

# TRATAMENTO E PÓS-TRATAMENTO DE ÁGUA DE PRODUÇÃO EM REATORES EM BATELADAS SEQUENCIAIS

*Thais Tonin de Barros<sup>1</sup> & Nélia Henriques Callado<sup>2</sup>*

**RESUMO** - O petróleo, seus derivados e os resíduos gerados nessa cadeia possuem uma mistura complexa de hidrocarbonetos, considerados substâncias perigosas de difícil degradação. Neste contexto este trabalho enfoca o biológico de água de produção, um resíduo de petróleo com alta salinidade (cerca 50 g/L). Para tanto, foi instalado um sistema experimental composto por dois reatores de bateladas sequenciais, sendo primeiro anaeróbio seguido de outro aeróbio como pós-tratamento, em escala de bancada, operado em ciclos de 24 horas durante 245 dias em 6 fases distintas, tratando água de produção de petróleo diluída em esgoto sanitário sintético. Para monitoramento, foram realizadas análises físico-químicas e microbiológicas ao longo do experimento. Na primeira fase o sistema foi alimentado somente com esgoto sintético. Nas fases seguintes o resíduo de petróleo foi adicionado em frações crescentes, para que ocorresse adaptação do lodo de inoculo. Verificou-se uma queda na eficiência de remoção de DQO no início de cada fase, crescendo gradativamente ao longo do tempo, demonstrando a capacidade de adaptação da biomassa ao resíduo tratado. O sistema apresentou resultados satisfatórios referente a remoção de DQO, e processos de amonificação e nitrificação. Os resultados indicam que o sistema biológico anaeróbio/aeróbio se apresenta como alternativa atraente para transformar esses compostos poluentes em substâncias menos nocivas ao ambiente.

**Palavras-chave:** água de produção de petróleo, tratamento biológico, RBS.

**ABSTRACT** - The oil, his derived and the residues generated in that chain possess a complex mixture of hydrocarbons, considered risky sustenance of difficult degradation. In the context, this work focus the treatment of oil output water, a residue of oil with high salinity (surrounds 50 mg/L). For this, it was installed a composed experimental system for two reactors of sequential batches, being an anaerobic and another aerobic for pos-treatment, in scale of workbench, operated with cycles of 24 hours during 245 days, in 6 distinct phases, treating diluted oil output water in synthetic sanitary sewer. To monitoring were carried out physical-chemical analyses and microbiologic to the long one of the experiment. In the in the first phase the system operated only with synthetic sanitary sewer. In the following phases the residue of oil was addictioned in fractions increased; for that better adaptation occurred of the slime of inoculate. It verified an abrupt fall in the efficiency of removal of DQO in the beginning of each phase, growing gradually to the long of the time, showing the capacity of adaptation of the biomassa to the treated residue. The system presented satisfactory results of removal of DQO and nitrification and amonification process. The results indicate that the anaerobic/aerobic biological system is presented with attractive alternative for the oil residue handling, for transform those composed pollutants in substances less harmful to the environment.

**Key-words:** oil output water, biological treatment, RSB.

---

<sup>1</sup> Mestre e Recursos Hídricos e Saneamento pela UFAL, E-mail: [thaistonin@ig.com.br](mailto:thaistonin@ig.com.br)

<sup>2</sup> Dra. Em Hidráulica e Saneamento pela EESC/USP, Professora adjunto da UFAL, Maceió/AL, E-mail: [nelia.callado@yahoo.com.br](mailto:nelia.callado@yahoo.com.br)

## 1. INTRODUÇÃO

Durante a extração do petróleo e gás natural são gerados grandes volumes de resíduos, denominados de águas de produção. Segundo HANSEN & DAVIES (1994), a água de produção é um rejeito que contém um alto teor de sal (50 g/L de íons cloreto), compostos orgânicos recalcitrantes, óleo (disperso e dissolvido), produtos químicos; sólidos (incluindo sólidos oriundos da formação e corrosão, bactérias, graxas e asfaltenos) e gases dissolvidos (incluindo CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S).

Acidentes ambientais envolvendo derivados de petróleo tem sido uma preocupação crescente a nível mundial. O petróleo, seus derivados e os resíduos gerados nessa cadeia possuem uma mistura complexa de hidrocarbonetos, considerados substâncias perigosas por terem potencial carcinogênico, serem depressores do sistema nervoso central, e de difícil degradação. Em muitas áreas “on shore” ao redor do mundo a água de produção é injetada em formações subterrâneas que contêm águas impróprias ao consumo humano. Mas em outras, tanto áreas “on shore” como “off shore”, a água de produção é descartada diretamente no meio ambiente (mar ou re-injetadas em poços) podendo causar danos à flora e à fauna da região (CAMPOS et al, 2003).

Os efluentes provenientes das atividades de extração do petróleo podem ser tratados mediante processos que utilizam métodos físico-químicos, como os separadores por gravidade ou flotação por ar dissolvido, ou através da degradação biológica. Segundo LEAHY & COLWELL (1990) a biodegradação de compostos orgânicos representa o mais importante mecanismo de eliminação de hidrocarbonetos poluentes do meio ambiente.

Os principais tipos de tratamento biológico e mais comumente utilizados são os processos anaeróbios, através de microrganismos que independem de oxigênio; e os aeróbios, que utilizam o fornecimento de oxigênio para os microrganismos através de um sistema natural ou mecanizado de aeração.

A biodegradação aeróbia de hidrocarbonetos em geral é amplamente compreendida e descrita na literatura. O processo aeróbio é mais rápido e biologicamente preferencial em relação ao processo anaeróbio porque requer menor energia de ativação e produz mais energia por reação. No entanto o processo anaeróbio pode apresentar algumas vantagens em relação ao aeróbio tais como: não necessitar de adição de oxigênio e utilizar uma maior variedade de aceptores de elétrons que ocorrem sob ampla faixa de potencial redox. Podem ser utilizados como aceptores finais de elétrons o nitrato, ferro férrico, o sulfato, e o dióxido de carbono (FERNANDES e CORSEUIL, 2003).

Vários estudos vêm sendo realizados sobre a degradação de resíduos com alta concentração de sais. Tratamentos biológicos com reatores aeróbios mostram uma eficiência de remoção de DQO de 80%, e potencialidade do processo biológico para degradação de resíduos com alta concentração de cloretos (LOPES, 2006).

## 2. OBJETIVOS

O objetivo do trabalho foi estudar o tratamento biológico de resíduos oriundos da extração de petróleo (águas de produção), utilizando dois reatores em batelada seqüenciais (RBS), em escala de bancada, sendo o primeiro sob condição anaeróbia e o segundo fazendo o pós-tratamento aeróbio.

## 3. METODOLOGIA

A pesquisa foi desenvolvida utilizando-se dois reatores seqüenciais em batelada, em escala de laboratório, sendo um sob condição anaeróbia (ABSan) e outro sob condição aeróbia (RBSae), construídos em acrílico com 14 cm de diâmetro e 80 cm de altura (Figura 1).

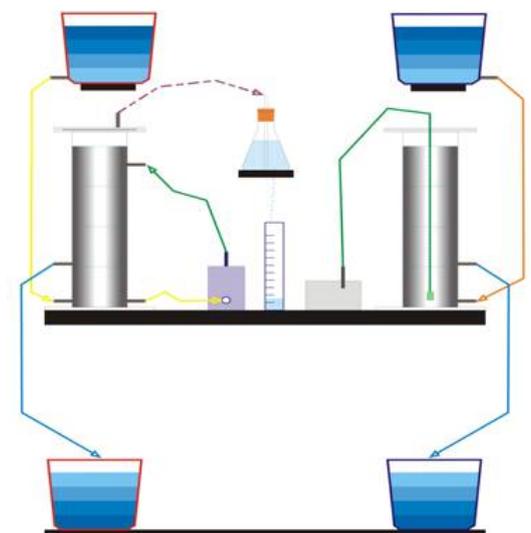


Figura 1. Esquema da instalação experimental.

A operação do sistema tem início com o enchimento do RBSan, imediatamente é acionada a bomba peristáltica para promover a recirculação do resíduo proporcionando o contato da biomassa com a massa líquida durante todo o período de reação. Concluída esta etapa, faz-se necessária uma separação da fase líquida da sólida em suspensão, essa separação é obtida através da sedimentação no próprio reator e posteriormente o sobrenadante é descartado. Após o descarte, era dado início a um novo período de enchimento e um novo ciclo operacional do RBSan. Nesse reator será avaliada a degradação anaeróbia do resíduo sem utilização de aceptor externo de elétrons.

O RBSae é alimentado com o efluente tratado do RBSan. Após o enchimento dá-se início a fase de reação com aeração/agitação do RAESB feita conectando-se o soprador de ar, por meio de uma mangueira de borracha a uma tubulação de PVC de 5 mm de diâmetro, a duas pedras porosas colocadas no fundo do reator. Cessada a fase de reação, os sólidos em suspensão são separados por sedimentação da fase líquida no próprio reator e posteriormente o sobrenadante é descartado, reiniciando o ciclo operacional. Nesse reator será avaliada a possibilidade de se realizar a nitrificação, a cinética da nitrificação e o pós-tratamento aeróbio do resíduo.

Os resíduos utilizados na pesquisa foram: esgoto sanitário sintético e águas de produção proveniente da extração de petróleo e gás. O substrato sintético era preparado diariamente segundo procedimentos descritos por TORRES (1992), o qual tinha composição semelhante ao esgoto sanitário doméstico. O resíduo a ser tratado, água de produção, foi sendo adquirido na Unidade de Processamento de (Petróleo – UNSEAL), localizada na cidade de Pilar, no estado de Alagoas.

O reator anaeróbio foi inoculado com lodo proveniente de reator UASB que tratava esgoto sanitário. O aeróbio não recebeu inoculo o lodo cresceu a medida que o resíduo foi aerado. Os reatores funcionaram com ciclos de 24 horas em quatro fases distintas por ciclo: enchimento (0,25h), reação (22,5h), sedimentação (1h) e descarte (0,25h). O sistema foi operado à temperatura ambiente (em torno de 28 °C), tratando 6,0L de resíduo por batelada, em seis etapas:

**Etapa 1:** Fase de partida, alimentado com esgoto sanitário sintético, para adaptação do lodo anaeróbio e crescimento do lodo aeróbio, com duração de 32 dias.

**Etapa 2:** Alimentado com água de produção e esgoto sanitário sintético na relação água de produção/sgoto sintético de 1%, com duração de 36 dias.

**Etapa 3:** Alimentado com água de produção e esgoto sanitário sintético na relação água de produção/sgoto sintético de 3%, com duração de 38 dias.

**Etapa 4:** Alimentado com água de produção e esgoto sanitário sintético na relação água de produção/sgoto sintético de 5%, com duração de 38 dias.

**Etapa 5:** Alimentado com água de produção e esgoto sanitário sintético na relação água de produção/sgoto sintético de 8%, com duração de 34 dias.

**Etapa 6:** Alimentado com água de produção e esgoto sanitário sintético na relação água de produção/sgoto sintético de 10%, com duração de 65 dias.

Para analisar, avaliar e controlar o desempenho dos reatores está sendo feito o monitoramento dos parâmetros apresentados na tabela 1, com os respectivos métodos de determinação e frequência de análise, do afluente e efluente dos reatores.

Tabela 1. Parâmetros analisados, métodos e frequência de análises.

PARÂMETRO	MÉTODO	FREQÜÊNCIA
pH	Potenciométrico	Semanal
Alcalinidade (mg.CaCO <sub>3</sub> /L)	Titulométrico	Semanal
DQO bruta (mg/L)	Espectrofotométrico	Semanal
Cloretos (mg/L)	Titulométrico	Semanal
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Titulométrico	Semanal
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Espectrofotométrico	Semanal
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Espectrofotométrico	Semanal

DQO: Demanda Química de Oxigênio; N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>: Nitrogênio amoniacal; N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>: Nitrito; N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>: Nitrato

As análises foram realizadas segundo “Standard Methods for the Examination of the Water and Wastewater” (APHA, 1999), no Laboratório de Saneamento Ambiental do Centro de Tecnologia da UFAL (LSA/CTEC).

#### 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

A avaliação da remoção de matéria orgânica foi realizada através da DQO. As figuras 2 e 3 mostram a variação da concentração e eficiência de remoção de DQO ao longo do tempo.

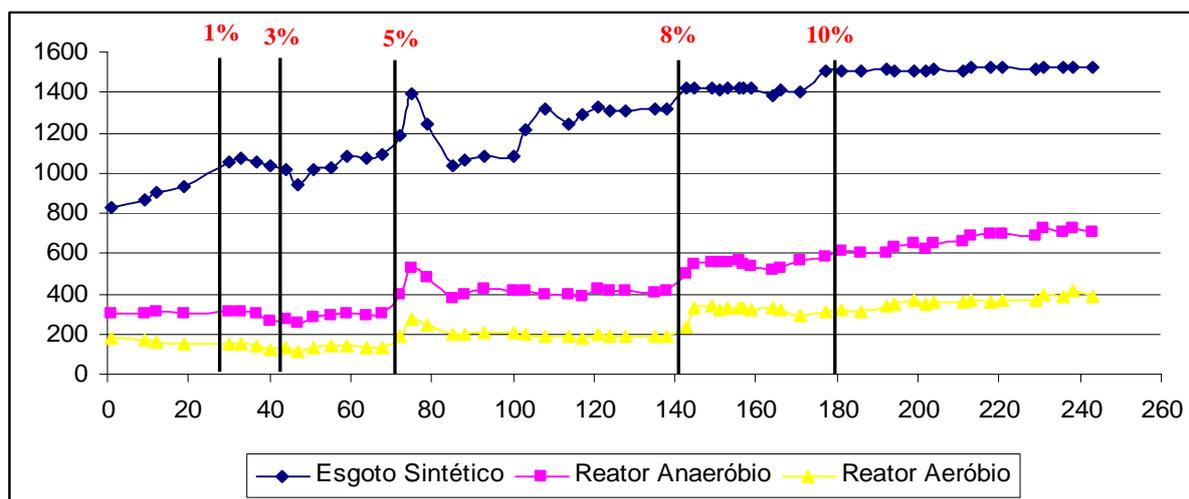


Figura 1. Variação da concentração de DQO ao longo do tempo.

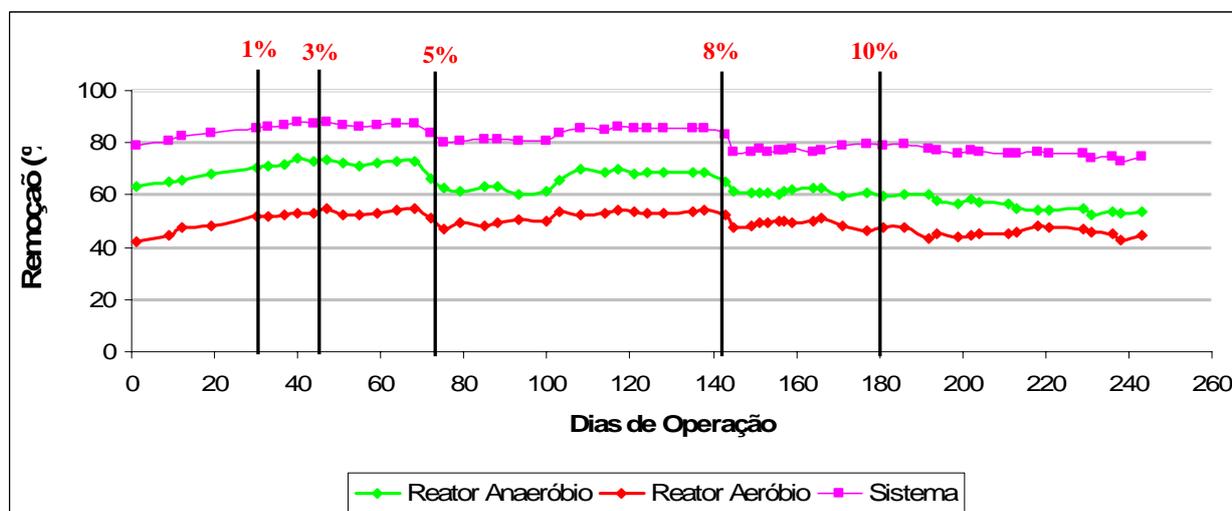


Figura 2. Eficiência de remoção da carga orgânica do efluente dos reatores

Os resultados mostram que o sistema apresentou eficiência em relação à remoção de DQO, sempre superior a 70 %. Verifica-se também que os pontos com menor eficiência de remoção de DQO se referem sempre aos valores obtidos logo após a mudança de fase, ou seja, aumento do percentual de água de produção, com tendência à capacidade de recuperação ao longo do tempo, com exceção da fase 6 (10% de AP). Tal fato deve-se a dificuldade de degradação da matéria

orgânica com o elevado teor de sal. Apesar das oscilações, o período destinado à estabilização do sistema entre as fases, mostrou-se adequado para que os reatores apresentassem equilíbrio aparente.

No RBSan os resultados obtidos mostraram que a eficiência média de remoção de DQO, variou ao longo das fases, com valores de 68,7%, 70,8%, 64,8%, 61,6% e 56,1% respectivamente para as fases 2, 3, 4, 5 e 6.

Aparentemente a adição de AP nas concentrações de 1 % (cloretos de 1.178 mg/L) e 3 % (cloretos de 2.317 mg/L) estimulou o processo anaeróbio aumentando a eficiência da remoção de DQO, com concentração de DQO no afluente em torno de 1.000 mg/L, e de 300 mg/L no efluente. A partir da adição de 5% de AP (cloretos de 5.700 mg/L) a eficiência média passou a diminuir até atingir 56% com 10% (concentração de cloretos de 11.378 mg/L) de AP (fase 6), e concentração média de DQO no afluente e efluente, respectivamente, de 1.515 mg/L e 660 mg/L, indicando desestabilização e inibição do processo.

No RBSae a eficiência média de remoção de DQO teve comportamento diferente, decresceu gradativamente a cada fase, mas de forma menos acentuada; na fase 2 a eficiência era de 52,6%, passando a 51,4% na fase 3, caindo para 49,2% nas fases 4 e 5. Vale ressaltar que a concentração de oxigênio necessária para que ocorresse a degradação da matéria orgânica pelos microrganismos aeróbios foi mantida na totalidade do estudo, acima de 6 mg/L. Isso demonstra que o oxigênio dissolvido não foi limitante para que os microrganismos aeróbios estabilizassem a matéria orgânica, e que a diminuição da eficiência de remoção de DQO, certamente foi devida a toxicidade da AP.

No RBSan a eficiência média total de remoção de DQO foi de 63,6% e no RBSae foi de apenas 49,4%, resultando numa eficiência média total do sistema de 80,9%, em relação ao resíduo bruto. O RBSan apresentou eficiência de remoção de DQO compatível com o tipo de tratamento, porém o RBSae apresentou menor remoção da DQO remanescente, embora a literatura cite que o processo aeróbio apresenta maior eficiência de remoção de DQO em comparação com o anaeróbio. Certamente pode ser atribuído ao fato de que a fração mais facilmente degradável da DQO era removida no RBSan, ficando a fração recalcitrante para ser degradada no RBSae.

Apesar das altas concentrações de sais e compostos de difícil degradação da água de produção e conseqüentemente na mistura AP+ES afluente, o sistema reagiu bem aos choques de carga nas fases 2, 3 e 4, adaptando-se ao resíduo a ser tratado e restabelecendo o equilíbrio estável. No entanto nas fases 5 e 6, com concentração de cloretos acima de 8.000 mg/L, percebeu-se no RBSan maior dificuldade do sistema em restabelecer o equilíbrio. Essa desestabilização no processo biológico também pode ser percebida pela alcalinidade e pH observados nas diferentes fases operacionais. As figuras 4, 5 e 6 apresentam a variação da alcalinidade (total, parcial e intermediária) durante a operação do sistema com AP.

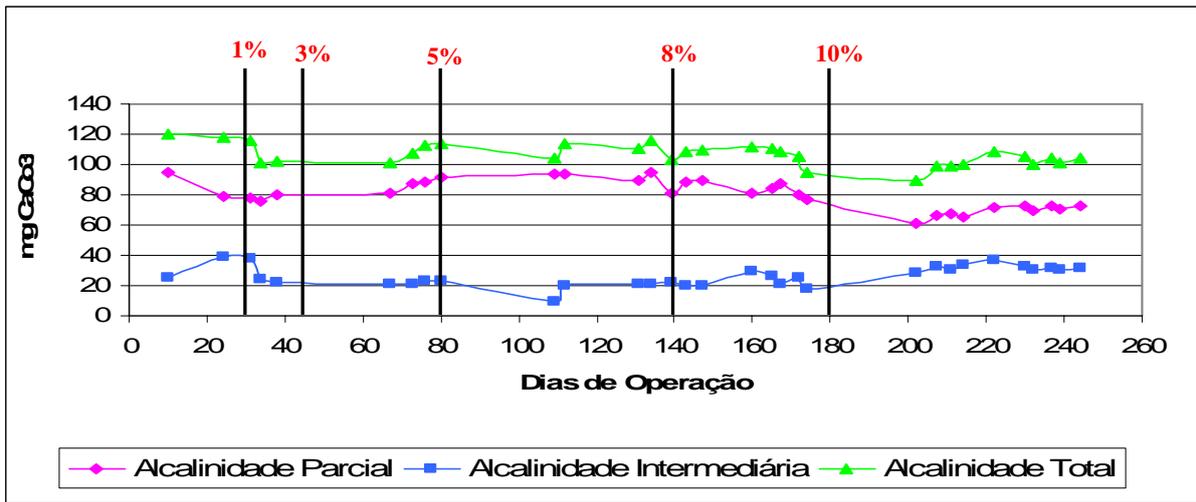


Figura 4. Variação da concentração de alcalinidade na mistura AP+ES.

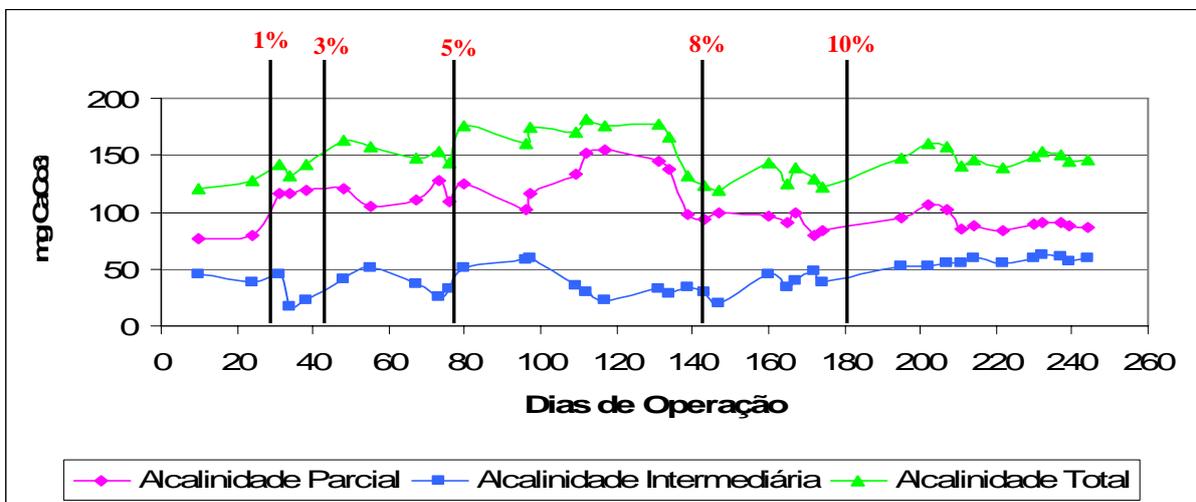


Figura 5. Concentração de Alcalinidade do efluente do RBSan.

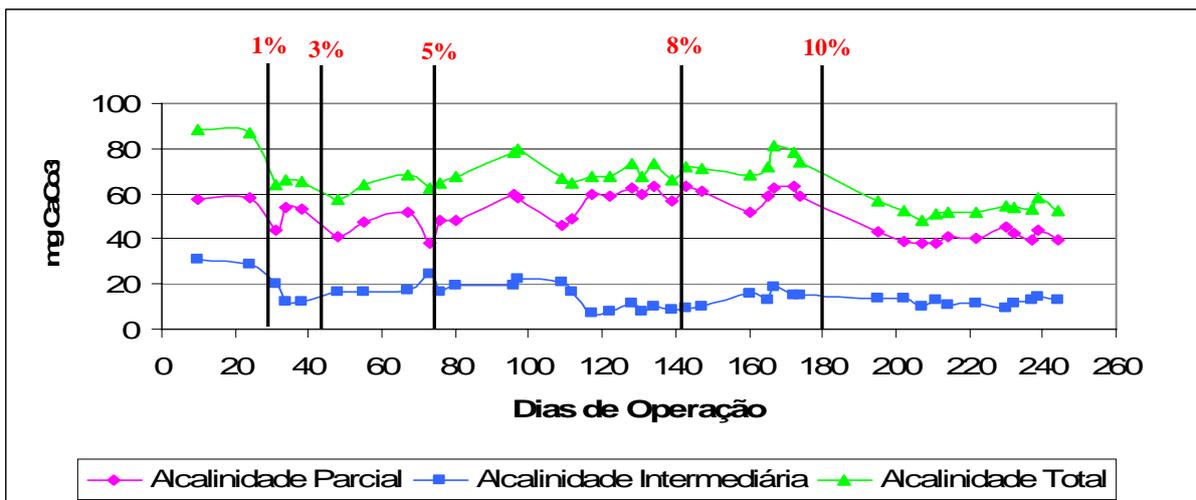


Figura 6. Concentração de Alcalinidade do efluente RBSae.

Observando-se a figura 4 verifica-se que a alcalinidade total da mistura AP+ES variou de 85 mg.CaCO<sub>3</sub>/L a 120 mg.CaCO<sub>3</sub>/L, com valores levemente inferiores encontrados na fase 6,

certamente devido a maior proporção de AP (10%) a qual tinha baixa alcalinidade. A alcalinidade parcial (devida a bicarbonato) predominava sobre a intermediária (devida a ácidos fracos), como era de se esperar, uma vez que era adicionado bicarbonato de sódio no preparo do esgoto sintético (ES).

Vale comentar que era adicionado bicarbonato de sódio com concentração de 200 mg/L, mas, certamente o extrato de carne utilizado na preparação do substrato apresentava elevada concentração de ácidos voláteis e consumia a alcalinidade adicionada ao esgoto sintético. Mesmo assim, a alcalinidade disponível proporcionou à mistura valores de pH entre 6.0 e 7.7.

No RBSan, devido à atividade anaeróbia e processo de amonificação, o seu efluente sempre apresentou valores de alcalinidade superiores à afluente durante todo o período de operação, com predomínio de alcalinidade parcial, como pode ser observado nas figuras 5 e 6.

Verificou-se que houve aumento da geração da alcalinidade até a fase 4 (5% de AP), e que na fase 5 houve uma queda com uma tendência de recuperação na fase 6, no entanto essa recuperação é aparente, uma vez que a queda na geração da alcalinidade a partir da fase 5 foi acompanhada pelo aumento da relação  $A_i/A_p$ , aumentando ainda mais na fase 6, como pode ser observado na Tabela 2.

Tabela 2. Variação da relação  $A_i/A_p$  na operação do RBSan.

	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5	Fase 6
$A_i/A_p$	0,23	0,32	0,30	0,43	0,63

Vale ressaltar que variações de parâmetros como pH e alcalinidade podem indicar instabilidade do processo de digestão anaeróbia, que ocorre quando há a predominância da fermentação ácida sobre a metanogênese (OLIVEIRA & BLUNDI, 2003). RIPLEY et al. (1986) citam o valor de 0,3 para a relação entre a alcalinidade intermediária (devida a ácidos fracos) e alcalinidade parcial (devido a bicarbonatos) como indicador de equilíbrio entre a acetogênese e a metanogênese. Dessa forma, verifica-se que na fase 1 (partida do reator) a relação  $A_i/A_p$  era em torno de 0,3 permanecendo assim até a fase 4 (5% de AP), nas fases 5 e 6 esta relação cresce respectivamente para 0,43 e 0,63, sugerindo instabilidade do processo com acúmulo de ácidos fracos e redução na eficiência de DQO no mesmo.

No entanto, como a alcalinidade a bicarbonato permaneceu em torno de 100 mg/L ao longo de todo o experimento, pode-se concluir que a produção de alcalinidade foi suficiente para proporcionar condições estáveis para a operação do RBSan e manutenção do pH com valores mínimo e máximo iguais a 6,0 e 7,7 respectivamente.

O RBSae apresentou valores de alcalinidade no efluente tratado sempre inferiores aos valores observados no afluente em todas as fases operacionais, certamente a ocorrência de nitrificação comprovada no RBSae, foi responsável pelo consumo de alcalinidade, no reator, resultando numa variação do pH com valores mínimo e máximo de 5,6 e 7,8, respectivamente. Vale ressaltar que os

valores de pH do reator aeróbio mantiveram-se na faixa favorável ao crescimento de bactérias nitrificantes (pH 6.5 a 9.0).

As figuras 7, 8 e 9 apresentam a variação das formas de nitrogênio verificadas durante a operação do sistema com AP.

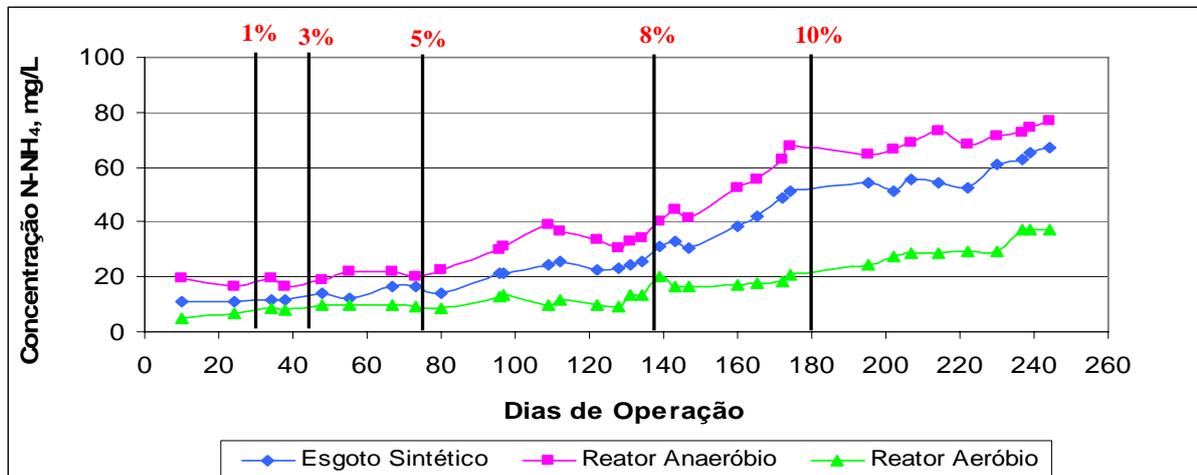


Figura 7. Concentração de Nitrogênio amoniacal ao longo do tempo nos reatores.

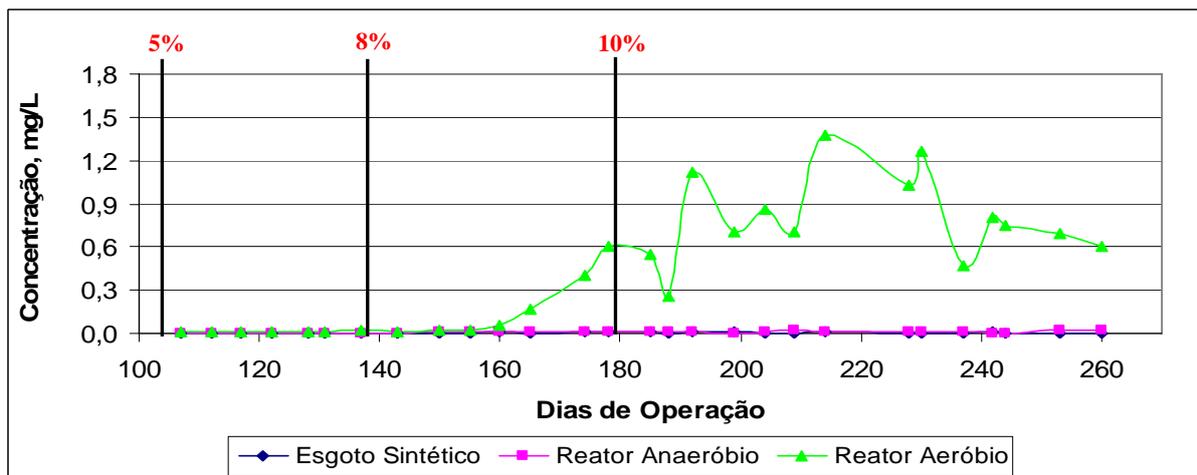


Figura 8. Concentração de Nitrito ao longo do tempo nos reatores

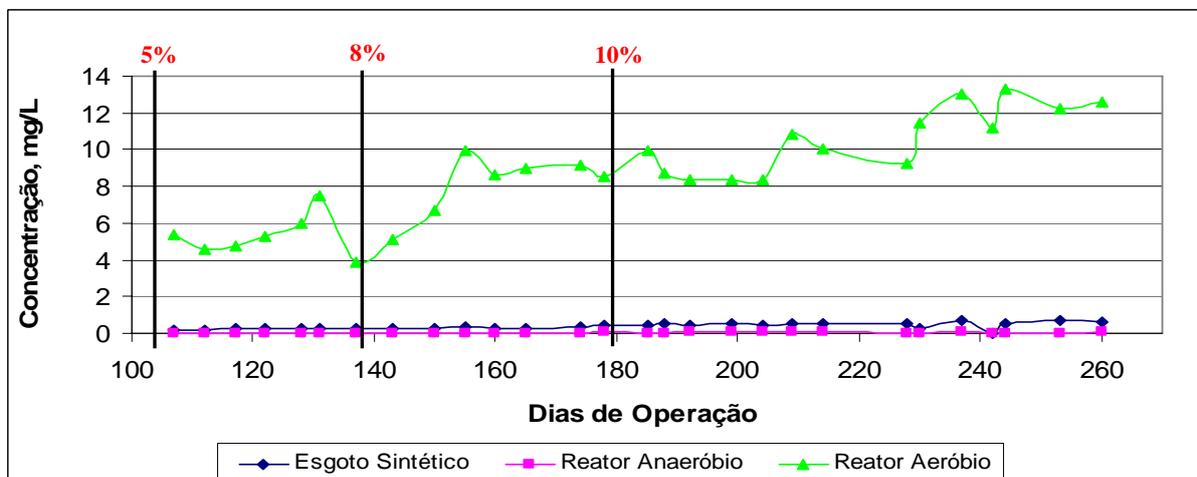


Figura 9. Concentração de Nitrato ao longo do tempo nos reatores

O sistema apresentou variações significativas na concentração de nitrogênio amoniacal, com valores médios de 33,5 mg/L no afluente, 43,8 mg/L e 17,4 mg/L respectivamente nos reatores anaeróbio e aeróbio. Estes valores indicam a ocorrência de amonificação no RBSan e de nitrificação no RBSae.

A concentração de nitrogênio na forma amoniacal no efluente do RBSan cresceu a medida que a concentração de amônio no afluente aumentou devido a adição de AP, como pode ser observado na Figura 7. Mas percebe-se também que a concentração de amônio no efluente era sempre maior que a do afluente em todas as fases operacionais, indicando que o processo de amonificação esteve sempre presente no RBSan, com fração de nitrogênio amonificado crescente.

verificou-se que na partida do reator (fase 1) a fração de nitrogênio amonificado era de 7,7 mg/L, e que esta diminuiu para 6,4 mg/L na fase seguinte com adição de AP, aumentado novamente na fases subseqüentes, acompanhado pela geração de alcalinidade. Estes resultados sugerem que o processo de amonificação não foi afetado pela adição de AP.

Como para cada mol de nitrogênio amonificado ocorre a produção de 50 g de alcalinidade, na forma de  $\text{CaCO}_3$ , a produção de alcalinidade esperada em cada fase é de 3,57mg. $\text{CaCO}_3$ /mg.Namon. No sistema operado verificou-se que nas fases 2, 3 e 4 (até 5% de AP) as concentrações de alcalinidade que se esperava ser gerada pelo processo de amonificação são menores que as verificadas, ou seja, o excesso de alcalinidade era devido ao processo de metanogenese.

A partir da fase 5 as concentrações de alcalinidade esperadas são menores que as observadas. Isto leva a suposição de que a alcalinidade gerada no processo de amonificação poderia está sendo consumida pelo acumulo de ácidos gerados pela instabilidade do processo anaeróbio, ou seja, o desequilíbrio entre a acetogênese e a metanogênese devido a adição de AP superior a 8%.

Como não foram realizadas análises de nitrogênio total, não foi possível avaliar se houve a ocorrência da amonificação completa em alguma fase operacional. As análises de nitrito e nitrato nos reatores somente ocorreu a partir da fase 6, quando se acrescentou 5% de água de produção no afluente, quando se verificou que as concentrações de nitrito no RBSan eram insignificantes, com valor médio de 0,018 mgN- $\text{NO}_2^-$ /L, 0,018 mgN- $\text{NO}_2^-$ /L, e 0,051 mgN- $\text{NO}_2^-$ /L, respectivamente nas fases 6, 7 e 8, conforme ilustrado na figura 8.

O processo de nitrificação é influenciado por fatores ambientais, como pH, alcalinidade, concentração de nitrogênio amoniacal, oxigênio dissolvido, matéria orgânica, temperatura e compostos inibidores. No RBSae o processo de nitrificação, apesar da adição da AP, esteve presente em todas as fases operacionais, com fração de  $\text{NH}_4^+$  oxidado sempre crescente.

Na partida do reator (fase 1) a fração de  $\text{NH}_4^+$  oxidado era de 16,6 mg/L, e que esta diminuiu para 10,6 mg/L na fase seguinte com adição de AP, aumentado novamente na fases subsequentes. A concentração de nitrato observada a partir da fase 6 também cresceu de 5,3 mg/L para 10,6 mg/L na fase 8, acompanhado pela consumo de alcalinidade. Estes resultados sugerem que o lodo nitrificante desenvolvido no RBSae se adaptou a presença da AP, embora a nitrificação observada não tenha sido completa.

A partir do 160° dia de operação, observou-se o aumento nas concentrações de N-nitrito no efluente do reator aeróbio, passando de concentrações médias de 0,015 N- $\text{NO}_2^-$ /L para concentrações médias de 0,798 N- $\text{NO}_2^-$ /L na fase 6.

Apesar das concentrações de nitrato e nitrito, observadas no reator aeróbio, serem baixas, a nitrificação estava ocorrendo, tendo em vista o aumento da fração de amônio oxidado acompanhado pelo consumo de alcalinidade, indicando que o processo de nitrificação não foi significativamente afetado com adição de AP.

Como a correlação estequiométrica de consumo de alcalinidade apresentado por Van HAANDEL & MARAIS (1999) é de 7,14 mg. $\text{CaCO}_3$ /mg. $\text{N}_{\text{oxidado}}$ , observou-se que a relação estequiométrica entre o consumo de alcalinidade e amônio oxidado nas 3 ultimas fases foi aparentemente diferente da citada na literatura. Mas se for considerada a quantidade de N-nitrato esta relação, nas fases e 8 se aproxima da relação citada por Van HAANDEL & MARAIS (1999).

O pH ótimo para a nitrificação é na faixa de 7,5. No RBSae os valores médios de pH permaneceram na faixa de 7,24; favorecendo o processo de nitrificação no reator aeróbio.

A concentração mínima de oxigênio no interior de um reator biológico para manter um ambiente aeróbio, propício ao crescimento de bactérias responsáveis pelo processo de nitrificação, depende de fatores como tamanho dos flocos, temperatura e principalmente taxa de consumo de oxigênio (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999). Como a concentração de oxigênio no reator era superior a 4 mg/L, o tempo de reação era de 22,5 h, e a alcalinidade disponível não foi totalmente consumida, a provável explicação para o acúmulo do nitrito é que as bactérias do tipo Nitrobacter, responsáveis pela oxidação de nitrito para nitrato, ainda não tenham crescido o suficiente para realizar a nitrificação total, ou estejam sofrendo interferência do aumento da adição da AP.

## 5. CONCLUSÕES

O reator em batelada seqüencial anaeróbio (RSBan), tratando água de produção em conjunto com esgoto sanitário sintético, nas proporções de 1%, 3%, 5%, 8% e 10% de AP, inoculado com lodo de reator UASB, e operado com ciclo de 24 horas à temperatura ambiente, alcançou eficiência de remoção de DQO respectivamente de 68,7%, 70,8%, 64,8%, 61,6% e 56,1%.

O desempenho do RBSae no pós-tratamento do efluente do RSBan operado com ciclo de 24 horas à temperatura ambiente, apresentou-se mais estável que o RSBan, com eficiência de remoção de DQO variando de 52,6% (fase 2), passando a 51,4% (fase 3), caindo para 49,2% nas fases 4 e 5.

A constatação da instabilidade do processo biológico ficou evidenciada com 10% de AP (concentração de cloretos de 11.378 mg/L) na tanto pela queda da eficiência de remoção de DQO, quanto pelo aumento da relação  $A_i/A_p$  com valor de 0,63 e flotação do lodo.

No RBSan o processo de amonificação esteve sempre presente em todas as fases operacionais, com concentração de amônio crescente acompanhada pelo aumento da alcalinidade, sugerindo que esse processo não sofreu interferência do aumento de adição da AP.

No RBSae o processo de nitrificação também esteve presente em todas as fases operacionais. No entanto a partir da fase 7 (8% de AP) começou a se verificar acúmulo de nitrito, aumentando a concentração na fase 8, sugerindo que a adição de 10% de AP interferiu no processo.

## **AGRADECIMENTOS**

Rede Cooperativa em Recuperação de Áreas Contaminadas por Atividades Petrolíferas – Sub-rede RELINE – Resíduos Líquidos do Nordeste.

## **REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

APHA – AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. Standard methods for the examination of water and wastewater 20th Ed. Washington, 1999.

CAMPOS, J. C.; NOBREGA, R., SANT'ANNA JR. G. L. Tratamento de água de produção de petróleo em reator biológico tipo "air lift". In: 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Joinville, 2003.

FERNANDES, M.; CORSEUIL, H. X. Atenuação natural de hidrocarbonetos em um aquífero contaminado com gasolina com etanol. In: 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Joinville, 2003.

HANSEN B. R., DAVIES, S. R. H. Review of Potential Technologies for the Removal of Dissolved Components from Produced Water, Chemical Engineering Research and Design, v. 72, Part A, p. 176-188, 1994.

LEAHY, J. G.; COLWELL, R. R. Microbial degradation of hydrocarbons in the environment. Microbiol, rev. v. 54, n. 3, p. 305-315. 1990.

OLIVEIRA, A. L. & BLUND, C. E. Desnitrificação em sistemas de reatores seqüenciais em batelada tratando esgoto sintético usando como fonte de carbono o próprio esgoto. In: 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. 2003.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. (1986). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. Journal Water Pollution Control Federation, v. 58, p. 406-411.

TORRES, P. Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgotos sanitários. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, p.163, 1992.

VAN HAANDEL, A. & MARAIS, G. O. O Comportamento do sistema de lodo ativado. Teoria e aplicações para projetos e operação. Campina Grande, Paraíba. 1999.