

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

INSTITUTO DE PESQUISAS HIDRÁULICAS

**ESTUDO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DE UMA NOVA  
PROPOSTA DE CONFIGURAÇÃO INTERNA PARA REATOR UASB**

**FABIO MOREIRA SPINOLA DE CASTRO**

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental da Universidade Federal do Rio Grande do Sul como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental.

PORTO ALEGRE

DEZEMBRO 2010

Este trabalho foi desenvolvido no Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental do Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, sob a orientação da Profa. Edith Beatriz Camaño Schettini e co-orientado pelo Prof. Antônio Domingues Benetti, ambos da Universidade Federal do Rio Grande do Sul.

Dedico este trabalho a minha esposa Thaís, pelo amor e companheirismo.

Para concretização deste trabalho de pesquisa, obtive a colaboração de diversas pessoas e algumas entidades, aos quais gostaria de externar minha gratidão:

Meu agradecimento especial aos meus pais, Eduardo e Maria da Glória, pelo apoio e incentivo.

Às minhas irmãs Alessandra, Larissa e Rafaela, e aos meus cunhados Leandro e Walter, pela amizade e pelos conselhos.

À minha orientadora, Profa. Edith Beatriz Camaño Schettini, pela orientação e por ter acreditado em meu trabalho.

Ao Prof. Antônio Domingues Benetti, co-orientador deste trabalho, pela disponibilidade, paciência e pela solicitude em me atender e esclarecer minhas dúvidas.

Aos amigos e aos colegas de pós-graduação, por tornarem mais fácil o cumprimento desta etapa.

Ao Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul e à Universidade Federal do Tocantins, pela acolhida durante este curso de pós-graduação.

À Companhia de Saneamento do Tocantins (SANEATINS), por acreditarem em minha capacidade e por incentivarem o meu aprimoramento profissional.

A todos que, direta ou indiretamente, contribuíram para a realização deste trabalho.

CASTRO, F. M. S. Determinação de variáveis hidrodinâmicas em reator UASB com nova proposta de configuração do separador de fases. Dissertação (Mestrado) – Instituto de Pesquisas Hidráulicas, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

## RESUMO

Com a crescente aplicação de reatores UASB no tratamento de efluentes, tornou-se necessário o melhor entendimento dos aspectos hidrodinâmicos, visto que a maioria dos estudos aborda somente a eficiência de remoção de matéria orgânica, sólidos e outros parâmetros, sendo escassas as informações sobre as características de fluxo deste sistema. Este trabalho apresenta os ensaios hidrodinâmicos e a análise dos parâmetros físico-químicos realizados na partida de um protótipo de reator UASB circular, que apresenta uma proposta de configuração interna, em relação aos separadores de fase, que busca uma melhor eficiência na remoção de sólidos. A proposta de projeto para a configuração interna consiste em adotar uma maior área de abertura de passagem da câmara de decantação, a fim de se obter menores velocidades de passagem. O protótipo apresenta três aberturas da câmara de decantação que foram numeradas de baixo para cima de 1 a 3. Na etapa I do estudo, operando com água, utilizou-se um traçador salino para determinar as velocidades de fluxo, internas à câmara de decantação, utilizando-se para isso, duas sondas de condutividade dispostas a uma distância conhecida. Os resultados obtidos foram velocidades ascensionais médias de 1,33 m/h, 1,36 m/h e 1,23 m/h e velocidade de entrada na decantação de 1,99 m/h, 0,52 m/h e 0,36 m/h, para as aberturas 1, 2 e 3 respectivamente. Já na etapa II, com a partida do reator, foram realizados ensaios de estímulo-resposta para obter as curvas de distribuição do tempo de residência (DTR), e a partir destas, o tempo de residência médio, cujo valor obtido foi de 10,48 h; e o coeficiente de mistura igual a  $d = 0,124$ , o que caracteriza como um sistema de fluxo disperso. Também nesta etapa, foram realizadas análises físico-químicas do reator ao longo de 100 dias iniciais de operação; cujos resultados médios de eficiência, considerando-se o período de estabilidade, foram 65,7% e 70,3%, para DQO e SST.

CASTRO, F. M. S. Determination of hydrodynamics variables in UASB reactor with new phase separation proposal Dissertation (M.Sc.) – Instituto de Pesquisas Hidráulicas, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

### **ABSTRACT**

The increasing application of UASB reactors for wastewater treatment requires better understanding of their hydrodynamic variables. Most studies have focused on contaminant removal, with less attention being given to the hydraulic characteristics of the flows. This research presents results from essays performed on a prototype UASB reactor with a new configuration for the gas-liquid-solid phase separator. The proposed configuration seeks to improve suspended solids removal by providing a larger area passage from the digestion to the clarification zone. The phase separator has three openings. In the first stage of the research, the reactor operated with clean water, spiked with salt. Two probes located at fixed distance monitored conductivity, allowing for velocity estimations within the clarifier and through the openings. The estimated velocities within the clarifiers were 1,33 m/h, 1,36 m/h, and 1,23 m/h, while velocities at the openings one, two, and three were 1,99 m/h, 0,52 m/h, and 0,36 m/h, respectively. In the second stage of the experiments, tracer response essays were performed to determine the Residence Time Distribution Curves, Mean Residence Time (MRT), and the Dispersion Number (d). The calculated MRT and d values were 10,48 h and 0,124, respectively. The dispersion number characterized moderate dispersion. In the second stage of the experiments, the prototype UASB reactor operated receiving effluent from a full-scale UASB reactor. Chemical oxygen demand (COD) and suspended solids (SS) were monitored during 100 days. Considering the period the reactor operated under steady conditions, COD and SS removals reached 65,7% and 70,3%. These values are in accordance with the expected removal efficiencies referred in the literature.

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 3.1</b> Valores típicos de parâmetros do esgoto doméstico (em mg/L).....	20
<b>Tabela 3.2</b> Vantagens e limitações de processos anaeróbios.....	21
<b>Tabela 3.3</b> Faixas de temperatura para o desenvolvimento ótimo das bactérias.....	26
<b>Tabela 3.4</b> Faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes substratos.....	27
<b>Tabela 3.5</b> TDH em UASB para diferentes faixas de temperatura.....	33
<b>Tabela 3.6</b> Velocidades ascensionais para UASB tratando esgoto doméstico.....	35
<b>Tabela 3.7</b> Resumo dos critérios e parâmetros hidráulicos para UASB.....	36
<b>Tabela 3.8</b> Referências de monitoramento de UASB.....	37
<b>Tabela 3.9</b> Valores típicos de “d” para fluxo disperso.....	47
<b>Tabela 4.1</b> Resumo dos parâmetros hidráulicos do protótipo.....	51
<b>Tabela 4.2</b> Caracterização do esgoto bruto afluente.....	60
<b>Tabela 4.3</b> Variação da eficiência × vazão afluente.....	61
<b>Tabela 4.4</b> Estimativa da produção de biogás em função da vazão.....	62
<b>Tabela 4.5</b> Soluções padrão para calibração.....	62
<b>Tabela 4.6</b> Métodos analíticos para caracterização físico-química.....	67
<b>Tabela 4.7</b> Definição dos parâmetros e frequência de amostragem.....	68
<b>Tabela 5.1</b> Coeficiente de variação para os ensaios realizados na etapa 1.....	74
<b>Tabela 5.2</b> Resumo dos ensaios realizados na etapa 1.....	80
<b>Tabela 5.3</b> Cálculo das áreas referentes às aberturas.....	80
<b>Tabela 5.4</b> Cálculo das vazões referentes às aberturas.....	81
<b>Tabela 5.5</b> Cálculo das vazões superficiais aplicadas na câmara de decantação.....	82
<b>Tabela 5.6</b> Cálculo das velocidades de entrada no decantador.....	84
<b>Tabela 5.7</b> Resumo dos ensaios hidrodinâmicos realizados na etapa 2.....	89
<b>Tabela 5.8</b> Valores de temperatura no afluente e efluente do reator.....	90
<b>Tabela 5.9</b> Monitoramento de DQO e SST, para TDH = 8,3h.....	90

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 3.1</b> Reações bioquímicas do processo anaeróbio.....	22
<b>Figura 3.2</b> Esquema de configuração de reator UASB.....	31
<b>Figura 3.3</b> Tipo de fluxo para aplicação do traçador.....	41
<b>Figura 3.4</b> Representação da curva “C”.....	42
<b>Figura 3.5</b> Estimativa de eficiência versus $K.t$ , para os diferentes regimes hidráulicos.....	48
<b>Figura 3.6</b> Ensaio com uso de traçador salino(fonte: Martins Jr, 2000).....	49
<b>Figura 4.1</b> Esquema da unidade de pesquisa.....	51
<b>Figura 4.2</b> Cortes com dimensões do reator UASB estudado.....	52
<b>Figura 4.3</b> Fotos do protótipo de reator UASB instalado na ETE Vila União, Palmas, TO.....	53
<b>Figura 4.4</b> Pontos de amostragem de velocidade .....	56
<b>Figura 4.5</b> Aspectos do protótipo. Em A: Sistema de entrada, em B: Registros de controle de Vazão, em C: Tubulação de entrada e difusores de ar, e em D: Medidor de vazão de entrada.....	57
<b>Figura 4.6</b> Sistema de aeração.....	58
<b>Figura 4.7</b> A: Medidor de vazão de ar (rotâmetro) e B: Difusores de ar de membrana.....	59
<b>Figura 4.8</b> Gráfico da curva de calibração da sonda A.....	63
<b>Figura 4.9</b> Gráfico da curva de calibração da sonda B.....	63
<b>Figura 4.10</b> Instalação para injeção do traçador, mostrando as janelas do reator UASB e equipamentos associados.....	65
<b>Figura 4.11</b> Entrada através de bomba submersa instalada em caixa d’água.....	65
<b>Figura 4.12</b> Fotos de detalhes dos ensaios de estímulo-resposta.....	66
<b>Figura 5.1</b> Indicação das aberturas da câmara de decantação.....	72
<b>Figura 5.2</b> Hidrógrafas de experimentos com vazão constante, para os ensaios de velocidade nas aberturas 1, 2 e 3.....	73
<b>Figura 5.3</b> Curvas de condutividade × tempo referente ao ensaio 1 , abertura 1.....	75
<b>Figura 5.4</b> Curvas de condutividade × tempo referente ao ensaio 2, abertura 1.....	76
<b>Figura 5.5</b> Curvas de condutividade × tempo referente ao ensaio 1 , abertura 2.....	76
<b>Figura 5.6</b> Curvas de condutividade × tempo referente ao ensaio 2 , abertura 2.....	77
<b>Figura 5.7</b> Curvas de condutividade × tempo referente ao ensaio 1 , abertura 3.....	78

<b>Figura 5.8</b> Curvas de condutividade × tempo referente ao ensaio 2 , abertura 3.....	78
<b>Figura 5.9</b> Dimensional do reator UASB em estudo.....	79
<b>Figura 5.10</b> Posicionamento das sondas de condutividade.....	81
<b>Figura 5.11</b> Representação das vazões no decantador.....	83
<b>Figura 5.12</b> Curvas DTR, referentes aos ensaios 1 e 2.....	85
<b>Figura 5.13</b> Curvas DTR, referentes aos ensaios 3 e 4.....	85
<b>Figura 5.14</b> Curvas de DTR, referentes aos ensaios 5 e 6.....	85
<b>Figura 5.15</b> Curvas de DTR, referentes aos ensaios traçador.....	86
<b>Figura 5.16</b> Gráfico de concentração de DQO afluente e efluente.....	91
<b>Figura 5.17</b> Gráfico de eficiência de remoção de DQO × tempo.....	92
<b>Figura 5.18</b> Gráfico de concentração de SST afluente e efluente.....	93
<b>Figura 5.19</b> Gráfico de eficiência de remoção de SST × tempo.....	94

## LISTA DE SIGLAS

AGV	-	Ácidos graxos voláteis
AME	-	Atividade metanogênica específica
CHV	-	Carga hidráulica volumétrica
CO <sub>2</sub>	-	Gás carbônico
CH <sub>4</sub>	-	Gás metano
CHV	-	Carga hidráulica volumétrica
COT	-	Carbono orgânico total
COV	-	Carga orgânica volumétrica
Conc.	-	Concentração
Cond.	-	Condutividade
DBO	-	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	-	Demanda química de oxigênio
DTR	-	Distribuição dos tempos de residência
ETE	-	Estação de tratamento de esgoto
H <sub>2</sub>	-	Gás hidrogênio
IBGE	-	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
NaCl	-	Cloreto de sódio
N <sub>2</sub>	-	Gás nitrogênio
NTK	-	Nitrogênio total Kjeldahl
O <sub>2</sub>	-	Gás oxigênio
OD	-	Oxigênio dissolvido
PROSAB	-	Programa de Pesquisa em Saneamento Básico
SANEATINS	-	Companhia de Saneamento do Tocantins
SDF	-	Sólidos dissolvidos fixos
SDT	-	Sólidos dissolvidos totais
SDV	-	Sólidos dissolvidos voláteis
SFT	-	Sólidos fixos totais
SS	-	Sólidos suspensos
SSF	-	Sólidos suspensos fixos
SST	-	Sólidos suspensos totais
SSV	-	Sólidos suspensos voláteis
ST	-	Sólidos totais



SVT -	Sólidos voláteis totais
TDH -	Tempo de detenção hidráulico
UASB -	Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor)

## LISTA DE SÍMBOLOS

A	-	Área
A(t)	-	Área referente ao gráfico de concentração no tempo
C	-	Concentração
C <sub>0</sub>	-	Concentração afluente
d	-	Coefficiente de mistura
D	-	Coefficiente de dispersão longitudinal
e	-	Número neperiano
E	-	Eficiência do processo
E(t)	-	Função representativa da distribuição das idades de fluido
H	-	Altura
K(T)	-	Fator de correção pela temperatura
k	-	Taxa específica máxima de utilização do substrato ou constante de reação
k <sub>DQO</sub>	-	Taxa específica de utilização para a DQO
L	-	Comprimento
P	-	Pressão
Q	-	Vazão
R	-	Constante universal dos gases
S	-	Concentração do substrato limitante
S <sub>0</sub>	-	Concentração de substrato afluente
S <sub>e</sub>	-	Concentração de substrato efluente
t	-	Tempo
t <sub>h</sub>	-	Tempo de detenção hidráulico (TDH)
$\bar{t}$	-	Tempo de residência médio
T	-	Temperatura
v	-	Velocidade
V	-	Volume
Y <sub>OBS</sub>	-	Coefficiente de produção de biomassa

## Símbolos gregos

$\Theta$	-	tempo adimensional
$\Delta$	-	Varição no tempo
$\sigma^2$	-	Variância
$\sigma_t^2$	-	Variância dimensional da curva de passagem

## SUMÁRIO

<b>RESUMO.....</b>	<b>iii</b>
<b>LISTA DE TABELAS.....</b>	<b>v</b>
<b>LISTA DE FIGURAS.....</b>	<b>vi</b>
<b>LISTA DE SIGLAS.....</b>	<b>viii</b>
<b>LISTA DE SÍMBOLOS.....</b>	<b>x</b>
<b>1 INTRODUÇÃO.....</b>	<b>15</b>
<b>2 OBJETIVOS.....</b>	<b>18</b>
<b>2.1 Objetivo geral.....</b>	<b>18</b>
<b>2.2 Objetivos específicos.....</b>	<b>18</b>
<b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>19</b>
<b>3.1 Características dos esgotos.....</b>	<b>19</b>
<b>3.2 Processos biológicos de tratamento de esgoto.....</b>	<b>19</b>
<b>3.3 Tratamento anaeróbio de esgoto sanitário.....</b>	<b>21</b>
<b>3.3.1 Fundamentos da digestão anaeróbia.....</b>	<b>22</b>
3.3.1.1 <i>Hidrólise.....</i>	<i>22</i>
3.3.1.2 <i>Acidogênese.....</i>	<i>23</i>
3.3.1.3 <i>Acetogênese.....</i>	<i>23</i>
3.3.1.4 <i>Metanogênese.....</i>	<i>24</i>
<b>3.3.2 Fatores que influenciam na digestão anaeróbia.....</b>	<b>25</b>
3.3.2.1 <i>Temperatura.....</i>	<i>25</i>
3.3.2.2 <i>pH.....</i>	<i>26</i>
3.3.2.3 <i>Nutrientes.....</i>	<i>27</i>
3.3.2.4 <i>Materiais tóxicos.....</i>	<i>27</i>
<b>3.4 Tratamento anaeróbio com uso de reator UASB.....</b>	<b>28</b>
<b>3.5 Configurações de reatores UASB.....</b>	<b>30</b>

<b>3.6</b>	<b>Parâmetros de dimensionamento de reatores UASB .....</b>	<b>31</b>
<b>3.7</b>	<b>Operação e monitoramento de reator UASB.....</b>	<b>36</b>
<b>3.8</b>	<b>Estudo hidrodinâmico de reatores UASB .....</b>	<b>37</b>
<b>3.9</b>	<b>Uso de traçadores em estudos hidrodinâmicos .....</b>	<b>39</b>
<b>3.9.1</b>	<i>Método estímulo-resposta.....</i>	<i>40</i>
<b>3.9.2</b>	<i>Curva C – Resposta à injeção tipo pulso .....</i>	<i>42</i>
<b>3.10</b>	<b>Estimativa das concentrações efluentes em função do regime hidráulico.....</b>	<b>45</b>
<b>3.10.1</b>	<i>Parâmetros hidrodinâmicos para fluxo disperso .....</i>	<i>46</i>
<b>3.11</b>	<b>Medição de velocidade com uso de traçador.....</b>	<b>48</b>
<b>4</b>	<b>METODOLOGIA.....</b>	<b>50</b>
<b>4.1</b>	<b>Protótipo do reator UASB .....</b>	<b>50</b>
<b>4.2</b>	<b>Etapas de estudo .....</b>	<b>54</b>
<b>4.2.1</b>	<b>Etapa I .....</b>	<b>54</b>
<b>4.2.1.1</b>	<i>Simulação da produção de biogás .....</i>	<i>58</i>
<b>4.2.1.2</b>	<i>Cálculo da produção teórica de biogás .....</i>	<i>59</i>
<b>4.2.1.3</b>	<i>Calibração das sondas de condutividade.....</i>	<i>62</i>
<b>4.2.1.4</b>	<i>Medição de velocidade nas aberturas do decantador.....</i>	<i>64</i>
<b>4.2.2</b>	<b>Etapa II.....</b>	<b>67</b>
<b>4.2.2.1</b>	<i>Monitoramento da DQO, sólidos suspensos e temperatura.....</i>	<i>67</i>
<b>4.2.2.2</b>	<i>Ensaio de estímulo-resposta.....</i>	<i>68</i>
<b>4.2.2.3</b>	<i>Cálculo do tempo de residência médio .....</i>	<i>68</i>
<b>4.2.2.4</b>	<i>Cálculo da variância .....</i>	<i>69</i>
<b>4.2.2.5</b>	<i>Cálculo do coeficiente de mistura .....</i>	<i>70</i>
<b>5</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>71</b>
<b>5.1</b>	<b>Etapa 1 . Estudo hidrodinâmico com ensaios de velocidade .....</b>	<b>71</b>
<b>5.1.1</b>	<i>Vazão afluente .....</i>	<i>72</i>
<b>5.1.2</b>	<i>Ensaio de velocidade de passagem do traçador.....</i>	<i>74</i>

5.1.3 Ensaio na abertura 1 .....	75
5.1.4 Ensaio na abertura 2 .....	76
5.1.5 Ensaio na abertura 3 .....	77
5.1.6 Resumo dos ensaios de velocidade .....	79
<b>5.2 Etapa 2 . Estudo hidrodinâmico, ensaios de estímulo-resposta.....</b>	<b>84</b>
5.2.1 Cálculo do tempo de residência médio .....	86
5.2.2 Cálculo da variância .....	87
5.2.3 Cálculo do coeficiente de mistura .....	88
<b>5.3 Etapa 2. Resultados do Monitoramento de DQO, Sólidos suspensos e Temperatura. ....</b>	<b>90</b>
5.3.1 Eficiência na remoção de DQO.....	91
5.3.2 Eficiência na remoção de sólidos suspensos totais. ....	92
<b>6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES .....</b>	<b>95</b>
<b>7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>97</b>
<b>ANEXO.....</b>	<b>102</b>

## 1 INTRODUÇÃO

No Brasil, as condições de saneamento básico da grande maioria das cidades são preocupantes. O índice de cobertura com redes coletoras de esgoto é muito pequeno, além do agravante de que uma grande parte do esgoto coletado não é tratado adequadamente ou, o que é mais grave, não recebe tratamento algum. A situação sanitária do Brasil foi evidenciada pela Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (PNSB, 2000), publicada pelo Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE) em 2002. Os resultados mostram que, em uma amostra de 5.507 municípios brasileiros, apenas 2.875 (52,2%) eram servidos por algum serviço de esgotamento sanitário e somente 1.112 (20,2%) municípios efetuavam algum tipo de tratamento do esgoto. Essa pequena parcela de esgoto é tratada através de estações de tratamento centralizadas, nas quais um dos processos de tratamento mais utilizados são os biológicos aeróbios que ocorrem na presença de oxigênio livre. Porém, a tecnologia adotada nesses sistemas é sofisticada e a operação necessita de equipamentos que consomem grande quantidade de energia, além de gerar elevado volume de lodo não estabilizado.

Face ao exposto acima, é grande o desafio para toda a sociedade com relação ao saneamento básico. O quadro sócio-econômico do país nos impõe como meta, projetar sistemas de tratamento de esgotos funcionalmente simples, com tecnologia adequada à realidade do Brasil, visando além da eficiência, uma boa relação custo/benefício, objetivando-se, desta forma, o atendimento a um número maior de comunidades com os recursos financeiros disponíveis.

Neste sentido, após um estágio de descrédito até o início dos anos 80, os sistemas anaeróbios de tratamento de esgotos passaram a ocupar uma posição de destaque, principalmente no Brasil, em função das favoráveis condições ambientais de temperatura (CHERNICHARO, 2007).

A crescente aceitação dos processos anaeróbios como principal unidade de tratamento biológico de esgoto deve-se, principalmente, à constatação de que uma parte considerável do material orgânico (aproximadamente 70%) pode ser removida nessa unidade, utilizando-se tecnologia simples e de baixo custo, com reduzido consumo de energia, sem necessidade da adição de produtos químicos, com pequena produção de lodo estabilizado.

Constata-se que no Brasil, o tratamento anaeróbio vem sendo difundido em vários estados, principalmente por meio dos reatores tipo UASB (do inglês, *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), reatores anaeróbicos de fluxo ascendente e manta de lodo.

Este sistema apresenta inúmeras vantagens em relação aos processos aeróbios convencionais, notadamente quando aplicado em locais de clima quente, como é o caso do estado do Tocantins.

Com a crescente aplicação deste sistema, tornou-se necessário um melhor entendimento dos aspectos hidrodinâmicos dos reatores utilizados, uma vez que a maioria dos trabalhos realizados aborda somente o problema sob o ponto de vista da eficiência de remoção de matéria orgânica, sólidos e outros parâmetros, sendo escassas as informações sobre as características hidrodinâmicas do sistema (PIRES e RIBEIRO, 1992). Assim, estudos hidrodinâmicos são necessários para a otimização da geometria dos reatores biológicos.

Apesar do conhecimento já acumulado, ainda não existe um consenso sobre a forma e a configuração interna mais eficiente de reatores UASB. Porém, é reconhecida a importância que os diversos critérios e parâmetros de projeto sejam expressos de uma forma compreensível e seqüencial, permitindo o dimensionamento das câmaras de digestão, decantação e captura de gás. Os separadores trifásicos (gases, sólidos e líquidos) representam dispositivos internos cruciais para o funcionamento do UASB, pois são responsáveis pela manutenção do lodo anaeróbio no interior da câmara de digestão, fornecendo um maior tempo de retenção do sólido e a clarificação do efluente na câmara de decantação. A avaliação da hidrodinâmica de reatores UASB pode ser de grande relevância, visto que diferentes velocidades internas nas câmaras de digestão e decantação podem influenciar a eficiência das reações biológicas e a qualidade do efluente final.

Nos atuais projetos de reatores UASB circulares em operação, é comum o uso da configuração clássica com câmara de gás no centro do reator e o uso de separadores trifásicos, para delimitar a câmara de decantação. No entanto, esta configuração possui algumas limitações de projeto, para reatores de maiores diâmetros, em relação a: inclinação do separador trifásico superior, que interfere no volume útil da câmara de decantação; perda de volume útil da câmara digestora, devido ao defletor de biogás; apresenta pequena abertura de passagem para o decantador e excessiva área de contato na câmara de gás, aumentando assim o risco de corrosão.

Devido as limitações descritas anteriormente e do custo de manutenção dos reatores UASB convencionais, foi desenvolvida uma nova proposta de configuração interna de reatores UASB, que consiste, principalmente, na alteração da forma, quantidade e posicionamento dos separadores trifásicos que direcionam os gases gerados na câmara de digestão para a câmara de gás. Estas alterações permitem o direcionamento dos gases para a



lateral do reator e definem a câmara de decantação no centro. Além disso, possibilitam uma redução significativa na área de contato da câmara de gás, que é passível de corrosão.

Outra vantagem hipotética fornecida por tais modificações é a redução das velocidades de entrada na câmara de decantação, que permitem o retorno do sólido suspenso para a câmara de digestão, aumentando seu tempo de retenção.

Neste contexto, foi projetado, construído e implantado um reator UASB com a configuração proposta. Foram realizados testes hidrodinâmicos e acompanhamento através de análises de DQO e SST na partida do reator. Este trabalho descreve as etapas desenvolvidas, coleta e análise de dados e conclusões.

## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 Objetivo geral**

O objetivo deste estudo foi avaliar o comportamento hidrodinâmico e acompanhar os resultados de remoção de DQO e SST de um reator UASB que apresenta em sua configuração interna uma nova proposta de disposição dos separadores de fases.

### **2.2 Objetivos específicos**

- Medir as velocidades internas da câmara de decantação através de medição pontual e, a partir destes dados, determinar a taxa de aplicação do decantador.
- Avaliar a influência da configuração interna na hidrodinâmica do reator, através da determinação das distribuições de tempos de residência (DTR), utilizando a técnica de estímulo-resposta.
- Através dos dados das curvas DTR, obter o coeficiente de mistura e definir o tipo de fluxo hidráulico.
- Avaliar a remoção de matéria orgânica (DQO) e SST durante a partida do reator, utilizando-se esgoto doméstico.

### **3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

#### **3.1 Características dos esgotos**

Segundo CAMPOS E ANDRADE NETO (1999), os esgotos sanitários possuem mais de 98% de sua composição constituída por água, porém, com presença de diversos contaminantes, entre os quais se destacam: sólidos suspensos, compostos orgânicos (40-60% de proteínas, 25-50% de carboidratos e cerca de 10% de óleos e graxas), nutrientes (nitrogênio e fósforo), metais, sólidos dissolvidos inorgânicos, sólidos inertes, sólidos grosseiros, compostos não biodegradáveis, organismos patogênicos e ocasionalmente, contaminantes tóxicos decorrentes de atividades industriais ou acidentais.

A Tabela 3.1 mostra os valores típicos de parâmetros encontrados em esgotos domésticos. Estes valores podem variar em diversas localidades ou países, de acordo com usos e práticas locais.

#### **3.2 Processos biológicos de tratamento de esgoto.**

O tratamento biológico de esgotos, como o próprio nome indica, ocorre inteiramente por mecanismos biológicos. Estes processos biológicos reproduzem, de certa maneira, os processos naturais que ocorrem em um corpo hídrico após o lançamento de despejos. No corpo hídrico, a matéria orgânica é convertida em produtos mineralizados inertes por mecanismos puramente naturais, caracterizando o assim chamado fenômeno da autodepuração. Em uma estação de tratamento de esgotos os mesmos fenômenos básicos ocorrem, mas a diferença radica na introdução da tecnologia. Essa tecnologia tem como objetivo fazer com que o processo de depuração se desenvolva em condições controladas e com taxas mais elevadas (VON SPERLING, 1996).

De acordo com METCALF & EDDY (2003), os principais processos biológicos empregados no tratamento de esgotos são: aeróbios, anóxicos, anaeróbios, e a combinação dos anteriores. Em cada processo, há diferença quanto ao crescimento biológico: suspenso ou aderido, quanto ao fluxo: contínuo ou intermitente e quanto à hidráulica: mistura completa, fluxo de pistão ou fluxo arbitrário.

Tabela 3.1 Valores típicos de parâmetros do esgoto doméstico

PARÂMETRO	CONCENTRAÇÃO (mg/l)	
	FAIXA	TÍPICO
Sólidos	390-1350	1100
Sólidos Totais	390-1350	1100
Sólidos Dissolvidos	270-900	700
- Fixos	160-550	400
- Voláteis	110-350	300
Sólidos Suspensos	120-450	400
- Fixos	25-100	80
- Voláteis	95-350	320
Sólidos Sedimentáveis	5-20	15
Matéria Orgânica		
DBO <sub>5</sub>	110-500	350
DQO	250-800	700
COT	80-350	250
Nitrogênio Total		
Orgânico	8-30	20
Amoniacal	12-40	30
Nitrato	0-2	0
Nitrito	0	0
Fósforo Total		
Orgânico	1-8	4
Inorgânico	3-17	10
pH	6,7-7,5	7,0
Alcalinidade	110-170	140
Cloretos	20-90	35
Óleos e Graxas	50-170	110
Coliformes Totais <sup>(1)</sup>	10 <sup>6</sup> -10 <sup>10</sup>	-
Coliformes Fecais <sup>(1)</sup>	10 <sup>6</sup> -10 <sup>9</sup>	-

(1) unidade NMP/100 ml

(Fonte: Adaptado de Metcalf e Eddy, 2003).

### 3.3 Tratamento anaeróbio de esgoto sanitário

O processo anaeróbio baseia-se na utilização de microrganismos na ausência de oxigênio livre, para a degradação de matéria orgânica. Esta degradação refere-se às reações que reduzem as dimensões de partículas, tornando-as solúveis ou, a nível molecular, quebram cadeias ou ligações duplas ou triplas existentes. Os produtos finais do processo anaeróbio são metano e compostos inorgânicos, incluindo o dióxido de carbono e a amônia (McCARTY, 1982).

Os principais microorganismos empregados no processo anaeróbio são as bactérias metanogênicas (MALINA, 1992). A capacidade de uma bactéria anaeróbia em decompor um determinado substrato é específica, dependendo principalmente das enzimas que possui, uma vez que, estas moléculas responsáveis pelas reações do processo de decomposição, apresentam alto grau de especificidade (PELCZAR *et al.*, 1980).

Nos sistemas anaeróbios, a conversão dos compostos orgânicos em metano é eficaz na remoção do material orgânico, uma vez que, o gás metano apresenta baixa solubilidade na água. Assim, a matéria orgânica, geralmente medida como demanda bioquímica de oxigênio (DBO), é parcialmente removida da fase líquida na forma de biogás.

A Tabela 3.2 apresenta vantagens e limitações do processo de tratamento anaeróbio.

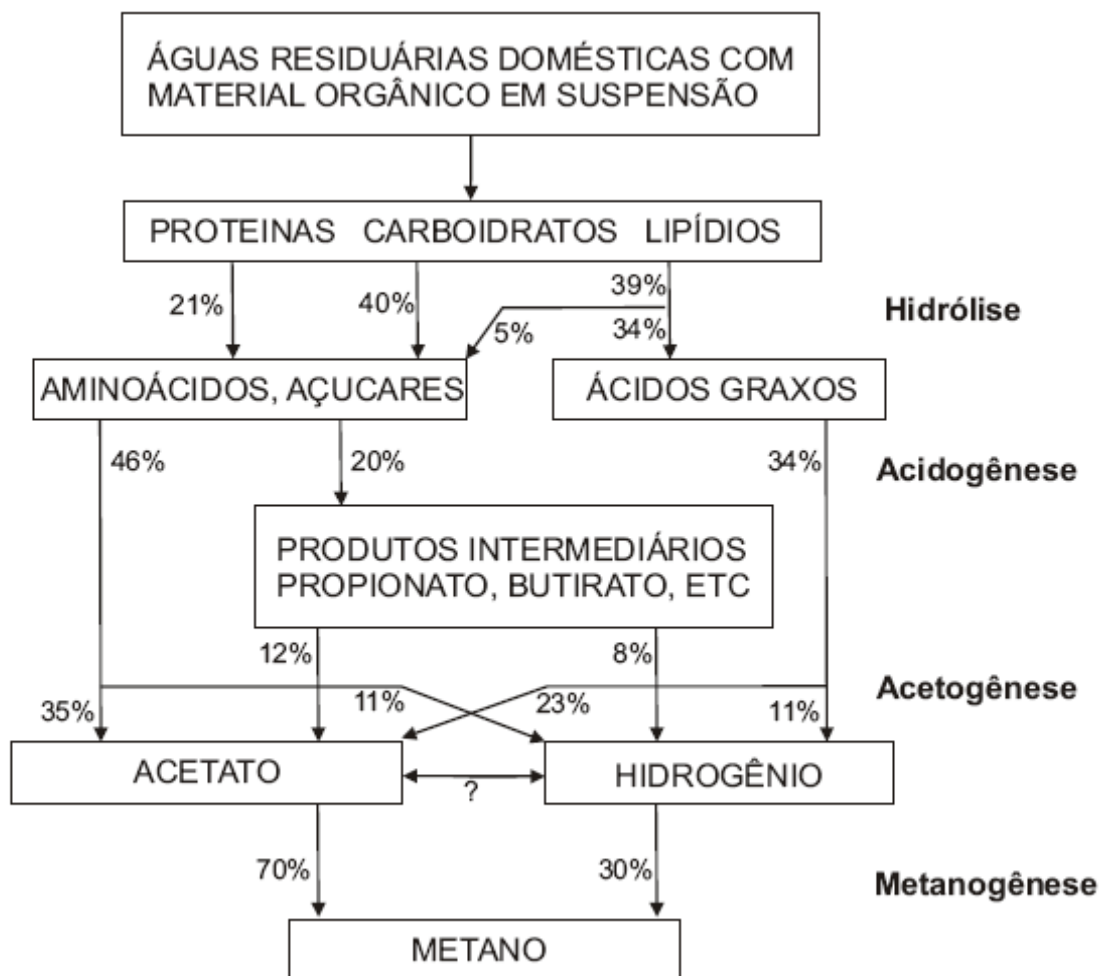
Tabela 3.2 Vantagens e limitações de processos anaeróbios.

Vantagens	Limitações
Baixa produção de sólidos biológicos residuais.	Processo mais sensível a produtos tóxicos.
O lodo biológico residual é um produto altamente estabilizado.	Partida do sistema demanda mais tempo em comparação ao processo aeróbio.
Baixa necessidade de nutrientes.	A digestão anaeróbia limita-se a um tratamento primário em termos de eficiência.
Não necessita de aeração.	
Produção de metano que é utilizável.	
Suporta eventual sobrecarga orgânica.	
O lodo anaeróbio sobrevive à escassez de alimento.	

(Fonte: LETTINGA *et al.*, 1995)

### 3.3.1 Fundamentos da digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo bioquímico complexo, composto por várias reações seqüenciais, cada uma com sua população bacteriana específica. No processo de conversão do material celular para biogás apresentado na figura 3.1, distinguem-se quatro passos principais: hidrólise, acidificação, acetogênese e metanogênese (FORESTI *et al.*, 1999).



**Figura 3.1** Reações bioquímicas do processo anaeróbio. (Fonte: FORRESTI *et al.*, 1999)

#### 3.3.1.1 Hidrólise

Neste processo, o material orgânico particulado é convertido em compostos dissolvidos de menor peso molecular. O processo requer a interferência das chamadas exoenzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas são degradadas a (poli) peptídios para formar aminoácidos. Os carboidratos são convertidos em açúcares solúveis (mono e dissacarídeos) e os lipídios são convertidos em ácidos graxos de longa

cadeia de carbono e glicerina. Em muitos casos, na prática, a velocidade de hidrólise pode ser a etapa limitativa para todo o processo da digestão anaeróbia, isto é, a velocidade de conversão do material orgânico complexo para biogás é limitada pela velocidade da hidrólise (CAMPOS e ANDRADE NETO, 1999).

#### *3.3.1.2 Acidogênese*

Os compostos dissolvidos, gerados no processo de hidrólise ou liquefação, são absorvidos nas células de bactérias fermentativas e, após a acidogênese, excretados como substâncias orgânicas simples, como ácidos graxos voláteis de cadeia curta (AGV), álcoois, ácido lático e compostos minerais ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ). A fermentação acidogênica é realizada por um grupo diversificado de bactérias, das quais a maioria é anaeróbia obrigatória. Entretanto, algumas espécies são facultativas e podem metabolizar material orgânico pela via oxidativa. Isso é importante nos sistemas de tratamento anaeróbio de esgoto, visto que o oxigênio dissolvido, eventualmente presente, poderia se tornar uma substância tóxica para as bactérias metanogênicas se não fosse removido pelas bactérias acidogênicas facultativas (CAMPOS e ANDRADE NETO, 1999).

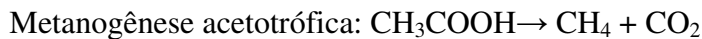
#### *3.3.1.3 Acetogênese*

A acetogênese é a conversão dos produtos da acidogênese em compostos que formam substratos para produção de metano: acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. Aproximadamente 70% da DQO digerida é convertida em ácido acético, enquanto o restante da DQO é concentrada no hidrogênio formado.

Pela estequiometria, dependendo do estado de oxidação do material orgânico a ser digerido, a formação de ácido acético pode ser acompanhada pelo surgimento de dióxido de carbono ou hidrogênio. Entretanto, o dióxido de carbono também é gerado na própria metanogênese. Na presença de dióxido de carbono e hidrogênio, um terceiro processo da acetogênese pode se desenvolver: a homoacetogênese, ou seja, a redução de dióxido de carbono para ácido acético pelo hidrogênio. Entretanto, por razões termodinâmicas, nos reatores anaeróbios essa rota metabólica é pouco provável de acontecer, pois as bactérias acetogênicas são superadas pelas bactérias metanogênicas utilizadoras de hidrogênio (ZINDER, 1992).

### 3.3.1.4 Metanogênese

Para VAN HAANDEL E LETTINGA (1994), a metanogênese, em geral, é o passo que limita a velocidade do processo de digestão como um todo, embora à temperatura abaixo de 20°C a hidrólise possa se tornar também limitante. O metano é produzido pelas bactérias acetotróficas, a partir da redução de ácido acético, ou por bactérias hidrogenotróficas, a partir da redução de dióxido de carbono. Têm-se as seguintes reações catabólicas:



As bactérias hidrogenotróficas produtoras de metano crescem mais rapidamente que aquelas que usam ácido acético, de modo que as metanogênicas acetotróficas geralmente limitam o processo. Desse modo, paralelo à liberação de diferentes produtos de fermentação, há a formação de novas células, dando origem a quatro populações bacterianas no digestor anaeróbio. Por conveniência, muitas vezes os três primeiros processos juntos são chamados de fermentação ácida, que deve ser completada com a fermentação metanogênica.

Além dos processos fermentativos que levam à produção de biogás, podem se desenvolver outros processos no reator anaeróbio. Neste não se encontra oxigênio dissolvido, mas pode haver presença de oxidantes alternativos, que permitem o desenvolvimento de bactérias que usam o catabolismo oxidativo. Estes oxidantes são o nitrato e o sulfato. O nitrato é reduzido para nitrogênio molecular e processo denominado desnitrificação, e o sulfato é reduzido para sulfeto (FORESTI et al., 1999).

Segundo Campos (1999), pode-se avaliar a produção de biogás a partir da estimativa da carga de DQO afluente ao reator que é convertida em gás metano, conforme a formulação abaixo

$$DQO_{CH_4} = Q(S_0 - S) - Y_{OBS}QS_0 \quad (3.1)$$

sendo:

$DQO_{CH_4}$  : carga de DQO convertida em metano (kg  $DQO_{CH_4}$  /dia),

Q: vazão de esgoto afluente (m<sup>3</sup>/dia),

$S_0$  : concentração de DQO afluente (kgDQO/m<sup>3</sup>),

S : concentração de DQO efluente (kgDQO/m<sup>3</sup>),

$Y_{OBS}$  : coeficiente de produção (0,11 a 0,23 kgDQO<sub>lodo</sub> / kgDQO<sub>apl</sub>).



A conversão da massa de metano ( $\text{kg } DQO_{CH_4}/\text{dia}$ ) em produção volumétrica ( $\text{m}^3\text{CH}_4/\text{dia}$ ) pode ser feita utilizando-se as equações seguintes:

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{K(t)} \quad (3.2)$$

onde:

$Q_{CH_4}$  : produção volumétrica de metano ( $\text{m}^3/\text{dia}$ ),

$K(t)$  : fator de correção para a temperatura operacional do reator ( $\text{kgDQO}/\text{m}^3$ ), dado por:

$$K(t) = \frac{PK}{R(273 + t)} \quad (3.3)$$

onde:

P : pressão atmosférica,

K : DQO correspondente a um mol de  $\text{CH}_4$  (64g DQO/mol),

R : constante universal dos gases ( $0,08206 \text{ atm} \cdot \text{L}/\text{mol} \cdot \text{K}$ ),

T : temperatura operacional do reator ( $^{\circ}\text{C}$ ).

Sendo assim, obtida a produção teórica de metano, pode-se estimar a produção total de biogás, uma vez que a fração de gás metano representa de 60% a 80% do biogás.

### ***3.3.2 Fatores que influenciam na digestão anaeróbia***

Quanto às condições operacionais, os fatores que mais influenciam na digestão anaeróbia são: temperatura, pH, nutrientes e materiais tóxicos.

#### ***3.3.2.1 Temperatura***

O parâmetro cinético diretamente afetado pela temperatura é a velocidade específica de utilização do substrato. Na faixa de temperatura entre  $20^{\circ}\text{C}$  e  $25^{\circ}\text{C}$ , esse parâmetro assume valor inferior à metade daquele a  $35^{\circ}\text{C}$ . Deve-se considerar, no entanto, que a velocidade global de remoção de substrato está associada ao produto da velocidade específica pela concentração de microorganismos ativos no reator. Portanto, a mesma velocidade global pode

ser atingida a diferentes temperaturas, desde que o sistema possa manter concentrações elevadas de microorganismos (CHERNICHARO, 1990).

A tolerância à temperatura é diferente entre as diversas espécies de bactérias anaeróbias. Pode-se dividi-las em grupos relativos às faixas preferenciais de temperatura, conforme é apresentado na Tabela 3.3.

**Tabela 3.3** Faixas de temperatura para o desenvolvimento ótimo das bactérias.

Tipo de bactéria	Temperatura (°C)	
	Faixa	Ótimo
Psicrofílicas	-10 a 30	12 a 18
Mesofílicas	20 a 50	25 a 40
Termofílicas	35 a 75	55 a 65

(Fonte: METCALF & EDDY, 2003)

De acordo com SEGHEZZO *et al.* (1998), a eficiência do processo anaeróbio é altamente dependente da temperatura do reator. Os valores de temperatura entre 30°C e 40°C conferem a faixa ótima para que ocorra o processo de digestão anaeróbia.

Para temperaturas de digestão abaixo da ótima (30°C), a taxa de digestão anaeróbia segue a equação de Arrhenius e decresce a uma proporção de 11% para cada °C de temperatura diminuída. A taxa relativa de digestão torna-se a expressa na equação 3.4:

$$r_t = r_{30} (1,11)^{(t-30)} \quad (3.4)$$

Em que:

$r_t$  – taxa relativa de digestão a temperatura T (mg.L<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>),

$r_{30}$  – taxa relativa de digestão a 30°C (mg.L<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>),

t – temperatura de digestão (< 30°C).

### 3.3.2.2 pH

As bactérias anaeróbias metanogênicas são sensíveis ao pH, isto é, o crescimento ótimo ocorre em faixa relativamente estreita de pH. Se o pH tiver um valor menor que 6,3 ou superior a 7,8, a taxa de metanogênese diminui rapidamente. As populações para a fermentação ácida são muito menos sensíveis para valores baixos ou altos do pH. Desse

modo, a um pH baixo, a fermentação ácida pode prevalecer sobre a fermentação metanogênica, tendo como resultado a acidificação do reator (CAVALCANTI; 1999).

Conforme CHERNICHARO (2007), as bactérias produtoras de metano têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,6 e 7,4, e as bactérias produtoras de ácido têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 5,0 e 6,0. A Tabela 3.4 apresenta as faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes substratos.

**Tabela 3.4** Faixas ótimas de pH para a degradação de diferentes substratos

<b>Substrato</b>	<b>pH ótimo</b>
Formiato	6,8 – 7,3
Acetato	6,5 – 7,1
Propionato	7,2 – 7,5

(Fonte: CHERNICHARO, 2007).

### 3.3.2.3 Nutrientes

De acordo com trabalho de MALINA (1992), os requerimentos nutricionais para o crescimento da massa microbiana são: energia, carbono, macronutrientes inorgânicos (nitrogênio e fósforo), micronutrientes inorgânicos (os principais são: enxofre, potássio, cálcio, magnésio, ferro, sódio e cloro; e os secundários: zinco, manganês, molibdênio, selênio, cobalto, cobre, níquel, vanádio e tungstênio) e fatores orgânicos de crescimento (vitaminas, aminoácidos, piridiminas e outros).

Segundo CHERNICHARO (2007), os nutrientes de maior importância para o crescimento microbiano são, em ordem decrescente: nitrogênio, enxofre, fósforo, ferro, cobalto, níquel, molibdênio e selênio. Os esgotos domésticos geralmente apresentam nutrientes de todos os tipos em concentrações apropriadas, não criando limitações para o desenvolvimento bacteriano no processo de digestão.

### 3.3.2.4 Materiais tóxicos

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

Os parâmetros operacionais, tempo de detenção hidráulica e idade do lodo, são fundamentais quanto à sensibilidade do processo em assimilar cargas tóxicas. Os compostos que podem exercer influência tóxica nas bactérias produtoras de metano, que são as mais sensíveis, são praticamente inexistentes nos efluentes líquidos de origem doméstica. O sulfeto, que é formado no interior do reator a partir da redução do sulfato ou da mineralização de proteínas, não atinge concentrações significativas para causar problemas de toxicidade (CHERNICHARO (2007)).

O oxigênio dissolvido (OD), presente no efluente doméstico, é normalmente removido por bactérias facultativas. Uma alta concentração de OD no afluente, devido à intensa agitação antes da entrada do reator, pode acarretar problemas em sistemas operando com bactérias anaeróbias. As bactérias metanogênicas são estritamente anaeróbias e a presença de oxigênio molecular não removido pelas bactérias facultativas seria extremamente prejudicial para a etapa final da digestão anaeróbia. (MEYSTRE, 2007).

### **3.4 Tratamento anaeróbio com uso de reator UASB**

Embora com várias denominações no Brasil (RAFA, DAFA, RAFAALL, RALF, etc.), este reator se consagrou no mundo como UASB – *Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors*, nomenclatura original dada em inglês por um de seus pioneiros na Holanda (LETTINGA *et al.*, 1980), que passou a ser adotada também no Brasil.

Segundo CHERNICHARO (2007), no Brasil, o uso de reatores de manta de lodo para o tratamento de esgoto doméstico tem resultado em experiências bem sucedidas, com diversos reatores operando em vários estados, demonstrando que o potencial dos mesmos é muito grande.

O processo anaeróbio através de reatores de manta de lodo apresenta inúmeras vantagens, além das apresentadas na tabela 3.2: Neste processo, as seguintes características são esperadas:

- Sistema compacto, com baixa demanda de área;
- Satisfatória eficiência de remoção de DBO/DQO, da ordem de 65-75%;
- Baixo custo de implantação e operação.

Quanto aos projetos de reatores de manta de lodo, estes são relativamente simples, entretanto, alguns cuidados devem ser tomados quanto à vazão afluente, pois o funcionamento

do reator UASB depende da velocidade do fluxo através do leito de lodo. Velocidades elevadas podem provocar o arraste do lodo com o efluente, enquanto que velocidades baixas prejudicam a atividade biológica e ocasionam o adensamento ou até sedimentação do leito de lodo no fundo do reator, favorecendo obstrução, aparecimento de caminhos preferenciais e zonas mortas.

O reator UASB representa um grande avanço na aplicação da tecnologia anaeróbia para o tratamento direto de águas residuárias, sejam de natureza simples ou complexa, de baixa ou de alta concentração, solúveis ou com material particulado.

Uma das principais características deste sistema é a configuração interna que lhe permite o desenvolvimento de uma grande quantidade de biomassa ativa, de flocos ou de grânulos de alta densidade e resistência mecânica, e sua retenção no reator, o que lhe confere um elevado tempo de retenção celular. Com isso, podem-se acomodar altas cargas orgânicas volumétricas, com tempo de detenção hidráulica curto, da ordem de algumas horas, dependendo das condições operacionais e das características dos esgotos. O outro requisito essencial, além da alta retenção de lodo biológico, é a adequada agitação e mistura hidráulica e conseqüentemente contato biomassa-esgoto, promovido pelo próprio fluxo hidráulico ascendente e gases gerados das reações de processamento da matéria orgânica *CHERNICHARO et al. (1999)*.

No reator UASB, ocorre à sedimentação dos sólidos suspensos do esgoto, que devido a sua densidade e ao fenômeno de decantação flocculenta, ficam retidos no manto de lodo biológico espesso. Para a sedimentação do lodo biológico que ascende em direção à saída, são instalados separadores de fases na parte superior do reator. Deste modo, o reator UASB desempenha o papel de digestão da parte sólida retida e do próprio lodo não totalmente estabilizado, requerendo posteriormente somente o descarte e a secagem do lodo excedente. De maneira sucinta, o UASB é, ao mesmo tempo, um decantador primário, um reator biológico e um digestor de lodo (*CHERNICHARO et al., 1999*).

Além do separador de sólidos, que funciona também como separador de biogás, é essencial que o UASB tenha uma distribuição bem uniforme e adequada do afluente no fundo, para evitar deficiência no contato da biomassa com o esgoto, com surgimento de possíveis zonas mortas. Isso pode ocorrer por que o lodo se mantém no interior, em camadas de espessura e densidade distintas.

### 3.5 Configurações de reatores UASB

Na figura 3.2, é apresentada uma configuração típica deste tipo de reator. Esta configuração apresentada por CHERNICHARO (2007) é composta por três câmaras assim dispostas de baixo para cima:

#### Câmara de digestão:

- Nesta câmara é onde ocorrem reações bioquímicas de degradação da matéria orgânica e produção de biogás.
- Possui alturas entre torno de 2,5 a 3,5 m .
- Estando o sistema em operação, ocorre a estratificação do lodo em camadas, de acordo com sua concentração:
  - ✓ Leito de lodo (lodo mais concentrado: 4-10%),
  - ✓ Manta de lodo (lodo menos concentrado: 1,5-3%).

Com o movimento ascendente das bolhas de gás e do líquido, ocorre o arraste de lodo, sendo necessária a instalação de um separador trifásico (gases, sólidos e líquidos) na parte superior do reator, de forma a permitir a retenção e o retorno do lodo à câmara de digestão. Portanto o separador de fases divide a parte superior do reator em duas outras câmaras, sendo estas:

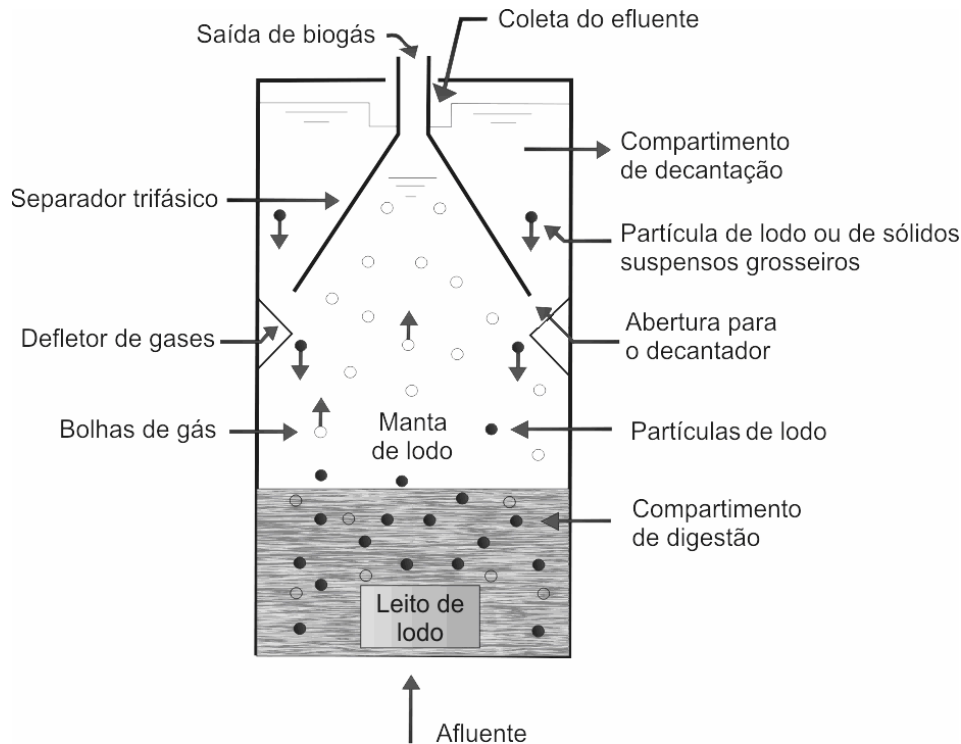
#### Câmara de decantação.

- Esta câmara tem por função a clarificação do efluente final.
- Alturas entre 1,5 a 2,0 m.

#### Câmara de captação de gases.

- Sua função é concentrar o biogás produzido e deste ponto dar o destino final a ele, podendo ser, por exemplo, um queimador de gás.

Assim, esta configuração interna, figura 3.2, garante o retorno do lodo e a elevada capacidade de retenção de grandes quantidades de biomassa, de elevada atividade, sem a necessidade de qualquer tipo de meio suporte.



**Figura 3.2** Esquema de configuração de reator UASB.

(Fonte: CHERNICHARO, 2007)

A princípio, os reatores UASB foram concebidos para o tratamento de efluentes industriais, tendo sua configuração bem simplificada, de tanques retangulares de paredes verticais. Com o avanço de pesquisas e o uso no tratamento de efluentes menos concentrados como esgoto doméstico, este sistema tem sido utilizado com diferentes configurações.

### 3.6 Parâmetros de dimensionamento de reatores UASB

Os principais parâmetros de projeto para reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto de baixa concentração, como esgoto doméstico, são relativos à carga hidráulica e às velocidades do fluxo. A carga orgânica não é importante, para esgoto doméstico, devido às limitações hidráulicas (CHERNICHARO et al., 1999).

A carga hidráulica volumétrica é a vazão de esgoto aplicado diariamente ao reator por unidade de volume:

$$CHV = \frac{Q}{V}, \quad (3.5)$$

onde:

CHV = carga hidráulica volumétrica;

Q = vazão;

V = volume total do reator.

O tempo de detenção hidráulica, TDH, é o inverso da carga hidráulica volumétrica, dado por:

$$TDH = \frac{1}{CHV} \quad (3.6)$$

ou

$$TDH = \frac{V}{Q} \quad (3.7)$$

CHERNICHARO *et al.* (1999) citam que estudos experimentais demonstram que a carga hidráulica volumétrica não deve ultrapassar o valor de 5,0 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>.dia, ou seja, que o tempo de detenção hidráulica mínimo é de 4,8 horas.

Sistemas projetados com valores de cargas hidráulicas volumétricas excessivas podem apresentar problemas nos seguintes aspectos principais:

- Perda excessiva de biomassa do sistema, devido ao arraste do lodo pelo efluente;
- Redução do tempo de residência celular (idade do lodo) e conseqüente diminuição do grau de estabilização dos sólidos;
- Possibilidade de falha do sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa pode ser inferior ao seu tempo de crescimento.

O parâmetro tempo de detenção hidráulica (TDH) é de fundamental importância no dimensionamento de reatores UASB. Para tratamento de esgoto doméstico com temperatura em torno de 20°C tem-se adotado tempo de detenção da ordem de 8 a 10 horas para vazão média. Para vazão máxima não deve ser inferior a 4 horas, sendo que os picos de vazão máxima não deverão se prolongar por mais de 4 a 6 horas (CHERNICHARO *et al.*, 1999).

VAN HAANDEL *et al.* (1993) estudando o reator de Pedregal, Campina Grande, avaliaram a influência do tempo de detenção sobre o comportamento do estado estacionário. Observaram que o aumento do mesmo resultou em um melhoramento na qualidade do efluente em termos de remoção de DBO, DQO e SSV, além de uma redução na produção de lodo. Contudo, aumentos no tempo de detenção acima de 6 ou 8 horas tiveram pouco efeito. A taxa máxima de digestão anaeróbia ocorreu para tempo de detenção de 3 horas, a 25°C, com eficiência de remoção de DQO de 70% (efluente sedimentado). Tempos de detenção mais curtos levaram a sobrecarga no reator, enquanto que para tempos de detenção mais longos



houve um aumento progressivo na qualidade do efluente. Para tempo de detenção de 17 horas foi observada uma eficiência de remoção de DQO e DBO de 85% e 91,5% respectivamente (efluente decantado).

Segundo CHERNICHARO (2007), pode-se avaliar a eficiência na remoção de DQO em função do tempo de detenção hidráulico tendo como referência dados de cinco reatores de escala real, todos operando em temperatura compatíveis à faixa de 25°C. Portanto, na equação 3.8, tem-se a seguinte curva de eficiência:

$$E_{DQO} = 100 (1 - 0,68 TDH^{-0,35}) \quad (3.8)$$

sendo:

- $E_{DQO}$  : eficiência do reator UASB em termos de remoção de DQO(%),  
 TDH : tempo de detenção hidráulica (h),  
 0,68 e 0,35 : constante empírica.

Na tabela 3.5 estão apresentados os valores para o TDH , recomendados para o dimensionamento de UASB, em função da temperatura média do esgoto bruto.

**Tabela 3.5** TDH em UASB para diferentes faixas de temperatura

Temperatura de esgoto (°C)	Tempo de detenção hidráulico (h)	
	Média diária	Mínimo (durante 4 a 6h)
16 – 19	> 10 – 14	> 7 - 9
20 – 26	> 6 – 9	> 4 - 6
> 26	> 6	> 4

(Fonte: CHERNICHARO, 2007).

Admitindo-se um determinado tempo de detenção e conhecendo-se a vazão de esgoto afluente, o volume do reator pode ser calculado pela equação (3.7), rearranjada da seguinte forma:

$$V = Q \cdot TDH \quad (3.9)$$

A carga orgânica volumétrica é a quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente no reator por unidade de volume do mesmo:

$$COV = \frac{Q S_0}{V} \quad (3.10)$$

onde:

COV = carga orgânica volumétrica (kgDBOL<sup>-3</sup>T<sup>-1</sup>);

Q = vazão (L<sup>3</sup>T<sup>-1</sup>);

V = volume total do reator (L<sup>3</sup>);

S<sub>0</sub> = concentração do substrato afluente (kgDBOL<sup>-3</sup>).

Conhecendo-se a vazão e a concentração do esgoto afluente e admitindo-se uma determinada carga orgânica volumétrica (COV) de projeto, o volume do reator é dado pela equação (3.10) rearranjada da seguinte forma:

$$V = \frac{Q S_0}{COV} \quad (3.11)$$

Conforme citado anteriormente, para esgoto doméstico o dimensionamento deverá ser feito considerando-se a carga hidráulica volumétrica.

A velocidade ascendente do fluxo, *v*, é calculada a partir da relação entre a vazão afluente e a seção transversal do reator, (equação 3.12).

$$v = \frac{Q}{A} \quad (3.12)$$

onde:

*v* = velocidade ascensional do fluxo, ou velocidade ascensional (LT<sup>-1</sup>),

Q = vazão (L<sup>3</sup>T<sup>-1</sup>),

A = área da seção transversal do reator (L<sup>2</sup>).

$$v = \frac{Q H}{V} = \frac{H}{TDH} \quad (3.13)$$

onde:

H = altura do reator (L).

O correto funcionamento do reator UASB depende da vazão do afluente, pois as velocidades de fluxo através do leito de lodo são responsáveis pela sua flutuação. As altas

velocidades podem provocar a lavagem deste lodo, que seria carregado para fora do reator, dificultando o crescimento celular e a sedimentação. Em velocidades muito baixas haverá um grande adensamento do leito de lodo no fundo do reator, provocando barreiras e caminhos preferenciais no leito de lodo (ANDRADE NETO, 1997).

Para Chernicharo (2007), a velocidade ascendente máxima no reator depende das características do lodo presente e das cargas aplicadas. Reatores operando com lodo floculento e carga orgânica de até 5,0 a 6,0 kgDBO/m<sup>3</sup>.d, devem ter velocidades ascensionais na ordem de 0,5 a 0,7 m/h, sendo tolerados picos temporários, durante 2 a 4 horas, de até 1,5 a 2,0 m/h.

Para reatores operando com lodo tipo granular, as velocidades podem ser maiores, podendo alcançar até 10 m/h. Para reatores tratando esgoto doméstico, são recomendadas as velocidades ascendentes de fluxo, mostrado na Tabela 3.6.

**Tabela 3.6** Velocidades ascensionais para UASB tratando esgoto doméstico

Vazão afluyente	Velocidade ascendente	Velocidade ascendente
	no reator (m/h)	no decantador (m/h)
Vazão média	0,5 – 0,7	0,6 – 0,8
Vazão máxima	0,9 – 1,1	< 1,2
Vazão de pico*	< 1,5	< 1,6

(Fonte: Adaptado de Lettinga e Hulshoff Pol, 1995)

\* Picos com duração máxima entre 2 a 4 horas.

Segundo CHERNICHARO (2007), para garantir o bom funcionamento do decantador, é necessário seguir algumas diretrizes básicas:

- As paredes do separador de fases devem apresentar uma inclinação igual ou superior a 45<sup>o</sup>.
- A profundidade da câmara de decantação deve estar na faixa de 1,5 a 2,0 m.

Tem-se que garantir também uma boa separação do biogás do líquido, antes de atingir o decantador, e a velocidade na passagem, garantindo o retorno do lodo à camara de decantação.

A Tabela 3.7 apresenta um resumo dos principais critérios e parâmetros de projeto de reatores UASB para o tratamento de esgotos domésticos.

**Tabela 3.7** Resumo dos critérios e parâmetros hidráulicos para UASB

Critério/Parâmetro	Faixa de valores, em função da vazão.		
	Qmed	Qmáx	Qpico <sup>*</sup>
Carga hidráulica volumétrica ( $m^3/m^3 \times dia$ )	< 4	< 6	< 7
Tempo de detenção hidráulica (h)	6 – 9	4 - 6	3,5 - 4
Velocidade ascensional do fluxo (m/h)	0,5 – 0,7	0,9 – 1,1	< 1,5
Velocidades nas aberturas do decantador (m/h)	< 2 – 2,3	< 4 – 4,2	< 5,5 - 6
Taxas de aplicação superficial no decantador (m/h)	0,6 – 0,8	< 1,2	< 1,6
Tempo de detenção hidráulica no decantador (h)	1,5 – 2	> 1	> 0,6

(\*) picos de vazão com duração entre 2 e 4 horas;

(Fonte: Adaptado de CHERNICHARO, 2007)

### 3.7 Operação e monitoramento de reator UASB.

Para CAMPOS (1999), o monitoramento de reatores UASB é distinguido em três tipos: i) monitoramento de eficiência; ii) monitoramento de estabilidade; e iii) monitoramento da quantidade e qualidade do lodo. Na grande maioria dos trabalhos de pesquisa, o foco no monitoramento é em relação à eficiência, que se caracteriza por estabelecer o comportamento histórico e o desempenho em relação às estimativas de projeto. Assim, procura-se estabelecer o andamento do processo biológico em termos de eficiência de remoção dos parâmetros, sendo apresentados a seguir, os principais:

- *Sólidos em suspensão*: a concentração dos sólidos em suspensão é determinada através de testes gravimétricos dos sólidos em suspensão totais (SST) e dos sólidos em suspensão voláteis (orgânicos) (SSV).
- *Material orgânico*: a eficiência na remoção deste parâmetro é avaliada através do teste de DQO e, eventualmente, DBO
- *Organismos Patogênicos*: quanto à qualidade higiênica em relação à concentração de coliformes termotolerantes e ovos de helmintos.

Apresenta-se a seguir na tabela 3.8, um resumo dos principais resultados obtidos com a pesquisa de reatores UASB para o tratamento de esgoto doméstico em temperaturas maiores que 20°C.

**Tabela 3.8** Referências de monitoramento para UASB.

SST	Remoção(%)		TDH (h)	Referência
	DQO	DBO		
	87		1,5 – 1,2	CAVALCANTI,2003
61	65	72	4	VIEIRA,1984
85-88	61-81	74-82	6 - 24	CASSEB,1996
66		68	9,22	NEDER et al, 1999
73-78	68-76	76-83	4 - 16	GONÇALVES et al, 1997

(Fonte: Adaptado de MEYSTRE, 2007)

### 3.8 Estudo hidrodinâmico de reatores UASB

O estudo hidrodinâmico das unidades de tratamento permite verificar a existência e quantificar os volumes de zonas mortas e curto-circuitos. É possível, também, obter curvas de distribuição dos TDH na unidade, isto é, conhecer a fração do líquido efluente que permanece na unidade, para cada tempo de detenção.

A aplicação mais importante, no entanto, refere-se ao uso das curvas de distribuição do tempo de retenção (DTR), no aperfeiçoamento do projeto de unidades de tratamento, de maneira a diminuir o volume de zonas mortas, curtos circuitos e correntes preferenciais, proporcionando um aproveitamento melhor do volume útil dessas unidades.

Com o uso crescente de reatores UASB, tornou-se necessário também um melhor entendimento dos aspectos hidrodinâmicos dos reatores utilizados, na medida em que a maioria dos trabalhos realizados aborda o problema sob o ponto de vista da eficiência de remoção de matéria orgânica, sólidos e outros parâmetros. Porém, pouco se conhece sobre as características hidrodinâmicas do sistema (PIRES e RIBEIRO, 1992).

O estudo hidrodinâmico tem fundamental importância na avaliação do desempenho dos reatores biológicos, principalmente para a otimização de sua geometria. Este estudo permite um maior conhecimento dos mecanismos hidráulicos e pode detectar problemas associados às falhas operacionais e de projeto, podendo causar deficiências como caminhos preferenciais, regiões de volume morto e curto-circuitos que prejudicam a eficiência no

tratamento, uma vez que causa diminuição do volume útil e do tempo de detenção hidráulica. (CARVALHO *et al.*, 2008).

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. Esta informação pode ser determinada facilmente por um método de investigação amplamente usado: o teste de estímulo e resposta (BOLLE *et al.*, 1986; LEVENSPIEL, 1999).

Andrade e Pires (1995) e Matsumoto (1994) desenvolveram uma metodologia para viabilizar estudos hidrodinâmicos em reatores UASB, através de simulações físicas, que facilitavam a visualização e diminuíram o tempo necessário para a realização dos ensaios. Os autores utilizaram um gel acrílico para simular o comportamento da fase sólida, e soluções de bicarbonato de sódio e ácido nítrico para simular a produção de gás pelos microrganismos anaeróbios.

Brito e Melo (1997), apud Carvalho *et al.* (2008) avaliaram o comportamento hidrodinâmico de um reator UASB em escala de laboratório, com volume de aproximadamente 480 mL e mantido à temperatura de 30°C. O substrato estava composto por mistura de ácidos acético e propiônico, na proporção de 4,5:1,0. O reator foi operado com um tempo de detenção hidráulica (TDH) de 1,7 h e velocidade ascensional de 0,22 m/h. A imobilização do reator com 21 kg/m<sup>3</sup> de sólidos voláteis foi feita com biomassa anaeróbia granular, proveniente de reator UASB em escala real tratando água residuária de indústria de farinha de trigo. Os ensaios de estímulo-resposta tipo pulso foram realizados com injeção de 2 mL de cloreto de lítio e concentração de 5 g/L na linha de alimentação do reator UASB.

Os autores verificaram a presença de um gradiente da concentração do substrato ao longo da altura do reator, o que pode indicar comportamento hidrodinâmico semelhante ao reator tipo tubular ideal, denominado fluxo pistão. Isso ocorreu devido à baixa velocidade ascensional de operação aplicada ao reator e à insuficiente produção gasosa obtida para promover a turbulência necessária à mistura do fluido interno. Os autores destacaram surgimento de efeito de cauda nas amostras do efluente do reator contendo cloreto de lítio, o que poderia indicar a presença de zonas estagnadas no reator. O efeito de cauda corresponde em um atraso na saída de parte do traçador aplicado no sistema em estudo. Este fenômeno ocorre porque o traçador fica retido em zonas mortas ou possíveis recirculações internas.

MORGAN-SAGASTUME *et al.* (1997, apud CARVALHO *et al.*, 2008) realizaram estudos com traçadores em um reator UASB em escala piloto, utilizando o bromocresol verde – devido ao fato de não absorver/adsorver na biomassa e não afetar os parâmetros pH e

potencial redox do meio líquido. Concluiu-se que a posição do coletor de gás tem importante influência sobre o comportamento hidráulico: quando esta barreira física está localizada mais próxima ao manto de lodo, diminuía a fração de zonas mortas, já que era introduzida uma “zona de equalização de fluxo de vazão”. Além disso, aumentou a eficiência do decantador. Assim, com essa aproximação do coletor de gás ao manto, foi obtido um comportamento hidráulico tendendo a fluxo pistão.

### **3.9 Uso de traçadores em estudos hidrodinâmicos**

Traçadores são substâncias, cuja presença no líquido pode ser detectada com precisão e cujas características permanecem inalteradas na unidade de tratamento. Os fenômenos de adsorção e reações químicas envolvendo o traçador, não podem ocorrer durante o ensaio.

Em geral, o traçador ideal possui as seguintes propriedades:

- É facilmente miscível no líquido e não altera significativamente as características do escoamento do fluido na unidade, nem suas propriedades, tais como, densidade, viscosidade e temperatura.
- Não afeta a velocidade das reações químicas que ocorrem na unidade, nem provoca inibição ou toxicidade na biomassa presente em unidades de tratamento biológico, não alterando a velocidade ou as taxas das reações bioquímicas.
- Em reatores heterogêneos e multifásicos, como é a maioria dos reatores biológicos, o traçador não se transfere de uma fase para outra durante o ensaio.

A escolha do traçador apropriado não é tarefa fácil, principalmente para uma unidade de tratamento biológico, sendo, a adsorção pela biomassa, um dos problemas sérios a ser enfrentado durante os ensaios. Em reatores UASB, a difusão do traçador no lodo poderá alterar as respostas do reator, modificando as curvas de Distribuição do Tempo de Retenção (DTR).

Segundo Dantas et al. (2008), experimentos de laboratório demonstram que problemas com a DTR surgem dependendo do traçador utilizado. Face a isto, os traçadores adaptados aos reatores biológicos devem ser estudados e, de acordo com suas condições operacionais, estes devem obedecer aos seguintes critérios:

- Evitar ou minimizar o fenômeno da cauda na curva DTR;
- Não ser adsorvido em biomassa ou nenhuma biodegradabilidade a curto prazo;
- Não ser adsorvido em bolhas de gás, tais como: CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> ou N<sub>2</sub>;

- Apresentar estabilidade sob condições de processo (pH e redox);
- Apresentar estabilidade com o tempo;
- Apresentar alta solubilidade em água/água residuária;
- Apresentar faixa de concentração com uma resposta linear e boa sensibilidade.

### ***3.9.1 Método estímulo-resposta***

Os ensaios com traçadores são do tipo estímulo-resposta, isto é, adiciona-se uma quantidade conhecida de traçador no líquido afluente, no início do ensaio, e mede-se continuamente, ou em intervalos de tempo regular, a concentração do traçador no efluente. Conhece-se, portanto, a massa total de traçador adicionada e sua concentração inicial. Obtém-se como resposta, a concentração do traçador no efluente, em função do tempo transcorrido desde o início do ensaio. Obtidas as condições de escoamento permanente, o traçador pode ser injetado de duas maneiras:

- Aplicação instantânea (pulso), que consiste em adicionar-se um pequeno volume da solução de traçador, em intervalo de tempo muito curto, na entrada da unidade, passando-se a medir sua concentração na saída;
- Aplicação contínua, que consiste em alimentar a unidade durante período de tempo pelo menos três vezes maior que o tempo de detenção hidráulico (TDH), com o afluente contendo concentração conhecida do traçador, medindo-se sua concentração na saída a partir do início do teste.

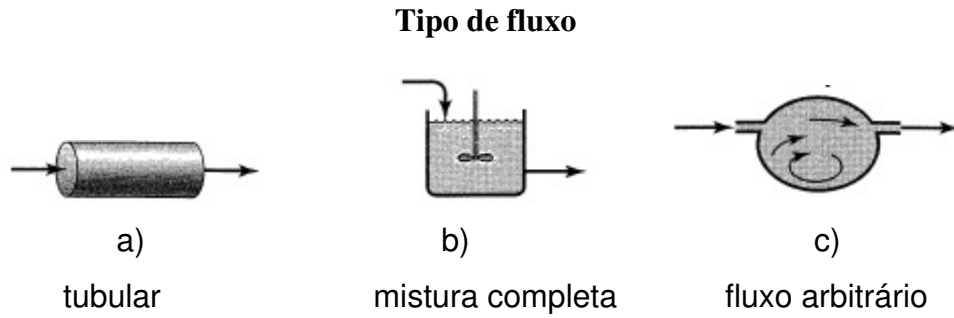
Na figura 3.3 estão representados os diferentes regimes hidráulicos e suas respectivas respostas à aplicação de traçador. O escoamento de mistura completa caracteriza-se por apresentar uma mistura perfeita, proporcionada pela agitação dos flúidos, tendo-se a concentração na saída do reator igualada à concentração do interior do tanque.

Nos escoamentos não ideais, podem surgir desvios em relação à idealidade, de forma mais ou menos acentuada. As possíveis causas desses desvios estão relacionadas com a existência de espaços mortos no interior dos reatores, à recirculação interna, a caminhos preferenciais, a agitações mal feitas (no caso de reatores de mistura), à má colocação de partículas sólidas (no caso de reações e equipamentos com leito fixo) e ao efeito da parede dos reatores sobre o fluxo.

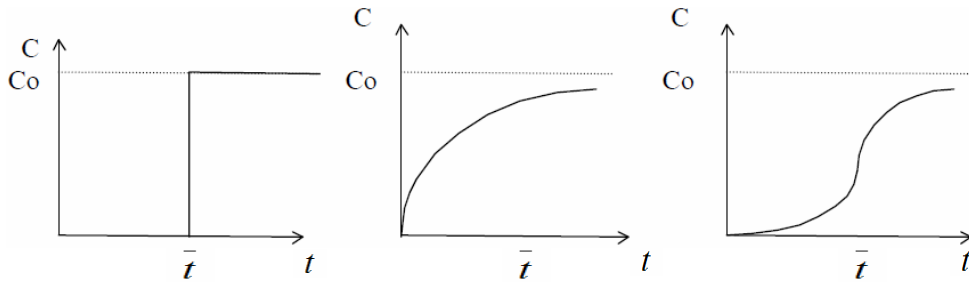
A informação do traçador é usada diretamente ou em conjunto com modelos de escoamento para prever o desempenho de reatores. O mapeamento total da distribuição de



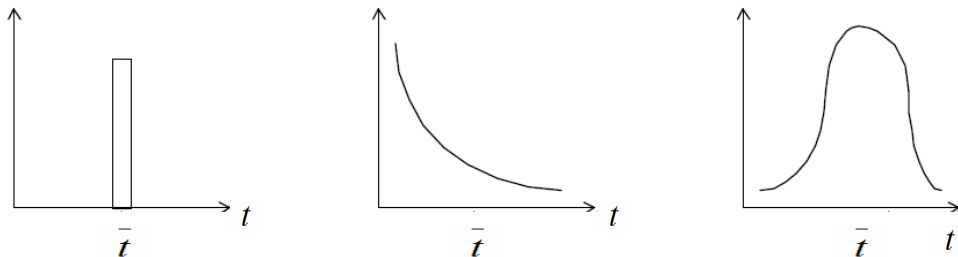
velocidades do fluido é feito através da distribuição do tempo de residência (DTR) ou curva C (curva de distribuição de idade de saída), sendo necessário para o completo entendimento do comportamento hidráulico do reator (LEVENSPIEL, 1999).



**Resposta do traçador: aplicação contínua**



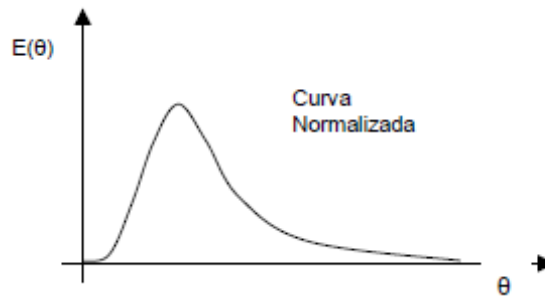
**Resposta do traçador: aplicação instantânea**



**Figura 3.3** Tipo de fluxo para aplicação do traçador. Fonte: Adaptado LEVENSPIEL (1999).

### 3.9.2 Curva C – Resposta à injeção tipo pulso

Se à entrada de um equipamento for aplicada uma injeção tipo pulso, como ilustrado na Figura 3.4, a resposta do sistema a este sinal é denominada curva C. A curva C(t), normalizada em relação às variáveis concentração e tempo, resulta na curva E(θ).



**Figura 3.4** Representação da curva C. Fonte: Sasaki, (2005)

E(t) é a função que representa a distribuição de idades do fluido à saída do equipamento. A função E(t) é dada por:

$$E(t) = \frac{C(t)}{A(t)} \quad (3.14)$$

onde C(t) corresponde à concentração no instante t e A(t) corresponde à integral de área sob a curva, da pela equação:

$$A(t) = \int C(t) \cdot dt \quad (3.15)$$

Temos então que:

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int C(t) \cdot dt} \quad (3.16)$$

Porém, quando se dispõem de poucos pontos, o cálculo da equação 3.15 pode ser simplificado pela equação 3.17.

$$A(t) = \sum_{i=1}^n C_i(t) \cdot \Delta t_i \quad (3.17)$$

Conforme apresentado acima, para de determinar a DTR em um experimento, pode-se realizar testes hidrodinâmicos através da injeção tipo pulso de um traçador, cuja massa é conhecida, à entrada do sistema. A curva  $C(t)$  é determinada através da análise das amostras coletadas na saída do sistema em intervalos de tempo que são registrados.

A média da distribuição de tempos de residência constitui parâmetro associado à DTR, conforme definido pela equação abaixo.

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} t \cdot C(t) \cdot dt}{\int_0^{\infty} C(t) \cdot dt} \quad (3.18)$$

Porém, caso se disponha de poucos pontos, pode-se empregar a simplificação apresentada pela equação abaixo, para determinação do tempo médio de residência do fluido sendo:

$$\bar{t} = \frac{\sum_{i=1}^n t_i \cdot C_i(t) \cdot \Delta t_i}{\sum_{i=1}^n C_i(t) \cdot \Delta t_i} \quad (3.19)$$

Outro conceito importante, a variância ( $\sigma^2$ ), representa o efeito da dispersão na distribuição. Este parâmetro é estatístico e pode ser calculado pela equação 3.20:

$$\sigma^2 = \frac{\sum_{i=1}^n t_i^2 \cdot C_i(t) \cdot \Delta t_i}{\sum_{i=1}^n C_i(t) \cdot \Delta t_i} - (\bar{t})^2 \quad (3.20)$$

O fenômeno de dispersão é descrito matematicamente pela equação diferencial:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} ; \quad (3.21)$$

onde  $D$  é o coeficiente de dispersão, que caracteriza o grau de mistura durante o escoamento. Na forma adimensional, pode-se ter:

$$\theta = \frac{t}{\bar{t}} = \frac{u}{L} \quad (3.22)$$

e,

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \left( \frac{D}{uL} \right) \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.22)$$

onde D é o coeficiente longitudinal ou axial de dispersão, que caracteriza o grau de mistura durante o escoamento, u é a velocidade específica do escoamento e L é o comprimento do reator. O parâmetro (D/uL) corresponde ao número de dispersão representado também por d. Este parâmetro se comporta com a variância, sendo que, se o valor de d for próximo a zero, a dispersão é desprezível tendendo a regime de fluxo pistão. Já se o valor de d tender a valores muito grandes, a dispersão é grande o que caracteriza regime de mistura completa.

Se um impulso ideal for aplicado a um fluido em movimento, observa-se uma alteração neste impulso devido à dispersão. Para sistemas com pequena dispersão, a curva C obtida é razoavelmente simétrica e o número de dispersão axial pode ser estimado pela equação 3.23.

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2 \left( \frac{D}{uL} \right) \quad (3.23)$$

Porém, segundo LEVESNPIEL(1987) se a dispersão for de grande intensidade, ocorrendo em sistemas abertos, o número de dispersão axial pode ser estimado pela equação 3.24.

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2d + 8d^2 \quad (3.24)$$

onde  $\bar{t}$  é o tempo correspondente à centróide da curva de passagem, descrito na equação (3.18),  $\sigma^2$  é a variância dimensional da curva de passagem, que é um parâmetro estatístico, dada pela equação (3.20) e d é o número de dispersão que corresponde ao parâmetro (D/uL).

### 3.10 Estimativa das concentrações efluentes em função do regime hidráulico

Para determinação da eficiência de remoção de substâncias em reatores, temos que considerar o tipo de escoamento presente. Assim, pode-se utilizar as seguintes equações para os diferentes tipos de regime de escoamento:

- Escoamento tipo Mistura Completa

Em condições estacionárias, para o escoamento em regime de mistura completa, têm-se as seguintes equações:

- reação de ordem zero:

$$S_e = S_0 - k \cdot TDH \quad (3.25)$$

onde;

$S_e$  = concentração do substrato efluente ( $M.L^{-3}$ );

$S_0$  = concentração do substrato afluyente ( $M.L^{-3}$ );

$k$  = taxa de remoção de substrato ( $T^{-1}$ );

$TDH$  = tempo de detensão hidráulicos (T).

- reação de primeira ordem:

$$S_e = \frac{S_0}{(1 + k \cdot t_h)} \quad (3.26)$$

- Escoamento tipo Fluxo Pistão

Para fluxo pistão em condições estacionárias, têm-se as seguintes equações:

- reação de ordem zero:

$$S_e = S_0 - k \cdot t_h \quad (3.27)$$

- reação de primeira ordem:

$$S_e = S_0 \cdot e^{-k \cdot t_h} \quad (3.28)$$

- Escoamento tipo Fluxo Disperso

Para determinação da eficiência de remoção de substâncias em reatores com escoamento parcialmente disperso, com cinética reacional de primeira ordem, poderia ser utilizada a equação da dispersão deduzida por Wehner e Wilhem (1956), a qual tem como um dos parâmetros de entrada o coeficiente de dispersão  $d$ , um parâmetro hidrodinâmico.

$$S_e = S_0 \frac{4 \cdot a \cdot e^{\frac{1}{2d}}}{\left( (1+a)^2 \cdot e^{\frac{a}{2d}} \right) - \left( (1-a)^2 \cdot e^{\frac{-a}{2d}} \right)} \quad (3.29)$$

$$a = \sqrt{1 + 4 \cdot k \cdot \bar{t} \cdot d} \quad (3.30)$$

onde :

$S_e$  = concentração do substrato efluente (M.L<sup>-3</sup>);

$S_0$  = concentração do substrato afluente (M.L<sup>-3</sup>);

$a = (1 + 4k \bar{t} d)^{\frac{1}{2}}$  (adimensional);

$d$  = coeficiente de mistura do reator (adimensional):  $d = \frac{D}{H \cdot v_{av}}$

$D$  = coeficiente de dispersão;

$k$  = constante de remoção de substrato;

$H$  = comprimento do caminho percorrido por uma partícula típica no reator;

$v_{av}$  = velocidade média de deslocamento dessa partícula típica, ao longo do reator;

$\bar{t}$  = o tempo médio de residência,

Dentre os métodos disponíveis na literatura para a obtenção de  $d$  pelo uso da técnica de traçagem, tem-se o ajuste de modelos analíticos às curvas de passagem (ou seja, a função distribuição de tempo de residência do traçador no interior do reator). No entanto, a quantidade de estudos aplicando esses tipos de modelos para reatores UASB é pequena.

### 3.10.1 Parâmetros hidrodinâmicos para fluxo disperso

O fluxo disperso geralmente é o que mais se aproxima para descrever a maioria dos regimes hidráulicos em reatores. Na prática, os regimes de fluxo pistão e mistura completa

dificilmente ocorrem, visto que são idealizações perfeitas de comportamento cinético e hidráulico. Em varias situações descritas na bibliografia, os regimes de fluxo em pistão e misturas completas não foram suficientemente capazes de fazer um boa simulação dos comportamentos hidráulicos. Nestes casos utiliza-se o fluxo disperso que proporciona um melhor ajuste com a realidade hidrodinâmica de reatores.

Como apresentado anteriormente, a caracterização dos regimes em fluxo disperso se dá através de um número de dispersão “d”. Os regimes hidráulicos anteriormente descritos são as situações limites do comportamento do fluxo disperso. Para regime fluxo em pistão  $d=0$  ( $D=0$ ) e para mistura completa  $d=\infty$  ( $D=\infty$ ).

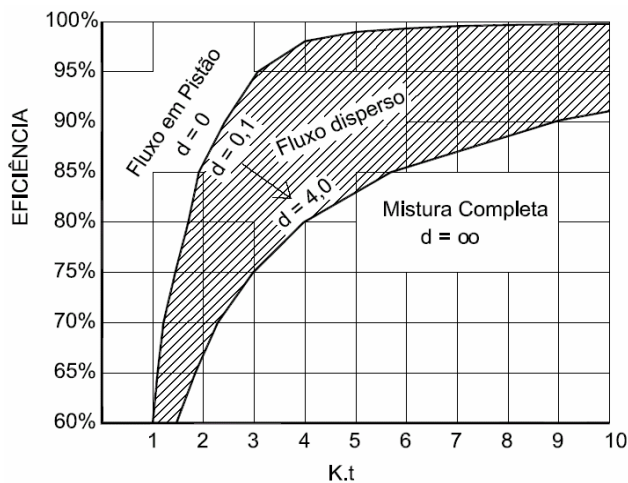
VON SPERLING (1996), apresentou valores típicos para o número de dispersão para diferentes tipos de unidades de tratamento, conforme tabela 3.9.

**Tabela 3.9** Valores típicos de “d” para fluxo disperso

<b>Unidades de tratamento</b>	<b>Valores de d (D/uL)</b>
Tanque de sedimentação	0,2 – 2,0
Tanques de aeração – lodos ativados	
- fluxo pistão	0,1 – 1,0
- mistura completa	3,0 – 4,0 ou mais
- valos de oxidação	3,0 – 4,0 ou mais
Lagoas aeradas	
- longas, retangulares	0,2 – 1,0
- formato quadrado	3,0 – 4,0 ou mais
Lagoas de estabilização	
- longas, retangulares	0,1 – 0,5
- formato quadrado	1,0 – 1,5

(Fonte: Adaptado de VON SPERLING (1996).)

A figura 3.5, apresenta a variação da eficiência de remoção do substrato nos diferentes regimes hidráulicos, considerados sob o aspecto da variação da constante de remoção de substrato (K) e do tempo de detenção hidráulico.



**Figura 3.5** Estimativa de Eficiência versus  $K.t$ , para os diferentes regimes hidráulicos.

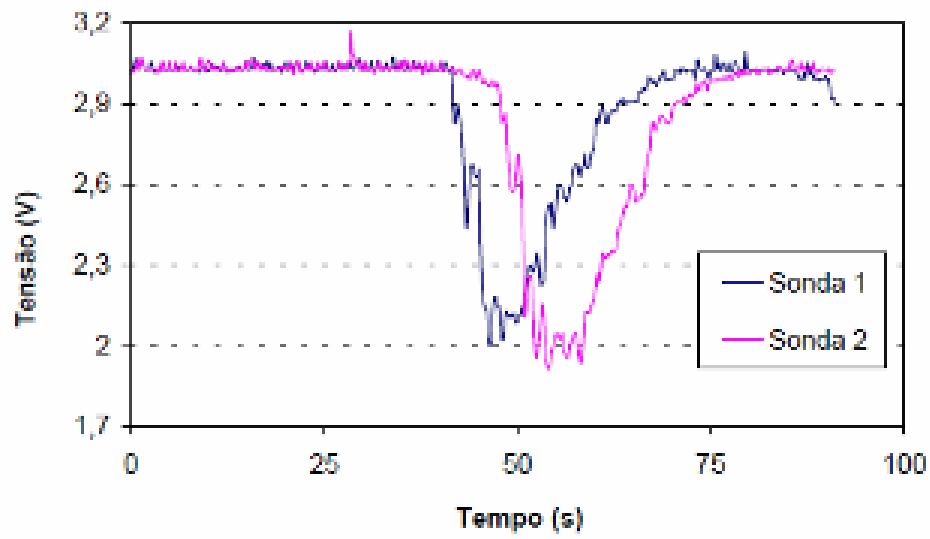
(Fonte: adaptado de Von Sperling, 1996.)

### 3.11 Medição de velocidade com uso de traçador

A correlação de dois sinais defasados no tempo é bastante utilizada para determinação de velocidades em escoamentos, valendo-se de diversos princípios para gerar a perturbação do sinal que é transportado, envolvendo como traçadores tanto substâncias inseridas no escoamento quanto variações de temperatura induzidas por fontes de calor, variações de pressão provocadas por vórtices, variações de capacitância, entre outras, numa série de realizações industriais. (MARTINS JR. et al., 2004).

Martins Jr. *et al.* (2004) descreve, um estudo hidrodinâmico de reator de leito fluidizado, para determinação de velocidades de fluxo utilizando sondas de condutividade elétrica, separadas por uma distância pré-determinada. O método baseia-se no tempo de translação da nuvem de traçador provocada pelo lançamento instantâneo de certa quantidade de solução concentrada de NaCl. Conhecendo-se a distância entre as duas sondas e o tempo que a nuvem de traçador demora em percorrer esta distância, a velocidade de passagem pode ser determinada. Portanto, este estudo obteve sucesso com o uso desta técnica de determinação de velocidades, mesmo se tratando de uma tarefa difícil devido às condições do meio trifásico, com a presença de bolhas de ar e partículas de areia. A figura 3.6 ilustra um exemplo do sinal obtido com ensaio utilizando o traçador salino.





**Figura 3.6** Ensaio com uso de traçador salino.

(Fonte: MARTINS JR. et al., 2004)

## 4 METODOLOGIA

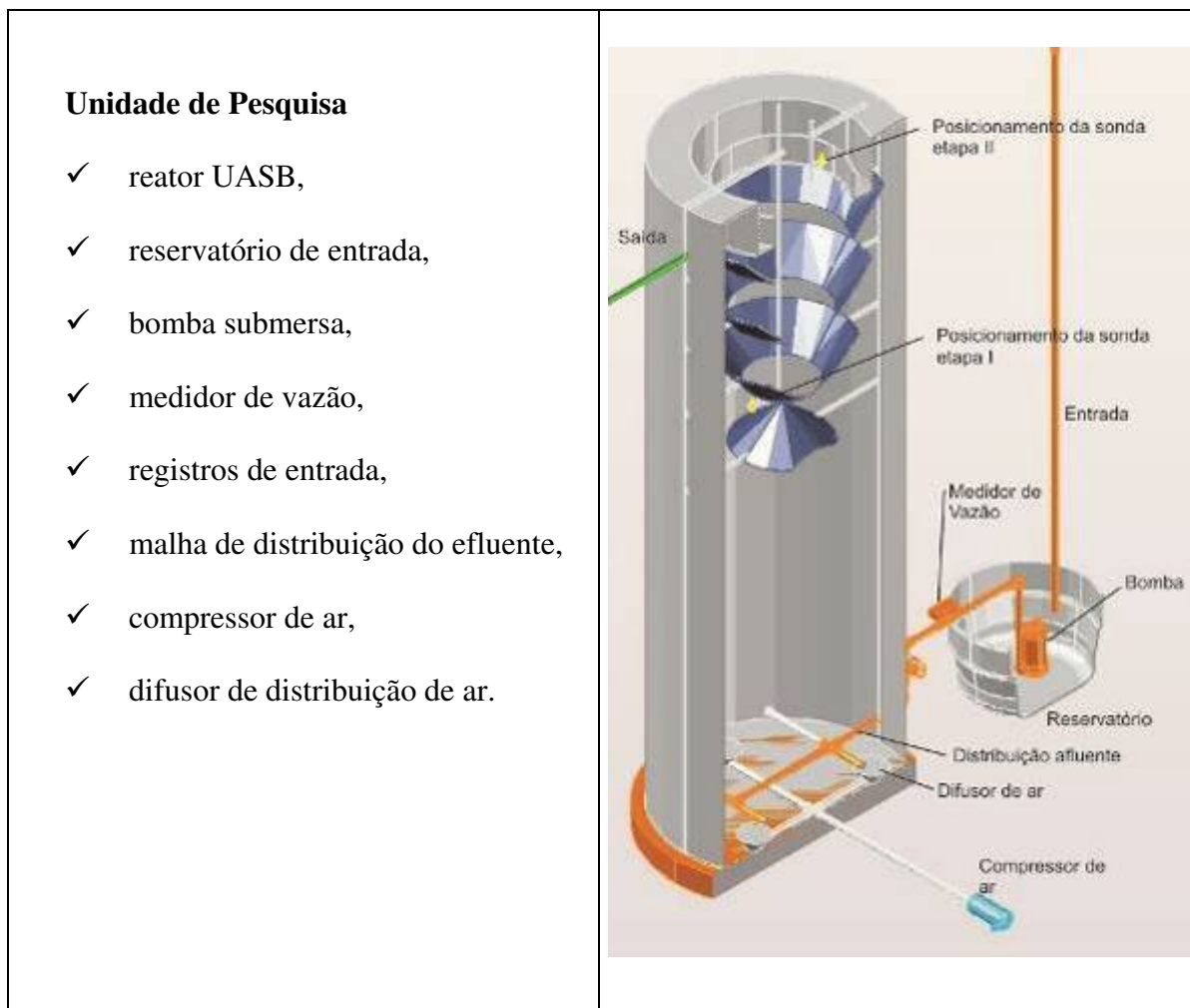
### 4.1 Protótipo do reator UASB

Para avaliar a proposta de configuração do separador trifásico, foi projetado e construído um protótipo de 5,5 m de altura e 1,9 m de diâmetro. Este protótipo foi executado em chapa metálica e internamente recebeu tratamento com pintura anti-corrosiva. A entrada de afluente era feita pela base através de uma malha de tubulação DN 60 mm, perfurada. A saída do reator se dava através de uma calha coletora no centro do reator, dentro da câmara de decantação.

Quanto à característica interna, tem-se o primeiro separador em forma de cone com saída do biogás através de tubulação direcionando para a câmara de captação na lateral. Já os outros separadores, em um total de três, são em forma de tronco de cone invertidos que defletem os gases para a lateral do reator (ver Figura 1.2 da Introdução). Em resumo tem-se:

- Câmara de digestão: altura de 3,0 m
- Câmara de decantação: altura de 2,2 m
- Borda livre superior: altura de 0,30 m
- Separadores trifásicos: 4 unidades, sendo um na forma de cone e três em forma de tronco de cone invertido
- Volume do Reator : (aprox.) 15.000 L
- Abertura para a decantação: 4 unidades.

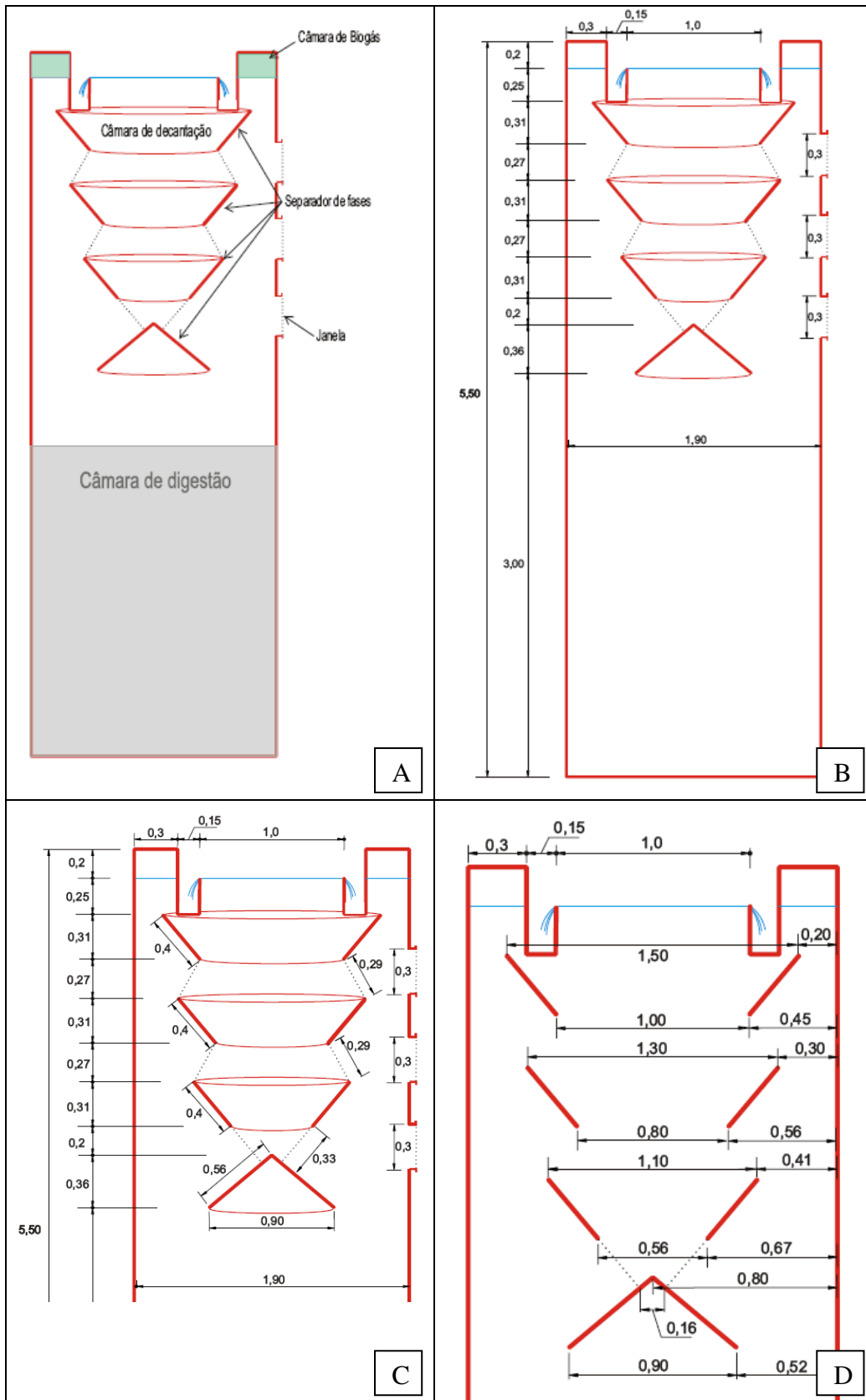
A Tabela 4.1 apresenta um resumo dos parâmetros principais utilizados no dimensionamento do protótipo de reator UASB. Está apresentado na Figura 4.1, a unidade de pesquisa que foi utilizada para realização dos ensaios. Já na Figura 4.2 são apresentados desenhos com os dimensionais do reator.



**Figura 4.1** Esquema da unidade de pesquisa.

**Tabela 4.1** Resumo dos parâmetros hidráulicos do protótipo

<b>Critério/Parâmetro</b>	<b>Q<sub>méd</sub></b>	<b>Q<sub>máx</sub></b>	<b>Q<sub>pico</sub></b>
Vazões de projeto (L/s)	0,50	0,75	0,90
Carga hidráulica volumétrica (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> x d)	2,8	4,3	5,1
Tempo de detenção hidráulica (h)	8,4	5,6	4,7
Velocidade superficial do fluxo (m/h)	0,63	0,95	1,14
Tempo de detenção hidráulica no decantador (h)	1,42	0,94	0,79



**Figura 4.2** Cortes com dimensões do reator UASB estudado.

O protótipo de UASB foi instalado na estação de tratamento de efluentes da Saneatins – ETE Vila União, em Palmas/TO. Para observação e operação deste reator foi executada uma estrutura em madeira com um patamar de acesso às janelas laterais, conforme ilustrado na Figura 4.3.



**Figura 4.3** Fotos do protótipo de reator UASB instalado na ETE Vila União, Palmas, TO. A: área experimental; B: vista frontal; C: vista lateral; D: vista superior.

## **4.2 Etapas de estudo**

A pesquisa visou investigar principalmente o comportamento hidrodinâmico da sugerida concepção de reator UASB e, paralelamente, fazer o acompanhamento com a eficiência de remoção de matéria orgânica e sólidos.

O trabalho de pesquisa foi dividido em duas etapas de estudo, detalhados a seguir.

### Etapa - I

Na primeira etapa foram realizados testes hidrodinâmicos para determinação das velocidades internas da câmara de decantação, através do uso de traçador salino e sondas de condutividade. Os testes foram realizados com água limpa, havendo ajuste periódico da vazão em 0,5 l/s e TDH de 8,3 h. A entrada de biogás foi simulada através da introdução de ar por difusor localizado na base do reator.

### Etapa - II

Nesta segunda etapa do trabalho, para acelerar a partida do sistema, o reator foi inoculado com aproximadamente 50 % de seu volume com lodo anaeróbio granular proveniente do reator UASB da ETE Vila União. O protótipo passou a receber esgoto doméstico efluente do tratamento preliminar, mantendo-se a vazão o mais próximo possível de 0,5 L/s. Nesta fase foi realizado o monitoramento com análises dos parâmetros DQO e sólidos suspensos totais. Em paralelo, foram realizados ensaios hidrodinâmicos de estímulo-resposta com traçador salino.

### **4.2.1 Etapa I**

Na etapa inicial foi realizado estudo hidrodinâmico com coleta de dados de velocidades nas aberturas da câmara de decantação. Para isto, foram utilizadas sondas de condutividade para a medição da velocidade a partir do uso de traçador. Nestes ensaios utilizou-se uma solução salina (300 g/L NaCl) aplicada ao reator UASB em carga, com água limpa. As sondas de condutividade foram instaladas a uma distância definida (20 cm). Assim, foi possível cronometrar a alteração do primeiro medidor (montante), e posteriormente no segundo (jusante), à medida que a mancha de dispersão percorria a abertura. O

condutivímetro (modelo WDT 400, fabricante WALCHEM) utilizado permitiu que os dados fossem armazenados e posteriormente descarregados para planilha eletrônica.

Para se obter dados hidrodinâmicos mais coerentes com a situação de um reator UASB em operação, foi instalado um sistema de aeração composto por um compressor de ar, um medidor de vazão de ar, com distribuição por difusores de bolhas finas. Este sistema foi instalado para simular a produção de biogás e, conseqüentemente, sua influência no fluxo hidrodinâmico do processo. A vazão de ar aplicada foi definida através de cálculos teóricos, considerando a vazão aplicada e a eficiência esperada, conforme demonstrado no item 4.2.1.2.

Os ensaios nesta etapa, como relatado anteriormente, foram realizados aplicando-se água limpa ao invés de esgoto, para uma melhor visualização interna e assim um melhor posicionamento das sondas, na câmara de decantação.

Para garantir vazão constante de entrada (0,5 L/s) e possibilitar maior controle na operação dos ensaios, foi instalado um tanque com sistema de bombeamento através de uma bomba submersa, sendo a vazão de entrada controlada através de um medidor tipo turbina e registro de gaveta. O tipo de medidor instalado foi um hidrômetro comumente utilizado para abastecimento de água. No entanto, para maior precisão no ajuste da vazão, instalou-se um contador de pulso interligado a um data-logger. Este sistema permite, com o auxílio de um computador, um ajuste fino da vazão, com precisão de 1 %.

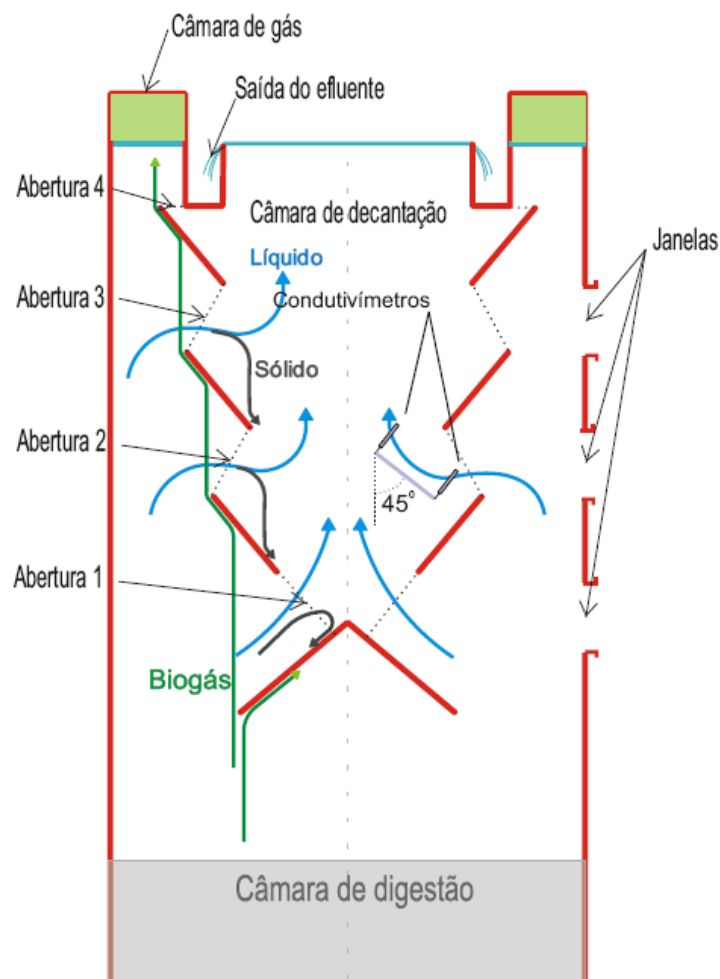
O local de instalação do protótipo não dispõe de abastecimento de água, possuindo apenas uma cisterna para suprir a pequena demanda de água da estação de tratamento. Como a cisterna não possuía capacidade para atender as vazões de projeto do protótipo, optou-se por reutilizar a água da saída do reator, que era recirculada para o tanque de entrada.

Para cada procedimento de ensaio com traçador, inicialmente o reator UASB era submetido à vazão média de projeto, até garantir que as leituras das sondas estivessem iguais e estáveis. Em seguida, era aplicada a solução salina com corante. O uso do corante foi previsto para facilitar a escolha de um melhor posicionamento dos condutivímetros. A visualização do interior do reator foi possível pela instalação de três janelas retangulares de 40cm x 40 cm.

Para medir as velocidades, foram analisados comparativamente, os gráficos de condutividade medida por cada condutivímetro. Isto é, para cada condutivímetro, realizou-se à medição continuada das variações medidas ao longo da passagem do traçador. Estes dados permitiram a geração da curva de condutividade em função do tempo. Através da comparação entre os gráficos de cada sonda foi possível determinar as velocidades de passagem do traçador.

Devido à necessidade de recirculação da água, os gráficos de condutividade não se assemelharam àqueles normalmente encontrados na bibliografia; isto é, não ocorreu queda acentuada nos valores de condutividade após o gráfico atingir o pico. Devido a esta limitação, o estudo comparativo foi realizado analisando-se a resposta inicial de cada sonda. Os pontos de inflexão dos gráficos de condutividade foram definidos através de análise visual. Através da análise comparativa entre os dados das sondas, foi possível avaliar a hidrodinâmica interna deste protótipo. O protótipo possui quatro aberturas internas para a câmara de decantação. Estas aberturas foram numeradas de baixo para cima, respectivamente, 1, 2, 3 e 4.

A Figura 4.4 ilustra o princípio de funcionamento da separação trifásica do reator testado. À direita da figura representa o posicionamento das sondas para os ensaios de medição de velocidade.



**Figura 4.4** Pontos de amostragem de velocidade.



A Figura 4.5 apresenta fotografias dos sistemas descritos, sendo A e B referentes ao sistema de entrada, composto por uma caixa de entrada com sistema de bombeamento e registros de regulagem de vazão. Em C e D ilustram-se os sistemas de distribuição de efluentes e de aeração e o sistema de medição de vazão através de hidrômetro com contador de pulso.



**Figura 4.5** Aspectos do protótipo. A: Sistema de entrada; B: Registros de controle de vazão; C: Tubulação de entrada e difusores de ar; D: Medidor de vazão de entrada.

#### 4.2.1.1 Simulação da produção de biogás

Para simular a produção de biogás e, conseqüentemente, sua influência na hidrodinâmica do reator, foi instalado um sistema de aeração constituído de um compressor de ar, medidor de vazão de ar e um sistema de aeração de bolhas finas, através de difusores de membrana.

A vazão de ar a ser inserida no reator foi definida através do cálculo da produção teórica de biogás, conforme apresentado na seção 4.2.1.2. Para esta estimativa foram utilizados, como parâmetros, a vazão afluyente e a eficiência teórica do reator para a remoção de matéria orgânica. As Figuras 4.6 e 4.7 mostram o compressor, o medidor de vazão e o difusor de ar.



**Figura 4.6** Sistema de aeração.



**Figura 4.7** A: Medidor de vazão de ar (rotâmetro) e B: Difusores de ar de membrana.

#### 4.2.1.2 Cálculo da produção teórica de biogás

De acordo com a literatura (CHERNICHARO, 2007), pode-se avaliar a produção de biogás a partir da estimativa da carga de DQO afluyente ao reator que é convertida em gás metano, de acordo com a expressão:

$$DQO_{CH_4} = Q \cdot (S_0 - S) - Y_{OBS} \cdot Q \cdot S_0 \quad (3.1)$$

sendo:

$DQO_{CH_4}$  : carga de DQO convertida em metano (kg  $DQO_{CH_4}$  /dia),

Q: vazão de esgoto afluyente (m<sup>3</sup>/ia),

$S_0$  : concentração de DQO afluyente (kgDQO/m<sup>3</sup>),

S: concentração de DQO efluyente (kgDQO/m<sup>3</sup>),

$Y_{OBS}$  : coeficiente de produção celular (0,11 a 0,23 kgDQO<sub>lodo</sub> / kgDQO<sub>apl</sub>).

A conversão da massa de metano (kg  $DQO_{CH_4}$  /dia) em produção volumétrica (m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/dia) pode ser feita utilizando-se as Equações 3.2 e 3.3.

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{K(t)} \quad (3.2)$$

e

$$K(t) = \frac{P \cdot K}{R \cdot (273 + t)} \quad (3.3)$$

sendo:

$Q_{CH_4}$  : produção volumétrica de metano (m<sup>3</sup>/dia)

K(t): fator de correção para a temperatura operacional do reator (kgDQO/m<sup>3</sup>)

P: pressão atmosférica

K: DQO correspondente a um mol de CH<sub>4</sub> (64g DQO/mol)

R: constante universal dos gases (0,08206 atm\*L/mol\*K)

t: temperatura operacional do reator (°C)

Para a avaliação da produção de biogás, foram usados os parâmetros analisados do efluente bruto que chega ao reator UASB existente, operando na ETE da Vila União. Na tabela 4.2 estão apresentados os valores médios dos parâmetros estudados:

**Tabela 4.2** Caracterização do esgoto bruto afluente – ano 2009

Critério/Parâmetro	Médias mensais (2009)		
	Junho	Julho	Agosto
Temperatura (°C)	30,3	28,6	30,6
pH	7,2	7,45	7,1
DQO (mg/l)	700	640	730
DBO (mg/l)	275	320	430
Sólidos sedimentáveis	3,0	4,5	9,0
Sólidos Totais	900	847	822
Sólidos Totais Fixos	363	455	475
Sólidos Totais Voláteis	537	392	547

(Fonte: SANEATINS, 2009)

Para se estimar a eficiência do reator UASB, podemos utilizar a equação (3.8) proposta por CHERNICHARO (2007):

$$E_{DQO} = 100 \cdot (1 - 0,68 \cdot t_h^{-0,35}) \quad (3.8)$$

Na tabela 4.3, estão as estimativas de eficiência na remoção de DQO, em função da variação de vazão e, conseqüentemente, na variação do tempo de detenção hidráulico.

**Tabela 4.3** Estimativa de eficiência do reator UASB

Critério/Parâmetro	Vazão Afluente		
	Média	Max. horária	Pico
TDH (h)	8,3	5,6	4,7
Eficiência (%)	68	63	60

Através das estimativas de eficiência pode-se calcular a produção teórica de biogás para a vazão média de 0,5 L/s, conforme abaixo:

- Vazão média de 0,50 l/s = 43,2 m<sup>3</sup>/d;
- Concentração média do esgoto bruto de 690 mg/L = 0,69 kgDQO/m<sup>3</sup>;
- Tempo detenção hidráulica: 8,3 h;
- Eficiência na remoção de DQO de 68 % ;
- Concentração média do esgoto tratado de 690 mg/L x 0,32= 0,221 kgDQO/m<sup>3</sup>;
- Temperatura média de 28°C ( 301k);
- Y obs (adotado) - 0,21 kgDQOolodo/kg DQOapl

Utilizando-se da equação 3.1 é possível estimar a DQO convertida em metano, sendo:

$$\text{DQO CH}_4(\text{kg DQO/dia}) = (43,2 \times (0,69 - 0,22)) - (0,21 \times 43,2 \times 0,69) =$$

$$= 20,30 - 6,26 = 14,04 \text{ kg DQO/dia}$$

$$Q \text{ CH}_4 (\text{m}^3/\text{dia}) = 14,04 / ((1 \times (0,064) / (0,08206 \times 301)) = 5,42 \text{ m}^3 / \text{dia}.$$

Assumindo-se que a composição do biogás seja 75% (CH<sub>4</sub>) e 25% (CO<sub>2</sub>), segundo CHERNICHARO, 2007

$$Q \text{ biogás (m}^3/\text{dia)} = 5,42 / 0,75 = 7,22 \text{ m}^3/\text{d} = 301 \text{ L/h}$$

A Tabela 4.4 resume os dados de vazão, eficiência e produção estimada de biogás no reator protótipo.

**Tabela 4.4** Estimativa da produção de biogás em função da vazão

<b>Critério/Parâmetro</b>	<b>Vazão Afluente Média</b>
Vazão (L/s)	0,50
Eficiência na remoção de DQO(%)	68
Produção de Biogás (L/h)	301

#### 4.2.1.3 Calibração das sondas de condutividade

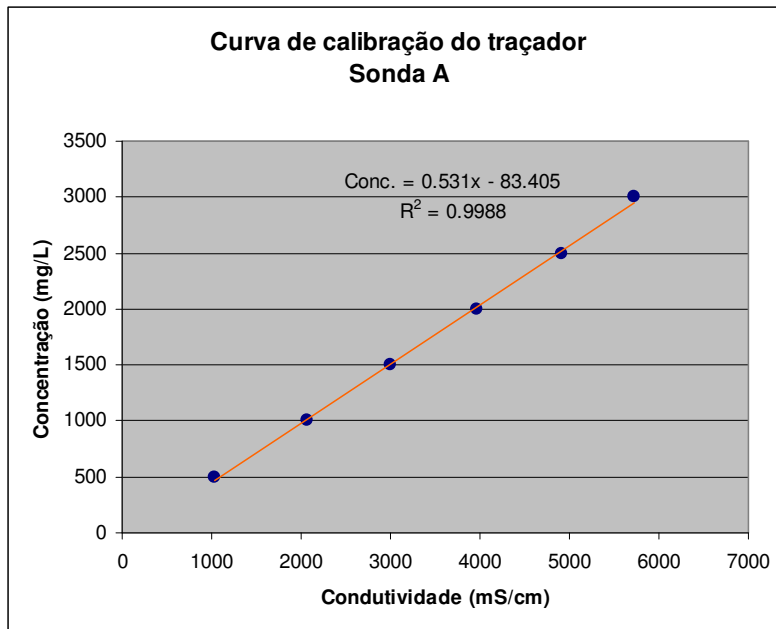
Inicialmente, foi realizada a curva de calibração das sondas de condutividade, duas no total. Para isso preparou-se uma solução de cloreto de sódio comercial de concentração 3 g/L, superior à concentração esperada na saída do reator. Com o uso de um condutivímetro de bancada com calibração aferida, foi realizada a calibração das sondas utilizadas no reator. Após calibradas as sondas, foram feitas cinco diluições com o objetivo de se obter as curvas de calibração, condutividade em função da concentração de sal, para cada sonda. Na Tabela 4.5 são mostrados os dados obtidos.

**Tabela 4.5** Soluções padrão para calibração

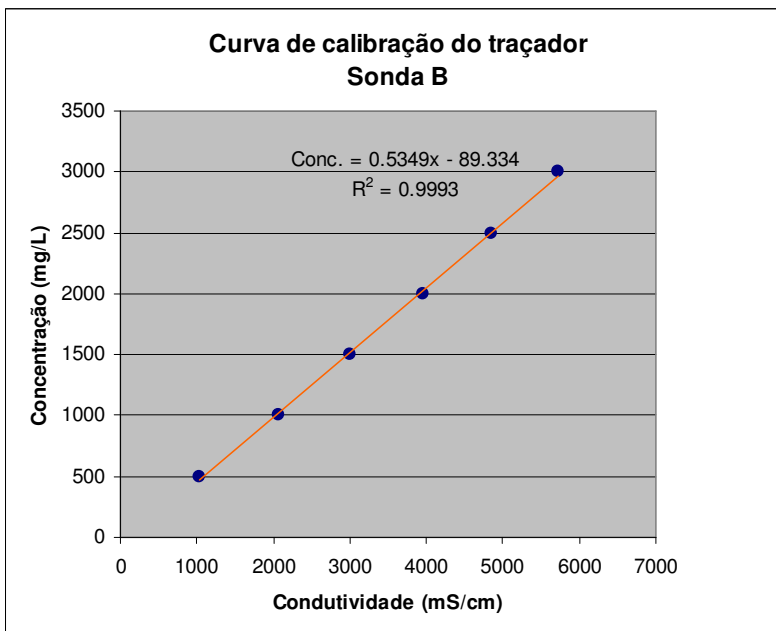
<b>Sonda A</b>		<b>Sonda B</b>	
Concentração mg/L	Condutividade $\mu\text{S/cm}$	Concentração g/L	Condutividade $\mu\text{S/cm}$
3000	5720*	3,0	5720*
2500	4920	2,5	4845
2000	3960	2,0	3956
1500	3007	1,5	3006
1000	2075	1,0	2063
500	1034	0,5	1041

\* calibração das sondas através de condutivímetro de bancada, HACH

A partir dos dados da tabela 4.5, foram gerados gráficos de concentração (mg/L) em função da condutividade ( $\mu\text{S}/\text{cm}$ ) apresentados nas figuras 4.8 e 4.9. As Equações 4.1 e 4.2 representam as equações de regressão linear, calculadas através dos dados.



**Figura 4.8** Gráfico da curva de calibração da sonda A.



**Figura 4.9** Gráfico da curva de calibração da sonda B.

Sonda A:  $C = 0,531 \text{ Cond} - 83,405$  (4.1)

Sonda B:  $C = 0,535 \text{ Cond} - 89,334$  (4.2)

onde C corresponde a concentração da solução e Cond é a condutividade correspondente.

#### 4.2.1.4 Medição de velocidade nas aberturas do decantador

A medição de velocidade foram realizadas nas aberturas 1, 2 e 3. Os ensaios com aplicação do traçador foram realizados utilizando um bomba manual para a injeção da solução salina. Foram realizados ensaios com solução de NaCl, com concentração definida de 300 g/L sendo aplicado um volume constante de 5 L de solução.

Em todos os ensaios foi simulada a produção de biogás através da aplicação de ar em micro bolhas a uma vazão constante de 300 L/h.

O sistema de medição de velocidade era composto por duas sondas de condutividade elétrica, separadas por uma distância de 20 cm, com inclinação de 45° entre em relação à haste de sustentação vertical, conforme figura 4.4. As aplicações eram monitoradas através de um sistema de aquisição e armazenamento sendo posteriormente descarregado para o computador em planilha eletrônica.

A aplicação do traçador era realizada através de janelas laterais onde foram instalados registros de PVC, localizados nas janelas de visualização laterais. Desta forma, o traçador era injetado em três pontos de aplicação, cada um referente a uma abertura da câmara de decantação.

Nesta etapa foram utilizados os seguintes equipamentos:

- Bomba submersa, modelo Robusta 250T , Marca ABS,
- Medidor de vazão tipo lentilha (hidrômetro), com contador de pulso eletro-magnético, medidor modelo Multimag TMII ¾”, Marca Actaris,
- Controlador de condutividade de medição contínua, modelo WDT 400, marca Wachem, com duas sondas de medição,
- Dispositivos de armazenamentos de sinal, modelo Dataloger, marca Novus, duas unidades,
- Bomba de água manual tipo puxa-empurra, para injeção do traçador, fabricação manual.

As Figuras 4.10 e 4.12 mostram detalhes do reator e equipamentos associados aos ensaios com traçador. A Figura 4.11 apresenta o reservatório de entrada e recirculação do efluente.





**Figura 4.10** Instalação para injeção do traçador, mostrando as janelas do reator UASB e equipamentos associados



**Figura 4.11** Entrada através de bomba submersa instalada em caixa d'água.



**Figura 4.12** A: Ponto de aplicação do traçador, referente a abertura 3; B: Sondas de condutividade instaladas na abertura do decantador; C: Detalhe da passagem de bolhas da simulação do biogás; D: Controlador de condutividade; E: Indicação do ponto de fixação das sondas e canaleta de saída; F: Tubulações de aplicação do traçador.

## 4.2.2 Etapa II

Nesta etapa do trabalho, o reator passou a operar com esgoto bruto efluente do tratamento preliminar. Iniciou-se, também, o monitoramento do protótipo, por meio de análises de DQO e SST. Foram também realizados nesta etapa, ensaios de estímulo-resposta. O efluente do reator UASB era encaminhado à lagoa facultativa da ETE Vila União.

### 4.2.2.1 Monitoramento da DQO, sólidos suspensos e temperatura.

Foram determinados os seguintes parâmetros de amostras coletadas no afluente e efluente do reator UASB: temperatura, DQO e SST. As análises laboratoriais seguiram os métodos analíticos recomendados pela “Standard Methods For The Examination of Water and Wasterwater” (APHA, 1995). Os métodos utilizados são apresentados na Tabela 4.6. A Tabela 4.7 mostra a frequência de análise.

**Tabela 4.6** Métodos analíticos para caracterização físico-química

Determinações	Métodos Analíticos
Sólidos Suspensos Totais	Para as análises de Sólidos Suspensos Totais (SST), foram coletadas amostras na entrada e saída do Reator UASB, com volume amostral de 100 mL que foi filtrado em membranas de vidro de 47 mm de diâmetro, através de um compressor-aspirador da marca FANEM, modelo 089-CAL. Após a filtragem, as membranas foram colocadas em estufa da QUIMIS (Q-317M22) para secagem, a uma temperatura de 105°C, por um período 12 horas. Decorrido este período, o material foi colocado no dessecador para esfriar e posteriormente, foi pesado em balança analítica AND, modelo HR 200.
DQO	As determinações da demanda química de oxigênio (DQO) foram realizadas segundo a metodologia apresentada, na qual se recomenda a adição de 2 ml da amostra filtrada em membrana de acetato de celulose 0,45 µm para a DQOF filtrada e 2 ml de amostra bruta para DQOB em tubos de DQO-HACH, contendo ácido sulfúrico e dicromato de potássio. Os tubos foram colocados em um bloco digestor TermoDigest da POLICONTROL, onde foram aquecidos a 150° C durante um período de 2 horas. Após resfriamento dos tubos realizou-se a leitura da absorvância em espectrofotômetro HACH, modelo DR 2500.

(Fonte: APHA et al., 1995)

**Tabela 4.7** Definição dos parâmetros e frequência de amostragem

Critério/Parâmetro	Unidade	Pontos e frequência de amostragem	
		Afluente	Efluente
Temperatura	°C	2 x semana	2 x semana
DQO (mg/l)	mg/L	2 x semana	2 x semana
Sólidos suspensos totais	mg/L	2 x semana	2 x semana

#### 4.2.2.2 Ensaio de estímulo-resposta

Para se obter os parâmetros hidrodinâmicos de tempo de residência, variância e coeficiente de mistura, foram realizados ensaios de estímulo-resposta com uso de traçador salino.

Assim como no estudo hidrodinâmico descrito na seção 4.2.1, o traçador utilizado nos ensaios de estímulo resposta foi uma solução de cloreto de sódio comercial a uma concentração de 300 g/L. Foram utilizadas as mesmas sondas já calibradas cujo posicionamento para este estudo foi, uma no tanque de entrada e a outra na canaleta de saída do reator UASB. Considerando o volume de reator de 15.000 litros, definiu-se uma concentração aplicada em relação ao volume do reator, de 1,0 g/L. Assim, pelo cálculo de diluição aplicou-se por teste um total de 15 kg de sal comum comercial. O volume de solução salina aplicada foi de 50 litros. Após a aplicação do traçador iniciava-se a aquisição de dados com intervalo de 10 minutos.

Nesta fase, foi mantida a mesma vazão anterior, de 0,50 L/s, correspondente a um tempo de detenção hidráulica de 8,3 horas. O tempo total de duração dos ensaios foi determinado de forma a que fossem atingidos os valores iniciais de condutividade anteriores à aplicação do traçador.

#### 4.2.2.3 Cálculo do tempo de residência médio

A partir dos dados de condutividade coletados (apresentados em tabela do anexo), foram calculados, através das equações de calibração das sondas (eq. 4.4 e 4.5), os valores de concentração na saída do reator. Com os dados de concentração foi possível calcular o tempo de residência médio ( $\bar{t}$ ), equação (3.19).

$$\bar{t} = \frac{\sum_{i=1}^n t_i \cdot C_i(t) \cdot \Delta t_i}{\sum_{i=1}^n C_i(t) \cdot \Delta t_i} \quad (3.19)$$

Onde  $t_i$  é o tempo de coleta da amostra  $i$ ,  $C_i(t)$  é a concentração do traçador da amostra  $i$ , e  $\Delta t_i$  é constante, igual a 10 minutos. Sendo  $\Delta t_i$  constante tem-se:

$$\bar{t} = \frac{\sum_{i=1}^n t_i \cdot C_i(t)}{\sum_{i=1}^n C_i(t)} \quad (4.3)$$

#### 4.2.2.4 Cálculo da variância

A variância ( $\sigma^2$ ) pode ser estimada através da equação 3.21.

$$\sigma^2 = \frac{\sum_{i=1}^n t_i^2 \cdot C_i(t) \cdot \Delta t_i}{\sum_{i=1}^n C_i(t) \cdot \Delta t_i} - (\bar{t})^2 \quad (3.21)$$

Como  $\Delta t_i$  é constante, tem-se que:

$$\sigma^2 = \frac{\sum_{i=1}^n t_i^2 \cdot C_i(t)}{\sum_{i=1}^n C_i(t)} - (\bar{t})^2 \quad (4.4)$$

#### 4.2.2.5 Cálculo do coeficiente de mistura

O coeficiente de mistura ( $d$ ) pode ser estimado por meio da equação 3.24.

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2d - 2d^2 \left(1 - e^{-\frac{1}{d}}\right) \quad (3.24)$$

Substituindo o valor da variância ( $\sigma^2$ ) e ( $\bar{t}$ ) obtidos por meio dos ensaios com traçador, é possível obter o valor do coeficiente de mistura( $d$ ).

## **5 RESULTADOS E DISCUSSÃO**

O objetivo desta pesquisa foi avaliar o efeito de uma nova proposta de configuração interna de Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (UASB) em relação ao seu comportamento hidrodinâmico, e paralelamente, fazer o acompanhamento através de análises dos parâmetros de demanda química de oxigênio (DQO) e sólidos suspensos totais (SS) durante a partida do reator.

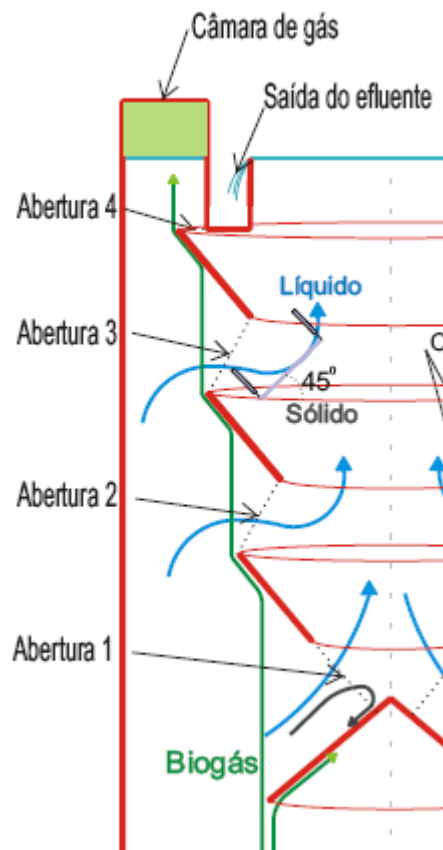
Conforme descrito na Metodologia, os estudos foram divididos em duas etapas:

- Etapa I – Nesta etapa foram realizados estudos hidrodinâmicos para determinar a velocidade nas aberturas do decantador. O reator operou com água limpa para uma melhor visualização do posicionamento das sondas de condutividade. A produção de biogás foi simulada através de compressor de ar.
- Etapa II – Nesta etapa o reator passou a operar com esgoto bruto doméstico, sendo feita a inoculação com lodo anaeróbio. O reator foi monitorado desde a partida através de análises de DQO e SST e medidas de temperatura. Também nesta etapa, foram realizados ensaios hidrodinâmicos de estímulo resposta para determinação do coeficiente de dispersão para este reator.

A seguir são descritos os resultados dos estudos hidrodinâmicos e dos parâmetros de qualidade analisados.

### **5.1 Etapa 1 . Estudo hidrodinâmico com ensaios de velocidade**

Nesta etapa dos estudos foram feitas aplicações de traçador para avaliar as velocidades de trânsito nas aberturas do decantador. Como apresentado anteriormente, o protótipo possui três aberturas principais, internas à câmara de decantação. Estas aberturas foram numeradas de baixo para cima, respectivamente 1, 2, 3 e 4, conforme pode ser observado na Figura 5.1.



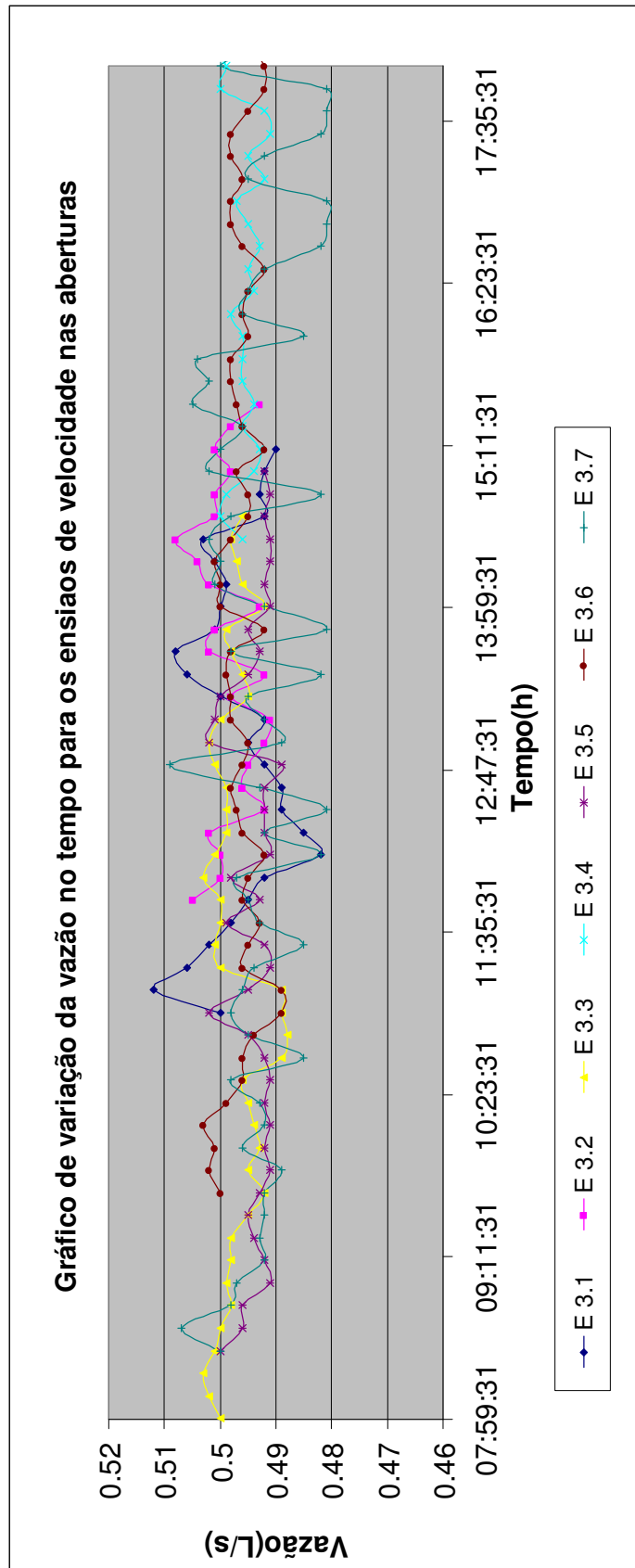
**Figura 5.1** Indicação das aberturas da câmara de decantação.

### 5.1.1 Vazão afluente

Os ensaios foram realizados utilizando-se vazão aproximadamente constante de 0,5 L/s. No decorrer dos experimentos, as variações foram insignificantes (coeficiente de variação menor que 5%) em relação ao valor médio. Isto deveu-se ao fato do sistema de alimentação apresentar bomba com carga constante. Os experimentos para esta etapa foram identificados segundo a codificação E-IJ, sendo I o número referente à abertura em que estão as sondas (Aberturas 1, 2 e 3.) e J o número do ensaio realizado.

As figuras 5.2 a 5.4 mostram as variações de vazão ao longo do tempo, para os ensaios de medição de velocidade realizados na etapa I.





**Figura 5.2** Hidrógrafas de experimentos com vazão constante, para os ensaios de velocidade nas aberturas 1, 2 e 3.

Através dos dados de variação de vazão apresentados nas figuras acima, foram calculados os coeficientes de variação de vazão obtidos nestes experimentos, em relação à vazão de projeto de 0,50 L/s.

**Tabela 5.1** Coeficiente de variação para os ensaios realizados na etapa 1

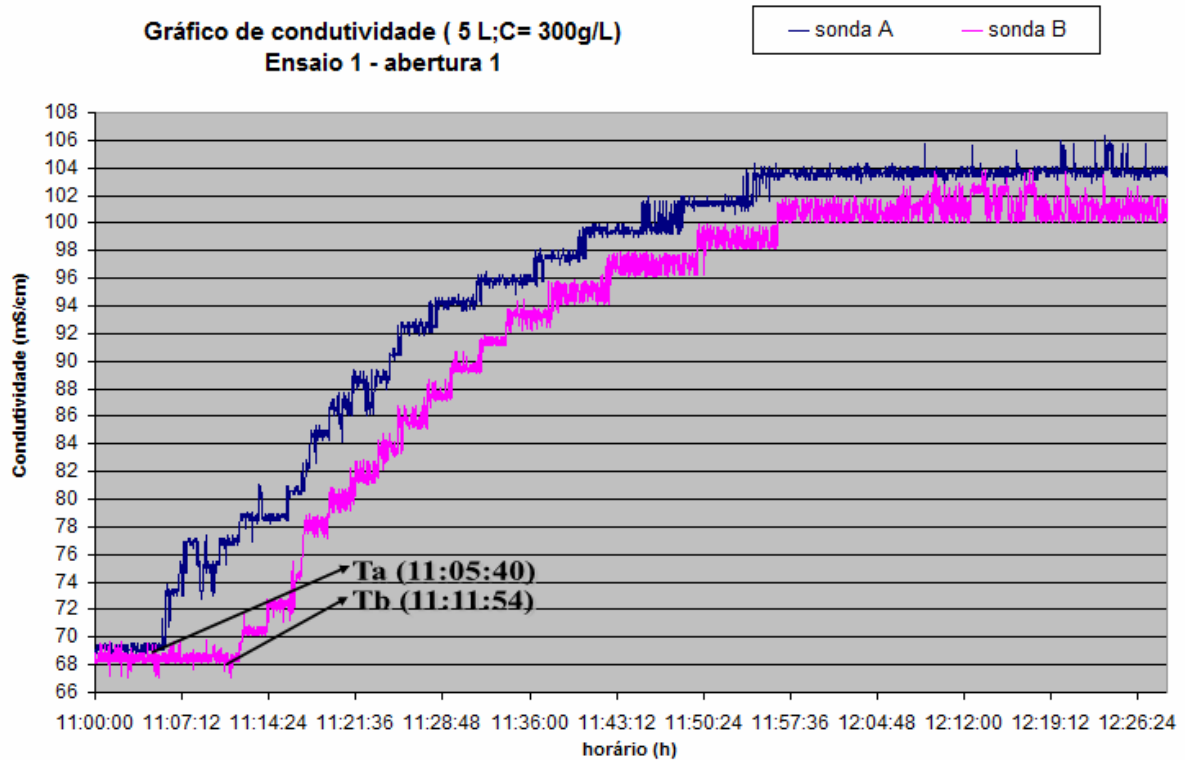
<b>Código do experimento</b>	<b>Vazão média Aplicada (L/s)</b>	<b>Coeficiente de variação (%)</b>
E 1.1	0,497	2,0
E 1.2	0,493	1,8
E 2.1	0,496	1,4
E 2.2	0,491	4,8
E 3.1	0,497	1,8
E 3.2	0,495	1,1

### 5.1.2 Ensaio de velocidade de passagem do traçador

Nas Figuras 5.5 a 5.10 são apresentados os resultados dos ensaios de velocidade referentes a cada abertura interna à câmara de decantação. Diferentemente do observado em trabalhos relacionados a estudos de velocidade, não foi possível obter curvas de variação concentração com rápido decaimento. MARTINS (2004) realizou ensaios de velocidade onde foi possível observar claramente a passagem da mancha de concentração através das sondas. Porém neste trabalho observou-se um lento decaimento da curva de concentração, justificado pelas baixas velocidades em comparação aos resultados da bibliografia citada. Esta ocorrência impossibilitou uma clara observação do ponto de máximo dos gráficos de concentração. Devido a estas dificuldades apresentadas, para se estabelecer o pico dos gráficos de concentração, adotou-se neste trabalho que a comparação entre os tempos de respostas dos gráficos seria feita pela resposta inicial dada por cada sonda à passagem do traçador. Para isso, foram feitas análises visuais dos gráficos para determinação dos pontos de inflexão das curvas de condutividade a fim de definir o tempo de transito entre sondas.

### 5.1.3 Ensaio na abertura 1.

Nas Figuras 5.3 e 5.4 estão apresentados os resultados dos ensaios para a abertura 1.

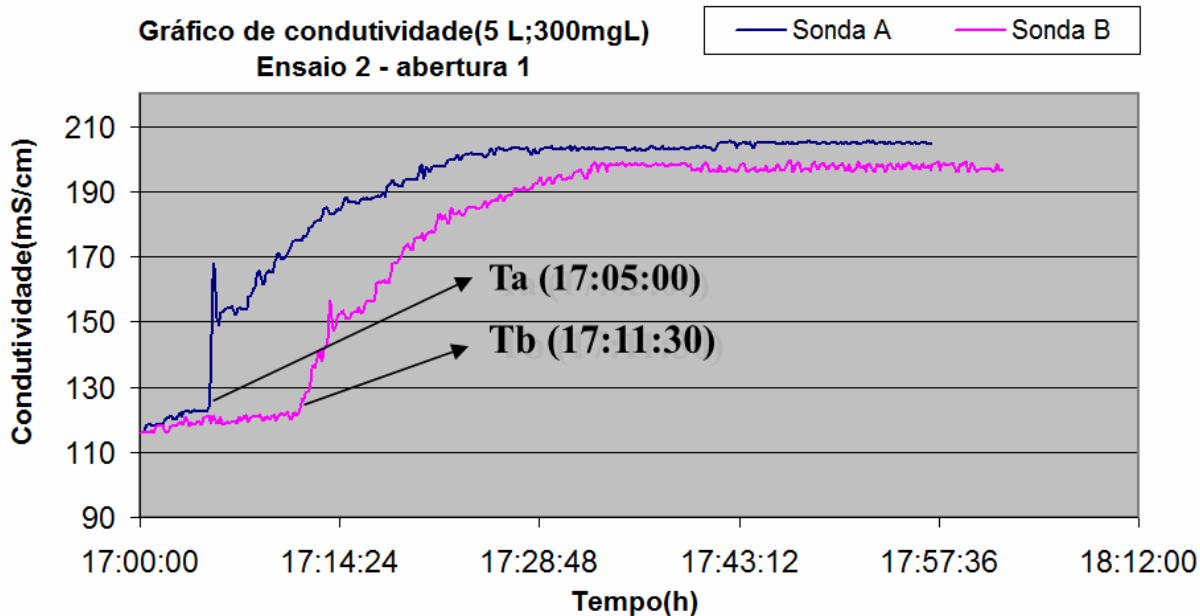


**Figura 5.3** Curvas de condutividade em função do tempo, referente ao ensaio 1 , abertura 1.

- Ensaio 1.1 - Através de análise visual, figura 5.5, verificou-se que a inflexão inicial do gráfico referente à sonda A, ocorreu no período  $T_a = 11:05:40$  e para a sonda B ocorreu no período  $T_b = 11:11:54$ , configurando um tempo de percurso entre sonda de 6 min e 12 segundos ou 374 segundos.

Para este tempo e considerando uma distância entre sondas de 20 cm, tem-se;

Velocidade- Ensaio 1.1 =  $20 \text{ cm} / 374 \text{ s} = 1,92 \text{ m/h}$ .



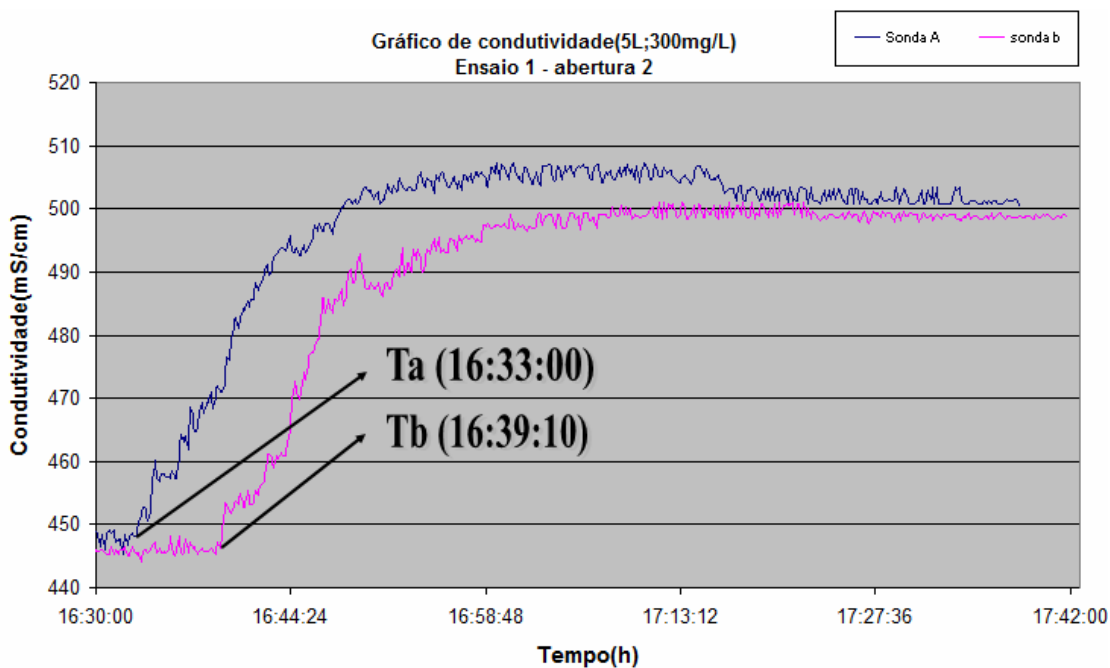
**Figura 5.4** Curvas de condutividade em função do tempo, referente ao ensaio 2, abertura 1.

- Ensaio 1.2 – Do mesmo modo ao ensaio anterior, na figura 5.6, temos: Ta = 17:05:00; Tb = 17:11:30, com tempo estimado em  $t = 390$  segundos.

Velocidade – Ensaio 1.2 =  $20 \text{ cm} / 390 \text{ s} = 1,84 \text{ m/h}$ .

#### 5.1.4 Ensaio na abertura 2.

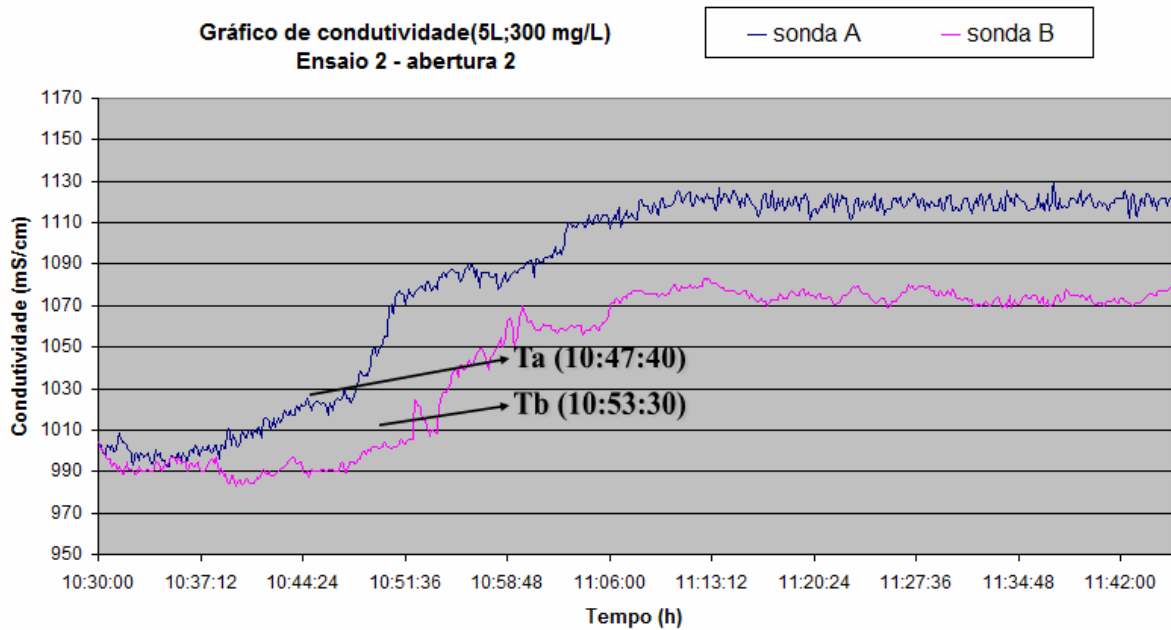
Nas Figuras 5.5 e 5.6 estão apresentados os ensaios para a abertura 2.



**Figura 5.5** Curvas de condutividade em função do tempo, referente ao ensaio 1 , abertura 2.

- Ensaio 2.1 – Do mesmo modo ao ensaio anterior tem-se:  $T_a = 16:33:00$ ;  
 $T_b = 16:39:10$ , com tempo estimado em  $t = 370$  segundos.

Velocidade – Ensaio 2.1 =  $20 \text{ cm} / 370 \text{ s} = 1,95 \text{ m/h}$ .



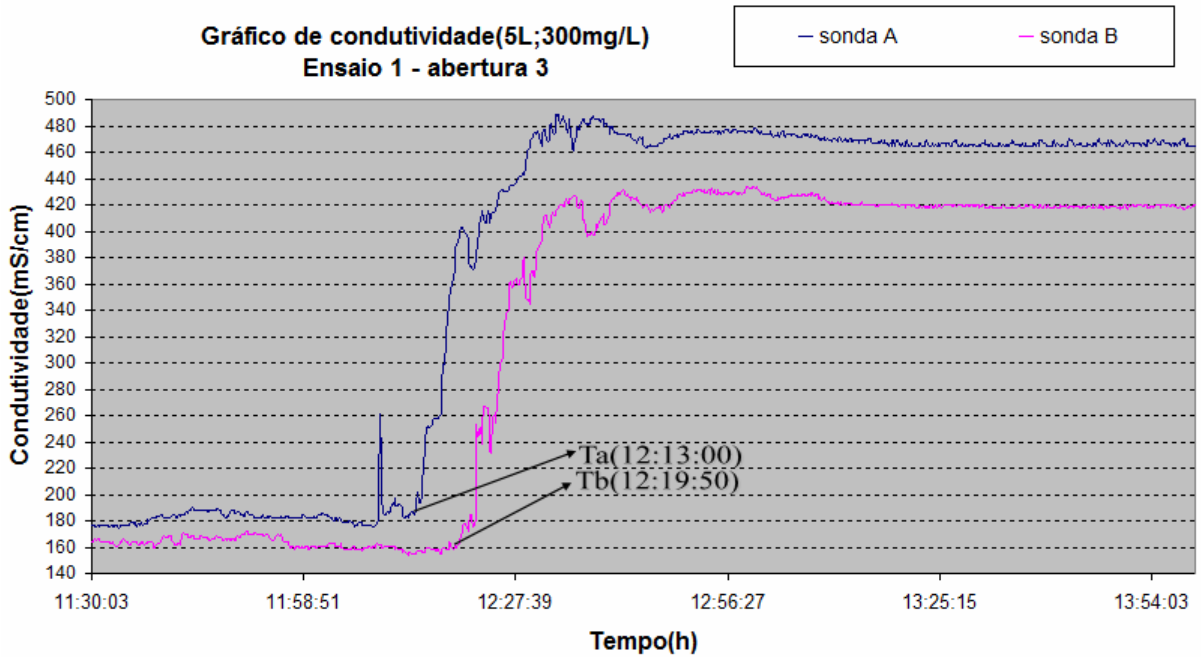
**Figura 5.6** Curvas de condutividade em função do tempo, referente ao ensaio 2 , abertura 2.

- Ensaio 2.2 – Do mesmo modo ao ensaio anterior temos:  $T_a = 10:47:30$ ;  
 $T_b = 10:53:50$ , com tempo estimado em  $t = 380$  segundos.

Velocidade – Ensaio 2.2 =  $20 \text{ cm} / 380 \text{ s} = 1,89 \text{ m/h}$ .

### 5.1.5 Ensaios na abertura 3.

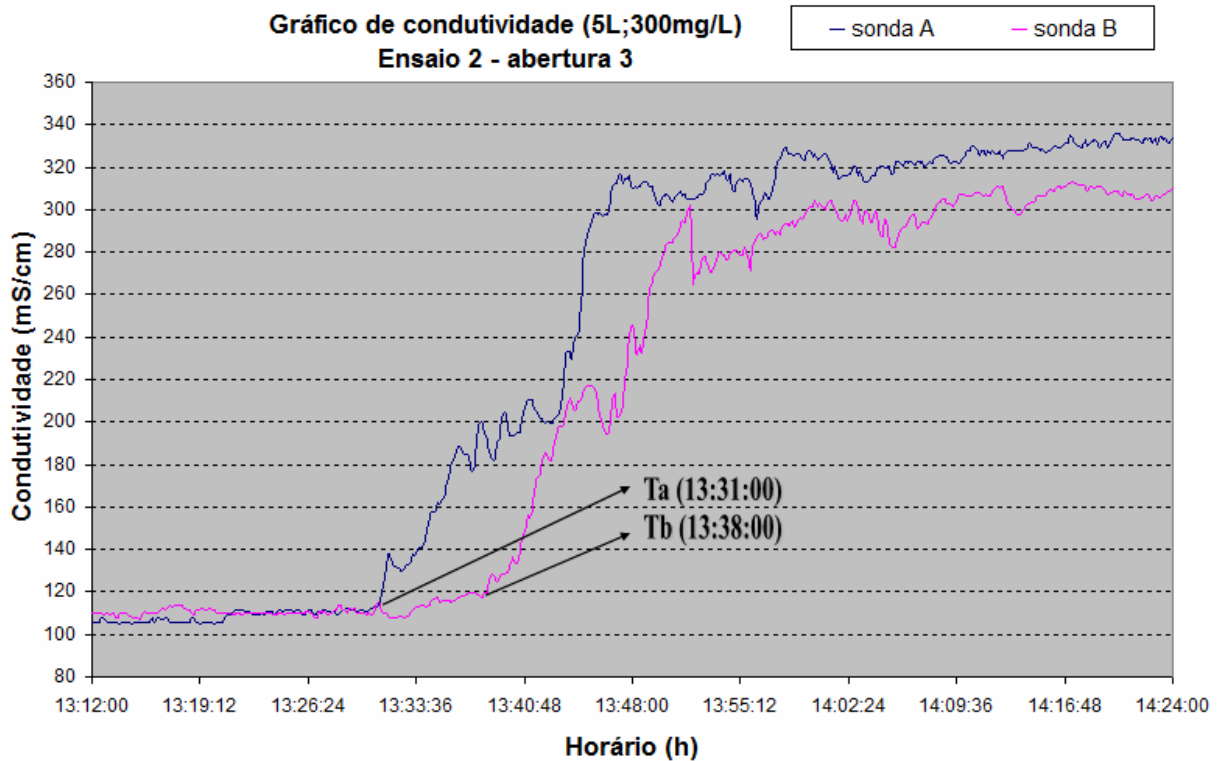
Nas Figuras 5.7 e 5.8, são mostrados os resultados dos ensaios para a abertura 3.



**Figura 5.7** Curvas de condutividade em função do tempo, referente ao ensaio 1 , abertura 3.

- Ensaio 3.1 – Para os ensaios na abertura 3, tem-se: Ta = 12:13:00;  
Tb = 12:19:50, com tempo estimado em t = 410 segundos.

Velocidade – Ensaio 2.2 = 20 cm / 410 s = 1,75 m/h.



**Figura 5.8** Curvas de condutividade em função do tempo, referente ao ensaio 2 , abertura 3.

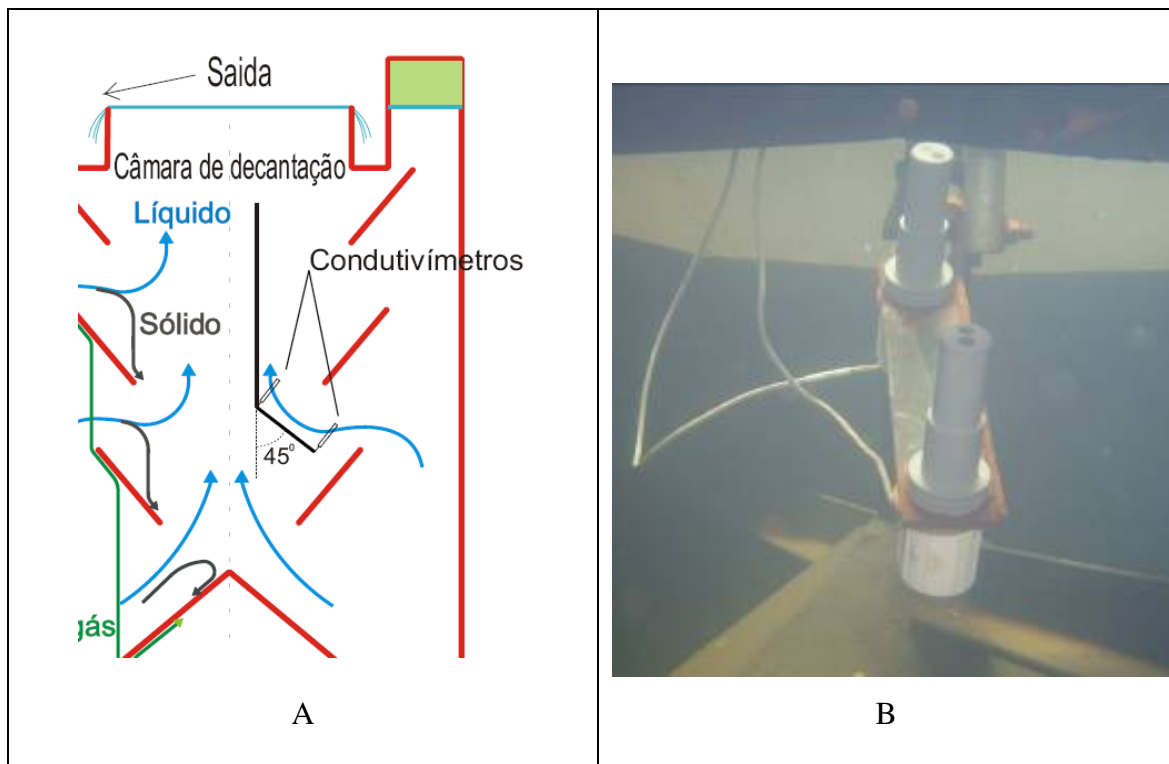
- Ensaio 3.2 – Do mesmo modo ao ensaio anterior temos:  $T_a = 13:31:00$ ;  
 $T_b = 13:38:00$ , com tempo estimado em  $t = 420$  segundos.

Velocidade – Ensaio 2.2 =  $20 \text{ cm} / 420 \text{ s} = 1,71 \text{ m/h}$ .

### 5.1.6 Resumo dos ensaios de velocidade

A Tabela 5.2 apresenta um resumo dos resultados dos experimentos realizados nesta etapa do trabalho. Nos ensaios realizados foi adotado o posicionamento da sonda com um ângulo de  $45^\circ$ , conforme pode ser observado na figura 5.12. Na tabela 5.2, é apresentado os resultados das medições de velocidade e também o cálculo da componente vertical obtida através da equação 5.1.

$$V_v = V \cos 45^\circ \quad (5.1)$$



**Figura 5.9** Posicionamento das sondas de condutividade. A: Ângulo de instalação das sondas; B: foto das sondas instaladas na abertura 1.

**Tabela 5.2** Resumo dos ensaios realizados na etapa 1.

Código do experimento	Data	Vazão	Velocidade	Velocidade
		Aplicada média	Medida(V)	Componente vertical(Vv)
		(L/s)	(m/h)	(m/h)
E 1.1	20/12/2009	0,497	1,92	1,36
E 1.2	22/12/2009	0,493	1,84	1,30
E 2.1	24/12/2009	0,496	1,95	1,38
E 2.2	28/12/2009	0,491	1,89	1,34
E 3.1	04/01/2010	0,497	1,75	1,24
E 3.2	07/01/2010	0,495	1,71	1,21

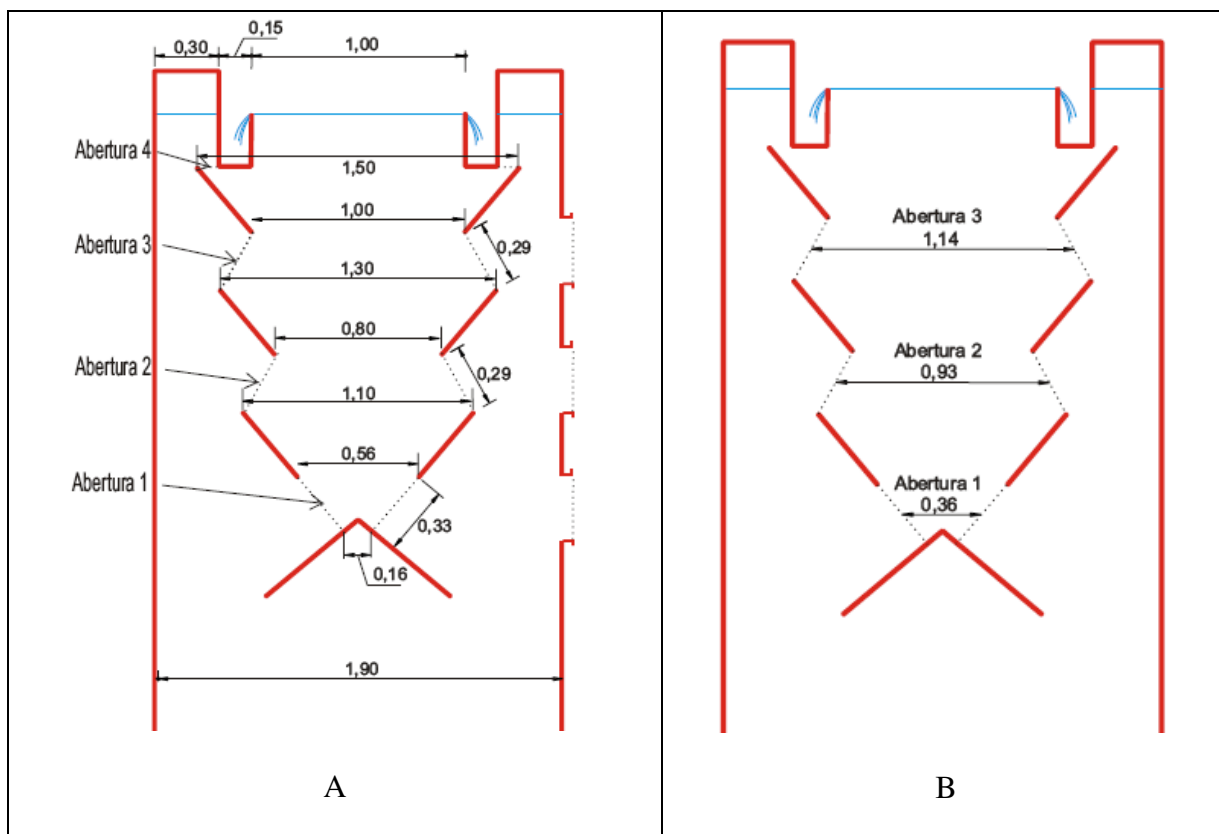
Através da metodologia utilizada é possível avaliar as velocidades internas à câmara de decantação. Contudo devido à configuração interna do reator e ao posicionamento das sondas, será demonstrado a seguir que as velocidades medidas neste trabalho não podem ser atribuídas à velocidade de passagem nas aberturas, e sim a velocidade ascensional dentro da câmara de decantação.

Na tabela 5.3 estão apresentadas as áreas referentes a cada abertura. A primeira coluna corresponde à área de passagem, isto é, a área de entrada da zona de decantação. Já a segunda coluna corresponde à área superficial do decantador no ponto médio de cada abertura. Os valores de área, da tabela 5.3, foram calculados a partir dos dados apresentados na figura 5.10.

**Tabela 5.3** Cálculo das áreas referentes às aberturas.

Abertura	Área por abertura (m <sup>2</sup> )	Área Superficial do decantador (m <sup>2</sup> )
1	0,38	0,58
2	0,90	0,92
3	1,09	1,33
4	0,44	-





**Figura 5.10** Dimensional do reator UASB em estudo. A: Cotas referentes ao cálculo das áreas das aberturas; B: Cotas referentes às áreas superficiais do decantador.

Através dos dados de velocidade e área, é possível fazer uma estimativa das vazões para cada abertura, apresentado na tabela 5.4. Para isso neste cálculo é considerado que as velocidades medidas correspondem à velocidade de passagem pelas aberturas, porém será demonstrado a seguir que esta consideração está equivocada. Nos ensaios não foram realizados medição de velocidade na abertura 4, que foi desconsiderada nos cálculos das tabelas 5.4 e 5.5.

**Tabela 5.4** Cálculo das vazões referentes às aberturas.

Abertura	Ensaio	Velocidade medida (m/h)	Área por abertura (m <sup>2</sup> )	Vazão por abertura	
				(L/s)	Média (L/s)
1	E 1.1	1,92	0,38	0,20	0,20
	E 1.2	1,84		0,19	
2	E 2.1	1,95	0,90	0,49	0,48
	E 2.2	1,89		0,47	

3	E 3.1	1,75	1,09	0,53	0,52
	E 3.2	1,71		0,52	
SOMA				1,20	

Observa-se que a soma das vazões das aberturas com total de 1,20 L/s é um valor muito superior a vazão média aplicada de 0,5 L/s. Já na tabela 5.5 foi considerado que as componentes verticais das velocidades medidas correspondem à velocidade ascensional aplicada ao decantador.

**Tabela 5.5** Cálculo das vazões superficiais aplicadas na câmara de decantação

Abertura	Ensaio	Velocidades Componente vertical (m/h)	Área superficial do Decantador (m <sup>2</sup> )	Vazão ascensional	
				(L/s)	Média (L/s)
1	E 1.1	1,36	0,58	0,21	0,21
	E 1.2	1,30		0,21	
2	E 2.1	1,38	0,92	0,35	0,35
	E 2.2	1,34		0,34	
3	E 3.1	1,24	1,33	0,46	0,46
	E 3.2	1,21		0,45	
Vazão aplicada				0,496	

Observa-se na tabela 5.5 que a vazão superficial no ponto referente à abertura 3, ponto mais próximo da saída do reator, obteve-se uma vazão média de 0,46 L/s. Este resultado é compatível com a vazão aplicada de 0,496 L/s neste ensaio.

Na figura 5.10 B, apresenta as cotas referentes ao diâmetro das áreas superficiais nos pontos de medição de velocidade; por exemplo, para a abertura 3, temos o diâmetro de 1,30 m que corresponde a uma área superficial de 1,327 m<sup>2</sup>.

Assim, a vazão calculada na tabela 5.5, corresponde ao produto entre velocidade ascensional e área superficial para cada seção do decantador, cuja resposta em m<sup>3</sup>/h foi convertida em L/s.

Esta observação nos permite concluir que a medição de velocidade foi possível, porém devido ao posicionamento das sondas e das características internas do reator, as velocidades

observadas neste experimento correspondem às velocidades ascensionais da câmara de decantação.

Desta constatação, pode-se concluir que as velocidades ascensionais no decantador, próximo ao ponto de saída, ficaram na faixa de 1,22 m/h, valor que corresponde à taxa de aplicação para a vazão máxima, recomendado por CHERNICHARO (1997). Contudo, observar-se-á, por meio da avaliação dos parâmetros físico-químicos, que o reator obteve resultados satisfatórios em relação à remoção de sólidos suspensos e DQO, apesar de operar com taxa superficial elevada no decantador.

Através dos resultados de vazão apresentados na tabela 5.5, é possível estimar as vazões através das aberturas do decantador, a partir das seguintes considerações:

$$Q_1 = Q_{A1}$$

$$Q_2 = Q_{A2} + Q_1$$

$$Q_3 = Q_{A3} + Q_2$$

$$Q_T = Q_3 + Q_{A4}$$

sendo,

$Q$  = vazão ascensional do ponto  $e$

$Q_A$  = vazão da abertura.

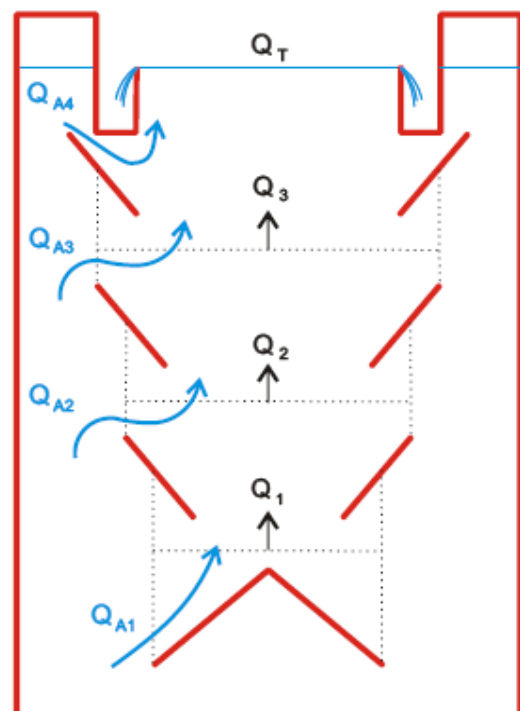
Da tabela 5.5 temos que:

$$Q_T = 0,496 \text{ L/s};$$

$$Q_3 = 0,46 \text{ L/s};$$

$$Q_2 = 0,35 \text{ L/s};$$

$$Q_1 = 0,21 \text{ L/s}.$$



**Figura 5.11** Representação das vazões.

Como resultado do cálculo das vazões, tem-se que a distribuição das vazões nas aberturas, em relação à vazão aplicada é:

$$Q_{A4} = 0,044 \text{ L/s} \quad \rightarrow \quad 8,8\%,$$

$$Q_{A3} = 0,106 \text{ L/s} \quad \rightarrow \quad 21,4\%,$$

$$Q_{A2} = 0,132 \text{ L/s} \quad \rightarrow \quad 26,6\%,$$

$$Q_{A1} = 0,214 \text{ L/s} \quad \rightarrow \quad 43,2\%.$$

Avaliando a distribuição das vazões de entrada no decantador, é possível observar que houve uma distribuição crescente, de baixo para cima, entre as aberturas da decantação. A abertura 1 responde pela maior parcela da vazão aplicada ao reator (43,2%, 0,214 L/s). Por meio destes dados de vazão e das áreas das aberturas apresentadas na tabela 5.6, é possível estimar a velocidade de passagem para cada abertura conforme apresentado na tabela 5.6.

**Tabela 5.6** Cálculo das velocidades de entrada no decantador.

Abertura	Área por Abertura (m <sup>2</sup> )	Vazão estimada por abertura (L/s)	Velocidade estimada por abertura (m/h)
1	0,38	0,21	1,99
2	0,90	0,13	0,52
3	1,09	0,11	0,36
4	0,44	0,04	0,09

Observa-se na tabela 5.6 que as velocidades nas aberturas do decantador diminuem de baixo para cima, o que, teoricamente, favorece o processo de decantação. Os valores de velocidades ficaram todos abaixo da faixa recomendada de 2,0 a 2,3 m/h, conforme Tabela 3.7 (CHERNICHARO, 1997).

Estes resultados favorecem a configuração dos separadores de fase proposta neste projeto, que tem por finalidade o aumento da área de passagem com a consequente redução das velocidades de entrada ao decantador.

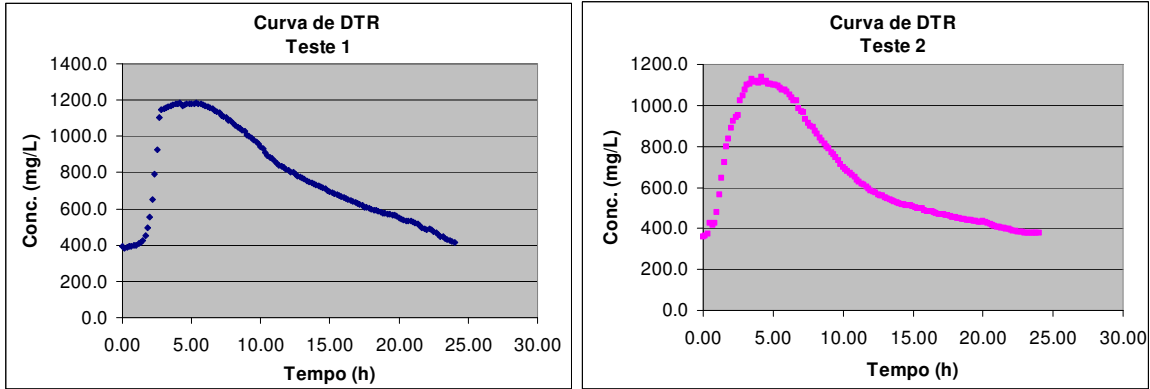
## 5.2 Etapa 2 . Estudo hidrodinâmico, ensaios de estímulo-resposta

Neste item são apresentados os resultados obtidos nos ensaios hidrodinâmicos do reator UASB, sendo operado com vazão constante de 0,50 L/s o que corresponde a um tempo de detenção hidráulico (TDH) de 8,4 horas. Na tabela 4.1 estão são apresentados outros parâmetros hidráulicos de projeto para este estudo.

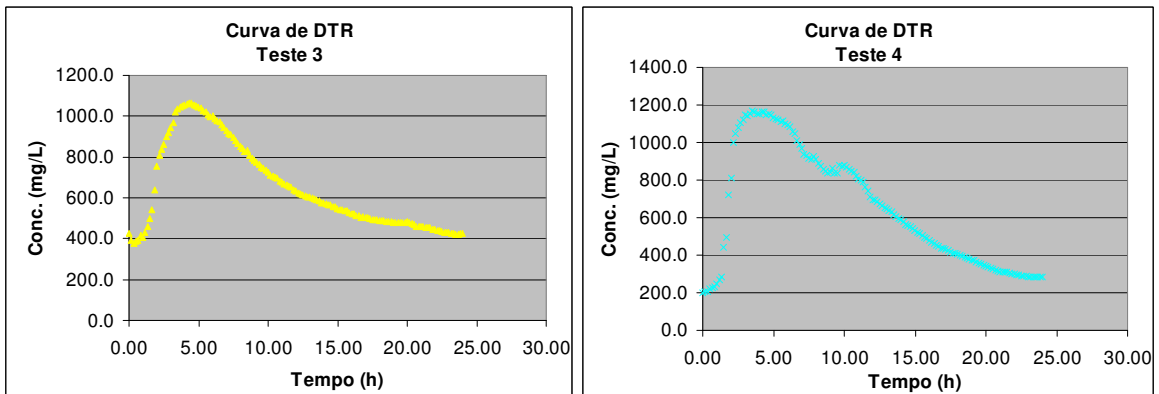
Conforme descrito no item 4.2.2 – Etapa II, o reator passou a operar com esgoto bruto efluente do tratamento preliminar e foram realizados nesta etapa, ensaios de estímulo-resposta com uso de traçador salino NaCl. As injeções de traçador foram aplicadas no tanque de

entrada onde estava instalada uma bomba submersa. O volume de traçador aplicado por ensaio foi de 50 litros a uma concentração de 300 g/L de traçador.

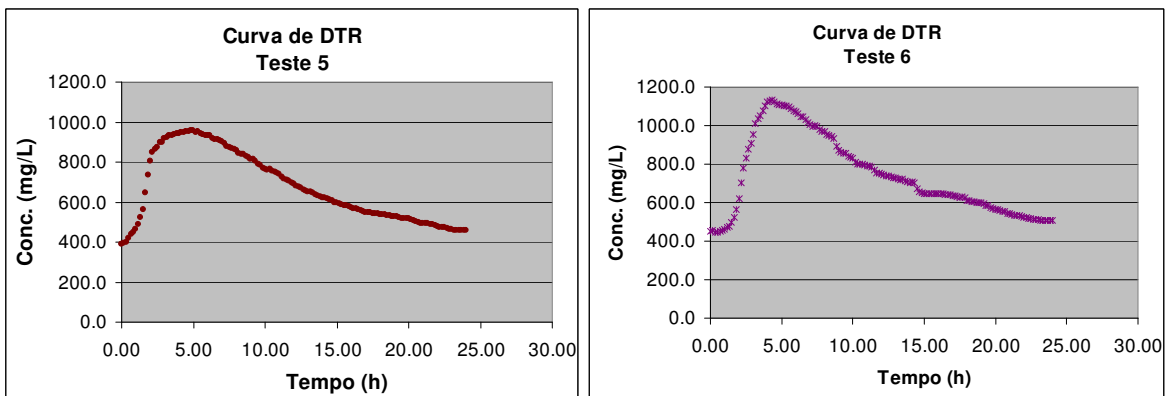
Nas Figuras 5.12 a 5.14 são apresentados os resultados dos ensaios de estímulo-resposta, com vazão constante. A resposta inicial dos ensaios tem como resultado um gráfico de condutividade em função do tempo. Através do uso da equação (4.4), traçaram-se as Curvas de Distribuição do Tempo de Resposta (DTR) para cada ensaio.



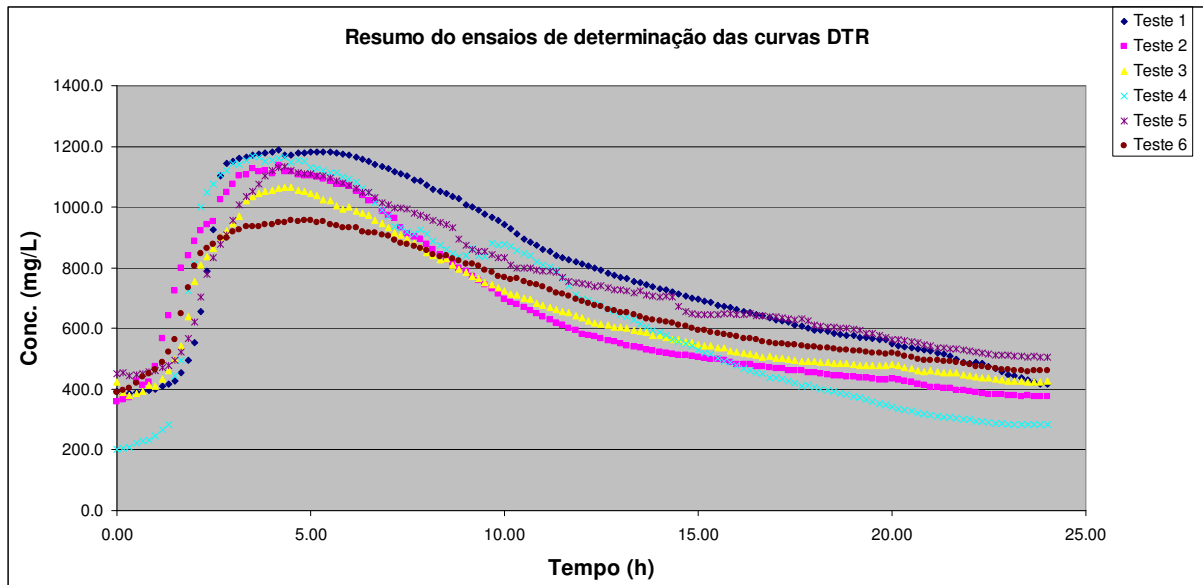
**Figura 5.12** Curvas DTR, referentes aos ensaios 1 e 2.



**Figura 5.13** Curvas DTR, referentes aos ensaios 3 e 4.



**Figura 5.14** Curvas de DTR, referentes aos ensaios 5 e 6.



**Figura 5.15** Curvas de DTR, referentes aos ensaios traçador.

Observando e comparando as curvas DTR dos ensaios acima, verifica-se que os comportamentos hidrodinâmicos se assemelham. Verifica-se que nos ensaios 1, 3 e 6 os picos são menos acentuados que nos demais ensaios. Nestes casos, as concentrações máximas efluentes mantiveram-se por um período mais prolongado. Já no ensaio 4 observa-se uma oscilação do gráfico, o que pode ser justificado por possível recirculação do traçador no interior do reator. Estas ocorrências aliadas ao fenômeno de cauda observado em todos os ensaios configuram um sistema com fluxo disperso.

### 5.2.1 Cálculo do tempo de residência médio

Utilizando-se dos dados das curvas de concentração e da equação 4.3 podem ser obtidos os tempos de residência médios.

- Teste 1:  $\bar{t} = (1197421,7/111421,7)h = 10,71 h$
- Teste 2:  $\bar{t} = (947498,9/ 94633,6)h = 10,01 h$
- Teste 3:  $\bar{t} = (999997,4/ 94818,3)h = 10,54 h$
- Teste 4:  $\bar{t} = (926561,6/ 94048,4)h = 9,85 h$

- Teste 5:  $\bar{t} = (1172918,2/ 107118,4)h = 10,95 h$
- Teste 6:  $\bar{t} = (1058071,6/ 97682,0)h = 10,83 h$

Observa-se que os tempos de residência médios estimados a partir das curvas DTR foram, em sua totalidade, superiores que o TDH teórico de 8,3 horas. Estes resultados demonstram um atraso na resposta do traçador, o que pode indicar a existência de zonas com recirculação interna ou de zonas mortas. Nesta situação o traçador é liberado aos poucos, o que provoca atraso em sua resposta na saída do reator e gera o fenômeno de cauda longa, como foi observado nas curvas experimentais.

### 5.2.2 Cálculo da variância

Utilizando-se dos dados das curvas de concentração e da equação 4.4 podem-se obter os valores de variância.

- Teste 1:  $\sigma^2 = \left( \frac{17243112,5}{111815,1} - 10,71^2 \right) h^2 = 39,53 h^2$
- Teste 2:  $\sigma^2 = \left( \frac{13432000,0}{94633,6} - 10,01^2 \right) h^2 = 41,69 h^2$
- Teste 3:  $\sigma^2 = \left( \frac{14559997,0}{94818,3} - 10,55^2 \right) h^2 = 42,33 h^2$
- Teste 4:  $\sigma^2 = \left( \frac{12501352,7}{94048,4} - 9,85^2 \right) h^2 = 35,86 h^2$
- Teste 5:  $\sigma^2 = \left( \frac{17367355,9}{107118,4} - 10,95^2 \right) h^2 = 42,24 h^2$
- Teste 6:  $\sigma^2 = \left( \frac{15651329,5}{97682,0} - 10,83^2 \right) h^2 = 42,90 h^2$

De modo geral, quando os valores de variância são grandes, como neste caso, eles indicam um escoamento com grande dispersão. Os valores obtidos de variância permitem o cálculo do coeficiente de mistura.

### 5.2.3 Cálculo do coeficiente de mistura

Utilizando-se dos dados calculados anteriormente e da equação 3.24 tem-se:

- Teste 1:  $\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{t^{-2}} = \frac{39,53h^2}{10,71^2 h^2} = 0,345$
- Teste 2:  $\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{t^{-2}} = \frac{41,69h^2}{10,01^2 h^2} = 0,416$
- Teste 3:  $\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{t^{-2}} = \frac{42,33h^2}{10,55^2 h^2} = 0,381$
- Teste 4:  $\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{t^{-2}} = \frac{35,86h^2}{9,85^2 h^2} = 0,369$
- Teste 5:  $\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{t^{-2}} = \frac{42,24h^2}{10,95^2 h^2} = 0,352$
- Teste 6:  $\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{t^{-2}} = \frac{42,90h^2}{10,83^2 h^2} = 0,366$

Substituindo os valores calculados na equação 3.24, pode-se calcular os valores de  $d=(D/uL)$  sendo:

$$\sigma^2 = \frac{\sigma_{\theta}^2}{t^{-2}} = 2d + 8d^2 \quad (3.24)$$

Isolando o valor de  $d$ , na equação acima, temos:

- Teste 1:  $d = 0,117$
- Teste 2:  $d = 0,135$
- Teste 3:  $d = 0,126$
- Teste 4:  $d = 0,124$
- Teste 5:  $d = 0,119$
- Teste 6:  $d = 0,123$



De acordo com os valores obtidos, em todos os ensaios, o coeficiente de dispersão ou mistura ficou acima de 0,1, sendo que a média dos ensaios foi de 0,124, conforme observado na tabela 5.7. Este resultado encontra-se dentro da faixa de representação para escoamento do tipo fluxo disperso (VON SPERLING,1996).

No entanto, (LEVENPIEL,1999) considera que escoamentos com coeficiente de mistura acima de 0,01, ou seja, para  $(D/uL)>0,01$ , configuram escoamentos com grande dispersão.

Os resultados encontrados neste trabalho, assemelha-se aos resultados apresentados por (CARVALHO,2006) em que, em um reator UASB operando com vazão constante obteve valores de coeficiente de mistura  $(d) = 0,112$  a  $0,121$ , enquanto que (SALGADO,2008) também operando um UASB com vazão constante, obteve valores na faixa de  $d = 0,099$  a  $0,132$ , concluindo que o reator UASB estudado apresentou comportamento próximo ao de reator de mistura completa.

Na tabela 5.7 está apresentado um resumo dos resultados ensaios hidrodinâmicos realizados para vazão constante.

**Tabela 5.7** Resumo dos ensaios hidrodinâmicos realizados na etapa 2.

<b>Código do experimento</b>	<b>Tempo de residência médio(<math>\bar{t}</math>)</b>	<b>Cálculo da variância (<math>\sigma^2</math>)</b>	<b>Cálculo do coeficiente de mistura(<math>d</math>)</b>
	<b>(h)</b>	<b>(h<sup>2</sup>)</b>	
E 1	10,71	0,345	0,117
E 2	10,01	0,416	0,135
E 3	10,54	0,381	0,126
E 4	9,85	0,369	0,124
E 5	10,95	0,352	0,119
E 6	10,83	0,366	0,123
Média	10,48	0,366	0,124

### 5.3 Etapa 2. Resultados do monitoramento de DQO, sólidos suspensos e temperatura.

A Tabela 5.8 apresenta as variações de temperatura no afluente e efluente do reator UASB.

**Tabela 5.8** Valores de temperatura no afluente e efluente do reator.

Ponto de Amostragem	Temperatura (°C)	Meses			
		1°	2°	3°	4°
Afluente	Mínima	27,0	26	27,4	27,5
	Média	28,7	28,4	29,1	29,4
	Máxima	31,0	29,8	31,0	31,3
Efluente	Mínima	27,3	25,2	26,5	27,0
	Média	29,2	27,1	31,9	29,1
	Máxima	31,7	27,8	29,1	31,9

Os sistemas anaeróbios dependem fortemente da temperatura, sendo que se procura atingir uma faixa de temperatura dentro da digestão mesofílica, entre 30°C a 40°C (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). Como pode ser observado na Tabela 5.6, através dos dados de temperatura do efluente, o reator operou com temperaturas médias próximas da faixa ótima, indicando que a temperatura de operação não foi um fator limitante para o desenvolvimento da biomassa anaeróbia.

A Tabela 5.9 mostra os valores das médias aritméticas e dos desvios padrões dos valores de DQO e sólidos para todo o período de monitoramento do sistema.

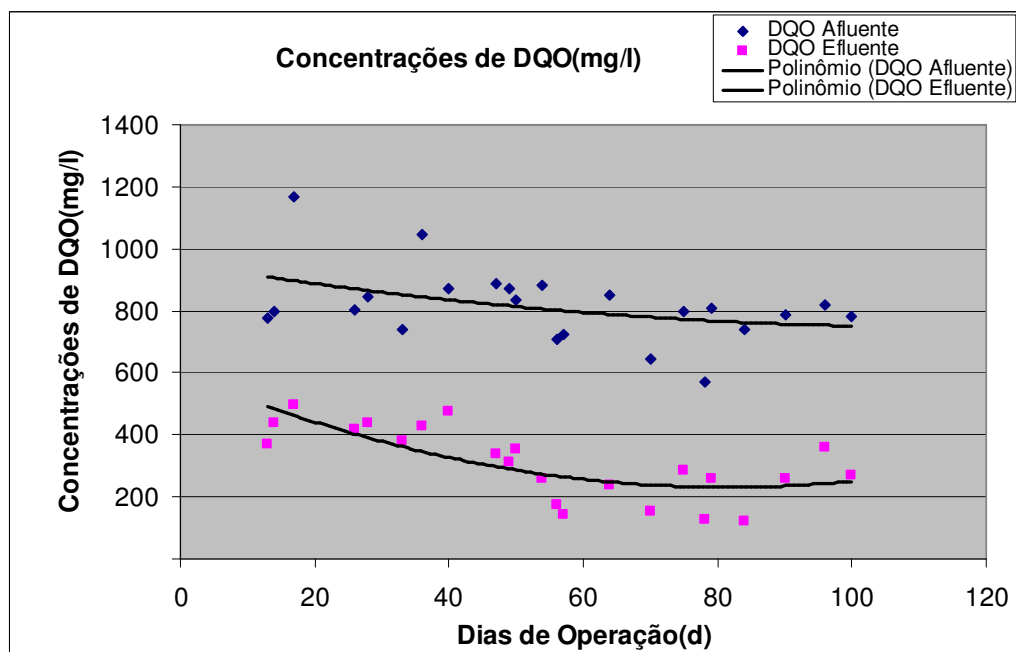
**Tabela 5.9** Monitoramento de DQO e SST para vazão média.

Período (meses)	Amostras (n)	DQO <sub>Total</sub>			SST		
		Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Remoção (%)	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Remoção (%)
1°	8	883±140	404±88	53,2±11,1	263±43	125±34	52,5±11,1
2°	9	856±94	333±120	61,8±12,1	261±47	101±38	62,5±11,0
3°	8	742±87	244±116	67,4±15,1	486±125	124±60	74,4±9,0
4°	3	702±141	259±85	64,0±5,8	415±29	140±23	66,2±5,4
Media Geral	28	828±132	328±124	60,9±13,5	336±127	116±45	63,3±13,1

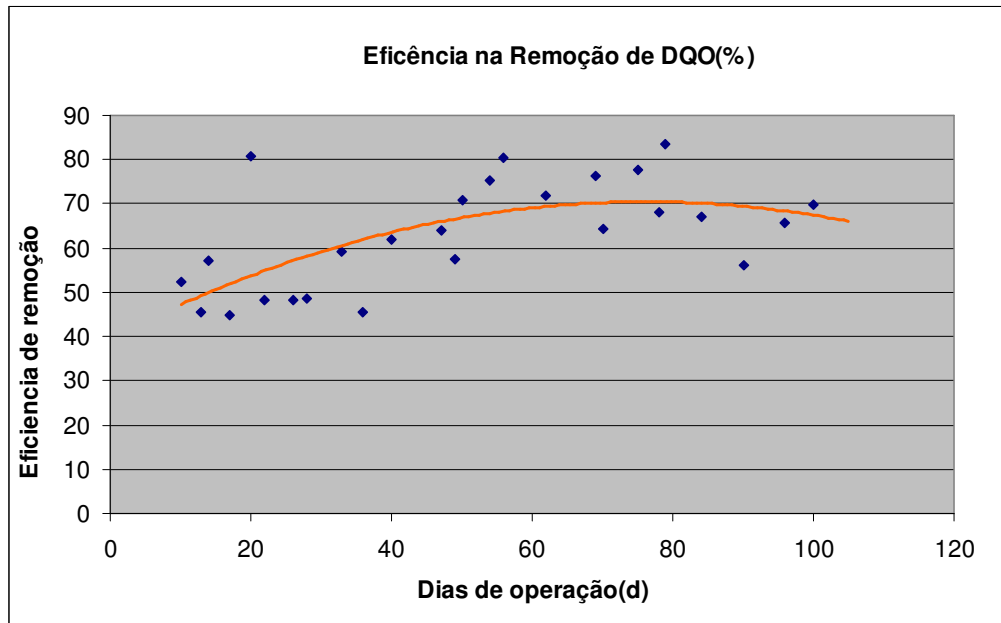
### 5.3.1 Eficiência na remoção de DQO

As Figuras 5.16 e 5.17 referem-se aos resultados observados quanto à remoção de DQO obtida durante a partida do reator UASB estudado:

Para as condições operacionais impostas à unidade experimental, com TDH de 8,4 horas, o reator UASB apresentou uma concentração média de DQO no efluente de 328 mg/L, cuja eficiência média observada foi de 60,9%. Contudo, se analisarmos a fase de estabilidade do reator, compreendida entre o 3º e o 4º período, obtêm-se resultados melhores uma vez que a média de eficiência atingida, foi de 65,7% com concentração média efluente de 252 mg/L, conforme observa-se na tabela 5.9.



**Figura 5.16** Concentrações de DQO afluente e efluente.



**Figura 5.17** Gráfico de Eficiência de remoção de DQO em função do tempo.

CHERNICHARO (1997), através de dados de reatores UASB em operação, obteve curvas de eficiência para remoção de DQO, com eficiência estimada de 68% para TDH de 8,4 horas.

Mais recentemente RAMOS (2008), apresentou resultados de monitoramento para reator UASB em escala real operando na ETE Gama-CAESB, em que as eficiências médias na remoção de DQO, foram de 61,0%.

Analisando-se a Figura 5.17, observa-se que o reator operou estável, próximo a  $T=70$  dias e a partir do ponto  $T=80$  dias, a eficiência diminui. Como não foram feitas descargas de lodo durante este estudo, este fato pode ser justificado pelo crescimento e acúmulo excessivo de biomassa, que começa a ser perdida do UASB e piora a qualidade do efluente. Esta ocorrência também pode ser observada no item a seguir, referente à remoção de sólidos suspensos.

Para ajuste da curva, foram desconsiderados os valores que se apresentaram fora da tendência geral do processo, média mais ou menos desvio padrão.

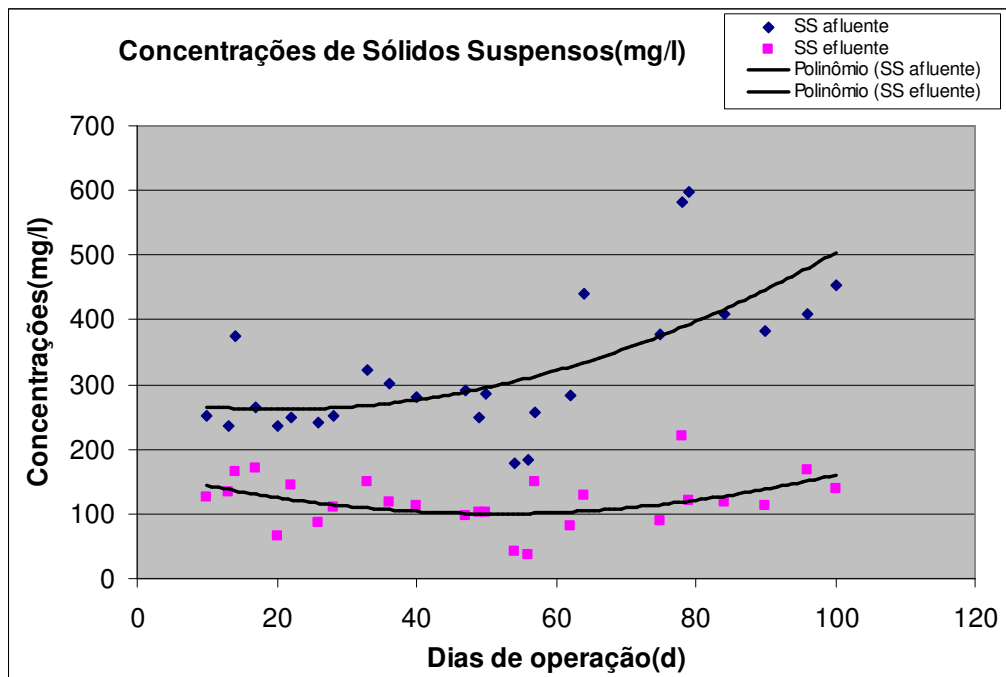
### 5.3.2 Eficiência na remoção de sólidos suspensos totais.

As Figuras 5.18 e 5.19 apresentam os resultados observados de SST no afluente e efluente do reator UASB estudado.

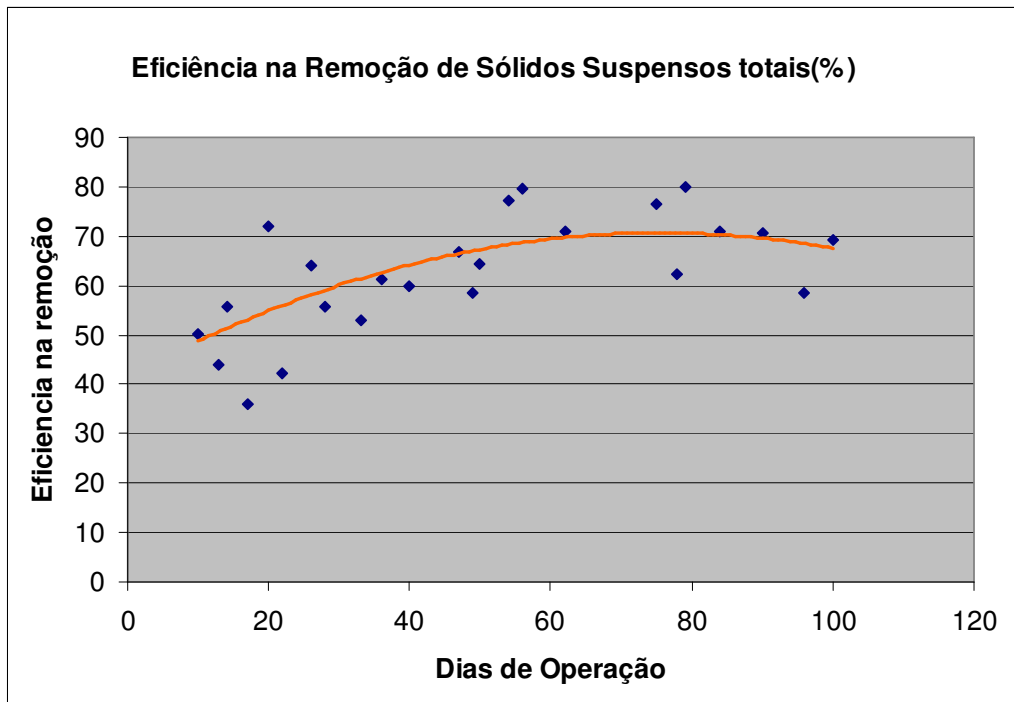
Operando com TDH de 8,4 horas, o reator UASB apresentou eficiência média de remoção de 63,3 % para SST, com concentração média no efluente de 116 mg/L. Pode ser feita a mesma observação conforme o item anterior. Estimou-se entre o 3º e o 4º período a estabilidade do reator. Para a fase de estabilidade, obtêm-se eficiência média de 70,3% com um efluente com concentração média de 132 mg/L.

Para este parâmetro, AISSE (2000) encontrou eficiência de 72,6%; e BUSATO (2004) com eficiência de 52,3%. Desta forma, pode-se dizer que o reator UASB operou com valores de eficiência próximos aos encontrados na bibliografia.

Analisando-se a Figura 5.19, verifica-se um comportamento muito similar ao obtido com a remoção de DQO, sendo que o reator operou estável, próximo a T=70 dias e a partir do ponto T=80 dias, a eficiência diminui. A piora na qualidade do efluente também pode ser justificada pela necessidade de descarga do lodo excedente.



**Figura 5.18** Concentrações de SST afluente e efluente.



**Figura 5.19** Eficiências de remoção de SST em função do tempo.

## 6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Através dos estudos realizados neste trabalho é possível concluir que:

Na etapa I do estudo, os resultados obtidos referentes à medição de velocidades internas à câmara de decantação, indicam velocidades variando de 1,21 m/s a 1,24 m/s, sendo demonstrado que estas velocidades referem-se à velocidade ascensional imposta ao decantador. Analisando a proposta de projeto, quanto à configuração do decantador, não foi possível comprovar uma significativa melhora na remoção de sólidos, visto que, os valores de eficiência de remoção para SST ficaram dentro dos valores já conhecidos na bibliografia. Porém se considerarmos que a taxa de aplicação superficial imposta ao decantador situou-se próxima a faixa máxima referida na literatura, pode-se afirmar que o reator obteve bom resultado de remoção de sólidos e conseqüentemente DQO particulada.

A metodologia de medição de velocidade nas aberturas do decantador obteve resultados satisfatórios para a avaliação da taxa de aplicação superficial no decantador, contudo à necessidade de se melhorar a metodologia para medição das velocidades de entrada. Analisando-se indiretamente os resultados, foi possível estimar as velocidades de entrada no decantador com valores de 1,99; 0,52; 0,36; e 0,15 m/h, para as aberturas de 1 a 4 respectivamente. Estes resultados ficaram abaixo dos valores recomendados na bibliografia, o que nos permite concluir que a proposta de concepção dos separadores de fase permite uma redução nas velocidades de entrada na câmara de decantação.

Para a etapa II, os resultados dos ensaios de estímulo resposta, indicaram que o escoamento no reator é do tipo fluxo disperso, uma vez que o efeito de cauda na curva “C” sugere a existência de diferentes velocidades internas causadoras da dispersão do traçador.

Através dos resultados dos testes com traçador, foi possível calcular os valores para o tempo de residência médio,  $\bar{t} = 10,48$  h; além do coeficiente de mistura,  $d=0,124$  para o reator em estudo.

Verificou-se que os resultados de remoção de DQO e SST são compatíveis com os resultados de reatores convencionais, e que o reator operou estável, próximo a  $T=70$  dias e a partir do ponto  $T=80$  dias, a eficiência diminui. Como não foram feitas descargas de lodo durante este estudo, este fato pode ser justificado pelo crescimento e acúmulo excessivo de biomassa, que passou a influenciar na qualidade do efluente.

### Recomendações

Este trabalho foi realizado em condições constantes de vazão em 0,5 L/s e TDH teórico de 8,4 horas. Como sugestão, será necessário avaliar a hidrodinâmica e a eficiência de remoção de substrato para diferentes condições de vazão. Também deverão ser analisados outros parâmetros, como, pH, DQO filtrada, medição da produção de biogás e características do lodo.

Neste projeto de reator foi adotado o uso de separadores de fases em forma de cone invertido, em um total de três unidades. Devido a esta configuração o reator possuía quatro aberturas para a câmara de decantação. Como sugestão, para próximos estudos é necessário alterar o reator através da diminuição ou aumento do número de separadores e avaliar a influência disto na hidrodinâmica e a eficiência para estas configurações.

Observando a configuração do reator e com os dados deste experimento pode-se afirmar que o ponto positivo do projeto é a economia gerada pela configuração das câmaras de decantação e de biogás. Isto porque a configuração proposta permitiu uma redução na área de aço na parte superior do reator, diminuindo a área susceptível a corrosão.



## 7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AISSE, M. M.; LOBATO, M. B.; BONA, A.; GARBOSSA, L. H. P.; JÜRGENSEN, D; ALÉMSOBRINHO, P. Avaliação do Sistema Reator UASB e Filtro Biológico para o Tratamento de Esgoto Sanitário. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 21, João Pessoa, 2001. **Anais**. Rio de Janeiro, ABES, 2001.
- APHA/AWWA/WPCF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 19. ed. Washington, 1995.
- ANDRADE, M. A. N.; PIRES, E. C. Simulação física de reatores UASB visando o estudo de seu comportamento hidrodinâmico. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 180., 1995, Salvador. **Anais**. Salvador: ABES, 1995. P.
- ANDRADE NETO, Cícero Onofre. **Sistemas Simples para Tratamento de Esgotos Sanitários: Experiência Brasileira**. Rio de Janeiro: ABES, 1997. 301 p
- BOLLE, W. I. et al. **Modelling the liquid-flow in the up-flow anaerobic sludge blanket reactors**. *Biotechnology and Bioengineering, Estados Unidos*, v. 28, p. 1615-1620, 1986.
- BRITO, A.G.; MELO, L.F. **A simplified analysis of reaction and mass transfer in UASB and EGSB reactors**. *Environmental Technology*, v. 18, p. 35-43, Sept. 1997.
- BUSATO, R.; **Avaliação do desempenho de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente como pós-tratamento de um reator UASB: Estudo de caso da ETE de Imbituva**: UFPR, 2004. 214p. Dissertação (Mestrado).
- CAMPOS, J. R., ANDRADE NETO, C. O. Cap. 1 - Introdução. In: CAMPOS, José Roberto (Coord.). **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. P. 01-28.

- CAVALCANTI, P. F. F., Medeiros, E. J. S., Silva, J. K. M. e Van Haandel, A. “**Excess sludge discharge frequency for UASB reactors.**”, *Water Science & Technology*, 40(8), 211-219. (1999).
- CARVALHO, K.Q.; SALGADO M. T.; PASSIG F. H.; PIRES E. C. Avaliação Hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão. *Revista de Engenharia sanitária e ambiental*, v. 13, n. 2, p. 226-235, abr/jun. 2008.
- CARVALHO, K.Q. **Resposta dinâmica de Reator UASB em escala piloto submetido a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas: Modelos matemáticos e resultados experimentais** USP, Sao Carlos, 2006. 193p. Tese (Doutorado).
- CHENICHARO, C.A.L. **The effect of temperature and substrate concentration on the efficiency of UASB reactors.** Grã-Bretanha, University of Newcastle, 1990. Tese (Doutorado).
- CHENICHARO, C.A.L. *et al.* Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo. Capítulo 7. CAMPOS, José Roberto (Coord.). **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo.** Prosab/Finep - Rio de Janeiro (1999).
- CHENICHARO, C.A.L. **Reatores anaeróbios.** Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 2007.
- FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; Van HAANDEL, A.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. F. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, José Roberto (Org.). **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo.** Rio de Janeiro: ABES, 1999. P. 464.
- HENZE, M.; HARREMOËS, P. **Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors – a literature review.** *Water Science and Technology*, v. 15, p. 1-101,1983.
- INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA ESTATÍSTICA. Departamento de População e Indicadores Sociais. Pesquisa Nacional de Saneamento Básico - 2000. Rio de Janeiro, 2002.

- KATO, M. T.; ANDRADE NETO, C. de O.; CHERNICHARO, C. A. de L.; FORESTI, E.; CYBIS, L. F. Configurações de reatores anaeróbios. In: CAMPOS, José Roberto (Org.). **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo. Rio de Janeiro: ABES, 1999. P. 464.**
- LETTINGA, G.; HULSHOFF POL, L. W. **Basic aspects of anaerobic wastewater treatment technology. In: Internatioanl Course on Anaerobic treatment, 1995, Wageningen. Trabalho apresentado em curso. Wageningen: Wageningen Agricultural University/ IHE Delft Wageningen, 17-28 jul 1995.**
- LEVENSPIEL. O., **Chemical Reaction Enginneering: 3<sup>0</sup> edition**-John Wiley & Sons., 1999.
- MALINA, J. F. (1992). **Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wates.** CRC Press, vol 7;214p.
- MARTINS JR, W. N. *et al.* Determinação automática de tempos de trânsito de traçadores para medição de velocidades. In: XXI Congresso Latino-americano de Hidráulica (IAHR). **Anais**, São Pedro, 2004.
- MATSUMOTO, T. **Scale-up de reatores anaeróbios de fluxo ascendente de manta de lodo (UASB): estudo hidrodinâmico de variação escalar de altura do reator.** 1994. 110p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- McCARTY, M. **Historical perspective on C-reactive protein. Annals of the New York Academy of Sciences**, n. 389, p. 1-10, 1982.
- METCALF,L.; EDDY, H. P. **Wastewater Engineering–Treatment Disposal and Reuse. 4<sup>rd</sup> edition.** New York: McGraw–Hill Book Company, Inc., p 1819, 2003.
- MEYSTRE, J. A. **Partida de um reator UASB, em escala piloto, para o tratamento de efluente doméstico: Estudo de caso para a região da Serra da Mantiqueira. Itajubá: UNIFEI, 2007. 112p. Dissertação (Mestrado).**

- MYLROY, M.G.; CALVERT, G. **Measurement and instrumentation for control**, IEE control engineering series, 26. Peter Perregrinnus Ltd. London, 1984
- PELCZAR, M.; REID, R.; CHAN, E.C.S. **Microbiologia**. São Paulo: Ed. McGraw-Hill, 1980.
- PESSOA, C. A.; JORDÃO, E. P. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. Rio de Janeiro: ABES, 1982.
- PIRES, E. C.; RIBEIRO, A. P.; **Avaliação preliminar do comportamento hidrodinâmico de reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo**. Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, 1992.
- RAMOS, R. A.; **Avaliação da influencia da operação de descarte de lodo no desempenho de reatores UASB em estações de tratamento de esgotos no distrito federal**. Distrito Federal: UNB, 2008. 134p. Dissertação (Mestrado).
- ROCHA, et al. O uso de mais de um traçador na avaliação do comportamento hidrodinâmico para biodigestão anaeróbia. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 14<sup>o</sup>, 1987, São Paulo. **Anais**. pp.234-250. São Paulo: ABES, 1987.
- SALGADO, M.T. **Modelo matemático para avaliação hidrodinâmica em reatores tubulares operando em regime não permanente**, USP, Sao Carlos, 2008. 195p. Tese (Doutorado).
- SASSAKI, R. A. **Distribuição de tempos de residência em sistemas alimentados com vazão variável**. Rio de Janeiro: UFRJ, 2005. 89p. Dissertação (Mestrado).
- SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; VAN LIER, J. B.; HAMELERS, H. V. M.; LETTINGA, L. **A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors**. Bioresource Technology n. 65, 1998. p. 190-215

- THAUER, R.; JUNGERMANN, K.; DECKER, K. **Energy conservation in chemotrophic anaerobic bacteria. Bacteriological reviews**, v. 41, n. 1, p 100-80, 1977.
- TOSCANI, D.C. **Avaliação e aplicação de simulações matemáticas para efinição de regime hidráulico e constantes cinéticas de remoção de matéria orgânica em reatores de tratamento de esgoto sanitário.** UFPR, Curitiba, 2010. 205p. Dissertação(Mestrado).
- VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. **Tratamento Anaeróbio de Esgotos: Um manual para regiões de clima quente.** Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, 1984.
- VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.** Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1995. 240p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v.1).
- VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos.** Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais, 1996.
- WEHNER, J. E.; WILHELM, R. H. **Boundary conditions of flow reactor.** Chemical Engineering Science, v. 6, p. 89-93, 1956.
- WHITE F.M. **Mecânica dos fluidos.** Rio de Janeiro: McGraw Hill,2002.
- YOUNG, H. W. **Hydraulic characteristics of packed bed reactors.** University of Arkansas, EUA, 1985. 109 p. Tese (doutorado).
- ZINDER, S.H. **Methanogenesis. In: Encyclopedia of Microbiology.** San Diego: J. Ledenberg, Academic Press, 1992. P.81-96.

## ANEXO

Resultados do monitoramento de DQO, SST e ST, durante a partida do reator UASB.

Dias de Operação	PARÂMETROS								
	DQO			ST			SS		
	EB mg/l	ER mg/l	Efic. %	EB mg/l	ER mg/l	Efic. %	EB mg/l	ER mg/l	Efic. %
100	503	151	70.0%	844.0	485.5	42.5%	453.3	138.7	69.4%
96	784	268	65.8%	690.5	333.0	51.8%	408.3	169.0	58.6%
90	818	359	56.1%	734.5	417.0	43.2%	383.0	112.9	70.5%
84	787	259	67.1%	778.	402.5	48.3%	408.0	118.5	71.0%
79	742	123	83.4%	1199.5	482.5	59.8%	597.0	120.0	79.9%
78	810	259	68.1%	1389.	659.0	52.6%	582.0	219.0	62.4%
75	572	129	77.5%	955.5	487.0	49.0%	376.7	88.2	76.6%
70	799	284	64.5%	953.0	390.5	59.0%	500.0	26.3	94.7%
69	645	152	76.4%	953.0	390.5	59.0%	695.0	211.0	69.6%
62	853	240	71.9%	784.5	465.5	40.7%	284.0	82.0	71.1%
56	725	143	80.3%	650.5	291.5	55.2%	183.0	37.0	79.8%
54	706	174	75.4%	717.0	428.5	40.2%	179.0	41.0	77.1%
50	883	257	70.9%	718.5	430.5	40.1%	286.3	102.3	64.3%
49	834	355	57.4%	786.0	493.0	37.3%	249.0	103.3	58.5%
47	872	313	64.1%	811.5	477.5	41.2%	291.0	96.7	66.8%
40	887	337	62.0%	744.0	519.0	30.2%	280.7	112.7	59.9%
36	871	476	45.4%	775.0	520.5	32.8%	302.5	116.7	61.4%
33	1046	427	59.2%	876.0	674.0	23.1%	321.3	150.7	53.1%
28	738	379	48.6%	710.5	452.0	36.4%	252.0	111.3	55.9%
26	845	437	48.3%	711.5	439.5	38.2%	240.0	86.4	64.0%
22	801	415	48.2%	657.0	475.5	27.6%	249.0	144.0	42.2%
20	1050	201	80.9%	694.0	393.5	43.3%	237.0	66.5	71.9%
17	889	491	44.8%	728.5	529.5	27.3%	265.0	170.0	35.8%
14	1168	499	57.3%	858.0	469.0	45.3%	375.0	166.0	55.7%
13	798	436	45.4%	693.5	415.5	40.1%	237.0	132.5	44.1%
10	776	371	52.2%	699.0	524.5	25.0%	251.0	124.7	50.3%
<b>MÉDIA</b>	<b>830</b>	<b>313</b>	<b>62.84%</b>	<b>816</b>	<b>468</b>	<b>41.87%</b>	<b>334</b>	<b>114</b>	<b>63.81%</b>