação por minuto
$S$	Variância populacional
$S_x$	Concentração do afluente
$S_e$	Concentração do efluente
SSd	Sólidos sedimentáveis
“t”	Teste de <i>student</i>
$T$	Temperatura
$\mu$	Coefficiente de crescimento específico da biomassa
$\mu_{max}$	Coefficiente de crescimento específico da biomassa máxima
$V$	Volume
$V_r$	Volume do reator
$V_{CH_4}$	Volume do metano produzido
$\nu$	Graus de liberdade em função do teste t
$v$	Velocidade
$Y$	Coefficiente de produção da biomassa
$X$	Concentração da biomassa
$z$	Altitude local

Σ Somatório

## LISTA DE UNIDADES E CONSTANTES

%	porcentagem	
atm	atmosfera (kg.cm-2)	
cm <sup>3</sup>	centímetro cúbico	
CNTP	condições normais de temperatura e pressão	1 atm e 273,15 K (0oC)
d	Dia	
dm <sup>3</sup>	decímetro cúbico	
dS m <sup>-1</sup>	deci-siemens por metro	
g	gravidade	
h	hora	
J	joule (kg m <sup>2</sup> s <sup>-2</sup> )	1 J = 0,2390 cal
K	Kelvin	K = °C + 273,15
Kcal	quilo-caloria	
Kg	quilograma	
L	Litros	
Lpm	litros por minuto	
M	Mega	10 <sup>6</sup>
m <sup>3</sup>	metro cúbico	
mg	miligrama	
min	minuto	
ml	mililitro	
mm	milímetro	1 x 10 <sup>-3</sup> m
°C	grau Celsius	
Pa	Pascal (N m <sup>-2</sup> )	1 atm = 1,01325 x 10 <sup>5</sup> Pa
ppm	partes por milhão	
	constante universal dos gases ideais	R = 8,3144126 J K <sup>-1</sup>

R		mol <sup>-1</sup>
		R = 0,08206 L atm K <sup>-1</sup>
		mol <sup>-1</sup>
s	segundo	
μm	micrômetro	1 x 10 <sup>-6</sup> m
μS cm <sup>-1</sup>	micro-Siemens por centímetro	

## LISTAS DE FÓRMULAS E SÍMBOLOS QUÍMICOS

Ca	Cálcio
CaCl <sub>2</sub>	Cloreto de Cálcio
CaCO <sub>3</sub>	Carbonato de Cálcio
CH <sub>3</sub> <sup>-</sup>	grupo metil
C	Carbono
CH <sub>3</sub> COOH	Ácido acético
CH <sub>3</sub> COONa	Acetato de sódio
CH <sub>4</sub>	Metano
CH <sub>3</sub> COO <sup>-</sup>	Radical acetato
CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> COO <sup>-</sup>	Radical propionato
Cl <sub>2</sub>	Cloro
Cl <sup>-</sup>	Cloreto
Co <sup>2+</sup>	Ion de cobaltos
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono ou gás carbônico
CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	Carbonato
COOH	grupo carboxílico
Cu	Cobre
Fe	Ferro
H <sup>+</sup>	Hidrogênio
H <sub>2</sub>	Hidrogênio
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	Ácido carbônico
HCO <sub>3</sub>	Concentração de bicarbonato
H <sub>2</sub> O	Água
H <sub>2</sub> S	Ácido sulfídrico ou gás sulfídrico
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Ion bicarbonato

K	Potássio
K <sup>+</sup>	Íon de potássio
KCl	Cloreto de potássio
Li	Lítio
LiCl	Cloreto de Lítio
Mo <sup>2+</sup>	Molibdênio
N <sub>2</sub>	Nitrogênio
Na	Sódio
NaHCO <sub>3</sub>	Bicarbonato de sódio
NaOH	Hidróxido de sódio
NH <sub>3</sub>	Amônia
NH <sub>3</sub> <sup>+</sup>	Íon amônia
Ni <sup>2+</sup>	Cátions de níquel
O <sub>2</sub>	Oxigênio
OH <sup>-</sup>	Ânion Hidroxila
P	Fósforo
pH	Potencial hidrogeniônico
PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	Ortofosfato
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	Dióxido de enxofre
Zn <sup>2+</sup>	Zinco

## SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO .....	37
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	43
2.1	Localização dos planteis de suínos no Brasil por região geográfica .....	43
2.2	Volume de dejetos produzidos .....	45
2.3	Caracterização dos dejetos de suínos .....	48
2.4	Impactos ambientais que podem ser provocados por dejetos de suínos .....	51
2.5	Legislação Ambiental .....	57
2.6	Legislação ambiental moçambicana aplicada à emissão de efluentes .....	63
2.7	Tratamento e disposição final dos dejetos de suínos .....	67
2.7.1	Tratamento físico .....	67
2.7.2	Tratamento biológico .....	69
2.7.3	Tratamento químico .....	69
2.7.4	Tratamento por disposição no solo .....	71
2.8	Fundamentos de digestão anaeróbia .....	73
2.8.1	Etapas bioquímicas e microbiológicas do processo de digestão anaeróbia .....	75
2.8.1.1	Hidrólise .....	75
2.8.1.2	Acidogênese .....	77
2.8.1.3	Acetogênese .....	78
2.8.1.4	Metanogênese .....	81
2.8.2	Bactérias e arqueas metanogênicas nas águas residuárias de suínos .....	85
2.8.3	Necessidades nutricionais das bactérias metanogênicas .....	87
2.8.3.1	Macronutrientes .....	87
2.8.3.2	Micronutrientes .....	89
2.8.4	Requisitos ambientais para o tratamento das águas residuárias .....	90
2.8.4.1	Alcalinidade, pH e ácidos voláteis .....	92
2.8.4.2	Inibidores das atividades anaeróbicas .....	96
2.8.4.2.1	Amônia livre .....	96
2.8.4.2.2	O efeito da presença de outros íons (sódio, potássio, magnésio e alumínio) .....	98
2.8.4.2.3	Toxicidade pelo sulfeto .....	100

2.9	Aplicações tecnológicas do processo de digestão anaeróbia ao tratamento de efluentes líquidos .....	103
2.9.1	Reator UASB .....	105
2.9.1.1	Características da biomassa .....	108
2.9.1.2	O fenômeno da granulação .....	109
2.9.2	Reator anaeróbio compartimentado (RAC) .....	114
2.10	Características hidrodinâmicas dos reatores anaeróbios .....	115
2.10.1	Hidráulica de reatores anaeróbios .....	117
2.10.2	Tipos de traçadores .....	120
2.10.3	Distribuição do tempo de residência .....	122
2.10.4	Modelos de escoamento com um só parâmetro .....	127
2.10.4.1	Modelo de dispersão .....	127
2.10.4.2	Modelo de células agitadas em série .....	128
2.10.4.3	Modelo de Singh .....	130
2.11	Cinética microbiana .....	132
2.11.1	Crescimento bruto de microrganismos .....	135
2.11.2	Modelo cinético de ordem zero e de primeira ordem .....	138
2.11.3	Taxas de remoção de substratos em sistemas biológicos .....	140
2.11.4	Modelo cinético de Monod .....	141
2.11.5	A cinética do crescimento bacteriano .....	147
2.11.5.1	A taxa de remoção de substrato .....	150
2.11.6	Balço da biomassa .....	151
3	MATERIAIS E MÉTODOS .....	156
3.1	Localização do experimento .....	156
3.2	Instalações experimentais e o sistema de tratamento de águas residuárias (efluente) .....	157
3.3	Unidades de tratamento do efluente (sistema instalado) .....	158
3.3.1	Caixa de remoção de sólidos (caixa de areia) e medidor de vazão (Thompson) .....	159
3.3.2	Separação de fases por meio de peneira estática .....	160
3.3.3	Sistema de bombeamento .....	162
3.3.4	Reator anaeróbio compartimentado (RAC) .....	164
3.3.5	Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB) .....	168
3.3.6	Sistema de coleta, medição e queima do biogás .....	172
3.4	Determinação dos parâmetros hidrodinâmicos dos reatores RAC e UASB .....	174
3.4.1	Histórico .....	174
3.4.2	Estudos hidrodinâmicos com cloreto de potássio (KCl) como traçador em meio abiótico e cloreto de lítio (LiCl) utilizado em meio biótico .....	174

3.4.3	Estudos hidrodinâmicos com cloreto de lítio (LiCl) como traçador em meio biótico .....	180
3.4.4	Parâmetros usados nos estudos hidrodinâmicos dos reatores RAC e UASB.....	183
3.4.5	Comparação dos estudos hidrodinâmicos feitos com KCl e LiCl.....	186
3.5	Cálculos dos parâmetros cinéticos.....	188
3.5.1	Balanço de massa e crescimento celular.....	188
3.5.2	Avalidação dos modelos e dos respectivos coeficientes.....	193
3.6	<i>Start-up</i> dos reatores , operação e acompanhamento do sistema de tratamento .....	197
3.6.1	Outros parâmetros básicos de projeto.....	198
3.7	Amostragem da água residuária de suinocultura e metodologias adotadas .....	199
3.7.1	Metodologia das análises .....	201
3.7.1.1	A temperatura e umidade.....	201
3.7.1.2	Potencial hidrogeniônico (pH) e alcalinidade .....	201
3.7.1.3	Acidez total .....	202
3.7.1.4	Demanda química de oxigênio (DQO) total e filtrada .....	202
3.7.1.5	Demanda bioquímica de oxigênio (DBO) total e filtrada.....	203
3.7.1.6	Condutividade elétrica .....	204
3.7.1.7	Óleos e graxas .....	204
3.7.1.8	Nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e fósforo total (P) .....	205
3.7.1.9	Sólidos totais, fixos e voláteis dos efluentes e perfil do lodo (RAC e UASB) .....	205
3.7.1.10	Sólidos sedimentáveis.....	206
3.7.1.11	Produção teórica de Biogás .....	206
3.7.1.11.1	Métodos baseado na DQO .....	207
3.7.1.12	Método baseado na DBO removida.....	209
3.7.1.13	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) .....	210
4	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	212
4.1	Determinação do tipo de mistura no reator RAC em meio abiótico usando KCl como traçador .....	212
4.1.1	Determinação do tipo de mistura do reator UASB em meio abiótico usando KCl como traçador .....	218
4.1.2	Determinação do tipo de mistura do reator RAC em meio biótico usando LiCl como traçador .....	221
4.1.3	Determinação do tipo de mistura do reator UASB em meio biótico usando LiCl como traçador .....	225
4.1.4	Comparação das curvas de concentração do KCl e LiCl .....	229
4.1.4.1	Relação entre o potássio e o lítio em relação aos seus pesos atômicos no RAC.....	229

4.1.4.2	Relação entre o potássio e o lítio em relação aos seus pesos atômicos no reator UASB .....	231
4.1.4.3	Comparação entre os modelos ajustados (polinomiais) e as curvas originais.....	234
4.1.4.4	Comparação das curvas de concentração em dois meios abióticos e biótico usando a equivalência do KCl e LiCl como traçadores.....	235
4.1.5	Determinação da constante de degradabilidade (k) e da eficiência na remoção do substrato dos reatores RAC e UASB .....	241
4.2	Desempenho dos reatores RAC e UASB .....	254
4.2.1	Variação da vazão afluyente na calha de Thompson .....	254
4.2.2	Variação da Temperatura externa (ambiente) .....	255
4.2.3	Produção de biogás.....	257
4.2.4	Determinação da produção teórica de biogás pelo método da DQO removida com a correção da temperatura e fator de correção K(t) e pressão .....	259
4.2.5	Determinação da produção teórica de biogás pelo Método baseado na DBO removida com correção da temperatura e da pressão.....	261
4.2.6	Sólidos sedimentáveis .....	265
4.2.7	Avaliação da alcalinidade nos reatores RAC e UASB .....	266
4.2.8	Variação da matéria orgânica (DQO e DBO total) no RAC .....	272
4.2.8.1	Variação da DQO afluyente e efluente no RAC .....	272
4.2.8.2	Eficiência de remoção da DQO no RAC .....	273
4.2.8.3	Variação da carga orgânica volumétrica (COV) do afluyente do RAC .....	275
4.2.8.4	Variação carga orgânica biológica (COB) e do RAC.....	277
4.2.8.5	Variação da eficiência na remoção de DBO no reator RAC .....	278
4.2.9	Variação da matéria orgânica (DQO e DBO total) no reator UASB .....	280
4.2.9.1	Variação da DQO afluyente e efluente do reator UASB.....	280
4.2.9.2	Variação da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada ao reator UASB .....	282
4.2.9.3	Variação da carga orgânica biológica (COB) aplicada no reator UASB .....	283
4.2.9.4	Variação da eficiência na remoção de DBO no reator UASB .....	284
4.2.9.5	Variação da carga orgânica volumétrica, expressa em termos DBO, aplicados ao reator UASB .....	287
4.2.9.6	Sólidos totais no afluyente e efluente do reator UASB.....	288
4.2.10	Perfil de lodo nos reatores RAC e UASB .....	291

4.2.11	Remoção de macronutrientes (N e P) .....	300
4.3	Determinação dos parâmetros .....	302
4.3.1	Determinação dos parâmetros cinéticos dos reatores RAC e UASB .....	302
4.3.2	Validação dos modelos calculados e dos respectivos coeficientes do RAC .....	308
4.3.3	Validação do modelo e dos parâmetros cinéticos Y e K <sub>d</sub> do RAC .....	308
4.3.3.1	Teste t para validação do parâmetro intercepto ou K <sub>d</sub> no RAC .....	310
4.3.3.2	Teste t para a validação do parâmetro Y no reator RAC.....	311
4.3.4	Validação do modelo e dos parâmetros cinéticos $\mu_{\max}$ e K <sub>s</sub> no RAC .....	313
4.3.5	Teste t para validação dos parâmetros $\mu_{\max}$ e K <sub>s</sub> no RAC ...	313
4.3.5.1	Teste t para a validação do parâmetro $\mu_{\max}$ do RAC .....	314
4.3.5.2	Teste t para a validação do parâmetro K <sub>s</sub> do RAC .....	315
4.3.6	Determinação de parâmetros cinéticos do reator UASB .....	316
4.3.7	Validação dos modelos cinéticos do reator UASB .....	320
4.3.7.1	Teste t para validação do parâmetro Y .....	320
4.3.7.2	Teste t para validação do parâmetro de respiração endógena (K <sub>d</sub> ) .....	322
4.3.8	Validação do modelo e dos parâmetros cinéticos $\mu_{\max}$ e K <sub>s</sub> do reator UASB .....	323
4.3.8.1	Validação do modelo de parâmetros cinéticos $\mu_{\max}$ do reator UASB .....	324
4.3.8.2	Teste t para validação do parâmetro K <sub>s</sub> no reator UASB.....	325
4.4	Microscopia eletrônica de varredura .....	326
4.4.1	Observação microscópica do lodo no primeiro compartimento do RAC.....	326
4.4.2	Observações microscópica do lodo no segundo compartimento do RAC.....	330
4.4.3	Observações microscópicas do lodo no terceiro compartimento do RAC.....	332
4.4.4	Observações microscópicas do lodo no reator UASB .....	336
5	CONCLUSÕES .....	340
6	CONSIDERAÇÕES FINAIS E RECOMENDAÇÕES .....	343
	REFERÊNCIAS .....	345
	APÊNDICES.....	361

## 1 INTRODUÇÃO

As atividades agrícolas, agroindustriais e domésticas, impulsionadas pelo crescimento exponencial da população e aumento da qualidade de vida do ser humano, contribuem com cargas poluidoras significativas para o meio ambiente, tornando-as inadequadas e excessivamente perniciosas, por não estarem indexadas aos princípios e requisitos básicos de sustentabilidade ambiental que possam garantir a sua viabilidade.

Uma dessas atividades é a suinocultura, considerada como um dos segmentos nacionais mais preocupantes devido ao crescimento elevado, com aumento da produção de 26,5 milhões de cabeças em 1993 para 35,7 milhões de em 2007, colocando o Brasil como quarto produtor mundial e o maior produtor regional da América Latina. O Estado de Santa Catarina é o maior produtor nacional, com aproximadamente 4,5 milhões de cabeças (INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA – IBGE, 2007). E o estado de Minas Gerais possui o quarto maior rebanho do país com cerca de 3,62 milhões de cabeças (ANUALPEC, 2006).

A suinocultura é um setor que apresenta importância social, econômica e cultural em regiões com tradição nesta atividade, todavia opera com baixa qualidade ambiental, podendo poluir as águas, solo e o ar.

A agressão ambiental deste setor prende-se ao lançamento dos dejetos destes animais na água e solo sem tratamento prévio, o que pode causar graves desequilíbrios ambientais na ecosfera, dado que estes dejetos contêm altos teores de matéria orgânica, nitrogênio, fósforo, potássio, cálcio, sódio, magnésio, manganês, ferro, zinco, cobre e outros elementos incluídos nas dietas destes animais (DE OLIVEIRA; DUDA, 2009; YE et al., 2010).

Uma das alternativas de reciclagem dos dejetos de suínos é sua utilização como fertilizantes, em função do seu elevado conteúdo de nutrientes.

Entretanto, o uso excessivo e prolongado poderá resultar em desequilíbrios químicos, físicos e biológicos do solo, seletividade de espécies vegetais, alterações na diversidade e funcionalidade dos microrganismos do solo e ainda distúrbios na saúde dos animais (CERETTA et al., 2005; SEGANFREDO, 2007). Adicionalmente, esta prática faz com que, em muitas situações, haja excesso de nutrientes, metais e patógenos no solo, tornando difícil a absorção na mesma taxa em que estas substâncias são aplicadas, acarretando lixiviação e/ou percolação destes resíduos para os corpos d'água superficiais e subterrâneos, causando poluição (PERDOMO; OLIVEIRA; KUNZ, 2003).

Devido à presença de nitrogênio e fósforo, os dejetos de suínos podem acarretar problemas de eutrofização das águas superficiais (lagos, rios e reservas), quando lançados em corpos de água, provocando perda de biodiversidade pela hipoxia, contaminação das águas e doenças de veiculação hídrica, e concomitantemente comprometer os padrões e requisitos de potabilidade (SEGANFREDO, 2007; WANG, 2009).

Os dejetos de suíno contém altos teores de matéria orgânica carbonácea comparativamente ao esgoto humano, variando de 800 a 50.000 mg L<sup>-1</sup> DBO<sub>5</sub> enquanto que o esgoto doméstico varia na faixa de 300 a 500 mgL<sup>-1</sup> DBO. Assim, a poluição gerada por cada suíno equivale à poluição gerada por 3 a 260 habitantes. Essas constatações evidenciam a necessidade premente de se buscar alternativas tecnológicas viáveis de manejo ou tratamento que possibilitem desonerar o ambiente de receber a totalidade dos resíduos gerados por esta atividade.

Todavia, estes dejetos poluidores, quando submetidos a processos de tratamento adequados podem servir de matéria-prima capaz de gerar produtos úteis e valiosos, tais como hidrogênio e metano, adubos orgânicos de alta qualidade, entre outros, mostrando que ainda há muitos estudos a serem feitos para o aproveitamento efetivo destes dejetos. Rachel et al. (2009), usando esses

dejetos, sintetizaram a baixo custo o hidrogênio com alto poder calorífico através do uso de células eletrolíticas microbianas, tendo imensa dificuldade em obter a mesma qualidade e quantidade com outras águas residuárias. O hidrogênio contém o mais elevado poder calorífico (em termos de massa) comparado ao metano, o que o torna um gás muito valioso. Pela primeira vez Kim et al., (2005) , obtiveram eletricidade usando células energéticas microbianas (Microbial fuel cell), alimentadas por águas residuárias de suínos. Apesar de que a obtenção de eletricidade utilizando estes dejetos em biodigestores seja bem catalogada e conhecida, Kim e sua equipe obtiveram eletricidade de boa qualidade a custos bem reduzidos, comparativamente, aos métodos convencionais. Por outro lado, estima-se que 1,0 m<sup>3</sup> de dejetos bruto de suíno processado anaerobiamente em digestores, é capaz de produzir em torno de 0,5 m<sup>3</sup> de biogás, quantidade que corresponde, em termos energéticos, a 0,33 litros de óleo diesel ou 0,35 litros de gasolina (MOTERANI, 2010).

O domínio e o aprimoramento de tecnologias, objetivos do tratamento desses dejetos, bem como o aproveitamento do biogás gerado, constitui um grande desafio para vários cientistas atuantes na área ambiental e sanitária. Existem vários métodos de tratamento de águas residuárias de suinocultura, desde os físicos, biológicos, químicos, sendo a escolha de cada um deles dependente da viabilidade econômica (baixo custo de implantação, operação, manutenção e o aproveitamento econômico dos seus subprodutos), da simplicidade na sua concepção, operação e eficiência. Dada estas condições, os métodos biológicos, especialmente os anaeróbios são elegíveis, tendo a vantagem clássica de produzirem menos lodo e baixo consumo energético quando comparados aos aeróbios.

Os processos anaeróbios consistem em uma série de reações bioquímicas, que envolvem uma variedade de microrganismos e reações em cadeia que culminam na estabilização da matéria orgânica biodegradável na

ausência de oxigênio, tendo como produto final o biogás, composto em sua maior parte por metano e dióxido de carbono. O metano produzido pode ser usado como fonte de energia, conforme mencionado anteriormente. Estes processos ocorrem em vários reatores anaeróbios, sendo um dos mais usados, o reator de manta de lodo ou UASB (*Uplfow anaerobic Sludge Blanket*), que representa um avanço na tecnologia anaeróbia, capaz de tratar diversos tipos de águas residuárias, desde as mais simples até as mais complexas, solúveis ou particuladas, com baixa ou elevada concentração de matéria orgânica (SINGH; KUMAR; OJHA, 1998, RODRIGUES, 2008;). A estabilização da matéria orgânica ocorre em duas zonas de reação; no leito e na manta de lodo. A mistura do sistema, promovida pelo fluxo ascensional do fluido e das bolhas de biogás, auxilia no processo de contato da biomassa com o substrato. Possui, na parte superior um dispositivo de separação de sólidos, líquido e biogás, denominado separador de três fases, acima do qual ocorre a decantação de sólidos (CHERNICHARO, 2007).

Uma variante do reator UASB, é o reator anaeróbio compartimentado RAC, desenvolvido nos Estados Unidos e conhecido em inglês como: Anaerobic Baffled Reator (ABR), composto de câmaras verticais, por onde o esgoto flui de maneira ascendente e descendente em cada uma das câmaras do reator. Este reator possui alta capacidade de reter os sólidos e de estabilizar cargas orgânicas e hidráulicas (NACHAIYASIT; STUCEKY, 1997). A combinação dos dois, preferencialmente, reatores em série, sendo o primeiro o RAC e, em seguida o UASB, aumenta a eficiência e a estabilidade do sistema quando operados em escala piloto ou plena, sobretudo quando utilizados no tratamento de resíduos complexos ou concentrados, tais como os da suinocultura.

No entanto, os reatores anaeróbios não podem ser completamente descritos sem a consideração da hidrodinâmica e da biocinética. A hidrodinâmica influencia a velocidade das reações biológicas por meio de

alterações nas taxas de transferência de massa e da distribuição das reações ao longo do reator e consequentemente, da distribuição da biomassa e das reações bioquímicas, nas diferentes regiões do reator (ZENG et al., 2005; CARVALHO et al., 2008). Por meio de estudos hidrodinâmicos, tem-se a introspecção dos reatores, o que permite saber a ocorrência de curtos-circuitos hidráulicos, zonas mortas e o tipo de mistura, completamente misturado ou pistonado. Estes parâmetros influenciam diretamente a unidade de tratamento e, portanto, devem ser investigados cuidadosamente. Conhecendo a hidrodinâmica dos reatores pode-se definir ou mesmo aperfeiçoar a geometria destes, objetivando melhorar o seu desempenho.

Por outro lado, a biocinética dos reatores está baseada nos processos hidrodinâmicos, bioquímicos e microbiológicos e é fundamental no dimensionamento, desenvolvimento e operação de quaisquer reatores (BHUNIA; GHANGREKAR, 2008). Por meio da modelagem cinética dos reatores pode-se ter informações importantes, tais como: taxa específica máxima de crescimento da biomassa ( $\mu_{max}$ ), coeficiente de decaimento ( $k_d$ ), coeficiente de saturação ( $K_s$ ) e, ainda do coeficiente de produção ( $Y$ ). Dos vários modelos matemáticos usados para descrever a cinética dos reatores, o mais aplicado é de Monod, o qual se alicerça no princípio de que a taxa de crescimento dos microrganismos é proporcional ao consumo do substrato (CAMPOS, 1990).

Portanto, tendo em consideração aspectos, como o padrão de escoamento hidrodinâmico do fluxo, a eficiência hidráulica dos reatores, bem como o conhecimento cinético bacteriano das unidades que compõem o sistema de tratamento, pode-se modelar e simular o comportamento destes reatores, facilitando assim o dimensionamento e a operação destes. Perante o exposto, o presente trabalho teve como objectivo: determinar o comportamento hidrodinâmico e cinético dos reatores anaeróbios RAC e UASB em escala piloto operados em série, tratando águas residuárias de suinocultura.

Os objectivos específicos foram:

- a) avaliar o desempenho dos reatores RAC e UASB durante a partida (*start-up*), operação transiente mediante a diminuição dos TDH(s), e avaliação dos estados de estabilidade (*steady-state*);
- b) determinar o padrão de mistura (pistonado, misturado ou disperso) do fluxo, o tempo de detenção hidráulica real e a existência das zonas mortas e curtos-circuitos no RAC e UASB;
- c) determinar os parâmetros cinéticos dos reatores RAC e UASB, como o coeficiente de rendimento ( $Y$ ), taxa específica máxima de crescimento ( $\mu_{\max}$ ), coeficiente de saturação ( $K_s$ ) e o coeficiente de decaimento ( $k_d$ );
- d) determinar as cargas orgânicas, volumétricas e biológicas nos reatores e a eficiência na remoção do substrato em cada um dos reatores, em função dos tempos de detenção hidráulica a que foram submetidos e determinar a morfologia das bactérias presentes no lodo dos reatores.

## **2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1 Localização dos plantéis de suínos no Brasil por região geográfica**

Como já mencionado anteriormente, a suinocultura é uma atividade de destacada importância econômica na região sul do Brasil, onde gera muitos empregos, renda e dá sustentação ao desenvolvimento de um parque agroindustrial competitivo no cenário nacional e internacional. A atividade suinícola compreende um rebanho mundial de 787 milhões de cabeças e representa 40% do total de carne consumida, constituindo-se na principal fonte de proteína consumida no planeta. A China é o maior produtor da carne suína, com uma participação de cerca de metade da produção mundial, 51%, seguida pela União Europeia, 20%, e pelos Estados Unidos, com 10% do total produzido no Mundo.

Segundo Kunz; Miele; Steinmetz (2009), o rebanho brasileiro é de 35 milhões de cabeças, sendo deste modo o quarto maior produtor de carne suína, com cerca de 3 milhões de toneladas por ano. O Brasil é também o quarto maior exportador com cerca de 600 mil toneladas por ano e o sexto maior consumidor, com cerca de 11-13 kg de carne suína por habitante por ano.

Segundo os dados divulgados pelo IBGE em 2007, o rebanho suíno brasileiro foi estimado em 35,7 milhões de animais, obedecendo a seguinte distribuição percentual, em termos regionais, conforme a Tabela 1.

Tabela 1 Distribuição regional de suínos

<b>Região</b>	<b>Animais (milhões)</b>	<b>Participação (%)</b>
Sul	14,46	43,03
Nordeste	7,24	21,55
Centro-Oeste	4,04	12,02
Sudeste	5,08	17,24
Norte	2,07	6,16
<b>Total</b>	<b>35,7</b>	<b>100</b>

Fonte Adaptado do IBGE (2007).

Como referenciado na Tabela 1, a região sul apresenta uma grande tradição na produção de suíno. Algumas regiões nos estados de Minas Gerais, São Paulo e Goiás são também grandes produtores. Os estados da região sul são responsáveis por 60% do plantel de animais no país, conforme ilustrado na Tabela 2.

Tabela 2 Efetivo dos rebanhos e participação dos maiores estados produtores de suínos

<b>Estados</b>	<b>Animais</b>	<b>Participação (%)</b>
Santa Catarina	6.588.600	20,6
Rio Grande do sul	5.827.195	18,2
Paraná	4.950.887	15,5
Minas Gerais	3.610.016	11,3
São Paulo	1.531.217	4,8
Goiás	1.348.212	4,2

Outros	8.092.979	25.3
--------	-----------	------

---

Fonte ANUALPEC (2006)

O estado de Minas Gerais possui o quarto maior plantel de suínos do país, com 3,6 milhões de animais, correspondente a 11,3% do plantel nacional, sendo as maiores regiões situadas no Triângulo Mineiro no Alto Paranaíba e Zona de Mata, com 845.432 e 742.163 animais, respectivamente (IBGE, 2007). No início de 2006, janeiro a junho, a produção de carne suína segundo o IBGE, aumentou 4,3% em relação ao mesmo período de 2007.

## 2.2 Volume de dejetos produzidos

As fezes, urina e água desperdiçadas nos bebedouros provenientes da higienização, resíduos de ração, pelos, poeiras e outros materiais decorrentes do processo criatório formam um tipo efluente característico, denominado de dejetos. As quantidades de fezes e urinas são afetadas pelos processos zootécnicos como, por exemplo, tamanho e raça, fatores ambientais como temperatura e umidade, fatores diéticos como digestibilidade, proteína e fibra (BORDIN et al., 2005).

A quantidade total de esterco produzida por um suíno varia de acordo com o seu desenvolvimento ponderal, mas apresenta valores decrescentes de 8,5 a 4,9% em relação a seu peso vivo por dia para a faixa de 15 a 100 kg. Cada suíno adulto produz em média 7 a 8 litros de dejetos líquidos por dia ou 0,21 a 0,24m<sup>3</sup> de dejetos por mês.

Segundo Oliveira et al (2005), o volume de dejetos produzido pelos suínos é função do ciclo de produção, que compreende três categorias, a saber: ciclo completo (CC), unidade de produção onde existem todas as fases do ciclo produtivo do nascimento à engorda; unidade de produção de leitões (UPL), unidade de produção onde existe somente a fase do ciclo produtivo que

compreende os reprodutores, o nascimento dos leitões (maternidade) e crescimento inicial (creche, o peso de 6 a 25 kg); unidade de crescimento e terminação, onde os pesos estão compreendidos entre 25 a 100 kg podendo chegar aos 120 kg. Sendo assim, a primeira categoria é a que mais produz dejetos, como mostrado na Tabela 3.

Tabela 3 Produção diária de dejetos de suínos de acordo com o sistema de produção (litros/dia)

<b>Tipo de sistema de produção</b>	<b>Produção diária de dejetos (L d<sup>-1</sup>)</b>
Ciclo Completo (CC)	85,0
Unidade de Produção de Leitões (UPL)	45,0
Unidade de Crescimento e Terminação (UCT)	7,0

Fonte: Oliveira et al., (2005).

Sinotti (2005) avaliou o volume de dejetos de suínos produzidos em distintas fases do ciclo produtivo no município de São Gabriel do Oeste, no Estado do Mato Grosso do Sul e concluiu que a quantidade média de dejetos produzidos, por suíno nas fases de creche, recria, terminação, gestação e maternidade foram de 4,01; 9,01; 10,45; 30,56 e 42,09 L dia<sup>-1</sup>, respectivamente, incluindo a água de higienização das instalações.

Em estudos realizados por Alves (2004), citado por Baptista (2007), houve constatação de que a produção de dejetos em duas granjas suinícolas, com plantéis de 4.325 e 10.751 animais, localizadas na Zona de Mata de Minas Gerais, as quantidades de dejetos produzidas por cada suíno diariamente foram de 29 e 31 L para o primeiro e segundo plantel, respectivamente, considerando a incorporação do excesso de água dos bebedouros e da higienização das instalações.

Um estudo feito por Oliveira (1993), ainda é utilizado, atualmente, pela Embrapa Suínos e Aves na determinação da quantidade de dejetos produzidos pela atividade suinícola, mostrando que, para se determinar o volume destes dejetos, os animais deveriam ser categorizados segundo as suas fases produtivas, pois para cada fase a demanda de água para consumo e higienização é diferente e, por conseguinte, a respectiva quantidade de dejetos gerados em cada categoria também é diferente, conforme representado na Tabela 4.

Tabela 4 Produção média diária de dejetos nas diferentes fases produtivas

<b>Categoria</b>	<b>Esterco (Kg dia<sup>-1</sup>)</b>	<b>Esterco + Urina (Kg dia<sup>-1</sup>)</b>	<b>Dejeto Líquido (L dia<sup>-1</sup>)</b>
Suínos de (25-100kg)	2,30	4,90	7,00
Porca em gestação	3,60	11,00	16,00
Porca em lactação +leitões	6,40	18,00	27,00
Cachaço (Macho)	3,00	6,00	9,00
Leitões desmamados	0,35	0,95	1,4
<b>Media</b>	<b>3,13</b>	<b>8,17</b>	<b>12,08</b>

Fonte: Oliveira (1993).

Em função dos novos tipos de bebedouros desenvolvidos para as diferentes fases de criação de suínos e de novos sistemas alternativos de produção, recomenda-se que os valores da Tabela 4 sejam corrigidos, principalmente para as fases de crescimento e terminação (42 a 103 dias), tendo em conta os tipos de bebedouros utilizados. O uso da Tabela 5 deve ser acrescido de 0,5 a 2,0 L dia<sup>-1</sup>, de efluentes produzidos por suíno alojado, que é uma estimativa da quantidade de água utilizada pelos produtores para a limpeza das baias na saída dos animais.

Tabela 5 Produção média de efluentes ( $L\ suíno^{-1}\ dia^{-1}$ ), nas fases de crescimento e terminação de suínos, em função dos diferentes tipos de bebedouros

Tipo de bebedouro	Machos		Fêmeas
Chupeta na parede com regulagem vazão	4,36		3,68
Bebedouro tipo taça “modelo ecológico”			3,52
Chupeta no comedouro de ração	2,77		2,80

Fonte: Oliveira (2004)

Para facilitar a execução de projetos, foi feita uma recomendação prática, onde a quantidade de dejetos é estimada de acordo com o sistema produtivo utilizado pelo produtor e com o grau de desperdício da água na granja, conforme a Tabela 6.

Tabela 6 Volume de dejetos gerados de acordo com o sistema produtivo e o nível de diluição

Sistema Produtivo	Nível de diluição		
	Pouco	Médio	Muito
Ciclo completo ( $L_{matriz}^{-1} dia^{-1}$ )	100	150	200
Unidade de produção de leitões ( $L_{matriz}^{-1}$ $dia^{-1}$ ).	60	90	120
Unidade de terminação ( $L_{suíno}^{-1} dia^{-1}$ )	7,5	11,2	15

Fonte: Perdomo et al. (1999).

### 2.3 Caracterização dos dejetos de suínos

Os dejetos de suínos bem como, de qualquer outra espécie animal, são consequência da quantidade e digestibilidade dos nutrientes fornecidos na dieta. Nos dejetos de suínos, a concentração dos nutrientes é elevada, devido à baixa eficiência alimentar dessa espécie. O esterco líquido dos suínos contém matéria orgânica, nitrogênio, fósforo, potássio, cálcio, sódio, magnésio, manganês, ferro, zinco, cobre e outros elementos incluídos nas dietas destes animais.

O suíno é um animal monogástrico, e cerca de 30% dos seus alimentos tornam-se dejetos (CAMPOS; SALÉH; CARMO, 2005). Segundo a National Research Council – NRC (1998), cerca de 45% a 60% de nitrogênio, 50% a 80% de cálcio e fósforo e 70% a 95 % do potássio, sódio, magnésio, cobre, zinco, manganês e ferro consumidos pelos suínos são excretados nos dejetos.

Por outro lado, Ahn et al., (2006), determinaram a quantidade de lipídios, carboidratos, proteínas, cálcio e potássio, tendo achado: 20,1; 9,7; 16; 0,67 e 3,14 g L<sup>-1</sup>, respectivamente, após ter passando por um tratamento primário que consistia numa peneira com abertura 4 mm.

Gerbas; Smith (2004), encontraram nos dejetos algumas espécies de protozoários, do tipo: *Cryptosporidium parvum* e *Giardia spp*, bactérias *Yersinia enterocolitica*, *Campylobacter jejuni*, *Salmonella spp.*, *Escherichia coli*, *Listeria monocytogenes* e ainda vírus classificados como enterovírus, adenovírus, parvovírus, rotavírus que provocam diferentes patologias em humanos. Pesquisas análogas realizadas no Canadá, por Masse e Massé et al., (2010); em uma das maiores unidades mundiais produtoras de suínos, com vista a redução de agentes patogênicos nas águas residuárias, mostrou que o monitoramento dessas águas antes do tratamento em reatores de bateladas e em condições mesofílicas, continham os seguintes agentes patogênicos: *Salmonella sp*, *Campylobacter spp* e *Y. enterocolitica*, nas seguintes concentrações: 10<sup>6</sup>, 10<sup>4</sup> e 10<sup>3</sup> UFC g<sup>-1</sup>, e bactérias gram-positivas *Clostridium perfringens* e *Enterococcus spp*, em torno de 10<sup>5</sup> UFC g<sup>-1</sup>. Concernente aos coliformes totais,

colifomes fecais e *E.coli* a variação foi de  $6 \times 10^2$  a  $1.5 \times 10^6$ ;  $5 \times 10^2$  a  $1.6 \times 10^6$  e  $4 \times 10^2$  a  $5.8 \times 10^6$  UFC g<sup>-1</sup>, respectivamente.

No que tange a composição química dos dejetos de suínos, estudos mostraram que está estritamente ligada à composição nutricional da ração administrada, sendo as técnicas de produção dos alimentos variadas e dependentes de cada país. Estudos feitos por Kunz (2005), em diferentes países, permitiram sintetizar que a composição química destes dejetos variou para cada um deles, de acordo com a Tabela 7.

Tabela 7 Características físicas, químicas e biológicas dos dejetos de suínos de vários países

Parâmetro	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
pH	7,46	-	7,30	8,0	7,9
DQO total (mg L <sup>-1</sup> )	21.670	80.000	65.690	15,700	-
DBO <sub>5</sub> total (mg L <sup>-1</sup> )	7.280	40.000	34.500	-	9.400
NTK (mg L <sup>-1</sup> )	2.150	800	4.530	T	2.500
NH <sub>3</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	1.420	3.400	2.520	680	1.700
P total (mg L <sup>-1</sup> )	-	7.100	1.600	2,500	330
Sólidos totais (mg L <sup>-1</sup> )	-	82.000	22.867	-	-
Sólidos voláteis (mg L <sup>-1</sup> )	-	66.000	39.200	-	-
Potássio (mg L <sup>-1</sup> )	-	-	156	-	-
Sódio (mg L <sup>-1</sup> )	-	-	91	-	4.7
Cálcio (mg L <sup>-1</sup> )	-	-	444	-	-
Magnésio (mg L <sup>-1</sup> )	-	-	41	-	-
Zinco (mg L <sup>-1</sup> )	-	-	3.1	-	12
Cobre (mg L <sup>-1</sup> )	-	-	6,75	-	-
Ferro (mg L <sup>-1</sup> )	-	-	33,33	-	-
Coliforme fecais (MNP.100mL <sup>-1</sup> )	-	-	$18.10^{10}$	-	4,7

Fonte: Adaptado de Kunz (2005)

Nota:

(1) Duarte et al. (1992) (Portugal); (2) Sevrin-Reyssac et al. (1995), (France); (3) Kunz et al. (2005) (Brasil); (4) Ben et al. (2008) (China), (5) Suzuki et al. (2010) (Japão). (Esses autores foram citados pelo Kunz (2005), ao estudar as características físico-químico em diferentes países.)

Alguns metais pesados têm sido reportados nesses dejetos. Pesquisas realizadas por Doelsch et al., (2010), na ilha Reunião no Oceano Índico, em cambisolos, andisolos e nitosolos mostraram aumento da dosagem de metais pesados, tais como cromo, níquel, zinco e cobre provenientes dos dejetos de suínos. De acordo com os autores, o cobre e zinco são incorporados na ração, uma vez que fazem parte de fatores de crescimento e são agentes antimicrobianos, sendo que cerca de 95% destes dois elementos são excretados, justificando deste modo suas elevadas concentrações nos dejetos. A fração de níquel e cromo trocável no cambisolo foi de 7,5% e 51,7% do conteúdo total, enquanto que de cobre e zinco foi de apenas de 2%, mostrando desta forma baixa concentração destes elementos no solo em relação aos dois primeiros.

#### **2.4 Impactos ambientais que podem ser provocados por dejetos de suínos**

Como foi abordada, a composição física, química e biológica dos dejetos de suínos constituem uma grande ameaça ao meio ambiente quando nesses não forem investidos esforços para o seu manejo, tratamento, disposição e formas de reuso adequadas. As águas residuárias de suínos afetam, principalmente, as águas superficiais e subterrâneas, poluição o ar devido aos gases liberados no lugar onde são alocadas as granjas e problemas de desequilíbrio químicos no solo.

Os dejetos suínos, até a década de 70, não constituíam fator preocupante, pois a concentração de animais era pequena e os resíduos eram utilizados como adubo orgânico no solo das propriedades e as plantas tinham capacidade para absorvê-los. Porém, o desenvolvimento da suinocultura trouxe a produção de

grandes quantidades de dejetos, que pela falta de tratamento adequado, se transformou na maior fonte poluidora dos mananciais de água na zona rural. Um suíno de 60 quilos é capaz de produzir uma carga orgânica de  $0,136 \text{ kg. dia}^{-1}$  de DBO, isto representa quatro vezes o equivalente populacional humano (CAMPAGANRO et al., 2007).

Das alternativas existentes para o manejo de dejetos o tratamento adequado apresenta-se como a única alternativa para viabilizar ambientalmente essa atividade. Todavia, em geral, essa prática não é muito aceita pelos produtores, sofrendo resistência para sua aplicação. Os motivos para isto se devem, primeiramente, ao fato de os dejetos de suínos sempre terem sido vistos como fertilizante do solo, tendo-se a percepção, muitas vezes errônea, de que o seu tratamento é desnecessário. Em segundo lugar, pela necessidade da aplicação de recursos financeiros, que nem sempre é desejável pelo responsável pela atividade, visto que na maioria dos casos os investimentos não são convertidos em renda direta (SEGANFREDO, 2007).

Oliveira (2004), observou que as principais manifestações de degradação ambiental decorrentes da atividade suinícola não são apenas, a contaminação de águas superficiais e subterrâneas por compostos orgânicos, nutrientes e microrganismos entéricos, mas ainda as alterações físicas, químicas e biológicas dos solos, e a poluição atmosférica. É importante salientar que o principal objeto de preocupação, é o nitrogênio e o fósforo presentes nesses dejetos, uma vez que causam grandes impactos ambientais sobre a água e o solo.

Em fase aquosa, o nitrogênio está presente em várias formas e estados de oxidação, sendo as espécies químicas de maior relevância o nitrogênio orgânico dissolvido e particulado, o nitrogênio amoniacal ( $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ ), nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) e o nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ). O nitrogênio amoniacal apresenta-se tóxico a peixes, uma vez que 1 mg de  $\text{NH}_3$  necessita de 4,6 mg de  $\text{O}_2$  para se oxidar. Sob o ponto de vista da saúde pública, o nitrato pode causar metahemoglobinemia, fruto da

redução de nitrato a nitrito por bactérias do trato intestinal e, conseqüente, oxidação do ferro (II) a ferro (III) da hemoglobina, formando metahemoglobina que é incapaz de se ligar ao oxigênio, impedindo assim as trocas gasosas no organismo humano (KUNZ, 2002; SEGANFREDO, 2007).

Pesquisas feitas por Zublina et al., (2001), permitiram concluir que a metahemoglobinemia afeta, geralmente, bebês com seis meses por possuírem no seu trato digestivo bactérias que executam esse processo, assim, as crianças podem sofrer asfixia ficando com a pele azulada, especialmente ao redor dos olhos e da boca, sintomas típicas de metahemoglobinemia ou síndrome do bebê azul, sendo essa doença letal quando 70% de hemoglobina do corpo é convertida em metahemoglobina.

Recentemente, sem dados confirmados para o organismo humano, baseado-se apenas em estudos com cobaias, altas concentrações de nitrato têm sido associada à formação de cancro estomacal pela formação de N-nitrossomas, um potente agente cancerígeno ou mutagênico devido a interação de nitrato com aminas secundárias (DE RESENDE, 2002). Face ao risco à saúde humana, a concentração do nitrato para o consumo humano não deve exceder  $10 \text{ mgL}^{-1}$  de  $\text{N-NO}_3^-$  ou  $44 \text{ mgL}^{-1}$  de acordo com o Conselho Nacional do Meio Ambiente (2005).

Estudos feitos por Diesel; Miranda; Perdomo, 2002 relataram que os principais constituintes dos dejetos de suínos que afetam as águas superficiais são a matéria orgânica, nutrientes, bactérias fecais e sedimentos. Dos nutrientes destacam-se os nitratos e bactérias fecais como os componentes que mais afetam a qualidade das águas subterrâneas, confirmando o estudo feito por outros autores anteriormente citados.

No que tange a poluição dos solos, vários são os relatos sobre o potencial de fertilizante ou possibilidade de substituição da adubação química, no todo ou em parte, pelos dejetos de suínos para diversas culturas, como milho,

soja, feijão e pastagens, tanto para a Região Sul como para o Cerrado brasileiro (KONZEN, 2003). O mesmo autor obteve produtividade de milho de 8,10 ton ha<sup>-1</sup> e 8,44 ton ha<sup>-1</sup> em sistema de plantio direto no Estado de Goiás para doses de 50 m<sup>3</sup> ha<sup>-1</sup> e 100 m<sup>3</sup> ha<sup>-1</sup>, respectivamente. Estes relatos confirmam o potencial uso dos dejetos suínos como fertilizante, da mesma forma como também foi verificado na Europa e nos Estado Unidos da America.

Segundo Raij et al., (1996), o excesso de nitrogênio, pode provocar o acamamento e queda na produtividade de cereais. Segundo INSTITUTO CEPA (2005), uma excreção de 25,6 g diárias de nitrogênio por animal e uma relação rebanho por matriz de 12,06 nas 8456 propriedades suinícolas, seriam produzidas anualmente 5,67 toneladas de nitrogênio que necessitariam, para uma dose anual de nitrogênio de 140 kg ha<sup>-1</sup>ano<sup>-1</sup>, de uma área mínima de terras de 40,5 ha para reciclá-las.

Ceotto e Spallacci (2006), constataram aumento de 14, 28 e 17% na produção de matéria seca de alfafa cultivada em solo argilo-siltoso decorrente da aplicação de dejetos de suínos na taxas de 300, 450 e 600 kg de nitrogênio por hectare por ano. Observaram, também um aumento considerável na concentração de nitrato no solo, principalmente na camada de 0 a 0,4 m nas três taxas de aplicação de dejetos de suínos. No que se refere à saúde, o enriquecimento de água com fósforo não traz problemas, pois se trata de um elemento requerido em grandes quantidades pelos animais. Os problemas ambientais associados a estes dois elementos, diz respeito aos processos de eutrofização dos corpos de água, representando na maioria das vezes pelo crescimento excessivo de algas, o que compromete em muitos casos os ecossistemas aquáticos, alterando mecanismos de fotossíntese e afetando a qualidade da água pelo aumento de cor e odor desagradáveis.

Com relação à poluição do ar pelos dejetos de suínos, Blanes-Vidal et al., (2009), observaram que este fenômeno estava relacionado com a liberação

de odores provenientes de gases mercaptanos oriundos da decomposição dos mesmos. Segundo estes autores, o odor que chega ao órgão olfativo é o resultado da mistura de gases de origem alcoólica, aldeídos, aminas, ácidos carboxílicos, ésteres, compostos orgânicos sulfídricos, terpenos, compostos aromáticos, sulfureto de hidrogênio e amônia. No entanto, os compostos que possuem enxofre na sua composição tiveram uma correlação alta com a concentração de odor, mensurado em função da massa molecular do gás, sendo os compostos fenólicos expressivos quando o dejetos está ainda fresco, atraindo moscas, sensação de intranquilidade aos animais, ausência de sono, náusea, entre outras perturbações.

No computo geral, os impactos negativos causados pelo uso de dejetos de suínos como fertilizantes em curto prazo, são:

- a) menos opções para a diversificação das atividades agropecuárias, pela restrição de uso causada pelos nutrientes em excesso, causando desequilíbrio;
- b) distúrbios da saúde dos animais pelo excesso de nutrientes na forragem, podendo ser citado, por exemplo, o cobre, que em concentrações de apenas  $5 \text{ mg kg}^{-1}$ , é capaz de causar intoxicação em ovelhas (BRANDJES et al., 1996);
- c) depreciação da qualidade das hortaliças e desproporção entre as partes vegetativas e reprodutivas, respectivamente, pelo acúmulo de metais pesados e excesso de nitrogênio no solo (SEGANFREDO, 2000),
- d) poluição das águas superficiais e subsuperficiais, tanto pela erosão como pela a lixiviação, aumentando os custos de tratamento.

Entre os impactos causados em longo prazo, estão aqueles advindos da poluição difusa continuada, como a deterioração da qualidade da água, os desequilíbrios químicos, físicos e biológicos do solo e também, a queda de produtividade e inviabilização do cultivo de algumas espécies cuja queda do limite de tolerância aos excessos de minerais no solo seja ultrapassado.

Em outros estudos realizados por Oliveira et al., (2000), avaliando a influência de aplicações por percolação e infiltração de águas residuárias de suinocultura sobre a capacidade de infiltração de um solo podzólico vermelho-amarelo, usando concentrações de 2400, 7000, 16.300 e 26.900 mg L<sup>-1</sup> de sólidos totais, concluíram que o aumento na concentração de sólidos totais das águas residuárias de suinocultura provocou a redução na capacidade de infiltração do solo.

Quanto aos desequilíbrios físicos do solo, são poucos os efeitos causados por dejetos de suínos. Estudos realizados em solos do Paraná indicaram aumento na dispersão do solo fertilizado com dejetos de suínos em sistema de plantio convencional, envolvendo aeração e gradagem do solo. Alguns autores relatam diversos aspectos sobre a influência destes dejetos nos fluxos das águas superficiais e subsuperficiais, na dinâmica de minerais, especialmente do nitrogênio, e no manejo da cobertura do solo, quer na forma de plantas ou de palhada, devem, portanto ser pesquisadas para aumentar o acervo de informações já existentes sobre os desequilíbrios físicos causados por estes dejetos (SEGANFREDO, 2007).

Sobre o impacto biológico no solo, os dejetos de suínos podem causar alterações quantitativas e qualitativas pela pressão exercida sobre a seleção de organismos presentes no solo. Entre os compostos dos dejetos de suínos que poderão ocasionar alterações na funcionalidade e diversidade biológica do solo estão: a matéria orgânica e alguns minerais como o cobre e zinco. Estes, mesmo em quantidades, relativamente pequenas, podem alterar a diversidade e

funcionalidade da microbiota do solo, como foi verificado em pesquisa usando um argissolo vermelho escuro eutrófico, nas regiões rurais do sul do Brasil (RUMAJAKEN; XAVIER; SEGANFREDO, 2004).

Com relação à microbiota do solo, segundo Krapac et al., (2002) citado por BATISTA, (2007), solos adubados com dejetos de suínos apresentaram alteração na diversidade e no nível populacional dos microrganismos, sendo as bactérias que surgiram com maior frequência, a *E.coli*, *Streptococcus faecalis*, *Streptococcus faecium*, *Bacillus*, *Enterobacter*, *Proteus mirabilis*, *Providencia stuarti*, *Serratia*, *Staphylococcus* e *Klebsiella pneumoniae*.

## 2.5 Legislação Ambiental

A legislação ambiental brasileira é vasta e constituída, em termos jurídicos e técnicos, como uma das mais avançadas do mundo. Mas, isto somente não é suficiente para que os recursos naturais estejam preservados e conservados e as atividades econômicas sejam desenvolvidas com equilíbrio (PALHARES, 2007). A Constituição Federal, em seu Capítulo VI, sobre o meio ambiente, estipula em seu Artigo 225, que todos têm direito a um meio ambiente ecologicamente equilibrado, bem de uso comum do povo e essencial a uma qualidade de vida sadia, impondo-se ao poder público e a coletividade o dever de defendê-lo e preservá-lo para presentes e futuras gerações.

A Lei nº 6.938 de 1981, que institui a política Nacional do Meio Ambiente, ressalta algumas definições importantes esclarecidas em seu artigo 3º (BRASIL, 2000):

- a) Meio ambiente: conjunto de condições, leis, influências e interações de ordem física, química e biológica que permite abrigar e reger em todas as suas formas.

- b) Degradação da qualidade ambiental: alterações adversas das características do meio ambiente.
- c) Poluição: a degradação da qualidade ambiental resultante de atividades que direta ou indiretamente alcancem matérias ou energia em desacordo com os padrões ambientais estabelecidos.
- d) Poluidor: a pessoa física ou jurídica, de direito público ou privado, responsável, direta ou indiretamente, por atividade causadora de degradação ambiental.

Em seu Artigo 9º,(BRASIL, 2000), verifica-se que os instrumentos da Política Nacional de Meio Ambiente, são:

- a) Padrões de qualidade ambiental.
- b) Zoneamento de impacto ambiental.
- c) Licenciamento ambiental.
- d) Incentivo à melhoria da qualidade ambiental.
- e) Criação de áreas protegidas.
- f) Sistema de informações sobre o meio ambiente.
- g) Cadastro técnico federal de atividades.
- h) Penalidades disciplinares ou compensatórias.
- i) Relatório de qualidade do meio ambiente.
- j) Produção de informações sobre o meio ambiente.

O objetivo do licenciamento ambiental é disciplinar previamente a construção, a instalação, ampliação e o funcionamento de empreendimentos e atividades que utilizem recursos naturais efetiva ou potencialmente poluidores, bem como aqueles capazes de causar degradação ambiental. Fazem parte dos instrumentos legais de licenciamento: a Constituição Federal, a Lei nº 6.938/81

que institui a Política Nacional de Meio Ambiente, a Resolução CONAMA nº 01/86 e a Resolução CONAMA nº 357/2005 (BRASIL, 2002).

Outra legislação que apresenta direta relação com a suinocultura é a Lei nº 9433/97 que estabelece a Política Nacional de Recursos Hídricos (BRASIL, 2000). Esta Lei baseia-se nos seguintes fundamentos, em seu Artigo 1º: a água é um bem de domínio público, a água é um recurso natural limitado, dotado de valor econômico, em situações de escassez, o uso prioritário dos recursos hídricos é o consumo humano e a dessedentação dos animais.

Sendo um recurso dotado de valor econômico, instituiu-se a cobrança pelo uso da água no país, onde o consumo e o tratamento dos efluentes suinícolas deverão fazer parte do custo de produção das criações. A água recebe a característica do insumo, e como tal deverá ser utilizada com racionalidade, pois, caso contrário, o uso indiscriminado refletirá no aumento do custo de criação dos suínos.

No computo geral, as exigências nacionais para o lançamento de efluentes como os da suinocultura em corpos hídricos receptores seguem a resolução COPAM/CERH nº 1/2008 e CONAMA nº 357/2005, que dispõe sobre a classificação dos corpos de água, e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, instituindo normas ou condições e padrões de lançamento de efluentes em qualquer que seja o corpo de água. Abaixo está sumarizado, o disposto das referidas resoluções, no que tange os padrões de lançamento de efluentes em corpos hídricos receptores:

- a) O potencial hidrogeniônico (pH): 5 a 9
- b) Temperatura: inferior a 40°C, sendo que a variação da temperatura no corpo hídrico receptor não deverá exceder a 3°C na zona de mistura;

- c) sólidos sedimentáveis: até 1mL L<sup>-1</sup> com o teste em cone Imhoff, durante 1 hora;
- d) óleos e graxas até 20 mg L<sup>-1</sup> para óleos minerais e até 50 mg L<sup>-1</sup> para óleos vegetais e gorduras animais.
- e) Ausência de material flutuante.
- f) DBO<sub>5</sub>: até 60 mg L<sup>-1</sup>
- g) DQO: até 180 mg L<sup>-1</sup>
- h) Os efluentes não poderão conferir ao corpo hídrico receptor características em desacordo com o seu enquadramento.

A resolução CONAMA n° 357/2005 também delega aos órgãos ambientais estaduais as funções de fiscalizar, orientar e punir as atividades potencialmente poluidoras, bem como definir diretrizes locais para emissão dos efluentes. No caso do estado de Minas Gerais, o instrumento regulador está articulado na Deliberação Normativa Conjunta, COPAM /CERH n° 01, de 05 de maio de 2008.

Na Tabela 8 estão representadas as condições de lançamento de efluentes em corpos hídricos receptores nos estados de Santa Catarina (SC), Rio Grande do Sul (RS), Minas Gerais (MG), São Paulo (SP), Goiás (GO) e Mato Grosso do Sul (MS). Está incluso nesse quadro nitrogênio total, fósforo total, além do cobre e do zinco, que estão presentes na dieta suína, como promotores de crescimento. A mesma tabela ilustra os valores limites para a demanda bioquímica de oxigênio (BDO<sub>5</sub>), demanda química de oxigênio (DQO) e sólidos suspensos (SS), em função da vazão do efluente (Q) a ser lançado no corpo hídrico receptor, no estado do Rio Grande do Sul.

Tabela 8 Resumo de padrões complementares de lançamento de efluentes em corpos hídricos receptores conforme as legislações de alguns estados brasileiros

<b>Estados</b>	<b>DBO<sub>5</sub></b>	<b>DQO</b>	<b>SS</b>	<b>Cu</b>	<b>Zn</b>	<b>N<sub>total</sub></b>	<b>P<sub>total</sub></b>	<b>Ef<sub>min</sub></b>	<b>Fonte</b>
				<b>mg L<sup>-1</sup></b>				<b>(%)</b>	
SC	60	-	-	0,5	1,0	10	1,0	80	Santa Catarina (1981),
RS	VR	VR	VR	0,5	1,0	10	1,0	-	Rio Grande do Sul(1989)
MG	60	90	100	0,5	5,0	-	-	85	COPAM /CERH (2008)
SP	60	-	-	1,0	5,0	-	-	80	São Paulo (1976)
GO	60	-	-	1,0	5,0	-	-	80	Goiás (1979)
MS	60	-	-	1,0	5,0	-	-	-	CECA Goiás (1997)

Fonte: Batista (2007)

Notas:

Ef<sub>min</sub>- Eficiência mínima de remoção da DBO<sub>5</sub> requerida pelo sistema de tratamento em %

VR- Variável com vazão do efluente

No estado de Minas Gerais, além das normas estabelecidas pela Deliberação Normativa Conjunta COPAM/CERH (CONSELHO ESTADUAL DE POLITICA AMBIENTAL – COPAM, 2008), para lançamento de efluentes em corpos hídricos receptores, a partir de 1995, o licenciamento e controle da atividade de suinocultura foram devidamente normalizadas pela Deliberação COPAM n° 34/1995.

Segundo Batista (2007), um ponto importante no licenciamento ambiental de granjas suínicas em Minas Gerais, consiste na utilização sustentável dos dejetos na agricultura. Para tal, a Deliberação Normativa COPA

nº 34/1995 estabelece que a adoção como alternativa de controle ambiental, deve observar as práticas agronômicas de manejo e conservação do solo visando evitar processos erosivos, saturação, contaminação das águas subsuperficiais e escoamento superficial. Segundo o mesmo autor, a resolução CONAMA nº 357/2005 alerta que a disposição de efluentes no solo, mesmo tratado, não poderá causar poluição ou contaminação das águas.

Segundo Palhares (2007), as legislações europeias possuem um diferencial muito significativo em relação à brasileira, ou seja, elas estão muito mais baseadas em um conceito de gestão ambiental do que de uma resolução dos problemas legais.

Estudos feitos por Batista (2007), mostraram que na legislação ambiental de alguns países europeus, a aplicação de dejetos se baseia na quantidade de nutrientes referenciais, normalmente nitrogênio e fósforo. Essa quantidade é sempre balanceada com o que está disponível no solo e com o tipo de cultura a ser plantada. Dessa forma, somente será aplicado ao solo o que a cultura poderá absorver, de acordo com as recomendações agronômicas, Tabela 9.

Tabela 9 Limites da aplicação de dejetos no solo em alguns países europeus

<b>País</b>	<b>Limite</b>	<b>Fonte</b>
	Máximo de 170 kg de N total por hectare ao ano	Jonbloed et al. (1999)
França	Máximo de 43,8 kg de P total por hectare ao ano	
	Máximo de 230 kg de N total por hectare ao ano	COMMISSION
Dinamarca	Máximo 1,7 unidades de animais por hectare	DECISION ( 2005 a)
	(equivalente a três matrizes ou 30 suínos na fase de terminação)	Jonbloed et al. (1999)
Áustria	Máximo de 230 kg de N total por hectare ano	COMMISSION
		DECISION ( 2005 a)
Bélgica	Máximo de 250 e 170 kg de N total por hectare ao ano para as pastagens e outras culturas, respectivamente	Beghin e Metcalfe (1998)
Polônia	Máximo de 170 kg de N total por hectare ao ano	Beghin e Metcalfe (1998)

Fonte: Batista (2007).

## 2.6 Legislação ambiental moçambicana aplicada à emissão de efluentes

Em Moçambique, o regulamento para emissão de efluentes é regido pelo decreto de Lei nº 18/ de 2 junho de 2004 que declara o seguinte no artigo 11, do capítulo III: os parâmetros do domínio público serão aferidos pela sua categoria, tendo em consideração o objetivo último do seu uso, quer este seja comum ou privativo. As categorias de qualidade de água são:

- a) Água para o consumo humano.
- b) Águas para fins agropecuários.
- c) Água para fins de piscicultura.
- d) Águas para fins recreativos (natação, esqui aquático e mergulho).
- e) Águas para fins de processamento de alimentos, bebidas alcoólicas e não alcoólicas.

Para fins agropecuários, onde a atividade suínica faz parte, o mesmo decreto afirma, além dos parâmetros abaixo, dever-se-ão observar os intervalos recomendados e a classificação da água para fins de irrigação, constantes no Anexo VI do presente regulamento.

- a) Atividades agropecuárias.
 

Potencial hidrogeniônico (pH), à 25°C, na escala Sorensen	: 6,0-9,0
Demanda química de oxigênio (DQO)	:150 mg L <sup>-1</sup>
Demanda bioquímica de oxigênio (DBO)	:50 mg L <sup>-1</sup>
Sólidos suspensos totais (SST)	:50 mg L <sup>-1</sup>
Óleos e Graxas	:10 mg L <sup>-1</sup>

Azoto total	:10 mg L <sup>-1</sup>
Coliformes (número /100 m L)	:400
Aumento da temperatura no ponto de lançamento	: ≤ 3°C
Arsênio	:0,1 mg L <sup>-1</sup>
Cromo (Cr <sup>+6</sup> )	:0,5 mg L <sup>-1</sup>
Cobre	:0,5 mg L <sup>-1</sup>
Zinco	:<1,0 mg L <sup>-1</sup>
• Irrigação:	
-Totais de sólidos dissolvidos:	:<500 mg L <sup>-1</sup>
-Total de bactérias:	:≤ 10 <sup>5</sup> 100ml <sup>-1</sup>
- Salinidade: Medida através de condutividade elétrica da água (CE água, ms/Cm).	

b) Para piscicultura:

- pH :6,5-8,5
- DBO<sub>5</sub> :≤ 1-2mg L<sup>-1</sup>
- Oxigênio dissolvido :6-7 mg L<sup>-1</sup> (15°C), 4-5 mg L<sup>-1</sup> (20°C)

c) Águas para fins recreativos (natação, esqui aquático e mergulho),

- Sem cloro, mau cheiro e turvação,
- Bactérias totais: :≤ 10<sup>3</sup> 100 ml<sup>-1</sup>
- Coliformes :≤10<sup>2</sup> 100 ml<sup>-1</sup>

d) Águas para fins de processamento de alimentos, bebidas alcoólicas e não alcoólicas.

- Deve ter parâmetros de consumo,
- Anion fluoreto (F<sup>-</sup> <1 ppm)

No seu artigo 24 capítulo VI, frisa que a não observância de emissão de efluentes, sob o presente regulamento, o transgressor estará sujeito a pagar uma

multa que varia de 20000,00 Mt a 200000,00 Mt, correspondentes a (R\$1.000,00- R\$10.000,00) dependendo da magnitude da transgressão.

No que refere as descargas de poluentes atmosféricos, o mesmo decreto no seu artigo 10 do capítulo II, diz:

A descarga de poluentes atmosféricos por estabelecimentos industriais será efetuada através de chaminés apropriadas cuja altura será determinada, para cada caso, nos termos do licenciamento ambiental, estando explícito que o regulamento está ainda mais tendencioso para atividades industriais e não para área agrária como é o caso da suinocultura. No entanto, sendo uma lei ampla e restrita para qualquer atividade (industrial, agro-industrial, mineral, etc.), ela pode ser adaptada para a decomposição dos dejetos de suínos. Os valores limites e os gases determinados pelo decreto nº 18/ de 2 junho de 2004, da República de Moçambique, podem ser observados na Tabela 10.

Tabela 10 Valores limites dos gases emitidos na atmosfera de acordo com o decreto nº 18/2004 Da república de Moçambique

Parâmetros ( $\mu\text{g m}^{-3}$ )	Tempo de amostragem			
	1 hora	8 horas	24 horas	Media anual
Dióxido de enxofre	800		365	80
Dióxido de nitrogênio	400		200	100
Monóxido de carbono	40000	10.000		
Ozônio	160		50	70
Partículas totais suspensas			200	
Chumbo	3			0,5-1,5

Fonte: Adaptado do MICOA-(2004), Boletim da República de Moçambique, I série nº 22

Concernente aos solos, o decreto nº 18/de 2 junho de 2004 da República de Moçambique, incide na qualidade dos solos, recomendando que as atividades agropecuárias, deverão observar práticas de conversão dos solos, tais como: rotação de culturas e das parcelas de produção agrícolas, adubação dos solos, observação das épocas ou datas adequadas à queima dos resíduos dos cultivos e que não serão permitidas culturas anuais em terrenos com declividade superior a 12%. Em Moçambique usa-se os dejetos de gado bovino e caprino como adubo em agriculturas do setor familiar, não constituindo preocupação por parte do Ministério de Coordenação da Ação Ambiental (MICOA), devido a falta de estudos depreadores dos impactos negativos e positivos dessas práticas. Como vistas a acelerar a decomposição destes dejetos no solo e por outro lado, para não transmitirem doenças e pragas às culturas de interesse agrônômicas, que constituem alimentos básicos para as populações (milho, sorgo, mandioca e feijões), a principal recomendação tem sido o preparo tradicional, ou seja, o curtimento desses dejetos.

Os dejetos mais usados em Moçambique, principalmente nas zonas verdes urbanas, para o cultivo comercial de hortaliças (alface, couve e repolho), são de aves, sobretudo de frangos. A avicultura é uma atividade exercida por muitos agricultores em Moçambique, e com um mercado bastante rentável e promissor. Lamentavelmente, o uso destes dejetos tem sido feito em regiões úmidas (*wetlands*), nas margens de córregos ou ribeirões, havendo evidências fortes de contaminação de águas superficiais ou mesmo subterrâneas, por nitrogênio advindo do adubo dessas aves. Portanto, estudos deverão ser feitos, no intuito de avaliar a viabilidade ambiental dessas atividades, realizadas nas redondezas das cidades onde a população consome direta ou indiretamente as águas provenientes da rega, drenagem e da recepção desses efluentes emitidos nessas atividades.

## **2.7 Tratamento e disposição final dos dejetos de suínos**

As primeiras concepções de sistemas de tratamentos para efluentes suinícolas foram baseadas nas estações de tratamento de esgotos sanitários, ou seja, sistemas de lagoas em série, sendo necessária uma prévia separação de fases para reduzir o assoreamento das lagoas em virtude da alta concentração de sólidos do dejetos.

De acordo com (DIESEL; MIRANDA; PERDOMO, 2002) , vários são os processos de tratamento para os dejetos com alta concentração de matéria orgânica, como os provenientes de criação de suínos. A escolha do processo a ser adotado dependerá de fatores como: características do dejetos, e do local, manejo e recursos financeiros. O mais importante é que deverá atender a legislação ambiental vigente.

As principais técnicas de tratamento de dejetos costumam combinar processos físicos e biológicos. Consensualmente, os sistemas de tratamento de dejetos de suínos são classificados em físicos, biológicos e químicos (PERDOMO; OLIVEIRA; KUNZ, 2003; HIGARASHI et al., 2005; GONZÁLEZ-FERNÁNDEZ; LEÓN-COFRECES; GARCÍA ENCINA, 2008).

### **2.7.1 Tratamento físico**

No tratamento físico o dejetos passa por um ou mais processos, onde ocorre a separação das fases sólida e líquida. Como tratamento físico tem-se a separação de fases, que pode ser efetuada por processo de decantação,

centrifugação, peneiramento e/ou, prensagem, e ainda a desidratação da parte líquida por vento, ar forçado ou ar aquecido.

O tratamento físico compreende:

- a) Tratamento preliminar: cuja finalidade é remover as partículas sólidas grosseiras com granulometria maior que 0,25 mm, que estão em suspensão. As principais unidades usadas são peneiras estáticas e vibratórias, caixa de areia para a remoção de sólidos sedimentáveis (areia e farelo) e caixas de separação de materiais insolúveis como gorduras e materiais inertes.
- b) Tratamento primário: com o propósito de reduzir os sólidos em suspensão, por meio de estruturas em alvenaria com tempo de detenção maior que o do tratamento preliminar, ou de equipamentos com precipitantes físico-químicos, ocorrendo à degradação anaeróbia em pequena escala.

HIGARASHI et al., 2005, reforça que, além de separação da fase sólida, outros processos físicos podem ser empregados: adsorção, separação por *stripping* (amônia), concentração via evaporação e filtração por membranas com osmose reversa.

A separação de fases, ao contrário do que se pensa, não só é capaz de remover os sólidos, restos de ração e cerda, mas ainda areias, argilas, pedregulhos e outros materiais inertes que afetam o bombeamento e assoreiam as unidades de tratamento. A concentração da DQO, DBO, sólidos totais, fixos, voláteis, e o fósforo total diminuem em relação ao dejetos bruto, após passar por esta etapa. Segundo Higarashi et al., (2005), na decantação é removida do efluente a maior parte dos metais pesados, parte do fósforo orgânico, na forma de fosfato e o nitrogênio orgânico particulado. Estudos feitos por Chastain et al.,

(2001), mostraram que ocorrem remoções de 15, 35, 9 e 15% na concentração de sólidos totais, DBO, nitrogênio e fósforo, respectivamente, dos dejetos tratados com peneira estática com espaçamento de malha de 0,5 mm.

### **2.7.2 Tratamento biológico**

O Tratamento biológico, também conhecido por secundário, objetiva a redução de sólidos dissolvidos e sólidos suspensos muito pequenos, por meio de processos biológicos, que por sua vez podem ser aeróbios ou anaeróbios. Os anaeróbios também compreendem os processos de nitrificação/desnitrificação na remoção de nutrientes. De acordo com Higarashi et al., (2005), o processo de estabilização realizado por microrganismos anaeróbios é mais comumente empregado, visto que o dejetos de suíno é um meio que apresenta condições ideais para o desenvolvimento e prevalência de tais micro-organismos. Unidades de tratamentos secundários compreendem: filtros anaeróbios, reatores de manta de lodo (UASB), reatores anaeróbios compartimentados, sistema de lodos ativados, entre outros.

O tratamento terciário objetiva a remoção final da matéria orgânica e em especial do nitrogênio e do fósforo, e ainda outros elementos que ainda persistem nas etapas anteriores, usando uma combinação de processos químicos e biológicos. Normalmente, o sistema terciário faz parte dos sistemas de polimento, onde após a passagem do efluente por este sistema, já pode ser lançado em corpos receptores ou mesmo para reuso. Fazem parte desse tratamento as lagoas de estabilização de maturação e de polimentos.

### **2.7.3 Tratamento químico**

Dos processos químicos de tratamento destacam-se, normalmente, aqueles que usam sais inorgânicos, tais como, fosfato de cálcio, alumínio, amônio e sulfato de alumínio, ou mesmo cloreto férrico para promover coagulação, floculação e precipitação dinamizando o tratamento primário.

Segundo Kunz; Miele; Steinmetz, 2009, o problema do uso destes sais é que se complexam com metais que entram na sua composição química, e posteriormente afetam a sobrevivência e desempenho da biomassa, e muitas vezes acabam provocando problemas ao meio ambiente. Para a separação da fase sólida e líquida têm sido utilizados polímeros orgânicos sintéticos, sendo o mais representativo o poliácridamida, havendo relatos de ter sido capaz de remover cerca de 80 a 90% de sólidos totais em suspensão nesses dejetos. Estudos feitos por Garcia et al., (2007), testando o uso de quitosana, extraída de carapaça de caranguejos, na estação de tratamento de efluentes de laticínios obtiveram eficiência de remoção de sólidos suspensos totais na ordem de 99%, enquanto estudos realizados por Steinmetz et al., (2007) concernentes a eficiência na separação das fases sólida/líquida, usando extratos de acácia-preta (*Acacia mearnsii*), nas águas residuárias de suínos, obtiveram cerca de 90% de remoção da DQO e 98% da turbidez do efluente, provando alto grau de funcionalidade dos polímeros naturais, no tratamento de águas residuárias.

Dependendo das características físico-químicas e biológicas das águas residuárias e da eficiência na remoção, alguns sistemas de tratamento compreendem unidades compostas por tratamento primário e secundário, e outros, por sistemas que compreendem unidades de tratamento primário e terciário, com longo tempo de detenção hidráulica, recomendando-se sempre uma projeção rigorosa e atenta nas unidades de tratamento primário.

Apesar da disponibilidade de todas as alternativas citadas, as sequências e as metodologias usualmente empregadas no tratamento de dejetos de suínos encontram-se resumidamente representadas na Figura 1.

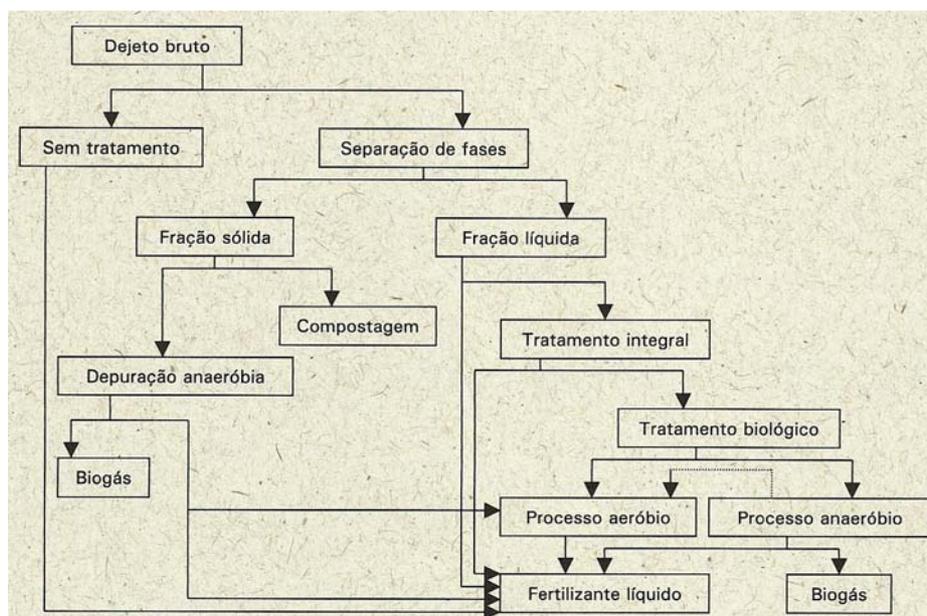


Figura 1 Opções para o tratamento de dejetos suínos

Fonte: Torre et al.; (2001 citado por Seganfredo, (2007).

#### 2.7.4 Tratamento por disposição no solo

Segundo Batista (2007), a disposição dos dejetos de suínos no solo é outra possibilidade para o tratamento dos resíduos prejudiciais ao meio ambiente. No entanto, o problema consiste na disponibilização de quantidade de nutrientes superiores à capacidade de absorção pela cultura e retenção pelo solo. Em geral, o nitrogênio é utilizado como nutriente referencial para a obtenção das taxas de aplicação de dejetos, conforme representado na Equação 1, descrita por Matos (2007) citado por (BATISTA, 2007).

$$D_{AR} = 1000 \cdot \left[ \frac{N_{abs} - \left( T_{m1} \cdot MO \cdot \rho_s \cdot p \cdot 10^7 \cdot 0,05 \cdot \frac{n}{12} \right)}{T_{m2} \cdot \frac{n}{12} \cdot N_{org} + (N_{amon} + N_{nitrate}) \cdot PR} \right] \quad (1)$$

Onde:

$D_{AR}$  : Dose de aplicação da água residuária,  $m^3 ha^{-1}$ ;

$N_{abs}$  : Absorção de nitrogênio pela cultura para obtenção da produtividade desejada,  $kg ha^{-1}$ ;

$T_{m1}$  : Taxa anual de mineralização da matéria orgânica anteriormente existente,  $kg ha^{-1} ano^{-1}$ ;

$MO$  : Conteúdo de matéria orgânica do solo  $kg kg^{-1}$ ;

$\rho_s$  : Massa específica do solo,  $t m^{-3}$ ;

$p$  : Profundidade do solo considerada,  $m$ ;

$n/12$  : Fração do ano relativa ao período de cultivo (ano);

$T_{m2}$  : Taxa de mineralização da matéria orgânica anteriormente existente,  $kg ha^{-1} ano^{-1}$ ;

$N_{org}$  : Nitrogênio orgânico  $mg L^{-1}$ ;

$N_{amon}$  : Nitrogênio amoniacal  $mg L^{-1}$ ;

$N_{nitrate}$  : Nitrogênio amoniacal  $mg L^{-1}$ ;

$PR$  : Proporção na recuperação do nitrogênio mineral pela cultura,  $kg ha^{-1} ano^{-1}$ .

Seganfredo (2007), propôs que, seja evitada a adição de nutrientes em doses superiores àquelas exigidas pelas culturas e da capacidade de adsorção do solo, recomendando que a dose de dejetos aplicados devesse tomar por base o elemento crítico, ou seja, aquele exigido nas menores quantidades pela planta ou solo, e que os nutrientes não supridos integralmente via dejetos pudessem ser

complementados via fertilizantes químicos, que contenham a mínima quantidade de elementos na condição de impureza, sendo especialmente válido para o cádmio, cromo, arsênio, níquel, chumbo e o mercúrio.

## **2.8 Fundamentos de digestão anaeróbia**

A digestão anaeróbia é um processo microbiológico que, na ausência de oxigênio, permite transformar a matéria orgânica em metano, ocorrendo em diversos meios naturais tais como sedimentos, fontes termais e sistemas gastrointestinais, e ainda em ambientes controlados como é o caso dos digestores anaeróbios. O conhecimento da existência do metano remonta a 1776, ano em que Alexandre Volta o descobriu e lhe chamou “ar inflamável”. Desde essa data, passou-se cerca de um século até se provar que a metanogênese era um processo relacionado com a atividade microbiológica (ROSS; DRAKE; WALSH, 1996).

No entanto, só um século mais tarde foi que Volta reconheceu a presença de metano no gás dos pântanos. Já no século XIX, Ulysse Gayon, aluno de Louis Pasteur, realizou a fermentação anaeróbia de uma mistura de estrume e água, a 35°C, conseguindo obter 100 litros de biogás por m<sup>3</sup> de matéria orgânica. Em 1884, Louis Pasteur, ao apresentar à Academia de Ciências os trabalhos do seu aluno, considerou que esta fermentação podia constituir em fonte de energia para aquecimento e iluminação, devido a presença de metano, o hidrocarboneto de menor cadeia de carbono (1 átomo de carbono), principal componente do gás natural e de elevado poder calorífico.

Atualmente, esse processo vem se difundindo como uma forma de tratamento de resíduos em vários países. A recuperação de energia gerada pelos processos anaeróbios teve grande impulso com a crise do petróleo, onde diversos países buscaram alternativas para a sua substituição. Entretanto, como descreve Nogueira (1986), as soluções para os problemas de desenvolvimento devem ser

apropriadas às necessidades, capacidades, aos recursos humanos, recursos financeiros e à cultura. Assim, o impulso recebido no período de crise não chegou a constituir um sólido movimento de substituição dos recursos não renováveis por outras fontes renováveis de energia.

O primeiro documento relatando a coleta de biogás de um processo de digestão anaeróbia ocorreu em uma estação de tratamento de efluentes municipal na Inglaterra, em 1895, sendo que o primeiro estudo de aproveitamento em uma pequena planta, com uso de estrume e outros materiais, remontam a 1941, na Índia. Desde então, o processo anaeróbio tem evoluído e se expandido no tratamento de resíduos industriais, agrícolas e municipais (ROSS; DRAKE; WALSH, 1996).

Segundo Alves (1998), em 1947 foram, pela primeira vez, isoladas duas bactérias metanogênicas em cultura pura, nomeadamente *Methanosarcina barkeri* e *Methanobacterium formicicum* e, onze anos mais tarde, isolou-se a *Methanobacterium ruminantium* usando a técnica de Hungate (1969), que continua a ser utilizada atualmente, embora com modificações feitas Miller e Wolin em 1974, para a manipulação de microrganismos em condições anaeróbias estritas. De acordo com o autor mencionado, foi aplicada esta técnica, e trabalhada com a cultura que Barker havia obtido e mantido durante cerca de trinta anos em seu laboratório, que Bryant em 1967, descobriu que a conversão de etanol em metano pelo “microrganismo”, então, denominado de *Methanobacillus omelianski* era possível, uma vez que esse “microrganismo” era, de fato, uma cultura mista, constituída por uma bactéria não metanogênica que consumia o etanol e produzia hidrogênio e acetato, e, por uma bactéria metanogênica que consumia o hidrogênio e produzia metano. Associações microbianas deste tipo, em que um microrganismo produtor de um metabolito cresce apenas na presença de outro consumidor desse metabólito, chamam-se associações sintróficas, do grego: *Syn* – junto + *Trophein* - alimento.

No início dos anos oitenta, Huser, Wuhmann e Zehnder (1982) isolaram pela primeira vez uma bactéria com características únicas, que era capaz de transformar acetato em metano e dióxido de carbono, mas incapaz de utilizar quaisquer outros tipos de substratos, então, identificados como precursores do metano, especialmente o hidrogênio e o dióxido de carbono, e a chamaram pelo nome de *Methanotherix soehngeni*. Recentemente, foi renomeado o gênero *Methanotherix* como *Methanosaeta*, por não estar de acordo com o código internacional de nomenclatura das bactérias.

### **2.8.1 Etapas bioquímicas e microbiológicas do processo de digestão anaeróbia**

A digestão anaeróbia pode ser considerada como um ecossistema onde diversos grupos de microrganismos trabalham interativamente na conversão da matéria orgânica complexa e produzem metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico e amônia, além de novas células bacterianas (CHERNICHARO, 2007). Segundo o mesmo autor, embora o processo de digestão anaeróbia seja, simplificada, considerado como de duas fases, acidogênica e metanogênica, estas podem ser subdivididas em várias rotas metabólicas, com a participação de diversos grupos microbianos, cada um com um comportamento fisiológico diferente, compreendendo deste modo quatro etapas principais: hidrólise, acidogêneses, acetogênese e metanogênese.

#### **2.8.1.1 Hidrólise**

A hidrólise constitui a fase de degradação de matéria particulada complexa, tais como, lipídios, polissacarídeos, proteínas e ácidos nucleicos em matérias dissolvidas mais simples, como ácidos graxos voláteis, carboidratos,

aminoácidos, purinas e pirimidinas solúveis, os quais podem atravessar as paredes celulares das bactérias fermentativas. Esta conversão é executada pela ação de exoenzimas, excretadas pelas *bactérias fermentativas hidrolíticas*. É normalmente um processo lento, sendo os lipídios hidrolisados mais lentamente que as outras moléculas (ALVES, 1998; CHERNICHARO, 2007).

Chernicharo (2007) e Appels et al. (2008), afirmam que os fatores que podem afetar essa etapa são: temperatura operacional do reator, tempo de residência do substrato, composição do substrato, pH do meio, concentração de  $\text{NH}_4^+$  e a concentração dos produtos da hidrólise. No entanto, Alves (1998) acrescenta que dependo do substrato, a cinética de hidrólise pode ser considerada de primeira ordem em caso de um substrato complexo e heterogêneo, porém outras cinéticas podem descrever mais adequadamente a hidrólise do substrato, tal como, a cinética proposta por Kiely et al., (1997), e Nopharatana et al., (1997); Smith et al., (1988)

Os principais gêneros de bactérias que atuam nesta etapa são:

- a) *Clostridium*, *Micrococcus* e *Staphylococcus*, que são gêneros produtores de lipases, para degradação de lipídeos e ácidos graxos,
- b) *Bacteroides*, *Butyvirbio* e *Clostridium*, *Fusobacterium*, *Selenomas*, *Streptococcus*, *Proteus*, *Peptococcus* e *Bacillus*, que são gêneros produtores de proteases, para degradação de proteínas a aminoácidos,
- c) *Closterdium*, *Stapyhloccoccus*, *Acetivibrio*, *Eubacterium*, que são gêneros produtores de amilases para a degradação de polissacarídeos e açúcares menores.

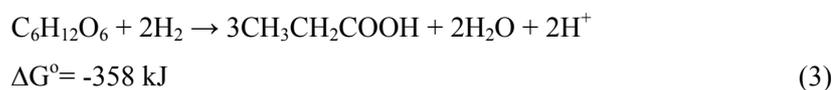
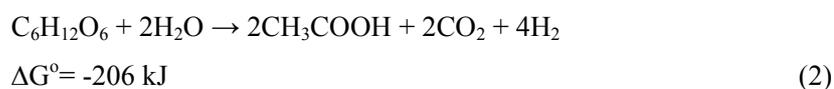
Pesquisas feitas por Appels et al., (2008), mostraram que para esse estágio biológico pode-se inocular algumas cepas de bactérias para acelerar a

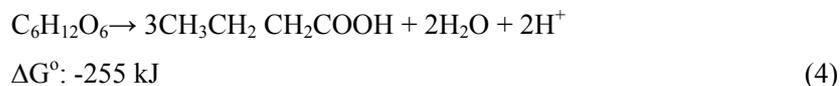
hidrólise, citando o estudo feito por Miah (2004), que obteve 210% da produção de biogás num reator, pela ação de uma protease da bactéria *Geobacillus sp* estirpe AT1 em condições termofílicas ( 65,1°C)..

### 2.8.1.2 Acidogênese

Nesta fase os monômeros resultantes da hidrólise, após serem transportados através da membrana celular para o interior da célula, são transformados numa variedade de produtos entre os quais acetato, propionato e butirato. Em geral, a população fermentativa representa cerca de 90% da população bacteriana total dos digestores anaeróbios, sendo que o número e a diversidade das espécies bacterianas fermentativas envolvidas no processo dependem largamente da composição do substrato.

A partir das reações formuladas a seguir, pode-se afirmar que esta etapa é altamente favorecida termodinamicamente cujas reações ocorrem com muita espontaneidade, visto que a energia livre padrão é muito baixa. Os microrganismos acidogênicos, são os que mais se beneficiam energeticamente e, em decorrência, possuem tempo mínimo de geração e elevadas taxas de crescimento no consórcio microbiano, como mostram as equações químicas abaixo.





Onde:

$\Delta G^\circ$  é a energia livre de Gibbs no estado padrão (pH=7, pressão de 1 atm, temperatura de 25°C e o líquido sendo água pura).

Segundo Van Andel e Breure (1984); Speece (1996) e Chernicharo (2007), o hidrogênio tem um papel preponderante na distribuição dos produtos desta fase do processo. Em termos termodinâmicos, quando a pressão parcial de hidrogênio é inferior a  $10^{-4}$  atm, forma-se, preferencialmente, acetato e hidrogênio, que corresponde a etapa seguinte da estabilização da matéria orgânica a acetogênese.

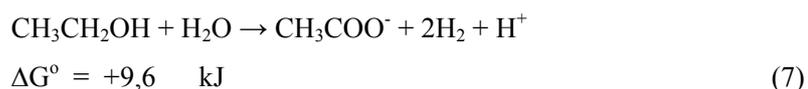
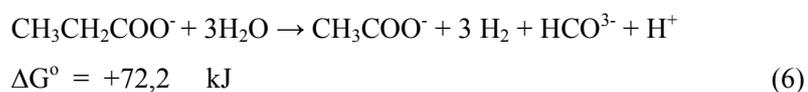
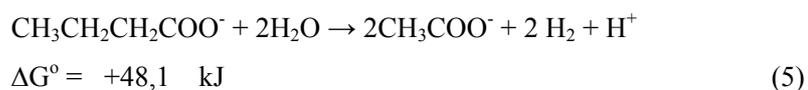
Contudo, Inanc, Matsui e Ide (1996), apresentaram resultados que contrariaram a ideia estabelecida de que o propionato se acumulava em consequência da acumulação de hidrogênio, e concluíram que a pressão parcial de hidrogênio não tinha qualquer efeito na acumulação de propionato. Segundo estes autores, a acumulação deste ácido intermediário durante os períodos de instabilidade, resulta de uma alteração da população acidogênica dominante.

Os gêneros de bactérias fermentativas acidogênicas são: *Clostridium*, *Bacteroides*, *Ruminococcus*, *Butyribacterium*, *Propionibacterium*, *Eubacterium*, *Lactobacillus*, *Streptococcus*, *Pseudomonas*, *Bacillus*, *Escherichia*, *Desulfobacter*, *Micrococcus*.

### 2.8.1.3 Acetogênese

A acetogênese consiste na transformação dos produtos da fermentação, propionato e butirato, em acetato, dióxido de carbono e hidrogênio por ação das

chamadas bactérias sintróficas acetogênicas. São chamados assim, porque a existência delas depende da atividade de microrganismos consumidores de hidrogênio. A seguir estão representados alguns exemplos de transformações acetogênicas:



Como pode ser observado, as reações são termodinamicamente desfavoráveis, visto que a energia livre de Gibbs é positiva. No entanto, as condições normais não são as que prevalecem em digestores anaeróbios. Assim, o valor real do  $\Delta G$  é que deve ser calculado ao invés de  $\Delta G^\circ$ , para determinar a conversão do propionato em acetato segundo a Equação 8.

$$\Delta G = \Delta G^\circ + 2,3 \ln \frac{[\text{CHCOO}^-] \times [\text{HCO}_3^-] \times [\text{H}_2]^3}{[\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^-]} \quad (8)$$

Onde:

- $\Delta G$  : Variação de energia livre (kJ);  
 $\Delta G^\circ$  : Variação de energia livre padrão (kJ);  
 $R$  : Constante dos gases (8,316 J mol<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>);  
 $T$  : Temperatura em kelvin;

$\ln$	:	Logaritmo Neperiano;
$[\text{CH}_3\text{COO}]$	:	Concentração do acetato;
$[\text{HCO}_3^-]$	:	Concentração de bicarbonato;
$[\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}]$	:	Concentração do propionato; $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^-$
$[\text{H}_2]$	:	Concentração de hidrogênio.

Esta equação pressupõe que as concentrações de propionato e acetato são iguais e que, a concentração de bicarbonato é constante, sendo o único fator variável, a concentração de hidrogênio. No entanto, verifica-se que apenas se a concentração de hidrogênio for  $10^{-4}$  atm ou menor, a oxidação do propionato se torna exergônica. Tal como, para a degradação do propionato, as outras transformações acetogênicas, produtoras de hidrogênio, só são possíveis se a pressão parcial de hidrogênio no meio for da ordem de  $10^{-4}$  atm. Essa baixa concentração é, normalmente, conseguida pela ação dos microrganismos consumidores de acetato e hidrogênio ou, no caso de existir sulfato no meio, pelas bactérias sulfo-redutoras, por meio de um processo comumente designado de “transferência de hidrogênio interespecies”. Segundo Chernicharo (2007), os gêneros conhecidos de bactérias sintróficas encontrados na digestão anaeróbia são: *Syntrophobacter* e *Syntrophomonas*. Segundo o mesmo autor, a grande importância dos organismos no processo de digestão anaeróbia, decorre do fato de que cerca de 60 a 70% dos elétrons do substrato original serem canalizados para a produção de acetato. A degradação de propionato em digestores anaeróbios tem sido estudada extensivamente. Estudos demonstraram que além da oxidação sintrófica do propionato a  $\text{H}_2$  e acetato, podem ser obtidos outros produtos da degradação do propionato, tais como, álcoois e ácidos voláteis de cadeia mais longa, com 4 a 7 átomos de carbono. Em geral, estas reações estão associadas com operações de digestores anaeróbios em condições de baixa

eficiência (subótimas), mas não está ainda esclarecido o seu papel na remoção da matéria orgânica (ALVES, 1998).

Estudo sobre o efeito de propionato na acetogenese, tem sido reportado por vários autores, e as conclusões têm sido simalares. A degradação de propionato é considerada um passo bastante limitante, na digestão anaerobica, visto que este ácido graxo volátel sempre acumula-se, sobre tudo em condições de uma elevada carga orgânica ou quando o processo fica instável, agravado com a condição endergônica ( $\Delta G^{\circ} = + 76,1 \text{ kJ mol}^{-1}$ ) da sua conversão a acetato a qual não ocorre naturalmente, precisando da cooperação sintrófica das bactérias oxidantes de propionato, bacterias produtoras de hidrogênio que mantêm a pressão baixa de hidrogênio no sistema (TATARA et al., 2008).

#### 2.8.1.4 Metanogênese

A metanogênese é a etapa final do processo, responsável diretamente pela produção de metano, e constitui, em muitos casos, o passo que governa todo processo de degradação do substrato. As bactérias metanogênicas pertencem ao reino das *arqueobactérias*, que são diferentes das bactérias típicas, que pertence ao reino das eubactérias.

Segundo Alves (1998) e Chernicharo (2007) as *arqueas* exibem vários atributos bioquímicos e estruturas únicas, as quais adaptaram viver em habitats específicos. As *arqueas* são anaeróbias estritas, requerendo para o seu desenvolvimento um potencial redox entre -250 e -300 mv. Possuem coenzimas e cofactores específicos (coenzima F420, F430, coenzima M, Metanopterina) e degradam apenas um número limitado de substratos com baixo número de carbonos: acetato, metanol, metilaminas, formiato, hidrogênio e dióxido de carbono.

A coenzima F420 é muito importante, pois permite a distinção de arqueas metanogênicas de outras bactérias através de microscopia de epifluorescência. As arqueas metanogênicas estão distribuídas em cinco ordens: *Methanobacteriales*, *Methanococcales*, *Methanomicrobiales*, *Methanosarcinales* e *Methanopyrales*, todas dentro do filo Euryarcheota.

A metanogênese pode ser considerada uma forma de respiração, onde o gás carbônico, ou grupo metil de compostos C-1, ou o carbono do grupo metil do acetato, é o receptor de elétrons. Em função da sua fisiologia, as arqueas metanogênicas são divididas em dois grupos principais, onde é responsável pela formação do metano a partir de ácido acético ou metanol, e o segundo, pelo metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono, como demonstrado a seguir:

- a) Metanogênicas acetoclásticas: usam acetato como fonte de carbono e energia, produzindo gás carbônico (CO<sub>2</sub>) e metano (CH<sub>4</sub>)
- b) Metanogênicas hidrogenotróficas: utilizam gás carbônico como fonte de carbono eceptor final, e o hidrogênio, como fonte de energia, o hidrogênio funciona como um agente redutor.

Dentre as cinco ordens, somente a *Methanosarcinales* compreende arqueas acetoclásticas. Estas se encontram divididas em duas famílias: *Methanosaetaceae* e *Methanosarcinaceae*.

Segundo Chernicharo (2007), a família *methanosaetaceae* é especialista, tendo alta afinidade pelo acetato, mas uma taxa máxima de crescimento relativamente baixa, com tempo de duplicação de 3,5 a 9 dias, e possui um único gênero, *Methanosaeta* que é constituído por espécies que formam filamentos longos e finos. Já a família *Methanosarcinaceae* é mais generalista, tendo muito baixa afinidade pelo acetato, porém com uma alta taxa de crescimento. Nesta família se destaca o gênero *Methanosarcina*, que cresce em forma de cocos.

Speece (1996), coloca o que acima foi explanado em termos cinéticos, aspectos estes a serem abordados em itens posteriores. O referido autor afirma que as duas classes de arqueas metanogênicas podem metabolizar o acetato em metano, sendo que a afinidade, expressa em termos de concentração de saturação ( $k_s$ ), da *Metanosaeta* é cerca de  $20 \text{ mg L}^{-1}$  com uma taxa máxima de utilização de substrato

$k_{\text{max}}=2-4 \text{ g g}^{-1}[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}$ , enquanto que a *Methanosarcina* apresenta  $k_s = 400 \text{ mg L}^{-1}$  e  $k_{\text{max}}$  de 6 a  $10 \text{ g g}^{-1}[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}$ , evidenciando que em situações de competição a *Metanosaeta* leva maior vantagem em baixas concentrações e a *Methanosarcina* em altas concentrações, como representa a Figura 2.

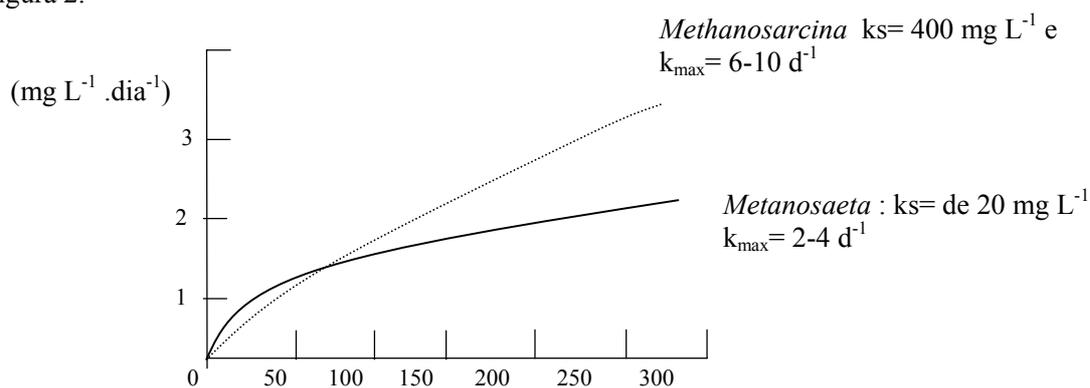


Figura 2: Concentração de acetato ( $\text{mg L}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$ )

Fonte: Speece, 1995

Figura 2 Concentração de acetato ( $\text{mg L}^{-1}$ )

Fonte: Speece (1996)

### c) Metanogênicas hidrogenotróficas

Ao contrario das acetoclásticas, praticamente todas as espécies conhecidas de arqueas metanogênicas são capazes de produzir metano a partir de

hidrogênio e gás carbônico, resultando em uma maior liberação de energia. Os gêneros mais, frequentemente, isolados em reatores anaeróbios são *Methanobacterium*, *Methanospirillum*, *Methanobrevibacter*, *Methanoculleuse* e *Methanocorpusculum*. As quatro etapas do processo anaeróbio, bem como os tipos de bactérias que participam em cada fase podem ser agrupadas no de acordo com a Figura 3.

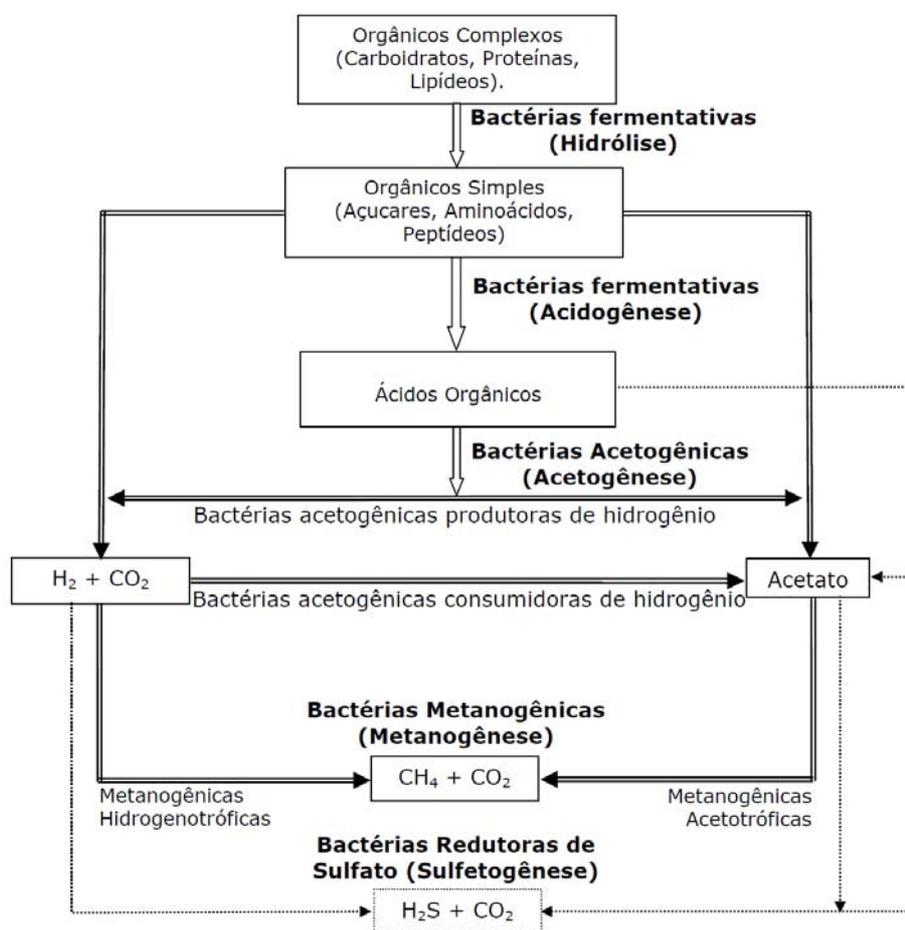


Figura 3 Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia incluindo a redução de sulfato.

Fonte: Adaptado de Da Silva (2009).

### **2.8.2 Bactérias e arqueas metanogênicas nas águas residuárias de suínos**

As águas residuárias da suinocultura como foi anteriormente abordado são ricas em nutrientes (fósforos e nitrogênio), alto teor de sólidos em suspensão indicando deste modo altos teores de matéria orgânica particulada. Essa matéria orgânica é dissolvida por enzimas hidrolíticas liberadas pelas bactérias. As bactérias que mais predominam na hidrólise, acidogênese e acetogênese dos dejetos de suínos pertencem aos gêneros já mencionados anteriormente em cada etapa.

No que tange as arqueas metanogênicas, estudos realizados por Tabatabaei et al., (2010), mostraram que os organismos acetoclásticos mais abundantes nestes dejetos pertenciam a ordem *Methanosarcinaceae* e *Methanosaetaceae* quando comparados aos hidrogenotróficos (*Methanobacteriales*, *Methanomicrobiales* e *Methanococcales*). Todavia, a degradação destes dejetos produz altos teores de ácidos graxos voláteis e amônio, fazendo com que as arqueas acetoclásticas da ordem *Methanosarcinaceae* dominem sobre as *Methanosaetaceae*, visto que as últimas são intolerantes a amônia e aos ácidos graxos voláteis. Segundo este mesmo autor, estudos feitos, usando técnicas de análise sequencial 16s RNA, poucos membros da família *Methanosarcinaceae* e muitos da ordem *Methanomicrobiales* foram observados em um reator em escala plena tratando dejetos de suínos.

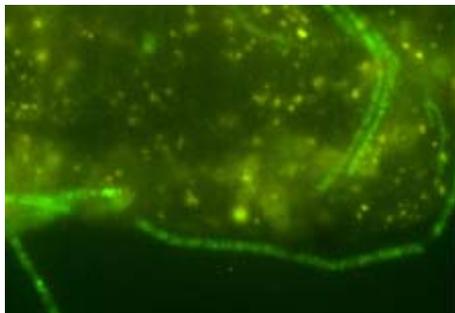
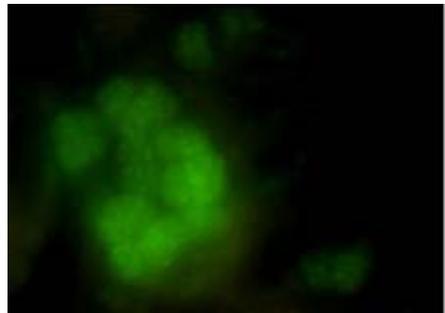
Em todas as pesquisas feitas por Boopathy (1997) e Tabatabaei et al., (2010), os vários reatores tratando efluentes de suínos mostraram que as arqueas

acetoclásticas dominantes pertenciam ao gênero *Methanosarcina* e que muitas apareciam na forma individual, evidenciando que o gênero *Methanosaeta* desempenha um papel quase que nulo na conversão de acetato em condições termo e mesofílica.

Em outros estudos produzidos por Kim et al., (2010), usando técnicas de análises moleculares quantitativas e qualitativas para determinar associações entre comunidades microbianas metanogênicas em águas residuárias de suínos, em dois reatores diferentes, detectou a presença dos seguintes grupos: *Methanomicrobiales* (MMB), *Methanobacteriales* (MBT), e *Methanosarcinales* (MSL), e não foram detectados *Methanococcales* (MCC), nem comunidades da família *Methanosaetaceae*.

No computo geral, em biodigestores de lodo de suínos e reatores tratando efluentes desses animais, a comunidade mais abundante pertence às arqueas metanogênicas acetoclásticas da família *Methanosarcinaceae* e essa dominância, poderia ser atribuída indiretamente aos altos teores de amônia na forma livre que restringe a dominância das *Methanosaetaceae*. Esta amônia livre (NH<sub>3</sub>) provoca acumulação de ácidos graxos voláteis, condição que permite aos membros da *Methanosarcinaceae* crescer mais ( $K_s = 400 \text{ mg L}^{-1}$ ) do que as *Methanosaetaceae* ( $K_s = 20 \text{ mg L}^{-1}$ ), implicando que na predominância das *Methanosaetaceae*, a qual só ocorre em baixa concentração de acetato.

As figuras 4 e 5 abaixo ilustram os dois tipos de arqueas metanogênicas, sendo as *Methanosaeta concilli* (Figura 4), forma filamentosa e as *Methanosarcina sp* (Figura 5) em forma de coco, visualizados em microscopia de fluorescência em água residuária de suínos (TABATABAEI et al., 2010).

Figura 4 *Methanosaeta concilli*Figura 5 *Methanosarcina* sp

### 2.8.3 Necessidades nutricionais das bactérias metanogênicas

Dado que a metanogênese é normalmente a etapa limitante do processo de degradação anaeróbia, é fundamental satisfazer os requisitos nutricionais deste grupo trófico, de modo assegurar a eficiência e a estabilidade operacional. Os microrganismos necessitam de todos os ingredientes essenciais para o crescimento, tanto macro quanto micronutrientes (SPEECE, 1996).

Se houver limitação de nutrientes, o crescimento é deficiente, embora tenha sido demonstrado que, mesmo nessas condições, pode ocorrer uma significativa redução da carga poluente, o que pode ser interessante na perspectiva da redução da produção de biomassa. Como são bastante conhecidos os nutrientes são divididos em: macronutrientes e micronutrientes.

#### 2.8.3.1 Macronutrientes

O elemento mais demandado pelas bactérias e outros seres vivos é o carbono, cuja função está na produção de energia e formação de material celular. O carbono é a fonte primária de energia e os substratos orgânicos, como é o caso

das águas residuárias de suinocultura, são ricas em carbono orgânico, não sendo, neste caso um elemento limitante para as bactérias.

O nitrogênio é o nutriente primário, mas requerido na síntese microbiana, sobretudo no crescimento da biomassa, ocorrendo no material celular em forma reduzida, aminoácidos (R-NH<sub>2</sub>), importantes na síntese de proteínas. Algumas arqueas *Methanosarcina barkeri*, crescem com nitrogênio molecular ao invés de íon amônio, reduzindo o teor de rendimento da biomassa. Também podem ser usadas a ureia e as glutaminas como fonte de nitrogênio, mas o íon amônio parece ser a fonte de nitrogênio preferida pelas arqueas metanogênicas, e normalmente a sua adição faz aumentar a taxa de crescimento destas arqueas.

O requerimento de fósforo para síntese bacteriana é relativamente baixa quando comparada com o nitrogênio e o carbono. A função do fósforo prende-se com a síntese dos ácidos nucléicos. Alphenaar (1994) verificou que a deficiência em fósforo reduzia a atividade em 50%, mas essa atividade era, substancialmente, recuperada pela adição de uma pequena concentração de fósforo, em torno de 100 mg L<sup>-1</sup> em forma de fosfato. Observou ainda que precipitados inorgânicos de fosfato possam funcionar como fonte interna de fósforo em digestores anaeróbios.

O potássio tem importância na permeabilidade da parede celular, auxiliando o transporte celular de nutrientes e o balanço de cátions.

O enxofre é muito importante na composição enzimática. Necessidades de enxofre para arqueas metanogênicas são bastante complexas, porque algumas delas podem usar somente algumas formas de enxofre, havendo várias formas de ocorrência deste elemento no processo de digestão anaeróbia. O enxofre pode inibir a metanogênese, por essa razão, as arqueas podem usar simplesmente as formas completamente reduzidas deste elemento, e as formas reduzidas de sulfatos são formas de enxofre consideradas limitantes.

### 2.8.3.2 Micronutrientes

Os micronutrientes mais destacados neste processo incluem: cobalto, ferro, níquel, zinco e o selênio.

O cobalto, presente em moléculas (corrinoídes) envolvidas na atividade da metiltransferase e desidrogenase e afeta a metanogênese a partir do metanol, estimulando os grupos tróficos que utilizam diretamente o metanol, isso ocorre para as bactérias metanogênicas metilotróficas e as acetogênicas. As metanogênicas hidrogenotróficas e acetoclásticas não são, significativamente, afetadas pelo cobalto.

A função do ferro nas enzimas é de grande importância, e já foi encontrada em tecidos de arqueas metanogênicas, em concentrações inclusive maiores do que a dos metais pesados. A função fisiológica do ferro parece ser semelhante àquelas relacionadas às bactérias, e atuam como fonte de elétrons, estando envolvido no metabolismo na forma de citocromos e ferredoxina.

O níquel é essencial para as bactérias metanogênicas por ser um dos constituintes do fator F430 envolvido nos passos terminais das reações metanogênicas. A detecção de níveis elevados de níquel na membrana celular sugere que este metal possa estar envolvido na estabilidade estrutural das mesmas, tal como observado em *Methanobacterium bryantii*.

Os elementos como tungstênio, zinco, selenio e cobre, são reportados por serem muito importantes na composição enzimática de muitas bactérias e arqueas que fazem parte do tratamento de águas residuárias. O tungstênio pode estimular o metabolismo de dióxido de carbono e hidrogênio, embora haja poucos estudos sobre os efeitos de suplementação deste elemento às bactérias. Zinco e cobre estão em quantidades relativamente altas, mas pouco se sabe dos seus efeitos sobre o metabolismo microbiano, contudo podem ser parte de importantes enzimas.

#### **2.8.4 Requisitos ambientais para o tratamento das águas residuárias**

Segundo Chernicharo (2007), a temperatura é um dos fatores ambientais que mais influencia a eficiência do processo de degradação anaeróbia. Os microrganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna e, dessa forma, a temperatura no interior da célula é determinada pela temperatura ambiente. Existem três faixas de temperatura associadas ao crescimento microbiano, a saber:

- a) Faixa psicofílica que se situa entre 4 a 15°C
- b) Faixa mesofílica que se situa entre 20 a 40°C
- c) Faixa termofílica que se situa entre 40 a 70°C e até mesmo acima.

Em cada uma dessas três faixas, onde o crescimento microbiano é possível são, normalmente, referenciados três valores de temperatura para caracterizar o crescimento das espécies de microrganismos, sendo:

- a) temperatura mínima, abaixo da qual o crescimento não é possível;
- b) temperatura ótima, onde o crescimento é máximo;
- c) temperatura máxima, acima da qual o crescimento também não é possível.

Nozhevnikova et al., (1997) observaram a produção de metano em sedimentos de lagos profundos, temperaturas entre 2°C e 70°C, tendo obtido uma cultura que apresentava um máximo de atividade metanogênica a temperaturas entre 4°C e 8°C, demonstrando, pela primeira vez, a existência de uma comunidade específica psicofílica.

Segundo Appels et al. (2008) o aumento da temperatura tem muitas vantagens, incluindo o aumento na solubilidade dos compostos orgânicos, taxas de reações químicas e biológicas e o aumento de microrganismos. Ndegwa et al. (2007), conduziram uma pesquisa sobre os efeitos da temperatura em reator anaeróbio compartimentado, tendo chegado a conclusão de que, baseados na relação de Arrhenius, o decréscimo da temperatura em 10°C resulta na diminuição da taxa de reação pela metade, todavia tem sido observado que decréscimos de temperatura de 35°C para 25°C não levam a flutuações significativas no desempenho dos reatores, porém, abaixo de 15°C seria totalmente letal, visto que o coeficiente de saturação ( $K_s$ ) aumenta com o decréscimo da temperatura, resultando em efluentes com altas concentrações de matéria orgânica na forma de DBO.

A variação de temperatura pode comprometer o desempenho dos reatores, uma vez que alguns microrganismos são extremamente sensíveis, tolerando variações máximas de 1°C a 2°C por dia, inclusive as arqueas metanogênicas. Elevadas temperaturas podem aumentar a pressão parcial de hidrogênio influenciando deste modo a cinética do metabolismo sintrófico, aumentando a fração de amônia livre inibidora aos processos anaeróbios e, por fim, aumentando a constante de acidez ( $pK_a$ ) advinda dos ácidos graxos voláteis, diminuindo a atividade das arqueas metanogênicas (PEREZ; ROMERO; SALES; 2001; APPELS et al., 2008).

A temperatura tem forte influência sobre os parâmetros cinéticos, sobretudo nas reações enzimáticas e na taxa de difusão do substrato. Estudos conduzidos por Ndegwa et al., (2007) e Chernicharo (2007), mostraram que o coeficiente de saturação ( $K_s$ ) e a produção da biomassa em função do substrato consumido ( $Y$ ) decresce com o aumento da temperatura, sendo que o coeficiente de respiração endógena era pouco afetado.

Contudo, segundo Chernicharo (2007), a importância dos dados quantitativos sobre os efeitos da temperatura sobre a população microbiana pode viabilizar uma considerável redução no volume do reator, se este for operado próximo a temperatura ótima, uma vez que a taxa de crescimento específica máxima da população microbiana cresce com o aumento da temperatura.

#### **2.8.4.1 Alcalinidade, pH e ácidos voláteis**

Segundo Alves (1998), o pH é outro fator ambiental de vital importância nos processos anaeróbios, pois afeta a taxa de crescimento dos microrganismos, e suas variações podem causar importantes alterações na constituição microbiana dos consórcios.

O pH afeta o metabolismo, especificamente a utilização das fontes de carbono como energia, as reações de síntese e a produção de metabólitos extracelulares, além disso, a morfologia e a estrutura são também afetadas, como consequência, comprometendo os fenômenos de adesão e floculação, aspectos de crucial importância nos digestores anaeróbios.

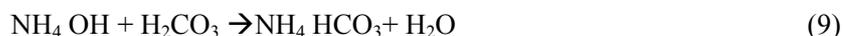
Segundo Speece (1996), os componentes que ditam a variação de pH são CO<sub>2</sub> e os ácidos graxos voláteis que tendem a baixar o pH e os cátions como íon amônio, provenientes da degradação de proteínas, e também o sódio oriundo de detergentes que aumentam alcalinidade e o pH.

Os microrganismos produtores de metano têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,6 a 7,4 enquanto que as acidogênicas podem metabolizar o substrato em pH que variam de 5,0 a 6,0, não baixando de 4,5 pois pode provocar o azedamento do reator, fazendo com que a produção dos ácidos voláteis continue aumentando, e a produção de metano diminua devido a alta sensibilidade das arqueas metanogênicas.

Estudos feitos por Valdez-Vazquez e Poggi-Varaldo (2009), mostraram que o pH acidogênico deve estar acima da constante de acidez (pKa) para a maioria dos ácidos orgânicos (acetato, propionato e butirato), uma vez que a célula é muito mais sensível aos ácidos na forma não dissociada do que aos ânions, sendo que o limite máximo deve ser acima de 5 para prevenir mudanças na fermentação.

A toxicidade do íon amônio ( $\text{NH}_4^+$ ) é influenciada pelo pH do meio. Para valores elevados de pH forma-se, preferencialmente, a forma não ionizada ( $\text{NH}_3$ ) que penetra na membrana celular. Também, os ácidos voláteis e o  $\text{H}_2\text{S}$  exercem uma toxicidade influenciada pelo pH do meio, traduzindo-se pelo deslocamento dos equilíbrios ácido-base destes compostos, nas formas não ionizadas, para baixos valores de pH. As formas não ionizadas penetram na célula, dissociam-se e provocam o aumento da concentração intracelular de hidrogênio. A extrusão do excesso de próton consome ATP, diminuindo a sua disponibilidade para o crescimento e metabolismo (POGGI-VARALDO et al., 1997).

No que concerne ao parâmetro alcalinidade, é largamente aceito para avaliação, a capacidade de tamponamento do pH na faixa neutra em processos anaeróbios de tratamento. Esta capacidade “tampão” é fundamental em situações de desbalanceamento, ou seja, quando a produção de ácidos orgânicos excede a capacidade de remoção pelas bactérias metanogênicas. A alcalinidade de bicarbonatos,  $\text{HCO}_3^-$ , constitui a principal fonte de capacidade tampão na faixa de pH neutro, e pode ser gerada em condições anaeróbias, pela degradação de compostos orgânicos nitrogenados, sabões ou sais de ácidos orgânicos, redução de sulfitos e sulfatos. A amônia,  $\text{NH}_3$ , tem a possibilidade de reagir com o gás carbônico em solução aquosa, formando bicarbonato de amônia, de acordo com a Equação 7.



Segundo Luiz, Luis e De Lucas (2003), trabalhos desenvolvidos por Kaspar e Whurman em 1978 permitiram o uso da relação entre acidez e alcalinidade como parâmetro de controle operacional, sendo valores da acidez/alcalinidade  $\leq 0,1$ , usualmente, associados a condições estáveis de operação. O autor também menciona o método sugerido por Ripley et al. (1986), onde a titulação da alcalinidade é realizada em duas etapas: a primeira etapa relacionada à alcalinidade bicarbonato, uma titulação com ácido sulfúrico até  $\text{pH}=5,75$ , e a segunda etapa, relacionada à concentração de ácidos graxos voláteis acumulados no processo anaeróbio, titulação a partir do  $\text{pH} 5,75$  até  $4,30$ . Desconsiderando a presença de ácidos graxos no processo anaeróbio, o valor do  $\text{pH}$  é determinado pelo sistema gás carbônico-bicarbonato, mediante o equilíbrio químico, segundo a Equação 10.

$$[\text{H}^+] = K_t \frac{[\text{H}_2\text{CO}_3]}{[\text{HCO}_3^-]} \quad (10)$$

Onde:

$[\text{H}^+]$  : Concentração de hidrogênio

$K_t$  : Constante de ionização do ácido carbônico

$[\text{H}_2\text{CO}_3]$  : Concentração ácido carbônico,

$[\text{HCO}_3^-]$  : Concentração de íons bicarbonato

A concentração de ácido carbônico,  $\text{H}_2\text{CO}_3$ , está relacionada à percentagem de  $\text{CO}_2$  no biogás, sendo  $K_t$  a constante de ionização para o ácido carbônico na temperatura “ t ” e  $[\text{HCO}_3^-]$  correspondente a alcalinidade total do

sistema. A valores da alcalinidade bicarbonato entre 1.000 e 5.000 mg L<sup>-1</sup>, permitem manter o pH na faixa de 6,6 a 7,5, respectivamente, sendo a faixa mais comum no tratamento das águas residuárias de 3.000 a 5.000 mg L<sup>-1</sup> de carbonato de cálcio, Metcalf e Eddy (2003).

Segundo Chernicharo (2007), como resultado da reação da alcalinidade com os ácidos orgânicos voláteis produzidos no sistema, a alcalinidade bicarbonato é convertida em alcalinidade de ácidos voláteis, porque os ácidos voláteis são mais fortes que os bicarbonatos. Todavia, a capacidade de tamponamento destes ácidos ocorre na faixa de pH entre 3,74 e 5,75, sendo portanto, de menor importância na digestão anaeróbia. Durante o processo de monitoramento da alcalinidade bicarbonato e de alcalinidade de ácidos voláteis, pode-se proceder a titulação da amostra em dois estágios de acordo com a metodologia proposta por Ripley et al., (1986).

- a) Titulação até o pH 5,75, o primeiro estágio da titulação a qual fornece a alcalinidade parcial (AP), equivalente à alcalinidade bicarbonato.
- b) Titulação até pH 4,3, que corresponde ao segundo estágio da titulação, fornecendo a alcalinidade intermediária (AI), equivalente à alcalinidade dos ácidos voláteis.

A relação entre os dois AI/AP resulta no índice Ripley, e através dele podemos inferir sobre as condições operacionais de reator. Se o valor for maior que 0,3 indica que estão ocorrendo distúrbios no processo de digestão anaeróbia, sendo sempre recomendável observar, cuidadosamente, o processo na referida unidade de tratamento, pois é possível que ocorra problemas de eficiência.

#### **2.8.4.2 Inibidores das atividades anaeróbicas**

Na digestão anaeróbia os organismos acidogênicos e as arqueas metanogênicas diferem muito quanto a sua fisiologia nutricional, crescimento cinético e sensibilidade às condições do meio, sendo que o fracasso em manter o balanço entre esses dois grupos de microrganismos pode provocar problemas na estabilidade dos reatores (DEMIREL; YENIGU, 2002).

Substâncias inibidoras são sempre tidas como causadoras primárias de instabilidade de reatores, distúrbios do processo anaeróbio e do respectivo colapso quando estiverem em concentrações consideráveis na água residuária e impregnadas no lodo. Uma substância é considerada inibidora quando provoca condições adversas na população microbiana ou inibição do crescimento bacteriano, pelo decréscimo da taxa de produção do metano e acumulação de ácidos orgânicos (CHEN; CHENG; CREAMER; 2007).

A literatura sobre digestão anaeróbica mostra variações consideráveis nos limites de toxicidade ou inibição devido aos mecanismos de antagonismo, sinergismo e aclimatização que ocorrem no processo de digestão anaeróbia (CHEN; CHENG; CREAMER; 2007). As principais substâncias que causam toxicidade nos processos anaeróbios são: amônia livre, presença de íons (sódio, potássio, magnésio e alumínio) e sulfetos.:

##### **2.8.4.2.1 Amônia livre**

A amônia é produzida pela biodegradação de matéria orgânica nitrogenada, a maioria na forma de proteína ou ureia, sendo que vários mecanismos de inibição por esta substância são reportados na literatura. Como já descrito anteriormente, o íon amônio ( $\text{NH}_4^+$ ) e a amônia livre ( $\text{NH}_3$ ) são as duas formas principais de nitrogênio orgânico em solução aquosa, sendo a forma

mais tóxica a amônia livre (CHEN; CHENG; CREAMER; 2007; SPEECE, 1996; VON SPERLING, 2006). Como dito anteriormente, a amônia livre provoca efeitos de inibição ou toxicidade por ser permeável a membrana bacteriana, e uma vez dentro da célula, as moléculas deste composto se difundem no citoplasma, provocando desbalanceamentos protônicos e deficiências de potássio, sendo o grupo mais sensível as arqueas metanogênicas (SPEECE, 1996; CHEN; CHENG; CREAMER 2007).

Estudos conduzidos por Speece (1996) mostraram que a biomassa metanogênica é capaz de recuperar sua atividade após 10 dias, depois de ter sido acrescentado  $10.000 \text{ mg L}^{-1} \text{ N-NH}_4^+$  a um pH neutro, produzindo acima de 70% de metano. Segundo o mesmo autor, a produção do metano no período inicial decaiu totalmente, devido ao período de aclimatização das bactérias, porém a viabilidade destas, não foi afetada implicando que o amônia livre ( $\text{NH}_3$ ) não atuou como bactericida. Segundo o mesmo autor, mesmo em concentrações extremamente altas, a toxicidade pela amônia livre é reversível em grande medida, tendo sido observado em vários reatores UASB, êxito operacional, após os reatores terem sido submetidos a concentrações de  $5.000$  a  $7.500 \text{ mg L}^{-1}$  de  $\text{N-NH}_4^+$ .

Contudo, concentrações de amônia livre abaixo de  $200 \text{ mg L}^{-1}$  foi demonstrado serem benéficas para a digestão anaeróbia, uma vez que o nitrogênio é um elemento essencial para os microrganismos, Liu e Sung (2002). Valores em torno de  $150 \text{ mg L}^{-1}$  devem ser considerados como limite máximo, conforme pesquisas realizadas por McCarty e Speece realizadas em 1981. Os efeitos de amônia livre podem ser controlados pelo pH e a temperatura, pois estes parâmetros definem o grau de ionização. Assim, para pH acima de 9, há uma maior concentração de amônia livre e o efeito análogo acontece com a temperatura, sendo que para temperaturas acima de  $55^\circ\text{C}$ , ocorre maior

produção de íon amônio, implicando em maior cuidado quando se trabalha com reatores em condições termofílicas (SPEECE, 1996).

#### **2.8.4.2.2 O efeito da presença de outros íons (sódio, potássio, magnésio e alumínio)**

A toxicidade de sais nos processos microbiológicos tem sido estudada por várias décadas. Elevados níveis de sais provocam a desidratação das células devido à pressão osmótica. Embora os sais catiônicos, em solução aquosa, estejam associados aos ânions, a toxicidade de sais é, predominantemente, causada pelos cátions. Cátions como: sódio, potássio, cálcio e magnésio estão presentes nos efluentes destinados ao tratamento anaeróbico e são liberados através da degradação da matéria orgânica incluindo a degradação da própria biomassa (GRADY; DAIGGER; LIM, 1999).

Como já referenciado anteriormente, alguns destes cátions são necessários para o crescimento microbiano e afetam a taxa de crescimento quando em deficiência. As concentrações moderadas estimulam o crescimento, mas em contrapartida, o excesso deles retarda o crescimento ou podem até mesmo causar severas inibições em função da toxicidade.

A presença de sódio em concentrações menores é essencial para as arqueas metanogênicas, presumivelmente porque é importante na formação de adenosina trifosfato (ATP), ou mesmo na oxidação de NADH, mas em altas concentrações, o sódio inibe as atividades microbianas, interferindo no metabolismo. Sendo o nível de inibição por sódio dependente da quantidade deste elemento acumulado no lodo. Os níveis de sódio que condicionam ao crescimento ótimo bacteriano ocorrem a uma concentração máxima de 3500 mg L<sup>-1</sup>, sendo que, o começo do efeito inibitório ocorre nas concentrações entre 3500 e 5500 mg L<sup>-1</sup>, enquanto que em concentração em torno de 8800 mg L<sup>-1</sup> é

extremamente inibitório a arqueas metanogênicas em condições mesofílicas (CHEN; CHENG; CREAMER; 2007). Portanto, o autor afirma que, quando as arqueas são expostas a um período suficiente, elas podem se aclimatizar aos cátions tóxicos e suas atividades não serão afetadas significativamente.

A presença de potássio em altas concentrações é prejudicial, porque, altos níveis de potássio extracelular levam a difusão passiva dos seus íons podendo neutralizar o potencial catiônico da membrana celular. Adicionalmente, o potássio é um dos melhores extratores de ligações metálicas nos locais de metais trocáveis do lodo, isto pode acarretar no aumento de disponibilidade de micronutrientes, tais como:  $\text{Cu}^{2+}$ ,  $\text{Zn}^{2+}$ ,  $\text{Ni}^{2+}$ ,  $\text{Mo}^{2+}$ ,  $\text{Co}^{2+}$ , no reator. A toxicidade do potássio é raramente referenciada na literatura, sendo que, concentrações baixas, menores que  $400 \text{ mg L}^{-1}$ , aumentam o desempenho dos reatores em ambas faixas, termo e mesofílica (CHEN; CHENG; CREAMER; 2007). Estudos realizados por Fernandez; Forster (1994); Shi; Forester (1994) mostraram que  $0,15 \text{ M}$  de  $\text{K}^+$  causou 50% de inibição em bactérias acetoclásticas em condições termofílicas e tendo sido recomendado mais pesquisas sobre este metal, dado que alguns resultados referentes a sensibilidade dos microrganismos a este metal são contraditórios.

O cálcio é conhecido por ser essencial ao crescimento das metanogênicas e formação de agregados microbianos. O excesso de cálcio, no entanto, pode levar a precipitação de carbonatos e fosfatos resultando precipitações (*Scaling*) de reatores e dutos, e redução da atividade metanogênica específica com perda da capacidade de tamponamento e disponibilização de nutrientes essenciais para o crescimento anaeróbico (LANGERAK, et al.,1998; CHEN; CHENG; CREAMER; 2007). Embora, pouco seja conhecido acerca da toxicidade do cálcio em processos anaeróbios, estudos feitos por Langerak et al., (1998), mostram que o cálcio age, moderadamente, como inibidor em concentrações de  $2,5$  a  $4,0 \text{ g L}^{-1}$ , e é considerado fortemente inibitório a  $8 \text{ g L}^{-1}$ .

No entanto, Speece (1996), reportou que a adição de cálcio até  $7,4 \text{ g L}^{-1}$  não causou efeitos inibitórios sobre os microrganismos metanogênicos.

Em face desta contradição, Ahn et al., (2006), conduziram um estudo sobre o efeito do cálcio no tratamento anaeróbio nas águas residuárias de suínos, tendo concluído que o desempenho da digestão anaeróbia aumentou com o aumento da concentração do cálcio, tendo o reator atingido a sua máxima eficiência na concentração de  $3 \text{ g L}^{-1}$  e decrescido a uma concentração de  $5$  a  $7 \text{ g L}^{-1}$ . Compostos intermediários, tais como propionato e valerato não foram degradados em baixas concentrações de cálcio, menores ou iguais a  $1 \text{ g L}^{-1}$ , mostrando, contudo que uma overdose de cálcio pode provocar efeitos inibidores à digestão anaeróbica.

Quanto ao magnésio, a concentração ótima tem sido reportada de  $720 \text{ mg L}^{-1}$ , para arqueas metanogênicas do tipo *Methanosarcina thermophila TMI* e outros gêneros. Altas concentrações desta substância estimularam a produção de células provocando lise celular, sobretudo nas bactérias acetoclásticas (SCHMIDT; AHRING, 1996; CHEN; CHENG; CREAMER; 2007).

No que diz respeito ao alumínio, acerca dos seus efeitos na digestão anaeróbia, pouca informação está disponível na literatura. O alumínio foi mencionado devido a sua competição com o ferro e o magnésio, devido também a sua adesão na membrana celular microbiana, podendo afetar o crescimento microbiano. Ambos, os microrganismos acetogênicos os metanogênicos podem sofrer inibição pela adição de hidróxido de alumínio  $\text{Al(OH)}_3$  a concentrações de  $1000 \text{ mg L}^{-1}$ .

#### **2.8.4.2.3 Toxicidade pelo sulfeto**

A toxicidade pelo sulfeto é um grave problema no tratamento anaeróbio, primeiramente devido à redução biológica dos sulfatos e de outros compostos

orgânicos contendo enxofre e de compostos orgânicos ricos em proteínas (CHERNICHARO, 2007).

Segundo Tursman e Cork (1988) citados por CHEN; CHENG; CREAMER, 2007), o sulfeto de hidrogênio é um gás tóxico capaz de difundir-se através da membrana celular e dentro do próprio citoplasma. Este gás, também considerado quimicamente como ácido, pode ser inibitório pela desnaturação das proteínas através da formação de sulfetos e bissulfato ( $\text{HS}^-$ ), formando um tipo de ligação com cadeias de polipeptídios interferindo com muitas ligações e coenzimas.

Para Chernicharo (2007), a dissociação está relacionada à temperatura e ao pH do meio, sendo que a temperatura de 25°C, ocorrem os seguintes metabolismos:

- a) a forma não dissociada ( $\text{H}_2\text{S}$ ) é o principal componente dissolvido, para valores de pH inferiores a 7;
- b) a forma dissociada ( $\text{HS}^-$ ) predomina para valores de pH acima de 7;
- c) a concentração de sulfato livre ( $\text{S}^{2-}$ ) é desprezível na faixa de pH associada à estação de tratamento de esgoto humano.

A inibição pelo sulfeto é dependente da concentração de sulfeto de hidrogênio não dissociado no meio, o que indica que na faixa de pH, usualmente, associada à digestão anaeróbia (6,8 a 8,0), a inibição pelo sulfeto é fortemente dependente do pH. Outro fator que dita a toxicidade do sulfeto esta relacionada com a demanda bioquímica de oxigênio ( $\text{DBO}_5$ ) no reator, que por sua vez está estritamente associada à produção de metano. Desta forma, quanto maior for a produção de metano maior será a quantidade de sulfetos na forma gasosa retirada da fase líquida. Por outro lado, a concentração dos sulfetos na fase líquida decrescerá com o aumento da concentração da DQO, pois isto

implicará em maior produção do metano, sendo que para razões de  $DQO/SO_4^{2-}$  maiores que 10, não ocorrerão problemas de toxicidade no reator anaeróbios.

Numa abordagem sintética, a quantidade de sulfetos produzida no tratamento anaeróbio está relacionada com fatores, tais como: razão  $DQO/SO_4^{2-}$  do afluente, composição do substrato, pH, temperatura e ainda com a competição entre bactérias sulfo-redutores e metanogênicas (SPEECE, 1996; CHEN; CHENG; CREAMER, 2007; CHERNICHARO, 2007;).

Em termos competitivos, as bactérias sulfo-redutoras, são menos favorecidas nos processos de hidrólise da matéria orgânica carbonácea, visto que não possuem enzimas para degradação de biopolímeros, tais como proteínas, lipídios e carboidratos. E em termos termodinâmicos e cinéticos, as bactérias fermentativas levam vantagens sobre as sulfo-bactérias, porque são mais beneficiadas energeticamente, tendo deste modo elevadas taxas de crescimento. Comparativamente, aos microrganismos acetogênicos, as sulfo-bactérias levam vantagem, pois termodinâmica e cineticamente esta reação não favorece aos primeiros microrganismos, devido ao processo de conversão do propionato e butirato em acetato, já abordado no item de acetogênese. Adicionalmente, as sulfo-bactérias possuem uma afinidade elevada pelo propionato e uma excelente taxa de crescimento, com  $k_s=24 \text{ mg L}^{-1}$  e  $\mu_{\max}=0,15 \text{ dia}^{-1}$ , condição impossível para as acetogênicas que dependem de uma simbiose para degradar os substratos, com  $k_s=34 \text{ mg L}^{-1}$  e  $\mu_{\max}=0,05 \text{ d}^{-1}$ .

A mesma vantagem ocorre das sulfo-bactérias sobre as arqueas metanogênicas, apesar de haver contradições a respeito, porém, há predominância de uma espécie sobre a outra condicionada à razão de  $DQO/SO_4^{2-}$ , em que abaixo de 10, as sulfo-batérias são dominantes (COLLERAN; PENDER, 2002; CHEN; CHENG; CREAMER;2007). As sulfo-bactérias possuem afinidade mais elevada com o acetato do que as arqueas metanogênicas, fato que acrescenta ainda mais a dominância das sulfo- batérias.

## 2.9 Aplicações tecnológicas do processo de digestão anaeróbia ao tratamento de efluentes líquidos

A digestão anaeróbia é conhecida desde os tempos mais remotos, há cerca de 4.000 anos. Na Bíblia, O Senhor Deus instruiu o povo israelita de forma simples e eficiente quanto ao tratamento de seus excrementos, quando estavam acampados em Gilgal ao leste do rio Jordão, prestes a entrar na Terra Prometida (Canaã).

Deuteronômio 23<sup>1</sup>

12 Também terás um lugar fora do acampamento para as tuas necessidades.

13 Entre as tuas armas terás alguma coisa com que cavar, e quando defecares, cavarás e cobrirás os teus excrementos.

14 (...) O teu acampamento será santo, para que EU não veja em ti coisa indecente e me aparte de ti

Evidentemente, este processo de enterrar os excrementos fazia com que os mesmos sofressem processo anaeróbio dentro do solo. No entanto, a primeira referência científica à aplicação do processo de digestão anaeróbia para o tratamento de resíduos, data de 1860, num relato do francês Jean Louis Mouras que descreveu a liquefação da matéria orgânica de um efluente doméstico em condições anaeróbias (FORSTER, 1994), sendo que depois de 30 anos, Donald Cameron, de Exeter, na Inglaterra, modificou o tanque de Louis Mouras e deu-lhe o nome de “tanque hidrolítico” e este sistema foi escolhido em 1897 pelo governo local, para o tratamento de todos os efluentes das cidades inglesas.

No começo do século XX, ocorreu na Índia e na China, o início do desenvolvimento de digestores para a produção de gás metano a partir de esterco

---

<sup>1</sup> ALMEIDA, João Ferreira de. Bíblia Sagrada de Referências Thompson. 2000. 1750 p. Editora vida. Rua Julio de Castilhos, SP.

de animais, principalmente bovinos. Somente a partir de 1960, a digestão anaeróbia passou a ser pesquisada com caráter mais científico, havendo então grandes progressos quanto à compreensão dos fundamentos do processo, auxiliando de forma efetiva os projetos de digestores e equipamentos auxiliares.

De forma a maximizar a taxa de acumulação de biomassa nos reatores anaeróbios e diminuir o tempo de detenção hidráulica nos reatores, muitos parâmetros foram adotados, marcando desta forma a corrida da tecnologia anaeróbia, condicionando o surgimento de novos projetos de reatores denominados, reatores de alta taxa, caracterizados pela alta eficiência, comparativamente, aos convencionais tanques sépticos e digestores de lodo. Tais projetos foram idealizados para superar a principal inconveniência do tratamento anaeróbio, que residia em longos tempos de detenção hidráulica, comparativamente, aos processos aeróbios.

Reatores de alta taxa são aqueles em que o tempo de retenção celular das bactérias é bem maior do que o tempo de detenção hidráulica, e, nestes reatores a biomassa apresenta alta atividade de degradação da matéria orgânica, fazendo parte desse grupo de reatores, os sistemas anaeróbios com crescimento aderido e crescimento disperso. Entre aqueles com crescimento aderido constam: reatores de leito fixo, reatores de leito rotatório, reatores de leito expandido e reatores de leito fluidificado. Já os sistemas de crescimento disperso compreendem: reatores de chicanas, reatores de manta de lodo, reatores com leito granular expandido e reatores com recirculação interna (METCALF; EDDY, 2003; CHERNICHARO, 2007).

Uns dos reatores mais usados no tratamento anaeróbio nas últimas três décadas e que tem sido reconhecido mundialmente pela sua alta eficiência, facilidade e simplicidade operacional, é o reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), traduzido como reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (RAMAL).

Segundo Speece (1996) e Hulshoff Pol (2004) et al., o primeiro protótipo deste reator foi um claridigestor, semelhante ao tanque séptico desenvolvido por Karl Imhoff, fabricado pela Stander na África do Sul, tratando água residuária de vinhaça e operando em fluxo ascendente nos anos 1970, todavia, todo o mérito é indubitavelmente atribuído ao professor Getze Lettinga, da Universidade de Wageningen na Holanda durante os anos 70 e 80, quando incrementou este reator com várias inovações tecnológicas, especialmente com a concepção do separador trifásico ou de três fases.

### **2.9.1 Reator UASB**

O reator UASB pode ser cilíndrico ou prismático, sem meio suporte, onde o afluente entra pela parte inferior do reator, prosseguindo, em fluxo ascendente (de baixo para cima), até o topo deste, atravessando três seções, a saber: o leito de lodo situado na parte inferior, caracterizado pela concentração de biomassa densa e ativa, acima da qual encontra-se a manta de lodo, caracterizada pela presença de uma biomassa menos densa, e finalmente na parte superior do reator, encontra-se um separador de três fases ou também denominado trifásico, onde ocorre a separação dos sólidos em suspensão (lodo) do líquido e do biogás.

Segundo Singh, Kumar e Ojha (1998) e Chernicharo (2007); o lodo do leito é muito denso e com excelentes características de sedimentação, podendo ocorrer o desenvolvimento de grânulos de diâmetros que podem variar de 1 a 5 mm, dependendo da natureza do inóculo, da característica da água residuária e das condições operacionais do reator, enquanto que na zona da manta, o lodo é mais disperso e com velocidade de sedimentação mais baixa.

O sistema é automisturado pelo movimento ascendente das bolhas do biogás e do fluxo ascendente. Com o movimento ascendente das bolhas de

biogás, ocorre o carregamento de lodo, sendo necessário instalar um separador trifásico (gases, sólidos e líquidos) na parte superior do reator, de forma que permita a retenção e o retorno do lodo ao reator, como pode ser verificado na Figura 6.

Acima do separador trifásico têm-se o compartimento de decantação, onde o lodo com boas características de decantação sofre sedimentação e retorna a câmara de digestão. O biogás é coletado na parte superior, podendo ser utilizado como fonte alternativa de energia ou queimado. O efluente sai clarificado e a concentração de biomassa no reator aumenta devido ao crescimento das bactérias mais adaptadas ao meio (CAMPOS, 1998).

O sistema possui as seguintes características principais:

- a) Sistema compacto, com baixa demanda de área.
- b) Baixa produção de lodo.
- c) Eficiência na remoção de DBO e DQO, na ordem de 65 a 85%.
- d) Boa desidratabilidade do lodo.
- e) Capaz de suportar altas taxas de carga orgânica e hidráulica.

A composição do biogás é difícil de ser definida, pois depende do material orgânico utilizado e do tipo de tratamento anaeróbio que sofre. Contudo, em linhas gerais, o biogás é uma mistura gasosa composta principalmente por:

- a) Metano ( $\text{CH}_4$ ): 50 - 70% do volume de biogás produzido,
- b) Dióxido de carbono (gás carbônico,  $\text{CO}_2$ ): 25 - 50% do volume de biogás produzido,
- c) E traços de outros gases:
  - Hidrogênio ( $\text{H}_2$ ): 0 - 1% do volume,

- Gás sulfídrico ( $H_2S$ ) : 0 - 3% do volume,
- Oxigênio ( $O_2$ ) : 0 - 2% do volume,
- Amônia ( $NH_3$ ) : 0 - 1% do volume,
- Nitrogênio ( $N_2$ ) : 0 - 7% do volume.

Segundo Campos (1998) e Chernicharo (2007), os princípios mais importantes que governam a operação de um reator de manta de lodo, são:

- a) as características do fluxo ascendente que deve assegurar ao máximo o contato entre a biomassa e o substrato;
- b) os curtos-circuitos devem ser evitados, de forma a garantir tempos de retenção suficientes para a degradação da matéria orgânica;
- c) o sistema deve ter um separador trifásico bem projetado, capaz de separar de forma adequada o biogás, líquido e os sólidos, liberando os dois primeiros e permitindo a retenção do último;
- d) o lodo na região da manta deve ser bem adaptado, com alta atividade metanogênica específica (AME) e excelente sedimentabilidade.

Embora a tecnologia dos reatores de manta de lodo (UASB) domine em relação a vários outros sistemas anaeróbios, tendo como principais vantagens, a capacidade de suportar altas taxas de carga orgânica, simplicidade construtiva, baixos custos de implantação e operação, e algumas limitações no que tange aos aspectos operacionais e de manutenção têm sido observadas. A operação eficaz e eficiente do USAB está condicionada a formação de uma biomassa granular e/ou floculada na zona do leito e na manta, respectivamente, o que muitas vezes é difícil de ser alcançado. Outra limitação reside no fato da zona de leito ser muito frágil ou sensível para resistir cargas de choques hidráulicos e orgânicos (BODKHE, 2009).

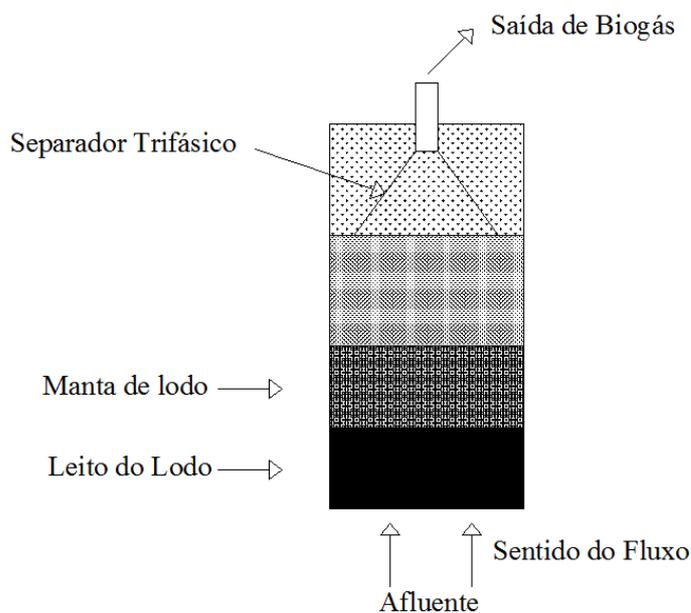


Figura 6 Esquema de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB)

Fonte: Silva (2007)

### 2.9.1.1 Características da biomassa

A retenção de sólidos é função da densidade e sedimentabilidade do lodo cultivado. No leito de lodo, a concentração de sólidos é elevada, enquanto na manta, normalmente fluidificada pelo biogás formado no leito de lodo pode-se encontrar concentrações de sólidos relativamente menores, sendo que a concentração de sólidos suspensos aumenta com a altura do reator.

A concentração de sólidos na manta de lodo depende do volume de biogás produzido por volume de biomassa por unidade de tempo no leito de lodo, da atividade metanogênica específica (AME), propriedades de sedimentação do lodo, função do substrato e do cultivo, e da velocidade

ascendente do líquido. Por outro lado, a concentração de sólidos no leito de lodo é dependente da densidade das partículas de lodo, da atividade deste lodo, da velocidade do líquido ascendente e da distribuição do tamanho das partículas.

### **2.9.1.2 O fenômeno da granulação**

O fenômeno da granulação foi observado acidentalmente por Willian de Zeeuw, um biólogo holandês, que durante um experimento de escalonamento de um reator piloto, tratando efluente de uma usina de açúcar, no final da década de 70, observou que a biomassa se tornara agregada na forma de esferas, com diâmetro variando de 1 a 5 mm (CAMPOS, 1998).

Estudos feitos por Hulshoff Pol et al., (2004), mostram que a formação de grânulos pode ser considerada como a maior razão do sucesso da introdução do reator UASB no tratamento de efluentes industriais. E que este processo de granulação permite maiores cargas quando comparado com outros processos anaeróbios convencionais, tais como tanques de contato, tanques sépticos e lagoa aneróbia. As duas principais razões que explicam estas altas taxas são:

- a) boas características de sedimentabilidade do lodo granular.
- b) as velocidades de sedimentação do lodo granular são de aproximadamente  $60 \text{ m h}^{-1}$ , enquanto que as velocidades ascendentes superficiais são mantidas abaixo de  $2 \text{ m h}^{-1}$  permitindo uma dissociação entre o tempo de retenção celular (TRC) e o tempo de detenção hidráulica (TDH), sendo que TRC acima de 200 dias foram observados em conjugação com TDH de 6 horas.
- c) alta atividade específica metanogênica (AME) do grânulo.

Apesar de muitos esforços científicos terem sido empreendidos para se entender o fenômeno de formação do grânulo, infelizmente, até hoje, ainda não

existe consenso no que tange os fatores fundamentais que contribuem para a sua formação. Segundo Hulshoff Pol et al., (2004), existem três grupos de teorias ou modelos que explicam o processo de granulação nomeadamente: Abordagem física, teoria microbiana e termodinâmica.:

### **Abordagem física**

Nesta abordagem, o fenômeno de granulação é explicado em termos físicos, considerando as condições físicas prevalecentes no reator. A velocidade do gás e do líquido, sólidos suspensos no efluente ou inóculo, atrito e remoção do excesso do lodo do reator são considerados como fatores responsáveis pela granulação. A teoria da abordagem física baseia-se na *teoria da pressão seletiva* desenvolvida por Hulshoff Pol, De Zeeuw e Lettinga em 1983, segundo a qual, há uma seleção contínua das partículas do lodo no reator, onde a pressão seletiva é considerada como a soma de carga hidráulica e do biogás, sendo ambos os fatores importantes na seleção entre os componentes do lodo com diferentes características de sedimentabilidade. Sob condições de alta pressão seletiva, os sólidos leves e dispersos são lavados, enquanto que o lodo mais denso é retido no reator. Assim o crescimento do lodo finamente disperso será minimizado e o crescimento bacteriano será em função de um número limitado de núcleos desenvolvidos, compostos de carregadores de materiais inertes orgânicos e inorgânicos, ou pequenos agregados bacterianos presentes no inóculo do lodo. Estes núcleos desenvolvidos aumentam de tamanho até atingir um valor máximo, produzindo uma nova geração de núcleos e assim por diante. A primeira geração consiste em agregados relativamente volumosos e, gradualmente vão se tornando densos devido ao crescimento bacteriano dentro e fora do agregado. Sob baixas condições de pressão seletiva, o crescimento bacteriano será, predominantemente, disperso o que resultará na formação de um tipo agregado de biomassa específico, diferente do grânulo.

### **Teoria microbiana**

Esta teoria explica a formação do grânulo, baseando-se na teoria característica de certos microrganismos, sendo que esta abordagem já inclui os fatores físicos acima explicados. As bases desta teoria estão alicerçadas nas condições hidrodinâmicas, substratos e do perfil de concentração dos vários produtos intermediários ao longo do reator. A teoria microbiana está baseada em princípios fisiológicos para explicação do fenômeno de granulação, sendo os seus mentores Dolfing (1987), Sam-Soon et al. (1987).

Segundo Hulshoff Pol et al., (2004), a hipótese do grupo de Capetown, formulada pelos professores Marais, Loewenthal, Dold, Palm e colegas da Universidade de Capetown, era embasado no desenvolvimento de grânulos densos. Para Hulshoff Pol et al., (2004), esta teoria é subdividida em duas, a primeira conhecida como *a teoria esparaguetii* sustentada por Wiegant (1987) e Chen e Lun (1993) e a segunda *a teoria microbiana ecológica* sustentada por De Zeeuw (1980), McLeod, Guiot e Costerton (1990), Vanderhaegen et al. (1986) e Ahn (2000) (estes autores foram citados no artigo de Hulshoff Pol et al., (2004).)

Segundo Dolfing (1987), a produção de polímeros extracelulares por alguns microrganismos em certas condições está na origem da granulação. Por outro lado, segundo Speece (1996), a Teoria de Capetown afirma que a granulação depende da *Methanobacterium* estirpe AZ que é uma bactéria utilizadora de hidrogênio como sua fonte única de energia e pode produzir todos os seus aminoácidos com a exceção da cisteína. Quando esta bactéria estiver em ambiente com alta pressão de hidrogênio, o crescimento celular e a produção de aminoácidos são estimulados e com a presença de amônio haverá alta produção de aminoácidos, que esta bactéria posteriormente excretará como polipeptídios extracelulares, unindo esta bactéria com as outras, formando assim os grânulos. De acordo com esta hipótese, as condições que favorecem a formação de grânulos, são:

- a) um ambiente com alta pressão parcial de hidrogênio;
- b) um reator com padrão de mistura do tipo fluxo de pistão ou semifluxo de pistão para alcançar, separações de fases com um pH próximo de neutro;
- c) fonte não limitada de nitrogênio e forma de amônia;
- d) e quantidade limitada de cisteína.

Outras teorias microbianas que explicam a formação do grânulo estão bem detalhadas na literatura, Speece (1996) e Hushsoff Pol et al., (2004).

#### **Teoria Termodinâmica**

Alguns autores têm analisado os mecanismos de granulação, em termos de energia envolvida na adesão das bactérias, devido às interações físico-químicas entre as paredes celulares e outras superfícies bacterianas. Os mentores desta ideia são Zhu, Hu e Gu (1997); Tay et al., (2000). Segundo estes autores, o processo de granulação no reator UASB segue os seguintes passos de formação de biofilme, transporte de células para uma superfície não colonizada de um material inerte e adsorção reversível iniciada pelas forças físico-químicas do substrato. No reator UASB, as células são transportadas por um ou mesmo pela combinação dos seguintes mecanismos: difusão, movimento Browniano, forças de advecção, transporte por fluxo de fluido, flotação gasosa, e sedimentação. Sendo que a adsorção inicial pode ter lugar depois da colisão entre as células e o substrato. O substrato pode ser outra célula ou agregado bacteriano presente no lodo ou em substâncias orgânicas ou inorgânicas que podem estimular o crescimento do núcleo. Para explicar este processo usa-se a teoria DLVO (Derjaguin, Landau, Verwey e Overbeek), segundo a qual a bactéria comporta-

se como uma partícula inerte, sendo que a adesão bacteriana pode ser entendida através de aproximação físico-química.

Segundo esta teoria, a interação total a uma distância acima de 1nm é a soma de interações de Van der Waals e de Columb.

Resumindo, muitos autores concordam que, muitas teorias que envolvem a granulação comprovam que as arqueas metanogênicas *Methanosaeta*, desempenham um papel importante na formação de grânulos. Alguns acreditam que o processo de agregação de *Metanosarcina* em cocos já favorece a formação de grânulos. A única teoria que expõe que outros organismos causam granulação é a teoria de Cape Town e também existe um consenso que, na fase inicial da granulação, a adesão bacteriana é feita por processos físico-químicos, paralelo a fase inicial na formação de biofilme.



Figura 7 Grânulos anaeróbios de um reator UASB

Fonte: Hushoff Pol et al., (2004)

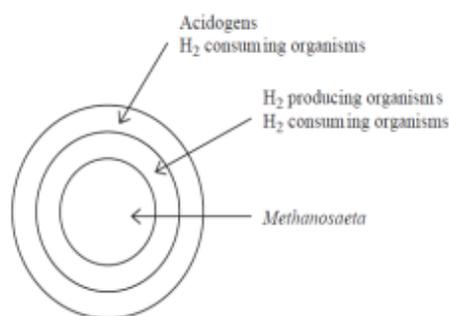


Figura 8 Estrutura do grânulo bacteriano

Fonte: McLeod (1990)

### **2.9.2 Reator anaeróbio compartimentado (RAC)**

Outro reator muito usado no tratamento anaeróbio é o reator anaeróbio compartimentado (RAC), conhecido na língua inglesa como: Anaerobic Baffled Reactor (ABR), desenvolvido por McCarty em 1980. Comparativamente aos reatores UASB acima descritos, os reatores compartimentados, são menos populares. O reator anaeróbio compartimentado (RAC) é caracterizado como sendo uma série de reatores tipo UASB. A principal filosofia na concepção deste reator anaeróbio compartimentado foi reforçar a capacidade de retenção de sólidos, embora, outras modificações tenham sido feitas, para tratar águas residuárias com composição mais complexa e para redução de custos. Este reator consiste numa arquitetura simples, onde compartimentos são criados para forçar as águas residuárias a escoar em fluxo ou movimentos senoidais ao longo dos compartimentos à mediada que passa pelo dispositivo de entrada e de saída. A biomassa dentro do reator ascende e sedimenta devido ao comportamento do fluxo e do biogás produzido e, os principais processos bioquímicos que ocorrem neste reator são a hidrólise, a acidogênese e a metanogênese. A grande vantagem deste bio-reator está ligada a sua arquitetura, que é a capacidade de separar a acidogênese e a metanogênese em cada compartimento, e possuir alta capacidade de amortecer cargas de choques hidráulicos e orgânicos (BARBER; STUCKEY, 1999). Dependendo dos objetivos da pesquisa, este reator pode ter vários compartimentos, conforme representado na Figura 9.

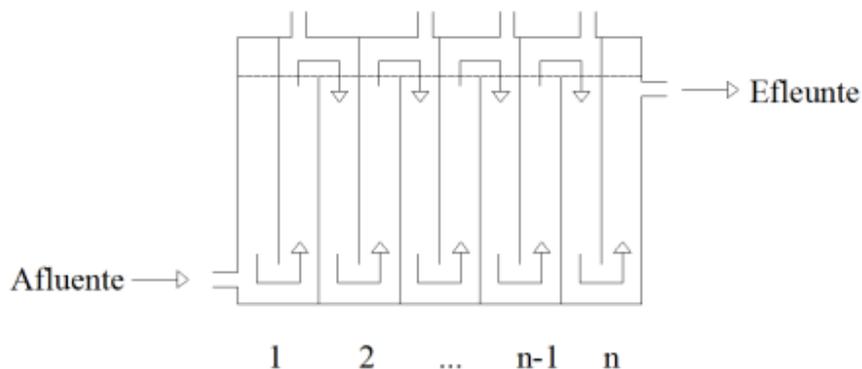


Figura 9 Reator anaeróbico compartimentado (RAC)

### 2.10 Características hidrodinâmicas dos reatores anaeróbios

Um reator anaeróbico não pode ser adequadamente dimensionado sem se considerar as componentes hidráulicas e cinéticas. Um reator UASB típico, tratando águas residuárias industriais é caracterizado por um leito de lodo denso de 2-5 mm com uma camada de partículas finas acima. Devido a velocidade de fluido ser menor que  $2 \text{ m h}^{-1}$ , a distribuição do substrato e os produtos intermediários ao longo do reator pode não ser uniforme, o que poderá comprometer o desempenho do sistema de tratamento, porque o desempenho e a eficiência são determinados pelo tempo que o substrato reside no reator, grau de contato entre o substrato e a população microbiana ativa e o tempo de residência celular do lodo ativo no reator, sendo estes parâmetros determinados pelo regime hidráulico do sistema.

No entanto, uma compreensão do comportamento hidrodinâmico dos reatores anaeróbios é considerada de extrema importância para a otimização dos processos e detecção de problemas que sempre ocorrem devido aos aspectos geométricos. A necessidade de uma mistura eficiente dentro dos reatores

anaeróbios tem sido reconhecida e reforçada por muitos autores. Uma mistura adequada promove um bom transporte de massa ou substrato, calor aos microrganismos, mantém a uniformidade e outros fatores ambientais e assegura o uso efetivo de todo volume do reator evitando estratificação e zonas mortas (CAPELA et al., 2009).

De modo contrário, uma mistura incompleta, diminui a eficiência do processo de tratamento e conseqüentemente, a estabilidade do efluente tratado. Pesquisas têm mostrado que o grau de mistura tem efeitos significativos na eficiência do tratamento de reatores, tanto aeróbios quanto anaeróbios. Todavia, a dificuldade em atingir a mistura completa aumenta com o tamanho do reator, tipo de equipamentos projetados, e como se sabe, a mistura em reatores de grande volume pode não ser tão perfeita quanto em reatores menores (CAPELA et al., 2009).

A eficiência dos reatores depende, principalmente, da biomassa ativa e da vazão afluyente na entrada do reator. À medida que o reator vai atingindo as condições permanentes (*steady-state*), um leito denso de lodo é formado no fundo do reator, consistindo normalmente de grânulos, acima do qual é formada uma zona de manta de lodo e desta outra zona clarificada que constitui a zona de decantação (SCHMIDT; AHRING, 1996).

Devido a esta distinta caracterização física do reator UASB, a descrição deste reator é feita por modelos que o divide em três compartimentos sequenciados. Estes compartimentos possuem atributos ideais, tais como, mistura completa, fluxo em pistão e sedimentação, e são conectados ou unidos através de uma retro-mistura do fluxo e ainda do fluxo de “*bypass*”. Estes modelos multicompartimentados acomodam-se melhor aos dados experimentais hidrodinâmicos, apesar de que a cada componente adicional aumente o número de parâmetros a serem avaliados e a complexidade do modelo (SINGHAL et al., 1998).

Segundo Smith; Elliot; James; 1995, a importância de mistura na eficiência da conversão do substrato tem sido reportado por muitos autores, e um ótimo padrão de mistura é motivo de muitos debates. Sob condições de fluxo em pistão, o substrato afluyente permanece no reator por um período único de retenção, permitindo um longo tempo de conversão, e de altas concentrações que resultam em menor dispersão, podendo inibir a atividade bacteriana. Por outro lado, sob condições de mistura completa, pode haver uma dispersão excessiva, o que pode resultar em curto-circuito do substrato comprometendo a eficiência de remoção do mesmo, e assim sendo, um grau intermediário de mistura parece ótimo para a conversão do substrato.

O comportamento hidrodinâmico pode ser analisado a partir de um estudo com traçadores. Este estudo consiste em obter informações sobre a distribuição do tempo de residência do fluido que está escoando. O estudo hidrodinâmico das unidades de tratamento permite verificar, a existência e quantificação dos volumes de zonas mortas, curtos-circuitos e exibir o tipo de mistura dominante na unidade estudada (SMITH; ELLIOT; JAMES; 1995; VON SPERLING, 2006; LOURENÇO; CAMPOS, 2009; CAPELA et al., 2009).

### **2.10.1 Hidráulica de reatores anaeróbios**

Segundo Von Sperling (2006), o modelo hidráulico de um reator é função do tipo de fluxo e do padrão de mistura na unidade. O padrão de mistura, por sua vez, depende da forma geométrica do reator, da quantidade de energia introduzida por unidade de volume, do tamanho ou escala desta unidade e outros demais fatores.

O fluxo nos reatores pode ser intermitente ou contínuo, e os padrões de mistura dos reatores, tradicionalmente conhecidos, são fluxo em pistão, de

mistura completa ou mista. Num reator de fluxo em pistão, o fluxo se processa como um êmbolo, sem misturas longitudinais, e a concentração do substrato varia ao longo do espaço e tempo, como pode ser visto na Figura 1. Num reator de mistura completa, a concentração dentro do reator é igual em qualquer ponto a ser coletado, visto que, o conteúdo está em completa e perfeita homogeneização (Figura 11), (CAPELA et al., 2009).

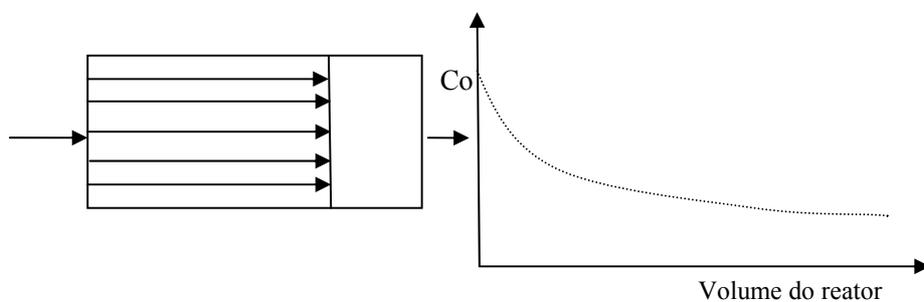


Figura 10 Esquema de um reator de fluxo em pistão e o respectivo gráfico ilustrando o padrão de mistura

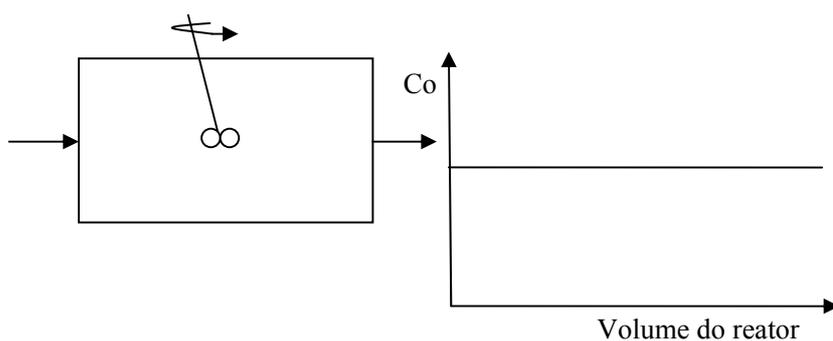


Figura 11 Esquema de um reator de mistura completa e o respectivo gráfico ilustrando o padrão de mistura

Os reatores existentes na prática não se comportam exatamente como os dois modelos hidráulicos ideais de fluxo em pistão e mistura completa. Estes dois modelos ideais servem, no entanto, para configurar ou acomodar os modelos matemáticos de forma simples, prática e compreensiva. As razões que fazem com que os reatores não sigam modelos ideais são:

- a) dispersão que é o transporte longitudinal do material devido à turbulência e difusão molecular,
- b) curtos-circuitos hidráulicos que envolvem parte do fluxo e são o resultado da estratificação, por exemplo, diferenças de densidade e não de uma característica física do sistema. O principal efeito é a redução no tempo de residência efetivo.
- c) o volume morto possui efeitos similares aos curtos-circuitos (redução do tempo de residência efetivo), mas é uma função relacionada às características físicas do sistema, ocorrendo em cantos de tanques, abaixo de vertedores e no lado interno de curvas.

As condições de mistura em reatores de fluxo disperso são caracterizadas por um número de dispersão dado pela Equação 11, definida como:

$$d = D / uL \quad (11)$$

onde:

d : Número de dispersão,

D : Coeficiente de dispersão axial ou longitudinal ( $L^2 T^{-1}$ ),

U : Velocidade ascendente média ( $L T^{-1}$ )

L.: Comprimento do reator (L)

Nos dois reatores ideais, têm-se as seguintes condições limites:

- a) Fluxo em pistão: dispersão nula ( $D=0$  e  $d=0$ )
- b) Mistura completa: dispersão infinita ( $D=\infty$  e  $d=\infty$ ).

Portanto, apesar de reatores existentes na prática se comportarem em regime de fluxo disperso, o padrão de escoamento de qualquer reator real situa-se entre os dois limites de idealidade, isto é, aproxima-se mais do caráter de mistura completa ou mais do caráter pistão. O grau de mistura em reatores UASB depende da geometria, da entrada e saída de líquido, da quantidade de biogás produzida, do crescimento da biomassa e da existência ou não de recirculação do efluente ou do biogás.

### **2.10.2 Tipos de traçadores**

Um traçador pode ser qualquer substância ou partícula (química ou biológica), que pode ser usada para seguir, quer pontualmente ou de forma contínua, o comportamento de um determinado fluxo em um sistema ou, de um determinado componente, tal como o fluxo de água, quer em ambiente aberto (hidrologia de superfície) ou subterrâneo (ambiente poroso ou fissurado). Cabe esclarecer que muitas vezes as definições traçador e marcador (*tracer* and *marker*, respectivamente) são confundidas entre si. Do ponto de vista semântico podem ter significados similares para ambos os termos; contudo, do ponto de vista científico há conotações diferentes, a saber: usa-se o termo marcador quando se obtêm informações extrínsecas dos processos estudados e traçador quando há uma conotação dinâmica do acompanhamento do processo intrínseco envolvido, como acontece com o fluxo de águas residuárias dentro de um reator (LOURENÇO; CAMPOS, 2009; DA SILVA et al., 2009).

O primeiro relato histórico do uso de traçadores ocorreu em 20 d.C. quando o tetrarca Herodes Antipas utilizou cascas moídas para identificação das fontes do Rio Jordão. Desta feita, a partir do uso específico para monitoramento de veios aquáticos, surgiu o agente dito como traçador, que tem hoje grande aplicabilidade em diferentes áreas científicas e tecnológicas o qual ficou conhecido por traçador como uma espécie (química ou biológica) que serve para “marcar” uma fase específica ou parte de um sistema. É notável que com o avanço tecnológico-científico houve a expansão do escopo e da aplicabilidade de traçadores e o seu uso expandiu-se em demasia, ocorrendo atualmente em quase todos os campos da ciência, tais como: medicina, biologia, fisiologia, nutrição, toxicologia, biotecnologia, química, agricultura, geociência e engenharia, com maior interesse para o estudo de processos ambientais, industriais e biológicos (DA SILVA et al., 2009).

O traçador, quando injetado num determinado reator ou sistema delimitado fisicamente, participando do fluxo normal dentro do reator, sendo arrastado até a sua saída. A informação do traçador é usada diretamente ou em conjunto com modelos de escoamento para prever o desempenho de reatores. O mapeamento total da distribuição de velocidades do fluido é feito através da distribuição do tempo de residência (*DTR*) ou curva *E* (curva de distribuição de idade de saída), sendo necessária para o completo entendimento do comportamento hidráulico do reator (LEVENSPIEL, 1988).

A avaliação é feita com o auxílio de técnicas de estímulo-resposta, isto é, utiliza-se um traçador de concentração conhecido, facilmente detectável e que não participe de nenhum processo físico ou químico, e também não transforme ou altere a hidrodinâmica do fluido, para que a distribuição obtida corresponda fielmente a do fluido estudado, obtendo-se a *DTR* do traçador. Adicionalmente, deve-se elaborar um modelo de escoamento hidrodinâmico que descreva o comportamento do traçador, desde sua injeção na corrente líquida até a sua

saída, incluindo a passagem pelo leito do reator, a fim de se dispor de uma expressão com parâmetros cinéticos, para determinação de vazamentos em tubos ou para se medir as relações traçador-partículas.

Um traçador típico deve possuir as seguintes características: ser estável; ser bem compatível à fase (meio) de estudo e apresentar uma densidade próxima a este. Além disso, deve apresentar detecção inequívoca e quantificação em concentrações mínimas, serem atóxicos, não devendo interagir com materiais do meio e nem deixar resíduos; sendo que a injeção, a detecção e a análise devem ser realizadas sem introdução de perturbações ao sistema em estudo (DANTAS, 2008; LEVENSPIEL, 1988; DA SILVA et al., 2009).

Apesar de serem usados vários tipos de corantes fluorescentes, tais como fluoresceína, isotiocianato de fluoresceína, rodamina-B, rodamina-WT e eosina, nos sistemas anaeróbios de tratamento de águas residuárias (reatores UASB), o cloreto de lítio (LiCl) tem sido indicado como traçador ideal, apesar de ter sido verificado que, para concentrações superiores a  $2 \text{ g L}^{-1}$ , mesmo com exposições temporárias a esta substância, pode ocorrer inibição da atividade metanogênica (ALVES, 1998; CHERNICHARO 2007; DA SILVA et al., 2009).

### **2.10.3 Distribuição do tempo de residência**

Segundo Alves (1998), após os trabalhos de Danckwerts em 1953, a utilização da distribuição de tempos de residência (DTR) na análise de reatores reais passou a ser um conceito amplamente usado para determinar a dispersão nos reatores.

A DTR do fluido é uma função estatística que descreve a probabilidade de uma fração de partículas com que o fluido permanece no interior de uma unidade (volume de controle) por determinado tempo, e seu uso na forma normalizada permite a comparação entre sistemas operando sob diferentes

condições. Como foi abordado, na prática os modelos ideais apresentam um desvio, principalmente relacionado aos processos dispersivos na unidade volumétrica ou reator.

As experiências de determinação de DTR com injeção de traçador sob a forma de impulso pressupõem a injeção rápida de um pequeno volume com elevada concentração do traçador, para ser detectável após diluição por todo o volume do sistema. Esta técnica de injeção baseia-se numa forma definida (normalmente em degrau positivo, negativo ou em impulso de *Dirac*), na entrada do reator no instante  $t=0$  do traçador e, na medição da concentração do traçador na corrente de saída a partir do tempo  $t=0$ .

No caso do reator UASB, a maior parte da biomassa ativa encontra-se na zona inferior do reator e, se for usado cloreto de lítio com uma injeção em pulso, poderá haver inibição da atividade metanogênica devido à elevada concentração de traçador nessa região. Nesse caso, será mais aconselhável utilizar um sinal em degrau, mantendo uma concentração mais baixa de traçador em todo o volume do sistema. Pela curva de concentração  $C(t)$  versus tempo,  $(t)$ ; calcula-se a função Distribuição de Tempo de Residência,  $E(t)$  segundo a Equação 12.

$$E = \frac{C}{Q} \quad (12)$$

onde:

$C$  : Concentração do traçador ( $\text{mg L}^{-1}$ )

$Q$  : Área sob a curva que dada por  $(Cxt)$

A área sob a curva é dada pela integração da equação da curva, fornecendo deste modo a Equação (13),

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad (13)$$

onde:

$E(t)$  : distribuição de tempo de residência,

$C(t)$  : concentração do traçador no tempo  $t$  ( $M L^{-1}$ )

$t$  : tempo de residência do traçador no reator,

O tempo de residência médio  $\bar{t}$  é calculado pela média da curva  $E(t)$  segundo a Equação (14):

$$\bar{t} = \int_0^{\infty} t \times E(t) \quad \text{ou} \quad \bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} tE(t) dt}{\int_0^{\infty} E(t) dt} \quad (14)$$

O tempo de residência médio, assim calculado representa a razão entre o volume efetivo do digestor e o caudal aplicado. Com este valor é possível estimar a fração de volume morto ( $\phi$ ) dentro do sistema, de acordo com a Equação 15.

$$\phi(\%) = \left( 1 - \frac{\bar{t}}{t} \right) \times 100 \quad (15)$$

Com o objetivo de tornar a função  $E(t)$  independente do volume do reator, utiliza-se, frequentemente, a sua forma normalizada  $E(\theta)$ , em que  $\theta$  é o tempo real,  $t$  dividido pelo tempo de residência dando origem a Equação 16.

$$\tau(\theta) = \frac{t}{\tau} \quad (16)$$

A relação entre as duas funções é dada pela Equação 17.

$$E(\theta) = \tau x E(t) \quad (17)$$

A análise da função  $E(\theta)$  permite caracterizar o padrão de escoamento de reatores reais e averiguar a existência de zonas estagnadas ou de mistura ineficiente, de canais preferenciais e de curtos-circuitos, fatores que afetam negativamente o funcionamento de qualquer sistema de fluxo.

Segundo Xiao-Guang et al. (2010), assumindo que a retro-mistura (*back-mixing*) ocorre axialmente, e que pode ser levada em conta no coeficiente de dispersão axial, sendo a mistura na direção radial omitida e a velocidade do líquido no reator UASB e do substrato constantes, a aplicação da lei do Fick na direção axial ( $l$ ), estando o reator em condições permanentes ou estáveis (*steady-state*), resulta no seguinte modelo de dispersão axial, expresso através da Equação 18.

$$\frac{\partial C(t)}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C(t)}{\partial l^2} - u \frac{\partial C(t)}{\partial l} \quad (18)$$

onde:

$D$  : representa o coeficiente de dispersão axial  $L^2 T^{-1}$ ,

$l$  : distância axial do reator  $L$ ,

$u$  : vazão do reator,  $L T^{-1}$ .

Se a concentração adimensional  $C^*(\theta) = C(\theta)/C_0$  ( $C_0$  fosse a concentração inicial do reator,  $M L^{-3}$ ), tempo adimensional  $\theta = \bar{t}/t$ , e um comprimento adimensional  $Z = l/L$  ( $L$  o comprimento do reator e  $l$  um ponto do reator, tal que,  $(0 < l < L)$ ), a Equação 18 passaria a ser reescrita como se segue:

$$\frac{\partial C^*(\theta)}{\partial \theta} = (D/uL) \frac{\partial^2 C^*(\theta)}{\partial Z^2} - u \frac{\partial C^*(\theta)}{\partial Z} \quad (19)$$

onde:

$D/uL$ : número de dispersão (adimensional), que pode caracterizar o grau de retro-mistura (*back-mixing*) em direcção do fluxo.

Quanto maior for  $D/uL$ , maior será o grau de retro-mistura. Resolvendo a Equação 19 e rearrajando os seus termos, ela pode ser expressa de duas maneiras:

$$\sigma_\theta^2 = 2 \left( \frac{D}{uL} \right) - 2 \left( \frac{D}{uL} \right)^2 (1 - e^{-u/D}) \quad (20a)$$

Ou

$$\sigma_\theta^2 = \sigma_1^2 / t^2 \quad (20b)$$

Onde:

$\sigma_\theta^2$  : é a variância adimensional de distribuição de tempo residência.

Sendo que, quando  $D/uL=0$ , o reator tende a ter fluxo em pistão e quando  $D/uL=1$ , o reator tende a possuir o padrão do tipo mistura completa. Se for um padrão não ideal então  $0 < D/uL < 1$

## 2.10.4 Modelos de escoamento com um só parâmetro

### 2.10.4.1 Modelo de dispersão

Este modelo foi desenvolvido por Levenspiel e Smith (1957) é um modelo de dispersão que é válido em situações de fluxo pistão com diferentes graus de dispersão axial. Como se trata de um modelo simples, com apenas um parâmetro (*número de Peclet,  $Pe = \text{fluxo convectivo}/\text{fluxo dispersivo}$* ), permite facilmente, a avaliar e comparar a dispersão em situações reais.

A Equação 21 descreve o modelo para um baixo nível de dispersão.

$$E(\theta) = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{Pe}{\pi\theta^3}} \times e^{\left[-\frac{(1-\theta^2)Pe}{4\theta}\right]} \quad (21)$$

onde:

$Pe$ :  $\mu L/D$  é o número de Peclet

$u$  : velocidade superficial do fluido [ $Lt^{-1}$ ]

$L$ : distância linear desde a entrada no reator [ $L$ ]

$D$ : dispersão axial [ $L^2t^{-1}$ ]

Levenspiel (1988) citado por ALVES, 1998), classificou o tipo de escoamento de acordo com os valores do chamado número de dispersão,

$D/uL = 1/Pe$ . A Tabela 11 classifica o tipo de escoamento de acordo com o número de dispersão.

Tabela 11 Classificação do tipo de escoamento de acordo com o número de dispersão

<b>Tipo de escoamento</b>	<b>Número de dispersão (D/uL)</b>
Fluxo pistão ideal	0
Grau de dispersão pequeno	<0.02
Grau de dispersão intermediário	0.02-0.2
Grau de dispersão elevado	$\geq 0.2$
Mistura completa	$\infty$

Fonte: Alves (1998)

A utilização deste modelo para um elevado grau de dispersão pode ser problemática, particularmente para graus de dispersão superiores a 1. O tipo de fronteira que delimita o volume do sistema exerce, nesse caso, uma influência significativa na curva experimental obtida. Assim, se a medida da concentração na saída do reator for realizada num tubo estreito, onde o fluxo é do tipo pistão, diz-se que as condições de fronteira são fechadas. Se a medida da concentração de saída for realizada diretamente na seção do reator, sem perturbação do tipo de fluxo, diz-se que as condições de fronteira são abertas.

#### **2.10.4.2 Modelo de células agitadas em série**

A partir do modelo de dispersão, o modelo dos tanques em série é um dos mais utilizados na caracterização do escoamento em reatores reais. Este modelo prevê que o reator real se comporte como uma série de unidades ideais

de mistura completa e de volume idêntico. O único parâmetro do modelo,  $J$ , é o número de tanques, e a Equação 22 representa o modelo:

$$E(\theta) = \frac{J^j \theta^{j-1}}{(J-1)!} \times e^{-J\theta} \quad (22)$$

Quando  $J$  é elevado, o escoamento aproxima-se do tipo pistão e quando  $J=1$ , o escoamento se aproxima da mistura completa. Para um fluxo próximo ao de pistão, os dois modelos referidos dão resultados idênticos.

O modelo acima foi proposto por Folger em 1986, porém Zeng et al. (2005), propõem um outro modelo que descreve a dispersão em condições de células agitadas em série, representado pela Equação 23.

$$C(t) = \frac{C_0}{(N-1)!} \left( \frac{t}{\tau} \right)^{(N-1)} e^{-t/\tau} \quad (23)$$

onde :

$N$  : número de tanques em série

$\tau$  : tempo de detenção hidráulica

A variância neste tipo de modelo, em caso de estudo de traçador, será dada pela Equação 24:

$$\sigma_{\theta}^2 = \int_0^{\infty} \frac{N^N \theta^{N+1} e^{-N\theta}}{(N-1)!} d\theta - 1 = \frac{1}{N} \quad \text{ou seja} \quad \sigma_{\theta}^2 = \frac{1}{N} \quad (24)$$

Assim quando  $N \rightarrow 1$ , o padrão do fluxo é de mistura completa, e se  $N \rightarrow \infty$ , o padrão mistura será fluxo em pistão. Este modelo prevê que o volume de zonas mortas ( $V_d$ ) poderá ser calculado pela Equação 25.

$$V_d = \left( 1 - \frac{\bar{t}}{\text{TDH}} \right) \times 100\% \quad (25)$$

#### 2.10.4.3 Modelo de Singh

Os modelos de um só parâmetro referidos, anteriormente, são normalmente adequados para descrever o escoamento de uma coluna de enchimento. No entanto, em alguns casos, nenhum desses modelos se adéqua à descrição do padrão de escoamento em reatores de manta de lodo ou UASB. Nesses casos, devem utilizar-se modelos compartimentais que pressupõem que o reator real é constituído por um conjunto de subunidades definidas (unidades ideais de fluxo pistão e mistura completa, zonas mortas, zonas estagnadas), ligadas em série, diretamente, com curtos-circuitos ou recirculação. O número de combinações possíveis de compartimentos é muito elevado, mas deve-se ter em consideração a utilização de um modelo com o menor número de parâmetros possível e com significado físico (ALVES, 1998; SINGH; KUMAR; OJHA, 1998; ZENG et al., 2005).

Segundo este modelo, o reator UASB é considerado como tendo três compartimentos, a saber, leito do lodo, zona de manta de lodo e uma zona de decantação (SCHMIDT; AHRING, 1996). Estudos feitos por Singh; Kumar; Ojha (1998) mostraram que para simplicidade da modelagem, o reator deveria ser considerado como tendo apenas duas zonas, as duas primeiras já mencionadas acima.

Segundo este modelo, o padrão do fluxo destes compartimentos representa zonas de dispersão axial. O grau de mistura de cada zona é refletido por seu respectivo número de Peclet ( $Pe$ ). Quando a dispersão axial é mínima o número de  $Pe \rightarrow \infty$  e assim, o compartimento tende a ter um padrão de mistura de fluxo em pistão. Todavia, quando a dispersão é máxima, o compartimento deverá estar bem misturado, e assim o número de  $Pe \rightarrow 0$ , o compartimento tende a se aproximar do padrão de mistura completa. O modelo assume que, o fluxo passa diretamente da primeira zona para segunda através de “*bypassing*”, como demonstra a Figura 12.

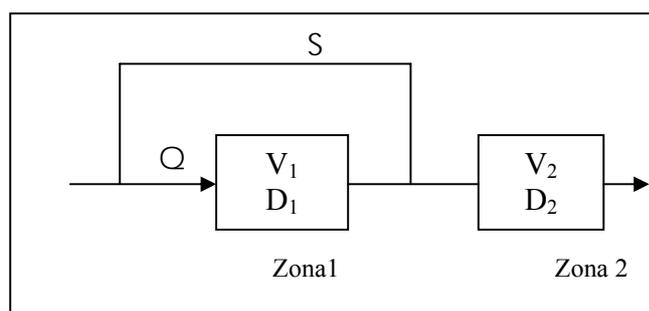


Figura 12 Representação esquemática do modelo de dispersão axial de dois comportamentos, desenvolvido por Singhal et al. (1998).

onde:

$Q$ : é a vazão volumétrica adimensional,

$S$ : é a vazão de *bypass* adimensional,

$V_1$  e  $V_2$ : são volumes fracionários da primeira e segunda zona respectivamente,

O modelo pressupõe que a resposta tipo “*step*” (*step response*), de um reator de fluxo em pistão, para um dado traçador inerte, é descrito por uma equação diferencial parcial (equação 26):

$$\frac{1}{Pe} \frac{\partial^2 C}{\partial \eta^2} - \frac{\partial C}{\partial \eta} = \frac{\partial C}{\partial \theta} \quad (26)$$

onde:

C : concentração adimensional para o traçador ( $C/C_0$ ),

Pe : número de Peclet

$\eta$  : distância adimensional ( $z/L$ )

$\theta$  : tempo adimensional ( $t/\tau$ ).

Mais detalhes deste modelo, sobretudo no que tange o cálculo das concentrações na primeira e segunda zona, estão bem documentados na literatura.

Este modelo desenvolvido por Singh foi testado Zeng e seu grupo em 2003, através de estudos com traçadores, tendo concluído que este modelo representava uma radiografia realística de mudanças do padrão do fluxo, nas duas diferentes zonas do reator, porém descobriram que uma solução analítica não poderia ser obtida se o modelo considerasse mais que duas células reativas e uma recirculação externa do líquido.

## 2.11 Cinética microbiana

O estudo cinético do processo de biodigestão anaeróbia é importante para propiciar a determinação e otimização de parâmetros de projetos para reatores de configuração em escala real. O estudo cinético de um determinado

fenômeno ou processo significa estudar sua evolução no tempo, através da quantificação de certas grandezas que definam adequadamente esta evolução. No caso da degradação de material orgânico, as grandezas medidas são: tempo, concentração de microrganismos presentes, concentração de substrato que limita o processo e a concentração do produto em que se possa estar interessado (DA SILVA, 2009).

A cinética bioquímica de um determinado processo consiste em estudar as velocidades de crescimento dos microrganismos acompanhadas da utilização de substrato e da formação de produtos. Segundo Foresti et al., (1999), as velocidades devem ser expressas em termos matemáticos por modelos que representem com clareza a eficácia dos processos. O conhecimento de parâmetros cinéticos é de extrema importância para modelagem de um processo bioquímico, permitindo avaliar as velocidades de utilização de substrato, de formação de produtos e de crescimento da biomassa nas condições estabelecidas.

O crescimento de uma população de microrganismos é um processo de transformações químicas, geralmente conhecidas como processo fermentativo e, como tal, pode e deve ter sua cinética estudada. O conhecimento dos estágios inicial e final de um processo fermentativo permite uma série de informações, conclusões e avaliações sobre o mesmo, como por exemplo, rendimento, produtividade ou velocidade média de transformação. Este conhecimento nada informa sobre o caminho que o processo percorreu, entre os estágios iniciais e finais (DA SILVA, 2009).

Segundo Metcalf e Eddy (2003), as principais fases de crescimento bacteriano são:

- a) fase de aclimatização: tempo necessário para que os microrganismos se adaptem às novas condições ambientais antes que ocorra divisão celular e a produção significativa da biomassa. Nesta fase, verifica-se também induções enzimáticas, onde as células se adaptarão às mudanças de salinidade, pH e/ou temperatura;
- b) fase de crescimento logarítmica: fase em que as células bacterianas se reproduzem na sua máxima taxa, uma vez que não há limitação devido aos nutrientes ou mesmo substrato, sendo que a curva do crescimento da biomassa aumenta exponencialmente durante esta fase;
- c) fase estacionaria: fase em que a concentração da biomassa permanece relativamente constante e o substrato como fator limitante, ou mesmo o crescimento das novas células está em equilíbrio com as células mortas;
- d) fase de decaimento: é a fase caracterizada pela depleção do substrato e conseqüentemente, morte das células. A Figura 13 demonstra o processo de crescimento bacteriano.

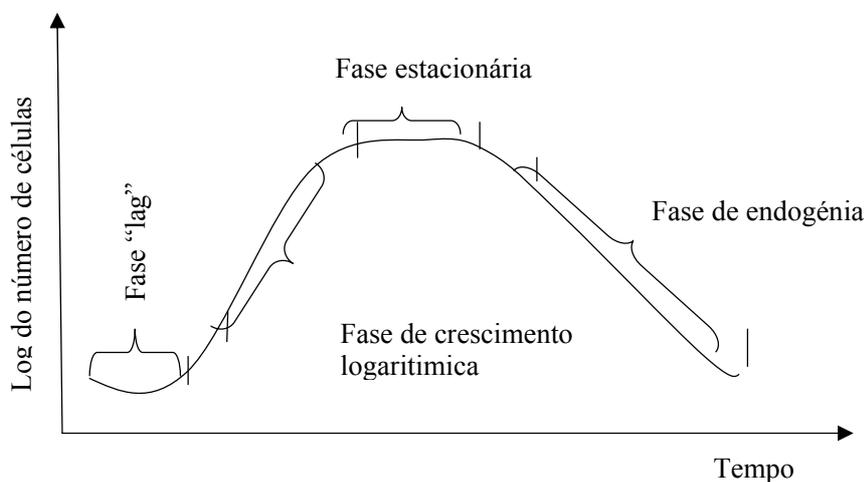


Figura 13 Curva típica do perfil de crescimento bacteriano ao longo do tempo, em um sistema fechado

Fonte: Silva (2009)

Segundo Dette et al., (2005) e Da Silva (2009), a fase de maior interesse e importância no perfil do crescimento microbiano é a fase do crescimento exponencial. Pelo fato da taxa de degradação da matéria orgânica em processo de tratamento biológico ser função do número de microrganismos presentes. A fase de menor interesse para este tipo de tratamento é a fase de aclimatização ou "lag", devido à taxa de crescimento ser nula e ser uma fase ligada aos estudos de processos inibitórios.

### 2.11.1 Crescimento bruto de microrganismos

O padrão de crescimento de bactéria em meio de batelada é proporcional a concentração bacteriana, e pode ser descrita como fase de crescimento logaritmica e, assim sendo, a taxa de crescimento em função do tempo pode ser representada pela Equação 27.

$$\frac{dx}{dt} = \mu \cdot X \quad (27)$$

onde:

$\frac{dx}{dt}$  : taxa instantânea de crescimento de microrganismos ( $\text{mg L}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$ )

$\mu$  : taxa específica de crescimento ( $\text{dia}^{-1}$ )

$X$  : concentração de microrganismos ( $\text{mg.L}^{-1}$ )

A Equação 27 tem origem no pressuposto biológico que considera que as células bacterianas se reproduzem pelo processo de mitose, neste processo, cada célula origina duas durante a divisão mitótica. Assim sendo, durante o crescimento de microrganismos, a concentração celular num determinado instante, considerado como instante inicial é  $X_0$ . Depois de decorrido um intervalo de tempo do instante inicial, a nova concentração será, de acordo com a definição inicial,  $2 \cdot X_0$ . Desta forma têm-se as equações 28 e 29.

$$t = n \cdot t_g \quad (28)$$

onde:

$t$  : intervalo de tempo decorrido

$n$  : relação entre um determinado tempo ( $t$ ) e o tempo de duplicação ( $t_d$ )

$t_g$  : tempo de duplicação

A concentração celular será  $2^n \cdot X_0$ . Logo,  $X$  será a concentração de microrganismos no instante  $t$ , sendo que:

$$X = 2^n \cdot X_0 \quad (29)$$

onde:

X : concentração das bactérias ( $\text{mg L}^{-1}$ ) no instante

n : relação entre um determinado tempo (t) e o tempo de duplicação ( $t_d$ )

$X_0$  : concentração inicial da bacterias num tempo ( $\text{mg L}^{-1}$ .)

Assim sendo, a Equação 29, pode ser escrita da seguinte forma:

$$2^n \cdot X_0 = 2^{\frac{t}{t_g}} \cdot X_0 \quad (30)$$

Aplicando logaritmo natural na Equação 30, temos:

$$\frac{\ln X / \ln X_0}{t} = \frac{\ln 2}{t_g} \quad (31)$$

Aplicando-se a derivada parcial no primeiro membro da Equação 31, temos:

$$\frac{1}{X} \left( \frac{dX}{dt} \right) = \frac{\ln 2}{t_g} \quad (32)$$

Segundo Silva (2009), a Equação 32 representa, matematicamente, a taxa de crescimento bruto de uma população bacteriana, onde  $\ln 2/t_g$ , segundo membro da equação representa a taxa de crescimento específico ( $\mu$ ), sendo que a mesma, quando plotada em escala logarítmica, resulta numa reta, representando a fase de crescimento logarítmico e podendo ser reescrita da seguinte forma:

$$\frac{1}{X} \left( \frac{dX}{dt} \right) = \frac{\ln 2}{t_g} \therefore \frac{1}{X} \left( \frac{dX}{dt} \right) = \mu$$

$$\frac{dX}{dt} = \mu_x X \quad (33)$$

A partir desta Equação 33 verifica-se que a taxa instantânea, de crescimento bacteriano  $dX/dt$  é igual ao número de células ( $X$ ) neste período, multiplicado pela taxa de crescimento específico ( $\mu$ ), desenvolvendo uma cinética de primeira ordem.

Como pode-se observar a Equação 33, simplesmente mostra a velocidade ou a taxa de crescimento dos microrganismos em um determinado instante. No entanto, a concentração de microrganismos em um determinado intervalo de tempo é obtida através da integração da Equação 33, assim temos:

$$X = X_0 e^{\mu \cdot t} \quad (34)$$

A Equação 34 explicita que o crescimento dos microrganismos varia, exponencialmente, com tempo e nesta fase a taxa de crescimento específica é aproximadamente igual à taxa máxima de crescimento específico ( $\mu_{máx}$ ), dependendo da afinidade que os microrganismos possuem com o substrato.

### 2.11.2 Modelo cinético de ordem zero e de primeira ordem

Segundo Von Sperling (2006), grande parte das reações que ocorrem no tratamento de esgotos são lentas e a consideração da sua cinética é importante. A

taxa de reação ( $r$  ou  $dx/dt$ ) é o termo usado para descrever o desaparecimento ou formação de um composto ou espécie química. A relação entre a taxa de reação, a concentração do reagente e a ordem da reação é pela expressão, Equação 35.

$$r = kC^n \quad (35)$$

onde:

$r$  : Taxa de reação ( $M L^{-3} T^{-1}$ ),

$k$  : Constante da 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, onde taxa de reação ( $r$ ) é independente da concentração do reagente,

$n = 1$  : Reação de primeira ordem, onde, a taxa de reação ( $r$ ) é diretamente proporcional à concentração do reagente,

$n = 2$  : Reação de segunda ordem a taxa de reação ( $r$ ) é proporcional ao quadrado da concentração da concentração do reagente.

A ordem de reação mais frequentemente encontrada no ramo de tratamento de esgoto é o de ordem zero e de primeira ordem, a de segunda ordem pode ocorrer no caso de alguns dejetos indústrias específicos.

A degradação de substâncias complexas, tais como lipídios, proteínas e carboidratos nos processos de digestão anaeróbia, é sempre feita sob a cinética da primeira ordem, devido ao fato de que no início do processo, as concentrações são elevadas e podem assumir taxa de remoção constante, significando que a reação é próxima da ordem zero. Porém, à medida que a concentração do substrato vai decrescendo, a taxa de reação tende a decrescer

até atingir um valor mínimo, onde a substrato é limitante devido a sua pouca disponibilidade no meio, aproximando da cinética de primeira ordem. Pelo fato da digestão anaeróbia ser um processo complexo e acompanhado de vários estágios, a cinética do estágio mais lento governará a cinética geral de conversão do substrato (CAMPOS, 1990; SALEH, 2003).

### 2.11.3 Taxas de remoção de substratos em sistemas biológicos

Segundo Metcalf e Eddy (2003), várias taxas de remoção do substrato são modeladas empiricamente, com base em valores de coeficientes determinados em laboratório, fazendo com que a cada expressão particular usada para definir a utilização da cinética do substrato dependa da disponibilidade dos dados experimentais. Assim, algumas expressões de primeira ordem são satisfatórias para descrever as taxas de utilização do substrato e em outros casos, as de ordem zero. O fundamental no uso dessas expressões é a sua aplicação no balanço de massa, principalmente em reatores com fluxo contínuo. Algumas expressões de taxas de remoção ( $r=dx/dt$ ) são bastante utilizadas para descrever a conversão de matéria orgânica em sistemas de tratamento biológicos:

$$r = -k \quad (\text{Ordem zero}) \quad (36)$$

$$r = -ks \quad (\text{Primeira ordem}) \quad (37)$$

$$r = -kxs \quad (\text{Primeira ordem}) \quad (38)$$

$$r_{\max} = \frac{S}{K_s + S} \quad (\text{Reações do tipo saturação}) \quad (39)$$

onde:

$r$  : taxa de remoção do substrato ( $\text{mg L}^{-1} \text{d}^{-1}$ )

$k$  : constante referente a taxa específica de utilização máxima  $\text{g.g}^{-1}.\text{dia}^{-1}$

S : concentração do substrato  $\text{mg L}^{-1}$

x : concentração de microrganismos em  $\text{mg L}^{-1}$

A equação de saturação esta condicionada à concentração do substrato, podendo ser de primeira ordem ou mesmo de ordem zero, como veremos no item posterior.

#### **2.11.4 Modelo cinético de Monod**

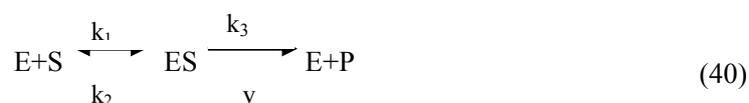
O modelo cinético de Monod foi proposto por Nobel Laureate J. Monod em (1949) modificação da equação enzimática de Leonor Michaelis e Maud Menten (1913), até os dias de hoje é um dos mais aceitos e tem como objetivo principal, explicar o comportamento da concentração do substrato na cinética de uma reação enzimática. A equação de Monod é apresenta da mesma forma que a equação de Michaelis e Menten, para as reações enzimáticas. Enquanto a equação de Michaelis e Menten se apoia em fundamentos teóricos, a relação adaptada por Monod é essencialmente empírica (SILVA, 2009).

A grande vantagem do modelo de Monod, relativamente aos outros, é que representa, tanto reações de ordem zero como de primeira ordem, e a transição entre estes. Fato que se acomoda no processo de tratamento das águas residuárias.

A teoria proposta Michaelis e Menten admite que, inicialmente, a enzima e o substrato (matéria orgânica) reagem reversivelmente, dando origem a um complexo intermediário, denominado enzima-substrato. O complexo formado ou se decompõe ou reage com outra substância, de forma que, após a formação do produto da reação, a enzima é regenerada.

Segundo Strigul et al. (2009) e Da Silva (2009); na formação do complexo, devem ser consideradas as seguintes hipóteses:

- a) a formação do complexo enzima-substrato (ES) forma-se na proporção de 1 mol de enzima (E) para 1 mol de substrato (S);
- b) o complexo formado se decompõe sem, posteriormente, reagir com outras substâncias existentes no meio, e podendo ser expresso em forma de Equação 40.



onde:

$k_1$ : constante de velocidade para formação do complexo;

$k_2$ : constante de velocidade de dissociação do complexo regenerando enzima e substrato;

$k_3$ : constante de velocidade de decomposição do complexo, regenerando a enzima e formando os produtos da reação

$v$ : velocidade de formação dos produtos.

S: concentração molar do substrato;

E: concentração da enzima;

ES: concentração do complexo.

O complexo (ES), por sua vez, tem dois destinos possíveis. Pode dissociar-se em E e S com uma constante de velocidade  $k_2$  ou pode formar o produto P com uma constante de velocidade  $k_3$ , sendo que nenhum produto se reverte ao substrato inicial.

Através de pressupostos bioquímicos e matemáticos, que relacionam a velocidade de catálise com as concentrações de substrato e enzimas, e as velocidades individuais, os parâmetros acima são agrupados na Equação 41 de Michaelis e Menten.

$$ES = \frac{[E] \times [S]}{(k_2 + k_3)/k_1} \quad (41)$$

A partir da Equação 41, deduz-se a equação de Monod, pois  $k_1$ ,  $k_2$  e  $k_3$  são constantes e a relação  $(k_2+k_3)/k_1$  pode ser escrita como uma nova constante  $k_s$ , conhecida como constante de Monod. Definida como concentração de substrato para a qual  $\mu = \mu_{\max}/2$ , conforme ilustrado na Figura 14. O modelo de Monod encontra-se representado na Equação 42.

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \times S_e}{K_s + S_e} \quad (42)$$

onde

$\mu$  : Taxa de crescimento específico ( $\text{dia}^{-1}$ );

$\mu_{\max}$  : Taxa máxima de crescimento específico ( $\text{dia}^{-1}$ );

$S_e$  : Concentração do substrato limitante afluente ( $\text{mg L}^{-1}$ );

$K_s$  : Constante de saturação à metade da velocidade ( $\text{mg L}^{-1}$ );

A apesar de diversas tentativas de combinar os dois modelos por parte de alguns autores para melhor explicar a cinética bacteriana, outros recomendam que estudos de remoção de substrato em processos de tratamento de esgoto deveriam começar com o modelo cinético proposto por Monod (BERTOLAZZI, 2005; ORHON ET AL et al., 2009)

Como pode ser visto na Equação (42), o modelo de Monod fundamenta-se em duas grandes variáveis: concentração do substrato e microrganismo, relatando que o crescimento dos microrganismos é proporcional a taxa de utilização do substrato. A combinação matemática destas duas variáveis resulta no coeficiente de rendimento ( $Y$ ), que determina a produção de novas células em

função do substrato consumido. O modelo de Monod foi validado por muitos pesquisadores contemporâneos, por meio de vários testes com população simples e complexa e este é comprovado ser o que mais se adequa à cinética dos processos anaeróbios (CAMPOS, 1990; BHUNIA; GHANGERKAR, 2008; SALEH, 2003).

O modelo de Monod resulta em uma função hiperbólica, como ilustrando na Figura 15, mostrando que no início de uma reação de decomposição do substrato, quando a sua concentração é ainda elevada, não há limitações do mesmo no meio, a taxa de remoção global aproxima-se da *ordem zero* e à medida que o substrato passa a ser consumido, a taxa de reação passa a ser de *primeira ordem*, e de reação de transição. Quando a concentração do substrato passa a ser bem baixa, a taxa de reação passa a ser limitada pela pouca disponibilidade do mesmo no meio, traduzindo condições de cinética de primeira ordem.

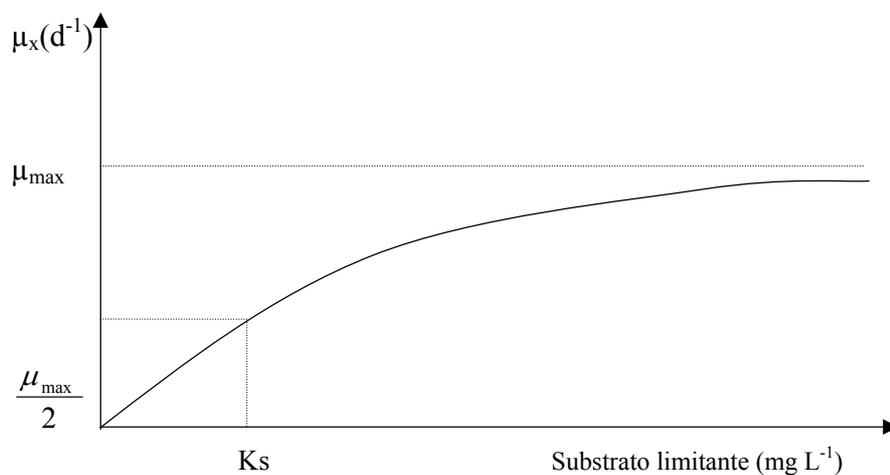


Figura 14 Taxa de crescimento bacteriano em função da concentração do substrato

A Equação 42 pode ser visualizada sob três formas diferentes, a saber:

- a)  $S_e \gg K_s$ . A concentração do substrato é muito maior, por conseguinte, a reação é aproximadamente de ordem zero.

$$\mu = \mu_{\max} \quad (43)$$

- b)  $S_e \ll K_s$ . A concentração do substrato é muito baixa, por conseguinte, a reação é aproximadamente de primeira ordem,

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \times S_e}{K_s} \quad (44)$$

- c)  $S_e = K_s$

$$\mu = \frac{1}{2} \mu_{\max} \quad (45)$$

O valor da constante de meia saturação de Monod ( $K_s$ ) indica a velocidade pela qual a matéria orgânica é degradada, informando, no entanto, que o valor de  $k_s$  também indica o grau de afinidade dos microrganismos por um determinado tipo de substrato.

Deste modo, quanto maior o valor de  $k_s$ , menor será a afinidade da biomassa pelo substrato e, deste modo, menor a taxa de crescimento específico  $\mu$ . Conclui-se que, nos sistemas de tratamentos biológicos, para se obter elevados percentuais de remoção de matéria orgânica, é interessante a presença de microrganismos que apresentem baixos valores de  $k_s$ . Conforme se pode verificar na Figura 15, onde, a velocidade específica de crescimento para populações de bactérias redutoras de sulfato é maior que para aquelas produtoras de metano, quando o substrato é acetato.

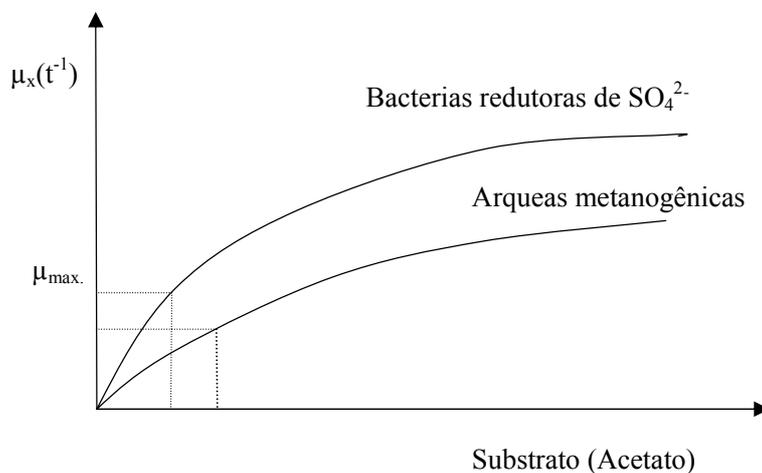


Figura 15 Representação gráfica das diferentes taxas de crescimento microbiano e seus respectivos valores de  $K_s$  para bactérias sulfo-redutoras e metanogênicas

Fonte: Adaptado do Speece (1996) e Chen; Cheng; Creamer (2007).

Pode-se verificar, a partir da representação gráfica, que quanto maior o valor numérico da constante de meia saturação de Monod,  $k_s$  (numericamente igual à concentração do substrato para proporcionar metade da velocidade específica máxima de crescimento), menor será a afinidade do microrganismo pelo substrato. Como foi abordado anteriormente, as bactérias sulfo-redutoras ( $k_s$  menor), possuem mais vantagens competitivas em relação às arqueas metanogênicas.

### 2.11.5 A cinética do crescimento bacteriano

O crescimento bacteriano pode ser expresso em função da própria concentração de bactérias em um dado instante no reator. Como já foi visto a taxa de crescimento bruto de uma população bacteriana é dada pela Equação 32.

No entanto, como as bactérias permanecem nos sistemas de tratamento por mais de um ou dois dias, passam a atuar na etapa de metabolismo endógeno, o que implica que parte do material celular seja destruída por alguns dos mecanismos atuantes na etapa de respiração endógena. Para se obter a taxa de crescimento líquido deve-se descontar, portanto, esta perda a qual é também função da concentração ou da massa de bactérias (Von SPERLING, 2006).

Segundo o mesmo autor, deve-se considerar apenas a fração biodegradável da biomassa, já que existe ainda uma fração orgânica inerte, não biodegradável, não sujeita ao decaimento bacteriano. Assim a taxa de respiração endógena é dada pela Equação 46:

$$\frac{dX}{dt} = K_d \cdot X \quad (46)$$

onde:

$K_d$ : é o coeficiente de respiração endógena.

Assim o crescimento líquido da população bacteriana é dado pela Equação 47:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X - K_d X \quad (47)$$

Como é sábio que a taxa específica de crescimento é dada pela equação de Monod, pode-se substituir o valor da expressão no termo  $\mu$  e assim a Equação 47 será:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{\mu_{\max} \times S_e}{K_s} - K_d X \quad (48)$$

Todavia outra relação muito importante entre a taxa de crescimento de microrganismos e taxa de utilização de substrato é a seguinte:

$$\frac{r_g}{r_u} = \frac{dX/dt}{dS/dt} = Y \quad (49)$$

onde :

$r_g$ : Taxa de crescimento de microrganismos ( $\text{mg L}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$ )

$r_u$ : Taxa de utilização de substrato ( $\text{mg L}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$ )

$Y$ : Coeficiente de produção celular correspondente a massa de microrganismos produzidos pela massa da substância limitante utilizada em  $\text{mg mg}^{-1}$  na forma de  $[SV][DQO]^{-1}$ .

A taxa máxima de crescimento específica é obtida quando as bactérias utilizam ao máximo o substrato. Com isso a expressão que traduz esta preposição é a equação 50.

$$K_s = \frac{\mu_{\max}}{Y} \quad (50)$$

onde :

$K_s$  : é a taxa máxima de utilização de substrato por unidade da biomassa  $\text{mg mg}^{-1} \text{d}^{-1}$

Da Equação 50, taxa máxima de crescimento bacteriano é obtida através de:  $\mu_{\max} = K_s \cdot Y$  podemos substituir esta expressão na Equação 48 e assim obtém-se Equação 51 :

$$\frac{dX}{dt} = Y \cdot \frac{kSX}{K_s + S} - K_d X \quad (51)$$

Onde:

$\frac{dX}{dt}$  : taxa instantânea de crescimento de microrganismos ( $\text{mg.L}^{-1}\text{dia}^{-1}$ )

$X$  : concentração de microrganismos ( $\text{mg.L}^{-1}$ )

$Y$  : coeficiente de produção  $\text{mg SV} \cdot (\text{mg DQO})^{-1}$ .

$K_s$  : taxa máxima de utilização de substrato  $\text{mg COD} (\text{mg SV dia})^{-1}$

$K_d$  : coeficiente de respiração endógena ( $\text{dia}^{-1}$ ).

Dividindo todos os termos da Equação 51 por  $X$  temos uma expressão para a taxa de crescimento de microrganismos, como uma função da concentração de substrato.

Assim tem-se:

$$\left( \frac{dX/dt}{X} \right) = Y \cdot \frac{kS}{K_s + S} - K_d \quad (52)$$

onde:

$$\left( \frac{dX}{dt} \right) / X = \mu : \text{ é a taxa específica de crescimento (dia}^{-1}\text{)} \quad (53)$$

A equação 51 pode ser reescrita para expressar a taxa de crescimento ( $\mu$ ) como uma função da concentração de substrato no sistema em níveis de saturação, quando  $\mu$  atinge seu máximo valor, assim a taxa de crescimento considerada constante ( $\mu_{\max}$ ). Assim tem-se a Equação 54.

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_s + S} - K_d \quad (54)$$

Onde :

$\mu_{\max}$  = constante de taxa de crescimento, isto é, o valor máximo de  $\mu$  no qual o substrato está no seu nível de saturação ( $\text{dia}^{-1}$ ), por mais que a concentração do substrato aumente não haverá aumento no crescimento substancial da biomassa.

#### 2.11.5.1 A taxa de remoção de substrato

Em um sistema de tratamento de esgoto é importante quantificar-se também da taxa em que o substrato é removido. Quanto maior a taxa, menor será o volume requerido para o reator, ou maior a eficiência do processo. A partir da Equação 55, que relaciona a taxa de crescimento da biomassa com a taxa de utilização do substrato, tem-se o seguinte rearranjo:

$$\frac{r_g}{r_u} = \frac{dX/dt}{dS/dt} = Y \quad (55)$$

Assim a Equação 55 passa a ser

$$\frac{dS}{dt} = \frac{1}{Y} \cdot \frac{dX}{dt} \quad (56)$$

Substituindo a equação 27 na Equação 56, tem-se:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{\mu}{Y} \cdot X \quad (57)$$

Expressando o  $\mu$  através da Equação 42, tem-se a Equação 58:

$$\frac{dS}{dt} = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} \cdot \frac{X}{Y} \quad (58)$$

### 2.11.6 Balanço da biomassa

Segundo Von Sperling (2006), o balanço de massa é uma descrição quantitativa de todos os materiais que entram e saem e se acumulam em um sistema com limites físicos, sendo que o mesmo é baseado na lei de conservação de massa.

Como explicado acima, a equação de Monod é baseada em processo de batelada e para sua aplicação em reatores de fluxo contínuo é necessário o balanço de massa que incorpore na sua expressão, não só as reações bioquímicas, mas também os mecanismos hidráulicos.

As reações bioquímicas são bastante complexas e isso implica na impossibilidade ou dificuldade de formular modelos que incluam todos os aspectos e os detalhes envolvidos na cinética química, conseqüentemente, muitas simplificações devem ser feitas, de forma a torná-los aplicáveis (CAMPOS; SALEH; CARMO; 2005).

Segundo Bhunia; Ghangrekar (2008), em quase todos os modelos, as equações são expressas considerando o reator UASB como dois reatores de mistura em série e de fluxo contínuo, por possuir uma zona de leito e outra de manta, sendo a taxa de remoção na zona de manta omitida e o separador trifásico no reator, como tendo o papel de reter o lodo. Assim o melhor modelo que se adéqua ao reator USAB seria os modelos de vários compartimentos, como visto nos modelos hidrodinâmicos.

Para um reator sem recirculação da biomassa, a taxa de mudança da biomassa e substrato no sistema, usando a cinética de Monod, pode ser obtida pela Equação 59:

$$\text{Acumúlo} = \text{Entrada} - \text{Saída} + \text{geração} - \text{consumo} \quad (59)$$

Esquemáticamente, a Figura 16 representa como ocorre o fluxo de massa, avaliado em termos de DQO, no processo de bioestabilização anaeróbia de resíduos orgânicos, no interior de um reator anaeróbio

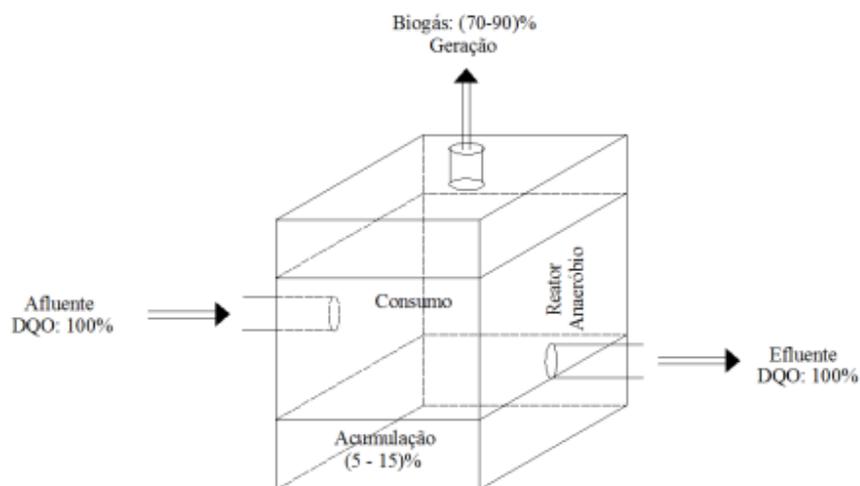


Figura 16 Esquema representativo de fluxo de massa em reator anaeróbico

Fonte: Adaptado de Silva (2009)

Modelando esta expressão genérica 58, para o crescimento bacteriano obtém-se:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q}{V_r} \cdot X_0 - \frac{Q}{V_r} \cdot X_c + \mu \cdot X - K_d \cdot X \quad (60)$$

Quanto ao consumo de substrato tem-se a Equação 61

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V_r} \cdot S_0 - \frac{Q}{V_r} \cdot S_c - \frac{\mu \cdot X}{Y} \quad (61)$$

Onde:

X : Concentração da biomassa no reator mg L<sup>-1</sup>

Q : Vazão em L d<sup>-1</sup>

V<sub>b</sub>: Volume do reator (L),

- $X_e$ : Concentração da biomassa do efluente ( $\text{mg L}^{-1}$ )  
 $X_o$ : Concentração da biomassa do afluente ( $\text{mg L}^{-1}$ )  
 $S_e$ : Concentração do substrato do efluente ( $\text{mg L}^{-1}$ )  
 $S_o$ : Concentração do substrato do afluente ( $\text{mg L}^{-1}$ )  
 $\mu$ : Taxa de crescimento específico ( $\text{d}^{-1}$ )  
 $\mu_m$ : Taxa máxima de crescimento específico ( $\text{d}^{-1}$ )  
 $S_d$ : Concentração do substrato limitante afluente ( $\text{mg.L}^{-1}$ )  
 $K_d$ : Coeficiente de decaimento endógeno ( $\text{d}^{-1}$ )  
 $Y$ : Coeficiente de produção celular  $\text{mg mg}^{-1}[\text{SVT}][\text{DQO}]^{-1}$

O valor total de biomassa que cresce no reator comparado com a que sai no efluente do mesmo, num dado tempo, corresponde ao tempo médio chamado tempo de retenção celular ( $\theta_c$ ), demonstrado pela Equação 61.

$$\theta_c = \frac{V_r \cdot X}{Q \cdot X_e} \quad (62)$$

A associação entre a taxa de crescimento específica (Equação 41) e a taxa de limitação da concentração do substrato e, assumindo que a concentração da biomassa do efluente ( $X_o$ ) é zero, e ainda, que o reator esteja em condição permanente (steady-state), isto é  $\frac{dX}{dt} = 0$  e  $0 \frac{dS}{dt} = 0$ , e combinando, portanto, as equações 43, 58 e 60 tem-se, para o crescimento bacteriano e para o consumo do substrato, as equações 63 e 64 a seguir:

$$X = \frac{Q \cdot Y \cdot \theta_c \cdot (S_o - S_e)}{V_r \cdot (1 + K_d \cdot \theta_c)} \quad (63)$$

$$S_e = \frac{K_s \cdot (1 + K_d \cdot \theta_c)}{\theta_c \cdot (\mu_{\max} - K_d) - 1} \quad (64)$$

As equações 62 e 63 não são lineares e, sendo assim, muitos autores a transformam em formas linearizadas, para que a regressão linear possa ser utilizada a fim de se estimar os valores das constantes cinéticas. A linearização, bem como, dedução passo a passo das equações a partir de balanço de massa com propósito de cálculo dos parâmetros cinéticos, está bem detalhada no memorial de cálculo dos Materiais e Métodos.

### 3 MATERIAIS E MÉTODOS

#### 3.1 Localização do experimento

O estudo foi realizado na estação piloto de tratamento de água residuária de suinocultura localizada na área do Departamento de Zootecnia no Campus da Universidade Federal de Lavras tendo como coordenadas geográficas de 21° 14' de latitude, 45° 00' de longitude e a altitude de 920m (Figura 17). O clima segundo classificação de Köppen é do tipo Cwa (temperado com verões quentes e úmidos e invernos secos e frios).

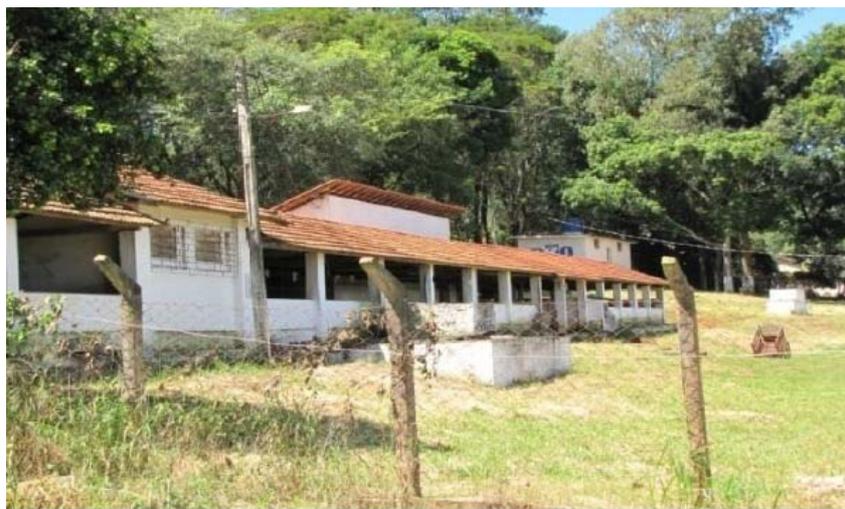


Figura 17 Vista parcial do setor de suinocultura do Departamento de Zootecnia (DZO) da Universidade Federal de Lavras

### **3.2 Instalações experimentais e o sistema de tratamento de águas residuárias (efluente)**

As instalações experimentais utilizadas neste projeto foram dimensionadas com base em vários projetos realizados em escala laboratorial, no LAADeg (Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia da Universidade Federal de Lavras) (CAMPOS et al., 2005a; CAMPOS et al., 2005b; CAMPOS et al., 2006; LOURENÇO 2006). Neste trabalho, em escala piloto, utilizou-se, como critério para a sequência de apresentação das unidades de tratamento, o caminho percorrido pelo efluente, desde a sua geração na suinocultura até a sua reutilização e ou disposição final. A água residuária tem a sua origem na granja instalada no Departamento de Zootecnia da Universidade Federal de Lavras, onde as instalações são limpas por lavagem manual. Atualmente, as instalações contam com um número total de 400 animais incluindo desde a fase de leitões até a terminação, havendo pequenas oscilações deste número, devido às práticas zootécnicas, as quais os animais são submetidos.

Os suínos são alimentados com ração proveniente da própria universidade, constituída, em grande parte, por milho e farinha de soja. Os animais são submetidos a antibióticos e probióticos adicionados a dieta com finalidade de melhorar digestibilidade, a microbiota intestinal e prevenir certas doenças e, por conseguinte, aumentar o desempenho zootécnico do rebanho.

As águas residuárias geradas nestas instalações são compostas, principalmente pela urina, fezes, restos de ração e água proveniente da higienização. O processo de higienização das bacias ocorre frequentemente durante as manhãs, das 7 às 9 horas e no período da tarde das 14 às 17 horas. Sendo que, o volume de efluentes gerados pela manhã era em maior quantidade que gerada durante a tarde. Estas águas residuárias eram conduzidas por dutos interceptados por caixas de inspeção até ao sistema de tratamento piloto

composto de tratamento preliminar, dois reatores anaeróbios RAC e UASB. Após o tratamento as águas eram conduzidas para outras unidades à jusante dos reatores, onde culminava com sua reutilização em fertirrigação em casa de vegetação e o excesso sofria disposição final em lagoa de infiltração.

### **3.3 Unidades de tratamento do efluente (sistema instalado)**

Os dejetos provenientes das pocilgas do Departamento de Zootecnia (DZO) são levados gravitacionalmente por meio de tubos de 200 mm de diâmetro ao sistema de tratamento. Nesse percurso existem seis caixas de passagem para manutenção e vistoria, quando, então, o efluente de suínos adentra no sistema de tratamento por meio de uma caixa de retenção de sólidos (caixa de areia). Antes da caixa de areia foi construída uma caixa de passagem, com tubulação de captação superficial, cujo objetivo era permitir a decantação de sólidos grosseiros e minimizar a quantidade de sólidos na caixa de areia. Nem todo dejetos segue para a peneira estática, sendo que parte do efluente passa por um “*by-pass*” e é conduzido para as lagoas de infiltração. O desenho esquemático (Figura 19) representa as várias unidades e o fluxograma de funcionamento. As figuras 19a e 19b representam as fotos das unidades.

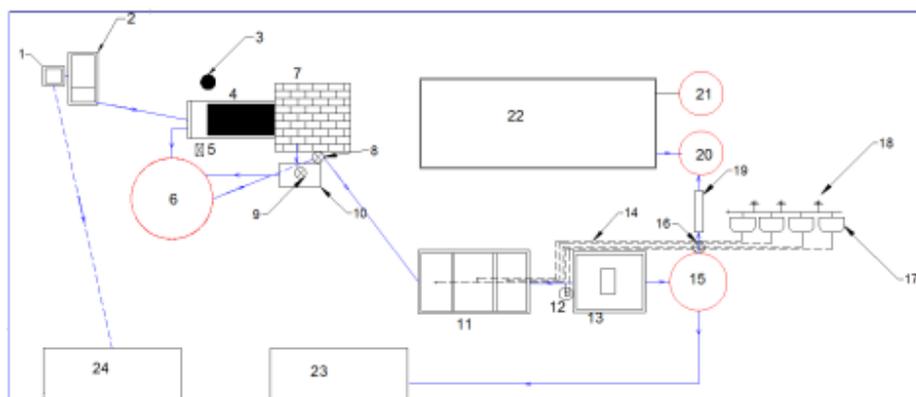


Figura 18 Desenho esquemático mostrando as várias unidades e o fluxograma de funcionamento

Legenda:

1-Caixa de retenção de sólidos, 2-Caixa de retenção de sólidos equipada com o vertedor Thompson,

3-Termohigrômetro, 4-Peneira estática, 5-Inversor de frequência, 6-TAE, 7-Leito de drenagem, 8 -Bomba marca Netzsch, 9-Bomba anauger, 10-Caixa receptora, 11-Reator anaeróbio compartimentado, 12- Bombona (equalizador de pressão), 13-Reator UASB, 14-Gaseodutos, 15-Caixa de 3000 ml, 16-Bomba Anaugea, 17-Gasômetros, 18 - Queimadores de gás, 19-Lâmpadas UV, 20-Caixa de 1000L para armazenamento do efluente tratado e esterilizado, 21 -Caixa de 1000L (armazenamento de água tratada ETA/UFLA), 22-Casa de vegetação, 23-Lagoa de infiltração e 24-Lagoas de infiltração.

### 3.3.1 Caixa de remoção de sólidos (caixa de areia) e medidor de vazão (Thompson)

Para o tratamento preliminar do efluente da suinocultura foi utilizada uma caixa de remoção de sólidos conhecida como caixa de areia ou desarenador, cuja finalidade era reter materiais abrasivos prejudiciais as bombas e tubulações, e ainda evitar o assoreamento das unidades com material inerte. Nessa unidade está instalado um medidor de vazão utilizando vertedor triangular tipo Thompson, construído em ardósia com abertura triangular de 19,5 cm de base por 9,5 cm de altura e ângulo de 90° (Figura 19). A caixa de areia utilizada

possui as seguintes medidas: 2,20 m de comprimento e 0,53 m de largura. O medidor de Thompson fica a 1,68 m do início da caixa de areia e a vazão era mediada duas vezes por dias (de manhã e de tarde) e calculada pela Equação 65.

$$Q = \frac{1.4 \times H^{5/2}}{100} \quad (65)$$

onde:

Q : vazão ( $L s^{-1}$ )

H : altura da calha (cm)



Figura 19 (a) Caixa de areia (desarenador) como vertedor triangular tipo Thompson; (b) Caixa de passagem para decantação dos sólidos com tubulação de captação superficial

### 3.3.2 Separação de fases por meio de peneira estática

Depois da passagem do efluente pela caixa de passagem que permite a decantação dos sólidos, o efluente é conduzido para a caixa de areia e posteriormente encaminhado à peneira estática (PE) (Figura 20). A PE possui uma malha de aço inox, constituída por hastes (minibarras) trapezoidais

espaçadas de 0,4 mm na parte superior e de 0,5 mm na parte inferior. As hastes de aço possuem altura de 2,5 mm, 1,5 mm (base maior) e 0,7 mm (base menor). Estas hastes são soldadas em uma barra de inox com diâmetro de 3,8 x 17 mm, espaçadas a cada 3 cm. O comprimento linear da PE é de 1180 mm. A caixa suporte da peneira foi construída em PVC, com chapa de 8 mm e a alimentação se dá pela parte superior, na qual existe um pequeno reservatório, com profundidade de 240 mm, por onde o afluente é lançado transbordando por cima da malha de aço em perfil curvo, por onde se dava a separação entre a parte líquida e a sólida.

A parte líquida é conduzida pelos orifícios da peneira, para dentro da caixa de PVC, cuja estrutura suporta a malha de aço da peneira e, pela parte inferior desta caixa, o líquido peneirado é conduzido para a dorna de 8.000 litros (tanque de acidificação e equalização ou TAE) e então bombeado para as unidades RAC e UASB. Um percentual de sólidos é retido na superfície da peneira e escorre por gravidade para as partes inferiores desta e, após acúmulo, precipita no leito de drenagem, construído com pedra de mão, brita 1, brita 0, areia e tijolos, por onde a parte líquida, ainda presente nos sólidos precipitados, sofre percolação como ilustra as figuras 20 e 21.



Figura 20 Peneira estática (PE)



Figura 21 Leito de drenagem (LD)

### 3.3.3 Sistema de bombeamento

O efluente percolado (drenado) no leito de drenagem é conduzido a uma caixa de acumulação construída de tijolos assentados e revestidos com argamassa de cimento através de um sistema de bombeamento. Posteriormente, essa água residuária é recalçada para uma dorna de 8.000 litros, denominada de tanque de acidificação e equalização (TAE) conforme Figura 22, por uma bomba da marca Anauger (Figura 23) com potência de 373 W,  $Q_{\min.} = 0,55 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ,  $Q_{\max.} = 1,97 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  e  $h = 637,7 \text{ kPa}$ . Após a junção dos efluentes no TAE, a água residuária era recalçada para as unidades RAC e UASB por meio de uma bomba Nemo, marca Netzsch, modelo NM015by01L06b (Figura 24). O referido bombeamento é controlado por um inversor de frequência da marca WEG-CFW08 com 12 entradas, o qual permite variar a vazão com precisão, podendo-se, assim, modificar a carga aplicada ao sistema (Figura 25). O efluente final já tratado é enviado a um reservatório de fibra de vidro de 3.000 litros e, posteriormente, recalçado por uma motobomba com potência de 490 W,

$Q_{\text{máx.}}=10,4 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ,  $P_{\text{máx.}}=264,9 \text{ kPa}$  e  $P_{\text{mín.}}=117,7 \text{ kPa}$ , para dois reservatórios de 1.000 litros, para serem utilizados na fertirrigação na casa de vegetação.



Figura 22 Vista parcial do TAE



Figura 23 Bomba Anauger



Figura 24 Bomba Memo, marca Netzsch



Figura 25 Inversor de Frequência

### 3.3.4 Reator anaeróbio compartimentado (RAC)

O efluente líquido da suinocultura, depois de coletado, decantado, peneirado, é transportado até ao TAE, cuja função é acidificação e equalização, de onde é bombeado continuamente para os reatores RAC e UASB por bomba Nemo, a uma frequência de 1.500 rpm.

O primeiro reator é do tipo anaeróbio compartimentado (RAC) com três câmaras, cujo fluxo, em cada um dos compartimentos, é ascendente. Esse reator foi construído de tijolos maciços, assentados com argamassa forte, revestido internamente com manta asfáltica. Para evitar vazamentos e melhorar a estanqueidade, foi necessário revesti-lo com fibra de vidro. Na presente pesquisa o RAC sofreu alterações a fim de que o fluxo ascendente, em cada compartimento, fosse mais bem equalizado. Foi construída uma calha nivelada com tubo de PVC, cujo fluxo homogeneizado é conduzido até a parte inferior do primeiro compartimento. Posteriormente, o fluido passa por uma calha instalada na parte superior deste compartimento onde há vários vertedores triangulares, cuja finalidade era proporcionar um fluxo homogêneo em cada um dos compartimentos, a fim de se evitar zonas mortas e curto-circuito hidráulico. O primeiro compartimento do RAC possuía volume total de 3019,1 L, o segundo de 3678,2 L e o terceiro de 3878,93 L, correspondendo a um volume total de 10576L. As seções transversais apresentam as seguintes dimensões: (0,57 x 1,17) m; (0,69 x 1,15) m; (0,74 x 1,18) m, com áreas correspondentes de 0,667 m<sup>2</sup>, 0,794 m<sup>2</sup> e 0,873 m<sup>2</sup> e alturas de 2,96 m, 2,81 m e 2,76 m, respectivamente. Os volumes úteis (ocupados pelo líquido) dos compartimentos 1, 2 e 3 são de 1944,3L, 2211,3 L e 2382,29 L, respectivamente, com volume útil total de 6538,9 L. Portanto, a diferença entre o volume total e o volume útil é de 4036,1 L. Esperou-se, com a instalação do RAC anterior ao UASB, propiciar condições adequadas às primeiras etapas das reações anaeróbias (hidrolização e

acidificação), procurando, assim, acelerar e otimizar a etapa de metanogênese na unidade UASB. Foram instalados, em cada compartimento dessa unidade, quatro amostradores com registros em PVC para realizar o monitoramento quantitativo e qualitativo do perfil do lodo acumulado. O desenho representando a vista em planta e o corte longitudinal do RAC pode ser visto nas figuras 26 e 27, respectivamente. A vista lateral e os amostradores estão representados nas figuras 28 e 29.

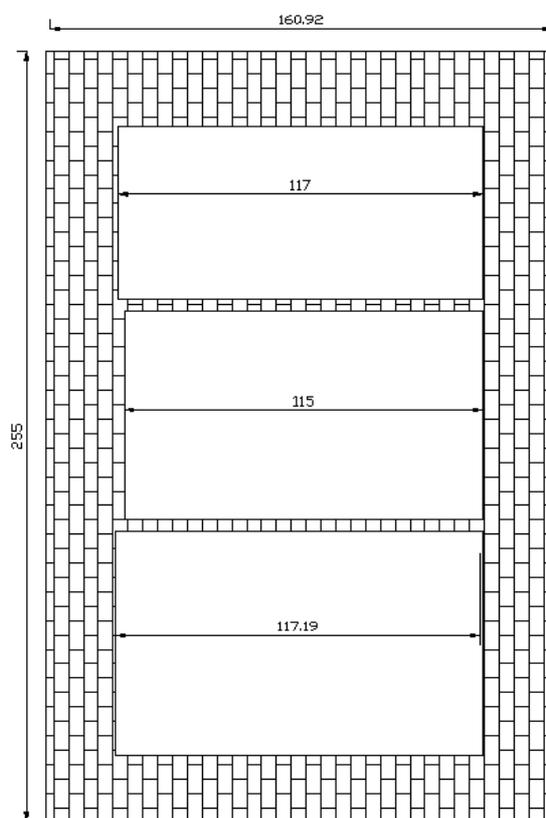
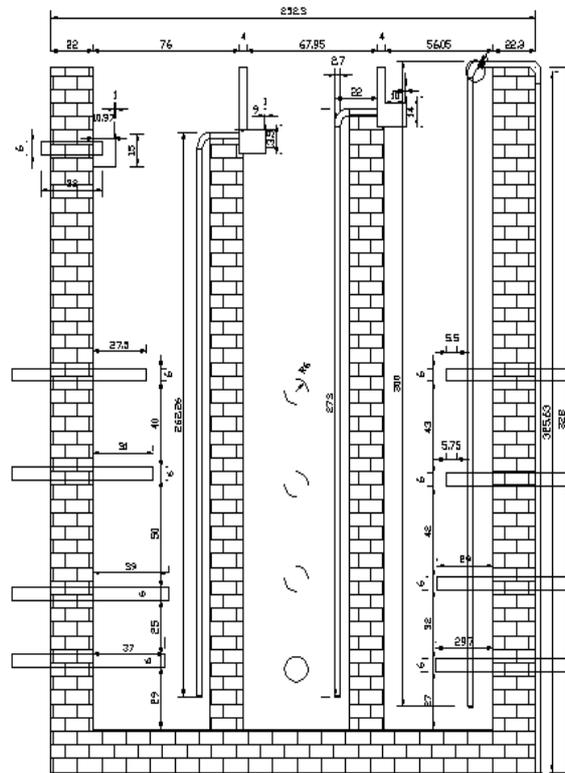


Figura 26 Planta do RAC



CORTE LONGITUDINAL DO REATOR RAC

Figura 27 Corte longitudinal do RAC



Figura 28 Vista lateral do reator (RAC)



Figura 29 Vista dos amostradores do primeiro compartimento (RAC)

### 3.3.5 Reator anaeróbico de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB)

O reator UASB recebe o efluente do RAC e possuía um volume útil de 3823,62. Esta unidade, semelhantemente ao RAC foi construída em alvenaria de tijolos assentados com argamassa, impermeabilizada com manta asfáltica e, posteriormente, revestida com fibra de vidro. Na parte superior foi instalado um separador de três fases, utilizando-se meia manilha construída de concreto vibrado, com formato semicircular e diâmetro 60 cm, por meio da qual o biogás produzido na manta de lodo é conduzido por dois defletores laterais.

O separador de três fases ao coletar o biogás permite a formação de uma zona de decantação acima dele, uma vez que o biogás coletado era conduzido por meio de tubos de PVC de ½’’ até ao equalizador de pressão. O separador de três fases, incluindo os defletores, propicia a separação dos sólidos do biogás formado nos mesmos pelas bactérias, visto que durante a ascensão da biomassa, juntamente com bolhas de biogás, ocorre choque destes com as paredes do separador/defletor fazendo com que se separem, e obrigando os sólidos a retornarem por sedimentação para parte inferior do reator. Esse processo de retenção de sólidos é fundamental para formação da manta de lodo, aumentando significativamente a eficiência operacional do UASB.

Na parede lateral deste reator foram instalados cinco amostradores distribuídos de maneira uniforme, cuja finalidade é determinar o perfil do lodo e suas características. Os desenhos detalhados do reator UASB podem ser vistos nas Figuras 30 e 31. O volume da câmara de decantação é de 1718,95 L, o volume estático dos defletores é de 350,35 L, já o volume do decantador é de 864,14 L. A capacidade máxima de acúmulo de biogás no separador trifásico é de 84,78 L.

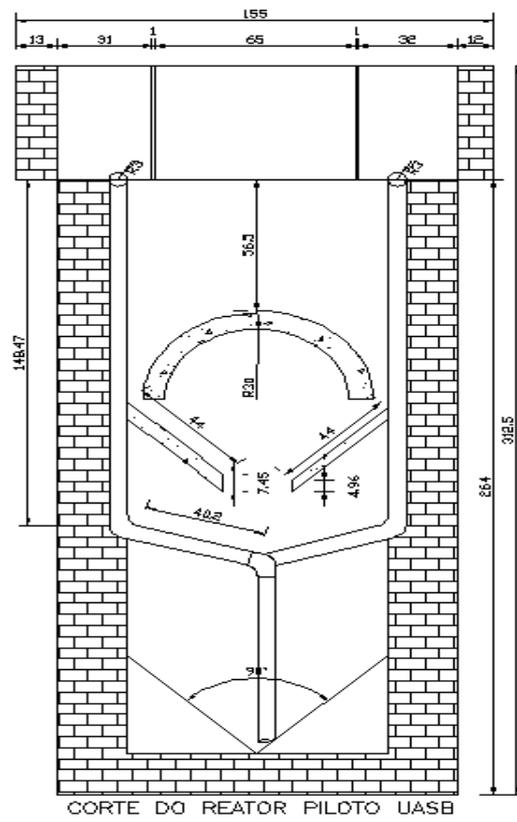


Figura 30 Corte transversal do reator UASB

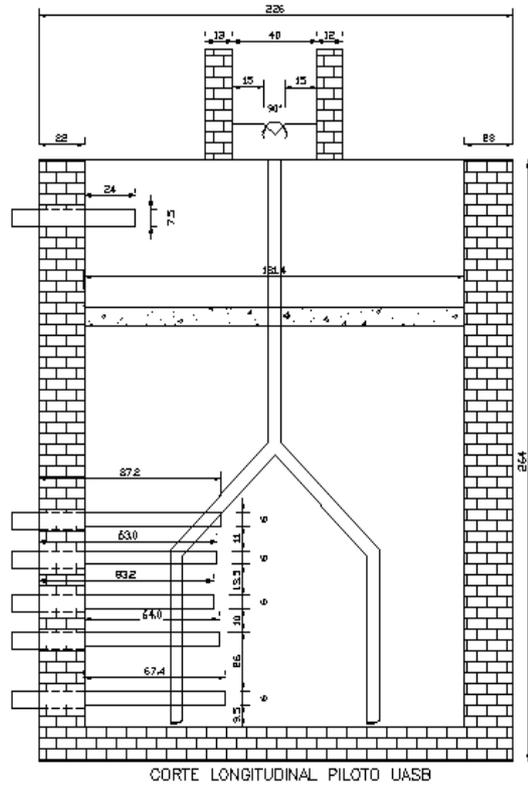


Figura 31 Corte longitudinal UASB

A Figura 32 ilustra a lateral do reator UASB e os respectivos amostradores de lodo enquanto que a Figuras 33 é uma vista geral do mesmo.



Figura 32 Vista dos amostradores para a coleta do lodo no UASB



Figura 33 Vista geral do reator UASB

### 3.3.6 Sistema de coleta, medição e queima do biogás

Como os sistemas biológicos anaeróbios de tratamento de efluentes possuem a característica de produzir biogás a partir da estabilização da matéria orgânica, foi necessário utilizar no UASB um mecanismo para a manutenção da pressão do biogás no interior do separador trifásico. A pressão do biogás no sistema de separação trifásica foi mantida utilizando-se um equalizador de pressão feito com uma bombona de 200 L (Figura 34). O biogás proveniente do equalizador de pressão é conduzido por meio de mangueiras plásticas (diâmetro de 15 mm) para os medidores de biogás (Figura 35), da marca Liceu e Artes, cujas vazões mínimas e máximas são de 0,016 e 16 m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup> e uma pressão máxima de 50 kPa. Foram instalados, para queima do biogás, bicos tipo maçarico, com sistema de centelhamento temporizado como ilustra as Figuras 36 e 37.



Figura 34 Equalizador de pressão do biogás proveniente do reator UASB



Figura 35 Gasômetros sendo 1º, 2º, e 3º para os compartimentos do RAC e o 4º para UASB



Figura 36 Queimador de biogás



Figura 37 Biogás sendo queimado

### **3.4 Determinação dos parâmetros hidrodinâmicos dos reatores RAC e UASB**

#### **3.4.1 Histórico**

Antes de se iniciar este trabalho, o RAC e UASB, encontravam em operação desde fevereiro de 2007, recebendo e tratando o efluente de suinocultura. Em janeiro de 2010 as referidas unidades foram esvaziadas com a finalidade de modificar a entrada de efluente do RAC e refazer todas as medidas do reator. Isso porque, o volume útil poderia ter sofrido variações em função da modificação da cota de saída no RAC, enquanto que no UASB a variação do volume útil se dá em função do nível líquido estabelecido no separador trifásico. Além de se fazer a manutenção dos reatores, reparação de tubos de PVC, foi realizada uma vistoria geral nos mesmos. No entanto, o tubo que alimentava o primeiro compartimento do reator RAC submergia apenas 50 cm de seu comprimento e foi modificado para submergir 2,5 m, ficando a 5 cm do fundo do primeiro compartimento. Esse aumento do comprimento do tubo afluente foi muito importante, haja vista que evitou possíveis curtos-circuitos. Depois de esvaziadas, as unidades foram imediatamente enchidas com água para que não trincassem e pudessem ser totalmente limpas, evitando qualquer impureza, a fim de se evitar contaminação nos testes caracterizados em meio abiótico.

#### **3.4.2 Estudos hidrodinâmicos com cloreto de potássio (KCl) como traçador em meio abiótico e cloreto de lítio (LiCl) utilizado em meio biótico**

Os estudos hidrodinâmicos envolvendo potássio como traçador foram feitos no meio abiótico, caracterizado pela presença de água que provinha da estação de tratamento da UFLA, enquanto que com cloreto de lítio foram feitos no meio biótico envolvendo o lodo formado a partir do efluente das águas

residuárias de suínocultura, sem inoculação. Este arranjo experimental permitiu que fosse caracterizado pormenorizadamente, as zonas mortas nos reatores em cada meio, e o conhecimento da magnitude das mesmas no meio biótico quando comparado com o meio abiótico que é relativamente simples.

Antes do começo da leitura das amostras no fotômetro de chama, da marca Quimis (figuras 38 e 39), foram construídas as curvas de calibração, a partir da solução padrão de traçador.



Figura 38 Fotômetro de Chama



Figura 39 Tela do fotômetro de chama em pleno funcionamento

No dia 20/05/2010 os dois reatores RAC e UASB foram esvaziados e imediatamente enchidos de água e submetidos ao tempo de detenção hidráulica de 16 e 12 horas, respectivamente. Foi utilizado como traçador KCl (PA). O referido sal foi colocado em estufa por um período de 24 horas a 110°C para remoção da umidade e uma quantidade de 730 g foi pesada em balança analítica da marca Celtac modelo FA-2104N no Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia (LAADEG), e dissolvida num becker contendo 4 litros de água destilada, formando uma solução com concentração de 182.5 g L<sup>-1</sup>

No dia 22/05/2010 às 9 horas, o traçador, foi colocado em dois balões volumétricos de dois litros e despejado continuamente no reator RAC a uma vazão idêntica a do fluido, onde para cada balão a vazão era de  $0,0443 \text{ L s}^{-1}$ . O traçador foi introduzido por meio de uma calha de distribuição em PVC (figuras 40 e 41), colocada transversalmente na parte superior e interna no primeiro compartimento do RAC. A introdução do traçador foi feita manualmente de forma contínua tendo durando cerca de 20 segundos, com a finalidade de causar injeção tipo pulso. Imediatamente foram feitas as coletas em frascos de DBO na saída dos reatores RAC e UASB (Figuras 42 e 43). Os frascos de DBO foram lavados e enumerados, e as coletas foram feitas em intervalos de 10 minutos, o número das amostras coletadas foi cerca de 486 para cada reator e o período gasto foi de 4 dias consecutivos.

As amostras foram transportadas em caixas de isopor (Figuras 44 e 45) da estação piloto até o LAADeg para a determinação dos íons de  $\text{K}^+$  em fotômetro de chama já referenciado anteriormente. A capacidade de leitura do fotômetro de chama para íons de  $\text{K}^+$  é de até  $100 \text{ mg L}^{-1}$ . O fotômetro de chama foi calibrado com soluções padrões de 0, 20, 40, 60 e  $100 \text{ mg L}^{-1}$  antes de leitura e após a leitura de 30 amostras. O referido fotômetro possuía capacidade para ler soluções de lítio e de sódio com a capacidade máxima igual a do potássio.



Figura 40 Calha de distribuição instalada na parte superior da primeira câmara do RAC



Figura 41 Introdução do traçador no primeiro compartimento do RAC

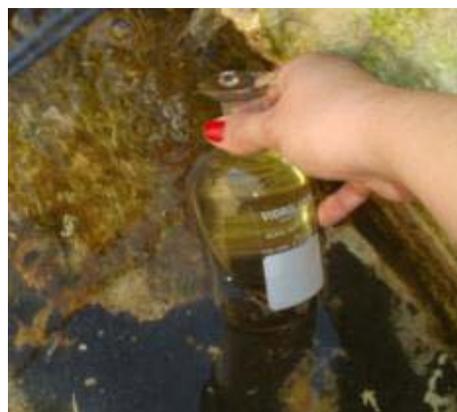


Figura 42 Coleta das amostras na saída do RAC



Figura 43 Coleta das amostras na saída do UASB



Figura 44 Preparo das amostras para o transporte na caixa de isopor



Figura 45 Organização das amostras para a realização das leituras no fotômetro de chama

Escolheu-se KCl como traçador por ser altamente solúvel em água, boa difusibilidade, capaz de ser detectado em baixas concentrações, na água a sua disposição no solo ou na lagoa de infiltração não afetaria a micro flora e fauna lá existentes, pelo contrário, o potássio aumenta a CTC, na superfície de adsorção, excluindo cátions de alumínio e hidrogênio responsáveis pela acidez do solo. Tratando de um meio abiótico, estudos de toxicidade do potássio não foram necessários, porém a esta concentração, a biomassa poderia ser afetada como referenciado na Revisão Bibliográfica.

A quantidade do traçador foi calculada em função do volume útil do reator UASB que é de 3823.62 litros, por ser o menor entre os dois reatores e para permitir uma diluição e mistura satisfatória no reator precedente. Em termos de pulso, o primeiro compartimento no RAC possuía concentração de potássio maior do que no segundo e assim sucessivamente, sendo que a concentração do pulso no reator UASB correspondeu à concentração final

ocorrida após a difusão do traçador no RAC. A marcha de cálculo pode ser vista a seguir.

O cloreto de potássio no meio aquoso dissocia-se seguindo a equação abaixo:



Assim a massa dos cátions do potássio será dada segundo a seguinte fórmula:

$$C = \frac{m}{V} \quad (67)$$

onde:

C: é a concentração ( $\text{mg L}^{-1}$ ), neste caso foi a máxima lida pelo fotômetro,

V: é o volume (L), neste caso do reator UASB

M: é a massa (mg), neste caso foi a massa dos cátions de potássio,

Dados o volume do reator que é 3823,62 L e a capacidade de leitura do fotômetro  $100 \text{ mg L}^{-1}$  a massa dos íons de  $\text{K}^{+}$  será:

$$C = \frac{m}{V} \Rightarrow m = C \times V \Rightarrow m = 100 \text{ mg L}^{-1} \times 3823,62 \text{ L} \Rightarrow m = 382,36 \text{ mg K}^{+}$$

Pela equação química acima, a massa de gKCl será:

$$m = \frac{382,36\text{gK}^+ \times 74,6\text{gKCl}}{39,1\text{gK}^+} = 729,52\text{g KCl}$$

A quantidade de KCl foi calculada em função do reator UASB com volume de 3823,62 L e introduzida no reator RAC com volume de 6538,9L, o que permitiu uma boa diluição deste sal e conseqüentemente uma leitura precisa no fotômetro de chama. Os gráficos de concentração em função de tempo, demoninados curvas C(t) x t foram feitos usando *software* Excel<sup>®</sup>2007, da Microsoft<sup>®</sup>.

### **3.4.3 Estudos hidrodinâmicos com cloreto de lítio (LiCl) como traçador em meio biótico**

A metodologia usada com LiCl como traçador foi a mesma utilizada nos estudos hidrodinâmicos com KCl, mudando apenas as quantidades, o lugar de introdução e o meio que passou a ser biótico.

Os estudos hidrodinâmicos envolvendo LiCl como traçador foram feitos cerca de 4 meses depois da partida dos reatores anaeróbios, mais precisamente ente os dias 30 de setembro a 5 de outubro. Os tempos de detenção hidráulica dos reatores RAC e UASB foram de 13,18 e 8,22 horas, respectivamente, adotados em função de parâmetros de sedimentação aplicados durante a partida dos reatores.

Dois dias antes dos estudos hidrodinâmicos, TDH foi alterado para 16 e 12 horas, para o RAC e UASB, respectivamente. O valor de 12 horas de TDH no UASB corresponde ao tempo determinado em unidade de bancada por Lourenço e Campos (2009) e permite comparações com estudos feitos com LiCl no presente trabalho. A escolha de cloreto de lítio como traçador foi pelo fato de ser altamente solúvel em meio aquoso, apresentar boa difusibilidade, ser raro na

natureza e principalmente por não ser tóxico à biomassa em baixas concentrações. No entanto estudos feitos por Anderson et al. (1990 citados por CAPELA, 20098), mostraram que concentrações acima de  $200 \text{ g L}^{-1}$  LiCl, reduziram em 5% a atividade metanogênica específica (AME).

Foi pesado 1500 g de LiCl e dissolvido num becker contendo 3,4 Litros de água destilada. A injeção por pulso foi feita manualmente e de forma contínua no tubo de PVC de 12 mm de diâmetro que alimentava o reator RAC. A introdução do traçador foi realizada com vazão semelhante à da vazão da bomba e as amostras foram coletadas imediatamente nas saídas de cada reator (Figuras 46,47, 48 e 49). As amostras foram coletadas e transportadas para o LAADEG, onde foram feitas as leituras em meio do fotômetro de chama (figuras 50 e 51), após ter sido cuidadosamente calibrado, usando a mesma metodologia aplicada com o traçador KCl em meio abiótico.

A diferença do local de introdução do traçador LiCl foi devido ao fato de que após a partida o RAC foi tampado para se permitir a coleta do biogás, restringindo assim o acesso à calha de distribuição onde foi lançado o KCl. Posteriormente, a calha passou a ter problemas de obstrução tendo que ser removida; e o tubo de recalque do efluente foi conectado diretamente ao fundo do primeiro compartimento do RAC. A calha foi projetada para amenizar problemas de bombeamento, onde o fluido poderia ser recalcado até a calha e a partir daí, o fluido poderia ser introduzido por gravidade. Quando começou ocorrer obstruções em função do crescimento do biofilme e aglutinação de partículas maiores, provenientes do TAE, os problemas com a obstrução se agravaram, sendo a calha removida e o afluente do reator introduzido pela própria bomba até o fundo do primeiro compartimento do RAC.



Figura 46 Transferência da solução do LiCl dos balões para um becker



Figura 47 Coleta das amostras na saída do RAC



Figura 48 Coleta das amostras na saída do RAC



Figura 49 Coleta das amostras na saída UASB



Figura 50 A tela do fotômetro de chama em pleno funcionamento



Figura 51 Amostras ordenadas, para a leitura no fotômetro

#### 3.4.4 Parâmetros usados nos estudos hidrodinâmicos dos reatores RAC e UASB

Os parâmetros usados nos estudos hidrodinâmicos estão abaixo mencionados, grande parte foi abordada profusamente no capítulo de Revisão Bibliográfica. Estes parâmetros foram aplicados, tanto nos estudos feitos com KCl quanto naquele com LiCl.

i) Concentração do traçador dentro do traçador:

$$Q = \int_0^{\infty} C(t) dt \quad (68)$$

onde:

Q : área sob a curva dada por (Cxt)

C (t) : concentração do traçador no tempo t ( $M L^{-1}$ )

t : tempo de residência do traçador no reator,

ii) O tempo médio de residência

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} tC(t).dt}{\int_0^{\infty} C(t).dt} \quad (69)$$

onde :

$\bar{t}$ : tempo médio de residência

iii) variância

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} t^2 C(t).dt}{\int_0^{\infty} C(t).dt} - \bar{t}^2 \quad (70)$$

iv) O cálculo de número de dispersão e do número de Peclet

$$\sigma_{\theta}^2 = 2\left(\frac{D}{uL}\right) - 2\left(\frac{D}{ul}\right)^2 (1 - e^{-ul/D}) \quad (71)$$

v) A percentagem de zonas mortas

$$\varphi(\%) = \left(1 - \frac{\bar{t}}{t}\right) \times 100 \quad (72)$$

onde:

t é o tempo real

A constante k e eficiência de remoção de substrato (DBO, DQO, NTK e Fósforo) foram determinadas por meio das equações 73 e 74 para os dois

reatores, e depois foram associadas ao tempo de detenção hidráulica para o cálculo da eficiência de remoção de substrato segundo o padrão de mistura, do no ábaco ilustrado na Figura 55. Para os estudos hidrodinâmicos em meio abiótico estes cálculos não foram realizados.

$$C = C_0 \frac{4ae^{1/2d}}{(1+a)^2 e^{a/2d} - (1-a)^2 e^{-a/2d}} \quad (73)$$

$$a = \sqrt{1 + 4.k.t.d} \quad (74)$$

onde:

C : concentração do efluente ( $g\ m^{-3}$ );

C<sub>0</sub> : concentração do afluente ( $g\ m^{-3}$ );

d : número de dispersão ( $d/uL$ );

k : constante de remoção de substrato ( $d^{-1}$ );

t : tempo de detenção hidráulica (d).

A vantagem das equações 73 e 74 é permitir uma solução contínua entre os limites de fluxo em pistão e mistura completa. Quando o fator de dispersão é baixo, o valor de “d” é pequeno, e a referida equação fornece resultados bem próximos à equação específica para fluxo em pistão e, por outro lado, quando “d” é bastante elevado, produz valores similares aos obtidos por meio da equação para mistura completa. Na Figura 52 estão representadas as curvas geradas pela fórmula do fluxo disperso demonstrada anteriormente, resultantes do produto adimensional K.t versus a eficiência de remoção de DBO (VON SPERLING, 2006).

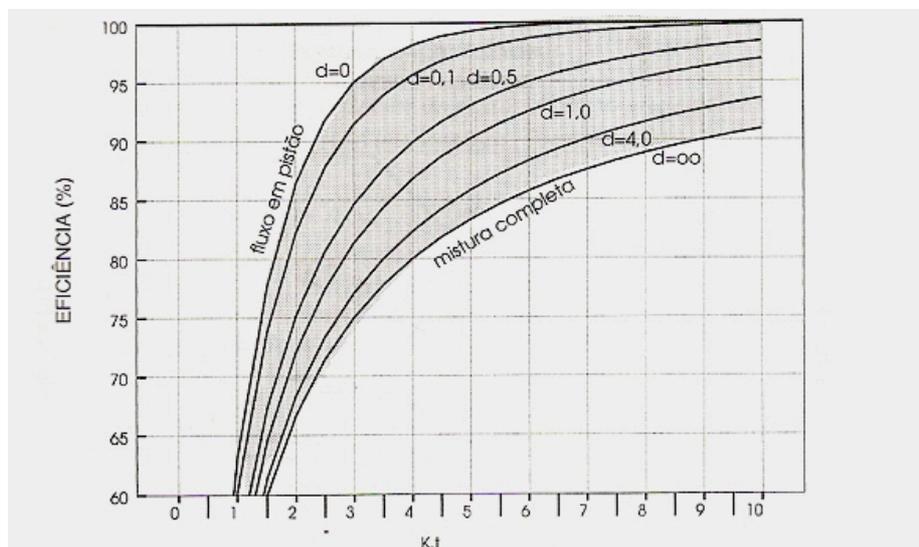


Figura 52 Eficiência de remoção de substrato segundo a equação de Wehner-Wilhem

Fonte: (VON SPERLING, 2006)

### 3.4.5 Comparação dos estudos hidrodinâmicos feitos com KCl e LiCl

Para comparação dos estudos hidrodinâmicos feitos com os dois traçadores usou-se o conceito de equivalência baseado no peso atômico do lítio e do potássio, assim tem-se:

$$\frac{\text{Li}^+}{\text{K}^+} = \frac{120,4}{381,8} \Rightarrow \text{Li}^+ = 0,177^+ \quad (75)$$

Outra equação a ser usada para relacionar o uso dos dois traçadores em meio abiótico e biótico seria deduzida da seguinte forma: foi utilizado 730 g KCl que corresponde cerca de 52,3% de K ou seja 381,8 g, no entanto para a mesma

quantidade, a porcentagem de lítio seria 16,5% que equivale uma massa de 120,45 g. Assim tem-se:

$$\frac{\text{Li}^+}{\text{K}^+} = \frac{120,4}{381,8} \Rightarrow \text{Li}^+ = 0,3155\text{K}^+ \quad (76)$$

Estas equações permitem fazer estudos comparativos entre a massa de potássio e do lítio coletados no reator, bem como projeção de gráficos comparativos entre os dois meios onde os traçadores foram lançados. As curvas de concentração ( $C(t)$ ) determinadas com os traçadores KCl e LiCl neste trabalho foram comparadas à família de curvas propostas por Levenspiel (1988) como ilustrado a Figura 53.

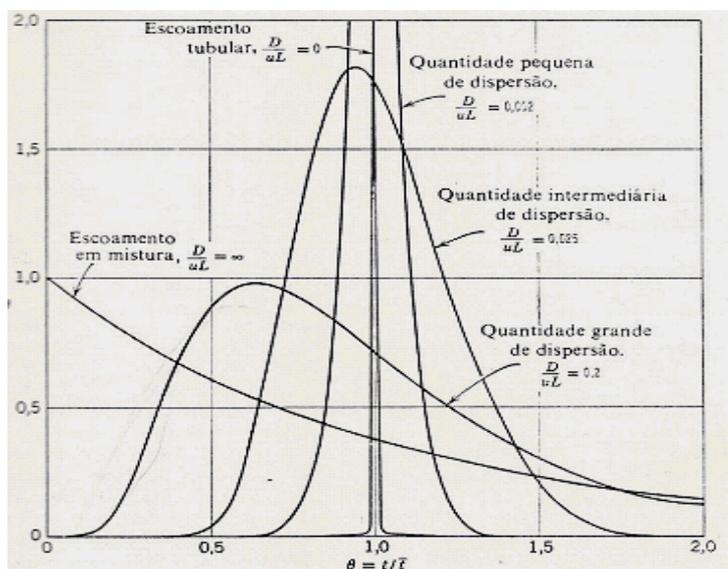


Figura 53 Curvas  $C$  em unidades fechadas para vários tipos de dispersão

Fonte: Levenspiel (1988)

### 3.5 Cálculos dos parâmetros cinéticos

#### 3.5.1 Balanço de massa e crescimento celular

Neste trabalho adotou-se como medida representativa da massa microbiana presente no reator o valor dos SVT dados em ( $\text{mg L}^{-1}$ ).

O balanço de massa nos reatores é dado pela seguinte equação :

(Entrada-Saida) = (Produção-Consumo), que matematicamente se traduz na Equação (77)

Determinação dos parâmetro: taxa máxima de crescimento específico ( $\mu_{\text{max}}$ ) e a taxa máxima de utilização de substrato ( $K_s$ )

$$\frac{d(CV)}{dt} = (QC_o - QC) + (\mu \cdot X_r V_r - K_d \cdot X_r V_r) \quad (77)$$

Onde:

X: Concentração da biomassa no reator  $\text{mg L}^{-1}$

Q: Vazão em  $\text{L d}^{-1}$

Vr: Volume do reator (L),

Xe: Concentração da biomassa do efluente ( $\text{mg L}^{-1}$ )

Xo: Concentração da biomassa do afluente ( $\text{mg L}^{-1}$ )

Se: Concentração do substrato do efluente ( $\text{mg L}^{-1}$ )

So: Concentração do substrato do afluente ( $\text{mg L}^{-1}$ )

$\mu$  : Taxa de crescimento específico ( $\text{d}^{-1}$ )

$\mu_m$ : Taxa máxima de crescimento específico ( $\text{d}^{-1}$ )

$S_g$ : Concentração do substrato limitante afluente ( $\text{mg.L}^{-1}$ )

$K_d$ : Coeficiente de decaimento endógeno ( $\text{d}^{-1}$ )

$Y$  : Coeficiente de produção celular na forma de [SVT][DQO]<sup>-1</sup> ( mg. mg<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>)

Dissociando o primeiro termo da equação 77 tem-se a Equação 78 que pode ser escrita da seguinte forma:

$$C \frac{dV}{dt} + V \frac{dC}{dt} = (QC_o - QC) + (\mu \cdot X_r V_r - K_d \cdot X_r V_r) \quad (78)$$

Nos reatores biológicos, o volume é fixo, ou seja, a taxa de variação do volume com o tempo é nula, assim temos:

$$\frac{dV}{dt} = 0$$

Assim a equação 78, passa ser escrita da seguinte forma:

$$V \frac{dC}{dt} = (QC_o - QC) + (\mu \cdot X_r V_r - K_d \cdot X_r V_r) \quad (79)$$

Em “*steady-state*” a variação da concentração no reator é nula assim a Equação 79 passa ser escrita da seguinte forma:

$$0 = (QC_o - QC) + (\mu \cdot X_r V_r - K_d \cdot X_r V_r) \quad (80)$$

Rearranjando da Equação 80, tem-se a Equação 81 que se expressa da seguinte forma:

$$\frac{Q \cdot C_o + Q \cdot C}{V_r \cdot X_r} = \mu - K_d \quad (81)$$

Segundo Metcalf e Eddy (2003), o tempo de retenção celular ( $\theta_c$ ) é dado por:

$$\theta_c = \frac{V_r \cdot X_r}{Q \cdot C_o + Q \cdot C} \quad (82)$$

Assim a equação 82 pode ser escrita da seguinte forma:

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu - K_d \Rightarrow \mu = \frac{1}{\theta_c} + K_d \quad (83)$$

Porém, sabe-se que  $\mu$  pode ser expresso seguindo a cinética de Monod expressa na Equação 42, que é:  $\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_S + S}$  onde  $\mu = \frac{\mu_{\max}}{2}$

Portanto combinando a Equação 83 com a 42 tem-se:

$$\mu_{\max} \frac{S}{K_S + S} = \frac{1}{\theta_c} + K_d \quad (84)$$

Linearizando a expressão acima tem-se :

$$\left( \mu_{\max} \frac{S}{K_S + S} \right)^{-1} = \left( \frac{1}{\theta_c} + K_d \right)^{-1} \quad (85)$$

Resolvendo a expressão acima tem-se a Equação 86:

$$\left( \frac{K_s + S}{\mu_{\max} \cdot S} \right) = \frac{1}{\left( \frac{1}{\theta_c} + K_d \right)} \quad (86)$$

$$\frac{K_s}{\mu_{\max} \cdot S} + \frac{S}{\mu_{\max} \cdot S} = \frac{1}{\left( \frac{1}{\theta_c} + K_d \right)} \quad (87)$$

$$\frac{K_s}{\mu_{\max} \cdot S} + \frac{1}{\mu_{\max}} = \frac{1}{\left( \frac{1}{\theta_c} + K_d \right)} \quad (88)$$

Finalmente deduz-se a Equação 88 e dela pode-se extrair os parâmetros cinéticos:

$$\frac{1}{\left( \frac{1}{\theta_c} + K_d \right)} = \frac{K_s}{\mu_{\max} \cdot S_e} + \frac{1}{\mu_{\max}} \quad (89)$$

Assim com a Equação (89) representa uma equação linear ( $y = ax + b$ ) para determinação dos parâmetros  $\mu_{\max}$  e  $K_s$ . onde:

$$y = \frac{1}{\frac{1}{\theta_c} + K_d}, \quad a = \frac{K_s}{\mu_{\max}}, \quad x = \frac{1}{S_e}, \quad b = \frac{1}{\mu_{\max}}$$

Determinação dos parâmetros  $Y$  correspondente ao coeficiente de produção (massa de células formadas por massa de substrato consumido) e  $K_d$  correspondente a respiração endógena.

Tomando como partida a equação 79 de balanço de massa obtém-se a Equação (90),

$$V \frac{dC}{dt} = (QC_o - QC) + X_r V_r (\mu - K_d) \quad (90)$$

A partir da combinação das equações 33 e 42 que expressa o crescimento bruto da população bacteriana e o modelo de Monod respectivamente obtém-se a Equação 91.

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} X \quad (91)$$

A Equação 91 é equivalente  $(\mu - K_d)$ , assim substituindo a Equação (91) na Equação (90), tem-se a Equação 92, a qual pode ser reescrita da seguinte forma:

$$V \frac{dC}{dt} = (QC_o - QC) + X_r V_r \cdot \frac{dX}{dt} \quad (92)$$

Considerando o reator em “steady-state” tem-se:

$$0 = (QC_o - QC) + X_r V_r \cdot \frac{dX}{dt} \quad (93)$$

A equação acima pode ser expressa da seguinte forma:

$$\frac{-(QC_o - QC)}{X_r V_r} = -\frac{1}{Y} \cdot \mu \quad (94)$$

$$\frac{(QC_o - QC)}{X_r V_r} = \frac{1}{Y} \left( \frac{1}{\theta_c} + K_d \right) \quad (95)$$

$$\frac{(QC_o - QC)}{X_r V_r} = \frac{1}{Y} \cdot \frac{1}{\theta_c} + \frac{K_d}{Y} \quad (96)$$

Assim a Equação 96 representa também, uma equação linear ( $y = ax + b$ ) para determinação dos parâmetros  $Y$  e  $K_d$ . onde:

$$y = \frac{Q(S_o - S)}{V_r \cdot X} \quad , \quad a = \frac{1}{Y} \quad x = \frac{1}{\theta_c} \quad b = \frac{K_d}{Y} \quad (96b)$$

### 3.5.2 Avaliação dos modelos e dos respectivos coeficientes

Para verificar se os modelos de regressão linear, determinados acima, se adequam aos dados foi necessário fazer o teste de Fischer, denominado de teste “F”, enquanto para validar os coeficientes de regressão do modelo recorreu-se ao teste de *student* (t). Esses dois testes apresentam as mesmas hipóteses e são muito similares quando aplicados em modelos de regressão simples, porém para regressão linear múltipla apresentam hipóteses bem diferentes. O teste F está associado a análise de variância (ANOVA), e para a regressão linear as duas fontes de variação mais destacadas são a soma do quadrado da regressão e o erro residual. O teste F e t foram feitos a 5% de significância.

O teste F foi feito sobre duas hipóteses formuladas na base do coeficiente angular e do intercepto, sendo nula a que afirma que as duas variáveis são iguais a zero, e a hipótese que afirma que são diferentes de zero. Quando o F calculado for maior que o tabelado a um nível de significância, as duas hipóteses nulas são rejeitadas, assim o modelo de regressão linear ajusta-se aos dados.

Tabela 12 Análise de variância para modelo de regressão linear simples e a estatística de teste F para hipóteses de nulidade do coeficiente de angular e intercepto

F.V	(GL)	SQ	QM	F
Regressão	1	SQRegressão	QM regressão	$F_{\text{Cal}} = \frac{\text{QM reg}}{\text{QM res}}$
Residuo	$v=n-2$	SQres	QMRes	
Total	n-1	1,6453	SQtotal	

Onde:

GL : Grau de liberdade

F.V : Fonte de variação

SQ Regressão : Soma de quadrado de regressão

QM Regressão : Quadrado médio de regressão

QM res : Quadrado médio de resíduos

SQ res : Soma dos quadrados de resíduos

SQ total : Soma dos quadrados total

$v$  : Número de grau de liberdade

$n$  : Número de observações

F cal : F calculado

Sobre as mesmas hipóteses são testados os coeficientes de regressão usando teste t, e determinados os intervalos de confiança de cada um dos parâmetros cinéticos a 95% de probabilidade. As equações do teste t para o intercepto e coeficiente angular são:

$$t_{\text{cal}} = \frac{\beta_0}{S \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n x_i^2}{(nSQX)}}} \quad (97)$$

$$t_{\text{cal}} = \frac{\beta_1}{S / \sqrt{SQX}} \quad (98)$$

onde:

$t_{\text{cal}}$  : Teste t calculado

$\beta_0$  : Intercepto do modelo de regressão linear,

$\beta_1$  : Coeficiente angular do modelo de regressão linear,

S : Desvio padrão

$\sum_{i=1}^n x_i^2$  : Somatório dos quadrados da variável x

n : Número de observação dos dados

SQX : Soma dos quadrados de X

Segundo Ferreira (2009), o desvio padrão pode ser expresso em função do quadrado médio de resíduo relacionado com o número de observação e isto facilita bastante o uso de teste t. Assim temos:

$$S = \sqrt{\frac{QM_{\text{res}}}{n}} \quad (99)$$

Para determinar o intervalo de confiança usou-se a seguinte fórmula:

$$IC_{1-\beta_0}(\beta_0) : \beta_0 \pm t_{\alpha/2, \nu} \times \frac{S}{\sqrt{SQX}} \quad (100)$$

onde:

IC : Intervalo de confiança

$t_{\alpha/2, \nu}$ : Teste t tabelado em quantis superiores  $\alpha/2$  e  $\nu$  o grau de liberdade (n-1),

n : Número de observação,

E para o cálculo do coeficiente de correlação ajustado, usou-se a seguinte fórmula:

$$R_{aju}^2 = 1 - \left[ \frac{(n-I)}{(n-k)} \right] (1 - R^2) \quad (101)$$

onde:

n: Número de observação

$R^2$  : Coeficiente de correlação

$R_{aju}^2$  : Coeficiente de correlação ajustado

k. : Número de parâmetros no modelo

I : Variável indicadora que é igual 1 se o modelo ajustado possui intercepto e igual a 0 caso contrário

### **3.6 Start-up dos reatores , operação e acompanhamento do sistema de tratamento**

A partida dos reatores foi feita no dia 16 de junho de 2010 às 11 horas, tendo antes permanecidos, por período de 6 dias cheios de efluentes com a finalidade de purgar qualquer quantidade de oxigênio presente no meio em função da turbulência causada na alimentação das unidades. Para dar partida foram usados como parâmetros de sedimentabilidade, os sólidos sedimentáveis e sólidos totais. Dois dias antes da partida foram feitas 10 amostragens na entrada do RAC e, nestas amostras foram medidos os sólidos sedimentáveis totais em cone Imhoff, sendo o tempo de sedimentação adotado de 30 min. Após a sedimentação, foi extraída somente a parte sólida que estava no cone para fazer a análise dos sólidos totais (solúveis e fixos). Da mesma amostra, as concentrações dos sólidos sedimentáveis totais foram de  $22,98 \text{ mL L}^{-1}$  e dos sólidos totais (ST) com amostras homogeneizadas foi de  $23328 \text{ mg L}^{-1}$ .

Para se iniciar a partida teve-se como pressuposto:

- a) que o cone de Imhoff era um pequeno reator de onde os sólidos se sedimentavam e o lodo se formava;
- b) que a altura do lodo no reator RAC deveria atingir a última torneira que estava a uma altura de 1,68m da base do reator, para manter a carga orgânica biológica (COB) ou o nível do lodo do reator.

Com base nestes pressupostos foram calculados os parâmetros de sedimentabilidade e hidráulicos que estão resumidos na Tabela 13, cuja marcha de cálculo pode ser vista no apêndice I.

Tabela 13 Parâmetros hidráulicos e de sedimentabilidade referentes a partida dos reatores

<b>Parâmetros</b>	<b>RAC</b>	<b>UASB</b>
Tempo de detenção hidráulica (horas)	13,18	8,22
Carga hidráulica ( $\text{m}^3\text{m}^{-3}\text{d}^{-1}$ )	1,82	2,92
Taxa de aplicação superficial ( $\text{m}^3 \text{m}^{-2}\text{d}^{-1}$ )	14,99	8,88
Cargas de sólidos sedimentáveis totais (kg SSD.dia <sup>-1</sup> )	0,133	-
Velocidade de Ascendente ( $\text{m h}^{-1}$ )	0,35	0,20

### 3.6.1 Outros parâmetros básicos de projeto

i) A carga orgânica volumétrica (COV), definida como sendo a quantidade de matéria orgânica (em termos de DQO ou DBO) aplicada diretamente ao reator, multiplicada pela vazão do afluente dividido pelo volume útil do reator, conforme representado pela Equação 102.

$$\text{COV} = \frac{Q \times S}{V} \quad (102)$$

COV: Carga orgânica volumétrica ( $\text{kgDQO m}^{-3}\text{dia}^{-1}$ );

Q: Vazão do afluente ( $\text{m}^3 \text{dia}^{-1}$ );

S: Concentração de substrato afluente ( $\text{kgDQO m}^{-3}$ );

V: Volume do reator ( $\text{m}^3$ )

As COVs do projeto foram 14,33 e 16,65  $\text{kgDQO m}^{-3}\text{dia}^{-1}$  para RAC e USAB respectivamente, calculadas a partir da vazão e da concentração de DQO afluente mensurado a partir da média de 10 amostras coletadas na entrada de cada reator e dos respectivos volumes úteis de cada reator.

ii) A carga orgânica biológica (COB) é fornecida em função da quantidade de matéria orgânica (em termos de DQO, DBO) multiplicada pela vazão afluyente e dividida pela massa de sólidos totais voláteis (SVT) presentes no leito e na manta de lodo das unidades conforme demonstrado pela Equação 103.

$$COB = \frac{Q \times S}{M} \quad (103)$$

COB : Carga orgânica biológica ( $\text{kg kg}^{-1}\text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}[\text{d}]^{-1}$ );

Q : Vazão do afluyente ( $\text{m}^3\text{d}^{-1}$ );

S : Concentração de substrato afluyente ( $\text{kgDQO m}^{-3}$ );

M : Massa de microrganismos presentes no reator ( $\text{kgSVTm}^{-3}$ )

As COBs do projeto foram de 1,52 e 2,63  $\text{kg kg}^{-1}\text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}[\text{d}]^{-1}$  calculadas também a partir da vazão de sedimentação e da concentração de DQO afluyente mensurado a partir da média de 10 amostras coletadas na entrada de cada reator e da quantidade de biomassa em cada reator. Os cálculos da COB e COV também constam no apêndice I.

### **3.7 Amostragem da água residuária de suinocultura e metodologias adotadas**

O processo de amostragem foi feito em três pontos: Entrada do RAC, saída do RAC que corresponde a entrada do reator UASB e a saída do reator UASB. As amostras simples eram feitas em garrafas “PET” de 2 litros. Para minimizar as variações na carga efluente, foram feitas amostragens compostas,

sendo que para cada ponto, foram coletados 5 litros de efluente a cada 30 minutos, com três repetições e, em seguida foram colocados em um balde de 16 litros para serem homogeneizados e a partir daí se retirava um volume de 2 litros para a realização das análises.

Os parâmetros analisados obedeceram a uma rotina preestabelecida. Os parâmetros monitorados e a frequência de monitoramento estão resumidos abaixo:

Tabela 14 Parâmetros físico-químicos e bioquímicos analisados e frequências de amostragem

<b>Parâmetros</b>	<b>Frequência de realização</b>	<b>Metodologia</b>
Temperatura e umidade	diariamente	Leitura no termohigrômetro
Alcalinidade <sup>1</sup>	3xsemana	Ripley et al.,(1986)
Acidez	3xsemana	APHA et al., (1998) Modificado
pH	3xsemana	APHA et al.,(1998)
Condutividade elétrica	3xsemana	APHA et al.,(1998)
Sólidos dissolvidos <sup>2</sup>	3xsemana	APHA et al.,(1998)
Sólidos Totais <sup>3</sup>	3xsemana	APHA et al.,(1998)
DBO <sub>5</sub> bruta e filtrada	3xsemana	APHA et al.,(1998) e Winkley Modificado.
DQO bruta e filtrada	3xsemana	APHA et al.,(1998)
Nitrogênio	1xsemana	APHA et al.,(1998)
Fósforo	1xsemana	APHA et al.,(1998)
Óleos e Graxas	1xsemana	APHA et al.,(1998)
Sólidos sedimentáveis	3xsemana	APHA et al.,(1998)
Sólidos Suspensos	3xsemana	APHA et al.,(1998)
pH do lodo	1xsemana	APHA et al., (1998)
Sólidos (lodo)	Intervalo de 5 dias	APHA et al.,(1998)

1. A alcalinidade compreendeu, a alcalinidade parcial (Ap), a alcalinidade intermediária (AI) e alcalinidade total(AT),

2. SDT= sólidos dissolvidos totais, SDF= sólidos dissolvidos fixos, SDV= sólidos dissolvidos voláteis.

3. SF=sólidos fixos e SV= sólidos voláteis e ST=sólidos totais

### **3.7.1 Metodologia das análises**

As análises das águas residuárias e do lodo foram realizadas no Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia (LAADEG), seguindo a metodologia recomendada pela American Public Health Association – APHA et al.,(1998). As análises de microscopia eletrônica de varredura foram realizadas no Laboratório de Microscopia Eletrônica do Departamento de Fitopatologia seguindo uma metodologia própria, descrita no item 2.7.13.

#### **3.7.1.1 A temperatura e umidade**

A temperatura e a umidade foram medidas diariamente usando termohigrômetro instalado na parte superior de um pilar que estava junto da peneira estática. Os parâmetros de umidade e temperatura (máximo, mínimo e imediato), eram medidos diariamente na parte matutina. A temperatura do efluente era medida com ajuda do condutivímetro da marca Handylab LF-1 Schott, que além de mensurar a condutividade do fluido também media os valores da temperatura.

#### **3.7.1.2 Potencial hidrogeniônico (pH) e alcalinidade**

O pH foi analisado por meio de sonda acoplada em aparelho da marca HACH, modelo Sension 4, calibrado de acordo com o proposto pela APHA. et al., (1998).

Para a alcalinidade parcial e intermediária foram realizadas análises de acordo com a metodologia de Ripley et al. (1986), por meio da titulação com ácido sulfúrico 0,02 N das amostras diluídas na proporção de 1/19. A primeira fase da titulação era feita até o pH 5,75, denominada alcalinidade parcial (AP),

faixa de real interesse para reações anaeróbias. A segunda fase era titulada até o pH 4,3, a qual se denomina alcalinidade intermediária (AI).

### 3.7.1.3 Acidez total

Para análise de acidez total foi utilizado um volume de 10 mL da amostra homogeneizada do efluente em proveta e completada com 190 mL de água destilada. Com um misturador magnético e o uso do peagâmetro, media-se o pH da diluição e, posteriormente à estabilização da mistura, foi acrescentada a solução de hidróxido de sódio a 0,02N, até atingir pH de 8,3 (volume V1). Para o cálculo da acidez total era utilizada a Equação 104.

$$AT = V_1 \times NB \times 500 \quad (104)$$

Onde:

AT : é acidez total ( $\text{mg L}^{-1}$ )

NB : é normalidade do hidróxido de sódio (N)

### 3.7.1.4 Demanda química de oxigênio (DQO) total e filtrada

A demanda química de oxigênio (DQO) foi determinada utilizando-se a metodologia de digestão ácida, realizada em blocos digestores por um período de duas horas, a 140°C. Foi utilizado para a leitura, o espectrofotômetro modelo DR-2010 da marca Hach, com curva de calibração preestabelecida na faixa de 600 nm. Além da DQO total foi também realizada a DQO filtrada (dissolvida), obtida por processo de filtração das amostras, em membrana de fibra de vidro com poro de 1,2  $\mu\text{m}$ , obtendo-se, assim, um efluente filtrado e, posteriormente, submetendo-o à mesma rotina descrita anteriormente para a DQO total. Com os

dois parâmetros obtidos, por diferença, foi calculado o valor da DQO devido à fração de sólidos suspensos.

### 3.7.1.5 Demanda bioquímica de oxigênio (DBO) total e filtrada

Para a metodologia da DBO foram colocados em um balão volumétrico cerca de 500 mL de água destilada que foi oxigenada (aerada), por 3 minutos. Após a oxigenação, foi adicionado 1 mL de cada solução nutriente (cloreto de cálcio, cloreto férrico, solução tampão fosfato e sulfato de magnésio) e completado o volume para 1 L. Em triplicata, a solução foi transferida cuidadosamente, para os frascos de DBO, para não oxigenar. Os frascos foram tampados e realizou-se a leitura de apenas um deles (prova em branco). Os dois restantes eram levados à incubação, a 20°C, por 5 dias. Para leitura inicial do frasco 1, eram adicionados 2 mL de sulfato manganoso e 2 mL de iodeto de azida, deixando decantar o precipitado formado. Depois de decantado, foram colocados 2 mL de ácido sulfúrico concentrado e assim, feita a inversão do frasco para homogeneização. Após serem transferidos 100 mL da solução para um erlenmeyer, a amostra foi titulada com tiosulfato de sódio a 0,0125 N, até que ficasse incolor. Foi anotado o volume gasto. Após 5 dias, foi repetido todo o procedimento para os frascos que estiveram na incubação.

$$DBQ \text{ (mg L}^{-1}\text{)} = \frac{\text{frasco1} - [(\text{frasco2} + \text{frasco3})/2] \times 100}{\text{Volume da amostra}} \quad (104)$$

### 3.7.1.6 Condutividade elétrica

Para esse procedimento o condutivímetro da marca Handylab LF-1 Schott era ligado e, depois de estabilizado, de acordo com as instruções do fabricante, o eletrodo era colocado dentro do béquer contendo a amostra. A unidade de medida do aparelho é  $\text{dS m}^{-1}$ .

### 3.7.1.7 Óleos e graxas

Para esta análise foram colocados 100 mL de amostra em um erlenmeyer, acidificado com 1 mL de ácido clorídrico 50% e misturado. Foram pesados em um béquer, 10g de sílica (celite) para cada erlenmeyer de amostra. Ajustado o kitassato na bomba de vácuo, foi então colocado o funil de Büchner e um papel de filtro com diâmetro suficiente para adquirir vácuo, despejando-se o celite no funil, em que foi lavado com água destilada (em uma quantidade entre 300 mL). Após a água ser totalmente filtrada no celite, foi despejado a amostra acidificada e esperava-se a filtração. Ao término da filtração, o papel de filtro contendo o celite e a amostra (parte retida) foi enrolado e colocado dentro de um cartucho de papel e, em seguida, levado para a estufa, dentro de um béquer e deixado por 12 horas. Em um balão de fundo chato de 250 mL, foram colocadas de duas a três pérolas de vidro e levadas para a estufa por 30 minutos para retirar a umidade. Posteriormente, os balões foram retirados da estufa e colocados no dessecador. Após esfriarem foram anotados os pesos (P1). Os cartuchos foram retirados da estufa e colocados no aparelho de Soxhlet. Em cada balão de fundo chato, foram adicionados 180 mL de hexano e inseridos no aparelho de Soxhlet. Em seguida foi ligado o sistema de aquecimento e de circulação da água para o processo de refluxo por no mínimo quatro horas. Após esse período, os balões eram colocados no aparelho para a recuperação do hexano. Quando recuperados,

os balões foram levados à estufa para secar por meia hora e colocados dentro do dessecador para esfriar. Posteriormente, anotou-se os pesos (P2). Os resultados de Óleos e graxas eram obtidos pela diferença entre P2 e P1.

#### **3.7.1.8 Nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e fósforo total (P)**

Ambas as análises de macronutrientes foram realizadas, segundo metodologias propostas por APHA et al., (1998) e se basearam no método da digestão ácida da amostra. Na metodologia do nitrogênio total Kjeldahl, após a digestão da amostra em meio ácido, em que todo o nitrogênio orgânico é transformado em amônia e esta submetido à destilação em meio alcalino (NaOH 40%). O destilado foi recolhido em recipiente contendo solução de ácido bórico. Em seguida a amostra foi submetida à titulação com ácido sulfúrico a 0,02N. Com relação à análise de fósforo total, posteriormente à digestão ácida da amostra, esta é neutralizada e, em seguida, submetida à reação colorimétrica, em que é adicionado ao ácido vanadomolibdofosfórico. Após o desenvolvimento da cor, foi realizada a leitura da amostra em espectrofotômetro *modelo DR-2010 da marca Hach*.

#### **3.7.1.9 Sólidos totais, fixos e voláteis dos efluentes e perfil do lodo (RAC e UASB)**

As amostras do lodo em quantidade de 20 mL foram colocadas em cadinhos, em triplicata. Anteriormente a esta etapa, os cadinhos foram levados à estufa, a 104°C, por 24 horas e resfriados no dessecador. Posteriormente, foram pesados em balança de precisão da marca Celtac modelo FA-2104N e tarados, gerando, assim, o peso 1 (P1). Com as alíquotas de 20 mL das amostras (em triplicata) nos cadinhos, estes foram levados à estufa a 104°C por 24 horas,

resfriados posteriormente no dessecador e pesados novamente, gerando, assim, o peso 2 (P2) correspondente aos sólidos totais. Em seguida, os cadinhos foram levados à mufla, a 550°C por 30 minutos, resfriados em dessecador e pesados, obtendo-se o peso 3 (P3), correspondente aos sólidos fixos. Determinou-se os sólidos voláteis pela diferença entre o P2 (sólidos totais) e o P3 (sólidos fixos). Com estes valores obtidos e relacionando com o volume inicial das amostras, e ainda multiplicadas pelo volume de lodo no reator, determinava-se a concentração dos sólidos nas unidades. A mesma metodologia foi utilizada para a determinação de sólidos suspensos e dissolvidos do efluente, bem como o perfil de lodo dos reatores anaeróbios (RAC e UASB). Para cada TDH submetido aos reatores foram realizadas 3 amostragens para análise do perfil do lodo.

#### **3.7.1.10 Sólidos sedimentáveis**

Os sólidos sedimentáveis foram medidos em cone Imhoff, onde as mostras eram colocadas para sedimentar durante um período de 1 hora.

#### **3.7.1.11 Produção teórica de Biogás**

Para o cálculo da produção teórica de biogás foram usados dois métodos, sendo baseados na DQO e DBO removidas, empregando-se no fator de correção  $K(t)$  e, levando-se em consideração a pressão temperatura, conforme descrito abaixo.

### 3.7.1.11.1 Métodos baseado na DQO

Segundo este método a produção teórica de biogás, pode ser determinada em função da carga orgânica aplicada ao reator. Segundo Chernicharo (2007) o valor padrão para a produção específica de metano em condições normais de temperatura e pressão é de 0,35 m<sup>3</sup> de CH<sub>4</sub> por kg de DQO removida. A correção do volume de biogás, para as condições de temperatura e pressão locais, foi efetuada por meio das equações dadas por PRADO, 2006 e Chernicharo (2007), como demonstra a Equação 106.

$$V_{\text{CH}_4} = \frac{\text{DQO}_{\text{CH}_4}}{\text{K}(t)} \quad (106)$$

onde:

$V_{\text{CH}_4}$ : Volume de metano produzido (L);

$\text{DQO}_{\text{CH}_4}$ : DQO removida (g);

$\text{K}(t)$ : Fator de correção da temperatura operacional do reator (g L<sup>-1</sup>)

$$\text{K}(t) = \frac{\text{P.K}}{\text{R.t}} \quad (107)$$

Onde:

P : Pressão atmosférica local (kPa);

K : DQO correspondente a um mol de CH<sub>4</sub> (64g de DQO.mol<sup>-1</sup>)

R : Constante dos gases (8064,4086 kPa m<sup>3</sup> mol<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>)

T: Temperatura operacional do reator (K)

$$P(t) = P_o \cdot e^{-M \cdot g \cdot z / R \cdot T} \quad (108)$$

onde:

P : Pressão corrigida (kPa);

P<sub>o</sub>: Pressão atmosférica ao nível do mar (98,1 kPa);

M : Massa molar média do ar (0,029 kg.mol<sup>-1</sup>);

g : Constante gravitacional (9,806 m s<sup>-2</sup>);

z : Altitude local (m);

R : Constante dos gases (8064,4086 kPa.m<sup>3</sup>.mol<sup>-1</sup>.K<sup>-1</sup>)

T : Temperatura (K)

A DQO removida tem dois destinos, sendo o primeira inerente a produção do metano e outro à da biomassa, como representa a expressão 109 .

$$DQO_{\text{removida}} = DQO_{\text{CH}_4} + DQO_{\text{Biomassa}} \quad (109)$$

onde:

DQO<sub>removida</sub>: DQO removida no processo (kg),

DQO<sub>CH<sub>4</sub></sub> : DQO utilizada para a produção do metano (kg),

DQO<sub>Biomassa</sub> : DQO utilizada para a produção da biomassa (kg),

A DQO utilizada para a produção da biomassa pode ser correlacionada com o coeficiente de crescimento bacteriano, resultando na Equação 110.

$$DQO_{\text{Biomassa}} = Y \cdot DQO_{\text{removida}} \quad (110)$$

Assim a DQO utilizada para a produção do metano pode ser dada segundo a seguinte equação:

$$DQO_{CH_4} = DQO_{removida} - DQO_{Biomassa} \quad (111)$$

### 3.7.1.12 . Método baseado na DBO removida

Segundo este método, a partir da vazão e da DBO removida, calculou-se a carga (Lo), em termos de kg de DBO por dia. A carga removida é transformada em termos de produção de metano por dia, segundo a referência adotada de  $0,35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{Kg}^{-1} \text{ DBO}_5 \text{ removida}$ .

A produção de metano foi transformada em biogás, considerando 60% da sua concentração, de acordo com experimentos realizados por PRADO, 2006

A correção da temperatura foi realizada segundo a Equação 112.

$$K = 273,15 + ^\circ\text{C} \quad (112)$$

onde:

K : Temperatura (Kelvin),

$^\circ\text{C}$  : Temperatura, em graus Celsius

Usando a equação barométrica (Equação 108), obteve-se a pressão, com base na altitude e na temperatura relacionada ao local do experimento e, em seguida corrigiu-se o volume produzido de biogás (PRADO, 2006).

$$V_2 = \frac{P_1 \times V_1 \times T_2}{T_1 \times P_2} \quad (112)$$

onde:

V2 : Volume corrigido (L)

V1 : Volume calculado nas CNTP

$P_1$  e  $P_2$  : Pressão atmosférica nas CNTP ( 1013225,0 pa) e pressão corrigida ( Pa)

$T_1$  e  $T_2$  : Temperatura nas CNTP ( 273,15 K) e temperatura local (K).

### 3.7.1.13 Microscopia eletrônica de varredura (MEV)

A amostra do lodo dos reatores RAC e UASB foi preparada para observação em microscópio eletrônico de varredura (MEV) (Figura 56) seguindo a seguinte metodologia: (1) amostras de 0,5 mL foram lavadas com água destilada em uma placa de Petri. (2) Os grânulos do lodo foram então coletados com uma pipeta Pasteur de 3,0 mL e, posteriormente, depositados sobre lamínulas de 1 mm de diâmetro alojadas dentro das placas de Petri. (3) Posteriormente, as placas de Petri foram submersas em solução fixadora de Karnovsky modificada por 24 horas (tempo de secagem do fixador). A solução foi composta pelas seguintes substâncias: glutaraldeído 2,5%, formoldeído 2,5% em tampão cacodilato 0,05 M com pH de 7,2 e  $\text{CaCl}_2$  a 0,001M. (4) Foi acrescentado, em ambiente protegido (capela de fluxo), 4 gotas de solução de tetróxido de ósmio ( $\text{OsO}_4$ ) a 1% (para pós-fixação), permanecendo por 4 horas em temperatura ambiente. (5) As placas de Petri foram lavadas por três vezes em água destilada e depois, levadas para o dessecador por 24 horas para secagem. (6) Após a secagem, as amostras foram colocadas em “*stubs*” de metal (que eram recobertos em papel alumínio) com aproximadamente 12 mm de diâmetro e então transferidas para a cobertura de ouro (*sputtering*) (Figuras 57 e 58) em um aparelho da marca Balzers, modelo SCD 050. Esta cobertura era necessária para aumentar a condutividade da amostra aos elétrons produzidos pelo equipamento. As amostras foram então observadas em microscópio eletrônico de varredura da marca LEO modelo EVO 40 e analisadas pelo *software* LEOUIF.



Figura 54 Microscópio eletrônico de varredura onde as mostras foram observadas



Figura 55 Amostras após passarem por banho de ouro



Figura 56 Colocação das amostras no MEV

## **4 RESULTADOS E DISCUSSÃO**

### **4.1 Determinação do tipo de mistura no reator RAC em meio abiótico usando KCl como traçador**

Após a introdução do traçador no afluente do RAC, as amostras eram coletadas a intervalos de tempo iguais, armazenadas e, posteriormente feitas as leituras das concentrações no fotômetro de chama. Uma vez que a alimentação do RAC era contínua, a variação da concentração do traçador ao longo do tempo resultou na curva representada na Figura 57. Os resultados observados ao longo do experimento hidrodinâmicos envolvendo KCl como traçador no RAC e no reator UASB são ilustrados no apêndice II Tabela I-2 e Tabela I-4.

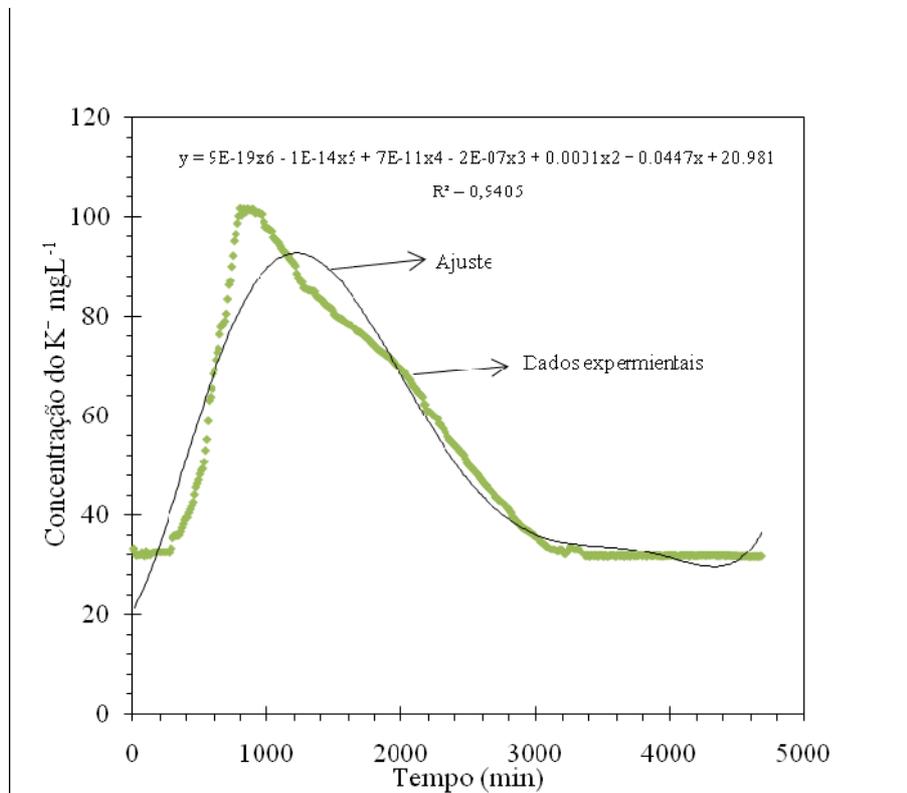


Figura 57 Variação da concentração do K<sup>+</sup> no RAC ao longo do tempo

A Equação 114, encontrada por meio da regressão não linear dos valores observados, apresentou coeficiente de determinação  $R^2 = (0,9405)$ . Esta curva de ajustamento polinomial se denomina  $C(t)$  e está descrita a seguir.

$$C(t) = 9.10^{-19}t^6 - 10^{-14}t^5 + 7.10^{-11}t^4 - 2.10^{-07}t^3 + 0.0001t^2 + 0.0447t + 20.981 \quad (114)$$

A partir da Equação 113 foram determinados diversos parâmetros hidrodinâmicos tais como: média, variância e desvio padrão da distribuição, que

ao serem aplicados ao modelo matemático proposto por Levenspiel, pode-se determinar o número de dispersão utilizado, segundo a Equação 71 proposta na seção Material e Métodos. Fazendo a integração da Equação 114, no intervalo de 0 a 78 horas que correspondem aos 4680 minutos decorrentes ao tempo do experimento e multiplicando o valor obtido pela vazão média ao longo da avaliação, obteve-se a massa de potássio recuperada conforme a Equação 115 e 116.

$$\int_0^{78} C(t).dt. \text{ Substituindo o } C(t) \text{ pela equação tem-se:} \quad (115)$$

$$\int_0^{78} (9.10^{-19} t^6 - 10^{-14} t^5 + 7.10^{-11} t^4 - 2.10^{-7} t^3 + 0.0001t^2 + 0.0447t + 20.981).dt \quad (116)$$

Uma vez que a vazão Q aplicada ao RAC foi em função do TDH estimado do UASB de 12 horas, e calculada segundo o volume deste reator, a vazão programada pela bomba, por meio do inversor de frequência, foi de 317,91 L, conforme representado na Equação 117.

$$Q = \frac{V}{TDH} = \frac{382362m^3}{12h^{-1}} = 317,91L.h^{-1} \quad (117)$$

A vazão foi medida a cada hora e a vazão média operacional encontrada foi de 200 L h<sup>-1</sup>. A diferença entre a vazão estimada após a bomba e a medida na saída do UASB estava relacionada às oscilações de fase da corrente elétrica, a perda de carga e a cavitação. A rotação nominal da bomba foi 3500 rpm e durante todo o experimento com o traçador funcionou na sua rotação mínima 60 rpm. Embora na rotação mínima, a vazão de operação do sistema foi muito alta e

para solucionar esse problema instalou-se um registro de esfera na tubulação de recalque da bomba com finalidade de aumentar a perda de carga e facilitar a regularização da vazão.

Quando a bomba foi regulada a vazão determinada pela Equação 117, o sistema RAC e UASB não operou de forma adequada, e para contornar este problema a vazão foi ajustada para o valor médio de  $200 \text{ L h}^{-1}$ . Para determinar se a quantidade de traçador introduzido no RAC tem-se a Equação 118, a qual deverá ser multiplicada pela vazão (Q).

$$\int_0^{78} C(t). dt = 1790,2034 \text{ mg L}^{-1}\text{h}^{-1} \quad (118)$$

Para determinarmos a quantidade de traçador introduzido no RAC, temos:

$$\int_0^{78} C(t). dt. [Q] = 1790,2034 \text{ mg L}^{-1}\text{h}^{-1} \times 200 \text{ L}^{-1} \text{ h}^{-1} = 358,04\text{g de K}^+ \quad (119)$$

A massa atômica do cloreto de potássio é descrito como se segue:



Portanto, a massa de potássio introduzida no RAC é calculada segundo a Equação 121

$$\text{Massa KCl} = \frac{358,040 \text{ g de K}^+ \times 74,6 \text{ g}}{39,1 \text{ g}} = 683,12\text{g} \quad (121)$$

Foi introduzida no RAC uma massa total de 730 g, e recuperada cerca de 683,12 g, equivalente a 93,57% do total introduzido no sistema. O restante 6,43% deve-se ao fato do ajuste da curva de onde o modelo foi extraído em relação à curva original, a variação da vazão e provavelmente em menor proporção ao fenômeno adsorção das paredes, calha e tubulações dos reatores. Segundo Levenspiel (1988), bibliografias, a cauda das curvas  $C(t)$  nos estudos de traçadores está relacionada às zonas mortas, todavia, neste estudo, o aparecimento da cauda é explicado também pela presença de potássio na água utilizada como fluido, presente no meio abiótico. Análises realizadas antes mesmo do lançamento do traçador mostraram concentração de potássio variando de 10-20 mg L<sup>-1</sup>.

A normalização da curva segundo Levenspiel (1988) numericamente resolvida está expressa Equação 122.

$$E(t) = \frac{(9 \cdot 10^{19} t^6 - 10^{14} t^5 + 7 \cdot 10^{11} t^4 - 2 \cdot 10^7 t^3 + 0.0001 t^2 + 0.0447 t + 20.98)}{1790,2034} dt \quad (122)$$

A Equação 122, acima, representa a função de distribuição do tempo de residência, que é uma função estatística, podendo-se, a partir dela, se determinar o tempo médio de residência de cada partícula no reator e a respectiva variância.

O tempo médio pode ser estimado pela Equação 123, enquanto a variância pela Equação 124.

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{78} tE(t) dt}{\int_0^{78} E(t) dt} = 40,05 \text{ h}^{-1} \quad (123)$$

$$\sigma^2 = \int_0^{78} t^2 E(t).dt - \bar{t}^2 \quad (124)$$

Pode-se expressar a variância combinando as equações citadas acima, conforme a Equação 125 a seguir.

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{78} t^2 C(t).dt}{\int_0^{78} C(t).dt} - \bar{t}^2 = \int_0^{78} t^2 E(t).dt - \bar{t}^2 = 509,11h^2 \quad (125)$$

Tornando a variância adimensional temos a expressão dada pela Equação 126:

$$\sigma^2_0 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{509,11}{(40,05)^2} = 0,312 \quad (126)$$

Considerando a característica assimétrica da distribuição observada na curva resposta obtida na avaliação, além da presença do prolongamento em forma de cauda, o modelo pode ser caracterizado como de dispersão de pequena intensidade segundo a Figura 55 para o qual o número de dispersão pode ser deduzido pelas equações já citadas e solucionadas, cujo resultado está representado pelas Equações 127 e 128.

$$0,312 = 2\left(\frac{D}{uL}\right) - 2\left(\frac{D}{uL}\right)^2 (1 - e^{-uL/D}) \quad (127)$$

Assim o número dispersão foi:

$$\frac{D}{uL}=0,12 \quad (128)$$

Portanto, conclui-se que o escoamento no interior do RAC, para as condições avaliadas, foi caracterizado como tendendo mais para o fluxo em pistão ou tubular, apresentando um número de dispersão (d) igual 0,12.

#### 4.1.1 Determinação do tipo de mistura do reator UASB em meio abiótico usando KCl como traçador

A leitura das concentrações de  $K^+$  nas amostras efluentes do USAB resultou na curva ilustrada na Figura 58.

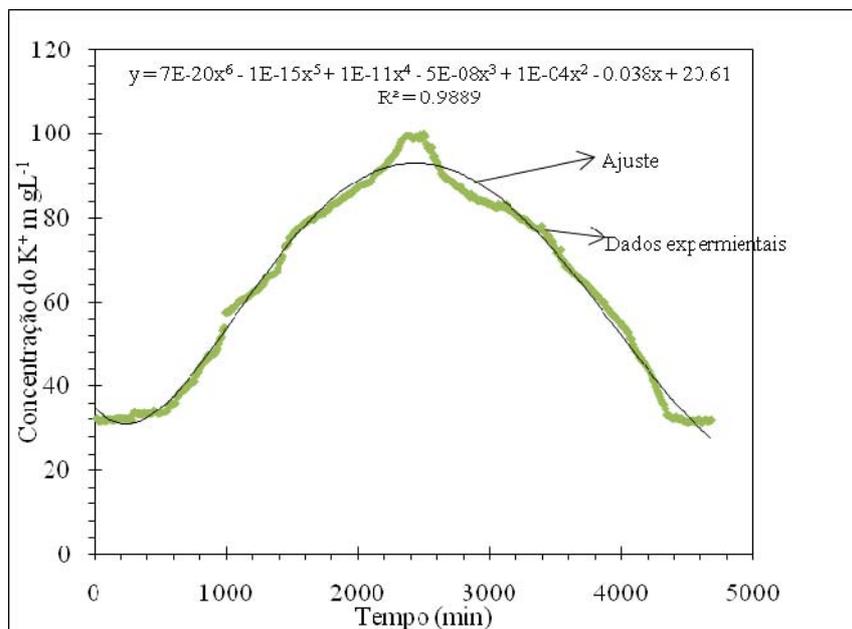


Figura 58 Variação da concentração do  $K^+$  no UASB ao longo do tempo

A Equação 129, denominada C(t) e encontrada por meio da regressão dos valores observados, apresentou coeficiente de regressão ( $R^2=0,98895$ ).

$$C(t)=7,10^{-20}t^6-10^{-15}t^5+10^{-11}t^4-5,10^{-08}t^3+10^{-04}t^2-0,038t+20,61 \quad (129)$$

Integrando-se a Equação 129, no intervalo de 0 a 78 horas, e multiplicando o valor obtido pela vazão média do sistema ao longo da avaliação, obteve-se a massa de potássio recuperada conforme mostrado pelas equações 130 e 131.

$$\int_0^{78} (7,10^{-20}t^6 - 10^{-15}t^5 + 10^{-11}t^4 - 5,10^{-08}t^3 + 10^{-04}t^2 - 0,038t + 20,61) dt \quad (130)$$

$$\int_0^{78} C(t).dt = 1738,36mg \text{ L}^{-1}h^{-1} \quad (131)$$

Para determinação da quantidade do traçador introduzido temos que multiplicar o resultado da Equação 130 pela vazão média, conforme as equações 132 e 133.

$$\int_0^{78} C(t).dt = 1738,36mg \text{ L}^{-1}hora^{-1} \times 200 \text{ L}^{-1} \text{ hora}^{-1} = 347,672 \text{ g de K}^+ \quad (132)$$

$$\text{Massa KCl} = \frac{347,672g \text{ de K}^+ \times 74,6g}{39,1g} = 663,33g \quad (133)$$

Foi introduzida uma massa total de 730 g de KCl no reator RAC e recuperada cerca 683,12, e essa quantidade é que foi introduzida no reator UASB. Foi recuperada, conforme Equação 141 663,33 g, o correspondente a cerca de 97,1% do total introduzido no reator UASB. O remanescente do reator UASB, ou seja, a porção que ficou segregada tem as mesmas explicações que as que foram dadas ao reator RAC.

A normalização da curva pela equação segundo Levenspiel (1988) é dada pela Equação 134:

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{78} C(t) \cdot dt} \quad (134)$$

E a expressão numérica é dada pela Equação 135.

$$E(t) = \frac{(7,10^{-20}t^6 - 10^{-15}t^5 + 10^{-11}t^4 - 5,10^{-08}t^3 + 10^{-04}t^2 - 0,038t + 20,61)dt}{1738,36} \quad (135)$$

O tempo médio pode ser obtido segundo a Equação 136.

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{78} tE(t)}{E(t)} \cdot dt = \int_0^{78} tE(t) \cdot dt = 33,19 \text{ h}^{-1} \quad (136)$$

A variância, conforme já explicado anteriormente, pode ser dada pela Equação 137:

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{78} t^2 C(t).dt}{\int_0^{78} C(t).dt} - \bar{t}^2 = \int_0^{78} t^2 E(t).dt - \bar{t}^2 = 509,11h^2 \quad (137)$$

Tornando a variância adimensional, tem-se a Equação 138.

$$\sigma^2_0 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{846,21}{(33,19)^2} = 0,768 \quad (138)$$

Considerando a característica assimétrica de distribuição observada na curva resposta obtida na avaliação, o modelo foi caracterizado como de dispersão de grande intensidade, conforme a Figura 53, para o qual o número de dispersão pode ser determinado pelas equações 139.

$$\frac{D}{uL} = 0,85 \quad (139)$$

#### 4.1.2 Determinação do tipo de mistura do reator RAC em meio biótico usando LiCl como traçador

O mesmo procedimento adotado no estudo do tipo de mistura no meio abiótico foi adotado para o meio biótico.

O resultado da leitura das concentrações das amostras efluentes do reator RAC resultou na curva ilustrada na Figura 59. Os resultados observados ao longo do experimento hidrodinâmicos envolvendo KCl como traçador no RAC e no reator UASB estão demonstrados são no apêndice III Tabela I-2 e Tabela I-4.

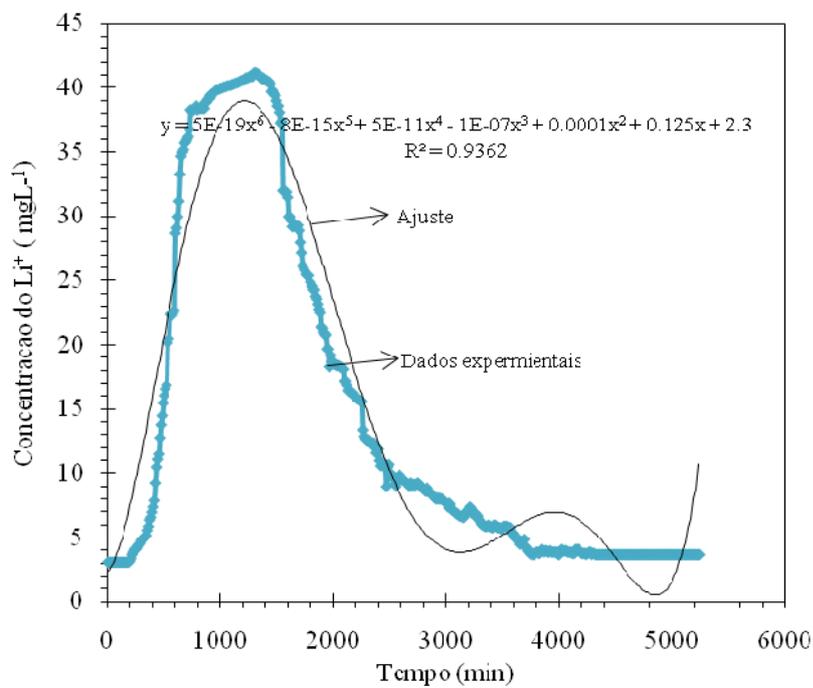


Figura 59 Variação da concentração do  $\text{Li}^+$  no RAC em meio biótico ao longo do tempo

A regressão não linear dos valores observados resultaram na Equação 140 cujo coeficiente de determinação foi ( $R^2 = 0,90977$ ).

$$C(t) = 5,10^{-19} t^6 - 8,10^{-15} t^5 + 5,10^{-11} t^4 - 10^{-07} t^3 + 0,0001t^2 + 0,125t + 2,3 \quad (140)$$

Integrando-se a Equação 140  $[C(t)]$ , no intervalo de 0 a 87,34 horas que correspondem a 5240,4 minutos decorrentes ao experimento e multiplicando o valor obtido pela vazão média do sistema ao longo da avaliação, obteve-se a massa de lítio recuperada conforme é representado nas equações 141, 142, 143, 144 e 145.

$$\int_0^{87,34} (5,10^{-19} t^6 - 8,10^{-15} t^5 + 5,10^{-11} t^4 - 10^{-07} t^3 + 0,0001 t^2 + 0,125 t + 2,3) dt \quad (141)$$

$$\int_0^{87,34} C(t).dt = 698,30 \text{ mg L}^{-1} \text{ hora}^{-1} \quad (142)$$

$$\int_0^{87,34} C(t).dt = 698,30 \text{ mg L}^{-1} \text{ hora}^{-1} \times 300 \text{ L}^{-1} \text{ hora}^{-1} = 209,490 \text{ g de L}^+ \quad (143)$$



$$\text{Massa LiCl} = \frac{209,490 \text{ g de K}^+ \times 42.5 \text{ g}}{7,0 \text{ g}} = 1271,9 \text{ g} \quad (145)$$

Foi introduzida uma massa total de 1500g LiCl no reator RAC e recuperada cerca 1271,9 o que corresponde cerca de 84,79%. O restante do traçador (cerca de 228,1g), foi retido no reator por adsorção no lodo, na espuma e nas zonas mortas, especialmente aquelas formadas nos cantos do reator de configuração prismática.

O volume de zonas mortas no RAC foi menor, porque na data de introdução do traçador, haviam se passados três meses, e apesar da quantidade de lodo não ter alcançado a altura pré-estimada, o reator já estava estabilizado, demonstrando uma eficiência razoável. Uma vez que a remoção da DBO<sub>5</sub> só ocorre com a produção de biogás, evidentemente houve uma melhor mistura,

contribuindo para a minimização das zonas mortas. Além disso, o TDH adotado para a partida foi de 13,18 horas para o RAC e 8,22 para UASB, como a vazão de operação foi maior em relação àquela adotada no estudo abiótico do mesmo reator, houve uma contribuição para uma maior mistura, auxiliando também na diminuição de zonas mortas e caminhos preferências (curto-circuito) no RAC.

A normalização da curva é dada pela Equação 146:

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{87,34} C(t). dt} \quad (146)$$

A determinação numérica pode ser vista na Equação 147.

$$E(t) = \frac{(10^{-16}t^5 - 3.10^{-12}t^4 + 3.10^{-08}t^3 - 9.10^{-05}t^2 + 0.1193t + 3.656).dt}{209,490} \quad (147)$$

O tempo médio pode ser obtido segundo a Equação 148.

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{87,34} tE(t).dt}{\int_0^{87,34} E(t).dt} = 30,38 \quad (148)$$

A variância pode ser determinada pelas equações 149, 150, 151 e 152.

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{87,34} t^2 C(t).dt}{\int_0^{78} C(t).dt} - \bar{t}^2 = \int_0^{87,37} t^2 E(t).dt - \bar{t}^2 = 238,211 \text{ h}^2 \quad (149)$$

Tornando a variância adimensional temos:

$$\sigma^2_0 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{238,21}{(30,38)^2} = 0,258 \quad (150)$$

Calculado o número de dispersão conforme a Equação 152, conclui-se que o padrão de mistura no reator RAC, utilizando o LiCl como traçador, é do tipo fluxo de pistão.

$$\frac{D}{uL} = 0,092 \quad (152)$$

#### 4.1.3 Determinação do tipo de mistura do reator UASB em meio biótico usando LiCl como traçador

Os resultados das análises das amostras efluentes, do reator UASB, resultou na curva referente à Figura 60 no gráfico abaixo:

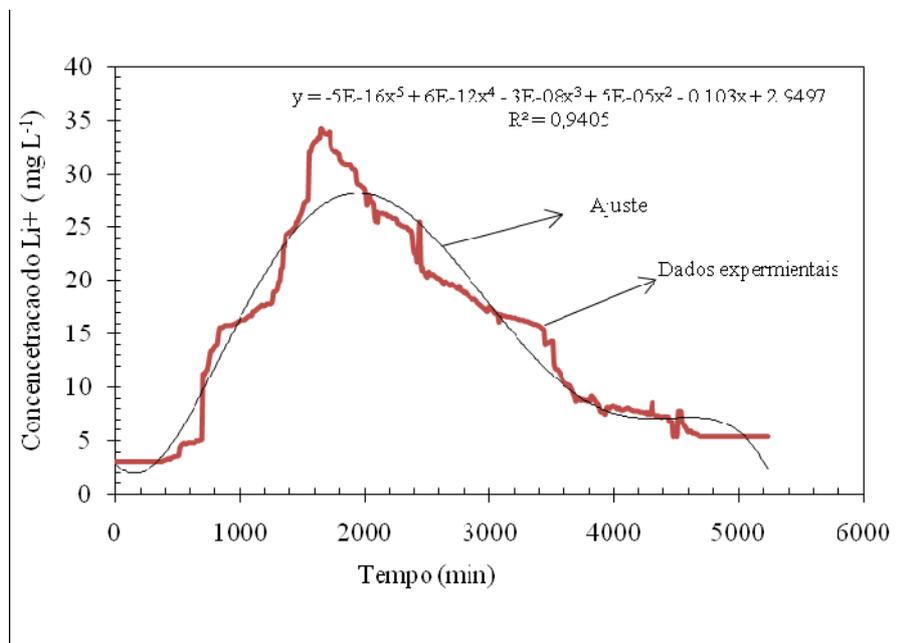


Figura 60 Variação da concentração do  $\text{Li}^+$  no UASB em meio biótico ao longo do tempo

Os valores observados ajustados por meio de regressão linear resultaram na Equação 153 cujo coeficiente de determinação foi ( $R^2 = 0,9405$ ).

$$C(t) = -5.10^{-16}t^5 + 6.10^{-12}t^4 - 3.10^{-08}t^3 + 5.10^{-05}t^2 - 0.103t + 2.9497 \quad (153)$$

Integrando-se a Equação 153, no intervalo de 0 a 87,34 horas e multiplicando o valor obtido pela vazão média do sistema ao longo da avaliação, obteve-se a massa de lítio recuperada conforme é representado nas equações 154, 155, 156, 157 e 158.

$$\int_0^{87,34} (-5.10^{-16}t^5 + 6.10^{-12}t^4 - 3.10^{-08}t^3 + 5.10^{-05}t^2 - 0.103t + 2.9497) dt \quad (154)$$

$$\int_0^{87,34} C(t).dt = 650,830 \text{ mg L}^{-1}\text{hora}^{-1} \quad (155)$$

$$\int_0^{87,34} C(t).dt = 650,830 \text{ mg L}^{-1}\text{hora}^{-1} \times 300 \text{ L}^{-1} \text{ hora}^{-1} = 195,249 \text{ g de Li}^+ \quad (156)$$



$$\text{Massa Li} = \frac{195,249 \text{ g de Li}^+ \times 42.5 \text{ g}}{7,0 \text{ g}} = 1171,494 \text{ g} \quad (158)$$

A normalização da curva é dada pela Equação 158 e calculada numericamente pela Equação 159.

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{87,34} C(t).dt} \quad (159)$$

$$E(t) = \frac{(-5.10^{-16}t^5 + 6.10^{-12}t^4 - 3.10^{-08}t^3 + 5.10^{-05}t^2 - 0.103 + 2.9497)dt}{195,2490} \quad (160)$$

O tempo médio pode ser obtido por meio da Equação 161.

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{87,34} tE(t) \cdot dt}{\int_0^{87,34} E(t) \cdot dt} = 24,5h \quad (161)$$

A variância foi estimada utilizando a Equação 162

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{87,34} t^2 C(t) \cdot dt}{\int_0^{87,34} C(t) \cdot dt} - \bar{t}^2 = \int_0^{87,37} t^2 E(t) \cdot dt - \bar{t}^2 = 307,93h^2 \quad (162)$$

Tornando a variância adimensional calcula-se o número de dispersão conforme a Equação 163 demonstra, foi:

$$\frac{D}{uL} = 0,89 \quad (163)$$

Com este número de dispersão, concluiu-se que o padrão de mistura no reator UASB, utilizando LiCl como traçador mostrou uma maior tendência para o tipo de fluxo de mistura completa. Evidentemente, o reator UASB, possui uma boa mistura em função da produção de biogás, carga hidráulica e do defletor trifásico que obriga, de certa forma, que a biomassa que ascendeu, retorne para a manta de lodo, na parte inferior no reator por meio dos defletores e da parede do sistema coletor de biogás, ajudando também na mistura desta unidade.

#### **4.1.4 Comparação das curvas de concentração do KCl e LiCl**

##### **4.1.4.1 Relação entre o potássio e o lítio em relação aos seus pesos atômicos no RAC**

Como foi abordado anteriormente, os estudos hidrodinâmicos foram realizados com dois tipos de traçadores diferentes, assim sendo, é importante correlacioná-los de modo a determinar a existência de zonas mortas e curtos-circuitos através da diferença dos tempos médios de residência. O uso de sais de metais alcalinos como traçadores vem sendo reportado por vários autores. Dantas; Melo; Neto (2008), usaram cloreto de sódio (NaCl) como traçador em quatro filtros anaeróbios, operados em série, e obteve resultados satisfatórios, ressaltando porém, que deveria ser observado os limites de toxicidades sobre a biomassa.

O KCl é um sal de metal alcalino terroso e pode ser usado como traçador, mas vale ressaltar que o ideal, seria utilizar o mesmo traçador, tanto no meio abiótico como biótico, de preferência o LiCl. Todavia, pelo fato do lítio ser relativamente raro e ter elevado custo de aquisição, optou-se pelo uso de KCl, primeiramente no meio abiótico e posteriormente o LiCl no meio biótico. O uso de LiCl no meio biótico é recomendado por vários autores (ANDERSON et al., 1991; LOURENÇO; CAMPOS, 2009; CAPELA, 2009; XIAO-GUANG et al, 2010).

Como o potássio e o lítio são metais do mesmo grupo na tabela periódica, apresentam propriedades químicas e físicas análogas. A relação entre o potássio e o lítio pode ser feita através dos seus pesos atômicos, conforme referenciado na seção do Material e Métodos pela equação de proporcionalidade por meio da Equação 75. Substituindo a concentração de potássio lida no fotômetro de chama na equação acima, temos a concentração de lítio no meio abiótico e conseqüentemente, as respectivas curvas de concentração no reator

RAC e UASB. As figuras 61 e 62 representam as curvas que refletem a concentração de LiCl no meio abiótico calculada levando em conta a equivalência entre os dois sais .

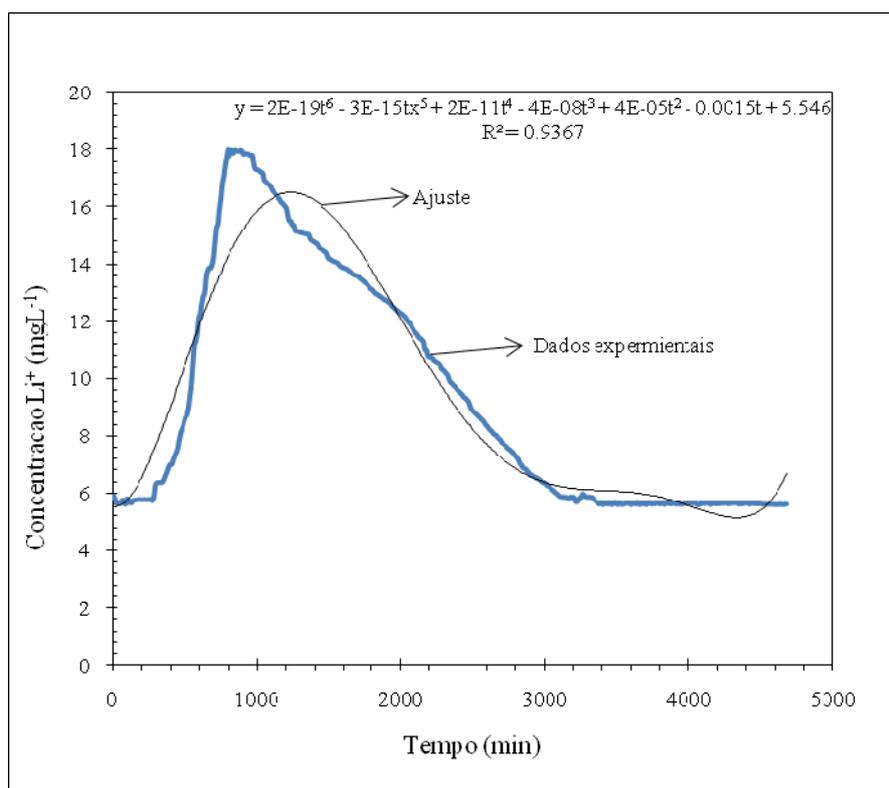


Figura 61 Curva C em termos de lítio no reator RAC em meio abiótico, usando a equivalência de massa de KCl

A curva de concentração é dada pela Equação 164.

$$C(t) = (2,10^{-19}t^6 - 3,10^{-15}t^5 + 2,10^{-11}t^4 - 4,10^{-08}t^3 + 4,10^{-05}t^2 - 0,0015t + 5,546).dt \quad (164)$$

Assim o tempo médio de residência poderá ser determinado segundo a Equação 165.

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{78} tE(t) dt}{\int_0^{78} E(t) dt} = 37.90 \text{ h} \quad (165)$$

A variância e sua forma adimensional podem ser determinadas segundo as fórmulas usadas anteriormente que culminam com o número de dispersão mostrado na equação 166.

$$\frac{D}{uL} = 0,09 \quad (166)$$

Conclui-se que, pela equivalência do  $\text{Li}^+$  expressa através da Equação 166, se o  $\text{LiCl}$  fosse empregue no lugar do  $\text{KCl}$  em meio abiótico, o padrão de mistura do reator RAC tenderia ao fluxo de pistão.

#### **4.1.4.2 Relação entre o potássio e o lítio em relação aos seus pesos atômicos no reator UASB**

Utilizando a Equação 75 podemos aplicar os mesmos princípios já demonstrados na seção 4.5.1.2 no intuito de se determinar a equivalência em lítio de no reator UASB em meio abiótico.

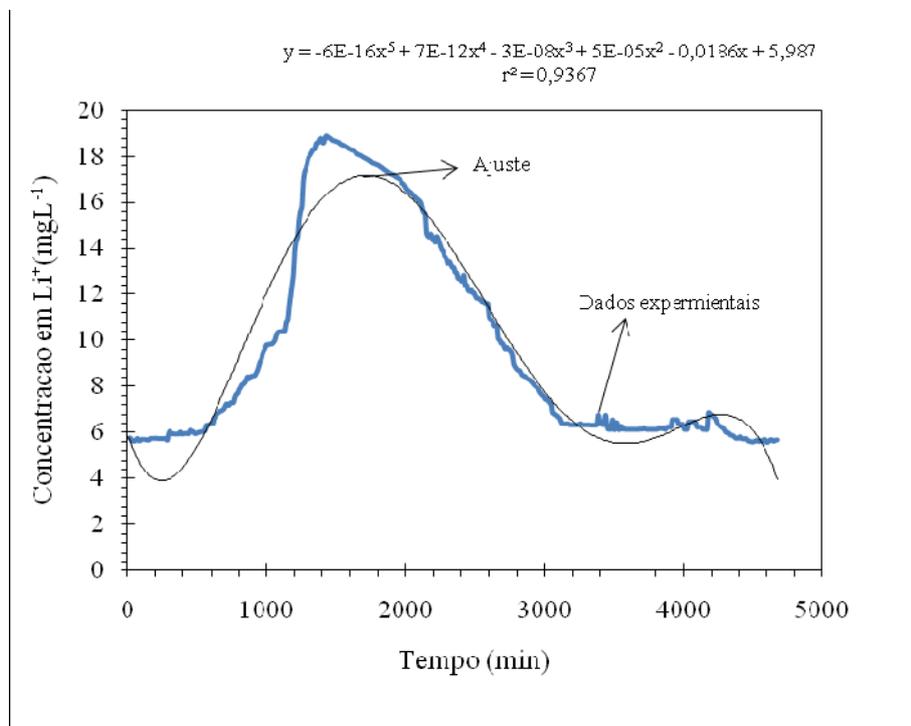


Figura 62 Curva C em termos de lítio no reator UASB em meio abiótico, usando a equivalência de massa de KCl

Sendo a curva de concentração dada pela Equação 167, temos:

$$C(t) = (6,10^{-16}t^5 + 7,10^{-12}t^4 - 3,10^{-08}t^3 + 5,10^{-05}t^2 - 0,0186t + 5,987).dt \quad (167)$$

O tempo médio de residência pode ser descrito pela Equação 168.

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{78} tE(t).dt}{\int_0^{78} E(t).dt} = 28,90h \quad (168)$$

Calculando a variância e logo depois dispersão conforme demonstra a equação 169, conclui-se que, pela equivalência do  $\text{Li}^+$  expressa por meio da Equação 75, caso o  $\text{LiCl}$  fosse usado no meio abiótico, o padrão de mistura no reator UASB com  $\text{KCl}$  tenderia mais para mistura completa do que para pistonado.

$$\frac{D}{uL}=0,36 \quad (169)$$

A comparação dos parâmetros hidrodinâmicos feitos em meio abiótico usando potássio e a sua equivalência em lítio nos reatores RAC e UASB está resumida na Tabela 15.

Tabela 15 Comparação dos parâmetros hidrodinâmicos de dois traçadores em meio biótico

Parâmetro	Reator RAC		Reator UASB	
	KCl	LiCl	KCl	LiCl
Tempo estimado (h)	16h	21,79	12,0	12,75
Tempo médio (h)	40,05	37,90	33,19	28,90
Variância ( $\text{h}^2$ )	509,1	668,6	846,21	748,4
Variância adimensional	0,32	0,512	0,78	0,99
Numero de dispersão	0,12	0,092	0,85	0,89
Padrão de mistura	F.P	F.P	M	M

FP= fluxo em pistão e M= mistura completa

Tendo como base a tabela acima, conclui-se que utilizando o cloreto de potássio, lítio ou mesmo outro traçador, o padrão de mistura no RAC é do tipo fluxo pistonado com dispersão de pequena intensidade, enquanto no reator UASB tende para o tipo de mistura completa com dispersão.

#### **4.1.4.3 Comparação entre os modelos ajustados (polinomiais) e as curvas originais**

Para se determinar os cálculos do tempo médio de residência, variância e o número de dispersão utilizaram-se das curvas ajustadas e geradas na planilha de Excel<sup>®</sup> 2007. Foram selecionadas curvas, cujo coeficiente de correlação era maior, por serem as que mais se ajustavam ao modelo de cada gráfico gerado. Apesar de todas as curvas de concentração possuírem uma correlação elevada no modelo polinomial e na distribuição, aparentemente, Gaussiana ou normal, verificou-se que o coeficiente de curtose do modelo polinomial era respectivamente menor que o da curva original, ou seja, as curvas ajustadas são mesocúrticas em relação às curvas originais mostradas nas figuras apresentadas.

Segundo Levenspiel (1988), as curvas mesocúrticas estão relacionadas com uma dispersão maior que as leptocúrticas que tendem a uma dispersão menor tendenciado para um fluxo em pistão conforme pode ser visto na Figura 53. Comparando cada uma das curvas originais de concentração geradas no Excel<sup>®</sup> com as curvas ajustadas, percebe-se que a maioria dos modelos polinomiais ajustados pertence à família de curvas de dispersão de grande intensidade, porém as originais são mais achatadas.

Portanto, pode-se concluir que, o número de dispersão “d” calculado em cada modelo está superestimado ou subestimado em relação às curvas originais. Apesar de a distribuição normal ser uma função exponencial, os dados foram

submetidos a modelos exponenciais, todavia os coeficientes de correlação foram muito baixos, o que fez com que os modelos polinomiais fossem validados.

Os estudos hidrodinâmicos que envolvem traçadores geram curvas que se traduzem em uma função de distribuição de probabilidade, onde qualquer modelo pode ser usado, desde que gere curvas análogas a distribuição normal, o que valida às curvas polinomiais calculadas neste trabalho.

#### **4.1.4.4 Comparação das curvas de concentração em dois meios abióticos e biótico usando a equivalência do KCl e LiCl como traçadores**

Para se determinar o tempo de detenção hidráulica efetivo no meio abiótico e biótico usando LiCl como traçador nas curvas originais, as curvas obtidas em meio abiótico por meio de equivalência de KCl e LiCl foram sobrepostas com as obtidas em meio biótico utilizando o LiCl, conforme representado nas Figuras 63 e 64. Assim a diferença nos pontos máximos de cada curva, em relação ao tempo de residência em cada reator resultou nas zonas mortas.

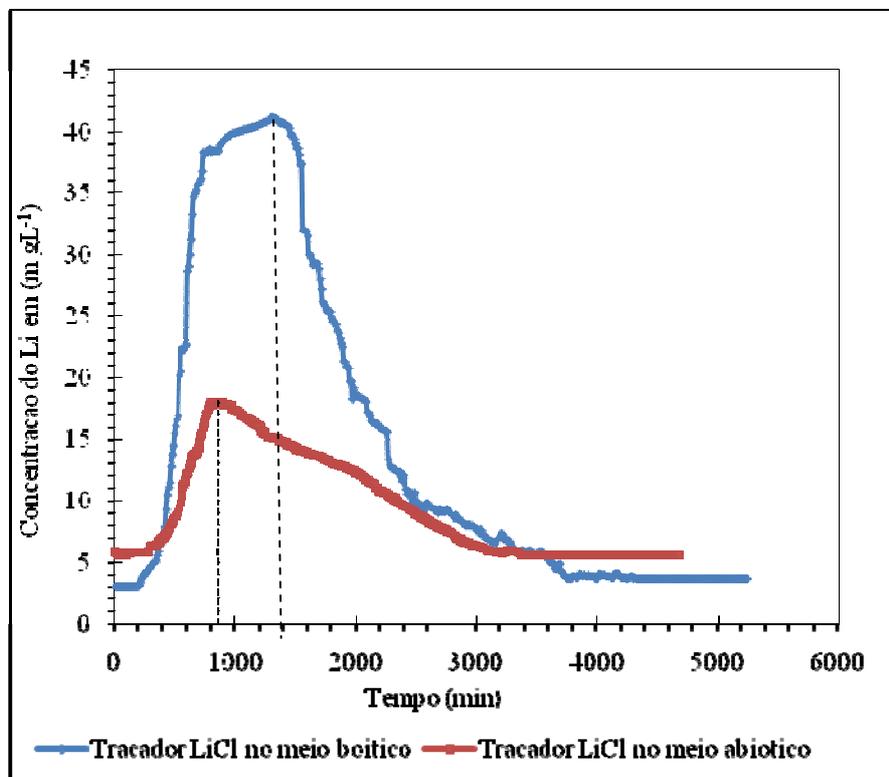


Figura 63 Sobreposição das curvas gerados no meio abiótico e biótico no reator RAC

No reator UASB a sobreposição das curvas no meio abiótico e biótico estão ilustradas abaixo.

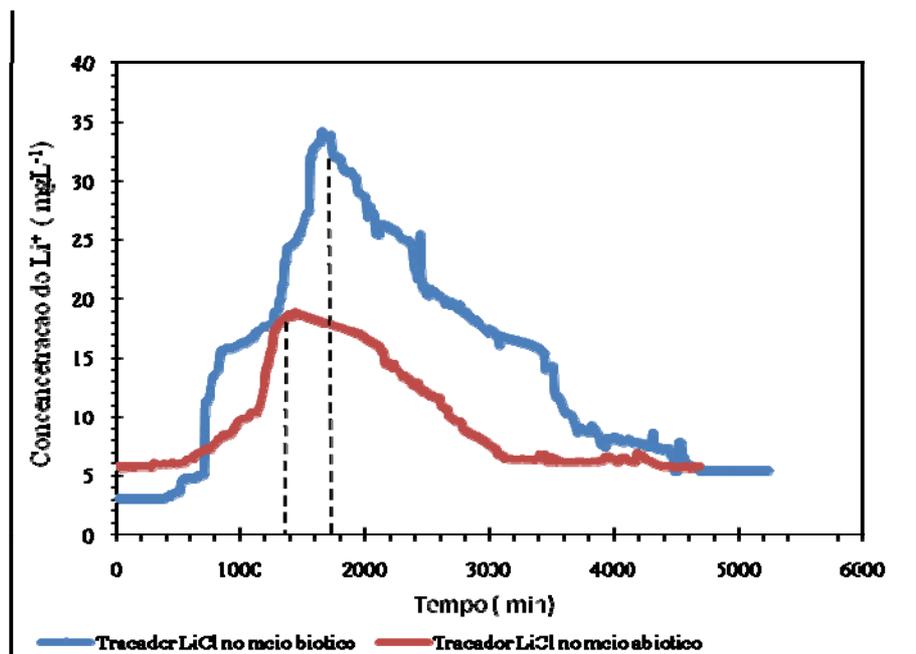


Figura 64 Sobreposição das curvas gerados no meio abiótico e biótico no reator UASB utilizando LiCl como traçador

Usando a equação 75 foram geradas curvas ilustradas nas Figuras 63 e 64, que são similares às obtidas pela equação 76 e ilustradas nas Figuras 65 e 66. As curvas das Figuras 65 e 66 foram projetadas com a finalidade de comparar os resultados das duas equações (75 e 76) e pode-se constatar que essas equações geram curvas bem análogas com resultados aproximadamente iguais. Deveras, as curvas que serão usadas para estudos serão da equação 75 (Figuras 63 e 64), por serem mais fidedignas.

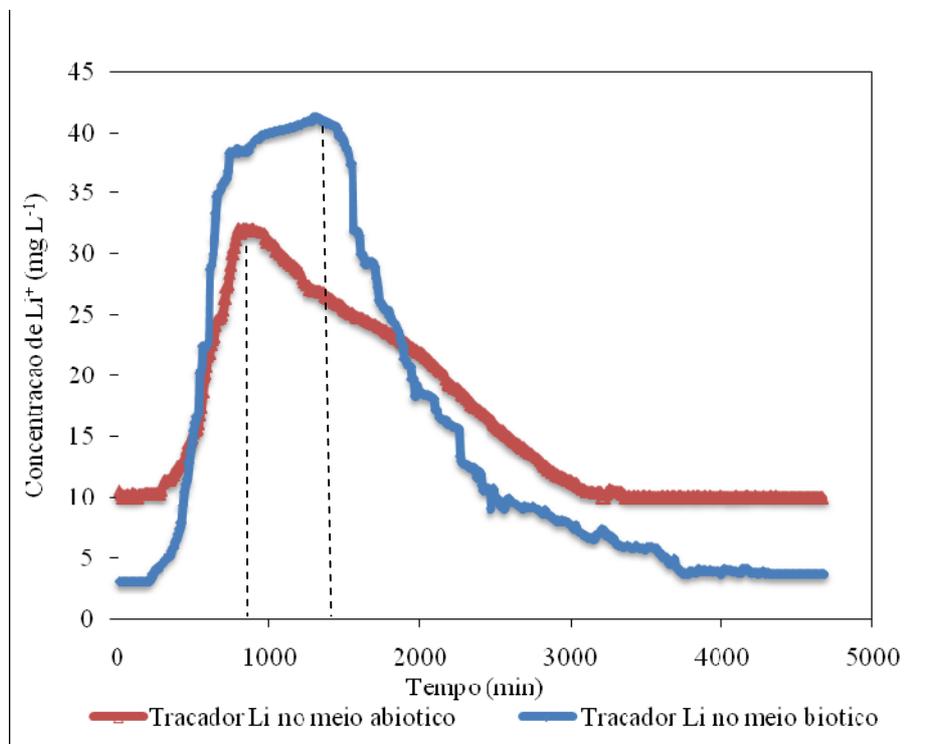


Figura 65 Sobreposição das curvas gerados no meio abiótico e biótico no reator RAC

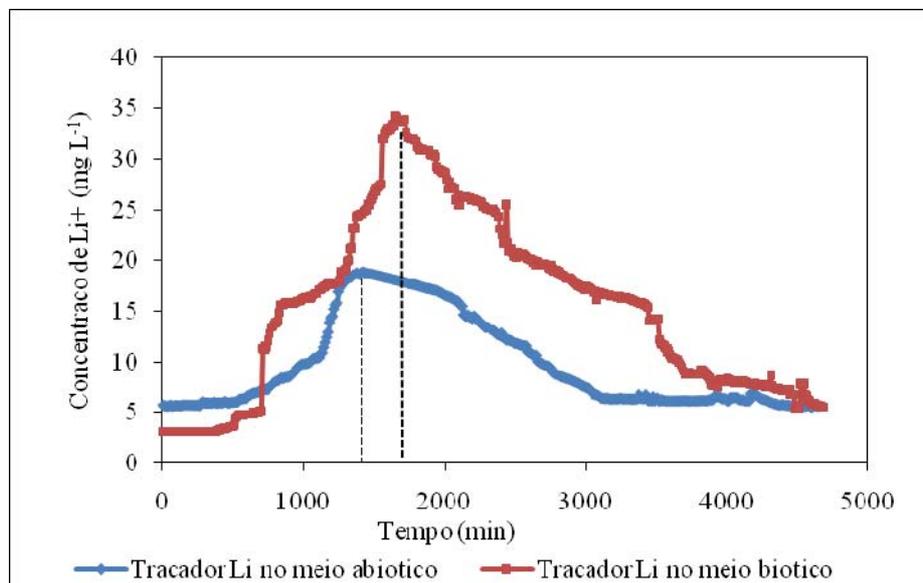


Figura 66 Sobreposição das curvas gerados no meio abiótico e biótico no reator UASB

Para melhor compreensão de tempo de detenção hidráulico calculado e extraído nas curvas no meio abiótico e biótico (Figuras 63 e 64) usando lítio como traçador, no reator RAC e UASB elaborou-se a Tabela 16.

Tabela 16 Comparação de tempo de detenção hidráulica no reator RAC e UASB usando lítio como traçador em meio abiótico e biótico

Condição	RAC	UASB
	Tempo médio de residência (h)	
Meio abiótico estimado	13,18	8,22
Meio biótico estimado	18,34h	12h
Meio abiótico (calculado)	30,4	24,5
Meio biótico (calculado)	37,4	28,90
Meio abiótico (extraído da curva)	17,4	18,90
Meio biótico (extraído da curva)	24,4	28,33

De acordo com a Tabela 16, o TDH extraído diretamente da curva de concentração no reator RAC, no meio abiótico foi de 17,4 horas e no meio biótico de 24,4 horas. A diferença entre o tempo extraído abiótico e biótico foi de 7 horas a mais, informando que no meio biótico o traçador teve um tempo de residência 40% maior devido às zonas mortas. Conforme mencionado anteriormente, grande parte desta demora foi causada pela presença de espuma acumulada na parte superior do reator. Na realidade o processo anaeróbio gera biogás, o qual ascende constantemente para a parte superior do reator carregando espuma, especialmente óleos e graxas, juntamente com parte dos sólidos de baixa densidade e, evidentemente, as moléculas do traçador absorvidas e adsorvidas flutam juntamente, sofrendo segregação nesta parte do reator onde se forma uma zona morta. Resultados semelhantes foram obtidos em estudos realizados por Lourenço e Campos (2009) em escala laboratorial.

O tempo de residência calculado para o RAC foi de 30,4 e 37,4 no meio abiótico e biótico, respectivamente, mostrando também que o TDH em meio abiótico foi inferior ao do meio biótico devido não só a um menor volume de zonas mortas, mas também devido a outros fatores como a sorção pela biomassa e espuma existentes no meio biótico.

Já o tempo de residência do traçador extraído da curva do reator UASB, em meio abiótico, foi de 18,90 horas e em meio biótico de 28,33 horas. A diferença foi de 9,43 horas. O tempo de residência foi em torno de 50% maior que em meio biótico. Isto pode ser explicado devido às zonas mortas, causadas pela configuração prismática prismática do reator UASB, retenção molecular do traçador, pela espuma flotada na parte inferior do separador de três fases, deflexão hidráulica e retorno da biomassa para a parte inferior do reator. Ainda houve parte do traçador que sofreu sorção pela biota, outra parte sofreu retenção, provavelmente pelo fato do volume de decantação estar situado na região superior do reator UASB, local de baixa turbulência devido à prévia remoção do

biogás, o que permite a decantação e retorno da biomassa para as câmaras internas do reator UASB e concomitantemente com o traçador adsorvido e adsorvido pela biota decantada. Ocorreu durante o experimento problemas com a bomba devido à variação, com queda de fase influenciando diretamente na vazão. Certamente, este problema citado pode ter influenciado de alguma forma o resultado. Outro aspecto importante que explica este elevado tempo de retenção foi a característica e a respectiva altura de lodo observadas no reator UASB. O lodo deste reator estava bem mais denso e melhor distribuído que o do RAC, fato que foi verificado por meio da coleta do perfil de lodo dos amostradores laterais, isto pressupõe, conforme explicado anteriormente, contribuir para aumentar o fenômeno de sorção, e conseqüentemente para um maior volume de zonas mortas neste reator. Finalmente, foi observado também que o reator UASB produziu bem mais espuma em função da maior produção de biogás por volume do que o RAC, implicando em uma maior segregação de traçador nesta parte da unidade de tratamento.

#### **4.1.5 Determinação da constante de degradabilidade (k) e da eficiência na remoção do substrato dos reatores RAC e UASB**

Segundo Von Sperling (2006), a partir do coeficiente de dispersão calculado em cada reator usando LiCl em meio biótico, pode-se determinar a eficiência de remoção de substrato por meio do coeficiente de degradabilidade (k), onde este é multiplicado pelo TDH. O produto obtido é equivalente a eficiência explicitada no gráfico da Figura 52, obtido a partir do modelo equacionado de Wehner-Wilhem. O coeficiente de degradabilidade (k) foi obtido por meio das equações 66 e 64 abordados na seção de Materiais e Métodos.

Usando o coeficiente de dispersão, calculado por meio do traçador LiCl em meio biótico, nos reatores RAC e UASB, os valores de “d” encontrados

foram de 0,12 e 0,89, respectivamente, e a constante de degradabilidade (k), obtida através da matéria orgânica nas formas de: DQO bruta, DQO filtrada, DBO bruta e DBO filtrada e de NTK e fósforo. As eficiências de remoção de substrato em cada reator foram determinadas em função das curvas da Figura 52. As eficiências nos reatores RAC e UASB estão resumidas nas Tabelas 17, 18, 19 e 20.

Tabela 17 Eficiência teórica de remoção da matéria orgânica nas formas de: DQO total e filtrada, DBO total e filtrada

		d=0,12			
TDH		DQObruta	DQO filtrada	DBO bruta	DBO filtrada
13,18 h	k	2,41	3,61	3,61	4,06
	kt	1,32	2,01	2,01	2,21
	Eficiência (%)	70,0	82	61,2	75
16h	k	2,96	3,23	4,51	3,3
	kt	2,52	2,62	3,0	2,2
	Eficiência	82	89	82	90
13,4	k	2,6	6,03	5,31	2,12
	kt	1,46	3,5	3,1	3,91
	Eficiência	75	88	85	80
10	k	2,64	4,32	2,64	3,3
	kt	1,11	1,87	1,12	1,41
	Eficiência	60		60	63
8,0	k	5,41	4,81	3,01	4,2
	kt	0,90	0,81	0,51	0,7
	Eficiência	<60%		60	60

Tabela 18 Eficiência de remoção da NTK e P no RAC

		d=0,12	
TDH		Nitrogênio	Fosforo
13h	k	2,03	2,06
	kt	1,1	0,9
	Eficiência(%)	63	<60
16h	k	,48	0,6
	kt	0,32	0,41
	Eficiência	<60	<60
13,4	k	2,00	1,81
	kt	1,10	0,90
	Eficiência	60%	<60
10	k	0,5	6,80
	kt	0,2	0,8
	Eficiência	<60	<60
8,0	k	0,8	0,7
	kt	6,8	0,13
	Eficiência	<60	<60

Tabela 19 Eficiência da remoção da matéria orgânica carbonácea no reator UASB

		d=0,82			
TDH		DQO bruta	DQO filtrad a	DBO bruta	DBO filtrad a
8h	k	3,62	5,79	8,88	1,81
	kt	1,19	1,99	3,00	3,41
	Eficiência(%)	65	70	80,0	85
10h	k	5,04	6,08	9,60	9,41
	kt	2,12	2,89	4,10	4,01
	Eficiência	70	80	88	88
8h	k	7,5	5,99	9,61	5,91
	kt	2,50	2,79	3,19	2,79
	Eficiência	77	80	85	80
6h	k	6,02	3,99	4,00	4,1
	kt	1,29	1,09	0,99	1,01
	Eficiência	<60	64	<60	<60
4h	k	3,01	1,8	1,91	0,59
	kt	0,49	0,3	0,31	0,12
	Eficiência	<60	<60	<60	<60

Tabela 20 Eficiência de remoção da N e P no reator RAC

		d=0,82	
TDH		Nitrogênio	Fósforo
8h	k	2,09	2,91
	kt	0,71	0,49
	Eficiência(%)	<60	<60
10h	k	1,97	1,44
	kt	0,82	0,62
	Eficiência	<60	<60
8h	k	2,99	3,01
	kt	1,01	0,30
	Eficiência	<60	<60
6h	k	0,82	2,80
	kt	0,21	0,71
	Eficiência	<60	60
4h	k	3,01	1,21
	kt	0,51	0,21
	Eficiência	<60	<60

Com base nas tabelas representadas observa-se que o reator RAC remove em média cerca de 70% da DQO bruta e filtrada quando operado com TDH entre 13 e 16 horas, sendo que abaixo de 13 horas a eficiência foi menor que 60% e cerca de 50% de remoção da DBO bruta e filtrada quando operado no mesmo intervalo.

O reator UASB removeu cerca de 60 a 70% de matéria orgânica nas formas de DQO total, DQO filtrada, DBO total e DBO filtrada quando operado com TDH entre 8 e 10 horas e para TDH abaixo de 8 horas a eficiência do reator UASB cai bruscamente para valores a baixo de 60%. Os dois reatores tiveram uma eficiência muito menor no que diz respeito a remoção de nitrogênio e fósforo, isto é, abaixo de 60% e não foi possível determinar por meio do modelo um valor mais preciso de remoção de nitrogênio e fósforo, porque as curvas do ábaco de Wehner-Wilhem se iniciam com valor mínimo de eficiência de 60%.

É importante ressaltar que este ábaco é aplicado para o esgoto humano, onde a cinética da primeira ordem é predominante, a aplicação para águas residuárias da suinocultura pode resultar uma sobre ou subestimação dos valores de constante de degradabilidade ( $k$ ) e da eficiência representados nas tabelas 17, 18, 19 e 20, uma vez que as cargas foram aumentadas em função da diminuição do TDH, a concentração afluente do substrato também aumentou, apresentando uma cinética predominantemente de ordem zero, e não de primeira ordem como normalmente ocorre.

Por meio da simulação matemática, proposta por Sperling (2006), para descrever o comportamento de reatores operando em condições estacionárias (vazão e concentração constante) e em regime de fluxo em pistão para RAC e de mistura completa para UASB, foram simuladas as condições médias de operação observadas no reator RAC e UASB. Cada etapa do experimento pode ser vista de acordo com as tabelas 17, 18, 21 e 20, ilustradas anteriormente. Na simulação dos dados, realizada pelo *software* Visual Basic®, foram considerados valores observados sob condições estacionárias de matéria orgânica ( $DQO_{total}$ ,  $DQO_{filtrada}$ ,  $DBO_{bruta}$  e  $DBO_{filtrada}$ , NTK e P em ambos os reatores. Foram utilizados os seguintes parâmetros de entrada: vazão, concentração afluente e efluente em  $mgL^{-1}$ , dias decorridos para cada tempo de detenção hidráulica, coeficiente de remoção proposto por Chernicahro ( $k=0,1$ ) e intervalo de integração para o método de Euler (0,001). Os resultados obtidos pela simulação encontram-se no Apêndice IV, Tabela I-1. Já os detalhes da programação são representadas no Apêndice IV, Figura 1.

As curvas resultantes da simulação dos valores das Tabelas 17 e 18, referentes ao RAC, estão representadas nas Figuras 67 a 72.

No computo geral os gráficos ilustram que à medida que a concentração do afluente aumenta a tendência de remoção de matéria orgânica nos reatores vai diminuindo (aumento da concentração efluente), atingindo um valor estacionário,

do qual os reatores passam a operar em permantes. Por mais que a concentração do afluente aumente, o valor da concentração do efluente permenceria constante e isto aconteceria teoricamente 40 dias após a partida.

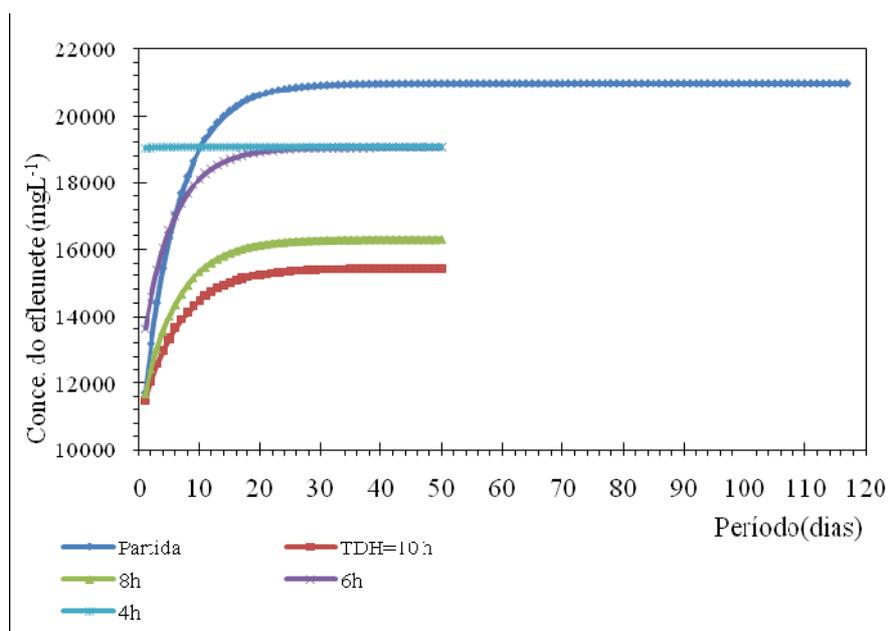


Figura 67 Simulação da remoção da DQO total no reator RAC

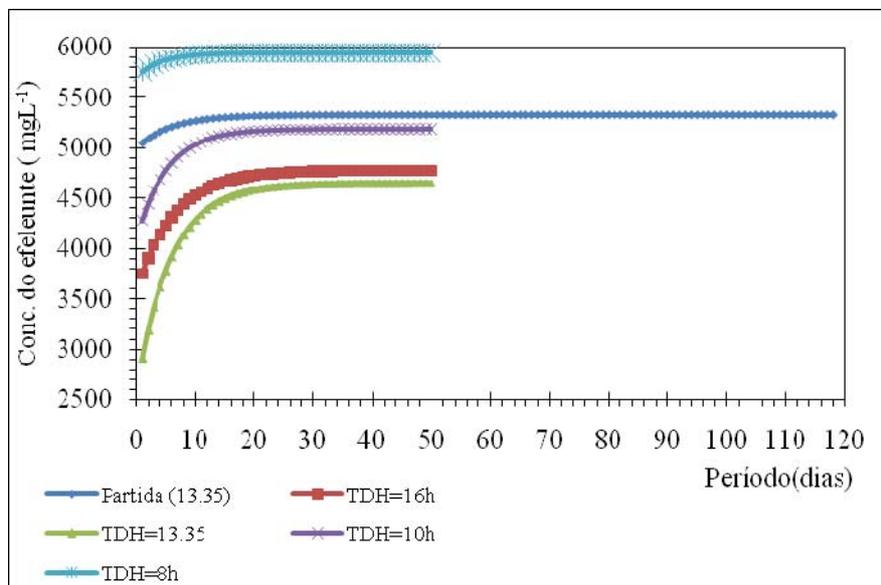


Figura 68 Simulação da remoção da DQO Filtrada no reator RAC

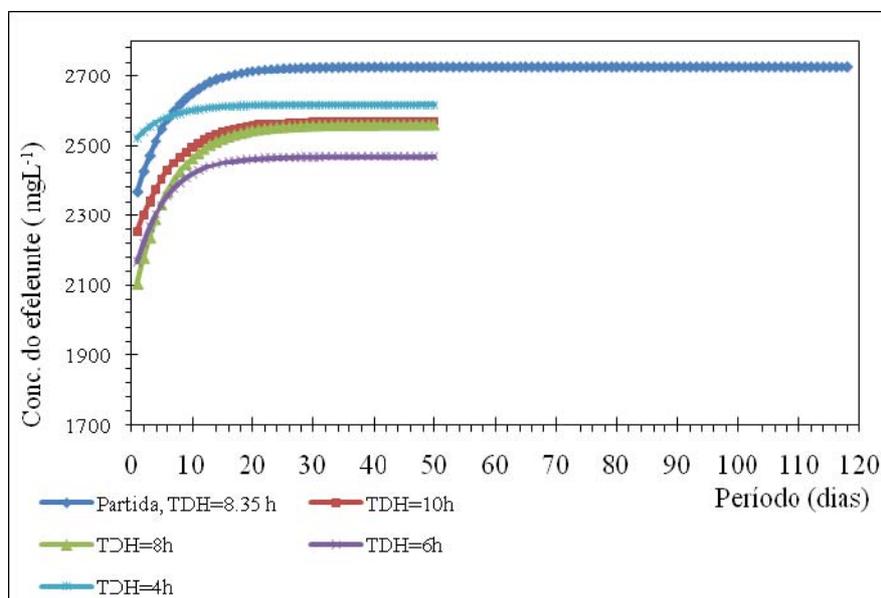


Figura 69 Simulação da remoção da DBO Total no reator RAC

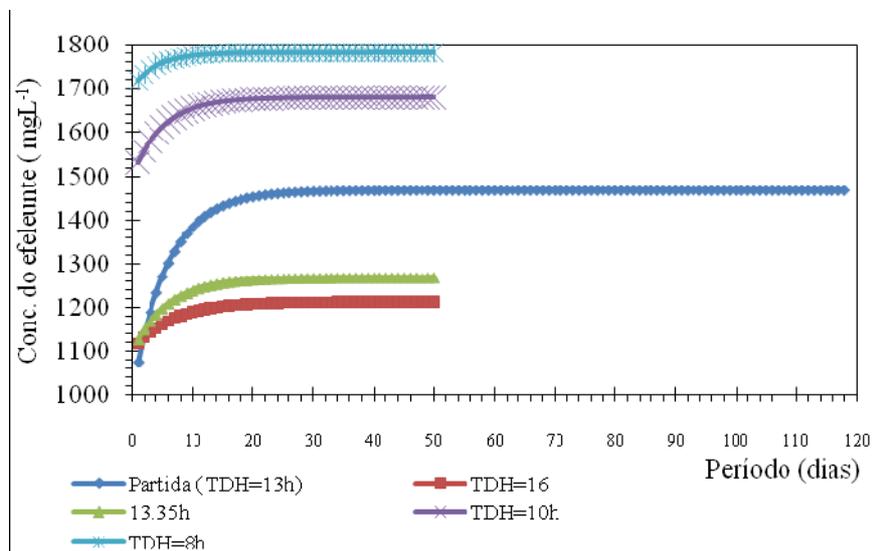


Figura 70 Simulação da remoção da DBO filtrada no reator RAC

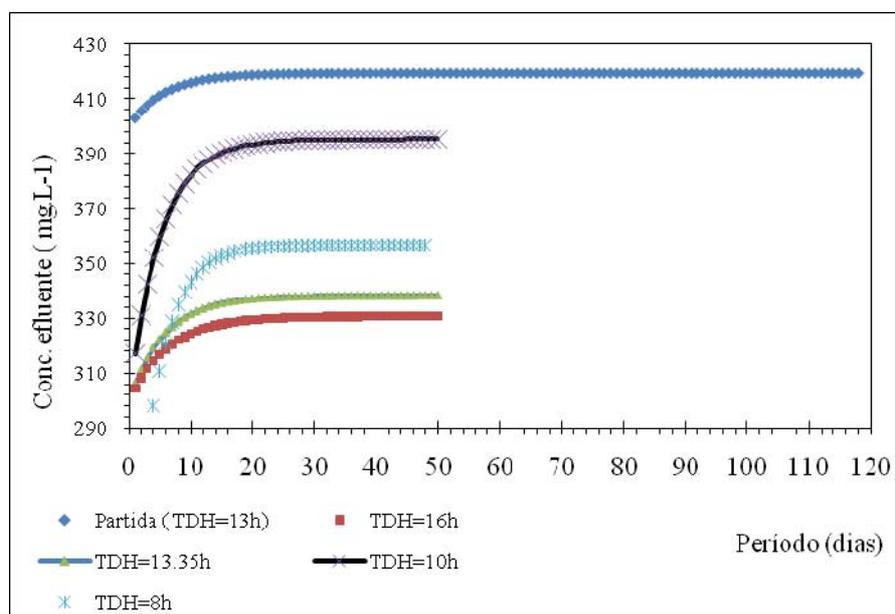


Figura 71 Simulação da remoção do NTK no reator RAC

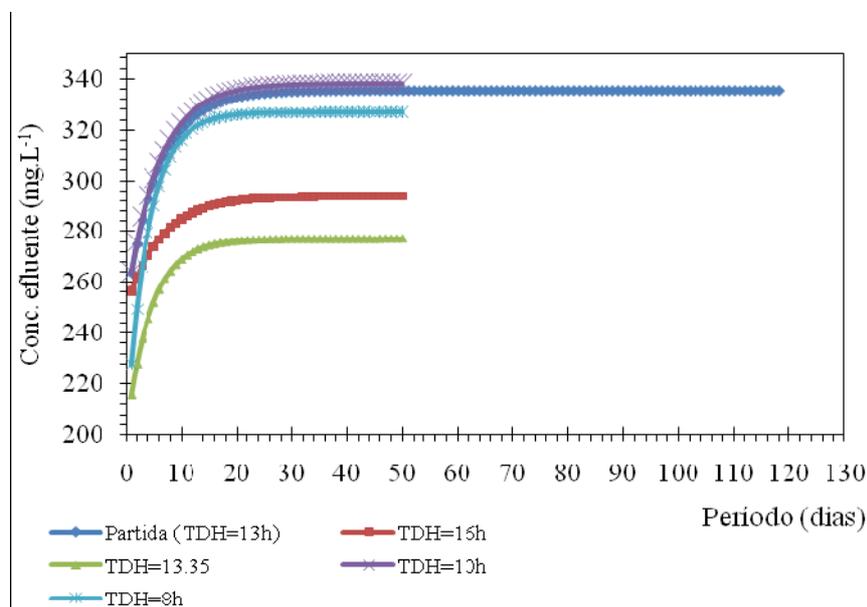


Figura 72 Simulação da remoção da fósforo no reator RAC

Os resultados obtidos por meio da simulação, quando comparados aos observados ao longo do experimento, diferiram razoavelmente para os tempos TDH=13,35, 16h e 13horas. As concentrações médias observadas no efluente da DQO<sub>total</sub>, DQO<sub>filtrada</sub>, DBO<sub>total</sub> e DBO<sub>filtrada</sub>, foram de 10.000, 6.000 e 3.000 e 1.800 mgL<sup>-1</sup> e as simuladas foram de 15.000, 5.000, 2.300 e 1.500 mgL, respectivamente. Provavelmente, essas diferenças sejam explicadas pelo coeficiente de degradabilidade estimado ( $k > 2$ ), conforme ilustrado nas tabelas 18 e 19, e o adotado para o esgoto humano ( $k = 0,1$ ), ainda pelo menor tempo de detenção hidráulica do fluido nos reatores, o que pode ter resultado, predominantemente, na cinética de ordem zero. Já para os TDH(s) de 10 e 8h os valores simulados e observados não diferiram muito, porque para estes TDH(s) o desempenho dos reatores baixou significativamente, e os reatores não operaram em “*steady-state*.” Estudos realizados por Lourenço e Campos (2009),

mostraram que as concentrações de  $DQO_{bruta}$ , no efluente simulado e observado, diferiram em 20 %, caso o reator fosse operado a um TDH de 55 horas. Isso permite concluir que, se os reatores RAC e UASB fossem submetidos a TDH(s) mais elevados, a cinética de remoção do substrato seria, predominantemente, de primeira ordem e, os valores da constante de degradabilidade seriam bem menores, a concentração efluente observada e simulada, dos parâmetros citados, poderiam ser próximos.

As curvas resultantes da simulação dos valores representados nas tabelas 19 e 20, para o reator UASB estão representados nas figuras 73 a 78.

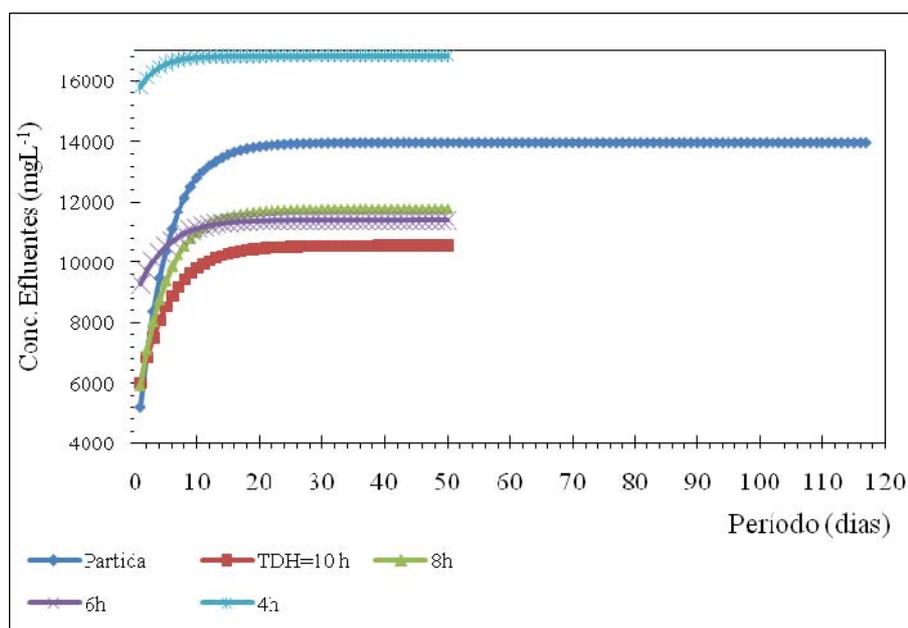


Figura 73 Simulação da remoção da  $DQO_{total}$  no reator UASB

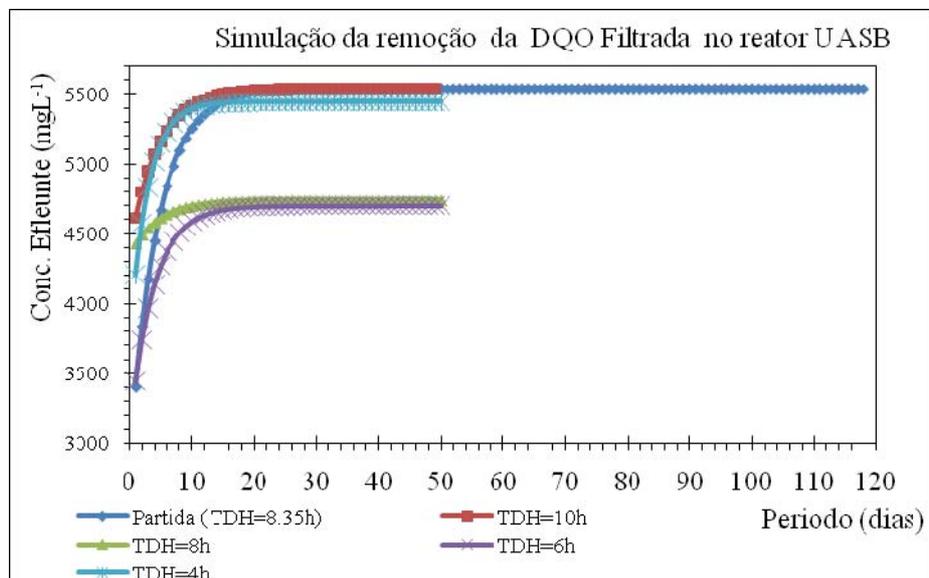


Figura 74 Simulação da remoção da DQO Filtrada no reator UASB

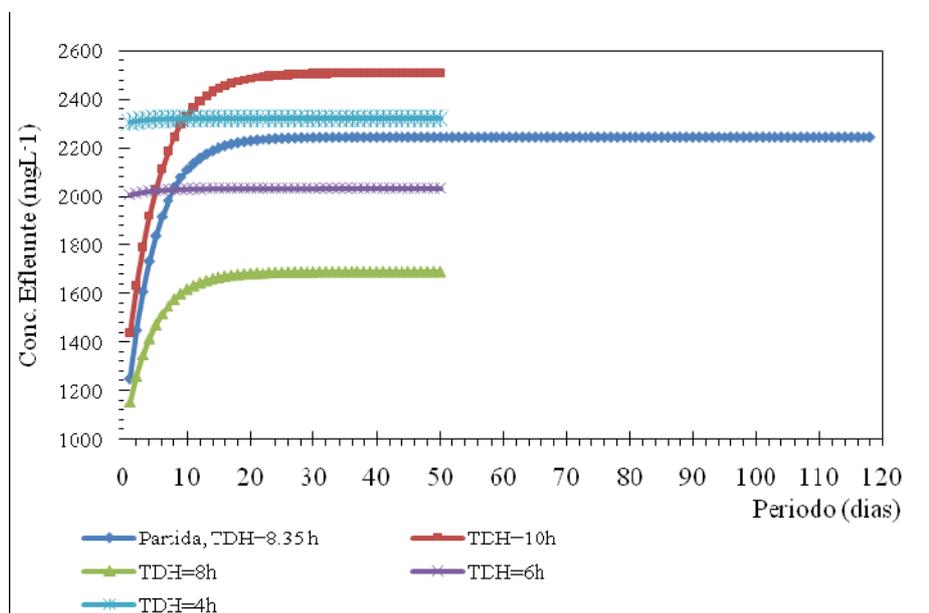


Figura 75 Simulação da remoção da DBO Total no reator UASB

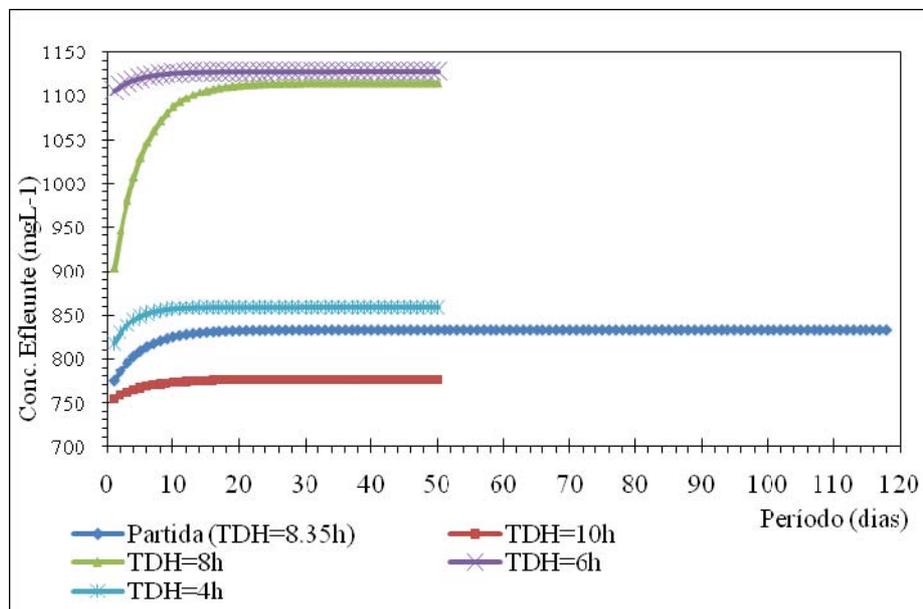


Figura 76 Simulação da remoção da DBO Filtrada no reator UASB

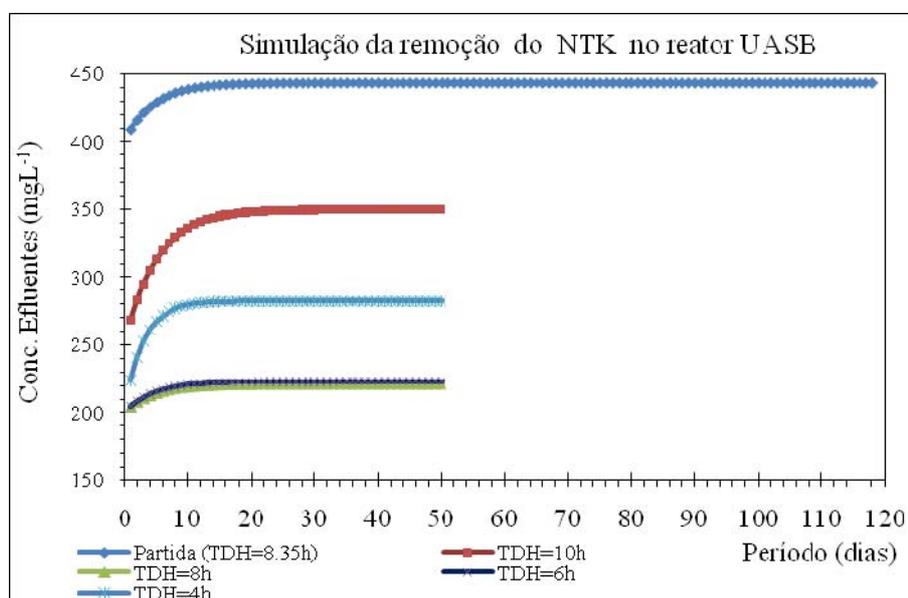


Figura 77 Simulação da remoção do NTK no reator UASB

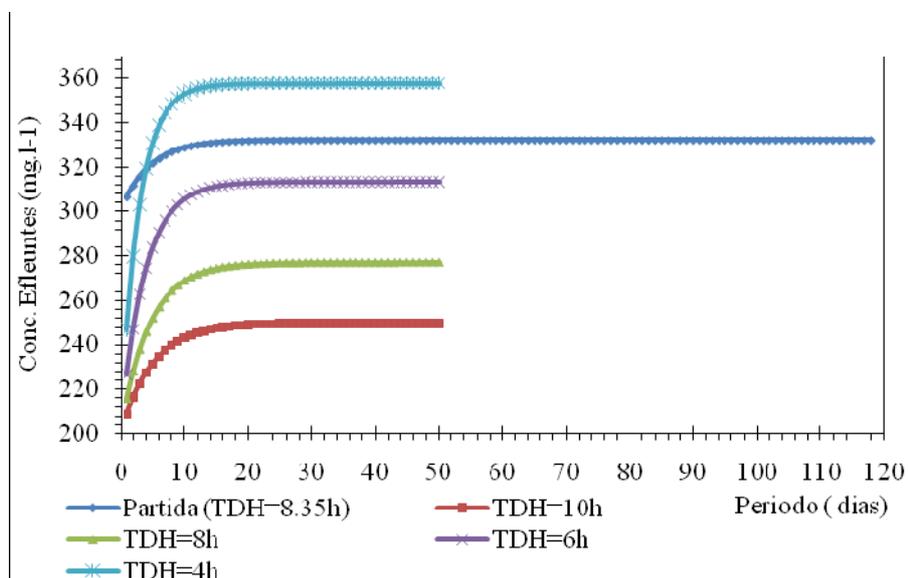


Figura 78 Simulação da remoção do fósforo no reator UASB

As concentrações efluentes médias observadas e simuladas da DQO total, DQO filtrada e DBO bruta e filtrada no reator UASB diferiram em 30%. As razões destas variações são as mesmas constatadas anteriormente no reator RAC. No que diz respeito às concentrações observadas de NTK e fósforo em ambos os reatores, constatou-se que estas foram ligeiramente menores que as simuladas. Os valores médios de concentração efluente de NTK no RAC e UASB foram 200 e 250 mg L<sup>-1</sup>, e os simulados de 30 a 350 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. As concentrações observadas de fósforos no RAC e UASB foram 250 a 300 mg L<sup>-1</sup> em relação as de 300 e 350 obtidas na simulação. Com base nestes resultados observa-se que os reatores tiveram suas eficiências observadas na remoção de NTK e fósforo, similares aos valores simulados.

## 4.2 Desempenho dos reatores RAC e UASB

### 4.2.1 Variação da vazão afluyente na calha de Thompson

Houve grandes variações da vazão afluyente como pode ser visto na Figura 79, devido às limpezas das baias suinícolas da granja. A vazão média observada foi de  $1,34 \text{ L s}^{-1}$ , deve-se ressaltar que nem todo o volume das águas residuárias foi conduzido para o sistema piloto de tratamento, sendo parte desviada para as lagoas de infiltração. Os resultados observados na medição da vazão estão representados no apêndice IV Tabela I-1.

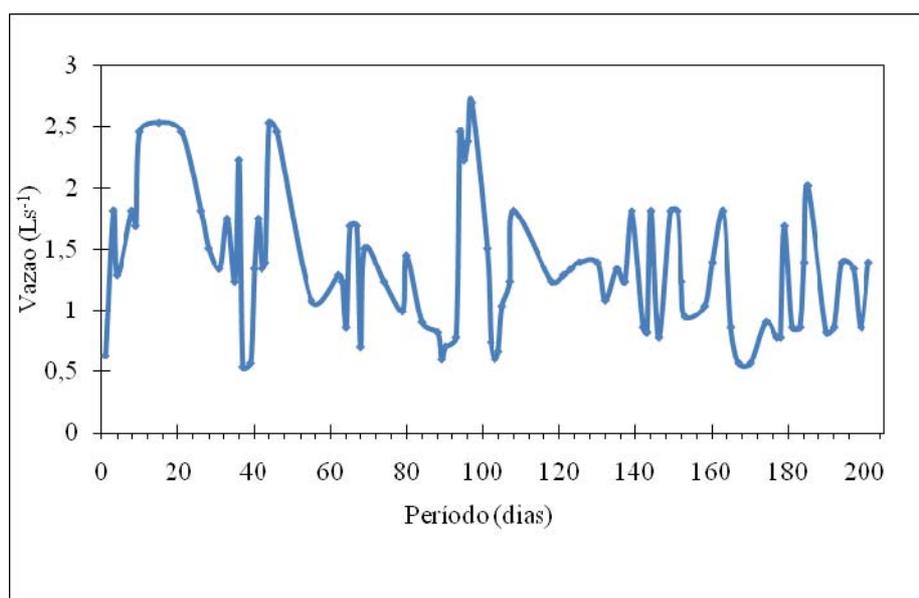


Figura 79 Variação da vazão na calha de Thompson instalada na caixa de retenção de sólidos

#### **4.2.2 Variação da Temperatura externa (ambiente)**

A temperatura máxima, mínima e instantânea coletada ao longo de todo o experimento pode ser observada na Figura 80. Os referidos valores estão também representados detalhadamente no apêndice VI, nas tabelas I-2 e I-3. O experimento teve início no outono (14/06/2010) e terminou no verão (12/01/2011). A variação sazonal da temperatura afetou o desempenho dos reatores, uma vez que, temperaturas maiores aumentam a eficiência.

Segundo o gráfico da Figura 81, as médias da temperatura máxima, mínima e instantânea foram 30°C, 12°C e 22°C, sendo a média geral de 21,3°C, considerada por alguns autores como psicrófila, o que evidentemente afeta negativamente o crescimento bacteriano. Segundo Chernicharo (2007), as bactérias estabilizadoras da matéria orgânica em condições anaeróbicas operam numa faixa satisfatória de temperatura de  $33 \pm 2$  °C. Outro fator muito importante é que a estação piloto de tratamento está localizada numa depressão topográfica próxima a um lago e um córrego florestado, o que faz com que as temperaturas sejam ainda um pouco mais baixas, com noites frias, diminuindo o desempenho dos reatores ali instalados.

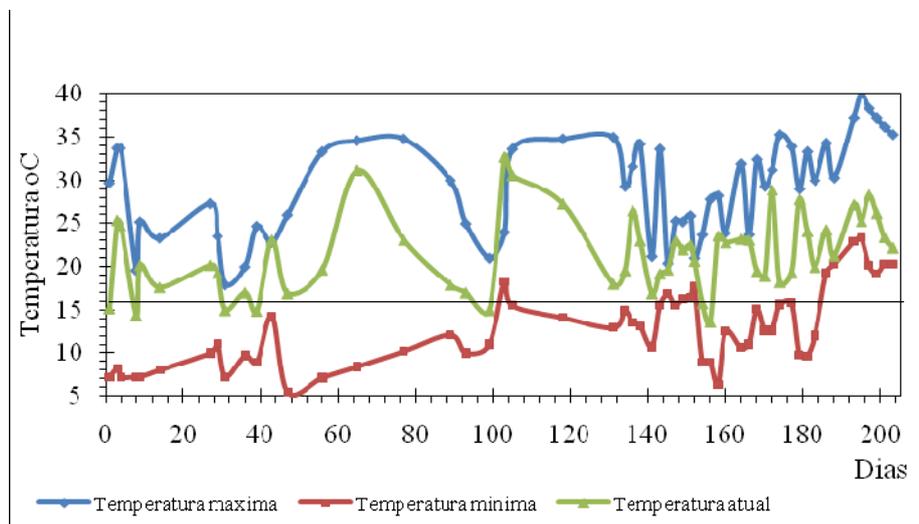


Figura 80 Variação da temperatura ambiente medida na estação piloto de tratamento de efluente de suínos

As temperaturas do afluente e efluente do RAC e do efluente UASB são representados na figura 81. Uma vez que o efluente do RAC é o afluente do UASB, os respectivos valores médios determinados durante todo o experimento foram 23,5 °C, 22,2°C e 22,8°C. Apesar dos dados não terem sido submetidos aos testes de diferenças mínimas significativas, é visível que a temperatura média externa e a do fluido, em todos os reatores foram aproximadamente iguais. Assim, pode-se concluir que os reatores operaram, provavelmente, na faixa superior do intervalo de temperatura psicofílica durante todo o período em que o experimento foi conduzido. Segundo Chernicharo (2006) a temperatura é um fator que contribui no desempenho físico-químico e biológico inerentes dos reatores anaeróbios, proporcionando assim, condições estáveis e adequadas para uma eficiente estabilização do efluente.

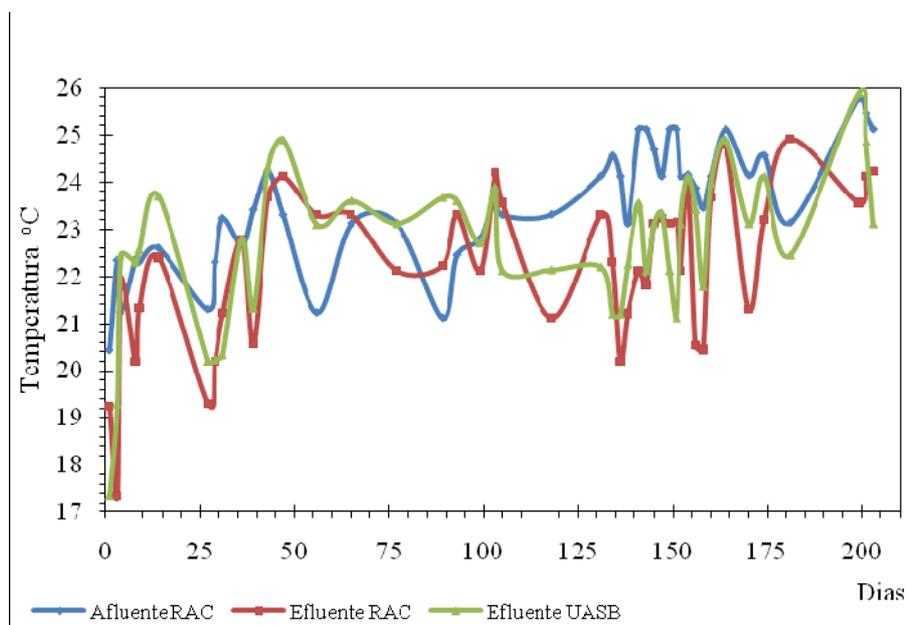


Figura 81 Variação da temperatura afluente do RAC, efluente do RAC e efluente do UASB

#### 4.2.3 Produção de biogás

A Figura 82 ilustra, a variação do volume de biogás produzido pelo reator UASB durante o período experimental. Verifica-se que a produção máxima de biogás ocorreu entre os dias 134 e 166, período em que o reator UASB foi submetido ao aumento da carga orgânica volumétrica, em função da diminuição do tempo de detenção hidráulica, passando de 10 horas para 8 horas. A produção média mensal de biogás durante o experimento foi de  $6,77 \text{ m}^3$ , sendo que cerca de 64% de todo este volume foi produzido no período acima citado. Costa (2007), que realizou a pesquisa nesta mesma estação piloto e obteve um volume medido de biogás, de cerca de  $0,678$  e  $0,241 \text{ m}^3/\text{mês}$  no RAC e UASB, respectivamente, volume bem abaixo do obtido neste experimento.

Quando o reator UASB foi submetido ao TDH de 4 horas, este passou a não mais produzir biogás devido à alta carga operacional aplicada, a qual provavelmente provocou acúmulo de ácidos voláteis, que em grandes concentrações podem inibir as demais colônias de bactérias que atuam no processo, em especial as metanobactérias. As medidas de biogás no RAC foram ínfimas, possivelmente devido aos vazamentos na parte superior onde se situa a tampa de vedação e ainda devido às perdas (vazamento) de biogás nos próprios medidores. Ocorre ainda nestas unidades a saída de biogás pela parte superior, uma vez que estes gases saem destas unidades carregados de vapor, os quais condensam ao longo dos dutos, aumentando muito a perda de carga nestes, forçando-os a sair por caminhos com menor resistência. Os resultados observados da medição do biogás estão representados no apêndice V tabela I-4.

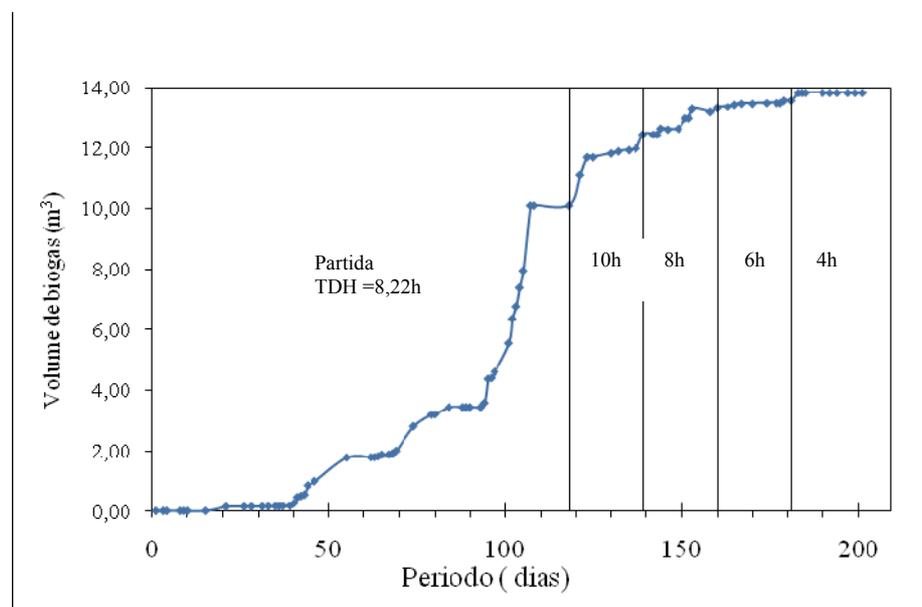


Figura 82 Produção de biogás no reator UASB durante o período de monitoramento

#### 4.2.4 Determinação da produção teórica de biogás pelo método da DQO removida com a correção da temperatura e fator de correção K(t) e pressão

Admitindo, que a altitude do local onde se realizou o experimento é de aproximadamente 885m, e que a temperatura média ambiente ao longo do experimento, foi de 22°C, obteve-se o valor de 96,12 kPa para a pressão atmosférica local, de acordo com a Equação 170.

$$p = 0,981 \times e^{-0,029 \times 9,806 \times 885 / (0,08206 \times 295,15)} = 0,98 \text{ atm} = 96,12 \text{ kPa} \quad (170)$$

Por meio da Equação 171, obteve-se o valor do parâmetro de correção da temperatura local K(t), que foi igual a 2,59 g L<sup>-1</sup> de DQO.

$$K(t) = \frac{0,98 \times 64}{0,08206 \times 295,15} = 2,59 \text{ g DQO L}^{-1} \quad (171)$$

Tendo em vista que os coeficientes de crescimento bacteriano estimados nos reatores RAC e UASB foram: Y=0,098 e 0,091 mg mg<sup>-1</sup>[SVT][DQO]<sup>-1</sup> respectivamente e utilizando a DQO removida, determinou-se a parcela usada tanto para o crescimento da biomassa, como para a produção de biogás, através das equações 109,110 e 111.

A média diária estimada de DQO<sub>CH4</sub> total, no RAC foi de 12.076,57 mg L<sup>-1</sup>, sabendo que o volume do RAC é de 6.538,9L, a massa de DQO que entrava no reator foi de 78.967,5 g DQO CH<sub>4</sub> d<sup>-1</sup> e o volume da produção diária do metano foi de 30,5m<sup>3</sup>, valor estimado pela equação 172.

$$V_{\text{CH}_4} = \frac{\text{DQO}_{\text{CH}_4}}{K(t)} = \frac{78967,5}{2,59} = 30,5 \text{ m}^3$$

(172)

Segundo CAMPOS;SALEH; CARMO (2005) a composição do biogás proveniente de efluentes de suínos, contém em média, 60% de metano e 40% de dióxido de carbono e alguns gases traços, que na maioria das vezes podem ser desprezados. Com base neste fundamento, determinou-se no RAC o volume diário de biogás produzido de 50,83 m<sup>3</sup>. Os resultados dos RAC e o reator UASB, estão resumidos na Tabela 21.

Tabela 21 Volume teórico de biogás produzido no reator RAC e UASB

Parâmetros e volume de biogás	RAC	UASB
Coef. do crescimento bacteriano (Y*)	0,098	0,09
DQO média diária removida (mg L <sup>-1</sup> )	13.388,66	5.441,22
DQO média diária biomassa (mg L <sup>-1</sup> )	1.312,09	495,15
DQO média diária CH4 (mg L <sup>-1</sup> )	12.076,57	4.946,07
Volume médio diário do metano(m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> )	30,5	7,07
Volume médio diário biogás (m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup> )	46.11	11,78

\* mg mg<sup>-1</sup>[SVT][DQO]<sup>-1</sup>

Como pode ser observado na Tabela 22, a remoção média de DQO<sub>total</sub> observada ao longo do experimento no RAC e UASB foi de 13.388,66 e 5.441,22 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. A parcela da DQO removida e que foi utilizada para o crescimento bacteriano no RAC e UASB foi, em média, de 1.312,09 e 495,15 mg. DQO<sub>total</sub> L<sup>-1</sup> de efluente estabilizado, respectivamente.

Portanto, considerando que a parcela restante da DQO removida tenha sido totalmente utilizada para a produção de metano, sendo os respectivos valores médios de 12.076,57 e 4.946,07 mg DQO tot L<sup>-1</sup>, e substituindo-se estes valores na Equação 172, com o valor de K(t), o valor encontrado para a produção média teórica de metano foi de 30,5 e 7,07 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> L para o RAC e UASB, respectivamente.

#### **4.2.5 Determinação da produção teórica de biogás pelo Método baseado na DBO removida com correção da temperatura e da pressão**

Os valores médios diários da DBO<sub>5</sub> removida no RAC e UASB durante o experimento, foram de 4.000 mgL<sup>-1</sup> e 2.000 mgL<sup>-1</sup>, respectivamente. Sabendo que o volume do RAC e UASB é 6538,9L e 3823,62 L respectivamente, a massa média diária da DBO<sub>5</sub> em cada reator foi de 26,15 e 7,6 kg, respectivamente.

Multiplicando as mesmas pelo volume específico do metano, determinado pela Equação 112 mostra na seção de Materiais e Metodos que obteve-se os volumes médios diários de metano no RAC e UASB, estimados em 9,77 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> e 3,6 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> respectivamente. Considerado que o volume de biogás produzido continha 60% de metano, os volumes de biogás gerados em cada reator foi de 16,28 e 6,22 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>, respectivamente.

As Figuras 83 e 84 relacionam a produção teórica de metano e biogás às cargas orgânicas volumétricas e biológicas aplicadas ao reator RAC, respectivamente. Verifica-se, pela Figura 83, que o sistema foi, predominantemente, operado com COV(s) relativamente altas (> 45,0 kg m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> de DQO), proporcionando uma produção diária teórica média de 8 e 10 m<sup>3</sup> de metano e biogás, respectivamente, e a produção teórica máxima foi alcançada sob condição de COV igual a 60 kg kg m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> de DQO, em que foram alcançadas taxas de produção de metano da ordem de 12 m<sup>3</sup> de CH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> de

reator. Por meio da Figura 84, depreende-se que a COB que proporcionou as maiores produções de biogás foi de aproximadamente,  $2.5 \text{ kg kg}^{-1} \text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}[\text{d}]^{-1}$ , sob a qual o reator produziu um volume médio diário de  $20 \text{ m}^3$  de biogás, o que corresponde a uma taxa de produção de metano da ordem de  $10 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ . A produção de metano em função dos SVT do perfil de lodo do reator foi decrescente, devido ao aumento progressivo das cargas hidráulicas, apresentando valores de  $5 \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1} \text{ SVT d}^{-1}$ , para os TDH(s) de 8,22; 10,0 e 8,0h, respectivamente. Já para o TDH de 6,0 e 4,0 horas, foi observado um valor médio de produção de metano da ordem de  $0,9 \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1} \text{ SVT d}^{-1}$ . Foram ainda calculadas as produções teóricas de metano relacionadas à seção interna do RAC. Estas assumiram valores da ordem de 0,25; 0,46; 0,48; 0,21 e 0,09  $\text{m}^3$  de  $\text{CH}_4 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$ , para os seguintes TDH: 13,18; 16,0; 13,0; 10,0 e 8h.

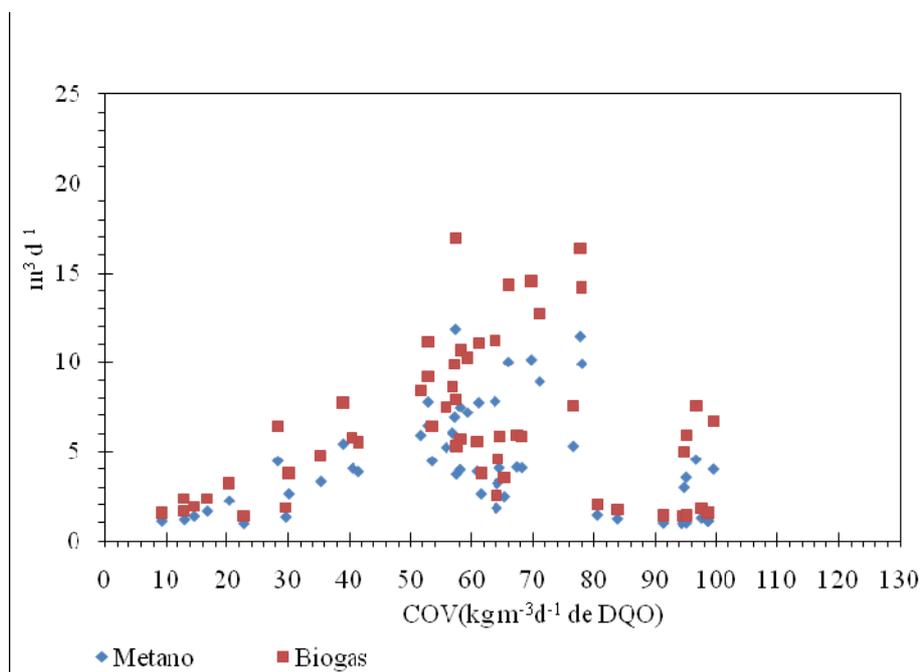


Figura 83 Produção teórica de metano e biogás em função da COV no RAC

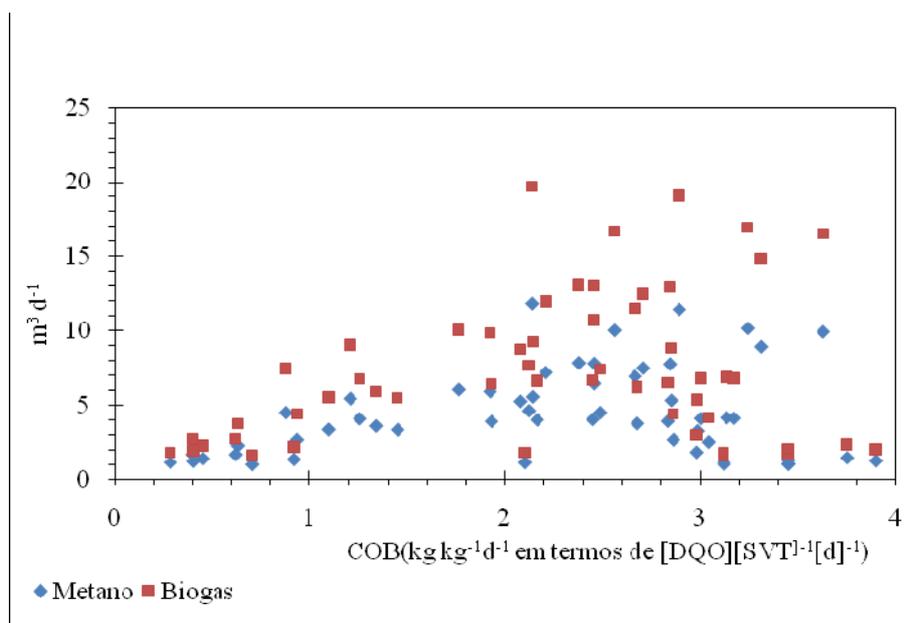


Figura 84 Produção teórica de metano e biogás em função da COB no RAC

As Figuras 85 e 86 relacionam a produção teórica de metano e biogás às cargas orgânicas volumétricas e biológicas aplicadas ao reator UASB. Verifica-se, pela Figura 85, que o sistema foi operado, predominantemente, com COV(s) relativamente elevadas ( $> 45,0 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DQO), proporcionando uma produção diária teórica média de 5 e  $10 \text{ m}^3$  de metano e biogás, respectivamente.

A produção teórica máxima foi alcançada sob condição de COV igual a  $45 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DQO de reator, alcançando taxas de produção de metano da ordem de  $4,5 \text{ m}^3 \text{ de CH}_4 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ . Por meio da Figura 85, depreende-se que a COB que proporcionou a maior produção de biogás foi de aproximadamente  $1,0 \text{ kg kg}^{-1} \text{ d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}[\text{d}]^{-1}$ , sob a qual o reator produziu um volume médio diário de  $9 \text{ m}^3$  de biogás, o que corresponde a uma taxa de

produção de metano da ordem de  $4,5\text{m}^3\text{ m}^{-3}\text{ d}^{-1}$ . A produção de metano em função dos SVT do perfil do reator foi decrescente, devido ao aumento progressivo das cargas hidráulicas, apresentando valores de  $10\text{ m}^3\text{ kg}^{-1}\text{ d}^{-1}$ , para os TDH de 13,2; 16,0 e 13,0, respectivamente. Já para o TDH de 10,0 e 8,0 horas, foi observado um valor médio de produção de metano da ordem de  $0,09\text{ m}^3\text{ kg}^{-1}\text{d}^{-1}$ . Estes baixos valores observados nas duas últimas etapas da avaliação foram devido ao aumento considerável da carga orgânica biológica, trazendo provável problema de acumulação de ácidos voláteis sobre a massa microbiana, baixando o potencial hidrogeniônico, parализando as bactérias metanogênicas formadoras de  $\text{CH}_4$ .

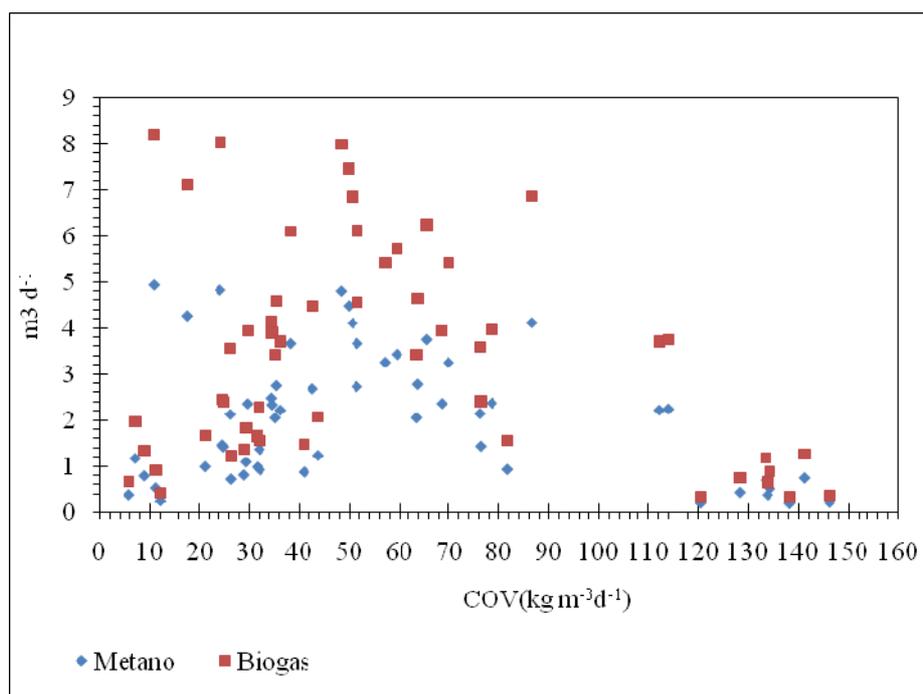


Figura 85 Produção teórica de metano e biogás em função da COV no reator UASB

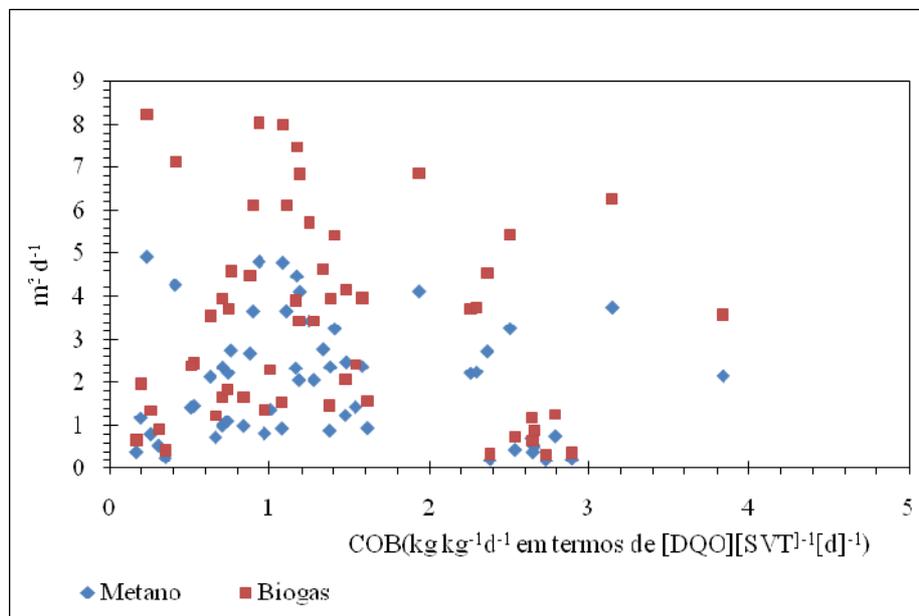


Figura 86 Produção teórica de metano e biogás em função da COV no reator UASB

Foram ainda calculadas as produções teóricas de metano relacionadas à seção interna do reator UASB. Estas assumiram valores da ordem de 0,19; 1,08; 0,603; 0,52; 0,107  $m^3$  de  $CH_4\ m^2 d^{-1}$ , para os respectivos TDH(s): 8,22; 10,0; 8,0; 6,0 e 4,0h.

#### 4.2.6 Sólidos sedimentáveis

A quantidade de sólidos sedimentáveis pode ser observada na Figura 87. O afluente do RAC apresentou maior quantidade de sólidos, provavelmente, devido à posição do tubo adutor que transportava o afluente para o RAC e estava localizado na parte inferior do TAE, onde grande parte dos sólidos sedimentava. A elevada concentração de sólidos sedimentáveis no efluente do reator RAC

pode estar relacionada às variações de vazão e conseqüentemente ao processo de varredura. No efluente do reator UASB, a concentração de sólidos sedimentáveis foi menor, visto que grande parte destes sólidos eram retidos no reator formando um banco de lodo.

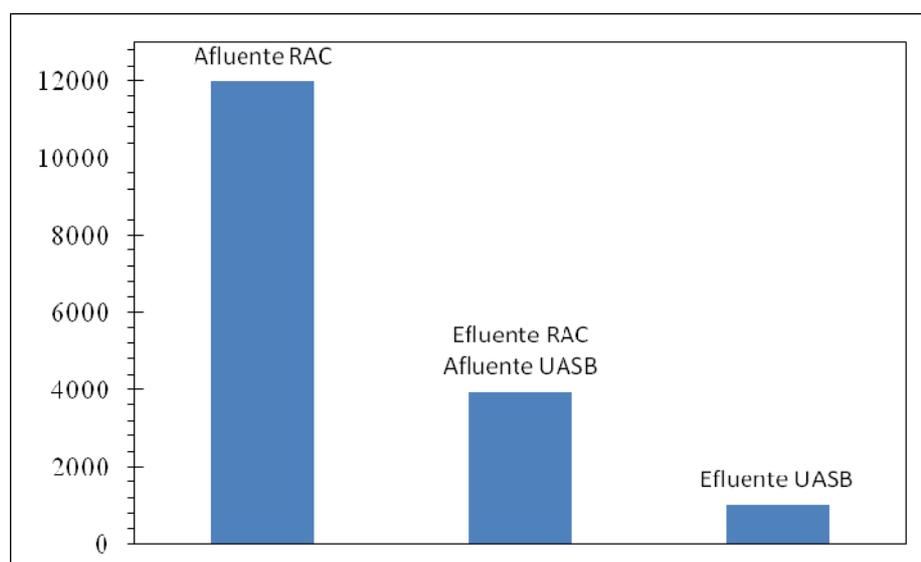


Figura 87 Concentração de sólidos sedimentáveis em mg L<sup>-1</sup> nos afluentes e efluentes do RAC e do UASB

#### 4.2.7 Avaliação da alcalinidade nos reatores RAC e UASB

As Figuras 88, 89, 90 e 91 apresentam as diferentes formas de alcalinidade determinadas nos afluentes e efluentes dos reatores. Tratando-se de processos anaeróbios, a alcalinidade é de extrema importância, já que o pH > 6,4 proporciona boas condições de tamponamento ao sistema e permite que a metanogênese possa ocorrer. Os valores da alcalinidade bicarbonato variando entre 1.000 a 5.000 mg L<sup>-1</sup>, de CaCO<sub>3</sub> permitem manter o pH na faixa de 6,6 a

7,5 sendo a faixa mais comum, no tratamento das águas residuárias, de 3000 a 5000 mg L<sup>-1</sup> de CaCO<sub>3</sub> (METCALF; EDDY, 2003).

Os resultados da alcalinidade parcial do afluente e efluente do RAC, bem como do efluente do UASB, podem ser visualizados na Tabela 22 e na Figura 88, onde se observa que os valores médios da alcalinidade parcial dos dois reatores estão na faixa recomendada acima referenciado, significando que as condições observadas no decorrer do experimento propiciaram um ambiente adequado para os diversos grupos de microrganismos envolvidos no processo, favorecendo o desempenho do sistema.

O comportamento das curvas de alcalinidade do afluente do RAC foi bastante instável, o que pode ser observado na Figura 88, cujo gráfico “*box-plot*” mostra uma amplitude maior no quartil superior, apontando para uma distribuição assimétrica em relação aos demais gráficos “*box-plot*”. Este comportamento da alcalinidade no afluente do RAC pode ser explicado, possivelmente, pelo maior ou menor grau de diluição da água residuária no ponto de coleta ou mesmo na granja suinícola nos diferentes dias de coleta, proporcionando maior ou menor concentração de sólidos e, conseqüentemente, de proteínas no efluente, as quais são precursoras da alcalinidade bicarbonato (SPEECE, 1996). Outro fator que explica o comportamento dos gráficos de alcalinidade é a falta de homogeneidade das cargas de proteínas nas excretas de suínos, função do metabolismo animal e da variação da composição da ração administrada. Os dejetos de suínos são ricos em proteínas e, segundo Speece (1996), para cada grama de proteína degradada forma-se 0,1 g de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, a qual, complexada a bicarbonato de amônia, equivale a 0,36 g L<sup>-1</sup> de CaCO<sub>3</sub>, o que é vantajoso em reatores anaeróbios, que operam com água residuária de suinocultura, por não necessitarem ou minimizarem a adição de álcalis para manutenção do pH.

Os valores encontrados do coeficiente Ripley que é o quociente entre a alcalinidade parcial e total, indicaram boa estabilidade dos reatores, conforme ilustrado na Tabela 22. Segundo Chernicharo (2007), valores de coeficiente Ripley acima de 0,3 podem indicar instabilidade em reatores tratando esgoto humano, porém estudos feitos por Montalvo (1995) mostraram que os valores de coeficiente Ripley podem variar entre 0,4-0,45, indicando boas condições de estabilidade. Estudos semelhantes foram feitos por Ferrer; Vazquez; Font (2010), mostrando que valores da ordem de 0,35-0,45 também podem indicar bom funcionamento dos reatores tratando efluentes anaerobiamente. Neste presente estudo o coeficiente de Ripley variou de 0,43 a 0,47 e verificou-se que os reatores operaram em boas condições de estabilidade. Os valores de alcalinidade observados durante o experimento constam no apêndice V, Tabela I-5.

Tabela 22 Valores médios da alcalinidade parcial ( $\text{mg L}^{-1}$ ) de  $\text{CaCO}_3$  e respectivos desvios obtidos nos reator RAC e UASB

Parâmetros	Media	Desvio padrão	CV(%)	C.RIPLEY
Afluente RAC	1461.32	534.31	36.56	0,5
Efluente RAC	1376.61	395.21	28.78	0,47
Efluente UASB	147.61	411.22	27.85	0,43

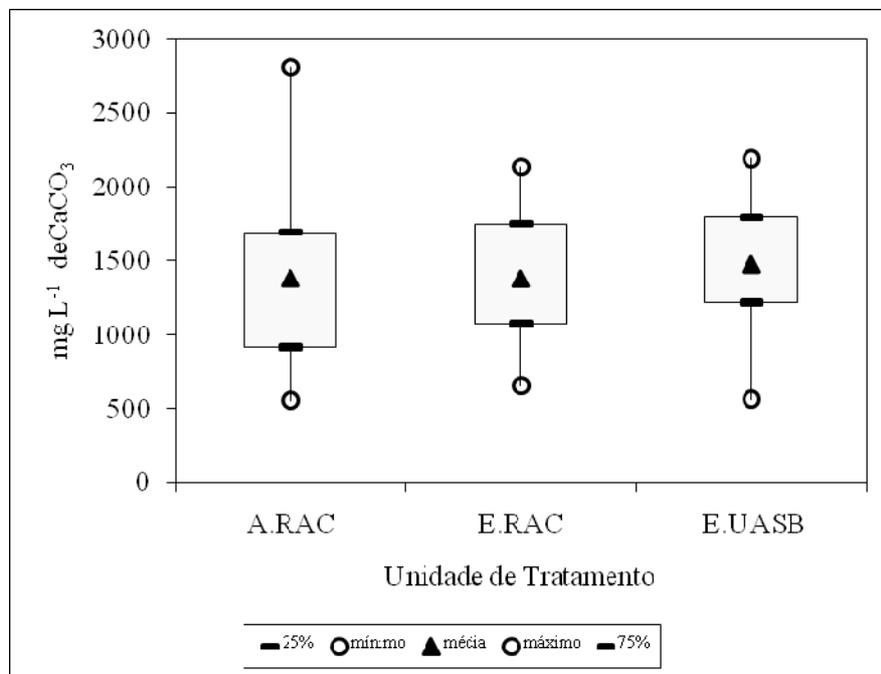


Figura 88 Gráficos “*box-plot*” onde está apresentada a da alcalinidade parcial variação do afluente (A.RAC) e efluente RAC (E.RAC) e efluente do UASB (E.UASB)

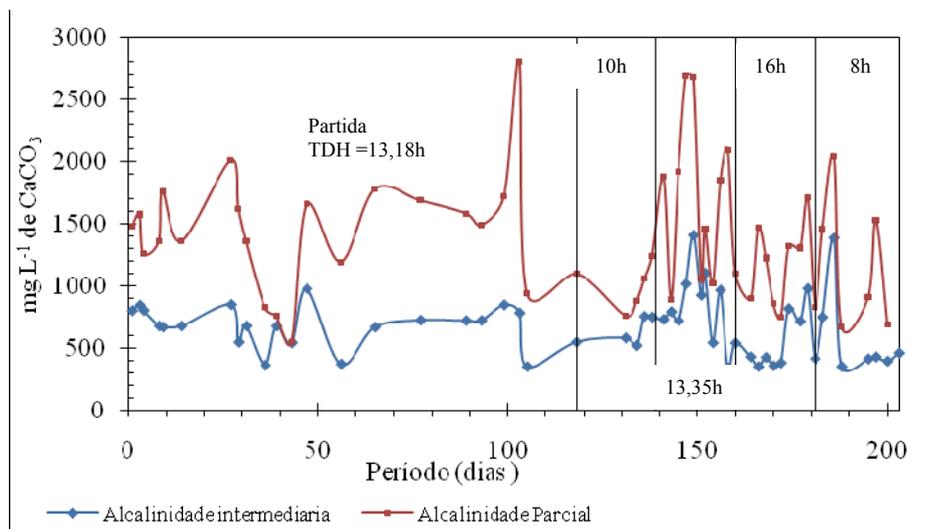


Figura 89 Variação da alcalinidade intermediaria e parcial no afluente RAC

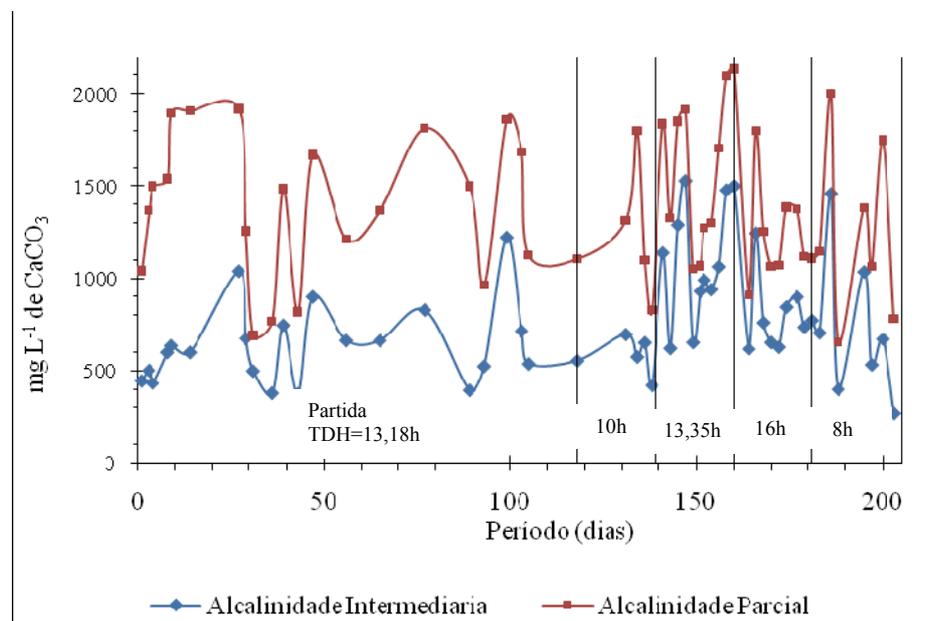


Figura 90 Variação da alcalinidade intermediaria e parcial no efluente RAC

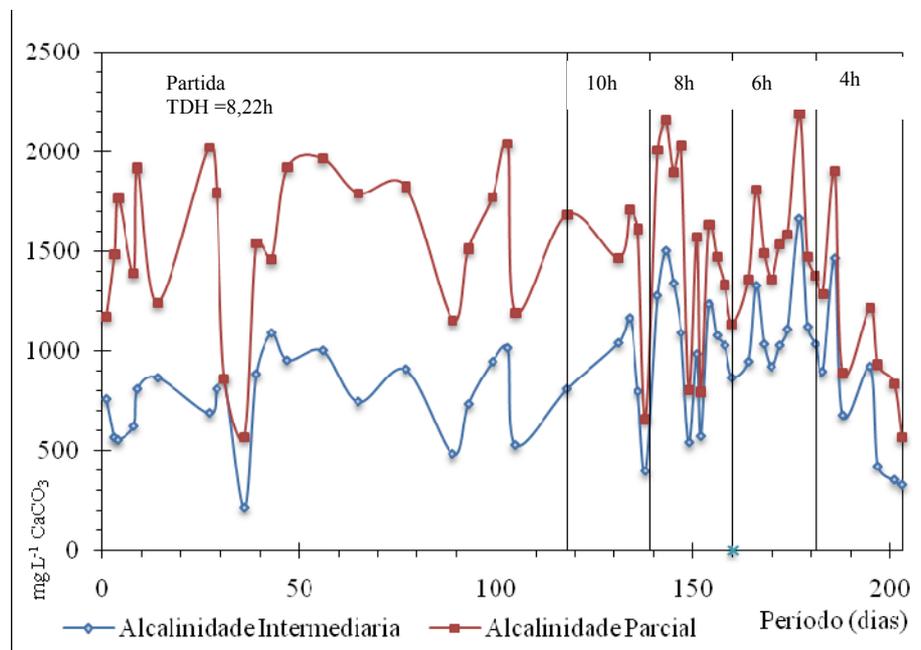


Figura 91 Variação da alcalinidade intermediária e parcial no efluente UASB

Também se observou que, com a diminuição do TDH, ocorreram variações acentuadas (Figuras 89, 90 e 91), associadas ao aumento da alcalinidade parcial e da intermediária devido, possivelmente, ao menor tempo de residência do afluente no tanque de acidificação e equalização (TAE), houve inclusive na alteração do comportamento de outros parâmetros conforme será explicado posteriormente. Este fenômeno foi também observado por Valdez-Vazquez, Poggi-Varaldo (2009), quando da diminuição do TDH verificaram diminuições nos valores da alcalinidade intermediária (AI) e parcial (AP).

#### **4.2.8 Variação da matéria orgânica (DQO e DBO total) no RAC**

##### **4.2.8.1 Variação da DQO afluyente e efluente no RAC**

A Figura 92 ilustra a variação da DQO no afluyente e efluente do RAC, apresentando valor máximo de 55883 e o mínimo de 5000 mg L<sup>-1</sup>. Estudos realizados por Kunz (2009), no estado de Santa Catarina, mostraram que os efluentes provenientes de baias de suínos podiam ter concentração, em termos de DQO, de cerca de 55000 mg L<sup>-1</sup> e valores mínimos de cerca de 5000 mg DQO L<sup>-1</sup>.

A elevada amplitude dos valores da DQO observada no afluyente e efluente dos reatores deveu-se ao desempenho do tanque de acidificação e equalização (TAE), que acumulava muita quantidade de sólidos e esporadicamente liberava para a unidade de tratamento RAC aumentando as cargas orgânicas e volumétricas. Durante a partida o TAE apresentou um desempenho satisfatório, porém quando o reator foi submetido a um TDH menor, o TAE passou a apresentar um menor desempenho, pois o tempo de residência foi insuficiente para que ocorresse hidrolização e acidificação do efluente. Os valores médios de pH do afluyente e efluente do TAE foram 6,4 e 6,3, respectivamente, faixa próxima da neutralidade, implicando que os processos de fermentação ocorriam a taxas muito baixas devido ao menor tempo de detenção hidráulica. O mesmo foi observado para a DQO do afluyente e efluente do TAE, que praticamente apresentavam valores próximos.

As elevadas cargas hidráulicas e orgânicas podem ser explicadas pelo aumento do número de cabeças no plantel do Departamento de zootécnica, visto que quando o sistema começou a ser operado, a granja suinícola contava com cerca de 300 animais, mas posteriormente passou para 400 animais implicando em uma intensificação de 33,3%. Para minimizar as variações causadas pelas

cargas orgânicas volumétricas afluentes, optou-se por amostragens compostas, mais precisamente quando o reator foi operado com TDH de 13,35h, o que de certa forma proporcionou menores variações de DQO no afluente do RAC, conforme pode ser observado no gráfico da Figura 96.

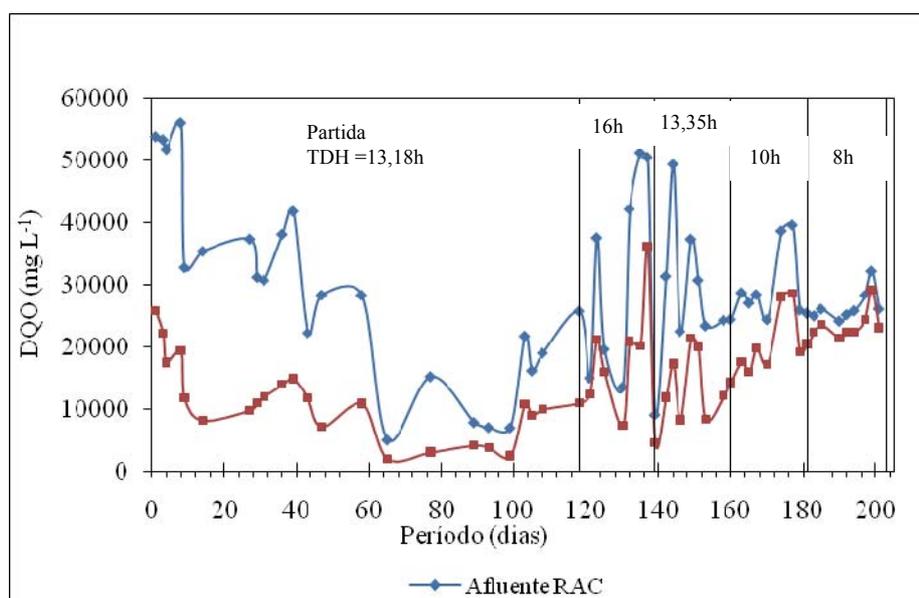


Figura 92 Variação nas concentrações da DQO total no afluente e efluente do reator RAC

#### 4.2.8.2 Eficiência de remoção da DQO no RAC

A Figura 93 ilustra a eficiência de remoção da DQO no reator RAC. Observar-se que durante a partida, quando o TDH variou de 13,18 a 16 horas, a eficiência média foi de cerca de 60%. Esta eficiência também foi encontrada por Bachamann et al. (1985 citado por BARBER; STUCKEY, 1999). Bachamann trabalhando com reator RAC com 4 (quatro) compartimentos em série, no tratamento de efluente de suínos obteve 60% de eficiência na remoção da DQO

e durante esse período a COV aplicada foi de  $30 \text{ kg m}^{-3}\text{dia}^{-1}$ . O reator RAC é conhecido pela sua configuração compartimentada, sendo por isso capaz de reter alta quantidade de sólidos e conseqüentemente amortiza elevadas cargas orgânicas e volumétricas, o que auxilia o processo de estabilização da matéria orgânica. Pode-se concluir que apesar das variações da carga orgânica volumétrica (COV), carga orgânica biológica (COB) e carga hidráulica (CH), o RAC foi capaz de amortizá-las e ainda promover reações de fermentação (hidrólise e acidificação) produzindo compostos intermediários precursores da fase de metanificação. Uma vez que o RAC trabalhou equalizando estas cargas por meio do processo de hidrolisação e acidificação, o carbono orgânico biodegradável passou por menor processo de redução química, permitindo que o efluente do RAC ainda tivesse altos teores de DQO. A eficiência máxima de remoção foi registrada durante a partida (TDH=13,35h), e também quando o reator foi submetido a 16 horas de TDH. Uma grande queda da eficiência ocorreu quando o TDH foi reduzido para 10 horas e posteriormente para 8 horas, conforme pode ser visualizado na Figura 93. Os resultados de DQO observados ao longo do experimento no RAC e UASB são representados no apêndice V Tabela I-6.

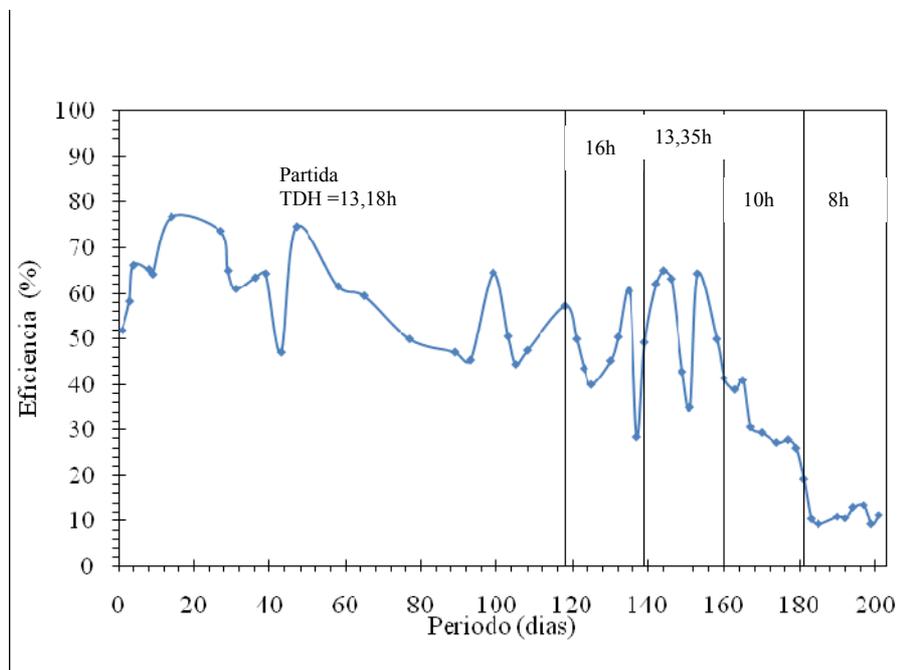


Figura 93 Variação da eficiência de remoção da DQO no reator RAC

#### 4.2.8.3 Variação da carga orgânica volumétrica (COV) do aflente do RAC

A carga orgânica no aflente do RAC variou conforme a Figura 94. O valor médio da COV neste trabalho foi de  $26,6 \text{ Kg m}^{-3} \text{ dia}^{-1}$  e o coeficiente de variação foi cerca de 48%, o que significa uma grande dispersão dos valores em relação a media. Esta elevada variabilidade da COV, como mencionado anteriormente, deveu-se as altas concentrações de DQO que adentravam o reator, associadas aos baixos tempos de detenção hidráulica que o reator esteve submetido. Estudos realizados por Costa (2007), utilizando o mesmo sistema piloto de tratamento, apesar de a referida pesquisa ter ocorrido apenas durante o período de partida do sistema, a COV aplicada ao RAC foi de  $3,0 \text{ kg.m}^{-3} \text{ dia}^{-1}$ ,

valor bem menor que aplicado no presente trabalho. Costa (2007) se baseou em uma partida com elevados tempos de detenção hidráulica a fim de permitir a decantação e retenção dos sólidos nas referidas unidades, aplicando baixa vazão operacional no propósito de permitir a decantação de sólidos, pois a concentração de DQO durante o referido trabalho foi de  $1800 \text{ mg L}^{-1}$ . Pesquisa feitas por Henze (1997); Campo; Lourenço(2009); em escala piloto tratando efluentes de suinocultura, mostraram que a COV podia variar de  $10$  a  $50 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ , o que contradiz trabalhos realizados em bancadas laboratoriais, onde se pressupõe volumes baixos e sistemas de pré-tratamento que reduzem, significativamente, a DQO desses efluentes, resultando em valores bem menores da COV comparativamente aqueles obtidos em escala piloto e plena.

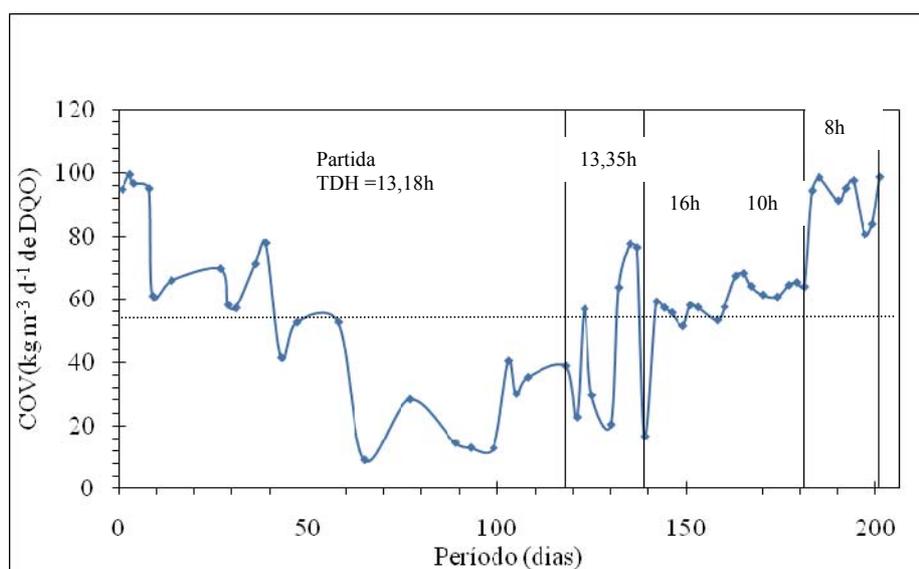


Figura 94 Variação da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada ao RAC

#### 4.2.8.4 Variação carga orgânica biológica (COB) e do RAC

Na Figura 95 está ilustrada a carga orgânica biológica (COB) aplicada ao RAC. O valor médio observado foi de  $1,01 \text{ kg kg}^{-1}\text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}$  e a variação de  $0,2-3,0 \text{ kg kg}^{-1}\text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}[\text{d}]^{-1}$ , sendo que estes valores estão dentro da faixa observada na literatura. Em experimentos realizados por Chernicharo (2007), com reatores de manta de lodo tratando esgotos domésticos, a aplicação de COB da ordem de  $0,3$  a  $0,50 \text{ kg kg}^{-1}\text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}[\text{d}]^{-1}$ , durante a partida do sistema, não resultou em prejuízo da estabilidade do processo em termos de pH devido ao acúmulo de ácidos voláteis, o que pode ser também observado neste estudo, mesmo com valores de COB(s) mais elevadas. Segundo o mesmo autor, para esgotos domésticos, a carga máxima, que depende da atividade metanogênica do lodo, encontra-se usualmente na faixa de  $0,1$  a  $0,4 \text{ kg kg}^{-1}\text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}[\text{d}]^{-1}$ . Dependendo do tipo de água residuária a ser tratada, os valores da COB podem chegar a de  $3,5 \text{ kg kg}^{-1}\text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}[\text{d}]^{-1}$ .

Segundo a Figura 95 a COB apresenta uma considerável variação durante a partida, tendo uma queda 70 dias depois da partida. Porém, quando o reator foi submetido aos TDH(s) de 16h; 13,35h 10h e 8 horas, verificou-se estabilidade nas condições operacionais do reator, mesmo com o aumento da COB, provavelmente, porque o aumento da vazão proporcionou acúmulo de lodo no reator.

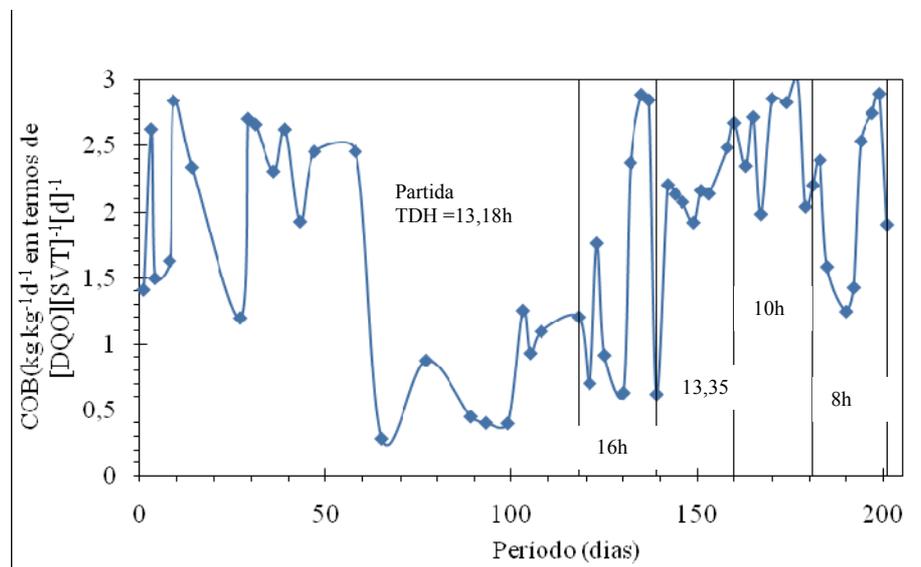


Figura 95 Variação da carga orgânica biológica (COB) aplicada ao reator RAC

#### 4.2.8.5 Variação da eficiência na remoção de DBO no reator RAC

A Figura 96 ilustra a variação da DBO do afluente e efluente do RAC, sendo esta atribuída ao deficiente funcionamento do TAE nos períodos em que os reatores foram submetidos às variações do TDH, conforme foi explicado anteriormente para a DQO. O intervalo de variação da DBO afluente e efluente também foi observado em estudos feitos por Pinho et al. (2005), trabalhando em reator de batelada.

A eficiência de remoção da BDO pode ser observada na Figura 96. Durante a partida a eficiência foi muito variada devido às diferentes COV que adentravam o reator e o decréscimo da eficiência no 130º dia, deve-se provavelmente ao menor tempo de aclimatização da biomassa e de certos fatores ambientais, tais como variação do pH do meio. Já a partir do 160º dia o reator foi submetido a um baixo TDH, o que resultou na perda de biomassa por

varredura, menor contato entre a biomassa e o efluente e também possível desestruturação dos grânulos formados, diminuindo a eficiência conforme ilustra na Figura 96. Os resultados de DBO observados ao longo do experimento no RAC e no reator UASB são representados no apêndice V Tabela I-7.

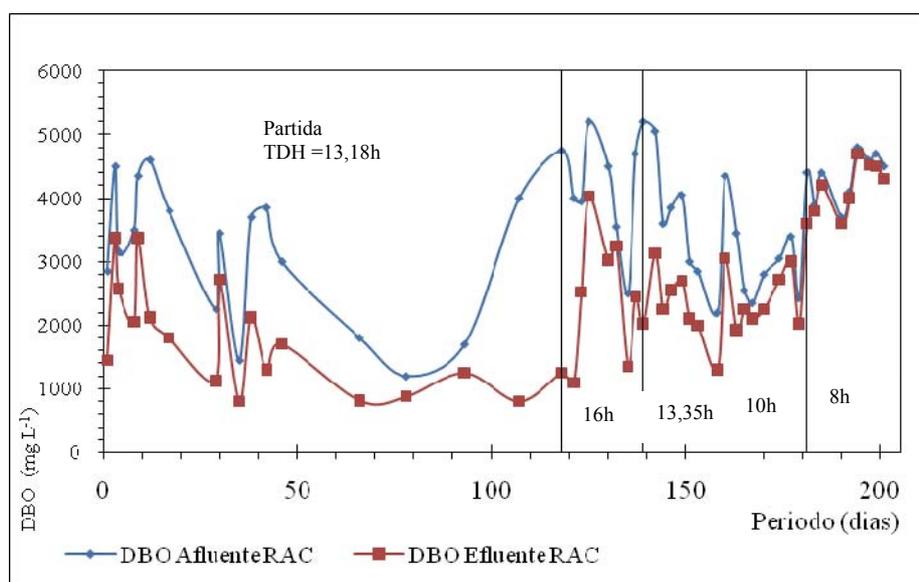


Figura 96 Variação da DBO no afluente e efluente do RAC

A Figura 97 ilustra a eficiência de remoção de DBO no RAC durante o período experimental. Nota-se que houve uma redução da eficiência em função TDH.

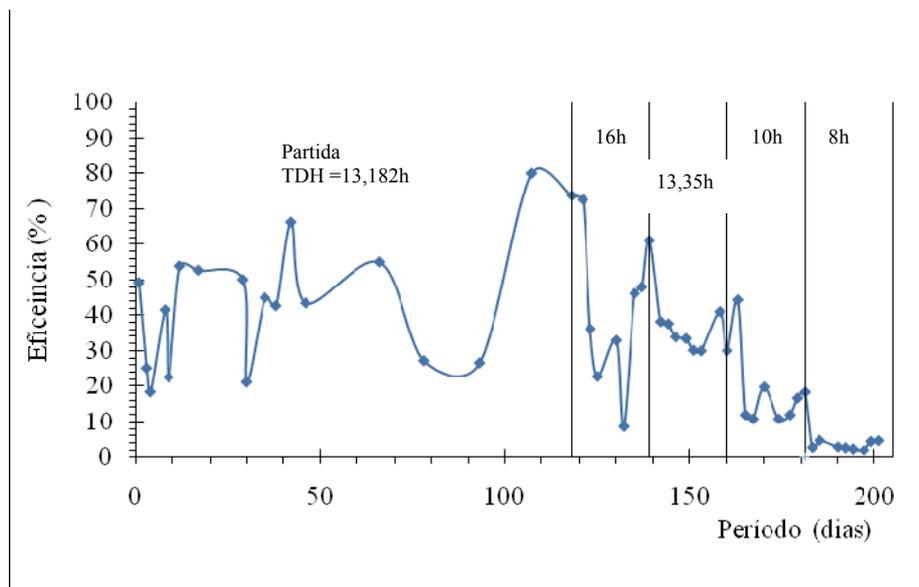


Figura 97 Variação de eficiência de remoção da DBO no RAC

## 4.2.9 Variação da matéria orgânica (DQO e DBO total) no reator UASB

### 4.2.9.1 Variação da DQO afluyente e efluente do reator UASB

A Figura 98 ilustra a variação de DQO afluyente e efluente do reator UASB durante todo o período do experimento. Pode-se observar que durante o período de partida (1° ao 118° dia), a DQO efluente do RAC (afluente do UASB) e do efluente UASB tiveram valores bem menores quando comparados ao afluyente do RAC, o que significa um bom desempenho dos reatores RAC e UASB. Quando o reator UASB foi submetido ao TDH de 10 horas (118° ao 139° dia) e TDH de 8 horas (140° ao 160° dia) verificou-se um aumento da DQO, tanto afluyente como efluente neste reator. O aumento da DQO afluyente do UASB neste período foi devido, provavelmente ao “washout” do lodo do reator RAC, quando este último foi submetido a menores tempos de detenção hidráulica.

Deve-se ressaltar que a diminuição do TDH de 6 horas para 4 horas no período compreendido entre os dias 161º e 201º, resultou em baixa eficiência de ambos os reatores, e conseqüentemente em uma maior concentração de DQO, tanto no afluente como no efluente do UASB. No caso do reator UASB, durante este período, a eficiência foi reduzida drasticamente até atingir valores próximos a 0%, o que pode ser observado na Figura 98. Neste período, nenhuma fração da DQO foi removida e esta unidade de tratamento passou a funcionar como uma simples caixa de passagem.

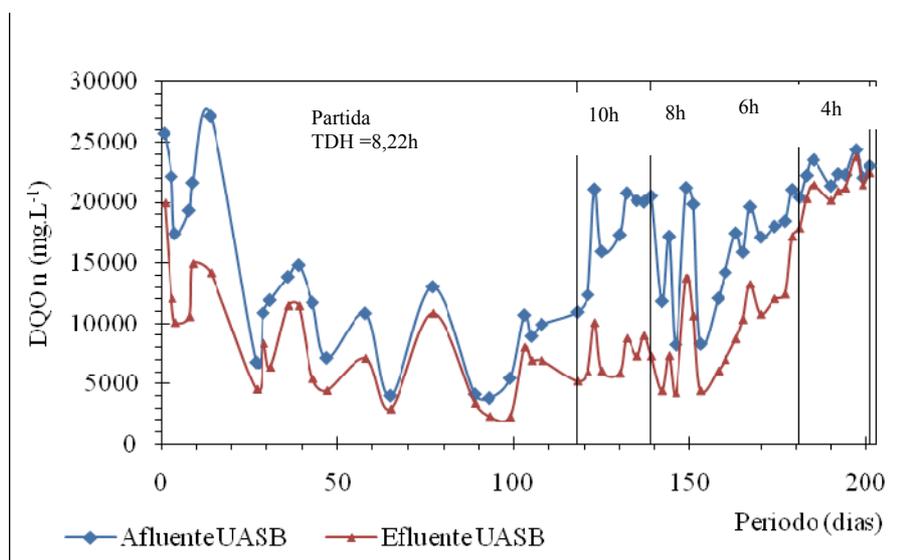


Figura 98 Variação da DQO no afluente e efluente do reator UASB

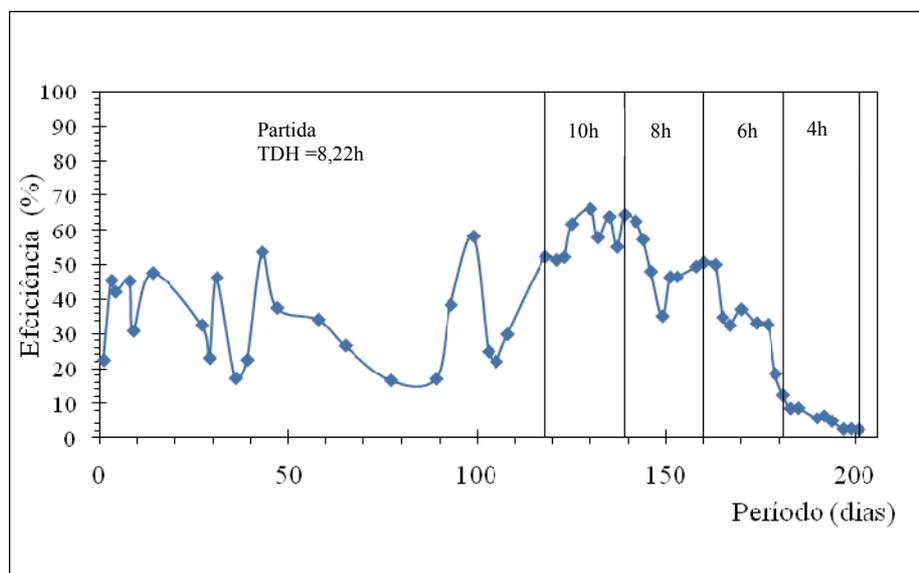


Figura 99 Variação da eficiência de remoção da DQO no reator UASB

#### 4.2.9.2 Variação da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada ao reator UASB

A variação da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada ao reator UASB está representada na Figura 100. O valor médio da COV neste presente trabalho foi de  $40,4 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$  de DQO e o coeficiente de variação cerca de 68%, o que significa uma elevada dispersão dos valores em relação a média. Esta elevada variabilidade da COV foi em função das maiores concentrações de DQO que adentravam o reator, associadas aos baixos tempos de detenção hidráulica que o reator esteve submetido. Vários trabalhos feitos em escala piloto, tratando efluentes de suinocultura, mostraram que a COV pode variar de  $10$  a  $50 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$  de DQO (HENZE, 1997). O aumento da COV nos dois últimos tempos de detenção hidráulica (6 e 4 h) deveu-se evidentemente ao aumento da vazão, o

que possibilitou um menor contato entre a biomassa e o substrato, resultando em baixa eficiência conforme explicado anteriormente.

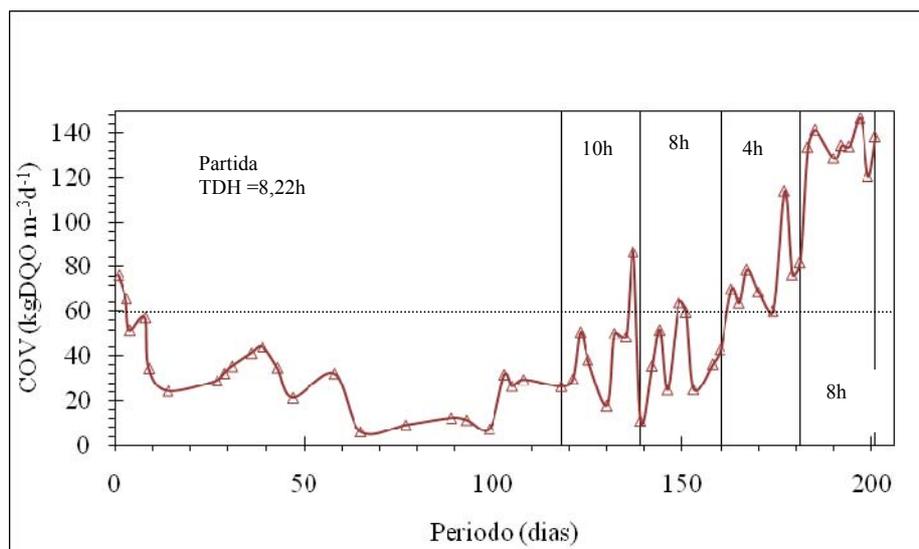


Figura 100 Variação da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada ao reator UASB

#### 4.2.9.3 Variação da carga orgânica biológica (COB) aplicada no reator UASB

A COB aplicada ao reator UASB variou conforme representada na Figura 101. O valor médio da COB neste presente trabalho foi de 1,4 kg kg<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup> em termos de [DQO][SVT]<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>. Segundo a curva da Figura 101, verifica-se uma ligeira variação da COB durante a partida, no entanto, quando o reator foi submetido ao TDH de 6 e 4 h, houve um acentuado aumento do COB tendo alcançado os valores variando de 3-3,5 kg kg<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup> em termos de [DQO][SVT]<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>.

Provavelmente, o comportamento crescente da curva de COB é explicado pelo acúmulo de uma biomassa floculenta, com boas características de sedimentabilidade que provinha do reator RAC que era retido através do separador trifásico do reator e o decantador.

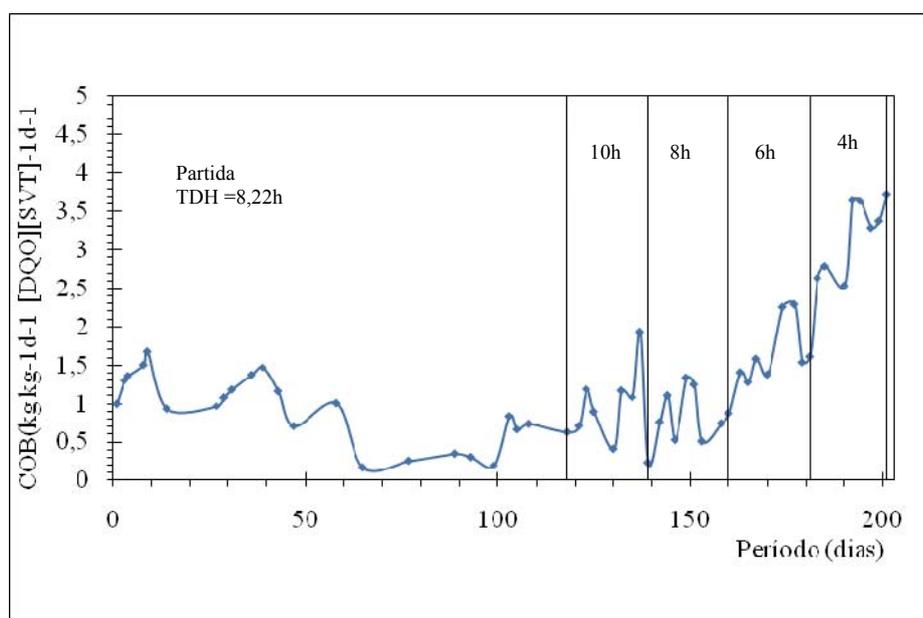


Figura 101 Variação da carga orgânica biológica (COB) aplicada ao reator UASB

#### 4.2.9.4 Variação da eficiência na remoção de DBO no reator UASB

A Figura 102 ilustra a variação da DBO afluente e efluente no reator UASB. O comportamento da DQO tem explicação análoga à variação da DQO, explicada anteriormente. Os valores máximos de DBO afluente e efluente do reator UASB foram de 5000 e 4000 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, sendo que estes valores estão de acordo com aqueles observados na bibliografia (KUNZ, 2005;

SAGANFREDO, 2007). Observando a variação da concentração efluente deste reator constata-se que o mesmo não pode ser lançado em um corpo de água receptor, porque não atende os padrões de lançamento do COPAM/CERH-MG n.º 1, de 05 de maio de 2008 exigindo pós-tratamento para polimento.

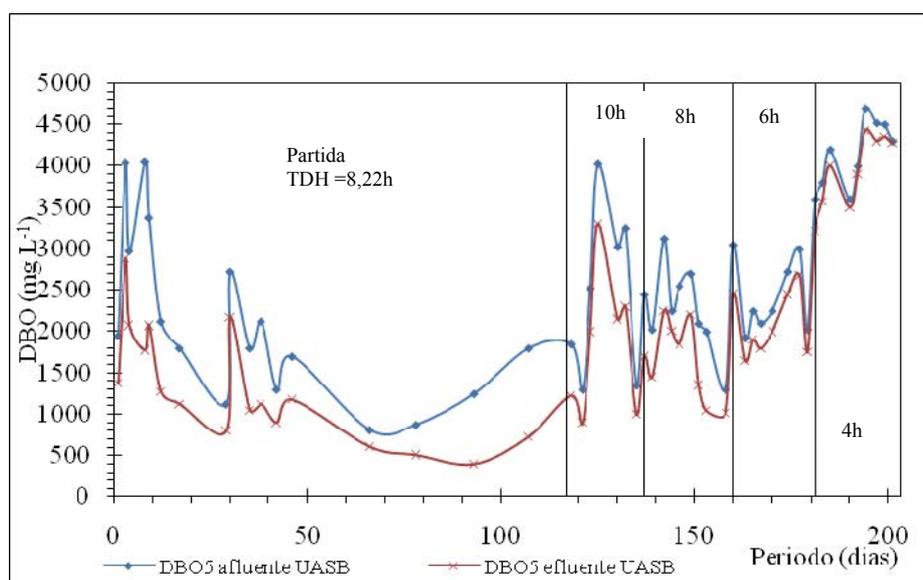


Figura 102 Variação da DBO do afluente e efluente no reator UASB

A Figura 103 ilustra a eficiência na remoção da DBO no reator UASB. Durante a partida a eficiência média foi de 38,49%, sendo que a variação observada durante este período pode ser atribuída às variações das COV(s) provenientes do reator RAC. Quando o reator foi submetido a menores TDH(s), a eficiência foi reduzida. Deve-se ressaltar que esta eficiência na remoção da DBO foi menor, comparativamente, a encontrada com estudos realizados por Montalvo (1995); Costa (2007), trabalhando na mesma estação piloto obteve eficiência durante a partida para o reator UASB de cerca de 50%. A explicação da queda sucessiva da eficiência se deve ao pequeno intervalo de tempo para a

aclimatização da biomassa, em relação aos menores tempos de detenção hidráulica a que foi submetido o reator UASB, incrementando em muito a carga orgânica volumétrica e consequentemente aumentando os ácidos voláteis nesta unidade de tratamento.

A Figura 104 mostra a correlação entre o tempo de detenção hidráulica e a eficiência de remoção da DBO no reator UASB. O coeficiente de determinação entre as duas variáveis mostrou ser alta ( $R^2=0,932$ ), dando a entender que cerca de 96 % da variação do TDH possui influência direta sobre a eficiência. Segundo a curva de remoção da DBO pode-se observar que a maior remoção da DBO ocorreu com tempo de detenção hidráulica (TDH) entre 8 e 10 horas.

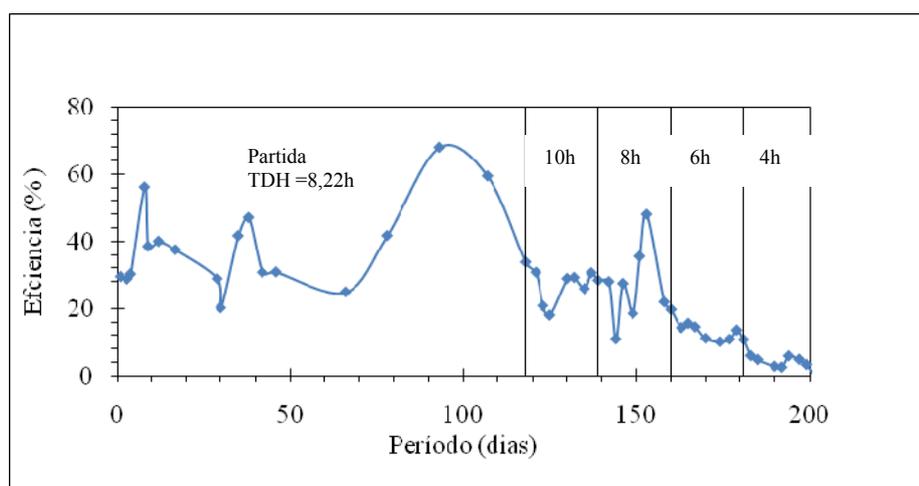


Figura 103 Variação da eficiência de remoção da DBO no reator UASB

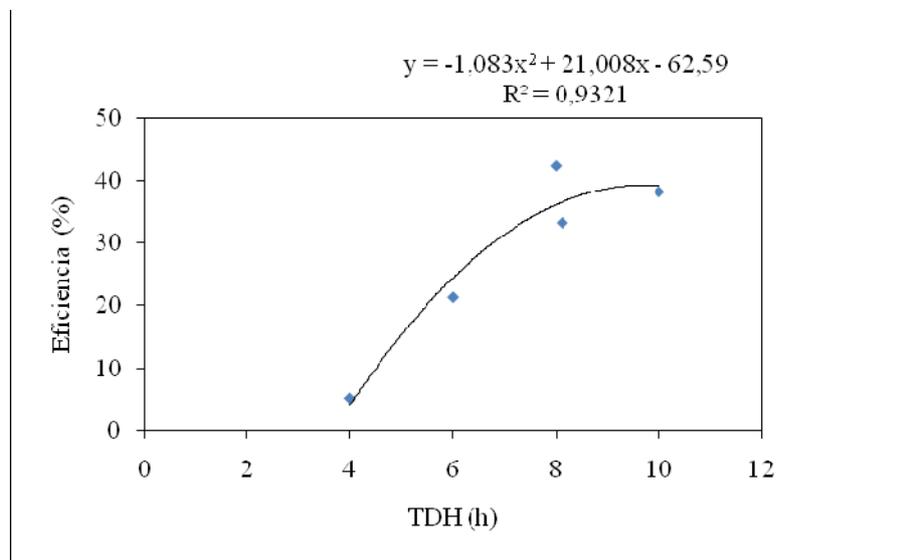


Figura 104 Correlação entre a eficiência na remoção de DBO e o TDH aplicado ao reator UASB

#### 4.2.9.5 Variação da carga orgânica volumétrica, expressa em termos DBO, aplicados ao reator UASB

A variação da carga orgânica volumétrica (COV) no reator UASB pode ser vista na Figura 105. Observa-se que quando o TDH diminuiu de 10 para 8 horas e em seguida de 6 para 4 horas, verificou-se um aumento da COV, expresso em termos da  $DBO_5$ , devido aumento da vazão, o que explica o comportamento crescente do gráfico. A média da COV foi de  $13 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DBO, sendo o mínimo de  $2 \text{ Kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DBO e o máximo de  $15 \text{ kg m}^{-1} \text{ d}^{-1}$  de DBO, e estes valores também foram obtidos por Lourenço; Campos (2009), trabalhando em escala laboratorial em um sistema combinando filtro anaeróbio e reator UASB, tratando efluente de suinocultura obteve uma COV de  $2,5 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DBO, esse baixo valor da carga foi porque a concentração média da  $DBO_5$  foi de  $1000 \text{ mg L}^{-1}$ . Deve-se ressaltar que muitos trabalhos realizados em

laboratório mostram sempre COV(s) menores que aquelas obtidas em campo, visto que, em sistemas laboratoriais algumas vezes o efluente é sintético ou mesmo passa por processos que visam minimizar sua concentração, para se ter um bom controle do sistema (ZHANG; CHOI; HUANG, 2006) . A variação da COV durante a partida está relacionada à vazão do sistema e durante igual período este reator recebeu elevadas cargas hidráulicas e volumétricas sem qualquer homogeneização da unidade à montante. Esta situação influenciou diretamente o efluente do reator UASB, conforme pode ser visto na Figura 105.

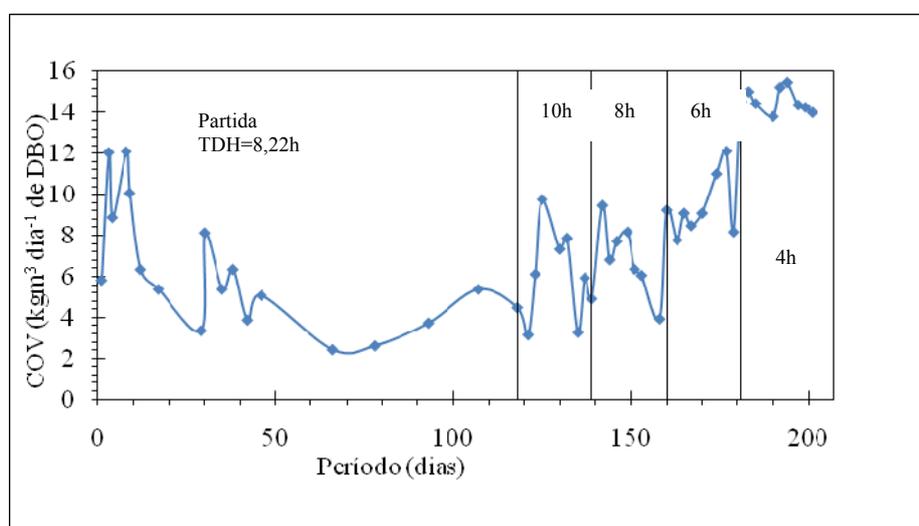


Figura 105 Variação da carga orgânica volumétrica aplicada no reator UASB

#### 4.2.9.6 Sólidos totais no afluente e efluente do reator UASB

O RAC teve menor desempenho na remoção da matéria orgânica e produziu teoricamente pouco biogás. Na Figura 106 observa-se uma variação extrema dos sólidos totais provenientes do reator RAC, sobretudo quando o reator foi submetido aos TDH(s) de 8, 6 e 4 horas. Essas variações se devem as

elevadas vazões que resultaram em altas velocidades ascendentes quando este reator foi submetido a menores tempos de detenção hidráulica, o que resultou no arraste de lodo de baixa sedimentabilidade para o reator UASB. Sob altas velocidades ascendentes, também ocorreram turbulências dentro do RAC, o que pode ter provocado varredura do lodo aclimatizado, aumentando o teor de sólidos no efluente no reator UASB.

Já o reator UASB mostrou melhor eficiência na remoção dos sólidos, de acordo com TDH (s) aplicados, conforme as Figuras 107 e 108. As eficiências de remoção foram da ordem de 30%, 20% e 50% em relação aos ST, SFT e SVT, respectivamente. Estes valores são representativos, tendo em vista que quando o reator foi submetido a TDH(s) de 6 e 4 horas o efluente passou a ter cerca de 1500 mg SVT L<sup>-1</sup>, metade dos 3000 mg SVT L<sup>-1</sup> que entravam no reator no mesmo período. Outro ponto importante, que foi observado com respeito aos sólidos do efluente do reator UASB, foi o baixo coeficiente de variação (CV) cerca de 30%, 12% e 38%, para ST, SF e SVT, mostrando assim uma boa estabilidade operacional do reator e uma tendência em acumular sólidos, segundo pode ser observado nos gráficos “*box-plot*”. Segundo estes gráficos a quantidade de sólidos voláteis durante todo o experimento aumentou, razão pela qual verifica-se uma dispersão no quartil superior do gráfico “*box-plot*”. Esta eficiência foi também encontrada pelo Campos, Saleh e Carmo (2005), operando reator UASB com água residuária de suinocultura em escala de bancada, com TDH de 30 horas, temperatura do afluente de 30°C e concentração média de SVT no afluente do reator de 1.240 mg L<sup>-1</sup>, observaram eficiência de 73,2%. Campos et al. (2006), operando, um sistema de tratamento de efluentes composto por TAE, UASB e Lagoa anaeróbia facultativa (LAF), durante 250 dias, e com TDH variando de 55 a 15 horas, encontraram um valor médio de eficiência na remoção de SVT do efluente de 85%, para o reator UASB.

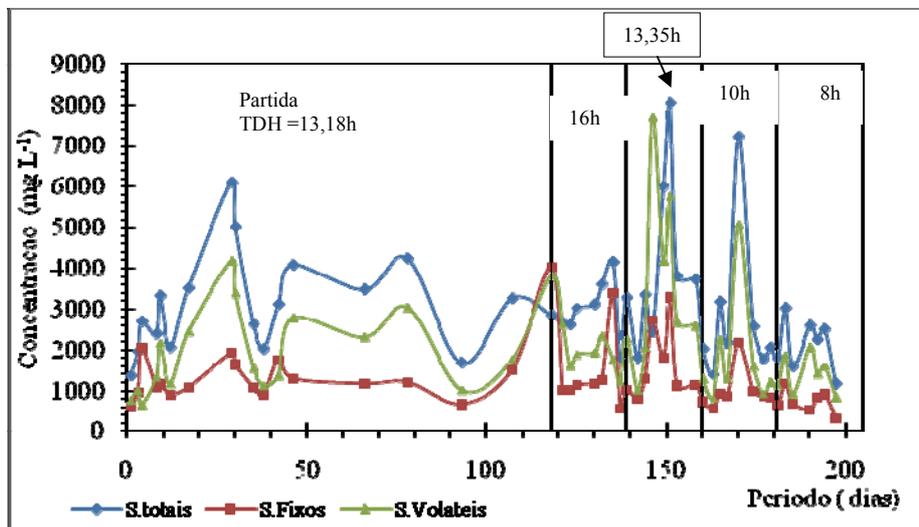


Figura 106 Variação de sólidos totais, fixos e voláteis no efluente RAC

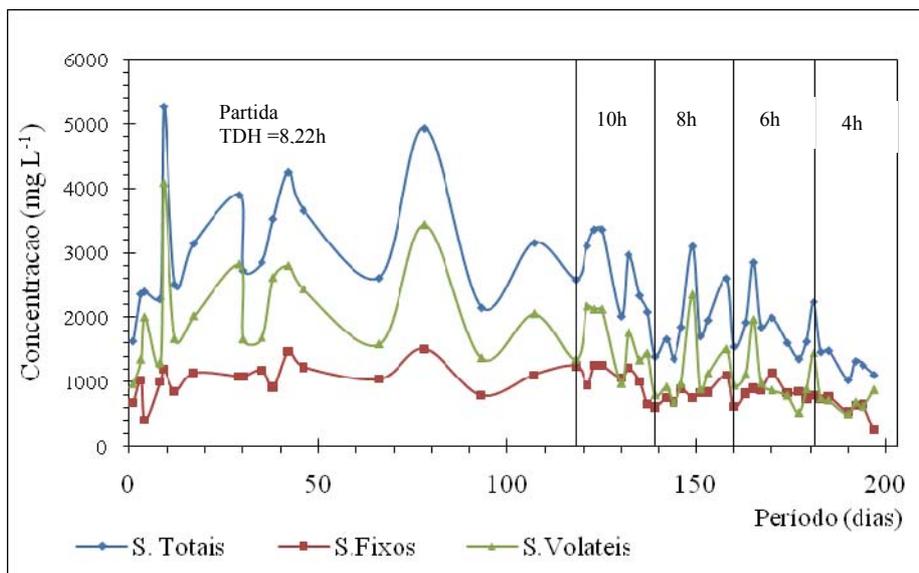


Figura 107 Variação dos sólidos totais, fixos e voláteis no efluente do reator UASB

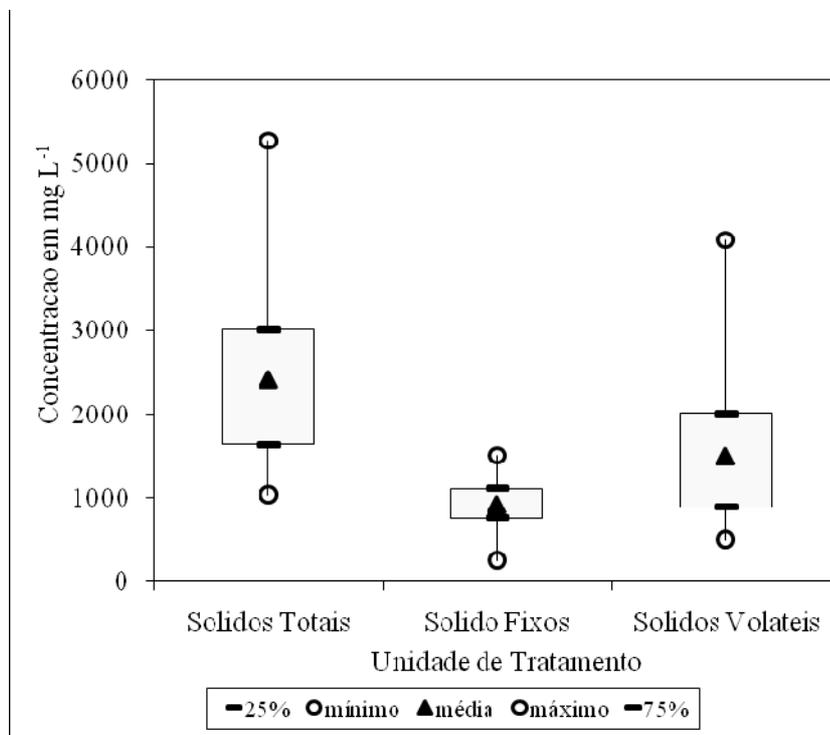


Figura 108 Gráficos *Box-plot* mostrando as medidas de dispersão de sólidos totais no efluente UASB.

#### 4.2.10 Perfil de lodo nos reatores RAC e UASB

São apresentados a seguir os perfis médios do lodo dos reatores RAC e UASB de acordo com o TDH os quais foram submetidos. O reator RAC apresentou instabilidade na acumulação de lodo, sendo que a concentração máxima observada foi de 10.000, 15.000 e 20.000 mg SVT L<sup>-1</sup> no primeiro, segundo e terceiro compartimento. Quando o reator foi submetido a 8 horas de TDH, as concentrações dos SVT, acima da 3<sup>a</sup> torneira foram, aproximadamente, iguais as do efluente. A explicação para esta instabilidade está nas variações da vazão, o que permitiu oscilação do volume de lodo. Outro fator relacionado com

esta instabilidade foi a alta vazão durante a partida e dos diferentes TDH a que o reator foi submetido. Durante todo o experimento o RAC, foi operado em TDH ideal durante a segunda mudança do TDH, tendo de 21 dias. Simulações feitas, depois da partida, mostram que o RAC poderia ter acumulado mais lodo se fosse operado a 28 horas de TDH, resultado mostrado pelos testes hidrodinâmicos. Concluiu-se que o RAC operou com seu leito fluidizado, quando o TDH passou para 14 horas distanciando-se do ideal, por isso pouco lodo foi formado e mantido neste reator.

Na Figura 109 pode-se visualizar o perfil médio do lodo, durante o período de partida que durou 118 dias, conforme legendado, nos dois reatores : RAC (nos três compartimento ) e UASB. Conforme o gráfico, o perfil de lodo do 2º e 3º compartimentos tiveram um comportamento análogo, sendo que no 1º e 2º amostradores as concentrações de lodo foram iguais e decrescentes para os demais amostradores. No 1º compartimento a concentração do lodo foi crescente, gradualmente de baixo para cima, havendo um ligeiro aumento da concentração de lodo no último amostrador. O perfil de lodo no reator UASB, mostrou que o 3º amostrador teve concentração de lodo menor ( $20912,50 \text{ mg L}^{-1}$ ) que o 4º amostrador ( $31170,00 \text{ mg L}^{-1}$ ), e no 2º amostrador a concentração foi de  $37149,83 \text{ mgL}^{-1}$ , pressupondo que pode ter existido zonas mortas e/ou canais preferenciais (curtos-circuitos) devido as diferenças de concentração. Este comportamento pode ser explicado devido as baixas cargas orgânicas que o reator UASB foi submetido, associado a uma baixa velocidade ascendente de cerca de  $0,27 \text{ m h}^{-1}$ .

Quando o TDH passou de 16 para 10 horas, Figura 110, no reator RAC, a concentração de lodo nos três compartimentos diminuiu ligeiramente a partir do 2º amostrador e a concentração de lodo no 2º e 3º compartimentos passou a ser igual ao do 1º compartimento e a concentração de lodo manteve-se praticamente igual nos dois compartimentos. A concentração do lodo no 1º compartimento

sofreu uma variação entre o 2º e 3º amostradores. O perfil do lodo no reator UASB manteve-se, apesar de ter havido aumento da concentração do lodo no 1º amostrador.

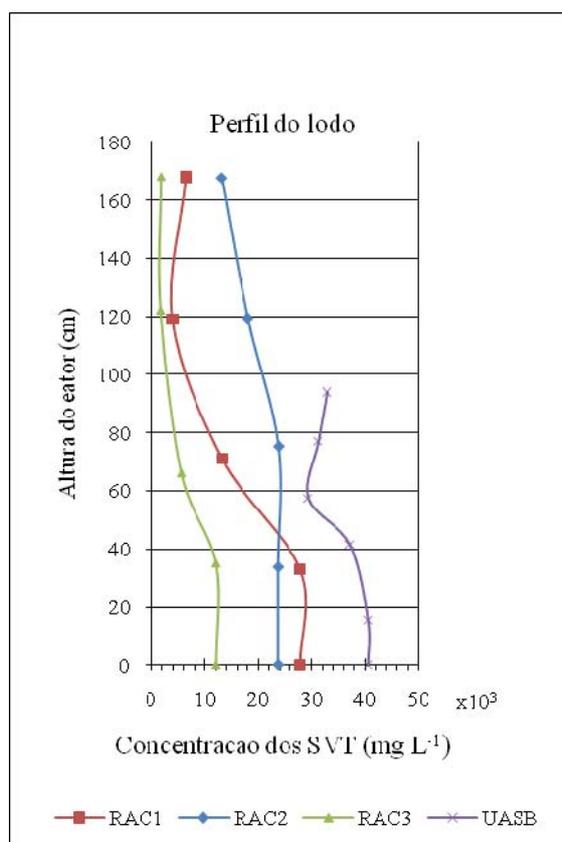


Figura 109 Perfil médio da concentração de SVT ao longo da altura dos reatores durante a partida

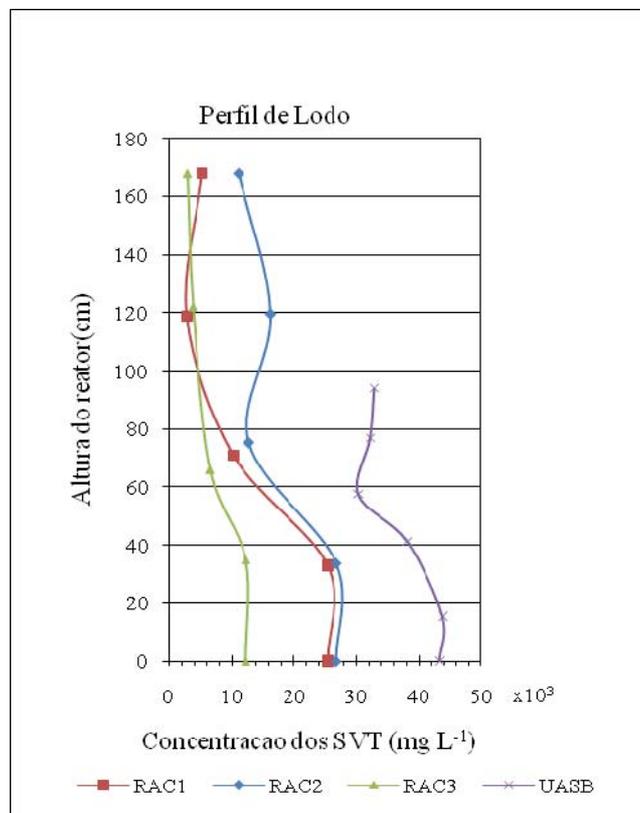


Figura 110 Perfil médio concentração de SVT ao longo da altura dos reatores (TDH 16 h RAC e 10 h no UASB)

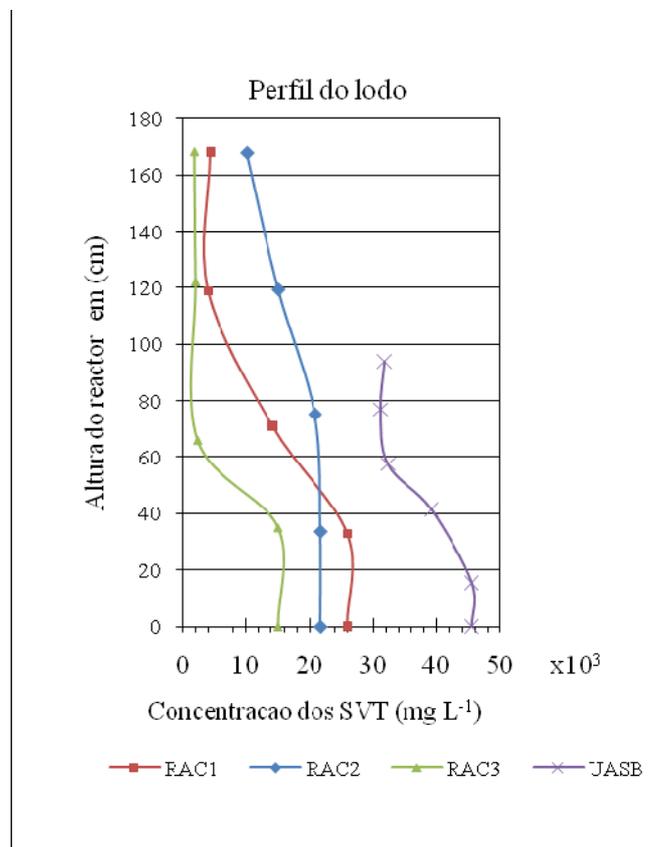


Figura 111 Perfil médio concentração de SVT ao longo da altura dos reatores (TDH de 13,35 h RAC e 8 h no UASB)

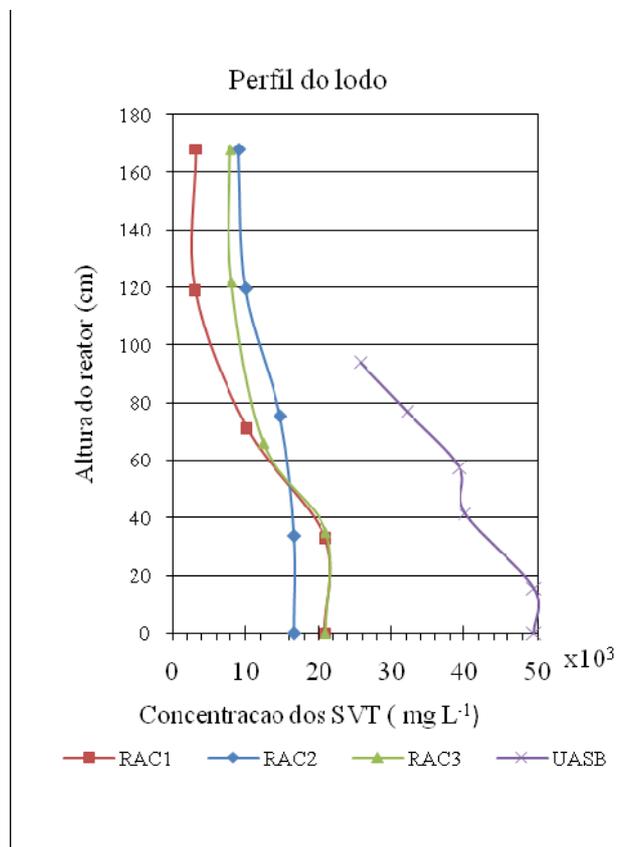


Figura 112 Perfil médio concentração de SVT ao longo da altura dos reatores (TDH de 10 h RAC e 6 h no UASB)

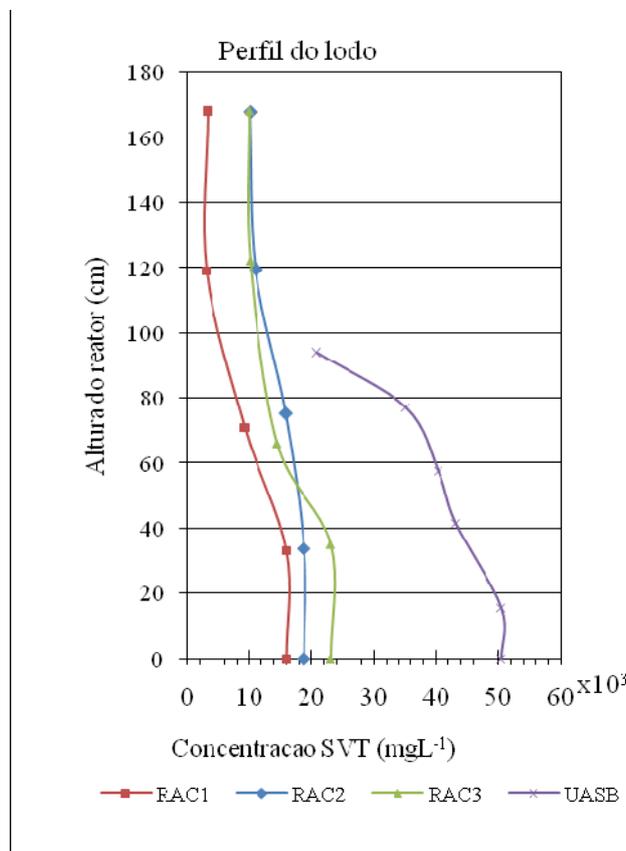


Figura 113 Perfil médio concentração de SVT ao longo da altura dos reatores (TDH de 8 h RAC e 4 h no UASB)

Quando o TDH passou de 13,35 h para 8h, nos dois reatores (Figura 111, verificou-se que a concentração do lodo no 1º compartimento do RAC passou a ser ligeiramente maior do que a do 1º e 2º compartimentos no 1º amostrador e no 2º compartimentos passou a ter uma concentração de lodo maior que todos os compartimentos um pouco acima do 2º amostrador. Isto significa que o lodo estava sendo arrastado para o 3º compartimento quando da aplicação deste TDH. Já a concentração de lodo no reator UASB estava aumentando as zonas mortas e/ou os canais preferenciais praticamente

desapareceram devido ao aumento da velocidade ascendente e a produção de biogás que proporcionou uma boa mistura dentro do reator UASB.

Quando o TDH passou de 10 h para 6h (Figura 112), nos dois reatores, verificou-se que a concentração de lodo no 3º compartimento passou a ser igual a do 1º até a altura do 2º amostrador, e maior nos demais amostradores. O 2º compartimento passou a ter uma concentração de lodo maior que todos os demais compartimentos um pouco acima do 2º amostrador. Isto significa que o lodo estava sendo arrastado para 2º e 3º compartimentos sob a influência deste TDH.

Com isso, no reator UASB intensificou-se o processo de produção de biogás, ocasionando intensa mistura no reator que, aliada às elevadas velocidades ascensionais impostas e deu início ao processo de seleção do lodo com melhor decantabilidade, com possível formação de grânulos remoção daquele de menor densidade. O lodo que sofria varredora atingia o separador trifásico, aderindo ao mesmo provocando entupimento da saída do biogás.

Quando o TDH passou de 8 h para 4 h, nos dois reatores, Figura 113 a concentração de lodo no 1º compartimento passou a ser menor que 2º e 3º compartimentos e todos os amostradores destes dois compartimentos passaram a ter quase a mesma concentração de lodo, com exceção do 1º amostrador e do 3º que passaram a ter maior concentração de lodo no reator RAC.

Já com o aumento da vazão e da velocidade ascendente, a manta e o leito do reator UASB foram acumulando lodo de boa qualidade, possivelmente granular e o lodo não aclimatizado de baixa sedimentabilidade foi removido do reator. Porém a produção de biogás foi diminuindo devido ao aumento dos ácidos voláteis conforme a Figura 82.

A diminuição do TDH, conseqüentemente aumento da COV aplicada ao reator UASB resultou no aumento da concentração de SVT presente no lodo,

proporcionando maior disponibilidade de substrato para os microrganismos, como pode ser observado na Figura 114.

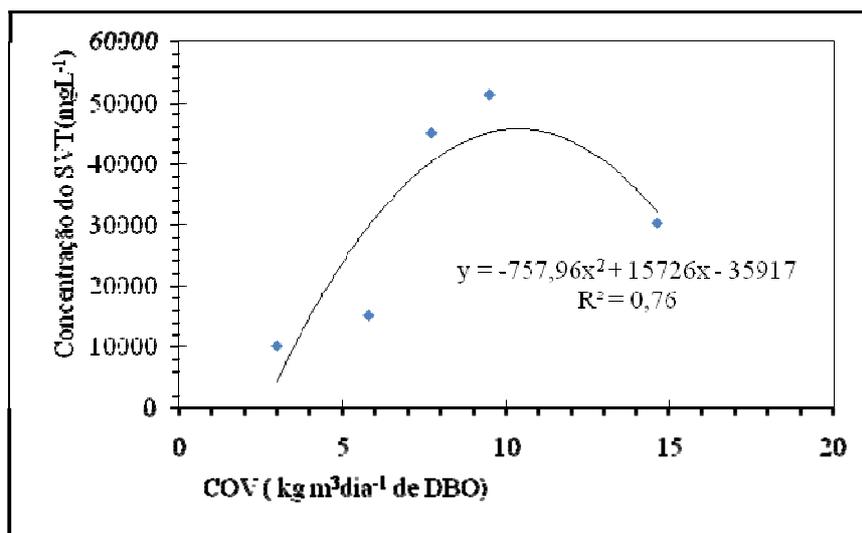


Figura 114 Correlação entre a concentração de SVT no lodo e a COV aplicada no UASB

Observa-se na Figura 115, o aumento da concentração de SVT no lodo com a redução do TDH no reator UASB. Para esta relação foi utilizado o TDH correspondente ao volume ocupado pelo lodo, parâmetro que atingiu valores mínimos a TDH de 10 horas. De acordo com a figura, percebe-se que a massa do lodo atingiu o seu valor máximo um TDH de 4h, mostrando que a diminuição de TDH provocou acúmulo de lodo no reator UASB, provavelmente de boa capacidade de sedimentabilidade.

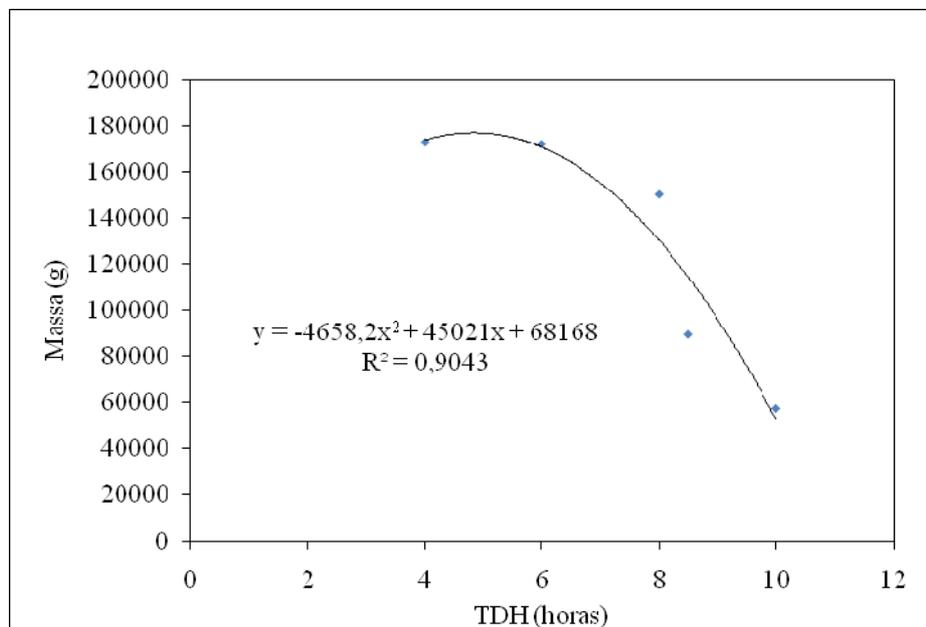


Figura 115 Variação da massa de SVT do reator UASB para diferentes TDH

#### 4.2.11 Remoção de macronutrientes (N e P)

São ilustrados nas Figuras 116 e 117 a variação da concentração da concentração de NTK e fósforo no afluente e efluente do RAC e do UASB, respectivamente. Os valores observados durante o experimento são representados no Apêndice E, Tabela I-8 e I-9. A remoção de macronutrientes no RAC atingiu eficiências médias da ordem de 31% e 20 % o (NTK) e o fósforo (P), respectivamente, enquanto reator UASB alcançou eficiências médias da ordem de 27% e 30% para NTK e fósforo (P). Diesel; Miranda; Perdomo (2002), considerou que a concentração de N, P e K nos esterco animais está relacionada com a qualidade dos alimentos consumidos e com o tamanho do animal (peso vivo) e que, em média, 80% do  $P_2O_5$  presente nos alimentos, são

excretados nas fezes e está mais presente na forma de compostos orgânicos, enquanto que a urina contém apenas traços.

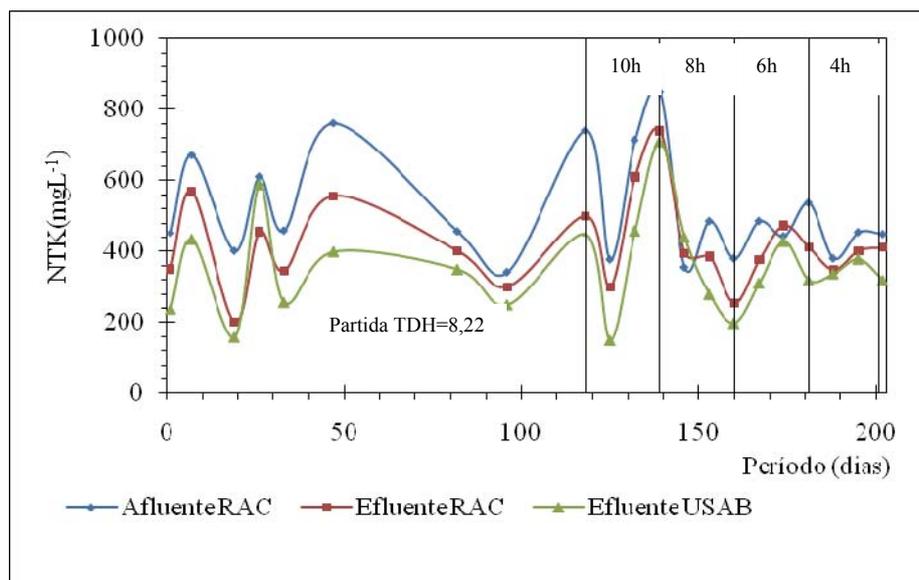


Figura 116 Variação da concentração de NTK afluente e efluente do RAC e UASB

Os valores médios observados de NTK, durante o experimento, na entrada e saída do RAC, foram de 568,78 e 418,21 mg L<sup>-1</sup> e no UASB de 418,21 e 371,12 mg L<sup>-1</sup> os quais, apesar de estarem, relativamente, abaixo dos observados por Kunz (2005) continuam bastante acima da concentração máxima permitida pela legislação, que é de 0,15 mg L<sup>-1</sup>, para águas doces da classe 3 (COPAM/CERH-MG N.º 1, 2008).

Com relação ao fósforo, os valores médios observados na entrada e saída do RAC foram de 558 e 445 mg L<sup>-1</sup> no USAB 445 e 356 mgL<sup>-1</sup>, respectivamente e sendo este último ainda bastante elevado no que diz respeito ao permitido pela legislação ambiental, que é de 24 mg L<sup>-1</sup>.

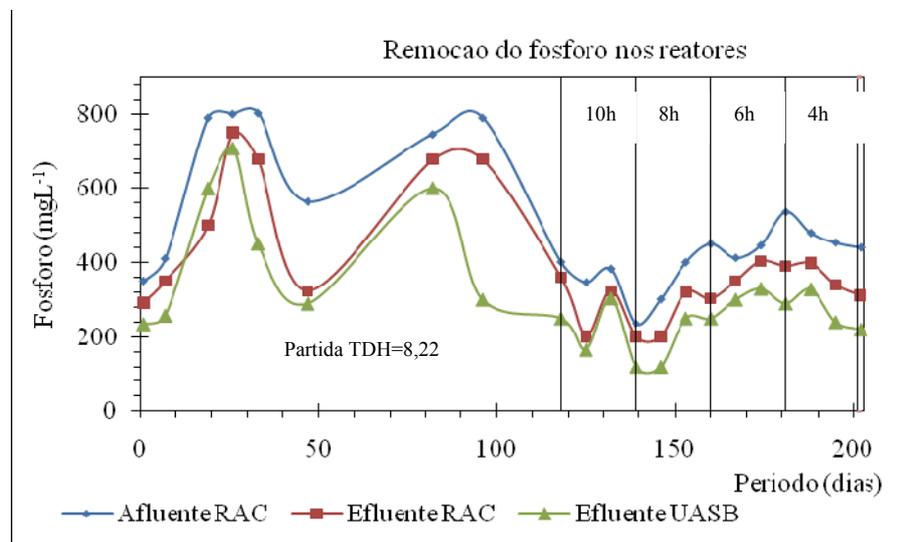


Figura 117 Concentração de NTK no afluente e efluente do RAC e UASB

As baixas eficiências observadas nas duas unidades de tratamento podem ter ocorrido, provavelmente em função do baixo TDH, proporcionando pouco tempo para a formação de compostos complexos cristalinos como é hidroxiapatita e ortofosfato e, ainda, a ausência de coescência, por falta de oxigênio, dificultando o processo de sedimentação, para além da baixa eficiência dos processos anaeróbios na remoção de nutrientes.

### 4.3 Determinação dos parâmetros

#### 4.3.1 Determinação dos parâmetros cinéticos dos reatores RAC e UASB

Os parâmetros cinéticos foram determinados a partir da DQO bruta, tanto nos reatores RAC como no UASB utilizando o modelo de regressão linear pelo método conhecido como de mínimos quadrados. A base de dados usada

para a determinação destes parâmetros foi composta por 47 observações, e os parâmetros cinéticos foram determinados segundo as equações 77 a 96b.

Os parâmetros cinéticos do RAC foram deduzidos a partir da Figura 118.

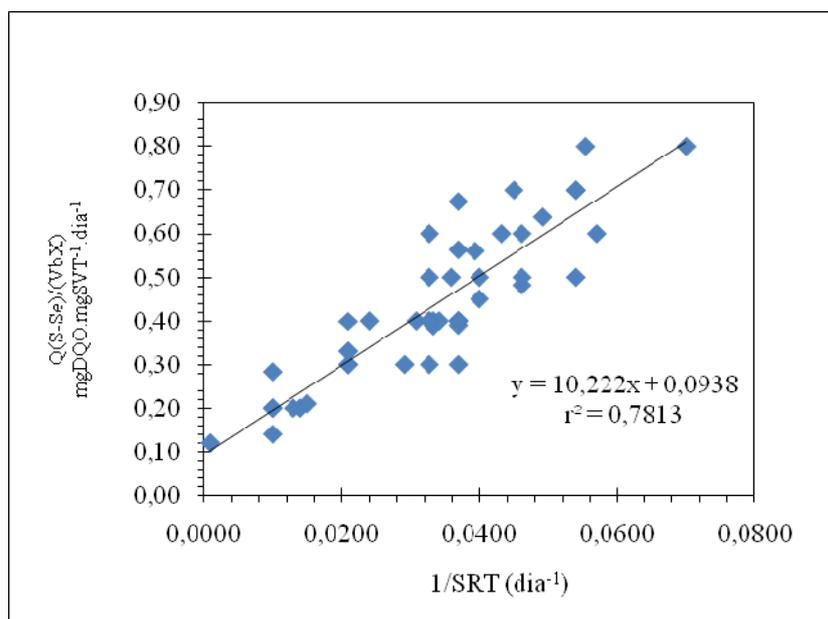


Figura 118 Regressão linear para determinação dos coeficientes Y e  $K_d$  do reator RAC

A Equação 173 obtida por meio da regressão foi:

$$y = 10,222x + 0,0938$$

173

O coeficiente de determinação ( $r^2 = 0,7813$ ) significa que cerca de 88,4% da variação de y pode ser explicada pela variável x equivalente ao inverso do

tempo de retenção celular. Assim a partir da equação 88, 173 e 174 pode-se extrair os parâmetros cinéticos Y e K<sub>d</sub>.

$$\frac{(QC_o - QC)}{X_r V_r} = \frac{1}{Y} \cdot \frac{1}{\theta_c} + \frac{K_d}{Y} \quad (88)$$

Da equação 88, pode-se extrair os parâmetros cinéticos através da regressão linear, conforme a equação 173.

$$y = \frac{Q \cdot (S_o - S)}{V_r \cdot X} \quad , \quad a = \frac{1}{Y} \quad x = \frac{1}{\theta_c} \quad b = \frac{K_d}{Y} \quad (173)$$

$$a = \frac{1}{Y} = 10,222 = \frac{1}{Y} \Leftrightarrow Y = 0,12 \text{ kg kg}^{-1} \text{d}^{-1} \text{ em termos de [DQO][SVT]}^{-1} \text{d}^{-1} \quad (174)$$

$$b = \frac{K_d}{Y} = 0,0938 = \frac{K_d}{0,0976} \Leftrightarrow K_d = 0,01 \text{ d}^{-1} \quad (175)$$

Para a determinação da taxa máxima de crescimento específico e do coeficiente máximo de utilização de substrato (K<sub>s</sub>), utilizou-se o modelo de regressão determinado segundo a Figura 119 que resultou na equação :

$$y = 83039x + 30,959 \quad (176)$$

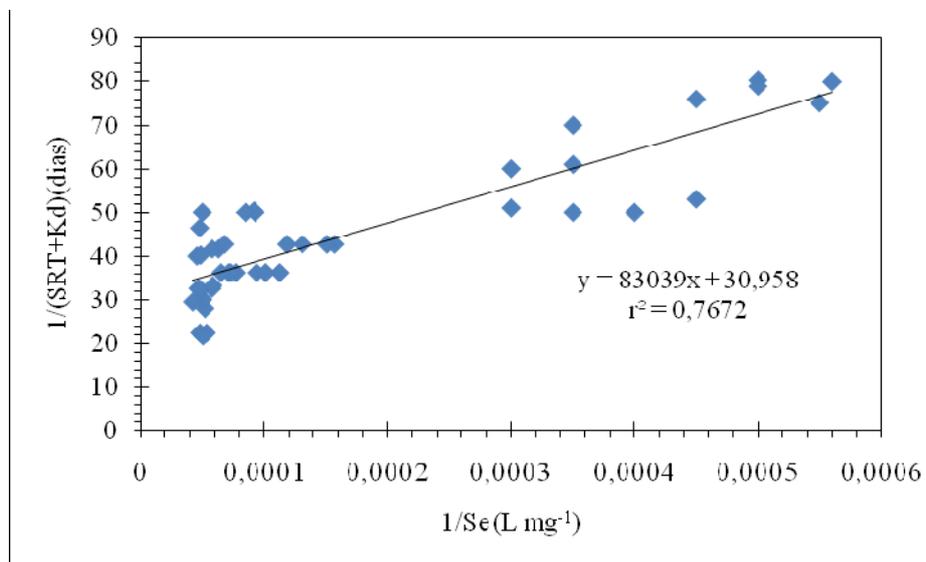


Figura 119 Regressão linear para determinação dos coeficientes  $\mu_{\max}$  e  $K_s$  do RAC

O coeficiente de determinação ( $r^2=0,7672$ ) significa que 87,99% da variação de  $y$  é explicada pela variável  $x$ , a qual é inversa a concentração do efluente.

Assim a partir das equações 85, 177, 178 e 179 pode-se extrair os parâmetros cinéticos referentes ao crescimento máximo  $\mu_{\max}$  e a constante relacionada ao substrato limitante,  $K_s$ .

$$\frac{1}{\left(\frac{1}{\theta_c} + K_d\right)} = \frac{K_s}{\mu_{\max} \cdot S} + \frac{1}{\mu_{\max}} \quad (85)$$

Onde:

$$y = \frac{1}{\frac{1}{\theta_c} + K_d}, \quad a = \frac{K_s}{\mu_{\max}}, \quad x = \frac{1}{S_e}, \quad b = \frac{1}{\mu_{\max}} \quad (177)$$

$$b = \frac{1}{\mu_{\max}} \Leftrightarrow 30,958 = \frac{1}{\mu_{\max}} \Leftrightarrow \mu_{\max} = 0,032 \quad (178)$$

$$83039 = \frac{K_s}{0,0325} \Leftrightarrow K_s = 2682,31 \text{ mg DQOL}^{-1} \quad (179)$$

Os parâmetros cinéticos calculados nominalmente  $Y$ ,  $K_d$ ,  $\mu_{\max}$  e  $K_s$  foram obtidos por vários autores, em trabalhos análogos. Metcalf e Eddy (2003), para processos anaeróbios  $Y$  varia de 0,03 a 0,15  $\text{kg kg}^{-1}\text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}\text{d}^{-1}$  e o valor determinado no reator RAC foi de 0,0976  $\text{kg kg}^{-1}\text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}\text{d}^{-1}$ , estando dentro da faixa especificada. Em estudos realizados em reator UASB por Fox e Lim (2010), tratando também águas residuárias de suínos em clima temperado, o valor obtido foi  $Y=0,045 \text{ kg kg}^{-1}\text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}\text{d}^{-1}$ . E pesquisas realizadas por Saleh (2003), onde foram determinados parâmetros cinéticos para o mesmo tipo de efluente, porém em escala laboratorial os resultados obtidos do coeficiente  $Y$  foram próximos ao estimado neste presente trabalho.

Segundo Metcalf e Eddy (2003), o  $K_d$  para processos anaeróbios é bastante variável, dependendo do tipo de reatores e o tipo de efluente. Estudos feitos por Pan e Drapcho (2001), em lagoas facultativas, mostraram uma variação de  $K_d$  nas faixas 0,02 a 0,040  $\text{d}^{-1}$ . Muitos autores encontraram valores

dentro da mesma faixa, todavia alguns estudos mostraram valores ainda menores, como encontrado por Saleh (2003), que determinou em seu experimento um  $K_d$  de  $0,0138 \text{ d}^{-1}$ , valor próximo daquele determinado no reator RAC no presente trabalho.

O valor de  $\mu_{\max}$  determinado no reator RAC foi de  $0,032 \text{ d}^{-1}$ , estando também dentro de uma faixa bastante aceitável. Estudos realizados por Henze (1997), em reatores anaeróbios obtiveram valores similares na faixa de  $0,03$  a  $0,075 \text{ d}^{-1}$ . Segundo Von Sperling (2006), em processos anaeróbios a taxa máxima de crescimento específica ( $\mu_{\max}$ ) pode atingir até  $0,4 \text{ d}^{-1}$ . Pesquisas feitas por Masse e Droste (2000), no Canadá utilizando reatores alimentados por batelada, tratando efluente de suinocultura obteve valores ainda mais baixos cerca de  $0,005 \text{ d}^{-1}$ . Estes valores baixos estavam relacionados com a temperatura de operação, porém quando os reatores foram submetidos às condições mesofílicas, a taxa máxima de crescimento específica aumentou para  $0,12 \text{ d}^{-1}$ . Pode-se então concluir que o valor da taxa máxima de crescimento específica no reator RAC está dentro da faixa aceitável.

Já o valor de  $K_s$  determinado ficou muito elevado, visto que o valor médio encontrado na bibliografia é de  $500 \text{ mg L}^{-1}$  (MASSE; DROSTE, 2000, PAN; DRAPCHO, 2001; SALEH, 2003). Embora alguns autores como Andara ;Estban (1999) tenha encontrado valores na faixa de  $800-1500 \text{ mg L}^{-1}$ , para o mesmo tipo de efluente tratado em reatores anaeróbios. O valor de  $K_s$  de  $2682,31 \text{ mg L}^{-1}$ , pode parecer muito elevado, todavia este coeficiente cinético está relacionado a quantidade de DQO (matéria orgânica) que entrava no reator RAC. A média da DQO registrada foi de cerca  $20.000 \text{ mg L}^{-1}$ , tendo em vista que o  $K_s$  determinado para esta quantidade de substrato, nem atingiu a metade da concentração DQO, o que mostra que o valor de  $K_s$  encontrado foi bem menor em relação a concentração da orgânica que adentrava o reator, o que pressupõe uma boa afinidade entre o substrato e as bactérias. Na determinação

da taxa de remoção de substrato utilizando a equação de Monod, o valor de  $K_s$  determinado foi de 2.682,31 mg L<sup>-1</sup> é muito menor quando comparado com a concentração média do substrato expressa em DQO de 20000 mg L<sup>-1</sup>, o que nos permite afirmar que o  $K_s \ll S_e$  ou seja  $\mu = \mu_{max}$ , portanto conclui-se que a cinética global que governou a remoção da DQO no reator RAC neste experimento foi de ordem zero, embora metanogênese seja o passo mais lento do processo anaeróbico e comandada pela cinética bacteriana de primeira ordem.

#### **4.3.2 Validação dos modelos calculados e dos respectivos coeficientes do RAC**

Para verificar se os parâmetros modelados e determinados neste trabalho se adequam aos dados foi necessário fazer o teste Fischer ou teste “F”, enquanto para validar os coeficientes de regressão do modelo recorre-se ao teste de *student* (t). O teste “F” está associado a análise de variância (ANOVA), sendo que para regressão linear as duas fontes de variação mais destacadas são a soma do quadrado da regressão e o erro residual. Os teste “F” e “t” foram feitos a 5% de significância, justamente por ser recomendado em estudos de campo, sujeitos a alguns fatores que não podem ser controlados.

#### **4.3.3 Validação do modelo e dos parâmetros cinéticos Y e Kd do RAC**

A partir da base de dados utilizada para elaborar o modelo e para extrair os coeficientes cinéticos Y e Kd do RAC, onde  $y=10,222x+0,0938$ , foram deduzidos os coeficientes para servirem de suporte para a realização dos testes “F” e “t”, conforme Tabela 23.

Tabela 23 Coeficientes estimados para darem suporte para os testes estatísticos F e t

Coeficiente	Valores
Somas parciais ( SPXY)	0,1032
Soma dos quadrados (SQX)	0,0101
Soma dos quadrados totais(SQT)	1,3500
Soma dos quadrados da regressão(SQR)	1,507
Soma dos quadrados dos resíduos (SQOres)	0,2953
Coeficiente de determinação ( $r^2$ )	0,7813
Coeficiente de determinação ajustado ( $r^2_{aj}$ )	0,6018

Para se executar o teste de “F” assim como o de *Student* “t” exige-se em relação ao nosso modelo de regressão, a formulação de hipóteses. Assim serão testadas duas hipóteses, a saber:

1ª: hipótese a nula ( $H_0$ ): a qual afirma que o estimador do coeficiente angular ( $\hat{\beta}_1$ ) da equação de regressão é nulo em relação a alternativa ( $H_a$ ) que afirma o contrário.

2ª: hipótese a nula ( $H_0$ ): a qual afirma que o estimador do intercepto ( $\hat{\beta}_0$ ) da equação de regressão é nulo em função da alternativa ( $H_a$ ) que afirma o contrário.

Matematicamente tem-se:

$$H_0 : \hat{\beta}_1 = 0 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_1 \neq 0 \quad H_0: \hat{\beta}_0 = 0 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_0 \neq 0$$

Para testar estas hipóteses montou-se a ANOVA, que pode ser observada abaixo, a partir dos coeficientes da Tabela 24.

Tabela 24 ANOVA, feita para o teste F a 5% com grau de significância nominal de 5%

F.V	(GL)	SQ	QM	F
Regressão	1	1,35	1,35	Fcal=1,35/0,0065=205,7
Resíduo	45	0,2953	0,0065	Ftab=4,03
Total	46	1,6453		

Como o valor tabelado de “F” para significância nominal de 5%, com 1 e 46 graus de liberdade é igual a 4,053 e, o valor calculado de 205,7, portanto superior ao tabelado, as duas hipóteses são nulas devem ser rejeitadas. Significando que tanto o intercepto como o coeficiente angular são diferentes de zero, indicando assim que pelo teste “F” os dados coletados ajustam-se muito bem ao modelo  $y=10,222x+0,0938$ . Objetivando saber a contribuição de cada coeficiente, ou seja, do intercepto ( $\hat{\beta}_0$ ) e do coeficiente angular ( $\hat{\beta}_1$ ), ambos validados pelo teste “F”, recorrer-se ao teste de “t”, usando as mesmas hipóteses.

#### 4.3.3.1 Teste t para validação do parâmetro intercepto ou $K_d$ no RAC

Este teste será feito sobre a seguinte hipótese, a qual afirma:

$$H_0: \hat{\beta}_1 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_1 \neq 0$$

Deste modo o teste t é dado pela Equação 91:

$$t_{\text{Cal}} = \frac{\hat{\beta}_0 - \beta_0}{S \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n x_i^2}{(nSQX)}}} = \frac{0,0938}{0,793 \sqrt{0,06256 / (47 \times 0,0101)}} = 3,23$$

(180)

O “t” tabelado ( $t_t$ ) possui valor de 1,660 e valor percentual de significância nominal de 5%, e com 46 graus de liberdade. Como o valor tabelado de t é menor que o calculado, pode-se rejeitar a hipótese nula, que afirma que o intercepto é nulo. Assim, o valor do intercepto contribui, significativamente, no modelo. Portanto, pode-se concluir que o valor de  $K_d$  calculado a partir do modelo representa estatisticamente o decaimento bacteriano no RAC. Assim, o intervalo de 95% de confiança para o intercepto deverá ser:

$$IC_{1-\alpha}(\hat{\beta}_0): \hat{\beta}_0 \pm t_{\alpha/2, v} S \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n X_i^2}{nSQX}} = 0,0938 \pm 1,660 \times 0,0793 \times$$

$$\sqrt{\frac{0,06256}{47 \times 0,0101}} = 0,0938 \pm 1,660 \times 0,0297$$

$$=[0,044-0,141] \quad 181$$

Expressando o valor do intercepto em função de  $K_d$  tem-se o seguinte intervalo

[ 0,00378 - 0,01d<sup>-1</sup>], o que significa que os valores de  $K_d$  no reator RAC podem variar dentro de um conjunto expresso pela equação 182.

$$IC_{95\%}(K_d): 0,00378 \leq K_d \leq 0,00378 \text{ mg L}^{-1} \text{ de DQO} \quad (182)$$

#### 4.3.3.2 Teste t para a validação do parâmetro Y no reator RAC

Este teste será feito sobre a hipótese que afirma que

$$H_0: \beta_1=0 \text{ vs } H_a: \beta_1 \neq 0.$$

O teste t para a validação do coeficiente angular do modelo dado será fornecido pela Equação 183.

$$t_c = \frac{\hat{\beta}_1 - \beta_1}{\frac{S}{\sqrt{SQX}}} = \frac{10,222}{\frac{0,0793}{\sqrt{0,0101}}} = 12,95 \quad (183)$$

O t tabelado ( $t_i$ ) é 1,660, com significância nominal de 5% e com 46 graus de liberdade, sendo menor quando comparado com o calculado que foi de 12,955. Pode-se assim rejeitar a hipótese nula e aceitar a alternativa que diz que o coeficiente angular é diferente de zero. Desta forma o valor do coeficiente angular do modelo é válido para os dados calculados. Podemos concluir que o valor do parâmetro cinético Y descreve o crescimento bacteriano em função do consumo de substrato. Para o intervalo de 95% de confiança, o coeficiente angular será de acordo com a Equação 190.

$$\begin{aligned} IC_{1-\alpha}(\hat{\beta}_1) : \hat{\beta}_1 \pm t_{\alpha/2, v} \times \frac{S}{\sqrt{SQX}} = \\ 10,222 \pm 1,660 \times \frac{0,0793}{\sqrt{0,0101}} = 10,222 \pm 1,660 \times 0,789 \\ IC = [8,927 - 11,53] \end{aligned} \quad 183$$

Traduzindo estes valores do coeficiente angular da Equação 173 estima-se o intervalo de confiança do parâmetro cinético Y. Assim para o intervalo de confiança de 95%, deste parâmetro cinético será:

$$IC_{95\%}(Y) : 0,086 \leq Y \leq 0,112 \text{ mg}^{-1} \text{d}^{-1} [\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1} \text{d}^{-1} \quad 184$$

#### 4.3.4 Validação do modelo e dos parâmetros cinéticos $\mu_{\max}$ e $K_s$ no RAC

Para realização do teste “F”, para o modelo  $y=83039x+30,985$  foram formuladas as seguintes hipóteses:

$$H_0 : \hat{\beta}_1 = 0 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_1 \neq 0 \quad H_0: \hat{\beta}_0 = 0 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_0 \neq 0$$

Para testar estas hipóteses os dados da ANOVA foram montados conforme a Tabela 25.

Tabela 25 ANOVA para o teste de F a 5% com grau de significância nominal de 5%

F.V	(GL)	SQ	QM	F
Regressão	1	8851,093	8851,093	Fcal=53,33
Residuo	45	7469,097	165.979	Ftab=4,03
Total	46	16320,191		

Como o valor tabelado de F para significância nominal de 5% com 1 a 46 graus de liberdade é igual a 4,03 e o valor calculado é de 53,33, portanto superior ao tabelado, dessa forma as duas hipóteses nulas devem ser rejeitadas e conclui-se que o teste F para os dados coletados ajusta-se ao modelo.

#### 4.3.5 Teste t para validação dos parâmetros $\mu_{\max}$ e $K_s$ no RAC

A partir da base de dados usada para elaborar o modelo, extrair os coeficientes cinéticos  $\mu_{\max}$  e  $K_s$ , segundo a Equação 183, foram deduzidos os coeficientes para a realização do teste F e t, segundo a Tabela 26.

Tabela 26 Parametros da regressão linear usando para fazer o teste “F” e “t”

Parâmetros	Valores
Somas parciais ( SPXY)	0,1066
Soma dos quadrados (X)	$1,2 \times 10^{-6}$
Soma dos quadrados totais(SQT)	16320,191
Soma dos quadrados de regressão (SQreg)	8851,093
Soma dos quadrados dos resíduos(SQOred)	7469,097
Coefficiente de determinação ( $R^2$ )	0,7672
Coefficiente de determinação ajustado ( $R_{ajus}^2$ )	0,5795

#### 4.3.5.1 Teste t para a validação do parâmetro $\mu_{\max}$ do RAC

Este teste foi feito sobre a hipótese que afirma:

$$H_0: \hat{\beta}_0 = 0 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_0 \neq 0$$

Assim o teste t pode ser descrito pela Equação 185.

$$t_{\text{cal}} = \frac{\hat{\beta}_0 - \beta_0}{S \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n x_i^2}{nSQX}}} = 11,89 \quad (185)$$

O t tabelado ( $t_t$ ) com valor de significância nominal de 5% e com 46 graus de liberdade é de 1,660. Como o valor tabelado de t é menor que o calculado, podemos rejeitar a hipótese nula, a qual afirma que o intercepto é

nulo. Assim, o intervalo de 95% de confiança para o intercepto será conforme a Equação 186.

$$\begin{aligned}
 IC_{1-\beta_0}(\hat{\beta}_0) &: \hat{\beta}_0 \pm t_{\alpha/2, v} S \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n X_i^2}{nSQX}} \\
 &= 30,958 \pm 1,660 \times 12,60 \times \sqrt{\frac{2,53 \text{ E- } 06}{47 \times 1,26073 \text{ E- } 06}} = 30,958 \pm 4,47
 \end{aligned}
 \tag{186}$$

IC=[26,492-34,425], traduzindo em termos de  $\mu_{\max}$ :

$$IC_{95\%}(\mu_{\max}): 0,029 \leq \mu_{\max} \leq 0,0377 \text{ d} \tag{187}$$

#### 4.3.5.2 Teste t para a validação do parâmetro $K_s$ do RAC

Este teste será feito sobre a hipótese:

$H_0: \hat{\beta}_1$  vs  $H_a: \hat{\beta}_1 \neq 0$  Assim o teste t é dado pela Equação 188.

$$t_{\text{cal}} = \frac{\hat{\beta}_1 - \beta_1}{S / \sqrt{SQX}} = 7,39 \tag{188}$$

O t tabelado ( $t_t$ ) com significância nominal de 5% e 46 graus de liberdade é de 1,660. Como o valor tabelado de t é menor que o calculado, podemos rejeitar a hipótese nula a qual, afirma que o coeficiente angular é nulo.

Assim no intervalo de 95% de confiança para o coeficiente angular temos, conforme a Equação 189.

$$IC_{1-\alpha}(\hat{\beta}_1) : \hat{\beta}_1 \pm t_{\alpha/2, v} \times \frac{S}{\sqrt{SQX}} = 83039 \pm 1,66 \times 11227,27 \dots \quad (189)$$

$IC_{95\%} = [64037,36-94317,27]$ , o que pode ser traduzido no seguinte intervalo de  $K_s$ :

$$IC_{95\%}(K_s) : 1466,45 \leq K_s \leq 35563,06 \text{ mg L}^{-1} \text{ de DQO} \quad (190)$$

Pode-se concluir que o  $K_s$  pode assumir valores que variam num intervalo fechado, começando com o mínimo de 1466,45 até o máximo de 35563,06  $\text{mg L}^{-1}$ , sem afetar o modelo.

#### 4.3.6 Determinação de parâmetros cinéticos do reator UASB

Os parâmetros  $Y$  e  $K_d$  do reator foram calculados analogamente ao RAC. Assim, do modelo de regressão linear simples representado na Figura 120, calculou-se  $Y$  e  $K_d$ .

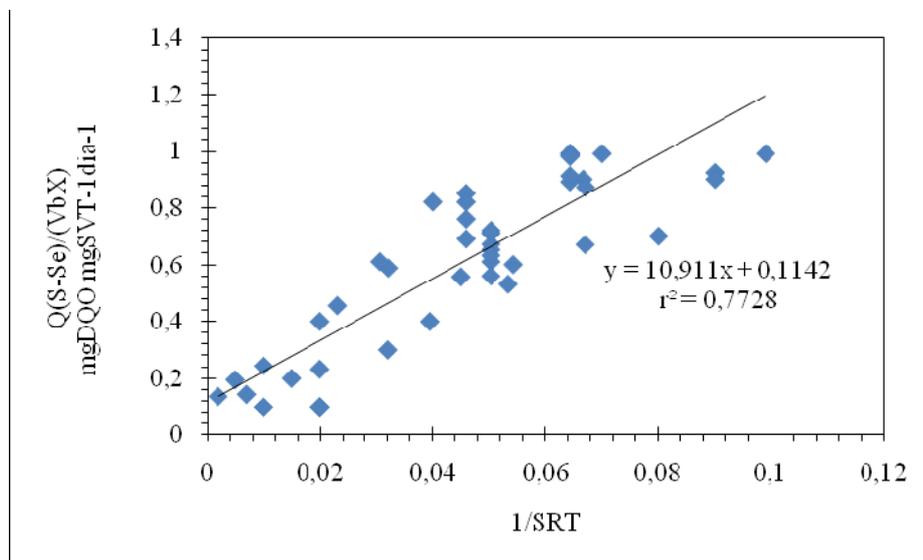


Figura 120 Regressão linear para determinação dos coeficientes  $Y$  e  $K_d$  do reator UASB

O coeficiente de correlação foi de  $r^2=0,7772$ , mostrando que cerca de 88,18% da variação de  $y$  é explicada pela variável  $x$  no eixo das abcissas. Assim, seguindo o mesmo roteiro feito anteriormente, pode-se calcular os coeficientes cinéticos  $Y$  e  $K_d$  do reator UASB usando o modelo de regressão. Em função das equações têm-se:  $Y=0,091 \text{ mg mg}^{-1}\text{d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}\text{d}^{-1}$

Analogamente à determinação dos coeficientes  $\mu_{\max}$  e  $K_s$  recorreu-se ao gráfico da Figura 121, onde é mostrado o modelo de regressão.

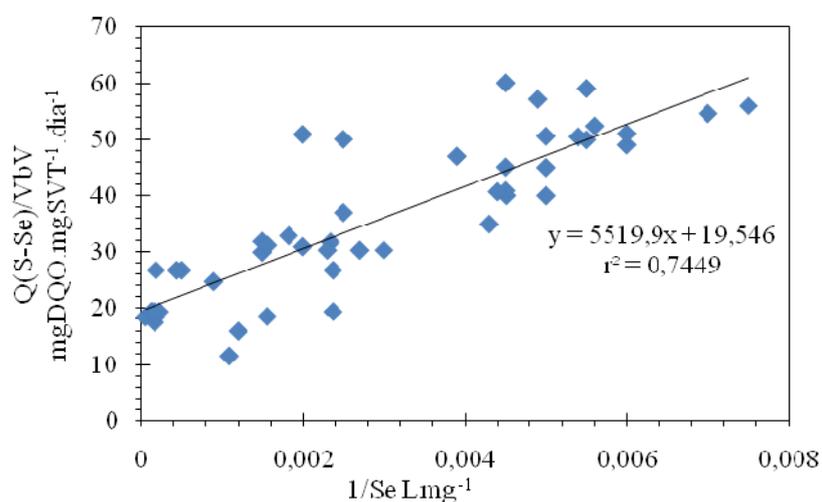


Figura 121 Regressão linear para determinação dos coeficientes  $\mu_{max}$  e  $K_s$  do reator UASB

A partir da Figura 121 tem-se o modelo  $y=5519,9x+19,546$ , como um alto coeficiente de correlação entre as variáveis. Assim, seguindo o mesmo roteiro feito anteriormente, temos  $\mu_{max} = 0,051 \text{ dia}^{-1}$  e  $K_s=282,45 \text{ mg L}^{-1}$  de DQO. A comparação entre os parâmetros cinéticos dos reatores RAC e UASB resultou na Tabela 27 demonstrada a seguir:

Tabela 27 Comparação dos parâmetros cinéticos dos reatores RAC e UASB

Parâmetros	RAC	UASB
$\bar{Y} (\text{kg kg}^{-1}\text{d}^{-1} [\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1}\text{d}^{-1})$	0,097	0,091
$K_d (\text{dia}^{-1})$	0,0107	0,0104
$\mu_{max} (\text{dia}^{-1})$	0,032	0,051
$K_s (\text{mg L}^{-1})$	2682.5	282,45
$S (\text{mg L}^{-1})_c$	30.000	5.600
Tipo de cinética	Ordem zero	Ordem zero

De acordo com a Tabela 27 pode-se observar que os parâmetros cinéticos dos reatores RAC e UASB são bastante similares com a exceção do  $K_s$ . O  $K_s$ , conforme dito anteriormente está diretamente relacionado à concentração do substrato. Assim o  $K_s$  do reator UASB foi proporcional a concentração do efluente que, em média, foi de  $5600 \text{ mg L}^{-1}$ , mostrando uma elevada afinidade entre a biomassa e o substrato. Tendo em conta o modelo de Monod e os dados dos coeficientes cinéticos do reator UASB acima calculados, concluiu-se que a cinética do reator UASB, neste presente estudo foi de ordem zero, visto que  $S_e \gg K_s$ . Isso ocorreu porque obrigou-se o sistema a operar com vários aumentos da carga orgânica biológica (COB), independente da estabilidade ou não do sistema. Sendo assim, após vários aumentos das COV e COB, o concentração de substrato se tornou independente da remoção. Vale lembrar que a água residuária proveniente da suinocultura é biodegradável e apesar da concentração bem mais elevada que o esgoto humano tem a remoção cinética de primeira ordem.

Segundo Speece (1996), a bactéria pode se aclimatizar ao meio e ao substrato, sendo que, quanto maior for a concentração do substrato maior será o  $K_s$ , porém numa proporção relacionada com a concentração do substrato, por isso o  $K_s$  do RAC é maior que do reator UASB. Em termos de proporção  $S_e/K_s$  tem-se 0,08 e 0,057 para os reatores RAC e UASB, respectivamente, mostrando que apesar dos dois reatores terem valores de  $K_s$  ligeiramente diferentes, o consumo de substrato nos dois reatores ocorreu de forma análoga. Uma vez que os parâmetros cinéticos do RAC são bastante similares aos do UASB, os comentários feitos para o RAC também são aplicáveis ao reator UASB, isto é, os parâmetros cinéticos do reator UASB, conforme mencionado, anteriormente, também se encontra de acordo com os encontrados na bibliografia pesquisada. Pode-se concluir, portanto, que a taxa de remoção do substrato no RAC ocorreu de maneira similar ao reator UASB.

### 4.3.7 Validação dos modelos cinéticos do reator UASB

A validação do modelo e dos parâmetros cinéticos  $Y$  e  $K_d$  do reator UASB foi realizada em função das hipóteses a serem testadas:

$$H_0 : \hat{\beta}_1 = 0 \text{ vs } H_a : \hat{\beta}_1 \neq 0 \quad H_0 : \hat{\beta}_0 = 0 \text{ vs } H_a : \hat{\beta}_0 \neq 0$$

Seguindo mesma marcha de cálculos feita para o RAC, montou-se também um tabelamento para a ANOVA, feita para o teste F a 5% de grau de significância nominal de 5%, para o reator UASB, conforme Tabela 28. Foram utilizados os dados para gerar o modelo  $y = 10,911x + 0,1142$ , de onde foram extraídos os parâmetros cinéticos.

Tabela 28 ANOVA, feita para o teste F a 5% com grau de significância nominal de 5%

F.V	(GL)	SQ	QM	F
Regressão	1	3,127	3,127	$F_{\text{cal}}=156,78$
Residuo	45	0,919	0,02	$F_{\text{tab}}=4,02$
Total	46	4,046		

Assim, o F calculado foi maior que o F tabelado, e pode-se assim rejeitar as duas hipóteses nulas e aceitar as duas alternativas. Isso significa que os dados ajustaram-se muito bem ao modelo.

#### 4.3.7.1 Teste t para validação do parâmetro Y

Este teste foi realizado baseado na seguinte hipótese:

$$H_0: \hat{\beta}_1 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_1 \neq 0$$

O teste t para validação do coeficiente angular do modelo foi calculado pela Equação 191.

$$t_{\text{cal}} = \frac{\hat{\beta}_1 - \beta_1}{\frac{S}{\sqrt{SQX}}} = 2,51 \quad \text{e} \quad t_{5\%,45} = 1,7 \quad (191)$$

Assim, como o t calculado com significância nominal de 5% e com 46 graus de liberdade foi maior que o tabelado pode-se rejeitar a hipótese nula. Assim, o coeficiente angular que representa adéqua-se ao modelo  $y = 10,911x + 0,1142$ . Pode-se concluir que o Y calculado representa os dados coletados no experimento com intervalo de confiança 95%. Este coeficiente pode ser dado pela Equação 192.

$$IC_{1-\alpha}(\hat{\beta}_1): \hat{\beta}_1 \pm t_{\alpha/2, v} \times \frac{S}{\sqrt{SQX}} = [9,46-12,36] \dots\dots\dots (192)$$

Expressando este intervalo em função de Y, tem-se:

$$IC_{95\%}(Y): 0,081 \leq Y \leq 0,105 \text{ kg kg}^{-1} \text{d} [\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1} \text{d}^{-1} \quad (193)$$

Pode-se concluir que através do teste t, o parâmetro cinético Y pode ter valores pertencentes ao intervalo fechado de 0,081 a 0,105, sem afetar o modelo acima.

#### 4.3.7.2 Teste t para validação do parâmetro de respiração endógena ( $K_d$ )

Este teste foi feito sobre a hipótese que afirma:

$$H_0: \hat{\beta}_0 = 0 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_0 \neq 0$$

O teste t foi calculado pela Equação 199

$$t_{\text{cal}} = \frac{\hat{\beta}_0 - \beta_0}{S \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n X_i^2}{nSQX}}} = 2,64 \quad \text{e} \quad t_{5\%,45} = 1,7 \quad (193)$$

Como o t calculado em nível de significância nominal de 5% e 46 graus de liberdade foi maior que o tabelado, pode-se rejeitar a hipótese nula. Sendo assim, o intercepto que representa o  $K_d$  se adéqua ao modelo  $y = 10.911x + 0.1142$ . Pode-se concluir que o  $K_d$  calculado representa os dados coletados a um intervalo de 95% de confiança. O intercepto foi determinado segundo a Equação 194.

$$IC_{1-\alpha}(\hat{\beta}_0): \hat{\beta}_0 \pm t_{\alpha/2, v} S \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n X_i^2}{nSQX}} = [0,1 - 0,127] \quad (194)$$

Expressando o intervalo acima em termos de  $K_d$  tem-se:

$$IC_{95\%}(K_d): 0,0012 \leq Y \leq 0,014 \text{ d}^{-1} \quad (195)$$

Pode-se concluir que através do teste t, o parâmetro cinético  $K_d$  pode ter valores dentro de um intervalo fechado que se inicia com o mínimo de 0,0012 e o máximo 0,0145, sem afetar o modelo.

#### 4.3.8 Validação do modelo e dos parâmetros cinéticos $\mu_{\max}$ e $K_s$ do reator UASB

Hipoteses a serem testadas:

$$H_0: \hat{\beta}_1 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_1 \neq 0 \quad H_0: \hat{\beta}_0 = 0 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_0 \neq 0$$

Dos dados usados para gerar o modelo  $y = 5519.9x + 19.546$ , extraídos dos coeficientes cinéticos  $\mu_{\max}$  e  $K_s$ , pode-se gerar a Tabela 29 para análise da variância (ANOVA).

Tabela 29 ANOVA, feita para o teste F a 5% com grau de significância nominal de 5%

F.V	(GL)	SQ	QM	F
Regressão	1	6434,38	6434,38	$F_{\text{cal}}=131,38$
Residuo	45	2203,75	48,972	$F_{\text{tab}}=4,02$
Total	46	8638,13		

O teste F calculado foi maior que o F tabelado, pode-se dessa forma rejeitar as duas hipóteses nulas e aceitar as duas alternativas. Isso quer dizer que os dados ajustaram-se corretamente ao modelo.

#### 4.3.8.1 Validação do modelo de parâmetros cinéticos $\mu_{\max}$ do reator UASB

Este teste foi feito sobre a segunda hipótese que afirma:  $t_{\text{cal}}=1,671$

$$H_0: \hat{\beta}_0 = 0 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_0 \neq 0$$

Assim, o teste t é dado pela Equação 25.

$$t_{\text{Cal}} = \frac{\hat{\beta}_0 - \beta_0}{S \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n x_i^2}{nSQX}}} = 11,45 \text{ e } t_{5\%,45} = 1,7 \quad (196)$$

Como o t calculado com significância nominal de 5% e com 46 graus de liberdade foi maior que o tabelado, pode-se rejeitar a hipótese nula. O intercepto que representa implicitamente o  $\mu_{\max}$  se adéqua ao modelo  $y = 5519.9x + 19.546$ . Pode-se concluir que o  $\mu_{\max}$  calculado representa os dados coletados com intervalo de 95% de confiança para o intercepto será de acordo com a Equação 197:

$$IC_{1-\alpha}(\hat{\beta}_0): \hat{\beta}_0 \pm t_{\alpha/2, \nu} S \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n X_i^2}{nSQX}} = [19,27-19,82] \dots \dots \dots (197)$$

Expressando o intervalo acima em termos de  $\mu_{\max}$  tem-se:

$$IC_{95\%}(\mu_{\max}): 0,05 \leq \mu_{\max} \leq 0,052 \text{ d}^{-1} \dots \dots \dots (198)$$

Pode-se concluir que por meio do teste t, o parâmetro cinético  $\mu_{\max}$  pode assumir valores dentro de um intervalo fechado que se inicia com o mínimo de 0,05 e o máximo de 0,052, sem afetar o modelo

#### 4.3.8.2 Teste t para validação do parâmetro $K_s$ no reator UASB

Este teste foi realizado sobre a seguinte hipótese:

$$H_0: \hat{\beta}_1 \text{ vs } H_a: \hat{\beta}_1 \neq 0$$

O teste t para validação do coeficiente angular do modelo foi determinado segundo a Equação 199.

$$t_{\text{cal}} = \frac{\hat{\beta}_1 - \beta_1}{\frac{S}{\sqrt{SQX}}} = 18,628 \quad t_{5\%,45} = 1,7 \dots\dots\dots (199)$$

Portanto o t calculado com significância nominal de 5% e 46 graus de liberdade foi maior que o tabelado, pode-se, portanto rejeitar a hipótese nula. Neste caso o coeficiente angular adéqua-se ao modelo proposto. Pode-se concluir que o  $K_s$  calculado representa os dados observados, sendo que o intervalo de 95% de confiança deste coeficiente foi determinado pela Equação 200.

$$IC_{1-\beta_1}(\beta_1): \beta \pm t_{\alpha/2, v} \times \frac{S}{\sqrt{SQX}} = [5048,705 - 5991,119] \quad (200)$$

Expressando este intervalo em função de  $K_s$ , tem-se:

$$IC_{95\%}(K_s): 252,43 \leq K_s \leq 311,53 \text{ mg L}^{-1} \text{ de DQO} \quad (201)$$

Pode-se concluir que por meio do teste t o parâmetro cinético  $K_s$  pode ter valores em um conjunto pertencente ao intervalo fechado de 252,43 a 311,53, sem afetar o modelo proposto.

#### **4.4 Microscopia eletrônica de varredura**

##### **4.4.1 Observação microscópica do lodo no primeiro compartimento do RAC**

Estudos microbiológicos feitos no lodo do reator RAC e UASB mostram grande diferença nos aspectos físicos e microbiológicos do lodo e do grânulo dos reatores RAC e UASB e, até mesmo entre os compartimentos do RAC nota-se a diferença entre a forma e as características das células e dos agregados celulares. No primeiro compartimento do RAC, observaram-se agregados disformes, compostos tanto por matéria orgânica quanto por materiais inertes dispersos. No sentido de baixo para cima deste compartimento, o lodo era composto por bactérias filamentosas, bastonetes e arredondada, sendo as filamentosas mais abundantes nas últimas torneiras conforme ilustra a Figura 122.

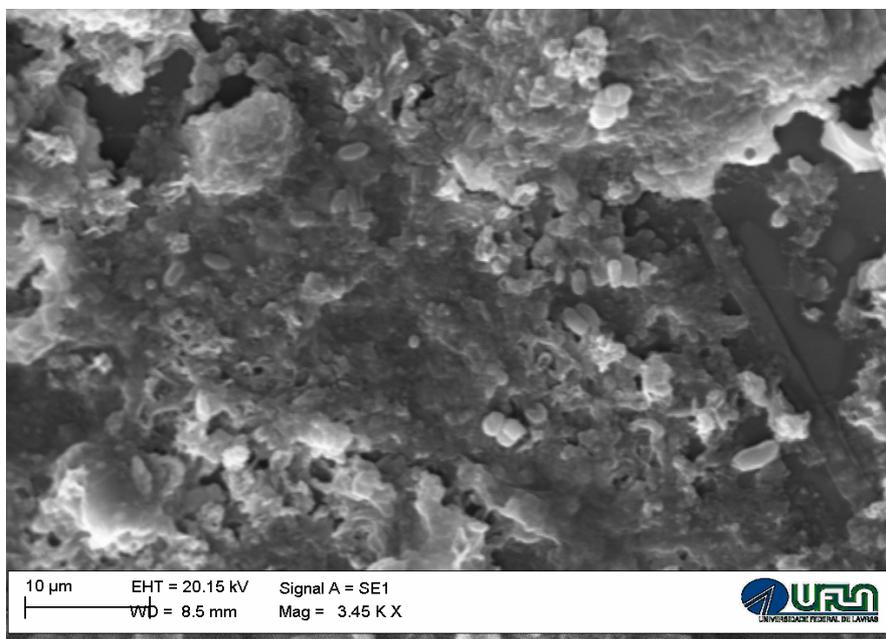


Figura 122 Visualização do lodo do primeiro compartimento do RAC durante a partida, 16h e 13,35h

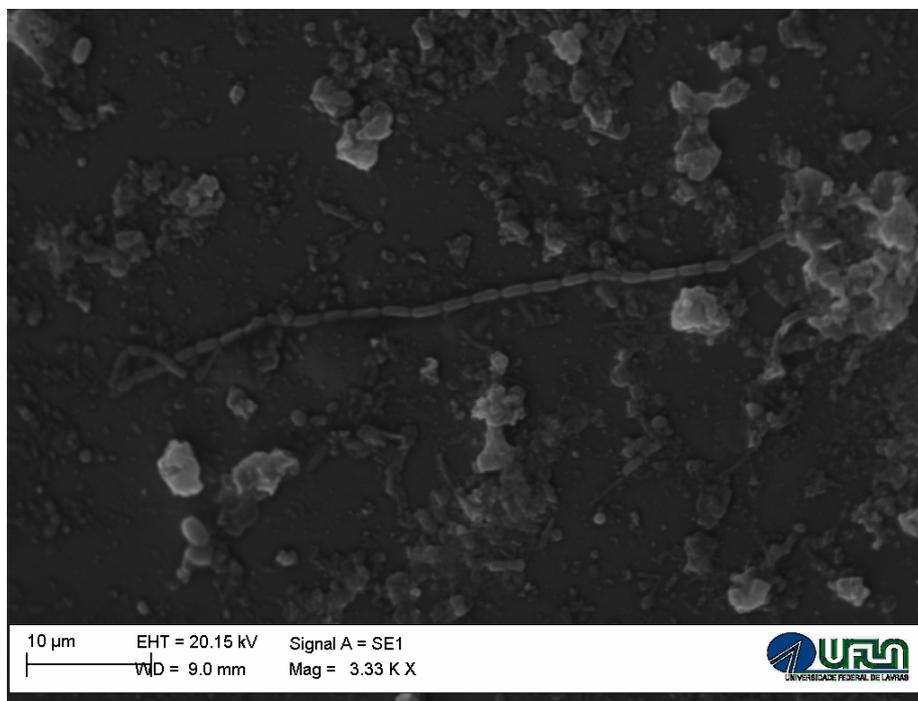


Figura 123 Visualização das bactérias filamentosas e cocos no lodo do primeiro compartimento do RAC a TDH 10 e 8 horas

Esta diversidade microbiológica foi verificada, durante a partida (TDH de 13,18h) e quando o reator RAC foi submetido a 16 e 13,35h. Estudos similares feitos por Kim et al., (2010), mostram que as bactérias agrupadas em cocos eram mais abundantes que filamentosas. Estudos microbiológicos do lodo feito por Moterani (2010), na mesma estação de tratamento de esgoto, no primeiro compartimento do RAC, permitiram concluir que o lodo deste compartimento foi composto por bacilos em um princípio de agregação dessas bactérias, percebendo-se o desenvolvimento de massas de microrganismos formados, principalmente, por bactérias filamentosas.

Para os TDH (s) de 10 e 8h as bactérias predominantes foram as de forma bacilos ao longo de todo o compartimento a Figura 124, e uma grande

parte das bactérias foram carregadas “washout” para o segundo compartimento devido ao aumento da vazão submetida ao reator. A formação de grânulo e de uma comunidade específica de bactérias no primeiro compartimento do RAC, dificilmente poderia ocorrer visto que o afluente que adentravam neste reator era rico em substrato complexo apesar de este ter começado a ser hidrolizado no TAE. Neste compartimento os prováveis gêneros são aqueles reportados pelos Chernicharo (2007), que participam na hidrólise e acidogênese que são *Closterdium*, *micrococcus* e *Staphylococcus*, *Bacteroides*, *Butyvibrio* e *Clostridium*, *Fusobacterium*, *Selenomas*, *Streptococcus*, *Proteus*, *Peptococcus* e *Bacillus*, *Closterdium*, *Stapyhloccoccus*, *Acetivibrio* e *Eubacterium*.

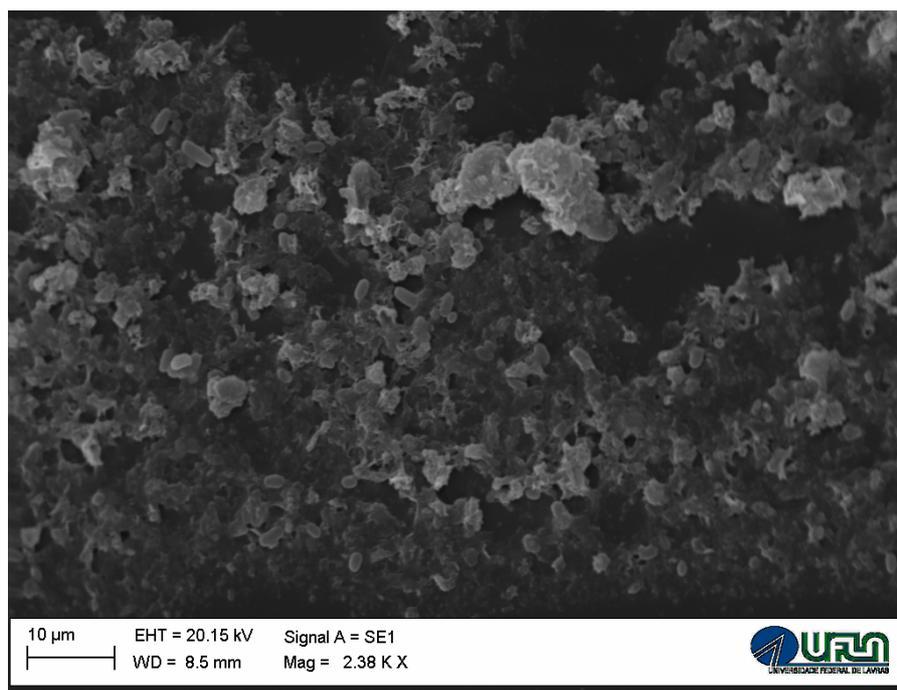


Figura 124 Visualização das bactérias cocos no lodo do primeiro compartimento do RAC a TDH 10 e 8 h.

#### **4.4.2 Observações microscópica do lodo no segundo compartimento do RAC**

No segundo compartimento do RAC observou-se grânulos mais salientes e delimitados, relativamente ao primeiro compartimento desse mesmo reator, como pode ser visto nas Figuras 125 e 126. Nota-se que os grânulos formados durante a partida foram menores do que os formados a TDH(s) menores, pressupondo que, a biomassa retida neste compartimento foi de boa sedimentabilidade e bem adaptada às condições hidráulicas, as quais o reator foi submetido. Neste compartimento do RAC, como no primeiro, supõe-se a presença de um grande número de bactérias acidogênicas e acetogênicas, as quais apresentaram diferentes funções ecológicas e velocidades de reações metabólicas distintas. Esta constatação também foi feita pelo Moterani (2010), que monitorou este reator e observou no mesmo compartimento um ecossistema que tendia, a iniciar uma seleção microbiana, havendo uma biomassa mais adaptada à disposição limitante de substratos e às condições físico-químicas diferentes do meio nas próximas etapas do tratamento biológico.

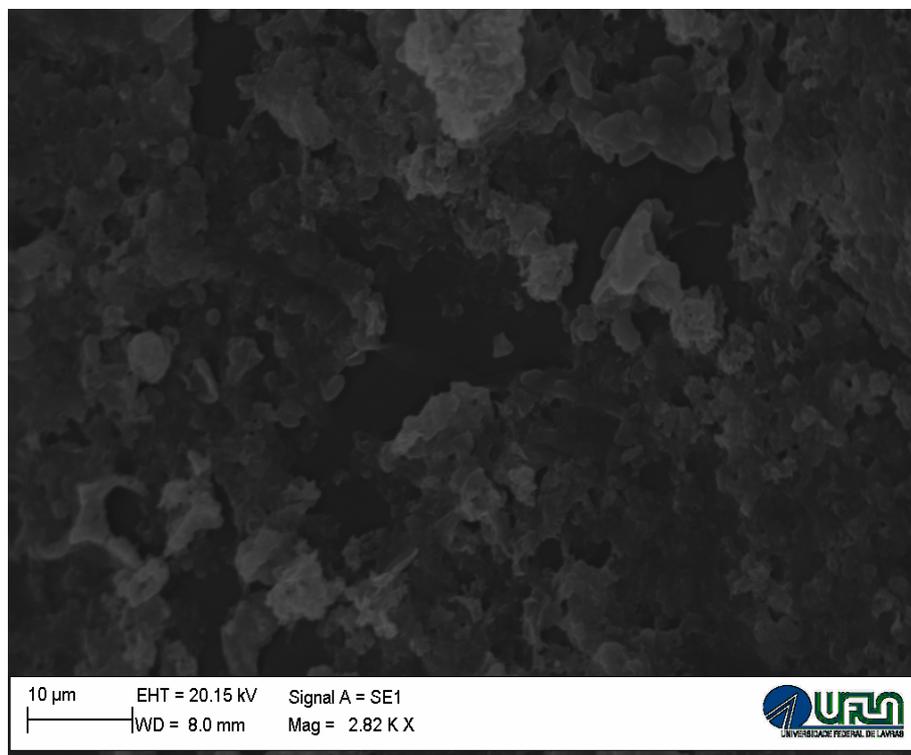


Figura 125 Visualização das bactérias cocos no lodo do segundo compartimento do RAC a TDH 10 e 8h

Estudos feitos por Tabatabaei et al., (2010), em águas residuárias de suínos mostraram que, grande parte do processo da hidrólise e acetogênese era realizado por espécies tais como: *Bacteroides*, *Butyvirbio syntrophobater* e *syntrophomomas* por possuírem uma constante de saturação ( $K_s$ ) menor que os outros gêneros sendo, provavelmente, estes gêneros predominantes no segundo compartimento deste reator.

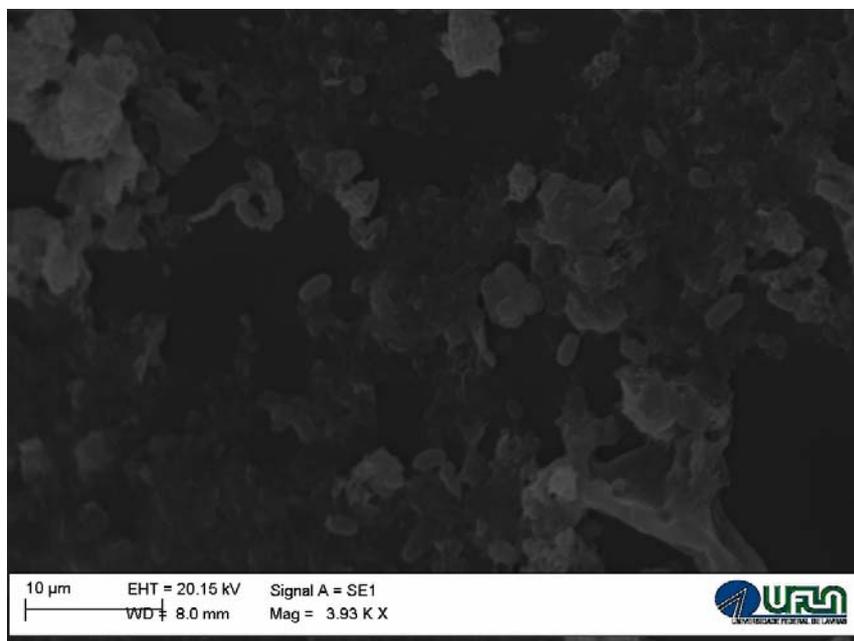


Figura 126 Visualização das bactérias cocos no lodo do segundo compartimento do RAC a TDH 10 e 8h

#### 4.4.3 Observações microscópicas do lodo no terceiro compartimento do RAC

No terceiro compartimento do RAC, observaram-se grânulos bem estruturados e consistentes e uma biomassa bacteriana dispersa, constituída por bacilos e cocos, e poucas bactérias filamentosas, durante a partida e quando o TDH foi elevado passou 16 horas. Foi também observada nesse compartimento, matéria orgânica dispersa conforme ilustra a Figura 127. Quando o reator foi submetido a 13,35 e 10h e matéria orgânica e material inerte, diminuíram, tendo se observado alguns agregados de biomassa ou grânulos bem desenvolvidos e provavelmente, orifícios para a saída de biogás produzido pelas bactérias do interior da estrutura, o que não foi observado no primeiro e segundo compartimento deste reator conforme as figuras 128 e 129. Não foram

observadas bactérias filamentosas neste compartimento quando o reator foi submetido a baixos TDH, provavelmente por terem varredura para o reator UASB.

Porém estudos feitos por Moterani (2010), quando o reator operou com TDH 16 horas concluíram que neste compartimento predominavam bactérias filamentosas formando redes entre si e com outras estruturas do lodo, constituindo, assim, unidades mais resistentes a cargas hidráulicas, bem como variações mais agressivas dos parâmetros físico-químicos. Essa diferença da predominância na comunidade microbiana entre este trabalho e o do Monterai (2010), deve-se provavelmente, ao tempo de operação do reator, o qual para o presente trabalho foi de oito meses desde a partida, enquanto o autor acima citado trabalhou com o mesmo reator 1 ano e 8 meses depois da partida, o que permitiu a formação de um lodo secundário, bem desenvolvido e adaptado às condições ambientais e hidráulicas do reator, o que provavelmente não aconteceu neste trabalho.

Tendo em conta que este compartimento produziu um volume teórico considerável de biogás, relativamente, aos outros compartimentos, pode-se afirmar que, a biomassa bacteriana presente neste compartimento foi composta por bactérias metanogênicas. Estudos, feitos por Tabatabaei et al. (2010), mostraram que os organismos metanogênicos mais abundantes em estágios secundários, precedidos por um estágio final (*limiting step*), em reatores tratando as residuárias de suínos pertenciam a ordem *Methanosarcinaceae*, *Methanobacteriales*, *Methanomicrobiales* e *Methanococcales*. A ausência de bactérias filamentosas (ordem *Methanosaetaceae*), talvez esteja relacionada com o tipo de substrato específico e o valor de Ks baixo quando comparada com a ordem *Methanosarcinaceae*. Segundo Campos (1990) e Chernicharo (2007) a predominância de bactérias filamentosas ocorre devido aos substratos mais seletivos a esta espécie desta ordem bacteriana, atreladas os *inputs* necessários e

as condições ambientais favoráveis para seu crescimento em relação aos outros grupos microbianos.

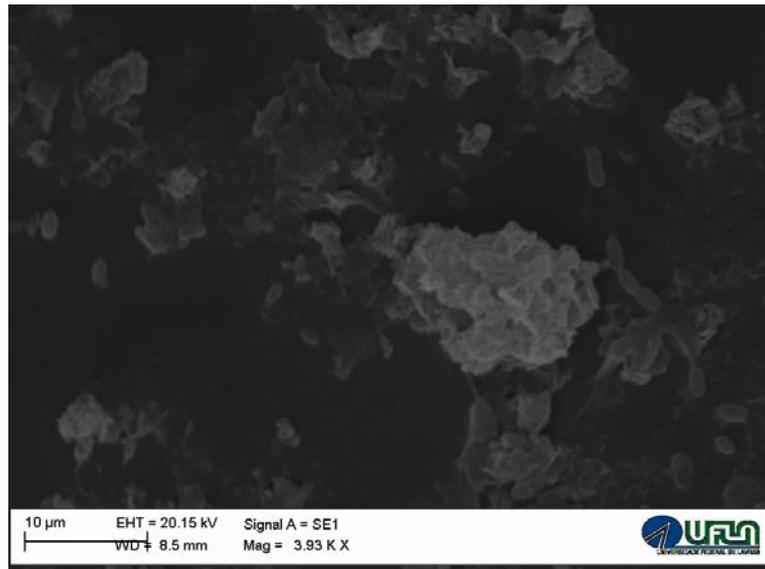


Figura 127 Visualização das bactérias cocos no lodo terceiro compartimento do RAC e TDH (s) Durante a partida, e TDH (s) 16 e 13,35 8h

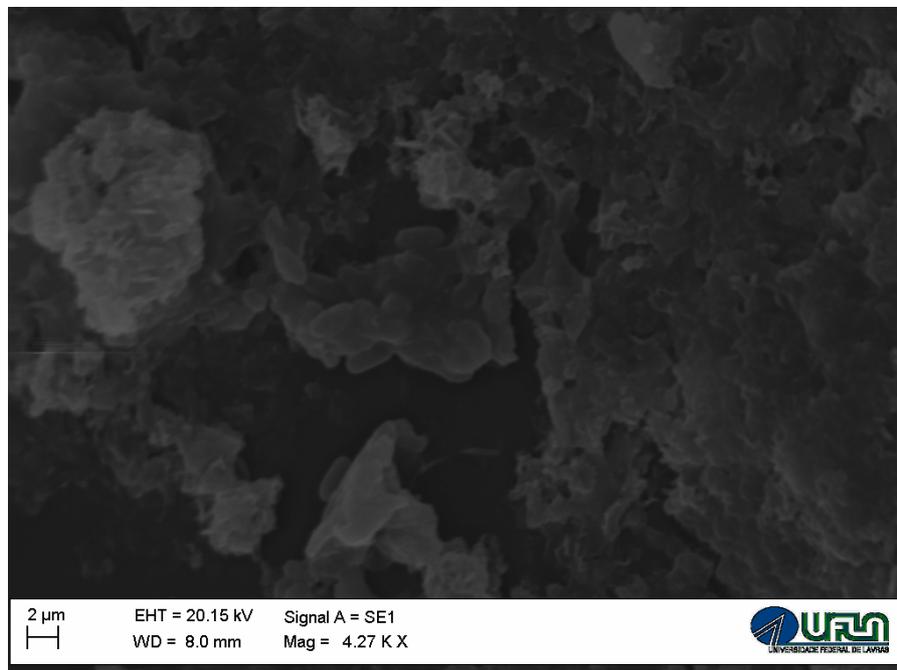


Figura 128 Visualização das bactérias cocos no lodo terceiro compartimento do RAC e TDH (s)10 e 8h

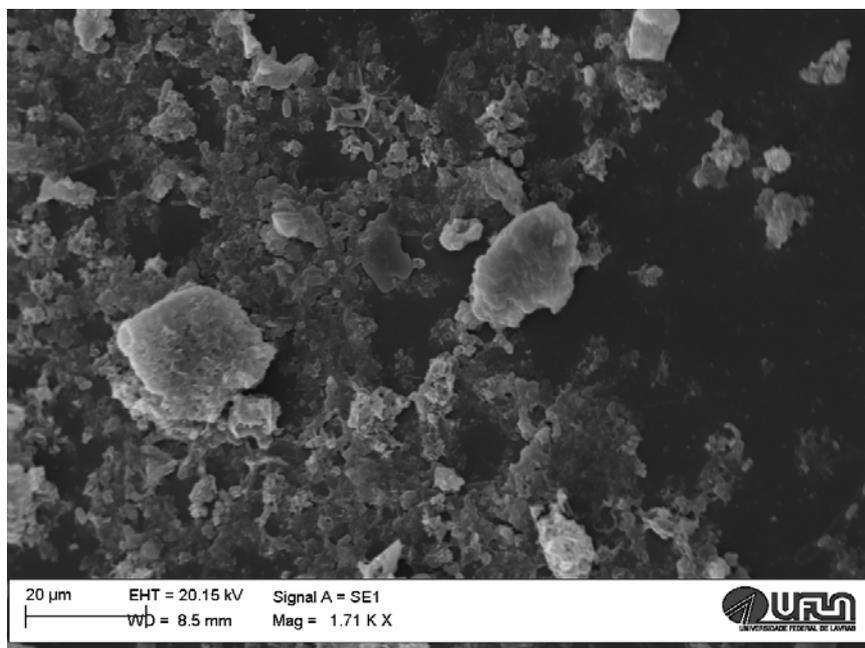


Figura 129 Visualização das bactérias cocos no lodo terceiro compartimento do RAC e TDH (s)10 e 8h

#### 4.4.4 Observações microscópicas do lodo no reator UASB

No reator UASB, o lodo apresentou grânulos diferenciados em relação ao primeiro e ao segundo compartimentado do RAC, sendo observados grânulos maiores, mais definidos e densos que no terceiro compartimento do RAC. Também foram visualizados orifícios de escape do biogás do interior do dessas estruturas bacterianas. A Figura 133 ilustra a estrutura do grânulo, quando o reator foi operado a um TDH de 8,22 horas (partida) e estruturas semelhantes foram observadas quando o reator operou às 12 horas durante 21 dias. E já nas Figuras 134 e 135, são ilustradas as estruturas do lodo, quando o reator operou a 6 e 4 horas e nelas pode-se observar a predominância de cocos.

Segundo Chernicharo (2007), os microrganismos formadores de metano, predominantes em digestores anaeróbios operados na faixa mesófila de temperatura, são os dos gêneros *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter*, *Methanospieillum*, *Methanoculleus* e *Methanocorpusculum*, que são *Archaeas* que utilizam o hidrogênio, e dos gêneros *Methanosarcina* e *Methanosaeta*, que são *Archaeas* que utilizam o acetato, para a formação do metano.

Tabatabaei et al. (2010) e Kim et al., (2010), pesquisaram lodo dos reatores anaeróbios tratando as águas residuárias de suínos e constataram que o gênero mais predominante é *Methanosarcina*, haja vista que este gênero é generalista e tem uma afinidade muito baixa pelo acetato, taxa máxima de crescimento específico maior que a *Methanosaeta* e ainda em termos competitivos a predominância da *Methanosaeta* é favorecida em baixas concentrações e a *Methanosarcina* tende a dominar em concentrações maiores. Segundo as Figuras 131, 132 e 133 e tendo em conta que são somente os dois gêneros que produzem metano a partir do acetato, talvez o gênero mais predominante no reator UASB, neste trabalho fosse o *Methanosarcina*.

Estudos feitos por Moterani (2010) no mesmo reator mostraram a grande predominância de bactérias filamentosas (*Methanosaeta sp.*). Portanto, esta diferença pode ser explicada, provavelmente, pela diferentes COV, dos quais o reator foi submetido, o que pode ter causado acúmulos de acetatos e propionato durante o experimento, possibilitado a predominância de gêneros *Methanosarcina* que são mais generalistas. Esta diferença é ainda atribuída, as variações da carga hidráulica, variação de pH e a temperatura observadas durante o experimento.

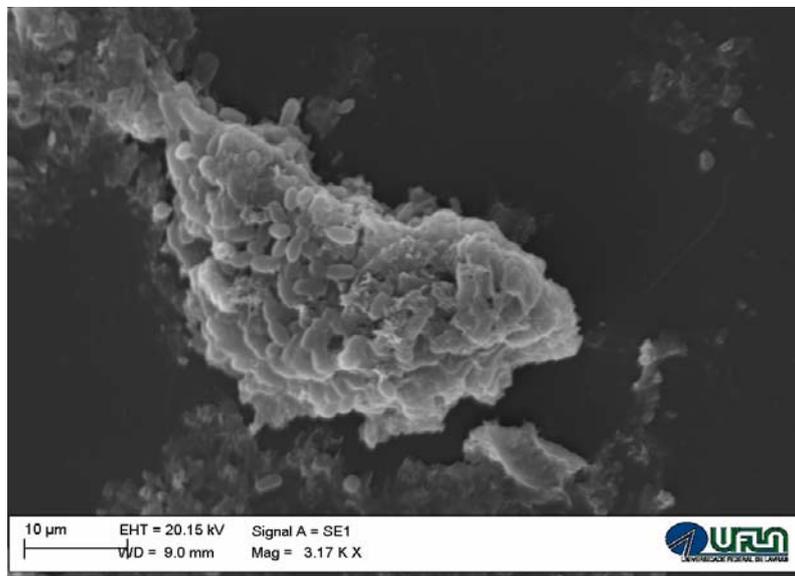


Figura 130 Visualização das bactérias cocos no lodo UASB durante a partida para TDH de 8,22h

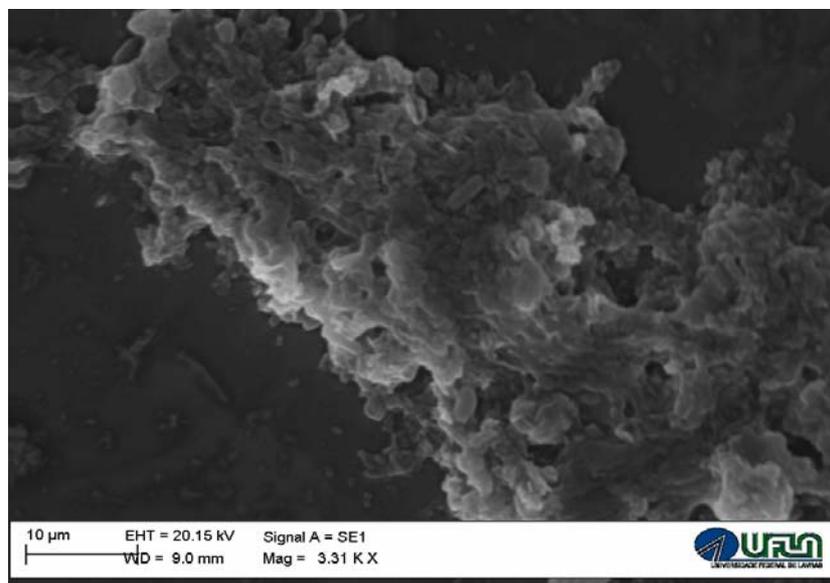


Figura 131 Visualização do Grânulo, composto por cocos no lodo do UASB para TDH 6 e 4h

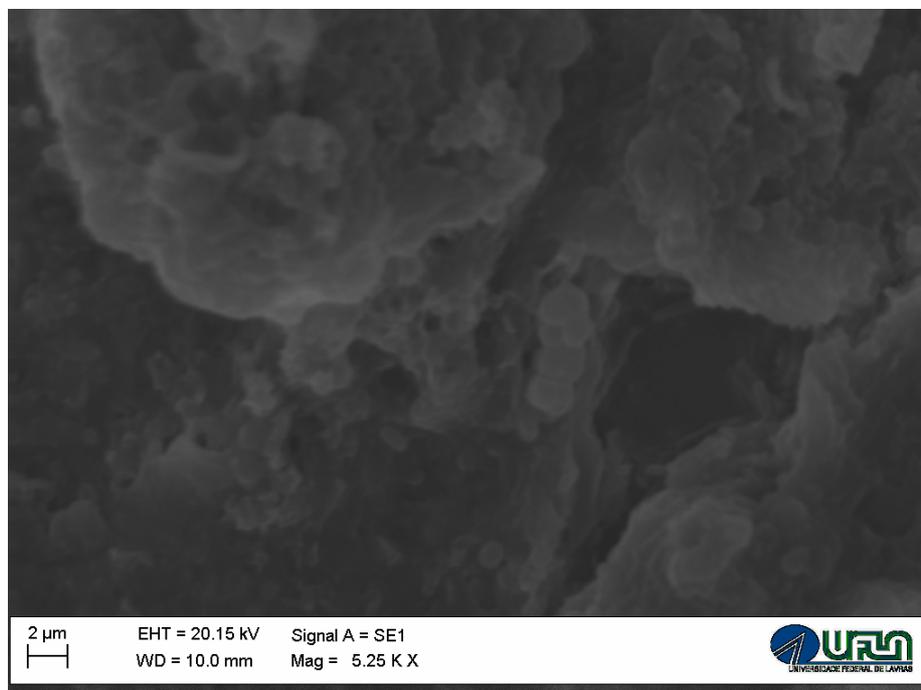


Figura 132 Visualização do grânulo, composto por cocos no lodo do UASB, para TDH de 6 e 4h

## 5 CONCLUSÕES

O padrão de mistura no reator RAC tendia a ser do tipo fluxo pistonado ou de dispersão de pequena intensidade com número de dispersão  $d=0,12$  e  $0,09$  para no meio abiótico e biótico, respectivamente. A eficiência de remoção da matéria orgânica expressa em termos de  $DQO_{total}$ ,  $DQO_{filtrada}$ ,  $DBO_{total}$  e  $DBO_{filtrada}$  foi em média de 70% e a de macronutrientes abaixo de 60%. Os estudos com lítio em meio abiótico, usando a massa equivalente, em relação ao potássio, também permitiram concluir que o padrão de mistura tendia a ser de fluxo pistonado.

O padrão de mistura no UASB tendia a ser de mistura completa  $d = 0,85$  e  $0,36$  para no meio abiótico e biótico, respectivamente. A eficiência de remoção da matéria orgânica expressa em termos de  $DQO_{total}$ ,  $DQO_{filtrada}$ ,  $DBO_{total}$  e  $DBO_{filtrada}$  foi em média de 60% e a de macronutrientes menor de 60%. Estudos com lítio em meio abiótico usando a massa equivalente do potássio, permitiram concluir que o padrão de mistura deste reator era de mistura completa.

Muitos estudos hidrodinâmicos realizados em escala de bancada e piloto têm sido feitos com traçadores fluorescentes e com cloreto de lítio, por vezes muito caros e de difícil aquisição. No entanto, com base neste presente estudo, recomenda-se o uso de cloreto de potássio, o qual além de ser barato e de fácil aquisição, mostrou-se viável, apresentando resultados satisfatórios.

Por meio de simulação feita sobre a remoção da matéria orgânica carbonácea e de macronutrientes, conclui-se que o intervalo ideal para mudanças de tempos de detenção hidráulica neste sistema seria de 40 dias,

O TAE mostrou boa eficiência durante a partida, equalizando e acidificando o afluente e com a redução do TDH (16;13,35;10 e 8) teve sua eficiência reduzida em relação a retenção de sólidos.

O reator RAC operou com cargas hidráulicas e cargas orgânicas volumétricas elevadas de ordem de  $45 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DQO. A sua configuração conseguiu amenizá-las ou tamponá-las e não foram verificadas instabilidades acentuadas, o valor médio de  $\text{pH} = 7,05$  e o de alcalinidade média de  $3000 \text{ mgL}^{-1} \text{ CaCO}_3$ , o UASB metanificar os compostos intermediários (ácidos graxos voláteis) provenientes do RAC, o conjunto dos dois reatores operou com eficiência razoável na remoção de sólidos e, conseqüentemente, na remoção da matéria orgânica carbonácea, especialmente com tempo de detenção de 16 e 10 horas para RAC e UASB.

O sistema mostrou uma limitação na remoção de macronutriente nitrogênio e fósforo, sendo a eficiência de remoção de 31 e 20% de NTK e P para RAC e 27% e 30% de NTK e P para UASB, os valores efluentes do sistema foram superiores ao limite estabelecido pela legislação (Deliberação Normativa conjunta COPAM/CERH nº 1/2008).

Entre os cinco diferentes tempos de detenção aos quais os reatores foram submetidos, o de 16 e 10 horas, para RAC e UASB, respectivamente, se mostraram ser os mais adequados, proporcionando a formação de um lodo com boa atividade microbiana, haja vista que a redução média da DBO foi de 70%.

Os parâmetros cinéticos estimados no reator RAC, foram: coeficiente de crescimento  $Y = 0,098 \text{ kg kg}^{-1} \text{ d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1} \text{ d}^{-1}$ , coeficiente de

decaimento  $K_d = 0,01 \text{ dia}^{-1}$ , taxa máxima de crescimento  $\mu_{\text{máx}} = 0,32 \text{ d}^{-1}$  e concentração de substrato limitante  $K_s = 2.6861,6 \text{ mg L}^{-1}$  de DQO. Os valores de  $Y$  e  $K_d$ ,  $\mu_{\text{máx}}$  e  $K_s$  foram significativos a 5% de probabilidades pelo teste “F” e “t”.

Os parâmetros cinéticos estimados no reator UASB foram: coeficiente de crescimento  $Y = 0,091 \text{ kg kg}^{-1} \text{ d}^{-1}$  em termos de  $[\text{DQO}][\text{SVT}]^{-1} \text{ d}^{-1}$ , coeficiente de decaimento  $K_d = 0,03 \text{ d}^{-1}$ , taxa máxima de crescimento  $\mu_{\text{máx}} = 0,052 \text{ d}^{-1}$  e concentração de substrato limitante  $K_s = 282,6 \text{ mg L}^{-1}$  de DQO. Os valores de  $Y$  e  $K_d$ ,  $\mu_{\text{máx}}$  e  $K_s$  foram significativos a 5% de probabilidades pelo teste “F” e “t”.

A remoção da matéria orgânica carbonácea e de macronutrientes neste reator foi governada pela cinética de ordem zero devido aos baixos TDH(s) submetidos aos reatores, sendo  $K_s$  demasiadamente elevado, em função das elevadas cargas biológicas.

Observações microbiológicas do lodo feitas nos dois reatores pesquisados mostraram a predominância de bactérias cocos em relação às filamentosas.

## 6 CONSIDERAÇÕES FINAIS E RECOMENDAÇÕES

O sistema de tratamento de efluentes na escala piloto mostrou ser uma boa alternativa para o tratamento de efluentes de suinocultura, por ser de baixo custo de implantação, manutenção, monitoramento e eficiência, em relação aos sistemas aeróbios tradicionais, podendo ser aplicado em países tropicais, emergentes e em desenvolvimento, como é o caso de Moçambique. Os reatores poderão ser modulados e, portanto, expandidos para se tornarem em sistemas maiores, de acordo com o volume de produção de dejetos. O separador trifásico circular, apesar de sua forma não plana com angulações entre 45° e 60°, não trouxe qualquer problema à eficiência, não prejudicando a remoção e a decantação de sólidos nesta região do reator.

Para futuras pesquisas recomenda-se que:

A instalação de um aquecedor solar, para pré-aquecimento do afluente do sistema, com intuito de aumentar a temperatura operacional para  $33\pm 2^{\circ}\text{C}$  de modo a minimizar oscilações térmicas diárias e ao longo do ano (sazonais), permitindo que os reatores operem dentro da faixa mesofílica.

Face ao aumento gradual das cargas hidráulicas, orgânicas e volumétricas, recomenda-se o aumento do volume do TAE, que pode ser feito pela instalação de colocação de outro tanque maior ou uma lagoa para melhor equalizar e acidificar o efluente antes de entrara no RAC. Recomenda-se ainda a mudança de ponto de sucção do efluente nesta unidade, devendo ser feita, mediante a um sistema com boia de nível. Por fim, recomenda-se a colocação de um agitador mecânico neste tanque, para acelerar o processo de equalização do efluente neste reator.

Para fins de pesquisas e pelo volume de dejetos, sugere-se a extensão da estação para as outras formas de tratamento deste efluente, onde poderia se instalar uma lagoa receptora e distribuidora, da qual uma parte de efluente fosse para os reatores anaeróbios já instalados, a outra parte fosse para um sistema de composto por *wetlands*, e ainda outra para um sistema composto por uma combinação de filtros e reatores anaeróbios, munidos com lagoas de polimento.

Devido ao volume de espuma observado no sistema, recomenda-se a instalação de um equipamento para a remoção deste material, tanto no RAC como no UASB, o que pode aumentar a atividade do sistema, uma vez que a espuma é constituída em grande parte por óleos e graxas, provenientes dos lipídeos.

## REFERÊNCIAS

AHN, J.-H. et al. The effect of calcium on the anaerobic digestion treating swine wastewater. **Biochemical Engineering Journal**. London, v. 30, p. 33-38, January. 2006.

ALPHENAAR, P. A. **Anaerobic granular sludge**: Characterization and factors affecting its performance. 1994. p 345. Thesis (Ph.D Environmental Engineering), Wageningen Agricultural University, The Netherlands, 1994.

ALVES, S. M. M. **Estudo e caracterização de digestores anaeróbios de leito fixo**. 1998. P 357 Tese (Doutorado em Engenharia Biológica e Química). Universidade de Minho. Braga. Portugal.

ALVES, R.V. Avaliação do desempenho de lagoas de estabilização para o tratamento de dejetos de suínos: aspectos microbiológicos. Viçosa, MG: UFV, 2004.118 p. Dissertação (Mestrado em Medicina veterinária)-Universidade Federal de viçosa.

APHA et al. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 15. ed. Washington, 1998. 1134 p.

ANDARA A. R.; Esteban. L. M. J. Kinetic study of the anaerobic digestion of the solid fraction of piggery slurries. **Biomass and Bioenergy**. Vitória ,v.17, n. 45 p.435-443. June 1999.

ANDERSON, G. K. et al. Evaluation of the inhibitory effects of lithium when used as a tracer for anaerobic digesters. **Water Research**. Oxford, v. 25, n. 7, p. 755-760, July 1991.

ANUALPEC. **Anuário da Pecuária Brasileira**. Instituto FNP, São Paulo Instituto 2006, 369 p.

APPELS, L. et al. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. **Energy and Combustion**. London. v. 34, p. 755-781, August 2008.

BARBER, W.; STUCKEY, D. C. The use of the anaerobic baffled reactor (ABR) for wastewater treatment: A review. **Water Research**. Oxford, v. 33, n. 7, p. 1559-1578, August 1999.

BATISTA, R.O. Desempenho de sistemas de irrigação por gotejamento utilizado na aplicação de água residuária de suinocultura. Tese de Doutorado, Curso de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola, UFV, Viçosa - MG, 146p. 2007.

BERTOLAZZI, E. Michaelis-Menten-Monod Type. **In international journal Computers & Mathematics with Applications**. Trento.v. 50, n. 77 p. 201-215, October. 2005.

BHUNIA, P.; GHANGREKAR, M. M. Analysis, evaluation, and optimization of kinetic parameters for performance appraisal and design of UASB reactors. **Bioresource Technology**. London, v.99, n. 78, p. 2132-2140 , May 2008.

BLANES-VIDAL, V. et al. Characterization of odor released during handling of swine slurry: part I. relationship between odorants and perceived odor concentrations. **Atmospheric Environment**. Oxford, v. 43, n.32, p. 2997-3005, March 2009.

BODKHE, S. Y. A modified anaerobic baffled reactor for municipal wastewater treatment. **Journal of Environmental Management**. Amsterdam. v7, n.33; p. 2488-2493, February 2009.

BOOPATH, R. Biological treatment of swine waste using anaerobic baffled reactors. **Water Research**. London. v. 96, n 45. p. 178, November. 1997.

BORDIN, A. R. et al. **Produção de suínos e o impacto ambiental da suinocultura**. SC. 2005. Revista de ciências veterinárias, Curitiba, v.3, n.3, 1- 4 p, 2005. ).

BRANDJES, P. J. et al. **Livestock and environment: finding a balance**. Wageningen: IAC, 1996. 53 p.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Lei n. 9.433, de 08 de janeiro 1997. Dispõe sobre a Política Nacional de Recursos Hídricos. Disponível em: <http://www.meioambiente.gov.br/sitio/index.php?ido=legislacao.index&tipo=2>  
Acesso em: 24 de Novembro de 2010.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Resolução CONAMA n. 01, de 23 de janeiro de 1986. Dispõe sobre as bases para o Licenciamento ambiental de atividades agrícolas. Disponível em: <  
<http://www.meioambiente.gov.br/sitio/index.php?ido=legislacao.index&tipo=4>  
>. Acesso : em:24 de Novembro de 2010.

CAMPAGANRO, V. F. et al. Caracterização físico-química de dejetos suínos em sistemas de criação diferenciados e potenciais riscos ambientais relacionados. IX SEMANA DE BIOLOGIA DA UNIOESTE, 16. Engenharia Ambiental. **Anais**. Espírito Santo do Pinhal. p. 005-019, março 2007.

CAMPOS, C. M. M. et al. Desenvolvimento e operação de reator Anaeróbio De Manta de Lodo (UASB) no tratamento dos efluentes da suinocultura em escala laboratorial. **Revista Agrociência**, Lavras v. 30, n. 1, p. 140-147, março 2006.

CAMPOS, C. M. M. **Physical aspects affecting granulation in UASB reactors**. Environmental engineering. 1990. p 459 Thesis (PhD)–University of Newcastle upon Tyne. Newcastle.

CAMPOS, C. M. M.; SALEH, B. B.; CARMO, F. R. Determination of kinetic parameters of a lab-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) removing organic loading from swine manure effluents. **Ciência e Agrotecnologia**. Lavras .v. 29, n. 5, p. 1045-1051, 2005.

CAMPOS, C. M. M. et al. Avaliação do desempenho do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em escala laboratorial na remoção da carga orgânica de águas residuárias da suinocultura. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 29, n. 2, p.390-399, mar./abr. 2005a.

CAMPOS, C. M. M. et al.; Avaliação do potencial de produção de biogás e da eficiência de tratamento do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) alimentado com dejetos de suínos. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 29, n. 4, p. 848-856, jul./ago 2005b.

CAMPOS, C. M. M. Reatores anaeróbios de alta taxa: Notas de aulas. Editora UFLA. Lavras. 1998. p 60

CAPELA, I. et al. Hydrodynamic behaviour of a full-scale anaerobic contact reactor using residence time distribution technique. **Journal of Chemistry Technology and Biotechnology**. London, v.84, n.35, p.716-724. January 2009.

CARVALHO, Q. K. et al. Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido a variação cíclica de vazão. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. Rio de Janeiro.v.13, n. 2, p. 226-235, 2008.

CEOTTO, E.; SPALLACCI, P. Pig slurry application to alfafa: Productivity solary radition utilization N e P removal. **Field Crop Research**. Amsterdam, v. 95, n. 23, p. 135-155, November 2006.

CERETTA, C. A. et al. Dejeito líquido suíno: I. **perdas de nitrogênio e fósforo na solução escoada na superfície do solo, sob plantio direto**. **Ciência Rural**. Santa Maria, v. 35, n. 6, p. 1296-1304, 2005.

CHASTAIN et al. Removal of solids and major plant nutrients from swine manure using a screw press separator. **Applied Engineering in Agriculture**. St. Joseph, v.17, n. 3, p. 355-363, April 2001.

CHEN, Y.; CHENG, J. J.; CREAMER, S. K. Inhibition of anaerobic digestion process: a review. **Bioresource Technology**. Oxford, v. 99, n.10. p. 4044-4064, March. 2007.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios: Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: Politécnica, 2007. 379 p.

COLLERAN, E.; PENDER, S. Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of sulphate-containing wastewaters. **Water Science Technology**. Oxford, v. 45, n. 10, p. 231-235, 2002.

CONSELHO ESTADUAL DE POLITICA AMBIENTAL. Deliberação Normativa Conjunta COPAM/CERH-MG n.º 1, de 05 de maio de 2008. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. 2008. Disponível em: <<http://www.siam.mg.gov.br/sla/download.pdf?idNorma=8151>>. Acesso: 10 maio 2011.

CONSELHO ESTADUAL DE POLÍTICA AMBIENTAL-COPAM. Deliberação Normativa n. 10, de 16 de dezembro de 1986. Estabelece normas para licenciamento e controle da atividade de suinocultura. Belo Horizonte, 1995 Disponível em: <<http://www.siam.mg.gov.br/sla/download.pdf?idNorma=111>>. Acesso: 10 maio 2011

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE – CONAMA. Resolução n. 257, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>>. Acesso: 10 maio 2011.

COSTA, C. C. **Avaliação de sistema anaeróbio (RAC-UASB) no tratamento de água residuária de suinocultura e aplicação via fertirrigação, em feijão-vagem cultivado em ambiente protegido.** 2007. 173 p. Tese (Doutorado em Engenharia de Água e Solo)- Universidade Federal de Lavras, Lavras.

DA SILVA, et al. Traçadores: o uso de agentes químicos para estudos hidrológicos, ambientais, petroquímicos e biológicos. **Química Nova**. Belo Horizonte Vol. 32, No. 6, p 1576-1585, março 2009

DANTAS, R. A. M.; MELO, S. N. H.; NETO, A. O. C. Aplicação de traçadores em filtros anaeróbios para avaliação das características hidrodinâmicas. XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental: ABES Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. **Anais**. Porto Alegre, 12p. 2000.

DEMIREL, B.; YENIGU, N. O. Two-phase anaerobic digestion processes: a review. **Journal of Technology and Biotechnology**. Oxford. v. 77, n .23. p. 743-755, September 2002.

DE RESENDE, V. A. **Agricultura e qualidade de água**: Contaminação da água por nitratos. Planaltina: Embrapa, 2002. 29 p.

DETTE, H. et al. Design of experiments in the Monod model: robust and efficient designs. **Journal of Theoretical Biology**. London. v . 234, n. 4, p. 537-550, Mar. 2005.

DIESEL, R.; MIRANDA, R. C.; PERDOMO, C. C. **Coletâneas de tecnologia sobre os dejetos de suínos**. Concórdia, SC: EMBRAPA-CNPSA/EMATER-RS, 2002. p 31 ( Boletim informativo).

DOELSCH, E. et al. Impact of pig slurry and green waste compost application on heavy metal exchangeable fractions in tropical soils. **Geoderma**. London. v. 155, n. 35 p. 390-400, June 2010.

DOLFING, J. **Microbiologic al aspects of granular methanogenic sludge**. 1987. p 309 Thesis (Ph. D-Environmental engineering) Agricultural Wageningen University, The Netherlands.

DE OLIVEIRA; DUDA, M. R; R. Reatores anaeróbios operados em batelada sequencial, seguidos de lagoas de polimento, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura: parte 1: produção de metano e remoção de DQO e de sólidos suspensos. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 29, n. 1, p. 122-134, jan./mar. 2009.

FERNANDEZ, N.; FORSTER, C. F. The anaerobic digestion of simulated coffee waste using thermophilic and mesophilic upflow filters. **Process Safety Environmental Protection**, Amsterdam, v. 72, n 30, p. 15-20, July 1994.

FERREIRA, F. D. **Estatística básica**. 2. ed. rev. Lavras: UFLA, 2009. 663 p.

FERRER, I.; VAZQUEZ, F.; FONT, X. Long term operation of a thermophilic anaerobic reactor: process stability and efficiency at decreasing sludge retention time. **Bioresource Technology**. Oxford, v.101 n.34, p. 2972-2980, January. 2010.

FORESTI, E. et al. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. p. 9-52.

FORSTER, C. Anaerobic digestion and industrial wastewater treatment. **Chemistry Industrial**. Amsterdam , v. 6, p. 404-409, May 1994.

FOX, P. E.; LIM, J. S. A kinetic evaluation of anaerobic treatment of swine wastewater at two temperatures in a temperate climate zone. **Bioresource Technology**. London, v.87, n. 42, p 8878-8886, July(2010)

GARCIA, M. C. et al. **Solid-liquid separation dairy manure with PAM and chitosan polymers**. In: PROCEEDINGS OF INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON AIR QUALITY AND WASTE MANAGEMENT FOR AGRICULTURE. , Annuals. ASABE. Bromfield-Colorado. USA. p.8, September,2007.

GERBAS, P.C.; SMITH. E .J. Sources of pathogenic microorganisms and their fate during land application of wastes. **Journal of environmental quality**. Arizona. v. 34 n. 1, p. 42-48. March 2004

GONZÁLEZ-FERNÁNDEZ, C.; LEÓN-COFRECES, C.; GARCÍA ENCINA, P. A. Different pretreatments for increasing the anaerobic biodegradability in swine manure. **Bioresource Technology**. Oxford, v. 99, p. 8710-8714, January 2008.

GRADY J. R; DAIGGER, C. P. L.; LIM, H. C. **Biological waste water treatment**. New York: Marcel Dekker, p 345, 1999.

HENZE, M. Trends in advanced wastewater treatment. **Water Science Technology**. Oxford, v. 35, n 34, p. 1-4, May 1997.

HIGARASHI, M. M. et al. **Avaliação de um sistema compacto para o tratamento de efluentes da suinocultura**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2005. 24 p.

HULSHOFF POL, L. W. et al. Anaerobic sludge granulation. **Water Research**. Oxford ,v. 38, 98 p. 1376-1389, June 2004.

HUSER, B. A.; WUHRMANN, K. E; ZEHNDER, A. J. B. Methanotrix soehngeni: A new acetotrophic non-hydrogen oxidizing methane bacterium. **Archives of Microbiology**. London, v. 132, p. 1-9, May 1982.

INANC, B.; MATSUI, S. E; IDE, S. Propionic acid accumulation and controlling factors in anaerobic treatment of carbohydrate: effects of H<sub>2</sub> and pH. **Water Science Technology**. Oxford, v. 34, n 32, p. 317-325, November 1996.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Pesquisa pecuária municipal**. 2007. Rio de Janeiro. v 34. 39 p

INSTITUTO CEPA. Levantamento agropecuário catarinense (2002-2003). Dados preliminares. Florianopolis, 2005. 255 p.

KIELY, G. et al. Physical and mathematical modelling of anaerobic digestion of organic wastes. **Water Research**. Oxford, v. 31, n 67 p. 534-40, March, 1997.

KIM, W. et al. Methanogenic community shift in anaerobic batch digesters treating swine wastewater, **Water research**. Essex, v. 44, n. 23, p. 4900-4907, July 2010.

KONZEN, E. A. **Fertilização de lavoura e pastagem com dejetos de suínos e cama de aves**. Sete Lagoas: Embrapa Milho e Sorgo, 2003. 10 p. (Embrapa Milho e Sorgo. Circular técnica, 31).

KUNZ, A. **Impactos sobre a disposição de dejetos de animais sobre a qualidade e água superficiais e subterrâneas**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2005. 6 p.

KUNZ, A. **Uma abordagem para a questão de nitrogênio e de maus odores em dejetos de suínos**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2002. p. 63. (Embrapa Suínos e Aves. Documentos, 82).

KUNZ, M.; MIELE, R. L. R.; STEINMETZ, A. Advanced swine manure treatment and utilization in Brazil. **Bioresource Technology**. Oxford. v. 100, p. 5485-5489, January 2009.

LANGERAK, E. P. A. van et al. Effects of high calcium concentrations on the development of methanogenic sludge in upflow anaerobic sludge bed (UASB) reactors. **Water Research**. Oxford, v. 32, n. 4, p. 1255-1263, May 1998.

LAKTAR et al. Monitoring of specific methanogenic activity of granular sludge by confocal laser scanning microscopy during start-up of thermophilic upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Biotechnology Letters**. Oxford, v. 22, p. 1591-1596, August. 2002

LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas: Cálculo de reatores**. Edgard Blucher Ltd São Paulo, 1988. v.2, p 423.

LIU, T.; SUNG, S. Ammonia inhibition on thermophilic acetoclastic methanogens. **Water Science Technology**. Oxford v. 45, n. 45, p. 113-120, March 2002.

LOURENÇO, A. M. P.; CAMPOS, C. M. M. Hydrodynamic behavior of lab-Scale Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) operated with an adopted Hydraulic Retention time (HRT) of 12 Hours. **Ciência e Agrotecnologia**. Lavras, v. 33, n. 4, p. 1139-1144, jul./ago. 2009

LOURENÇO, P. M. A. **Desempenho de um sistema composto de reator UASB filtro anaeróbio e lagoa aerada facultativa para o tratamento das águas residuárias da suinocultura**. 2006. 142 p. Dissertação (Mestrado em Construções Rurais e Ambiente)–Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2006.

LUIZ, M. O.; LUIS, L. B.; DE LUCAS, S. J. **Requerimento de alcalinidade em processos biológicos anaeróbios**. Instituto de Pesquisas Hidráulicas, Porto Alegre . Rio Grande do Sul .2003. 8 p.

MASSE, D.; DROSTE; R. L.; Dairy and Swine Research and Development Centre: Agriculture and Agri-Food Canada, **Water Research**. Lennoxville, v. 34, n. 12 p 3087-3106, February 2000

MASSE, L.; MASSÉ, L. D. The effect of environmental and process parameters on flocculation treatment of high dry matter swine manure with polymers. **Bioresource Technology**. Oxford v. 101, n.56, p. 6304-6308, April 2010.

MCLEOD, F. A.; GUIOT, S. R.; COSTERTON, J. W. Layered structure of bacterial aggregates produced in an upflow anaerobic sludge bed and filter reactor. **Applied Environmental Microbiology**. London v. 56, n. 6, p. 1598-1607, September 1990.

METCALF & EDDY INC. **Wastewater engineering treatment, disposal and reuse**. 4. ed. New York: McGraw Hill, 2003. 822 p.

MICOA- **Ministério de Coordenação de Acção Ambiental de Mocambique**. (Boletim da Republica de Moçambique, I série, 22). Maputo, 26 p. 2004.

MONTALVO, J. S. Treatment of swine wastes by a high-rate modified-anaerobic-process (HRAMP). **Bioresource Technology**. Oxford, v. 53, p. 207-210, March. 1995.

MOTERANI, F. **Monitoramento biológico e físico-químico de reatores anaeróbios (RAC-UASB) no tratamento de efluentes líquidos da suinocultura**. 2010. 247 p. Dissertação (Mestrado em Construções Rurais e Ambiência)–Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2010.

NACHAIYASIT, S.; STUCKEY, D. C. The effect of shock on the performance of an anaerobic baffled reactor: Step changes in feed concentration at constant retention time. **Water Research**, Oxford, v. 31, n. 11, p. 2737-2746, 1997.

NATIONAL RESEARCH COUNCIL. **Nutrient requirement of Swine**. 10<sup>th</sup> Edition . Revision. National Academy, Washington 1998. 189 p.

NDEGWA, P. M. et al. Effects of cycle-frequency and temperature on the performance of anaerobic sequencing batch reactors (ASBRs) treating swine waste. **Bioresource Technology**, Oxford. v. 99, p. 1972-1980, May 2007.

NOGUEIRA, L. A. H. **Biodigestão a alternativa energética**. São Paulo: Nobel, 1986. 93 p.

NOPHARATANA, A.; PULLAMMANAPPALLIL, P. C.; CLARKE, W. P. Kinetics and dynamic modelling of batch anaerobic digestion of municipal solid waste in a stirred reactor. **Waste Manage**. Berlim v. 27, p. 595-603, July 2007.

NOZHEVNIKOVA, A. N. et al. Methanogenesis in sediments from deep lakes at different temperatures (2-70 °C). **Water Science Technology**. Oxford, v. 36, n. 67, p. 57-64, March 1997.

OLIVEIRA, A. R.; DUDA, M. R. **Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio operado em batelada sequencial**. Departamento de Engenharia Rural da Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias da Unesp. **Jaboticabal** (SP). Reg. ABES: 042 09. Outubro 2009

OLIVEIRA, P. A. V. de. **Tecnologias para o manejo de resíduos na produção de suínos**: manual de boas práticas. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2004. 109 p.

OLIVERA, R. A. et al. Influência da aplicação de águas residuárias de suinocultura na capacidade de infiltração de um solo podzólico vermelho-amarelo. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**. Campinas Grande, v. 4, n. 2, p. 263-267, abril. 2000.

OLIVERA, R. A. et al. Suscetibilidade ao entupimento de microaspersor operando com água residuária de suinocultura. **Engenharia na Agricultura**. Viçosa, Minas Gerais v. 13, n. 1, p. 22-40, março 2005.

OLIVEIRA et al. **Manual de manejo e utilização de dejetos suínos**. Concórdia, SC: EMBRAPA-CNPSA, 1993.p 188 (Documento, 27)

ORHON, D. et al. Validity of Monod kinetics at different sludge ages: Peptone biodegradation under aerobic conditions. **Bioresource Technology**. Oxford, v. 100, p. 5678-5686, June 2009.

PALHARES, J. P. C. Análise ambiental para a produção de suínos no sul do Brasil. Seminário Internacional de aves e suínos, 4., 2007, Florianópolis. **Anais**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2007. p 17-30.

PAN, T. P.; DRAPCHO, M. C. Biological anoxic/aerobic treatment of swine waste for reduction of organic carbon, nitrogen, and odor: **Structures & Environment Division of ASAE**. St. Joseph. v. 41, n. 12 , p1798-1769P. July 2001

PERDOMO, C. C. et al. **Dimensionamento de sistema de tratamento e utilização de dejetos de suínos**. Concórdia: Embrapa-CNPSA, 1999. 5 p. (Comunicado técnico, 234).

PERDOMO, C. C.; OLIVEIRA, P. A. V. de; KUNZ, A. **Sistemas de tratamento de dejetos de suínos: inventário tecnológico**. Concórdia: EMBRAPA-CNPSA, 2003. 83 p. (EMBRAPA-CNPSA. Documentos, 85).

PEREZ, M.; ROMERO, L. I.; SALES, D. Kinetics of thermophilic anaerobes in bed-fixed reactors. **Chemosphere**. London, v. 44, p. 1201-1211, June 2001.

PINHO, C. S. et al. Feasibility of Treating Swine Manure in an Anaerobic Sequencing Batch Biofilm Reactor With Mechanical Stirring. **Applied Biochemistry and Biotechnology**. New York. v. 120. n 34. p 454-465. April 2005

POGGI-VARALDO, H. M. et al. Inhibition of mesophilic solid-substrate anaerobic digestion by ammonia nitrogen. **Applied Microbiology Biotechnology**. London v. 47, p. 284-291, May 1997.

PRADO, M. A. C. Produção de biogás no tratamento dos efluentes líquidos de *Coffea arabica* L. em reator UASB para o potencial aproveitamento na secagem do café. 2006. 206 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Federal de Lavras, Lavras.

RACHEL, C. W. et al. Hydrogen and methane production from swine wastewater using microbial electrolysis cells. **Water Research**. Oxford v. 43, p. 1480-1488, June 2009.

RAIJ, B. van et al. **Recomendações de adubação e calagem para o estado de São Paulo**. 2ed. Campinas: IAC, 1996. 285 p. (Boletim técnico, 100).

RODRIGUES, S. L. **Concepção e avaliação de sistema de tratamento com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e lagoa de polimento para águas residuárias de suinocultura**. 2008. 151 p. Tese (Doutorado em Veterinária) - Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2008.

ROSS, C. C.; DRAKE, T. J.; WALSH, J. L. **Handbook of biogas utilization**. 2<sup>nd</sup> . ed. Atlanta: U.S. Department of Energy, 1996.405p

RUMAJAKEN, N. G.; XAVIER, G. R.; SEGANFREDO, M. **Efeitos dos dejetos de suínos na diversidade da microbiota do solo**. Seropédica: Embrapa Agrobiologia. 2004. 16 p. Relatório de pesquisa.

SALEH, B. B. **Parâmetros cinéticos de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) operando com efluentes líquidos agroindustriais**. 2003. 66 p. Dissertação (Mestrado em Construções Rurais e Ambiente)–Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2003.

SCHMIDT, J. E.; AHRING, B. K. Granular Sludge Formation in Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactors. **Biotechnology and Bioengineering**. London v. 49, p. 229-246, December 1996.

SEGANFREDO, M. A. **A questão ambiental na utilização de dejetos de suínos como fertilizantes do solo**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2000. 37 p. (Embrapa Suínos e Aves. Circular Técnica, 22).

SEGANFREDO, M. A. **A gestão Ambiental na Suinocultura**: Embrapa Suínos e Aves. Brasília, DF. 2007. 302 p.

SHI, D.; FORSTER, C. F. Inhibitory effects in the thermophilic anaerobic treatment of a simulated coffee wastewater. **Environmental Technology**. Washington v.15, p. 287-292, 1994.

SALEH, B. B. **Parâmetros cinéticos de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) operando com efluentes líquidos agroindustriais**. 2003. 66 p. Dissertação (Mestrado em Construções Rurais e Ambiente)–Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2003.

SILVA, J. F. Monitoramento de um sistema piloto no tratamento da água residuária do café produzido por via úmida. 2007. p. 133. Dissertação (Mestrado em Construções Rurais e Ambiente) - Universidade Federal de Lavras, Lavras.

SILVA, R. W. **Estudo cinético do processo de digestão anaeróbia de resíduos sólidos vegetais**. 2009. 201 p. Tese (Doutorado em Química analítica)Universidade Federal Paraíba João Pessoa-Paraíba.2003.

SINGHAL, A. et al. Axial dispersion model for upflow anaerobic sludge blanket reactors. **Biotechnology Progress**. Essex. v. 14, n 46, p. 645-648, April 1998.

SINGH, R. P.; KUMAR, S.; OJHA, C. S. P. Critique on operational strategies for start-up of UASB reactors" effects of sludge loading rate and seed/biomass concentration. **Biochemical Engineering Journal**, Berlim v.32, n. 12 p. 107-119, July 1998.

SINOTTI, S. P. A. **Avaliação do volume de dejetos e da carga de poluentes produzidos por suíno nas diferentes fases do ciclo criatório**. 2005. 80 p. Dissertação (Mestre no Programa de Pós-Graduação em Agroecossistemas)– Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis , 2005.

SMITH, L. C.; ELLIOT, D. J.; JAMES, A. Mixing in upflow anaerobic filters and its influence on performance and scale-up. **London**. v. 30, n. 12. p. 3061-3073, May 1996

SMITH, P. et al. **Biological production of methane from biomass: Methane from biomass treatment approach**. London. v 56. N 89. p. 291-334. June 1988

SPEECE, R. E. **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters**. Nashville: Vanderbilt University, 1996. 394 p.

SPERLING, M. von. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 243 p. 2006

STEINMETZ, R. L. R. et al. Separação sólido-líquido em efluentes da suinocultura com uso de extratos tanantes modificados e aplicação de modelos de otimização multivariada. **Revista AIDIS de Ingeniería y Ciencias Ambientales**, Barcelona v. 2, n 12 p. 1-8, October 2007.

STRIGUL, N.; DETTE, H.; MELAS, B.V. A practical guide for optimal designs of experiments in the Monod model. **Environmental Modelling & Software**, Berlin v. 24, p. 1019-1026, March. 2009.

TABATABAEI, M. et al. Importance of the methanogenic archaea populations in anaerobic wastewater treatments. **Process Biochemistry**. Amsterdam v. 45, p. 1214-1225, May 2010.

TATARA, M. et al. Methanogenesis from acetate and propionate by thermophilic down-flow anaerobic packed-bed reactor. **Bioresource Technology**. Oxford. v. 99, p. 4786-4795, August 2008.

TAY, J. H.; TEO, K. C. Molecular mechanism of granulation: II: proton translocating activity. **Journal Environmental of Engineering**. London v. 126, p. 411-8, March 2000.

VALDEZ-VAZQUEZ, I.; POGGI-VARALDO, M. H. Alkalinity and high total solids affecting H<sub>2</sub> production from organic solid waste by anaerobic consortia. **International Journal of Hydrogen Energy**. London v. 34, p. 3639-3646, March. 2009.

VAN ANDEL, J. G.; BREURE, M. A. Anaerobic waste water treatment. **Trends in Biotechnology**. Washington v. 2, n. 1, p 32-42 June 1984.

XIAO-GUANG, C. et al. Flow patterns of super-high-rate anaerobic bioreactor. **Bioresource Technology**. Oxford, v. 101, n 78. p. 7731-7735, April. 2010.

WANG, L. **A two-step fed sequencing batch reactor combined with pre-nitritation for treating swine**. Dissertation ( Msc Environmental Engineering). 2009. p 101 University of Minnesota. Minnesota. United states of America.

YE, Z. L. et al. Phosphorus recovery from synthetic swine wastewater by chemical precipitation using response surface methodology. **Journal of Hazardous Materials**. Manchester v. 176, 57 p. 1083-1088, January. 2010.

ZHANG, H.; CHOI H.J; HUANG, C. Treatment of landfill leachate by fentons reagent in a continuous stirred tank reactor. **Journal of Hazardous Material**. Manchester v.13 n 46. p 618-623. February 2006

ZENG, Y. et al. Hydraulic modeling and axial dispersion analysis of UASB reactor. **Biochemical Engineering Journal**. London v. 25, n 34, p. 113-123, April 2005.

ZHU, J.; HU, J.; GU, X. The bacterial numeration and the observation of a new syntrophic association for granular sludge. **Water Science Techonology**. London, v. 36, n 47 p. 133-140, June1997.

ZUBLINA, J. P.; COOK, M. G.; CLAIR, M.B. **Pollutants in ground water**. Disponível em: <<http://ces.soil.ncsu.edu/soilscience/publications/Soilfacts>>. Acesso em: 21 jun. 2010.

## APÊNDICES

### APENDICE A - Cálculos de parâmetros de sedimentabilidade e hidráulicos referentes à partida do RAC

- Volume do lodo requerido =  $2,00\text{m} \times 1,68\text{m} \times 1,18\text{m} = 3,965\text{m}^3$
  - Volume total do RAC =  $6538,9\text{ L}$
  - Sólidos no Imhoff =  $22,98\text{ mL. L}^{-1}$  (media de 10 amostras),
  - Sólidos totais =  $23328\text{ mg L}^{-1}$
  - Área média de secção transversal do RAC =  $2,43\text{m}^2$ ,
  - Os sólidos sedimentáveis em no cone Imhoff durante 0,5 hora: cone Imhoff
- $22,98\text{mL} \longrightarrow 0,5\text{hora:}$  no “reator”

$$\text{Imhoff} \Rightarrow 22,98 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3 \text{ sólidos}}{\text{m}^3 \text{ cone Imhoff}}$$

#### *i. Calculo do tempo de detenção hidráulica do RAC*

A relação entre o volume do lodo requerido e do reator é dado pela seguinte relação:

$$\frac{3,965\text{m}^3 \text{ sólidos}}{6,5389\text{m}^3 \text{ cone reator}} = 0,606$$

Assim, a relação entre o cone de Imhoff e o reator RAC é dado pela regra de 3 simples, mostrado abaixo :  $\text{m}^3$  reator Imhoff sólidos

$$22,98 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3 \text{ sólidos}}{\text{m}^3 \text{ reator Imhoff}} \longrightarrow 0,5 \text{ horas}$$

$$0,606 \frac{\text{m}^3 \text{ sólidos}}{\text{m}^3} \longrightarrow x$$

$x=13,18\text{horas}$ , este é o valor do tempo de detenção hidráulica.

ii) *Calculo da vazão do RAC*

$$\text{TDH} = \frac{V}{Q} \Rightarrow Q = \frac{V}{\text{TDH}} \Rightarrow Q = \frac{6,5389\text{m}^3}{13,18\text{h}} = 0,496\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} = 0,14\text{Ls}^{-1}$$

iii) *Carga Volumétrica do RAC*

$$\text{CH} = \frac{Q}{V} = \frac{1}{\text{TDH}} = \frac{1}{13,18\text{h}} \times 24\text{h} = 1,82\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$$

*Carga de sólidos sedimentáveis totais (L)*

$$L = C \times Q = 23328\text{mgL}^{-1} \times 0,13\text{Ls}^{-1} \times 24\text{h} = 72,78\text{kgd}^{-1}$$

iv) *Taxa de aplicação superficial (TAS)*

$$\text{TAS} = \frac{Q}{A} = \frac{0,496\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}}{2,43\text{m}^2} = 14,93\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$$

v) *Velocidade ascendente*

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,496\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}}{2,43\text{m}^2} = 0,2\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$$

vi) *Carga orgânica volumétrica (COV)*

$$\text{COV} = \frac{Q \times S}{V} = \frac{0,496\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \times 7873,2\text{mgL}^{-1}}{6,5389\text{m}^3} \times 24\text{h} = 14,33\text{kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$$

vii) *Carga orgânica biológica (COB)*

$$\text{COB} = \frac{Q \times S}{M} = \frac{0,496\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \times 7873,2\text{mgL}^{-1}}{(6,5389\text{m}^3 \times 9384\text{mgL}^{-1})} = 1,52\text{kg kg}^{-1} \cdot \text{d}^{-1} [\text{DQO}] [\text{SVT}]^{-1} [\text{d}]^{-1}$$

### 3.6.2 Cálculos de parâmetros de sedimentabilidade e hidráulicos no UASB

Volume do reator UASB:  $3,82362 \text{ m}^3$

Área de seção transversal:  $1,34 \text{ m}^2$

Vazão:  $0,466 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$

i. *Tempo de detenção hidráulica:*

$$\text{TDH} = \frac{V}{Q} = \frac{3,824 \text{ m}^3}{0,466 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}} = 8,22 \text{ h}$$

ii. *Carga hidráulica*

$$\text{CH} = \frac{Q}{V} = \frac{1}{\text{TDH}} = \frac{1}{8,22 \text{ h}} \times 24 \text{ h} = 2,92 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$$

*Taxa de aplicação superficial*

$$\text{TAS} = \frac{Q}{A} = \frac{0,466 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}}{1,34 \text{ m}^2} = 0,347 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$$

iii. *Velocidade de Ascendente*  $\text{mg L}^{-1}$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,466 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}}{1,34 \text{ m}^2} = 0,35 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$$

vi) *Carga orgânica volumétrica (COV)*

$$\text{COV} = \frac{Q \times S}{V} = \frac{0,466 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \times 5348,2 \text{ mg L}^{-1}}{3,82362 \text{ m}^3} \times 24 \text{ h} = 29,2 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$$

v) *Carga orgânica biológica (COB)*

$$\text{COB} = \frac{Q \times S}{M} = \frac{0,496 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \times 5348,2 \text{ mg L}^{-1}}{(3,82362 \text{ m}^3 \times 6378,1 \text{ mg L}^{-1})} = 2,63 \text{ kg kg}^{-1} \text{ d}^{-1} [\text{DQO}] [\text{SVT}] [\text{d}]^{-1}$$

**APÊNDICE B**

Os resultados obtidos a partir do estudo com traçador no RAC, no qual foi utilizado o Cloreto de Potássio (KCl) estão representados nas Tabela I-1 e Tabela I-2, onde o tempo de residência é expresso em fração decimal,

Tabela I-1 Condições de realização de estudos hidrodinâmicos com traçador (KCl) no reator RAC

TDH estimado	Conc. padrão	Massa de KCl	Intervalo e amostragem
16h	100 (m g L <sup>-1</sup> )	730g	10min

TABELA I-2 CONCENTRAÇÃO OBSERVADA EM CADA AMOSTRAGEM

Cont,	Cont,	Cont	Cont	Cont
33,35	42,68	101,43	85,10	83,64
32,55	44,21	100,77	85,03	83,64
31,82	45,67	100,92	84,96	74,31
31,97	46,40	100,85	84,15	74,17
31,93	47,13	100,85	83,79	73,88
31,97	48,29	100,63	83,64	73,51
32,55	49,02	100,55	83,64	73,22
31,97	49,39	100,55	83,64	73,15
31,68	50,70	99,02	83,64	72,86
32,77	53,03	98,00	83,64	72,78
31,90	55,22	97,86	83,64	72,49
32,41	58,94	97,78	83,64	72,27
31,90	63,09	97,57	83,64	72,06
32,41	63,75	97,27	83,64	71,98
32,48	65,42	97,20	83,64	71,76
32,55	68,41	95,82	83,64	71,55
32,55	69,21	95,52	83,64	71,25
32,62	71,25	95,16	83,64	70,82
32,62	72,71	94,87	83,64	70,60
32,62	73,44	94,72	83,64	70,31

32,55	76,36	94,14	83,64	70,09	
32,62	77,81	93,56	83,64	69,87	
32,62	78,40	93,27	83,64	69,58	
32,55	78,32	92,90	83,64	69,43	
32,62	79,05	92,76	83,64	69,21	
32,62	80,51	92,17	83,64	68,92	
32,62	83,43	92,10	83,64	68,70	
32,41	86,34	91,44	83,64	68,12	
33,35	87,07	91,22	83,64	67,76	
35,54	89,99	90,93	83,64	67,39	
35,90	92,17	90,57	83,64	67,17	
35,98	95,09	90,13	83,64	66,52	
35,98	96,55	88,60	83,64	66,01	
35,98	98,73	87,65	83,64	65,64	
36,12	100,19	87,65	83,64	65,42	
36,78	101,72	86,85	83,64	64,99	
37,51	100,34	86,85	83,64	64,55	
38,24	101,50	85,69	83,64	64,40	
39,04	101,57	85,61	83,64	64,11	
39,55	100,92	85,54	83,64	63,75	
39,55	101,57	85,39	83,64	62,29	
40,42	101,50	85,32	83,64	62,22	
41,15	101,36	85,25	83,64	61,05	
41,88	101,57	85,17	83,64	60,83	
Cont	Cont	Cont	Cont	Cont	Cont
60,76	45,45	33,72	31,60	31,68	31,68
60,61	45,31	33,43	31,97	31,75	31,60
60,17	44,87	33,72	31,68	31,82	31,60
60,03	44,65	33,43	31,60	31,82	31,60
59,81	44,36	33,21	31,75	31,75	31,68
59,59	43,85	33,13	31,82	31,97	31,60
59,37	43,70	33,13	31,90	31,82	31,68
58,43	43,41	33,13	31,90	31,75	31,60
58,21	43,19	33,06	31,68	31,97	31,60

57,99	42,90	32,84	31,60	31,82	31,68
57,55	42,61	32,70	31,97	31,90	31,68
57,33	42,46	33,13	31,90	31,90	31,72
56,68	42,17	33,13	31,68	31,90	31,53
55,87	41,95	33,06	32,11	31,75	31,68
55,66	41,52	32,33	31,68	31,97	31,82
55,29	41,22	32,11	31,60	31,82	31,82
55,00	40,79	32,41	31,97	31,90	31,82
54,78	40,42	32,92	31,68	31,90	31,75
54,42	39,62	33,06	32,04	31,90	31,75
54,05	39,40	33,72	31,68	31,97	31,75
53,91	38,82	33,43	31,60	31,90	31,75
53,54	38,75	33,21	31,97	31,68	31,75
53,32	38,53	33,13	31,97	32,04	31,68
52,81	38,16	33,13	31,68	31,68	31,68
52,74	37,87	33,13	31,75	31,82	31,68
52,38	37,51	33,06	31,75	31,90	
52,08	37,43	32,99	31,75	31,90	
51,36	37,14	32,62	32,04	31,90	
50,55	37,07	32,41	31,90	31,68	
50,19	36,85	32,11	31,68	31,68	
49,90	36,78	31,90	32,04	31,68	
49,61	36,56	31,68	31,90	31,68	
49,39	36,34	32,11	31,60		
49,02	36,05	31,68	31,97		
48,80	35,98	31,60	31,97		
48,44	35,83	31,97	31,75		
48,22	35,47	31,90	31,75		
47,78	35,32	31,68	31,75		
47,35	35,17	32,11	32,04		
47,06	34,88	31,68	31,90		
46,62	34,59	31,60	31,68		
46,33	34,45	31,97	32,04		
46,03	34,15	32,11	31,68		
45,67	33,86	31,68	31,68		

Os resultados obtidos a partir do estudo com traçador no UASB, no qual foi utilizado o Cloreto de Potássio (KCl) estão representados nas Tabela I-3 e Tabela I-4, onde o tempo de residência é expresso em fração decimal,

Tabela I-4 Condições de realização de estudos hidrodinâmicos com traçador (KCl) no reator UASB

TDH estimado	Conc. padrão	Massa de KCl	Intervalo e amostragem
12h	100 (mg L <sup>-1</sup> )	683,13g	10min

TABELA I-4 CONCENTRAÇÃO OBSERVADA EM CADA AMOSTRAGEM

Cont	cont	cont,	cont,	cont,	cont,	cont,
32,33	34,01	49,10	95,23	101,06	112,73	102,23
32,41	33,57	50,26	96,40	100,99	111,20	102,01
31,75	33,57	51,28	96,84	101,06	111,20	101,87
31,82	33,72	51,79	102,96	100,99	111,20	101,72
31,68	33,86	53,25	99,31	101,06	111,12	101,50
31,97	33,94	53,98	102,38	100,12	109,59	101,28
32,33	34,01	57,70	103,91	100,12	109,52	101,14
31,75	34,08	58,72	103,98	100,04	109,37	100,92
31,82	34,15	61,41	101,87	100,26	109,30	100,77
32,11	35,61	72,35	103,25	100,41	109,23	100,48
32,11	35,69	75,48	101,21	100,41	109,08	100,26
32,11	35,76	77,01	102,67	101,21	108,94	99,97
32,04	35,98	84,30	101,21	99,02	108,94	99,83
31,97	35,98	88,02	101,50	98,95	108,64	99,75
31,90	36,12	103,32	100,34	98,95	108,57	99,53
32,33	37,65	104,78	101,21	97,42	108,43	99,46
32,33	37,73	105,22	101,21	97,42	108,21	99,24
32,33	38,38	105,15	100,99	96,76	107,99	98,95
32,41	38,67	105,15	101,79	104,71	107,77	98,80
32,33	39,04	105,22	101,06	106,24	107,62	98,44
32,33	39,11	105,15	101,79	107,33	107,48	98,22
32,26	39,33	105,15	102,52	107,55	107,26	98,00

32,33	39,55	105,15	102,45	108,35	106,97	97,71
32,26	40,13	105,15	101,79	109,74	106,75	97,49
32,26	40,86	105,15	105,51	109,08	106,53	97,27
32,33	40,57	105,87	103,69	109,74	106,46	97,20
32,33	40,57	106,24	102,52	109,81	106,24	97,06
31,90	41,15	104,56	102,52	109,74	106,02	96,76
33,43	41,15	104,85	102,52	111,05	105,66	96,55
34,15	41,15	106,46	103,25	110,61	105,51	96,40
33,57	42,46	105,87	102,45	111,34	105,44	96,18
33,50	43,19	105,29	101,79	111,20	105,29	96,11
33,50	43,41	105,87	101,72	111,27	105,15	95,23
33,43	44,29	105,07	100,99	111,34	105,00	95,01
33,43	44,87	105,22	100,99	111,34	104,64	94,72
33,43	45,52	95,31	102,52	111,41	104,49	94,14
33,50	45,67	97,42	102,67	112,14	104,34	93,56
33,94	46,11	98,95	102,52	111,41	104,13	93,27
33,43	46,84	96,84	100,92	110,69	103,91	92,90
33,50	47,57	97,57	100,92	111,41	103,69	92,76
33,57	46,98	95,31	100,92	111,41	103,47	92,17
33,57	47,57	96,55	100,99	111,41	103,32	92,10
33,57	47,71	98,73	101,06	112,14	103,10	91,44
33,57	47,78	102,52	101,50	113,38	103,03	91,22
34,37	47,86	105,73	101,14	113,38	102,81	90,93
34,01	48,44	102,52	101,14	113,38	102,45	90,57
Cont	cont,	cont,	cont,	cont,	cont,	cont
90,13	65,50	102,23	90,13	65,50	41,59	31,38
88,60	65,28	102,01	88,60	65,28	41,15	31,68
87,80	65,35	101,87	87,80	65,35	40,71	31,97
87,43	62,22	101,72	87,43	62,22	38,75	32,04
82,77	61,63	101,50	82,77	61,63	38,53	31,68
82,04	61,56	101,28	82,04	61,56	38,24	31,75
81,90	60,90	101,14	81,90	60,90	38,02	31,90
82,62	60,10	100,92	82,62	60,10	37,65	31,97
81,46	60,10	100,77	81,46	60,10	37,36	

81,38	60,10	100,48	81,38	60,10	36,41
80,51	56,82	100,26	80,51	56,82	36,05
81,97	56,53	99,97	81,97	56,53	35,54
81,46	55,73	99,83	81,46	55,73	35,32
80,51	55,73	99,75	80,51	55,73	35,25
79,34	55,00	99,53	79,34	55,00	34,88
78,54	54,27	99,46	78,54	54,27	34,59
78,18	54,71	99,24	78,18	54,71	33,94
77,01	54,20	98,95	77,01	54,20	33,79
76,72	54,13	98,80	76,72	54,13	33,64
75,41	53,62	98,44	75,41	53,62	33,21
75,77	52,89	98,22	75,77	52,89	33,13
75,77	50,70	98,00	75,77	50,70	32,99
74,97	49,97	97,71	74,97	49,97	32,70
74,39	49,53	97,49	74,39	49,53	32,41
74,39	49,17	97,27	74,39	49,17	32,33
73,15	49,10	97,20	73,15	49,10	32,41
73,08	48,44	97,06	73,08	48,44	32,77
71,76	47,93	96,76	71,76	47,93	32,33
71,69	47,78	96,55	71,69	47,78	32,26
71,25	47,64	96,40	71,25	47,64	32,19
71,03	47,20	96,18	71,03	47,20	32,33
72,49	46,98	96,11	72,49	46,98	31,97
70,01	46,84	95,23	70,01	46,84	31,68
70,01	46,47	95,01	70,01	46,47	31,60
68,78	46,11	94,72	68,78	46,11	31,53
68,41	45,67	94,14	68,41	45,67	31,46
68,85	45,31	93,56	68,85	45,31	31,60
68,12	45,01	93,27	68,12	45,01	31,68
68,12	44,65	92,90	68,12	44,65	31,90
67,39	44,36	92,76	67,39	44,36	31,68
66,73	43,70	92,17	66,73	43,70	31,60
66,81	43,27	92,10	66,81	43,27	31,82
66,44	42,90	91,44	66,44	42,90	31,68
66,22	42,61	91,22	66,22	42,61	32,04

### APÊNDICE C

Os resultados obtidos a partir do estudo com traçador no RAC, no qual foi utilizado o Cloreto de lítio (LiCl) estão representados nas Tabela I-1 e Tabela I-2, onde o tempo de residência é expresso em fração decimal,

TABELA I-1: Condições de realização de estudos hidrodinâmicos com traçador (LiCl) no reator RAC

TDH estimado	Conc. padrão	Massa de LiCl	Intervalo e amostragem
16h	100 (mg L <sup>-1</sup> )	1500mg	10min

TABELA I-2 CONCENTRAÇÃO OBSERVADA EM CADA AMOSTRAGEM

3,1	4,9	31,2	39,7	40,9	32	23,6
3,1	5	33,3	39,8	40,9	31,9	23,8
3,1	5,1	34,7	39,8	40,9	31,9	23,6
3,1	5,2	35	39,9	40,9	31,5	23,2
3,1	5,6	35,2	39,9	41,2	30	22,8
3,1	5,9	35,7	39,9	41,2	30	22,5
3,1	6,4	35,8	40	41,2	29,7	21,4
3,1	6,6	36	40	41,1	29,2	21,3
3,1	7	36,2	40	41,1	29,2	21
3,1	7,4	36,8	40,1	40,9	29,3	20,8
3,1	7,9	38,3	40,1	40,8	29,3	20,8
3,1	9,3	38,2	40,1	40,9	29,3	19,7
3,1	10,5	38,3	40,2	40,7	29,3	19,7
3,1	11,1	38,3	40,2	40,8	28,9	18,3
3,1	11,5	38,4	40,2	40,7	28	19,2
3,1	13,8	38,6	40,2	40,6	27,2	18,7
3,1	14,5	38,3	40,3	40,6	26,2	18,7
3,1	15,5	38,4	40,3	40,5	26	18,5
3,1	16,1	38,4	40,3	40,5	25,8	18,5
3,1	16,6	38,4	40,4	40,3	25,5	18,4
3,2	16,9	38,4	40,4	39,7	25,4	18,4

3,4	20,2	38,4	40,4	39,8	25,4	18,4
3,7	20,5	38,4	40,5	39,6	25,4	18,3
3,9	22,4	38,9	40,5	39,4	24,9	18,3
4,1	22,3	38,9	40,6	39	24,6	18,2
4,1	22,3	39,1	40,6	38,6	24,6	18,1
4,2	22,5	39,2	40,6	38,6	24,3	17,2
4,4	22,7	39,4	40,7	38,1	24,3	17,2
4,5	28,7	39,5	40,8	37,3	23,8	16,9
4,6	29,1	39,4	40,8	37,4	23,6	16,5
4,8	30	39,5	40,8	32	23,8	16,4
16,4	9,2	8	6	5,4	4	3,7
16,3	9	8	5,9	5,2	3,9	3,8
16,3	9,3	8	5,9	5,9	3,9	3,8
16,3	9,8	7,9	5,8	5,9	4	3,7
16	9,9	7,8	6,9	5,9	3,9	3,7
16	9,7	7,7	6,9	5,8	3,9	3,7
15,9	9,6	7,6	6,9	5,8	3,9	3,7
15,8	9,5	7,4	6,9	5,8	3,9	3,7
15,8	9,5	7,7	6,6	5,4	3,9	3,7
15,7	9,4	7,6	6,7	5,4	3,9	3,7
15,7	9,3	7,2	6,4	5,2	3,7	3,7
15,6	9,2	7,2	6,3	5	3,7	3,7
13,4	9,2	7,1	6,1	5	4	3,7
12,9	9	7	6	5	4,1	3,7
12,7	9,3	6,9	6	4,8	4	3,7
12,6	9,2	6,9	5,9	4,5	4	3,7
12,6	9,1	6,8	5,9	4,5	4	3,7
12,4	9,2	6,7	5,9	4,6	4	3,7
12,4	9,1	6,7	6	4,8	3,9	3,7
12,4	9,2	6,7	6	4,9	3,9	3,7
12,4	9,3	6,6	5,9	4,3	3,9	3,7
12,4	9,2	6,6	5,9	4,2	3,9	3,7
12	9,1	6,9	5,8	4	3,8	3,7
11,6	9	7	5,8	3,9	3,8	3,7
12,1	8,9	7,1	6	3,8	3,8	3,7



Resultados obtidos a partir do estudo com traçador no UASB, no qual foi utilizado o Cloreto de lítio (LiCl) estão representados nas Tabela I-3 e Tabela I-4, onde o tempo de residência é expresso em fração decimal

TABELA I-3: RESULTADO DOS ESTUDOS COM TRAÇADOR (LiCl) NO REATOR UASB

TDH estimado	Conc. padrão	Massa de LiCl	Intervalo e amostragem
12h	100 (mg L <sup>-1</sup> )	1500mg	10min

TABELA I-4: CONCENTRAÇÃO OBSERVADA EM CADA AMOSTRAGEM

3,1	3,5	15,9	24,5	30,8	25	18,9
3,1	3,6	15,9	24,6	30,8	24,8	18,7
3,1	3,6	15,9	24,6	30,8	24,7	18,6
3,1	3,6	16	24,8	30,5	24,7	18,5
3,1	3,7	16	24,9	30,4	24,3	18,4
3,1	4,4	16,1	25	30,4	23,1	18,3
3,1	4,6	16,2	25,5	30,2	22,5	18,2
3,1	4,7	16,2	25,5	29,2	22,6	18,3
3,1	4,8	16,3	25,9	29	21,7	18,2
3,1	4,7	16,3	26,1	29	21,9	18,1
3,1	4,7	16,3	26,4	28,9	25,5	17,9
3,1	4,8	16,3	26,8	28,8	21,7	17,8
3,1	4,8	16,4	27,2	28,7	20,9	17,7
3,1	4,8	16,5	27,3	28,6	21,1	17,6
3,1	4,8	16,6	27,4	28	20,8	17,5
3,1	4,8	16,7	27,5	27	20,4	17,4
3,1	4,8	16,7	32	27,8	20,5	17,3
3,1	4,8	16,7	32	27,8	20,3	17,2
3,1	5	17,1	32,6	27,3	20,8	17,1
3,1	5	17,1	32,8	27,3	20,6	17,5
3,1	5	17,2	33	27,1	20,5	17,4
3,1	5	17,3	33	26	20,6	17,3
3,1	5,1	17,4	33,2	25,5	20,5	17,2

3,1	5,1	17,5	33,4	26,4	20,4	17,1
3,1	11,3	17,6	33,3	25,4	20,3	16,9
3,1	11,2	17,7	34,2	26,3	20,2	16,9
3,1	11,5	17,6	34,1	26,3	20,2	16,9
3,1	11,6	17,6	33,8	26,3	20,1	16,1
3,1	12,1	17,7	33,8	26,3	20	16,8
3,1	12,8	17,8	33,7	26,2	19,8	16,8
3,1	13,4	17,8	33,7	26,2	19,6	16,7
3,1	13,4	17,8	33,7	26,2	19,9	16,7
3,1	13,6	17,8	33,9	26	19,8	16,7
3,1	13,8	18	32,7	26	19,7	16,6
3,1	13,9	18,9	32,2	26	19,6	16,6
3,1	14	18,9	32,1	25,9	19,5	16,6
3,1	14,9	19	32	25,8	19,7	16,6
3,1	15,6	19,2	32	25,8	19,6	16,5
3,2	15,6	19,9	32	25,8	19,5	16,5
3,2	15,6	20	31,8	25,7	19,4	16,5
3,3	15,7	21,1	31,8	25,3	19,3	16,5
3,3	15,8	21,2	31,2	25,3	19,2	16,4
3,4	15,8	23,2	31,1	25,2	19,5	16,4
3,3	15,8	23,2	30,9	25,1	19,1	16,4
3,4	15,8	24,3	30,9	25,1	19	16,3
3,5	15,8	24,4	30,8	25	19	16,3
3,5	15,8	24,4	30,8	25	18,8	16,3
		16,3	8,9	7,7	5,4	5,4
		16,2	8,8	7,7	5,4	5,4
		16,2	8,8	7,6	5,4	5,4
		16,2	8,7	7,7	5,4	5,4
		16,1	8,9	7,5	5,4	5,4
		16,1	8,7	7,7	5,4	5,4
		16	9,2	7,5	5,4	5,4
		16	9,1	7,6	5,4	5,4
		15,9	9	8,6	5,4	5,4
		15,9	8,8	7,6	5,4	5,4
		15,9	8,6	7,4	5,4	5,4

15,8	8,5	7,4	5,4	5,4
15,8	8,3	7,3	5,4	5,4
15,7	7,8	7,4	5,4	5,4
15,6	7,7	7,3	5,4	
15,5	7,7	7,3	5,4	
15,4	7,6	7,2	5,4	
14	7,5	7,3	5,4	
14,1	8,1	7,3	5,4	
14,1	8,2	7,3	5,4	
14,2	8,1	7,3	5,4	
14,2	8	7,3	5,4	
14,3	8,2	6,8	5,4	
14,3	8,2	6,8	5,4	
12,2	8,3	6,8	5,4	
11,8	8,2	5,4	5,4	
11,7	8,2	5,6	5,4	
11,7	8	5,6	5,4	
11,5	8,1	5,4	5,4	
11,3	8,1	7,8	5,4	
11	7,9	7,8	5,4	
10,7	7,9	7,8	5,4	
10,5	7,9	6,7	5,4	
10,4	8	6,6	5,4	
10,3	8	6,3	5,4	
10,3	8,1	6,2	5,4	
10,2	8,1	5,9	5,4	
10,2	8	5,8	5,4	
10	7,9	5,9	5,4	
9,7	7,9	5,9	5,4	
9,4	7,8	5,7	5,4	
9,1	7,8	5,7	5,4	
8,7	7,8	5,7	5,4	
8,9	7,8	5,6	5,4	
9	7,8	5,6	5,4	
9	7,7	5,5	5,4	

## APÊNDICE D

Programa de computador feito em linguagem Visual Basic®, para simulação de resultados operacionais do reator UASB sob condições estacionárias em regime de mistura completa, na Figura I-1 é ilustrada a programação, onde:

V = volume do reator (L);

N = Dias de simulação (dias);

J = passo da integração (0,001);

K = Coeficiente de remoção de DBO ( $d^{-1}$ );

C = Concentração DBO efluente ( $m\ g\ L^{-1}$ );

Q = Vazão do sistema ( $L,h^{-1}$ );

Co = Concentração DBO afluente ( $m\ g\ L^{-1}$ )

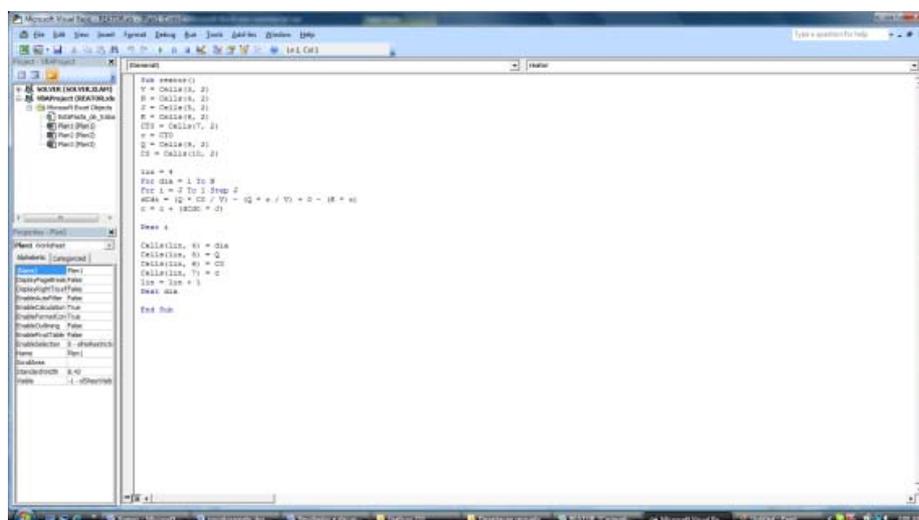


Figura I, Programa “Simulador” desenvolvido em linguagem Visual Basic

Tabela I-1 : Resultados obtidos pelo simulador para o  
DQO no RAC durante a partida TDH=13,18

k	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Co	50000	42003,53	38539,88	40000	32068,65
C	150000	10811,99	10440,22	12440,22	19012,46
Q	474,5	381,6	474,5	481,32	916,2
TDH	8	10	8,05	6	4

Dia	Q	Co	C
	475,7	50000	15960,04
2	475,7	50000	16767,89
3	475,7	50000	17447,69
4	475,7	50000	18019,72
5	475,7	50000	18501,08
6	475,7	50000	18906,13
7	475,7	50000	19246,97
8	475,7	50000	19533,79
9	475,7	50000	19775,14
10	475,7	50000	19978,23
11	475,7	50000	20149,12
12	475,7	50000	20292,93
13	475,7	50000	20413,94
14	475,7	50000	20515,77
15	475,7	50000	20601,45
16	475,7	50000	20673,56
17	475,7	50000	20734,23
18	475,7	50000	20785,29
19	475,7	50000	20828,25
20	475,7	50000	20864,4
21	475,7	50000	20894,82
22	475,7	50000	20920,42
23	475,7	50000	20941,96
24	475,7	50000	20960,09
25	475,7	50000	20975,34
26	475,7	50000	20988,18
27	475,7	50000	20998,98
28	475,7	50000	21008,07
29	475,7	50000	21015,71
30	475,7	50000	21022,15

31	475,7	50000	21027,57
32	475,7	50000	21032,12
33	475,7	50000	21035,96
34	475,7	50000	21039,18
35	475,7	50000	21041,9
36	475,7	50000	21044,18
37	475,7	50000	21046,11
38	475,7	50000	21047,72
39	475,7	50000	21049,09
40	475,7	50000	21050,23
41	475,7	50000	21051,2
42	475,7	50000	21052,01
43	475,7	50000	21052,69
44	475,7	50000	21053,26
45	475,7	50000	21053,75
46	475,7	50000	21054,15
47	475,7	50000	21054,5
48	475,7	50000	21054,78
49	475,7	50000	21055,03
50	475,7	50000	21055,23
51	475,7	50000	21055,4
52	475,7	50000	21055,55
53	475,7	50000	21055,67
54	475,7	50000	21055,77
55	475,7	50000	21055,86
56	475,7	50000	21055,93
57	475,7	50000	21055,99
58	475,7	50000	21056,04
59	475,7	50000	21056,08
60	475,7	50000	21056,12
61	475,7	50000	21056,15
62	475,7	50000	21056,18
63	475,7	50000	21056,2
64	475,7	50000	21056,22
65	475,7	50000	21056,23
66	475,7	50000	21056,24
67	475,7	50000	21056,25
68	475,7	50000	21056,26
69	475,7	50000	21056,27
70	475,7	50000	21056,28
71	475,7	50000	21056,28
72	475,7	50000	21056,29

73	475,7	50000	21056,29
74	475,7	50000	21056,3
75	475,7	50000	21056,3
76	475,7	50000	21056,3
77	475,7	50000	21056,3
78	475,7	50000	21056,3
79	475,7	50000	21056,31
80	475,7	50000	21056,31
81	475,7	50000	21056,31
82	475,7	50000	21056,31
83	475,7	50000	21056,31
84	475,7	50000	21056,31
85	475,7	50000	21056,31
86	475,7	50000	21056,31
87	475,7	50000	21056,31
88	475,7	50000	21056,31
89	475,7	50000	21056,31
90	475,7	50000	21056,31
91	475,7	50000	21056,31
92	475,7	50000	21056,31
93	475,7	50000	21056,31
94	475,7	50000	21056,31
95	475,7	50000	21056,31
96	475,7	50000	21056,31
97	475,7	50000	21056,31
98	475,7	50000	21056,31
99	475,7	50000	21056,31
100	475,7	50000	21056,31
101	475,7	50000	21056,31
102	475,7	50000	21056,31
103	475,7	50000	21056,31
104	475,7	50000	21056,31
105	475,7	50000	21056,31
106	475,7	50000	21056,31
107	475,7	50000	21056,31
108	475,7	50000	21056,31
109	475,7	50000	21056,31
110	475,7	50000	21056,31
111	475,7	50000	21056,31
112	475,7	50000	21056,31
113	475,7	50000	21056,31
114	475,7	50000	21056,31

115	475,7	50000	21056,31
116	475,7	50000	21056,31
117	475,7	50000	21056,31
118	475,7	50000	21056,31

**APÊNDICE E**

Os dados na Tabela I-1 estão representados de acordo com a legenda

abaixo:

P = dias

P1 = Vazão do sistema ( L s<sup>-1</sup>)

Tabela I-1 Vazão afluyente dos dejetos na calha Thompson

P	P1
1	0,64
3	1,81
4	1,29
8	1,81
9	1,69
10	2,46
15	2,53
21	2,46
26	1,81
28	1,51
31	1,34
33	1,75
35	1,23
36	2,23
37	0,54
39	0,57
40	1,34
41	1,75
42	1,34
43	1,39
44	2,53
46	2,46
55	1,09
62	1,29
63	1,23
64	0,86
65	1,69
67	1,69
68	0,71
69	1,51

74	1,23
79	0,99
80	1,45
84	0,91
88	0,82
89	0,60
90	0,71
93	0,78
94	2,46
95	2,23
96	2,38
97	2,70
101	1,51
102	0,74
103	0,60
104	0,67
105	1,04
107	1,23
108	1,81
118	1,23
121	1,29
123	1,34
125	1,39
130	1,39
132	1,09
135	1,34
137	1,23
139	1,81
142	0,86
143	0,82
144	1,81
146	0,78
149	1,81
151	1,81
152	1,23
153	0,95
158	1,04
160	1,39
163	1,81
165	0,86
167	*
170	*

174	*
177	*
178	*
179	*
181	1,69
183	0,86
184	0,86
185	1,39
190	2,02
192	0,82
194	0,86
197	*
199	*
201	*
203	*

Os dados na Tabela I-2 estão representados de acordo com a legenda abaixo:

P=dias

P 1= Temperatura máxima

P2= Temperatura mínima

P3 = Temperatura imediata

Tabela I-2: Temperatura ambiente (°C)

P	P1	P2	P3
1		7,2	15,2
3	33,7	8,2	25,4
4	33,7	7,2	24,8
8	19,6	7,2	14,4
9	25,2	7,2	20,2
14	23,3	8	17,6
27	27,3	10	20,2
29	23,5	11,1	19,3
31	17,9	7,2	15
36	20	9,7	17
39	24,7	8,9	14,9
43	22,8	14,3	23,1
47	26	5,4	16,9

56	33,3	7,1	19,7
65	34,6	8,4	31,2
77	34,8	10,2	23,1
89	30	12,1	17,9
93	25	10	17
99	21	11	15
103	24	18,3	32,7
105	33,6	15,5	30,6
118	34,8	14,1	27,3
131	35	12,9	18
134	29,3	14,9	19,6
136	31,6	13,5	26,5
138	34,2	13,1	23
141	21,2	10,7	16,9
143	33,6	15,5	19,2
145	20,4	16,8	19,7
147	25,3	15,5	23
149	25,2	16,3	22
151	25,9	16,4	22,5
152	21	17,7	20,7
154	23,7	8,9	15,8
156	27,8	8,9	13,6
158	28,2	6,3	23,6
160	23,9	12,5	22,8
164	31,9	10,6	23,2
166	23,7	11	23,1
168	32,4	15,1	19,5
170	29,3	12,6	18,9
172	31,2	12,6	28,9
174	35,3	15,6	18,2
177	33,9	15,8	19,3
179	29	9,8	27,8
181	33,3	9,6	24,1
183	30	12	20
186	34,3	19,3	24,3
188	30,3	20,3	21,3
193	37,2	22,9	27,2
195	40,1	23,3	25,3
197	38,3	20,2	28,3
199	37,2	19,2	26,2
201	36,2	20,3	23,4
203	36	*	22

Os dados na Tabela I-3 estão representados de acordo com a legenda abaixo

P=dias

P 1= Temperatura do Afluente do RAC

P2= Temperatura do Efluente do RAC

P3 = Temperatura do Efluente do UASB

Tabela I-3 Temperatura do fluido (°C)

P	P1	P2	P3
1	20,43	19,25	17,35
3	22,34	17,35	19,3
4	21,23	21,9	22,45
8	22,35	20,2	22,3
9	22,3	21,34	22,56
14	22,6	22,4	23,7
27	21,3	19,3	20,2
29	22,3	20,2	20,23
31	23,23	21,22	20,34
36	22,67	22,78	22,8
43	23,41	20,56	21,32
47	24,23	23,67	24,3
56	23,3	24,12	24,9
65	21,23	23,3	23,1
77	23,12	23,31	23,6
89	23,12	22,12	23,12
93	21,12	22,23	23,67
103	22,45	23,3	23,6
105	22,8	22,12	22,7
118	23,7	24,2	23,9
131	23,3	23,56	22,12
134	23,31	21,12	22,14
136	24,13	23,3	22,2
138	24,56	22,3	21,2
141			
143			

145	24,12	20,2	21,2
147	23,12	21,21	22,25
149	25,12	22,12	23,56
151	25,12	21,82	22,12
154	24,68	23,12	23,12
156	24,12	23,22	23,34
158	25,12	23,12	22,12
160	25,12	23,15	21,12
164	24,12	22,12	23,12
170	24,16	23,98	24,12
174	23,87	20,54	23,42
181	23,45	20,45	21,78
199	24,12	23,67	23,98
201	24,12	23,67	23,98
203	25,12	24,78	24,9
204			

Os dados na Tabela I-4 estão representados de acordo com a legenda abaixo

P=dias

P 1= Produção de biogás no UASB em cm<sup>3</sup> (Gasômetro)

Tabela I-4 Produção de biogás no reator UASB

P	P1
1	0
3	0
4	0
8	0
9	0
10	0
15	0
21	138
26	141
28	143
31	146

33	150
35	153
36	155
37	161
39	166
40	245
41	457
42	499
43	542
44	847
46	985
55	1768
62	1778
63	1781,1
64	1809,6
65	1861,4
67	1871,4
68	1906,4
69	1991,9
74	2800,2
79	3186
80	3194,1
84	3434,2
88	3434,5
89	3434,5
90	3434,5
93	3435,5
94	3576,2
95	4364
96	4398,2
97	4604,6
101	5554,4
102	6360,2
103	6767
104	7388,6
105	7953,6
107	10103,4
108	10103,4
118	10105
121	11131
123	11705
125	11705

130	11829,2
132	11896,2
135	11939
137	11992,7
139	12454
142	12454
143	12454
144	12651
146	12624
149	12651
151	12996
152	12996
153	13300,7
158	13204
160	13333,8
163	13360,8
165	13424
167	13459,3
170	13459,6
174	13481,8
177	13482,9
178	13483,9
179	13565
181	13566
183	13829
184	13829,5
185	13829,5
190	13829,5
192	13829,5
194	13829,5
197	13829,5
199	13829,5
201	13829,5
203	*

Os dados na Tabela I-5 estão representados de acordo com a legenda abaixo  
P= dias

P 1= Alcalinidade intermediaria do Afluente RC

P2= Alcalinidade parcial do Afluente RAC

P 3 = Alcalinidade intermediaria do Afluente RC

P4= Alcalinidade parcial do Afluente RAC

Tabela I-5 Alcalinidade nos reatores RAC e UASB

P	P1	P2	P3	P4
1	808,46	1482,91	446,39	1041,26
3	852,20	1579,38	503,50	1368,09
4	810,89	1263,54	433,03	1499,31
8	684,53	1363,23	600,70	1539,41
9	676,03	1762,97	637,15	1895,40
14	684,53	1363,23	600,70	1906,34
27	857,06	2014,47	1040,53	1917,27
29	554,53	1626,89	676,03	1256,31
31	684,53	1363,23	500,70	691,34
36	370,51	832,58	380,23	768,18
39	682,77	764,24	748,38	1485,95
43	549,85	556,90	376,31	819,34
47	983,54	1661,51	902,14	1668,80
56	379,69	1198,60	665,21	1213,18
65	675,30	1783,35	664,78	1367,89
77	732,04	1691,89	830,45	1813,39
89	728,39	1588,61	395,48	1499,92
93	729,61	1492,63	525,49	965,32
99	854,63	1722,81	1223,99	1862,17
103	790,24	2806,71	717,34	1686,42
105	358,91	943,14	538,73	1125,09
118	555,74	1105,95	555,74	1105,95
131	589,14	768,35	698,02	1312,81
134	527,92	886,98	576,52	1798,81
136	762,41	1060,72	653,06	1097,75
138	756,34	1247,20	422,21	830,45
141	737,97	1883,03	1139,06	1837,69
143	800,08	897,28	622,69	1327,39

145	727,18	1926,38	1292,15	1849,84
147	1022,42	2697,91	1530,29	1914,07
149	1413,65	2680,90	654,28	1050,37
151	931,30	1068,59	931,30	1068,59
152	1109,85	1465,73	993,26	1276,36
154	549,79	1022,42	941,02	1303,09
156	972,61	1852,27	1064,95	1705,25
158	348,10	2095,27	1480,48	2097,70
160	547,3575	1107,4725	1502,3475	2132,9325
164	438,0075	900,9225	619,0425	911,8575
166	359,0325	1473,1875	1247,1975	1800,0225
168	433,15	1228,97	762,41	1252,06
170	365,11	864,47	654,28	1066,16
172	389,41	757,55	628,76	1073,45
174	824,38	1326,17	846,25	1384,49
177	722,32	1309,16	900,92	1375,99
179	984,7575	1717,4025	738,1125	1119,6225
181	423,4275	835,3125	774,5625	1108,6875
183	756,3375	1468,3275	706,5225	1146,3525
186	1391,7825	2042,9675	1461,0375	2000,4975
188	359,0325	677,3625	400,3425	654,2775
195	420,9975	914,2875	1037,0025	1380,8475
197	436,79	1537,58	533,99	1064,95
200	402,77	695,01	672,50	1749,05
203	468,90	756,87	272,90	781,89

Os dados na Tabela I-6 estão representados de acordo com a legenda abaixo

Tabela 2

P= dias

P 1= DQO no afluente RAC

P2= DQO no efluente RAC

P 3 =DQO no afluente UASB

P	Tabela I-6 DQO nos reatores RAC e UASB		
P	P1	P2	P3
1	53666,67	25766,67	20000,00
3	53166,67	22166,67	12100,00
4	51666,67	17433,33	10100,00
8	55833,33	19350,00	10600,00
9	32650,00	11666,67	15000,00
14	35266,67	8166,67	14233,33
27	37233,33	9766,67	4566,67

29	31100,00	10866,67	8366,67
31	30600,00	11916,67	6400,00
36	38000,00	13866,67	11500,00
39	41666,67	14833,33	11500,00
43	22166,67	11716,67	5433,33
47	28230,80	7139,20	4462,30
58	28230,80	10838,70	7139,20
65	4934,15	1997,93	2935,19
77	15118,74	3031,22	10880,43
89	7780,78	4111,79	3415,95
93	6958,42	3795,50	2340,50
99	6895,16	2440,22	2277,30
103	21634,35	10690,66	8033,81
105	16067,62	8919,43	6958,42
108	18897,62	9910,43	6958,42
118	25625,95	10943,69	5224,13
121	14928,97	12348,03	6006,95
123	37448,93	21128,28	10104,02
125	19483,57	15941,10	6106,61
130	13410,77	7337,97	5883,03
132	42003,53	20811,99	8785,13
135	51137,00	20179,41	7311,11
137	50403,93	36057,25	9009,54
139	8982,68	4554,60	7325,83
142	31249,62	11829,31	4440,22
144	49227,64	17206,27	7364,83
146	22393,45	8223,58	4274,71
149	37208,55	21254,80	13790,32
151	30617,03	19863,12	10654,26
153	23279,07	8286,84	4440,22
158	24164,68	12082,34	6114,97
160	24301,57	14226,18	7021,72
163	28615,27	17476,62	8740,22
165	26930,73	15889,09	10364,83
167	28344,92	19654,26	13274,71
170	24289,43	17142,13	10790,32
174	38539,88	28032,89	12065,26
177	39488,75	28476,62	12440,22
179	25819,77	19093,25	17214,97
181	25301,57	20440,22	17921,72
183	24866,38	22258,75	20358,12
185	25962,83	23536,4	21508,61

190	24048,53	21398,975	20201,49
192	25060,66	22389,43	20978,57
194	25693,25	22313,7	21256,85
197	28223,58	24389,09	23794,52
199	32068,65	29072,45	21518,79
201	25989,63	23041,1	22516,13
203	*	*	*

Os dados na Tabela I-7 estão representados de acordo com a legenda abaixo  
P= dias

P 1= DBO no afluente RAC

P2= DBO no efluente RAC

P 3 =DBO no afluente UASB

Tabela I- 7 DBO nos reatores RAC e UASB

P	P1	P2	P3
1	2850,00	1450	1375
3	4500,00	3375	2875
4	3150,00	2575	2075
8	3500,00	2050	1775
9	4350,00	3375	2075
12	4600,00	2125	1275
17	3800,00	1800	1125
29	2250,00	1125	800
30	3450,00	2725	2175
35	1450,00	800	1050
38	3700,00	2125	1125
42	3850,00	1300	900
46	3000,00	1700	1175
66	1803,33	812,5	610
78	1200,00	875	510
93	1700,00	1250	400
107	4000,00	800	730
118	4750,00	1250	1225
121	4000,00	1100	900
123	3950,00	2525	2000
125	5200,00	4025	3300

130	4500,00	3025	2150
132	3550,00	3250	2300
135	2500,00	1350	1000
137	4700,00	2450	1700
139	5200,00	2025	1450
142	5050	3125	2250
144	3600	2250	2005
146	3850	2550	1850
149	4050	2700	2200
151	3000	2100	1354
153	2850	2000	1040
158	2200	1300	1015
160	4350	3050	2450
163	3450	1925	1650
165	2550	2250	1900
167	2350	2100	1795
170	2800	2250	2000
174	3050	2725	2450
177	3400	3000	2675
179	2425	2025	1750
181	4400	3600	3214
183	3900	3800	3575
185	4400	4200	4000
190	3700	3600	3500
192	4100	4000	3900
194	4800	4700	4425
197	4600	4519	4300
199	4700,00	4500,00	4350
201	4500,00	4300,00	4275

Os dados na Tabela I-8 estão representados de acordo com a legenda abaixo  
P= dias

P 1= NTK no Afluyente do RAC

P2= NTK no efluente RAC

P 3 =NTK no afluyente UASB

Tabela I-7 Concentração de NTK nos reatores RAC e UASB

P	P1	P2	P3
1	450,899	351	239,9
7	670,89	568,89	435,987
19	400,989	200,78	160,0988
26	609,908	455,9	590
33	457,909	344,909	257,9
47	760,324	556,9	400,89
82	455,7865	400,9	350,987
96	340,9789	300,909	250,879
118	740,096	500,907	450,128
125	376,32	300,009	150,98
132	712,512	609,89	459,98
139	848,512	740,096	710,096
146	354,368	395,136	442,176
153	484,72	385,376	280,224
160	379,456	254,016	200
167	484,8256	376,0064	312,3
174	442,176	473,536	430,12
181	536,256	410,816	320,12
188	379,456	348,096	339,0016
195	453,42	402,4	380,3
202	448,096	410,816	320

Os dados na Tabela I-9 estão representados de acordo com a legenda abaixo  
P= dias

P 1= P no Afluente do RAC

P2= P no efluente RAC

P 3 =P no afluente UASB

Tabela I-9: concentração de NTK nos reatores RAC e UASB

P	P1	P2	P3
1	349,68	290,89	234,90
7	409,90	350,09	257,90
19	789,90	500,89	600,23
26	800,12	750,25	707,90
33	802,78	677,90	450,90
47	563,90	323,34	289,90
82	745,89	678,12	600,90
96	789,90	678,90	300,00
118	400,90	359,90	250,09
125	345,89	200,90	165,90
132	382,49	323,89	303,90
139	234,90	200,00	120,87
146	300,00	200,00	120,00
153	400,00	320,00	250,00
160	450,12	302,23	250,12
167	412,10	350,17	300,56
174	445,76	403,53	330,02
181	536,26	390,82	290,12
188	479,46	398,10	329,00
195	453,42	340,40	240,30
202	440,096	310,816	220,12