

COMPARAÇÃO ENTRE TRATAMENTO ANAERÓBIO DA ÁGUA BRANCA DA INDÚSTRIA DE PAPEL POR BIOREATOR DE MEMBRANA E CONVENCIONAL

COMPARISON BETWEEN ANAEROBIC MEMBRANE BIOREACTOR AND CONVENTIONAL ANAEROBIC TREATMENT OF PAPER MILL WHITEWATER

Ana Paula S. Loures^{1*}, Cláudio M. Silva², Ann H. Mounteer², Carlos A. L. Chernicharo², Rosilene S. Rodrigues³, Matheus R. Coura³, Ismarley L. H. Morais³

¹Estudante de Doutorado, ²Professor Adjunto, ³Estudantes de Graduação, *Departamento de Engenharia Florestal, Universidade Federal de Viçosa, 36570-000 - Viçosa - MG - Brasil

RESUMO

O consumo de água fresca em fábricas de papel varia de acordo com o tipo de papel produzido, podendo ser tão alto quanto 100 m³ por tonelada de papel. Para reduzir o consumo de água nas fábricas, a reciclagem da água branca é uma opção atrativa. Entretanto, nem sempre é possível recuperar completamente esta água branca em um circuito-fechado devido à baixa qualidade deste efluente e aos possíveis problemas causados pelo acúmulo de contaminantes na indústria. Uma maneira de superar este problema é remover estes contaminantes antes da reciclagem da água. Este trabalho comparou a eficiência do tratamento e a viabilidade do reúso da água branca entre um bioreator anaeróbico acoplado com decantador secundário, Etapa 1, e um bioreator anaeróbico acoplado com membrana (BRM), Etapa 2. A água branca utilizada nesta pesquisa foi coletada em uma fábrica de papel para escrita e impressão. Na Etapa 1, o sistema operou com um tempo de detenção hidráulica (TDH) de 27 h e uma carga de DQO de 0,24 kgDQO m⁻³ d⁻¹. Na Etapa 2, o BRM anaeróbico operou com TDH de 26 h e uma carga de DQO de 0,33 kgDQO m⁻³ d⁻¹. A eficiência de remoção para sólidos suspensos totais (SST) foi de 97% e 99% e para DQO, de 66% e 92%, nas Etapas 1 e 2, respectivamente. Ambas as configurações mostraram boa remoção de turbidez, dureza total e conteúdo de cálcio. Por outro lado, elas causaram um ganho na cor e aumentaram o pH e a condutividade elétrica. Estes resultados indicaram que o BRM anaeróbico apresenta vantagens em relação ao tratamento anaeróbico convencional para a reciclagem de água branca tratada, especialmente devido à completa remoção de sólidos suspensos e ao conteúdo orgânico muito baixo presente no efluente do BRM. Entretanto, os altos valores para dureza e condutividade elétrica no efluente, não removidas pelo processo de bio-tratamento, podem tornar-se um

empecilho para um circuito de água branca totalmente fechado.

Palavras-chave: biorreator de membrana, tratamento anaeróbico, água branca.

ABSTRACT

Fresh water use in paper mills varies according to the type of paper produced, but it can be as high as 100 m³ per ton of paper. In order to reduce water use in paper mills, the reclamation of whitewater is an attractive option. However, it is not always possible to completely recover the whitewater in a closed-cycle manner due to the poor quality of this stream and the possible problems caused by the accumulation of contaminants in the mill. One way to overcome this problem is to remove these contaminants prior to water recycling. This work compared the efficiency of treatment and the feasibility of whitewater reuse from an anaerobic bioreactor coupled with a secondary clarifier, Phase 1, and an anaerobic membrane bioreactor (MBR), Phase 2. The whitewater used in this research was collected from a writing and printing paper mill. In Phase 1, the system operated with a hydraulic retention time (HRT) of 27 h and a COD load of 0.24 kgCOD m⁻³ d⁻¹. In Phase 2, the anaerobic MBR operated with a HRT of 26 h and a COD load of 0.33 kgCOD m⁻³ d⁻¹. The removal efficiency for total suspended solids (TSS) was 97% and 99% and for COD 66% and 92% in Phases 1 and 2, respectively. Both configurations showed good removal of turbidity, total hardness and calcium content. On the other hand, they caused a gain in colour, and increased the pH and the electric conductivity. These results indicated that the anaerobic MBR has advantages over the conventional anaerobic treatment for reclaiming the treated whitewater, especially due to the completely removal of suspended solids and the very low organic content present in the MBR effluent. However, high values of hardness and electric conductivity in the effluent, not removed by the bio-treatment process, can become a drawback for a fully closed whitewater circuit.

Keywords: membrane bioreactor, anaerobic treatment, whitewater.

INTRODUÇÃO

As fábricas de papel utilizam grandes quantidades de água fresca em comparação a outros tipos de processos industriais. A água é utilizada em vários setores da fábrica, desde o processo propriamente dito, como formar a folha de papel e a preparação de aditivos para o processo, como também nos processos auxiliares, como resfriamento, selagem de equipamentos, limpeza, lubrificação, etc.

Os despejos líquidos da fabricação de papel originam-se, principalmente, na máquina de papel, nos refinadores, nas caixas de regulação de consistência e na mistura de massa nas peneiras depuradoras, sendo esta água contaminada chamada de água branca. As cargas poluidoras dependem, fundamentalmente, do tipo de papel fabricado e da prática ou não da recirculação da água branca. De modo geral, este tipo de efluente contém uma quantidade substancial de celulose, finos e outros aditivos químicos específicos como amido, cola, anti-espumantes, caulim, etc.

Diversos são os motivos que tornam a recirculação de água branca vantajosa. A reciclagem de água dentro da fábrica permite a recuperação de matéria prima (fibras) e reagentes químicos (cargas) (Thompson et al., 2000; Dexter, 1996), além de reduzir os custos no descarte do resíduo sólido. A maior parte destes sólidos é constituída por fibras que representam 5% do total de fibras para papéis pesados (CPRH, 1998). Portanto, sem recuperação, uma fábrica que produz 200 t d^{-1} de papel perde 10 t d^{-1} de material fibroso. Para papéis finos, tal perda pode chegar a 50%.

A recuperação do efluente é economicamente mais atrativa já que o uso de água na indústria é muito alto, bem como os investimentos das instalações e dos equipamentos das estações de tratamento de água fresca. O consumo de água varia com o tipo de papel sendo produzido e pode ser tão alto quanto 60 m^3 por tonelada de papel produzido, mesmo com as técnicas operacionais mais modernas e eficientes. Na Alemanha, o volume de efluente gerado pela indústria de papel varia de 5 a $22 \text{ m}^3 \text{ t}^{-1}$ de papel com exceção das indústrias que produzem papéis especiais, cujo consumo pode ser acima de $100 \text{ m}^3 \text{ t}^{-1}$ de papel (Hamm e Schabel, 2006). No Brasil, as fábricas modernas já possuem consumo de água em torno de $30 \text{ m}^3 \text{ tsa}^{-1}$, enquanto as fábricas mais antigas podem consumir até $100 \text{ m}^3 \text{ tsa}^{-1}$. A média atual de consumo de água está na faixa de $50 \text{ m}^3 \text{ tsa}^{-1}$.

O custo do tratamento para toda a água drenada na indústria é muito alto devido aos custos de instalação e de operação das estações de tratamento de efluentes. No Brasil, onde existem muitas empresas operando com máquinas de papel usadas e/ou adquiridas de fabricantes maiores, a vazão dos despejos é extremamente variável, por exemplo, na fabricação de papéis para impressão e/ou escrita com colagem alcalina, a vazão é de $15 \text{ m}^3 \text{ t}^{-1}$; para impressão e/ou escrita com colagem ácida, de $23 \text{ m}^3 \text{ t}^{-1}$; para jornal, de $11 \text{ m}^3 \text{ t}^{-1}$; e para cartão duplex, de $18 \text{ m}^3 \text{ t}^{-1}$ (CPRH, 1998).

No caso de projetos de expansão de fábricas, a capacidade limitada da estação de tratamento de água fresca e de efluente, bem como as crescentes exigências impostas pela legislação em relação à vazão de água bruta passível de ser captada pela indústria e à qualidade do efluente a ser lançado no corpo receptor,

podem constituir um gargalo. Assim, a reciclagem do efluente da máquina de papel pode ser uma alternativa e/ou solução viáveis. Isto implica em trabalhar com um circuito mais fechado de água branca, ou seja, buscar operar com uma geração mínima de efluente.

Entretanto, também existem custos na redução de consumo da água fresca pela substituição da água branca reciclada. Em algumas situações, estes custos podem sobrepor as economias citadas anteriormente, especialmente onde se realiza um sistema com alto grau de fechamento de circuito de água branca. Mesmo não havendo uma vantagem econômica, o fechamento do sistema oferece uma vantagem de marketing a longo prazo, simplesmente porque a água fresca será o objeto de utilidade mais precioso no mundo inteiro. Assim, um alto consumo de água será considerado uma agressão ao meio ambiente.

A remoção da matéria orgânica biodegradável com processos anaeróbios une o tratamento de despejo com a produção de energia, oferecendo uma rara oportunidade de um retorno potencialmente positivo do capital investido no tratamento, assim como de minimização dos custos operacionais. Ambas as características e a quantidade de compostos orgânicos biodegradáveis nos efluentes da indústria de papel tornam o tratamento anaeróbio uma alternativa economicamente atrativa em relação aos processos de tratamento aeróbios tradicionalmente empregados (Lee, 1993).

O sucesso dos reatores anaeróbios de alta taxa é atribuído à sua capacidade de retenção de biomassa através de uma separação efetiva do tempo de retenção dos sólidos (TRS) do tempo de detenção hidráulica (TDH), permitindo altas cargas e curtos TDH. O consórcio bacteriano anaeróbio é essencial, sendo imobilizado dentro dos grânulos. A diversidade e a distribuição dos microrganismos são determinadas por diversos fatores físico-químicos e biológicos (Lepistö e Rintala, 1999).

Membranas de micro ou ultrafiltração podem ser convenientemente acopladas a um reator biológico para permitir o aumento do TRS e melhorar a eficiência do tratamento. Em particular, os microrganismos anaeróbios têm taxas de crescimento mais lentas que os microrganismos aeróbios e, assim, produzem menores quantidades de lodo residual, porém, requerem um espaço de tempo relativamente longo através de um reator de mistura completa clássico para evitar sua remoção não intencional do mesmo. Além disso, a emissão de gás residual e a conseqüente flotação de sólidos tornam a separação completa impraticável no clarificador final. Assim, reatores anaeróbios, incorporando micro ou ultrafiltração como etapa de separação, têm sido aplicados para reter os sólidos completamente e melhorar o efluente (Elmaleh e Abdelmoumni, 1998; Choo e Lee, 1996).

Verificando-se a lacuna existente em relação à operacionalidade e viabilidade de um sistema de tratamento anaeróbio, especificamente para o efluente da máquina de papel, principalmente, em condições típicas e reais de operação de uma fábrica nacional, o principal objetivo deste capítulo foi verificar a tratabilidade e a possibilidade de remoção de orgânicos e contaminantes presentes no efluente da máquina de papel (água branca) por biorreator anaeróbio acoplado com membranas orgânicas de ultrafiltração, e comparar o desempenho do sistema de tratamento convencional com o biorreator de membrana sob diferentes cargas de aplicação.

MATERIAL E MÉTODOS

O presente trabalho foi conduzido no Laboratório de Celulose e Papel do Departamento de Engenharia Florestal da Universidade Federal de Viçosa (UFV), Viçosa, MG.

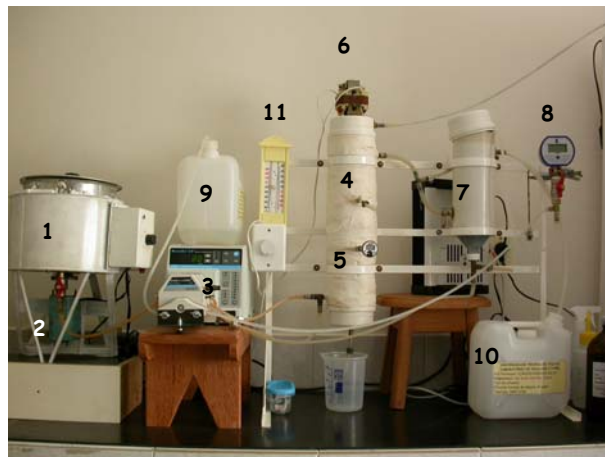
Sistema de tratamento

O período de coleta de amostras foi dividido em duas etapas. Na Etapa 1, o sistema de tratamento biológico adotado consistiu de reator anaeróbio convencional (RAC) com fluxo ascendente e manta de lodo, sem separador trifásico, seguido por decantador, ambos confeccionados em escala de bancada. Na Etapa 2, foi introduzido o módulo de membrana de ultrafiltração no decantador.

O RAC e o decantador (itens 4 e 7, respectivamente, Figura 1) foram confeccionados em policloreto de vinila (PVC), diâmetro nominal de 100mm, com volume útil de 3.080 mL e 1.590 mL, respectivamente. Para promover a agitação do lodo depositado na parte inferior do reator, evitando, dessa forma, a formação de uma manta compacta de lodo ou de caminhos preferenciais a serem percorridos pelo afluente dentro da manta de lodo, foi instalado um agitador (item 6, Figura 1) acionado diariamente, constituído por motor para girar uma haste longa com pás em sua extremidade. Na Etapa 2, o RAC foi revestido externamente com lã de vidro, como forma de isolamento térmico, e foi instalado o termômetro digital (item 5, Figura 1) para medição da temperatura em seu interior.

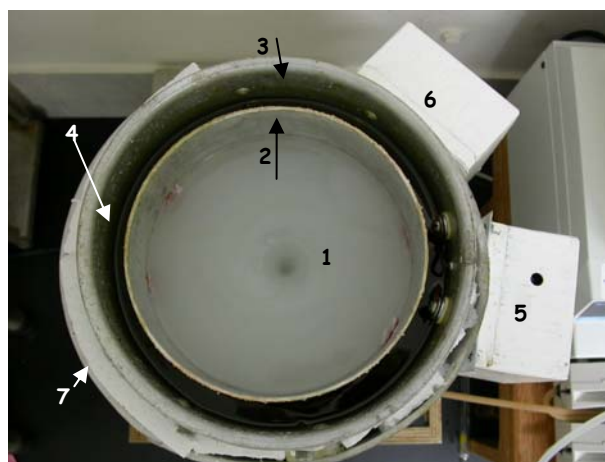
O sistema de aquecimento do afluente (item 1, Figura 1, e Figura 2) foi construído a partir de dois caldeirões em alumínio inseridos um dentro do outro: o menor tendo capacidade para 4 L (item 2, Figura 2) e o maior, para 6 L (item 3, Figura 2). No espaço entre ambos, em espiral ao redor do caldeirão menor, foi colocada a resistência de 1.500W, após passar internamente, para evitar curto circuito, por mangueira de silicone previamente furada para permitir a entrada do óleo vegetal no qual a resistência permaneceu imersa (item 4, Figura 2). Esta estrutura foi, então, fixada em

suporte especialmente fabricado para incluir, igualmente, o controle de temperatura (item 5, Figura 2); o agitador magnético (item 2, Figura 1), responsável por manter a barra magnética em agitação dentro do caldeirão menor, promovendo, assim, a homogeneização do afluente; e o controle de velocidade de rotação do agitador magnético (item 6, Figura 2). Entre o caldeirão maior e o suporte, utilizou-se isopor como isolante térmico (item 7, Figura 2).



- | | |
|--|---|
| 1. Sistema de aquecimento do afluente | 7. Decantador |
| 2. Agitador magnético | 8. Manômetro |
| 3. Bomba peristáltica | 9. Recipiente de coleta do efluente |
| 4. Reator anaeróbio convencional (RAC) | 10. Recipiente de coleta do efluente em caso de entupimento |
| 5. Termômetro digital para medir a temperatura do reator | 11. Termômetro para medir a temperatura ambiente |
| 6. Agitador | |

Figura 1. Sistema de tratamento biológico.



- | | |
|---------------------------------------|---|
| 1. Água branca em agitação | 5. Caixa de controle da temperatura |
| 2. Caldeirão menor (4L) | 6. Caixa de controle da velocidade de rotação do agitador magnético |
| 3. Caldeirão maior (6L) | 7. Isopor como isolante térmico |
| 4. Resistência imersa em óleo vegetal | |

Figura 2. Sistema de aquecimento do afluente.

O RAC foi operado em sistema contínuo, sendo alimentado por bomba peristáltica (item 3, Figura 1) da marca Masterflex®, modelo EW 07523-70, com capacidade para 4 cabeçotes e fluxo reversível. No total, foram utilizados 3 cabeçotes marca Masterflex®, modelo LC 07518-00: o primeiro, para alimentar o reator; o segundo, para promover a recirculação do lodo do decantador para o reator e o terceiro, na Etapa 2, para gerar a pressão diferencial através das membranas, criando um vácuo no interior das fibras, produzindo, assim, um fluxo contínuo de filtrado para o interior das mesmas.

O módulo de membranas ocas submersas de ultrafiltração (Figura 3) foi o ZeeWeed-1® (ZW-1), unidade de teste de bancada, fabricado e gentilmente cedido pela Zenon Environment Inc. (Canadá), apresentando tamanho nominal de poro de 0,04µm (absoluto de 0,1µm) e área superficial nominal da membrana de 0,047m².

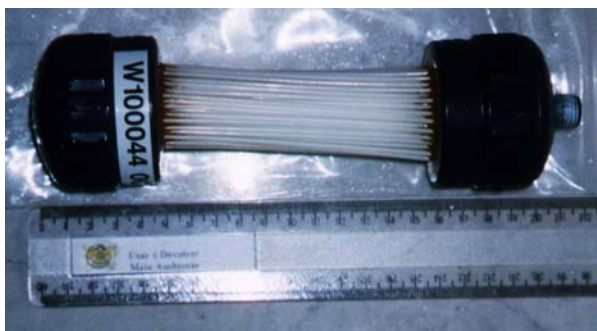
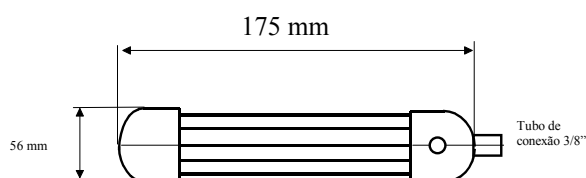


Figura 3. Módulo de membrana de ultrafiltração.

Afluente

Foram utilizadas amostras da água branca gerada pela indústria de celulose kraft branqueada integrada com produção de papel, Suzano Papel e Celulose, localizada no município de Mucuri (BA), que emprega o *Eucalyptus* spp como matéria prima.

As amostras foram coletadas em bombonas plásticas de 50 L de capacidade quando a máquina de papel estava em condições normais de funcionamento e encaminhadas à temperatura ambiente ao Laboratório de Celulose e Papel, onde foram estocadas à 5°C em câmara fria. Periodicamente, certo volume de amostra era retirado da câmara fria e estocado em freezer horizontal no próprio laboratório para uso na alimentação contínua do sistema. O volume necessário para o tratamento durante o período de 24h era, então, previamente colocado à temperatura ambiente para

minimizar os efeitos do choque térmico antes de ser adicionado ao sistema de aquecimento do afluente.

Na Etapa 2, o afluente a ser tratado passou por peneira de 150 mesh para remoção de fibras e outros materiais grosseiros, evitando possíveis entupimentos nas mangueiras de silicone.

No afluente, foi adicionada diariamente a suplementação de nutrientes com base na DQO, sendo a relação DQO:N:P equivalente a 100:5:1, na Etapa 1, e a 350:5:1, na Etapa 2 (Chernicharo, 1997; Rintala e Puhakka, 1994).

Lodo

Inicialmente, o RAC foi inoculado com 2,4 L de lodo proveniente da ETE Violeira, operada pelo SAAE, localizada na zona rural do município de Viçosa, MG, que emprega o processo anaeróbio para o tratamento dos efluentes domésticos gerados pela comunidade de 1.500 pessoas.

Análises físico-químicas

As análises físico-químicas do afluente e do efluente foram realizadas no Laboratório de Celulose e Papel do Departamento de Engenharia Florestal da Universidade Federal de Viçosa (UFV), Viçosa, MG, sendo:

- pH: método de leitura direta em pHmetro marca Digimed eletrodo modelo DMECV3;
- condutividade elétrica (CE): método de leitura direta em condutímetro marca Digimed modelo DM-3;
- turbidez: método de leitura direta em turbidímetro marca Digimed modelo DM-C2;
- cor real: método H. 5, leitura em espectrofotômetro marca Varian modelo Cary 50 Probe UV-Visible, de acordo com "CPPA Standard Testing Methods";
- alcalinidade total (AT), alcalinidade bicarbonato (AB) e ácidos orgânicos voláteis (AOV): método Kapp e método 2320 B (método titulométrico), de acordo com Cavalcanti e Van Haandel (2001);
- dureza total (DT), dureza cálcio (DCa) e dureza magnésio (DMg): método 2340 C (método titulométrico com EDTA), de acordo com Sawyer et al. (2003);
- sólidos suspensos totais (SST): método 2540 D (sólidos suspensos totais secos a 103-105°C); sólidos suspensos fixos (SSF) e sólidos suspensos voláteis (SSV): método 2540 E (sólidos fixos e voláteis calcinados a 550°C);
- cloretos (Cl⁻): método 4500-Cl⁻ B (método argentométrico);
- demanda bioquímica de oxigênio (DBO): método 5210 B (teste de DBO com 5 dias);
- demanda química de oxigênio (DQO): método 5220 D (método colorimétrico de refluxo fechado), digestão em termoreator marca Merck modelo TR 420 e leitura em espectrofotômetro marca Merck modelo NOVA 400.

Todas as análises físico-químicas foram realizadas de acordo com "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater" (APHA, AWWA, WEF, 1998), exceto aquelas cujas referências já foram citadas anteriormente. As amostras cujas análises não foram realizadas no mesmo dia da coleta foram preservadas de acordo com recomendação do mesmo "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater" (APHA, AWWA, WEF, 1998).

As análises de DBO e DQO solúveis bem como de sólidos suspensos foram realizadas utilizando-se membrana de fibra de vidro, com porosidade de 1,6 µm e 47mm de diâmetro, marca Schleicher & Schuell, código GF-50A. Já as análises de cor real foram realizadas utilizando-se membrana de éster de celulose, com porosidade de 0,45 µm e 47mm de diâmetro, marca Schleicher & Schuell, código ME-25.

Condições operacionais

Embora a temperatura do afluente não tenha sido exatamente a mesma nas duas etapas (Tabela 1), a temperatura média do reator apresentou-se em valores relativamente próximos (de 27,2 a 28,5°C), caracterizando temperaturas na faixa mesofílica (Madigan et al., 2004; Dias, 2003; Van Lier et al., 1996; Pelczar JR et al., 1996; Tchobanoglous e Burton, 1991; Bailey e Ollis, 1986).

Tabela 1. Condições operacionais do sistema de tratamento nas diferentes etapas

Parâmetro	Unidade	Etapas 1	Etapas 2
Período		6 a 23/11/05	17/04 a 13/05/06
Temperatura Afluente	°C	34,8 ± 2,1	43,1 ± 1,5
Reator	°C	27,2 ± 2,5	28,0 ± 2,7
Vazão	mL min ⁻¹	1,88 ± 0,02	1,98 ± 0,05
	L d ⁻¹	2,70 ± 0,03	2,86 ± 0,08
TDH	h	27,4 ± 0,3	25,9 ± 0,7
	d	1,14 ± 0,01	1,08 ± 0,03
CHV	m ³ m ⁻³ d ⁻¹	0,88 ± 0,01	0,93 ± 0,03
COV	kgDBO m ⁻³ d ⁻¹	-	0,16 ± 0,04
	kgDQO m ⁻³ d ⁻¹	0,24 ± 0,07	0,33 ± 0,12

Os valores médios para TDH, 27,4 e 25,9h nas Etapas 1 e 2, respectivamente (Tabela 1), estão acima da faixa recomendada de 6 a 16h, para temperaturas médias próximas a 20°C (Chernicharo et al., 1999; Chernicharo e Campos, 1992) e de 4 a 12h, para reatores UASB, recomendada por Tchobanoglous e Burton, 1991. O reator foi projetado considerando-se um TDH de 24h a partir dos valores encontrados na literatura para biorreatores de membrana.

Os valores médios para CHV, 0,88 e 0,93 m³ m⁻³ d⁻¹ nas Etapas 1 e 2, respectivamente (Tabela 1), encontram-se muito abaixo do valor máximo recomendado de 5 m³ m⁻³ d⁻¹ (Chernicharo et al., 1999; Chernicharo e Campos, 1992).

Os valores médios para COV, 0,24 e 0,33 kgDQO m⁻³ d⁻¹ nas Etapas 1 e 2, respectivamente (Tabela 1), também estão muito abaixo das faixas recomendadas de 5 a 15 kgDQO m⁻³ d⁻¹ (Habets e Driessen, 2006), 4 a 12 kgDQO m⁻³ d⁻¹ (Chernicharo e Campos, 1992) e do valor máximo inferior a 15 kgDQO m⁻³ d⁻¹ (Chernicharo et al., 1999). No entanto, a água branca possui uma concentração de matéria orgânica relativamente baixa (geralmente menor que 1.000 mg L⁻¹), assim como o esgoto doméstico, onde a COV a ser aplicada é bem inferior, situando-se na faixa de 2,5 a 3,5 kgDQO m⁻³ d⁻¹ (Chernicharo et al., 1999).

Bajpai (2000), citado por Pokhrel e Viraraghavan (2004), em dados sobre o desempenho do processo anaeróbio utilizando reatores UASB, relata COV de 3 kgDQO m⁻³ d⁻¹ para papel tissue, de 9 kgDQO m⁻³ d⁻¹ para papel de revestimento e de 35 kgDQO m⁻³ d⁻¹ para papelão; no entanto, as maiores COV corresponderam às maiores concentrações de DQO afluente, sendo de 1.200 mg L⁻¹ para papel tissue, de 2.880 mg L⁻¹ para papel de revestimento e de 3.000 mg L⁻¹ para papelão.

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Monitoramento da eficiência

Na Tabela 2, encontram-se as concentrações médias para a série de sólidos suspensos e os valores médios para o parâmetro turbidez, no afluente e no efluente, nas duas etapas, bem como a eficiência de remoção para os referidos parâmetros.

Os menores valores de concentração no afluente encontrados para SSV em relação a SSF, nas duas etapas, refletem o menor conteúdo de sólidos orgânicos no afluente, portanto, menor quantidade de carboidratos. O parâmetro SSF, por sua vez, reflete o maior conteúdo de sólidos inorgânicos, provavelmente pigmentos adicionados no processo de formação da folha de papel, acarretando em acúmulo deste conteúdo inorgânico no biorreator e, conseqüentemente, perda do volume útil do mesmo.

Esta tendência mostra-se invertida em relação aos valores de concentração no efluente, onde aqueles encontrados para SSV mostram-se superiores àqueles para SSF, refletindo o maior conteúdo de sólidos orgânicos em relação aos sólidos inorgânicos. Tal evento era esperado pois o afluente passou por um tratamento biológico e, pelos dados de sólidos suspensos avaliados para o lodo (Tabela 7), verifica-se

a ocorrência do acúmulo de sólidos inorgânicos no interior do bioreator anaeróbio.

Tabela 2. Sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos fixos (SSF), sólidos suspensos voláteis (SSV), turbidez e eficiência de remoção, nas Etapas 1 (RAC) e 2 (RAC + membrana)

Parâmetro	Unid.	Etapas 1	Etapas 2
<i>SST</i>			
Afluente	mg L ⁻¹	645 ± 184	945 ± 614
Efluente	mg L ⁻¹	20 ± 7	7 ± 3
Eficiência	%	97 ± 1	99 ± 1
<i>SSF</i>			
Afluente	mg L ⁻¹	395 ± 142	668 ± 518
Efluente	mg L ⁻¹	0 ± 0	0 ± 1
Eficiência	%	100 ± 0	100 ± 0
<i>SSV</i>			
Afluente	mg L ⁻¹	250 ± 48	277 ± 116
Efluente	mg L ⁻¹	20 ± 7	6 ± 3
Eficiência	%	91 ± 3	97 ± 2
<i>Turbidez</i>			
Afluente	UNT	1.278 ± 345	1.692 ± 1.228
Efluente	UNT	14 ± 10	1 ± 1
Eficiência	%	99 ± 1	100 ± 0

Observa-se que ambas as concepções de sistemas de tratamento foram eficientes na remoção de sólidos suspensos, nas Etapas 1 (TDH = 27,4h e CHV = 0,88 m³ m⁻³ d⁻¹) e 2 (TDH = 25,9h e CHV = 0,93 m³ m⁻³ d⁻¹), apresentando valores médios acima de 91% (Tabela 2).

Entretanto, verificam-se ainda valores de SST no efluente do sistema RAC + membrana, contrariando a expectativa de que estes valores seriam próximos a zero. Uma possível explicação seria que, durante a condução do experimento, notou-se a formação de um filme esbranquiçado no interior das mangueiras de silicone que conduziam o efluente tratado até o recipiente de coleta. Este filme foi removido diariamente e pode ter sido formado pela precipitação ou re-precipitação de algum composto, provavelmente à base de cálcio, após o tratamento com a membrana. Também foi observada a formação de um discreto filme biológico na conexão do manômetro utilizado para o controle da pressão transmembrana. Ocasionalmente, ocorria o desprendimento de um pedaço deste filme, indo parar no recipiente de coleta.

Durante a Etapa 2, observam-se maiores valores de concentração e oscilações nos sólidos suspensos afluentes. Tal fato pode ser explicado por ser a água branca empregada no experimento um típico efluente da máquina de papel em operação industrial. Portanto, não sendo um efluente sintético, a água branca coletada esteve sujeita às oscilações normais do

processo de fabricação do papel a partir de celulose kraft branqueada. Ressalta-se igualmente que a mesma foi coletada em diferentes datas para as duas etapas.

Novamente, pela Tabela 2, verifica-se que ambas as concepções de sistemas de tratamento foram eficientes na remoção de turbidez, nas Etapas 1 (TDH = 27,4h e CHV = 0,88 m³ m⁻³ d⁻¹) e 2 (TDH = 25,9h e CHV = 0,93 m³ m⁻³ d⁻¹).

As altas eficiências encontradas para a concepção RAC para os parâmetros sólidos suspensos e turbidez podem ser explicadas pelo super-dimensionamento do decantador, o qual foi calculado para que acomodasse o módulo de membrana na segunda etapa.

Na Tabela 3, encontram-se as concentrações médias para demanda bioquímica de oxigênio no 5º dia (DBO₅) e para demanda química de oxigênio (DQO), no afluente e no efluente, nas duas etapas, bem como a eficiência de remoção para os referidos parâmetros.

Tabela 3. Demanda bioquímica de oxigênio no 5º dia (DBO₅), demanda química de oxigênio (DQO) e eficiência de remoção, nas Etapas 1 (RAC) e 2 (RAC + membrana)

Parâmetro	Unidade	Etapas 1	Etapas 2
<i>DQO bruta</i>			
Afluente	mg L ⁻¹	274 ± 80	368 ± 145
Efluente	mg L ⁻¹	89 ± 5	28 ± 7
Eficiência	%	66 ± 10	92 ± 2
<i>DQO solúvel</i>			
Afluente	mg L ⁻¹	-	160 ± 26
Efluente	mg L ⁻¹	-	-
Eficiência	%	-	-
<i>DBO₅ bruta</i>			
Afluente	mg L ⁻¹	-	174 ± 50
Efluente	mg L ⁻¹	-	8 ± 2
Eficiência	%	-	95 ± 2
<i>DBO₅ solúvel</i>			
Afluente	mg L ⁻¹	-	100 ± 18
Efluente	mg L ⁻¹	-	-
Eficiência	%	-	-

Bajpai (2000), citado por Pokhrel e Viraraghavan (2004), em dados sobre o desempenho do processo anaeróbio utilizando reatores UASB, relata eficiências de remoção de DQO de 60% para papel tissue (COV igual a 3 kgDQO m⁻³ d⁻¹), 72,2% para papelão (COV igual a 35 kgDQO m⁻³ d⁻¹) e de 75% para papel de revestimento (COV igual a 9 kgDQO m⁻³ d⁻¹). Thompson et al. (2001) relatam que dados típicos para a remoção de DQO para tratamento de águas residuárias de indústria de papel, utilizando processos anaeróbios, apresentam eficiência de remoção relativamente constante de cerca de 80%. As

eficiências de remoção de DQO de 66% na Etapa 1 e de 92% na Etapa 2 podem ser explicadas principalmente pelos altos TDH (27,4h e 25,8h, nas Etapas 1 e 2, respectivamente) e pelas baixas COV (0,24 e 0,33 kgDQO m⁻³ d⁻¹, nas Etapas 1 e 2, respectivamente).

Os menores valores encontrados para a concentração de DQO efluente no sistema com a membrana podem ser explicados pela capacidade desta em reter de maneira eficiente os sólidos suspensos, os quais contribuem para a maior DQO no afluente.

Bajpai (2000), citado por Pokhrel e Viraraghavan (2004), em dados sobre o desempenho do processo anaeróbio utilizando reatores UASB, relata eficiências de remoção de DBO de 75% para papel tissue, 83,3% para papelão e de 90% para papel de revestimento. A eficiência de remoção de DBO₅ de 95% na Etapa 2 pode ser explicada principalmente pelo alto TDH (25,8h) e pela baixa COV (0,33 kgDQO m⁻³ d⁻¹).

Andrade et al. (2006), em estudo sobre o reúso de água branca no processo de branqueamento para a redução do consumo de água fresca, citam o valor limite de 15 mg L⁻¹ para material orgânico como pré-requisito interno da indústria para que não cause maior consumo de químicos nos estágios de branqueamento, se o referido material estiver em excesso, contribuindo para o aumento da DBO e da DQO dos efluentes do branqueamento. Assim, o valor médio para a concentração de DBO do efluente tratado na Etapa 2 (8 mg L⁻¹) atende ao referido pré-requisito (Tabela 3). Tal observação mostra a tendência de o sistema RAC + membrana ser mais eficiente na remoção de matéria orgânica.

Na Etapa 1, os valores para cor real no afluente variaram de 0,2 a 13,4 UC, correspondendo ao valor médio de 3,8 UC, e, no efluente, de 9 a 23 UC, correspondendo ao valor médio de 14 UC. Na Etapa 2, os valores para cor real no afluente variaram de 0 a 6 UC, correspondendo ao valor médio de 2 UC, e, no efluente, de 0 a 11 UC, correspondendo ao valor médio de 4 UC. Sistemas de tratamento biológicos geralmente não removem cor da água residuária, ao contrário, aumentos significantes na cor podem de fato ocorrer durante o tratamento biológico (Milestone et al., 2006). No presente estudo, mesmo havendo aumentos nos valores do parâmetro cor real em ambas as etapas, estes permaneceram muito baixos.

Monitoramento da estabilidade

Na Tabela 4, encontram-se os valores médios para o parâmetro pH e as concentrações médias para a alcalinidade total (AT), a alcalinidade bicarbonato (AB) e os ácidos orgânicos voláteis (AOV), no afluente e no efluente, nas diferentes etapas, para os referidos parâmetros.

Tabela 4. pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade bicarbonato (AB) e ácidos orgânicos voláteis (AOV), nas Etapas 1 (RAC) e 2 (RAC + membrana)

Parâmetro	Unidade	Etapa 1	Etapa 2
<i>pH</i>			
Afluente		7,81 ± 0,08	7,96 ± 0,14
Efluente		7,88 ± 0,11	8,08 ± 0,10
<i>AT</i>			
Afluente	mgCaCO ₃ L ⁻¹	493 ± 105	626 ± 372
Efluente	mgCaCO ₃ L ⁻¹	247 ± 14	204 ± 39
<i>AB</i>			
Afluente	mgCaCO ₃ L ⁻¹	468 ± 104	612 ± 372
Efluente	mgCaCO ₃ L ⁻¹	236 ± 15	197 ± 38
<i>AOV</i>			
Afluente	mgHAcL ⁻¹	51 ± 9	28 ± 16
Efluente	mgHAcL ⁻¹	22 ± 3	15 ± 4

Tchobanoglous e Burton (1991) registram que o pH do meio é um fator chave no crescimento dos microrganismos, sendo que a maioria das bactérias não tolera níveis de pH abaixo de 4,0 ou acima de 9,5. Geralmente, o pH ótimo para o crescimento bacteriano encontra-se entre 6,5 e 7,5.

Segundo Van Haandel e Lettinga (1994), uma taxa elevada de metanogênese só pode se desenvolver quando o pH se mantém numa faixa estreita, perto do valor neutro. Se o valor de pH for inferior a 6,3 ou superior a 7,8, a taxa de metanogênese diminui rapidamente. Em pH baixo, a fermentação ácida pode prevalecer sobre a fermentação metanogênica, tendo como resultado o azedamento do conteúdo do reator.

Chernicharo (1997) relata que os microrganismos produtores de metano têm crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,6 e 7,4, embora seja possível conseguir estabilidade na formação de metano numa faixa mais ampla de pH, entre 6,0 e 8,0. Valores de pH abaixo de 6,0 e acima de 8,3 devem ser evitados, uma vez que estes podem inibir por completo os microrganismos formadores de metano.

Comparando-se os valores de pH encontrados no presente trabalho com os valores reportados na literatura, percebe-se que não ocorreu o azedamento do conteúdo do reator pois o pH se manteve ligeiramente alcalino, tanto na entrada quanto na saída do sistema de tratamento (Tabela 4). Entretanto, observa-se, igualmente, que estes valores se encontram acima do limite superior (7,4 a 7,8) da faixa recomendada, indicando a possível necessidade de fazer a correção do pH do afluente ao sistema de tratamento.

Os valores médios de concentração para alcalinidade total (AT) no afluente encontrados no presente trabalho (Tabela 4) situam-se abaixo da faixa de 1.000

a 5.000 mg L⁻¹ citada por Tchobanoglous e Burton (1991), e de 1.000 a 1.500 mg L⁻¹ citada por Lee (1993).

De acordo com Chernicharo (1997), do ponto de vista operacional, se a alcalinidade for gerada a partir do afluente, como no presente caso, é desejável a manutenção de elevados níveis de alcalinidade no sistema porque elevadas concentrações de ácidos voláteis poderiam ser tamponadas sem ocasionar a queda substancial do pH.

Comparando-se os valores médios de concentração para AT com aqueles reportados para alcalinidade bicarbonato (AB) (Tabela 4), percebe-se que a alcalinidade é devida, quase em sua totalidade, ao bicarbonato (HCO₃⁻), formado na reação do carbonato de cálcio (CaCO₃) com o dióxido de carbono (CO₂) em meio aquoso (H₂O).

Os valores médios de concentração para ácidos orgânicos voláteis (AOV) no afluente encontrados no presente trabalho (Tabela 4) situam-se mais próximos do valor citado por Tchobanoglous e Burton (1991) de < 250 mg L⁻¹ que daquele citado por Lee (1993) de < 2.000 mg L⁻¹.

Chernicharo e Campos (1992) registraram que os ácidos voláteis gerados durante a degradação dos compostos orgânicos destroem a AB para produzir a alcalinidade dos ácidos voláteis (AAV). Entretanto, a capacidade de tamponamento da AAV está na faixa de pH entre 3,75 e 5,75, portanto, sendo de pouca importância na digestão anaeróbia. Os autores sugerem a suplementação da AB perdida na reação com os ácidos voláteis, o que é desnecessário no presente experimento pois a AB ainda se mantém alta em relação aos AOV.

A dureza é um parâmetro físico-químico que mede os teores dos cátions bivalentes passíveis de complexação pelo EDTA (ácido etilenodiaminotetracético), principalmente cálcio e magnésio (Oliveira, 2003). Na Tabela 5, encontram-se as concentrações médias para a dureza total (DT), a dureza cálcio (DCa) e a dureza magnésio (DMg), no afluente e no efluente, nas duas etapas, bem como a eficiência de remoção para os referidos parâmetros.

Observa-se, pelas Tabelas 4 e 5, que a dureza total encontrada no presente trabalho corresponde à alcalinidade, sendo, portanto, classificada como dureza carbonato. A dureza carbonato é sensível ao calor, causando precipitação em elevadas temperaturas. Von Sperling (2005) cita que valores de concentração acima de 300 mgCaCO₃ L⁻¹ são característicos de águas muito duras e valores entre 150 e 300 mgCaCO₃ L⁻¹, de águas duras. Assim, percebe-se um ganho em qualidade do efluente em relação ao parâmetro DT, sendo este ganho importante se considerarmos uma

possível reutilização deste efluente. No entanto, permanece o risco de incrustações em equipamentos.

Tabela 5. Dureza total (DT), dureza cálcio (DCa), dureza magnésio (DMg) e eficiência de remoção, nas Etapas 1 (RAC) e 2 (RAC + membrana)

Parâmetro	Unidade	Etapas 1	Etapas 2
<i>DT</i>			
Afluente	mgCaCO ₃ L ⁻¹	462 ± 53	877 ± 467
Efluente	mgCaCO ₃ L ⁻¹	199 ± 12	230 ± 30
Eficiência	%	57 ± 6	64 ± 20
<i>DCa</i>			
Afluente	mgCaCO ₃ L ⁻¹	236 ± 100	809 ± 461
Efluente	mgCaCO ₃ L ⁻¹	149 ± 17	185 ± 33
Eficiência	%	28 ± 23	67 ± 18
<i>DMg</i>			
Afluente	mgCaCO ₃ L ⁻¹	227 ± 65	44 ± 17
Efluente	mgCaCO ₃ L ⁻¹	50 ± 21	43 ± 5
Eficiência	%	78 ± 11	13 ± 19

Oliveira (2003), em estudo sobre o reaproveitamento da água branca no processo de branqueamento, após tratamento desta água com membranas de ultrafiltração, cita o valor de DT inferior a 40 mg L⁻¹ (Relatório Interno da CSPEC, 1996) como pré-requisito interno da indústria para que não ocorra a formação de depósitos ao longo do branqueamento. Assim, o efluente tratado em ambas as etapas do presente trabalho não atenderia ao referido pré-requisito.

Comparando-se os valores médios de concentração para os parâmetros DT e DCa (Tabela 5), verifica-se uma tendência de a DT ser devida basicamente aos íons cálcio, o que era esperado devido à adição de carbonato de cálcio (CaCO₃) no processo de formação da folha de papel, sendo este um dos pigmentos responsáveis pela uniformidade e capacidade de absorção da superfície a ser impressa e pela aparência do produto final. Entretanto, esta tendência não foi observada na Etapa 1.

Na Tabela 6, encontram-se os valores médios para a condutividade elétrica (C.E.), no afluente e no efluente, nas diferentes etapas, para o referido parâmetro.

A condutividade elétrica representa a capacidade de transmitir a corrente elétrica em função da presença de substâncias dissolvidas, principalmente inorgânicas, que se dissociam em cátions e ânions. Quanto maior a concentração iônica, maior a capacidade em conduzir corrente, maior a condutividade. O aumento da condutividade está associado, provavelmente ao processo de mineralização da matéria orgânica, isto é, de biodegradação (cujo objetivo final é a produção de CO₂ independentemente de suas vias e seus

intermediários metabólicos) e conseqüente solubilização.

Tabela 6. Condutividade elétrica (C.E.), nas Etapas 1 (RAC) e 2 (RAC + membrana)

C.E.o	Unidade	Etapas 1	Etapas 2
Afluente	$\mu\text{S cm}^{-1}$	983 ± 35	941 ± 54
Efluente	$\mu\text{S cm}^{-1}$	1.207 ± 38	1.071 ± 51

Oliveira (2003) afirma que a condutividade elevada pode ser considerada um fator limitante, levando-se em consideração o processo de fabricação do papel, onde o risco de quebras na folha formada na máquina seria maior do que com a utilização de água fresca no branqueamento.

Na Etapa 1, os valores de concentração para o íon cloreto (Cl⁻) no afluente variaram de 77 a 91 mg L⁻¹, obtendo o valor médio de 84 mg L⁻¹, e, no efluente, de 78 a 86 mg L⁻¹, obtendo o valor médio de 83 mg L⁻¹. Na Etapa 2, os valores de concentração para Cl⁻ no afluente variaram de 77 a 89 mg L⁻¹, obtendo o valor médio de 85 mg L⁻¹, e, no efluente, de 84 a 91 mg L⁻¹, obtendo o valor médio de 89 mg L⁻¹.

Monitoramento da quantidade e qualidade do lodo

Por meio de dados de concentração de substrato e concentração celular obtidos pelo monitoramento de um sistema, podem ser obtidas as taxas de utilização do substrato (U) e de crescimento específico (μ), bem como o coeficiente de produção de biomassa (Y) (Foresti et al., 1999).

Na Tabela 7, encontram-se as concentrações médias para a série de sólidos suspensos no lodo e os parâmetros cinéticos e operacionais do reator anaeróbio, nas duas etapas.

Chernicharo e Campos (1992) citam valores de até 100.000 mg L⁻¹ para SST no leito de lodo.

Os maiores valores de concentração para SSF em relação a SSV podem ser explicados pelo acúmulo de sólidos inorgânicos provenientes do afluente (Tabela 2).

Von Sperling (1997) registra que há uma relação entre SSV e SST, a qual é função da idade do lodo. Elevadas idades do lodo implicam em maiores remoções da fração orgânica, representada pelos SSV, fazendo com que a relação SSV/SST seja menor, conforme pode ser verificado pelo resultado apresentado na Tabela 7. Considerando-se que durante o período de monitoramento do reator não foram realizados descartes de lodo em nenhuma das Etapas, a idade do lodo do reator tende a infinito, justificando, portanto, os baixos valores encontrados para a relação SSV/SST.

Tabela 7. Sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos fixos (SSF), sólidos suspensos voláteis (SSV), relação alimento/microrganismo (A/M), taxa de utilização do substrato (U), taxa de crescimento específico (μ) e coeficiente de produção de biomassa (Y), nas Etapas 1 (RAC) e 2 (RAC + membrana)

Parâmetro	Unidade	Etapas 1	Etapas 2
SST	mg L ⁻¹	-	101.876 ± 25.196
SSF	mg L ⁻¹	-	69.008 ± 16.734
SSV	mg L ⁻¹	-	32.908 ± 8.806
SSV/SST	-	-	$0,32 \pm 0,02$
A/M	kgDQO kgSSV ⁻¹ d ⁻¹	-	$0,028 \pm 0,016$
	gDQO gSSV ⁻¹ d ⁻¹	-	$27,9 \pm 15,7$
U	kgDQO kgSSV ⁻¹ d ⁻¹	-	$0,026 \pm 0,015$
	gDQO gSSV ⁻¹ d ⁻¹	-	$26,0 \pm 15,0$
μ_{obs}	d ⁻¹	-	$0,93 \pm 0,03$
Y_{obs}	gSSV gDQO _{remov} ⁻¹	-	$0,119 \pm 0,071$

Verifica-se, pela Tabela 7, que os valores para U são aproximadamente iguais aos valores para a relação alimento/microrganismo (A/M), o que também acontece nos sistemas de lodos ativados devido ao fato da taxa U ser elevada (Von Sperling, 1997). Quanto maior esta taxa, menor será o volume requerido para o reator (para uma determinada concentração de substrato) ou maior a eficiência do processo (para um determinado volume do reator) (Von Sperling, 2005).

O valor médio para o coeficiente de produção de biomassa (Y) é inferior ao valor de 0,18 gSSV gDQO_{remov}⁻¹ citado na literatura para população bacteriana anaeróbia combinada (Chernicharo, 1997).

Reutilização do efluente tratado

As próprias máquinas de papel e de secagem da celulose apresentam-se como opções atrativas para a utilização do efluente tratado em substituição à água fresca industrial.

A seguir, faz-se uma análise crítica dos pontos que normalmente operam com água fresca industrial e que poderiam substituí-la pelo efluente tratado pelo reator anaeróbio seguido pelo decantador ou pelo módulo de membranas.

1) Sistema de fornecimento de água para limpeza: a limpeza e manutenção das máquinas é um trabalho constante na fábrica e requer um volume apreciável de água fresca. A substituição da água fresca pelo efluente tratado mostra-se muito adequada para esta finalidade, principalmente, devido aos baixos valores de turbidez (Tabela 2) e de cor encontrados no efluente tratado nas Etapas 1 e 2.

2) Chuveiros: o efluente tratado é isento de sólidos em suspensão (Tabela 2) e apresenta pouca matéria orgânica (Tabela 3), no entanto, possui alta condutividade (Tabela 6) e a presença de cálcio pode favorecer o aparecimento de depósitos de cálcio (incrustações), reduzindo a eficiência dos chuveiros.

3) Diluição da polpa na rosca do engrossador: um possível fator limitante seria a presença de sais (alta condutividade) no efluente tratado. Algumas indústrias não aceitam condutividade na polpa acima de $730 \mu\text{S cm}^{-1}$ quando a diluição é feita com água fresca industrial. Conseqüentemente, seria impossível utilizar o efluente tratado para reduzir a condutividade elétrica.

4) Trocadores de calor e refrigeração interna de rolos: um fator limitante seria a elevada dureza (Tabela 5) que poderia ocasionar processos incrustantes. Além disso, o elevado teor de sais pode comprometer a estrutura dos equipamentos por meio de processos corrosivos.

5) Rolos de sucção, enroladeira, lubrificação de gaixetas, selagem de bombas de vácuo, "size press", central de lubrificação e central hidráulica: um fator limitante seria a presença de sais que poderia prejudicar a eficiência do sistema de uma forma geral.

CONCLUSÃO

Considera-se que, pelos dados coletados até o momento, o efluente da máquina de papel (água branca) é passível de tratamento por biorreator anaeróbio acoplado com membranas poliméricas de ultrafiltração com possibilidade de remoção de orgânicos e contaminantes presentes. Entretanto, verificam-se que as elevadas condutividade elétrica e dureza apresentadas pelo efluente tratado constituem os fatores limitantes em relação à viabilidade de se reutilizar este efluente em outras áreas da fábrica em substituição à água fresca industrial.

AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem à Zenon Environmental Inc. (Canadá), pelo módulo de membrana de ultrafiltração, à Suzano Papel e Celulose, pelo fornecimento da água branca, ao Conselho Nacional de Pesquisa e Desenvolvimento (CNPq) e à Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais (FAPEMIG), pelo

suporte financeiro na forma de recursos para a execução do projeto e de bolsas de doutorado e de iniciação científica.

REFERÊNCIAS

1. Andrade, A.A. et al. Evaluation of white water reuse in the bleaching process for reducing fresh water consumption. In: **International Water Association Symposium on Forest Industry Wastewaters**, 8, 2006, Vitória. Proceedings... Vitória: IWA/ABTCP, 2006. 1 CD
2. APHA – American Public Health Association, AWWA – American Water Works Association e WEF – Water Environment Federation. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20. ed. Washington: APHA, 1998.
3. Bailey, J.E.; Ollis, D.F. **Biochemical engineering fundamentals**, 2ª ed. New York, US: McGraw-Hill, Inc., 1986. 984 p. ISBN 0-07-003212-2.
4. Cavalcanti, P.F.F.; Van Haandel, A. Comparação entre os métodos titrimétricos Kapp e DiLallo para determinação da alcalinidade e AGV. In: Chernicharo, C.A.L. (coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios: aspectos metodológicos**. Belo Horizonte: [s.n.], 2001. p. 25-34. ISBN 85-901640-4-7.
5. Chernicharo, C.A.L. **Reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 1997. 245 p. ISBN 85-7041-130-8.
6. Chernicharo, C.A.L.; Campos, C.M.M. **Tratamento anaeróbio de efluentes líquidos**. Belo Horizonte: ABES, 1992. 101 p.
7. Chernicharo, C.A.L.; Van Haandel, A.C.; Cavalcanti, P.F.F. Controle operacional de reatores anaeróbios. In: Campos, J. R. (coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. cap 9, p. 221-247.
8. Chernicharo, C.A.L. et al. Reatores anaeróbios de manta de lodo. In: Campos, J. R. (coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. cap. 7, p. 155-198.
9. Choo, K-H.; Lee, C-H. Membrane fouling mechanisms in the membrane-coupled anaerobic bioreactor. **Water Research** **30** (8): 1771-1780, (1996).
10. CPRH. **Roteiro complementar de licenciamento e fiscalização: indústria de papel e celulose**. Recife: Companhia Pernambucana de Meio Ambiente - CPRH, 1998. 95 p.
11. Dexter, R. J. Industry's efforts at effluent closure must focus on competitive innovation. **Pulp and Paper** **70** (2): 55-56, 59, (1996).
12. Dias, C.A. **Tratamento termofílico em biorreator de membrana de condensado contaminado do processo kraft**. 2003. 78 p. Tese (Doutorado em Microbiologia) - Departamento de

Microbiologia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte.

13. Elmaleh, S.; Abdelmoumni, L. Experimental test to evaluate performance of an anaerobic reactor provided with an external membrane unit. **Water Science Technology** **38** (8-9): 385-392, (1998).

14. Foresti, E. et al. Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: Campos, J. R. (coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. cap. 2, p. 29-52.

15. Habets, L.; Driessen, W. Anaerobic treatment of pulp and paper mill effluents: status quo and new developments. In: **International Water Association Symposium on Forest Industry Wastewaters**, 8, 2006, Vitória. Vitória: IWA/ABTCP, 2006.

16. Hamm, U.; Schabel, S. Effluent-free papermaking: industrial experiences and latest developments in the German paper industry. In: **International Water Association Symposium on Forest Industry Wastewaters**, 8, 2006, Vitória. Proceedings... Vitória: IWA/ABTCP, 2006. 1 CD

17. Lee, J. W. Anaerobic treatment of pulp and paper mill wastewaters. In: SPRINGER, A. M. **Industrial environmental control: pulp and paper industry**. 2. ed. Atlanta: TAPPI Press, 1993. cap. 18, p. 405-446. ISBN 0-89852-057-6.

18. Lepistö, R.; Rintala, J. Extreme thermophilic (70°C) VFA-fed UASB reactor: performance, temperature response, load potential and comparison with 35 and 55°C UASB reactors. **Water Research** **33** (14): 3162-3170, (1999).

19. Madigan, M.T.; Martinko, J.M.; Parker, J. **Microbiologia de Brock**, v. 1 e 2, 10ª ed. São Paulo: Prentice Hall, 2004. 608 p (v. 1). ISBN 85-87918-51-6 (volume impresso) e 85-87918-71-0 (volume em CD).

20. Milestone, C.B.; Stuthridge, T.R.; Fulthorpe, R.R. Role of high molecular mass organics in colour formation during biological treatment of pulp and paper wastewater. In: **International Water Association Symposium on Forest Industry Wastewaters**, 8, 2006, Vitória. Proceedings... Vitória: IWA/ABTCP, 2006. 1 CD

21. Pelczar JR, M.J.; Chan, E.C.S.; Krieg, N.R. **Microbiologia: conceitos e aplicações**, v. 1, 2ª ed. São Paulo: MAKRON Books, 1996. 524 p. ISBN 85-346-0196-8.

22. Pokhrel, D.; Viraraghavan, T. Treatment of pulp and paper mill wastewater: a review. **Science of the Total Environment** **333**: 37-58, (2004).

23. Oliveira, C.R. **Aplicação de ultrafiltração na reciclagem de água na indústria de celulose e papel**. 2003. 72 p. Dissertação (Mestrado em Ciência Florestal) - Departamento de Engenharia Florestal, Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, MG.

24. **Relatório Interno da CSPC: Incrustações de oxalato de cálcio no branqueamento**, outubro, 1996.

25. Rintala, J.A., Puhakka, J.A. Anaerobic treatment in pulp and paper mill waste management: a review. **Bioresource Technology** **47** (1): 1-18, (1994).

26. Sawyer, C.N.; McCarty, P.L.; Parkin, G.F.

Chemistry for environmental engineering and science, 5ª. ed. New York: The McGraw-Hill Companies, Inc., 2003. 752 p. ISBN 0-07-248066-1.

27. Tchobanoglous, G.; Burton, F. **Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse** / Metcalf & Eddy, Inc., 3ª. ed. New York: McGraw-Hill Publishing Company, 1991. 1334 p. ISBN 0-07-041690-7.

28. Thompson, G. et al. The treatment of pulp and paper mill effluent: a review. **Bioresource Technology** **77**: 275-286, (2001).

29. Van Haandel, A.C.; Lettinga, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: 1994.

30. Van Lier, J.B.; Martin, J.L.S.; Lettinga, G. Effect of temperature on the anaerobic thermophilic conversion of volatile fatty acids by dispersed and granular sludge. **Water Research** **30** (1): 199-207, 1996.

31. Von Sperling, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: lodos ativados**, v. 4. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1997. 415 p. ISBN 85-7041-129-4.

32. Von Sperling, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**, v. 1, 3ª ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 2005. 452 p. ISBN 85-7041-114-6.