

UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIAS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO TECNOLOGIA AMBIENTAL
E RECURSOS HÍDRICOS



Dissertação de Mestrado

**AVALIAÇÃO DA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E
SÓLIDOS SUSPENSOS EM REATORES UASB E HÍBRIDO**

Emanuela Martinho da Graça Lima

Orientadora: Prof^ª. Dra. Maria de Lourdes Florêncio dos Santos

Recife – PE, Agosto 2013

UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIAS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO TECNOLOGIA AMBIENTAL E RECURSOS
HÍDRICOS

Emanuela Martinho da Graça Lima

**AVALIAÇÃO DA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E
SÓLIDOS SUSPENSOS EM REATORES UASB E HÍBRIDO.**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós Graduação em Engenharia Civil da Universidade Federal de Pernambuco, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil.

Área de concentração: Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos.

Orientadora: Prof^ª. Dra. Maria de Lourdes Florêncio dos Santos.

Recife – PE, Agosto 2013

Catálogo na fonte
Bibliotecária Margareth Malta, CRB-4 / 1198

L732a Lima, Emanuela Martinho da Graça.
Avaliação da remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos em reatores UASB e híbrido / Emanuela Martinho da Graça Lima. - Recife: O Autor, 2013.
70 folhas, il., gráfs., tabs.

Orientadora: Profa. Dra. Maria de Lourdes Florêncio dos Santos.

Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG.
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, 2013.
Inclui Referências.

1. Engenharia Civil. 2. UASB. 3. UASB-Híbrido. 4. Tratamento de esgoto sanitário. 5. Tempos de-detenção hidráulica (TDH). 5. Sistema de pequeno porte. I. Santos, Jaime Maria de Lourdes Florêncio dos. (Orientadora). II. Título.

UFPE

624 CDD (22. ed.)

BCTG/2014-244



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

A comissão examinadora da Defesa de Dissertação de Mestrado

**AVALIAÇÃO DA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E
SÓLIDOS SUSPENSOS EM REATORES UASB E HÍBRIDO**

defendida por

Emanuela Martinho da Graça Lima

Considera a candidata APROVADA

Recife, 30 de agosto de 2013

Banca Examinadora:

Prof.^a Dr.^a Maria de Lourdes Florencio dos Santos – UFPE
(orientadora)

Prof. Dr. Miguel Mansur Aisse - UFPR
(examinador externo)

Prof.^a Dr.^a Elizabeth Amaral Pastich Gonçalves – UFPE
(examinadora externa)

AGRADECIMENTOS

À professora Lourdinha Florencio, pela orientação e oportunidade de ampliar os meus conhecimentos.

Ao professor Mário Kato por seus valiosos ensinamentos e exemplo de disciplina.

Aos professores do grupo de pós – graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos pela oportunidade de realização do curso de mestrado, pelos ensinamentos ofertados nas disciplinas e pela paciência durante as aulas.

Ao técnico e amigo Ronaldo Fonseca, que sempre prontificou-se prá atender nossas necessidades no laboratório.

À Luisa Souza e, à Mitsue Nakazawa, por todo apoio sem o qual seria muito difícil continuar.
Obrigada

À secretária do Grupo de Saneamento Ambiental Tamilys Sandrelle, à Andréia Negromonte, secretária do grupo de pós - graduação em engenharia civil. Obrigada.

Agradeço à “família LSA”. Obrigada por serem parte de minha jornada.

Aos órgãos de fomento: Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), pela concessão da bolsa para realização da pesquisa.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	11
2. OBJETIVOS	12
2.1. Objetivo Geral	12
2.2 Objetivos específicos	12
3. REVISÃO DE LITERATURA	13
3.1 Síntese do saneamento básico em Luanda e Recife	13
3.1.1 Luanda	13
3.1.2 Recife	14
3.2 Tecnologia anaeróbia no tratamento de esgoto	16
3.3 Fundamentos da digestão anaeróbica	18
3.4 Reator UASB	20
3.5 Reator Híbrido (UASB + Filtro Anaeróbio)	21
3.6 Problemática da variação de vazão	22
4. METODOLOGIA	24
4.1 Localização.....	24
4.2 Descrição dos reatores pilotos.	24
4.3 Alimentação do sistema	25
4.4 Inoculação	28
4.5 Operação	29
4.6 Monitoramento	29
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	31
5.1 Tempo de detenção hidráulica	31
5.2 Temperatura, pH e Alcalinidade	31
5.3 N-Amoniacal, NTK, Fósforo e Sulfato.....	37
5.4 DBO _{5,20°C} , DQO.....	40

5.5 Sólidos totais e Sólidos suspensos voláteis.....	47
5.6 Perfil espacial das frações de sólidos totais no reator R1 (UASB) e R2 (HÍBRIDO) Fases I, II III e IV	49
6. CONCLUSÕES	52
7. REFERÊNCIAS	53

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 Esquema das diferentes etapas metabólicas e dos grupos de microrganismos envolvidos no processo de degradação anaeróbia da matéria orgânica	18
Figura 3.2 Desenho esquemático de um reator UASB (upflow anaerobic sludge blanket)	21
Figura 3.3 Desenho esquemático de um reator Híbrido (UASB + Filtro Anaeróbio)	22
Figura 4. 1 Localização da instalação piloto e representação da planta dos reatores	26
Figura 4. 2 Corte transversal dos reatores UASB (reator 1) e Híbrido (reator 2)	27
Figura 4. 3 Fotos do momento de inoculação do lodo nos reatores. a) Sucção do lodo no leito de secagem da célula nº5 do reator UASB escala real da ETE, b) Reclaque do lodo nos reatores R1 e R2	28
Figura 5. 1 Evolução do tempo de detenção hidráulica dos reatores	31
Figura 5. 2 Evolução da temperatura, pH e alcalinidade parcial afluente e efluentes na fase líquida dos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido	35
Figura 5. 3 Valores médios de Temperatura, pH e Alcalinidade parcial, em que, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido	36
Figura 5. 4 Concentrações de NTK e nitrogênio amoniacal em função do tempo de detenção hidráulica	39
Figura 5. 5 Concentrações de fósforo nas fases experimentais	39
Figura 5. 6 Valores médios da Eficiência de $DBO_{5, 20^{\circ}C}$ em que, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido	41
Figura 5. 7 Concentrações de DBO em função do tempo de detenção hidráulica	41
Figura 5. 8 Evolução da DQO afluente aos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido	43
Figura 5.9 Evolução da DQO efluente do reator UASB	43
Figura 5. 10 Evolução da DQO efluente do reator Híbrido	44
Figura 5. 11 Evolução da eficiência de remoção de DQObruta dos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido	44
Figura 5. 12 Evolução da eficiência de remoção de DQOfiltrada dos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido	45

Figura 5. 13 Valores médios da Eficiência de DQO em que, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido	45
Figura 5. 14 Concentrações de DQO em função do tempo de detenção hidráulica	46
Figura 5. 15 Concentrações de AGV em função do tempo de detenção hidráulica	46
Figura 5. 16 Evolução da eficiência de remoção de sólidos suspensos totais dos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido	47
Figura 5. 17 Evolução da eficiência de remoção de sólidos suspensos voláteis dos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido	48
Figura 5. 18 Concentrações de Sólidos (ST, SST, SSV) em função do tempo de detenção hidráulica.....	48
Figura 5. 19 Perfil espacial das frações de sólidos totais em cada uma das fases do reator UASB: a) Fase I; b) Fase II; c) Fase III; d) Fase IV	50
Figura 5. 20 Perfil espacial das frações de sólidos totais em cada uma das fases do reator híbrido: a) Fase I; b) Fase II; c) Fase III; d) Fase IV	51

LISTA DE TABELAS

Tabela 4. 1 Características da Motobomba Centrífuga	25
Tabela 4. 2 Condições de operação hidráulicas	29
Tabela 4. 3 Parâmetros e frequência das análises	30
Tabela 5. 1 Estatística descritiva para o parâmetro temperatura, para o afluente, e efluentes dos reatores R1 e R2	32
Tabela 5. 2 Estatística descritiva para o parâmetro pH, para o afluente, e efluentes dos reatores R1 e R2.....	33
Tabela 5. 3 Estatística descritiva para o parâmetro Alcalinidade parcial para o afluente, e efluentes dos reatores R1 e R2	34
Tabela 5. 4 Valores médios de N-Amoniacal, NTK, Fósforo, Sulfato	38
Tabela 5. 5 Valores médios de DBO _{5, 20°C}	40
Tabela 5. 6 Valores médios de DQO.....	42
Tabela 5. 7 Valores médios de Sólidos Totais e Sólidos suspensos voláteis	49

RESUMO

A aplicação de reatores UASB e híbridos (UASB seguido de filtro anaeróbio em dispositivo único) pode ser uma alternativa para pequenos sistemas de tratamento de esgoto descentralizados. Entretanto, nesses sistemas ocorrem variações hidráulicas que podem comprometer a qualidade do efluente tratado. O objetivo deste trabalho foi avaliar o desempenho destes reatores, quanto à remoção de matéria orgânica e retenção de sólidos. Para isso foram utilizados dois reatores em fibra de vidro, ambos com 4,9 m³ de volume útil, diâmetro interno de 1,12 m e 5 m de altura útil, o reator R1 (UASB) e o R2 (UASB na parte inferior seguido de um filtro preenchido com conduites cortados na parte superior). Os reatores foram operados com os tempos de detenção hidráulica (TDH) de 12, 8, 6, e 4 horas, com cerca de 80 dias de operação para cada TDH. A avaliação dos reatores foi feita através de análises físico-químicas de duas coletas semanais do afluente e efluente e, a cada mudança de TDH, fez-se o perfil de sólidos. A eficiência de remoção de DQO_{bruta/bruta} para ambos os dispositivos variou entre 60 % e 75 % e a DQO_{bruta/filtrada} de 70 % a 80 %, para todos os TDHs testados, não havendo diferença significativa entre os reatores. Nas condições testadas, observou-se que a redução do TDH não comprometeu a qualidade do efluente para os sólidos suspensos em ambos reatores, que em média ficou abaixo de 30 mg/l. A proximidade nos resultados obtidos possibilita a utilização de ambos reatores, mesmos para TDHs baixos. Todavia, na perspectiva econômica para implementação em comunidades de baixa renda, o reator UASB atende ao critério de remoção de matéria orgânica e de sólidos.

Palavra chaves: UASB, UASB-Híbrido, Tratamento de esgoto sanitário, Tempos de detenção hidráulica (TDH), Sistema de pequeno porte de tratamento de esgoto

ABSTRACT

The used of UASB and Hybrid (UASB and anaerobic filter) can be an alternative for small decentralized treatment systems. However, hydraulic variations in the systems can compromise the quality of the treated effluent. The aim of this study was to evaluate the performance of these reactors, in relation to the removal of organic matter and solids retention. Two glass fiber reactors were used, both useful volume: 4.9 m³, internal diameter: 1.12 m and height: 5 m. The UASB and hybrid was the reactor R1 and R2, respectively. The reactor R2 was a UASB in the base and a filter filled with pieces of conduit at the top. The reactors were operated with hydraulic retention time (HRT) of 12, 8, 6, and 4 hours, for 80 days to each HRT. The evaluation of the reactors was realized for the influent and effluent physical-chemical properties, through two collections per week. The sludge solids profile was done to each HRT change. The COD_{raw/raw} removal efficiency for both systems ranged between 60 % and 75 % and COD_{raw/filtered} ranged between 70 % and 80 % for all HRTs tested. No significant difference between the reactors was observed. Regarding suspended solids concentration, the effluent quality has not been compromised by the HRT in both reactors. The average effluent suspended solid concentrations were below 30 mg/L. Because of the similar results between the reactos, both can be used even in low HRT. However, the economic perspective for implementation in poor communities, the UASB reactor meets the criteria for removal of organic matter and solids.

Key word: UASB, UASB-Hibrid reactor, Wastewater treatment, Hydraulic retention time (HRT), Small wastewater treatment system

1. INTRODUÇÃO

A expansão demográfica desordenada e, sem planejamento gera um aumento de resíduos líquidos e sólidos, sem destino adequado. Isto causa graves problemas de saúde pública e ao meio ambiente. Sendo assim, são necessários investimentos em medidas estruturais, como por exemplo, em estações de tratamento de esgoto sanitário. No entanto, sistemas de grande porte, em função do volume de resíduo a ser tratado, requerem uma área vasta para implantação, que nem sempre está disponível nos grandes centros urbanos. Logo, unidades anaeróbias de sistemas de tratamento descentralizados possibilitam, uma satisfatória qualidade dos efluentes tratados, cumprindo, os padrões vigentes no local.

Luanda é a capital de Angola, cidade em que se observa uma aceleração do crescimento populacional a partir dos anos 90, e continua até a presente data. No entanto, sua infraestrutura, no que se refere às redes de coleta de esgoto e sistemas de tratamento de águas residuárias, não acompanharam este ritmo.

Recife, capital do estado de Pernambuco pode-se observar dois momentos marcantes em seu crescimento populacional de 1830 a 1872 e de 1960 a 1970. A rede coletora de esgoto apenas contempla 30 % da região metropolitana do Recife (RMR), estima-se que 1 milhão de pessoas não possuam serviço de coleta de esgotos.

Face a este déficit de cobertura na rede coletora e sistema de tratamento, o presente trabalho buscou estudar em Recife uma tecnologia anaeróbica (reatores UASB ou Híbridos), que possa ser aplicada à cidade de Luanda.

2. OBJETIVOS

2.1. Objetivo Geral

Avaliar a aplicabilidade de reatores UASB e Híbridos em regiões urbanas demograficamente densas

2.2 Objetivos específicos

- Avaliar a interferência de diferentes tempos de detenção hidráulico na eficiência de remoção de matéria orgânica e material suspenso nos reatores UASB e Híbrido.
- Comparar o desempenho dos reatores UASB e Híbrido.

3. REVISÃO DE LITERATURA

3.1 Síntese do saneamento básico em Luanda e Recife.

3.1.1 Luanda

A província de Luanda, capital da Angola, tem uma área de 24.651 km². A área ocupada no início dos anos 80 era cerca de 165 km², nos anos 90 passou a ser de cerca de 300 km², e no início de 2000 a área era de 485 km². Ou seja, em cerca de vinte anos a área ocupada triplicou. Em relação ao número de habitantes, em 2007 a população estimada era de 5,8 milhões de habitantes. De acordo a revisão do Plano Diretor de Saneamento de Luanda, datado de 1995, deve-se atingir 13 milhões de habitantes até 2025. A esta evolução demográfica correspondem as seguintes taxas anuais de crescimento populacional: 6 % de 2007 a 2010, 5 % de 2010 a 2015, e 4 % de 2015 a 2025 (ELISAL, 2007).

Administrativamente, a província de Luanda é composta por nove municípios: Cacuaco, Belas, Cazenga, Ícolo e Bengo, Luanda, Quiçama e Viana. A área metropolitana do município de Luanda, que é a capital da Província de Luanda, é formado pelos seguintes distritos urbanos: Ingombota, Kilamba Kiaxi, Maianga, Rangel, Samba Sambizanga.

O clima da província é tropical, quente e seco. A temperatura média anual da província situa-se entre 25±1 °C, com máxima de 28 °C, inclusive no período das chuvas de Setembro a Maio. Os meses de Junho a Agosto, período de seca (Cacimbo) com temperatura em torno de 17 °C. O clima da região é influenciado pela proximidade do mar pela corrente fria de Benguela.

No ano de 2007 foi realizado um estudo, pelo consórcio SOGREAH/ COBA (empresas de consultoria), solicitado pela Empresa de Limpasa e Saneamento de Luanda (ELISA), para atualizar as diretrizes estabelecidas do “Plano Diretor de Saneamento da Província Luanda”, datado de 1995. Este estudo considerou os novos dados urbanísticos da província e manteve como principal meta a obtenção de índices sanitários e ambientais modernos e adequados a uma cidade com a dimensão do município de Luanda. O âmbito geográfico do estudo corresponde à Área Metropolitana de Luanda que atinge o Rio Bengo ao Norte, e Rio Kwanza, ao Sul.

De acordo com o Plano Diretor de Saneamento de Luanda, em 1995, apenas cerca de 13% da população, correspondente a 200 mil pessoas, possuía ligação à rede de drenagem de águas residuais. O mesmo órgão admite que em 2004, cerca de 56% da população urbana dispunha de acesso a dispositivos de saneamento (rede pública, fossa, latrina, etc.). Esse aumento de 43 % de população, com saneamento, ocorreu devido aos novos projetos imobiliários privados, nos quais foram implementados sistemas primários de tratamento como fossas e sumidouros.

Os sistemas de saneamento, atualmente, existentes em Luanda podem ser caracterizados da seguinte forma:

- Uma rede de saneamento combinada (ou unitária), com cerca de 150 km de coletores, drenando as águas residuais e pluviais do centro da cidade. Os efluentes coletados são descarregados no mar através do emissário submarino da Ilha do Cabo.
- As redes coletoras de águas pluviais e de esgoto separadas, em algumas regiões. Apenas foram implantadas as redes para coleta de água pluvial, pelo Projetos de Reconstrução no âmbito da ação do GRN (Governo de Reconstrução Nacional), no Cacuaco, em Viana e em Luanda Sul, pretendem adicionar as redes de coleta de esgoto. Nestes locais os esgotos são lançados nas valas e nas linhas de água que atravessam a Área Metropolitana da Cidade.
- Existe algumas estações de tratamento de água residuais privadas: cinco unidades estão atualmente em execução, com capacidades muito limitadas, para atender de 15.000 à 50.000 habitante. Estes sistemas estão implantados nos condomínios residenciais privados.
- Sistemas de saneamento individuais em bairros de baixo nível económico (fossas sépticas).

3.1.2 Recife

A região metropolitana do Recife possui uma extensão territorial de 220 km², apenas 30 % do referido território possui rede coletora de esgotos, onde se estima que 1 milhão de pessoas não possuam serviço de coleta de esgotos. Dentre as áreas não atendidas por esgotamento sanitário estão os morros, favelas, palafitas e assentamentos populares que representam mais de 50 % da população da cidade. Tal percentual

populacional despeja seus resíduos em valas abertas nas ruas, nas galerias de águas pluviais e em canais e rios (PCR, 2010). De acordo com a Prefeitura da Cidade de Recife o percentual de esgotamento sanitário distribui-se do seguinte modo:

- 42,9% dos domicílios estão ligados à rede geral de esgoto ou rede pluvial;
- 46,6% utilizam fossas sépticas e rudimentares
- 7,8% jogam os dejetos sem tratamento, em vala, rio, lago, mar ou outro escoadouro
- 2,7% dos domicílios sequer dispõem de instalações sanitárias

Segundo dados da concessionária de água e esgoto do estado (COMPESA), o sistema de esgotamento sanitário atende 32% da região metropolitana do Recife (RMR).

A RMR possui três grandes estações de tratamento de esgotos (ETE): ETE Cabanga, ETE Peixinhos e ETE Janga. A COMPESA opera ainda 18 ETES descentralizadas na RMR, com capacidade total de tratamento de 302 L/s, dentre estes, destacam-se a ETE-Mangueira, que utiliza o processo de Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e tem a capacidade para tratar 32 litros por segundo, e a Fossa Coletiva de Roda, com capacidade para tratar 47 L/s de esgotos sanitários (COMPESA, 2010).

A ETE Cabanga inicialmente foi projetada com capacidade para atender 130.000 habitantes. Depois, foi ampliada em 1966, e hoje atende 176.670 habitantes. O sistema de esgotamento sanitário Cabanga é o maior do estado de Pernambuco. A rede coletora possui 214 km de extensão, 17 estações elevatórias e uma estação de tratamento com vazão de 925 L/s. Utiliza tratamento primário através de decantadores e biodigestores. Os efluentes gerados são lançados no Rio Jiquiá (COMPESA, 2010).

O sistema de esgotamento sanitário Peixinhos é composto por uma rede coletora de aproximadamente 109 km de extensão, 13 estações elevatórias de esgotos e uma estação de tratamento com vazão de 395 L/s, atendendo uma população de 314.500 habitantes. O tratamento é realizado por filtros biológicos. O corpo receptor da ETE Peixinhos é o Rio Beberibe (COMPESA, 2010).

A ETE Janga foi projetada para atender a uma população de 451.900 habitantes. O sistema de tratamento empregado é o de lodos ativados e o efluente gerado é lançado no Rio Timbó (COMPESA, 2010).

3.2 Tecnologia anaeróbia no tratamento de esgoto

A questão do tratamento de esgoto sanitário é de grande importância devido ao impacto ambiental causado pelo seu descarte direto nos corpos receptores. Além disso, com o aumento da escassez de água, há necessidade de uma gestão adequada dos recursos de água existentes.

Naturalmente, a utilização de esgoto doméstico higienizado, pode se tornar uma importante fonte de água reutilizável, de fertilizantes, de energia e condicionador de solo (AIYUK, 2006).

A tecnologia anaeróbia tornou-se muito atraente em função da ausência de equipamentos de aeração, resultando em baixo custo de energia. Além disso, a produção de gás metano pode ser utilizado como fonte de energia e a produção de lodo de excesso é mais baixa quando comparado aos processos aeróbios. Esta tecnologia provou ser aplicável ao tratamento de águas residuárias domésticas, todavia, o sucesso da aplicação de reatores em escala real está restrito a regiões tropicais, em que a temperatura do esgoto geralmente aproxima-se ou ultrapassa 20°C, e desta forma o aquecimento do reator não é necessário.

Segundo Seghezzeo *et al.*, (1998) o sistema de tratamento adequado deve ter simplicidade operacional, boa eficiência na remoção de poluentes, baixo consumo de energia e possibilitar a reutilização do efluente.

A qualidade do efluente de reatores anaeróbios tratando esgotos domésticos pode variar significativamente dependendo de fatores como condições locais, características do afluente, configuração do reator, parâmetros operacionais, etc. (Foresti, 2006). Deste modo, a sustentabilidade da tecnologia anaeróbia tem como base três importantes fatores: proteção da saúde pública, proteção ambiental e recuperação de recursos naturais (KUJAWA-ROELEVELD ; ZEEMAN, 2006)

Seghezzeo (1998) em seu estudo realçou as principais vantagens e desvantagens de utilizar a tecnologia anaeróbica no tratamento de esgoto doméstico, listadas seguir:

Vantagens:

Alta eficiência: boa eficiência de remoção de matéria orgânica pode ser alcançada no sistema, mesmo com alta carga orgânica aplicada.

Simplicidade: a operação dos reatores são relativamente simples.

Flexibilidade operacional: pode ser facilmente aplicado em pequena ou grande escala.

Baixo requisito de área: para reatores de alta taxa, a área requerida é pequena.

Baixo consumo de energia: as plantas em operação funcionam por gravidade, sendo necessário apenas o bombeamento inicial.

Baixa produção de lodo: a produção de lodo é menor quando comparado com sistemas aeróbios, devido à baixa taxa de crescimento das bactérias anaeróbias. O lodo é bem estabilizado para a disposição final. Pode ser preservado por longo período sob refrigeração sem redução da atividade, podendo ser utilizado como inóculo para partida de novos reatores.

Baixa exigência de nutrientes e ausência de produtos químicos: especialmente em casos de esgotos domésticos, pH apresenta valores adequados sem adição de produtos químicos. Macronutrientes (nitrogênio e fósforo) e micronutrientes também estão presentes nos esgotos domésticos, enquanto compostos tóxicos estão em baixa concentrações.

Desvantagens:

Baixa remoção de patogênicos e nutrientes: patogênicos são parcialmente removidos, exceto ovos de helmintos que são efetivamente retidos na manta de lodo. Para remoção de nutrientes há necessidade de pós-tratamento.

Longo período de partida do sistema: devido à baixa taxa de crescimento dos microrganismos metanogênicos, a partida do sistema é mais longa quando comparado com processos aeróbios.

Possibilidade de maus odores: devido à produção de sulfetos de hidrogênio durante o processo anaeróbio, especialmente quando há alta concentração de sulfato no afluente. Há também a necessidade de um manejo adequado do biogás para evitar mau cheiro.

Baixa capacidade de tolerar cargas tóxicas: em esgotos domésticos a presença de compostos de enxofres e matérias tóxicas usualmente ocorre em níveis baixos, sendo perfeitamente tolerados pelo sistema.

Necessidade de pós – tratamento: sistemas anaeróbios necessitam de pós – tratamento para alcançar os padrões de lançamento de matéria orgânica, patogênicos e nutrientes.

3.3 Fundamentos da digestão anaeróbica

A digestão anaeróbia é um processo biológico que ocorre na ausência de oxigênio molecular, no qual populações bacterianas interagem estreitamente para promover a fermentação estável e regulada da matéria orgânica, em que resulta, essencialmente, o gás metano (CH₄) e dióxido de carbono (CO₂) (MOSEY, 1983 apud FORESTI, 1994).

No processo de conversão de matéria orgânica por digestão anaeróbia podemos destacar quatro etapas diferentes: a hidrólise, a acidogênese, a acetogênese, e a metanogênese. A FIG. 3.1, apresenta o esquema das diferentes etapas, assim como, os microrganismos envolvidos no processo de degradação.

Hidrólise

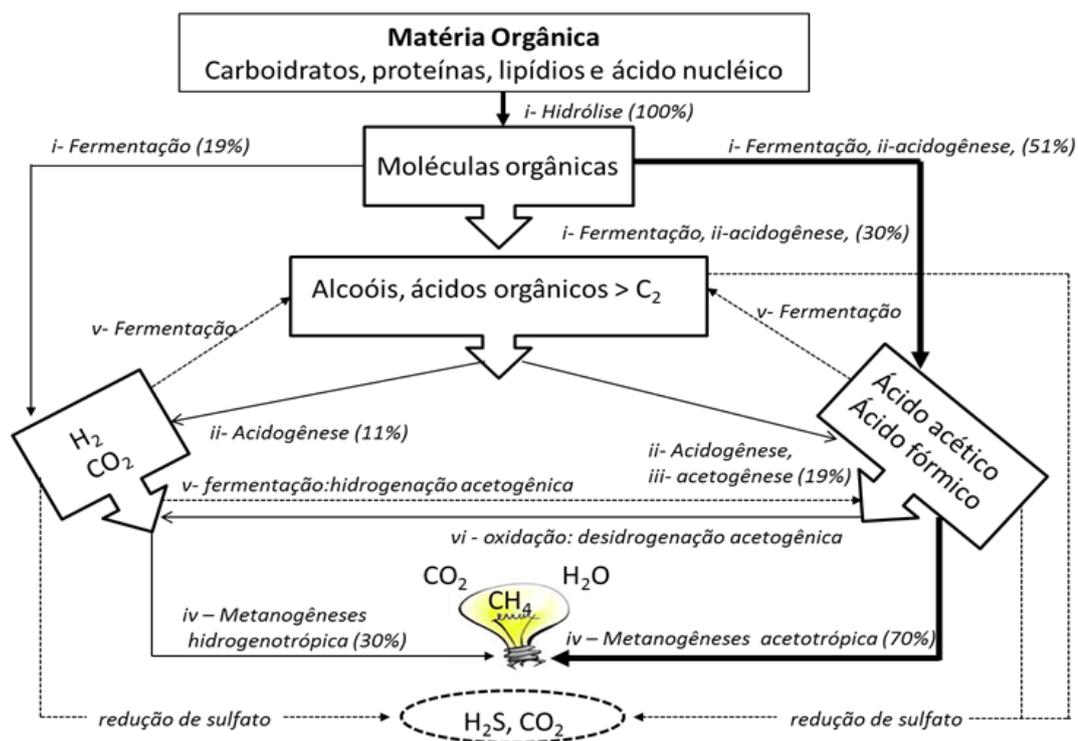
É primeira etapa da digestão e consiste na hidrólise de polímeros orgânicos complexos (carboidratos, proteínas, lipídios e ácido nucleico) em monômeros (açúcares, ácidos orgânicos e aminoácidos). Habitualmente ocorre de forma lenta, sendo em geral a etapa limitante do processo. Os principais fatores que influenciam o grau e a taxa da hidrólise de um substrato são: temperatura operacional do reator, tempo de residência do substrato no reator, composição do substrato, tamanho das partículas, pH do meio.

Acidogênese

Os compostos da etapa anterior são assimilados pelas células através do metabolismo fermentativo, e após a acidogênese, são segregados como substâncias orgânicas simples. Esta etapa só será limitante se os produtos dissolvidos anteriormente como ácidos orgânicos, alcoóis, ácido lático e compostos minerais (CO₂, H₂, N₃, H₂S, etc) não forem de fácil degradação.

Figura 3.1 Esquema das diferentes etapas metabólicas e dos grupos de microrganismos envolvidos

no processo de degradação anaeróbica da matéria orgânica



H
I
D
R
Ó
L
I
S
E

A
C
I
D
O
G
Ê
N
E
S
E

M
E
T
A
N
O
G
Ê
N
E
S
E

Fonte: Adaptado de Aiyuk (2006)

Acetogênese

Como um efeito cascata, esta etapa é a conversão do que advém da acidogênese nos compostos que formam os substratos para produção de metano. A formação de acetato eleva a produção da quantidade de hidrogênio (H₂), fazendo com que o valor do pH do meio aquoso diminua. É necessário que as concentrações de hidrogênio e acetato sejam mantidas em um nível baixo de concentração, para que possa ocorrer as reações acetogênicas, pela ação dos microrganismos consumidores de acetato e hidrogênio. Os microrganismos metanogênicos hidrogenotróficos e bactérias redutoras de sulfato são os principais microrganismos que removem o hidrogênio da fase líquida dos sistemas de tratamento de esgoto.

Metanogênese

É a etapa final do processo de conversão anaeróbica de compostos orgânicos em metano e dióxido de carbono, realizada pelos microrganismos metanogênicos, nomeadamente as acetoclásticas (que utilizam o acetato como fonte de carbono

produzindo gás carbono e metano) e hidrogenotróficas (que utilizam o gás carbono como fonte de carbono e acceptor final de elétrons, e o hidrogênio, como fonte de energia).

3.4 Reator UASB

A crise energética da década de 70 reduziu o interesse pelos processos aeróbios e contribuiu para redirecionar pesquisas para o uso de tecnologias alternativas que poupassem energia, como o tratamento anaeróbio.

O reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (reator UASB) foi desenvolvido na década supracitada, na Holanda pelo Dr. Gatzke Lettinga e colaboradores, para o tratamento de esgotos sanitários. Pela sua simplicidade operacional, altas taxas de tratamento, produção de lodo já estabilizado e custo atrativo, os reatores UASB passaram a receber atenção especial de pesquisadores e engenheiros.

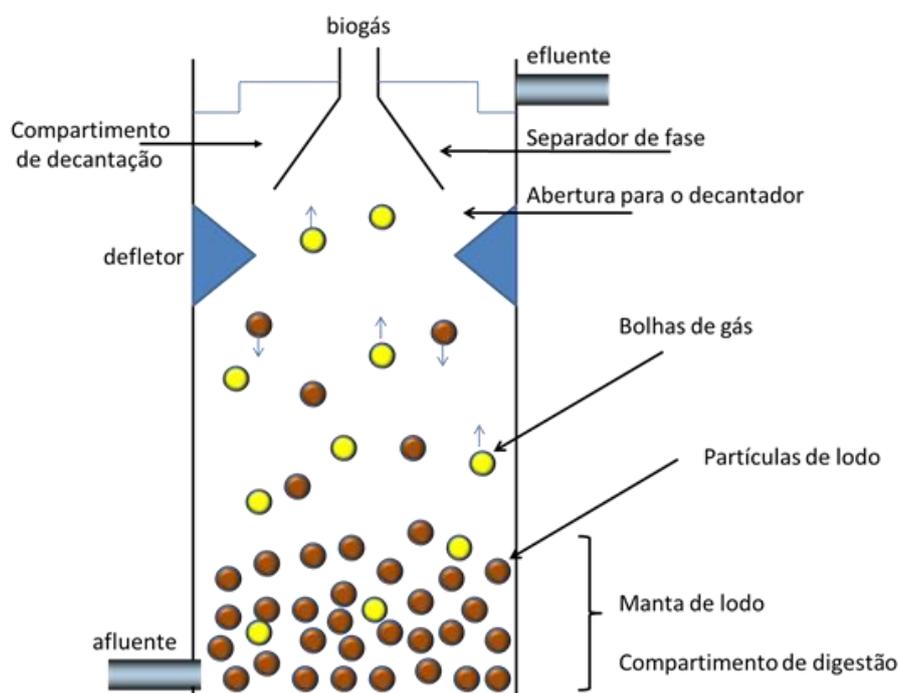
Com a flexibilidade de reatores de alta taxa, pode-se trabalhar com tempos de detenção hidráulico baixos, tornando o processo anaeróbio muito competitivo com os processos aeróbios e intensificando seu uso, como primeira unidade no tratamento biológico.

Atualmente, o reator UASB é o mais popular reator para tratamento de esgotos domésticos devido à ausência de material suporte e a presença do separador trifásico no topo do reator para minimizar a perda de biomassa com o efluente.

A inoculação do reator deve ser realizada com quantidades suficientes de lodo anaeróbio e a alimentação deve ser iniciada em baixa taxa. A taxa de alimentação deve ser aumentada progressivamente, de acordo com o sucesso da resposta do sistema (CHERNICHARO *et al*, 1999).

A concepção do reator UASB é fundamentada no estabelecimento de um leito denso de lodo no fundo do reator, onde todos os processos biológicos ocorrem. A camada de lodo é formada basicamente pela acumulação dos sólidos suspensos e do crescimento bacteriano. Sob certas condições, é observado que as bactérias agregam-se naturalmente em flocos e grânulos (HULSHOFF POL *et al.*, 2004). A FIG 3.2 mostra o desenho esquemático do reator UASB com os principais constituintes.

Figura 3.2 Desenho esquemático de um reator UASB (upflow anaerobic sludge blanket)



Fonte: Adaptado de Chernicharo et al., (1999)

Compartimento de digestão: localizado na parte inferior do reator, é onde se processa a digestão anaeróbia. O esgoto entra no reator pela parte inferior e atravessa a manta de lodo no sentido ascendente. Neste trajeto, parte da matéria orgânica permanece na manta de lodo, iniciando o processo de digestão anaeróbia.

Compartimento de decantação e separador de fases: com o movimento ascendente das bolhas de gás e do líquido, ocorre o carregamento do lodo, sendo necessária a instalação de um separador trifásico (gases, sólidos e líquidos) na parte superior do reator, de forma a permitir a retenção e o retorno do lodo. O separador de fases é o dispositivo que garante o retorno do lodo e a elevada capacidade de retenção de grandes quantidades de biomassa, de elevada atividade.

Zona de acumulação de gás: o biogás produzido no compartimento de digestão é retido em zonas superiores de acumulação, onde é coletado e, eventualmente, aproveitado.

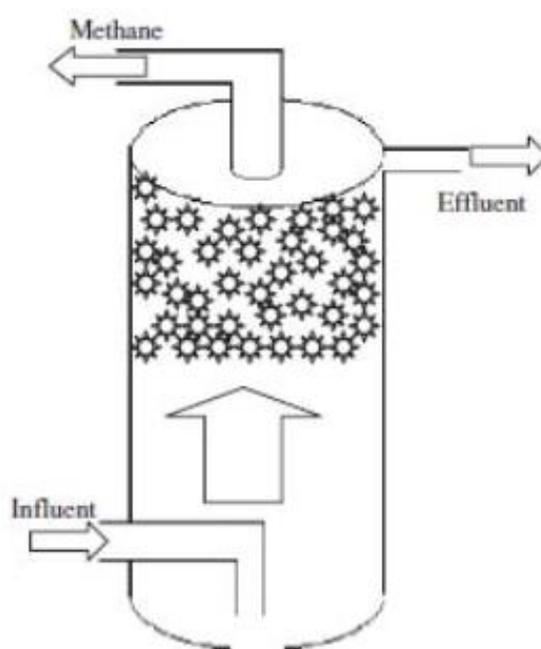
3.5 Reator Híbrido (UASB + Filtro Anaeróbio)

Após a invenção do reator UASB, muitas versões modificadas de reatores anaeróbios e combinações tem sido propostas para melhorar suas características ou para ampliar suas aplicações. O reator híbrido é resultado de uma destas várias combinações.

O filtro anaeróbio é um sistema de tratamento com crescimento bacteriano aderido em corpos inertes, o fluxo afluyente através deles pode ser ascendente ou descendente. Existe uma ampla variedade de material de enchimento, comumente são: a pedra britada, anéis de plástico, elementos cerâmicos, módulos de plástico tubulares, elementos de madeira, bambu, cilindros de plástico perfurados, esferas perfuradas, etc. (CHERNICHARO, 2006)

Uma forma de melhorar o desempenho de um reator UASB, é proporcionar uma área de superfície para a fixação e crescimento de biomassa no volume do reator acima da manta de lodo. Isto pode ser obtido através da substituição do separador trifásico, por material de suporte (TILCHE; VIEIRA, 1991 *apud* LEW et al., 2004). A representação do desenho esquemática de um reator híbrido está em FIG 3.3.

Figura 3.3 Desenho esquemático de um reator Híbrido (UASB + Filtro Anaeróbio)



Fonte: Lew et al., 2004

3.6 Problemática da variação de vazão

A velocidade ascensional (V_{up}) é um dos principais fatores que afetam a eficiência de reatores de fluxo ascendente, os valores recomendados para reatores no tratando esgoto domestico é de 0,8-1,0m/h para reatores com altura até 5,0m. No entanto valores inferiores e superiores tem sido aplicado.

A velocidade de fluxo ascendente deve ser alta o suficiente para proporcionar um bom contato entre o substrato e a biomassa, o suficiente para perturbar os bolsões de gás no leito de lodo. Acredita-se que a maior V_{up} facilita a separação de bolhas de gás a partir da superfície da biomassa. O aumento desta velocidade eleva a taxa de colisões entre as partículas em suspensão e a manta de lodo e, assim, pode aumentar a eficiência de remoção. Por outro lado, ela pode afetar a retenção de lodo, sendo um fator limitativo.

O aumento da velocidade de fluxo ascendente pode aumentar a força de corte hidráulico, que neutraliza o mecanismo de remoção através da velocidade superior a sedimentação das partículas e descolamento dos sólidos capturados e, conseqüentemente deteriora-se a eficiência de remoção (MAHMOUD et. al., 2003).

4. METODOLOGIA

4.1 Localização

Os reatores foram instalados na ETE Mangueira, localizada no bairro da Mangueira, cidade de Recife no estado de Pernambuco. A ETE Mangueira trata os esgotos sanitários dos bairros da Mangueira, Mustardinha e San Martin, e seu efluente desagua no córrego Jiquiá. Os reatores em escala piloto foram projetados, com o intuito de atender comunidades de pequeno e médio porte (100 a 10000 habitantes). Estes reatores já foram estudados por Stanford em 2002 e Pimenta em 2005. A localização dos reatores é ilustrada na figura 4.1.

4.2 Descrição dos reatores pilotos.

O sistema estudado foi composto de dois reatores, feitos de fibra de vidro. O R1 foi um reator UASB e o R2 foi um reator Híbrido (UASB + Filtro Anaeróbio). Ambos possuíam um diâmetro interno de 1,12 m, altura útil de 5,00 m, e altura total de 5,39 m; volume útil de 4,9 m³, e volume total de 5,3 m³. Cada reator possuiu uma caixa de areia vertical confeccionadas em fibra de vidro, com 4,95 m de altura e acima dela houve uma caixa vertedora. Da base até 2 m de altura da caixa de areia o diâmetro interno mediu 200 mm e desta altura até o topo, o diâmetro foi de 40 mm. O esgoto entrou na caixa de areia a 2,10 m de altura e ascendeu até o vertedor. A areia, por ser pesada sedimenta e, se acumula na base desta caixa, onde teve um registro de 200 mm para esvaziá-la. Na base de cada caixa vertedora (0,40 de diâmetro e 0,30 de altura), houve uma tubulação com diâmetro interno de 75 mm, sentido descendente, para alimentar o seu referido reator.

O R1 possuiu no seu interior, um ponto central à área da base, câmara de digestão com volume de 2,8 m³, abertura para zona de decantação de 0,10 m à 3,45 m da base, separador trifásico, coletor de gás com 32 mm de diâmetro e calha de 0,10 x 0,20 m para recolha do efluente. Teve sete pontos de coletas, ao longo da altura útil, estes foram: 0,30; 0,70; 1,40; 2,10; 2,83; 3,60, 5,0 m da base.

O R2 semelhante ao reator 1. A diferença esteve na substituição da zona de decantação por um filtro anaeróbio com volume útil de 1,2 m³. A passagem do afluente para o filtro foi através de orifícios de 32 mm de diâmetro, espaçados a 0,15 m um do

outro (em uma superfície de 1,60 m² na forma de tronco de cone) a 2,88 m da base. O meio suporte composto por anéis de eletroduto de PVC flexível (conduíte) de diâmetro 25 mm, cortados em cilindros de altura de 25 mm, de superfície específica com aproximadamente de 51 cm²/cm³ e índice de 90% de acordo com Pimenta (2005). Este possuiu nove pontos de coletas ao longo da altura do reator, que foram: 0,30; 0,70; 1,40; 2,10; 2,83; 3,60, 3,90; 4,34; 5,0 m da base. Em figura 4.2 pode, ser observado o corte transversal dos reatores.

4.3 Alimentação do sistema

Os reatores foram alimentados com o esgoto da ETE Mangueira. A alimentação principal foi por gravidade com o efluente da caixa de areia ETE Mangueira a um reservatório de 3 m³. O efluente da caixa de areia seguia por uma tubulação de 25 mm de diâmetro, até o reservatório com uma vazão contínua de aproximadamente 1L/s ou seja de 3,6 m³/h. O esgoto deste reservatório foram bombeado para os reatores. Utilizaram – se bombas centrífugas (BB), tipo BCR-2000, cujas características estão em tabela 4.1.

Tabela 4. 1 Características da Motobomba Centrífuga

Características	
Modelo	BCR - 2000
Potência	1/2 (cv)
Voltagem	220 (v)
Frequência	60 (Hz)
Rotação	3500 (rpm)
Altura mínima	5 (m.c.a)
Altura máxima	20 (m.c.a)
Pressão máxima sem vazão	22 (m.c.a)
Altura máxima de sucção	8 (m.c.a)
Vazão máxima	4,1 (m ³ /h)
Vazão mínima	0,6 (m ³ /h)
Diâmetro do rotor	115 (mm)
Diâmetro de sucção	25 (mm)
Diâmetro de recalque	25 (mm)

Fonte: Manual de Instruções das Bombas e Motobombas Schneider 2012

A alimentação secundária foi realizada empregando uma bomba (BB₃), localizada junto ao poço úmido, que foi accionada quando o nível no reservatório de 3 m³ diminuísse para 2/3 do seu volume, ou em caso de manutenção do sistema de central de bombeamento da ETE Mangueira.

Figura 4.1 Localização da instalação piloto e representação da planta dos reatores

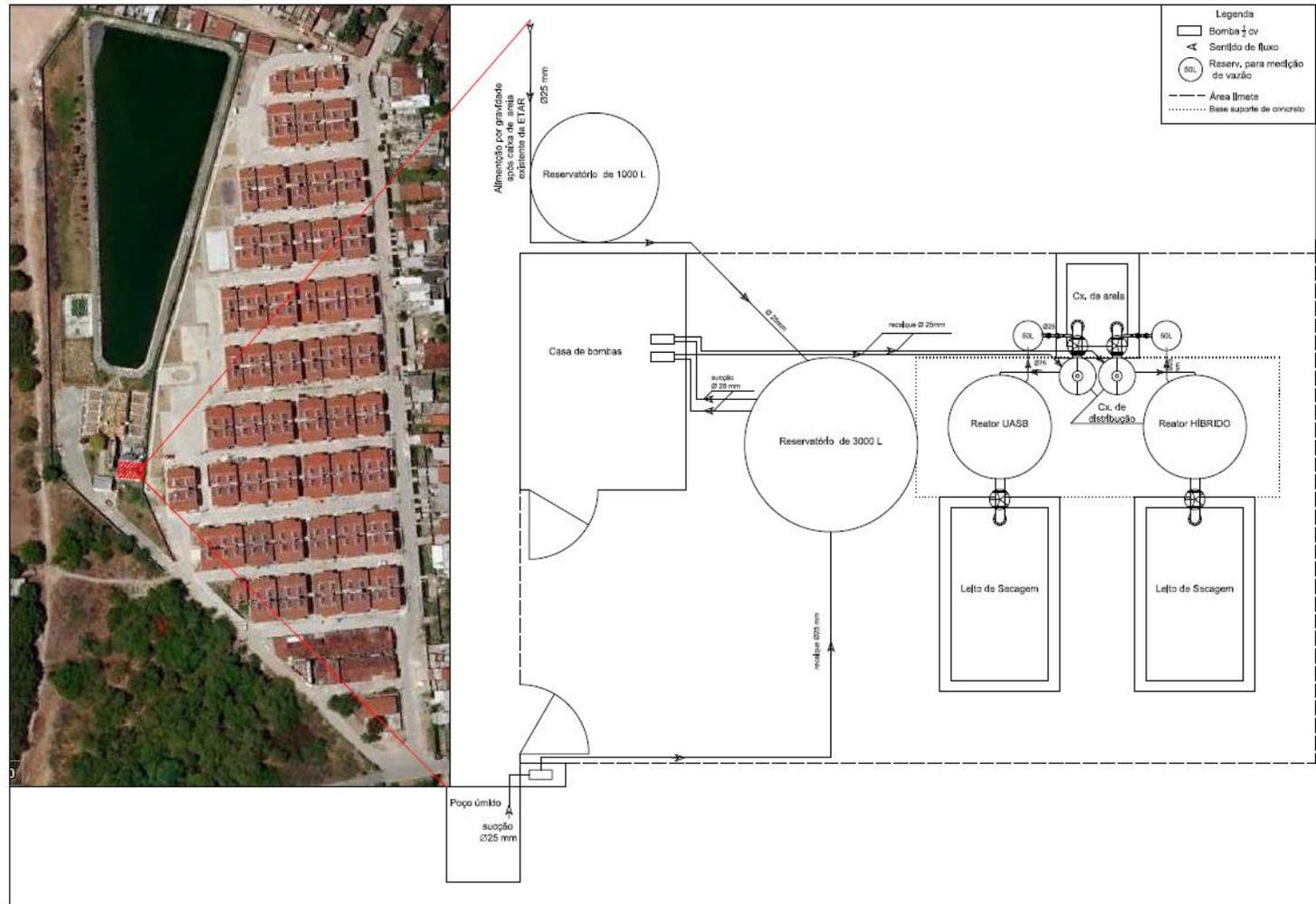
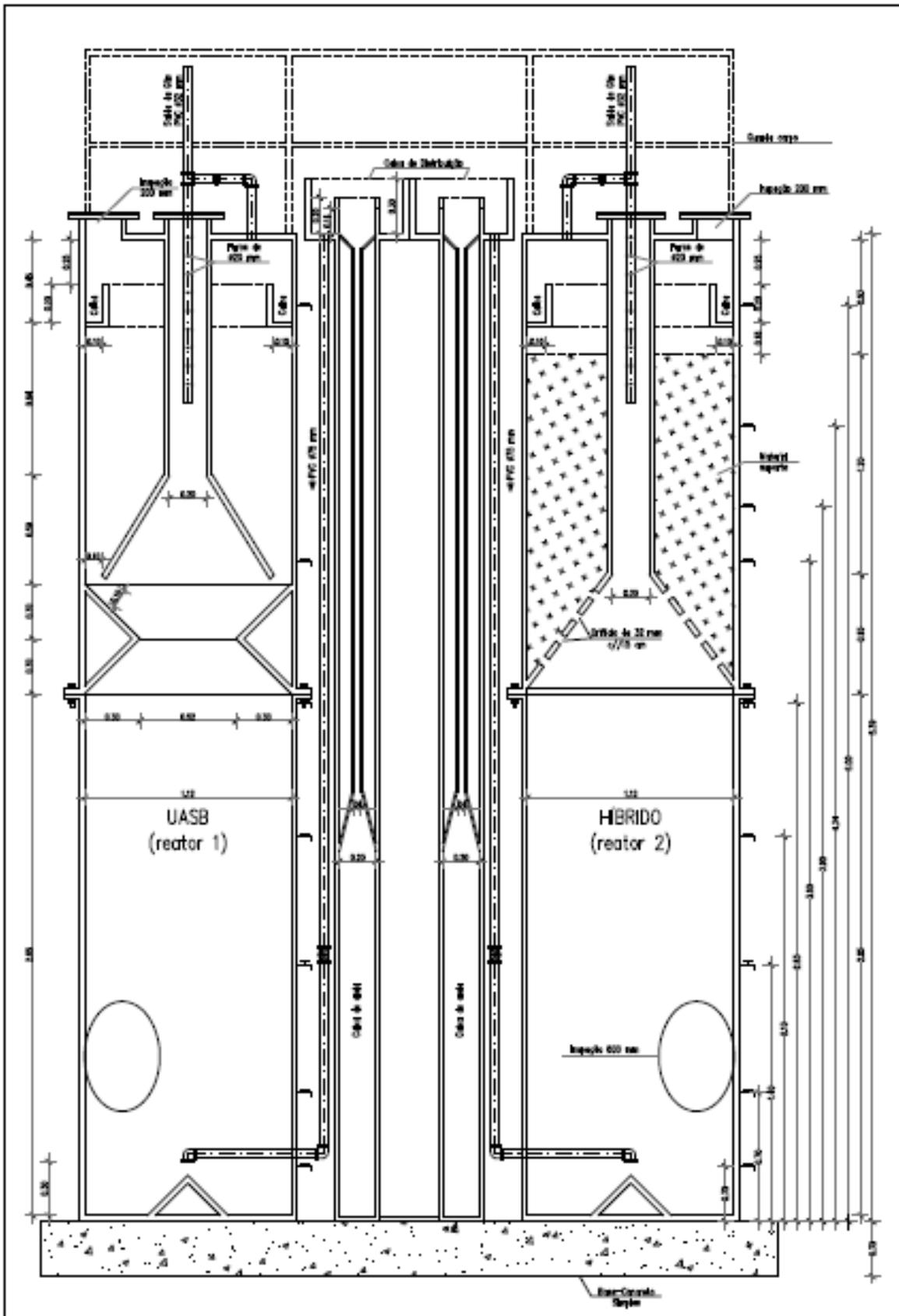


Figura 4. 2 Corte transversal dos reatores UASB (reator 1) e Híbrido (reator 2)



O reator 1 e 2 foram alimentados por BB_1 e a BB_2 , respetivamente. Ambas funcionavam com sucção negativa. A tubulação de sucção do afluente ficava 0,30 m acima do fundo do reservatório 3 m³. Nas tubulações de recalque foram instalados registros de esfera, para regular as vazões nos reatores. Mas verificação da vazão era feita a saída dos reatores e com ajuda de um cromómetro e um reservatório de 50 L.

4.4 Inoculação

O lodo utilizado para inocular os reatores foi proveniente de reator UASB da ETE Mangueira, célula 5, na altura de 1,00 m da base, cuja concentração de sólidos totais voláteis era aproximadamente de 46,4 gSTV/L. Auxiliado por um caminhão limpa fossa, o lodo foi retirado do leito de secagem da célula 5 e introduzido pelo topo dos reatores. Para que houvesse homogeneidade na concentração do lodo em ambos os reatores, o enchimento foi feito de forma gradual. Primeiro adicionou-se o lodo no reator 1 até a altura de 0,3m; depois encheu-se o reator 2 até a mesma altura. Adicionou-se mais lodo ao reator 1 e em seguida ao reator 2 até a altura de 0,7m. O mesmo procedimento foi realizado para as alturas de 1,4 e 2,1 m. Para saber que atingiu as alturas desejadas observou – se o extravasamento do lodo pelos registros instalados nas respetivas alturas. A cada extravasamento coletou-se uma amostra de 2L do lodo que permitiu calcular a concentração de sólidos em cada camada. Em figura 4.3, pode-se observar algumas fotos do momento da inoculação. O lodo inoculado em cada reator ocupou cerca de 42% do volume útil. A concentração de sólidos totais voláteis no reator 1 foi de 4,5 gSTV/L e no reator 2 de 4,9 gSTV/L.

Figura 4. 3 Fotos do momento de inoculação do lodo nos reatores. a) Sucção do lodo no leito de secagem da célula nº5 do reator UASB escala real da ETE, b) Reclaque do lodo nos reatores R1 e R2



R1: reator UASB; R2: reator Híbrido; Reser: reservatório de 3 m³

Fonte: autoria própria

4.5 Operação

A operação dos reatores começou em 19-06-2012, com a inoculação. No entanto, devido a uma paralisação na estação elevatória principal da ETE Mangueira e a ausência da BB₃, todavia, foram realizadas análises das amostras de lodo coletadas, quando inoculados os reatores. Estes começaram a ser operados e monitorados em 29-06-2012 até 18-06-2013 totalizando 12 meses de observação. Os reatores foram operados em quatro fases, com diferentes valores de TDHs conforme tabela 4.2. Ao final de cada fase foram realizados perfis de lodo, para saber a concentração de sólidos nos reatores. Na tabela 4.2 estão os valores das condições hidráulicas de TDHs, a vazão de alimentação, a velocidade ascensional em cada um dos reatores.

Tabela 4. 2 Condições de operação hidráulicas

Fases do experimento	TDH (h)	Vazão (m ³ /h)	Velocidade ascensional no reator (m/h)
I	12	0,41	0,42
II	8	0,61	0,63
III	6	0,82	0,83
IV	4	1,23	1,25

Fonte: autoria própria

4.6 Monitoramento

Para monitoramento dos reatores, os pontos escolhidos foram:

P₁: coleta do afluente no reservatório de 3 m³

P₂: coleta do efluente do reator 1;

P₃: coleta do efluente do reator 2

A coleta dos efluentes, tanto no reator 1 como no reator 2, foi feita através de um registro na saída dos reatores, evitando aeração dos mesmos. A maior parte das coletas foram realizadas no período da manhã no intervalo das 8:00 a 10:00 h, entretanto, algumas foram feitas no período da tarde no intervalo da 13:30 a 15:00 horas, ainda no local da coleta mediu-se a temperatura, e pH. Realizados estes procedimentos, as amostras coletadas eram acondicionadas em uma caixa de isopor e transportadas ao laboratório de saneamento ambiental da UFPE (LSA) onde eram realizadas análises, seguindo os procedimentos do *Standard Methods* (APHA-AWWA-WEF, 2000). Os parâmetros monitorados e suas frequências, estão apresentados em tabela 4.3.

Tabela 4. 3 Parâmetros e frequência das análises

Parâmetro	UNIDADES	Fase e Duração em dias				Metodologia
		I (101)	II (82)	III (95)	VI (63)	
pH	-	3x/semana	2x/semana	2x/semana	2x/semana	Potenciométrico
Temperatura	°C	3x/semana	2x/semana	2/semana	2x/semana	Potenciométrico
Alcalinidade	mgCaCO ₃ /L	3x/semana	2x/semana	2x/semana	2x/semana	Titulométrico
DQO _{bruta,filtrada}	mgO ₂ /L	3x/semana	2x/semana	2x/semana	2x/semana	Colorimétrico
DBO _{bruta,filtrada}	mgO ₂ /L	semanal	semanal	semanal	semanal	Manométrica
Fósforo	mgPO ₄ /L	quinzenal	semanal	semanal	semanal	Molibdato-Vanadato
Sulfato	mgSO ₄ ²⁻ /L	nd	semanal	semanal	semanal	Cromatográfico de Íons
AGV	mg/L	3x/semana	2x/semana	2x/semana	nd	Cromatografia gasosa
Nitrogênio Amonical	mgN-NH ₃ /L	quinzenal	semanal	semanal	semanal	Destilação e Titulométrico
Nitrogênio total	mgN-NTK/L	quinzenal	semanal	semanal	semanal	NTK
Série de Sólidos	mg/L	3x/semana	2x/semana	2x/semana	2x/semana	Gravimetria

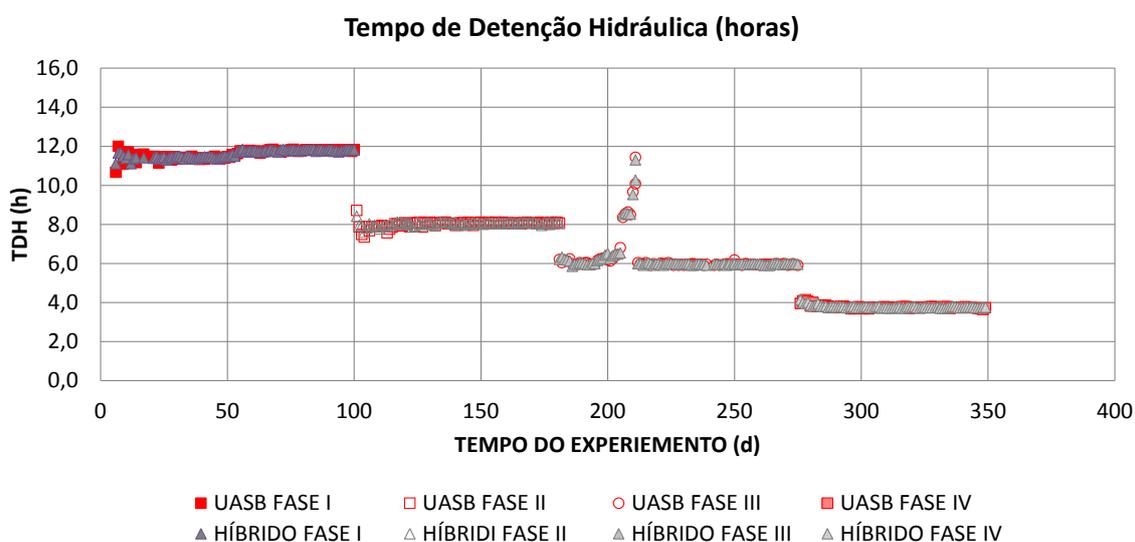
nd: não detreminado

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Tempo de detenção hidráulica

Os reatores foram operados por 350 dias, subdivididos em quatro fases, cujo planejamento previa os tempos de detenção hidráulica de 12 h, 8 h, 6 h e 4 h. A Figura 5.1 ilustra a variação do tempo de detenção hidráulica nos reatores R1 e R2 ocorrida durante a fase experimental. Na fase I o valor obtido foi inferior ao planejado com valor de 11,6 h. Nas fases II e III os TDHs se aproximaram aos do programado, ficando em média em 8,0 h e 6,0 h, respectivamente. Destaca-se que na Fase III ocorreu uma redução da vazão de bombeamento, no período entre os dias de operação 206 a 211, o que resultou num aumento temporário do TDH. Já na fase IV o TDH foi ligeiramente inferior ao planejado, ficando com o valor de 3,8 h.

Figura 5. 1 Evolução do tempo de detenção hidráulica dos reatores



5.2 Temperatura, pH e Alcalinidade

As Tabela 5.1 a 5.3 apresentam a estatística descritiva para os parâmetros temperatura, pH, e alcalinidade parcial. A Figura 5.2 ilustra o comportamento dos parâmetros temperatura, pH, e alcalinidade parcial ao longo de todo período

experimental e a Figura 5.3 sintetiza (box plot) os valores médios de temperatura, pH, e alcalinidade parcial, monitorados nas diferentes fases de operação dos reatores.

Tabela 5. 1 Estatística descritiva para o parâmetro temperatura, para o afluente, e efluentes dos reatores R1 e R2

		TEMPERATURA (°C)		
		AFLUENTE	R1	R2
TDH = 12	Números de amostras	26	26	26
	Média	27,3	27,6	27,9
	Mínimo	25,1	24,5	25,1
	Máximo	28,8	29,9	29,6
	Des. Padrão	0,9	1,2	1,0
	Coef. Var	0,03	0,04	0,04
TDH = 8	Números de amostras	19	19	19
	Média	29,4	30,2	30,6
	Mínimo	27,0	27,6	27,7
	Máximo	30,3	31,8	32,0
	Des. Padrão	0,8	0,9	1,0
	Coef. Var	0,03	0,03	0,03
TDH = 6	Números de amostras	16	16	16
	Média	30,2	30,8	31,1
	Mínimo	28,8	28,9	29,8
	Máximo	31,1	32,5	32,9
	Des. Padrão	0,6	1,0	0,9
	Coef. Var	0,02	0,03	0,03
TDH =4	Números de amostras	13	16	16
	Média	29,9	30,4	30,7
	Mínimo	27,6	28,3	28,7
	Máximo	31,1	32,5	32,1
	Des. Padrão	1,0	1,2	1,0
	Coef. Var	0,03	0,04	0,03

Tabela 5. 2 Estatística descritiva para o parâmetro pH, para o afluente, e efluentes dos reatores R1 e R2

		pH		
		AFLUENTE	R1	R2
TDH = 12	Números de amostras	29	29	29
	Média	7,2	7,1	7,1
	Mínimo	6,94	6,96	6,89
	Máximo	7,48	7,41	7,63
	Des. Padrão	0,1	0,1	0,1
	Coef. Var	0,02	0,01	0,02
TDH = 8	Números de amostras	19	19	19
	Média	7,4	7,2	7,1
	Mínimo	7,0	7,0	7,0
	Máximo	7,6	7,3	7,2
	Des. Padrão	0,1	0,1	0,1
	Coef. Var	0,02	0,01	0,01
TDH = 6	Números de amostras	16	16	16
	Média	7,2	7,0	7,0
	Mínimo	6,9	6,8	6,8
	Máximo	7,6	7,2	7,2
	Des. Padrão	0,2	0,1	0,1
	Coef. Var	0,03	0,02	0,02
TDH =4	Números de amostras	16	16	16
	Média	7,1	6,9	6,9
	Mínimo	6,9	6,8	6,8
	Máximo	7,3	7,2	7,2
	Des. Padrão	0,2	0,1	0,1
	Coef. Var	0,02	0,01	0,01

Tabela 5. 3 Estatística descritiva para o parâmetro Alcalinidade parcial para o afluente, e efluentes dos reatores R1 e R2

		Alcalinidade parcial (mg/L)		
		AFLUENTE	R1	R2
TDH = 12	Números de amostras	29	29	29
	Média	159,3	209,0	211,6
	Mínimo	77,4	143,8	130,8
	Máximo	296,5	298,3	304,5
	Des. Padrão	38,7	40,7	40,5
	Coef. Var	0,2	0,2	0,2
TDH = 8	Números de amostras	18	18	18
	Média	200,0	244,6	238,2
	Mínimo	114,3	182,5	179,6
	Máximo	262,5	298,9	301,5
	Des. Padrão	34,6	35,5	33,8
	Coef. Var	0,2	0,1	0,1
TDH = 6	Números de amostras	16	16	16
	Média	227,9	253,2	250,0
	Mínimo	155,4	146,1	201,4
	Máximo	381,3	332,6	304,9
	Des. Padrão	62,5	43,2	33,5
	Coef. Var	0,3	0,2	0,1
TDH =4	Números de amostras	13	13	13
	Média	188,2	231,8	227,9
	Mínimo	71,2	156,8	154,8
	Máximo	305,0	313,7	310,6
	Des. Padrão	72,6	54,0	57,4
	Coef. Var	0,4	0,2	0,3

Figura 5. 2 Evolução da temperatura, pH e alcalinidade parcial afluente e efluentes na fase líquida dos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido

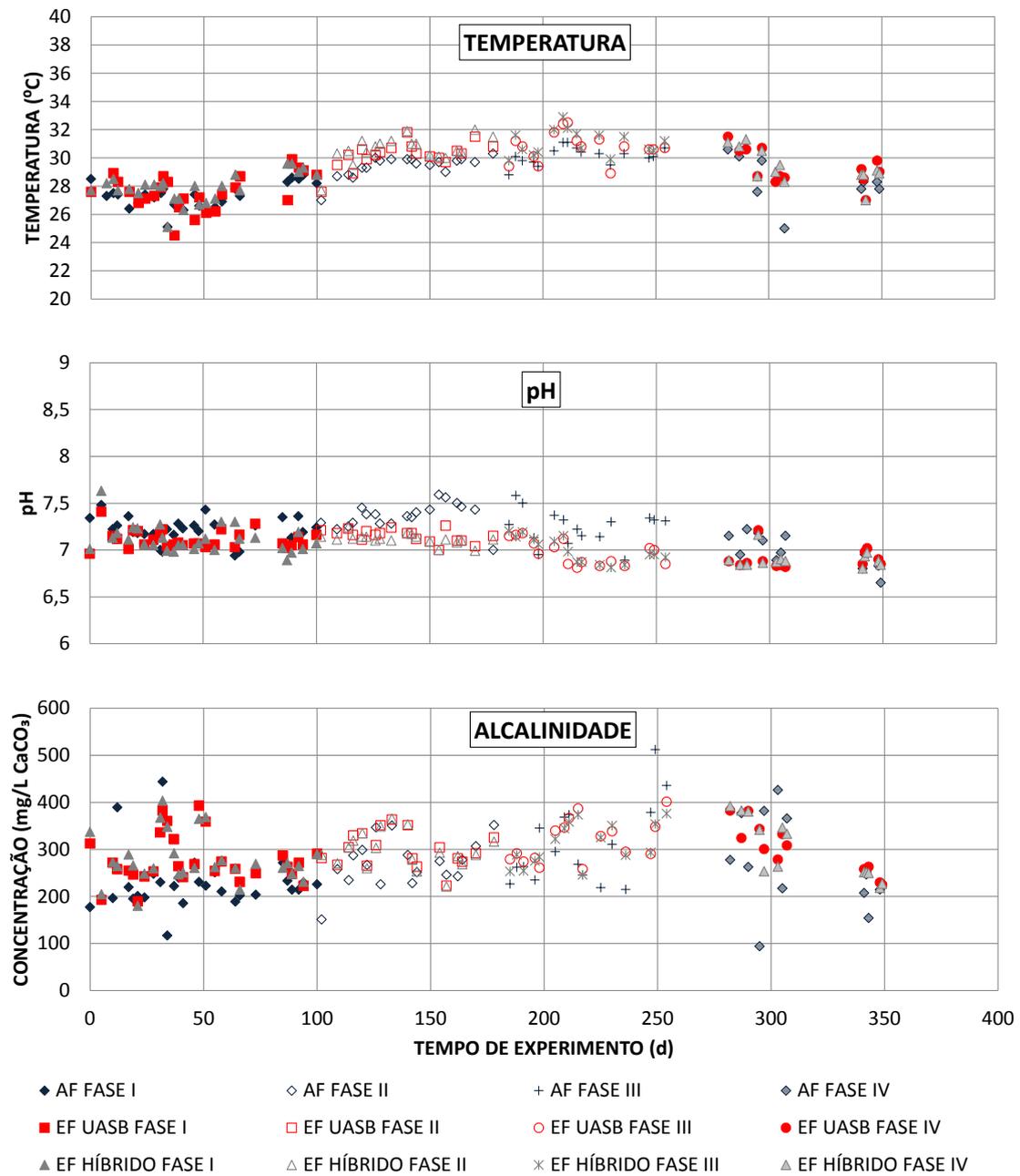
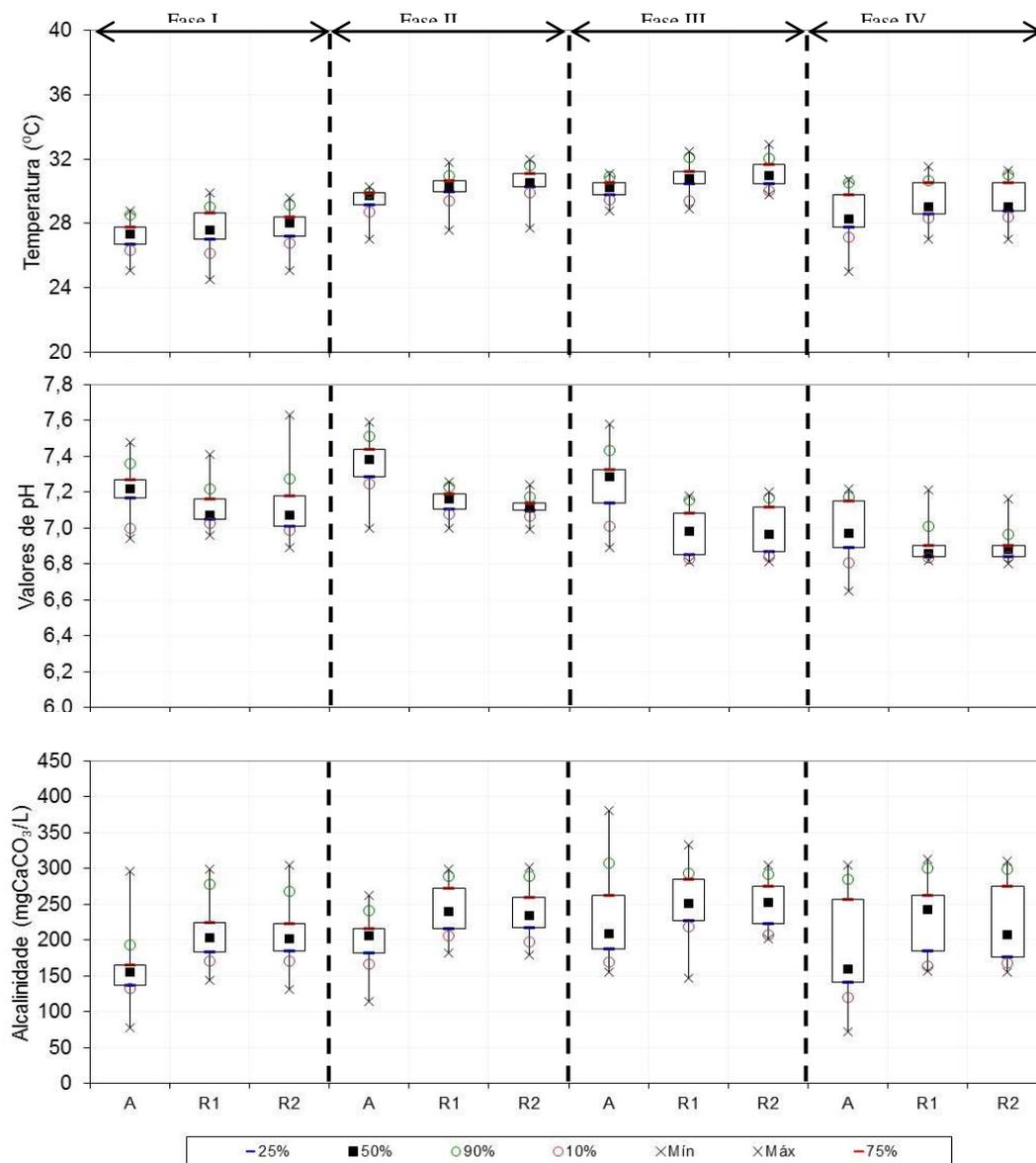


Figura 5. 3 Valores médios de Temperatura, pH e Alcalinidade parcial, em que, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido



A temperatura do esgoto acompanhou a variação da temperatura do ar (dado não mostrado), mas com amplitudes pequenas ao longo de todo o período experimental. A partida dos reatores (fase I) ocorreu no dia 27 de junho, início do inverno do hemisfério sul, quando as temperaturas são mais baixas em Recife. A temperatura média ficou em torno de 27,5 °C para ambos os reatores, com a mínima de 24,5 °C e a máxima próxima dos 30 °C. Nas fases seguintes (Fase II: de 10 de outubro a 30 de dezembro e na Fase III (31 de dezembro a 4 de abril) as temperaturas foram um pouco mais elevadas, com

temperatura média acima de 30 °C, com a mínima de 27 °C e a máxima próxima dos 33 °C, pois este período de operação correspondeu a estação seca na região. Já na Fase IV, (5 de abril a 18 de junho) a temperatura decresceu 1°C, ficando ligeiramente abaixo as da fase anterior, com temperatura média próxima de 30 °C, com a mínima de 27 °C e a máxima em torno de 32 °C. Os resultados da fase I foi muito parecido com os da fase IV pois corresponde a estação de chuva. Em todas as Fases operacionais a temperatura sempre ficou dentro do intervalo de atividade das bactérias mesófilas se mostrando adequada para a aplicação de processos anaeróbios, que tem o seu desempenho ótimo em torno de 35 °C.

Os valores de pH durante as fases operacionais apresentaram na faixa da neutralidade, tanto do afluente assim como dos efluentes dos reatores e atende a Resolução 430/11, que preconiza valores entre 5 e 9. Os valores observados favorecem o crescimento de bactérias produtoras de metano, em que o pH considerado ótimo situa-se na faixa de 6,7 a 7,4. Não houve variações bruscas nos valores de pH, o que revelava a capacidade de tamponamento em cada um dos reatores.

A relação entre a alcalinidade intermediária (AI) e alcalinidade parcial (AP), manteve-se igual a 0,3 durante todas as fases em que o sistema esteve em observação, logo pode-se afirmar que havia um equilíbrio entre a alcalinidade fornecida e alcalinidade consumida. Como esperado, foi produzida alcalinidade nos reatores anaeróbios, devido à formação de sais de ácidos voláteis.

5.3 N-Amoniacal, NTK, Fósforo e Sulfato.

Os resultados de nitrogênio amoniacal, NTK, fósforo e sulfato, ficaram dentro da faixa considerada adequada para efluentes tratados anaerobiamente. A tabela 5.4 apresenta os valores médios destes parâmetros. Ressaltar que eles não atenderam as exigências para emissão de efluentes de acordo com CONAMA N° 430. No entanto, estes valores encontram-se dentro dos valores citados na literatura, como resultado de efluentes de tratamento anaeróbico. A Figura 5.4 ilustra as médias das Concentrações de NTK e nitrogênio amoniacal em função do tempo de detenção hidráulica. Nota-se que a medida que o TDH diminui ocorre um discreto aumento da amônia em ambos reatores. Já para o fósforo, Figura 5.5 a concentração foi ligeiramente aumentada durante as fases experimentais, com a redução do TDH.

Tabela 5. 4 Valores médios de N-Amoniacal, NTK, Fósforo, Sulfato

	Afluente		R1		R2	
N-Amoniacal (mg/L)						
	Média	cv	Média	cv	Média	cv
Fase I	28 ± 6	21	32 ± 8	25	33 ± 7	21
Fase II	31 ± 6	19	31 ± 4	13	31 ± 4	11
Fase III	40 ± 15	32	36 ± 11	29	34 ± 9	27
Fase IV	37 ± 13	35	38 ± 8	22	38 ± 9	24
NTK (mg/L)						
Fase I	38 ± 6	14	41 ± 10	24	40 ± 11	27
Fase II	50 ± 11	23	44 ± 10	23	42 ± 7	18
Fase III	59 ± 17	29	44 ± 11	26	41 ± 10	24
Fase IV	52 ± 19	36	44 ± 9	21	45 ± 11	24
Fósforo (mg/L)						
Fase I	4 ± 0,6	16	4 ± 0,6	14	4 ± 0,6	15
Fase II	6 ± 1,3	22	5 ± 0,5	10	5 ± 0,6	13
Fase III	6 ± 2,1	37	4 ± 0,6	15	4 ± 0,5	12
Fase IV	6 ± 0,7	11	5 ± 1,0	22	5 ± 1,1	25
Sulfato (mg/L)						
Fase I	nd	-	nd	-	nd	-
Fase II	33 ± 12	37	12 ± 7	64	31 ± 8	67
Fase III	28 ± 7	24	15 ± 5	35	19 ± 8	40
Fase IV	26 ± 8	30	10 ± 6	63	11 ± 8	70

cv: coeficiente de variância em percentagem (%)

nd: não determinado

Figura 5. 4 Concentrações de NTK e nitrogênio amoniacal medias em função do tempo de detenção hidráulica

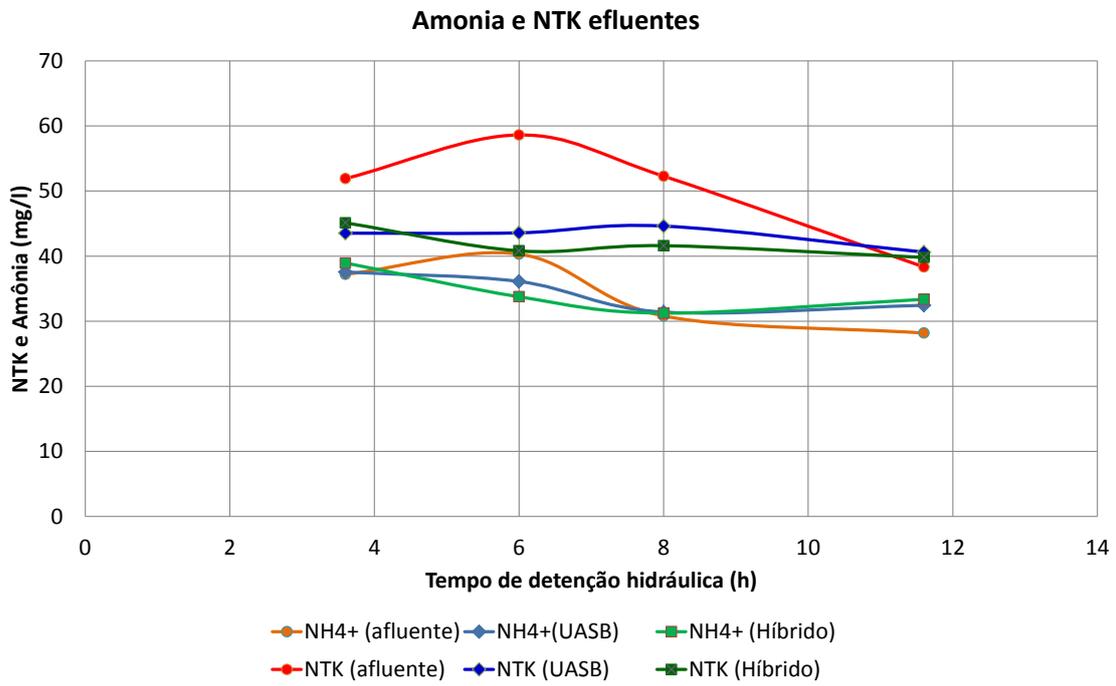
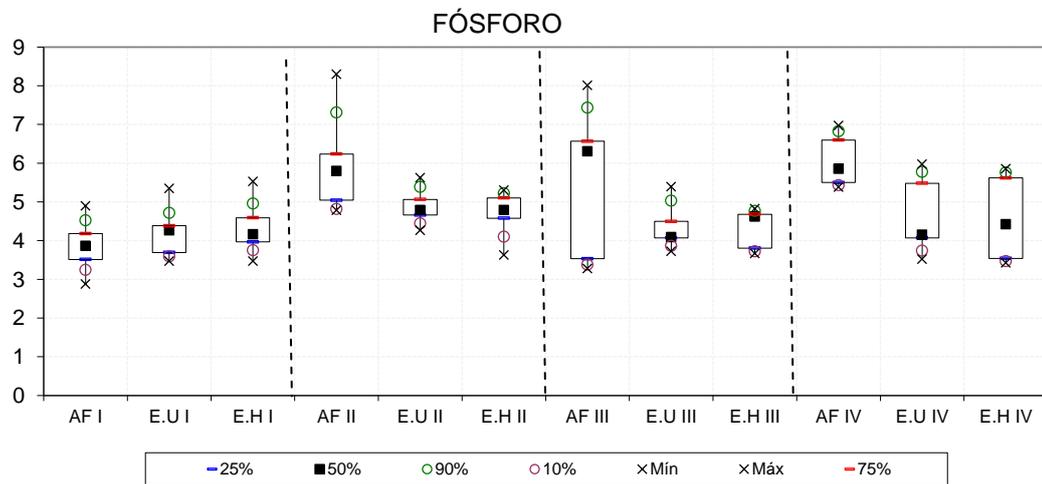


Figura 5. 5 Concentrações de fósforo nas fases experimentais



5.4 DBO_{5,20°C}, DQO.

Os valores médios referentes a DBO, nas diferentes etapas do processo estão em Tabela 5.5. Nela podemos identificar que apenas a fase IV excedeu 120 mg O₂/L exigidos pelo CONAMA N° 430, entretanto o reator R1 (UASB) teve melhor eficiência em relação ao reator R2 (híbrido), exceto na fase I. Figura 5.6 ilustra o valor percentual das eficiências de remoção da DBO_{5, 20°C} de ambos reatores, e a Figura 5.7 apresenta as concentrações de DBO em função do tempo de detenção hidráulica.

Tabela 5. 5 Valores médios de DBO_{5, 20°C}

	Afluente		R1		R2	
	DBO _{Bruta} (mgO ₂ /L)					
	Média	cv	Média	cv	Média	cv
Fase I	255 ± 154	60	71 ± 24	34	60 ± 19	31
Fase II	265 ± 71	27	80 ± 27	34	88 ± 41	46
Fase III	278 ± 67	24	86 ± 38	44	110 ± 45	41
Fase IV	349 ± 182	52	122 ± 69	57	137 ± 53	39
	DBO _{Filtrada} (mgO ₂ /L)					
Fase I	-	-	47 ± 17	36	47 ± 16	33
Fase II	-	-	76 ± 21	28	69 ± 24	35
Fase III	-	-	70 ± 22	31	76 ± 18	24
Fase IV	-	-	67 ± 29	42	83 ± 10	12

cv: coeficiente de variância em percentagem (%)

Figura 5. 6 Valores médios da Eficiência de DBO₅, 20°C (em que, reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido)

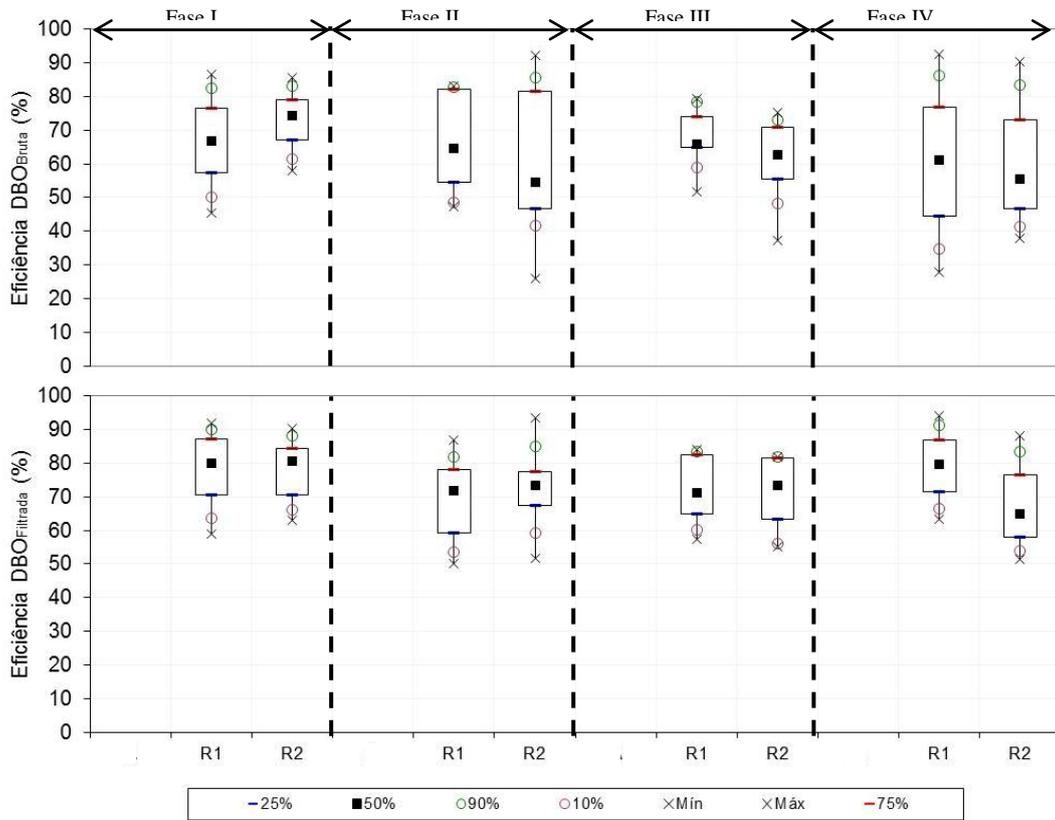
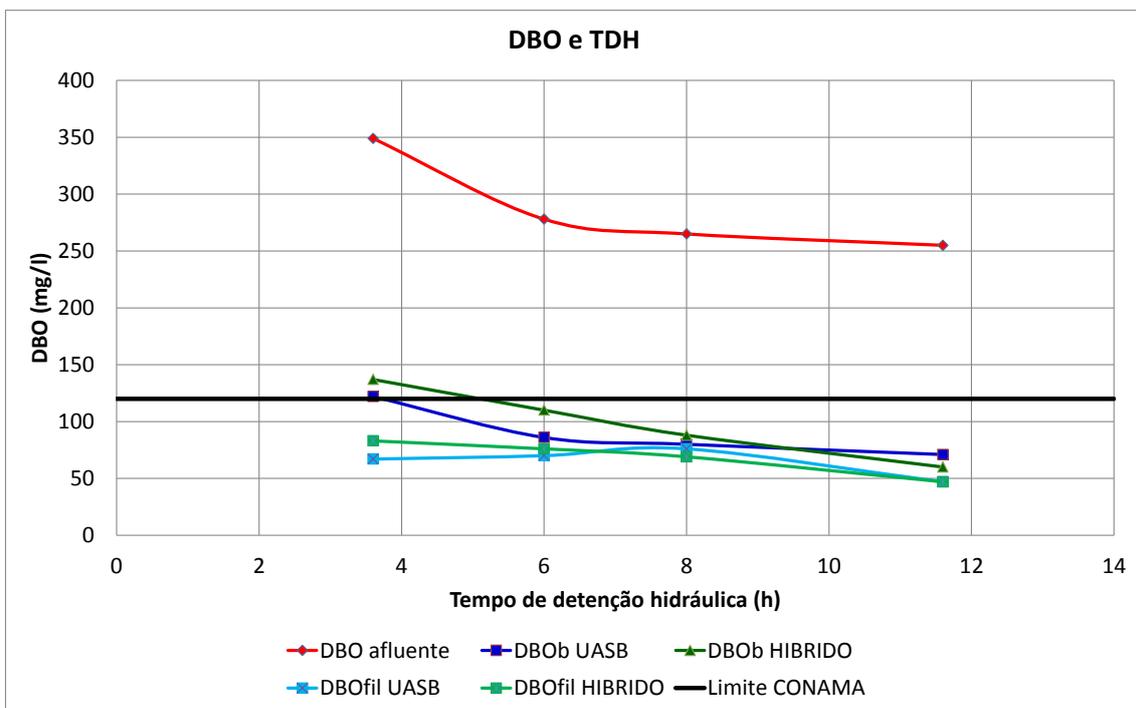


Figura 5. 7 Concentrações de DBO médias em função do tempo de detenção hidráulica



Estudos de vários dados demonstram que geralmente a DQO de efluente de esgoto domésticos tratados anaerobiamente varia entre 100 e 200 mgO₂/L. Na Tabela 5.6 os valores médios de DQO obtidos nas fases monitoradas, para DQO_{Bruta} encontra-se dentro deste intervalo. Esperava-se que com a mudança de TDH a eficiência de remoção fosse diminuindo, porém não foram observado os decréscimos e sim proximidade em ambos reatores. Lew et al., 2004, ao fazerem o estudo comparativo entre um reator UASB clássico e um Híbrido (UASB + Filtro Anaeróbio), para avaliar o efeito da temperatura e variação hidráulica, chegaram a mesma conclusão para temperatura de 20-28 °C a eficiência foi acima de 72%. A Figura 5.8 ilustra a variação da DQO afluente aos reatores, enquanto as Figuras 5.9 e 5.10 mostram a evolução da DQO efluentes dos reatores. Já as Figuras 5.11 e 5.12 apresentam a eficiências de remoção da DQO bruta e filtrada, respectivamente. A Figura 5.13 mostra a eficiência de DQO_{bruta/bruta} e DQO_{bruta/filtrada}, dos reatores R1 e R2 nas fases monitoradas e a Figura 5.14 o efeito da variação do tempo de detenção hidráulica função da concentrações da DQO efluente. Parte dessa DQO efluente é revelada pelas concentrações de AGV, que é ilustrada na Figura 5.15 em função do tempo de detenção hidráulica.

Tabela 5. 6 Valores médios de DQO

	Afluente		R1		R2	
	Média	cv	Média	cv	Média	cv
DQO _{Bruta} (mgO ₂ /L)						
Fase I	352 ± 112	32	131 ± 33	25	128 ± 35	27
Fase II	386 ± 94	24	120 ± 23	19	125 ± 27	21
Fase III	310 ± 72	23	94 ± 14	15	108 ± 18	17
Fase IV	327 ± 132	40	120 ± 34	29	113 ± 30	
DQO _{Filtrada} (mgO ₂ /L)						
Fase I	-	-	82 ± 14	17	78 ± 19	24
Fase II	-	-	92 ± 12	13	95 ± 19	19
Fase III	-	-	75 ± 9	11	86 ± 13	15
Fase IV	-	-	79 ± 16	20	76 ± 17	22

cv: coeficiente de variância em percentagem (%)

Figura 5.8 Evolução da DQO afluente aos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido

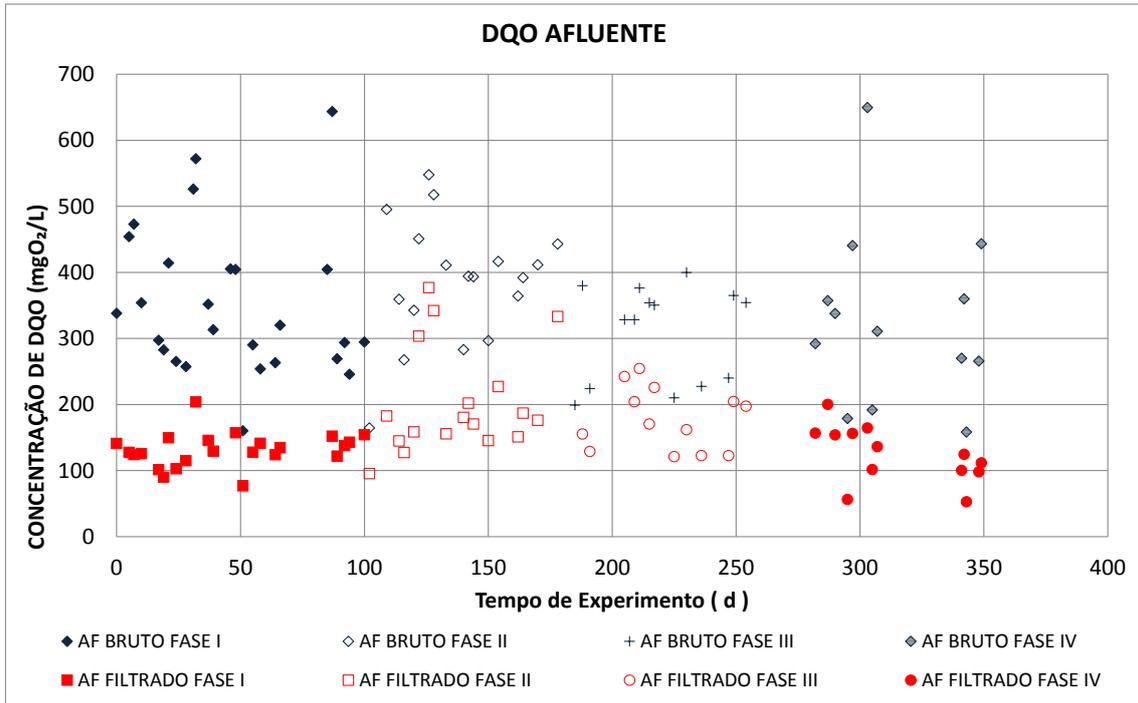


Figura 5.9 Evolução da DQO efluente do reator UASB

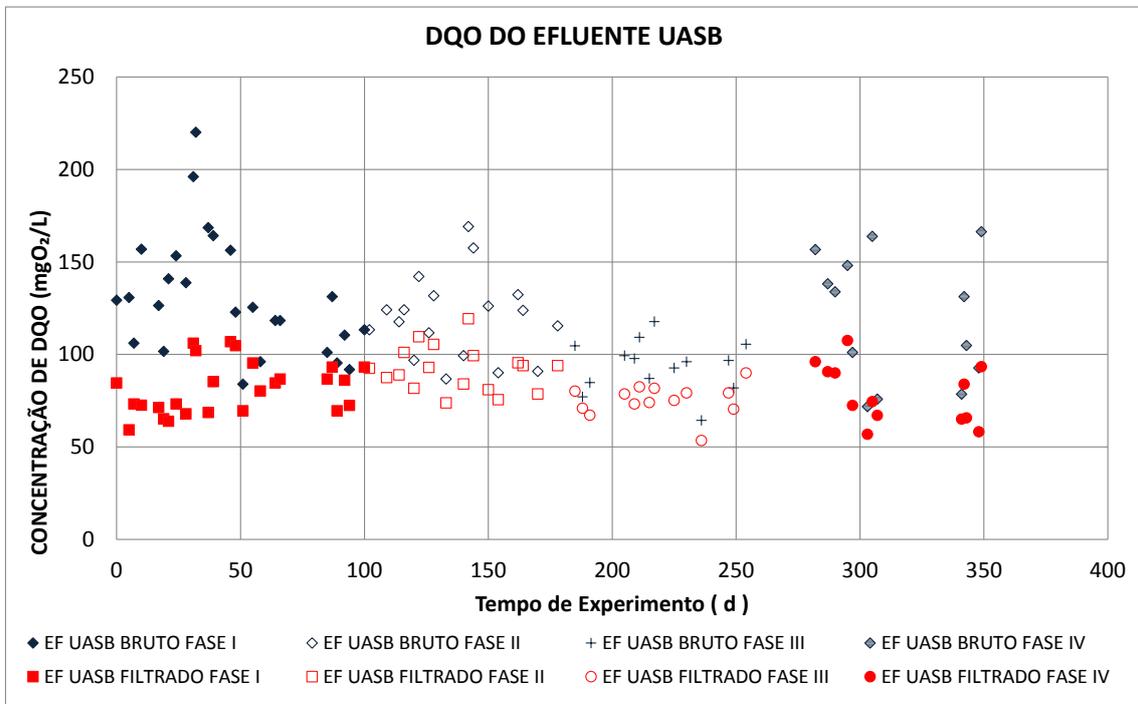


Figura 5. 10 Evolução da DQO efluente do reator Híbrido

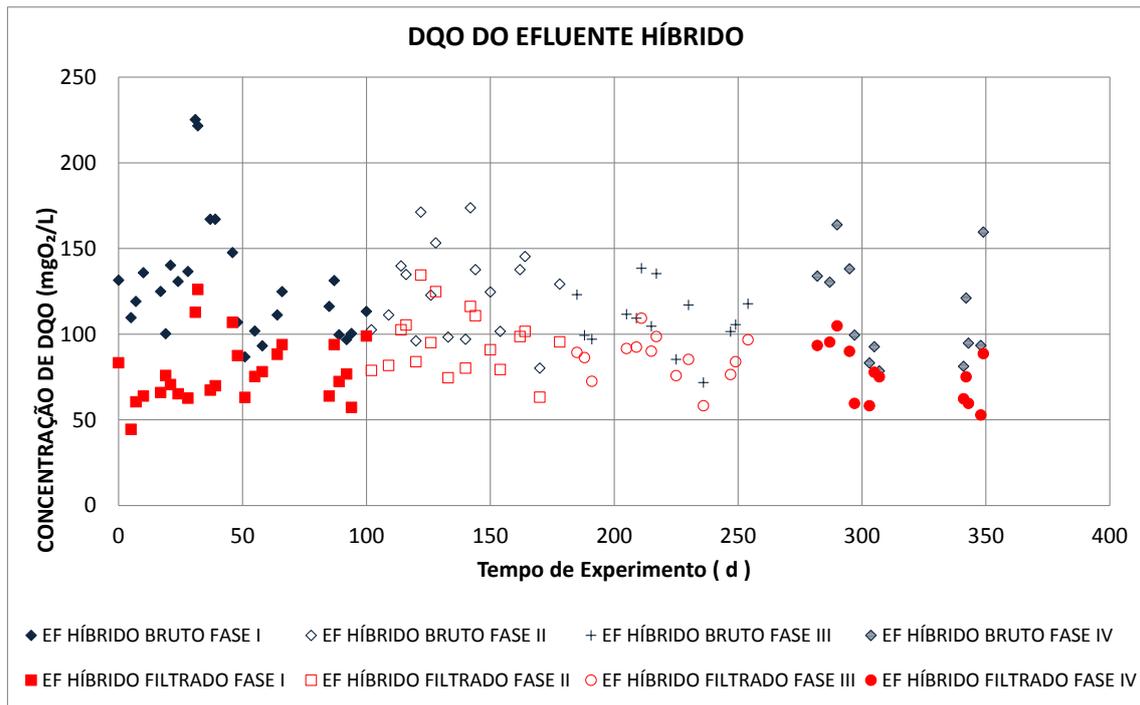


Figura 5. 11 Evolução da eficiência de remoção de DQObruta dos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido

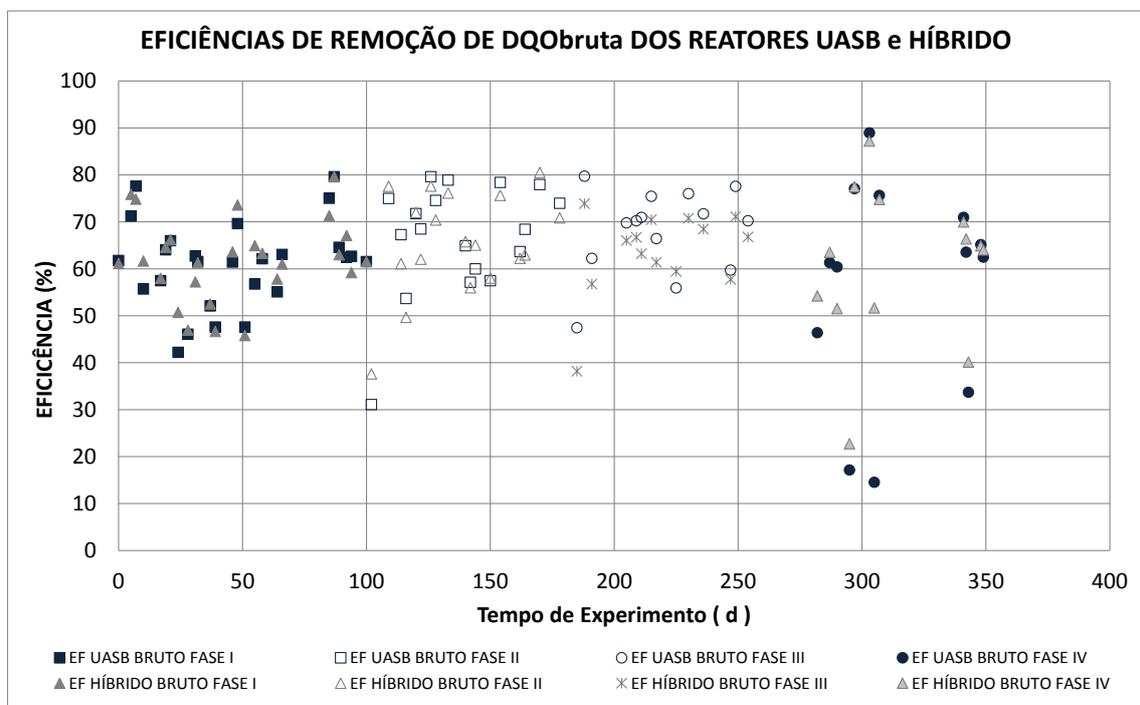


Figura 5. 12 Evolução da eficiência de remoção de DQOfiltrada dos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido

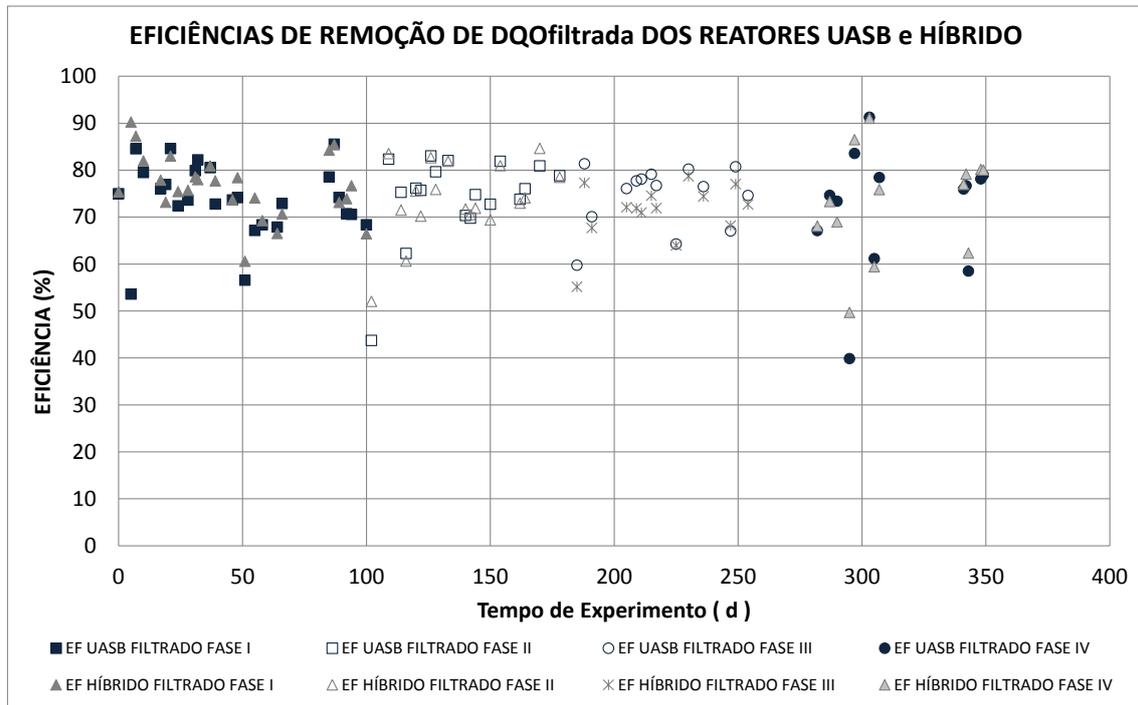


Figura 5. 13 Valores médios da Eficiência de DQO em que, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido

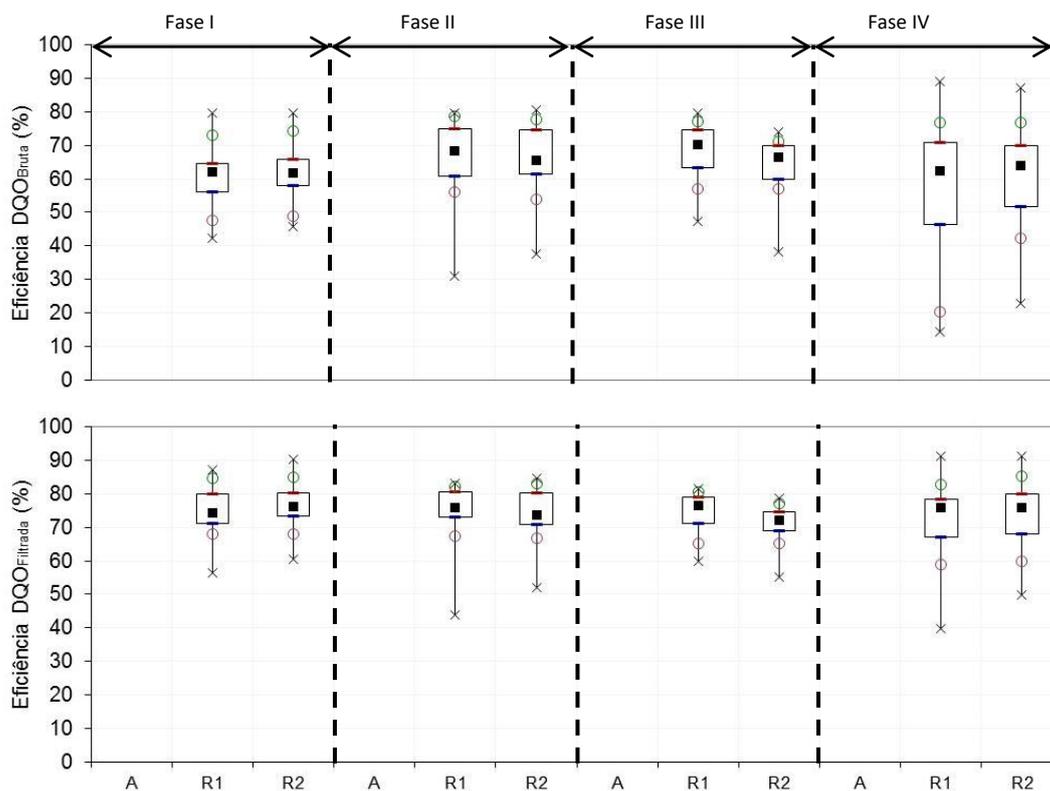


Figura 5. 14 Concentrações de DQO médias em função do tempo de detenção hidráulica

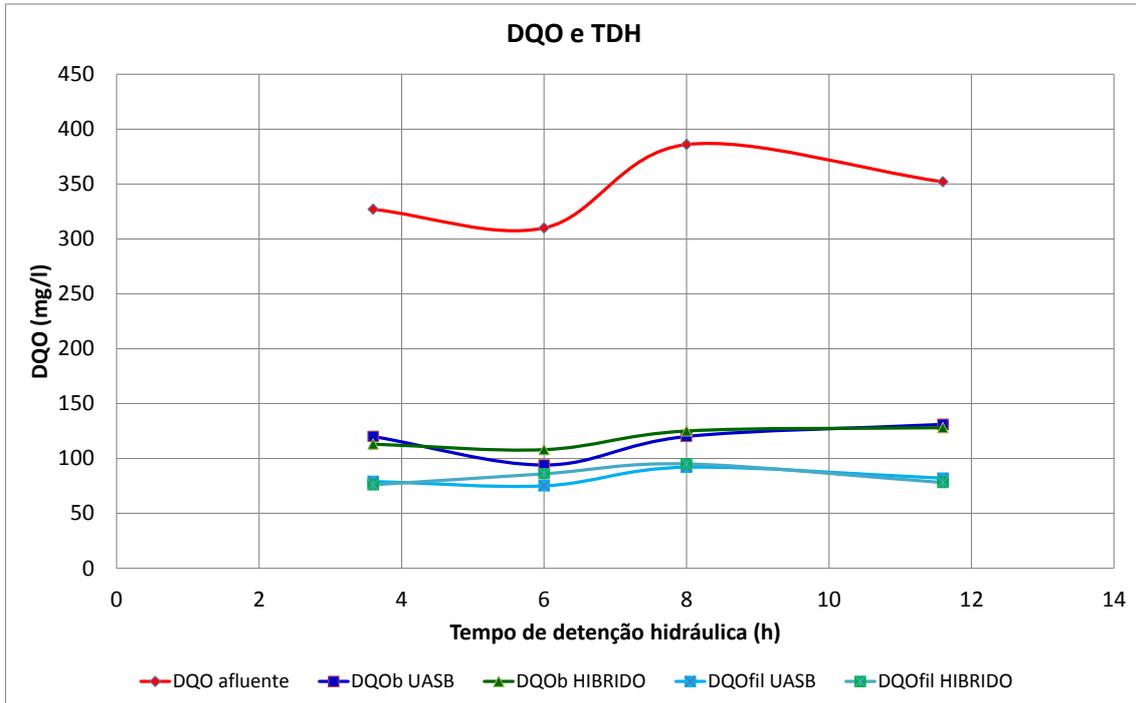
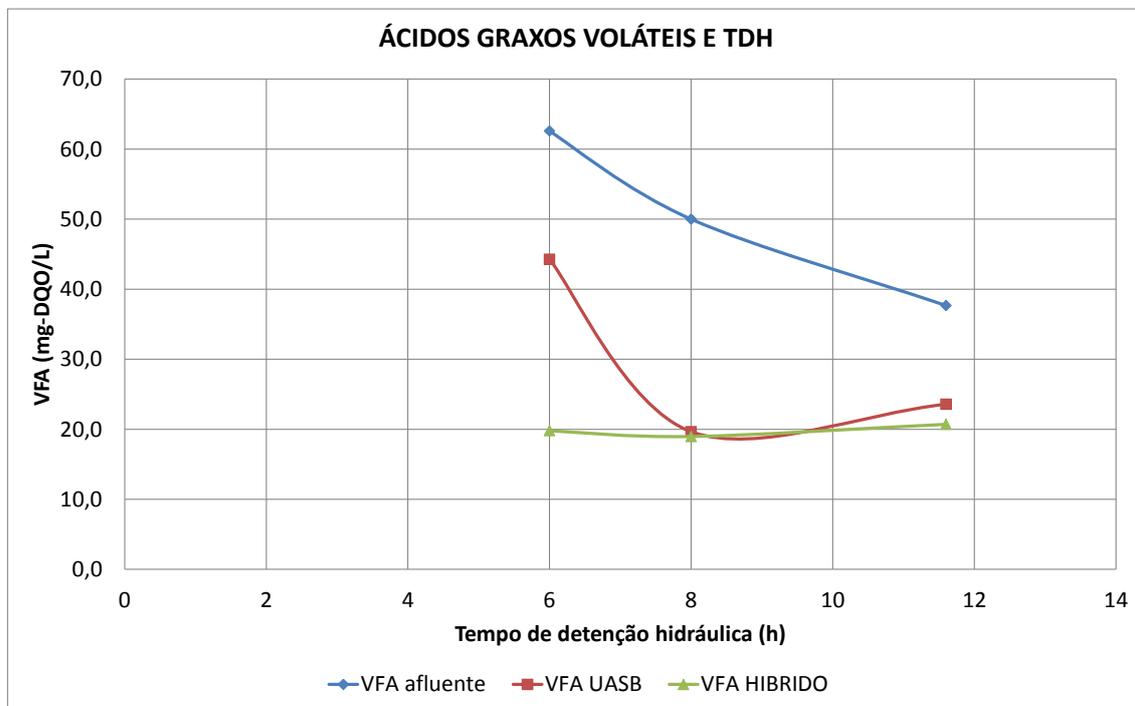


Figura 5. 15 Concentrações de AGV em função do tempo de detenção hidráulica



5.5 Sólidos totais e Sólidos suspensos voláteis.

Num reator com lodo floculante, a acumulação de sólidos em suspensão, devido a um aumento da altura da manta de lodo, causa um aumento destes sólidos no efluente. Estudos apontam que quantidade de sólidos suspensos totais em efluentes anaeróbios corresponde ao intervalo de 50 a 100 mg/L. As Figura 5.16 e 5.17 apresentam a variação da eficiência de remoção de sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis dos reatores, respectivamente. A Figura 5.18 mostra as concentrações de Sólidos (ST, SST, SSV) em função do tempo de detenção hidráulica. A Tabela.5.7 apresenta os valores médios de sólidos totais, sólidos suspensos e sólidos suspensos voláteis. Observa-se que os sólidos suspensos foram inferiores a 30 mg/L, com exceção da fase I, que correspondeu ao início do processo e adaptação do sistema.

Figura 5. 16 Evolução da eficiência de remoção de sólidos suspensos totais dos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido

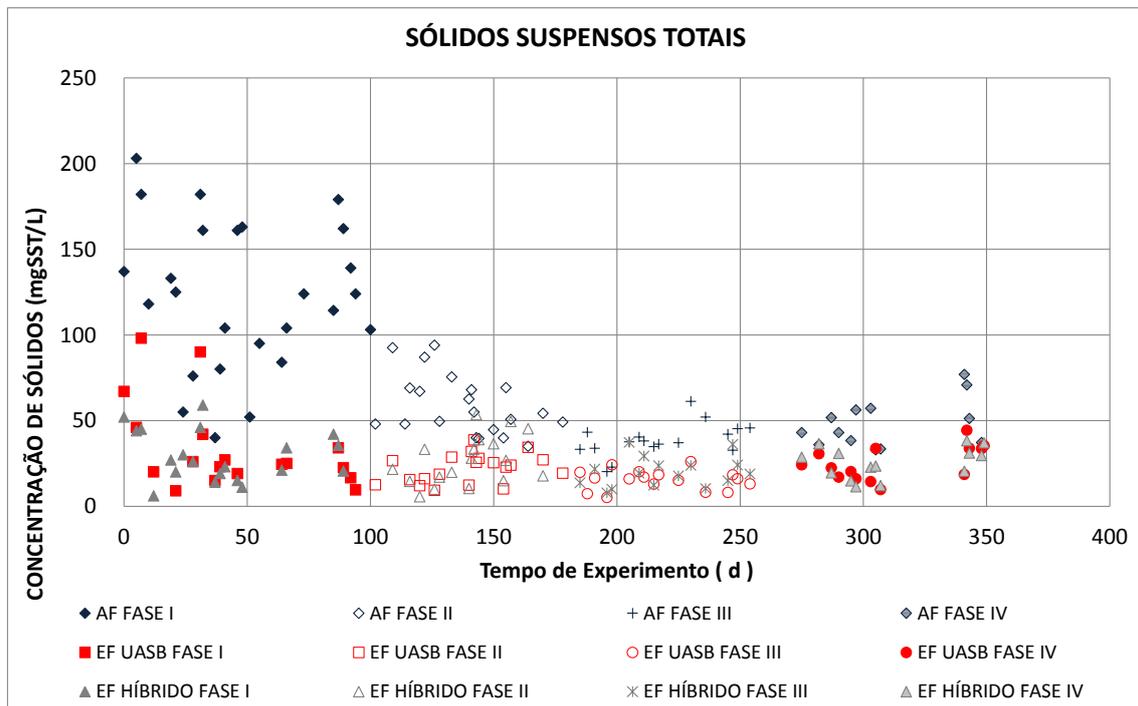


Figura 5. 17 Evolução da eficiência de remoção de sólidos suspensos voláteis dos reatores, A: Afluente dos reatores; R1: Efluente do UASB; R2: Efluente do Híbrido

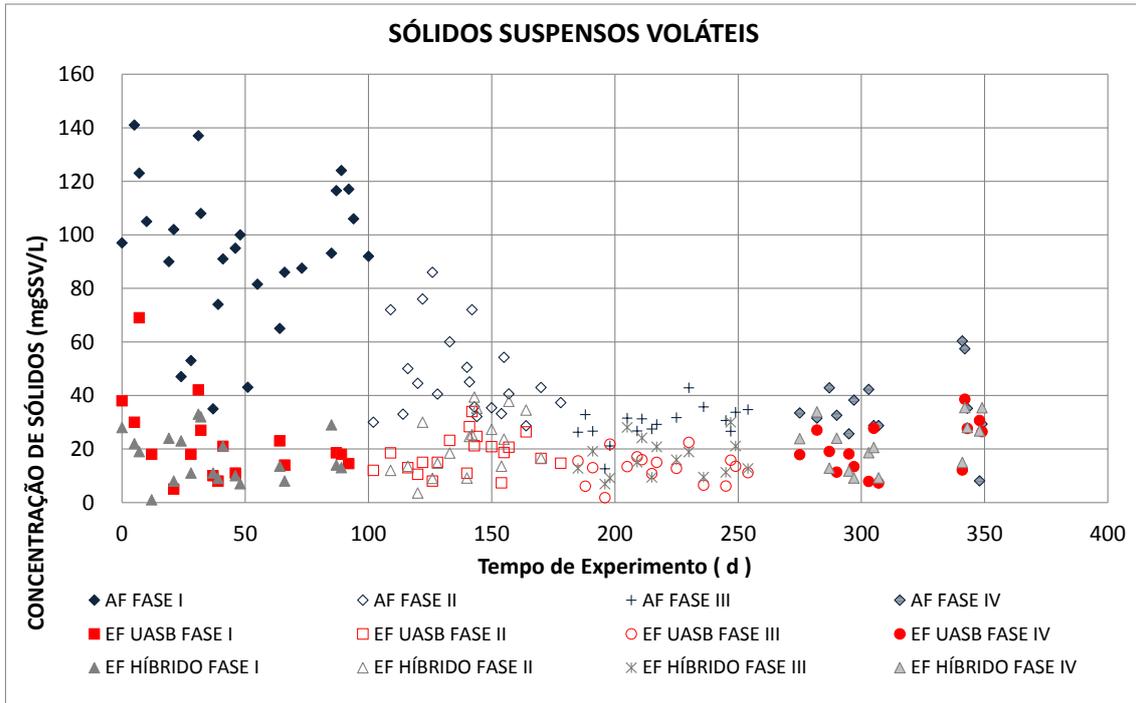


Figura 5. 18 Concentrações de Sólidos (ST, SST, SSV) médias em função do tempo de detenção hidráulica

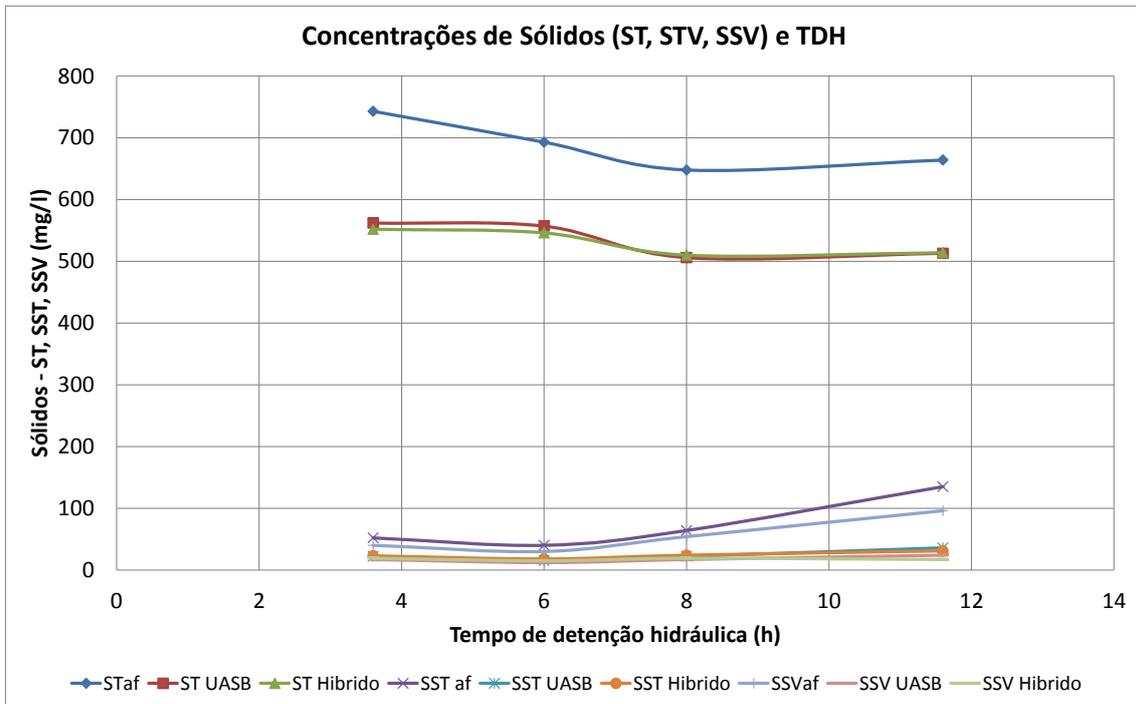


Tabela 5. 7 Valores médios de Sólidos Totais e Sólidos suspensos voláteis

	Afluente		R1		R2	
Sólidos Totais (mg ST/L)						
	Média	cv	Média	cv	Média	cv
Fase I	664 ± 139	21	513 ± 60	12	514 ± 75	15
Fase II	648 ± 72	11	506 ± 55	11	510 ± 54	11
Fase III	693 ± 166	24	557 ± 64	12	546 ± 95	17
Fase IV	743 ± 248	33	562 ± 97	17	552 ± 112	20
Sólidos Suspensos (mg SS/L)						
Fase I	135 ± 50	37	36 ± 25	70 (72)	31 ± 15	49 (75)
Fase II	64 ± 17	27	22 ± 9	40 (66)	24 ± 12	52 (66)
Fase III	40 ± 10	29	15 ± 6	38 (62)	18 ± 6	34 (53)
Fase IV	52 ± 14	26	22 ± 10	46 (57)	23 ± 9	39 (55)
Sólidos Suspensos Voláteis (mg SSV/L)						
Fase I	96 ± 31	33	24 ± 17	70 (74)	17 ± 8	45 (81)
Fase II	54 ± 16	30	17 ± 7	43 (69)	19 ± 9	50 (69)
Fase III	30 ± 7	23	12 ± 5	43 (62)	15 ± 5	35 (57)
Fase IV	40 ± 11	29	17 ± 10	55 (55)	19 ± 9	47 (51)

cv: coeficiente de variância (%)

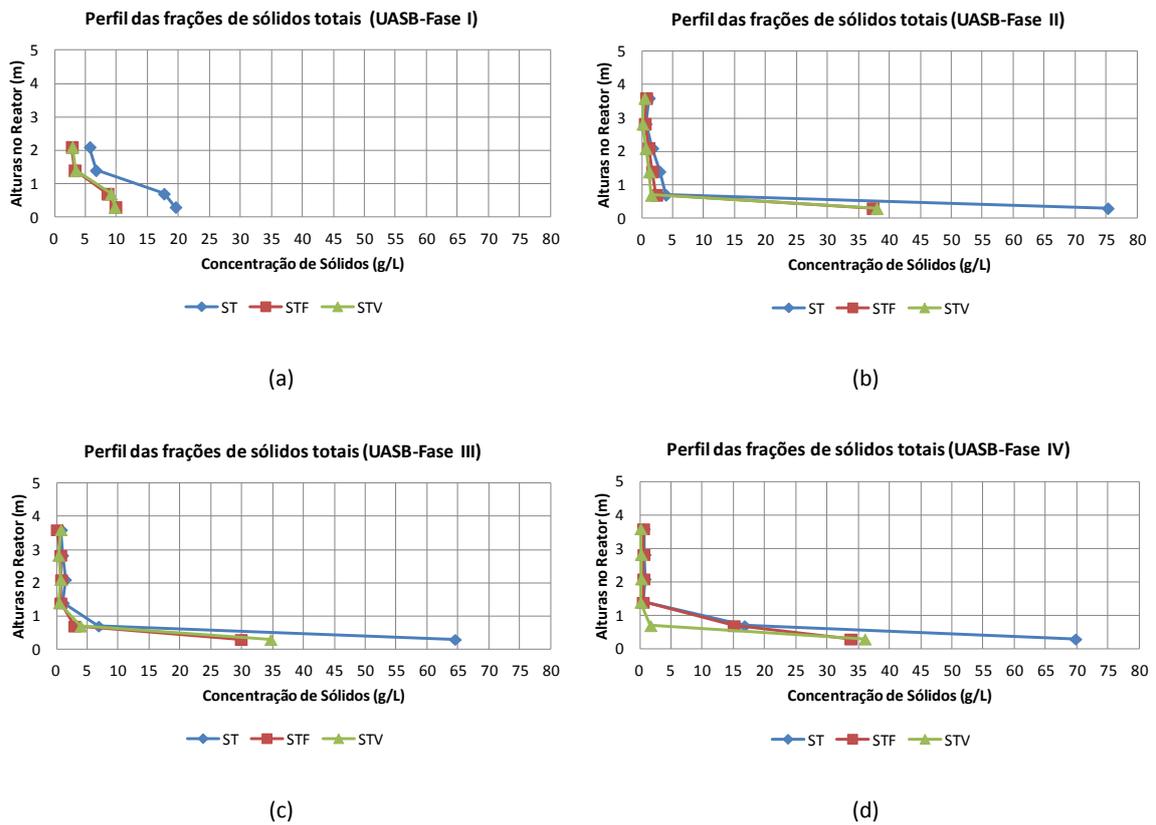
valore entre parentes eficiência de remoção (%)

5.6 Perfil espacial das frações de sólidos totais no reator R1 (UASB) e R2 (HÍBRIDO) Fases I, II III e IV

Em relação ao perfil espacial das parcelas de sólidos totais ao final de cada fase do experimento, a Figura 5.19 apresenta o perfil observado no reator UASB. Pela análise da Figura 5.19, para todas as fases, de forma geral, foi observado um maior acúmulo de sólidos totais no primeiro metro de altura. No entanto, a partir da Fase II, a concentração de sólidos aumentou consideravelmente nesta altura do reator, de 20 g/L para 75 g/L, devido a uma maior produção de biomassa. A partir da Fase II, não foi observado uma mudança acentuada no perfil do lodo, continuando o ponto mais basal

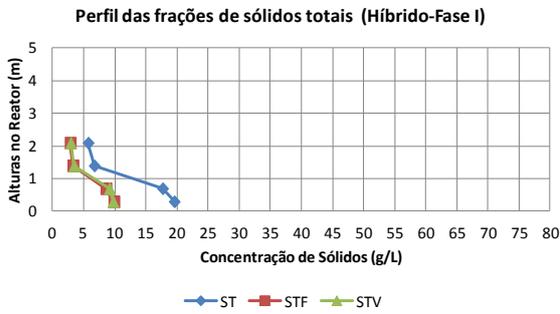
do reator com maiores concentrações e redução desta concentração nas alturas posteriores.

Figura 5. 19 Perfil espacial das frações de sólidos totais em cada uma das fases do reator UASB: a) Fase I; b) Fase II; c) Fase III; d) Fase IV

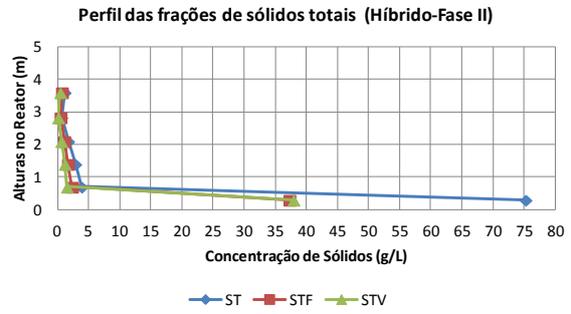


A Figura 5.20 apresenta o perfil espacial de concentração de sólidos no reator híbrido. Da mesma forma que no reator UASB, no reator Híbrido, foi observada elevada concentração de sólidos nos primeiro 1 m de altura do reator (da base para o topo). A partir da Fase II, foi observado um aumento acentuado da concentração de sólido no reator na porção mais basal (de 20 para 75 g/L). Portanto, para os dois reatores, a grande quantidade de sólidos totais, em todas as fases, não ultrapassou o ponto de coleta 3 (altura média de 1 metro).

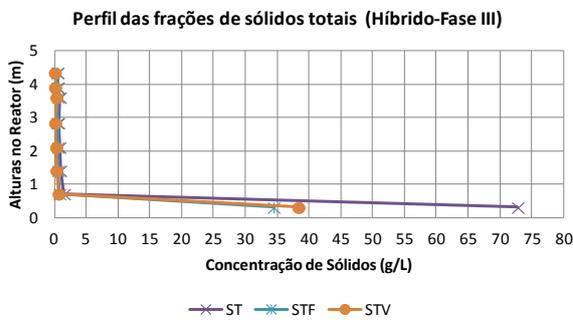
Figura 5. 20 Perfil espacial das frações de sólidos totais em cada uma das fases do reator híbrido: a) Fase I; b) Fase II; c) Fase III; d) Fase IV



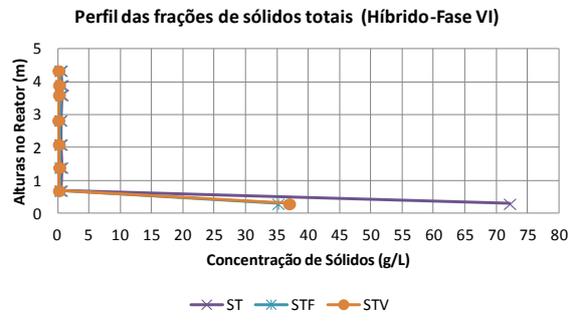
(a)



(b)



(c)



(d)

6. CONCLUSÕES

Os resultados do presente trabalho permite concluir:

- Que com a diminuição do TDH, ambos os reatores apresentaram um ponto de inflexão quando o TDH era igual a 6 horas.
- O TDH igual a 4h revelou não ser o benéfico, deteriorando a qualidade do efluente dos reatores. Demonstrando que, elevada velocidade ascensional diminui a eficiência de remoção
- Em ambos reatores, os sólidos totais, em todas as fases, estão concentrados na parte inferior dos reatores (altura abaixo de 1,5m).
- Os reatores UASB e Híbrido apresentaram um bom despenho, de remoção para alguns parâmetros como DQO, DBO, e SS, enquanto para outros, como esperado, não houve remoção como fósforo, nitrogênio. Os valores de eficiência de remoção de DQObruta/bruta para ambos os dispositivos variou entre 60 % e 75 % e a DQObruta/filtrada de 70 % a 80 %. Os sólidos suspensos efluentes forma baixos e em média foi de 30 mg/l

7. REFERÊNCIAS

A. TAWFIKA, A.; SOBHEY, M.; BADAWY, M. **Treatment of a combined dairy and domestic wastewater in an up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor followed by activated sludge (AS system)**. Desalination. Elsevier. v. 227, pp. 167–177, 2008.

ABBASI, T.; ABBASI, S.A. **Formation and impact of granules in fostering clean energy production and wastewater treatment in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors**. Renewable and Sustainable Energy Reviews. Elsevier. India. v. 16, pp.1696–1708, 2012.

ABBASI, T.; TAUSEEF, S.M.; ABBASI, S.A. **Anaerobic digestion for global warming control and energy generation: An overview**. Renewable and Sustainable Energy Reviews. Elsevier. India. v. 16, pp. 3228– 3242. 2012.

AGRAWAL, L. K.; HARADA, H.; OKUI, H. **Treatment of dilute wastewater in a UASB reactor at a moderate temperature: performance aspects**. Journal of Fermentation and Bioengineering. v. 83, n. 2, pp. 179–184. 1997.

Aiyuk, S. et al. **Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates: A review**. Bioresource Technology. v. 97, pp. 2225–2241, 2006.

AIYUK, S. et al. **Removal of carbon and nutrients from domestic wastewater using a low investment, integrated treatment concept**. Water Research. Elsevier. v. 38, pp. 3031–3042, 2004.

APHA-AWWA-WEF. **Standard methods for examination of water and wastewater**. 19 ed. Washington: DC, 2000

BANDARA, W.M.K.R.T.W. et al. **Removal of residual dissolved methane gas in an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating low-strength wastewater at low temperature with degassing membrane**. Water Research. Elsevier. v. 45, pp. 3533–3540, 2011.

BHUNIA, P.; GHANGREKAR, M.M. **Influence of biogas-induced mixing on granulation in UASB reactors**. Biochemical Engineering Journal. Elsevier. v. 41, pp. 136–141, 2008.

BORJA, R.; BANKS, C. J. **Response of an anaerobic fluidized bed reactor treating ice-cream wastewater to organic, hydraulic, temperature and pH shocks**. Journal of Biotechnology. Elsevier. v. 39, pp. 251–259, 1995.

CAVALCANTI, M. P., **Tratamento de Esgoto Doméstico em Reator Híbrido de Fibra de Vidro Tipo UASB e Filtro Anaeróbio para Comunidades de Pequeno Porte**. Recife: UFPE, 98 p. Dissertação (Mestrado). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil Universidade Federal de Pernambuco., 2005

CHERNICHARO, C. A. L. **Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater**. Reviews in Environmental Science and Bio/Technology. v. 5, pp. 73–92, 2006.

CHERNICHARO, C.A.L., van HAANDEL, A., AISSE, M.M.; CAVALACANTI, P.F.F. **Reatores anaeróbios de manta de lodo**. In: CAMPOS, J.R. (Coord). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Projeto PROSAB, Rio de Janeiro: FINEP, pp. 155-198, 1999.

CHONG, S. et al. **The performance enhancements of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors for domestic sludge treatment: A State-of-the-art review**. Water Research XXX. Elsevier. v.1, pp. 1–37, 2012.

COMPESA. **Sistemas de tratamento de esgotos**. 2010. Disponível em: <<http://www.compesa.com.br/index.php?option=content&task=view&id=320&Itemid=31>>. Acesso em 15 jun 2013.

CONAMA, Ministério do Meio Ambiente. **Resolução n° 430** de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução n° 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente. **Diário oficial da República Federativa do Brasil**, Poder executivo. Brasília 2011.

DAELMAN, M. R. J. et al. **Methane emission during municipal wastewater treatment.** Water Research. Elsevier. v. 46, pp. 3657–3670, 2012.

ELISAL, Governo Provincial de Luanda, **Revisão do Plano Director de Saneamento de Luanda, Relatório Final,** SOGREAH COBA, 2007

ELMITWALLI, T. A. et al. **The role of filter media in removing suspended and colloidal particles in an anaerobic reactor treating domestic sewage.** Bioresource Technology. Elsevier. v. 72, pp. 235–242, 2000.

ELMITWALLI, T. A. et al. **Treatment of domestic sewage in a two-step anaerobic filter/anaerobic hybrid system at low temperature.** Water Research. Elsevier. v. 36, pp. 2225–2232, 2002.

FANG, H. H. P.; CHUI, H. K. **Maximum COD loading capacity in UASB reactors at 37°C.** J. Environ. Eng. v.119, pp. 103–119, 1993.

FLORENCIO, L.; FIELD, J. A.; LETTINGA, G. **Substrate competition between methanogens and acetogens during the degradation of methanol in UASB reactors.** War. Res. v. 29, n. 3, pp. 915-922, 1995.

FORESTI, E., **Fundamentos do Processo de Digestão Anaeróbica,** 1994

Foresti, E.; Zaiat, M.; Vallero, M. **Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges.** Review in Environmental Science and Bio/Technology, v.5, p.3-19, 2006.

FRANCESE, A. **High upflow velocity and organic loading rate improve granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactors.** World Journal of Microbiology & Biotechnology. v. 14, pp. 337–341, 1998.

GAO, D. et al. **Fate of organic carbon in UAFB treating raw sewage: Impact of moderate to low temperature.** Bioresource Technology. Elsevier. Harbin, China. v. 102, pp. 2248–2254, 2011.

GAO, D. et al. **Simultaneous methane production and wastewater reuse by a membrane-based process: Evaluation with raw domestic wastewater.** Journal of Hazardous Materials. Elsevier. v. 186, pp. 383–389, 2011.

GONZÁLEZ, J. S. et al. **Influence of organic volumetric loading rate, nutrient balance and alkalinity: COD ratio on the anaerobic sludge granulation of an UASB reactor treating sugar cane molasses.** International Biodeterioration & Biodegradation. Elsevier. v. 41, pp. 127–131, 1998.

HALALSHEH, M. et al. **Effect of SRT and temperature on biological conversions and the related scum-forming potential.** Water Research. Elsevier. v. 39, pp. 2475–2482, 2005.

HALALSHEH, M. **Treatment of strong domestic sewage in a 96 m³ UASB reactor operated at ambient temperatures: two-stage versus single-stage reactor.** Bioresource Technology. Elsevier. v. 96, pp. 577–585, 2005.

HONG, S. et al. **Influence of hydraulic retention time on the nature of foulant organics in a high rate membrane bioreactor.** Desalination. Elsevier. v. 287, pp. 116–122, 2012.

HULSHOFF POL, L.W.; CASTRO LOPES, S.I.; LETTINGA, G.; LENS, P.N.L. **Anaerobic sludge granulation.** Water Research, v.38, p.1376-1389, 2004.

JUNG, K. et al. **Two-stage UASB reactor converting coffee drink manufacturing wastewater to hydrogen and methane.** International Journal of Hydrogen Energy. v. 37, 7473–7481, 2012.

KALOGO, Y.; VERSTRAETE, W. **Development of anaerobic sludge bed (ASB) reactor technologies for domestic wastewater treatment: motives and perspectives.** World Journal of Microbiology & Biotechnology. Netherlands. v. 15, pp. 523–534, 1999.

KALYUZHNYI, S. V.; SAUCEDO, J. V.; MARTINEZ, J. R. **The Anaerobic Treatment of Soft Drink Wastewater in UASB and Hybrid Reactors.** Applied Biochemistry and Biotechnology. Humana Press Inc. v. 66, 11 p., 1997.

KASSAB, G. et al. **Sequential anaerobic–aerobic treatment for domestic wastewater: A review.** *Bioresource Technology*. Elsevier. v.101, pp. 3299–3310, 2010.

KATO, M. T. et al. **Treatment of low strength soluble wastewaters in UASB reactors.** *Journal of Fermentation and Bioengineering*. v.77, n. 6, pp. 679–686, 1994.

KHAN, A. A. et al. **Sustainable options of post treatment of UASB effluent treating sewage: A review.** *Resources, Conservation and Recycling*. Elsevier. n. 55, pp. 1232–1251, 2011.

KUJAWA-ROELEVELD, K., ZEEMAN, G. **Anaerobic treatment in decentralised and source-separation-based sanitation concepts.** *Review in Environmental Science and Bio/Technology*, v.5, p.115-139, 2006.

LANGENHOFF, A. A. M., INTRACHANDRA, N.; STUCKEY, D. C. **Treatment of dilute soluble and colloidal wastewater using an anaerobic baffled reactor: influence of hydraulic retention time.** *Wat. Res.* Elsevier. Great Britain. v. 34, n. 4, pp. 1307–1317, 2000.

LEITÃO, R. C. et al. **The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: A review.** *Bioresource Technology* . Elsevier. v. 97, pp. 1105–1118, 2006.

LETTINGA, G. **Towards feasible and sustainable environmental protection for all.** *Aquatic Ecosystem Health&Management*. Taylor and Francis Group. v. 11, pp. 116–124, 2008.

LEW, B. et al. **An integrated UASB-sludge digester system for raw domestic wastewater treatment in temperate climates.** *Bioresource Technology*. Israel. v. 10, p. 4921–4924, 2011.

LEW, B. et al. **UASB reactor for domestic wastewater treatment at low temperatures: A comparison between a classical UASB and hybrid UASB-filter reactor.** *Water Science and Technology*. Haifa, Israel. v. 49, n. 11–12, pp. 295–301. IWA Publishing, 2004.

LI, H. et al. **Nitrogen and carbon removal from Fenton-treated leachate by denitrification and biofiltration.** *Bioresource Technology*. Elsevier. v.101, pp. 7736–7743, 2010.

LIU, Y. et al. **Anaerobic granulation technology for wastewater treatment.** *World Journal of Microbiology & Biotechnology*. Netherlands. v. 18, pp. 99–113, 2002.

LIU, Y.; TAY, J. **State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment.** *Biotechnology Advances*. Elsevier. v. 22, pp. 533–563, 2004.

MAHMOUD, N. et al. **Solids removal in upflow anaerobic reactors, a review.** *Bioresource Technology*. Elsevier. v. 90, pp. 1–9, 2003.

MAHMOUD, N. **High strength sewage treatment in a UASB reactor and an integrated UASB-digester system.** *Bioresource Technology*. Elsevier. Palestine. v. 99, pp. 7531–7538, 2008.

MIRON, Y. et al. **The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems.** *Wat. Res.* Elsevier. Great Britain. v. 34, n. 5, pp. 1705–1713, 2000.

NASR, F. A.; DOMA, H. S.; NASSAR, H. F. **Treatment of domestic wastewater using an anaerobic baffled reactor followed by a duckweed pond for agricultural purposes.** *Environmentalist*. Springer. v. 29, pp. 270–279, 2009.

O'FLAHERTY, V.; COLLINS, G.; MAHONY, T. **The microbiology and biochemistry of anaerobic bioreactors with relevance to domestic sewage treatment.** *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*. v. 5, pp. 39–55, 2006.

PCR. **Situação do saneamento na cidade do Recife.** 2010. Disponível em: <http://www.recife.pe.gov.br/2008/06/16/mat_162708.php>. Acesso em 18 jun 2013.

REBAC, S. et al. **High-Rate Anaerobic Treatment of Wastewater under Psychrophilic Conditions.** Journal of Fermentation and Bioengineering. v. 80, n. 5, pp. 499-506, 1995.

SEGHEZZO, L. et al. **A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors.** Bioresource Technology. Buenos Aires, Argentina. v. 65, pp. 175-190, 1998.

SEGHEZZO, L. et al. **Two-step upflow anaerobic sludge bed system for sewage treatment under subtropical conditions with posttreatment in waste stabilization ponds.** Applied Biochemistry and Biotechnology. Humana Press Inc. v. 109, 14 p., 2003.

SENTHILKUMAR, M. et al. **Influence of hydraulic retention time in a two-phase upflow anaerobic sludge blanket reactor treating textile dyeing effluent using sago effluent as the co-substrate.** Environ Sci Pollut Res. v. 18, pp. 649–654, 2011.

SHIN, C.; BAE, J.; MCCARTY, P. L. **Lower operational limits to volatile fatty acid degradation with dilute wastewaters in an anaerobic fluidized bed reactor.** Bioresource Technology. Elsevier. v. 109, pp. 13–20, 2012.

SINGH, K. S. S.; VIRARAGHAVAN, T. **Start-Up and Operation of UASB Reactors at 20°C for Municipal Wastewater Treatment.** Journal of Fermentation and Bioengineering. Canada. v. 85, n. 6, pp. 609-614. 1998.

SINGH, K. S.; HARADA, H.; Viraraghavan, T. **Low-strength wastewater treatment by a UASB reactor.** Bioresource Technology. Elsevier. Great Britain. v. 55, pp. 187–194, 1996.

SINGH, R. P.; KUMAR, S.; OJHA, C.S.P. **Nutrient requirement for UASB process: a review.** Biochemical Engineering Journal. Elsevier. v. 3, pp. 35–54, 1999.

STANFORD, M.P.A. **Avaliação de reatores UASB e híbrido (UASB e filtro anaeróbio) para tratamento de esgoto sanitário de comunidades de pequeno e médio porte.** Recife: UFPE, 72 p. Dissertação (Mestrado). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil Universiclade Federal de Pernambuco., 2002.

TAKAHASHI, M. et al. **Evaluation of treatment characteristics and sludge properties in a UASB reactor treating municipal sewage at ambient temperature.** Int. J. Environ. Res., v. 5, pp. 821-826, 2011.

TAWFIK, A.; EL-GOHARY, F.; TEMMINK, H. **Treatment of domestic wastewater in an up-flow anaerobic sludge blanket reactor followed by moving bed biofilm reactor.** Bioprocess Biosyst Eng. Springer. v. 33, pp.267–276, 2010.

UEMURA, S.; HARADA, H. **Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions.** Bioresource Technology. Elsevier. v. 72, pp. 275–282, 2000.

WANG, J. et al. **Methane emissions from a full-scale A/A/O wastewater treatment plant.** Bioresource Technology. Elsevier. v. 102, 5479–5485, 2011.

ZHANG, Y. et al. **Rapid startup of a hybrid UASB-AFF reactor using bi-circulation.** Chemical Engineering Journal. Elsevier. v. 155, p. 266–271, 2009.