

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALFENAS

MATHEUS MARQUES PIZZO

**TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIA PROVENIENTE DO PROCESSO DE
LAVAGEM DE TECIDOS UTILIZANDO REATOR UASB**

Poços de Caldas / MG

2019

MATHEUS MARQUES PIZZO

**TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIA PROVENIENTE DO PROCESSO DE
LAVAGEM DE TECIDOS UTILIZANDO REATOR UASB**

Dissertação apresentada como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Ciência e Engenharia Ambiental pela Universidade Federal de Alfenas.

Área de concentração: Tratamento de Águas Residuárias.

Orientadora: Dra. Giselle Patrícia Sancinetti

Co-orientadora: Dra. Lorena Oliveira Pires

Poços de Caldas / MG

2019

Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)
Sistema de Bibliotecas da Universidade Federal de Alfenas
Biblioteca campus Poços de Caldas

P695t Pizzo, Matheus Marques.

Tratamento de água residuária proveniente do processo de lavagem de tecidos utilizando reator UASB / Matheus Marques Pizzo.

-- Poços de Caldas/MG, 2019.

85 f. --

Orientador(a): Giselle Patrícia Sancinetti.

Dissertação (Mestrado em Ciência e Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Alfenas, campus Poços de Caldas, 2019.

Bibliografia.

1. Águas residuais – purificação. 2. Agentes ativos de superfícies. 3. Digestão anaeróbia. 4. Modelos hidrodinâmicos. I. Sancinetti, Giselle Patrícia. II. Título.

CDD – 628.1

MATHEUS MARQUES PIZZO

**TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIA PROVENIENTE DO PROCESSO DE
LAVAGEM DE TECIDOS UTILIZANDO REATOR UASB**

A banca examinadora abaixo-assinada aprova a dissertação apresentada como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Ciência e Engenharia Ambiental pela Universidade Federal de Alfenas.
Orientadora: Dra. Giselle Patrícia Sancinetti
Co-orientadora: Dra. Lorena Oliveira Pires

Aprovado em: 28/2/19

Prof^a: Giselle Patrícia Sancinetti
Instituição: Unifal-MG Assinatura: Giselle Sancinetti

Prof^a: Juliana Kawaraski Braga
Instituição: Unifal-MG Assinatura: Juliana Braga

Prof^a: Tânia Regina Gualdi
Instituição: Unifal-MG Assinatura: Tânia Gualdi

*Dedico este trabalho aos meus pais, fonte
infinita e incondicional de amor.*

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus, pelo dom da vida, por tudo o que tenho e sou, e por estar sempre comigo em todas as adversidades, me dando força e luz.

Aos meus pais, Marcelo e Fátima, e ao meu irmão Thiago, pessoas iluminadas a qual tive a sorte, a felicidade e o prazer de tê-los como minha família. Obrigado por serem sempre bons exemplos de caráter e bondade, e por sempre estarem me apoiando e me incentivando na realização dos meus sonhos. Vocês foram, são e sempre serão meu porto seguro, e por isso o meu amor por vocês é perpétuo!

À minha querida Julia, por estar incessantemente ao meu lado, me encorajando nos momentos mais difíceis e me alegrando nos momentos mais felizes, sempre com muito amor, carinho e atenção, incentivando e torcendo todos os dias para o meu sucesso.

À minha orientadora Giselle, por toda disponibilidade manifestada desde o primeiro dia de trabalho, com confiança, paciência e dedicação, recebendo meus questionamentos com muita empatia e me transmitindo os mais diversos conhecimentos. Você é um modelo de pessoa e professora!

À minha co-orientadora Lorena, por todo auxílio e disposição durante o trabalho, sempre com boas sugestões e ideias na busca de bons resultados.

A todos os professores que tive em minha vida, desde minha mãe, minha primeira e eterna professora, os professores do Colégio dos Santos Anjos durante os ensinios infantil, fundamental e médio, até os professores da Unifal responsáveis pela minha graduação e mestrado. Obrigado por me ensinarem com tanto carinho e dedicação. Vocês são responsáveis por essa ânsia que tenho pela ciência e por querer construir um mundo cada dia melhor, e sem vocês jamais teria chegado até aqui.

Aos meus amigos de laboratório, Rafael, Tális, Carla, Frecia, Bruna, Elis, Juliana, Mauro e Letícia, pela companhia e amizade, e por toda ajuda nos momentos de dúvidas e incertezas do trabalho.

À Lívia, por estar sempre do meu lado diante de todas as situações, sem jamais medir esforços. Obrigado pelas caronas, por me auxiliar nas coletas de água, pela ajuda nas análises, no reator e na escrita, pelas boas conversas e risadas, e por toda amizade e tempo compartilhados. Sua amizade foi imprescindível para a realização deste trabalho.

Ao Eduardo, por nunca hesitar em me ajudar, sempre me dando boas ideias e resoluções aos problemas encontrados e por me incentivar e proporcionar momentos mágicos com a Vulcana. Agradeço pela ajuda nas análises, no reator e na escrita, e por toda amizade, conversas e risadas compartilhadas. Você também foi fundamental nesta pesquisa.

À todas as pessoas da Unifal envolvidas durante o mestrado: técnicos, secretários e auxiliares gerais, por me auxiliarem em todas as necessidades demandadas.

Ao Maicon e todos seus funcionários da lavanderia que jamais encontraram dificuldade em auxiliar na minha pesquisa, coletando a água de lavanderia e fornecendo todas informações necessárias.

Aos meus irmãos de república, Rodrigo, Newton, Iure, Filipe, Giancarlo, Hiago, Luiz, Cajuru, Alex, Bruno, Marcel e Rafael, por toda irmandade durante todos estes anos em Poços de Caldas. Tenho certeza que com vocês meu caminho foi muito mais fácil e divertido.

Aos meus familiares e amigos que a todo o momento desejaram meu sucesso e torceram pelo meu futuro, mesmo diante de toda distância.

Por fim, à UNIFAL-MG, por proporcionar e viabilizar todo meu crescimento profissional.

A todos, minha sincera gratidão!!!

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Brasil (CAPES) - Código de Financiamento 001.

*“Tudo o que um sonho precisa para ser realizado
é alguém que acredite que ele possa ser realizado”*

(Roberto Shinyashiki)

RESUMO

A falta de água com qualidade é um tema que chama a atenção de todos. À medida que os anos passam, leis e normas tornam-se cada vez mais rigorosas quanto a qualidade das águas descartadas no meio ambiente. Dentre as águas residuárias em questão, destacam-se os efluentes de lavanderias, visto que geram altos volumes de resíduos líquidos, caracterizados com altas quantidades de matéria orgânica e surfactantes. Por apresentarem estruturas complexas, os surfactantes apresentam baixa biodegradabilidade, tornando difícil seu tratamento. Comumente é utilizado o método físico-químico para tratamento. Visando uma alternativa mais sustentável, o presente trabalho teve como objetivo o tratamento de águas residuárias provenientes do processo de lavagem de tecido utilizando o Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo, também conhecido por UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*). O inóculo utilizado foi proveniente de abatedouro de aves, DACAR. O reator foi alimentado com água residuária de lavanderia (ARL), coletada em uma lavanderia comercial local e diluída em meio nutricional. O tempo de detenção hidráulica foi 48 horas, com vazão de 94 mL/h. O tempo total de operação do reator foi 317 dias. Foram realizadas análises físico-químicas para demanda química de oxigênio, surfactantes aniônicos, alcalinidade total, ácidos totais, pH e sólidos totais para controle e monitoramento do reator. Foram ainda realizados ensaios hidrodinâmicos e de produção de biogás. Os resultados hidrodinâmicos apontaram TDH (tempo de detenção hidráulica) experimental próximo ao teórico, além de identificar o regime de escoamento como pistonado. Ao todo foram realizadas sete fases de operação, alterando as concentrações de DQO e LAS (linear alquilbenzeno sulfonado) presentes de acordo com a eficiência de remoção de DQO e LAS (aproximadamente 600 a 1000 mg DQO/L e 2 a 10mg LAS/L). As eficiências de remoção variaram de 85,83% a 95,46% para DQO e de 35% a 64% para surfactante. Quanto a produção de biogás, foi encontrado um valor de $16,32 \pm 0,81$ cm³/h. Desta forma, pode-se concluir que o reator apresentou um bom desempenho no tratamento de ARL segundo as condições propostas.

Palavras-chave: Águas residuais - purificação. Agentes ativos de superfícies. Digestão anaeróbia. Modelos hidrodinâmicos.

ABSTRACT

The lack of quality in water is a theme that draws everyone's attention. As the years pass, laws and regulations become increasingly stringent as to the quality of the water discarded in the environment. Among the wastewater in question, the laundry effluents stand out, since they generate high volumes of liquid waste, characterized by high amounts of organic matter and surfactants. Because they have complex structures, the surfactants present low biodegradability, making their treatment difficult. The physico-chemical method for treatment is commonly used. Aiming for a more sustainable alternative, the present work had as objective the treatment of wastewater from the fabric washing process using the Upflow Anaerobic Reactor and Sludge Blanket, UASB. The inoculum used was from poultry slaughterhouse, DACAR. The reactor was fed with laundry wastewater (LW), collected at a local commercial laundry and diluted in a nutritional solution. The hydraulic detention time used was 48 hours, with a flow rate of 94 mL / h. The total time of reactor operation was 317 days. Physical and chemical analyzes were performed for chemical oxygen demand, anionic surfactants, total alkalinity, total acids, pH and total solids for control and monitoring of the reactor. Hydrodynamic trials and biogas production were also carried out. The hydrodynamic results showed experimental HRT (hydraulic retention time) close to the theoretical, besides identifying the flow regime as plug flow. Seven phases of operation were performed, changing the concentrations of the substrates present in accordance with the removal efficiency of COD and LAS (linear alkylbenzene sulfonate) (approximately 600 to 1000 mg COD/L and 2 to 10mg LAS/L). The removal efficiencies ranged from 85.83% to 95.46% for COD and from 35% to 64% for LAS. As for biogas production, a value of $16.32 \pm 0.81 \text{ cm}^3 / \text{h}$ was found. In this way, it can be concluded that the reactor performed well in the treatment of LW according to the proposed conditions.

Keywords: Wastewater - purification. Surface active agents. Anaerobic digestion. Hydrodynamic models.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Molécula de LAS.....	23
Figura 2 - Etapas da digestão anaeróbia.....	25
Figura 3 - Esquema do reator UASB.....	31
Figura 4 - Reator UASB em operação.....	35
Figura 5 - Fluxograma das etapas de trabalho.....	36
Figura 6 - Espuma de detergente encontrada na saída do biogás.....	37
Figura 7 - Suspensão da biomassa no reator referente às cavitações geradas em seu interior.....	37
Figura 8 - Esquema experimental para coleta e medição do biogás gerado.....	41
Figura 9 - Perturbação degrau 1 (a) com TDH 48 horas para meio abiótico e (b) função pulso encontrada.....	42
Figura 10 - Comparação de modelos propostos para perturbação degrau 1 em meio abiótico, sendo $E\theta$ o modelo experimental encontrado, $E\theta_{PD}$ o modelo de pequenas dispersões, $E\theta_{GD}$ o modelo de grandes dispersões e $E\theta_N - CSTR$ o modelo aproximado para n reatores CSTR sequenciais.....	43
Figura 11 - Perturbação (a) degrau 2 com TDH 48 horas para meio abiótico e função (b) pulso encontrada.....	44
Figura 12 - Comparação de modelos propostos para perturbação degrau 2 em meio abiótico, sendo $E\theta$ o modelo experimental encontrado, $E\theta_{PD}$ o modelo de pequenas dispersões, $E\theta_{GD}$ o modelo de grandes dispersões e $E\theta_N - CSTR$ o modelo aproximado para n reatores CSTR sequenciais.....	45
Figura 13 - Perturbação (a) degrau 1 com TDH 48 horas para meio biótico e função (b) pulso encontrada.....	46
Figura 14 - Comparação de modelos propostos para perturbação degrau 1 em meio biótico, sendo $E\theta$ o modelo experimental encontrado, $E\theta_{PD}$ o modelo de pequenas dispersões, $E\theta_{GD}$ o modelo de grandes dispersões e $E\theta_N - CSTR$ o modelo aproximado para n reatores CSTR sequenciais.....	47
Figura 15 - Perturbação (a) degrau 2 com TDH 48 horas para meio biótico e função (a) pulso encontrada.....	48
Figura 16 - Comparação de modelos propostos para perturbação degrau 2 em meio biótico, sendo $E\theta$ o modelo experimental encontrado, $E\theta_{PD}$ o modelo de pequenas	

dispersões, E θ GD o modelo de grandes dispersões e E θ N – CSTR o modelo aproximado para n reatores CSTR sequenciais.....	48
Figura 17 - pH afluente (■) e efluente (●) do reator das fases I a VII.	53
Figura 18 - Diagrama boxplot do pH no afluente (A) e no efluente (E) do reator UASB.	54
Figura 19 - Alcalinidade Total no afluente (■) e efluente (●) do reator.	55
Figura 20 - Alcalinidade total afluente (A) e efluente (E) do reator.	56
Figura 21 - Ácidos Totais no afluente (■) e efluente (●) do reator.	58
Figura 22 - Acidez total no afluente (A) e efluente (E) no reator.	58
Figura 23 - Concentrações de DQO afluente (■) e efluente (●) no reator UASB.....	60
Figura 24 - Concentrações de DQO para o afluente (A) e efluente (E) nas fases I a VII do reator.	61
Figura 25 - Remoção de DQO nas fases I a VII do reator.....	62
Figura 26 - Carga de DQO removida durante as fases de operação do UASB.	63
Figura 27 - Concentração de LAS afluente (■) e efluente (●) do reator durante o período de operação.	65
Figura 28 - Concentração de LAS afluente (A) e efluente (E) nas fases de operação do reator.	66
Figura 29 - Remoção de LAS nas fases de operação.	67
Figura 30 - Carga de LAS removida durante as fases de operação.	68
Figura 31 - Variação de a) DQO, b) LAS, c) Alcalinidade Total, d) Ácidos Totais e e) pH ao longo dos amostradores do UASB em operação, sendo (■) Perfil III, (●) Perfil IV, (▲) Perfil VI e (▼) Perfil VII.	71
Figura 32 - Ajuste cinético de DQO para (a) perfil III, (b) perfil IV, (c) perfil VI e (d) perfil VII.	72
Figura 33 - Ajustes cinéticos de LAS para o perfil III (a), perfil IV (b), perfil VI (c) e perfil VII (d).	74

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Parâmetros físico-químicos da água de lavanderia comercial.....	20
Tabela 2 - Aplicação de UASB no tratamento de ARL contendo LAS.	26
Tabela 3 - Composição do meio nutricional.....	34
Tabela 4 - Concentração estipulada de DQO e período de operação das fases.....	38
Tabela 5 - Frequência e quantidade de repetições das análises.....	39
Tabela 6 - Coeficientes encontrados para os modelos em perturbação degrau 1 no meio abiótico.	43
Tabela 7 - Coeficientes encontrados para os modelos em perturbação degrau 2 no meio abiótico.	45
Tabela 8 - Coeficientes encontrados para os modelos em perturbação degrau 1 no meio biótico.	47
Tabela 9 - Coeficientes encontrados para os modelos em perturbação degrau 2 no meio biótico.	49
Tabela 10 - Volumes de zonas mortas (Vd) para os ensaios do tipo degrau.	49
Tabela 11 - Curto-circuito hidráulico (Ψ) para perturbação degrau.	50
Tabela 12 - Valores encontrados para análise de eficiência hidráulica (λ) nas perturbações degrau.	51
Tabela 13 - Resultado dos parâmetros analisados na operação do UASB nas fases I a VII....	52
Tabela 14 - Parâmetros cinéticos de degradação de DQO para os perfis III, IV, VI e VII.	73
Tabela 15 - Comparação das concentrações residuais de DQO.	73
Tabela 16 - Parâmetros cinéticos de degradação de LAS para os perfis III, IV, VI e VII.	75
Tabela 17 - Comparação das concentrações residuais de LAS.	75
Tabela 18 - Volume de biogás coletado em função do tempo.....	76

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AME	– Atividade Metanogênica Específica
ARL	– Água Residuária de Lavanderia
CaCO ₃	– Carbonato de Cálcio
CH ₄	– Metano
CO ₂	– Dióxido de Carbono
CSTR	– <i>Continuous Stirred-tank Reactor</i>
DQO	– Demanda Química de Oxigênio
EGBS	– <i>Expanded Granular Sludge Bed</i>
HRT	– <i>Hydraulic Retention Time</i>
LAS	– Linear Alquilbenzeno Sulfonado
LW	– <i>Laundry Wastewater</i>
NaOH	– Hidróxido de Sódio
NTK	– Nitrogênio Total Kjeldahl
PFR	– <i>Plug-Flow Reactor</i>
pH	– Potencial Hidrogeniônico
POA	– Processos Oxidativos Avançados
RAFAMAL	– Reator Anaeróbico de Fluxo Ascendente e de Manta de Lodo
RALF	– Reator Anaeróbico de Leito Fluidizado
ST	– Sólidos Totais
TDH	– Tempo de Detenção Hidráulica
UASB	– <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	15
2	OBJETIVOS	17
2.1	Objetivo Geral	17
2.2	Objetivos Específicos	17
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	18
3.1	Águas Residuárias	18
3.1.1	<i>Água Residuária de Lavanderia (ARL)</i>	18
3.2	Compostos Surfactantes	21
3.2.1	<i>Impactos ambientais e toxicológicos causados pelo lançamento de surfactantes</i>	22
3.2.2	<i>Alquibenzeno Linear Sulfonado (LAS)</i>	23
3.3	Digestão Anaeróbia	24
3.4	Ensaio Hidrodinâmico	27
4.	METODOLOGIA	31
4.1	Reator UASB	31
4.2	Controle de Vazão	32
4.3	Ensaio Hidrodinâmico	32
4.4	Inóculo	33
4.5	Meio Nutricional e Fonte de Carbono	33
4.6	Água Residuária	34
4.7	Operação do Reator UASB.....	35
4.8	Análises Físico-Químicas	39
4.9	Perfil Espacial e Modelo Cinético	40
4.10	Potencial de Produção de Biogás	41
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	42
5.1	Ensaio Hidrodinâmico	42

5.1.1	<i>Ensaio Hidrodinâmico Abiótico</i>	42
5.1.2	<i>Ensaio Hidrodinâmico Biótico</i>	46
5.2	Operação do UASB	51
5.2.1	<i>pH, alcalinidade e ácidos</i>	53
5.2.2	<i>Remoção de Matéria Orgânica</i>	60
5.2.3	<i>Remoção de Surfactantes Aniônicos</i>	65
5.3	Perfis Espaciais e Ajuste Cinético	69
5.3.1	<i>Ajuste Cinético</i>	72
5.4	Produção de Biogás	76
6	CONCLUSÕES	78
7	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	79
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	80

1 INTRODUÇÃO

A falta de água com qualidade no planeta é um tema que chama a atenção de todos. À medida que os anos passam, leis e normas tornam-se cada vez mais rigorosas quanto à qualidade das águas residuárias descartadas no meio ambiente (BUSS et al., 2015).

Dentre as águas residuárias, destacam-se os efluentes das lavanderias industriais, pois geram altos volumes de resíduos líquidos, que, sem tratamento adequado, causam impactos ambientais (BUSS et al., 2015).

Estas águas são caracterizadas por possuírem composição heterogênea. Costumam apresentar coloração nítida, com a presença de sólidos suspensos, pH elevado e com altas concentrações de DQO (demanda química de oxigênio). Existe ainda presença de matéria orgânica com baixa biodegradabilidade, devido à estrutura complexa, que é o caso dos compostos surfactantes (POLLI, 2013).

Os surfactantes, também conhecidos como tensoativos, são substâncias capazes de diminuir a tensão superficial entre dois líquidos. Quando utilizados em aplicações domésticas, são geralmente conhecidos como emulsionantes, por serem substâncias capazes de gerar ou manter uma emulsão (BLANCO, 2008).

São constituídos por moléculas na qual uma das partes é solúvel em água e a outra não. Dentre os surfactantes, destaca-se o LAS (*Linear Alkilbenzene Sulfonate* - Alquíbenzeno Linear Sulfonado) que é conhecido por ser um dos compostos surfactantes aniônicos mais utilizados na indústria (BLANCO, 2008).

Para o tratamento deste tipo de efluente, muitas empresas costumam adotar o processo físico-químico de coagulação e floculação (POLLI, 2013). Também podem ser utilizados os POA's (Processos oxidativos avançados) para o tratamento de surfactantes (GARDINGO; TEIXEIRA, 2010). No entanto, a presente pesquisa visou avaliar uma alternativa, utilizando o tratamento biológico em reator UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket* - Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo).

Uma grande vantagem do processo anaeróbio diz respeito à economia resultante da ausência de produtos para realização do processo de tratamento existente nos tratamentos físico-químicos e nos POA's, tais como agentes químicos reguladores de pH, produtos para coagulação e floculação, catalisadores, peróxido de hidrogênio, hipocloritos, entre outros. Além disso, processos físico-químicos produzem grandes quantidades de lodo que também necessitam de tratamento (SPERLING, 2007).

No que diz respeito a eficiência de remoção de LAS e DQO em águas residuárias de lavanderias comerciais, Braga *e colaboradores* (2015) apresentaram resultados satisfatórios, com eficiência de remoção de 89% e 57% para DQO e LAS respectivamente, empregando RALF (Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado).

Sendo assim, visando mitigar os impactos ambientais causados pela contaminação das águas de lavanderia, o presente trabalho foi proposto de forma a utilizar o UASB no tratamento de águas residuais de lavanderia do município de Poços de Caldas.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Avaliar o desempenho de reator UASB para o tratamento de águas residuárias, provenientes do processo de lavagem de tecidos em lavanderia comercial.

2.2 Objetivos Específicos

- a) Avaliar a eficiência do reator UASB para o tratamento do efluente na remoção de DQO e LAS;
- b) Avaliar a cinética da degradação de DQO e LAS ao longo do comprimento do reator;
- c) Avaliar o desempenho do reator utilizando água residuária real e água residuária sintética;
- d) Determinar o melhor modelo hidrodinâmico que se aplica ao reator em estudo.

2.3 Pergunta Hipótese

O tratamento sugerido satisfaz os requisitos necessários para devolução da água ao meio ambiente com boa eficiência?

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Águas Residuárias

São consideradas águas residuárias todas aquelas descartadas pelas atividades humanas, vulgarmente denominadas como esgoto. Após sua utilização, as características naturais da água são alteradas com uma quantidade considerável de poluentes, seja pelo uso doméstico, comercial ou industrial. Sendo assim, a devolução desta água ao meio ambiente deve prever o seu devido tratamento de modo a evitar qualquer dano futuro à natureza, bem como à saúde das pessoas (MIERZWA, 2005).

A falta de tratamento das águas residuárias pode acarretar a queda da qualidade da água dos rios, o comprometimento da fauna e flora, da pesca, da navegação e da geração de energia. A demanda crescente por água tem solidificado o seu reuso planejado, racional e eficiente, controlando perdas e desperdícios e minimizando a produção de efluentes (SPERLING, 2006).

Este reuso pode ser de maneira direta ou indireta, seja na irrigação de paisagens urbanas e de campos para cultivo; em usos industriais para refrigeração de caldeiras e águas de processamento e lavagem de equipamentos; no combate de incêndios, construções, descarga de vasos sanitários, lavagem de ruas, entre diversas outras aplicabilidades (MIERZWA, 2005).

3.1.1 *Água Residuária de Lavanderia (ARL)*

As lavanderias geram grandes volumes de água residuária proveniente das etapas de lavagem, como enxágue, degomagem, desbotamento, amaciamento, entre outros. Durante algumas destas etapas, com a utilização de produtos químicos para a limpeza dos tecidos, a água utilizada no processo é contaminada com surfactantes, por exemplo, além de possuir uma alta DQO (NATURALTEC, 2018).

Assim sendo, faz-se necessário que haja o tratamento para reuso ou lançamento no meio ambiente.

No que diz respeito à matéria orgânica presente no efluente de lavanderias, Seo e colaboradores (2001) verificaram valores de DQO variando de 488 a 2847 mg/L, enquanto Braga e Varesche (2011) observaram valores de DQO entre 620 e 4800 mg/L.

Já com relação às concentrações de LAS para a água residuária, Seo e colaboradores (2001) verificaram valores para o composto aniônico na faixa de 62 a 674 mg/L, enquanto Braga e Varesche (2011) destacaram concentrações de LAS entre 12 e 1024 mg/L para ARL.

Desta forma, pelas concentrações de DQO e LAS encontrados nos trabalhos citados é possível concluir a necessidade de tratamento para o efluente em questão, visando devolver a água ao ambiente, respeitando os padrões de emissão estipulados que são de 250 mg/L para DQO e 0,5 mg/L para o LAS (CONAMA, 2011)

Braga e colaboradores (2014) caracterizaram água de lavanderia do município de São Carlos - SP. Os compostos encontrados e suas respectivas concentrações estão dispostos na Tabela 1.

Para a caracterização realizada, destacam-se as concentrações encontradas para DQO (1471 ± 917 mg/L), LAS ($163,6 \pm 247,9$ mg/L) e alcalinidade total ($25,9 \pm 20,2$ mg/L), bem como a faixa de pH do efluente ($5,6 \pm 0,9$).

Tabela 1 - Parâmetros físico-químicos da água de lavanderia comercial.

Parâmetros (mg/L)	Valores		
	Min	Máx	Média
pH	3,3	6,8	5,6±0,9
Alcalinidade Total	0	82,1	25,9±20,2
DQO não Filtrada	622	4796	1710±968
DQO Filtrada	415	4474	1471±917
LAS	12,2	1023,7	163,6±247,9
SST	10	290	80±60
SSF	10	270	10±40
SSV	10	260	70±50
Sulfato	1,4	102,6	21,1±19,1
Sulfeto	0,04	0,8	0,2±0,1
Nitrato	1,03	25,7	8,4±6,8
Nitrito	1,1	3,3	2,1±0,8
N-amoniacal	0,3	54,8	7±10,8
NTK*	1,2	136	32,4±26,2
Fosfato	9,8	279	94,6±75,4
Etanol	38,9	384,6	148,6±94,6
Ácido Cítrico	8,3	307,5	50,9±95,2
Ácido Málico	4,6	183,7	34,6±52,7
Ácido Succínico	7,4	193,7	63,5±82,9
Ácido Lático	11,8	406,7	92,2±103,4
Ácido Fórmico	3,2	172	15,6±35,8
Ácido Acético	7,8	329,2	24,2±61,9
Ácido Propiônico	10,7	279,7	44,6±65,9
Ácido Isobutírico	10,9	287,2	46±67,4
Ácido Butírico	10,9	292	121,6±140,6
Ácido Isovalérico	11,2	35,2	16,4±7,4
Ácido Valérico	10	251	40,5±85,1
Ácido Capróico	10,9	273,5	97±122,5
Zinco	0,03	3,59	0,56±0,8
Chumbo	<0,01	0,17	0,06±0,05
Cádmio	<0,0006	0,08	0,02±0,02
Níquel	<0,008	0,08	0,04±0,02
Ferro	0,037	0,72	0,22±0,2
Manganês	<0,003	0,2	0,04±0,05
Cobre	<0,003	0,09	0,03±0,03
Crômio	<0,005	0,06	0,02±0,01

*NTK = nitrogênio total kjeldahl

Fonte: Adaptado de BRAGA e VARESCHE, 2014.

3.2 Compostos Surfactantes

Compostos surfactantes, também conhecidos como tensoativos, são substâncias capazes de diminuir a tensão superficial entre dois líquidos. Quando utilizados em aplicações domésticas, são geralmente conhecidos como emulsionantes ou emulgentes, por serem substâncias capazes de gerar ou manter uma emulsão. São constituídos por moléculas na qual uma das metades é solúvel em água e a outra não (HAMZA, 2016). Os surfactantes podem ser classificados de acordo com seus radicais hidrofílicos (BORSATO et. al., 1999):

- Aniônicos: as moléculas apresentam uma região polar de carga negativa. São os tensoativos mais utilizados no Brasil devido baixo custo. Possuem boas propriedades para limpeza, com alto poder espumante, sendo assim muito utilizado em sabões em pó e líquidos para lavagem de roupas, detergentes para limpeza de louças e vidrarias, além de sabonetes e xampus (BAIN *and* COMPANY, 2014).
- Catiônicos: as moléculas apresentam um grupo hidrofílico carregado com cargas positivas. Possuem baixo poder detergente, mas são os compostos tensoativos que apresentam maior capacidade de aderência às superfícies sólidas. São muito utilizados como antiestéticos e antibacterianos, sendo ainda empregados contra corrosão (BAIN *and* COMPANY, 2014).
- Não iônicos: as moléculas deste grupo não apresentam regiões polares, devido à ausência de carga nos grupos hidrofílicos. Os surfactantes não iônicos possuem diversas aplicações por possuírem muitas propriedades físicas: alta capacidade de redução da tensão superficial, resistência à dureza da água, baixa irritabilidade à pele e aos olhos. Não possuem grande potencial para produção de espumas, e por isso são empregadas em conjunto com tensoativos aniônicos para a produção de detergentes (BAIN *and* COMPANY, 2014).
- Anfóteros: apresentam nas suas moléculas grupamentos positivos e negativos, o que confere em boas propriedades de tensão superficial, concentração de partículas, umectância e penetração. Apresentam ainda excelentes propriedades dermatológicas, sendo muito utilizados em cosméticos. São bastante utilizados juntamente com surfactantes aniônicos (BAIN *and* COMPANY, 2014).

3.2.1 Impactos ambientais e toxicológicos causados pelo lançamento de surfactantes

Quando surfactantes são descartados no meio ambiente sem qualquer tratamento, podem ser prejudiciais aos seres vivos ali presentes. Estima-se que cerca de 50% dos surfactantes são emitidos através de águas residuárias superficiais industriais e urbanas, apresentando-se como um dos principais fatores que afetam o ecossistema. Em 2012, no Brasil, as produções de agentes surfactantes excederam 178 mil toneladas ao ano (BAIN AND COMPANY, 2014).

Apesar de a utilização dos surfactantes nos produtos de limpeza ser incontestável, deve-se dar um tratamento correto às águas residuárias geradas, tendo em vista os prejuízos ocasionados pelo descarte incorreto dos tensoativos no meio ambiente. Em virtude da sua estrutura anfipática, os tensoativos se localizam na superfície do meio líquido, diminuindo a tensão superficial da água, que por sua vez, diminuem o oxigênio dissolvido disponível à biota ali presente, além de produzirem espumas, as quais dificultam o processo de aeração e transportam bactérias e impurezas a longas distâncias. Sabe-se também que muitos organismos aquáticos dependem fundamentalmente da tensão superficial da água (PENTEADO et. al., 2006).

Dessa forma, este grupo de poluente merece destaque, tendo em vista o grande volume de produção e suas propriedades químicas. Assim, a partir do aumento considerável da utilização desta classe de produtos sintéticos, a Resolução CONAMA nº 357 de 2011 institui que o valor máximo para surfactantes aniônicos é de 0,5 mg/L em águas de Classe 1, 2 e 3.

Alvarez-Munoz e colaboradores (2009) descreveram o efeito da exposição do peixe *Solea Senegalensis* a 26 mg/L de LAS e verificaram danos histopatológicos como fusão lamelar, estagnação do sangue em brânquias, aumento do número de células nas mucosas e gotas lipídicas, descamação epitelial e perda de tecido do intestino.

De acordo com Mungray e Kumar (2008), o tensoativo aniônico LAS em concentração maior que 40-60 mg/kg de massa seca pode ter efeito tóxico na reprodução e crescimento de invertebrados.

Mogensen e colaboradores (2002) descrevem que o processo de adsorção merece atenção, visto que durante o tratamento biológico de água residuária contendo LAS, a biomassa é capaz de adsorver parte do LAS do efluente.

Percebe-se que inúmeros são os efeitos causados à natureza, de forma a resultarem em grandes impactos ambientais, podendo-se citar como exemplo, os efeitos negativos causados por tensoativos que, quando incorporados ao solo, facilitam a liberação de poluentes ambientais

polares e apolares, como pesticidas, praguicidas, pentaclorofenol, entre outros (MORAES, 2004).

3.2.2 *Alquibenzeno Linear Sulfonado (LAS)*

O LAS é conhecido por ser um dos compostos surfactantes mais utilizados na indústria (JURADO, 2006), além de estar entre os principais poluentes do esgoto doméstico (METCALF; EDDY, 2003).

Caracterizado como um composto orgânico aniônico, possui cadeias entre 10 e 16 carbonos, além de um anel de benzeno, contendo um grupo sulfônico conectado, como mostrado na Figura 1. É encontrado em efluentes de lavanderia, onde são utilizados diversos tipos de sabões para remoção de impurezas (BLANCO, 2008).

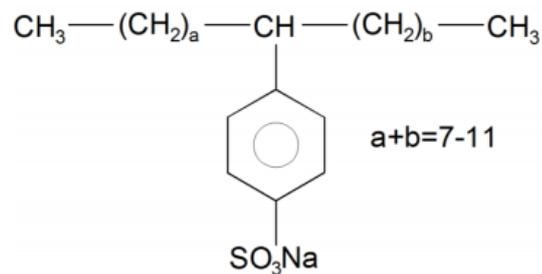


Figura 1 - Molécula de LAS

Fonte: Adaptado de MOTTERAN e colaboradores, 2012.

O estudo de Garcia e colaboradores (2006) aponta que, para concentrações próximas ou superiores a 10 mg LAS/L, o LAS é capaz de inibir o processo de tratamento e a produção de biogás em tratamentos biológicos com digestão anaeróbia.

Deste modo o estudo de alternativas ao tratamento de águas residuárias contendo estes compostos é justificado.

3.3 Digestão Anaeróbia

A digestão anaeróbia é um conjunto de processos em que os microrganismos degradam a matéria orgânica biodegradável na ausência de gás oxigênio (SPERLING, 2006). O tratamento utiliza compostos dispostos no efluente como substratos de forma a auxiliar a manutenção e crescimento dos microrganismos presentes (COSTA, 2008). Este processo fundamenta-se na oxidação de compostos orgânicos tóxicos em CO_2 , H_2O e/ou CH_4 por ação dos microrganismos presentes (UZURA *et al.*, 2000). Como produto da digestão anaeróbia tem-se a produção de biogás, resultando ainda em um efluente mais claro e mais estabilizado nos aspectos químico e biológico (CHERNICHARO, 2007).

A digestão anaeróbia ocorre em quatro etapas distintas. Na primeira etapa, denominada hidrólise, enzimas produzidas pelos próprios microrganismos hidrolisam (quebram) moléculas mais complexas (polímeros orgânicos) presentes no substrato em moléculas menores (monômeros). Em seguida ocorre a acidogênese, onde as bactérias fermentativas acidogênicas utilizam das moléculas mais simples geradas para produção de ácidos orgânicos. Tais ácidos produzidos na acidogênese são oxidados pelas bactérias na etapa de acetogênese. Como produtos tem-se dióxido de carbono, ácido acético e hidrogênio. Estes produtos servem de substrato para as arqueias metanogênicas. Assim, na etapa final de metanogênese, os compostos são mineralizados em gás metano e gás carbônico quando consumidos pelas arqueias metanogênicas (CHERNICHARO, 2007).

A digestão anaeróbia é considerada economicamente viável em relação a sua implantação e operação, pois apresenta aspectos ambientais favoráveis assim como a capacidade de produção e utilização do biogás gerado como fonte de energia renovável (SPERLING, 2006).

Do ponto de vista biológico demonstra grande capacidade de degradação da matéria orgânica e o biogás pode variar nas proporções de concentrações de CH_4 entre 60 e 70%. Em relação ao processo aeróbio, ocorre menor produção de lodo e a destruição de muitos agentes patogênicos (APPELS *et al.*, 2008). Outras vantagens para o tratamento anaeróbio em relação ao aeróbio são o pequeno espaço para instalação, a flexibilidade para ser implantado em pequena e grande escala, o baixo consumo de energia e necessidade de adição de pequenas quantidades de nutrientes e reagentes químicos (SEGHEZZO *et al.*, 1998).

A Figura 2 demonstra as etapas da digestão anaeróbia.

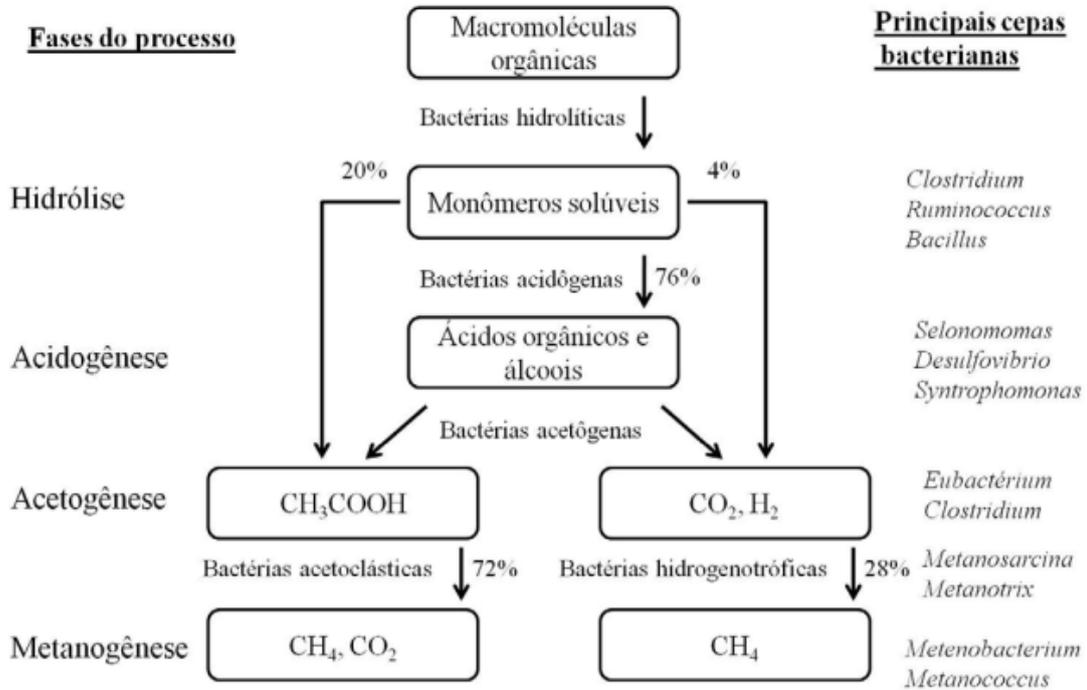


Figura 2 - Etapas da digestão anaeróbia.

Fonte: SANTI, 2013.

Um dos reatores de digestão anaeróbia bastante utilizado para o tratamento de águas residuárias é o reator UASB, devido sua boa eficiência de remoção, além dos pequenos custos operacionais. Outras configurações também são muito utilizadas, como o CSTR, EGBS e RALF.

3.3.1 Reator UASB

Os reatores anaeróbios de manta de lodo são também denominados como Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente e de Manta de Lodo (RAFAMAL) ou ainda a sigla original UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) (SPERLING, 2006).

Nos reatores UASB, a biomassa cresce dispersa no meio formando pequenos grânulos, o que auxilia no aumento da eficiência do sistema, visto que estes grânulos apresentam uma grande concentração de microrganismos. Desta forma, quando comparados aos outros sistemas de tratamento de efluentes, esta configuração de reator requer menor volume reacional. Neste

modelo, o líquido tem fluxo ascendente, encontrando primeiramente o leito de lodo, onde há a degradação de grande parte da matéria orgânica pela biomassa (SPERLING, 2006).

Como resultado do processo anaeróbio há a formação de gases (principalmente metano e gás carbônico) em forma de bolhas que serão coletadas pelo separador trifásico onde os sólidos, líquido e gases são separados. Este mesmo gás coletado pode ser reaproveitado para a produção de energia (SPERLING, 2006).

Okada (2012) demonstra, através da Tabela 2, alguns dos estudos que utilizaram o UASB como reator para o tratamento de água residuária de lavanderia real e sintética contendo LAS. Nestes estudos, a degradação do surfactante variou de 13 a 85%, utilizando concentrações iniciais variando entre 1 a 50 mg/L. Quanto ao TDH escolhido, a maioria optou por valores entre 12 e 24 horas.

Tabela 2 - Aplicação de UASB no tratamento de ARL contendo LAS.

TDH (h)	Duração (d)	LAS (mg/L)	Condição	Degradação (%)	Referência
48	242	10	Mesofílica (37°C)	13	Lobner et al. (2005)
	289		Termofílica (55°C)	51	
12	18	10	Termofílica (55°)	27	Mongensen et al. (2003)
24	100	4-5	Mesofílica (30°C)	64	Sanz et al. (2003)
	125		85		
12	19	1	Termofílica (55°)	40	Mongensen e Ahring (2002)
6 24	175	20	Mesofílica	41	Almendariz et al. (2001)
		50	(35°C)	37	

Fonte: Adaptado de OKADA, 2012.

Observou-se pela Tabela 2 que a variação de TDH não influenciou na degradação de LAS, visto que os valores de remoção não apresentaram uma coerência para períodos iguais de residência.

No que diz respeito ao controle de temperatura do tratamento biológico, Lobner e colaboradores (2005) ressaltam a importância da estabilidade térmica do processo anaeróbio para a degradação de compostos surfactantes aniônicos. Para o tratamento destes compostos, são indicadas condições mesofílicas (20 a 40°C) e termofílicas (45 a 80°C), de forma que a temperatura do processo não seja tão alta nem baixa, favorecendo assim o crescimento da biomassa.

3.4 Ensaios Hidrodinâmicos

A importância de avaliar o comportamento hidrodinâmico nos reatores deve-se a determinar quanto tempo de fato o fluido permanece no interior do reator, ou seja, o TDH real (KREUTZ, 2015).

Além disso, o ensaio é capaz de determinar o regime de escoamento no interior do reator, observando desvios da idealidade através de zonas mortas, caminhos preferenciais, curtos-circuitos hidráulicos e eficiência hidráulica. Tais problemas acarretam no aumento ou diminuição do volume útil do reator para o tratamento, além dos desvios no TDH, causando uma redução da eficiência do tratamento (LEVENSPIEL, 2000).

As equações descritas permitem calcular o volume de zonas mortas, foram propostas por Peña e colaboradores (2006); Sing e colaboradores (2006).

$$\beta = \frac{TDH_r}{TDH_t} \quad (1)$$

$$Va = Vt \cdot \beta \quad (2)$$

$$Vd = Vt - Va \quad (3)$$

Onde:

β é a razão entre TDH real e TDH teórico;

Va é o volume ativo do reator (m^3);

Vt é o volume total do reator (m^3);

Vd é o volume de zonas mortas (m^3);

O curto-circuito hidráulico é a passagem do afluente através do reator em um curto período de tempo, podendo comprometer a qualidade do efluente ao final do tratamento. A ocorrência do curto-circuito hidráulico se dá quando o valor de Ψ for menor ou igual à 0,3. (SARATHAI et. al., 2010).

Para determinar a presença de curtos-circuitos, Sarathai e colaboradores (2010) descreveram a equação 4:

$$\Psi = \frac{\tau_k}{\tau_r} \quad (4)$$

Onde:

Ψ é a presença de curtos-circuitos;

τ_k é o tempo em que ocorre o pico da concentração (h);

τ_r é o TDH real (h);

A análise de eficiência hidráulica descrita por Person e colaboradores (1999) está apresentada pela equação 5:

$$\lambda = \beta \left(1 - \frac{1}{N}\right) \quad (5)$$

Onde:

λ é a eficiência hidráulica

β é a razão entre TDH real e TDH teórico;

N é o número de reatores CSTR em série;

Levenspiel (2000) destaca diferentes tipos de perturbação para os ensaios hidrodinâmicos. Dentre elas destacam-se duas mais utilizadas: pulso e degrau. A perturbação tipo pulso é caracterizada pela inserção de um elemento traço (comumente utilizado algum sal) na alimentação em um pequeno intervalo de tempo. Já no ensaio degrau, este mesmo elemento traço está presente de forma constante na alimentação, durante todo o processo. Nestes ensaios, faz-se necessária a observação do efluente do reator. Estes ensaios devem ter uma duração de três vezes o TDH estipulado.

São utilizados modelos para classificação dos reatores: pistonado com pequenas dispersões, pistonado com grandes dispersões e “n” reatores de mistura completa (CSTR - *continuous stirred-tank reactor* / reator de tanque agitado contínuo) sequenciais. Desta forma, para comparar os reatores distintos, faz-se necessário normalizar os dados encontrados (LEVENSPIEL, 2000).

Na realização da normalização dos dados obtidos, são utilizados equacionamentos para curva E (equação 6), curva E adimensional (equação 7), TDH (equação 8) e TDH adimensional (equação 9) que estão apresentadas a seguir (LEVENSPIEL, 2000).

$$E_{(t)} = \frac{C_{(t)}}{\int C_{(t)} \cdot dt} \quad (6)$$

$$E_{\Theta} = \bar{\theta}_h \cdot E_{(t)} \quad (7)$$

$$\bar{\theta}_h = \frac{\int t \cdot C_{(t)} \cdot dt}{\int C_{(t)} \cdot dt} \quad (8)$$

$$\Theta = \frac{t}{\bar{\theta}_h} \quad (9)$$

Onde:

$E_{(t)}$ é a curva E;

E_{Θ} é a curva E adimensional;

$C_{(t)}$ é a concentração de saída do reator em um determinado tempo;

$\bar{\theta}_h$ é o tempo de detenção hidráulica do reator;

Θ é o tempo de detenção hidráulica adimensional do reator;

t é o tempo de operação;

O modelo pistonado com pequenas dispersões é caracterizado pela equação 10 (LEVENSPIEL, 2000):

$$E_{\Theta PD} = \frac{1}{2 \cdot \sqrt{\pi \cdot \left(\frac{D}{u \cdot L}\right)}} \cdot e^{\frac{-(1-\Theta)^2}{4 \cdot \left(\frac{D}{u \cdot L}\right)}} \quad (10)$$

onde:

$\left(\frac{D}{u \cdot L}\right)$ é o coeficiente ajustado para determinar o grau de dispersão;

O modelo pistonado com grandes dispersões foi descrito com a equação 11 (LEVENSPIEL, 2000):

$$E_{\Theta}GD = \frac{1}{2 \cdot \sqrt{\pi \cdot \left(\frac{D}{u \cdot L}\right)}} \cdot e^{\frac{-(1-\Theta)^2}{4 \cdot \theta \cdot \left(\frac{D}{u \cdot L}\right)}} \quad (11)$$

Já para o modelo “n” reatores de mistura completa sequenciais foi elaborada a equação 12 (LEVENSPIEL, 2000):

$$E_{\Theta}N.CSTR = \frac{N \cdot (N \cdot \Theta)^{N-1}}{(N-1)!} \cdot e^{-N \cdot \Theta} \quad (12)$$

Onde:

N é o número equivalente de reatores CSTR sequenciais.

Com relação as dispersões, Levenspiel (2000) destaca que para valores de $\left(\frac{D}{u \cdot L}\right)$ menores que 0,01, o modelo que melhor se aplica é o de pequenas dispersões. Já para valores de $\left(\frac{D}{u \cdot L}\right)$ maiores que 0,01, o melhor modelo é o de grandes dispersões. No modelo e N-CSTR, valores de N superiores à 50 sugerem um reator *Plug-Flow*.

4. METODOLOGIA

Toda operação do reator, bem como as análises realizadas no trabalho foram efetuadas no laboratório de Biotecnologia, no Instituto de Ciência e Tecnologia da UNIFAL-MG, *Campus Poços de Caldas*.

4.1 Reator UASB

O reator UASB utilizado neste trabalho foi confeccionado em acrílico, possuindo 81 cm de altura, com volume total de 10,4 litros. O compartimento de decantação possui 21 cm de altura, com um diâmetro interno de 17 cm, contendo 3 pontos de amostragem, além do ponto de saída do efluente. O compartimento de digestão anaeróbia possui 60 cm de altura, com um diâmetro interno de 11 cm, contando com 12 pontos de amostragem, mostrado na Figura 3 (CUNHA, 2015; SAMPAIO, 2015).

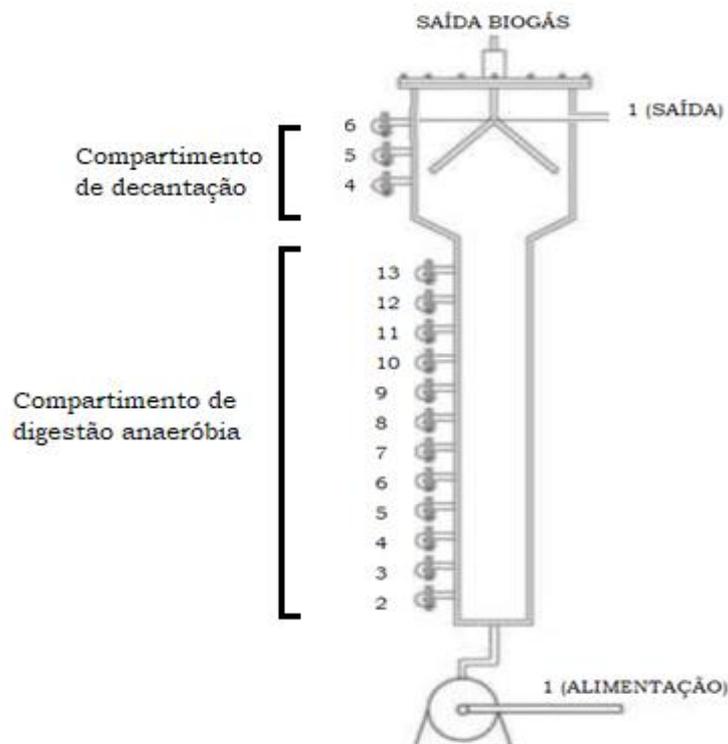


Figura 3 - Esquema do reator UASB.
Fonte: adaptado de CUNHA, 2015.

Para o sistema de separação trifásica foi utilizado um funil de vidro encaixado de modo invertido, na mesma altura do defletor de gás, possibilitando a coleta de biogás gerado na parte superior do reator.

Na parte inferior do reator está a entrada do efluente que foi feita com auxílio de uma bomba Grundfos®X DDA, onde a vazão determinada para um TDH de 48 horas foi de 94 mL/h.

4.2 Controle de Vazão

O controle da vazão foi realizado por meio de testes com a bomba em operação. Para isso, foram estipuladas diversas vazões na bomba e as mesmas foram conferidas utilizando proveta e cronômetro, anotando os volumes encontrados nos determinados tempos.

4.3 Ensaio Hidrodinâmico

Para realização do ensaio hidrodinâmico, utilizou-se uma sonda de condutividade, com a chave de condutância ajustada para a faixa de 0 a 2000 $\mu\text{S}/\text{cm}$. A sonda foi posicionada no *headspace* do reator, bem próximo ao amostrador de saída do mesmo, de forma a verificar os resultados com maior aproximação ao TDH estipulado. O reator foi preenchido apenas com água, em um volume de 9 L (ensaio abiótico).

Foi estudada a perturbação Degrau, com uma solução salina de cloreto de potássio 1,0 g/L. Foram realizados ensaios em duplicata com TDH de 48 horas.

Após os ensaios, foi mantida alimentação contendo apenas água por um período de 144 horas com intuito de lavar o reator, de forma a evitar contaminações com o sal inserido.

O ensaio hidrodinâmico (biótico) foi feito com biomassa e efluente real no reator. Para este ensaio também foi realizada perturbação do tipo degrau, com TDH de 48 horas.

4.4 Inóculo

O inóculo selecionado para o tratamento foi proveniente de uma estação de tratamento de efluentes gerados em abatedouro de aves (Avícola Dacar), localizada na cidade de Tietê-SP.

O lodo coletado foi peneirado de forma a eliminar o líquido presente, separando apenas os grânulos. Foi separado um volume de 4,5 L de inóculo para o reator.

O lodo possuía cerca de 104,67 g/L de sólidos voláteis e 131,67 g/L de sólidos totais.

4.5 Meio Nutricional e Fonte de Carbono

O meio nutricional utilizado foi adaptado de Del Nery (DEL NERY, 1987), para uma concentração inicial de DQO de 1000 mg/L. Para operação, o meio foi preparado semanalmente de forma concentrada e estocado sob refrigeração (4°C).

Os compostos presentes no meio, assim com as suas respectivas concentrações, estão descritos na Tabela 3.

Ainda no meio nutricional foi adicionada D-Glicose (460 mg/L). A função da glicose no meio foi servir como fonte de carbono para auxiliar no crescimento da biomassa durante a partida do reator. Desta forma, considera-se que o meio nutricional é composto pelo meio Del Nery (1987) e glicose.

Tabela 3 - Composição do meio nutricional

COMPOSTO	CONCENTRAÇÃO (mg/L)
Uréia (NH ₂ CON ₂)	62,500
Sulfato de Níquel (NiSO ₄ .7H ₂ O)	0,500
Sulfato Ferroso (FeSO ₄ .7H ₂ O)	2,500
Cloreto Férrico (FeCl ₃ .6H ₂ O)	0,250
Cloreto de Cálcio (CaCl ₂ .2H ₂ O)	23,500
Cloreto de Cobalto (CoCl ₂ .6H ₂ O)	0,040
Dióxido de Selênio (SeO ₂)	0,035
Fosfato de Potássio Monobásico (KH ₂ PO ₄)	42,500
Fosfato de Potássio Dibásico (K ₂ HPO ₄)	10,850
Fosfato de Sódio Dibásico (Na ₂ HPO ₄ .7H ₂ O)	16,700
Bicarbonato de Sódio (NaHCO ₃)	1000,000

Fonte: Adaptado de Del Nery (1987)

4.6 Água Residuária

As amostras do efluente para tratamento foram oriundas de lavanderias locais da cidade de Poços de Caldas-MG. São águas emergentes originadas após a lavagem dos tecidos. Os detergentes e outros reagentes que interagem com os tecidos presentes, tendo como resultado final um efluente com alta concentração de DQO e LAS. A coleta na lavanderia foi realizada pelos próprios funcionários, os quais recolham apenas efluentes oriundos da primeira lavagem, contendo apenas sabão para lavagem de roupas. A água residuária foi coletada a cada duas semanas, enquanto o monitoramento acerca da DQO afluente foi realizado semanalmente, podendo assim controlar a quantidade de carga na alimentação.

A concentração média de surfactantes aniônicos encontrada na água de lavanderia foi de $7,1 \pm 0,52$ mg LAS/L. O valor médio da DQO foi de $753,6 \pm 72,3$ mg/L.

Em determinada etapa da operação, a alimentação foi de água residuária sintética, utilizando o detergente fornecido pela própria lavanderia, além do meio nutricional. O detergente foi diluído de forma que a solução tivesse a concentração de LAS necessária.

4.7 Operação do Reator UASB

Para o início da operação o reator foi inoculado com 4,5 L de lodo Dacar, sendo completo com mais 4,5 L de água de abastecimento. O tempo de detenção hidráulica foi estipulado em 48 horas. Após as primeiras 48 horas o reator foi totalmente preenchido, conforme demonstrado na Figura 4. A temperatura de operação foi de 30°C com o auxílio de uma câmara termostática.



Figura 4 - Reator UASB em operação
Fonte: Do autor.

Através do fluxograma da Figura 5, pode-se verificar todas as etapas planejadas para o desenvolvimento do trabalho.

Iniciou-se a fase I com apenas meio nutricional, com o intuito de adaptar a biomassa, fornecendo nutrientes de fácil consumo aos microrganismos. Nesta fase, a concentração orgânica foi ajustada para aproximadamente 1000 mg DQO/L, valores próximos ao analisado na ARL fornecida pela lavanderia comercial. Entretanto, uma vez que o mesmo apresentou valores inferiores, fez-se necessário uma redução na concentração inicial do meio nutricional.

Assim, na fase II empregou-se aproximadamente 600 mg DQO/L, de maneira a simular a concentração oriunda da ARL real.

A partir da fase III foi feita mistura do meio nutricional (500 mg DQO/L) e água de lavanderia (100 mg DQO/L). O objetivo da mudança foi alterar gradativamente a quantidade de ARL na alimentação, visando ao final apenas água residuária bruta como substrato para os microrganismos.

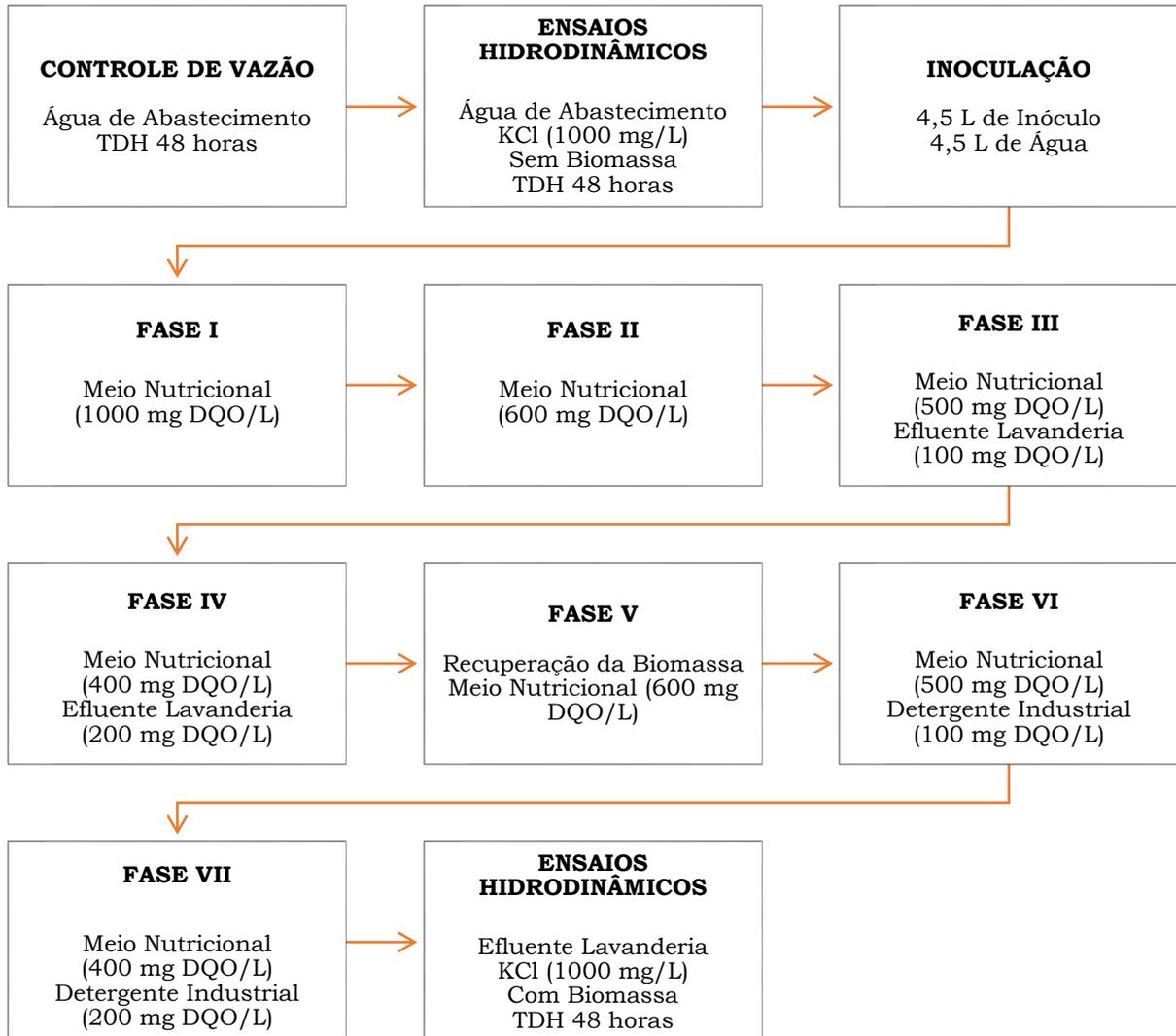


Figura 5 - Fluxograma das etapas de trabalho

Fonte: do autor

Na fase IV a concentração oriunda da ARL aumentou para 200 mg DQO/L, enquanto o restante (400 mg DQO/L) foi advindo do meio nutricional. Nesta fase foi possível notar dois fatos pontuais que pudessem justificar uma possível toxicidade ou mesmo inibição do reator com LAS. O primeiro foi a presença de espumas de detergente que saiam pela saída de gás do reator, conforme mostrado pela Figura 6.



Figura 6 - Espuma de detergente encontrada na saída do biogás.
Fonte: do autor.

Outro acontecimento foi a suspensão de grande parte da biomassa presente no interior do reator. O biogás gerado no processo, quando em contato com o excesso de detergente no meio, formou várias bolhas (cavitação), alterando a densidade da biomassa local e deslocando-a para a parte superior do reator, como mostrado na Figura 7.



Figura 7 - Suspensão da biomassa no reator referente às cavitações geradas em seu interior.
Fonte: do autor.

Devido à grande instabilidade no reator, com constantes quedas nas eficiências de remoção de DQO e LAS e com os recorrentes problemas encontrados, estipulou-se um período de recuperação da biomassa (fase V), no qual a alimentação constava apenas de meio nutricional.

Com o aumento e estabilidade na remoção de DQO, o reator seguiu para a fase VI, no qual o afluyente foi composto por meio nutricional (500 mg DQO/L), além da água residuária sintética (100 mg DQO/L). Nesta fase foi proposto ainda um controle na concentração de LAS para 5,0 mg/L. Ressalta-se que após a recuperação do reator, os problemas encontrados na fase IV não ocorreram mais até o final da operação.

Após observar estabilidade nas remoções de DQO e LAS, iniciou-se a fase VII. Nela a concentração de DQO do meio nutricional foi de 400 mg/L enquanto 200 mg DQO/L foram oriundos da ARL sintética. Desta forma, a concentração de LAS no afluyente foi proposta em 10,0 mg/L, mesma concentração encontrada na ARL real.

O tempo total de operação do reator foi de 317 dias. A Tabela 4 descreve as concentrações das fases estipuladas.

Tabela 4 - Concentração estipulada de DQO e período de operação das fases.

FASE	DQO		Período de Operação (d)
	Meio Nutricional e Glicose (mg/L)	Água de Lavanderia (mg/L)	
I	1000	-	27
II	600	-	21
III	500	100	80
IV	400	200	70
V	600	-	39
VI	500	100	41
VII	400	200	39

Fonte: do autor.

4.8 Análises Físico-Químicas

As análises físico-químicas realizadas nas amostras do afluente e efluente do reator UASB foram de pH, DQO, surfactantes aniônicos, alcalinidade e ácidos. Já as análises de sólidos foram realizadas em amostras do lodo, além de amostras retiradas nos perfis realizados.

Para análise de pH, DQO e sólidos totais, seguiu-se como referência os métodos demonstrados por *Standard Methods For The Examination Of Water And Wastewater* (APHA, 2012).

A medição de pH foi realizada seguindo o método eletrométrico 4500-H⁺, com auxílio do pHmetro Qualxtron QX 1500 Plus.

Na quantificação de DQO, utilizou-se do método colorimétrico de refluxo fechado - 5220 D, utilizando o termoreator MACHEREY-NAGEL (Nanocolor® Vario 4), além de um espectrofotômetro MACHEREY-NAGEL (Nanocolor® Vis).

Já para quantificação de sólidos totais, utilizou-se o método 2540, com auxílio de mufla e estufa (marca Nova Ética).

Para análise dos surfactantes aniônicos foi utilizado o método espectrofotométrico utilizando azul de metileno descrito por Jurado e colaboradores (2006), utilizando espectrofotômetro MACHEREY-NAGEL (Nanocolor® Vis).

O método utilizado para quantificar a alcalinidade foi o potenciométrico de Ripley e Boyle (1986).

Na análise de ácidos voláteis, utilizou-se o método titulométrico descrito por Dilallo e Albertson (1961).

Tabela 5 - Frequência e quantidade de repetições das análises

Análise	Frequência	Repetições
DQO	3x por semana	Duplicata
pH	3x por semana	Duplicata
Surfactantes Aniônicos	2x por semana	Triplicata
Alcalinidade Total	1x por semana	Única
Ácidos Totais	1x por semana	Única
Vazão	1x por semana	Única
Sólidos Totais	Ao final de cada fase	Duplicata

Fonte: Do autor.

4.9 Perfil Espacial e Modelo Cinético

Foram realizados perfis espaciais a partir da Fase III, visto que as fases anteriores continham apenas o meio nutricional, sem a presença do efluente de lavanderia. O perfil foi realizado no final de cada fase, após observada estabilização nas eficiências de remoção de DQO e LAS. Foram realizadas as mesmas análises feitas no período de operação. Para o mesmo, foram retiradas alíquotas da alimentação (1) e da saída (17) do reator, além dos amostradores 2, 5, 8, 11 e 14, como mostrado na figura 3.

A importância da realização de perfis deve-se à possibilidade de realizar ajustes cinéticos de forma a encontrar a melhor cinética reacional para o reator. Além disso, os resultados encontrados nos perfis possibilitam observar se a escolha do TDH estipulado se diz coerente aos valores encontrados.

Desta forma, foram realizados modelos de ajustes cinéticos a partir dos resultados encontrados nos perfis de cada fase de operação, para obtenção dos parâmetros cinéticos.

Para o ajuste, foi utilizado uma variação da equação de Monod, através de uma reação de primeira ordem, onde são considerados valores de concentrações residuais ajustadas por regressões lineares. Cubas e colaboradores (2004) utilizaram a equação para observar a degradação de DQO. Apesar de ter sido elaborado para condições reacionais de batelada, o modelo foi utilizado para fluxo contínuo. A equação utilizada foi obtida a partir da integração da equação 13, descrita a seguir:

$$R_S = -\frac{d(S - S_R)}{d\tau} = K^{ap}(S_R - S) \quad (13)$$

Sendo: R_S = velocidade global de reação (mg/h.L)

S = concentração do substrato (mg/L)

S_R = concentração residual do substrato (mg/L)

τ = tempo de residência (h)

K^{ap} = constante cinética aparente de primeira ordem (h^{-1})

Com a integração, descreveu-se a equação 14:

$$S = S_R + (S_0 - S_R).e^{-K^{ap}.\tau} \quad (14)$$

Onde: S é a concentração de substrato (mg/L);

S_R é a concentração residual do substrato (mg/L);

S_0 é a concentração de entrada de substrato (mg/L);

K^{ap} é a constante cinética aparente (h^{-1});

τ é o tempo de residência do substrato no interior do reator (h).

4.10 Potencial de Produção de Biogás

Foi elaborado um aparato com intuito de coletar o biogás gerado, de forma a quantificar a produção em função do tempo de operação. Por diferenças de pressão e com um sistema de sifão, o gás produzido foi direcionado para um primeiro recipiente vedado, contendo uma solução de NaOH 1,0 mol/L. Desta forma um determinado volume de biogás entra no primeiro recipiente (1). O CO_2 presente no biogás reage com a solução de NaOH, enquanto o volume correspondente ao de gás metano produzido é deslocado para o recipiente 2 (vazio), através de outra mangueira. A Figura 8 demonstra o aparato. O experimento foi montado seguindo o mesmo procedimento do ensaio para determinação da atividade metanogênica específica – AME (CHERNICHARO,2007).

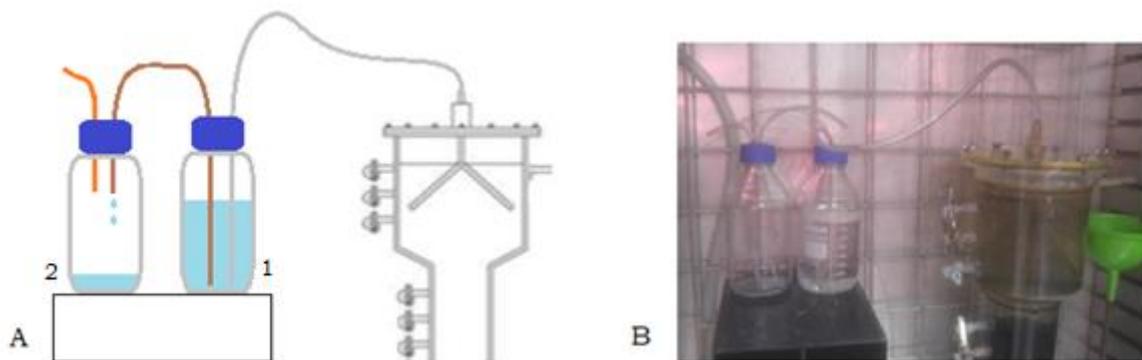


Figura 8 - Esquema experimental para coleta e medição do biogás gerado

A) Modelo esquematizado;

B) Modelo em operação;

Fonte: Do autor.

Foram observadas as quantidades de volume produzidas nos determinados intervalos de tempo, de forma a conhecer o potencial de produção de gás por hora de operação.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

A seguir estão apresentados os resultados encontrados durante o período de operação do reator UASB no tratamento de água residuária contendo LAS real e sintético, para os ensaios hidrodinâmicos realizados, análises físico-químicas, perfis e ajustes cinéticos, produção de biogás e ensaios de adsorção.

5.1 Ensaio Hidrodinâmico

5.1.1 Ensaio Hidrodinâmico Abiótico

As condutâncias encontradas para a primeira análise na perturbação degrau com TDH de 48 horas em meio abiótico estão dispostas na Figura 9. Visto que para o tratamento de dados faz-se necessária a perturbação pulso, os dados encontrados no degrau foram derivados em primeira ordem. Os valores de condutância encontrados foram normalizados de 0 a 1 de forma a melhorar a comparação dos dados.

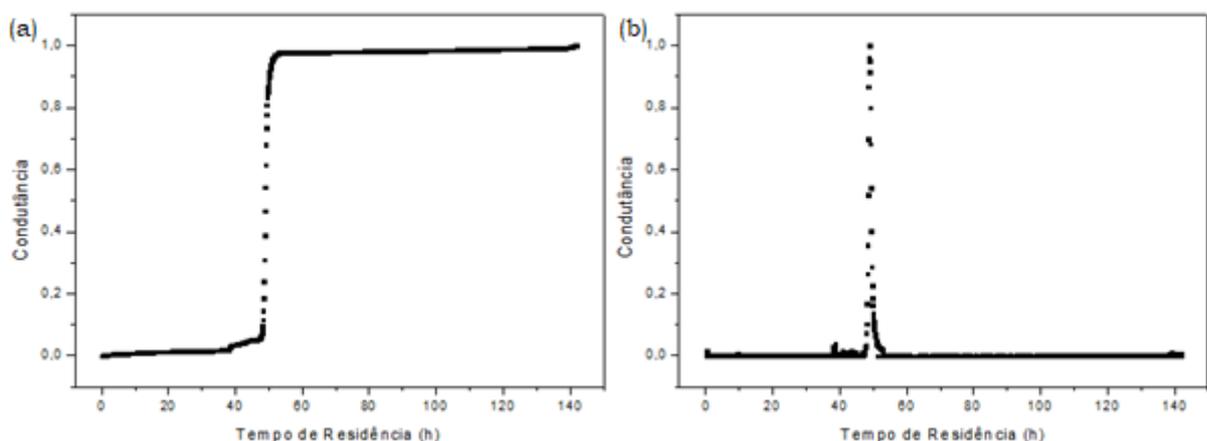


Figura 9 - Perturbação degrau 1 (a) com TDH 48 horas para meio abiótico e (b) função pulso encontrada. Fonte: do autor.

Através dos gráficos gerados foi possível encontrar o TDH experimental de 49,47 horas, valor bem próximo ao estipulado de 48 horas. Esta pequena variação (3%) pode ser justificada pelo próprio erro da sonda de condutividade (5%). Com o TDH encontrado foi possível encontrar um volume útil reacional de 4,65 L, pouco acima dos 4,5 L estipulado.

Foi possível observar a presença de pequenos picos de condutância no tempo de 40 horas, sugerindo a presença de caminhos preferencias, conforme descrito por Levenspiel (2000).

Com as condutâncias e tempos de residências conhecidos, elaborou-se a Figura 10 contendo os modelos propostos, podendo compará-los.

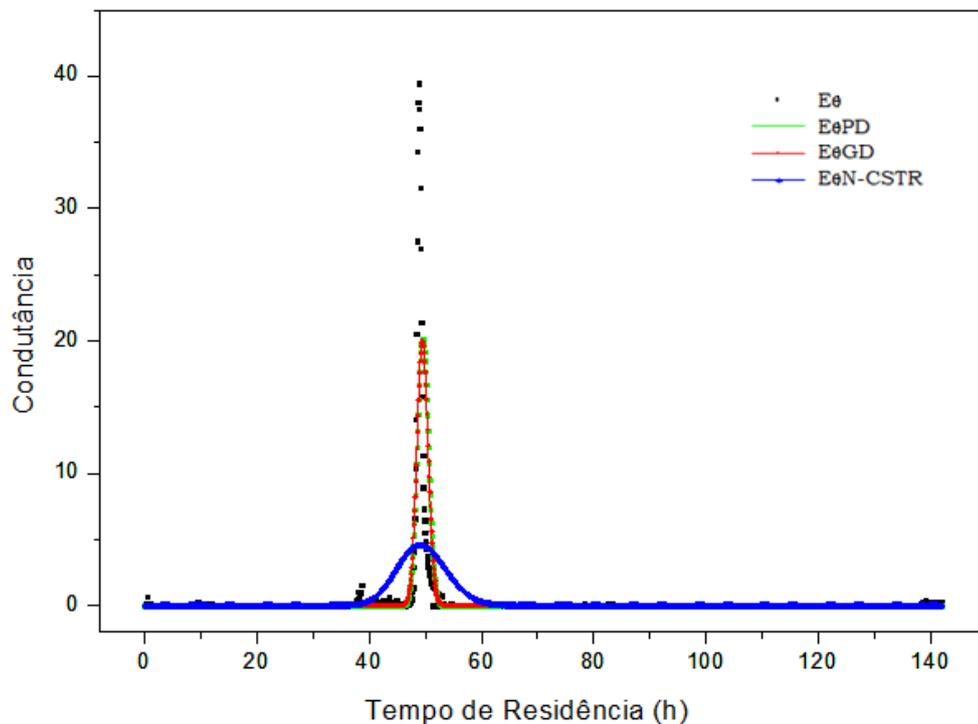


Figura 10 - Comparação de modelos propostos para perturbação degrau 1 em meio abiótico, sendo E_{θ} o modelo experimental encontrado, $E_{\theta}PD$ o modelo de pequenas dispersões, $E_{\theta}GD$ o modelo de grandes dispersões e $E_{\theta}N - CSTR$ o modelo aproximado para n reatores CSTR sequenciais. Fonte: do autor.

Os coeficientes encontrados para os modelos estão dispostos na Tabela 6.

Tabela 6 - Coeficientes encontrados para os modelos em perturbação degrau 1 no meio abiótico.

Modelo	Coefficiente
d/u.L Pequenas Dispersões	0,000196356
d/u.L Grandes Dispersões	0,000199050
N-CSTR's	>130

Fonte: do autor.

Apesar de os modelos de pequenas e grandes dispersões se aproximarem, visto que os valores de $d/u.L$ foram inferiores a 0,01, o modelo que melhor representou os dados do reator foi o de pequenas dispersões. O modelo de N-CSTR demonstrou um $N > 130$ reatores em série. Desta forma, pode-se dizer que o reator se comportou como um *plug-flow*.

Realizou-se ainda uma segunda perturbação degrau para o meio abiótico com TDH em 48 horas. Os gráficos da curva F (degrau) e curva E (pulso) foram dispostos na Figura 11.

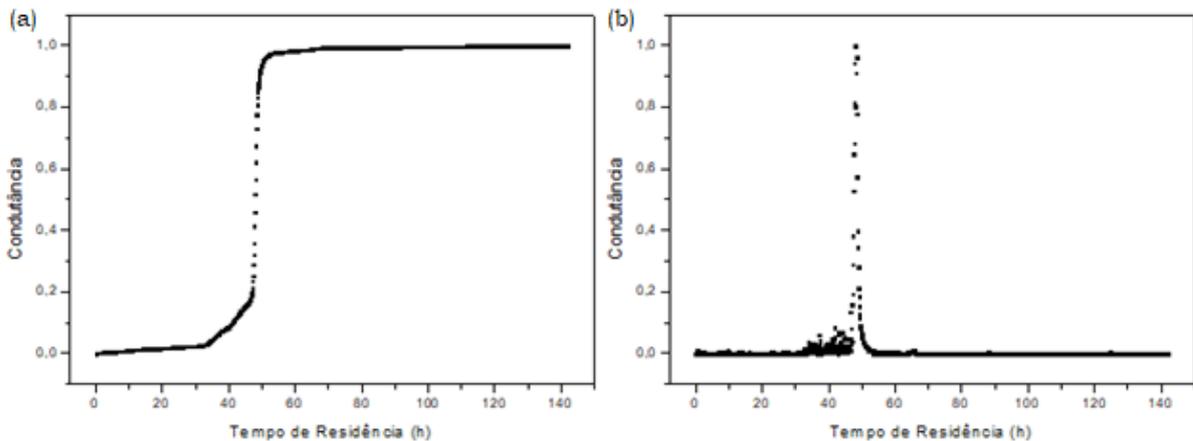


Figura 11 - Perturbação (a) degrau 2 com TDH 48 horas para meio abiótico e função (b) pulso encontrada.

Fonte: do autor.

Apesar de existir uma pequena dispersão dos dados observadas no início do degrau/pulso, a perturbação apresentou valores satisfatórios, bem próximos aos da primeira análise, com degrau e pulso bem notáveis. Estas dispersões sugerem um possível caminho preferencial, como mostrado por Levenspiel (2000). O TDH encontrado foi de 46,79 horas, com uma variação de -2,5% no valor estipulado. Este desvio pode ser justificado pelo próprio erro de medição inerente ao equipamento (5% conforme o fabricante da sonda *Conductivity Probe Vernier*®). O volume útil encontrado pela análise foi de 4,40 L, também próximo do estipulado.

Para comparar os modelos propostos por Levenspiel (2000), elaborou-se na Figura 12 contendo as condutâncias encontradas e seus respectivos tempos de residência para as perturbações degrau e pulso.

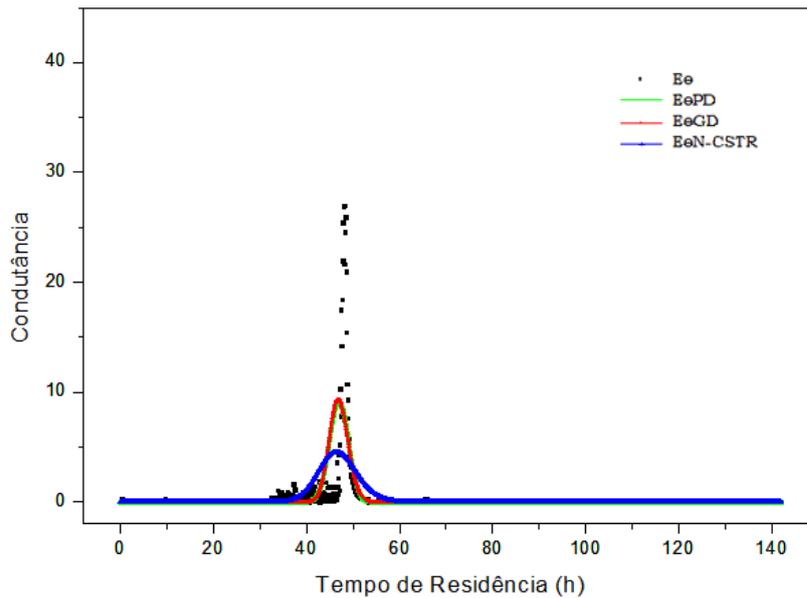


Figura 12 - Comparação de modelos propostos para perturbação degrau 2 em meio abiótico, sendo E_{θ} o modelo experimental encontrado, $E_{\theta PD}$ o modelo de pequenas dispersões, $E_{\theta GD}$ o modelo de grandes dispersões e $E_{\theta N - CSTR}$ o modelo aproximado para n reatores CSTR sequenciais.

Fonte: do autor.

Os coeficientes encontrados para o ajuste dos modelos propostos estão dispostos na Tabela 7.

Tabela 7 - Coeficientes encontrados para os modelos em perturbação degrau 2 no meio abiótico.

d/u.L Pequenas Dispersões	0,000945442
d/u.L Grandes Dispersões	0,000913622
N-CSTR's	>130

Fonte: do autor.

De forma similar ao ensaio anterior, os modelos de pequena e grande dispersão apresentaram valores próximos de $d/u.L$. Apesar disso, o modelo que melhor representa é o de pequenas dispersões, por apresentar $d/u.L < 0,01$ (LEVENSPIEL, 2000). O modelo de N-CSTR encontrou valores superiores à 50 reatores sequenciais, indicando que o reator se comporta de forma pistonada.

Desta forma, o reator apresentou bom desempenho no ensaio hidrodinâmico abiótico, com TDH bem próximo ao estipulado, apresentando um modelo de pequenas dispersões para ajuste do mesmo, em perturbação degrau, identificando que o reator apresentou comportamento pistonado, semelhante ao PFR (*plug-flow reactor* / reator de fluxo pistonado), o que era esperado para o reator UASB. Apresentou ainda um volume útil de aproximadamente 4,5 L, mesmo valor estipulado para a inoculação do reator.

5.1.2 Ensaio Hidrodinâmico Biótico

Os ensaios hidrodinâmicos bióticos também foram realizados com TDH de 48 horas, com perturbação tipo degrau. Os valores de condutância foram normalizados de 0 a 1 e os resultados encontrados podem ser observados na Figura 13.

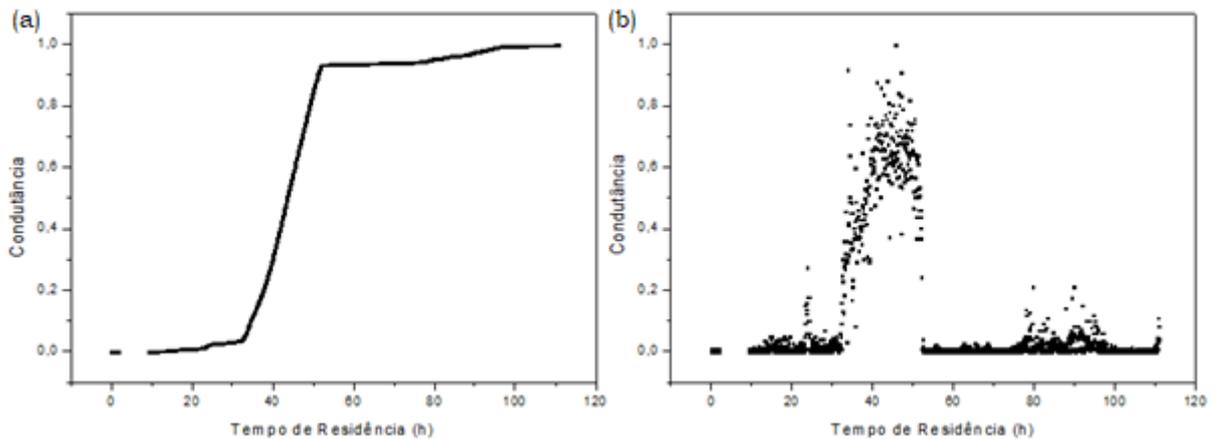


Figura 13 - Perturbação (a) degrau 1 com TDH 48 horas para meio biótico e função (b) pulso encontrada. Fonte: do autor.

Pode-se observar que, diferentemente do ensaio abiótico, neste os valores apresentaram desvios da idealidade, com algumas dispersões, o que era esperado devido a presença da biomassa e da sua atividade fisiológica. O *gap* encontrado nas primeiras horas foi referente a queda de energia ocorrida no laboratório, interrompendo a coleta de dados. O pico apresentado durante o tempo 25 horas indica a presença de caminhos preferenciais, possivelmente ocorridos nos caminhos a qual o biogás produzido se deslocava. O TDH encontrado para este ensaio foi de 45,06 horas, 7% inferior ao estipulado. Apesar disto, o valor pode ser considerado próximo ao teórico, visto que o erro de medida do equipamento chega a 5%.

Para comparar os modelos propostos na literatura, foram ajustados os gráficos da Figura 14.

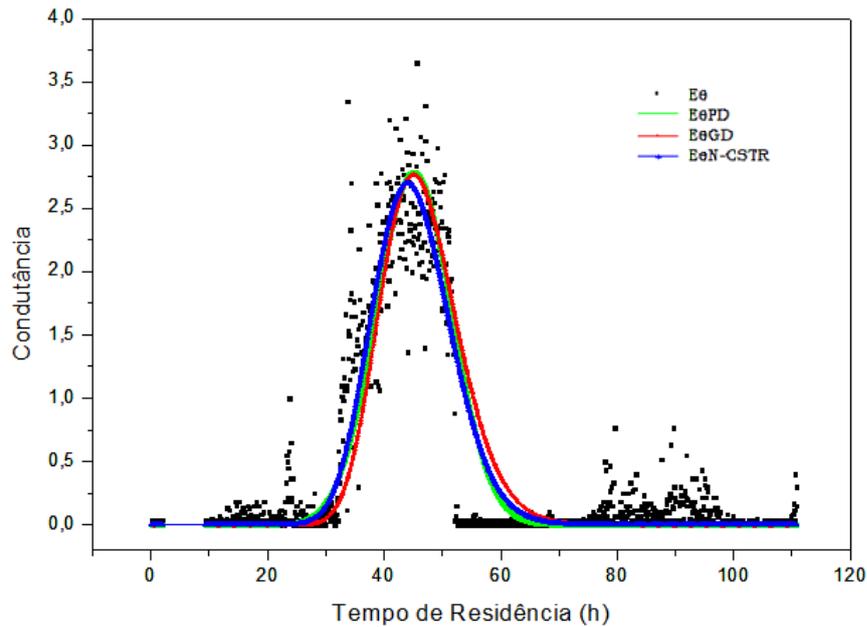


Figura 14 - Comparação de modelos propostos para perturbação degrau 1 em meio biótico, sendo E_{θ} o modelo experimental encontrado, $E_{\theta}PD$ o modelo de pequenas dispersões, $E_{\theta}GD$ o modelo de grandes dispersões e $E_{\theta}N - CSTR$ o modelo aproximado para n reatores CSTR sequenciais.
Fonte: do autor.

Os coeficientes encontrados nos modelos analisados estão dispostos na Tabela 8.

Tabela 8 - Coeficientes encontrados para os modelos em perturbação degrau 1 no meio biótico.

Modelo	Coefficiente
d/u.L Pequenas Dispersões	0,010235725
d/u.L Grandes Dispersões	0,010396395
N-CSTR's	45

Fonte: do autor.

Com os resultados encontrados, observa-se dois ajustes bem próximos (pequenas e grandes dispersões). O modelo escolhido foi o de grandes, visto que a literatura descreve que pequenas dispersões são aplicadas para coeficientes $d/u.L < 0,01$, quanto para grandes dispersões são aplicadas à coeficientes $d/u.L > 0,01$.

Quanto ao modelo de N-CSTR, o mesmo apresentou valores inferiores a 50 reatores em série. Apesar disto, é possível observar que o reator se portou de forma pistonada, visto que 45 reatores em série ainda é um número elevado para elaboração.

Realizou-se ainda uma segunda perturbação degrau para o meio biótico com TDH em 48 horas. Os gráficos da curva F (degrau) e curva E (pulso) foram dispostos na Figura 15.

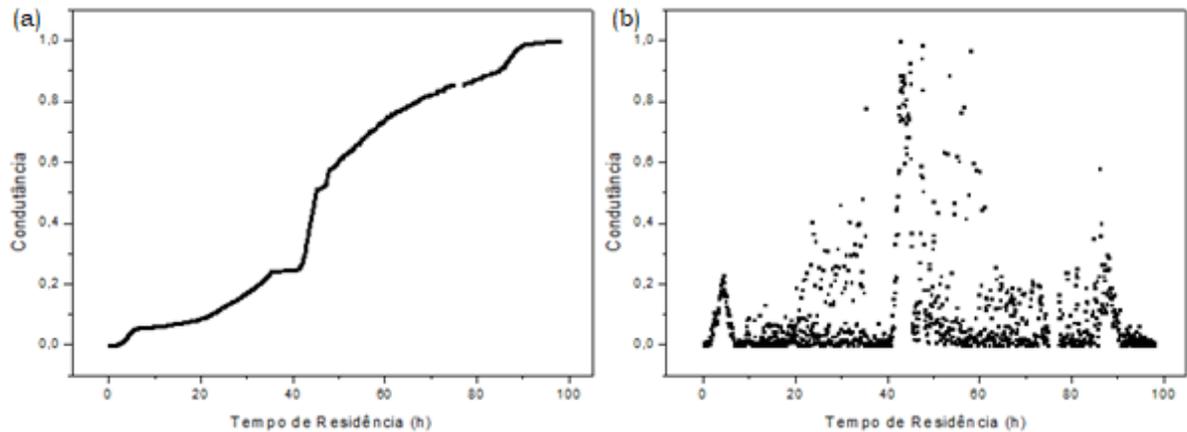


Figura 15 - Perturbação (a) degrau 2 com TDH 48 horas para meio biótico e função (a) pulso encontrada. Fonte: do autor.

Os picos de condutância encontrados nas primeiras horas, bem como outros encontrados antes de 40 horas sugerem a presença de diversos caminhos preferenciais, possivelmente gerados pela produção do biogás e sua passagem diante dos microrganismos. Fenômenos como cavitação são responsáveis pela criação de caminhos preferenciais e, como foram observados, comprovam esta ideia. O TDH encontrado para este ensaio foi de 48,86 horas, valor ideal, diante do erro da análise.

Para comparar os modelos estudados, plotou-se os gráficos da Figura 16.

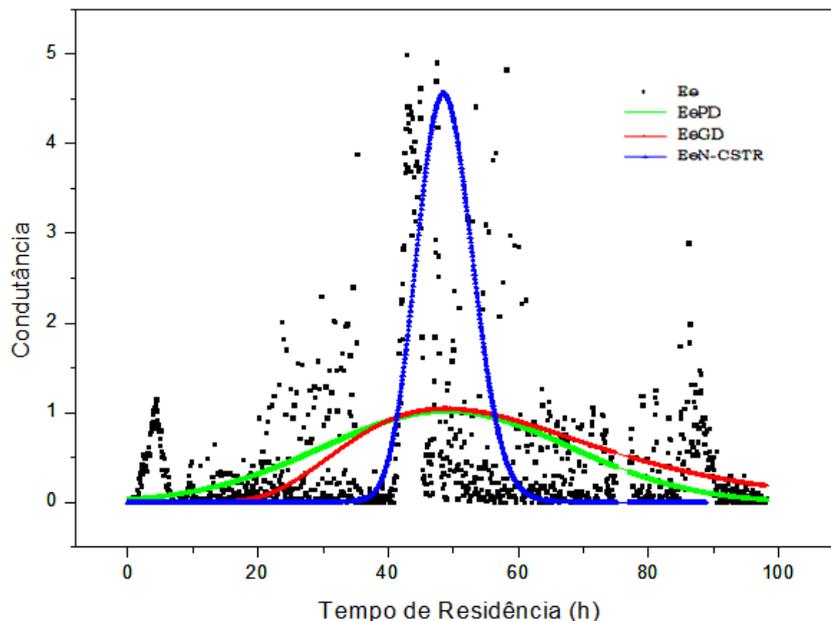


Figura 16 - Comparação de modelos propostos para perturbação degrau 2 em meio biótico, sendo E_{θ} o modelo experimental encontrado, $E_{\theta}PD$ o modelo de pequenas dispersões, $E_{\theta}GD$ o modelo de grandes dispersões e $E_{\theta}N - CSTR$ o modelo aproximado para n reatores CSTR sequenciais. Fonte: do autor.

Os coeficientes encontrados nos modelos analisados estão dispostos na Tabela 9.

Tabela 9 - Coeficientes encontrados para os modelos em perturbação degrau 2 no meio biótico.

Modelo	Coefficiente
d/u.L Pequenas Dispersões	0,076268465
d/u.L Grandes Dispersões	0,072959110
N-CSTR's	>130

Fonte: do autor.

Para este ensaio observa-se que o d/u.L encontrado para os modelos foi superior a 0,01. Isso indica que o modelo apresentou grandes dispersões. Quanto ao modelo de N-CSTR, apresentando valores superiores à 130 reatores CSTR em série, demonstrou que o reator se comporta como um *plug-flow*.

Desta forma, para este ensaio, os resultados obtidos sugerem um reator pistonado com grandes dispersões (possivelmente longitudinais), satisfazendo o TDH proposto.

Comparando os ensaios abióticos e bióticos observou-se que, quanto ao TDH, ambos apresentaram resultados bem coerentes e próximos ao proposto. Com relação ao modelo de dispersão, para o ensaio abiótico aplicou-se o de pequenas dispersões, enquanto que para o biótico aplicou-se o de grandes dispersões. Este comportamento era devido a presença da biomassa e suas atividades fisiológicas, bem como o fato de a presença física da biomassa dificultar a passagem direta do traçador.

Na Tabela 10 estão dispostos os resultados encontrados para a determinação do volume de zonas mortas para as perturbações degrau realizadas nas condições bióticas e abióticas.

Tabela 10 - Volumes de zonas mortas (Vd) para os ensaios do tipo degrau.

	Perturbação Degrau			
	Abiótico 1	Abiótico 2	Biótico 1	Biótico 2
TDHr (h)	49,47	46,79	45,06	48,86
TDHt (h)	48,0	48,0	48,0	48,0
β	1,030625	0,974792	0,93875	1,017917
Va (L)	9,275625	8,773125	8,44875	9,16125
Vt (L)	9,0	9,0	9,0	9,0
Vd (L)	-0,27563	0,226875	0,55125	-0,16125
Vd (%)	0	2,52	6,125	0

Fonte: do autor.

Onde:

TDHr é o tempo de detenção hidráulica real (h);

TDHt é o tempo de detenção hidráulica teórico (h);

β é a razão entre TDHr e TDHt;

Va é o volume ativo do reator (L);

Vt é o volume total do reator (L);

Vd é o volume de zonas mortas (L);

Vd % é o volume de zonas mortas em relação ao volume total;

O volume médio encontrado para os reatores abióticos foi de 1,26%, enquanto que para os ensaios bióticos foi de 3,06%. Sarathai e colaboradores (2006) encontraram 12% de volume de zonas mortas para um reator anaeróbio compartimentado com TDH de 48 horas.

Os valores negativos apresentados para os volumes de zona morta são atribuídos à caminhos preferenciais existentes no reator (PEÑA et. al., 2006).

Estes resultados demonstraram que, na presença da biomassa, os reatores apresentam maiores volumes de zona morta, interferindo nos valores de TDH estipulados. Apesar disto, os tempos de detenção hidráulica foram satisfatórios, conforme discutido anteriormente.

O curto-circuito hidráulico é a passagem do afluente através do reator em um curto período de tempo, podendo comprometer a qualidade do efluente ao final do tratamento. A ocorrência do curto-circuito hidráulico se dá quando o valor de Ψ for menor ou igual à 0,3. (SARATHAI et. al., 2010).

Os resultados obtidos para determinação do curto-circuito hidráulico foram apresentados na tabela 11.

Tabela 11 - Curto-circuito hidráulico (Ψ) para perturbação degrau.

Perturbação Degrau				
	Abiótico 1	Abiótico 2	Biótico 1	Biótico 2
τ_r (h)	49,47	46,79	45,06	48,86
τ_k (h)	6,43	7,12	21,02	19,38
Ψ	0,1299	0,1521	0,4664	0,3966

Nos ensaios foi observado que para os meios abióticos os valores foram menores que 0,3, enquanto que para os ensaios bióticos os valores foram maiores que 0,3.

Desta forma, a presença de curto-circuito hidráulico foi observada nos reatores abióticos ao avaliar o tempo de duração dos picos. Como eles foram muito estreitos, demonstram q o traçador atravessou todo o reator em um curto intervalo de tempo. Diferentemente, nos reatores bióticos o traçador permaneceu durante maior intervalo de tempo, sendo responsável por uma dispersão do afluente. Essas situações foram observadas ao avaliar o tipo de dispersão encontrado em cada situação (pequenas dispersões para abiótico, grandes dispersões para o biótico).

Quanto aos valores encontrados para a analisar a eficiência hidráulica, os dados estão dispostos na Tabela 12.

Tabela 12 - Valores encontrados para análise de eficiência hidráulica (λ) nas perturbações degrau.

	Perturbação Degrau			
	Abiótico 1	Abiótico 2	Biótico 1	Biótico 2
β	1,03	0,97	0,94	1,02
N	130	130	45	130
λ	1,00	0,97	0,92	1,00

Fonte: do autor.

Sarathai e colaboradores (2010) classificam a eficiência hidráulica em insatisfatória para $\lambda \leq 0,5$; satisfatória para $0,5 > \lambda < 0,75$ e boa para $\lambda \geq 0,75$. Todos os ensaios apresentaram uma boa eficiência hidráulica, visto que todos apresentaram valores de λ superiores à 0,75. Desta forma, estes dados comprovam os resultados encontrados nos ensaios hidrodinâmicos, mostrando que o reator se comporta de forma pistonada. Os reatores pistonados deslocam o fluido em “n” pistões (interpretados como “n” reatores de mistura completa) na direção axial do reator, enquanto é perfeitamente misturado na direção radial (LEVENSPIEL, 2000).

5.2 Operação do UASB

Na tabela 13 estão disponibilizados os dados referentes às análises realizadas durante todo o período de operação do reator, contemplando as fases I a VII.

Destaca-se que para as fases I e II não houve a presença de surfactantes, uma vez que a adição da ARL foi feita a partir da fase III. Como a ARL foi coletada a cada 15 dias, as concentrações de DQO e LAS variaram de acordo com o material que foi lavado no período.

Ressalta-se ainda que na fase V o reator passou por um período de recuperação, sendo mantido na alimentação apenas o meio nutricional. Para as fases VI e VII a água residuária de lavanderia foi alterada de real para sintética, conforme mencionado anteriormente.

Tabela 13 - Resultados dos parâmetros analisados na operação do UASB nas fases I a VII.

Análises	Fases						
	I	II	III	IV	V	VI	VII
pH Afluente	8,54 ± 0,42	8,29 ± 0,41	8,47 ± 0,42	7,93 ± 0,39	8,09 ± 0,40	8,05 ± 0,40	8,11 ± 0,40
pH Efluente	8,12 ± 0,40	7,96 ± 0,39	7,72 ± 0,38	7,46 ± 0,37	7,74 ± 0,38	7,54 ± 0,37	7,50 ± 0,37
DQO Afluente (mg/L)	977,69 ± 93,86	548,04 ± 52,61	746,64 ± 71,68	698,60 ± 67,06	437,57 ± 43,93	568,00 ± 54,53	815,51 ± 78,29
DQO Efluente (mg/L)	44,37 ± 4,26	46,47 ± 4,46	80,16 ± 7,69	85,62 ± 8,22	71,42 ± 6,85	72,47 ± 6,96	74,48 ± 7,15
Remoção de DQO %	95,46 ± 9,17	91,52 ± 8,82	89,26 ± 8,60	87,74 ± 8,33	85,83 ± 8,24	87,08 ± 8,36	90,69 ± 8,71
Carga DQO Removida (mg/L _{o,d})	466,50 ± 44,78	274,81 ± 26,38	330,93 ± 31,77	300,68 ± 28,86	203,17 ± 19,50	242,35 ± 23,26	364,44 ± 34,98
LAS Afluente (mg/L)	-	-	5,35 ± 0,39	6,49 ± 0,48	-	5,08 ± 0,38	8,48 ± 0,63
LAS Efluente (mg/L)	-	-	1,93 ± 0,14	4,21 ± 0,31	2,45 ± 0,18	2,32 ± 0,17	3,86 ± 0,28
Remoção de LAS %	-	-	63,89 ± 4,70	35,16 ± 2,51	-	52,31 ± 3,88	53,74 ± 3,99
Carga LAS Removida (mg/L _{o,d})	-	-	1,70 ± 0,13	1,09 ± 0,08	-	1,34 ± 0,10	2,19 ± 0,16
Alcalinidade Total Afluente (mg/L)	-	-	517,21 ± 25,86	403,28 ± 20,16	289,90 ± 14,49	282,03 ± 14,10	363,24 ± 18,16
Alcalinidade Total Efluente (mg/L)	-	-	640,54 ± 32,02	506,06 ± 25,30	325,50 ± 16,27	380,63 ± 19,03	404,23 ± 20,21
Ácidos Totais Afluente (mg/L)	-	-	399,00 ± 19,95	254,93 ± 12,74	82,08 ± 4,10	164,40 ± 8,22	180,01 ± 9,00
Ácidos Totais Efluente (mg/L)	-	-	335,80 ± 16,79	353,60 ± 17,68	71,88 ± 3,59	95,00 ± 4,80	87,02 ± 4,35
Tempo de Operação (d)	28	20	79	71	37	42	40

Fonte: Do autor.

5.2.1 pH, alcalinidade e ácidos

A Figura 17 demonstra o comportamento do pH medido para o afluente e efluente durante a operação das fases I a VII no reator.

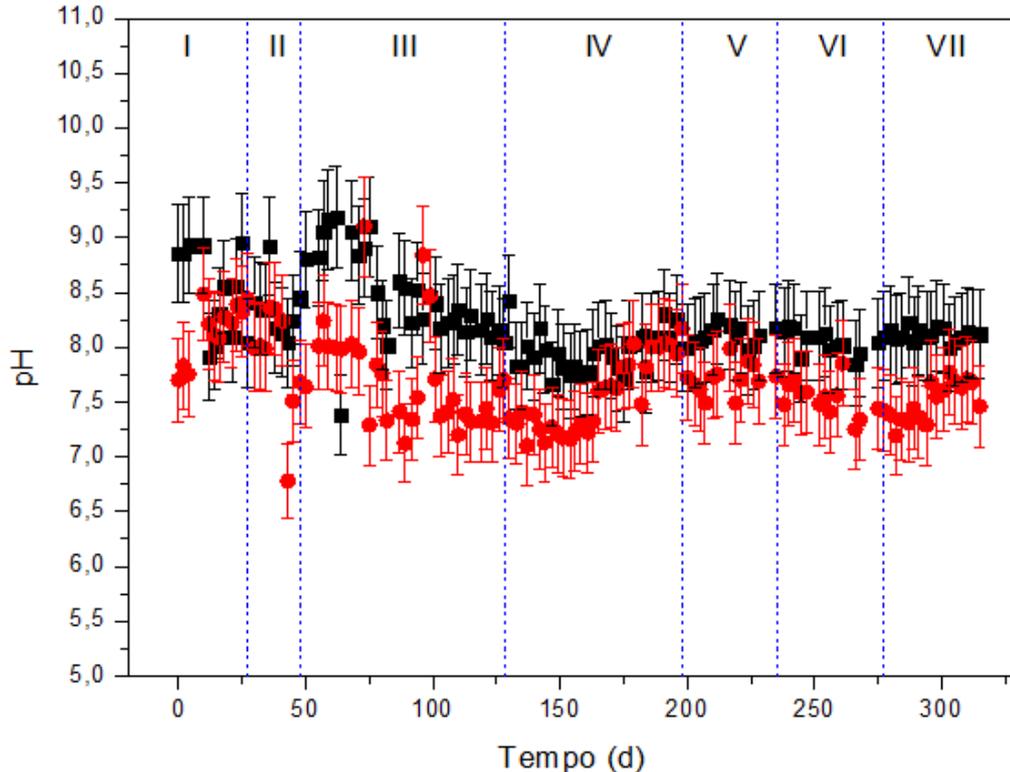


Figura 17 - pH afluente (■) e efluente (●) do reator das fases I a VII.

* Foi considerado um erro experimental de 5%.

Fonte: Do autor.

Chernicharo (2007) destacou que os valores desejáveis de pH para tratamento anaeróbio são de 6,0 a 9,0. Observou-se no presente estudo que o reator operou na faixa de 7,0 a 9,0 para o pH de entrada, variação que pode ser justificada pela própria alternância da ARL aplicada. Desta forma, apesar de ter existido uma pequena queda nos valores, o reator se manteve entre a faixa ideal de operação nas fases de I a VII, concluindo que o pH foi satisfatório, capaz de favorecer o processo.

Ainda através dos dados obtidos para os valores de pH afluente e efluente foi possível gerar diagramas boxplot para cada fase de operação, tanto na entrada quanto na saída do reator, de forma a observar com maior clareza a variação do pH no período de operação. Os diagramas das fases I a VII estão dispostos na Figura 18.

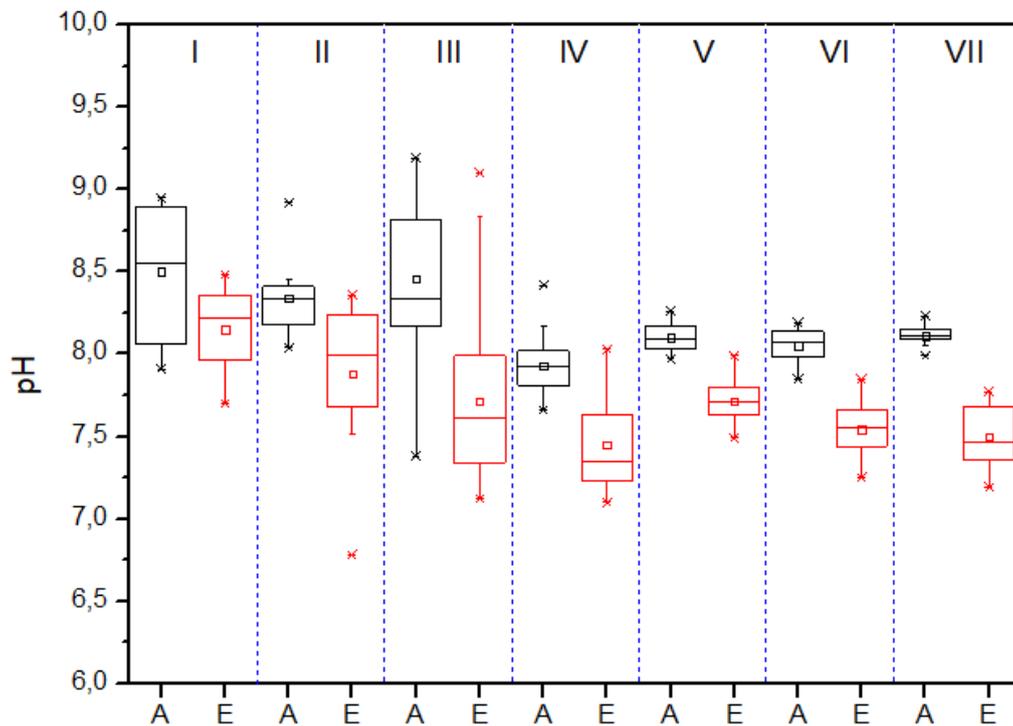


Figura 18 - Diagrama boxplot do pH no afluente (A) e no efluente (E) do reator UASB.

Fonte: Do autor.

Na fase I, o valor médio de pH observado para afluente e efluente do reator foram $8,54 \pm 0,42$ e $8,12 \pm 0,40$ respectivamente, possuindo valores satisfatórios. Na fase II, o reator continuou estável, com pH de entrada de $8,29 \pm 0,41$ e de saída de $7,96 \pm 0,39$.

Já na fase III, foi possível observar que, apesar do pH afluente manter-se estável ($8,47 \pm 0,42$), houve pequena queda na saída do reator ($7,72 \pm 0,38$). Essa variação pode ser explicada devido à adição de ARL real na alimentação do reator, visto que nesta fase houve a presença de compostos surfactantes oriundos dos processos de lavagem da lavanderia comercial.

Com relação a fase IV, o pH de entrada sofreu queda, apresentando valor de $7,93 \pm 0,39$. Na saída, apresentou valores de $7,46 \pm 0,37$, praticamente constantes aos da fase III, se considerarmos o desvio padrão. A pequena queda pode ser justificada devido uma diminuição na quantidade de bicarbonato de sódio presente no meio nutricional durante um período da fase IV, quando estas concentrações foram alteradas a fim de verificar possíveis interferências. Após retornar à concentração estipulada inicialmente, os valores de pH da entrada voltaram a normalidade.

A fase V apresentou valor de pH afluente de $8,09 \pm 0,40$ e pH efluente de $7,74 \pm 0,38$. Ressalta-se que nesta fase o foco foi a recuperação da atividade de consumo de substrato da

biomassa. Uma possível toxicidade inferida aos microrganismos resultaram em uma queda na eficiência de remoção de DQO e LAS. Desta forma, o reator alimentado apenas com meio nutricional e glicose como fonte de carbono.

Na fase VI o pH manteve-se constante com relação a fase anterior, apresentando valores de $8,05 \pm 0,40$ para afluente e $7,54 \pm 0,37$ para efluente. Este pequeno declínio na saída pode ser justificado pela reinserção de ARL na alimentação.

Com relação a fase VII, esta apresentou valores ainda mais estáveis na entrada do reator, mantendo um pH próximo das fases anteriores ($8,11 \pm 0,40$). Na saída, o pH efluente foi de $7,50 \pm 0,37$, semelhante ao da fase anterior.

Oliveira (2010) destacou em seu trabalho que a condição de pH ótima para operação foi acima de 6,5, utilizando RALF com TDH de 18 horas e concentrações de 32,3 mg LAS/L. Na presença de LAS, a faixa de operação variou de 7,4 a 8,3 para concentrações próximas à 4 mg LAS/L.. O trabalho descrito por Vasconcelos (2016) utilizando reator UASB para remoção de LAS apresentou pH $8,0 \pm 0,2$ afluente e $7,5 \pm 0,2$ efluente, valores bem semelhantes aos encontrados neste trabalho.

Com relação aos resultados de alcalinidade total obtidos, estes estão apresentados na Figura 19.

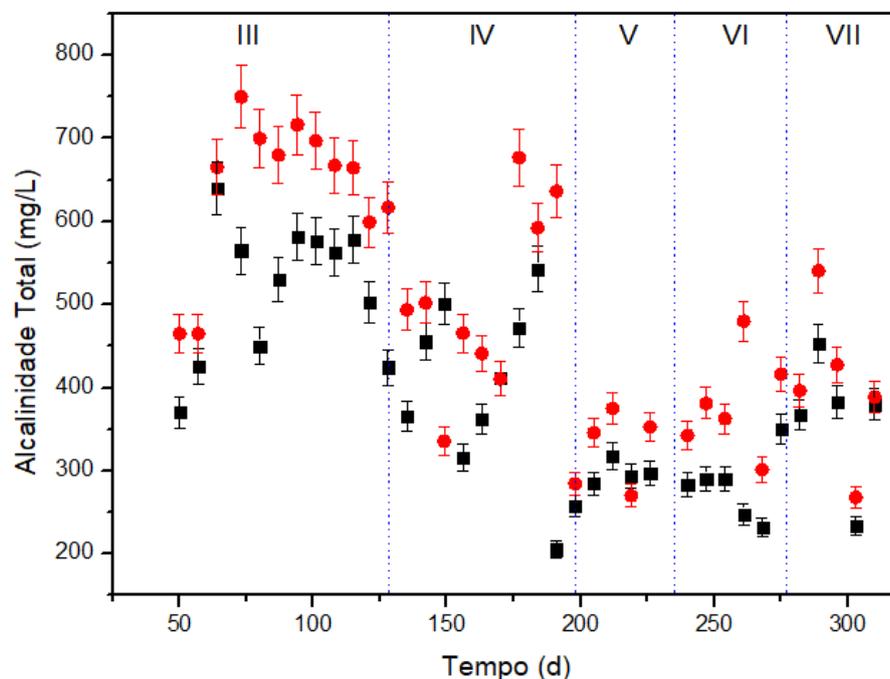


Figura 19 - Alcalinidade Total no afluente (■) e efluente (●) do reator.

* Foi considerado um erro experimental de 5,0%.

Fonte: Do autor.

A análise de alcalinidade começou a ser feita a partir da fase III com início da adição da ARL.

Foi possível observar que durante o tratamento houve acréscimo na alcalinidade total efluente, quando comparadas às da entrada.

A Figura 20 demonstra, através dos diagramas boxplot, as concentrações de alcalinidade total no afluente e no efluente para as fases III a VII.

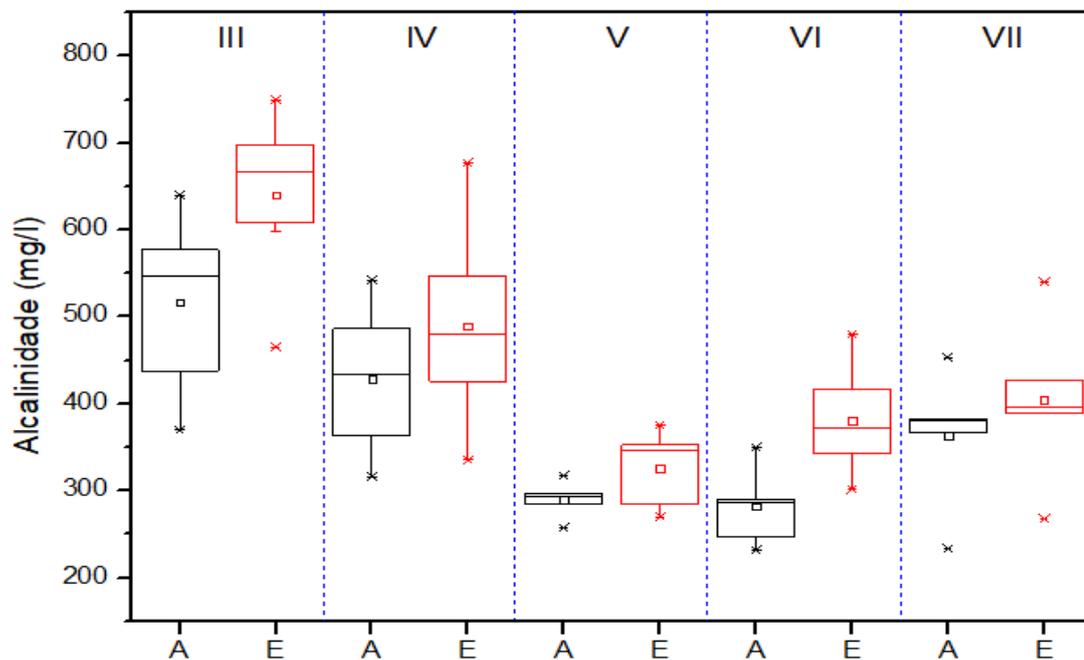


Figura 20 - Alcalinidade total afluente (A) e efluente (E) do reator.
Fonte: Do autor.

Apesar de apresentar uma dispersão considerável nos dados obtidos, foi possível identificar de maneira mais clara as variações encontradas nas fases III a VII para o afluente e efluente.

Com relação a fase III, houve grande aumento de alcalinidade no reator, visto que a concentração de entrada foi $517,21 \pm 25,86$ mg CaCO_3/L , enquanto a concentração de saída foi $640,54 \pm 32,02$ mg CaCO_3/L .

Já na fase IV, a concentração de alcalinidade total na entrada do reator foi $403,28 \pm 20,16$ mg CaCO_3/L , enquanto na saída foi $506,06 \pm 25,30$ mg CaCO_3/L , mantendo um acréscimo de alcalinidade pós tratamento, 20,99% menor que na fase anterior. A redução de 22,02% encontrada na entrada deveu-se à redução das concentrações de bicarbonato de sódio no meio nutricional, citado anteriormente.

Como na fase V não houve a presença de ARL na alimentação, a alcalinidade de entrada foi bem controlada, tendo o afluente concentrações de alcalinidade total de $289,90 \pm 14,49$ mg CaCO_3/L e efluente de $325,50 \pm 16,27$ mg CaCO_3/L . Foi bastante perceptível a queda das concentrações de entrada e saída quando comparadas à fase anterior.

Na fase VI, com retorno da adição de LAS (efluente sintético), observou-se acréscimo de 16,93% de alcalinidade efluente comparado à fase anterior, tendo nesta fase concentração de $380,63 \pm 19,03$ mg CaCO_3/L . Já a alcalinidade total afluente apresentou valores próximos aos da fase V ($282,03 \pm 14,10$ mg CaCO_3/L).

A fase VII apresentou aumento de 28,79% de alcalinidade afluente, apresentando concentração de $363,24 \pm 18,16$ mg CaCO_3/L , enquanto o efluente permaneceu próximo da fase anterior ($404,23 \pm 20,21$ mg CaCO_3/L). Isso ocorreu devido ao aumento das concentrações de LAS inseridas na alimentação.

Foi possível observar que nas fases III e IV as alcalinidades afluentes foram maiores que as concentrações afluentes encontradas nas demais fases. Este comportamento pode ser justificado devido à presença de diversos compostos incorporados as roupas lavadas na lavanderia. Na fase V, com ausência de ARL real, as concentrações de alcalinidade afluente foram 44% menores. Para as fases VI e VII com ARL sintética, os valores de alcalinidade afluente ainda permaneceram menores quando comparados à ARL real.

Observou-se que durante todas as fases de operação, a alcalinidade total encontrada no efluente foi superior a afluente. Uma explicação para este fato pode relacionar-se à geração de alcalinidade de bicarbonatos oriunda da biodegradação dos compostos da ARL no processo anaeróbio. Estes resultados também foram encontrados por Braz (2018) e Vasconcelos (2016).

Braz (2018) percebeu valores afluentes de $94,43 \pm 8,77$ mg CaCO_3/L e $102,06 \pm 22,54$ mg CaCO_3/L para o efluente. Já Vasconcelos (2016) encontrou 408 ± 29 mg CaCO_3/L para o afluente e 474 ± 45 mg CaCO_3/L para o efluente.

No que diz respeito às análises de ácidos totais, os resultados encontrados estão apresentados na Figura 21.

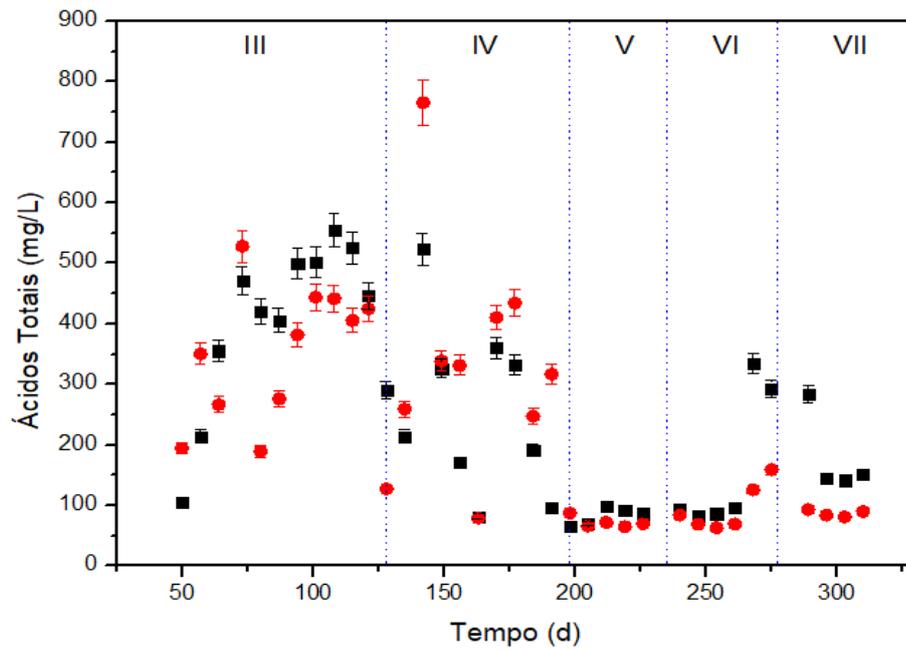


Figura 21 - Ácidos Totais no afluente (■) e efluente (●) do reator.

* Foi considerado um erro experimental de 5,0%.

Fonte: Do autor.

Semelhante às análises de alcalinidade, a acidez total foi medida a partir da terceira fase de operação, com a adição de ARL.

Observou-se que para as fases III, V, VI e VII os ácidos totais afluente foram maiores que os efluente e, na fase IV, os ácidos na saída superaram os da entrada. A Figura 22 demonstra tais variações em cada fase de operação.

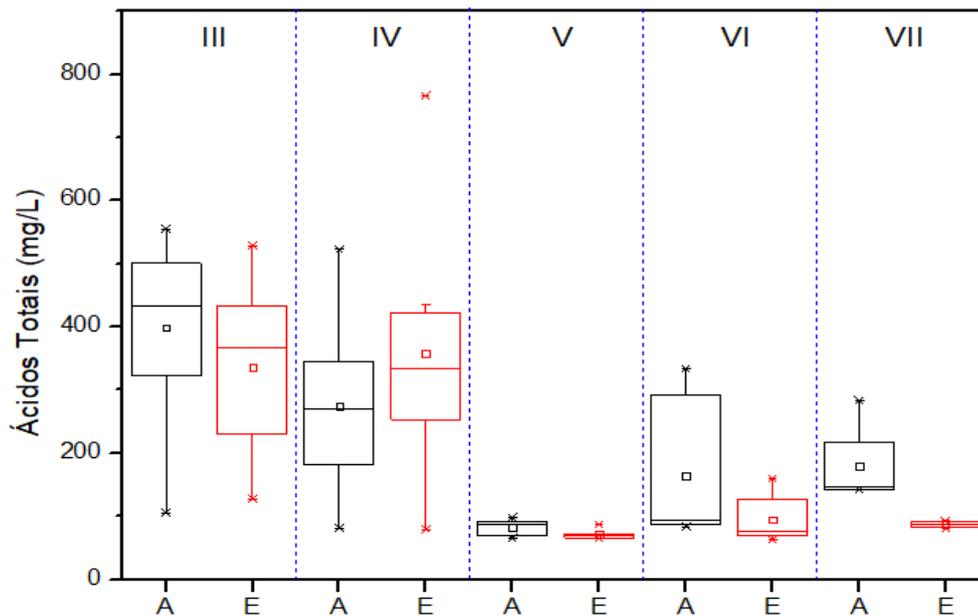


Figura 22 - Acidez total no afluente (A) e efluente (E) no reator.

Fonte: Do autor.

Foi possível observar na fase III, concentração de ácidos totais afluente superior a efluente, com $399,00 \pm 19,95$ mg/L e $335,80 \pm 16,79$ mg/L, respectivamente.

Já na fase IV, encontrou-se para o afluente uma concentração de ácidos totais de $254,93 \pm 12,74$ mg/L, enquanto para o efluente $353,60 \pm 17,68$ mg/L. Estes valores sugeriram um comportamento anormal do reator, visto que foi a única fase na qual a concentração efluente de ácidos foi superior a afluente. Este fator pode ser devido à queda das remoções de DQO e LAS, indicando uma possível falência do reator.

Na fase V verificou-se uma queda nos valores afluente ($82,08 \pm 4,10$ mg/L) e efluente ($71,88 \pm 3,59$ mg/L). Isso devido a remoção de ARL da alimentação, sendo apenas de meio nutricional, de forma a recuperar o reator.

Com adição da nova ARL (sintética), na fase VI a concentração afluente de ácidos totais teve um aumento de 100,29% com relação a fase anterior, apresentando um valor de $164,40 \pm 8,22$ mg/L. O efluente também apresentou variação, tendo um pequeno acréscimo de 32,16%, com concentração de $95,00 \pm 4,80$ mg/L. Ambos podem ser justificados pela presença de LAS na alimentação.

O afluente da fase VII possuiu concentração similar à fase anterior ($180,01 \pm 9,00$ mg/L). O efluente também se manteve próximo ao da fase VI, com concentração de $87,02 \pm 4,35$ mg/L. Apesar de ter aumentado a quantidade de LAS no reator, os ácidos não aumentaram de forma proporcional. Acredita-se que a ARL sintética eliminou possíveis contaminantes presentes na ARL bruta que possuíam potencial para acidificar o meio.

Vasconcelos (2016) também observou concentrações de ácido efluente menores que as afluentes para o tratamento de surfactantes utilizando reator UASB.

Desta forma, ressalta-se que, apesar de as concentrações de alcalinidade total efluente terem sido maiores que as de ácidos totais efluente, o pH efluente apresentou queda nos valores. Isso ocorreu devido a formação de ácidos intermediários durante os processos de digestão do LAS, que provocaram quedas no pH, aumento da acidez e diminuição da alcalinidade (OKADA, 2012).

5.2.2 Remoção de Matéria Orgânica

No que diz respeito à remoção de matéria orgânica, os resultados encontrados para as concentrações afluente e efluente estão apresentados na Figura 23.

Ressalta-se que, para as fases III e IV, as variações encontradas nas concentrações afluente deveram-se aos diferentes lotes de ARL coletados na lavanderia.

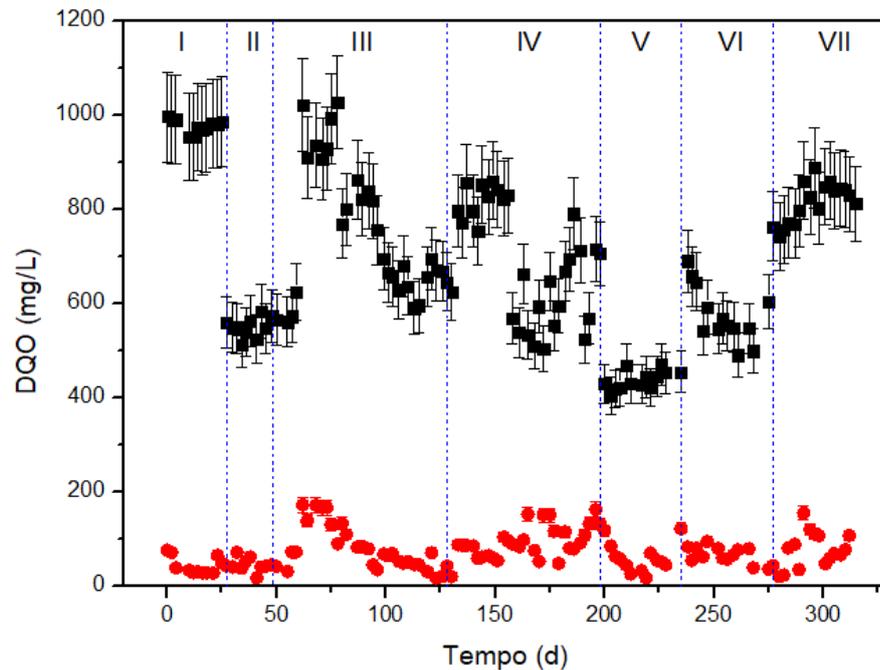


Figura 23 - Concentrações de DQO afluente (■) e efluente (●) no reator UASB.

*Foi considerado um erro experimental de 9,6%.

Fonte: Do autor.

Na fase I é possível perceber que os valores iniciais de DQO estão próximos ao valor proposto (1000 mg DQO/L), com $977,69 \pm 93,86$ mg DQO/L, enquanto a saída apresentou uma concentração de $44,37 \pm 4,26$ mg DQO/L.

A fase II também se aproxima do valor de DQO estipulado (600 mg DQO/L), com uma entrada de $548,04 \pm 52,61$ mg DQO/L. Na saída, encontrou-se uma concentração de $46,47 \pm 4,46$ mg DQO/L.

Já nas fases III e IV, com a adição da ARL, houve dificuldade no controle de DQO na alimentação, visto que as concentrações respectivas foram de $746,64 \pm 71,68$ mg DQO/L e $698,60 \pm 67,06$ mg DQO/L, um pouco distante da meta de 600 mg DQO/L proposta. Pode-se justificar essa diferença devido a variação da água residuária coletada na lavanderia. Após o

tratamento, apresentaram concentrações de $80,16 \pm 7,69$ mg DQO/L para a fase III e $85,62 \pm 8,22$ mg DQO/L para a fase IV.

Na fase V, com a retirada da ARL, a concentração de DQO afluente apresentou o menor valor dentre todas as fases, com $457,57 \pm 43,93$ mg DQO/L. O efluente continha uma concentração de $71,42 \pm 6,85$ mg DQO/L, mostrando um decréscimo de aproximadamente 15% quando comparado com o efluente da fase anterior.

Para a fase VI, retornando o afluente com a presença de LAS, o reator apresentou um aumento de 24% com relação a fase V, tendo uma concentração de $568,00 \pm 54,53$ mg DQO/L. O afluente da fase VI, porém, manteve-se nas mesmas concentrações da fase anterior, com valores de $72,47 \pm 6,96$ mg DQO/L, mostrando uma melhora na remoção de DQO.

Na fase VII as concentrações de LAS foram aumentadas no reator, resultando em um aumento de 43,5% nas concentrações médias de DQO. A concentração afluente desta fase foi de $815,51 \pm 78,29$ mg DQO/L, enquanto a concentração efluente foi de $74,48 \pm 7,15$, mantendo-se constante às fases anteriores. Desta forma, observou-se que a quantidade de DQO removida foi ainda maior.

Através dos diagramas da Figura 24 foi possível avaliar as concentrações de DQO afluente e efluente do reator para as fases I a VII.

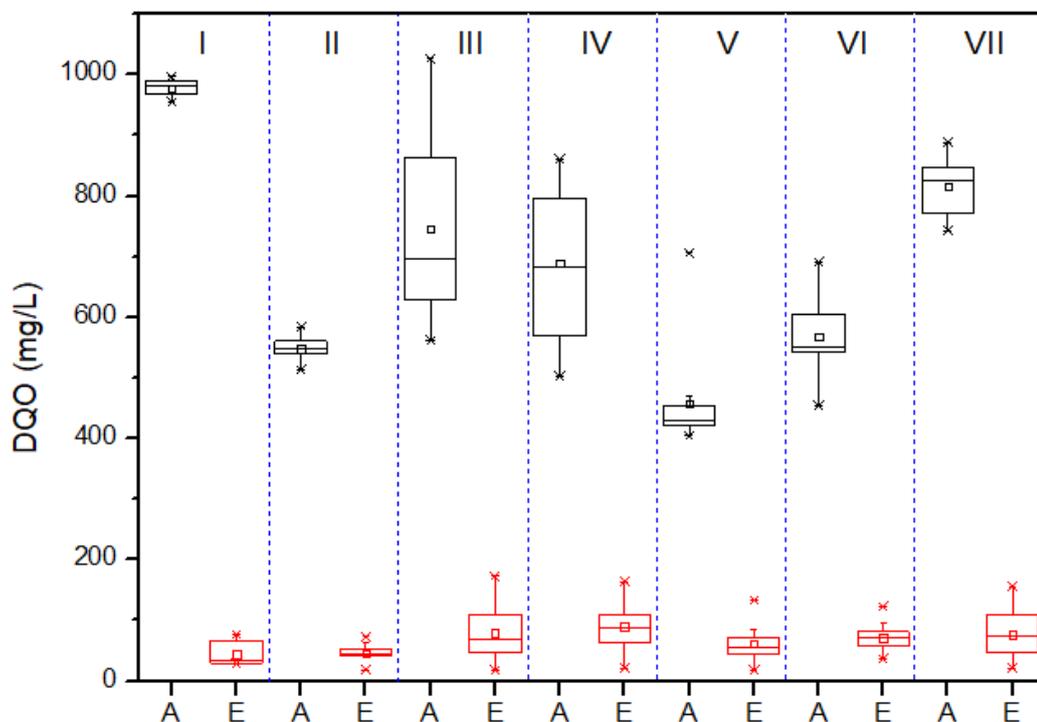


Figura 24 - Concentrações de DQO para o afluente (A) e efluente (E) nas fases I a VII do reator.

Fonte: Do autor.

Verificou-se que para as fases I e II houve mínima dispersão nos dados coletados, tanto para o afluente quanto para o efluente do reator.

Já nas fases III e IV, é notável uma maior variância nos dados, o que pode ser justificado pela dificuldade no controle da concentração do efluente real em cada lote coletado. É possível ainda verificar que as concentrações de saída sofreram um pequeno acréscimo após a adição de ARL à alimentação do reator, e, devido a presença de outros compostos, prejudicou levemente a remoção de cargas orgânicas.

A fase V apresentou menor dispersão dos valores de concentração afluente e efluente. Isto porque foi adicionado apenas meio nutricional no reator, de forma a recuperá-lo. Tal recuperação foi visivelmente observada pelo aumento progressivo da eficiência de remoção de DQO afluente nas fases VI e VII e constante concentração efluente do reator.

Como as fases VI e VII continuam LAS, as concentrações de DQO variaram um pouco mais no afluente. Porém, diferentemente das fases III e IV, as últimas fases (VI e VII) contaram com o detergente industrial. Isto justifica as flutuações da DQO afluente nas fases III e IV.

Moura (2017) encontrou DQO afluente para águas residuárias de lavanderia de 712 ± 248 mg/L, valores próximos aos encontrados. No que diz a remoção, obteve valores próximos à 73%.

De forma a verificar a eficiência de remoção nas fases de operação, elaborou-se o gráfico da Figura 25, possibilitando a comparação das mesmas.

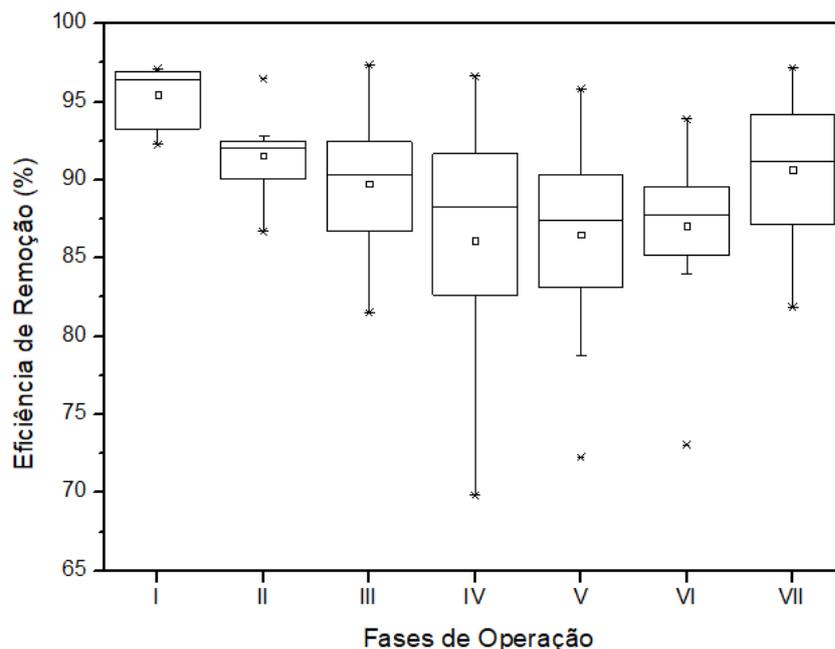


Figura 25 - Remoção de DQO nas fases I a VII do reator.
Fonte: Do autor.

Foi observada redução gradual na eficiência de remoção de DQO no sistema, sendo 95,46% para a fase I; 91,52% para a fase II; 89,26 para a fase II; e 87,74% para a fase IV. A fase V apresentou a menor eficiência de remoção dentre as fases, com 85,83%. Após a recuperação as eficiências de remoção aumentaram para 87,08% na fase VI e 90,96% na fase VII. Desta forma o reator apresentou eficiência de remoção de DQO variando de 85,83% a 95,46% nas diferentes fases de operação, com um valor médio de 89,65%.

Okada (2012) encontrou eficiências de remoção de DQO entre 63% e 96% nas diferentes fases de operação, variando as concentrações de DQO afluente no reator UASB. De forma semelhante, os dados encontrados neste trabalho apresentam valores de remoção entre 76% e 96%.

Delforno e colaboradores (2015) destacam que a medida em que as concentrações de DQO e LAS na alimentação são aumentadas, há decrescente eficiência de remoção de DQO, chegando a 61%, utilizando concentrações de DQO variando de 221 a 755 mg/L, utilizando reator EGBS.

No que diz respeito a carga de DQO calculada, os valores encontrados estão apresentados na Figura 26.

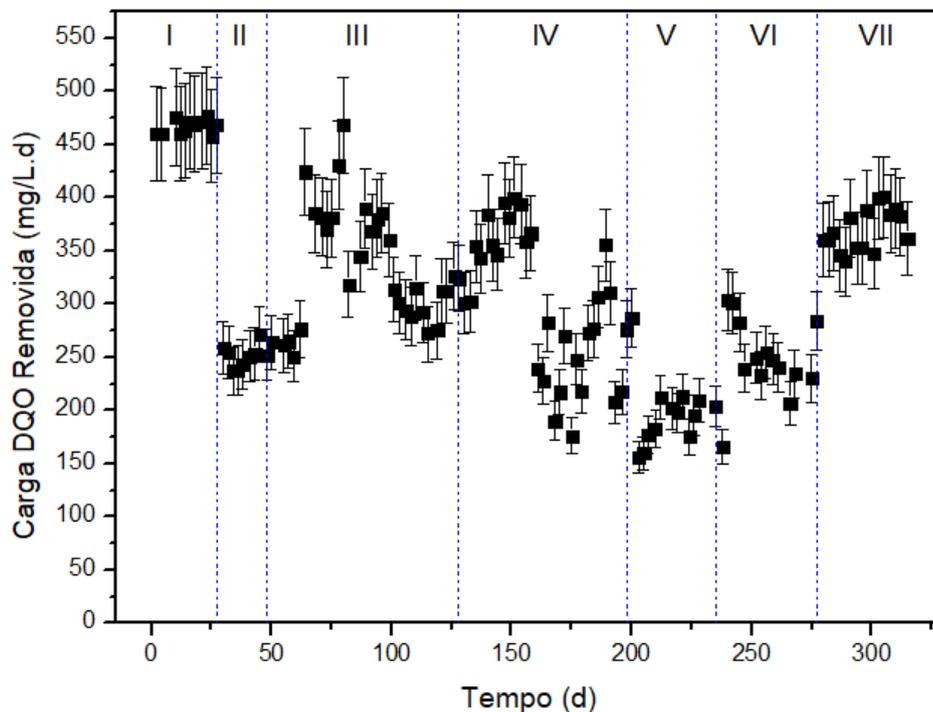


Figura 26 - Carga de DQO removida durante as fases de operação do UASB.
Fonte: do autor.

Dentre todas as fases, a fase I obteve a maior quantidade de carga orgânica de DQO removida ($466,50 \pm 44,78$ mg/L.d).

A fase II apresentou $274,81 \pm 26,38$ mg/L.d de carga de DQO removida. Esta queda foi devido a diminuição da quantidade de meio nutricional utilizado (redução da DQO estipulada de 1000mg/L para 600 mg/L).

Na fase III a carga removida foi de $330,93 \pm 31,77$ mg/L.d. O acréscimo na quantidade de carga removida relacionou-se com a adição da ARL e o consequente aumento na quantidade de carga orgânica disponível no afluente. É importante ressaltar que apesar da eficiência de remoção de DQO do reator ter diminuído (91,52% para 89,26%), a carga removida na fase III foi maior do que a removida pela fase anterior.

A fase IV apresentou $300,68 \pm 28,86$ mg/L.d de carga removida, apresentando uma queda de 9,14% com relação a fase anterior. Isto devido a desestabilização do reator e sua possível intoxicação com LAS.

Como a fase V serviu apenas para recuperar o reator, apresentou a menor quantidade de carga removida dentre todas as fases ($203,17 \pm 19,50$ mg/L.d), valor referente apenas ao meio nutricional no afluente.

Após o reestabelecimento do reator, a fase VI apresentou uma remoção diária de carga orgânica de DQO de $242,35 \pm 23,26$ mg/L.d, onde a carga foi originada pelo detergente industrial.

Na fase VII, a carga de DQO removida foi de $364,44 \pm 34,98$ mg/L.d. Dentre as fases contendo o afluente sintético ou real, foi a que apresentou o melhor resultado.

A remoção de carga pode ser atribuída à adaptação dos microrganismos ao substrato. Para as fases I e II em que não havia ARL, a remoção apresentou valores constantes. Nas fases com ARL real, a remoção de cargas de DQO apresentou algumas quedas até o período de recuperação de reator, no qual a remoção mostrou-se constante novamente. Para as fases finais, com ARL sintética, os valores de remoção de carga apresentaram um crescimento expressivo, demonstrando a boa adaptação da biomassa ao afluente do reator.

Assim, ao final da operação o reator UASB apresentou eficiência total de remoção de carga orgânica de DQO de 89,40%.

5.2.3 Remoção de Surfactantes Aniônicos

Os dados obtidos para as concentrações de LAS durante a operação das fases III a VII, tanto para afluente quanto para efluente do reator, foram dispostos na Figura 27

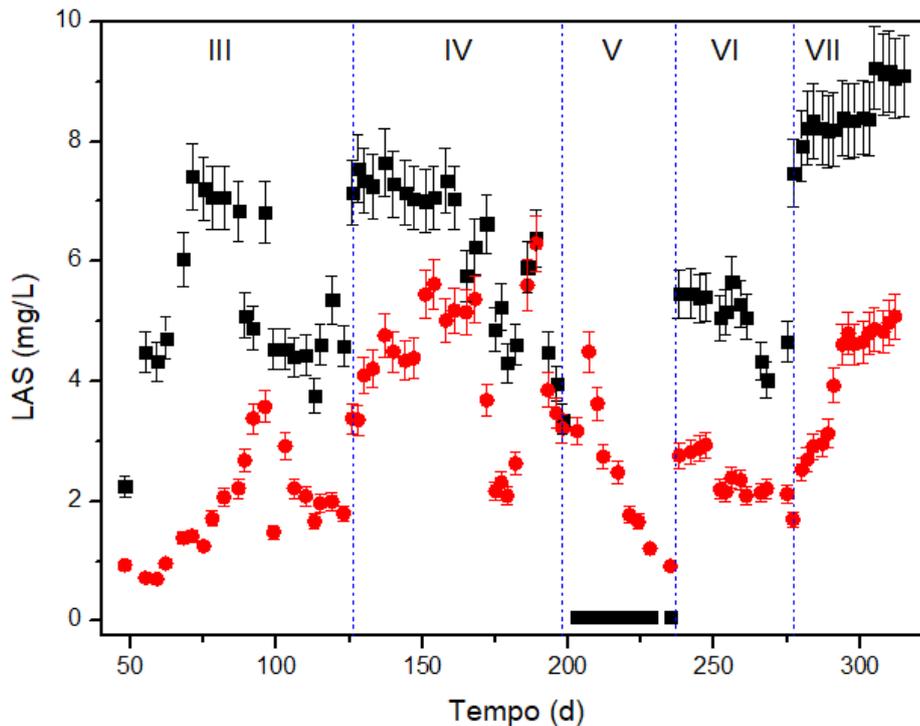


Figura 27 - Concentração de LAS afluente (■) e efluente (●) do reator durante o período de operação.
* Foi considerado um erro experimental de 7,42%.

Fonte: Do autor.

Observou-se grande variação nas concentrações de LAS afluente. Tal variação deve-se as coletas distintas de ARL. Cada lote apresentou concentrações distintas de LAS, visto que as peças lavadas não são as mesmas, podendo apresentar diferentes tipos de “sujeiras”, cores e tintas, diferentes aplicações, resultando em maiores ou menores quantidades de detergente.

A fase III apresentou concentração de LAS de $5,35 \pm 0,39$ mg/L para o afluente, enquanto para o efluente a concentração de LAS foi de $1,93 \pm 0,14$ mg/L, com uma eficiência de remoção de aproximadamente 63,9%.

Com relação a fase IV, a mesma apresentou concentrações afluente e efluente de $6,49 \pm 0,48$ mg LAS/L e $4,20 \pm 0,31$ mg LAS/L, respectivamente, com eficiência de remoção de aproximadamente 35,1%. Foi observado nesta fase de operação a formação de bolhas de biogás na manta de lodo, como discutido anteriormente. Okada (2012) destaca que a formação de bolhas implica em uma menor superfície de contato do surfactante com a biomassa, inferindo

em uma dificuldade de remoção do mesmo. Também foram observados na saída, odores característicos de detergentes.

Na fase V houve a interrupção de ARL na alimentação do reator, de maneira que ele pudesse recuperar as eficiências de remoção. Desta forma, não houve concentração de LAS afluente, e como consequência, não houve eficiência de remoção. Apesar disto, observou-se presença de surfactantes no efluente do reator ($2,45 \pm 0,18$ mg LAS/L) que diminuíram gradualmente durante a fase de operação. Esta presença de LAS no efluente pode estar relacionado ao acúmulo de LAS no interior do reator, que possivelmente foi o fator principal na diminuição de remoção de LAS e DQO, sugerindo uma adsorção de LAS na biomassa.

Apesar dos afluentes das fases III e IV apresentarem uma proximidade nas suas concentrações, as concentrações de LAS efluente do reator apresentaram crescente variação, indicando piora na remoção de LAS. Uma elevada remoção de LAS no início da operação também foi observada em outros estudos (DELFORNO *et al.*, 2012; DELFORNO *et al.* 2014). Este processo acontece devido à adsorção de LAS à biomassa, reduzindo a remoção após saturação do lodo, com esgotamento dos sítios de adsorção, resultando no aumento das concentrações de saída (OKADA *et al.*, 2013). Foi encontrado na literatura valores de adsorção de LAS em biomassas superiores à 35% do LAS inserido na alimentação (OKADA, 2012).

Para a fase VI, com o reator mais estável, houve o retorno da ARL na alimentação. Desta forma, a concentração afluente foi de $5,08 \pm 0,38$ mg LAS/L, enquanto a concentração efluente foi de $2,32 \pm 0,17$ mg LAS/L, com eficiência de remoção próxima à 52,3%.

Na fase VII, as concentrações de LAS aumentaram 67%, tendo o afluente $8,84 \pm 0,63$ mg LAS/L e efluente $3,86 \pm 0,28$ mg LAS/L, tendo removido aproximadamente 53,7%.

Ainda com os dados obtidos, foi possível elaborar os diagramas boxplot para as concentrações de LAS do afluente/efluente nas fases III a VII de operação, apresentados na Figura 28.

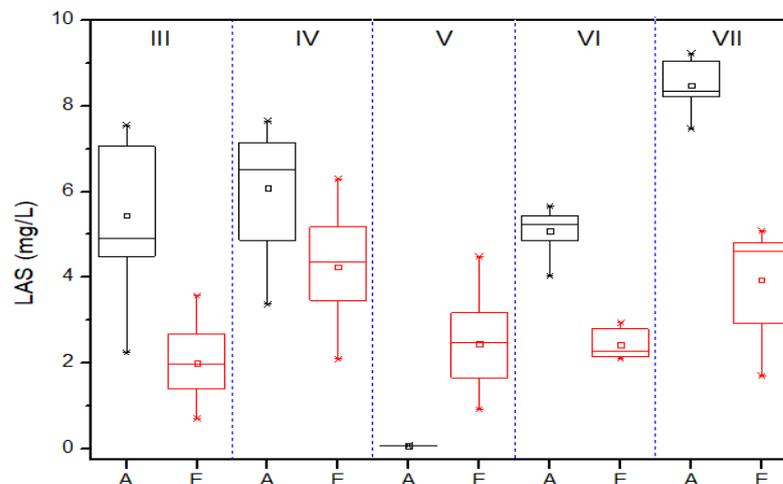


Figura 28 - Concentração de LAS afluente (A) e efluente (E) nas fases de operação do reator.

Fonte: Do autor.

Ao final da fase IV foi possível observar anormalidades no reator, como cavitações e bolhas de detergentes na saída do biogás, além da queda nas eficiências de remoção. Acredita-se que tal ocorrência seja justificada por uma toxicidade aos microrganismos responsáveis por tais remoções (GARCIA et al., 2006). Essa toxicidade pode estar relacionada com a presença de outros compostos desconhecidos na ARL real. Isso porque nas fases VI e VII, com a ARL sintética, o reator apresentou melhor desempenho.

Com o término das fases III a VII foram verificadas as respectivas eficiências de remoção, que podem ser vistas na Figura 29.

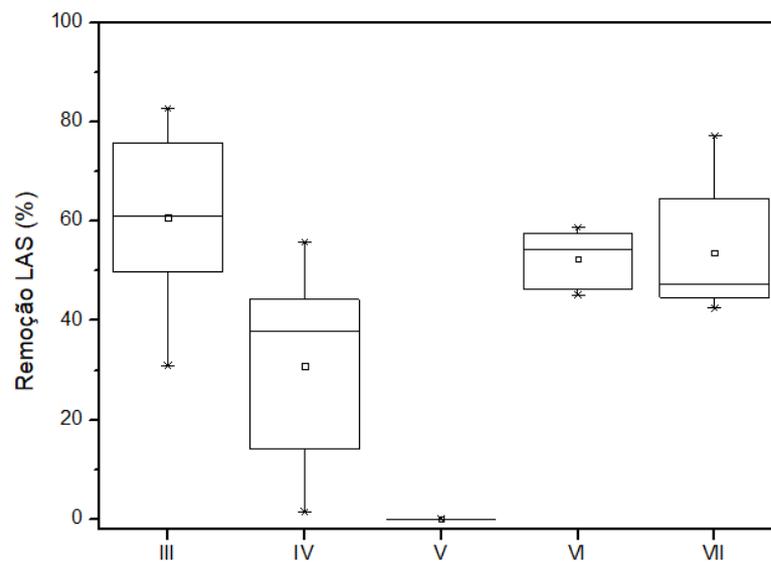


Figura 29 - Remoção de LAS nas fases de operação.

Fonte: Do autor

A fase III apresentou eficiência de remoção de LAS de 63,89%, enquanto a fase IV apresentou um decréscimo, encontrando 35,15% de remoção. A fase V não contou com eficiência de remoção de LAS, visto que o composto não estava presente no afluente do reator.

Para a fase VI, foi encontrada uma eficiência de remoção de 52,31%, tendo este valor praticamente constante na fase VII, com 53,74%.

Desta forma o reator UASB, durante suas fases de operação com LAS, apresentou eficiências de remoção variando entre 35% e 64%. O valor médio para a eficiência de remoção de LAS deste trabalho foi de 51,25%.

Lobner e colaboradores (2005) relataram que, em condições mesofílicas e TDH de 48 h para reator UASB, com concentração afluente de 10 mg LAS/L, encontraram eficiência de remoção de LAS de 50%. Okada (2012) encontrou uma eficiência de degradação variando entre

37% e 53%, variando a biodisponibilidade de LAS no afluente, com reator UASB em condições mesofílicas e TDH de 24 horas, com 14 mg LAS/L.

Para concentrações de biomassa maiores que 5,9 g ST/L encontrou-se remoções próximas de 40%, enquanto que, para concentrações de biomassa menores que 2,3 g ST/L, a remoção foi em torno de 50%. Isto sugere que, quanto menores as quantidades de sólidos, melhor a eficiência de remoção (OKADA, 2012). O presente trabalho encontrou concentrações de biomassa de 0,13 g ST/L, possuindo remoção de LAS próxima de 50%, exatamente como sugerido.

Com relação a quantidade de carga de LAS removida, os valores estão apresentados na Figura 30.

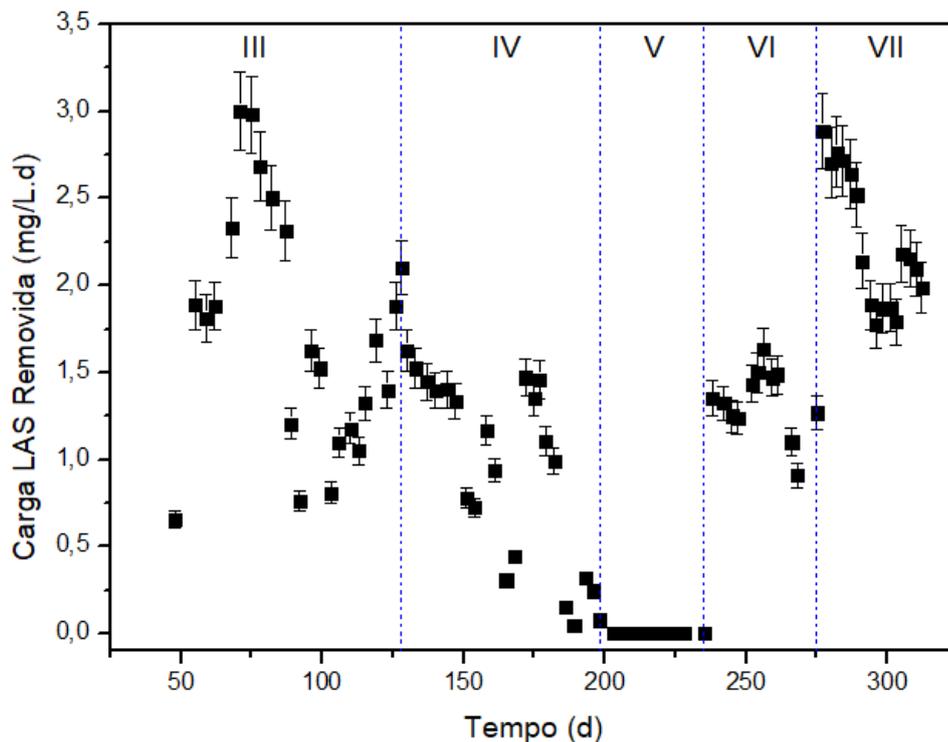


Figura 30 - Carga de LAS removida durante as fases de operação.

Fonte: do autor.

A fase III apresentou valores de remoção de carga de $1,70 \pm 0,13$ mg LAS/L.d. Apesar da concentração de LAS afluente, a quantidade de carga removida pela fase IV diminuiu para $1,09 \pm 0,08$ mg LAS/L.d, sendo esta a menor remoção de carga entre as fases. A toxicidade do LAS e dos compostos presentes na ARL para a biomassa pode ser a principal justificativa pela queda.

Na fase V, como não houve LAS afluyente, não houve remoção de carga. Desta forma, foi desconsiderada a remoção de carga de LAS nesta fase.

A fase VI contou com uma remoção de carga de LAS equivalente à $1,34 \pm 0,10$ mg LAS/L.d, sendo este valor superado pela fase seguinte (VII), com remoção de carga de LAS de $2,19 \pm 0,16$ mg/L.d, valor mais alto encontrado dentre as fases de operação com o surfactante.

Observa-se que nas fases III e IV a adaptação do lodo ao substrato diminuiu gradualmente até cessar a quantidade de carga removida. Após o período de readaptação da biomassa, os valores de remoção de carga aumentaram gradualmente, indicando que o lodo se adaptou cada vez mais ao LAS.

5.3 Perfis Espaciais e Ajuste Cinético

Ao final das fases III, IV, VI e VII foi realizado um perfil espacial no reator UASB em operação. Os gráficos resultantes dos dados obtidos foram dispostos na Figura 31.

É possível observar pelos resultados das concentrações de DQO e LAS que o reator apresenta um comportamento típico de fluxo pistonado, mostrando que o substrato é consumido a medida em que o fluido se desloca no interior do reator. Tal observação também pôde ser retratada através dos ensaios hidrodinâmicos realizados.

Com relação a DQO, foi possível observar em ambos perfis uma curva que se assemelha à uma exponencial. No que diz respeito ao consumo da matéria orgânica, observou-se que a partir de 10 horas o reator apresentou queda no consumo do substrato, indicando que, aparentemente, apenas a biomassa da base do reator é responsável por quase todo o material consumido.

Quanto ao LAS, os perfis III, VI e VII apresentaram um comportamento semelhante ao da DQO, também se mostrando eficiente até as primeiras 10 horas, no que diz respeito à eficiência de remoção. Já no perfil IV, o comportamento das concentrações de LAS no interior do reator foi bem diferente. O perfil indicou uma remoção de surfactantes aniônicos próxima à 0%, mostrando ainda que no interior do reator existiam concentrações de LAS presentes. Essa presença pode justificar uma possível situação de toxicidade.

Para os perfis de pH, ambos apresentaram uma boa estabilidade nos resultados em todas as fases, comprovando que o reator não sofreu o que é conhecido como “reator azedo”, onde a acidificação do mesmo interfere no comportamento microbiano, podendo levar à “falência” do

reator. A faixa de operação no seu interior manteve-se sempre dentro dos valores ideais estabelecidos na literatura, de 6,0 a 9,0 (CHERNICHARO, 2007).

Nos perfis para alcalinidade total, foi observada uma tendência à um pequeno aumento das concentrações efluente do reator, quando comparadas às concentrações afluente. Tal característica pode ser justificada pela alcalinidade gerada pelos surfactantes adsorvidos na biomassa (visto que ARLs apresentam caráter extremamente alcalinos, com pH acima de 10) (VASCONCELOS, 2016).

Para os perfis de ácidos totais, com exceção do perfil IV, ambos apresentaram um decaimento nas suas concentrações, mostrando um decréscimo de concentração. Como parte do LAS não é degradado, concomitantemente não são gerados ácidos como subprodutos.

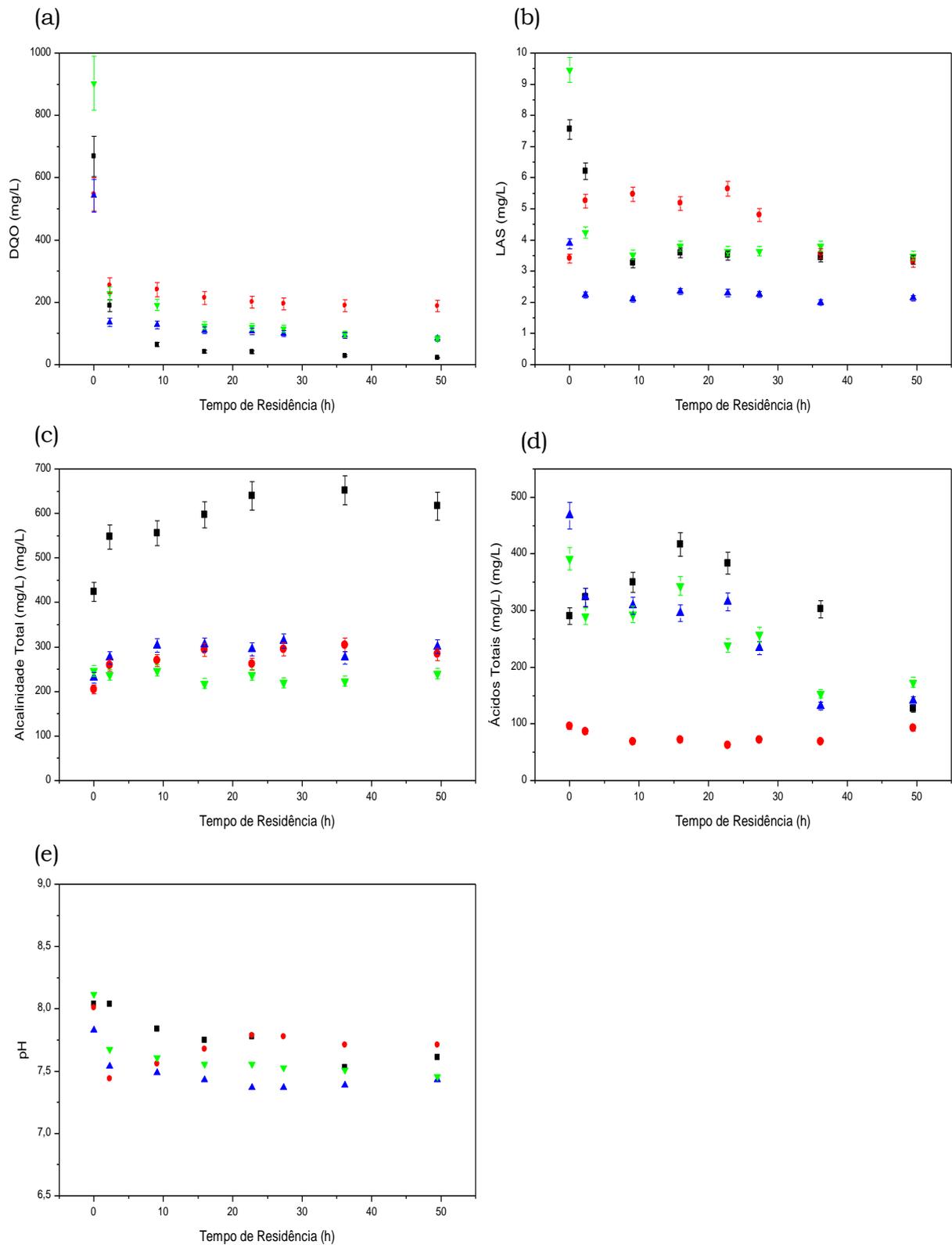


Figura 31 - Variação de a) DQO, b) LAS, c) Alcalinidade Total, d) Ácidos Totais e e) pH ao longo dos amostradores do UASB em operação, sendo (■) Perfil III, (●) Perfil IV, (▲) Perfil VI e (▼) Perfil VII.

Fonte: do autor.

5.3.1 Ajuste Cinético

Com os dados de perfil encontrados para as concentrações de DQO e LAS, foi possível obter um ajuste cinético acerca do consumo de substrato em função da distância percorrida no interior do reator.

5.3.1.1 DQO

Com o ajuste cinético estipulado pela equação 14, foram elaborados os gráficos da Figura 32, onde estão demonstradas as curvas ajustadas aos perfis de consumo de DQO.

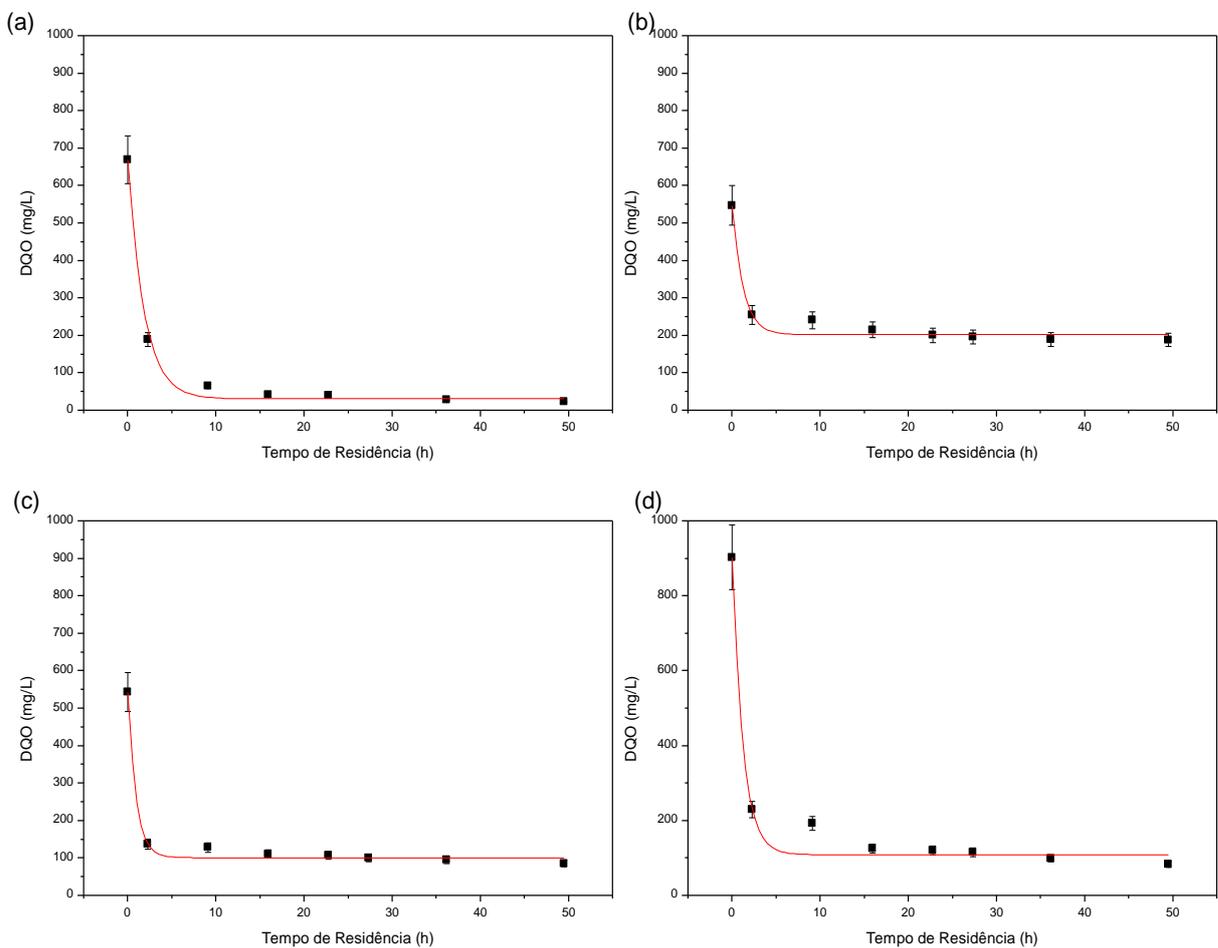


Figura 32 - Ajuste cinético de DQO para (a) perfil III, (b) perfil IV, (c) perfil VI e (d) perfil VII.

Fonte: do autor.

A partir das curvas encontradas, foi possível identificar os valores dos parâmetros cinéticos para remoção de DQO descritos pela Tabela 14.

Tabela 14 - Parâmetros cinéticos de degradação de DQO para os perfis III, IV, VI e VII.

Fase	$S_0 \pm \sigma$ (mg/L)	$S_R \pm \sigma$ (mg/L)	$K^{ap} \pm \sigma$ (h ⁻¹)	R ²
III	669,33 ± 64,23	31,13 ± 4,73	0,54 ± 0,14	0,7682
IV	547,66 ± 52,57	202,38 ± 6,75	0,82 ± 0,18	0,8987
VI	543,50 ± 52,17	101,38 ± 5,27	1,09 ± 0,22	0,8616
VII	903,51 ± 86,73	109,37 ± 10,49	0,82 ± 0,19	0,7271

Fonte: do autor.

Os dados de concentrações residuais dos ajustes cinéticos foram comparados aos valores experimentais encontrados. Os valores estão dispostos na Tabela 15.

Tabela 15 - Comparação das concentrações residuais de DQO.

Fase	$S_R \pm \sigma$ (mg/L)	
	Ajuste	Experimental
III	31,13 ± 4,73	22,67 ± 2,18
IV	202,38 ± 6,75	188,5 ± 18,09
VI	101,38 ± 5,27	85,16 ± 8,17
VII	109,37 ± 10,49	84,33 ± 8,09

Fonte: do autor.

Com relação aos valores da constante cinética aparente (K^{ap}), os resultados encontrados foram satisfatórios. O perfil III apresentou valor de $0,54 \pm 0,14 \text{ h}^{-1}$, demonstrando uma cinética mais lenta devido à não adaptação inicial. Já para os perfis IV, VI e VII, os valores se aproximaram ($0,82 \pm 0,18 \text{ h}^{-1}$ para o perfil IV, $1,09 \pm 0,22$ para o perfil VI e $0,82 \pm 0,19$ para o perfil VII), podendo ser praticamente iguais quando considerado o desvio padrão, indicando taxas de consumo de substrato (DQO) mais rápidas, justificadas pela adaptação da biomassa ao substrato. O valor médio de K^{ap} para o afluente real foi de $0,68 \pm 0,16 \text{ h}^{-1}$, enquanto para o afluente sintético foi de $0,95 \pm 0,20 \text{ h}^{-1}$. Isso indica que com o meio sintético a biomassa apresentou velocidade de consumo de DQO levemente superior ao meio real.

Foi possível observar ainda que os valores residuais de DQO encontrados experimentalmente foram um pouco inferiores aos encontrados pelo ajuste. Isso porque os valores inferidos podem ter se desviado devido aos erros inerentes às análises, bem como ao melhor ajuste encontrado (R² com valores não expressivos). Apesar disso, os ajustes foram bem representativos, podendo ser observado que, para o perfil IV, houve redução na eficiência de

remoção de DQO, quando comparados aos resultados encontrados pelo perfil III. Esta redução foi justificada com uma possível toxicidade causada aos microrganismos através do LAS adsorvido. Para os perfis VI e VII foi observada uma boa remoção, quando comparadas as concentrações afluente/efluente.

5.3.1.2 LAS

Ainda com o ajuste cinético estipulado pela equação 14, também foram elaborados os gráficos da Figura 33, onde estão demonstradas as curvas ajustadas aos perfis de remoção de LAS no reator.

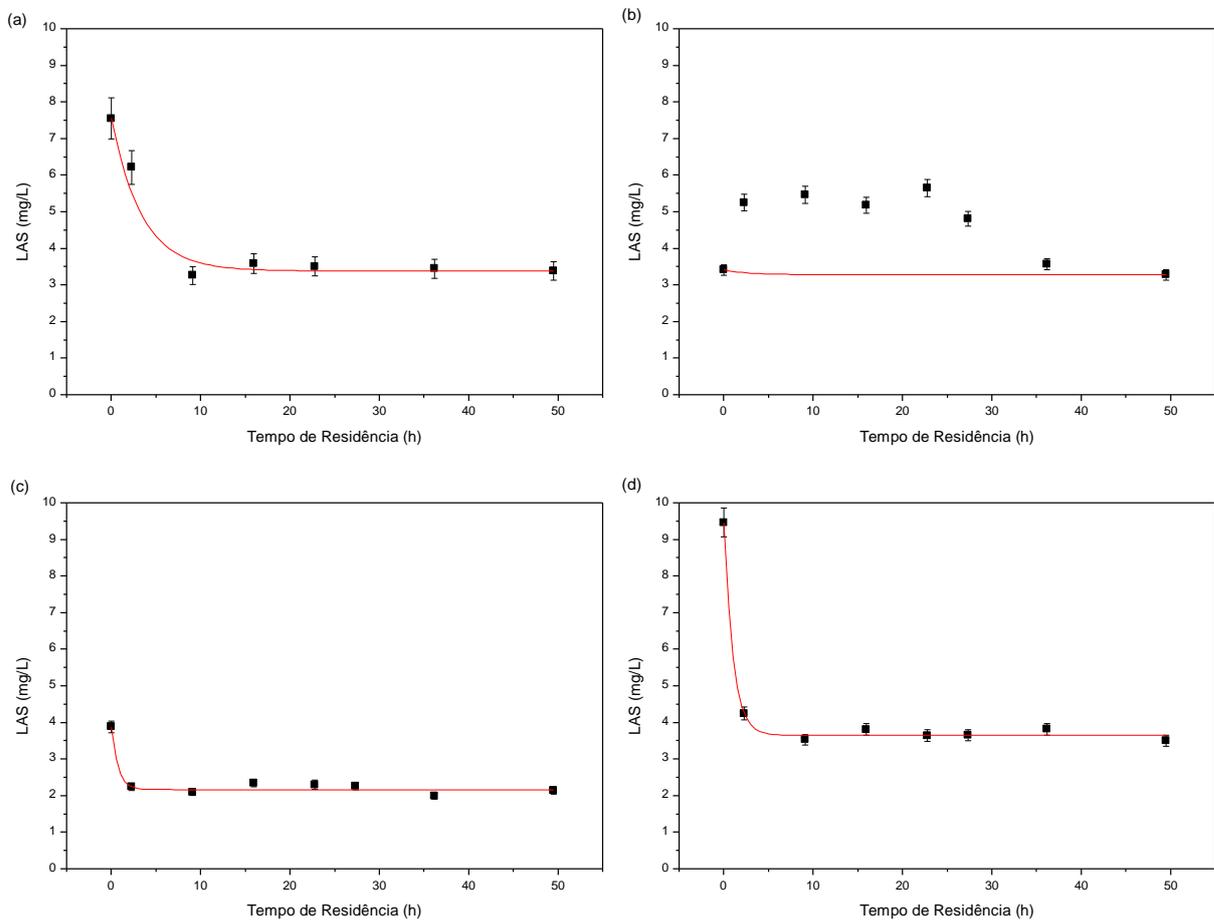


Figura 33 - Ajustes cinéticos de LAS para o perfil III (a), perfil IV (b), perfil VI (c) e perfil VII (d).

Fonte: do autor.

A partir das curvas encontradas, foi possível identificar os valores dos parâmetros cinéticos para remoção de LAS descritos pela Tabela 16.

Tabela 16 - Parâmetros cinéticos de degradação de LAS para os perfis III, IV, VI e VII

Fase	$S_0 \pm \sigma$ (mg/L)	$S_R \pm \sigma$ (mg/L)	$K^{ap} \pm \sigma$ (h ⁻¹)	R^2
III	7,56 ± 0,32	3,39 ± 0,14	0,29 ± 0,08	0,9168
IV	3,42 ± 52,57	3,29 ± 0,62	0,04 ± 15,52	-1,1953
VI	3,88 ± 0,16	2,17 ± 0,05	1,39 ± 0,82	0,9106
VII	9,47 ± 0,40	3,65 ± 0,05	1,00 ± 0,11	0,9827

Fonte: do autor.

Os dados de concentrações residuais dos ajustes cinéticos foram comparados aos valores experimentais encontrados. Os valores estão dispostos na Tabela 17.

Tabela 17 - Comparação das concentrações residuais de LAS.

Fase	$S_R \pm \sigma$ (mg/L)	
	Ajuste	Experimental
III	3,39 ± 0,14	3,38 ± 0,14
IV	3,29 ± 0,62	3,28 ± 0,14
VI	2,17 ± 0,05	2,14 ± 0,08
VII	3,65 ± 0,05	3,51 ± 0,15

Fonte: do autor.

Com relação ao ajuste cinético encontrado para o perfil III no que diz respeito à remoção de LAS, o mesmo foi considerado com resultados satisfatórios, visto que apresentou um $R^2 = 0,9168$. Além disso, obteve-se um valor de S_R do ajuste muito próximo ao encontrado pelo experimental, com valores respectivos de $3,39 \pm 0,14$ mg/L e $3,38 \pm 0,14$ mg/L. Observou-se ainda que o modelo encontrou uma constante cinética aparente $K^{ap} = 0,29 \pm 0,08$ h⁻¹.

Para o perfil IV, o ajuste cinético encontrado não apresentou bons resultados devido à variação das concentrações encontradas ao longo do reator. Apesar de não apresentar resultados satisfatórios, foi possível observar a presença de LAS no efluente do reator, sugerindo uma possível toxicidade (ressalta-se que as análises de LAS foram repetidas, mantendo o resultado encontrado). Como o perfil observou uma remoção de LAS quase nula, as concentrações superiores à concentração de substrato inicial podem ter sido dessorvidas dos microrganismos, possivelmente por motivos de toxicidade dos microrganismos.

Para os perfis VI e VII os resultados também foram bastante satisfatórios com R^2 de 0,9106 e 0,9827 respectivamente. Além disso, os valores de S_R experimentais foram muito próximos dos encontrados pelo ajuste, sendo $2,17 \pm 0,05$ (ajuste) e $2,14 \pm 0,08$ (experimental)

para o perfil VI e $3,65 \pm 0,05$ (ajuste) e $3,51 \pm 0,15$ (experimental) para o perfil VII. Considerando os desvios, os valores podem ser considerados iguais.

Com relação aos valores da constante cinética aparente (K^{ap}), os valores encontrados para o perfil III indicaram uma cinética mais lenta, devido à não adaptação inicial. Para o perfil IV, a cinética mostrou-se ainda mais lenta, sugerindo uma toxicidade aos microrganismos. Após o reestabelecimento do reator, o mesmo apresentou constantes cinéticas mais satisfatórias, demonstrando uma maior adaptação reacional. O valor médio de K^{ap} para o afluente real foi de $0,29 \pm 0,08 \text{ h}^{-1}$ (desconsiderando o perfil IV), enquanto para o afluente sintético foi de $1,19 \pm 0,460 \text{ h}^{-1}$. Isso indica que com o meio sintético a biomassa apresentou melhor adaptação, possivelmente devido à ausência de outros compostos que estavam presentes na ARL real durante as primeiras fases de operação.

5.4. Produção de Biogás

Os resultados obtidos para a produção de biogás estão dispostos na Tabela 18. A análise foi realizada durante a fase VII de operação.

Tabela 18 - Volume de biogás coletado em função do tempo.

Tempo (h)	Volume Deslocado (mL)	Produção de Biogás (mL/h)
0	0	0,00
19	370	19,47
27	480	13,75
47	880	20,00
51	970	22,50
54	1020	16,67
65	1260	21,82
71	1320	10,00
137	1900	8,79
141	2040	35,00
147	2100	10,00
171	2560	19,17
187	2940	23,75
197	3100	16,00
210	3360	20,00
220	3640	28,00
233	3870	17,69
245	4000	10,83

Fonte: do autor.

Com os valores encontrados, foi possível estipular um valor médio de produção de biogás durante todo o período desta análise. Visto que o erro para a análise foi de 5%, o valor encontrado foi de $16,32 \pm 0,81$ mL biogás/h. Isto sugere que, para cada ciclo de 48 horas, foi possível produzir aproximadamente $783,36 \pm 39,17$ mL de biogás com a degradação da ARL sintética na fase VII.

O trabalho de Hafez e colaboradores (2012) utilizando reator UASB para o tratamento de efluentes têxteis encontrou vazões de biogás de aproximadamente 20 mL/h.

Visto que a quantidade de sólidos voláteis totais presentes na biomassa foi de 104,67 g/L, considerando ainda que o reator foi inoculado com 4,5 L de biomassa, o potencial de produção de gás foi de 0,034 mL/g STV.h.

Schneiders e colaboradores (2017) ressaltam que a produção de biogás se torna mais atrativa quando a biodegradabilidade do efluente for maior, diferentemente do que ocorre em efluentes ricos em compostos surfactantes.

Garcia e colaboradores (2006) determinaram que apenas 4-22% do LAS presente na alimentação é convertido em biogás. Além disso, a adsorção do LAS em lodo anaeróbio aumenta ainda mais sua dificuldade de conversão devido à diminuição da fração de surfactantes disponíveis no meio.

6 CONCLUSÕES

Através dos resultados encontrados e aqui discutidos pode-se concluir que:

- O reator apresentou eficiência média de remoção de DQO de 89,65%, e eficiência média de remoção de LAS de 51,25%. Tais valores foram considerados satisfatórios e próximos aos encontrados na literatura. Quanto às análises de pH, alcalinidade e ácidos, os valores encontrados foram coerentes com outros estudos.
- No que diz respeito a cinética de degradação encontrada através dos perfis, foi observado através das constantes cinéticas que a medida em que o reator se adaptou ao substrato, as velocidades de degradação aumentaram. Além disso, os ajustes encontrados mostraram maior degradação do substrato nas primeiras 10 horas de residência do afluente no reator.
- Alterando a ARL real/sintética foi possível concluir que a presença de possíveis contaminantes presentes na ARL real poderia resultar em uma falência do reator observada pelas quedas nas eficiências de remoção de DQO e LAS vistas na fase IV, além do aumento das concentrações de ácidos totais presentes no efluente da fase IV.
- Através dos ensaios hidrodinâmicos realizados foi possível concluir que o reator se comporta como um reator pistonado com grandes dispersões longitudinais, resultados esperados para reatores do tipo UASB.

7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Sugere-se como possíveis pontos a serem estudados para a melhoria do processo de tratamento anaeróbio da água residuária de lavanderia contendo LAS:

- Tratamento da água residuária em questão sem a adição de meio nutricional, diferente deste trabalho;
- Avaliação de condições operacionais com diferentes TDHs;
- Determinar as espécies microbianas essenciais ao processo de biodegradação anaeróbia dos surfactantes aniônicos;
- Realizar ensaios de adsorção para verificar a real capacidade de adsorção e degradação biológica do LAS na biomassa.

REFERÊNCIAS

- ALVAREZ-MUÑOZ, D. et al. Oxidative stress and histopathology damage related to the metabolism of dodecylbenzene sulfonate in Senegalese sole. **Chemosphere**, v. 74, p. 1216-1223, 2009.
- ALMENDARIZ, F.; MERAZ, M.; SOBERON, G.; MONROY, O. Degradation of Linear Alkybenzene Sulfonate (LAS) in an Acidogenic Reactor Bioaugmented with a *Pseudomonas aeruginosa* (M113) Strain. **Water Science and Technology**, v.44, n.4, p.183-188,2001.
- American Public Health Association (APHA). **Standard Methods for the Examination of Water and Waste water**, Washington, DC, 2012.
- APPELS, L.; BAEYENS, J.; DEGREVE J.; DEWIL, R. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. **Progress in Energy and Combustion Science**, v.34, n.6, 2008, p. 755-781.
- BAIN & COMPANY; GAS ENERGY. **Potencial de diversificação da indústria química Brasileira**. Relatório 4: Tensoativos. Rio de Janeiro. 2014.
- BARROS, F. F. C. et al. Surfactina: propriedades químicas, tecnológicas e funcionais para aplicações em alimentos. **Química Nova**, v.30, n.2 , p. 409-414, 2007
- BLANCO, E.; OKADA, D.; VARESCHE, M. **Tratamento de água residuárias de lavanderia comercial em reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais**. Escola de Engenharia de São Carlos, USP. São Paulo. 2008
- BORSATO, D.; GALÃO, O. F.; MOREIRA, I. **Detergentes naturais e sintéticos**. Londrina, Editora UEL, 1999. 131p.
- BRAGA, J.; MOTTERAN, F.; MACEDO, T.; SAKAMOTO, I.; DELFORNO, T.; OKADA, D.; SILVA, E.; VARESCHE, M. Biodegradation of linear alkybenzene sulfonate in commercial laundry wastewater by an anaerobic fluidized bed reactor. **Journal of Environmental Science and Health, Part A**, n. 50, p. 946-957, 2015.
- BRAGA, J.; VARESCHE, M.; Commercial Laundry Water Characterization for Anaerobic Treatment in Fluidized Bed Reactor. In: 10 Oficina e Seminário Latino Americano de Digestão Anaeróbia (DAAL), 10., 2011, Ouro Preto, MG., **Anais...** Ouro Preto, 2011.
- BRAGA, J.; VARESCHE, M.; Commercial Laundry Water Characterisation. **American Journal of Analytical Chemistry**, Ed. Scientific Research, n. 5, p.8-16, 2014.
- BRAZ, L. M. **Tratamento anaeróbio da água residuária proveniente da lavagem de garrafas PET destinadas à reciclagem**. Dissertação (Mestrado em Ciência e Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Alfenas, Poços de Caldas, 2018.
- BUSS, M.; RIBEIRO, E.; SCHNEIDER, I.; MENEZES, J. Tratamento dos efluentes de uma lavanderia industrial: avaliação da capacidade de diferentes processos de tratamento. **Revista de Engenharia Civil IMED**, v. 2, n. 1, p. 2-10, 2015.

CHERNICHARO, C. **Reatores anaeróbios: princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 2007. 380 p.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE (CONAMA). **Resolução No 357**, de 17 de Março de 2005. Alterada pela Resolução 410/2009 e pela 430/2011. Publicada no DOU nº 053, de 18/03/2005, págs. 58-63. 2011.

COSTA, A. **Aplicação de tratamentos biológico e físico-químicos em efluente de lavanderia e tintura industriais do município de Toritama no estado de Pernambuco**. Dissertação (Mestrado) - Universidade Católica de Pernambuco. Recife, PB, 2008.

CUBAS, S. A.; FORESTI, E.; RODRIGUES, J. A. D.; RATUSZNEI, S. M.; ZAIAT, M. Influence of liquid-phase mass transfer on the performance of a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass. **Biochemical Engineering Journal**, v. 17, p.99-105, 2004.

CUNHA, M. P. **Tratamento biológico de drenagem ácida de minas (DAM) em reator anaeróbio de manda de lodo (UASB)**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Alfenas, Poços de Caldas-MG, 2015.

DEL NERY, V. **Utilização de lodo anaeróbio imobilizado em gel no estudo de partida de reatores de fluxo ascendente com manta de lodo**. Dissertação (Mestrado) - Universidade de São Paulo. Escola de Engenharia de São Carlos. São Carlos-SP. 1987.

DELFORNO, T.; OKADA, D.; POLIZEL, J.; SAKOMOTO, I.; VARESCHE, M.; Microbial characterization and removal of anionic surfactante in na expanded granular sludge bed reactor. **Bioresource Technology**, v.107, p. 103-109., 2012.

DELFORNO, T.; MOURA, P.; OKADA, D.; VARESCHE, M.; Effets of biomass adaptaion to the degradation of anionic surfactants in laundry wastewater using EGSB reactors. **Bioresource Technology**, v. 154, p. 114-121, 2014.

DELFORNO, T.; MOURA, P.; OKADA, D.; SAKOMOTO, I.; VARESCHE, M.; Microbial diversity and the implications of sulfide levels in na anaerobic reactor used to remove na anionic surfactante from laundry wastewater. **Bioresource Technology**, v.192, p. 37-45, 2015.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O. R. Volatile Acids by Direct Titration. **Journal Pollution Control Federation**, v. 23, n. 4, p. 356-365, 1961.

DUARTE, I. C. S.; OLIVEIRA, L. L.; MAYOR, M. S.; OKADA, D. Y.; VARESCHE, M. B. A. Degradation of detergent (linear alkylbenzene sulfonate) in an anaerobic stirred sequencing-batch reactor containing granular biomass. **International Biodeterioration & Biodegradation**, v. 64, p 129-134. 2010.

GARCIA, M. T. Effect of linear alkylbenzene sulphonates (LAS) on the anaerobic digestion of sewage sludge. **Water Research**, v. 40, n. 15, p. 2958-2964, 2006.

GARCIA, M. T.; CAMPOS, E.; DALMAU, M.; ILLÁN, P.; SÁNCHEZ-LEAL, J. Inhibition of biogás production by alkyl benzene sulfonates (LAS) in a screening test for anaerobic biodegradability. **Biodegradation**, v. 17, p. 39-46. 2006.

GARDINGO, M. F.; TEIXEIRA, L. A. C. **Tratamento de Águas e Efluentes Contendo Surfactantes através do Sistema Peróxido de Hidrogênio/Hipoclorito**. Tese (Doutorado) - Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2010.

GUARATINI, C.; ZANONI, M. Corantes têxteis. **Química Nova**, v. 23, p. 71-78, 2000.

HAFEZ, A. I., KHEDR, M. A., OSMAN, R. M. Flax Retting Wastewater Part 1: Anaerobic treatment by using UASB reactor. **Natural Resources**, v.3, p 191-200. 2012

HAMZA, R. A.; IORHEMEN, O. T.; TAY, J. H. Occurrence, impacts and removal of emerging substances of concern from wastewater. **Environmental Technology & Innovation**, Alberta, p. 161- 175, jan. 2016.

JIANG, S.; CHEN, Y.; ZHOU, Q.; GU G.; Biological short-chain fatty acids (SCFAs) production from waste-activated sludge affected by surfactante. **Water Research**, v.41, n.14, p. 3112-3120, 2007.

JURADO, E.; FERNÁNDEZ-SERRANO, M.; NÚÑEZ-OLEA, J.; LUZÓN, G.; LECHUGA, M. Simplified spectrophotometric method using methylene blue for determining anionic surfactants: Applications to the study of primary biodegradation in aerobic screening tests. **Chemosphere**, v. 65, p. 278-285, 2006. Editora Elsevier.

KREUTZ, C. **Comportamento de reator anaeróbio-aeróbio no tratamento de efluente bovino**. Tese (Doutorado) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2012.

LEVENSPIEL, O. **Engenharia das Reações Químicas**. 3 ed. São Paulo. Editora Edgard Blücher Ltda, 2000.

LOBNER, T.; TORANG, L.; BATSTONE, D.; SCHIMIDT, J.; ANGELIDAKI, I. Effects of Process Stability on anaerobic biodegradation of LAS in UASB reactors. **Biotechnology and Bioengineering**, v.89, n.7. p. 759-765, 2005.

MARINHO, I. C.; **Otimização dos fatores que influenciam a biodegradação e adsorção do alquilbenzeno linear sulfonado no tratamento anaeróbio**. Dissertação (Mestrado), Departamento de Engenharia Civil, Universidade Federal de Pernambuco, p. 50, 2015.

METCALF; EDDY. Inc. **Wastewater Engineering Treatment and Reuse**. 4.ed. NewYork: Ed. McGraw – Hill Book, 2003, 1815 p.

MIERZWA, J. **Água na indústria: uso racional e reúso**. São Paulo: Oficina de Textos, 2005.

MOGENSEN, A.; AHRING, B. Formation of metabolites during biodegradation of linear alkybenzene sulfonate in na upflow anaerobic sludge bed reactor under thermophilic conditions. **Biotechnology and Bioengineering**, v.77, n.5, p. 483-488, 2002.

MOGENSEN, A.; HAGENSEN, F.; AHRING, B. Anaerobic Degradation of Linear Alkylbenzene Sulfonate. **Environmental Toxicology and Chemistry**, v.22, n.4, p 706-711. Lyngby, Denmark. 2002.

MORAES, M. C. F. **Estudos dos efeitos da radiação ionizante na toxicidade aguda de efluentes que apresentam surfactantes aniônicos**. Dissertação (Mestrado em ciências na área de tecnologia nuclear). Instituto de Pesquisas Energéticas e Nucleares, Universidade de São Paulo, USP, São Paulo, 2004.

MOTTERAN, F.; BRAGA, J., SAKOMOTO, I.; Methanogenic potential of na anaerobic sludge in the presence of anionic and nonionic sufactants. **International Biodeterioration & Biodegradation**, v.96, p. 198-204, 2014.

MOURA, A. **Remoção de surfactante de água residuária de lavanderia comercial em co-digestão com esgoto doméstico em reator anaeróbio escala piloto**. Dissertação (mestrado) - EESC, Universidade de São Paulo. São Carlos-SP, 2017.

MUNGRAY, A.K., P. Degradation of anionic surfactantes during drying of UABSR sludges on sand drying beds. **Journal of Environmental Management**, v. 88, p.995-1002, 2008.

NATURALTEC. **Tratamento de água para reuso em lavanderia**. Disponível em: <www.naturaltec.com.br/eta-reuso-em-lavanderia/>. Acesso em: 14 de Agosto de 2018.

OKADA, D. Y. **Degradação de surfactante aniônico em reator UASB com água residuária de lavanderia**. 2012. 226 f. Tese (Doutorado). EESC/USP, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2012.

OKADA, D.; DELFORNO, T.; ESTEVES, A.; SAKOMOTO, I.; DUARTE, I.; VARESCHE, M.; Optimization of linear alkybenzene sulfonate (LAS) degradation in UASB reactors by varying bioavailability of LAS, hydraulic retention time and specific organic load rate. **Bioresource Technology**, v. 128, p. 125-133, 2013.

OLIVEIRA, L. **Remoção de Alkybenzeno Linear Sulfonado (LAS) e caracterização microbiana em reator anaeróbio de leito fluidificado**. Tese (doutorado) - EESC, Universidade de São Paulo, São Carlos-SP, 2010.

PENTEADO, J. C. P.; EL SEOUD, O. A.; CARVALHO, L. R. F. Linear alkylbenzene sulfonates: chemistry, environmental impact and analysis. **Quím. Nova**, v. 29, n. 5. p. 1038-1046, 2006.

PEÑA, M. R.; MARA, D. D.; AVELLA, G. P. Dispersion and treatment performance analysis of an UASB reactor under different hydraulic loading rates. **Water Research**, v. 50, n. 3, p. 445-452, 2006.

PLANETA ÁGUA. **Águas Revoltas**. Disponível em: <<http://www.pucrs.br/edipucrs/online/planetaagua/planetaagua/capitulo1.html>>. Acesso em: 09 de Agosto de 2017.

POLLI, Anderson. Gerenciamento de impactos ambientais em lavanderias têxteis. **Revista RBGA**, v. 7, n. 2, p. 12- 8, abr./jun., 2013.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J.C. Improved Alkalimetric Monitoring for Anaerobic Digester of High-Strength Wastes. **Journal Water pollution Control Federation**, v. 58. n.5. p.406-411, 1986.

RODRIGUES, C. **Análise de parâmetros hidrodinâmicos de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo com biomassa imobilizada**. Trabalho de conclusão de curso. Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Campo Mourão-PR. 2015.

SAMPAIO, G. F. **Tratamento de água residuária ácida proveniente de mina utilizando soro de leite como doador de elétrons**. Dissertação (mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Alfenas, Poços de Caldas – MG, 2015.

SANTI, L. **Influência da Adição de Enzimas e Microorganismos sobre a Digestão Anaeróbia de Dejetos Bovinos e Suínos**. Dissertação (Mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias. Jaboticabal-SP, 2013.

SANZ, J.; CULUBRET, E.; DE FERRER, J.; MORENO, A.; BERNA, J. Anaerobic biodegradation of linear alkybenzene sulfonate (LAS) in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Biodegradation**, v.14, n.1, p. 57-64, 2003.

SARATHAI, T.; KOOTTATEP, T.; MOREL, A. Hydraulic characteristics of an anaerobic baffled reactor as onsite wastewater treatment system. **Journal of Environmental Science**, v. 22, n. 9, p. 1319-1326, 2010.

SCHNEIDERS, D.; SILVA, J. D.; LAPA, K. R.; PINHEIRO, A. Tratamento de lodo da indústria têxtil e produção de biogas em reator UASB. **Revista AIDIS de Ingeniería y Ciencias Ambientales**, v. 11, n. 2, p. 182-201. Agosto de 2018.

SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; LIER, J.B.V.; HEMELERS, H. V. M.; LETTINGA, G. A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. **Bioresource Technology**, v.65, n. 3, 1998, p. 175-190.

SEO, G.; LEE, T.; MOON, B.; LIM, J. Ultrafiltration combined with ozone for domestic laundry wastewater reclamation and reuse. Membranes in drinking and industrial water production. **Water Science and Technology**. Iwa publishing, v.1 p. 387-392. 2001.

SINGH, K. S.; VIRARAGHAVAN, T. Start-up and operation of UASB reactors at 20°C for municipal wastewater treatment. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, v. 85, n. 6, p. 609-614, 1998.

SPERLING, M.V. **Introdução a qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 3. ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 452p, 2006.

SPERLING, M.V. **Princípios básicos do tratamento de esgoto**. v. 2. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 211p, 2007.

UZURA, T.; KATSURAGI, T.; TANI, Y. Conversion of Various Aromatic Compounds by resting Cells of *Fusarium moniliforme* Strain MS31. **Journal of Bioscience and Biotechnology**, v. 92, n.4, p. 381-384, 2001.

VASCONCELOS, T. S. **Avaliação da remoção de LAS e seus homólogos por adsorção e biodegradação em reator UASB alimentado com esgoto doméstico.** Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de Pernambuco, Departamento de Engenharia Civil, Recife-Pe, 2016.

ZHANG, P.; CHEN, Y.; HUANGB, T; ZHOUA, Q.; Waste activated sludge hydrolysis and short-chain fatty acids accumulatio in the presence of SDBS in semi-continuous flow reactors. **Chemical Engineering Journal**, v. 148, p. 348-353, 2009.