

República Federativa do Brasil
Ministério do Desenvolvimento, Indústria
e do Comércio Exterior
Instituto Nacional da Propriedade Industrial.

(21) PI0705869-1 A2



(22) Data de Depósito: 14/08/2007
(43) Data da Publicação: 07/04/2009
(RPI 1996)

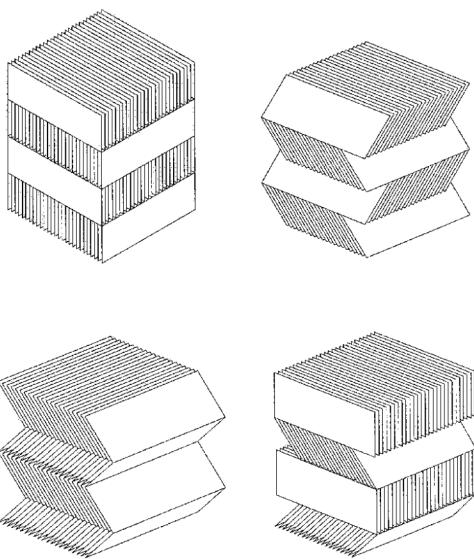
(51) Int.Cl.:
B01D 39/16 (2009.01)

(54) Título: MEIO SUPORTE PARA FILTRO
BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO

(73) Titular(es): UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS

(72) Inventor(es): CARLOS AUGUSTO DE LEMOS
CHERNICHARO, CLÁUDIO LEITE DE SOUZA, PAULO GUSTAVO
SERTÓRIO DE ALMEIDA

(57) Resumo: MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO. A presente invenção descreve um tipo de material de enchimento configurado para preenchimento do volume reacional de filtros biológicos percoladores (FBP). A invenção apresenta, ainda, um método para tratamento de efluentes passíveis de tratamento biológico.





PI0705869-1

MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO

A presente invenção descreve um tipo de material de enchimento configurado para preenchimento do volume reacional de filtros biológicos percoladores (FBP). A invenção apresenta, ainda, um método para tratamento de efluentes passíveis de tratamento biológico.

5 ESTADO DA TÉCNICA

O saneamento do meio ambiente pode ser definido como o "*controle de todos os fatores do meio físico do Homem que exercem ou podem exercer efeito deletério sobre seu bem-estar físico, mental e social*" (Organização Mundial de Saúde).

Segundo a recentemente sancionada lei nacional do saneamento básico, saneamento básico é
10 o conjunto de serviços, infra-estruturas e instalações operacionais de abastecimento de água potável, de esgotamento sanitário, de limpeza urbana e manejo de resíduos sólidos e de drenagem e manejo das águas pluviais urbanas. Por sua vez, na mesma lei entende-se o esgotamento sanitário com sendo constituído pelas atividades, infra-estruturas e instalações operacionais de coleta, transporte, tratamento e disposição final adequados dos esgotos sanitários, desde as ligações prediais até o seu lançamento
15 final no meio ambiente. Assim sendo, o tratamento adequado dos esgotos é colocado claramente como um dos requisitos fundamentais para o cumprimento do saneamento básico em nossa sociedade.

No tratamento de águas residuárias em unidades constituídas como filtro biológico percolador (FBP), o efluente é distribuído adequadamente na parte superior do FBP, sendo que o fluxo de esgotos passa a ter uma trajetória descendente. O compartimento de reação do FBP consiste de um tanque
20 preenchido com material de alta permeabilidade (brita, escória de alto forno ou material sintético), sobre o qual os esgotos são aplicados.

O material de enchimento é arranjado no interior do FBP de forma a criar espaços vazios. Após a aplicação, os esgotos percolam em direção ao fundo, através do meio suporte, permitindo o crescimento bacteriano na superfície do material de enchimento, na forma de uma película fixa denominada biofilme. A matéria orgânica contida nos esgotos é adsorvida pela película microbiana, ficando retida um tempo suficiente para a sua estabilização. O fundo do compartimento de reação é vazado, de maneira a permitir a passagem do líquido e reter o material de enchimento, além de possibilitar a ventilação do filtro, necessária para manter as condições aeróbias e o efetivo tratamento dos despejos pela via aeróbia.
25

Como descrito, o processo de tratamento em FBP é fundamentalmente biológico, com o desenvolvimento de biofilme, que são bactérias agregadas entre si e a um meio suporte, o material de enchimento do filtro. Portanto, à medida que o biofilme cresce na superfície do material de enchimento,
30

os espaços vazios tendem a diminuir, fazendo com que a velocidade de escoamento nos poros aumente. Ao atingir um determinado valor, esta velocidade causa uma tensão de cisalhamento, que desaloja parte do material aderido. Assim, esta é uma forma natural de controle da população microbiana no meio, sem haver necessidade de manutenções como limpezas ou mesmo retirada do material de enchimento.

5 O emprego de filtros biológicos percoladores (FBP) no pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios tipo UASB encontra aplicabilidade potencial, uma vez que o sistema possui, em alguns aspectos, vantagens relevantes em relação a outros sistemas aeróbios. Podem ser destacados o baixo consumo energético em virtude da não necessidade de aeração mecanizada, notável robustez a choques de carga, temperatura e toxicidade, em virtude das condições de fluxo e da estratificação da 10 diversidade microbiana presente nos FBP, como referenciado no trabalho desenvolvido por ARVIN & HARREMOES (1990) [Concepts and models for biofilm reactor performance. *Water Science and Technology*, v. 22, nº 1/2 , p 171-192]. Ademais, associa-se claramente a essa concepção tecnológica a menor complexidade em termos de equipamentos, determinando uma maior simplicidade operacional e de manutenção.

15 No entanto, o uso de filtros biológicos percoladores de alta taxa (FBP de alta taxa) para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB ainda possui custos de implantação relativamente elevados. Segundo estudo elaborado por CHERNICHARO et al. (2005) [Evaluation of post-treatment alternatives for effluents from the UASB reactors of Onça Sewage Treatment Plant (Belo Horizonte-Brazil). In: VIII 20 TALLER Y SIMPOSIO LATINO AMERICANO SOBRE DIGESTION ANAEROBIA, Punta del Este, Uruguay: IWA], os custos de implantação do FBP são ligeiramente superiores ao sistema de lodos ativados convencional. Tal aspecto tem associação com o uso de materiais de enchimento de elevado peso específico como pedras britadas, o que conduz, na construção das unidades, a estruturas de concreto bastante robustas.

25 Em contrapartida, o uso de materiais de enchimento leves, com índices de vazios e áreas superficiais específicas elevadas, pode semelhantemente conferir aos FBP elevados custos de implantação, em sendo estes materiais específicos para esta função e/ou sintéticos, limitando a aplicabilidade do sistema. Nesse sentido, a busca de materiais de enchimento técnica e economicamente viáveis, retratou o escopo do desenvolvimento tecnológico em questão, visando o 30 aprimoramento e otimização da tecnologia com filtro biológico percolador, com foco em sua aplicação no contexto de países em desenvolvimento como o Brasil.

Algumas tecnologias de mesma aplicação foram avaliadas com fito de aprimorar o desenvolvimento da presente invenção. A patente WO2006/023555 A2 descreve um equipamento que se constitui num aperfeiçoamento para filtro percolador biológico, utilizando têxteis como filtro. Em

US5733455 é descrito um processo de tratamento de águas residuárias e aperfeiçoamento da separação de sólidos e reduzida demanda bioquímica de oxigênio na água purificada, compreendendo as etapas de passagem de água contaminada contendo sólidos e substâncias orgânicas biodegradáveis através de um meio biológico. O documento US6939462 descreve uma torre de escoamento de água residuária.

O documento WO 2005/014266 A1 apresenta um dispositivo de produção e uso de membranas de filtração de efluentes. Nesse caso, o processo de tratamento explorado é essencialmente o físico-químico e não o biológico, assim a retenção das partículas de impurezas é o que se busca, e como não há consumo *in loco* do material retido, a que se proceder a lavagens freqüentes dos poros da membrana.

10 DESCRIÇÃO DETALHADA DA INVENÇÃO

A presente invenção descreve um material configurado para preenchimento do volume reacional de filtros biológicos percoladores (FBP). Mais especificamente, descreve à natureza do material de preenchimento e sua forma de disposição no interior do FBP. A presente invenção tem aplicação no tratamento biológico de águas residuárias.

15 Este material de enchimento têm como vantagem a congregação de fatores de interesse para essa aplicação, isto é, emprego de materiais inertes e leves arranjados de forma a proporcionar custo relativamente baixo, elevada área superficial específica e elevado índice de vazios.

Portanto, tem-se o material de enchimento de filtro biológico percolador constituído de placas retangulares de polietileno com o formato de "caixa de ovo" com disposição dentro do FBP em camadas 20 com altura aproximada de 20 cm. A altura de cada camada de material de enchimento é reduzida, pois, a integridade da estrutura se mantém melhor com essa dimensão, na medida em que as placas são flexíveis.

Estas camadas ou são posicionadas somente na vertical, alternando o alinhamento das placas em 90º, ou são posicionadas somente inclinadas a 45º, alternando a inclinação das placas em 90º ou 25 alternando alinhamento das mesmas em 90º. Um outro exemplo de configuração interna das camadas seria a alternância de camadas verticais com inclinadas a 45º, alternando a inclinação das ultimas em 90º. As Figuras 1, 2 e 3 mostram de forma mais clara o conjunto de placas agrupadas como uma camada vertical ou inclinada e depois possíveis configurações de alternância de camadas dentro do FBP.

30 Esta proposição de material de enchimento diferencia-se dos materiais plásticos aplicados a FBP por induzir o fluxo cruzado do líquido percolante com as alternâncias de inclinações e alinhamentos das placas, ao mesmo tempo em que aumenta a superfície de contato do líquido com o material de

enchimento por meio do formato de "caixa de ovo". A inversão de fluxo é uma estratégia normalmente usada para permitir uma melhor distribuição do líquido no material de enchimento e também para incrementar a oxigenação. Ângulos de 45º são posicionamentos normalmente adotados em blocos de materiais de enchimento que utilizam a estratégia de inversão de fluxo. Complementarmente, o material de enchimento apresenta uma grande vantagem em relação a outros meios plásticos disponíveis no mercado que é o menor custo.

Em comparação com outros materiais de enchimento como brita e pedra, o material proposto apresenta três grandes vantagens: maior índice de vazios e área superficial específica e peso substancialmente inferior, que repercutem diretamente em economia também para a estrutura de confinamento e suporte do material de enchimento. Além disso, atualmente as empresas que produzem as britas ou que fornecem as pedras têm dificuldade em fornecer um material de enchimento com granulometria plenamente adequada, pois ainda não estão preparadas para isto como um propósito de mercado. Do contrário, os materiais sintéticos são produzidos com uniformidade controlada, acrescentando-se que sendo leves, são mais fáceis de modulação e de aplicação *in locu*, o que repercutem em custos de transporte e de colocação menores.

Esta invenção de material de enchimento de FBP já foi testada em escala de demonstração, para o tratamento complementar de esgotos domésticos da cidade de Belo Horizonte, após uma unidade de tratamento com reator UASB. Os resultados obtidos são amplamente satisfatórios, tendo sido produzidos efluentes com qualidade suficiente para atender os padrões de lançamento, em termos de matéria orgânica e sólidos suspensos, estabelecidos pela legislação brasileira (de acordo com a Resolução CONAMA 357/2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente, e Portaria COPAM 010/86, da Comissão de Política Ambiental do Estado de Minas Gerais).

A Tabela 1 mostra os resultados médios com desvio padrão da qualidade do efluente e da eficiência da unidade isolada (FBP) e do sistema completo (UASB + FBP). Para efeito de comparação, resultados médios de duas outras pesquisas similares são colocados na mesma tabela.

Tabela 1 – Resultados de média aritmética e desvio padrão de eficiência de tratamento e qualidade do efluente para pesquisa atual e apenas de média aritmética para outras pesquisas

Parâmetro	Pesquisa atual	Pesquisa Rotogine	Pesquisa Frade	Pesquisa (2003)	Pesquisa Almeida (2007)
	UASB+FBP		UASB+FBP		
Meio do FBP	placas polietileno		escoria	a escóri plásticos	anéis
DBO	27 (\pm 6)		27	31	30

efluente (mg/l)				
DBO eficiência FBP(%)	48 (\pm 9)	60	43	44
DBO eficiência sistema (%)	90 (\pm 2)	87	86	86
DQO efluente (mg/l)	86 (\pm 15)	80	93	95
DQO eficiência FBP(%)	44 (\pm 10)	43	48	47
DQO eficiência sistema (%)	84 (\pm 4)	78	83	83
SST efluente (mg/l)	20 (\pm 6)	17	43	36
SST eficiência FBP(%)	62 (\pm 10)	58	35	45
SST eficiência sistema (%)	91 (\pm 3)	92	82	84

Apesar de ter sido testado para tratamento de esgotos domésticos, o material de enchimento de FBP inventado pode ser aplicado a qualquer outro tipo de efluente líquido, o qual seja passível de tratamento biológico. Em se considerando que as tecnologias simplificadas estão dominando as 5 aplicações no ramo de tratamento de esgotos domésticos, sobretudo a tecnologia anaeróbia por meio de reator UASB, a utilização de filtros biológicos percoladores como pós-tratamento de efluentes de reatores UASB têm perspectiva de aplicação cada vez mais crescente. Como exemplo emblemático desse potencial de aplicação, pode-se citar que atualmente a segunda maior, e mais recentemente construída, Estação de Tratamento de Esgotos domésticos de Belo Horizonte, ETE Onça, aplicará filtros biológicos 10 percoladores para o pós-tratamento dos esgotos tratados em reatores UASB.

REIVINDICAÇÕES

1 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO**, caracterizado por constituir um material de enchimento configurado para preenchimento do volume reacional de filtros biológicos percoladores.

5 2 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR**, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pela constituição do material e sua forma de disposição no interior do FBP.

3 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR**, de acordo com as reivindicações 1 e 2, caracterizado por conferir elevada área superficial específica e elevado índice de vazios e área superficial específica.

10 4 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR**, caracterizado por ser o material de enchimento de filtro biológico percolador constituído de placas retangulares de polietileno com o formato de "caixa de ovo" com disposição dentro do FBP em camadas com altura aproximada de 20 cm.

15 5 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO**, caracterizado por compreender um método para tratamento biológico de águas residuárias.

6 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO**, caracterizado por consistir no emprego de um material de enchimento configurado para preenchimento do volume reacional de filtros biológicos percoladores.

20 7 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO**, de acordo com a reivindicação 6, caracterizado por consistir o material de enchimento de placas retangulares de polietileno com o formato de "caixa de ovo" com disposição dentro do FBP em camadas com altura aproximada de 20 cm.

8 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO**, caracterizado pelo posicionamento vertical das camadas de polietileno compreender:

- 25 a) alinhamento das placas em 90°;
- b) alinhamento das placas inclinadas a 45°;
- c) alinhamento alternado das placas em 90° e inclinadas a 45°;
- d) alinhamento alternado de camadas verticais com inclinadas a 45°, alternando a inclinação das ultimas em 90°;

30 9 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO**, de acordo com a reivindicação 8, caracterizado por induzir o fluxo cruzado do líquido percolante com as alternâncias de

inclinações e alinhamentos das placas e aumento da superfície de contato do líquido com o material de enchimento.

10 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO**, caracterizado por compreender um procedimento para trato complementar de efluentes passíveis de tratamento
5 biológico.

11 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO**, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado por ser aplicado a qualquer tipo de efluente líquido, especialmente esgoto doméstico.

12 - **MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO**, de acordo com
10 as reivindicações 6, 7 e 8, caracterizado por compreender a etapa de aplicação do método, pós-tratamento de efluentes de reatores UASB.

FIGURA 1

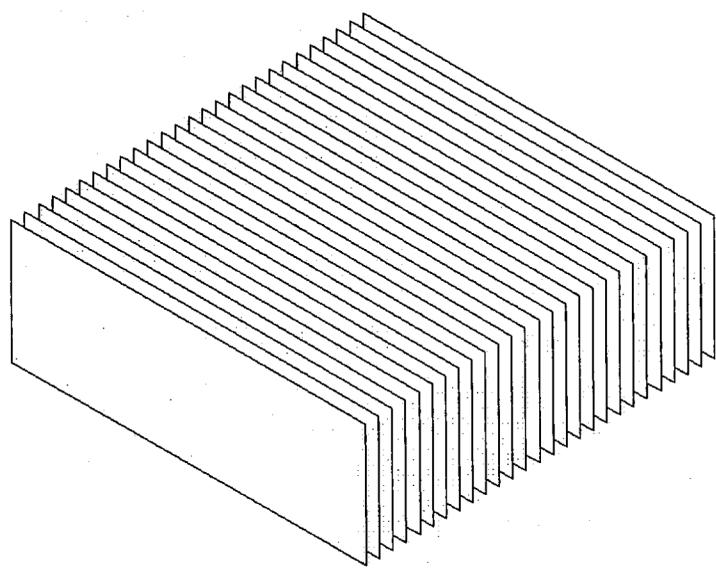


FIGURA 2

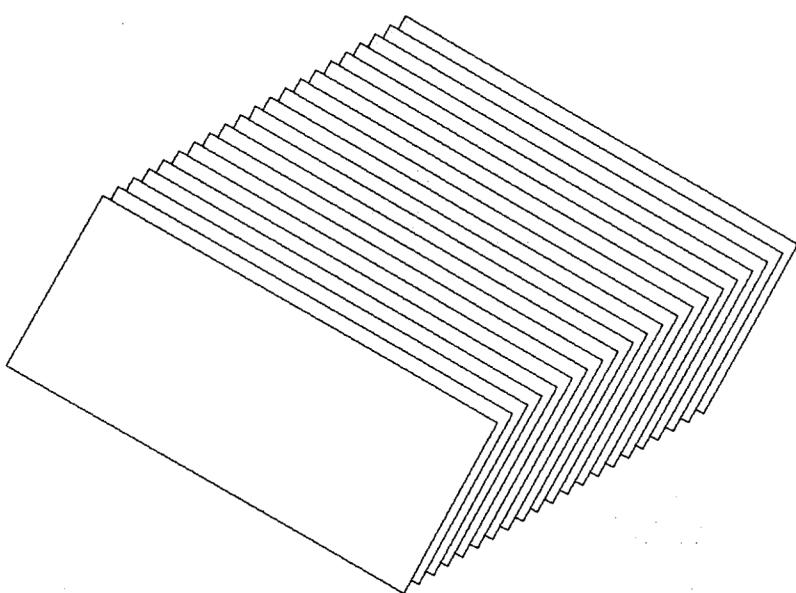
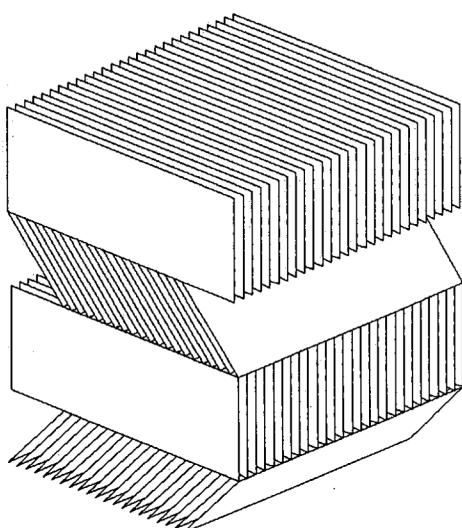
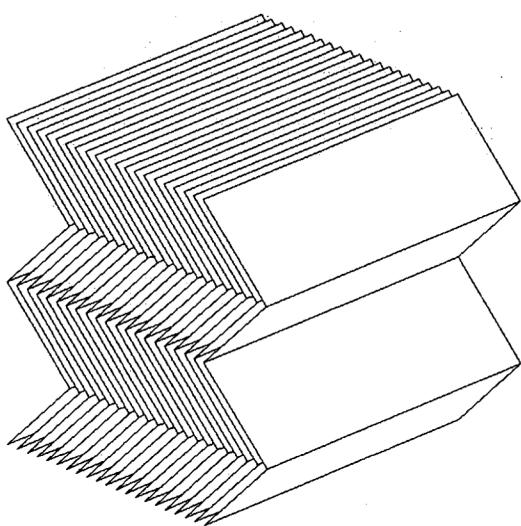
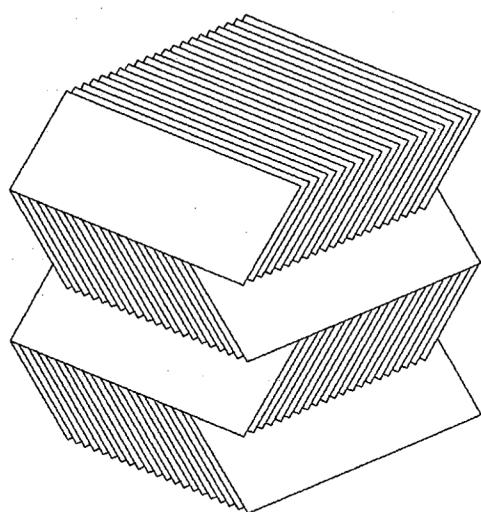
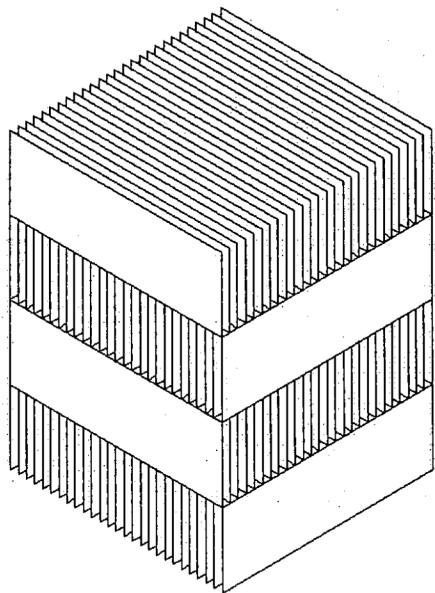


FIGURA 3



P.I 0705869-1

RESUMO

MEIO SUPORTE PARA FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR E MÉTODO

A presente invenção descreve um tipo de material de enchimento configurado para preenchimento do volume reacional de filtros biológicos percoladores (FBP). A invenção apresenta, ainda,
5 um método para tratamento de efluentes passíveis de tratamento biológico.

Operação de filtros biológicos percoladores pós-reatores UASB sem a etapa de decantação secundária

Operation of trickling filters post-UASB reactors without the secondary sedimentation stage

Paulo Gustavo Sertório de Almeida

Doutorando do Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos da Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais (EE-UFMG)

Sílvia Corrêa Oliveira

Professora Adjunta do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da EE-UFMG

Carlos Augusto de Lemos Chernicharo

Professor associado do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da EE-UFMG

Resumo

A pesquisa teve por objetivo avaliar filtros biológicos percoladores (FBP) pós-reatores UASB operando sem a etapa de decantação secundária, em termos da remoção da demanda bioquímica e química de oxigênio (DBO e DQO) e sólidos suspensos totais (SST). O aparato experimental consistia em um reator UASB que alimentava quatro FBP em paralelo, preenchidos com diferentes materiais suporte. O reator UASB operou em regime hidráulico permanente, e três condições operacionais foram impostas aos FBP durante o período experimental. Em geral, os sistemas UASB/FBP foram capazes de promover o atendimento aos padrões de lançamento. Em condições de baixas cargas orgânicas volumétricas (COV), o uso de materiais de enchimento de maior área superficial específica não proporcionou ganhos expressivos em termos de desempenho. Contudo, o uso de meio suporte baseado em espumas de poliuretano propiciou melhoria significativa na qualidade do efluente final. O uso de sistemas UASB/FBP sem decantadores secundários parece ser uma promissora alternativa para a simplificação operacional da tecnologia, e uma importante estratégia para o tratamento de efluentes domésticos em países em desenvolvimento. No entanto, o sucesso do emprego desta tecnologia fica condicionado ao correto gerenciamento do lodo anaeróbio do reator UASB, a fim de que sejam evitadas sobrecargas nos FBP.

Palavras-chave: esgoto doméstico; filtro biológico percolador; operação sem decantadores secundários; pós-tratamento; reator UASB.

Abstract

The research aimed at evaluating the operation of trickling filters (TF) post-UASB reactors without the secondary sedimentation stage, in terms of biochemical and chemical oxygen demand (BOD and COD) and total suspended solids (TSS) removal. The experimental apparatus consisted of one UASB reactor followed by four TF in parallel, each one filled with a different packing media. The UASB reactor was operated at a permanent hydraulic regime, while three operational conditions were imposed to the TF during the experimental period. In general, the UASB/TF systems were able to comply with the discharge standards. At low organic loading rates (OLR), no improvements in terms of organic matter removal, with the use of higher surface area packing media were observed. However, the use of a sponge-based packing media provided significant improvements on final effluent quality. The use of UASB/TF systems without secondary sedimentation can constitute an attractive alternative in terms of operational simplification of this technology, and an important strategy for domestic wastewater treatment in developing countries. However, the success of this technology is strictly connected to the correct anaerobic sludge management of the UASB reactor, in order to avoid overloads on the TF.

Keywords: domestic wastewater; trickling filter; operation without secondary settlers; post-treatment; UASB reactor.

Endereço para correspondência: Carlos Augusto de Lemos Chernicharo – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFMG – Avenida Antonio Carlos, 6.627 – Campus Pampulha – Escola de Engenharia – Bloco 1 – 31270-901 – Belo Horizonte (MG), Brasil – Tel.: (31) 3409-1020 – E-mail: calemos@desa.ufmg.br
Recebido: 08/02/11 – Aceito: 17/05/11 – Reg. ABES: 030 11

Introdução

Diante das possibilidades de combinação sequencial dos sistemas anaeróbios e aeróbios, a associação de reatores UASB e filtros biológicos percoladores (FBP) torna-se uma alternativa atraente, uma vez que os FBP possuem vantagens relevantes em relação a outros sistemas aeróbios. Podem ser destacadas a baixa demanda energética e a menor complexidade em termos de equipamentos, resultando em maior simplicidade operacional. Ademais, tal concepção tecnológica apresenta notável robustez a choques de carga e toxicidade por parte da biomassa, sendo essa uma típica característica dos sistemas com biofilmes. Além destas vantagens, vale destacar que a qualidade do efluente final produzido por sistemas UASB/FBP pode ser extremamente compatível com o atendimento a padrões de lançamento de efluentes em países em desenvolvimento, como é o caso do Brasil, onde tal combinação tem sido amplamente aplicada em algumas regiões.

Nos FBP, assim como em qualquer sistema com biofilme, os micro-organismos se desenvolvem em meio a uma matriz biológica aderida a uma superfície. Como resultado, a depender das condições operacionais impostas, é possível obter baixas concentrações de sólidos suspensos no efluente final, mesmo sem uma unidade de decantação secundária (SILVA; GONÇALVES, 2004).

A principal desvantagem associada ao sistema refere-se aos custos de implantação que, por sua vez, podem superar ligeiramente os custos de implantação dos sistemas UASB/lodos ativados (CHERNICHARO *et al.*, 2005). Contudo, Chernicharo *et al.* (2005) mostram que, quando considerados os custos de operação associados às tecnologias de tratamento investigadas (valor presente – dez anos), o custo total das unidades reacionais que constituem o sistema UASB/FBP passa a ser substancialmente menor, principalmente em função da menor demanda energética atribuída ao sistema UASB/FBP.

Considerando as principais vantagens associadas aos sistemas UASB/FBP (menor demanda energética e maior simplicidade operacional), tal tecnologia tem sido frequentemente incluída em estudos de concepção de estações de tratamento de esgoto doméstico (ETE) no contexto do Brasil, sendo tal combinação possivelmente aplicável em outros países em desenvolvimento (KASSAB *et al.*, 2010; LETTINGA, 2010). No entanto, no contexto de pequenas comunidades, ou em locais em que a operação de reatores é realizada por pessoal menos qualificado, algumas simplificações operacionais podem ainda ser necessárias. A possibilidade de otimização do fluxograma típico dos sistemas UASB/FBP, com a eliminação da etapa de decantação secundária, insere-se como uma potencial opção.

Recentes pesquisas com sistemas UASB/FBP de menor porte (população equivalente: 300 a 500 habitantes) vêm apontando tendências positivas quanto ao emprego da tecnologia, sem que haja necessidade da inclusão de uma etapa de decantação secundária no fluxograma típico da ETE (PONTES; CHERNICHARO, 2006; CHERNICHARO; ALMEIDA, 2010). Tandukar *et al.* (2006), em uma pesquisa de longo

tempo, apresentaram resultados promissores de um sistema UASB seguido por FBP preenchido com meio suporte baseado em espumas de poliuretano, denominado *Downflow Hanging Sponge*, em que as eficiências de remoção de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e sólidos suspensos totais (SST) estiveram em torno de 95 e 70%, respectivamente. Outro importante aspecto observado em tais pesquisas é que as condições necessárias para a operação de sistemas UASB/FBP, sem decantadores secundários, parecem se assemelhar às condições operacionais requeridas para que a nitrificação ocorra de forma mais destacada no sistema (ALMEIDA *et al.*, 2009).

Definitivamente, a possibilidade de atendimento aos padrões de lançamento, sem o uso de decantadores secundários, pode tornar o sistema ainda mais atraente, sob o ponto de vista de simplicidade operacional. A eliminação da etapa de decantação secundária resulta, por consequência, na desnecessidade do uso de elevatórias de recirculação para o encaminhamento do lodo secundário ao reator UASB, para adensamento e digestão, e ainda propicia menor consumo de condicionantes químicos na etapa de desaguamento do lodo anaeróbio, nos casos de ETE que utilizam unidades de desidratação mecanizada. Ressalta-se que os custos de implantação de decantadores secundários são via de regra expressivos e podem alcançar aproximadamente 70% dos custos de implantação de FBP pós-reatores UASB (CHERNICHARO; ALMEIDA, 2010).

Considerando as promissoras possibilidades e as potencialidades observadas para a combinação UASB/FBP, o objetivo do presente trabalho é apresentar o desempenho de quatro FBP de pequena altura, pós-reatores UASB, preenchidos com diferentes tipos de materiais suportes, operando sem a etapa de decantação secundária. Adicionalmente, uma breve discussão sobre o papel das etapas anaeróbias e aeróbias na qualidade do efluente final e a importância do controle operacional de reatores UASB no desempenho de sistemas UASB/FBP sem a etapa de decantação secundária são apresentados.

Metodologia

Descrição do aparato experimental

A pesquisa foi desenvolvida em um sistema UASB/FBP em escala de demonstração, com capacidade para atender a uma população equivalente a 500 habitantes. O aparato experimental foi instalado no Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento (CePTS), junto a uma ETE em escala plena. Dessa forma, durante os experimentos, o sistema foi alimentado com o esgoto municipal, após passar por etapas de gradeamento e desarenamento.

O aparato experimental compreendia um reator UASB (volume: 22,1 m³), um FBP (com quatro compartimentos reacionais independentes) e quatro decantadores secundários (um para cada compartimento do FBP), conforme mostrado na Figura 1. Para atender aos objetivos desta pesquisa, os efluentes finais dos sistemas

investigados eram amostrados antes da etapa de decantação secundária. Os FBP foram submetidos às mesmas condições operacionais e ambientais, em termos de qualidade afluente do esgoto bruto e temperatura.

O monitoramento do sistema procedeu-se a partir de amostragens compostas efetuadas no decorrer de 24 horas, com o uso de bombas peristálticas de pequena vazão, com frequência semanal ou de duas vezes por semana. As análises físico-químicas foram realizadas de acordo com os procedimentos prescritos no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (AWWA/APHA/WEF, 2005).

Reator UASB

O sistema em escala de demonstração possuía diâmetro de 2,5 m, altura útil de 4,5 m e volume útil de 22,1 m³. As condições operacionais médias do reator UASB durante a pesquisa foram: vazão afluente de 2,88 m³.h⁻¹; tempo de detenção hidráulica (TDH) igual a 7,0 h; velocidade ascensional de 0,65 m.h⁻¹.

FBP utilizado como pós-tratamento dos efluentes do reator UASB

O FBP consistia em um tanque cilíndrico em aço-carbono, com 2,10 m de diâmetro e 2,5 m de altura útil, dividido em quatro compartimentos individualizados e preenchidos por materiais suporte com características distintas. Portanto, em uma mesma unidade cilíndrica, foram testados simultaneamente quatro FBP preenchidos com diferentes materiais: escória de alto-forno; apara de conduite corrugado – diâmetro 1"; meio suporte sintético (anéis plásticos) e sistema Downflow Hanging Sponge (DHS). A Tabela 1 apresenta as principais características dos meios suportes utilizados na pesquisa.

Características operacionais impostas ao sistema UASB/FBP

As condições operacionais do reator UASB em termos de vazão e TDH foram mantidas praticamente constantes ao longo do

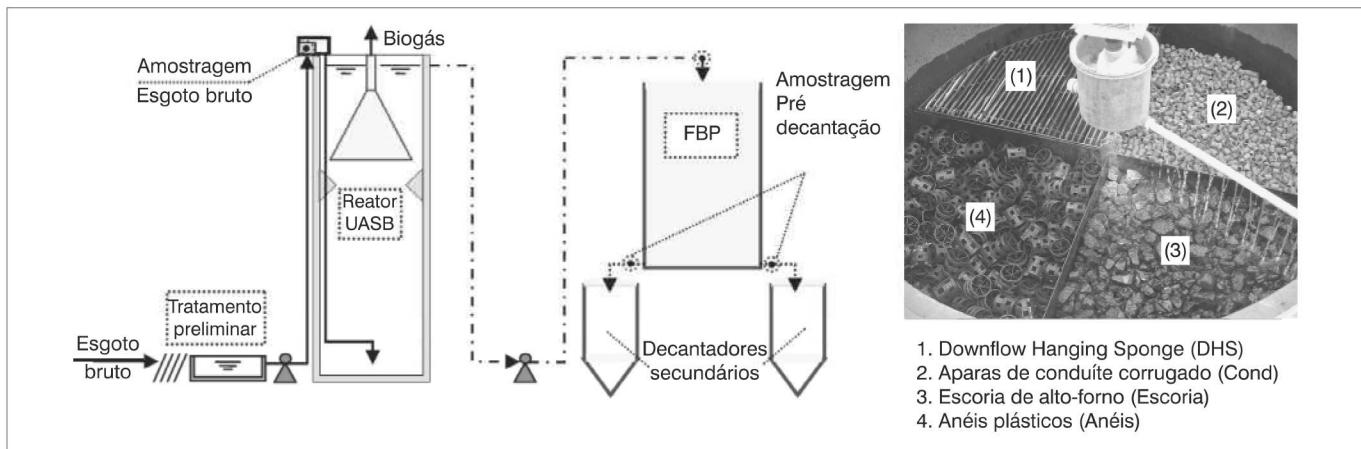


Figura 1 – Sistema UASB/FBP utilizado como aparato experimental na pesquisa. Os efluentes do sistema UASB/FBP eram amostrados antes dos decantadores secundários.

Tabela 1 – Principais características dos materiais de enchimento utilizados nos reatores

Material de enchimento	Dimensões	Peso específico (kg.m ⁻³)	Área superficial específica (m ² .m ⁻³ .d)	Imagen	Breve comentário sobre o meio suporte
Escória de alto-forno (Esc)	Diâmetro: 5-8 cm	1350	60		Constituído de resíduos da indústria siderúrgica. Apresenta superfície irregular e certa porosidade superficial.
Anéis plásticos (Anéis)	Diâmetro: 8,4 cm Altura (unidade): 9,0 cm	50	80		Tradicionalmente utilizado em sistemas de biomassa aderida com satisfatória área superficial específica e índice de vazios.
Downflow Hanging Sponge (DHS)	Seção triangular: 3 cm Espaçamento: Entre espumas: 5,5 cm Entre cortinas: 4,0 cm	---	87		Constituído de uma série de cortinas verticais (colocadas lado a lado), com espumas lineares de seção triangular fixadas na superfície de cada cortina. Proposto por Machdar <i>et al.</i> (2000).
Aparas de eletroduto corrugado (Cond)	Diâmetro: 2,54 cm Altura (unidade): 4 cm	54,2	220		Constituído por aparas de eletrodutos em PVC.

experimento. Dessa forma, apenas os FBP foram submetidos a diferentes condições operacionais, a partir da variação da vazão e, consequentemente, das taxas de aplicação superficiais (TAS) e cargas orgânicas em cada fase do experimento. O efluente do reator UASB era bombeado para o topo dos FBP e distribuído equanimemente em cada unidade, por meio de um braço rotatório com velocidade aproximada de 1 rpm. A Tabela 2 apresenta as condições operacionais impostas aos FBP no âmbito da pesquisa.

Padrões de lançamento

Os padrões de lançamento utilizados para avaliar o desempenho dos sistemas UASB/FBP foram: 60 mgDBO.L⁻¹; 180 mgDQO.L⁻¹; e 100 mgSST.L⁻¹). Tais parâmetros são similares aos padrões de lançamento utilizados em outros países em desenvolvimento (ESPINO *et al.*, 1994; WANNER *et al.*, 1996; OAKLEY *et al.*, 2000; RAGAS *et al.*, 2005).

Produção de sólidos

A produção de sólidos nos sistemas UASB/FBP foi determinada considerando-se a abordagem apresentada por Gonçalves *et al.* (2001). Dessa forma, os coeficientes de produção de lodo foram obtidos considerando-se a massa de DQO_{total} removida nos FBP e a massa de SST, observada no efluente final.

Tabela 2 – Condições operacionais para o reator UASB e FBP durante o experimento

Fase	UASB reator		Filtros biológicos percoladores			COV aplicadas Percentil 10-100% (Entre parênteses: percentil 80%)
	COV média (kgDBO.m ⁻³ .d ⁻¹)	TDH (h)	¹ TAS (m ³ .m ⁻² .d)	Vazão média (m ³ .d ⁻¹)	COV média ³ (kgDBO.m ⁻³ .d ⁻¹)	
1	0,61	7,0	20,0	68,6	0,44	0,31-0,65 (0,59)
2	0,80	7,0	15,0	52,0	0,37	0,27-0,60 (0,44)
3	0,62	7,0	10,0	34,6	0,26	0,12-0,48 (0,36)

TAS: taxa de aplicação superficial (m³/m².d); COV: carga orgânica volumétrica (kgDBO/m³.d).

Resultados e discussão

Cargas orgânicas volumétricas aplicadas aos FBP durante o período operacional

As cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas durante o período operacional variaram de 0,20 a 0,65 kgDBO.m⁻³.d⁻¹, em 457 dias operacionais (Figura 2a), com 50% das COV abaixo de 0,30 kgDBO.m⁻³.d⁻¹ e 80% das COV abaixo de 0,40 kgDBO.m⁻³.d⁻¹. A maior variabilidade em termos de COV pode ser observada na fase 1 (0,26-0,65 kgDBO.m⁻³.d⁻¹). Durante a fase 3, foram observadas as menores COV aplicadas, resultando em uma COV média de 0,26 kgDBO.m⁻³.d⁻¹ (Figura 2b).

Desempenho dos sistemas UASB/FBP e atendimento aos padrões de lançamento de efluentes

Considerando o período operacional, os sistemas UASB/FBP foram capazes de manter as concentrações efluentes consistentemente abaixo dos padrões de lançamento estabelecidos por este estudo, independentemente das condições operacionais impostas (Figuras 3a, 3b, 3c) e do material de enchimento utilizado nos FBP. Praticamente 80 a 100% dos resultados estiveram abaixo dos padrões de lançamento, como mostram as Figuras 3d, e, f. As concentrações da DBO estiveram consistentemente abaixo de 50 mgDBO.L⁻¹ em praticamente todos os casos, exceto para o sistema UASB/FBP-(anéis

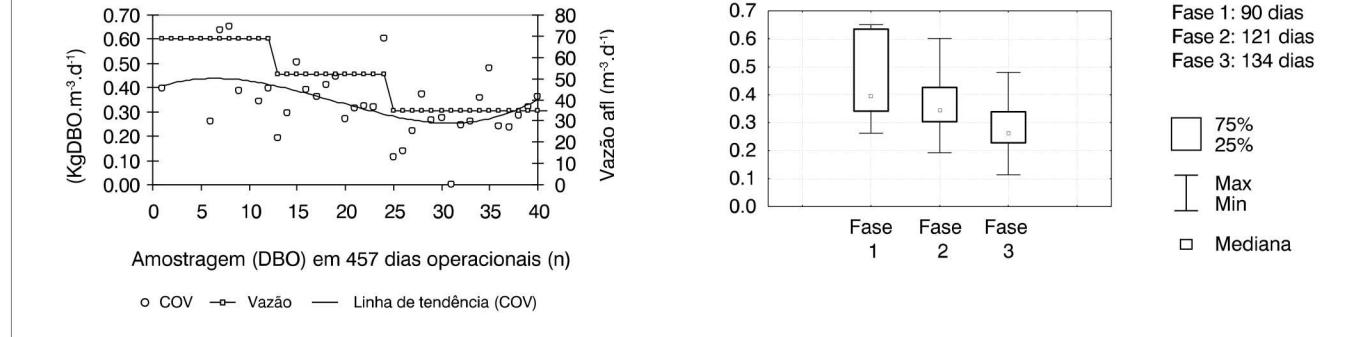


Figura 2 – Condições operacionais durante o período experimental.

plásticos). A combinação de fatores como o potencial de molhamento do meio suporte, dada as condições operacionais impostas (baixa TAS), a configuração do meio suporte e um possível maior índice de vazios podem ter simultaneamente contribuído para tal comportamento no sistema UASB/FBP-(anéis plásticos). Nesse caso, o uso de material suporte com maior área superficial específica não promoveu melhorias de desempenho ao sistema UASB/FBP, com relação ao parâmetro DBO. Tal aspecto tem sido semelhantemente reportado ao longo dos anos, em pesquisas realizadas com FBP pós-decantadores primários recebendo cargas orgânicas volumétricas (COV) abaixo de $1,0 \text{ kgDBO.m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ (TCHOBANOGLOUS *et al.*, 2003).

Para os parâmetros DQO e SST, observou-se que as concentrações efluentes estiveram abaixo de 150 mgDQO.L^{-1} e 80 mgSST.L^{-1} em praticamente 100% dos casos, e as concentrações medianas estiveram abaixo de 100 mgDQO.L^{-1} e 60 mgSST.L^{-1} , respectivamente. Destaque para o sistema UASB/FBP-(DHS), que obteve as menores concentrações medianas de DQO e SST. Caso a COV aplicada ao FBP preenchido com

o sistema DHS tivesse sido calculada com base no volume de espuma (volume reacional efetivo), a COV aplicada ao sistema DHS seria o dobro daquela aplicada nos outros FBP. O melhor desempenho do sistema UASB/FBP-(DHS) pode estar associado ao maior potencial de retenção de sólidos e a maior idade do lodo no FBP-(DHS), em comparação com os demais sistemas. Tandukar *et al.* (2006) relatam uma idade do lodo entre 90 e 100 dias, e tempo de detenção do líquido de aproximadamente duas horas em um sistema DHS pós-reactor UASB. Tais resultados mostram que as estratégias para a retenção da biomassa no sistema DHS, bem como os mecanismos físicos que regem o fluxo de substratos no interior do reator, podem ser significativamente diferentes em comparação aos demais sistemas de pós-tratamento investigados.

Como mostra a Figura 4, as eficiências de remoção de DBO, em geral, estiveram praticamente acima de 80% para os sistemas, exceto para o UASB/FBP-(DHS), para o qual as eficiências observadas estiveram próximas a 90% ou superaram esse valor. Em termos de remoção de DQO e SST, os sistemas atingiram desempenhos em torno de 70

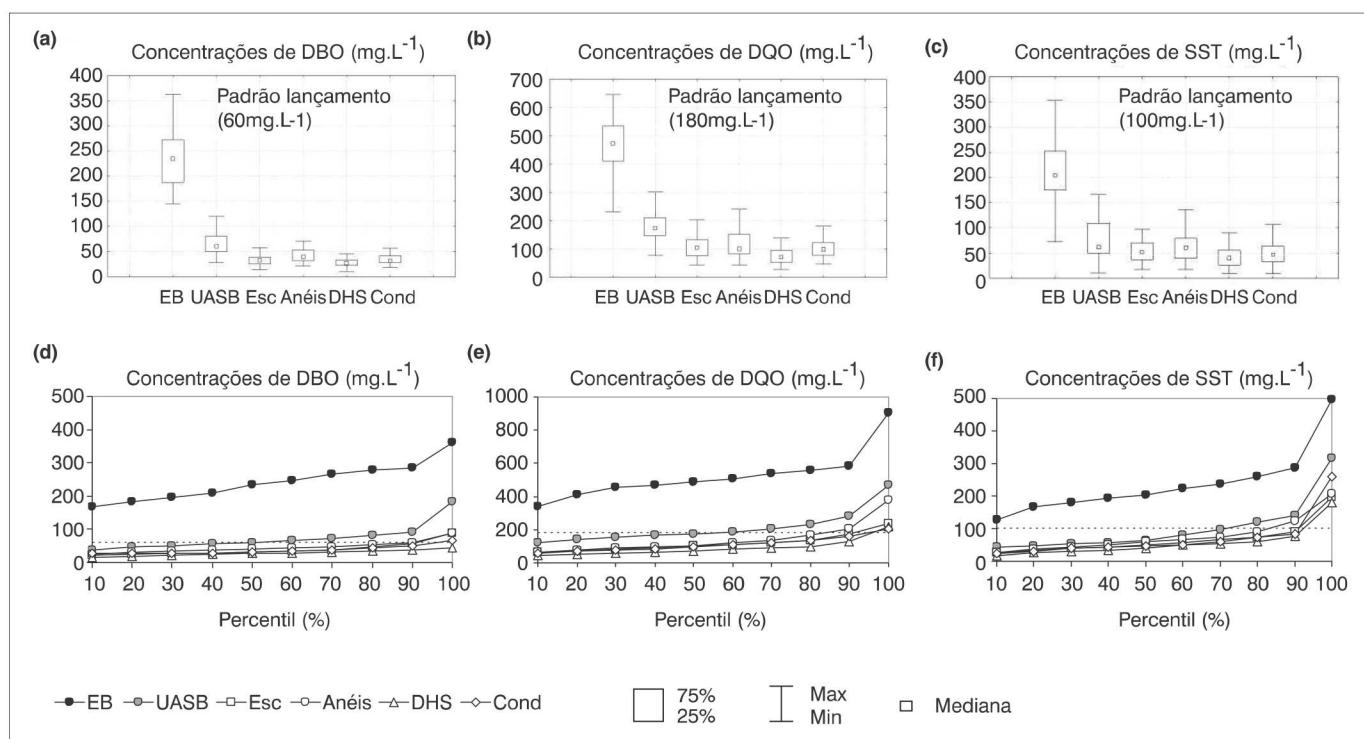


Figura 3 – Qualidade dos efluentes e distribuição percentual de concentrações de DBO, DQO e SST durante o período operacional.

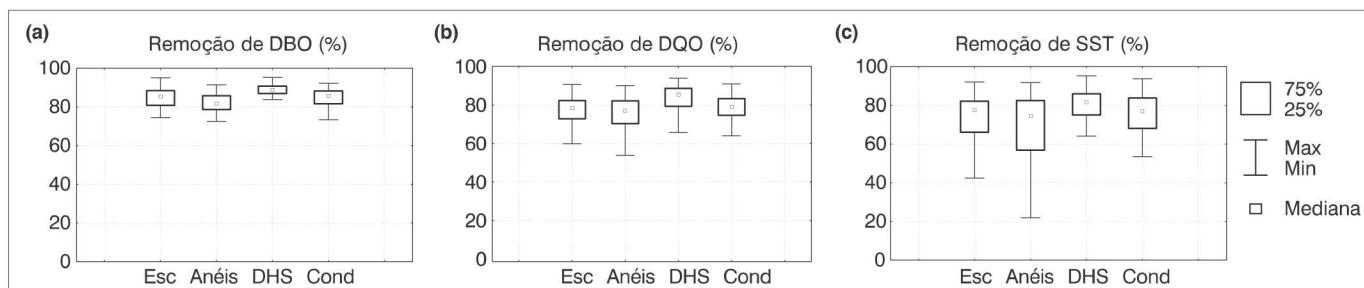


Figura 4 – Eficiência global (UASB/FBP) de remoção de DBO, DQO e SST, considerando os dados do período operacional (457 dias de operação).

e 80%. O sistema UASB/FBP-(Anéis plásticos) parece ter apresentado maior variabilidade de concentrações efluentes de SST, em comparação com os demais sistemas testados. Tal fato reforça o possível menor potencial de retenção de sólidos no sistema FBP-(anéis plásticos), como mencionado.

Em geral, dadas as condições operacionais impostas no período operacional (aplicação de baixas COV nos FBP), pode ser observado que nenhum ganho expressivo foi obtido com o uso das aparas de conduíte e anéis plásticos para a remoção de matéria orgânica (Figura 4). Comportamento semelhante pode ser observado em FBP de baixa carga pós-decantadores primários, nos quais o uso de materiais com maior área superficial específica pode não proporcionar melhoria global de desempenho do sistema UASB/FBP.

Diferenças estatísticas de desempenho entre os sistemas UASB/FBP

Com o objetivo de detectar diferenças significativas no desempenho dos sistemas UASB/FBP, utilizou-se o teste não-paramétrico de Kruskal-Wallis, seguido pelo teste de comparações múltiplas, ao nível de significância (α) de 5%. De acordo com os resultados obtidos, o sistema UASB/FBP-(DHS) apresentou o melhor desempenho para a remoção de DBO e DQO, sendo que as eficiências globais de remoção (UASB+FBP) foram significativamente diferentes em comparação com os demais sistemas, os quais não apresentaram diferenças significativas de desempenho entre si. Tal fato reforça a potencialidade do uso de espumas de poliuretano como material de enchimento em FBP pós-reatores UASB para a melhoria da qualidade do efluente final, uma vez que o aumento da área superficial específica parece não promover melhorias significativas de desempenho em FBP recebendo efluentes com baixas concentrações de matéria orgânica, como discutido anteriormente.

Em termos de concentrações efluentes de SST, os resultados do teste indicaram não haver diferenças significativas entre os desempenhos

dos sistemas UASB/FBP-(DHS) e UASB/FBP-(conduíte). Os demais sistemas não apresentaram, entre si, diferenças significativas para remoção de SST. A configuração das aparas de conduíte (material corrugado) pode ter influenciado na retenção e remoção de sólidos (fração orgânica) em tal sistema.

Considerando a associação entre o elevado custo dos anéis plásticos e aparas de conduíte, bem como a baixa expressividade em termos de melhoria da qualidade do efluente final para a remoção de matéria orgânica, tais materiais de enchimento possivelmente só atenderão aos critérios para seleção de materiais de enchimento no caso de FBP de menor escala. Vale ressaltar novamente que tal aspecto foi verificado neste trabalho para FBP pós-reatores UASB, operados em condições de baixas COV aplicadas.

Resultados observados em fases operacionais com diferentes TAS e COV aplicadas

Uma análise dos resultados foi realizada separadamente com os dados das fases 1 (TAS: $20 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}$; COV: $0.44 \text{ kgDBO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) e 3 (TAS: $10 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}$; COV: $0.26 \text{ kgDBO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$), respectivamente. O objetivo foi avaliar o comportamento do sistema, em condições de menores e maiores TAS e COV. A Figura 5 apresenta os resultados obtidos nas fases operacionais 1 e 3.

Durante a fase 1, momento em que foram aplicadas as maiores COV, os sistemas UASB/FBP foram igualmente capazes de atender consistentemente aos padrões de lançamento. Para os FBP preenchidos por escória, anéis plásticos e aparas de conduíte, as concentrações efluentes estiveram entre 25 e 50 mgDBO.L⁻¹, 73 e 150 mgDQO.L⁻¹ e 27 e 102 mgSST.L⁻¹, considerando os percentis 20 e 80%, respectivamente. O sistema UASB/TF-(DHS) obteve eficiência de remoção acima da eficiência obtida pelos demais sistemas, e as concentrações efluentes médias estiveram em torno de 23 mgDBO.L⁻¹, 69 mgDQO.L⁻¹ e 38 mgSST.L⁻¹.

Contudo, na fase operacional 1, principalmente para o parâmetro SST, foram observados dois comportamentos nos sistemas (Figura

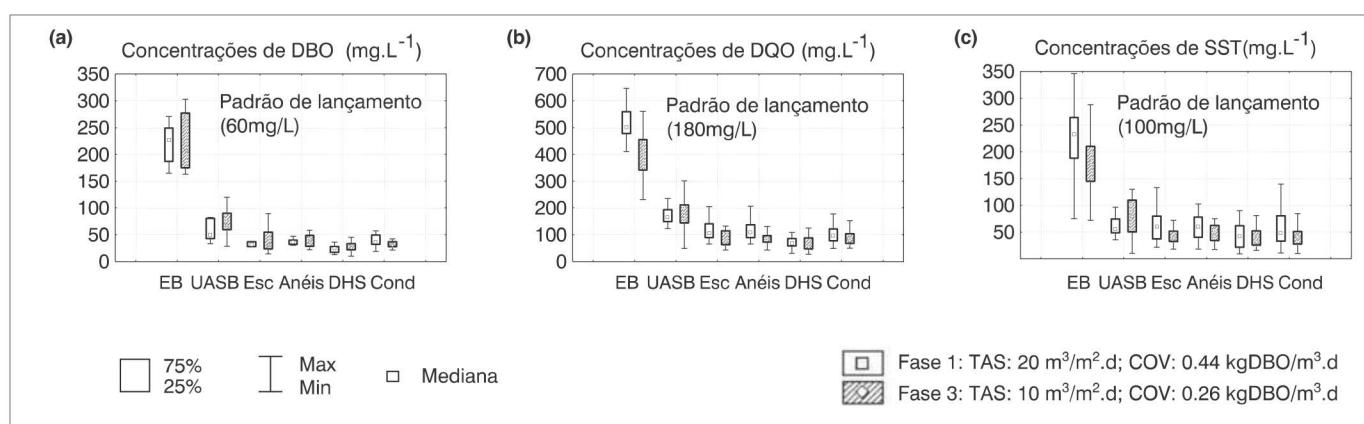


Figura 5 – Concentrações de DBO, DQO e SST durante as fases 1 (maiores TAS e COV) e 3 (menores TAS e COV).

5c): maior variabilidade em termos de concentrações efluentes para as concentrações de SST; e maior similaridade entre as concentrações efluentes de SST do reator UASB e FBP. Nesse caso, a maior COV aplicada em termos de DBO e SST, bem como a possível maior tensão de cisalhamento proporcionada pela maior TAS utilizada na fase 1, podem ter sido os principais fatores que resultaram nos aspectos relatados. Adicionalmente, maior produção de lodo foi observada durante a fase 1, como evidencia o item a seguir.

Os melhores resultados foram obtidos durante a fase 3 (TAS: 10 m³.m⁻².d⁻¹; COV: 0,26 kgDBO.m⁻³.d⁻¹), tendo em vista o uso de menores TAS e COV nos FBP. Em geral, foi observado um aumento das eficiências de remoção de DQO e SST, principalmente para os sistemas de biomassa superficialmente aderida (UASB/FBP - escória, anéis plásticos e aparas de conduíte). As concentrações médias efluentes de DBO, DQO e SST estiveram abaixo de 35 mgDBO.L⁻¹, 85 mgDQO.L⁻¹ e 38 mgSST.L⁻¹, respectivamente.

Com relação ao sistema UASB/FBP-(DHS), observou-se menor efeito da redução das TAS e COV na melhoria da qualidade do efluente final em relação a todos os parâmetros (Figura 5). Dessa forma, considerando a faixa de operação testada, a redução das COV aplicadas no sistema UASB/TF-(DHS) parece não ter sido uma estratégia relevante para o aumento dos percentuais de atendimento dos padrões de lançamento considerados, principalmente para o parâmetro DBO. Tal aspecto pode ser um fator de grande importância sob o ponto de vista econômico, para o uso do referido sistema.

Contudo, mesmo nos casos em que a influência de COV é menos expressiva [por exemplo: remoção de DBO e sistema UASB/FBP-(DHS)], os aspectos de estabilidade e confiabilidade para o uso de maiores COV aplicadas devem ser avaliados.

Produção de sólidos

Durante a fase 1 (TAS: 20 m³.m⁻².d⁻¹; COV: 0,44 kgDBO.m⁻³.d⁻¹), foi observada maior produção de sólidos em todos os sistemas UASB/FBP, sendo que, nos sistemas UASB/FBP em que a biomassa cresce superficialmente aderida ao meio suporte dos FBP [UASB/FBP-(escória de alto forno), UASB/FBP-(anéis plásticos), UASB/FBP-(conduíte)] foram observados valores em torno de 0,8 e 1,0 kgSST/kgDQO_{removida}.

O sistema UASB/FBP-(DHS) apresentou notável diferença em relação aos demais sistemas testados, com produção média de lodo de 0,47 kgSST/kgDQO_{removida}. A Tabela 3 apresenta os resultados da produção média de lodo nas fases operacionais testadas.

Durante a fase 3 (TAS: 10 m³.m⁻².d⁻¹; COV: 0,26 kgDBO.m⁻³.d⁻¹), foram observados os menores coeficientes de produção de lodo. Para o sistema UASB/FBP-(DHS), a produção média foi de 0,32 kgSST/kgDQO_{removida}. Para os demais sistemas, tal coeficiente esteve em torno de 0,40 a 0,50 kgSST/kgDQO_{removida}. De acordo com os resultados apresentados, a redução da TAS e COV parece ter exercido maior influência na produção de lodo dos sistemas em que a biomassa cresce na superfície do meio suporte dos FBP. Tal afirmação reside no fato de que a produção de lodo foi reduzida praticamente à metade, quando as condições operacionais impostas foram também reduzidas próximas à metade (redução da TAS de 20 para 10 m³.m⁻².d⁻¹; redução da COV de 0,44 para 0,26 kgDBO.m⁻³.d⁻¹).

A menor produção de lodo observada durante a fase 3 pode estar associada a uma maior estabilidade do biofilme, tendo em vista a menor disponibilidade de substrato para o crescimento da biomassa e as possíveis menores tensões superficiais de cisalhamento sobre a matriz microbiana, promovida pela redução da taxa de aplicação superficial. No FBP-(DHS), a influência da TAS tende a atuar ainda em menor intensidade, uma vez que, neste sistema, o efluente percola pelo interior da espuma, e a biomassa se desenvolve notavelmente também nos interstícios do material. A menor produção de sólidos pelo sistema UASB/FBP-(DHS) foi observada em todas as fases operacionais. Tandukar *et al.* (2006) sugerem que a baixa produção de lodo no sistema DHS é também o resultado da utilização da fração biodegradável dos sólidos como fonte de carbono para o processo de desnitrificação no interior das espumas.

Como mostram os resultados desta pesquisa, o uso de espumas de poliuretano em FBP pode atribuir maior robustez ao sistema em casos de sobrecargas hidráulica e/ou orgânica. Portanto, nos locais onde as cargas afluentes tendem a variar consideravelmente em determinadas épocas do ano, como em regiões turísticas, tal sistema pode ser, a princípio, de grande aplicabilidade, dada a sua aparente robustez em absorver choques de carga.

Tabela 3 – Produção média de lodo pelos sistemas UASB/FBP investigados

Condições operacionais	Lodo produzido nos sistemas UASB/FBP (kgSST/kgDQO _{removida})			
	UASB/FBP-(Escória)	UASB/FBP-(Anéis)	UASB/FBP-(DHS)	UASB/FBP-(Conduíte)
Fase 1 (20 m ³ .m ⁻² .d ⁻¹ ; 0,44 kgDBO.m ⁻³ .d ⁻¹)	1,02	1,04	0,47	0,82
Fase 2 (15 m ³ .m ⁻² .d ⁻¹ ; 0,37 kgDBO.m ⁻³ .d ⁻¹)	0,53	0,96	0,38	0,50
Fase 3 (10 m ³ .m ⁻² .d ⁻¹ ; 0,26 kgDBO.m ⁻³ .d ⁻¹)	0,45	0,52	0,32	0,42

Nota: A linha hachurada indica a menor produção de lodo observada entre todas as fases operacionais.

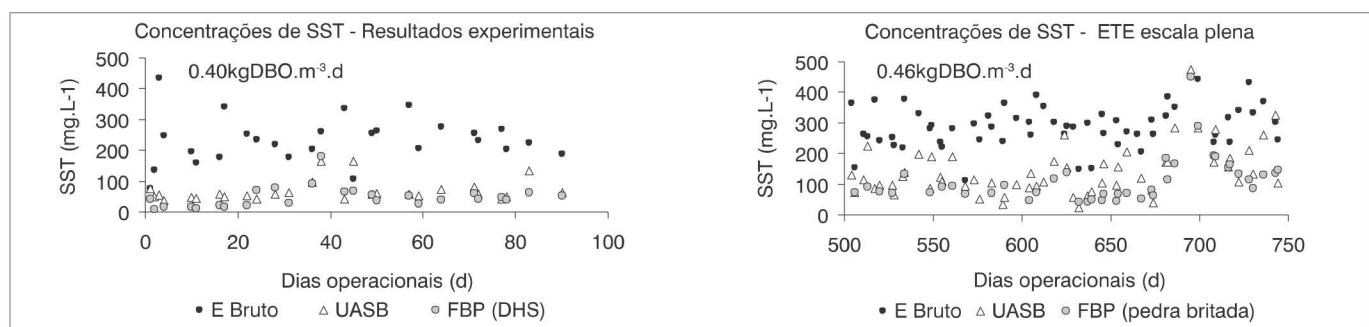


Figura 6 – Influência das concentrações de SST efluentes de reatores UASB na qualidade do efluente final.

Controle operacional de reatores UASB e o uso de sistemas UASB/FBP sem etapa de decantação secundária para o tratamento do esgoto doméstico

Nos sistemas UASB/FBP operando sem clarificadores, as concentrações de SST no efluente do reator UASB e no efluente final parecem assumir semelhante tendência, conforme mostram as Figuras 3c e f. Portanto, em termos de remoção de SST, o desempenho do sistema UASB/FBP pode ser extremamente influenciado pelo gerenciamento do lodo na etapa anaeróbia.

A Figura 6 apresenta os resultados operacionais de uma ETE em escala plena (UASB/FBP: 60.000 habitantes) e do sistema UASB/FBP-(DHS) testado na presente pesquisa. Em ambos os sistemas, as amostras do efluente final analisadas foram tomadas antes da etapa de decantação secundária. Pode ser observado que as concentrações de SST no efluente final tendem a ser influenciadas pelo aporte de sólidos, advindo do reator UASB, independentemente do meio suporte utilizado (aderência superficial, no caso de pedra britada, ou com a possibilidade de aderência intersticial, no caso do sistema DHS). Tal aspecto passa ser mais evidente quando as concentrações de SST no efluente do reator UASB tendem a aumentar.

Portanto, considerando como exemplo o padrão de lançamento de 100 mgSST.L⁻¹, a operação dos reatores UASB deve ser realizada de forma a manter as concentrações efluentes de SST consistentemente abaixo de tal valor. Nos casos em que o sistema opera sem o uso de decantadores secundários, a avaliação do aumento do tempo de detenção do líquido, no reator UASB, deve ser um aspecto a ser considerado, de forma que seja possível garantir maior estabilidade dos reatores UASB, no que se refere à concentração efluente de sólidos. Contudo, o adequado gerenciamento do lodo anaeróbio nesses sistemas passa a ser uma condição de especial prioridade, e, de fato, o aspecto mais fundamental.

Breve discussão sobre o papel das etapas anaeróbia e aeróbia em sistemas UASB/FBP

Como mostram os resultados apresentados nas Figuras 3 e 5, as maiores parcelas de DBO, DQO e SST foram removidas no reator

UASB, com eficiências de remoção em torno de 60 a 70%. Tal desempenho propiciado pela etapa anaeróbia representa, portanto, cerca de 70 a 90% da remoção de DBO e DQO em relação à eficiência global observada para os sistemas UASB/FBP investigados.

A elevada remoção de matéria orgânica presente no esgoto bruto em etapa anaeróbia de sistemas sequenciais, compostos por reatores anaeróbios seguidos de pós-tratamento, tem sido reconhecida e amplamente reportada em vários trabalhos, conforme apresentado por Kassab *et al.* (2010). Em sistemas UASB/FBP operando sem a unidade de decantação secundária, os resultados de Almeida *et al.* (2008) e Chernicharo e Almeida (2010) mostram que os FBP tendem a assumir a função de “etapa de polimento em termos de remoção de matéria orgânica”, uma vez que o reator UASB é responsável pela remoção da maior parcela de DBO, DQO e SST.

Dada a notável potencialidade dos reatores UASB em reduzir os teores de matéria orgânica, presentes no esgoto doméstico bruto, os FBP pós-reatores UASB podem ser destinados de forma mais evidente à remoção de outros constituintes presentes nos esgotos, como o N-amoniacial e os surfactantes aniônicos, a depender da aplicação de menores COV em tais unidades de pós-tratamento.

Conclusões

Os resultados obtidos a partir da operação de quatro sistemas UASB/FBP reforçam a promissora potencialidade de operação de tal tecnologia, sem o uso de uma etapa de decantação secundária, para o tratamento de efluentes domésticos. A qualidade dos efluentes finais produzidos pelos sistemas investigados via de regra foram capazes de atender consistentemente aos padrões de lançamento para DBO, DQO e SST, nos quais este estudo se baseou. Contudo, para que fosse possível operar o sistema sem o uso de clarificadores, as COV nos FBP foram mantidas entre 0,30 e 0,40 kgDBO.m⁻³.d⁻¹, em 50 a 80% dos casos.

Com relação aos materiais de enchimento utilizados, observou-se que, em condições de baixas COV aplicadas nos FBP, nenhum ganho expressivo em termos de desempenho foi obtido com o uso de materiais de enchimento de maior área superficial específica (por

exemplo, anéis plásticos e aparas de conduíte). Tais resultados confirmam a tendência já observada para FBP pós-decantadores primários de que o uso de meios suportes, com maiores áreas superficiais específicas em FBP de baixa carga, não parece ser uma alternativa eficaz para a melhoria da qualidade do esfluente final. Nesse caso, considerando os meios suportes randômicos, o uso de escória de alto-forno parece ainda ser uma boa opção para sistemas UASB, seguidos por FBP de pequena altura (2,50 m).

A melhoria da qualidade do esfluente final foi alcançada quando um meio suporte, baseado em espumas de poliuretano (sistema DHS), foi utilizado no FBP pós-reactor UASB. Neste caso, o desempenho do sistema UASB/FBP-(DHS) apresentou-se significativamente melhor em relação aos demais sistemas, e ainda com menor efeito da variação das TAS e COV na qualidade do esfluente final. Adicionalmente, foi observada menor produção de lodo nas fases operacionais ($0,32\text{--}0,47 \text{ kgSST/kgDOQ}_{\text{removida}}$) para tal sistema. Isto reforça a potencialidade de uso de espumas de poliuretano como material de enchimento, sendo essa uma promissora alternativa para a melhoria da qualidade do esfluente final produzido por sistemas UASB/FBP, principalmente nos casos em que a operação sem decantadores secundários é desejada.

Adicionalmente, os resultados obtidos por esta pesquisa confirmam as expectativas de que a etapa anaeróbia exerce papel fundamental no processo de remoção da matéria orgânica em sistemas sequenciais, compostos por reatores anaeróbios seguidos de pós-tratamento. Neste estudo, o desempenho observado para remoção

de matéria orgânica na etapa anaeróbia representou cerca de 70 a 90% da remoção de DBO e DQO, em relação à eficiência global dos sistemas UASB/FBP investigados.

Considerando a notável importância da etapa anaeróbia para o desempenho global do sistema, vale destacar que, mesmo que a operação de sistemas UASB/FBP sem decantadores secundários seja uma excelente alternativa para a simplificação da tecnologia, o adequado gerenciamento do lodo anaeróbio nesses sistemas certamente passa a ser uma condição de especial prioridade, uma vez que as concentrações de SST no esfluente final do FBP tendem a ser bastante influenciadas pelo aporte de sólidos advindos do reator UASB. Neste sentido, as concentrações de SST no esfluente do reator UASB devem estar confiavelmente abaixo de 100 mg L^{-1} .

Futuras investigações e recomendações

Embora os resultados obtidos no transcurso desta pesquisa indiquem a possibilidade da operação de sistemas UASB/FBP, sem o uso de uma etapa de decantação secundária, é de extrema importância que a confiabilidade e a estabilidade do sistema sejam investigadas, inclusive considerando em maior profundidade a influência de condições operacionais no comportamento dos sistemas investigados. Para o alcance de tais objetivos, pretende-se dar continuidade a este trabalho sob a perspectiva do uso de ferramentas estatísticas mais avançadas, como análise de confiabilidade dos sistemas de tratamento de esgotos e controle estatístico dos processos.

Referências

- ALMEIDA, P.G.S.; CHERNICHARO, C.A.L.; SOUZA, C.L. Development of compact UASB/trickling filter systems for the treatment of domestic wastewater in small communities in Brazil. *Water Science and Technology*, v. 59, n. 7, p. 1431-1439, 2009.
- APHA; AWWA; WEF. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 20th Baltimore, Maryland: United Book Press, Inc, 2005.
- CHERNICHARO, C.A.L.; VON SPERLING, M.; MONTEIRO, T.A.S. Evaluation of post-treatment alternatives for effluents from the UASB reactors of Onça Sewage Treatment Plant (Belo Horizonte – Brazil). In: *The XXth Taller y Simposio Latinoamericano de Digestión Anaerobia. Proceedings...* Uruguay, 2005.
- CHERNICHARO, C.A.L.; ALMEIDA, P.G.S. Feasibility of UASB/trickling filter systems without final clarifiers for the treatment of domestic wastewater in small communities in Brazil. In: Conference on: Sustainable Solutions for Small Water and Wastewater Treatment Systems. *Proceedings...* Spain, 2010.
- ESPINO, E.O.; LIMÓN, G.M.; ESCALANTE, I.C. A simplified procedure for setting effluent quality standards. *Water Science and Technology*, v. 30, n. 10, p. 65-72, 1994.
- GONÇALVES, R. F.; CHERNICHARO, C.A.L.; NETO, C.O.A., SOBRINHO, P.A.; KATO, M.T.; COSTA, R.H.R.; AISSE, M. M.; ZAIAT, M. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: CHERNICHARO, C.A.L. (coordenador). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. PROSAB/FINEP, 1^a ed. Rio de Janeiro: Segrac, 2001. 544 p.
- KASSAB, G. ; HALALSHEH, M.; Klapwijk, A.; FAYYAD, M.; VAN LIER, J.B. Sequential anaerobic-aerobic treatment for domestic wastewater – A review. *Bioresource Technology* , v. 101, n. 10, p. 3299-3310, 2010.
- LETTINGA, G. UASB geen succesverhaal over rioolwater(voor) behandeling in ontwikkelingslanden voor adviesbureaus. In: H₂O: Informatiebron voor professionals in de waterbranche. n. 23, 2010. (in Dutch)
- MACHDAR, I.; HARADA, H; OHASHI, A.; SEKIGUCHI, Y.; OKUI, H.; UEKI, K.. Combination of UASB reactor and curtain type DHS (downflow hanging sponge) reactor as a cost effective sewage treatment system for developing countries. *Water Science and Technology*, v. 42, n. 3-4, p. 83-88, 2000.

TCHOBANOGLOUS, G.; BURTON, F.L.; STENSEL, H.D. *Wastewater engineering: treatment, and reuse*. 4th Ed. New York: Metcalf & Eddy, Inc., p. 1819, 2003.

OAKLEY, S.M.; POCASANGRE, A.; FLORES, C.; MONGE, J.; ESTRADA, M. Waste stabilization pond use in Central America: the experiences of El Salvador, Guatemala, Honduras and Nicaragua. *Water Science and Technology*, v. 10, n. 42, p. 51-58, 2000.

PONTES, P.P.; CHERNICHARO, C.A.L. Avaliação de desempenho de um sistema reator UASB – filtro biológico percolador operando com e sem decantador secundário (Performance evaluation of a UASB-trickling filter system operating with and without secondary settler). In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental – AIDIS. *Proceedings...* Punta del Leste, Uruguai, 2006. (in Portuguese)

RAGAS, A.M.J.; SCHEREN, P.A.G.M.; KONTERMAN, H.I.; LEUVEN, R.S.E.W.; VUGTEVEEN, P.; LUBBERDING, H.J.; NIEBEEK, G.;

STORTELDER, P.B.M. et al. Effluent standards for developing countries: combining the technology and water quality-based approach. *Water Science and Technology*, v. 52, n. 9, p. 133-144, 2005.

SILVA, G.M.; GONÇALVES, R. F. Desempenho de um sistema UASB + filtro biológico percolador sem etapa de decantação tratando esgoto sanitário (Performance of a UASB + trickling filter system without secondary settler treating domestic wastewater). In: 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES. *Anais...* Campo Grande, Brasil, 2004. (in Portuguese)

TANDUKAR, M.; MACHDAR, I.; UEMURA, S.; OHASHI, A.; HARADA, H. Potential of a Combination of UASB and DHS Reactors a Novel Sewage Treatment System for Developing Countries: Long-Term Evaluation. *Journal of Environmental Engineering*, v. 132, n. 2, p. 166-172, 2006.

WANNER, J.; CECH, J.S.; KOS, M.; BARCHA NEK, M. Municipal effluent standards in the Czech Republic. *Water Science and Technology*, v. 33, n. 12, p. 1-10, 1996.

Sewage treatment in a combined up-flow anaerobic sludge blanket (UASB)–down-flow hanging sponge (DHS) system

A. Tawfik^{a,*}, A. Ohashi^b, H. Harada^b

^a National Research Centre, Water Pollution Control Department, El-Behoss Street, P.O. Box 12622, Cairo, Egypt

^b Department of Environmental System Engineering, Nagaoka University of Technology, Kamitomioka 1603-1, Nagaoka, Niigata 940-2188, Japan

Received 8 May 2005; received in revised form 23 November 2005; accepted 27 November 2005

Abstract

The performance of up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) in combination with down-flow hanging sponge (DHS) system for sewage treatment at an average wastewater temperature of 15 °C has been investigated for 6 months. The results showed that a combined system operated at a total HRT of 10.7 h and total SRT of 88 days represents a cost effective sewage treatment process. The average COD_{total} and BOD_{5 total} concentrations measured in the final effluent of the total system (UASB + DHS) amounted to 43 and 3.0 mg/l, respectively, corresponding to the overall removal efficiency of 90% for COD_{total} and 98% for BOD_{5 total}. The total process provided a final effluent containing a low concentration of 12 mg/l for TSS.

Eighty-six percent of ammonia was eliminated at space loading rate of 1.6 kg COD/m³ d and HRT of 2.7 h. The calculated nitrification rate of the DHS system according to the nitrate and nitrite production amounted to 0.18 kg/m³ d. The removal of F. coliform in the UASB reactor only amounted to 0.86 log₁₀. On the other hand, the F. coliform concentration dropped substantially, i.e. by 2.6 log₁₀ in the DHS system resulting only $2.7 \times 10^3/100$ ml in the final effluent.

The calculated average sludge production for UASB operated at an HRT of 8.0 h amounted to 30 g TSS/d, corresponding to sludge yield coefficient of 0.2 g TSS/g total COD removed, while it was indeed very low only 6.0 g TSS/d corresponding to sludge yield coefficient of 0.09 g TSS/g total COD removed, for DHS system.

The DHS profile results revealed that in the first and second segment of DHS system, the COD_{total}, BOD_{5 total} and TSS was eliminated, followed by the oxidation of ammonia in the next segments.

© 2005 Elsevier B.V. All rights reserved.

Keywords: Sewage; UASB; DHS; COD; Nitrification; F. coliform; DHS profile; OUR

1. Introduction

In moderate climate countries, sewage treatment in an up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor has recently increased since the UASB configuration started to be efficiently applied for this purpose in the beginning of the 1980s. The treatment of sewage at 15 °C was investigated by Mahmoud et al. [1] in a one-stage UASB reactor and a UASB–digester system. The latter consists of a UASB reactor complemented with a digester for sewage treatment and sludge stabilization. The UASB reactor was operated at a HRT of 6.0 h and a temperature of 15 °C. The digester was operated at 35 °C. The UASB–digester system provided significantly higher COD

removal efficiencies than the one-stage UASB reactor. The achieved removal efficiencies in the UASB–digester system and the one-stage UASB reactor for total, suspended, colloidal and dissolved COD were 66%, 87%, 44% and 30%, and 44%, 73%, 3% and 5% for both systems, respectively. The stability values of the wasted sludge from the one-stage UASB reactor and the UASB–digester system were, respectively, 0.47 and 0.36 g CH₄-COD/g total COD. Likely, the feasibility of treating municipal wastewater by a UASB reactor under low-temperature conditions was evaluated by Singh and Virarghavan [2]. COD removal efficiency ranged from 70% to 90% at an HRT of 6.0 h and a temperature of 11 °C. The performance of the reactor was not satisfactory at temperature of 6.0 °C, the average COD removal amounted to only 40%. Based on these results, the UASB reactor could be applied successfully for pre-treatment of domestic wastewater under low-temperature conditions, but additional post-treatment is required for removal

* Corresponding author. Tel.: +2 02 3351573; fax: +2 02 3351573.

E-mail address: Tawfik8@yahoo.com (A. Tawfik).

the remaining portion of COD, TSS, ammonia and pathogenic bacteria.

Various aerobic treatment processes have been proposed for post-treatment, such as the activated sludge process [3], rotating biological contactor (RBC) [4], trickling filter (TF) [5], sequencing batch reactor (SBR) [6] and aerobic filter [7].

In this study, the innovative post-treatment down-flow hanging sponge (DHS) system is selected. The DHS system composed of polyurethane material (CF sponge) as the packed media to which microorganisms attach and as the porous media for solids retention. The characteristics of the DHS combine long sludge age (100 days) and short HRT (2.0 h) [8] and provide small footprints for the bioreactor. The first and second generation of DHS system namely cube and curtain type was investigated by Machdar et al. [8,9] in combined with UASB reactor for sewage treatment at a temperature of 25 °C. Here, in this study the third generation of DHS system (random type) will be investigated in combined with UASB reactor at wastewater temperature ranging from 11 to 20 °C.

The main objectives of this study are, to evaluate the performance of an UASB reactor followed by DHS system operated at a total HRT of 10.7 h (8 h for UASB + 2.7 h for DHS system) at an average wastewater temperature of 15 °C. Emphasis is afforded to the removal efficiency of the COD, BOD₅, ammonia and F. coliform. Furthermore, the removal mechanism pattern of organic matter, nitrification process and F. coliform removal along DHS system height will be investigated. Moreover, the oxygen uptake rate (OUR) for the sludge harvested from DHS system will be determined.

2. Materials and methods

2.1. Experimental set-up of the pilot plant (continuous experiments)

A combined UASB–DHS system was operated and installed at sewage treatment plant site in Nagaoka city, Japan (Fig. 1). The sewage used in the experiment originated from the city Nagaoka. The sewage collected in a combined sewer system and is continuously pumped to the UASB reactor. The total system was operated at an average wastewater temperature of 15 °C. Table 1a shows the characteristics of the used sewage.

2.1.1. UASB reactor start-up and sludge wastage

A schematic diagram of the UASB reactor is shown in Fig. 1. The UASB reactor was seeded with primary digested sludge from the wastewater treatment plant of Nagaoka city, Japan. The seed sludge had a concentration of 16 g/l for TSS and 9.0 g/l for VSS. The total amount of digested sludge added to the reactor

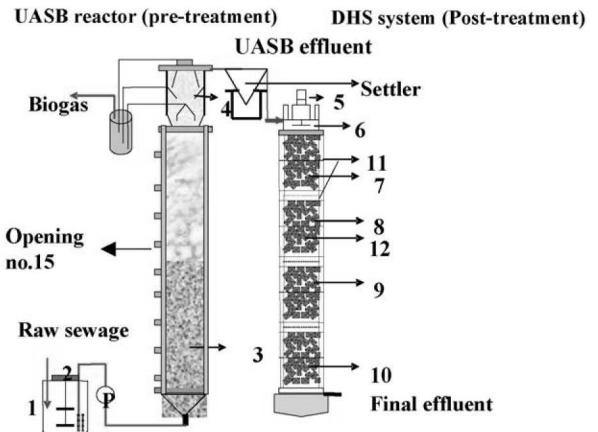


Fig. 1. Schematic diagram for a combined UASB–DHS system treating domestic wastewater. (1) Sewage tank, (2) mixer, (3) sludge bed, (4) gas solid separator (GSS), (5) rotating motor, (6) sprinkler system, (7) segment no. 1, (8) segment no. 2, (9) segment no. 3, (10) segment no. 4, (11) perforated plate and (12) sponge carrier.

was approximately 91 l sludge which represents 59% of the total reactor volume.

The UASB reactor had a working volume of 155 l, height of 4.0 m, and an internal diameter of 0.22 m. Eighteen ports for obtaining sludge samples are arranged along the length of the reactor, the first one at 0.2 m above the base of the column and the others at the same level. The reactor contains a three identical conical gas solids separator (GSS) at the top of the tank with a height of 0.4 m. The sludge bed was kept below tap 15, ca. 2.9 m from the UASB bottom, by once weekly opening this tap for discharging the sludge accumulated above. The discharged sludge was collected in a storage 10 l tank for TSS, and VSS analysis. The gas produced was measured by gas meter (LW-1).

2.1.2. Down-flow hanging sponge (DHS)

Fig. 1 shows a schematic diagram of the DHS system. This DHS module column consists of four identical segments connected vertically, each segment equipped with 12.91 l of sponge randomly distributed. The total volume of the sponge amounted to 51.6 l. The dimensions of the used sponge (cylindrical shape) amounted to 27 mm height × 22 mm diameter. The DHS system was made of plexi-glass, with a capacity of 136 l and had an internal diameter of 0.22 m. The height of the reactor is 3.5 m. The polyurethane material (CF type) used is supported by polypropylene plastic material with fins. The reactor is filled with 38% sponge with the following criteria (surface area 256 m²/m³, density 30 kg/m³, void ratio 0.9, and pore size of 0.63 mm). The UASB effluent flows by gravity to the distributor which located on the top of the DHS system and rotating at 19 rpm.

Table 1a

Characteristics of the raw sewage (average samples no.=45)

COD (mg/l)			BOD (mg/l)			Nitrogen (mg/l)		F. coliform/100 ml
Total	Soluble	Particulate	Total	Soluble	Particulate	NH ₄	TKN	
492 ± 167	135 ± 45	357 ± 150	237 ± 101	67 ± 35	170 ± 85	26 ± 7	35 ± 15	7.1 × 10 ⁶ ± 6.2 × 10 ⁶

Table 1b

The operational conditions of the combined UASB–DHS system

Parameter	Operational conditions for UASB reactor as a pre-treatment	Operational conditions for DHS system as a post-treatment
HRT (h)	8	2.7
Temperature (°C)	11–20	11.5–21
Up-flow velocity (m/h)	0.5	—
Flow rate (m ³ /d)	0.46	0.46
Volumetric loading rate (kg COD/m ³ d)	1.5	1.6
Down flow velocity (m/h)	—	1.3
SRT (d)	70	168
Total SRT (d)	88	

The oxygen is naturally diffused through five windows located at different levels of 0, 0.7, 1.4, 2.1 and 3.3 m of the DHS system (see Fig. 1).

Treated wastewater samples were collected from segments 1 to 4 of the water phase from DHS system by gently inserting a plastic container of 30 cm length, 20 cm, width and 5.0 cm depth (3 l volume) were used. Moreover, during the operation of the DHS system, biomass retained in the sponge was monthly harvested at various DHS segments. The sludge was squeezed by distilled water and then total solids and volatile solids were determined in duplicate samples. Total solids and volatile solids were calculated according to sponge volume.

2.1.3. Operational conditions

The combined UASB–DHS system was continuously operated for 6 months. The operational conditions are given in Table 1b.

2.1.4. Sampling and analysis

Three times analysis per week were made on grab samples at certain time of the buffer tank (influent), the UASB reactor effluent and final effluent of DHS system were collected and immediately analysed. The COD_{total}, BOD_{5 total}, TSS, VSS and Faecal coliform (F. coliform) (membrane filtration technique) were analysed according to APHA [10]. Raw samples were used for COD_{total}, BOD_{5 total} and 0.45 µm membrane filtered samples for dissolved COD and BOD₅. The particulate COD and BOD₅ were calculated by the difference between COD_{total}, BOD_{5 total} and COD_{filtered}, and BOD_{5 filtered}, respectively. Ammonia, nitrite and nitrate were determined by HPLC. total Kjeldahl nitrogen (TKN), was measured according HACH method.

Parameters like pH, dissolved oxygen (DO), oxidation reduction potential (ORP) and temperature were measured regularly in situ.

2.1.5. Sludge residence time (SRT) calculations

The SRT for the combined UASB/DHS system was calculated according to the following equation. For calculating the SRT, it is assumed that the effluent VSS had the same SRT as the excess sludge

$$\text{SRT} = \left(\frac{(VX)_{\text{UASB}} + (VX)_{\text{DHS}}}{(Q_w X + Q X_w)_{\text{UASB}} + (Q_w X + Q X_w)_{\text{DHS}}} \right)$$

where V , UASB reactor volume and sponge volume of DHS system (l); X , average sludge concentration in the UASB reactor and DHS system (mg VSS/l); Q_w , excess sludge from both reactors (l/d); X_w , concentration of the excess sludge discharged from each reactor (mg VSS/l).

2.2. Batch experiments (oxygen up-take rate (OUR))

OUR experiments were conducted to determine the activity of biomass at different DHS location heights (first, second, third and fourth segment). The harvested sponge with biomass was squeezed and centrifuged at 3000 rpm for 15 min and decant the supernatant. Dilute the sludge with phosphate buffer 10 mM, pH 7.0, homogenize and centrifuge, then decant again the supernatant. This step has been repeated 5.0 times. Before starting OUR experiments, both UASB effluent and the sludge were aerated for 45 min to ensure that no hydrogen sulfide and no external carbon source were present in the effluent of UASB reactor and the harvested sludge respectively. In the OUR tests four types of substrate were used: UASB effluent, UASB effluent + allyle-thio-urea (ATU), acetate and no substrate (endogenous). The acetate has been used as a comparable substrate to the UASB reactor effluent. 50 ml of the sludge was placed in a BOD bottle with a capacity of 100 ml, which was subsequently filled with 50 ml (1) UASB effluent (COD = 200 mg/l), (2) UASB effluent + 2 ml of ATU, (3) acetate (COD = 200 mg/l) and (4) only buffer for endogenous respiration rate. For each experiment, the dissolved oxygen (DO) in the BOD bottle was measured using DO meter (YSI, Model 5100) at intervals of 30 s until reached 0.6 mg O₂/l. Part of the harvested biomass was filtered for determination of MLSS and VLSS concentration.

3. Results and discussion

3.1. UASB–DHS system performance

3.1.1. COD, BOD and TSS removal

The COD_{total}, BOD_{5 total}, COD_{soluble} and BOD_{5 soluble} removal data found in the total process are depicted in Table 2 and Fig. 2a. The results clearly reveal that the total system achieved a substantial reduction of COD_{total}, BOD_{5 total}, COD_{soluble} and BOD_{5 soluble} resulting in average effluent con-

Table 2

COD fractions, BOD fractions and TSS removal in a combined UASB–DHS system treating domestic wastewater at an HRT of 10.7 h and SRT of 88 days (average of 45 samples)

Parameter	Sewage	UASB effluent	%R	DHS effluent	%R	Overall removal efficiency
COD _{total} (mg/l)	492 ± 167	178 ± 82	61 ± 20	43 ± 14	72 ± 12	90 ± 6
COD _{soluble} (mg/l)	135 ± 45	98 ± 30	23 ± 23	30 ± 10	67 ± 14	75 ± 13
COD _{particulate} (mg/l)	357 ± 150	79 ± 63	78 ± 23	13 ± 10	76 ± 23	95 ± 5
BOD _{total} (mg/l)	237 ± 101	67 ± 40	70 ± 19	2.3 ± 2	96 ± 5	99 ± 0.9
BOD _{soluble} (mg/l)	67 ± 35	37 ± 24	38 ± 36	1.1 ± 0.9	95 ± 8	98 ± 2
BOD _{particulate} (mg/l)	170 ± 85	30 ± 23	82 ± 22	1.2 ± 1.4	93 ± 18	99 ± 0.9
TSS (mg/l)	255 ± 117	47 ± 38	82 ± 24	12 ± 5	68 ± 23	94 ± 5

centrations of only 43, 3.0, 30 and 1.2 mg/l, respectively. This high performance can be attributed to the long SRT of 88 days imposed to the combined system.

The results presented in Table 2 furthermore show that the total system achieved an almost complete removal of COD_{particulate} and TSS i.e. only 13 and 12 mg/l of these COD-fraction and coarse suspended solids remained in the final effluent.

3.1.2. Nitrification efficiency and nitrogen removal

Despite the increase of ammonia concentration in the UASB reactor, a nitrification rate of 0.22 ± 0.07 kg NH₄-N/m³ d was achieved in the DHS system, when operated at a volumetric loading rate (VLR) of 1.6 kg COD_{total}/m³ d (Fig. 2b). Eighty-six percent of ammonia was removed. The concentrations of ammonia and nitrate in the effluent of DHS system amounted to 3.0 and 18 mg/l, respectively. From the data presented in Table 3,

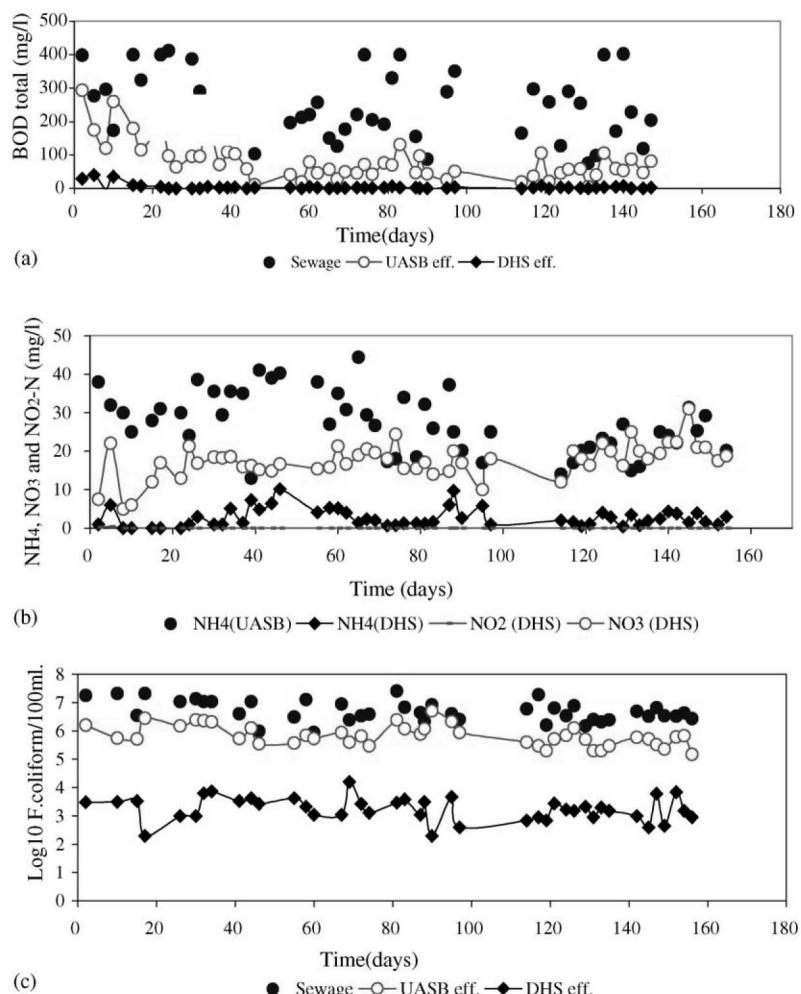


Fig. 2. (a) Time course of BOD total along treatment system: (●) sewage; (○) UASB effluent; (◆) DHS effluent. (b) Time course of NH₄, NO₃, and NO₂-N along treatment system: (●) NH₄ (UASB); (◆) NH₄ (DHS); (—) NO₂ (DHS); (○) NO₃ (DHS). (c) Time course of F. coliform along treatment system: (●) sewage; (○) UASB effluent; (◆) DHS effluent.

Table 3

The average nitrogen balance in DHS system treating UASB reactor effluent at an average wastewater temperature of 15 °C

UASB influent (g/d)			DHS effluent (g/d)				Sludge (g/d)	TN loss (g/d)	Nitrogen removed
TKN _{total}	TKN _{soluble}	TKN _{particulate}	TKN _{total}	TKN _{soluble}	TKN _{particulate}	NO ₃ -N produced	TKN		
14.3	9.3	5.0	3.2	3.2	0.0	8.52	0.092	2.7	17%

it is also clear that the combined system is quite effective in eliminating the course of total Kjeldahl nitrogen (TKN). The total system provided 8.0 mg/l for TKN in the final effluent, corresponding to 77% removal efficiency.

Measurements of the amount of TKN of the sludge, the amount of sludge generated in DHS system, and of the nitrification efficiency were conducted over some specific periods. The results of these measurements are presented in Table 3. From the data in Table 3 the calculated nitrification efficiency (60%), TKN of the produced sludge (0.64%), TKN in the final effluent were 22.4%, respectively. Around 17% of the total influent nitrogen to DHS system remained unaccounted. Probably, this nitrogen removal was caused by aerobic denitrification [11] and/or denitrification occurring in the anoxic biomass [12].

3.1.3. *F. coliform* removal

The results of the *F. coliform* examination (Fig. 2c) reveal that the removal of *F. coliform* in the UASB reactor only amounted to $0.86 \log_{10}$. On the other hand the *F. coliform* concentration dropped substantially, i.e. by $2.6 \log_{10}$, in the DHS system. The results clearly demonstrate the high efficiency of the DHS system in combination with UASB reactor for removing of *F. coliform*. The combined system achieved a substantial removal

Table 4

The average *F. coliform* balance in DHS system treating UASB reactor effluent at a temperature of 15 °C

UASB influent (<i>F. coliform</i> /d)	$6.2 \times 10^7 \pm 1.3 \times 10^6$
DHS effluent (<i>F. coliform</i> /d)	$1.3 \times 10^7 \pm 3.1 \times 10^3$
DHS-sludge (<i>F. coliform</i> /d)	$7.7 \times 10^5 \pm 7.5 \times 10^5$
Removed (<i>F. coliform</i> /d)	4.8×10^7

of *F. coliform* with values ranging from 99% to 99.9% (average value of 99.2%).

The results for *F. coliform* balance presented in Table 4 shows the *F. coliform* influent, sludge and effluent of the DHS system. The gap in the *F. coliform* balance, found to be in the range of 70–77%, could be due to many reasons. Adsorption of *F. coliform* to the biomass of DHS system, [13] and/or filter feeding [14], and die-off [15], however, [16] found that the die-off plays a minor role for removal of *E. coli* in the RBC system treating UASB reactor effluent.

3.1.4. Sludge production and sludge characteristics

The characteristics of the wasted sludge are presented in Fig. 3a and b. The results show a substantially higher VSS/TSS ratio of the excess sludge of the UASB reactor in comparison

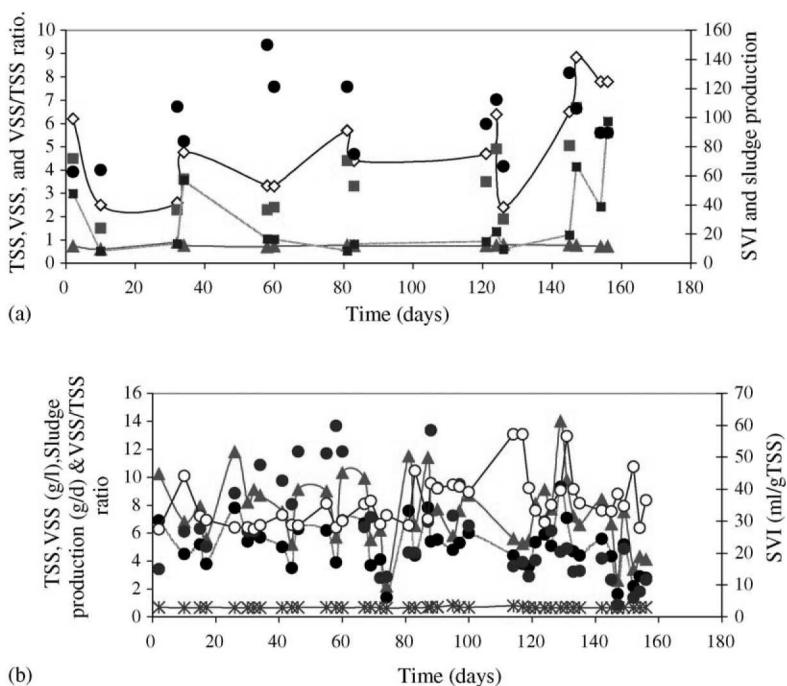


Fig. 3. (a) TSS, VSS, SVI, VSS/TSS ratio and sludge production from UASB reactor: (◊) TSS (g/l); (■) VSS (g/l); (▲) VSS/TSS; (●) SVI (ml/g TSS); (□) sludge production (g/d). (b) TSS, VSS, SVI, VSS/TSS ratio and sludge production from DHS system: (▲) TSS (g/l); (●) VSS (g/l); (*) VSS/TSS; (○) sludge production; (○) SVI.

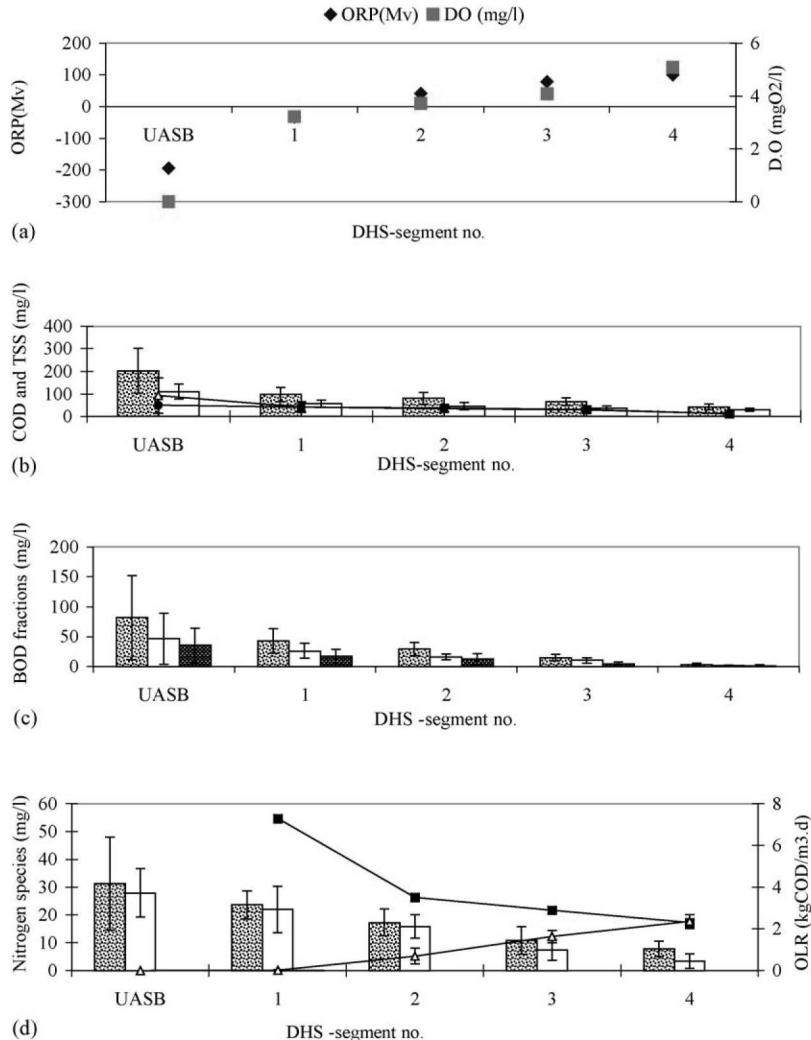


Fig. 4. (a) ORP and DO along DHS system height: (◆) ORP (Mv); (■) DO (mg/l). (b) COD fractions and TSS removal along DHS system height: (▨) COD total; (□) COD soluble; (△) COD particulate; (●) TSS. (c) BOD fractions removal along DHS system height: (▨) BOD total; (□) BOD soluble; (■) BOD particulate. (d) Relationship between OLR and nitrification process along DHS system height: (▨) TKN; (□) NH₄-N; (■) OLR; (△) NO₃.

with that from DHS system of the combined UASB–DHS system, which indicates better stability of the latter. This can be due to dilution of the sludge bed of the UASB reactor with the influent raw solids. The excess sludge produced obviously needs further treatment, for instance using anaerobic digestion [1].

TSS, VSS and SVI in the sludge discharged from the UASB reactor were fluctuated as shown in Fig. 3a. This was due to a largely fluctuation of the temperature from 11 to 20 °C and the influent total COD from 152 to 700 mg/l, whereas, the sludge produced from DHS system was rather stable (Fig. 3b).

The relatively low SVI of the UASB and DHS system reveals high settleability. The VSS/TSS ratio of the wasted sludge from DHS system is better than that reported for excess sludge from rotating biological contactor (RBC) treating UASB effluent at low temperature [16] and sludge produced by a combining UASB and trickling filter for domestic wastewater treatment [17].

The calculated average sludge production for UASB operated at an HRT of 8.0 h amounted to 30 g TSS/d, corresponding to

sludge yield coefficient of 0.2 g TSS/g total COD removed, while it was indeed very low only 6.0 g TSS/d corresponding to sludge yield coefficient of 0.09 g TSS/g total COD removed, for DHS system.

3.2. DHS profile results

The results presented in Fig. 4a show the results of both DO and ORP measurements as a function of DHS reactor height. Although no forced aeration was provided to the DHS system treating UASB reactor effluent, DO level increased from zero at the inlet (the UASB effluent) up to 5.0 mg/l at the fourth segment.

The results in Fig. 4b and c show that most of the COD fractions (COD_{total}, COD_{particulate}, COD_{soluble}) and BOD₅ fractions (BOD₅_{total}, BOD₅_{soluble} and BOD₅_{particulate}) were removed in the first and second segment. The third and fourth segment provided a little additional removal. This can be explained by the fact that the most of coarse and soluble organic matter were adsorbed and degraded in the segments 1 and 2.

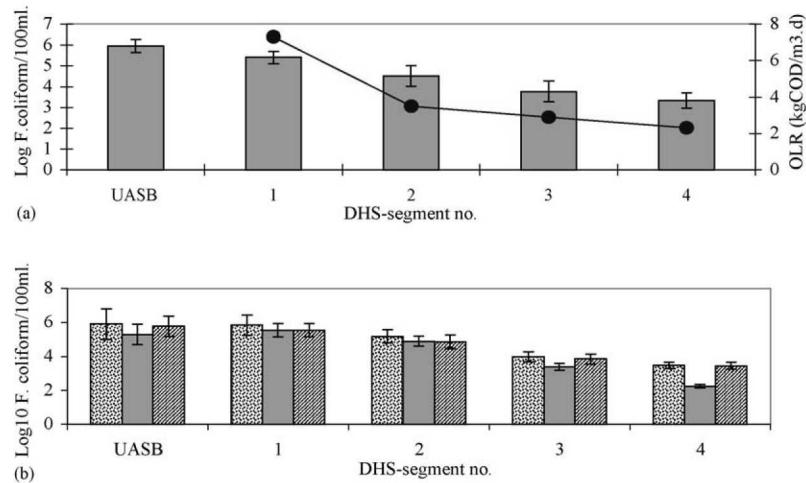


Fig. 5. (a) Relationship between OLR and F. coliform in DHS system: (■) log F. coliform; (●) VLR. (b) Total, suspended and colloidal F. coliform removal in DHS system: (▨) total F. coliform; (■) suspended F. coliform ($>5\text{ }\mu\text{m}$); (▨) colloidal F. coliform (<5 to $>0.45\text{ }\mu\text{m}$).

From the results in Fig. 4c it is clear that the combined first and second segment of fourth segment of DHS system operated at total HRT of 1.3 h clearly is quite effective in removing BOD_5 total, because a very low concentrations of total BOD_5 was obtained, i.e. amounting to 29 mg/l. It is obvious that only a minor amount of BOD_5 can be removed in the third and fourth segment of fourth segment DHS system. As follows from the results in Fig. 4c only 26 mg/l of BOD_5 total was removed in the third and fourth segment, resulting in an average residual value of 3.0 mg/l for total BOD_5 , which is exceptionally low indeed. This indicates that the DHS system at VLR of 1.6 kg COD/m³ d has been operated under organic substrate limiting conditions.

The results in Fig. 4d show that nitrification was very limited in the first segment of DHS system at a VLR rate of 7.3 kg COD/m³ d. This was due to the presence of an insufficient ammonia oxidizer population at high loading rate as they cannot compete with heterotrophs for space and oxygen. In the second, third, and fourth segment of DHS system, a high nitrification rate was achieved at lower VLR's of 3.5, 2.9 and 2.3 kg COD/m³ d. These results demonstrate that at VLR exceeding 3.5 kg COD/m³ d heterotrophic bacteria still prevail in the first segment of DHS system, but the nitrifying bacteria promoted in the second, third and fourth segment of DHS system when the VLR drops to 3.5, 2.9 and 2.3 kg COD/m³ d, respectively. The ammonia oxidation was virtually approximately complete, only 3.0 mg NH₄-N/l provided in the final effluent of DHS system.

The results for F. coliform (Fig. 5a) show an increase in the F. coliform removal from one segment to the other. The results presented in Fig. 5a show that the removal of F. coliform only significantly improved once the VLR has become very low.

In order to assess the efficiency of DHS system towards the removal of F. coliform, the prevalence of F. coliform was analysed in more detail especially in the fraction of 5–0.45 µm (Fig. 5b). Although the F. coliform in the suspended form ($>5\text{ }\mu\text{m}$) ultimately removed at various DHS segments resulting a very low F. coliform count of $1.7 \times 10^2/100\text{ ml}$ in the final effluent of DHS system (Fig. 5b). However, unlike other F. col-

iform fraction, the colloidal fraction (>5 to $<0.45\text{ }\mu\text{m}$) is not well removed in DHS system. The major part of F. coliform in the final effluent of $2.8 \times 10^3/100\text{ ml}$ was occluded with particles having a size ranging between (5 to $<0.45\text{ }\mu\text{m}$). This indicates that the adsorption of colloidal F. coliform fraction is rate limiting step in DHS system treating UASB reactor effluent. Similar results have been obtained by us Tawfik et al. [18] by using RBC treating UASB reactor effluent.

3.3. Retained biomass along DHS system height

The characteristics of sponge biomass along the DHS system height were measured and illustrated in Fig. 6a. Little differences in total solids and volatile solids were found between the sludge accumulated in the various segments of the reactor as shown in Fig. 6a. In the segments 1–4 of the DHS module, the biomass which developed had ash content up to 74%, 71%, 66%, 75% and 67%, respectively. The calculated water content of the harvested sponge at various DHS segments 1–4 amounted to 96%, 96.3%, 97% and 96%, respectively. Machdar [19] investigated the dead and live micro-organisms inside and outside the sponge. He concluded that, the fraction of active bacteria is amounted to 66% in the sponge.

3.4. Oxygen up-take rate (OUR) experimental results

Fig. 6b shows the activity of heterotrophs and autotrophic bacteria along DHS system height (first, second, third and fourth segment) that was found in the OUR tests. The OUR is presented as a function of the COD and ammonia of the UASB reactor effluent treating domestic sewage. The UASB effluent was divided into UASB effluent and UASB effluent plus ATU. For UASB effluent, the OUR amounted to 0.499 kg O₂/kg VSS d for first segment, 0.18 kg O₂/kg VSS d for second segment, 0.15 kg O₂/kg VSS d for third segment and 0.17 kg O₂/kg VSS d for fourth segment. The OUR of UASB effluent + ATU was 0.468, 0.116, 0.0733 and 0.079 kg O₂/kg VSS d for first, second, third and fourth segment, respectively. These are approximately

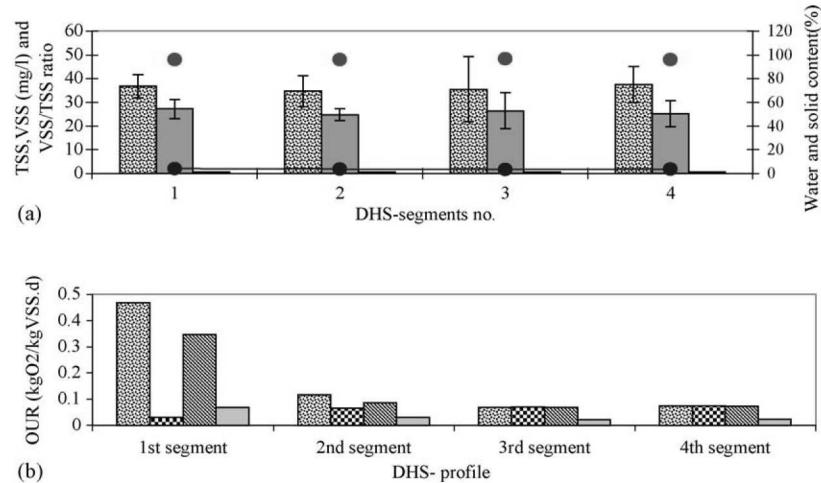


Fig. 6. (a) Biomass characteristics along DHS system height: (▨) TSS (g/l sponge); (▨) VSS (g/l sponge); (■) VSS/TSS; (●) water content (%); (●) solid content (%). (b) OUR for DHS biomass: (▨) COD (UASB effluent); (▨) NH₄-N (UASB effluent); (▨) acetate; (▨) endogenous.

94%, 64%, 46% and 45% of the total OUR of the UASB effluent was consumed by heterotrophic bacteria. The other 6%, 36%, 54% and 55% were related to ammonia oxidation. Based on these results, bacteria with a high growth rate and a high net growth yield, e.g. heterotrophs dominate in the first and second segment of the reactor. On the other hand, bacteria performing energetically more difficult reactions, e.g. ammonia oxidizers accumulate in the subsequent segments. As shown in the graph, the endogenous respiration rate of the biomass from first segment was distinctly higher than that of biomass from the second, third and fourth segment.

4. Discussion

The results of these investigations clearly reveal the high efficiency of the UASB reactor for pre-treatment of domestic wastewater at an average wastewater temperature of 15 °C. The system is not only achieved a higher removal efficiency of total COD (61%) and TSS (82%) than those obtained by Chernicharo and Machado [20] but also to other so far proposed systems i.e. anaerobic filter (AF) (33–55%) [21], hydrolysis up-flow sludge blanket (HUSB) and expanded granular sludge blanket (EGSB) (20–48%) [22]. The latter systems were operated at an HRT of 6.0 h and a temperature of 12–18 °C. Halalsheh [23] compared the performance of a UASB reactor and anaerobic filter for treatment of domestic wastewater. The AF achieved removal efficiencies of 39% and 75% for COD_{total}, and TSS, respectively. The UASB reactor achieved a higher removal efficiency of 57% and 84% for COD_{total}, and TSS, respectively. Anaerobic attached film expanded bed (AAFED) is a rather promising process for sewage treatment. However, so far only few investigations have been carried out. The system achieved removal efficiency up to 80% for total BOD₅ and TSS at an HRT of 5.0 h and a temperature of 18 °C [24]. Although the required HRT for the AAFED reactor is shorter than that applied in UASB reactor, the AAFED reactor suffers from the disadvantage that it requires more pumping and support medium material for bacterial attachment. This leads to significantly higher operational

and investment costs [25]. Based on the above experiences, the UASB reactor looks the more attractive and efficient system. The great success of the UASB reactor can be attributed to its simplicity and makes construction, operation and maintenance easier. However, the UASB reactor suffers from some drawbacks such as sludge washout which will negatively affect on the efficiency of the post-treatment step. Therefore, in the present investigation, the UASB reactor was operated with temporary intentional sludge discharge. The sludge yield coefficient (mass of COD removed per unit mass of sludge and per day) was 0.2 g COD/g TSS d. Cavalcanti [26] found that sludge mass discharges of 50–60% from UASB reactor treating domestic wastewater at an HRT of 4.0–8.0 h did not affect the effluent quality of the reactor. The sludge yield coefficient was relatively higher (0.23 g COD/g VSS d).

The benefits of anaerobic wastewater pre-treatment in many cases can only fully be realised if a proper (efficient and reliable) post-treatment system is available. This system should be simple in construction, operation and maintenance, stable under shock loads and its energy requirements should be low. According to Machdar et al. [8], the DHS system represents an excellent system for post-treatment of anaerobically pre-treated sewage. The main advantages of using DHS systems comprises (1) a rapid and dense colonization, (2) a high specific surface area of the packing material which can reach up to 2400 m²/m³ and high porosity of 97%, (3) a sufficiently long biomass retention time allowing the application of a higher loading rate, (4) a high process stability and no oxygen requirement and (5) a low production of waste sludge.

First and second generation of DHS system namely, cube and curtain type has been extensively investigated by Machdar et al. [8,9]. The results in Table 5 revealed that the third generation gave better results with regard to COD, BOD₅ and ammonia removal. Moreover the latter system offers several advantages (1) its operation is very simple and construction is easier, (2) it can be used for small and large scale applications, (3) head losses are low and (4) it produces excess sludge with excellent settleability and higher specific removal rates.

Table 5

Comparison between the efficiency (%R) of first, second and third generation of DHS system treating UASB reactor effluent

Parameters	First generation (cube type) (HRT = 1.3 h and temperature 25 °C) [8]	Second generation curtain type (HRT = 2.0 h and temperature 25 °C) [9]	Third generation (random type) (HRT = 2.7 h and temperature 11–20 °C) (this study)
Total BOD ₅	97	95	98
Total COD	70	84	93
TSS	100	67	92
NH ₄ -N	73	50–80	86

The high entrapment capacity of the DHS system and the retain of a high biomass concentration of 34 g VSS/l are the main reasons for the higher COD removal, nitrification process and *F. coliform* removal as compared to a series of RBC's treating UASB reactor effluent [4]. The DHS system is not only superior to the conventional trickling filter [5], but also to other post-treatment systems, such as, activated sludge process [3], sequencing batch reactor (SBR) [6], and aerobic filter [7] with regard to COD removal, nitrification efficiency and *F. coliform* removal. Accordingly, it is strongly recommended to use DHS system for post-treatment of anaerobically pre-treated sewage.

The results in this investigation revealed that a high efficiency of the DHS system in combination with UASB reactor for *F. coliform* removal. The *F. coliform* count in the final effluent amounted to $2.7 \times 10^3/100$ ml, which is substantially higher to those obtained by Tawfik et al. [27] who used a combined UASB-RBC system for sewage treatment at longer HRT of 16.5 h and similar to the results obtained by Uemura et al. [13] for a combined UASB-DHS system (curtain type) treating domestic sewage at shorter HRT of 8.0 h and a higher temperature of 25 °C.

The precise mechanism of *F. coliform* removal in DHS system has been investigated by Tawfik et al. [28]. They found that the most important removal mechanism of *F. coliform* in the DHS system is the adsorption process, followed by predation. Die off and sedimentation process is a relatively minor removal mechanism in the DHS system.

5. Conclusions

- Based on the results obtained here, a combined UASB–DHS system looks the best solution as a compact, low cost, and low energy requirement for sewage treatment at an average wastewater temperature of 15 °C. It comprise the most efficient combined process and not only COD total (90%), BOD₅ total (98%), TSS (94%), ammonia (86%) and *F. coliform* (99.92%) removal but also for reduce the excess sludge production.
- To overcome the sludge washout from the UASB reactor, intentional temporary sludge discharge was occurred. The sludge yield coefficient was 0.2 g COD/g TSS d.
- The results for nitrogen balance revealed that around 17% of the total influent nitrogen to DHS system remained unaccounted.
- The results for *F. coliform* balance show that adsorption and/or predation of *F. coliform* to the biomass of DHS system, apparently, is the major removal mechanism.

- The sludge production from UASB–DHS system is relatively low and, is well settleable and stabilized.
- The major part of the COD, BOD₅ and TSS are removed in the first and second segment of DHS system and that little additional removal occurs in the subsequent segment. In the third and fourth segment of DHS system a high nitrification rate was achieved.
- Little differences in TSS and VSS were found between the sludge accumulated in the various segments of the reactor. In the segments 1–4 of the reactor, the biomass which developed had an ash content up-to 74%, 71%, 66%, 75% and 67%, respectively.
- The assessed OUR for the sludge from segments 1–4 show that a high OUR was found for the sludge grown in the first and second segment fed with only organic matter. For segments 3 and 4, the most of oxygen was consumed for ammonia oxidation.

Acknowledgement

The first author is grateful for Japan Society for promotion of Science for giving him JSPS Post-doc fellowship.

References

- N. Mahmoud, G. Zeeman, H. Gijzen, G. Lettinga, Anaerobic sewage treatment in a one-stage UASB reactor and a combined UASB–digester System, 38 (9) (2004) 2348–2358.
- K.S. Singh, T. Viraghavan, Impact of temperature on performance, microbiological, and hydrodynamic aspects of UASB reactors treating municipal wastewater, Water Sci. Technol. 48 (6) (2003) 211–217.
- M.V. Sperling, V.H. Freire, C.A.D. Chernicharo, Performance evaluation of an UASB-activated sludge system treating municipal wastewater, Water Sci. Technol. 43 (11) (2001) 323–328.
- A. Tawfik, B. Klapwijk, J. Van Buuren, F. El-Gohary, G. Lettinga, Potentials of using a rotating biological contactor (RBC) for post-treatment of anaerobically pre-treated domestic wastewater, Biochem. Eng. J. 25 (1) (2005) 89–98.
- C.A.I. Chernicharo, M.C.P. Nascimento, Feasibility of a pilot-scale UASB/trickling filter system for domestic sewage treatment, Water Sci. Technol. 44 (4) (2001) 221–228.
- P. Torres, E. Foresti, Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactors, Water Sci. Technol. 44 (4) (2001) 247–253.
- R. Goncalves, V. Araujo, V.S. Bof, Combining up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors and submerged aerated biofilters for secondary domestic wastewater treatment, Water Sci. Technol. 40 (8) (1999) 71–79.
- I. Machdar, H. Harada, A. Ohashi, Y. Sekiguchi, H. Okui, K. Ueki, A novel and cost effective sewage treatment system consisting of UASB pre-treatment and aerobic post-treatment units for developing countries, Water Sci. Technol. 36 (12) (1997) 189–197.

- [9] I. Machdar, Y. Sekiguchi, H. Sumino, A. Ohashi, H. Harada, Combination of a UASB reactor and a curtain type DHS (down flow hanging sponge) reactor as a cost effective sewage treatment system for developing countries, *Water Sci. Technol.* 42 (3/4) (2000) 83–88.
- [10] APHA, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 20th ed., American Public Health Association, Washington, DC, 1998.
- [11] A.B. Gupta, S.K. Gupta, Simultaneous carbon and nitrogen removal in a mixed culture aerobic RBC biofilm, *Water Res.* 33 (2) (1999) 555–561.
- [12] H. Siegrist, S. Reithaar, G. Koch, P. Lais, Nitrogen loss in a nitrifying rotating contactor treating ammonium-rich wastewater without organic carbon, *Water Sci. Technol.* 38 (8/9) (1998) 241–248.
- [13] S. Uemura, K. Takahashi, A. Takaishi, I. Machdar, A. Ohashi, H. Harada, Removal of indigenous coliphage and fecal coliforms by a novel sewage treatment system consisting of UASB and DHS units, *Water Sci. Technol.* 46 (11/12) (2002) 303–309.
- [14] C.R. Curds, *Protozoa and the Water Industry*, Cambridge University Press, Cambridge, UK, 1992.
- [15] A. Fernandez, C. Tejedor, A. Chordi, Effect of different factors on the die-off of faecal bacteria in a stabilization pond purification plant, *Water Res.* 26 (8) (1992) 1093–1098.
- [16] A. Tawfik, B. Klapwijk, J. Van Buuren, F. El-Gohary, G. Lettinga, Physico-chemical factors affecting the *E. coli* removal in a rotating biological contactor (RBC) treating UASB effluent, *Water Res.* 38 (5) (2004) 1081–1088.
- [17] P.P. Pontes, C.A. Chernicharo, E.C. Frade, M.T. Porto, Performance evaluation of an UASB reactor used for combined treatment of domestic sewage and excess aerobic sludge from a trickling filter, *Water Sci. Technol.* 48 (6) (2003) 227–234.
- [18] A. Tawfik, A. Klapwijk, F. El-Gohary, G. Lettinga, Treatment anaerobically pre-treated domestic sewage by a rotating biological contactor, *Water Res.* 1 (36) (2002) 147–155.
- [19] I. Machdar, A novel and cost effective sewage treatment system consisting of UASB pre-treatment and aerobic post-treatment units for developing countries. PhD Thesis, Department of Environmental System Engineering, Nagaoka University of Technology, Japan, 2000.
- [20] C.A.L. Chernicharo, R.M.G. Machado, Feasibility of the UASB/AF system for domestic sewage treatment in developing countries, *Water Sci. Technol.* 38 (1998) 325–332.
- [21] T.A. Elmitwalli, K.L.T. Oahn, G. Zeeman, G. Lettinga, Treatment of domestic sewage in a two-step anaerobic filter/anaerobic hybrid system at low temperature, *Water Res.* 36 (9) (2002) 2225–2232.
- [22] K. Wang, Integrated anaerobic and aerobic treatment of sewage, PhD Thesis, Environmental Technology Department, Wageningen University and Research Center, The Netherlands, 1994.
- [23] M. Halalsheh, Anaerobic pre-treatment of strong sewage, A proper solution for Jordan, PhD Thesis, Environmental Technology Department, Wageningen University and Research Center, The Netherlands, 2002.
- [24] J.W. Jewell, The development of anaerobic wastewater treatment, in: Switenbaum (Ed.), *Proceedings of the Seminar/Workshop: Anaerobic Treatment of Sewage*, Amherst, MA, 1985, pp. 17–54.
- [25] E.R. Speece, Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment, *Environ. Sci. Technol.* 17 (1983) 416–427.
- [26] P.F.F. Cavalcanti, Integrated application of the UASB reactor and ponds for domestic sewage treatment in tropical regions, PhD Thesis, Environmental Technology Department, Wageningen University and Research Center, The Netherlands, 2003.
- [27] A. Tawfik, G. Zeeman, A. Klapwijk, W. Sanders, F. El-Gohary, J.B. Van lier, G. Lettinga, Treatment of domestic sewage in Mediterranean countries using a UASB reactor followed by polyurethane rotating discs (PURD), in: *Proceedings of the IWA Regional Symposium on Water Recycling in Mediterranean Region*, Iraklio, Greece, September 26–29, 2002.
- [28] A. Tawfik, A. Ohashi, H. Harada, The influence of physical-chemical and biological factors on the removal of Faecal coliform through down flow hanging sponge (DHS) system treating UASB reactor effluent, *Water Res.*, in press.