

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ
DEPARTAMENTO ACADÊMICO DE CONSTRUÇÃO CIVIL
CURSO DE ENGENHARIA CIVIL

DANIELLA GONÇALVES PORTELA

**COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DE UM REATOR ANAERÓBIO
DE LODO FLUIDIZADO (RALF) EM ESCALA PLENA TRATANDO
ESGOTOS SANITÁRIOS**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

CURITIBA
2015

DANIELLA GONÇALVES PORTELA

**COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DE UM REATOR ANAERÓBIO
DE LODO FLUIDIZADO (RALF) EM ESCALA PLENA TRATANDO
ESGOTOS SANITÁRIOS**

Trabalho de Conclusão de Curso 2 apresentado como requisito parcial para obtenção do título de Bacharel de Engenharia Civil, pelo Departamento Acadêmico de Construção Civil, do câmpus Curitiba, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR).

Orientador: Profa. Dra. Karina Querne de Carvalho Passig

CURITIBA

2015

FOLHA DE APROVAÇÃO

COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DE UM REATOR ANAERÓBIO DE LODO FLUIDIZADO (RALF) EM ESCALA PLENA TRATANDO ESGOTOS SANITÁRIOS

Por
DANIELLA GONÇALVES PORTELA

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso de Engenharia Civil, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, defendido e aprovado em 20 de julho de 2015, pela seguinte banca de avaliação:

Profa. Orientadora – Karina Querne de Carvalho, Dra.
UTFPR

Eng. Ambiental Aldria Diana Belini
UTFPR

Profa. Cristiane Kreutz, Dra
UTFPR

Prof. Flavio Bentes Freire, Dr
UTFPR

Dedico este trabalho a minha família pelas palavras de motivação, aos professores e colegas da universidade pelo compartilhamento de conhecimentos tão valiosos e as instituições que concederam auxílio financeiro para o trabalho, sabendo que os esforços aqui empregados poderão servir de suporte de outros trabalhos.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente aos meus Pais, Maria Gonçalves Portela e Paulo Pedro Portela, por mesmo estando longe me apoiarem em todos os momentos e por acreditarem e investirem no meu potencial desde sempre.

A minha família toda por me induzir sempre a tentar obter os melhores resultados possíveis, por serem atenciosos comigo e por me auxiliarem no que lhes era cabível.

A Professora Karina Querne de Carvalho Passig, que me inspirou com sua dedicação pelas atividades acadêmicas, por ter me concedido a oportunidade de trabalhar com ela em uma pesquisa de grande importância e por ter compartilhado comigo tantos conhecimentos e ter me direcionado durante toda a execução deste trabalho.

Ao Professor Fernando Hermes Passig, que contribuiu com importantes opiniões e deu suporte durante os ensaios.

As Professoras do DAQBI que foram parte fundamental na escolha dos equipamentos onde foram feitas as leituras das amostras e por terem autorizado o uso dos aparelhos.

A técnica do laboratório Rúbia Botini, que com toda paciência não mediu esforços para ajudar e ensinar, em todos os aspectos, na parte laboratorial envolvida neste trabalho.

A todos os amigos que estiveram presentes me ajudando nos estudos e comemorando comigo cada etapa.

A Tássia Naiara Vargas, que mora comigo, por ser compreensiva, amiga e se preocupar com meu bem estar durante o todo período que moramos juntas.

Ao meu companheiro Marllon Welter Schlischtig, que me alegra sempre e me dá força em todos os momentos necessários.

Ao engenheiro César Marin, pelo investimento na pesquisa e por se dispor a fornecer as informações necessárias para concretização deste trabalho.

Aos funcionários da ETE Santa Quitéria, em especial ao Sr. Marino e equipe pela alegria contagiante em seu ambiente de trabalho e por darem o suporte necessário durante as coletas em campo.

Ao CNPq pela bolsa de iniciação científica, a qual foi muito importante para realização deste trabalho.

A UTFPR - câmpus Curitiba, que forneceu infraestrutura para realização de análises, além de me proporcionar aprendizagem e o contato com professores especialistas.

RESUMO

Foi usado como objeto de estudo o reator RALF, do tipo UASB, em escala plena (2000 m³) tratando esgoto sanitário com TDH teórico de 8 h e TDH real de aproximadamente 5 h, em que a vazão média medida durante os ensaios foi de 90 L/s. Foram avaliados no reator o comportamento dinâmico e hidrodinâmico, as anomalias decorrentes do comportamento hidrodinâmico e a recuperação de massa no ensaio. Foi adotado o método de estímulo-resposta do tipo pulso com o traçador Rodamina WT para a realização do ensaio. Foram coletadas 42 amostras em um período de aproximadamente 24 h. As leituras das amostras foram feitas no espectrofotômetro de fluorescência que fornecia a luminescência de cada amostra. Para obter a concentração os valores de luminescência foram convertidos através das equações obtidas na curva padrão da Rodamina WT. A variação da concentração do traçador no efluente foi ajustada pelos modelos matemáticos teóricos de pequena e grande dispersão e de reatores em série. O TDH real obtido teve antecipação de 2,8 h, o que representa 35% do TDH teórico. A curva DTR indica a presença de anomalias hidrodinâmicas, pois é possível observar pico agudo de saída do traçador e à aparição de cauda longa no final da curva obtida com os dados do ensaio hidrodinâmico. A antecipação do pico mostra a presença de curtos-circuitos hidráulicos e caminhos preferenciais no reator. Foi encontrado para N o valor de 1,4, esse valor se aproxima de 1 e segundo a literatura valores próximos a 1 se adequam ao fluxo do tipo mistura perfeita. O modelo de N-CSTR apresentou melhor ajuste matemático com correlação (r^2) de 0,959 indicando comportamento que tendem ao modelo de mistura perfeita no reator. Durante o ensaio foram aferidas variações cíclicas de vazão com picos entre 52 L/s e 103 L/s e ao analisar o escoamento do fluido observou se comportamento similar ao de reator de mistura perfeita. Nas análises de anomalias hidrodinâmicas foi constatado aproximadamente 663 m³ de volume morto. Também foram constatados curtos-circuitos hidráulicos, pois o valor obtido de 0,125 fica abaixo do valor mínimo de 0,3 usado como parâmetro para avaliar a presença de curtos-circuitos hidráulicos. A recuperação de massa de traçador, Rodamina WT, foi de 78% ficando abaixo do esperado que era acima de 85%.

Palavras-chave: Hidrodinâmica. Mistura perfeita. Curtos-circuitos. Volume morto. Curva DTR .

ABSTRACT

It was used as an object of study the RALF reactor of the UASB type, full scale (2000 m³) treating domestic sewage with theoretical HRT of 8 h real TDH approximately 5 h, where the average flow measured during tests was 90 L/s. Were evaluated in the reactor dynamic and hydrodynamic behavior, anomalies arising from the hydrodynamic behavior and the mass recovery in the assay. It adopted the pulse type of stimulus-response method with Rhodamine WT tracer for testing. 42 samples were collected over a period of approximately 24 h. The readings of the samples were made in fluorescence spectrophotometer provided the luminescence of each sample. For the concentration of the luminance values were converted using equations obtained in standard Rhodamine WT curve. Varying the concentration of the tracer in the effluent was adjusted by the theoretical mathematical models of small and large dispersion and reactors in series. The actual HDT obtained was anticipation 2.8 h which represents 35% of theoretical THD. The RTD curve indicates the presence of hydrodynamic anomalies, it is possible to observe the sharp peak output tracer and long tail appearance at the end of the curve obtained with the hydrodynamic test data. The anticipation of the peak shows the presence of hydraulic short circuits and preferred paths in the reactor. It was found for the N value of 1.4, this value approaches 1, and according to literature values near 1 fit to the perfect mixing type flow. The N-CSTR model had the best fit with mathematical correlation (r^2) of 0.959 indicating behavior that tend to the perfect blend of style in the reactor. During the test were measured cyclically-flow with peaks between 52 L/s and 103 L / s to analyze the fluid flow is observed similar behavior to the perfect blend of reactor. In the analysis of hydrodynamic anomalies it was featured in approximately 663 m³ of dead volume. It was also observed hydraulic short-circuiting, because the value of 0.125 is obtained below the minimum value 0.3 used as a parameter for evaluating the presence of hydraulic short circuit. The mass recovery tracer, Rhodamine WT, was 78% lower than expected getting it was above 85%.

Keywords: Hydrodynamics. Mixed flow. Short-circuiting. Dead volume. DTR curve.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 Desenho esquemático do reator UASB.....	22
Figura 2 Reator pistonado	28
Figura 3 Reator mistura completa	29
Figura 4 Reator mistura completa em série.....	31
Figura 5 Parte superior do reator, em que o efluente deixa o do reator.	37
Figura 6 Injeção de traçador na entrada do reator	39
Figura 7 Ponto de coleta das amostras: a) Ponto de coleta; b) amostras coletadas no amostrador.	39
Figura 8 Curva de variação da concentração da Rodamina WT ao longo do tempo nas amostras do efluente do reator RALF para o ensaio de estímulo- resposta e a variação da vazão ao longo do tempo na curva.	46
Figura 9 Curva de DTR obtida experimentalmente com uso da Rodamina WT no reator RALF.....	49
Figura 10 Cor intensa no fluido do reator após a injeção do traçador Rodamina WT.....	52
Figura 11 Curva padrão 1	60
Figura 12 Curva padrão 2	61

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Resumo dos principais parâmetros e critérios hidráulicos para o projeto de reatores UASB no tratamento de esgoto.....	24
Tabela 2	Resumo dos principais critérios e parâmetros hidráulicos do reator.	37
Tabela 3	Resumo da caracterização físico-química do afluente e do efluente do reator.	38
Tabela 4	Modelos teóricos hidrodinâmicos uniparamétricos.....	41
Tabela 5	Definição das variáveis aplicadas nos modelos teóricos uniparamétricos .	42
Tabela 6	Parâmetros obtidos com o ajuste dos dados experimentais para o reator RALF	47
Tabela 7	Coeficientes de correlação entre os dados ajustados e os modelos teóricos.....	48
Tabela 8	Volume de zonas mortas no reator e as variáveis usadas para o cálculo de acordo com Sarathai et al. (2010).	50
Tabela 9	Curtos circuitos hidráulicos presentes no reator, calculados de acordo com Thackston et al. (1987)	51
Tabela 10	Soluções utilizadas para a curva de calibração padrão 1.....	59
Tabela 11	Leitura das amostras para curva padrão 1	60
Tabela 12	Soluções utilizadas para a curva de calibração padrão 2.....	61
Tabela 13	Leitura das amostras para curva padrão 2	61
Tabela 14	Resultados obtidos de vazão, TDH e concentração da Rodamina WT no ensaio hidrodinâmico.....	63

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

C_i - Concentração de traçador, [M] . [L]⁻³;
CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente;
d – Número de dispersão;
D – Coeficiente de dispersão longitudinal, [L]². [T]⁻¹
D/μL – Número de dispersão do reator;
DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio, [M].[L]⁻³;
DP - Desvio padrão;
DQO – Demanda Química de Oxigênio, [M].[L]⁻³;
DTR – Distribuição de Tempo de Residência;
e – Volume efetivo do reator;
E_θ – Curva de distribuição do tempo de detenção hidráulica;
E_i – Curva de distribuição de idade de saída do traçador, [T]⁻¹;
ETE – Estação de Tratamento de Esgoto;
GD – Grande Dispersão;
Máx - Valor máximo;
Mín – Valor mínimo;
N – Número de Reatores em Séries;
CSTR – *Constant Stirred Tank Reactor*;
PD – Pequena Dispersão;
pH – Potencial Hidrogeniônico;
Q – Vazão média afluyente; [M]³. [T]⁻¹;
r – Coeficiente de correlação;
Re – Número de Reynolds;
SANEPAR – Companhia de Saneamento do Paraná;
S - Área sob a curva concentração – tempo [M]. [T]. [L]⁻³;
ST – Concentração de Sólidos Totais; [M].[L]⁻³;
STF – Concentração de Sólidos Totais Fixos; [M].[L]⁻³;
STV – Concentração de Sólidos Totais Voláteis; [M].[L]⁻³;
SST – Concentração de Sólidos Suspensos Totais; [M].[L]⁻³;
SSF – Concentração de Sólidos Suspensos Fixos; [M].[L]⁻³;
SSV – Concentração de Sólidos Suspensos Voláteis; [M].[L]⁻³;
t – Tempo (h);
τ_k – Pico de concentração do traçador (h);
τ_n – TDH real (h);
T – Temperatura (°C);
TDH – Tempo de Detenção Hidráulico (h);
TR – Tempo de médio de residência obtido da curva DTR, [T];
UASB - *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*;
UTFPR – Universidade Tecnológica Federal do Paraná;
v – Volume do reator [L]³;
V_d – Volume morto do reator, (m³);
V_t – Volume do total do reator, (m³);
x – Média;
θ – Tempo adimensional;
Θ_m – Variância média;
λ – Comprimento de onda;
σ_θ² – Variância;

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	14
2 OBJETIVOS	16
2.1 OBJETIVO GERAL	16
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	16
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	17
3.1 DIGESTÃO ANAERÓBIA	17
3.2 FATORES LIMITANTES NA DIGESTÃO ANAERÓBIA	18
3.2.1 Temperatura.....	18
3.2.2 pH, Alcalinidade e Ácidos Voláteis	19
3.2.3 Tempo de Detenção Hidráulica e Tempo de Retenção Celular	20
3.3.1 Princípio de Funcionamento.....	21
3.3.2 Parâmetros e Critérios de Projeto	23
3.3.3 Vantagens e Desvantagens do Reator UASB	24
3.4 HIDRODINÂMICA DOS REATORES	26
3.4.1 Fluxo Pistonado.....	27
3.4.2 Mistura Completa	28
3.4.3 FLUXO DISPERSO	30
3.4.4 Mistura Completa e5m Série.....	31
3.4.5 Distribuição do Tempo de Residência.....	32
3.4.6 Método Tipo Pulso	33
3.3.7 Método Tipo Degrau.....	33
4 MATERIAIS E MÉTODOS.....	36
4.1 CARACTERÍSTICAS DO REATOR E DOS ESGOTOS SANITÁRIOS TRATADOS	36
4.2 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS.....	38
4.3 ANÁLISE DOS MODELOS MATEMÁTICOS	40
4.4 ANOMALIAS DO ESCOAMENTO E RECUPERAÇÃO DA MASSA	42
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES	45
5.1 COMPORTAMENTO DINÂMICO	45
5.2 COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO	46
5.3 ANOMALIAS NO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO E RECUPERAÇÃO DA MASSA DO TRAÇADOR	50
6 CONCLUSÕES	53

REFERÊNCIAS.....	55
APÊNDICE A.....	59
APÊNDICE B.....	63
ANEXO 1.....	65
ANEXO 2.....	66

1. INTRODUÇÃO

O reator *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) foi inicialmente desenvolvido na Holanda pelo professor Gatzke Lettinga na Universidade de Wageningen por volta da década de 70 (JORDÃO; PESSOA 2005). No Brasil o reator UASB também é conhecido como RALF (Reator Anaeróbio de Lodo Fluidizado), RAFA (Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado) e DAFA (Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente), nomenclaturas variantes do reator UASB podendo haver modificações construtivas, porém com princípio de funcionamento similar ao UASB (CHERNICHARO, 1997; JURGENSEN et al., 2002).

Devido às facilidades construtivas e operacionais, os processos anaeróbios têm sido utilizados no tratamento de esgotos sanitários no Brasil, sendo o Estado do Paraná um dos pioneiros da utilização do RALF, cuja configuração é similar a do reator tipo UASB, para tratamento biológico dos esgotos sanitários no estado do Paraná.

O formato do reator pode variar nas formas cilíndrica, quadrada ou retangular, com fluxo de escoamento ascendente e configuração interna formada pela manta e o leito de lodo que são compostos por microrganismos anaeróbios. No reator, o líquido se sobreleva e vai de encontro às placas defletoras e separador trifásico, responsáveis pela separação das frações líquida e sólida. A fração gasosa é encaminhada através de tubulações para queima ou alguma forma de aproveitamento e a fração sólida permanece no reator até o descarte e tem como função servir de meio suporte para a biomassa, pois o reator UASB não possui leito fixo(CHERNICHARO, 1997).

As dimensões do reator variam de acordo com a vazão de água residuária a ser tratada e os parâmetros de projeto utilizados. O tempo de detenção hidráulico (TDH) tem medidas empíricas e é um dos parâmetros de projeto que estima o tempo necessário para que o líquido percorra o reator e pode variar de 4 a 10 h dependendo da qualidade da água residuária.

Algumas das vantagens do reator UASB, comparado aos outros sistemas de tratamento biológico, são o baixo custo para implantação e operação, não ocupa muito espaço e é eficiente para remoção de DQO e DBO, entretanto também

apresenta desvantagens como necessidade de tratamento posterior, pode emanar maus odores e é sensível a cargas tóxicas (CHERNICHARO, 1997).

Esse sistema pode apresentar outras desvantagens caso surjam anomalias na interação entre o comportamento dinâmico e hidrodinâmico. As anomalias mais conhecidas são os desvios de fluxo, curtos-circuitos hidráulicos internos e zonas mortas no reator que contribuem para redução da eficiência no tratamento das águas residuárias (PEÑA; MARA; AVELLA, 2006). Para detecção destas anomalias podem ser feitos ensaios de estímulo-resposta, tipo pulso ou degrau, com uso de traçadores, inertes à biomassa do reator.

Azul de bromofenol, dextrana azul, eosina y, mordante violeta, cloreto de lítio e rodamina WT são exemplos de traçadores que podem ser injetados por pulso ou degrau na corrente de entrada do fluxo (NARDI; ZAIAT; FORESTI, 1999). O método tipo pulso consiste em injetar toda a solução na entrada de fluxo do reator no menor tempo possível e o método tipo degrau é feito com uma injeção constante de toda a solução do traçador na entrada de fluxo do reator (CAPELA et al., 2009).

A diferença dos dois métodos está na forma como é apresentada a curva de distribuição do tempo de residência (DTR) e as funções resultantes deles. A curva de DTR corresponde ao tempo de variação da distribuição das partículas desde a entrada até a saída do reator (CAPELA et al., 2009). O método de estímulo-resposta tipo pulso para avaliação hidrodinâmica do reator RALF representa melhor as distorções do fluxo no interior do reator segundo Peña et al. (2006).

A curva de DTR foi introduzida por Danckwerts em 1953 e torna possível a análise do fluxo do reator, pois é obtida a partir de amostras recolhidas após a injeção do traçador e indica as variações da concentração pelo tempo de residência do traçador no reator. Com estas curvas é possível obter parâmetros para modelos matemáticos que auxiliam no estudo do comportamento hidrodinâmico do reator.

Ensaio com reatores em escala de bancada, piloto e real foram executados por Poliesel (2005), Passig (2005), Carvalho (2006), Kjellstrand (2006), Salgado (2008), entre outros e mostram que as variações no comportamento hidrodinâmico e suas anomalias podem trazer prejuízos durante o tratamento do efluente.

Dentro deste contexto, o objetivo geral deste trabalho de conclusão de curso foi verificar o comportamento hidrodinâmico de um reator RALF, em escala plena com vazão média de $90 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$, da estação de tratamento de esgotos Santa Quitéria no município de Curitiba.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

O presente trabalho de conclusão de curso tem como objetivo geral analisar o comportamento hidrodinâmico de um reator anaeróbio de lodo fluidizado (RALF) tratando os esgotos sanitários de parte do município de Curitiba.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para cumprimento do objetivo geral foram propostos os seguintes objetivos específicos:

- Avaliar o comportamento dinâmico do reator RALF por meio da estabilidade (temperatura, pH, alcalinidade total, DBO e DQO) e eficiência de remoção de matéria orgânica (em termos de DQO);
- Para descrever o padrão de fluxo do reator RALF será determinado as variáveis hidrodinâmicas número de dispersão (d) e número de reatores de mistura completa em série (N-CSTR) do reator RALF;
- Identificar as anomalias hidrodinâmicas volume de zonas mortas e curtos-circuitos hidráulicos e;
- Determinar a porcentagem da massa de traçador recuperada no ensaio de estímulo-resposta realizado.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 DIGESTÃO ANAERÓBIA

Na digestão anaeróbia, o primeiro contato das bactérias com o efluente é feito no leito de lodo onde ocorre a síntese celular, em que compostos orgânicos complexos são convertidos em metano, gás carbônico, água e gás sulfídrico. Para que sejam gerados estes produtos finais, a biomassa orgânica passa pelas etapas da hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese, componentes deste processo (FORESTI et al,1999).

Portanto a eficiência do reator irá depender do contato das bactérias com a matéria orgânica em tempo adequado e condições do ambiente favoráveis. A hidrólise é a etapa na qual a matéria orgânica complexa, como proteínas, polissacarídeos, lipídios, ácidos nucleicos e o material orgânico na forma particulada são convertidos em compostos orgânicos mais simples de menor massa molar, como aminoácidos, mono e dissacarídeos, ácidos orgânicos de cadeia longa de carbono e glicerina, purinas, dióxido de carbono e hidrogênio (ANDREOLI et al., 2001).

Na acidogênese, as bactérias assimilam os compostos resultantes da hidrólise por fermentação, gerando ácidos orgânicos voláteis (ácidos acético, propiônico, butírico e valérico), além de álcoois e acetonas. Durante essa etapa, a demanda química de oxigênio (DQO) não é alterada, ou seja, a biomassa não é estabilizada (ANDREOLI et al., 2001; FORESTI et al., 1999).

A acetogênese é uma das principais etapas, pois a produção dos compostos nessa fase interfere diretamente na metanogênese, que é o processo final da conversão dos compostos orgânicos. Além disso, as bactérias acetogênicas vivem em simbiose com as arqueias metanogênicas, pois dependem do consumo de hidrogênio das arqueias metanogênicas (ANDREOLI et al., 2001).

As bactérias acetogênicas transformam os ácidos graxos voláteis e outros compostos da fase acidogênica em acetato (ácido acético), hidrogênio e dióxido de carbono através da fermentação. Para conversão dos ácidos graxos, este grupo de microrganismos não pode ser submetido a altas pressões de hidrogênio, caso

contrário a formação de acetato é reduzida, favorecendo maior produção dos ácidos propiônico, butírico e etanol em relação à produção de metano (BITTON, 1999).

A última etapa é a metanogênese que tem como principal subproduto o metano, que pode ser gerado de duas formas distintas, dependendo da arqueia que sintetiza o composto. As arqueias metanogênicas hidrogenotróficas utilizam o hidrogênio como fonte de energia (agente redutor) e o dióxido de carbono como fonte de carbono, reduzindo o dióxido de carbono a metano. As arqueias metanogênicas acetotróficas utilizam o acetato como fonte de carbono e agente redutor para produzir metano. Entretanto o primeiro grupo produz 30% do metano e o segundo grupo 70% do metano (ANDREOLI et al., 2001; MATANGUE, 2011).

Por o processo de degradação da matéria orgânica ser biológico alguns fatores interferem na digestão anaeróbia dos microrganismos e, o seu bom desempenho exige um ambiente favorável para suas atividades.

3.2 FATORES LIMITANTES NA DIGESTÃO ANAERÓBIA

Alguns fatores são limitantes ao processo de digestão anaeróbia tais como temperatura, pH, alcalinidade, ácidos voláteis, tempo de detenção hidráulica e tempo de detenção celular.

3.2.1 Temperatura

Os efeitos de variação de temperatura dependem de fatores como efeitos climáticos da região e características da carga orgânica de lodo. Quando o reator é operado em condições estáveis, os grupos de microrganismos ficam balanceados, porém o metabolismo de cada um responde de maneira diferente quando há variações na temperatura (LETTINGA et al., 2000).

Como exemplo de mudança de comportamento devido à temperatura tem-se as bactérias acetogênicas que são as mais sensíveis às altas temperaturas devido ao aumento da pressão parcial do hidrogênio. As arqueias metanogênicas

hidrogenotróficas são desfavorecidas energeticamente devido ao aumento da temperatura e as metanogênicas acetotróficas são favorecidas energeticamente com altas temperaturas (SPERLING, 2005; APPELS et al., 2008).

Com o aumento da temperatura no reator há aumento na solubilidade de compostos orgânicos, melhoria nas taxas de reações químicas e eliminação de patógenos, sendo a princípio vantajoso ter elevadas temperaturas. Entretanto temperaturas superiores a da faixa termofílica (55 °C), segundo Lettinga et al. (2005), causam problemas devido ao aumento de amônia livre, que inibe o papel dos microrganismos e provoca aumento dos ácidos graxos, que por sua vez causam inibição do processo de digestão bacteriana (APPELS et al., 2008).

3.2.2 pH, Alcalinidade e Ácidos Voláteis

De acordo com Sperling (2005) e Appels et al. (2008), as arqueias metanogênicas são as mais sensíveis à variação de pH e tem como faixa ótima de 6,5 a 7,2. As bactérias fermentativas são menos sensíveis e suportam variações de pH de 4,0 a 8,5.

Segundo os mesmos autores, os ácidos graxos voláteis produzidos tendem a diminuir o pH, que é corrigido pela alcalinidade em forma de dióxido carbono, gerado durante a fase da acetogênese, e amônia e bicarbonato produzido pelas arqueias metanogênicas. Devido à produção de compostos alcalinos na digestão anaeróbia, a concentração de alcalinidade do efluente é maior que a do afluente. Durante a fase gasosa, o pH é controlado pelo gás carbônico e na fase líquida pelo bicarbonato.

As principais causas da elevada concentração dos ácidos no processo anaeróbio podem ser devido a toxicidade do metabolismo, sobrecarga cinética, limitação na transferência de massa, curto circuitos hidráulicos, limitação de nitrogênio e fosforo e a ineficiência termodinâmica da conversão de propionato devido a elevadas concentrações de hidrogênio (SPEECE, 1996).

Testes feitos promovendo variação brusca do pH mostram sua rápida estabilização. No caso de mudanças drásticas e repentinas a recuperação depende

da duração a que é submetida a mudança, assim como a concentração dos ácidos voláteis durante o evento (LETTINGA et al., 2000).

3.2.3 Tempo de Detenção Hidráulica e Tempo de Retenção Celular

O tempo de retenção celular (TRC) é a média de tempo necessária para os sólidos serem digeridos no reator. Segundo Chernicharo (1997) na digestão anaeróbia é comum que o tempo de permanência do lodo dentro do reator, que é o TRC, seja superior a 30 dias.

Durante o tempo de retenção celular, a eficiência do processo depende da separação entre as fases sólida, líquida e gasosa do sistema, dentre outros fatores, pois pode ocorrer carreamento dos sólidos no efluente (CHERNICHARO, 1997).

Caso haja sobrecarga na concentração de sólidos suspensos na carga orgânica o TRC irá decair propiciando a diminuição de eficiência do reator, pois os compostos degradáveis dissolvidos irão gerar um acúmulo de ácidos graxos, conseqüentemente o pH diminuirá e pode haver inibição na atividade metanogênica (LEITÃO et al., 2005).

O tempo de detenção hidráulica (TDH), Equação 1, é a média de tempo em que o líquido permanece em contato com o lodo no reator anaeróbio. Devido ao separador trifásico, posicionado na saída do efluente, há uma maior permanência da parte sólida no reator possibilitando tempos maiores para TRC em relação ao TDH (CHERNICHARO, 1997). Na digestão anaeróbia o TDH varia de 4 a 9 h para o esgoto doméstico.

$$TDH = \frac{V}{Q} \quad (1)$$

Em que:

V = volume do reator em m³ e

Q = vazão de entrada do reator (m³/h).

Tanto o TRC quanto o TDH afetam diretamente a qualidade final do efluente, que pode conter elevado teor de sólidos suspensos totais, e não atender a qualidade

estabelecida na legislação ambiental vigente para descarte no corpo hídrico receptor.

3.3 Reator UASB

Dentre as unidades de tratamento biológico anaeróbio, merece destaque o reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente cujo princípio de funcionamento é simples e seu dimensionamento é feito através de parâmetros e critérios pré-estabelecidos para o projeto.

É possível encontrar diversas vantagens no uso desta unidade, pois as desvantagens são poucas em relação aos outros sistemas, caso o projeto e execução do reator sejam feitos corretamente.

3.3.1 Princípio de Funcionamento

Para iniciar o tratamento do efluente no reator é disposta uma parcela de lodo de sementeira com alta carga biológica (kgDQO/kgSVT.d) que dá partida no sistema. A alimentação do reator deve ser iniciada com baixa taxa de alimentação e posteriormente ser aumentada (CHERNICHARO, 1997).

Após a partida do reator, a taxa de alimentação deve ser contínua até formar um denso leito de biomassa no fundo do reator que pode formar grânulos, dependendo do tipo de lodo usado. Estes grânulos são compostos por microrganismos aglutinados que tendem a servir de meio suporte para outros microrganismos.

No reator não é exigido qualquer tipo de meio suporte para os microrganismos, pois eles se fixam umas nas outras através da auto adesão e formam flocos ou grânulos (SPERLING, 1996; CHERNICHARO, 1997). Esse primeiro procedimento vai dar origem ao leito de lodo, tendo como característica principal a elevada densidade de biomassa nele presente.

Independente da vazão a ser tratada, o reator tem a mesma configuração interna, composta primeiramente pelo leito de lodo, seguido da manta de lodo e o separador trifásico, em que é feita a coleta do biogás. No perímetro do reator, há o compartimento de decantação juntamente com a canaleta coletora do efluente (Figura 1).

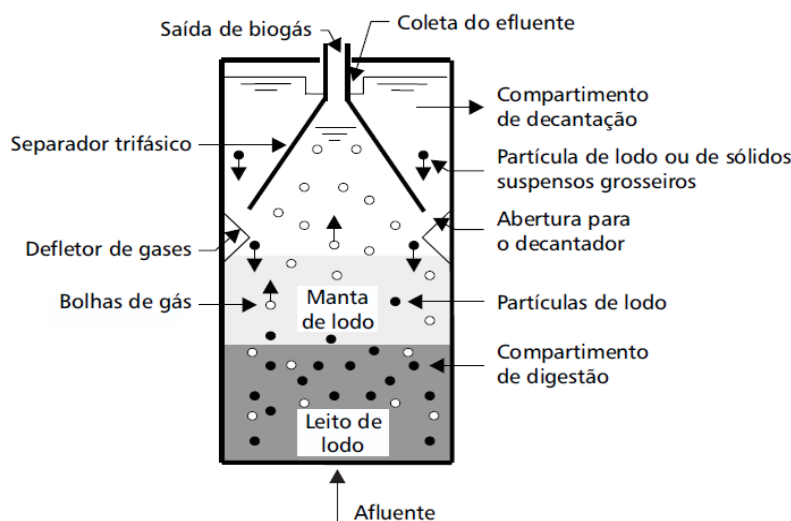


FIGURA 1 - Desenho esquemático do reator UASB
Fonte: CHERNICHARO, 1997

De acordo com Chernicharo (1997), a manta de lodo é composta por partículas pouco adensadas, que ficam mais dispersas no líquido e conseqüentemente tem menor atividade bacteriana em relação ao leito de lodo. A mistura do sistema é feita pelo fluxo de entrada de esgoto e pelos gases formados durante a digestão. O movimento dos gases também pode propiciar carreamento das partículas sólidas, presas nas bolhas de gás, no efluente e, por isso é necessário instalar o separador trifásico na parte superior do reator.

Segundo o mesmo autor, o separador trifásico faz o direcionamento da parte líquida para o decantador, do gás para a saída de biogás e da parte sólida para a manta e o leito de lodo. A separação das fases gasosa e sólida também é feita pelas placas defletoras de gás, que tem a função de romper as bolhas e minimizar a saída de biomassa no efluente.

O compartimento de decantação fica na parte superior do reator e sua área de seção transversal contribui para o controle da velocidade ascensional do efluente.

A velocidade deve ser controlada para permanecer baixa e possibilitar a sedimentação das partículas, que também será favorecida pela ausência de bolhas de gás. Após o compartimento de decantação o efluente sai clarificado em direção às calhas coletoras.

3.3.2 Parâmetros e Critérios de Projeto

Segundo Chernicharo (1997), o funcionamento do reator deve ocorrer de acordo com os critérios dimensionados em projeto. Ao elaborar o projeto deve-se ter como base:

- carga hidráulica volumétrica, que é razão entre a vazão de entrada do efluente no reator pelo seu volume total ($m^3/m^3.d$);
- velocidade do fluxo, que é razão entre a vazão de entrada pela área da seção transversal do reator (m/h);
- TDH que varia de 6 a 16 h, dependendo do tipo de água residuária a ser tratada, e é o inverso da carga volumétrica (h) ou a razão entre o volume do reator (m^3) e a vazão afluyente (m^3/d).

A carga orgânica volumétrica não é muito relevante como parâmetro de projeto para o esgoto sanitário, com faixa variável de 2,5 a 3,0 $kgDQO/m^3.d$

Além da carga hidráulica volumétrica, TDH e velocidade superficial de fluxo, outros parâmetros também são importantes, tais como:

- controle de velocidade nas aberturas do decantador que deve ser controlada, pois as partículas podem sedimentar devido às baixas velocidades neste compartimento;
- taxa de aplicação superficial no decantador, que correlaciona o quanto de esgoto é lançado na superfície do decantador por hora;
- TDH no decantador, que é a relação entre o volume do decantador pela vazão afluyente.

Como a escala do projeto influencia na escolha da forma do reator é importante que os parâmetros e critérios de projeto sejam bem definidos. Segundo

Chernicharo (1997), os valores para os principais parâmetros de projeto usados em reatores anaeróbios para tratamento de esgotos são apresentados na Tabela 1.

TABELA 1 - Resumo dos principais parâmetros e critérios hidráulicos para o projeto de reatores UASB no tratamento de esgoto

Parâmetro e Critério	Valores em função da vazão		
	Q _{méd}	Q _{máx}	Q _{pico (2 a 4 h)}
Carga hidráulica volumétrica (m ³ /m ³ .d)	< 4,0	< 6,0	< 7,0
TDH (h) para temperaturas de 20 a 26 °C	6 - 9	4 - 6	> 3,5 - 4
Velocidade superficial do fluxo no decantador (m/h)	0,5 - 0,7	0,9 - 1,1	< 1,5
Velocidade nas aberturas do decantador (m/h)	2,0 - 2,3	< 4,0 - 4,2	< 5,5 - 6,0
Taxa de aplicação superficial no decantador (m/h)	0,6 - 0,8	< 1,2	< 1,6
TDH (h) no decantador	1,5 - 2,0	> 1,0	> 0,6

Fonte: adaptado de Chernicharo (1997)

Ainda existem outros critérios e parâmetros a serem considerados no projeto de reator, como distribuição de efluente no reator, taxas mínimas de liberação e concentração de metano no biogás, compartimento de decantação, coleta de efluente e produção e amostras de lodo produzido CHERNICHARO (1997).

A forma do reator é escolhida de acordo com critérios econômicos, pois ele pode ser cilíndrico, prismático-retangular ou com paredes retas na área de digestão. Em planta, o reator pode ter formato circular ou retangular, sendo que geralmente para grandes volumes o formato retangular é o mais utilizado devido à facilidade construtiva por modulação, mesmo sendo os circulares mais econômicos CHERNICHARO (1997).

3.3.3 Vantagens e Desvantagens do Reator UASB

As vantagens do uso reator UASB podem ser explicadas por vários fatores operacionais e econômicos, segundo Chernicharo et al. (1999).

- A capacidade do reator de reter a biomassa ativa, o tempo de retenção celular (TRC) pode durar até um mês, dependendo das características do esgoto a ser tratado. Isso ocorre, pois a taxa de crescimento celular das bactérias anaeróbias é menor do que das bactérias aeróbias e ao invés de converter o substrato em novas células, estas o convertem em metano.
- O fluxo ascendente do reator promove melhor contato entre o lodo e o esgoto, pois garante que o esgoto atravesse a manta de lodo para chegar no decantador.
- O biogás produzido pelas arqueias metanogênicas promove mistura do sistema e propicia distribuição equitativa do esgoto no lodo, promovendo mais contato entre matéria orgânica e bactérias.
- Em um mesmo espaço, porém em diferentes camadas, é possível desenvolver todas as etapas necessárias para tratamento do efluente com eficiência. O reator faz o papel de decantador primário, digestor biológico, decantador secundário, estabiliza o lodo e por isso exige menor área para instalação na ETE.
- O custo de implantação é baixo, sendo a configuração interna e externa do reator de fácil execução e não é necessário afixar meio suporte, devendo-se tomar cuidado apenas com as medidas de projeto para que os parâmetros não sejam afetados.
- O custo de operação é baixo, pois não há utilização de energia elétrica para seu funcionamento apenas se houver estação elevatória na chegada do esgoto, além de não exigir manutenções frequentes.
- Dependendo do TDH, a remoção de DQO pode variar entre 40% a 75% e de DBO de 45% a 85%. A concentração de sólidos suspensos (SS) pode ser de 20 mg/L, ou seja, apesar de não se enquadrar nos padrões da legislação ambiental vigente (CONAMA, 2005) para lançamento no corpo hídrico, o reator tem boa eficiência de remoção aliada à baixa produção de lodo.
- Possibilidade de rápida re-partida, caso seja semeado lodo de inóculo em 4% do volume do reator, obtendo-se eficiência esperada de duas a 3 semanas.

Apesar destas vantagens, este reator também possui desvantagens, conforme citado por Chernicharo et al. (1999):

- Emissão de maus odores devido à presença de compostos de enxofre ou devido a choque de cargas orgânicas e hidráulicas, que podem ser minimizados se o projeto for bem calculado e executado;
- Organismos que não assimilam cargas tóxicas e se tornam sensíveis a estes compostos em determinadas concentrações. As arqueias metanogênicas também podem ser prejudicadas devido à presença de oxigênio caso as bactérias facultativas não o consumam;
- Partida lenta do sistema, caso não seja usado lodo de inóculo, o que pode demorar de 4 a 6 meses;
- O efluente gerado pelo reator não atende o padrão necessário para lançamento em um corpo hídrico receptor, e por isso há necessidade de etapa de pós-tratamento para remoção de patógenos, matéria orgânica remanescente e nutrientes;
- Surgimento de caminhos preferenciais, desvios de fluxo, curtos-circuitos e zonas mortas que podem ser decorrentes de problemas operacionais e construtivos no reator e que promovem ineficiência no tratamento do efluente.

Apesar das suas desvantagens em relação a outros sistemas de tratamento de esgotos este reator tem sido utilizado em países tropicais, como o Brasil, sendo eficiente para este tipo de clima com temperaturas acima de 20 °C (FORESTI, 2013).

3.4 HIDRODINÂMICA DOS REATORES

A hidrodinâmica de um reator é um dos principais fatores que determina a eficiência do sistema de tratamento, pois caso o caminho que o líquido percorra não o deixe em contato por tempo suficiente com a biomassa ativa, não haverá

decomposição total da matéria orgânica, ou caso haja estagnação do fluido no reator o volume útil para tratamento do efluente diminuirá.

Carvalho et al. (2008) mostraram que variações de fluxo na entrada do reator anaeróbio provocam mudanças na síntese da matéria orgânica devido ao aumento de ácidos voláteis, alterando a velocidade das reações biológicas e ocasionando distribuição não uniforme da biomassa, isso influencia a hidrodinâmica do reator, pois pode impor alterações no tipo de escoamento interno. Como consequência disto, a síntese da matéria orgânica não será a mesma em todas as regiões do leito de lodo.

A taxa ou velocidade das reações refere-se à cinética do sistema e um dos aspectos da cinética é a mistura hidráulica feita pelo contato biomassa e esgoto. A característica hidráulica está associada não só a mistura, que depende da geometria do reator e da energia introduzida nele, como também ao fluxo (regime de alimentação) que pode ser contínuo ou intermitente. A mistura hidráulica e o fluxo hidráulico compõem o regime hidráulico do sistema (FORESTI, 2013).

Reatores anaeróbios de manta de lodo têm como principais características hidráulicas o fluxo contínuo, leito móvel em suspensão e regime de escoamento sem mistura predominante (FORESTI, 2013).

Para melhor compreender o regime hidráulico destes reatores são considerados quatro tipos de regime hidráulico mais comuns, o fluxo em pistão (pistonado), mistura completa, fluxo disperso e mistura completa em série. O fluxo em pistão e o de mistura completa são idealizações teóricas de comportamento, sendo que na prática não ocorrem (TOSCANI, 2010).

3.4.1 Fluxo Pistonado

O fluxo em pistão tem regime de alimentação contínuo, sendo que neste escoamento, as partículas do fluido que entram juntas percorrem o reator ao mesmo tempo, com pouca dispersão longitudinal, e saem juntas (LEVENSPIEL, 2000; PATZA, 2006; TOSCANI, 2010; MATANGUE, 2011).

Segundo estes autores, a concentração do composto é alta no início do reator, e vai sendo degradada até seu ponto de saída. Na Equação 2 é descrita a concentração final do composto.

$$C = C_o \cdot \left(\frac{1}{1 + k \cdot C_o \cdot t} \right) \quad (2)$$

Em que:

C = concentração final do composto (mg/L);

C_o = concentração inicial do composto (mg/L);

k = taxa de remoção do composto (d⁻¹);

t = tempo de retenção do composto (d).

Na Figura 2 é apresentado um desenho esquemático de reator pistonado.

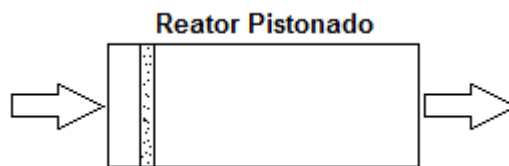


FIGURA 2 - Reator pistonado
Fonte: adaptado, LEVENSPIEL, 2000.

Como há pouca dispersão de partículas no reator, as variações de carga não são bem absorvidas, pois para uma concentração de carga acima da qual o reator consegue estabilizar as partículas podem não permanecer retidas tempo suficiente para estabilização.

3.4.2 Mistura Completa

O regime de mistura completa tem alimentação contínua, sendo que o efluente que entra é submetido à agitação contínua para homogeneizar a concentração do composto em todos os pontos do reator. Diferentemente do fluxo

pistonado, o regime de mistura completa tem dispersão longitudinal das partículas. A homogeneidade do fluido irá depender do tempo e da velocidade as quais ele foi submetido (PATZA, 2006; TOSCANI, 2010; MATANGUE, 2011). Este modelo de mistura é comumente utilizado em reatores de geometria circular ou quadrado. Segundo Levenspiel (2000) e Toscani (2010), a concentração final do composto é estabelecida considerando balanço de massa em todo o reator sem sedimentação e nem retirada de massa (Equação 3).

$$C = \frac{C_0}{1+K.t} \quad (3)$$

Em que:

C = concentração final do composto (mg/L);

C₀ = concentração inicial do composto (mg/L);

k = taxa de remoção do composto (d⁻¹);

t = tempo de retenção do composto (d).

Na Figura 3 é apresentado um desenho esquemático de reator de mistura completa.

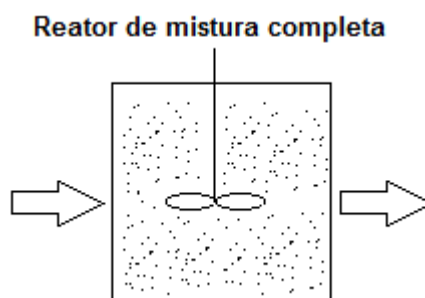


FIGURA 3 - Reator mistura completa
Fonte: adaptado, LEVENSPIEL, 2000.

Apesar do reator de mistura completa se comportar melhor aos choques de carga, as variações de pH e de temperatura, o reator deverá ter um volume maior para dispersar as cargas mais concentradas e reduzir a concentração inicialmente imposta, assim não haverá perda de eficiência do sistema (SPERLING, 1996).

3.4.3 FLUXO DISPERSO

O fluxo disperso tem regime de alimentação contínua e é o tipo que mais se aproxima de uma hidrodinâmica real, sendo mais verificado nos reatores e de mistura intermediária entre o fluxo pistonado e o de mistura completa (LEVENSPIEL, 2000; PATZA, 2006; TOSCANI, 2010; MATANGUE, 2011). Para verificar se o fluxo disperso se aproxima do fluxo pistonado ou de mistura completa é usado o número de dispersão d , que é expresso na Equação 4.

$$d = \frac{D}{\mu \cdot L} \quad (4)$$

Em que:

d = número de dispersão;

D = coeficiente de dispersão longitudinal (m^2/s);

μ = velocidade horizontal média (m/s);

L = comprimento do reator (m).

Segundo Sperling (1996), o valor de d igual ou maior a 0,2 indica que o fluxo se aproxima mais do fluxo pistonado e o valor de d maior que 3,0 indica que o fluxo se aproxima mais da mistura completa. Na Equação 5 é mostrado o cálculo das concentrações proposto por Wehner e Wilhelm.

$$C = C_0 \cdot \frac{4 \cdot a \cdot e^{\frac{1}{2d}}}{(1+a)^2 \cdot e^{\frac{1}{2d}} - (1-a)^2 \cdot e^{-\frac{1}{2d}}} \quad (5)$$

Em que:

C = concentração final do composto (mg/L);

C_0 = concentração inicial do composto (mg/L);

$a = \sqrt{1 + 4 \cdot t \cdot d}$, sendo t o TDH e d o número de dispersão.

3.4.4 Mistura Completa em Série

Reatores de mistura completa têm alimentação contínua e maior eficiência de remoção do composto por funcionarem como reatores de mistura completa conectados em série. Na Equação 6 é demonstrada a correlação entre a concentração final e inicial do composto em que o t se refere ao tempo de detenção hidráulica de todos os “ n ” reatores (LEVENSPIEL, 2000; TOSCANI, 2010).

$$C = C_0 \cdot \frac{1}{\left(1 + \left(k \cdot \frac{t}{n}\right)\right)^n} \quad (6)$$

Em que:

C = concentração final do composto (mg/L);

C_0 = concentração inicial do composto (mg/L);

k = taxa de remoção do composto (d^{-1});

t = tempo de retenção do composto (d);

n = número de reatores.

Na Figura 4 é apresentado um desenho esquemático de reator de mistura completa em série.



FIGURA 4 - Reator mistura completa em série
 Fonte: LEVENSPIEL, 2000.

3.4.5 Distribuição do Tempo de Residência

A distribuição do tempo de residência (DTR) é a caracterização do escoamento em um reator de fluxo contínuo através de diagramas, que fornecem parâmetros usados para ajuste de funções matemáticas que descrevem a distribuição das partículas no tempo. A hidrodinâmica dos reatores pode ser descrita por modelos não ideais, produzidos por curvas experimentais de distribuição do tempo, DTR, geradas devido ao tipo de mistura injetada no reator (CAPELA et al., 2009).

A curva de DTR representa o tempo relativo de várias porções de um fluido que escoam pelo reator. Analisando o diagrama é possível saber se há anomalias no escoamento do fluxo, como curtos-circuitos e zonas mortas. São consideradas anomalias quando o fluido tem um caminho preferencial dentro do reator, criando diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH) para o mesmo escoamento.

Caso o TDH real seja menor que o teórico há indícios de curtos-circuitos hidráulicos, caso o TDH real seja maior que o TDH teórico pode haver presença de zonas mortas (PATZA, 2006; MATANGUE, 2014).

As curvas de DTR são obtidas pela injeção de traçadores na corrente de entrada do reator, que são tipos de corante, não reativos com a biomassa, que adere nas partículas e acompanham o fluxo no interior do reator.

A injeção do traçador é feita pelo método de estímulo-resposta que consiste em injetar o traçador no ponto de entrada do reator e monitorar sua concentração na saída do reator por um aparelho adequado, sendo uma sonda de condutividade, um contador GM, um fotodetector (CHULP; NOVOTNY; ZITNY, 2012).

A concentração medida do traçador é proporcional à função da curva DTR apenas se o marcador for injetado de uma maneira precisamente definida na entrada, levando em conta o perfil de velocidade de entrada (PAUL; ATIEMO-OBENG; KRESTA, 2003). O traçador pode ser injetado pelo método de estímulo-resposta tipo pulso ou tipo degrau.

3.4.6 Método Tipo Pulso

Consiste na injeção de toda a solução preparada do traçador no menor tempo por um rápido impulso e monitora-se a saída do reator até que haja um pico na concentração do traçador (CAPELA et al., 2009) ou até saída total da massa de traçador injetada.

Segundo Paul PAUL; ATIEMO-OBENG; KRESTA (2003), a equação de saída do traçador obedece a função diferencial de distribuição, apresentada na Equação 7, em que $E(t)dt$ corresponde a fração de partículas que permanecem no sistema entre um tempo t e $t+dt$.

$$E(t) = \frac{C_{out}(t)}{\int_0^{\infty} C_{out}(t)dt} \quad (7)$$

Em que $C_{out}(t)$ é a integral de convolução referente a qualquer variação de concentração do traçador no tempo t , que representa a resposta amortecida de todo o caminho entre a entrada e saída do reator. Na Equação 8 é mostrada a função da integral de convolução.

$$C(t) = \int_0^t C_{in}(t')E(t - t')dt' \quad (8)$$

Em que:

$C_{in}(t')$ = concentração de entrada no tempo t' ;

$E(t - t')$ = função de distribuição no interior do reator.

3.3.7 Método Tipo Degrau

É uma injeção contínua de traçador a velocidade constante no ponto de entrada do sistema e a saída do reator é monitorada até a concentração do traçador atingir um estado estacionário (CAPELA et al., 2009). A entrada em degrau consiste na mudança de concentração positiva do traçador a partir de um valor inicial 0 até um valor final C_{∞} (PAUL; ATIEMO-OBENG; KRESTA , 2003) (Equação 9).

$$F(t) = \frac{C_{out}(t)}{C_{\infty}} \quad (9)$$

A função $F(t)$ pode ser relacionada com a função $E(t)$ através da Equação 10:

$$F(t) = \int_0^t E(t') dt' \quad (10)$$

O uso da curva F não é adequado, em alguns casos, para identificar as distorções de fluxo no interior do reator, pois o ajuste suave da curva pode esconder distorções de fluxo reais dentro do reator, em especial em reatores multifásicos. Além disso, a curva F é obtida por integração da correspondente E -curva, e neste sentido, torna-se uma função cumulativa (PEÑA; MARA; AVELLA, 2009).

A caracterização hidrodinâmica de um reator, em geral, é obtida por experimentos usando traçadores conservativos ou não conservativos em que os dados do experimento são obtidos devido à alimentação e corrente do efluente. Estudos realizados por Jiménez; Noyola; Capdeville (1988) testaram diversos traçadores no sistema de tratamento biológico para águas residuárias afim de obter resultados confiáveis nos ensaios de estímulo-resposta. Os resultados dos testes apresentaram mudanças da forma da curva DTR devido às características do traçador.

Segundo os mesmos autores é necessária uma prévia seleção de traçadores para obter a curva DR que representa as características das fases do fluido percorrendo um reator heterogêneo e para permitir a constatação de zonas mortas, caminhos referenciais e curto-circuitos hidráulicos.

Estudos têm sido realizados com azul de bromofenol, dextrana azul, eosina Y, mordante violeta, cloreto de lítio e rodamina WT. Segundo De Nardi; Zaiat; Foresti (1999) a Rodamina WT é largamente empregada em ensaios hidrodinâmicos para obtenção de curvas de DTR em reatores de leito fixo tratando águas residuárias.

Poliesel (2005) adotou a Rodamina WT por ser um corante fluorescente que pode ser usado com segurança, pois tem alta detectabilidade, não apresenta decaimento fotoquímico e biológico e também é atóxico ao ser vivo.

A Rodamina WT também foi usada em ensaios para avaliação da remoção e transporte do herbicida ametrina em sistemas alagados construídos por Borges (2008) que obteve resultados satisfatórios a respeito do comportamento hidrodinâmico do sistema.

Em todos os estudos hidrodinâmicos previamente apresentados, a Rodamina WT foi viável ao ser utilizada em sistemas em escala plena.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste tópico é apresentada a metodologia usada no Trabalho de Conclusão de Curso para avaliar o comportamento hidrodinâmico do reator RALF em escala plena.

Serão descritas as características construtivas e operacionais do reator; a caracterização do afluente e do efluente; a metodologia aplicada para realizar os ensaios hidrodinâmicos; os modelos matemáticos usados para normalizar e analisar os dados obtidos no ensaio, as anomalias no reator e a recuperação de massa do traçador ao final do ensaio.

4.1 CARACTERÍSTICAS DO REATOR E DOS ESGOTOS SANITÁRIOS TRATADOS

Os experimentos foram realizados em um reator RALF de formato prismático com largura de 21 m, profundidade de 4,5 m e comprimento de 21 m, com volume total de aproximadamente 2000 m³. O reator está em operação estável a mais de 10 anos em uma Estação de Tratamento de Esgotos no município de Curitiba, estado do Paraná. Na Figura 5 é mostrado o sistema de distribuição do reator RALF.



FIGURA 5 – Parte superior do reator, em que o efluente deixa o do reator.

Os principais parâmetros e critérios de projeto do reator foram fornecidos por funcionário da companhia de saneamento e são apresentados na Tabela 2.

TABELA 2 - Resumo dos principais critérios e parâmetros hidráulicos do reator.

Parâmetro e Critério	Faixas de valores em função de Q	
	Q _{méd}	Q _{máx}
Carga hidráulica volumétrica (m ³ /m ² .h)	0,16	0,18
TDH (h) para temperaturas de 20 a 26 °C	7,97	5,57
Velocidade superficial do fluxo no decantador (m/h)	0,57	0,82
Taxa de aplicação superficial no decantador (m/h)	0,92	1,31
TDH (h) no decantador	1,14	0,80

Durante os ensaios realizados, o reator foi operado com vazão média afluyente de 90 L/s, valor próximo ao da vazão máxima de projeto, e TDH de aproximadamente 5 h.

Um resumo das características físico-químicas do afluyente e efluente do reator RALF é apresentado na Tabela 3. Os dados foram gentilmente cedidos pela companhia de saneamento responsável pela Estação de Tratamento de Esgotos que trata parte dos esgotos do município de Curitiba, Paraná.

TABELA 3 – Resumo da caracterização físico-química do afluente e do efluente do reator.

Parâmetros	Afluente	Efluente
Temperatura (°C)	21,0	20,3
pH	7,45	6,94
Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	183	215
DBO (mg/L)	228	110
DQO (mg/L)	381	220

4.2 ENSAIOS HIDRODINÂMICOS

Foi realizado um ensaio de estímulo-resposta tipo pulso no reator RALF até a data de entrega deste trabalho de conclusão de curso, com Rodamina WT comercial (2000 g.g-mol⁻¹) como traçador. Estavam previstos três ensaios, entretanto devido à problemas internos da ANVISA junto à empresa em que foi feita a compra, houve atraso na importação da Rodamina WT (Anexo 1).

A Rodamina WT foi escolhida devido as suas características de fácil detecção devido a sua alta luminescência, elevada recuperação de massa injetada, menor decomposição quando exposta à luz e manuseio seguro.

A curva de calibração padrão da Rodamina WT foi feita em um espectrofotômetro de fluorescência Varian Cary Eclipse no qual foi possível obter um diagrama de concentração por intensidade de luminescência.

O preparo das soluções foi feito com 0,5 mL da Rodamina WT diluída em 100 mL de água destilada, seguido de duas diluições de 0,5 mL em balão volumétrico de 250 mL. A partir desta solução mãe foram feitas as concentrações usadas na curva de calibração padrão. Os cálculos e as curvas de calibração padrão obtidas da Rodamina WT são apresentadas no APÊNDICE A.

O tempo total de duração dos ensaios hidrodinâmicos foi de aproximadamente três vezes o TDH teórico de operação do reator (8 h) que corresponde ao período de 24 h. Cada amostra do efluente do reator RALF de 150 mL foi coletada a cada 30 min, pelo amostrador portátil HACH SIGMA SD900, totalizando 42 amostras.

Foram injetados aproximadamente 994 mL da solução de Rodamina WT a 20% comercial na entrada do reator. Na Figura 6 é mostrada a injeção da solução do traçador na entrada do reator.



Figura 6 - Injeção de traçador na entrada do reator

Após a coleta, as amostras foram filtradas com papel filtro qualitativo e armazenadas em frascos previamente lavados com solução de ácido clorídrico e água destilada. Na Figura 7 é mostrado o local onde foi feita a coleta das amostras.



Figura 7 – Ponto de coleta das amostras: a) Ponto de coleta; b) amostras coletadas no amostrador.

As intensidades de luminescência foram determinadas no espectrofotômetro de fluorescência Varian Cary Eclipse em comprimento de onda (λ) de 540 nm para excitação e 585 nm para emissão, na largura da fenda de 5 nm para as concentrações mais baixas, de 0,01 a 4,00 $\mu\text{g/L}$, e 20 nm para as concentrações mais altas, de 5,00 a 25,00 $\mu\text{g/L}$.

As intensidades de luminescência obtidas foram substituídas nas equações de calibração padrão para mensurar a concentração do traçador no efluente. Os dados de concentração e tempo foram ajustados aos modelos matemáticos uniparamétricos teóricos de pequena dispersão, grande dispersão e N-CSTR (número de reatores em série) descritos por Levenspiel (2000).

4.3 ANÁLISE DOS MODELOS MATEMÁTICOS

Para caracterizar o escoamento no reator foram usados os modelos matemáticos uniparamétricos que são mais simples e amplamente utilizados para reatores com pequenos desvios do escoamento tubular e leitos empacotados. Estes reatores podem ser satisfatoriamente representados por modelos de tanques em série e de dispersão (LEVENSPIEL, 2000).

A normalização das curvas experimentais de concentração do traçador pelo tempo foi feita de acordo com Levenspiel (2000) e resultou em curvas de distribuição do tempo de residência hidráulico (E_θ) em função do tempo adimensional (θ). Os ajustes foram feitos pelos modelos teóricos uniparamétricos e foram determinadas variâncias (σ_θ^2) para cada curva obtida nos ajustes matemáticos.

Os modelos matemáticos de mistura completa de tanques de mistura completa em série (N-CSTR) e de dispersão de pequena (PD) e grande (GD) intensidade estão descritos na Tabela 4.

TABELA 4 - Modelos teóricos hidrodinâmicos uniparamétricos

Modelo	Parâmetro	Equação
Pequena dispersão	$\sigma_{\theta}^2 = 2 \left(\frac{D}{\mu \cdot L} \right)$	$E_{\theta} = \frac{1}{2\sqrt{\pi(D/\mu \cdot L)}} \exp\left[-\frac{(1-\theta)^2}{4(D/\mu \cdot L)}\right]$
Grande dispersão (tanque aberto)	$\sigma_{\theta}^2 = 2 \left(\frac{D}{\mu \cdot L} \right) + 8 \left(\frac{D}{\mu \cdot L} \right)^2$	$E_{\theta} = \frac{1}{2\sqrt{\pi(D/\mu \cdot L)}} \exp\left[-\frac{(1-\theta)^2}{4\theta(D/\mu \cdot L)}\right]$
N-CSTR	$N = \frac{1}{\sigma_{\theta}^2}$	$E_{\theta} = \frac{N(N \cdot \theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N \cdot \theta}$

FONTE: adaptado de LEVENSPIEL (1999)

Em que:

σ_{θ}^2 = variância adimensional;

D = coeficiente de difusão;

μ = velocidade de escoamento no reator, m/s;

L = comprimento do reator, m;

N = número de reatores de mistura completa em série;

θ = tempo adimensional;

E_{θ} = concentração adimensional.

O modelo de tanques de mistura completa em série pode ser usado em todos os tipos de reatores e tem como base o parâmetro unitário N que representa o número de reatores de mistura completa em série em funcionamento no sistema. No ajuste do modelo, o escoamento tenderá a pistonado se N resultar infinito e à mistura completa se resultar N próximo a 1,0.

Os modelos de dispersão (PD e GD) são baseados no parâmetro d que representa o número de dispersão apresentado na Equação 3. Este parâmetro indica o grau de mistura, ou seja, quanto maior o d menos pistonado e mais perfeitamente misturado é o sistema. Para casos em que $d > 0,01$ há grande desvio do escoamento pistonado (LEVENSPIEL, 2000).

Para utilização dos parâmetros descritos são definidas variáveis com as quais é possível obter e associar a curva adimensional obtida com os modelos matemáticos existentes, conforme apresentado na Tabela 5.

TABELA 5 - Definição das variáveis aplicadas nos modelos teóricos uniparamétricos

Variáveis	Definição
E_i	C_i/S
S	$\sum C_i \Delta t_i$
t_r	$\frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i}$
θ	t/t_r
E_θ	$t_r E_i$
σ^2	$\frac{\sum t_i^2 C_i}{\sum C_i} - t_R^2$
σ_θ^2	σ^2/t_R^2

FONTE: adaptado de LEVENSPIEL (2000)

Em que:

E_i = concentração adimensional no tempo i (parametrização de valores até o valor unitário);

C_i = concentração experimental no tempo i ;

S = integral da concentração durante o ensaio;

Δt_i = intervalo de tempo de medição da concentração C_i ;

t_R = tempo de residência médio;

θ = tempo adimensional;

E_θ = concentração adimensional;

σ^2 = variância.

4.4 ANOMALIAS DO ESCOAMENTO E RECUPERAÇÃO DA MASSA

Na avaliação das anomalias do reator foram determinados o volume de zonas mortas (Equação 11) e a presença de curtos-circuitos hidráulicos, conforme reportado por Sarathai; Koottapet; Morel. (2010).

$$\frac{V_d}{V_T} = 1 - \theta m \quad (11)$$

Em que:

V_d = volume de zonas mortas (m^3);

V_T = volume total do reator (m^3);

θ_m = fator de retenção obtido ao dividir TDH real (obtido nos ensaios) pelo TDH teórico (determinado em projeto), denominado β por Peña; Mara; Avella (2005).

Thackston, Shields; Schroeder (1987) analisaram o volume de zonas mortas pela relação entre o tempo para pico de saída do traçador e o TDH teórico, denominado ψ por Sarathai et al. (2010), que por sua vez definiram:

$\psi \leq 0,25$ como grande volume de zonas mortas;

$\psi \leq 0,50$ como moderado volume de zonas mortas;

$\psi \leq 0,75$ como pequeno volume de zonas mortas;

$\psi > 0,75$ como sem volume de zonas mortas.

Para quantificação dos curtos-circuitos hidráulicos, Sarathai; Koottapet; Morel. (2010) utilizaram a Equação 12.

$$\psi = \frac{\tau_k}{\tau_n} \quad (12)$$

Em que:

τ_k = pico do traçador no efluente (h);

τ_n = TDH teórico (h).

Segundo Thackston; Shields; Schroeder (1987), o termo curto-circuito não tem definição precisa, entretanto é utilizado para descrever uma situação em que o tempo de permanência do fluido no reator é muito antecipado. Esta anomalia pode ser observada na curva de DTR quando a saída de uma quantidade significativa de traçador obedece a relação de ψ menor que 0,3 ou 0,4.

Também foi determinado o percentual de massa recuperada de acordo com a Equação 13 descrita por Kellner; Moreira; Pires (2009).

$$\%recup\ mass = \frac{\sum_{i=n}^n \left(\frac{C_i - C_{i-1}}{2} \right) * (t_i - t_{i-1}) * Q_e}{M_0 * 0,01} \quad (13)$$

Em que:

C_i = concentração do traçador (g/L);

t_i = tempo do traçador (h) na concentração C_i ;

Q_e = vazão afluyente (L/h);

M_o = massa total de traçador injetada no reator (g).

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 COMPORTAMENTO DINÂMICO

A análise do comportamento dinâmico a partir dos dados físico-químicos fornecidos foi realizada apenas com a intenção de observar a estabilidade do reator estudado. Portanto não haverá aprofundamento da análise do comportamento dinâmico do reator.

Conforme apresentado na Tabela 3 é possível observar que o reator apresentou comportamento estável quanto ao pH, com valores de 7,45 no afluente e de 6,94 no efluente. O valor do pH nas amostras do afluente é favorável à digestão anaeróbia de acordo com Speece (1996).

A temperatura do líquido foi de 21,0 °C e 20,3 °C no afluente e efluente do reator, respectivamente, indicando faixa mesofílica, que de acordo com Sperling (1996) é adequada para tratamento biológico de esgotos sanitários.

O valor médio obtido para a alcalinidade total no efluente (215 mgCaCO₃/L) foi superior àquele obtido para o afluente (183 mgCaCO₃/L), o que indicou a capacidade de tamponamento do reator.

A concentração de matéria orgânica em termos de DBO foi de 228 mg/L e 110 mg/L, no afluente e efluente do reator, respectivamente, ou seja, eficiência de aproximadamente 52%.

A concentração de matéria orgânica em termos de DQO foi de 381 mg/L e 220 mg/L, no afluente e efluente do reator, respectivamente, ou seja, eficiência de aproximadamente 42%.

Com base nos resultados de DBO e DQO foi possível calcular a relação DBO/DQO de 0,60 no afluente e de 0,50 no efluente, o que indica fração moderadamente biodegradável de acordo com Speece (1996).

5.2 COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO

Na Figura 8 é apresentada a curva da variação da concentração de Rodamina WT ao longo do tempo nas amostras do efluente do reator e a curva de DTR normalizada.

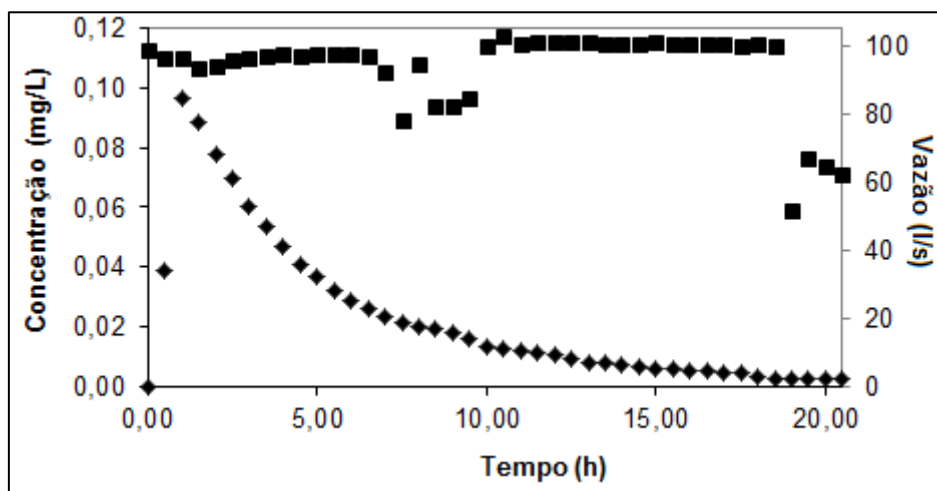


FIGURA 8 - Curva de variação da concentração da Rodamina WT ao longo do tempo nas amostras do efluente do reator RALF para o ensaio de estímulo-resposta e a variação da vazão ao longo do tempo na curva.

O lento decaimento observado na concentração de Rodamina WT ao longo do tempo pode indicar o fenômeno de “cauda”, provavelmente devido aos fenômenos de difusão em zonas mortas do reator, adsorção do traçador na biomassa do reator ou curto-circuito hidráulico (DANCKWERTS, 1953; LEVENSPIEL, 2000). Outros autores também observaram o efeito de cauda longa em reatores em escala bancada, piloto e plena (STEVENS; BERTHOUEX; CHAPMAN, 1986; JIMÉNEZ; NOYOLA; CAPDEVILLE al., 1988; DE NARDI; ZAIAT; FORESTI, 1999; LIMA, 2001, KJELLSTRAND, 2006, CARVALHO et al., 2008, CAPELA et al., 2009).

Kjellstrand (2006) justificou a presença da cauda longa do traçador no efluente como indicativo de áreas de mistura pobre e volume inativo no reator e o pico inicial como curtos-circuitos hidráulicos. Capela et al. (2009) comentaram que é comum observar o efeito de cauda em reatores de mistura completa.

Os parâmetros TDH efetivo, número de reatores de mistura completa em série e números de dispersão de pequena e grande intensidade obtidos com o ajuste dos modelos matemáticos uniparamétricos são apresentados na Tabela 6.

TABELA 6 - Parâmetros obtidos com o ajuste dos dados experimentais para o reator RALF

Ensaio	TDH efetivo (h)	N N-CSTR	d Pequena dispersão (PD)	d Grande dispersão (GD)
1	5,2	1,402	0,713	1,730

Observa-se na Tabela 6 que o tempo de detenção hidráulica real obtido por meio da curva de DTR foi de 5,2 h, inferior ao TDH teórico por apresentar diferença de 35% em relação ao tempo de detenção hidráulica teórico de aproximadamente 3 h. Este resultado demonstra antecipação na resposta do traçador (Figura 8).

Stevens; Berthouex; Chapman (1986) notaram que os tempos de detenção hidráulica médios estimados a partir das curvas de DTR foram aproximadamente 100% superiores aos dos tempos teóricos em um reator anaeróbio de leito fluidizado devido à difusão do traçador Rodamina WT no biofilme.

É possível notar que o modelo teórico de N-CSTR em série fornece resultado igual a 1,4 reatores de mistura completa em série para equivaler a um reator pistonado. Os valores relatados na literatura se aproximam do resultado obtido neste ensaio, pois Capela et al. (2009) e Kjellstrand (2006) obtiveram 1,0 e 1,2 reatores de mistura perfeita em série, respectivamente.

No ajuste pelo modelo de dispersão de pequena e grande intensidade, os números de dispersão resultaram em 0,713 e 1,730, respectivamente. Verificou-se que estes valores foram diferentes dos obtidos por Carvalho et al. (2008) e Salgado (2008), em reatores UASB em escala piloto e de bancada, submetidos a vazões cíclicas de 60% da vazão afluyente, de 0,045 e 0,071 para pequena dispersão e 0,075 e 0,056 para grande dispersão.

Durante o ensaio foram obtidas vazões com picos entre 52 L/s e 103 L/s, portanto é possível afirmar que ocorreram variações cíclicas durante a coleta de amostras.

Batstone; Hernandez; Schmidt (2005) ressaltam que o regime de escoamento de reatores UASB em escala de bancada tendem para o fluxo

pistonado, conforme verificado por Carvalho et al. (2008) e Salgado (2008); e o regime de escoamento de reatores em escala plena tendem para o fluxo de mistura completa, conforme visto neste trabalho.

Estes autores explicam que esta divergência pode ocorrer, pois a produção do biogás não tem o mesmo impacto nos reatores em escala de bancada quando comparada àquela em reatores em escala plena. Outro possível fator é o surgimento de caminhos preferenciais e zonas mortas em reatores em escala plena, que podem não ser igualmente representados nos reatores em escala de bancada.

Na Tabela 7 são apresentados os resultados dos coeficientes de correlação (r^2) obtidos para o ajuste dos dados experimentais pelos modelos matemáticos teóricos uniparamétricos.

TABELA 7 - Coeficientes de correlação entre os dados ajustados e os modelos teóricos.

Ensaio	Coeficiente de correlação (r^2)		
	N-CSTR	Pequena dispersão (PD)	Grande dispersão (GD)
1	0,959	0,675	0,109

Na Tabela 7, pode-se observar que o modelo matemático de N-CSTR em série apresentou o melhor ajuste ($r^2 = 0,959$) dos dados experimentais para o ensaio, quando comparado aos modelos de dispersão de pequena ($r^2 = 0,675$) e de grande ($r^2 = 0,109$) intensidade.

A curva experimental de distribuição do tempo de residência (DTR) obtida com o ajuste dos modelos matemáticos é apresentada na Figura 9.

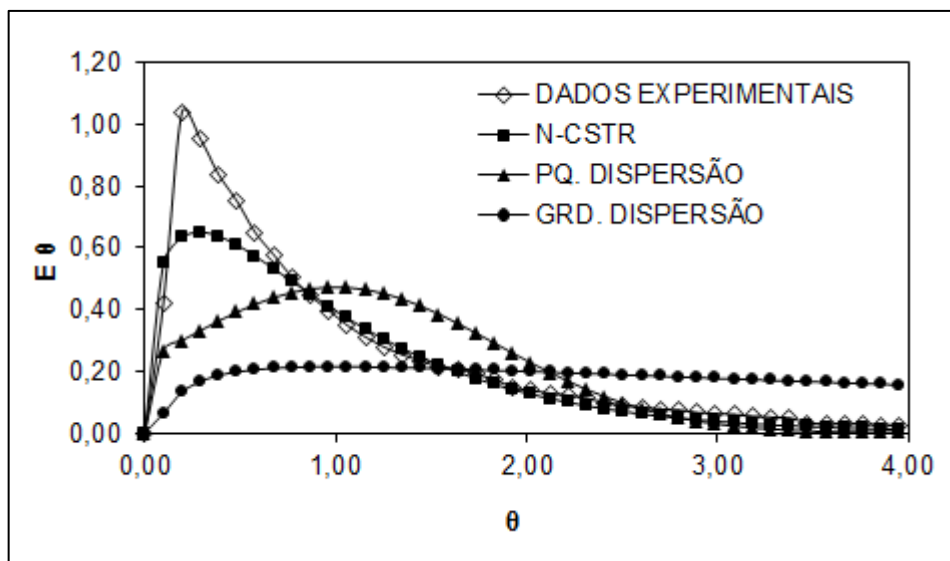


FIGURA 9 - Curva de DTR obtida experimentalmente com uso da Rodamina WT no reator RALF.

Observa-se que o modelo N-CSTR apresentou melhor ajuste aos dados experimentais, quando comparado aos modelos de dispersão. Além disto, com o ajuste dos dados experimentais aos modelos de dispersão não foi verificado o atendimento as premissas de D ou $D/uL < 0,01$ e dispersão idêntica dentro e fora do volume de controle.

Portanto considera se que o reator possui fluxo próximo ao do reator de mistura perfeita. Entretanto, isto não significa que o ajuste tenha sido satisfatório, porque, Thackston; Shields; Schroeder. (1987) mostra que a boa correlação para o modelo de mistura perfeita pode ser um falso pressuposto de idealização do fluxo do reator, devido às interferências sofridas por zonas mortas e curtos-circuitos hidráulicos.

No perfil experimental, foi detectada atenuação do pico devido ao retardo da passagem do traçador da porção posterior ao pico (efeito de cauda). Segundo Thackston; Shields; Schroeder (1987) e Levenspiel (2000), o pico agudo e a formação de cauda longa na curva indicam presença de regiões de estagnação e zonas mortas.

Nos resultados obtidos por Peña; Mara; Avella. (2006) a melhor correlação obtida dos dados foi com o modelo N-CSTR e houve pico antecipado do traçador, o que confirmou a existência de zonas mortas.

5.3 ANOMALIAS NO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO E RECUPERAÇÃO DA MASSA DO TRAÇADOR

A forma da curva observada na Figura 9, que representa o percurso do traçador através da curva de concentração ao longo de sua permanência no reator, dá indícios de anomalias no comportamento hidrodinâmico do reator.

O pico de saída do traçador ocorre, aproximadamente, uma hora após sua injeção. A concentração liberada do traçador no efluente durante este pico representa 14% da concentração de toda Rodamina WT recuperada no ensaio.

O pico antecipado e a concentração adimensional maior que um ($E\theta > 1$) são indícios de anomalias hidráulicas que podem ser observados nas curvas de DTR (PEÑA; MARA; AVELLA, 2006). Para mensurar estas anomalias foram determinados o volume de zonas mortas e a presença de curtos-circuitos hidráulicos.

Na Tabela 8 são apresentados os valores do volume total do reator, TDH teórico, TDH real (efetivo), razão entre o TDH real e TDH teórico (θ) e o volume de zonas mortas (V_d) no reator.

TABELA 8 - Volume de zonas mortas no reator e as variáveis usadas para o cálculo de acordo com Sarathai et al. (2010).

Ensaio	Variáveis				
	Volume total (m ³)	TDH teórico (h)	TDH real (h)	θ	Volume morto - V_d (m ³)
1	1984,5	8,0	5,2	0,65	694,6

Para um reator de mistura perfeita tratando esgoto sanitário (296 m³), Peña; Mara; Avella (2006) tiveram percentual de volume de zonas mortas variando de valores negativos (abaixo de zero) a 40% do volume total e justificaram os valores negativos devido à presença de caminhos preferenciais. Sarathai; Koottapet; Morel (2010) verificaram volume de zonas mortas variando de 0% a 28% do volume total (0,0924 m³) alimentado com água da torneira, em um reator pistonado. Kjellstrand (2006) obtiveram volume de zonas mortas de 12,8% do volume total em um reator em escala plena (3400 m³) tratando esgotos sanitários.

Neste trabalho, o volume de zonas mortas e o volume útil corresponderam a 35% e 65% do volume total do reator. De acordo com Peña; Mara; Avella (2006), a fração ocupada pela manta e leito de lodo, a presença de zonas de estagnação do líquido devido à má separação das fases sólida, líquida e gasosa, são fatores que podem interferir negativamente no volume útil do reator.

Na Tabela 9 são mostrados os valores do tempo de tempo para o pico do traçador (τ_k), tempo de detenção hidráulica teórico (τ_n) e índice de curto-circuito hidráulico (ψ) no reator.

TABELA 9 - Curtos circuitos hidráulicos presentes no reator, calculados de acordo com Thackston et al. (1987)

Ensaio	Variáveis		
	τ_k (h)	τ_n (h)	ψ
1	1	8	0,125

Segundo Thackston; Shields; Schroeder (1987) valores inferiores a 0,3 indicam presença de curtos-circuitos hidráulicos no escoamento do fluido, o que foi verificado neste trabalho pois ψ resultou em 0,125.

Os mesmos autores também utilizam este parâmetro para indicar presença de grandes volumes de zonas mortas quando ψ resulta inferior a 0,25, o que foi verificado neste trabalho.

Kjellstrand (2006) utilizou o Método de Martin para avaliar a presença de curtos-circuitos hidráulicos, assim foi possível para o autor constatar que em 1,3% do reator surgiram curtos-circuitos hidráulicos.

A taxa de recuperação de massa do traçador injetado foi de 78%. Para Cossio (1993) e Stamou; Adams (1988), o percentual de massa recuperada deve ser de 85% a 115% em lagoas de estabilização e decantadores para que o modelo seja validado. Stevens; Berthouex; Chapman (1985) obtiveram recuperação de massa de Rodamina WT de 90% a 110% em um reator de leito fluidizado (1,5 m³). Carvalho et al. (2008) verificaram recuperação de massa de 85% a 90% de eosina y em um reator UASB (160 L) tratando esgotos sanitários.

Lima (2001) notou recuperação de massa de 90% da massa de eosina y em um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) (237,5 L) que travava esgotos

sanitários e Passig (2005) obteve recuperação de 42% a 98% em um reator UASB em escala real (18,8 m³) tratando esgotos sanitários.

A menor recuperação do traçador pode ter ocorrido devido a mistura mais lenta do traçador conforme reportado por Peña; Mara; Avella (2006). Durante a injeção do traçador foi observado que os esgotos sanitários no interior do reator adquiriram rapidamente a cor intensa do traçador (Figura 10).

Devido a alta sensibilidade do espectrofotômetro de fluorescência em detectar concentrações da Rodamina WT, a quantidade injetada poderia ter sido menor.

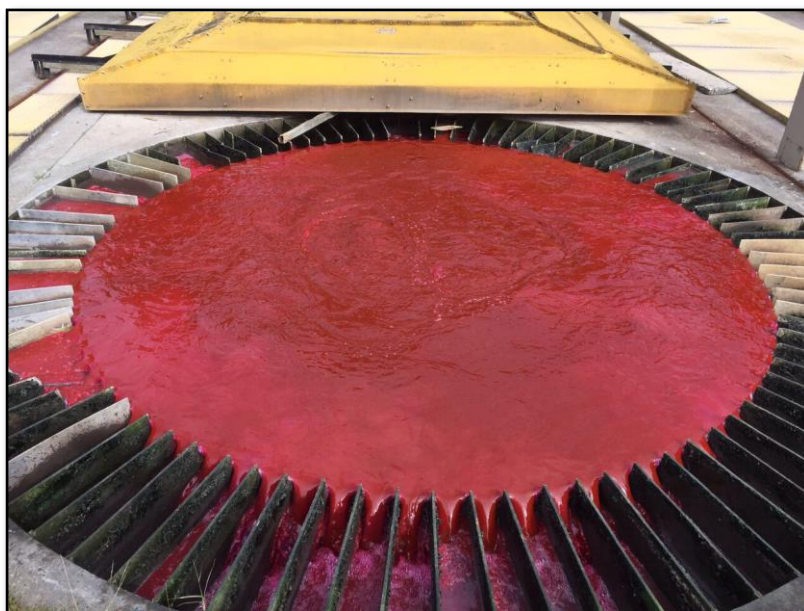


Figura 10 - Cor intensa no fluido do reator após a injeção do traçador Rodamina WT.

6 CONCLUSÕES

Com o desenvolvimento deste trabalho foi possível concluir que o comportamento dinâmico do reator RALF se apresentou estável com temperatura do líquido e pH em faixa favoráveis à digestão anaeróbia; tamponamento do reator com alcalinidade total superior nas amostras do efluente em relação as amostras do afluente.

As eficiências de remoção de matéria orgânica foram de 52% e 42% em termos de DBO e DQO, respectivamente. A relação DBO/DQO foi de 0,60 e 0,50 nas amostras do afluente e efluente do reator, respectivamente, na faixa de moderadamente biodegradável.

Os valores dos parâmetros hidrodinâmicos obtidos com o ajuste dos dados experimentais aos modelos matemáticos uniparamétricos foram de 1,4 reatores de mistura completa em série (N-CSTR), 0,713 para o número de dispersão de pequena intensidade e 1,730 para o número de dispersão para de grande intensidade.

A melhor correlação dos dados experimentais com os dados teóricos obtidos no ajuste dos modelos matemáticos foi verificada para o modelo N-CSTR com r^2 de 0,959, comparada àquelas obtidas para os modelos de dispersão de pequena (0,675) e de grande intensidade (0,109).

Ao comparar o tempo de detenção hidráulica teórico com o determinado pelas curvas de DTR obtidas experimentalmente, verificou-se diminuição de aproximadamente 3 h no tempo de detenção hidráulico efetivo. Isto também pode ser visualizado pela antecipação do aparecimento do traçador na curva.

A curva de distribuição do tempo de residência do fluido apresentou pico agudo e cauda longa, o que possibilitou afirmar a existência de anomalias no reator. Foi quantificado 663,10 m³ de volume de zonas mortas, que representam 35% do volume do reator.

A presença de curtos-circuitos hidráulicos também foi verificada no reator, pois ψ resultou em 0,125, valor inferior a 0,3, reportado na literatura como comprovação da presença desta anomalia hidrodinâmica.

O traçador se mostrou viável para seu uso neste teste, porque como o reator estudado possui grandes dimensões a Rodamina WT cumpriu seu papel de ser

detectada em pequenas concentrações, possibilitando menor volume de solução injetada e menor tempo de injeção.

A massa recuperada do traçador foi de 78%, que pode ter resultado da lenta mistura da Rodamina WT em regiões de mistura pobre no reator.

Na avaliação hidrodinâmica constatou-se que o reator anaeróbio de lodo fluidizado (RALF) apresentou comportamento próximo ao de reator de mistura completa com fortes indícios de anomalias, que podem prejudicar a eficiência hidráulica do sistema.

Como sugestões para os próximos trabalhos recomenda-se combinar os modelos hidrodinâmicos teóricos uniparamétricos existentes, utilizar o programa *Computational Fluid Dynamic* (CFD) para visualizar o comportamento hidrodinâmico do reator em escala plena e propor modelo para determinação da eficiência hidráulica de um reator de mistura completa.

REFERÊNCIAS

APPELS, Lise; BAEYENS, Jan; DEGRÈVE, Jan; DEWIL, Raf. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. **Progress in Energy and Combustion Science** v. 34, p. 755-781, 2008

ANDREOLI, Cleverson V., FERNANDES, Fernando F., VON SPERLING, Marcos. **Lodo de Esgoto: Tratamento e Disposição Final**, Vol 6, Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental- UFMG, 2000.

BITTON, Gabriel. **Wastewater microbiology**. 2nd ed. New York: Wiley-Liss,. 578 p, 1999.

BORGES, Alisson C. **Avaliação da Remoção e Transporte do Herbicida Ametrina em Sistemas Alagados Construídos**. 2007. 222 f. Tese (doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos 2008.

BATSTONE, D.J; HERNANDEZ, J.L.A. ; SCHMIDT J.E. Hydraulics of Laboratory and Full-Scale Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactors. **Biotechnology and Bioengineering**. v. 91, n. 3, 2005.

CAPELA, Isabela; BILÉ, Maria J.; SILVA, Flávio; NADAIS, Helena; PRATES, António; ARROJA, Luis.. Hydrodynamic behaviour of a full-scale anaerobic contact reactor using residence time distribution technique. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, n 84, p. 716–724, 2009.

CHERNICHARO, Carlos A. L. de. **Reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: UFMG, 245p, 1997.

CARVALHO, Karina Q. **Resposta Dinâmica de Reator UASB em Escala Piloto Submetido a Cargas Orgânicas e Hidráulicas Cíclicas: Modelos Matemáticos e Resultados Experimentais**. 2006. 222 f. Tese (doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

CARVALHO, Karina Q. de; SALGADO, Monique T.; PASSIG, Fernando H.; PIRES, Eduardo C. Avaliação hidrodinâmica de reatores UASB submetidos à variação cíclica de vazão. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 13, n. 2, p. 226-235, 2008.

CHERNICHARO; C. A. L., HAANDEL; A. C. V., AISSE; M. M., CAVALCANTI, P. F. **F. Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Cap.7. Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo. p.155-198; PROSAB; 1999

COSSIO, FabiánY. **Lagunas de estabilización: teoría, diseño, evaluación y mantenimiento**. Quito. IEOS, p. 421, 1993.

CHULP, H., NOVOTNY, P., ZITNY, R. Accuracy of tracer stimulus response experiments in laminar flows. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 55,p 6458-6462, 2012.

DANCKWERTS, Peter V. Continuous Flow Systems. **Chemical Engineering Science**, v.2, n.1, p.1-13, 1953.

DE NARDI, Ivana R.; ZAIAT, Marcelo; FORESTI, Eugênio. Influence of the tracer characteristics on hydrodynamic models of packed-bed bioreactors. **Bioprocess Engineering**. n. 21, p. 469-476, 1999.

FORESTI, Eugenio ; FLORENCIO, Lourdinha; VAN HAANDEL, Adrianus; ZAIAT, Marcelo; CAVALCANTI, Paula F. F. **Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Cap.2. Fundamentos do Tratamento Anaeróbio. p. 29-52; PROSAB; 1999

FORESTI, Eugenio. Engenharia Ambiental: Conceitos, Tecnologia e Gestão. Capítulo 18- Tratamento de Esgoto. **Engenharia Ambiental Conceitos, Tecnologia E Gestão**, p. 455-475, 2013.

JIMÉNEZ, Blanca; NOYOLA, Adalberto; CAPDEVILLE, Bernard Selected dyes for residence time distribution evaluation in bioreactors. **Biotechnol Tech**, v. 2, p. 77-82, 1988

JORDÃO, Eduardo P.; PESSOA, Constantino A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 5. ed. Rio de Janeiro, RJ: ABES,, 941 p, 2009.

JURGENSEN, Décio, LOBATO, Marllon, AISSE, Miguel; SOBRINHO, Pedro. Avaliação do Sistema Reator Ralf e Flotação por Ar Dissolvido no tratamento de esgoto sanitário. **Revista Técnica da Sanepar**, v. 17, p. 49-58, 2002.

KELLNER, Erich MOREIRA, João F. V.; PIRES , Eduardo C. Influência da estratificação térmica no volume útil e no comportamento hidrodinâmico de lagoa de

estabilização: determinação experimental e teórica. **Engenharia Sanitária Ambiental**. v.14, p. 129-138, 2009.

KJELLSTRAND, Robert. **Hydraulic Behaviour in an Activated Sludge Tank From Tracer Test through Hydraulic Modelling to Full-Scale Implementation**. 2006. 37 f. Tese (doutorado) - Department of Chemical Reaction Engineering CHALMERS UNIVERSITY OF TECHNOLOGY Göteborg, Sweden 2006.

LEITÃO, Renato C., VAN HAANDEL Adrianus C. V., ZEEMAN Grietje, LETTINGA Gatzke The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: A review. **Bioresource Technology**, v. 97, p. 1105–1118, 2005.

LETTINGA, G., HULSHOFF POOL, L.W.H., ZEEMAN, G. **Biological Wastewater Treatment—Part 1—Anaerobic Wastewater Treatment**. Wageningen University, Wageningen, The Netherlands, p. 200., 2000.

LIMA, Cláudio A.A. **Tratamento de esgoto sanitário em reator horizontal de leito fixo (RAHLF) – Escala Piloto**. 2001. 165 f. Tese (doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2001.

LEVENSPIEL, Octave. **Engenharia das reações químicas**. 3 ed. São Paulo: Ed. Edgard Blücher, 563 p, 2000.

MATANGUE, Mário T. A. **Comportamento Hidrodinâmico e Cinético de reatores Anaeróbios Compartimentado (RAC) e Manta de Lodo (UASB) Operados em Série**. 2011. 395f. Dissertação (mestrado) – UFLA, Lavras, 2011.

PATZA, Eduardo **Aplicação de Modelos Matemáticos Para Definição de Parâmetros Hidráulicos e Cinéticos de Tanques Sépticos**. 2006. 180 f. Dissertação (mestrado)- UFPR, Curitiba, 2006.

PAUL, Edward L., ATIEMO-OBENG, Victor A., KRESTA, Suzanne M. **Handbook of Industrial Mixing: Science and Practice**. Library of Congress Cataloging inPublication. 2003.

PEÑA, Miguel R., MARA, David D., AVELLA, Gina P. Dispersion and treatment performance analysis of an UASB reactor under different hydraulic loading rates,. *Water Research*, n. 40, p. 445 – 452, 2006.

POLIESEL, Kleber C. **Desempenho de Lagoas de Maturação Utilizando Macrofitas Aquáticas de Chicaneamento**. 2005. 153 f. Tese (doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

SALGADO, Monique T. **Modelo matemático para avaliação hidrodinâmica em reatores tubulares operando em regime não-permanente**. 2008. 145 f. Tese (doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008.

SARATHAI, Yuttachai, KOOTTATEP, Thammarat, MOREL, Antoine. Hydraulic characteristics of an anaerobic baffled reactor as onsite wastewater treatment system. **Journal of Environmental Sciences**, v. 22, n. 9, p. 1319–1326, 2010.

SPEECE, Richard E. **Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters**. Nashville, Tennessee June, 1996.

SPERLING, Marcos V. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 3. ed. Belo Horizonte: UFMG, 452 p, 2005.

SPERLING, Marcos V. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: UFMG,. 211 p, 1996.

STAMOU, A.I. &ADAMS, E.W. **Study of the hydraulic behavior of a model settling tank using Flow Through Curves and Flow Patterns**. Karlsruhe Univ. (T.H.) (Germany). Sonderforschungsbereich 210 Stroemungsmechanische Bemessungsgrundlagen fuer Bauwerke . 92p, 1988.

STEVENS, David K.; BERTHOUEX, P. M.; CHAPMAN, T. W. The effect of tracer diffusion in biofilm on residence time distribution. **Water Research**, v. 20, n. 3, p. 369-375, 1986.

THACKSTON, Edward L.; SHIELDS Jr F. Douglas; SCHROEDER Paul R. Residence time distributions of shallow basins. **Journal of Environmental Engineering**, v. 116, n 6, p.1319–1332, 1987.

TOSCANI, Daniel C. **Avaliação e Aplicação de Simulações Matemáticas Para Definição de Regime Hidráulico e Constantes Cinéticas de Remoção de Matéria Orgânica em Reatores de Tratamento de Esgoto Sanitário**. 2010. 203f. Dissertação (mestrado) – UFPR, Curitiba, 2010.

APÊNDICE A

Na Tabela 10 são apresentados os valores das concentrações adotadas para o preparo da curva de calibração padrão 1 da Rodamina WT (C2), volume do balão (V2) em que foram feitas as diluições, concentração da solução mãe (C1) e volume retirado da solução mãe (V1) para preparo das diluições.

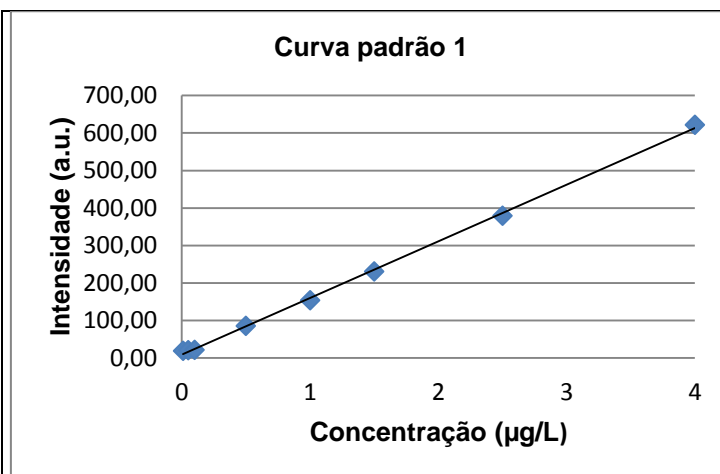
Tabela 10 - Soluções utilizadas para a curva de calibração padrão 1

C2 ($\mu\text{g/L}$)	V2 (mL)	C1 ($\mu\text{g/L}$)	V1 (mL)
0,01	-	-	1,00
0,05	10	4,0	1,00
0,1	10	4,0	0,25
0,5	10	4,0	1,25
1,00	10	4,0	2,50
1,50	10	4,0	3,75
2,50	10	0,5	6,25
4,00	10	0,1	-

As leituras de intensidade obtida para cada amostra são apresentadas na Tabela 11 e na Figura 11 é apresentada a curva de calibração padrão 1 da Rodamina WT em função da intensidade de luminescência.

Tabela 11 - Leitura das amostras para curva padrão 1

Concentração (µg/L)	Intensidade (a.u.)
0,01	18,42
0,05	20,24
0,10	20,84
0,50	85,19
1,00	153,59
1,50	230,53
2,50	378,97
4,00	621,19

**Figura 11 - Curva padrão 1**

Para as leituras da intensidade de luminescência do traçador foi obtida a Equação 14 e o coeficiente de correlação R^2 de 0,9991.

$$i = 151,17 * C + 8,5872 \quad (\text{Equação 14})$$

Em que:

i é a intensidade de luminescência do traçador, a.u.;

C é concentração do traçador, µg/L.

Como a quantidade injetada no reator foi alta, os valores obtidos para a intensidade de luminescência extrapolaram o limite máximo da curva de calibração padrão 1. Assim foi necessário fazer uma nova curva de calibração padrão 2 a partir da mesma solução mãe, porém menos diluída.

Na Tabela 12 são apresentados os valores das concentrações adotadas para o preparo da nova curva de calibração padrão 2 da Rodamina WT (C_2), volume do balão (V_2) em que foram feitas as diluições, concentração da solução mãe (C_1) e volume retirado da solução mãe (V_1) para preparo das diluições.

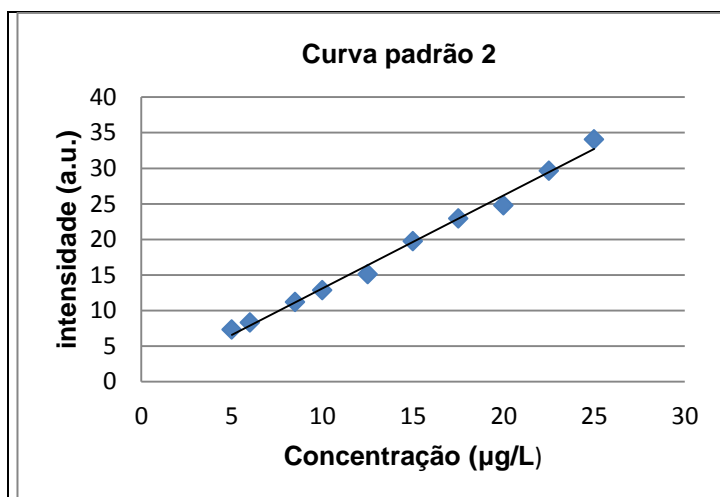
Tabela 12 - Soluções utilizadas para a curva de calibração padrão 2

C2 (µg/L)	V2 (mL)	C1 (µg/L)	V1 (mL)
5,00	-	-	2,0
6,00	10	25,0	2,4
8,50	10	25,0	3,4
10,00	10	25,0	4,0
12,00	10	25,0	5,0
15,00	10	25,0	6,0
17,50	10	25,0	7,0
20,00	10	25,0	8,0
22,5	10	25,0	9,0
25,00	10	25,0	-

As leituras de intensidade obtida para cada amostra são apresentadas na Tabela 13 e na Figura 12 é apresentada a curva de calibração padrão 1 da Rodamina WT em função da intensidade de luminescência.

Tabela 13 - Leitura das amostras para curva padrão 2

Concentração (µg/L)	Intensidade (a.u.)
5,00	7,30
6,00	8,31
8,50	11,21
10,00	12,86
12,50	15,09
15,00	19,76
17,50	22,95
20,00	24,79
22,50	29,63
25,00	34,07

**Figura 12 - Curva padrão 2**

Para as leituras de intensidade de luminescência foi obtida a Equação x e o coeficiente de correlação R^2 de 0,9917.

$$i = 1,3092 * C + 0,0048 \quad (\text{Equação 15})$$

Em que:

i é a intensidade de luminescência do traçador, a.u.;

C é concentração do traçador, $\mu\text{g/L}$.

APÊNDICE B

Na Tabela 6 são apresentados os dados de concentração da Rodamina WT no efluente do reator RALF em função da hora da coleta das amostras, vazão afluente e TDH de operação no dia 11/03/2015.

Tabela 14 - Resultados obtidos de vazão, TDH e concentração da Rodamina WT no ensaio hidrodinâmico

Hora	$Q_{\text{reator}} (\text{L}\cdot\text{s}^{-1})$	TDH (h)	Concentração ($\mu\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)
09:36	96,35	5,72	39,17
10:06	95,99	5,74	96,37
10:36	93,48	5,90	88,59
11:06	93,71	5,88	77,84
11:36	95,72	5,76	69,76
12:06	95,95	5,75	60,26
12:36	96,95	5,69	53,62
13:06	97,35	5,66	46,78
13:36	96,55	5,71	41,22
14:06	97,48	5,66	36,80
14:36	97,53	5,65	32,38
15:06	97,56	5,65	28,82
15:36	96,55	5,71	25,84
16:06	92,01	5,99	23,48
16:36	78,11	7,06	21,70
17:06	94,15	5,86	19,84
17:36	82,24	6,70	19,37
18:06	81,88	6,73	17,80
18:36	84,39	6,53	16,05
19:06	99,57	5,54	13,72
19:36	102,79	5,36	12,79
20:06	100,34	5,49	11,99
20:36	101,01	5,46	11,35
21:06	100,76	5,47	10,49
21:36	100,67	5,48	9,10
22:06	100,99	5,46	8,29
22:36	100,40	5,49	7,78
23:06	100,14	5,50	7,11
23:36	100,20	5,50	6,93
00:06	100,99	5,46	6,13
00:36	100,13	5,51	5,86

01:06	100,42	5,49	5,56
01:36	100,54	5,48	5,03
02:06	100,35	5,49	4,76
02:36	99,75	5,53	4,52
03:06	100,10	5,51	3,02
03:36	99,80	5,52	2,77
04:06	51,43	10,72	2,73
04:36	66,70	8,27	2,62
05:06	64,25	8,58	2,48
05:36	62,11	8,88	2,35

ANEXO 1

PEDIDO DE COMPRA

**Lab-Research do Brasil Com. de Produtos P/ Pesquisa Ltda.**

CNPJ: 07.912.701/0001-46

Av. Itaberaba , 2052 – Sala 11 – Freguesia do Ó

São Paulo – SP CEP – 02739000

Fone: 11-3991-9033 11-3854-8865 - Fax 3976-7157

E-mail: labresearch@labresearch.com.br

DATA	COTAÇÃO Nº	VALIDADE	PAGAMENTO	PEDIDO Nº	ENTREGA	REPRESENTANTE
04/05/2015	942-15	---	À Vista	-----	45-60 DIAS	Priscila
FORMAS DE PAGAMENTOS : Banco Bradesco: Ag. 1756-6 C/C 31.998-8 – Banco do Brasil Ag. 6844-6 C/C 1453-2						
Banco Santander: Ag. 3372 C/C 130051500 ou CARTÃO DE CREDITO						
Registro na Anvisa Nº 25351.566930/2014-58						
Devido a instabilidade econômica atual, principalmente no que tange ao valor do dólar nossas propostas estão válida para compra imediata.						
DADOS DO CLIENTE				LOCAL DE ENTREGA		
UTFPR Rua Deputado Heitor Alencar Furtado Nº Complemento: 5000 Bairro: Ecoville CEP: 81280-340 Cidade UF: Curitiba, Paraná E-mail: porteladaniella@gmail.com						
Item	Qt	Embalagem	Código	Descrição	Preço Unit (R\$)	Valor Total (R\$)
01	1	1L	446970010	Rhodamine WT, 20% solution in water Marca: Acros	2.209,00	2.209,00
VALOR DOS PRODUTOS (R\$)						2.209,00
FRETE (R\$)						0,00
VALOR TOTAL DA PROPOSTA (R\$)						2.209,00

Preços válidos para ordem completa será alterado o valor caso queira cancelar algum item.

Proposta preparada por: Eduardo Borges

E-mail: eduardo@labresearch.com.br

ANEXO 2

AVISO DE ATRASO



ATRASO NA ENTREGA DE PRODUTOS CONTROLADOS PELA ANVISA

Prezado Cliente,

Informamos que em virtude de problemas internos que estão ocorrendo junto a ANVISA as análises dos processos que demandam anuência deste órgão estão sofrendo grandes atrasos.

Além deste fator, todos os processos têm sido selecionados pela Receita Federal para o canal de conferência vermelho. No caso da seleção para o canal vermelho é necessária a conferência documental e física de toda a mercadoria, acarretando maiores atrasos, sem contar com a obrigatoriedade de utilização do novíssimo SISCOMEX IMPORTAÇÃO WEB, por todos os despachantes, importadores e exportadores, está acarretando a lentidão e instabilidade deste novo sistema.

Estamos em contato diário com juntamente com o nosso despachante aduaneiro com os órgãos a fim de regularizar esta situação.

A Associação Brasileira das Empresas de Ciências da Vida (ABCV) que está intercedendo junto à ANVISA no intuito de reduzir os prazos de análise dos processos.

O link abaixo permite acesso a mais informações acerca deste assunto.

http://www.guiamaritimo.com/gm_wp/noticias/atrasos-da-liberacao-de-mercadorias-pela-anvisa-prejudica-mercado/

Pedimos desculpas pelos transtornos causados.

Atenciosamente,
Lab Research do Brasil.