



XI SILUBESA

Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental

28/03 a 02/04/2004 - Natal - Rio Grande do Norte - Brasil

II-070 – COMPARAÇÃO DE SISTEMA COMBINADO ANAERÓBIO-AERÓBIO OPERANDO EM FAIXA MESOFÍLICA E EM FAIXA TERMOFÍLICA PARA TRATAMENTO DE EFLUENTE SINTÉTICO DA INDÚSTRIA DE PASTA DE CELULOSE NÃO BRANQUEADA

Dirlane de Fátima do Carmo⁽¹⁾

Doutoranda em Hidráulica e Saneamento pela Escola de Engenharia de São Carlos – EESC/USP; Mestre em Ciências da Engenharia Ambiental pela Escola de Engenharia de São Carlos – EESC/USP; graduada em Engenharia Agrônoma pela Universidade Federal de Viçosa - UFV;

Pires, Eduardo Cleto⁽²⁾

Professor titular do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC/USP; Livre-docente pelo Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos, USP; Doutor em Hidráulica e Saneamento pela Escola de Engenharia de São Carlos – EESC/USP; Mestre em Engenharia Mecânica pela Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro; Engenheiro Mecânico formado pela Escola de Engenharia de São Carlos – EESC/USP.

Endereço(1): Rua Treze de Maio, 834 – Bairro Piedade - Itaúna - MG - CEP: 35680-378 - Brasil - Tel: (37) 3241-3416

 dirlanefcarmo@yahoo.com.br

RESUMO

As indústrias de papel e celulose produzem efluentes poluentes e em altas temperaturas. A utilização de um tratamento termofílico eliminaria a necessidade de resfriamento, representando redução no custo de produção. Neste trabalho foi utilizado um sistema combinado de reatores anaeróbio-aeróbio para o tratamento de um efluente que simulava o da indústria de pasta de celulose não branqueada. Os reatores foram inoculados com lodo mesofílico, sendo adaptado para termofílico gradativamente. Assim, foi possível comparar a operação do sistema em faixas de temperatura diferentes. Na faixa mesofílica (35-47,5°C) a eficiência do sistema ficou em torno de 67%, com maior eficiência do reator anaeróbio ($\cong 52\%$). A alcalinidade a bicarbonato foi de 194 ± 82 para o anaeróbio e de 148 ± 35 mg/L para o aeróbio, a produção de ácidos teve picos devido a alteração nas características do licor, sendo de 108 ± 95 para o anaeróbio e de 45 ± 19 para o aeróbio. A produção de metano que permaneceu em torno de 75% na maior parte da fase mesofílica, também sofreu queda quando houve a acidificação no reator. Na faixa termofílica (47,5-57°C), os reatores operaram por 133 dias, obtendo-se eficiência de remoção de DQO no sistema em torno de 65%, sendo a maior remoção efetuada pelo reator de lodos ativados ($\cong 52\%$). Nesta faixa, a alcalinidade bicarbonato gerada no reator anaeróbio oscilou de valores abaixo do limite de detecção do método a 278 mg.L^{-1} e para o reator aeróbio ficou em torno de $180 \pm 58 \text{ mg.L}^{-1}$, deve-se considerar a alta produção de ácidos no anaeróbio, variando de $40,52 \text{ mg.L}^{-1}$ para $359,84 \text{ mg.L}^{-1}$. A instabilidade do reator anaeróbio na faixa termofílica pode ser verificada pela produção de metano, que variou de 3 a 77%.

PALAVRAS-CHAVE: reator UASB, reator de lodos ativados, indústria, pasta de celulose não branqueada, termofílico.

INTRODUÇÃO

As indústrias de papel e celulose, pelo grau de impacto que podem representar para o meio ambiente estão sob o foco e pressão ambientalista. Para se adequarem a uma legislação ambiental cada vez mais rígida e também visando diminuir o custo energético de produção, muito esforço tem sido gasto nos últimos anos para reduzir o consumo de água de

processo por unidade de produção, bem como recircular a água nos processos de fabricação, buscando zerar o efluente lançado, fechando os sistemas de água destas indústrias (VOGELAAR *et al.*, 2002; PATRICK *et al.*, 1994 *apud* TRIPATHI & ALLEN, 1999; SPRINGER, 1993).

Todo o resíduo gerado pelas indústrias de papel e celulose é suscetível ao tratamento biológico (SPRINGER, 1993). Deve salientar-se entretanto, que os efluentes destas indústrias são tradicionalmente deficientes em nitrogênio e fósforo, exceto quando a amônia é utilizada na polpação química. Assim, para o tratamento biológico deste efluente há necessidade de suplementação destes nutrientes (SPRINGER, 1993). Segundo Saunamäki (1997), um custo mais eficaz de um sistema de tratamento da água residuária das indústrias de papel e celulose parece ser a combinação de tratamento biológico anaeróbio e aeróbio.

Outro ponto importante a ser considerado, é que a água residuária destas indústrias apresenta temperatura normalmente superior a 40°C, havendo a necessidade de sua passagem por uma torre de resfriamento antes do seu direcionamento para a estação de tratamento biológico mesofílico, tradicionalmente utilizado.

Dependendo da qualidade da água de processo tratada biologicamente a 35°C, ela pode retornar ao processo. Para isto, é necessário o reaquecimento para 55°C. Se a purificação da água de processo fosse feita a 55°C, a perda de energia devido ao resfriamento e reaquecimento seria evitada (VOGELAAR *et al.*, 2002).

Deve-se ressaltar também que o fechamento de ciclo em indústrias de papel e celulose já vem sendo aplicado, com vantagens, devido ao menor consumo específico da água e redução da descarga de efluentes destas indústrias. Entretanto, a recirculação resulta em um acúmulo de compostos orgânicos e inorgânicos nocivos, os quais podem afetar o produto final e o material dos equipamentos industriais, além do aumento da temperatura desta água residuária (VOGELAAR *et al.*, 2002; PATRICK *et al.*, 1994 *apud* TRIPATHI & ALLEN, 1999).

Considerando o aumento de sistemas fechados em indústrias de papel, a alta carga orgânica destes efluentes e as temperaturas elevadas da água de processo, a aplicabilidade dos sistemas de tratamento em temperaturas termofílicas tem se tornado cada vez mais interessante (VOGELAAR *et al.*, 2002).

Neste trabalho foi empregado um sistema combinado de reatores operando em sistema contínuo, com o reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente alimentando o reator aeróbio de lodos ativados. Os reatores foram inoculados com lodo mesofílico e a adaptação para sistema termofílico foi feita com o aumento gradual da temperatura.

Assim, este trabalho foi dividido em duas fases: na primeira os reatores operaram em faixa de temperatura mesofílica (24°C a 45°C) e na segunda fase os reatores operaram em faixa de temperatura termofílica (47,5°C a 57°C).

Trata-se de um estudo preliminar para verificar a viabilidade do tratamento dos efluentes da indústria de papel e celulose em alta temperatura, eliminando assim a torre de resfriamento e evitando gastos com construção e operação de torres de resfriamento, bem como reduzindo tempo de tratamento.

Os resultados apresentados mostram a viabilidade do tratamento biológico termofílico do efluente da indústria de papel e celulose, mas também a necessidade de serem efetuados ajustes para uma melhor performance do sistema.

MATERIAIS E MÉTODOS

O sistema experimental de reatores biológicos em escala de bancada, foi montado no laboratório de Processos Biológicos, Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo.

Reatores: Foi utilizado um reator anaeróbio UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), com um volume de 10,5L, que alimentava continuamente um reator aeróbio de lodos ativados (LA), com um volume de 7L. Inicialmente foi adotado um volume útil de 6,0L, que foi posteriormente reduzido para 3,7L.

Inóculo: o reator anaeróbio foi inoculado com 3 L de lodo proveniente de um reator UASB tratando efluente do abatedouro de aves Dacar (Tietê, São Paulo) e mantido em batelada por 10 dias. O reator de lodos ativados foi inoculado com 2,0 L de lodo de reator aeróbio de lodos ativados da indústria de papel e celulose CELPAV (unidade de Luís Antônio, São Paulo) e mantido em batelada por 10 dias.

Substrato: para simular em laboratório, o efluente gerado pelas indústrias de polpa de celulose não branqueada, foi utilizado licor negro, cedido pela CELPAV, diluído em água, adicionando-se nutrientes. Foram coletados ao longo do

experimento dois tipos, o concentrado (teor de sólidos em torno de 70%) e o intermediário (teor de sólidos em torno de 20%). No preparo do substrato um determinado volume do licor era diluído em 1 L de água, de acordo com a DQO desejada (Tabela 1), adicionava-se os nutrientes e o volume era completado para 15,0 litros. O pH da amostra diluída era ajustado com ácido acético para $\approx 7,0$. Com 153 dias de operação do reator UASB foi adicionado ao substrato, etanol como fonte de carbono.

Operação dos reatores: Inicialmente é considerada uma fase de adaptação dos reatores, em que há o aumento gradativo da demanda química de oxigênio (DQO) e o decréscimo no tempo de detenção hidráulico (τ_H). Posteriormente, quando atinge-se a DQO de trabalho ($\approx 1400\text{mg/L}$) inicia-se avaliação dos reatores na faixa de temperatura mesofílica (35°C a 45°C) e posteriormente na faixa termofílica ($47,5^\circ\text{C}$ a 57°C). As taxas de carregamento orgânico (TCO) e o tempo de detenção hidráulico (τ_H) utilizados nos reatores são apresentados na Tabela 1.

Tabela 1: Tipo e volume de licor usado, temperatura da cabine, tempo de detenção hidráulico dos reatores, tempo de operação e taxa de carregamento orgânico.

Fases	Tipo de licor e volume	T ($^\circ\text{C}$)	τ_H (h)		Tempo de operação (dias)	TCO (KgDQO/dia.m ³)	
			UASB	LA		UASB	LA
I	LNC (10mL:10L)	ambiente	42	*	14	0,21-0,28	*
	LNC (14mL:10L)	ambiente	42	*	22	0,31	*
	LNC (18mL:10L)	ambiente	42	*	25	0,40	*
	LNC (20mL:10L)	ambiente	30	*	26	0,63-0,82	*
	LNC (25mL:10L)	ambiente	30	*	40	0,78-0,87	*
	LNI1 (50mL:10L)	ambiente	20	*	70	1,54-1,93	*
	LNI1 (60mL:12L)	ambiente	20	batelada	117	1,54	*
	LNI1 (60mL:15L)	ambiente	20	12	133	1,80	1,72
	LNI1 (50mL:15L:3mL etanol)	ambiente	20	12	154	1,51-1,88	1,43-2,05
II	LNI1 (50mL:15L:5mL etanol)	30,0	20	12	158	1,52-1,93	1,60-2,28
	LNI1 (50mL:15L:5mL etanol)	32,5	20	12	161	1,52	1,30
	LNI1 (55mL:15L:7mL etanol)	32,5	20	12	166	1,24	1,08
	LNI1 (55mL:15L:7mL etanol)	35,0	20	12	172	1,36-1,71	1,18-1,46
	LNI1 (45mL:15L:7mL etanol)	35,0	20	12	180	2,14	2,52
	LNI1 (50mL:15L:7mL etanol)	35,0	20	12	186	1,08	1,65
	LNI1 (45mL:15L:7mL etanol)	37,5	20	7	187	1,89	2,21
	LNI1 (45mL:15L:7mL etanol)	37,5	20	12	201	1,79	4,79
	LNI1 (45mL:15L:7mL etanol)	42,5	20	12	215	1,37-1,96	1,34-1,40
	LNI1 (45mL:15L:7mL etanol)	45,0	20	12	250	1,36-1,77	1,02-1,43
III	LNI1 (45mL:15L:7mL etanol)	47,5	20	12	264	1,67-1,78	1,02-1,39
	LNI1 (45mL:15L:7mL etanol)	52,0	20	12	257	1,53-1,98	0,88-1,41
	LNI2 (30mL:15L:7mL etanol)	52,0	20	12	305	1,90-1,86	1,27-1,60
	LNI2 (30mL:15L:7mL etanol)	52,0	24	7	305	1,36-1,94	2,47-5,11
	LNI2 (30mL:15L:7mL etanol)	57,0	24	7	361	1,11-1,39	2,7-4,71

* o sistema ainda não estava sendo operado; LNC: licor negro concentrado, LNCI1: licor negro concentrado intermediário 1; LNCI2: licor negro concentrado intermediário 2.

RESULTADOS

O tempo de operação do sistema foi contado a partir da inoculação do reator UASB. Inicialmente o reator anaeróbio permaneceu em batelada durante 10 dias, sendo operado posteriormente de forma contínua.

O tempo de detenção hidráulico e a carga orgânica utilizados no tratamento anaeróbio foram aumentados de acordo com a Tabela 1. A princípio foi adotado um tempo de detenção hidráulico de 42 horas e a demanda química de oxigênio afluente foi aumentada atingindo 700 mg.L^{-1} . Neste período de 25 dias, a eficiência do reator variou em uma faixa de 51 a 68 %, o pH efluente oscilou entre 7,3 e 7,8. A produção de metano foi medida aos 22 dias de operação do

reator, registrando um valor de $11,2 \mu\text{mol.L}^{-1}$, correspondendo a uma produção de metano de 55 %.

O tempo de detenção hidráulico foi então alterado para 30 horas e o reator operado sob estas condições por aproximadamente 41 dias. A DQO continuou sendo alterada até atingir um valor em torno de 1000 mg.L^{-1} . A alcalinidade real no reator anaeróbio sofreu ligeira queda com o aumento da carga orgânica, de valores em torno de 254 mg.L^{-1} para 204 mg.L^{-1} , voltando posteriormente a aumentar atingindo valores em torno de 280 mg.L^{-1} no final desta etapa. O efluente do UASB apresentou uma média de AGV de $36 \pm 6 \text{ mg.L}^{-1}$. A eficiência de remoção de DQO nesta etapa foi de $49 \pm 4\%$ e a produção de metano oscilou de $6,5$ a $15,4 \mu\text{mol.L}^{-1}$.

Por 64 dias de operação foi utilizado o licor negro concentrado, que causou diversos problemas, tanto de caracterização, quanto de perda de sólidos no reator.

A partir do 65º dia de operação, passou a ser utilizado no preparo do substrato, o licor negro intermediário e a DQO foi ajustada para aproximadamente 1400 mg.L^{-1} . Com 70 dias de operação, o tempo de detenção hidráulico utilizado passou a ser de 20 horas. Foram assim estabelecidas as condições desejáveis para a realização deste trabalho.

Em 34 dias de operação do reator nas condições operacionais desejáveis, foi observada grande variação na DQO afluente, de 1608 mg.L^{-1} a 1281 mg.L^{-1} . O reator UASB não absorveu este choque orgânico e a eficiência de remoção de DQO foi reduzida de valores em torno de 50 % para valores em torno de 30 % neste período. A produção de metano também sofreu queda de valores em torno de $18 \mu\text{mol.L}^{-1}$ para $1,0 \mu\text{mol.L}^{-1}$. Apesar desta variação na DQO afluente e conseqüente redução na eficiência de remoção e produção de metano, a alcalinidade real não oscilou muito, mantendo-se em $397 \pm 19 \text{ mg.L}^{-1}$. A produção de AGV nesta etapa foi de $58 \pm 12 \text{ mg.L}^{-1}$. Estas oscilações na DQO afluente eram de difícil controle, visto que dependiam da dosagem do licor negro, no preparo do substrato e a viscosidade do licor dificultava sua medição. Entretanto, foi feita nova alteração no licor

O reator aeróbio de lodos ativados foi inoculado no início da segunda quinzena de julho de 2002 e mantido em batelada, durante 10 dias, sendo alimentado com o efluente do reator UASB. Após 104 dias de operação do reator UASB e 10 dias de operação em batelada do reator de lodos ativados, o sistema de reatores anaeróbio e aeróbio começou a ser operado de forma contínua.

Com 154 dias de operação do reator anaeróbio foi adicionado ao substrato etanol, para melhorar sua qualidade e também simular o efluente da indústria de papel.

Com 155 dias de operação do reator anaeróbio iniciou-se o controle da temperatura por meio do termostato, com ajuste para 30°C . Entretanto não houve alterações significativas nos parâmetros monitorados. A produção de metano permaneceu em torno de $16 \mu\text{mol.L}^{-1}$, a quantidade de ácidos no efluente do reator UASB não sofreu alteração significativa, mas houve consumo da alcalinidade real, que com a adição do etanol foi reduzida de valores em torno de 360 mg.L^{-1} para 205 mg.L^{-1} . A eficiência de remoção do sistema combinado nesta etapa ficou em torno de 55%.

A temperatura foi ajustada para $32,5^{\circ}\text{C}$ e os reatores permaneceram nesta condição por cerca de dez dias. Neste período ainda estavam sendo feitas pequenas alterações no substrato. A DQO neste período oscilou de 1135 a 1420 mg.L^{-1} , tendo a eficiência de remoção de DQO do anaeróbio variado levemente de 50 a 52 %, entretanto, no reator aeróbio a eficiência aumentou de 19 para 33 %. Com o aumento da carga orgânica, houve um pico na produção de AGV em ambos os reatores, de 45 para 110 mg.L^{-1} no reator UASB e de 40 para 90 mg.L^{-1} no reator aeróbio. A alcalinidade parcial entretanto não sofreu alteração significativa, permanecendo com valores em torno de 200 mg.L^{-1} para o reator UASB. Os valores de alcalinidade variaram mais no reator aeróbio, de 110 mg.L^{-1} para 130 mg.L^{-1} neste período. A eficiência do sistema combinado nesta etapa aumentou de 61% para 67% até o final da etapa.

A temperatura foi ajustada para 35°C . Houve queda do pH no reator anaeróbio passando para 5,3, com 172 dias de operação do reator UASB, provavelmente devido ao aumento da carga orgânica em 358 mg.L^{-1} , além do "stress" provocado pelo aumento na temperatura. A eficiência neste período caiu de 51% para 33%. Para o reator de lodos ativados, a eficiência neste dia foi a maior desta fase, chegando a 73%. Foram adicionados 0,8 gramas de bicarbonato de sódio por litro do reator UASB. Também foi aumentado o pH do substrato, deixando-se o pH em torno de 8,3. Houve queda na produção de metano de $14,9 \mu\text{mol}$ para $4,86$. A alcalinidade foi reduzida de 310 para $205,9 \text{ mg.L}^{-1}$ e a produção de ácidos aumentou de $51,17$ para $109,55 \text{ mg.L}^{-1}$. O pH do reator foi restabelecido em dois dias.

Foi registrada nova queda de pH com 181 dias de operação, em virtude novamente de alteração nas características do licor. Os valores registrados da DQO afluente nos 7 dias posteriores oscilaram em 675 mg.L^{-1} , variando o pH entre estes dias entre valores próximos a 6. O bicarbonato de sódio foi novamente utilizado. A eficiência média de remoção de DQO na faixa de temperatura mesofílica foi de 67%, a produção de gases partiu de $7 \mu\text{mol}$ chegando no final desta fase a valores médios de $16 \mu\text{mol}$. O reator aeróbio passou a ser alimentado diretamente do tanque efluente do UASB e o tempo de detenção foi reduzido para 7 horas. Entretanto, houve lavagem dos sólidos no reator aeróbio. Houve

redução dos ácidos graxos voláteis no efluente do reator anaeróbio, de 337 para 180 mg.L⁻¹ e aumento destes ácidos no efluente do reator aeróbio, 33 para 102 mg.L⁻¹. A alcalinidade real por sua vez, aumentou de 9 para 87 mg.L⁻¹ no reator anaeróbio e foi reduzida de 232 para 96 mg.L⁻¹ no reator aeróbio. A produção de metano registrada no UASB voltou a apresentar valores em torno de 15 μmol.L⁻¹.

Assim, a alimentação dos reatores voltou a ser contínua imediatamente após a análise microscópica e o tempo de detenção do reator de lodos ativados passou a ser de 12 horas. Houve redução dos AGV nos efluentes de ambos os reatores, apresentando no final deste período valores de 69 mg.L⁻¹ para o reator anaeróbio e de 37 mg.L⁻¹ para o reator aeróbio. A alcalinidade real gerada pelo reator UASB apresentou um aumento gradual, atingindo 217 mg.L⁻¹ no final desta etapa. A produção de metano permaneceu na média de 14,5±1,3 μmol.L⁻¹.

A temperatura foi aumentada para 42,5⁰C e o sistema foi operado sob estas condições por 35 dias. Não houve diferença significativa nos valores dos parâmetros monitorados no reator anaeróbio, exceto para AGV. A eficiência de remoção no UASB foi de 57±6%, a alcalinidade real de 239±34 mg.L⁻¹, produção de metano de 16±2 μmol.L⁻¹, sendo que a produção de ácidos oscilou de 37 a 140 mg.L⁻¹. No reator aeróbio a eficiência de remoção que estava em torno de 33%, sofreu uma queda para 4% com 17 dias de operação na temperatura de 42,5⁰C, voltando a aumentar posteriormente atingindo valores em torno de 30% no final deste período. Os valores de AGV no efluente aeróbio entretanto apresentaram pouca variação, 39±6 mg.L⁻¹. A eficiência global do sistema nesta fase final mesofílica ficou em 70±3 %.

Foi feito outro ajuste na temperatura, para 45⁰C e comparado ao período anterior, a eficiência de remoção do reator anaeróbio foi ligeiramente maior (64±9)%, enquanto a do reator aeróbio foi ligeiramente menor (27±14)%. A alcalinidade real manteve-se em torno de 280 mg.L⁻¹. Também os valores de AGV foram ligeiramente menores (52±12 mg.L⁻¹) enquanto para o reator aeróbio estes valores permaneceram praticamente constantes (38±7 mg.L⁻¹). A produção de metano teve um pico, chegando a 19,4 μ mol.L⁻¹, a variação foi de 14,2 a 19,4 μ mol.L⁻¹.

Com aproximadamente 142 dias de operação do sistema, os reatores passaram a ser operados na faixa de temperatura termofílica. A temperatura foi ajustada para 47,5⁰C, permanecendo por 32 dias. Inicialmente houve aumento na eficiência do reator UASB de 52 para 71 % e do reator de lodos ativados, de 42 para 58%. Até o final desta fase entretanto, a eficiência de remoção dos reatores UASB e de LA, caíram 62% e 45%, respectivamente. Os valores de AGV monitorados aumentaram consideravelmente no reator UASB (de aproximadamente 45 mg.L⁻¹ para 81 mg.L⁻¹ e até o fim da etapa atingiram 120 mg.L⁻¹). No reator aeróbio os valores sofreram um leve decréscimo, mantendo-se em torno de 30 mg.L⁻¹. A alcalinidade real foi consumida no reator anaeróbio no início da etapa, passando de valores em torno de 200 mg.L⁻¹ para 67 mg.L⁻¹, entretanto, até o final da etapa a alcalinidade atingiu 124 mg.L⁻¹. No reator aeróbio, ao contrário, a alcalinidade foi crescente, partindo de valores em torno de 160 mg.L⁻¹ no final da fase mesofílica para valores em torno de 210 mg.L⁻¹ no início da fase termofílica, atingindo 250 mg.L⁻¹ até o fim da primeira etapa. A eficiência de remoção do sistema combinado nesta etapa variou de 76 a 88%.

A temperatura foi ajustada para 52⁰C e por uma semana os reatores foram operados nas mesmas condições da etapa anterior. Entretanto houve variação da DQO de 1546 mg.L⁻¹ para 1618 mg.L⁻¹ e a eficiência de remoção no reator UASB decresceu de 51 para 19%. O reator aeróbio apresentou maior estabilidade e a eficiência sofreu pouca variação, de 53 para 47%. A alcalinidade real do anaeróbio também foi reduzida de 153 mg.L⁻¹ para 134 mg.L⁻¹, inversamente ao que ocorreu no reator aeróbio, em que a alcalinidade foi aumentada de 125 mg.L⁻¹ para 208 mg.L⁻¹. Os AGV aumentaram nos reatores anaeróbio e aeróbio, de 145 mg.L⁻¹ para 199 mg.L⁻¹ e de 30 mg.L⁻¹ para 48 mg.L⁻¹, respectivamente. A produção de metano no reator anaeróbio caiu de 10 μmol.L⁻¹ para valores abaixo do limite de detecção do método.

Foram feitos então, primeiramente, ajustes no volume de licor utilizado, de 45 mL para 30 mL. Porém, a eficiência de remoção caiu em ambos reatores, atingindo 8% no reator anaeróbio e 20% no reator aeróbio. Foi feita então uma alteração no tempo de detenção hidráulico do reator UASB aumentando-o para 24 horas visando um melhor desempenho. Como o reator aeróbio apresentava bom rendimento, o tempo de detenção hidráulico foi reduzido de 11 para 8 horas. Com estas alterações no tempo de detenção o reator anaeróbio apresentou um aumento na eficiência de remoção nos primeiros dez dias, entretanto posteriormente houve nova queda na eficiência e o reator permanecia instável. Para o reator aeróbio a eficiência sofreu uma queda inicialmente, mas recuperação foi em menos de uma semana.

Com estas novas alterações na temperatura, substrato e tempo de detenção, o sistema foi operado por 49 dias, tendo o reator anaeróbio apresentado grande oscilação nos parâmetros monitorados: eficiência de remoção oscilou entre 3 e 35 %, a alcalinidade real entre valores abaixo do limite de detecção a 278mg.L⁻¹, a produção de ácidos de 160 a 340 mg.L⁻¹, a produção de metano de 1,3 a 13,6 μmol.L⁻¹ e o pH entre 5 e 7,6 por todo o período. Sendo que este menor valor de pH foi registrado no final da etapa. No reator de lodos ativados a oscilação foi mais tênue: eficiência de remoção

variou de 48 a 68 %, a alcalinidade real 124 a 279 mg.L⁻¹, a produção de ácidos de 24 a 54 mg.L⁻¹, tendo um pico de 96 mg.L⁻¹ com 36 dias desta etapa. A eficiência do sistema nesta etapa foi de 70%, devida em maior parte ao reator aeróbio.

Pelos resultados observou-se que o reator anaeróbio foi mais instável quando operado na faixa de temperatura termofílica. Após o aumento de 47,5^oC para 52^oC o reator UASB não retomou a eficiência inicial, mantendo-se instável por 54 dias. Possivelmente o sistema aeróbio apresenta boa capacidade de conversão de matéria orgânica quando é mais solicitado.

A temperatura foi aumentada para 57^oC. O reator anaeróbio continuou instável, sendo que dos parâmetros monitorados foram observados os seguintes resultados: a eficiência de remoção foi de (20±3)%, a alcalinidade real ficou abaixo do limite de detecção do método na maior parte desta etapa, a produção de ácidos caiu de 360 para 237mg.L⁻¹ do início ao fim desta etapa, a produção de metano oscilou entre valores abaixo do limite de detecção a aproximadamente 15 µmol.L⁻¹ e o pH ficou entre 4,98 e 6,61. O reator aeróbio apresentou uma eficiência de remoção de 43 a 59 %, a produção de ácidos variou de 45 a 90 mg.L⁻¹, a alcalinidade variou de 123 a 295 mg.L⁻¹. O sistema foi operado a 57^oC por 37 dias, tendo a operação sido encerrada devido a problemas técnicos para controle da temperatura.

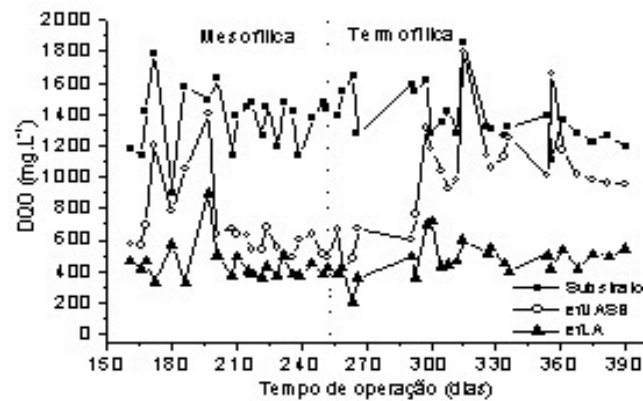
Todo o monitoramento dos parâmetros pode ser visualizado na Figura 1 e a variação dos parâmetros de monitoramento do sistema é apresentada na tabela 2.

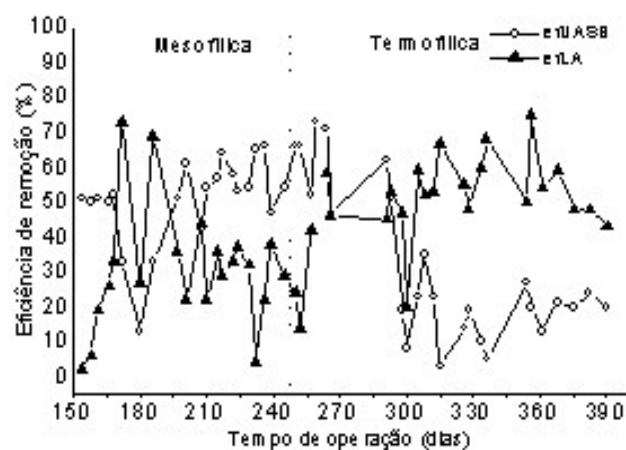
Tabela 3. Variação dos parâmetros monitorados na faixa mesofílica e termofília.

Parâmetros	Mesofílica (30 ^o C a 45 ^o C)		Termofílica (47,5 ^o C a 57 ^o C)	
	EfluenteUASB	Efluente LA	EfluenteUASB	Efluente LA
DQO (mg/L)	486-1406 (23)	326-894 (23)	480-1798 (21)	202-720 (21)
% remoção DQO	13-66 (23)	4-73 (23)	3-71 (21)	20-75 (21)
pH	7,8-8,1 (28)	7,5-8,1 (28)	5,0-7,6 (19)	7,5-8,3 (19)
τ _H (h)	20	7 e 12	20 e 24	12 e 7
AGV (mg/L)	37-406 (25)	31-102 (25)	81-364 (21)	24-96 (21)
Alcalinidade Bicarbonato (mgCaCO ₃ /L)	0-293 (25)	96-244 (25)	0-278 (21)	123-295 (21)
Produção de CH ₄ (µmol/L)	6,2-19,4 (21)	-	0-14,7 (18)	-

()= número de amostras

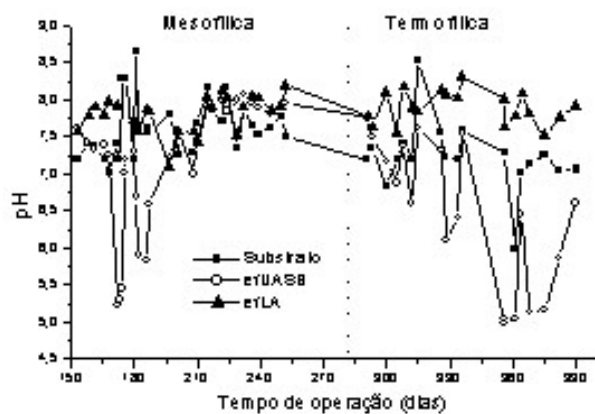
Figura 1. Resultados das análises efetuadas nas faixas de temperatura Mesofílica e Termofílica: DQO (a), Eficiência de remoção (b), pH (c), ácidos graxos voláteis (d), Alcalinidade parcial (e) e produção de gases (f).



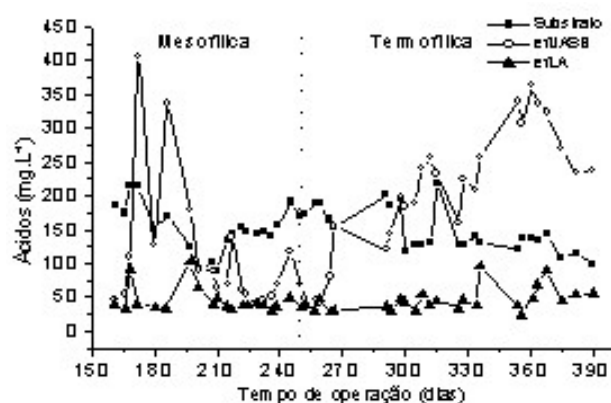


(a)

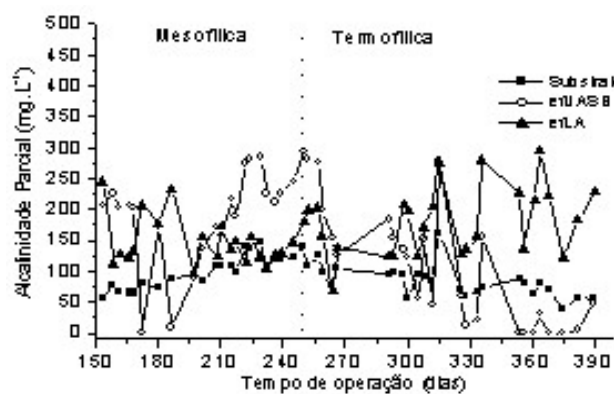
(b)



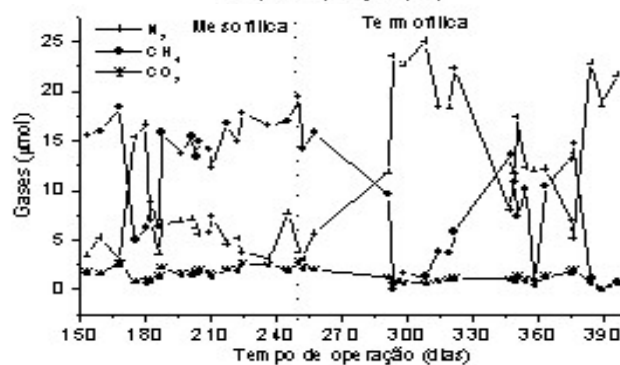
(c)



(d)



(e)



(f)

CONCLUSÕES

Os reatores mostraram-se viáveis para tratar o efluente. Entretanto, em temperatura acima de 50⁰C, o reator UASB apresentou desempenho abaixo da potencialidade do sistema, sendo a maior parte da eficiência de remoção devida ao reator de lodos ativados. O reator de lodos ativados também apresentou maior estabilidade na fase termofílica quando comparado ao reator UASB. Apesar do maior crescimento da biomassa observado na faixa de temperatura termofílica, deve-se salientar que houve perda de sólidos no reator e o decantador não se mostrou eficiente.

Um dos maiores obstáculos encontrados neste trabalho foi a variação das características do licor negro. O reator anaeróbio somente suportou o choque orgânico na fase termofílica, apesar da baixa eficiência de remoção. Deve ser considerado que o reator anaeróbio operou com um tempo de detenção hidráulico muito baixo, visto que seria empregado posteriormente um reator de lodos ativados para o polimento do efluente.

Possivelmente, melhores resultados seriam obtidos se a operação do reator fosse efetuada com um tempo de detenção hidráulico maior, como observado no trabalho de BUZZINI (2000), que operou um reator UASB na faixa mesofílica alimentado pelo mesmo tipo de substrato, obtendo maior eficiência, em torno de 90 %, com tempo de detenção hidráulico de 48 horas. Quando este tempo foi diminuído para 24 horas, a eficiência caiu para 76%.

Deve-se considerar que a produção de ácidos no reator termofílico (131mg/L a 364 mg/L) também é bastante elevada comparada com a faixa mesofílica (52 mg/L a 110 mg/L).

Na faixa termofílica a eficiência do reator sofreu grandes variações, de 10 a 27%; teve o maior pico de produção de ácidos (364 mg/L) e permaneceu 21 dias com a alcalinidade real abaixo do limite de detecção do método empregado. Entretanto, não houve a possibilidade de avaliar se haveria uma estabilização dos parâmetros analisados (DQO, ácidos, alcalinidade e metano), visto que foram apresentados problemas no controle de temperatura da cabine climatizada, impossibilitando a continuidade do trabalho, visto que haveria um choque térmico no reator.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. BUZZINI, A.P. Remoção de licor negro residual e organoclorados de efluente simulado de indústria de pasta celulósica. Tese de doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 165p, 2000.
2. DINSDALE, R.M.; HAEKES, F.R.; HAWKES, D.L. Comparison of mesophilic and thermophilic upflow anaerobic sludge blanket reactors treating instant coffee production wastewater. *Water Research*, v.31, n.1, p. 163-169, 1997.
3. JAHREN, S.J.; RINTALA, J.A. The closure of water circuits by internal thermophilic (55 and 70⁰C) anaerobic treatment in the thermomechanical pulping process. *Water Science Technology*, v.35, n.2-3, p. 49-56, 1997.
4. VOGELAAR, J.C.T.; BOUWHUIS, E.; KLAPWIJK, A.; SPANJERS, H.; LIER, J.B.VAN. Mesophilic and Thermophilic activated sludge post-treatment of paper Mill process water. *Water Research* 36, p. 1869-1879, 2002.
5. TRIPATHI, C. S.; ALLEN, D. G. Comparison of Mesophilic and Thermophilic aerobic biological treatment in sequencing batch reactors treating bleached kraft pulp mill effluent. *Water Research*, v. 33, n.3, p. 836-846, out., 1999.
6. SPRINGER, A. M. Industrial environmental control: pulp and paper industry. 2^a. Edição, 699p., Atlanta (USA), Tappi press, 1993.

AGRADECIMENTOS. Os autores agradecem ao Conselho Nacional de Pesquisa e Desenvolvimento pela bolsa de doutorado concedida, e pela bolsa de produtividade e pesquisa. Agradecem também a indústria Celpav-unidade de Luís Antônio, pelo licor negro cedido para a realização deste trabalho. E a FAPESP pelo financiamento do projeto Temático "Desenvolvimento, análise, aprimoramento e otimização de reatores anaeróbios para tratamento de águas residuárias".