

AValiação DO TRATAMENTO DE ESGOTO SANTÁRIO EM REATOR ANAERÓBIO DE LEITO EXPANDIDO

*José Almir Rodrigues Pereira **
*José Roberto Campos***

RESUMO: O crescimento das zonas urbanas indica que somente a descentralização do sistema de esgotamento sanitário possibilitará a redução dos custos de implantação e operação das unidades de coleta e tratamento. Com esse objetivo, no Campus da Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, foi construído um reator anaeróbio de leito expandido, com 1,5 m de diâmetro na base e 14,9 m de altura, para tratamento de 10,0 m³/h de esgoto sanitário (1535 habitantes). As 6 (seis) fases experimentais foram realizadas em 380 dias, sendo os melhores resultados obtidos nas Fases 3 e 6, quando o reator foi operado com 10,5 m/h de velocidade ascensional, 0,85 de taxa de recirculação e 3,1 h de tempo de detenção hidráulica. Nessas condições foram observadas remoções médias no sistema de tratamento da ordem de 79,5% de DQO_T; 66,5% de DQO_{AP}; e 76,3% de SST. A ocupação de área pequena, a reduzida produção de lodo e o baixo consumo de energia elétrica demonstram que esse reator é uma alternativa adequada para o tratamento de esgotos sanitários em zonas urbanas.

PALAVRAS-CHAVE : Anaeróbio, escala real, esgoto sanitário, operação, leito expandido

1. INTRODUÇÃO

A crise do petróleo demonstrou a importância da redução do consumo de energia, tendo impulsionado diferentes áreas do conhecimento para o desenvolvimento de novos sistemas e produtos. No caso do tratamento de esgotos sanitários, foram sendo, paulatinamente, acentuadas as desvantagens dos reatores aeróbios, como o elevado consumo de energia elétrica, as extensas áreas ocupadas e o grande volume de lodo.

Como alternativa ao tratamento biológico de esgotos foram iniciados os estudos de novas concepções de reatores anaeróbios, que resultaram em desenvolvimentos e aplicações, em escala real, em alguns países como o Brasil, a Colômbia, a Índia.

CAMPOS E PEREIRA (1999) observam que, de maneira geral, os reatores anaeróbios empregados, atualmente, ainda não têm sua concepção otimizada, em termos de condições hidrodinâmicas, apesar

* Engenheiro Sanitarista, Doutor em Hidráulica e Saneamento e Mestre em Recursos Hídricos. Professor do Departamento de Hidráulica e Saneamento e do Mestrado em Engenharia Civil da Universidade Federal do Pará - UFPA

** Engenheiro Civil, Doutor e Mestre em Hidráulica e Saneamento. Professor Titular dos Cursos de mestrado e doutorado em Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo.

de apresentarem boas condições de funcionamento sob critérios usuais de projeto. Contudo, os reatores de leito expandido / fluidificado oferecem as melhores características, sob esse aspecto.

O reator anaeróbio de leito expandido/fluidificado é vertical, com fluxo ascendente da massa líquida para promover a suspensão das partículas componentes do leito, as quais servem de suporte para os consórcios de microrganismos que realizam a decomposição do substrato afluente (JEWELL et al, 1978, METCALF & EDDY, 1991, CAMPOS E PEREIRA, 1999).

Esses reatores, baseados na aderência de microrganismos em meios suportes móveis, têm como características o baixo custo de implantação, em razão da grande relação altura / diâmetro da base; o reduzido consumo de energia elétrica, e; a pequena produção de lodo.

METCALF & EDDY (1991) citam que a concentração de biomassa nos processos de leito expandido pode variar de 15.000 a 40.000 mg/l, podendo, por essa razão, ser empregado para o tratamento de esgoto sanitário com tempos de detenção hidráulico pequenos.

A maior remoção de matéria orgânica nos reatores de leito expandido / fluidificado em relação aos sistemas com granulação, como o reator UASB, pode ser explicada pelo material suporte e pode possibilitar a aplicação de maior velocidade do líquido sem que ocorra arraste de biomassa.

POLANCO et al (1990), comparando os reatores de leito móvel com os de leito fixo, apresentam como principais vantagens dos primeiros: maior homogeneidade de distribuição de sólidos e de temperatura; resistências difusionais menores, devido ao

menor tamanho das partículas; facilidade para introduzir ou eliminar sólidos no sistema, o que possibilita o funcionamento contínuo; pequena perda de carga; manutenção da individualidade das partículas, e; inexistência de problemas de colmatação do leito.

A comparação dos sistemas anaeróbios com biofilme com os sistemas aeróbios utilizados, no tratamento de águas residuárias, realizada por LAQUIDARA et al (1986), em escala de laboratório, demonstra que os sistemas anaeróbios com biofilme apresentam maior adequação às cargas orgânicas elevadas; menor dependência do tempo de detenção hidráulica; boa retenção de biomassa; recuperação mais rápida para cargas de choque e substâncias tóxicas; menor produção de lodo, e; aproveitamento potencial dos produtos finais.

Segundo Di BERNARDO (1993), o aumento progressivo da velocidade ascensional da massa líquida ocasiona 3 (três) situações distintas e sequenciais a) baixa velocidade ascensional não altera a porosidade inicial do leito; b) aumentando a vasc, as partículas tendem a ter sua posição modificada, porém sem ainda fluidificarem, e; c) continuando a aumentar vasc ocorre a fluidificação das partículas.

CLEASBY e FAN (1981) observam que a fluidificação pode ser relatada como o resultado do escoamento ascendente de um fluido através de um meio granular, com velocidade suficiente para suspender os grãos no fluido. Esta velocidade é atingida quando a resistência dos grãos aos efeitos da viscosidade e cinéticos se iguala à força gravitacional.

POLANCO et al (1990) ressaltam que o aumento da velocidade ascensional do fluido provoca aumento no volume e na

porosidade do leito quando ocorre a fluidificação. KUNII e LEVENSPIEL (1969), CLEASBY e FAN (1981), Di BERNARDO (1993) e DROSTE (1997) são alguns dos autores que observam que a fluidificação de um meio granular ocorre quando a perda de carga no leito granular (ΔH) permanece praticamente, constante, independente do aumento da velocidade ascensional. WIECHETECK (1996) cita que tal comportamento é observado a partir do ponto de fluidificação incipiente.

O desenvolvimento de biomassa aderida (biofilme) nas partículas, suporte em movimento, é outro aspecto importante dos reatores de leito expandido / fluidificado. FLETCHER (1979) comenta que as bactérias podem alcançar a superfície da partícula suporte pelo movimento Browniano, pelas correntes líquidas ou pela sua própria capacidade de movimentação.

SALKINOJA et al (1983) consideram que a aderência de microrganismos na superfície da partícula é um balanço das forças de atração (van der Waal's) e das forças de repulsão (eletrostáticas). ARAÚJO (1995) observa que essa aderência do(s) microrganismo(s) nas partículas suporte pode ser reversível ou irreversível, sendo que a bactéria não apresenta mais movimento Browniano após a aderência de forma irreversível, somente podendo ser removida pela ação de forças muito fortes de cisalhamento.

van LOOSDRECHT et al (1995) são autores que afirmam serem os biofilmes estruturas não controladas, altamente complexas e muito heterogêneas. HERMANOWICZ et al (1995) concorda com essa afirmação ao comentar que, freqüentemente, os biofilmes não são

uniformes e homogêneos, mas sim cheios de buracos e canais.

As dificuldades de modelação do biofilme são aumentadas em função das diferentes características dos meios suportes, já que as partículas podem ser porosas ou compactas, rugosas ou lisas, orgânicas ou inorgânicas, bem como, a composição do substrato. O comportamento hidrodinâmico da massa líquida e a mobilidade do leito também devem ser considerados durante os estudos de modelação.

DIEZ BLANCO et al (1995) citam que o crescimento do biofilme reduz a densidade da biopartícula, aumentando a taxa de fluidificação e a porosidade da camada suporte. Isto obriga a modificação de alguns parâmetros operacionais, como a velocidade ascensional do líquido, a taxa de recirculação do efluente e o tempo de detenção hidráulico.

MARAGNO e CAMPOS (1992) observaram estratificação do leito em função do aumento da espessura média do biofilme ao longo da altura de um reator anaeróbio de leito fluidificado. Esses autores utilizaram esgoto sintético como substrato e areia como partícula suporte, tendo verificado espessuras média de biofilme de 43 mm e de 48 mm para alturas, respectivamente, de 0,70 m e a 1,40 m acima do fundo do reator.

Segundo DIEZ BLANCO et al (1995), a expansão do leito é uma das variáveis mais importantes para a decisão do reator de leito fluidificado, pois estabelece o tempo de detenção hidráulica na zona de biocatalização e é diretamente relacionada com os custos de bombeamento. Assim, a recirculação do efluente é importante para a fluidificação do leito suporte, pois aumenta a velocidade ascensional da massa líquida

sem prejuízo do tempo de detenção hidráulico.

Alguns autores, como ARAÚJO (1995) e TÉRAN (1995), observaram que o aumento na taxa de carregamento orgânico provoca aumento na biomassa aderida na biopartícula, modificando a densidade da biopartícula. Desse modo, o dimensionamento do reator submetido a cargas variáveis de carregamento orgânico e/ou hidráulico deve apresentar flexibilidade operacional em termos de vazão de recirculação e de velocidade ascensional.

Desse modo, no presente trabalho foi monitorado o tratamento de esgoto sanitário em um reator anaeróbio de leito expandido, em escala real, com a finalidade de avaliar o desempenho do reator em diferentes condições operacionais, para verificar se esse tipo de reator é uma alternativa para o tratamento de esgoto sanitário de zonas urbanas brasileiras.

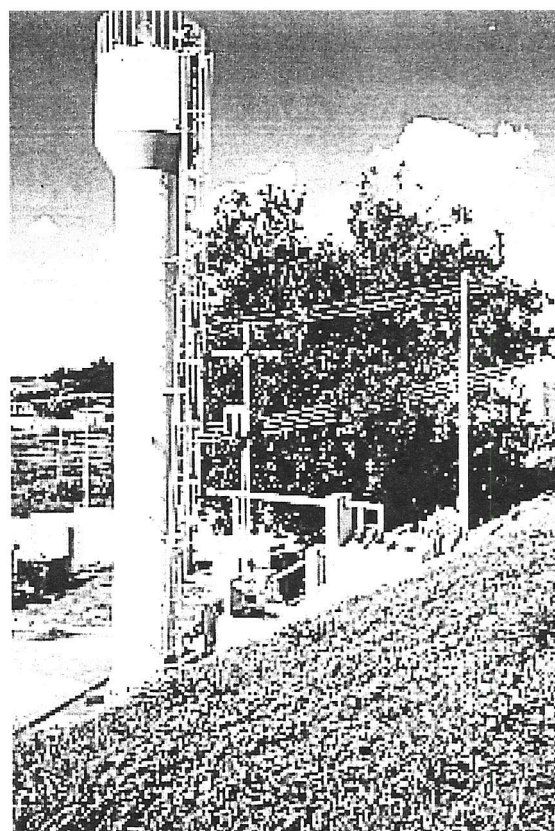
2. INSTALAÇÕES E PROCEDIMENTOS

O sistema experimental foi instalado em 100 m² da área Nordeste do Campus da Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo - EESC-USP, sendo constituído por unidade de gradeamento; unidade de retenção preliminar de sólidos; poço úmido de esgoto sanitário; reator anaeróbio de leito expandido; poço úmido de efluente tratado; peneira para descarte de lodo e dois conjuntos motor-bomba, um para recalcar esgoto sanitário e outro para recircular uma parcela do efluente tratado no reator.

A unidade de retenção preliminar de sólidos foi colocada em operação no 201º dia, sendo instalada antes do reator anaeróbio de leito expandido (14,9 m de altura total e 1,5 m de diâmetro inferior),

que é mostrado na Figura 1.

As partículas de carvão ativado granular (CAG) serviram como suporte para a formação de biofilmes, tendo em média diâmetro equivalente de 2,1 mm, tamanho efetivo de 1,8 mm, coeficiente de desuniformidade de 1,2 e massa específica absoluta de 1.111 kg/m³. Nas Fases 1, 2, 3 e 4 foram utilizados 1500 kg de partículas de CAG, enquanto nas Fases 5 e 6 foram empregados 3500 kg de CAG.



Fotografia 1: Reator Anaeróbio de Leito Expandido da EESC-USP.

A eficiência do reator foi pesquisada em 6 (seis) Fases, totalizando 380 dias de monitoramento. Na Tabela 1 são mostrados as condições operacionais utilizadas no monitoramento.

Tabela 1: Parâmetros Operacionais Utilizados nas Fases Experimentais.

Fase	Período		Q_{EB} m ³ /h	Taxa de Recirculação q	TDH h	vasc após o leito m/h	Leito	
	Início dia	Final dia					kg	H Estática (m)
1	0	148	4,6 – 10,0	0,85 – 2,50	3,1 – 6,7	10,5 – 19,1	1500	1,70
2	149	201	10,0	0,85	3,2	10,5	1500	1,70
3	202	276	10,0	0,85	3,2	10,5	1500	1,70
4	277	290	13,6	0,63	2,4	12,5	1500	1,70
5	291	330	13,6	0,63	2,4	12,5	3500	4,50
6	331	380	10,0	0,85	3,2	10,5	3500	4,50

A Fase 1, ou de Partida, foi realizada sem utilização de inóculo e com redução da velocidade ascensional (vasc) após o leito suporte de 19,1 m/h para 10,5 m/h. Para o equilíbrio dinâmico foi estabelecido que em 5 (cinco) amostras consecutivas deveriam ocorrer remoções de DQO superiores a 60 %, remoções de SST acima de 70 % e percentuais de gás metano no biogás acima de 55 %.

As Fases 2 e 3 tiveram a mesma rotina operacional, tendo como única diferença a instalação da unidade de remoção preliminar de sólidos na Fase 3. Na Fase 4, foi aumentada a velocidade ascensional para avaliar a eficiência do tratamento quando o reator é submetido a outra rotina de operação.

A colocação de 2.000 kg de CAG, na Fase 5, foi para aumentar a área superficial de desenvolvimento de biofilmes. Nessa Fase, foram mantidas as mesmas condições operacionais da Fase 4. Finalmente, na Fase 6, foi empregada a rotina operacional utilizada na Fase 3, para avaliar o

desempenho do reator com altura estática do leito de 4,50 m.

No monitoramento, foram coletadas amostras do esgoto sanitário (EB), do efluente da unidade de retenção preliminar de sólidos (Ebd), do interior do reator e do efluente líquido (Efl).

Nessas amostras foram realizadas determinações de pH, Alcalinidade Total, Ácidos Voláteis, Demanda Química de Oxigênio Total e de Amostras Filtradas (DQO_T e DQO_{AF}), Sólidos Totais (ST), Sólidos Suspensos Totais (SST) e Sólidos Sedimentáveis (Ssed), Nitrogênio Kjeldahl (NTK), Materiais Solúveis em Hexano, Fósforo Total (P_T) e o Fósforo Solúvel (P_s) de acordo com as recomendações da 18ª edição do *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* 1992. A composição média do esgoto sanitário apresentada na Tabela 2. Também foram determinados, por cromatografia gasosa, os percentuais dos gases metano e dióxido de carbono no biogás.

Tabela 2: Composição do Esgoto Sanitário nas Fases 1, 2, 3, 4, 5 e 6

Determinação / Fases	1	2	3	4	5	6
pH	7,28 6,90 – 7,90	7,28 7,10 – 7,50	6,86 6,70 – 7,60	7,21 7,08 – 7,37	7,17 6,93 – 7,39	7,17 7,00 – 7,34
Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ /l)	225,2 68,0-459,0	232,7 180,0-465,0	205,8 170,0-242,0	215,6 201,6-243,6	201,6 172,2-243,6	227,4 149,4-314,2
Ácidos Voláteis (mg CaCO ₃ /l)	69,4 43 – 106	69,5 54 – 95	83,1 58 – 112	66,6 59 – 78	59,7 40 – 101	68,2 47 – 90
DQO Total (mg O ₂ /l)	966 425 – 1442	1221 785 – 1724	901 586 – 1174	936 856 – 1016	855 522 – 1098	944 706 – 1466
DQO A. Filtrada (mg O ₂ /l)	368 198 – 865	433 314 – 824	301 202 – 490	321 287 – 336	303 186 – 520	303 229 – 505
Sólidos Totais (mg/l)	683 410 – 932	675 570 – 860	642 463 – 890	879 626 – 1712	627 457 – 843	629 509 – 770
Sól. Suspensos Totais (mg/l)	429 208 – 297	347 163 – 518	265 146 – 377	404 339 – 559	375 159 – 936	272 160 – 386
Sólidos Sedimentáveis (ml/l)	8,1 2,0 – 16,0	7,2 4,0 – 9,5	6,1 4,0 – 9,0	7,2 6,5 – 8,0	5,9 2,0 – 9,0	6,2 5,0 – 9,0
NTK (mg/l)	82 39 – 111	83 66 – 111	69 55 – 87	-	-	-
Fósforo Total (mg PO ₄ ³⁻ /l)	31,6 27,0 – 35,3	30,3 25,0 – 36,0	26,8 19,7 – 31,0	-	-	-
Fósforo Solúvel (mg PO ₄ ³⁻ /l)	6,0 4,8 – 6,6	5,4 4,6 – 6,6	4,0 2,6 – 9,3	-	-	-
Solúveis Hexano (mg/l)	45,7 20,0 – 90,0	91,3 51,0 – 144,0	64,4 39,0 – 96,0	72,0 60,0 – 84,0	38,0 8,0 – 73,0	97,4 54,0 – 160,0

Obs: os valores fora de parênteses correspondem a valores médios, enquanto aqueles entre parênteses correspondem a valores extremos.

3. RESULTADOS

Na pesquisa, foram aplicadas cargas orgânicas volumétricas (COV) médias, expressas como DQO Total, de 7,4 kg/m³ de reator.dia na Fase 1; 12,1 kg/m³.d na Fase 2; 10,0 kg/m³.d na Fase 3; 12,2 kg/m³.d na Fase 4; 13,2 kg/m³.d na Fase 5 e 10,4 kg/m³.d na Fase 6.

Nos primeiros dias de operação, ocorreu a adaptação da biomassa presente no esgoto sanitário ao ambiente do reator, tendo sido utilizada velocidade ascensional elevada para propicia homogeneidade nas partículas do leito suporte, facilita a adsorção das moléculas orgânicas na superfície do

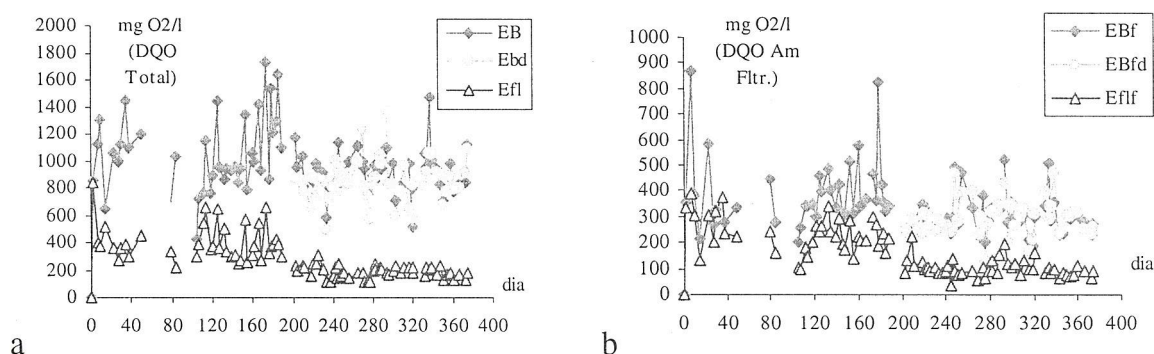
CAG e, com isso, induz a fixação de microrganismos no material suporte.

A redução da velocidade ascensional, de 19,8 m/h para 10,5 m/h e a diminuição da taxa de recirculação, de 2,50 para 0,85, melhoraram a qualidade do efluente, com equilíbrio dinâmico aparente do reator ocorrido a partir do 134º dia.

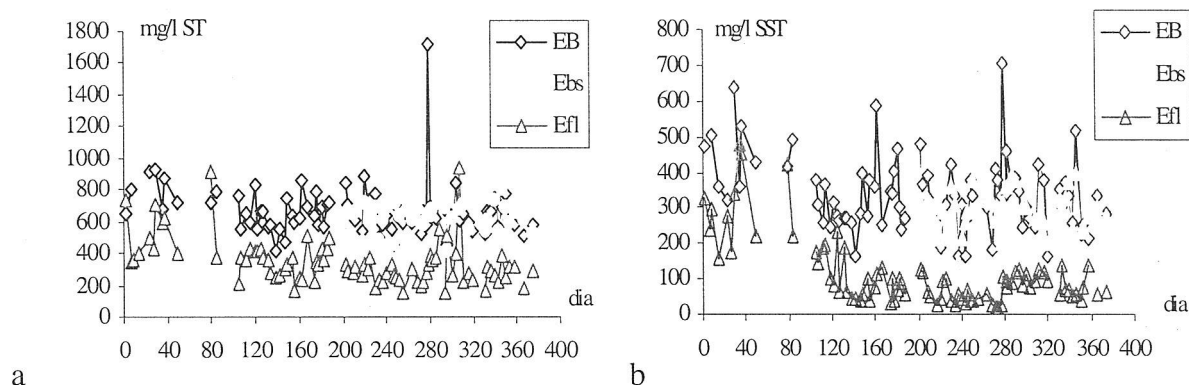
Na Fase de Partida, foram observadas remoções de 36,2 % de ST; 46,3 % de SST; 83,2 % de Ssed; 56,3% de DQO Total; 35,7 % de DQO filtrada; 41,8 % de NTK; 8,6% de material solúvel em hexano; 42,6% de fósforo total e 44,6% de fósforo solúvel.

A manutenção da velocidade ascensional em 10,5 m/h, a partir do 134º dia de operação, possibilitou o aumento na eficiência do tratamento, tendo na Fase 2 ocorrido remoções médias de 67,2 % de DQO Total; 45,8 % de DQO Filtrada; 48,6 % de ST; 77,6 % de SST; 94,6 % de Ssed; 48,9 NTK; 48,4 de Solúveis em Hexano e 44,7 % de fósforo total, 25,7 % de fósforo solúvel.

No entanto, os melhores resultados somente foram observados a partir da instalação da unidade de tratamento preliminar para retenção de sólidos na Fase 3, o que contribuiu para a diminuição dos valores de DQO_T , DQO_{AF} e das concentrações de ST e SST no efluente do reator, conforme pode ser observado nas Figuras 1a, 1b, 2a e 2b.



Figuras 1a e 1b: Valores de DQO Total (1a) e da Amostra Filtrada (1b) no Esgoto Sanitário, no Efluente da Unidade de Remoção de Sólidos e no Efluente do Reator.



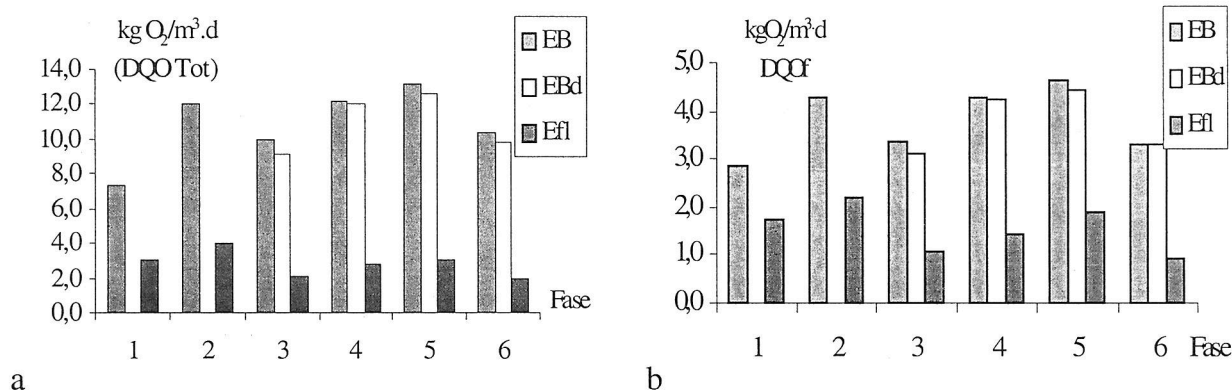
Figuras 2a e 2b: Concentrações de Sólido Total (2a) e de Sólidos Suspensos Totais (2b) no Esgoto Sanitário, no Efluente da Unidade de Remoção de Sólidos e no Efluente do Reator.

As remoções médias observadas, na Fase 3, foram de 77,6 % de DQO_T , 63,7 % DQO_{AF} , 55,0% de ST e 79,0 % de SST no reator anaeróbio de leito expandido, sendo que em relação à eficiência global do sistema (unidade de remoção preliminar de sólidos + reator) esses percentuais foram aumentados para 79,5 % de DQO_T , 66,5 % DQO_{AF} , 58,2 % de ST e 81,8 % de SST.

Também nas Fases 4, 5 e 6 foi possível comprovar a importância da unidade de remoção preliminar de sólidos, já que a eficiência no reator foi superior à observada

antes da instalação dessa unidade (Fases 1 e 2), bem como, pela eficiência global ter sido, ligeiramente, maior que a observada no reator.

Nas Figuras 3a e 3b é possível verificar que a COV afluyente à ETE (EB), expressa como DQO Total (a) e como DQO da Amostra Filtrada (b), sofre uma pequena redução na unidade de remoção de sólidos, tendo o efluente desta unidade (EBd) grande redução de COV no reator, conforme mostram os valores do efluente do reator (Efl).



Figuras 3a e 3b: Carga Orgânica Volumétrica, expressa como DQO Total (3a) e DQO de Amostras Filtradas (3b), no Esgoto Sanitário, no Efluente da Unidade de Remoção de Sólidos e no Efluente do Reator.

Para o acréscimo de 25 % na velocidade ascensional, nas Fase 4 e 5, passando para 12,5 m/h, foi aumentada a vazão afluyente ao sistema experimental, o que provocou diminuição na eficiência do tratamento na unidade de remoção preliminar de sólidos e no reator, especialmente, no que se refere às remoções de DQO_{AF} , ST e SST, conforme pode ser constatado nas Figuras 1a, 1b, 2a, 2b, 3a e 3b.

Apesar de ser esperada alteração na eficiência do tratamento no início da Fase 5, em virtude da colocação de 2000 kg de partículas de CAG, a eficiência do reator foi

apenas um pouco inferior a da Fase 4. Provavelmente pelo ambiente interno do reator ter sido favorável para a interação rápida, e equilibrada, entre as bactérias acidogênicas e metanogênicas formadoras dos novos biofilmes.

Na Fase 5, foram observadas remoções média no reator de 74,1 % de DQO Total; 55,9 % de DQO_{AF} , 37,6 de ST, 64,2 % de SS, 94,2 % de SSed e 34,8 % de solúveis em hexano. Esses resultados demonstraram que o reator permaneceu estável, apesar do aumento do leito suporte.

Contudo, permaneceu a indagação sobre a influência do volume do leito no desempenho do reator, sendo que a resposta não poderia ser imediata em razão do tempo necessário para formação dos novos biofilmes.

Em pesquisas anteriores, os autores tinham observado que o início da fixação dos microrganismos nas partículas de CAG ocorria próximo ao 7º dia de operação, estando os biofilmes já formados no 21º dia. Assim, possivelmente nas novas partículas de CAG ocorreu adsorção de substâncias nos primeiros dias, com rápida fixação dos microrganismos, o que pode explicar o bom desempenho do reator.

Para finalizar a pesquisa foi realizada a Fase 6, reduzindo-se a velocidade ascensional para 10,0 m/h, o que resultou em aumento na eficiência do tratamento de esgoto sanitário.

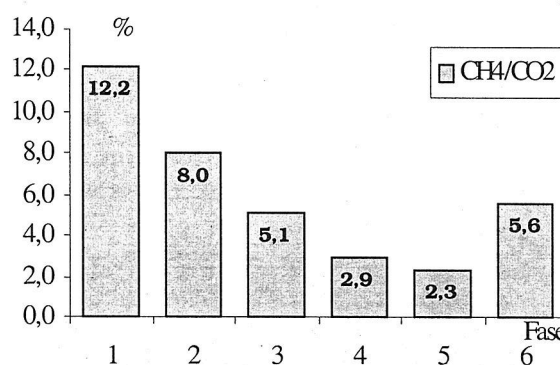
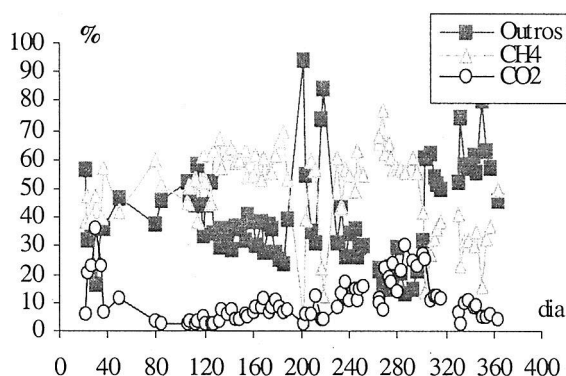
As remoções médias observadas no reator, na Fase 6, foram de 80,2 % de DQO Total; 71,5 % de DQO_{AF}, 57,7 % de ST, 74,7 % de SS e de 95,8 % de SSed, sendo a eficiência global de 81,0 % de DQO Total;

71,5 % de DQO_{AF}, 56,7 % de ST, 74,3 % de SS, 96,2 % de SSed e 71,3 % de solúveis em Hexano.

As 6 (seis) fases experimentais apresentaram pequena a remoção de substâncias dissolvidas e coloidais, o que pode ser constatado pela remoção de sólidos dissolvidos totais e compostos de fósforo solúveis ter sido sempre inferior a 31,0 % e 26 % (fases 1,2 e 3), respectivamente, para a eficiência global.

O percentual de CH₄ no biogás foi pequeno no início da operação, aumentando gradualmente até a Fase 4. Após a colocação do leito suporte na Fase 5, diminuiu o valor percentual de CH₄ no biogás, o que pode ser explicado pela intensa atividade inicial das bactérias acidogênicas durante a formação dos novos biofilmes.

Na Figura 4a, são mostrados os valores percentuais de CH₄, CO₂ e outros gases, enquanto na Figura 4b, são apresentadas as relações percentuais CH₄/CO₂ durante as Fases Experimentais.



Figuras 4a e 4b: Valores Percentuais da Composição do Biogás (a) e Relação entre os valores Percentuais Médios dos Gases CH₄ e CO₂ (b).

Na Figura 4a, é possível observar a diminuição da produção de CH_4 e o aumento de CO_2 após o aumento da velocidade na Fase 4 e a colocação do CAG na Fase 5, sendo mostrado na Figura 4b que os menores valores das relações médias CH_4/CO_2 ocorreram nessas Fases, o que

caracteriza as novas interações e equilíbrio entre os microrganismos componentes da biota do reator. Na Tabela 3, são apresentados os valores observados no efluente final do reator anaeróbio durante as Fases Experimentais.

Tabela 3: Composição Média do Efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido.

Determinação		Fases					
		1	2	3	4	5	6
pH		7,13	7,00	6,99	7,16	7,12	7,03
Alcalinidade Total	(mg CaCO_3/l)	208,1	174,1	168,3	197,4	179,9	207,0
Ácidos Voláteis	(mg CaCO_3/l)	64,7	55,1	41,9	18,8	23,0	36,8
DQO Total	(mg O_2/l)	400	399	184	216	199	176
DQO Amostra Filtrada	(mg O_2/l)	237	221	98	111	122	85
Sólidos Totais	(mg/l)	429	347	265	404	375	272
Sólidos Suspensos Totais	(mg/l)	201	79	53	96	103	74
Sólidos Sedimentáveis	(mg/l)	1,4	0,4	0,3	0,1	0,2	0,3
Nitrogênio Kjeldhal	(mg/l)	45	41	26	-	-	-
Fósforo Total	(mg $\text{PO}_4^{3-}/\text{l}$)	18,0	16,7	11,4	-	-	-
Fósforo Solúvel	(mg $\text{PO}_4^{3-}/\text{l}$)	3,3	4,0	2,9	-	-	-
Solúveis Hexano	(mg/l)	31,0	42,0	16,6	411,5	13,5	24,4

Provavelmente, a característica neutra do esgoto sanitário influenciou positivamente para o desenvolvimento dos consórcios dos microrganismos durante a formação dos biofilmes, evitando que o ambiente ficasse desfavorável para as bactérias metanogênicas, o que resultou em estabilidade do processo de degradação do material orgânico. Contudo, é importante observar que nos momentos em que foi acentuado o crescimento da concentração de ácidos voláteis no interior do reator, os autores deste trabalho promoveram a correção da alcalinidade com bicarbonato de sódio, daí os valores médios de pH, alcalinidade e ácidos voláteis apresentados na Tabela 3.

4. CONCLUSÕES

A partida sem inoculação prévia do reator anaeróbio de leito expandido foi adequada, tendo o equilíbrio dinâmico aparente ocorrido em aproximadamente 5 meses, do mesmo modo que em outros reatores anaeróbios.

Somente com a instalação da unidade de remoção preliminar de sólidos, na Fase 3, é que foi observado o melhor rendimento do reator anaeróbio de leito expandido, ou seja, remoções médias de 77,6 % de DQO_{T} , 63,7 % DQO_{AF} , 55,0% de ST e 79,0 % de SST. Esses valores ainda aumentam quando se consideram as remoções obtidas

na unidade de remoção preliminar de sólidos.

O aumento da velocidade ascensional, na Fase 4, e a colocação de partículas de CAG, na Fase 5, provocaram uma pequena redução na eficiência do tratamento. Somente com a diminuição da velocidade ascensional, na Fase 6, é que foram restabelecidas as melhores remoções no reator, sendo observadas remoções de 80,2 % de DQO Total; 71,5 % de DQO_{AF}, 57,7 % de ST, 74,7 % de SS e de 95,8 % de SSed, o que demonstrou o “acerto” na complementação do leito. Contudo, na pesquisa, não foi possível estabelecer o quanto deve ser complementado de leito, sendo essa uma questão que deverá ser investigada, estudada e respondida em pesquisas posteriores.

No caso do reator pesquisado, o fato do esgoto sanitário ter pH próximo a 7,0 e alcalinidade total superior a 200 mg CaCO₃/l, contribuiu para que o ambiente interno do reator fosse favorável ao desenvolvimento de bactérias metanogênicas. Com isso, foi pequeno o tempo para a “nova partida” do reator, fazendo com que o aumento da área superficial (formação de novos biofilmes) fosse um fator positivo para a decomposição do substrato.

A diminuição da relação CH₄ / CO₂, nas Fases 5 e 6, indica que predominavam as bactérias acidogênicas, o que já pode ser explicado por essas bactérias serem as precursoras da formação de biofilmes. O importante é que essa diminuição não chegou a afetar o metabolismo das bactérias metanogênicas, daí a recuperação da eficiência do reator na Fase 6. Por outro lado, como explicar que o percentual de gás metano diminuiu ao mesmo tempo em

que aumentou a eficiência de remoção de DQO Total e de DQO Filtrada, nas Fases 5 e 6. Uma possível tentativa seria que a conversão de material orgânico biodegradável ocorreu em rotas paralelas de biodegradação, porém continuando como rota principal a das bactérias metanogênicas.

Os resultados obtidos nas Fases de Partida, 2 e 3 demonstram que o reator anaeróbico de leito expandido não apresenta remoções significativas de compostos de fósforo, especialmente, quando esses compostos estão na forma solúvel.

As pequenas remoções de DQO_{AF}, SDT, fósforo solúvel e material solúvel em hexano indicam que o reator necessita de unidade complementar, para aumentar a eficiência do sistema. No entanto, o efluente obtido no experimento demonstra que o aumento da escala não comprometeu a eficiência do reator anaeróbico de leito expandido, sendo os resultados obtidos compatíveis com resultados de pesquisas de laboratório com esse tipo de reator.

Com a pesquisa, foi verificado que a taxa de recirculação de 0,85 (vasc = 10,0 m/h) foi apropriada para promover a expansão do leito, o desenvolvimento de biofilmes e reduzir os custos com energia elétrica para recirculação do reator anaeróbico de leito expandido da Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Assim, é recomendado que os reatores anaeróbicos de leito expandido, em escala real, sejam sempre precedidos de unidades para retenção preliminar de sólidos e utilizem taxas de recirculação menor que 1,0, quando for utilizado leito suporte de carvão ativado granular com partículas da ordem de 2,0 mm e se objetivar a redução dos custos de energia elétrica.

Desse modo, é possível concluir que o reator anaeróbio de leito expandido é uma alternativa com grande potencialidade para ser utilizado no tratamento de esgoto sanitário de zonas urbanas brasileiras.

5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

APHA, AWWA, WPCF (1992). **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 18ª ed., Washington, D.C., Estados Unidos.

Araújo, J.C. (1995). **Caracterização e Evolução do Biofilme em Reator Anaeróbio de Leito Fluidificado Alimentado com Esgoto Sanitário Sintético**. Dissertação de Mestrado - Universidade de São Paulo.

CAMPOS, J.R. e PEREIRA, J.A.R.(1999). Reator Anaeróbio de Leito Expandido **In: Tratamento de Esgotos Sanitários por Processos Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**. Ed. ABES, Rio de Janeiro.

CLEASBY, J.L. e Fan, K. (1981). **Predicting Fluidization and Expansion of Filter Media**. Journal of the Environmental Engineering Division, Vol.107.

Di BERNARDO, L. (1983). **Métodos e Técnicas de Tratamento de Água**. Abes, Vol.2. Rio de Janeiro.

DIEZ B.; ENCINA, G.P.A; POLANCO, F.F. (1995). Effects of Biofilm Growth, Gas and Liquid Velocities on the Expansion of an Anaerobic Fluidized Bed Reactor (AFBR), **Water Research**, v 29, no. 7, pp 1649 - 1654. Great Britain.

DROSTE, R.L. (1997). **Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment**, John Wiley & Sons Inc, 2a. ed. New York.

FLETCHER, M. (1979). The Attachment of Bacteria to Surfaces in Aquatic Environments. **in Adhesion of Microorganisms to Surfaces**. p 87 - 108. Academic Press. New York.

HERMANOWICZ, et al. (1995). Fractal Structure of Biofilms: New Tools for Investigation of Morphology. **Water Science & Technology**. v 32, n 8, p 99-105.

KUNII, D & LEVENSPIEL, O. (1969). **Fluidization Engineering**. New York, John Wiley & Sons Inc.

LAQUIDARA, M.J et al (1986). Development of Biofilm, Operating Characteristics and Operational Control **in The Anaerobic Rotating Biological Contactor Process**, **Journal Water Pollution Control Federation**, v 58, no.2, p 107 - 114.

MARAGNO, A.L.F.C e CAMPOS, J.R. (1992). Treatment of Wastewater with a Low Concentration of Organics Using an Anaerobic Fluidized Bed Reactor. **Water Science Technology**, v 25, No 7, pp 179-191.

METCALF & EDDY (1991). **Wastewater Engineering - Treatment - Disposal - Reuse**. Third Edition McGraw-Hill International Editions. New York.

PEREIRA, J.A.R. (2000). **Concepção, Construção e Operação de Reator Anaeróbio de Leito Expandido, em Escala Real, para tratamento de esgoto sanitário**. Tese de Doutorado - Universidade de São Paulo, São Carlos, Brasil.

POLANCO et al (1990). Lechos Fluidificados. **in Alternativas de Tratamiento Anaerobio para la Depuracion de Aguas residuales** - Universidade del Valle - pp 01-51.

SALKINOJA, M.S.; NYNS, E.J., SUTTON, P.M., Berg, L.v.D. e Wheatley, A. D. (1983). Starting-up of an Anaerobic Fixed-Film Reactor. **Water Science Technology**. Vol. 15, 305-308 p.

TOLEDO, A.G et al (1997). Efeito da Carga Orgânica no Desempenho de um Bio-reator de leito Fluidizado Trifásico. **19o. Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental** - ABES. Brasil.

van LOOSDRECHT et al (1995). Biofilms Structures. **Water Science Technology**. vol 32, No.8, pp 35-43.

WIECHETECK, G.K. (1996). **Influência do Método de Lavagem nas Características de Carvões Antracitoso e Betuminoso Utilizados em meio Filtrante**. São Carlos, 169 p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, EESC - USP, São Paulo.