

ANDERSON FLÔRES

**AVALIAÇÃO DA ESTABILIDADE E DA EFICIÊNCIA DE UM
AnSBBR APLICADO AO TRATAMENTO DE ÁGUA
RESIDUÁRIA DE INDÚSTRIA METALÚRGICA**

SÃO CAETANO DO SUL

2009

ANDERSON FLÔRES

**AVALIAÇÃO DA ESTABILIDADE E DA EFICIÊNCIA DE UM
AnSBBR APLICADO AO TRATAMENTO DE ÁGUA
RESIDUÁRIA DE INDÚSTRIA METALÚRGICA**

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia
Mauá do Centro Universitário do Instituto Mauá
de Tecnologia para obtenção do título de Mestre
em Engenharia de Processos Químicos e
Bioquímicos.

Linha de Pesquisa: Tratamento Biológico de
Efluentes

Orientadores:

Prof^a. Dr^a. Suzana Maria Ratusznei

Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues

SÃO CAETANO DO SUL

2009

Flôres, Anderson

Avaliação da estabilidade e da eficiência de um AnSBBR aplicado ao tratamento de água residuária de indústria metalúrgica / Anderson Flôres — São Caetano do Sul, SP: CEUN-EEM, 2009. 151 p.

Dissertação de Mestrado — Programa de Pós-Graduação. Linha de Pesquisa: Tratamento Biológico de Efluentes — Escola de Engenharia Mauá do Centro Universitário do Instituto Mauá de Tecnologia, São Caetano do Sul, SP, 2009.

Orientadores: Prof^a. Dr^a. Suzana Maria Ratusznei

Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues

1. AnSBBR. 2. Efluente de Indústria Metalúrgica. 3. Tempo de Enchimento. I. Instituto Mauá de Tecnologia. Centro Universitário. Escola de Engenharia Mauá. II. Título.

DEDICATÓRIA

*Dedico esse trabalho as crianças da
minha família, meus queridos Vinicius, Carol,
Lais e Érika e minha amada filha Marianna.*

*Que vocês sempre possam transformar
os seus sonhos em realidade através do
trabalho e da dedicação.*

AGRADECIMENTOS

Primeiramente gostaria de agradecer aos meus orientadores Prof^ª. Dr^ª. Suzana Maria Ratusznei e Prof. Dr. José Alberto Domingues Rodrigues, por terem tido paciência e profissionalismo durante a execução desse projeto e, além disso, por terem abraçado o meu projeto de mestrado e me acolhido como orientado.

Agradeço aos professores Dr. Roberto Antonio Bezerra Junior e Dr^ª. Catarina Simone Andrade do Canto, pelas observações e correções que com toda a certeza agregaram conhecimento e qualidade a esse trabalho.

Gostaria de agradecer aos colegas de dia-a-dia de laboratório, Luiz, Ricardo e Vivian pelos momentos de convivência, e em especial ao Pedro que além da boa convivência colaborou no monitoramento do reator com dedicação, desejo a todos muito sucesso nos próximos passos de suas vidas.

Agradeço também a minha família, meus irmãos Luiz e Célio por sempre me apoiarem e em especial a minha irmã Valdirene, que além do apoio incontestável sempre esteve presente com conselhos e ensinamentos, que com toda certeza contribuíram e muito na minha formação profissional e pessoal. Aos meus pais pelo exemplo de dedicação e superação, em especial a minha mãe (em memória), sem dúvida uma guerreira.

Agradeço a minha amada esposa Janise, que sempre esteve presente, buscando me confortar nos momentos mais difíceis, além disso, pelo amor e dedicação nesses anos todos de lutas e vitórias.

Por último, mas não menos importante agradeço a Deus pelas oportunidades dessa vida e a São Jorge, que sempre atendeu as minhas suplicas nos momentos mais difíceis da minha vida, servindo de inspiração e de força para superar os desafios desse e de outros projetos da minha vida.

RESUMO

Nesse trabalho foi estudada a aplicação do reator anaeróbio operado em batelada sequencial contendo biomassa imobilizada em suporte inerte de espuma de poliuretano e agitação mecânica (AnSBBR) ao tratamento do efluente de indústria metalúrgica, especificamente de óleos solúveis para refrigeração de peças usinadas, visando à remoção da matéria orgânica e a obtenção de metano. O AnSBBR de 5 litros foi operado em ciclos de 8 horas a 400 rpm e 30°C, tratando 2 litros de efluente por ciclo. A estabilidade e eficiência do reator foram analisadas em função do aumento de carga orgânica e do tempo de enchimento do reator, além da aplicação de cargas de choque com concentração igual ao dobro da aplicada na condição. As cargas orgânicas aplicadas foram definidas pelo aumento da concentração afluenta (500, 1000, 2000 e 3000 mgDQO/L). O tempo de enchimento na condição em batelada foi de 10 min e na condição em batelada seguida de batelada alimentada foi de, respectivamente, 10 minutos e de 4 horas. A eficiência de remoção de matéria orgânica foi de 87, 86 e 80% para os ensaios em batelada e concentração afluenta de 500, 1000 e 2000 mgDQO/L (1,50, 3,12 e 6,08 gDQO/L.d), respectivamente, não se obtendo estabilidade operacional para concentração de 3000 mgDQO/L (9,38 gDQO/L.d). Nas condições em que o sistema atingiu a estabilidade, também conseguiu manter-se estável a despeito da aplicação da carga de choque igual ao dobro da concentração de alimentação, mostrando a robustez do reator frente a uma potencial variação da água residuária em tratamento. A eficiência de remoção não foi melhorada com o aumento do tempo de enchimento, sendo de 72% para a condição de 2000 mgDQO/L e tempo de enchimento de 4 horas, concluindo que nesse caso a alimentação gradual não melhorou a remoção de matéria orgânica ao longo do ciclo. A concentração de metano formado na condição de 6,08 gDQO/L.d foi de 5,20 mmolCH₄ correspondendo a 78% da composição do biogás. O estudo cinético através do modelo que considera o consumo de matéria orgânica, produção e consumo de ácidos voláteis totais e produção de metano, conseguiu explicar o comportamento dos ensaios com alimentação em batelada e em batelada seguida de batelada alimentada.

Palavras-chave: AnSBBR, efluente de indústria metalúrgica, carga orgânica, tempo de enchimento, metano, carga de choque, tratamento anaeróbio.

ABSTRACT

An investigation was performed regarding the application of a mechanically stirred anaerobic sequencing batch biofilm reactor containing immobilized biomass on inert polyurethane foam (AnSBBR) to the treatment of soluble metalworking fluids to remove organic matter and produce methane. The effect of increasing organic matter and reactor fill time, as well as shock load, on reactor stability and efficiency have been analyzed. The 5-liter AnSBBR was operated at 30 °C in 8-h cycles, agitation of 400 rpm, and treated 2.0 L effluent per cycle. Organic matter was increased by increasing the influent concentration (500, 1000, 2000 and 3000 mgCOD/L). Fill times investigated were in the batch mode (fill time 10 min.) and batch followed by fed-batch (fill time 4 hours). In the batch mode organic matter removal efficiencies were 87, 86 and 80% for influent concentrations of 500, 1000 and 2000 mgCOD/L (1.50, 3.12 and 6.08 gCOD/L.d), respectively. At 3000 mgCOD/L (9.38 gCOD/L.d) operational stability could not be achieved. The reactor managed to maintain stability when a shock load twice as high the feed concentration was applied, evidencing the robustness of the reactor to potential concentration variations in the wastewater being treated. Increasing the fill time to 4 hours did not improve removal efficiency, which was 72% for 2000 mgCOD/L. Thus gradual feeding did not improve organic matter removal. The concentration of methane formed at 6.08 gCOD/L was 5.20 mmolCH₄, which corresponded to 78% of the biogas composition. The behavior of the reactor during batch and fed-batch feeding could be explained by a kinetic model that considers organic matter consumption, production and consumption of total volatile acids and methane production.

Keywords: AnSBBR, metalworking fluid wastewater, organic load, fill time, methane, shock load, anaerobic treatment.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 –	Esquema do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada AnSBBR	39
Figura 3.2 –	Fotografia do aparato experimental do AnSBBR	40
Figura 3.3 –	Fotografia do inóculo granulado (a) e macerado (b)	41
Figura 3.4 –	Fotografia da espuma de poliuretano (a) limpa e (b) com a biomassa (inóculo)	42
Figura 3.5 –	Fotografia dos óleos utilizados: Ecocool (óleo solúvel) e Renolin (óleo hidráulico)	42
Figura 3.6 –	Aparência dos diferentes afluentes utilizados: 500 mgDQO/L, 1000 mgDQO/L, 2000 mgDQO/L, 3000 mgDQO/L e “in natura” (óleo solúvel 6% e óleo hidráulico 1%)	43
Figura 3.7 –	Fotografias do procedimento de imobilização da biomassa em espuma de poliuretano e preenchimento do reator	50
Figura 4.1 –	Concentração de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L	56
Figura 4.2 –	Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L .	56
Figura 4.3 –	Perfil de concentração de matéria orgânica na condição com 500 mgDQO/L .	57
Figura 4.4 –	Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 500 mgDQO/L	58
Figura 4.5 –	Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 500 mgDQO/L .	58
Figura 4.6 –	Perfil de pH na operação com 500 mgDQO/L	59
Figura 4.7 –	Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 500 mgDQO/L	59
Figura 4.8 –	Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 500 mgDQO/L	60
Figura 4.9 –	Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L ...	61
Figura 4.10 –	Figura 4.10 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 500 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L	61
Figura 4.11 –	Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 500 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L	62

Figura 4.12 – Perfil da variação de pH na operação com 500 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L	62
Figura 4.13 – Concentração de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L	64
Figura 4.14 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L	65
Figura 4.15 – Perfil de concentração de matéria orgânica na condição com 1000 mgDQO/L	66
Figura 4.16 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 1000 mgDQO/L	66
Figura 4.17 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 1000 mgDQO/L	67
Figura 4.18 – Perfil da variação de pH na operação com 1000 mgDQO/L	67
Figura 4.19 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 1000 mgDQO/L	68
Figura 4.20 – Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 1000 mgDQO/L	68
Figura 4.21 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L	69
Figura 4.22 – Figura 4.22 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 1000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L.....	70
Figura 4.23 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 1000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L ..	70
Figura 4.24 – Perfil da variação de pH na operação com 1000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L	71
Figura 4.25 – Concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L	73
Figura 4.26 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L	74
Figura 4.27 – Perfil de concentração de matéria orgânica na condição com 2000 mgDQO/L	75
Figura 4.28 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L	75
Figura 4.29 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 2000 mgDQO/L	76
Figura 4.30 – Perfil da variação de pH na operação com 2000 mgDQO/L	76
Figura 4.31 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L	77
Figura 4.32 – Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L	77

Figura 4.33 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L	78
Figura 4.34 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L	79
Figura 4.35 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 2000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L	79
Figura 4.36 – Perfil da variação de pH na operação com 2000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L	80
Figura 4.37 – Concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L	84
Figura 4.38 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L	85
Figura 4.39 – Concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	88
Figura 4.40 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	88
Figura 4.41 – Perfil de concentração de matéria orgânica na condição com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	89
Figura 4.42 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	90
Figura 4.43 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas .	90
Figura 4.44 – Perfil da variação de pH na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	91
Figura 4.45 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	91
Figura 4.46 – Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	92
Figura 4.47 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L ..	93

Figura 4.48 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L	93
Figura 4.49 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L ..	94
Figura 4.50 – Perfil da variação de pH na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L	94
Figura 4.51 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L .	100
Figura 4.52 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L	101
Figura 4.53 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L	102
Figura 4.54 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L	104
Figura 4.55 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	106
Figura 4.56 – Perfis de concentração de matéria orgânica nas operações com 500 a 2000 mgDQO/L com alimentação em batelada ajuste: (a) Modelo I e (b) Modelo II	107
Figura 4.57 – Parâmetro cinético de primeira ordem (a) e concentração residual de matéria orgânica (b) em função da COV para o Modelo I e Modelo II	108
Figura 4.58 – Eficiência de remoção e concentração residual experimental de matéria orgânica (C_{SRE}) em função da carga orgânica volumétrica (COV) para as condições de operação com 500 a 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada	109
Figura 4.59 – Perfil de C_S , C_{AVT} e C_M na operação com 500 mgDQO/L (1,50 gDQO/L.d) e alimentação em batelada – Modelo III	110
Figura 4.60 – Perfil de C_S , C_{AVT} e C_M na operação com 1000 mgDQO/L (3,12 gDQO/L.d) e alimentação em batelada – Modelo III	110
Figura 4.61 – Perfil de C_S , C_{AVT} e C_M na operação com 2000 mgDQO/L (6,08 gDQO/L.d) e alimentação em batelada – Modelo III	110

Figura 4.62 – Perfil de C_S , C_{AVT} e C_M na operação com 2000 mgDQO/L (6,16 gDQO/L.d) e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas – Modelo III	111
Figura 4.63 – Perfis de C_S e de AVT para as condições com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada (B) e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas (BA)	112

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 –	Alguns métodos para o tratamento de efluentes da indústria metalúrgica (adaptada de Cheng <i>et al.</i> , 2005)	34
Tabela 2.2 –	Alguns resultados para o tratamento de efluentes da indústria metalúrgica (adaptada de Cheng <i>et al.</i> , 2005)	35
Tabela 3.1 –	Condições implementadas no AnSBBR	52
Tabela 4.1 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 500 mgDQO/L	55
Tabela 4.2 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 1000 mgDQO/L	64
Tabela 4.3 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 2000 mgDQO/L	73
Tabela 4.4 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 3000 mgDQO/L	83
Tabela 4.5 –	Valores médios dos sólidos na operação com 3000 mgDQO/L	84
Tabela 4.6 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	87
Tabela 4.7 –	Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	96
Tabela 4.8 –	Valores médios das variáveis monitoradas nos ensaios	97
Tabela 4.9 –	Valores médios das variáveis monitoradas nos ensaios	98
Tabela 4.10 –	Valores médios das variáveis monitoradas nos ensaios	98
Tabela 4.11 –	Valores médios das variáveis monitoradas nos ensaios	99
Tabela 4.12 –	Resumo do ajuste do modelo cinético de primeira ordem para as operações com 500 a 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada – Modelos I e II ..	107
Tabela 4.13 –	Resumo do ajuste cinético no AnSBBR tratando <i>Água Residuária de Indústria Metalúrgica</i> com COV de 1,50 a 6,08 gDQO/L.d e alimentação em batelada, e com COV de 6,16 gDQO/L.d e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas – Modelo III	111

NOMENCLATURA

AB – alcalinidade a bicarbonato

AI – alcalinidade intermediária

AP – alcalinidade parcial

AT – alcalinidade total

AVT – concentração de ácidos voláteis totais

C_{NaHCO_3} – suplementação de alcalinidade ao afluente

CAV – carga de alcalinidade volumétrica

CAV_{choque} – carga de alcalinidade volumétrica (ciclo de choque)

C_{AVT} – concentração de ácidos voláteis totais

C_{AVTAFL} – valores de concentração de ácidos voláteis de alimentação

C_{AVTR} – concentração residual de ácidos voláteis totais

C_{CH_4} – concentração de metano

COEA – carga orgânica específica aplicada para amostras não filtradas

$COER_{\text{SF}}$ – carga orgânica específica removida para amostras filtradas

$COER_{\text{ST}}$ – carga orgânica específica removida para amostras não filtradas

COV – carga orgânica volumétrica

COVA – carga orgânica volumétrica aplicada para amostras não filtradas

COV_{choque} – carga orgânica volumétrica (ciclo de choque)

$COVR_{\text{SF}}$ – carga orgânica volumétrica removida para amostras filtradas

$COVR_{\text{ST}}$ – carga orgânica volumétrica removida para amostras não filtradas

C_S – concentração do substrato

C_{S0} – concentração do substrato (tempo zero)

C_{SA} – concentração de matéria orgânica do afluente para amostras não filtradas

C_{SA0} – concentração de matéria orgânica no reator no início do ciclo (tempo zero)

C_{SAFL} – valores de concentração de matéria orgânica de alimentação

$C_{SAchoque}$ – concentração de matéria orgânica total da carga de choque

C_{SF} – concentração de matéria orgânica do efluente para amostras filtradas

C_{ST} – concentração de matéria orgânica do efluente para amostras não filtradas

C_{SR} – concentração residual de matéria orgânica

$C_{X\text{-ST}}$ – concentração de biomassa em sólidos totais no reator

$C_{X\text{-SVT}}$ – concentração de biomassa em sólidos voláteis totais no reator

C'_{X-ST} – razão entre concentração de biomassa em sólidos totais no reator e a massa de espuma utilizada

C'_{X-SVT} – razão entre concentração de biomassa em sólidos voláteis totais no reator e a massa de espuma utilizada

k_{IS} – parâmetro cinético aparente de consumo do substrato

k_{1AVT} – parâmetro cinético aparente para geração de ácidos voláteis totais

k_{2AVT} – parâmetro cinético aparente para consumo de ácidos voláteis totais

k_{2M} – parâmetro cinético aparente para geração de metano

n – número de ciclos por dia

R - razão entre a espuma inoculada e a espuma “limpa”

R_S – velocidade de consumo de substrato

R_{AVT} – velocidade de formação de ácidos voláteis totais

R_M – velocidade de geração de metano

SST – concentração de sólidos em suspensão totais

SSV – concentração de sólidos em suspensão voláteis

ST – concentração de sólidos totais

SVT – concentração de sólidos voláteis totais

t_C – tempo total de ciclo

t_F – tempo da etapa de enchimento

t_F/t_C – razão entre o tempo da etapa de enchimento e o tempo total do ciclo

V – volume tratado por ciclo

V_{AFL} – volume alimentado (e descarregado) por ciclo

X_{SVT} – quantidade de biomassa em sólidos voláteis totais no reator

ε_{SF} – eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas,

ε_{ST} – eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras não filtradas,

ABREVIATURAS

ASBR – reator anaeróbio operado em batelada seqüencial

AnSBBR – reator anaeróbio operado em batelada seqüencial com biomassa imobilizada

COT – carbono orgânico total

DBO – demanda bioquímica de oxigênio

DQO – demanda química de oxigênio

EEM – Escola de Engenharia Mauá

ECP – polímero extracelular

IMT – Instituto Mauá de Engenharia

F/C – razão entre o tempo de alimentação e o tempo de ciclo

F/M – razão entre a concentração de substrato e a concentração de biomassa

F/R – razão entre o tempo de alimentação e o tempo de reação

N/A – não avaliado

POA – processos oxidativos avançados

SBR – reator de batelada seqüencial

PVC – cloreto de polivinil

UF – ultrafiltração

UASB – reator anaeróbio de manta de lodo e escoamento ascendente

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	20
1.1. Objetivos.....	22
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	24
2.1. Efluente de indústria metalúrgica contendo óleos solúveis para refrigeração de peças usinadas	24
2.2. Tratamento do efluente da indústria metalúrgica	25
2.3. Reator anaeróbio operado em batelada seqüencial (ASBR).....	28
2.4. Processos aeróbios e anaeróbios aplicados ao tratamento de efluente da indústria metalúrgica.....	32
2.5. Considerações finais	38
3. MATERIAIS E MÉTODOS.....	39
3.1. Materiais	39
3.1.1. Biorreator em batelada seqüencial com biomassa imobilizada (AnSBBR)	39
3.1.2. Inóculo	41
3.1.3. Suporte inerte para imobilização da biomassa anaeróbia.....	41
3.1.4. Água residuária – Efluente da indústria metalúrgica.....	42
3.2. Métodos analíticos.....	43
3.2.1. Análises físico-químicas.....	43
3.2.2. Composição do biogás.....	44
3.3. Fundamentos teóricos.....	44
3.3.1. Eficiência de remoção de matéria orgânica.....	44
3.3.2. Cargas orgânicas: volumétrica, específica e removida.....	45
3.3.3. Modelagem cinética.....	46
3.4. Procedimento experimental	49
3.4.1. Imobilização da biomassa anaeróbia	49
3.4.2. Preparo da água residuária.....	50
3.4.3. Condições de operação do AnSBBR	51
3.4.4. Perfis ao longo do ciclo de operação do reator.....	53
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO	55
4.1. Operação do AnSBBR com 500 mgDQO/L	55

4.1.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do AnSBBR com 500 mgDQO/L em batelada.....	57
4.1.2. Aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L durante um ciclo de operação.....	60
4.1.3. Perfis obtidos ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L durante um ciclo de operação.....	60
4.1.4. Operação posterior à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L durante um ciclo de operação	63
4.2. Operação do AnSBBR com 1000 mgDQO/L	63
4.2.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do AnSBBR com 1000 mgDQO/L.....	65
4.2.2. Aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L durante um ciclo de operação.....	68
4.2.3. Perfis obtidos ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L durante um ciclo de operação.....	69
4.2.4. Operação posterior à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L durante um ciclo de operação	71
4.3. Operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L	72
4.3.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L.....	74
4.3.2. Aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo de operação.....	77
4.3.3. Perfis obtidos ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo de operação.....	78
4.3.4. Operação posterior à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo de operação	80
4.4. Operação do AnSBBR com 3000 mgDQO/L	81
4.5. Operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	85
4.5.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	89
4.5.2. Aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo na operação com alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	92

4.5.3. Perfis obtidos ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo na operação com alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	92
4.5.4. Operação posterior à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo na operação com alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas	95
4.6. Eficiência e estabilidade do AnSBBR submetido a diferentes condições de operação	97
4.7. Perfis ao longo do ciclo de operação do AnSBBR com 500 a 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada – Modelos I e II	106
4.8. Perfis ao longo do ciclo de operação do AnSBBR com 500 a 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada e para 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas – Modelo III.....	109
5. CONCLUSÕES	113
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	115
ANEXOS.....	121
ANEXO I – Variáveis monitoradas do afluente.....	122
ANEXO II – Variáveis monitoradas do efluente.....	132
ANEXO III – Variáveis monitoradas nos perfis ao longo do ciclo.....	144

1. INTRODUÇÃO

A linha de pesquisa relacionada ao desenvolvimento de configurações de reatores anaeróbios operados em batelada tem sido abordada pelo grupo de pesquisa da Escola de Engenharia Mauá do Instituto Mauá de Tecnologia (EEM/IMT) com o objetivo da melhoria do desempenho do processo e a conseqüente viabilização de sua aplicação prática. Os projetos têm enfoque no estudo da otimização do biorreator convencional e de novas propostas de configurações para que a aplicação do sistema operado em batelada seqüencial em escala plena se torne viável. Um ciclo típico do reator anaeróbio operado em batelada compreende quatro etapas: (i) alimentação que pode ter o tempo de enchimento variável; (ii) tratamento propriamente dito, por meio das biotransformações dos constituintes da água residuária por microrganismos; (iii) sedimentação quando a biomassa se encontrar na forma granulada (ASBR), pois quando a biomassa se encontra na forma imobilizada em suporte inerte (AnSBBR) esta etapa não é necessária; e (iv) descarga, com retirada do líquido tratado e clarificado (Dague *et al.*, 1992; Fernandes *et al.*, 1993).

O aprimoramento do reator contendo biomassa imobilizada com espuma de poliuretano como suporte inerte e com agitação mecânica é um dos resultados positivos dessa pesquisa, com resultados promissores obtidos em escala de bancada e piloto, aplicados a diferentes águas residuárias como esgoto sanitário, soro de queijo (Damasceno *et al.*, 2007, 2008), efluente de indústria automobilística (Oliveira *et al.*, 2008) e de produtos de higiene pessoal (Oliveira *et al.*, 2009), além de efluentes contendo ácidos voláteis (Moreira *et al.*, 2008) e remoção de compostos nitrogenados e sulfurosos (Friedl *et al.*, 2009). A aplicação dos reatores anaeróbios em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada em suporte inerte (AnSBBR) depende ainda do entendimento de alguns aspectos fundamentais e, principalmente, tecnológicos. Dentre os aspectos tecnológicos pode ser destacada a aplicação desse tipo de reator ao tratamento de efluentes industriais visando à remoção de matéria orgânica, de compostos nitrogenados e compostos sulfurosos. Além disso, vale destacar a importância do processo anaeróbio na obtenção de metano ligada à geração do biogás produzido na biotransformação dos compostos poluentes.

Nesse contexto, uma potencial aplicação do reator AnSBBR refere-se a um grande problema das indústrias metalúrgicas relacionado ao descarte de efluentes contendo óleos e emulsões estáveis, provenientes de diversas etapas do processamento industrial. A utilização desses óleos e emulsões, neste tipo de indústria, é comum devido à melhoria nas condições

tribológicas. O emprego dos mesmos aumenta a vida das ferramentas, minimiza a geração de calor durante o processo, auxilia na remoção de cavacos e geralmente provoca melhora na eficiência do sistema produtivo (Oliveira e Alves, 2007). As águas residuárias originadas destas indústrias constituem uma vertente ambiental relevante, uma vez que se encontram contaminadas com compostos tóxicos e corrosivos, tais como ácidos fortes, soluções alcalinas, cianetos, metais, bactericidas, além dos óleos e emulsões. Desta forma, faz-se necessário tratar esses efluentes antes de serem descartados, a fim de reduzir seus impactos no meio ambiente.

Quando o óleo está presente na água residuária na forma não emulsionada, apresenta-se em fase distinta da mesma, sendo facilmente identificável na sua superfície ou como gotículas em suspensão. Neste caso, o óleo pode ser removido com relativa facilidade utilizando-se processos físicos que sejam capazes de proporcionar as condições necessárias para que as menores gotículas de óleo, em suspensão na água, sejam separadas por diferença de densidade e formem uma fase contínua e independente. Com frequência, para a separação do óleo não emulsificado são utilizados decantadores, além de compostos hidrofóbicos, que auxiliam na aglutinação das gotículas de óleo, tornando-as maiores e, portanto, de separação mais fácil e rápida. Isto não ocorre quando o óleo está emulsificado na água. O óleo que se encontra emulsionado está microscopicamente disperso no meio, e cada gotícula de óleo encontra-se altamente estabilizada junto à água, devido à presença de surfactantes. Para promover a separação do óleo que se encontra emulsionado é fundamental que se tenha no processo uma etapa inicial de desestabilização da emulsão. A desestabilização da emulsão é feita através de um tratamento químico da água contendo o óleo emulsionado, mediante a adição de eletrólitos capazes de deslocar os surfactantes da interface água-óleo sob condições específicas de pH e de potencial iônico, que variam de acordo com cada tipo de água contaminada. A separação do óleo que está emulsionado passa, obrigatoriamente, por um processo de separação físico-químico.

Assim, quando se pensa em tratamento do óleo presente em uma água é importante lembrar que não basta retirar apenas o óleo livre, uma vez que também é indispensável à remoção do óleo que está emulsionado no meio. Anderson *et al.* (2003) sugerem que os principais tratamentos que podem ser empregados para águas residuárias de indústrias metalúrgicas, as quais se caracterizam pela presença de óleos minerais hidráulicos ou emulsões desses óleos, são os processos de desemulsificação química, ultrafiltração e o tratamento biológico, além da combinação desses tratamentos, sendo que os processos

biológicos devem ser utilizados, principalmente, como etapa final de polimento onde o objetivo é reduzir a carga orgânica.

Assim, poucos trabalhos foram encontrados na literatura sobre o tratamento anaeróbio deste tipo de resíduo. Neste sentido, destacam-se os trabalhos de Kim *et al.* (1989; 1992; 1994) e Costa *et al.* (2007), que apresentam resultados preliminares sobre o assunto.

Dentro deste contexto, o estudo que segue tem como foco principal a avaliação de um reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais contendo biomassa imobilizada (AnSBBR) no tratamento de efluente gerado na indústria metalúrgica, sendo caracterizado pela presença de emulsões oleosas contaminadas por óleos hidráulicos de origem mineral.

1.1. Objetivos

Dessa forma, esse trabalho teve como objetivo geral avaliar a aplicação de um reator anaeróbio operado em batelada seqüencial com biomassa imobilizada contendo espuma de poliuretano como suporte inerte e agitação mecânica (AnSBBR) ao tratamento do efluente de indústria metalúrgica, especificamente de óleos solúveis para refrigeração de peças usinadas, visando a remoção da matéria orgânica e a obtenção de metano. A estabilidade e eficiência do reator foram analisadas em função do aumento de carga orgânica imposta ao sistema variando-se a concentração afluyente e também o tempo de enchimento do reator.

Os objetivos específicos foram os seguintes:

- ❖ Avaliar o comportamento do reator em função do aumento da carga orgânica através do aumento da concentração afluyente (500, 1000, 2000 e 3000 mgDQO/L).
- ❖ Avaliar o comportamento do reator em função da aplicação, durante um ciclo, de cargas de choque orgânicas, as quais tiveram concentração 100% superior à concentração de operação.
- ❖ Avaliar o comportamento do reator em função de diferentes tempos de enchimento, ou seja, comparando a eficiência e estabilidade obtida na condição inicial em batelada (tempo de enchimento de 10 min) com as condições em batelada seguida de batelada alimentada (tempo de enchimento de 4 horas).

- ❖ Avaliar para as condições estudadas os perfis de concentração ao longo do ciclo operacional em termos de matéria orgânica, ácidos voláteis totais e metano. Tais perfis possibilitaram um melhor conhecimento do processo de digestão anaeróbia dessa água residuária. Além disso, também foi possível verificar a possibilidade de ajuste de modelos cinéticos que consideraram o consumo de matéria orgânica apenas e também o consumo dessa matéria orgânica juntamente com a formação e consumo de ácidos voláteis totais e produção de metano, cujos parâmetros cinéticos forneceram também um maior conhecimento do processo de tratamento em estudo.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A revisão bibliográfica que segue tem como objetivo apresentar o processo de geração de efluentes da indústria metalúrgica, a composição básica dos efluentes lançados, os sistemas de tratamento atualmente aplicados e estudados, e a potencialidade de utilização de reatores anaeróbios no tratamento desse tipo de água residuária, uma vez que estes estão sendo estudados para o tratamento de outros efluentes de origem industrial.

2.1. Efluente de indústria metalúrgica contendo óleos solúveis para refrigeração de peças usinadas

Os lubrificantes podem ser divididos em dois grandes grupos: os automotivos e os industriais. Estima-se que no ano de 1999 foram consumidos 37,3 milhões de toneladas de lubrificantes em todo o mundo, dos quais 56% foram de lubrificantes automotivos, 29% de óleos lubrificantes industriais, 10% de óleos hidráulicos e 5% de aplicações diversas (Mang e Dresel, 2001). Os lubrificantes industriais podem ser divididos nos subgrupos: óleos lubrificantes, graxas, lubrificantes sólidos, fluidos de refrigeração e de corte. Do total de óleos lubrificantes, 33% foram utilizados para produção de emulsões em sistemas de usinagem para a refrigeração. Aproximadamente 3,6 milhões de toneladas de óleo foram usados para preparação dessas emulsões, o que correspondeu a aproximadamente 39 milhões de toneladas de águas residuárias (Mang e Dresel, 2001). Essas águas residuárias contêm ainda outros contaminantes, além dos descritos anteriormente, e devem ser devidamente tratadas antes da disposição final no meio ambiente:

- ❖ *Óleo mineral e/ou vegetal*: que têm a função de lubrificar o sistema evitando a fadiga das partes de usinagem, bem como melhorar o acabamento superficial da peça acabada;
- ❖ *Emulsificantes*: que formam a emulsão de água e óleo, diminuindo a tensão superficial do óleo e melhorando a homogeneização dos aditivos presentes no óleo;
- ❖ *Aditivos inibidores de corrosão*: utilizados para fornecer alcalinidade à emulsão, bem como formar filmes superficiais protetores nas peças acabadas;
- ❖ *Biocidas e bactericidas*: que são adicionados para evitar a contaminação e o crescimento de microrganismos, evitando a perda dos demais aditivos;

- ❖ *Aditivos para extrema pressão*: utilizados para reduzir a rugosidade superficial das peças acabadas, evitando o desgaste das ferramentas de corte.

As águas residuárias provenientes do preparo dessas emulsões conferem ao meio ambiente um risco potencialmente elevado caso sejam descartadas sem o prévio tratamento. O risco ao meio ambiente é elevado por causa da alta carga orgânica presente e dos aditivos inibidores e com ação bactericida. Dentre esses aditivos bactericidas estão a hidrazina, aldeídos, triazinas e isotiazolinas com maior emprego técnico e acesso comercial.

Em função do potencial poluidor desse tipo de água residuária é destacada a pesquisa e desenvolvimento de óleos (a partir de óleo de soja, girassol, palmas e gorduras animais), que confirmam à emulsão características de biodegradabilidade facilitada, reduzindo assim seu impacto ambiental. Além disso, o tempo de utilização desses fluidos deve ser ampliado, tornando os processos produtivos mais eficientes, reduzindo os custos de produção e conferindo aos produtos qualidade e acabamentos diferenciados (Mang e Dresel, 2001).

Segundo Runge e Duarte (1999) a vida útil de um lubrificante solúvel é definida na sua seleção em função das operações a serem realizadas, bem como a atividade de monitoramento e controle de qualidade. Devem ser previstas adições contínuas de novas emulsões para suprir as perdas por evaporação e arraste, além de suplementação de aditivos específicos para manter as condições anti-corrosivas e de usinagem, e de bactericidas para eliminar ou reduzir a presença de microrganismos em geral. Porém, mesmo com as medidas de controle sendo realizadas é importante prever a renovação da emulsão por completo e descartando a emulsão antiga. Bianchi e Aguiar (2004) também afirmam que a renovação completa da emulsão é necessária, pois com a utilização das emulsões por períodos longos, às características iniciais não são plenamente repostas somente por novas adições. Essas características iniciais podem ser alteradas, principalmente pela contaminação por outros fluidos de refrigeração, de lubrificação ou hidráulicos, pela qualidade da água utilizada (no preparo e de reposição das emulsões), pela contaminação e ação microbiana, acelerando o consumo dos aditivos e desestabilizando a emulsão.

2.2. Tratamento do efluente da indústria metalúrgica

Runge e Duarte (1999) recomendam uma avaliação prévia das técnicas de tratamento, descarte e disposição final da emulsão usada, evitando assim que esse resíduo fique sem uma

destinação final adequada, através de uma análise crítica dos custos e eficiências das opções de tratamento possíveis de serem empregadas. Como técnicas tradicionalmente aplicadas são indicadas: quebra da emulsão por ação química, quebra da emulsão por ação térmica, re-refino, e microfiltração. A escolha deve estar associada às características das emulsões usadas, ao volume de geração e aos custos de operação.

Segundo Imhoff (2002) as águas residuárias provenientes de refinarias, derramamentos em portos, fabricantes de óleos entre outras indústrias geradoras de óleos minerais ou vegetais devem ser armazenadas em tanques retentores de óleo visando à separação do óleo, da água, por diferença de densidade, e tratadas pelo processo de lodo ativado. Para Besselievre e Schwartz (1976) equipamentos específicos devem ser projetados para a separação de óleo por flotação e o óleo separado por diferença de densidade deve ser encaminhado para tanques de tratamento exclusivo desse óleo. Para Gehm e Bregman (1976) o tratamento de efluentes deve ter como ponto inicial os pontos de geração, buscando reduzir ao máximo a geração de efluentes o respectivo consumo de água. Além disso, devem ser observadas as características dos efluentes, objetivando reaproveitar as cargas existentes em outros processos e reduzir essa carga para o tratamento final, economizando matérias-primas, aditivos e energia, tanto no processo produtivo como no tratamento e disposição final desse efluente. Contudo é considerado que o efluente que contém elevada carga de óleo mineral ou vegetal juntamente com tensoativos deva ser tratado por sistemas físico, químico e bioquímico, para obter o melhor desempenho de tratamento e remoção da carga orgânica.

Outras opções de tratamento de efluentes com óleos emulsionados estão sendo desenvolvidas e avaliadas, juntamente com o desenvolvimento de novos materiais como, por exemplo, os trabalhos de tratamento de efluentes pela micro-filtração. Neste sentido Rosa *et al.* (2006) utilizaram filtros cerâmicos de 2 mm de espessura com poros de 1 a 3 μm de diâmetro sendo recobertos com substrato para formação de uma membrana de 0,10 a 0,80 μm . Foi avaliada a capacidade de filtração de um efluente sintético com composição de óleo de girassol (2%-volume) e xantana (1 g/L). A eficiência do tratamento foi de 99,84% para uma entrada de 6548 mg/L em termos de carbono orgânico total (COT), sendo destacado pelo autor o alto custo desse tipo de membrana.

Outro trabalho envolvendo micro-filtração foi desenvolvido por Del Cole (2005), cujo objetivo foi o de desenvolver tubos cerâmicos produzidos com alumina. Através de sinterização à 1450°C e impregnação de zircônio por calcinação a 600°C e 900°C, obtiveram

tubos com poros de 0,5 μm de diâmetro. No tratamento de óleo de girassol obteve-se remoção de 84-99% em termos de COT.

Lira (2006) utilizou técnicas fotoquímicas (radiação ultra-violeta e peróxido de hidrogênio) no tratamento de águas residuárias provenientes de refinarias, com o objetivo de reutilização das mesmas. Em estudos feitos em escala de laboratório obteve-se redução, em termos de DQO, de 1374 mg/L (afluente) para 163 mg/L.

Maron Jr (2006) avaliou o processo de tratamento de efluente da produção de rolamentos com o objetivo de reutilizar a água do processo de lavagem em trocadores de calor. O tratamento realizado pelas etapas filtração, físico-química e biológica anaeróbia permitiu estudar as condições ótimas de floculação (pH, agitação, tipo de floculante e dosagem) no intuito de acrescentar essa etapa após o processo de quebra ácida, cujos resultados indicaram uma redução da concentração de matéria orgânica de 1586 para 360 mgDQO/L. Outro trabalho para a otimização das técnicas convencionais de tratamento do efluente da indústria metalúrgica foi realizado por Bensadok *et al.* (2007), empregando coagulação e dissolução de ar para a flotação após adição dos coagulantes cloreto de cálcio, cloreto férrico e o sulfato de alumínio.

Kobyia *et al.* (2008) estudaram o processo de eletrocoagulação no tratamento de água residuária de indústria de produção de transmissão automotiva e de estamparia contendo óleo mineral emulsionado, cujo efluente apresentava 17,3 gDQO/L. Foram utilizados eletrodos de liga de alumínio e de liga de ferro, em reator eletroquímico de 800cm³, com agitação de 250 rpm, a 20 °C, corrente de 60 A/m² e tempo de batelada de 25 minutos, obtendo-se eficiência de remoção de matéria orgânica de 92% quando se utilizou o eletrodo de ferro, e de 93% quando se utilizou o eletrodo de alumínio.

Processos oxidativos avançados (POA) foram aplicados por Seo *et al.* (2007) pelo método de Fenton com ultrassom. A água residuária utilizada foi de uma indústria de peças, apresentando concentração de matéria orgânica de 12358 mgDQO/L, sendo composta por ácido bórico, aminas, triazóis, xilenos sulfonados, glicóis, fosfato de sódio, éteres e outros composto de difícil biodegradação. Para o tratamento via processo de Fenton são necessários o peróxido de hidrogênio e sulfato de ferro e, nesse estudo, também foi utilizado ultrassom. Foram avaliadas as influências da concentração dos reagentes de Fenton, do tempo de ultrassom e do pH de entrada do efluente, sendo que o melhor resultado foi de 96% de remoção de carga orgânica.

2.3. Reator anaeróbio operado em batelada seqüencial (ASBR)

O tratamento de efluentes por métodos biológicos mistos também já foi estudado para o tratamento do efluente da indústria metalúrgica. Um sistema operado em duas fases: a primeira anóxica e a segunda aeróbia, desenvolvido por Muszynski e Lebkowska (2005), utilizou um reator operado em batelada seqüencial com biomassa imobilizada em espuma de PVC para tratar efluente de uma indústria de rolamentos. Uma eficiência de remoção de 87%, em termos concentração de matéria orgânica, para uma alimentação de 14.000 mgDQO/L foi obtida para a condição de 0,5 hora na etapa anóxica e 5,5 horas na etapa aeróbia.

Neste contexto, para as indústrias que geram efluentes contendo óleos vegetais e minerais, como por exemplo, as indústrias metalúrgicas, o reator anaeróbio operado em batelada seqüencial (ASBR) pode ser uma alternativa potencial para implementação de tratamento biológico.

O reator anaeróbio operado em batelada seqüencial (ASBR) está sendo amplamente estudado, apresentando algumas vantagens como: boa retenção de sólidos, eficiência no controle de operação, eficiência na remoção de substâncias orgânicas, simples operação, boa alternativa de baixo custo para tratamento de esgoto industrial e doméstico. De acordo com Dague *et al.* (1992), a característica básica do ASBR com fluxo intermitente é de ser preenchido com esgoto no início e esvaziado ao final do tratamento, repetindo-se a operação com nova batelada. O conteúdo no interior do reator é misturado, permitindo um bom contato substrato/biomassa. Esse tipo de reator apresenta vantagens importantes como baixa razão substrato/microorganismos, no final do ciclo, (favorecendo a floculação biológica e a sedimentação) e, ao mesmo tempo, processar esgoto com elevadas velocidades de reação. A concentração de matéria orgânica é maior logo após a alimentação, diminuindo com o tempo de reação. Dessa forma, em reatores operados em batelada, a formação de grânulos, a biodegradação e a capacidade de sedimentação podem ser eficientes (Bagley e Brodkorb, 1999; Zaiat *et al.*, 2001).

A configuração de reator anaeróbio operado em batelada seqüencial já foi e continua sendo investigada para o tratamento de diferentes águas residuárias sintéticas e industriais apresentando vantagens e potencial de utilização em escala real para alguns casos. Atualmente o ASBR tem sido estudado para o tratamento de águas residuárias com elevadas concentrações de matéria orgânica, efluentes da indústria de laticínios, resíduos gerados na criação de suínos, chorume gerado em aterros sanitários, efluente de indústria metalúrgica,

esgoto sanitário, entre outros (Dague *et al.*, 1992; Fernandes *et al.*, 1993; Sung e Dague, 1995; Brito *et al.*, 1997; Timur e Östürk, 1999; Massé e Masse, 2000; Borges *et al.*, 2004; Siman *et al.*, 2004; Chebel *et al.*, 2006; Damasceno *et al.*, 2007; Oliveira *et al.*, 2008).

Uma alternativa que vem sendo estudada para aprimorar a configuração desses reatores é a utilização de biomassa imobilizada em suporte inerte no qual ocorre a formação de biofilme aderido à superfície, havendo a criação de micro-ambientes especiais pela interação entre as espécies, favorecendo o conjunto como um todo, garantindo grande estabilidade às colônias. A utilização de suportes inertes assegura a retenção da biomassa no reator anaeróbio operado em batelada seqüencial com biomassa imobilizada (AnSBBR), permitindo a eliminação da etapa de sedimentação necessária em reatores anaeróbios descontínuos que não utilizam suporte e, desta forma, otimizando a operação através da redução do tempo total de ciclo. A espuma de poliuretano como suporte para imobilização da biomassa anaeróbia no tratamento de água residuária parece ser uma boa alternativa, sendo que o tamanho dos cubos de espuma exerce influência na colonização, pois pode haver limitações na transferência de massa tanto externa quanto interna. Nesse contexto, três formas de adesão de biomassa podem ser identificadas: adesão física de micro-grânulos nos poros do material, adesão de micro-colônias na superfície e adesão de células dispersas no material (Zaiat *et al.*, 2001; Varesche *et al.*, 1997).

Shizas e Bagley. (2002) utilizaram um reator anaeróbio em escala de laboratório em batelada seqüencial para o tratamento de água residuária contendo glicose e carga orgânica de 2,1 kgDQO/m³.d com perturbação de 3,2 kgDQO/m³.d, sendo avaliado cinco tipos diferentes de alimentação e tempo de ciclo. Na melhor condição avaliada foi obtida uma remoção em termos de DQO de 80% além do pH do efluente ser superior a 6,5, essa melhor condição foi obtida com uma concentração de 3000 mg-glicose/L e uma maior razão F/R (0,75) sendo que para razões F/R (tempo de alimentação/tempo de reação) menores a eficiência diminuiu consideravelmente.

Cheong *et al.* (2008) examinaram o efeito da estratégia de alimentação sobre a capacidade de tratamento de um ASBR sob aumento de carga orgânica, a 35 °C, utilizando efluentes orgânicos sintéticos, e operação em batelada e em batelada alimentada com diferentes relações entre tempo de ciclo e tempo de alimentação. Foram utilizadas diferentes cargas orgânicas volumétricas, tempo de retenção hidráulico de 1,25, 2,5 e 5 d, e concentração afluente de 3750-30000 mgDQO/L. Com uma relação F/C (tempo de alimentação/tempo de ciclo) maior ou igual a 0,42, a operação em batelada alimentada mostrou maior eficiência de

remoção de matéria orgânica e maior produção volumétrica de metano em comparação à operação em batelada.

Kennedy *et al.* (1991) utilizaram um ASBR para tratamento de água residuária contendo sacarose, ácido acético, alguns sais e extrato de levedura aplicando cargas orgânicas volumétricas (COV) que variaram de 2,5 a 18,5 gDQO/L.d. Obteve-se remoção em termos de DQO de 35 a 97% dependendo da estratégia utilizada. A estratégia consistiu em variar os períodos de enchimento e reação (F/R) do reator. Baixos valores da razão F/R (0,2 a 0,5) reduziram significativamente a eficiência do tratamento para cargas orgânicas altas (9 gDQO/L.d). Os autores mencionam que a carga orgânica específica, baseada no período de enchimento, deve ser um parâmetro crítico de projeto de um ASBR.

Borges *et al.* (2004) variaram a estratégia de alimentação em um AnSBBR tratando 2,5 L de esgoto sintético com 500 mgDQO/L. O tempo do ciclo (t_C) foi de 8 horas e agitação de 500 rpm. No início de cada ciclo, o reator foi alimentado com 60% do volume do esgoto a ser tratado e os 40% restantes eram adicionados tempos de enchimento (t_F) de 10, 120, 240, 260 e 480 minutos, o que caracterizava as diferentes estratégias de alimentação. Os resultados obtidos mostraram que para a razão $t_F/t_C \leq 0,5$, a eficiência de remoção de matéria orgânica ficou acima de 75%, enquanto que para razão $t_F/t_C > 0,5$, os valores de eficiência obtidos foram menores.

Ratusznei *et al.* (2003) estudaram o comportamento de um reator anaeróbio operado em batelada e batelada alimentada, contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano (AnSBBR), mantido a 30 °C com agitação de 200 rpm tratando 0,5 L de esgoto sintético com 500 mgDQO/L em ciclos de 3 horas de operação. O reator foi alimentado em batelada durante 3 minutos e, em batelada alimentada durante 30, 60, 180 minutos. No sistema operado em batelada, a eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas chegou a 86%. Nos sistemas operados em batelada alimentada, em contrapartida, a estabilidade operacional foi alcançada no ciclo de 30 minutos, enquanto nos demais ciclos houve formação de uma quantidade considerável de polímeros extracelulares (ECP) que impediram o contato eficiente entre biomassa e substrato. A queda da eficiência atentou os pesquisadores para o fato de manter o leito de biomassa sempre coberto com o afluente para evitar a formação do biopolímero.

Orra *et al.* (2004) também avaliaram a influência de distintas estratégias de alimentação sobre o desempenho de um reator anaeróbio operado em batelada e batelada alimentada, com recirculação externa da fase líquida, tratando 890 mL do mesmo afluente em

ciclos de 6 horas de operação. A eficiência de remoção para amostras filtradas diminuiu de 85 a 81% com o aumento do tempo de carga de 6 para 360 minutos. Apesar disso, os valores de concentração de matéria orgânica no efluente apresentaram pequena variação ao longo dos ciclos de operação com o aumento do tempo de alimentação, indicando que a estratégia de batelada alimentada confere estabilidade ao sistema. Também houve formação de biopolímeros durante o período de operação do reator, mas sem comprometer a estabilidade e eficiência do sistema.

Damasceno *et al.* (2007 e 2008) tratando soro de queijo em um AnSBBR avaliaram a influência da COV aplicada e da estratégia de alimentação sobre a estabilidade e o desempenho do reator. As COV aplicadas foram de 2, 4, 8 e 12 gDQO/L.d para as estratégias de alimentação de 10, 120 e 240 minutos, mantendo-se a suplementação de alcalinidade a bicarbonato (AB) em 50% da razão mássica $\text{NaHCO}_3/\text{DQO}$. Obtiveram melhores resultados para as COV aplicadas de 2 a 4 gDQO/L.d com a estratégia de alimentação de 120 minutos, e para as COV de 8 e 12 gDQO/L.d a estratégia de alimentação de 240 minutos apresentou melhores resultados.

Oliveira *et al.* (2009) estudou o desempenho de um AnSBBR aplicado ao efluente da indústria de higiene pessoal, que apresentava elevada carga orgânica, presença de surfactantes e de agentes sanificantes. Foi utilizado um reator de bancada com volume de útil de 2,0 L, sendo operado em ciclos de 8 horas, a temperatura de 30°C e agitação mecânica de 400 rpm. O trabalho foi dividido em duas etapas. Na primeira foi avaliado o aumento da carga orgânica volumétrica de 3,1 para 12,0 gDQO/L.d com suplementação de nutrientes e alcalinidade. Obteve-se eficiência de remoção acima de 90% para uma cargas de até 9,4 gDQO/L.d. Em função da variação da composição da água residuária tratada, o sistema apresentou instabilidade na carga de 12,0 gDQO/L.d. Em uma segunda etapa foi mantida carga de 9,4 gDQO/L.d, sendo retirada a suplementação de nutrientes e mantida apenas a suplementação de alcalinidade. Avaliaram-se três estratégias de alimentação, sendo à primeira em batelada, a segunda em batelada seguida de batelada alimentada, e a terceira em batelada alimentada mantendo 1,0 L de efluente tratado e completando a o volume com 1,0 L de afluente. Os resultados da segunda etapa mostraram eficiência acima de 90% para primeira e segunda estratégia de alimentação e de 83% para a terceira estratégia de alimentação.

2.4. Processos aeróbios e anaeróbios aplicados ao tratamento de efluente da indústria metalúrgica

Segundo Cheng *et al.* (2005), anualmente são consumidos 2 milhões de litros de óleos de usinagem, que são diluídos conforme a necessidade da aplicação, nos quais são gastos aproximadamente 16 milhões de libras por ano para o tratamento dessa água residuária. Nesses óleos existem diversas substâncias como óleos de origem mineral, aminas, ácidos graxos, alcoóis, triazois, compostos orgânicos halogenados e compostos inorgânicos diversos. Essas substâncias nem sempre são fáceis de serem identificadas nas fichas de produtos ou mesmos em análises químicas específicas. As técnicas mais comuns são as que envolvem o tratamento por processos de evaporação que trata aproximadamente 3 mil galões por dia, ultra-filtração com 15 mil galões por dia, osmose reversa com aproximadamente 100 mil galões por dia e os processos físico-químicos que tratam 1 milhão de galões por dia.

Como opção aos processos atualmente utilizados, alguns pesquisadores buscam a aplicação de sistemas bioquímicos de tratamento que visam reduzir os custos de operação atendendo a legislação para o descarte desse tipo de efluente. Entre as dificuldades apresentadas para o desenvolvimento do tratamento bioquímico estão a presença de substâncias bactericidas que são utilizadas nas formulações desses lubrificantes e a falta de estabilidade da comunidade microbiana ao longo do processo, em função da composição dos óleos descartados. Como itens a serem avaliados na implementação de processos bioquímicos, indica-se a avaliação da biodegradabilidade dos compostos envolvidos no descarte, o projeto e as condições de operação da unidade de tratamento, os parâmetros de controle e a necessidade de suplementação de nutrientes para a estabilidade do processo. Porém como conclusão aos trabalhos estudados por Cheng *et al.* (2005) foi observado que a eficiência de remoção dos processos aeróbios chega, em média, à 88% de remoção de carga orgânica contra 65% de eficiência de remoção de carga orgânica pelo processo anaeróbio, onde a matéria orgânica residual não é biodegradável por esses processos em função da sua composição.

Van der Gast *et al.* (2003a) estudou a composição do óleo de corte de uma indústria metalúrgica, que continha formaldeído, benzotriazol, ácido dodecanóico, ácido láurico, ácido sebácico, aminas, glicerinas e polipropileno glicol. Esse óleo era tipicamente utilizado com a concentração de 6% em volume. Foram identificados 179 tipos diferentes de microrganismo nesse óleo, após o uso. Os microrganismos mais representativos, em população e incidência de ocorrência, foram *Clavibacter michiganensis*, *Nocardia globeratu*, *Rhodococcus*

erythropolis, *Alcaligenes xylosoxydants*, *Pseudomonas putia* e *Methylobacterium mesophilicum*. Tais microrganismos foram considerados tolerantes às condições de carga orgânica elevada, presença de óleos emulsionados e substâncias bactericidas. Referente à composição química, foi observado que as substâncias benzotriazol, propileno glicol e as aminas tiveram uma redução menor que 90% da composição inicial do óleo, indicando uma resistência à decomposição química do processo e a degradação pelos microrganismos.

Outro trabalho desenvolvido por Van der Gast *et al.* (2004), foi o estudo do desempenho de quatro tipos de biomassa aplicadas ao tratamento de efluente sintético da indústria metalúrgica (de usinagem de materiais com ligas de tungstênio). A concentração de matéria orgânica dessa água residuária foi de aproximadamente 48000 mgDQO/L, tendo na sua composição: formaldeído, benzotriazol, ácido dodecanóico, ácido láurico, ácido sebácico, aminas, glicerinas e polipropileno glicol. Nesse trabalho foram utilizados quatro reatores com volume total de 2,0 litros e com sistema de dispersão de bolhas de ar com vazão de 200 L/min, mantendo a biomassa dispersa no reator. A temperatura foi de 28 °C, com ciclo de operação de 400 h, sendo a cada 50 h coletadas amostras para análise. As colônias de microrganismos estudadas foram: (i) àquelas presentes no próprio efluente, sem adição de outros microrganismos (denominado de “branco”), (ii) lodo ativado de uma estação de tratamento de efluentes municipal, (iii) consórcio de bactérias obtidas através de filtração por membranas de 0,2 µm, e (iv) o consórcio de bactérias obtidas através de filtração por membranas de 0,2 µm com adição de: *Clavibacter michiganensis*, *Rhodococcus erythropolis*, *Pseudomonas putia* e *Methylobacterium mesophilicum* através do processo de “bioaumento”. Esses microrganismos foram escolhidos devido à capacidade de biodegradar esse tipo de resíduo. Como resultado, foi observado que o efluente do reator contendo apenas a comunidade presente no efluente teve uma redução de apenas 37% em relação à carga orgânica. O processo contendo lodo ativado da estação de tratamento de efluentes municipal teve uma redução de 38%. No processo com o consórcio de bactérias separadas através de filtração a remoção foi de 83%, e consorcio de bactérias separadas através de filtração e inoculadas com microrganismos específicos com capacidade de biodegradação foi de 85% de remoção. Outra avaliação importante realizada foi a variação da composição do efluente ao longo do tratamento, onde o formaldeído, a glicerina, o ácido dodecanóico, o ácido sebácico e o ácido láurico foram totalmente biodegradadas, entre 100 e 300 h de operação, pelos processos envolvendo as comunidades filtradas e bioaumentadas. Em relação ao benzotriazol,

ao polipropileno glicol e as aminas, que inicialmente eram consideradas como bioresistentes, tiveram sua composição final de 20 à 40% das concentrações iniciais.

A Tabela 2.1 resume alguns métodos de tratamento aplicados ao efluente de indústria metalúrgica e a Tabela 2.2 alguns resultados principais obtidos nesses estudos.

Tabela 2.1 – Alguns métodos para o tratamento de efluentes da indústria metalúrgica
(adaptada de Cheng *et al.*, 2005)

Método	Referência
Evaporação	Burke, 1991
Microfiltração	Burke, 1991
Ultrafiltração (UF)	Burke, 1991
Osmose Reversa	Burke, 1991
Adsorção com Turfa	Viraraghavan e Mathavan, 1990
Uso de substâncias inorgânicas	Burke, 1991
Compostos Orgânicos Catiônicos/Aniônicos	Burke, 1991;
Oxidação Hidrotérmica	Aki e Abraham, 1998; Portela <i>et al.</i> , 2001
Lodo Ativado Aeróbio	Polak, 1986; Kim <i>et al.</i> , 1992 e 1994; Deepak <i>et al.</i> , 1994; Van der Gast <i>et al.</i> , 2003
Lodo Ativado Anaeróbio	Kim <i>et al.</i> , 1992
Aeróbio com Leito de Areia	Sutton <i>et al.</i> , 1985; Hare <i>et al.</i> , 1988; Schereyer e Coughlin, 1999
Anaeróbio com Carvão Ativado Granular	Kim <i>et al.</i> , 1989 e 1994
Terras Úmidas com Fluxo Subsuperficial	Ji <i>et al.</i> , 2004

Tabela 2.2 – Alguns resultados para o tratamento de efluentes da indústria metalúrgica
(adaptada de Cheng *et al.*, 2005)

Sistema	Efluente	Concentração (mgDQO/L)	Remoção (%)	Referência
Aeróbio / Leito Fluidizado / Areia	Metalúrgico	2101 ~ 2306	66 ~ 81	Sutton <i>et al.</i> , 1985
Lodo Ativado	Metalúrgico	560 ~ 1500	70 ~ 84	Polak, 1986
Aeróbio / Leito Fluidizado / Areia	Metalúrgico	N/A	N/A	Hare <i>et al.</i> , 1988
Anaeróbio / Leito Fluidizado / Carvão Ativado Granular	Sintético	3300	60	Kim <i>et al.</i> , 1989
Leito de Turfa	Metalúrgico	145,9 ~ 715,2	64,1	Viraraghavan e Mathavan, 1990
Anaeróbio / Leito Fluidizado / Carvão Ativado Granular	Sintético	1029 ~ 5324	68	Kim <i>et al.</i> , 1992b
Lodo Ativado	Sintético	3200 ~ 3600	88	Kim <i>et al.</i> , 1992a
Aeróbio/Anaeróbio e Aeróbio/Anaeróbio com Leito Fluidizado e Crescimento Suspenso	Sintético	1029 ~ 5324	72 ~ 100	Kim <i>et al.</i> , 1994
Crescimento Suspenso por Aeração	Metalúrgico	560	26 ~ 78	Deepak <i>et al.</i> , 1994
Aeróbio / Leito Fluidizado / Areia	Metalúrgico	3000	> 90	Schereyer e Coughlin, 1999
Oxidação Hidrotérmica	Metalúrgico	1700 ~ 2882	38,7 ~ 97,4	Portela <i>et al.</i> , 2001
Oxidação Hidrotérmica	Metalúrgico	48000	85	Van der Gast <i>et al.</i> , 2004a

Kim *et al.* (1989) avaliaram a tratabilidade do efluente oriundo da indústria metalúrgica por processo anaeróbio, utilizando um reator de 4,50 L, de leito fluidizado com recirculação do substrato. A biomassa foi imobilizada em 1,30 kg carvão ativado granulado. O volume tratado foi de 3,0 L por ciclo, a 36°C. Três substratos diferentes foram utilizados: (i) efluente sintético contendo oito diferentes tipos de óleos utilizados na indústria metalúrgica, misturados e diluídos em água deionizada para simular o descarte de uma fábrica de peças em geral (nessa mistura foram identificadas substâncias como poliglicóis, ácidos carboxílicos, ácidos graxos, alcanolaminas, alcoóis, triazóis, triazinas, surfactantes a base de enxofre e alcanos clorados, conforme indicado pelas fichas de segurança de produtos químicos desses óleos); (ii) substrato contendo nutrientes e vitaminas contendo glicose, cloreto de amônia entre outros sais; e (iii) substrato contendo alcalinidade para controle do pH em 7, utilizando CaCO_3 . A parte experimental durou 460 dias, sendo divididas em três partes. Na primeira, a biomassa de uma estação de tratamento de efluentes sanitários foi inoculada no carvão ativado (14 dias). Na segunda foi iniciada a alimentação da solução de nutrientes com 1 g/L de glicose (19 dias) para aumentar a população de microrganismos no suporte. Na terceira foi iniciada a entrada gradual do efluente sintético da indústria metalúrgica em substituição ao meio de nutrientes, mantendo uma mistura com concentração de matéria orgânica de, aproximadamente, 1000 mgDQO/L. A mistura final foi de 20% de nutrientes e 80% de efluente, sendo mantida nas demais partes do estudo. A primeira parte durou 132 dias, na qual o reator apresentou uma eficiência de remoção de 90%, com consumo de 500 mg/L de CaCO_3 , em relação à alimentação de 2500 mg/L de CaCO_3 . Nesta primeira parte, o tempo de tempo de residência no reator foi de 1 dia. Na segunda parte, a carga orgânica foi aumentada, em função do aumento da concentração da mistura dos óleos, até 3300 mgDQO/L. Manteve-se a proporção de 80/20% de efluente sintético/meio de nutrientes, sendo mantidas também as condições de ciclo e suplementação de alcalinidade. Obteve-se eficiência de remoção de 83%. Na terceira e última parte do estudo, a concentração de 3300 mgDQO/L e a condições de alimentação de nutrientes foram mantidas, diminuindo o tempo de residência no reator de 1 dia para 0,36 dia de ciclo (ou 8,6 horas). Além disso, aumentou-se a recirculação de 3 para 7 mL/min. Nesta etapa, o objetivo passou a ser otimizar as condições de tratamento obtidas (181 dias), cujos resultados de remoção mantiveram-se estáveis na faixa de 80 à 83%, indicando que o sistema pode ser operado nas condições propostas.

Em outro trabalho, Kim *et al.* (1992) estudaram o mesmo reator nas mesmas condições operacionais, variando a concentração afluenta de 3300 à 7461 mgDQO/L com

tempos de ciclo de 0,36 à 1 dia. Esse estudo durou 460 dias, sendo dividido em três estágios. No primeiro estágio foi elevada a concentração afluyente de 3300 para 7461 mgDQO/L aumentando também o tempo de ciclo de 0,36 para 1 dia. Houve redução na eficiência do reator para 50% (30 dias) devido a um choque em relação à capacidade de tratamento do reator. No segundo estágio, o reator foi submetido a uma concentração afluyente de 5324 mgDQO/L e o tempo de ciclo variou de 1 a 0,36 dias, mantendo a eficiência de remoção em 65% (240 dias). Foi possível concluir que não seria possível aumentar a eficiência de tratamento devido à presença de substâncias não biodegradáveis anaerobiamente. No terceiro e último estágio, o reator foi submetido a uma concentração afluyente de 1029 mgDQO/L (190 dias), operando na condição de 0,36 dias de ciclo, sendo obtida uma eficiência de 90%.

Oliveira *et al.* (2008) utilizaram um AnSBBR no tratamento da água residuária de uma indústria automobilística. O reator foi operado em ciclos de 8 horas, com agitação de 400 rpm, a 30°C, tratando 2,0 L de água residuária. Inicialmente estudou-se a eficiência e estabilidade do reator suplementando-se o afluyente com nutrientes e alcalinidade. Obteve-se eficiência de remoção de 88% para carga orgânica volumétrica (COV) de 3,09 gDQO/L.d. Quando aumentou-se a COV para 6,19 gDQO/L.d o sistema apresentou operação estável com diminuição na eficiência para 71%. Em uma segunda etapa, o AnSBBR foi operado tratando água residuária *in natura*, isto é, sem suplementação de nutrientes, somente de alcalinidade, variando-se a estratégia de alimentação do afluyente. A primeira estratégia constou em alimentar 2,0 L do afluyente em batelada. Na segunda, 1,0 L de afluyente foi alimentado em batelada, e mais 1,0 L, em batelada alimentada. Na terceira estratégia, 1,0 L de efluente tratado foi mantido no reator, não sendo descarregado, e 1,0 L de afluyente foi alimentado em batelada alimentada. Para todas as estratégias implementadas (COV de 1,4, 2,57 e 2,61 mgDQO/L.d) o sistema apresentou estabilidade e eficiência de remoção de aproximadamente 80%. Além disso, foram obtidos os parâmetros cinéticos a partir do ajuste de um modelo de primeira ordem aos perfis de concentração de matéria orgânica, de ácidos voláteis totais e de metano. A análise dos parâmetros cinéticos mostrou que a melhor estratégia constou em alimentar 1,0 L de afluyente em batelada e 1,0 L em batelada alimentada.

A avaliação da potencialidade de tratamento de óleos de origem mineral emulsionados foi estudada por Costa *et al.* (2007). Utilizou-se água residuária sintética contendo: óleo mineral lubrificante, xampu para carros (alquil benzeno sulfonato de sódio e corante). O inóculo foi proveniente de um UASB tratando esgoto sanitário acrescido de nutrientes. Os reatores utilizados foram frascos de capacidade de 1,1 L, os quais foram fechados com tampas

tipo septo de borracha, para permitir a coleta de biogás sem comprometer o sistema. Foram montados seis grupos de ensaios, sendo adicionados 200 mL de lodo em cada frasco. Além disso, foram preparados 6 grupos de substratos diferentes, em 900 mL de água, variando-se a quantidade de óleo, de xampu e de nutrientes. Dessa forma, obteve-se: (i) Substrato 1: continha apenas água e 100 mL de nutrientes; (ii) Substrato 2: continha 1,50 g de xampu e 100 mL de nutrientes; (iii) Substrato 3: continha 0,03 g de óleo, 1,0 g de xampu e 100 mL de nutrientes; (iv) Substrato 4: continha 0,03 g de óleo, 3,0 g de xampu e 100 mL de nutrientes, (v) Substrato 5: continha 0,06 g de óleo, 1,5 g de xampu e 100 mL de nutrientes e (vi) Substrato 6: continha 0,03 g de óleo, 1,50 g de xampu e 100mL de esgoto bruto, em substituição ao meio de nutrientes. As condições de cada tipo de substrato corresponderam a um “tratamento diferente”, enumerados de 1 a 6, respectivamente ao substrato aplicado. Os reatores foram monitorados durante 150 dias. A remoção de DQO filtrada foi de 47 a 84% e para o DQO não filtrado foi de 67 a 81%. O principal fator correlacionado com essa variação foi o xampu adicionado, uma vez que quanto maior o teor de xampu (surfactante) maior foi o efeito na DQO solúvel, pois ocorreu uma maior “solubilização” do óleo no meio. Outro ponto importante foi a variação da concentração do óleo. Observou-se que no tratamento 6, contendo 0,06 g de óleo, houve a formação de uma camada oleosa sobrenadante, cujo efeito foi correlacionado com a baixa densidade do óleo e a dificuldade de solubilização no meio aquoso, porém mesmo nessas condições o sistema não apresentou inibição quanto ao tratamento anaeróbio.

2.5. Considerações finais

Com os trabalhos avaliados, é possível concluir que o efluente da indústria metalúrgica tem um potencial poluidor significativo, tanto pelos volumes gerados anualmente como pela composição. Outro aspecto importante é que dentre as várias técnicas investigadas, o tratamento anaeróbio ainda necessita ser mais amplamente estudado. Assim, pode-se verificar que existe a potencialidade da aplicação do reator anaeróbio operado em batelada sequencial com biomassa imobilizada (AnSBBR) ao tratamento de água residuária de indústria metalúrgica formada por óleos emulsificados descartados do processo de usinagem de peças.

3. MATERIAIS E MÉTODOS

3.1. Materiais

3.1.1. Biorreator em batelada seqüencial com biomassa imobilizada (AnSBBR)

O reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada (AnSBBR) era constituído por um frasco cilíndrico de acrílico de 20 cm de diâmetro e 20 cm de altura com volume útil de 5 L, conforme mostrado nas Figuras 3.1 e 3.2, que apresentam um esquema e uma fotografia do aparato experimental, respectivamente. A agitação de 400 rpm foi implementada por motor com rotação variável acoplado à impelidor tipo hélice de 6 cm de diâmetro externo constituído por três lâminas (Oliveira, *et al.*, 2008). O impelidor foi localizado no interior de um tubo central (“draft-tube”), cuja função era a de otimizar o direcionamento do fluxo no interior do reator de forma que esse possuísse característica de mistura e/ou fluxo axiais (Damasceno *et al.*, 2004)

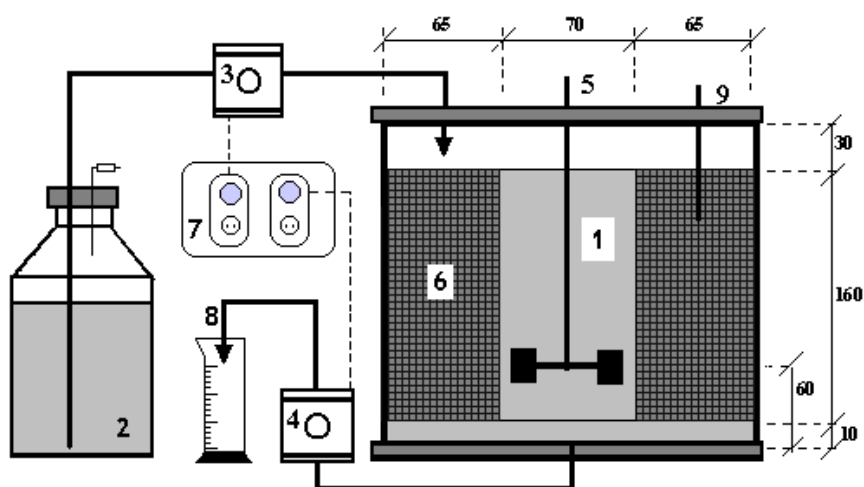


Figura 3.1 – Esquema do reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada AnSBBR [(Dimensões em milímetros): (1) Tanque de reação, (2) Água residuária, (3) Bomba de alimentação, (4) Bomba de descarga, (5) Agitador mecânico, (6) Cesto contendo espumas e biomassa imobilizada, (7) Temporizadores, (8) Efluente tratado e (9) Termômetro]

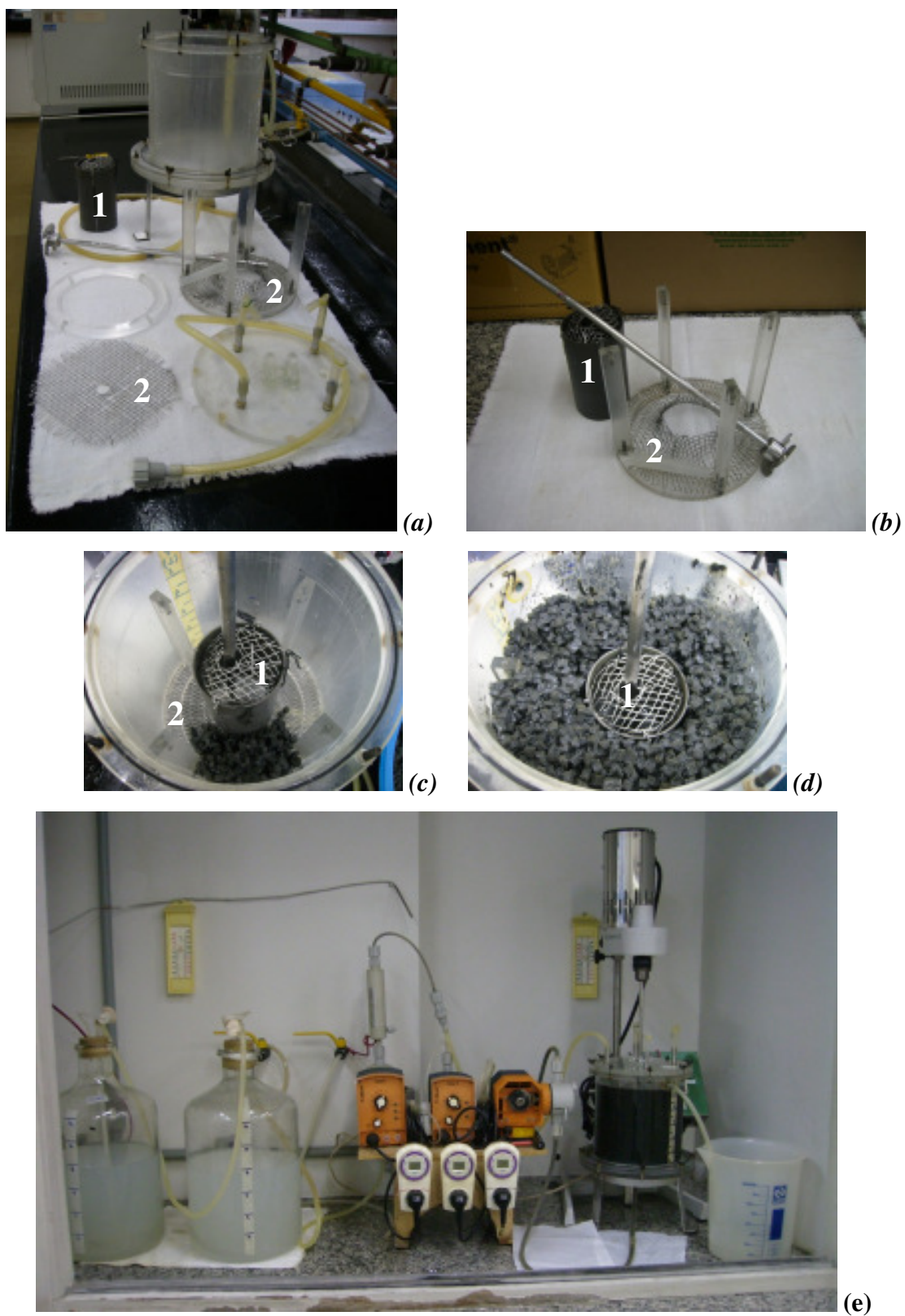


Figura 3.2 – Fotografia do aparato experimental do AnSBBR: (a, b) partes do reator, (c, d) biomassa imobilizada e (e) sistema completo; 1 – “draft-tube”, 2 – partes do cesto

A alimentação em batelada, em batelada alimentada e a descarga foram realizadas por bombas tipo diafragma marca Prominente modelos $\beta 5$ (batelada), $\beta 4$ (batelada alimentada) e Concept (descarga). Um sistema de automação composto por temporizadores era o responsável pelo acionamento/parada das bombas e do agitador, de modo a implementar as etapas da operação em batelada sequencial: alimentação, reação e descarga (Figura 3.2e).

Para manter a temperatura constante em 30°C, o reator foi colocado em uma câmara climatizada na qual a manutenção da temperatura era realizada por um sistema composto de sensor, controlador, ventilador e resistência elétrica (Figura 3.2e).

3.1.2. Inóculo

O inóculo utilizado em todos os experimentos foi proveniente de reator anaeróbio de manta de lodo e escoamento ascendente (UASB), tratando água residuária de abatedouro de aves (Dacar Industrial S.A.), sediada em Tietê, SP. Este inóculo apresenta uma concentração de sólidos totais (ST) e de sólidos voláteis totais (SVT) de 62 e 51 g/L, respectivamente na sua forma granulada, porém sua utilização se dá após ser macerado para melhor se fixar na espuma. A Figura 3.3 mostra as imagens do inóculo, antes e depois de ser macerado.

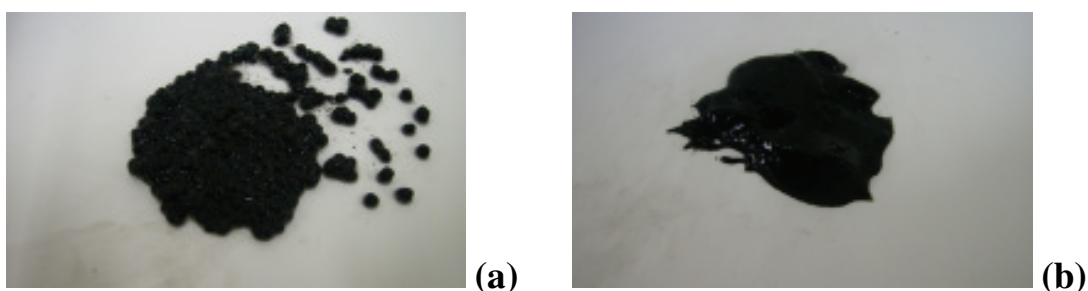


Figura 3.3 – Fotografia do inóculo granulado (a) e macerado (b)

3.1.3. Suporte inerte para imobilização da biomassa anaeróbia

O suporte de imobilização da biomassa foi espuma de poliuretano na forma de cubos de 0,5 cm de lado, com densidade aparente de 23 kg/m³ e porosidade próxima a 95% (produzida pela empresa Edmil Indústria e comércio – Elói Mendes, MG) confeccionada sem adição de corantes ou aditivos, como mostra a Figura 3.4.

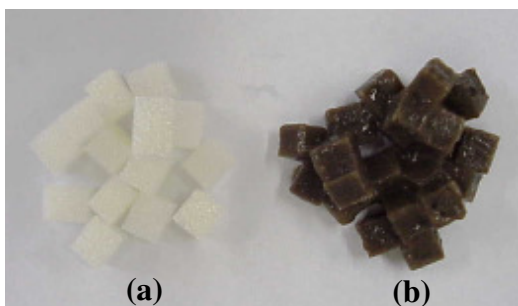


Figura 3.4 – Fotografia da espuma de poliuretano (a) limpa e (b) com a biomassa (inóculo)

3.1.4. Água residuária – Efluente da indústria metalúrgica

A água residuária utilizada foi produzida sinteticamente em laboratório, mas simulando as condições de final de uso de óleos solúveis para refrigeração de peças usinadas contaminado com óleo hidráulico mineral. Assim, na obtenção desse efluente sintético foi utilizado o óleo Ecocool Durant 27 (óleo solúvel) na diluição de 6% em massa e o óleo Renolin B20 (óleo hidráulico) na diluição 1% em massa (Figura 3.5), apresentando uma concentração em termos de DQO de aproximadamente 100.000 mg/L, conforme medidas experimentais. Vale ressaltar que essa composição é normalmente encontrada em indústria metalúrgica, sendo o óleo hidráulico considerado apenas o contaminante devido ao contato com o óleo solúvel nos equipamentos industriais. Essa combinação de óleos (óleo solúvel 6% e óleo hidráulico 1%) foi diluída em água de torneira formando assim uma emulsão de óleo solúvel em água contaminada com óleo hidráulico, ambos de uso industrial, fornecidos pela Fuchs do Brasil S/A.



Figura 3.5 – Fotografia dos óleos utilizados:
Ecocool (óleo solúvel) e Renolin (óleo hidráulico)

Na preparação da água residuária, simulando efluente da indústria metalúrgica, os óleos foram pesados separadamente na razão de 6:1 (Ecocool/Renolin) visando à obtenção das seguintes concentrações do afluente: 500, 1000, 2000 e 3000 mgDQO/L (Figura 3.6). Ressalta-se que o afluente foi suplementado com 200 mgNaHCO₃/L para todas as concentrações estudadas.

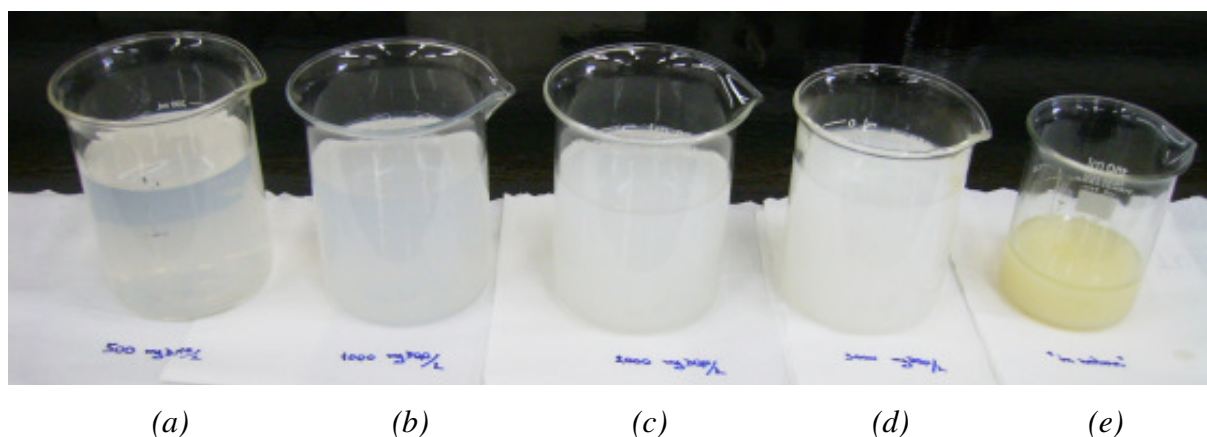


Figura 3.6 – Aparência dos diferentes afluentes utilizados:

(a) 500 mgDQO/L, (b) 1000 mgDQO/L, (c) 2000 mgDQO/L, (d) 3000 mgDQO/L, e (e) “in natura” (óleo solúvel 6% e óleo hidráulico 1%)

3.2. Métodos analíticos

3.2.1. Análises físico-químicas

O monitoramento do reator foi efetuado medindo-se, em amostras do afluente e do efluente, as concentrações de matéria orgânica para amostras não filtrada (C_{ST}) e filtrada (C_{SF}) (na forma de demanda química de oxigênio DQO), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB), ácidos voláteis totais (AVT), sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV), além da medida do pH e do volume de meio descarregado. As análises foram realizadas de acordo com o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1995), considerando também o método proposto por Dilallo e Albertson (1961), o qual foi modificado por Ripley *et al.* (1986) na determinação da alcalinidade.

3.2.2. Composição do biogás

A determinação da composição do biogás gerado pela digestão anaeróbia também foi feita através de cromatografia em fase gasosa, utilizando-se o cromatógrafo Hewlett Packard® 6890 Series equipado com detector de condutividade térmica e coluna Porapak Q® (2 x ¼” - 80 a 100 mesh). O gás de arraste foi o hidrogênio a 50 mL/min, a temperatura do injetor foi igual a 150°C e o volume de amostra foi de 1,0 mL. A temperatura do forno foi de 50°C. O detector operou a 200°C, com fluxo de hidrogênio de 50 mL/min e vazão de “make up” de nitrogênio de 2,5 mL/min.

3.3. Fundamentos teóricos

3.3.1. Eficiência de remoção de matéria orgânica

A eficiência de remoção de matéria orgânica total (ϵ_{ST}) no sistema foi calculada pela Equação (3.1), na qual C_{SA} é a concentração de matéria orgânica, para amostras não filtradas, no afluente e C_{ST} é a concentração de matéria orgânica, para amostras não filtradas, no efluente.

$$\epsilon_{ST}(\%) = \frac{C_{SA} - C_{ST}}{C_{SA}} \cdot 100 \quad (3.1)$$

A eficiência de remoção de matéria orgânica filtrada (ϵ_{SF}) foi calculada pela Equação (3.2), na qual C_{SF} é a concentração de matéria orgânica no efluente para amostras filtradas.

$$\epsilon_{SF}(\%) = \frac{C_{SA} - C_{SF}}{C_{SA}} \cdot 100 \quad (3.2)$$

A eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas para os perfis ao longo do ciclo foi calculada pela Equação (3.3), na qual C_{SA0} é a concentração de matéria orgânica no reator no início do ciclo (tempo zero), ou seja, a concentração de matéria orgânica no reator após a diluição inicial do afluente.

$$\varepsilon(\%) = \frac{C_{SAo} - C_{SF}}{C_{SAo}} \cdot 100 \quad (3.3)$$

3.3.2. Cargas orgânicas: volumétrica, específica e removida

A carga orgânica volumétrica aplicada (COVA) é definida como sendo a quantidade de matéria orgânica aplicada ao reator por unidade de tempo e por volume de meio do reator (por exemplo, gDQO/L.d ou gDQO/L.h). Para reatores operados em batelada pode ser calculada pela Equação (3.4), na qual V_{AFL} é o volume de água residuária alimentada no ciclo, n é o número de ciclos por unidade de tempo, C_{SA} é a concentração de matéria orgânica no afluente e V é o volume de água residuária no reator.

$$COVA = \frac{(V_{AFL} \cdot n) \cdot C_{SA}}{V} \quad (3.4)$$

A carga orgânica específica aplicada (COEA) é definida como sendo a quantidade de matéria orgânica aplicada ao reator por unidade de tempo e por massa de sólidos totais voláteis no reator (por exemplo, gDQO/gSVT.d ou gDQO/gSVT.h). Para reatores operados em batelada pode ser calculada pela Equação (3.5), na qual X_{STV} é a massa de sólidos totais voláteis no interior do reator.

$$COEA = \frac{(V_{AFL} \cdot n) \cdot C_{SA}}{X_{STV}} \quad (3.5)$$

A carga orgânica volumétrica removida (COVR) é definida como sendo a quantidade de matéria orgânica removida pelo reator por unidade de tempo e por volume de meio do reator (por exemplo, gDQO/L.d ou gDQO/L.h). Para reatores operados em batelada pode ser calculada pela Equação (3.6), na qual t_c é o tempo de ciclo.

$$COVR_{SF} = \frac{(C_{SA} - C_{SF}) \cdot V_{AFL}}{V \cdot t_c} \quad (3.6)$$

A carga orgânica volumétrica removida, para amostras não filtradas de efluente, pode ser calculada pela Equação (3.7).

$$\text{COVR}_{\text{ST}} = \frac{(C_{\text{SA}} - C_{\text{ST}}) \cdot V_{\text{AFL}}}{V \cdot t_c} \quad (3.7)$$

A carga orgânica específica removida (COER) é definida como sendo a quantidade de matéria orgânica removida pelo reator por unidade de tempo e por massa de sólidos totais voláteis no reator (por exemplo, gDQO/gSVT.d ou gDQO/gSVT.h). Para reatores operados em batelada pode ser calculada pela Equação (3.8), na qual X_{STV} é a massa de sólidos totais voláteis no interior do reator.

$$\text{COER}_{\text{SF}} = \frac{(V_{\text{AFL}} \cdot n) \cdot (C_{\text{SA}} - C_{\text{SF}})}{X_{\text{STV}}} \quad (3.8)$$

A carga orgânica específica removida, para amostras não filtradas de efluente, pode ser calculada pela Equação (3.9).

$$\text{COER}_{\text{ST}} = \frac{(V_{\text{AFL}} \cdot n) \cdot (C_{\text{SA}} - C_{\text{ST}})}{X_{\text{STV}}} \quad (3.9)$$

3.3.3. Modelagem cinética

O modelo cinético de degradação de matéria orgânica a ser utilizado neste trabalho foi desenvolvido por Rodrigues *et al.* (2004). Três formas do modelo cinético foram utilizadas.

Modelo I

Nesse modelo, o processo de degradação de matéria orgânica ocorre em uma etapa apenas, na qual a matéria orgânica (na forma de DQO) é consumida.

A equação da velocidade de consumo de substrato (R_s), é mostrada a seguir, sendo k_{1s} o parâmetro cinético aparente associado ao consumo do substrato e C_{SR} seu valor residual, obtido experimentalmente.

$$R_s = k_{1s} \cdot (C_s - C_{SR}) \quad (3.10)$$

O balanço de massa do reator é mostrado a seguir, devendo-se considerar a condição de operação em batelada, na qual o tempo de enchimento é desprezível em relação ao tempo total do ciclo, sendo C_{S0} o valor inicial de C_s .

$$\frac{dC_s}{dt} = -R_s \quad (3.11)$$

A integração desse modelo com o modelo cinético considerado resulta em:

$$C_s = C_{SR} + (C_{S0} - C_{SR}) \cdot \exp(-k_{1s} \cdot t) \quad (3.12)$$

O ajuste desse modelo aos dados experimentais constou da determinação do parâmetro cinético k_{1s} realizada pelo Software Origin[®].

Modelo II

Nesse modelo, o processo de degradação de matéria orgânica também ocorre em uma etapa apenas, na qual a matéria orgânica (na forma de DQO) é consumida.

A equação da velocidade de consumo de substrato (R_s) é a mesma do modelo anterior, sendo k_{1s} o parâmetro cinético aparente associado ao consumo do substrato e C_{SR} seu valor residual. Nesse modelo, os parâmetros k_{1s} e C_{SR} foram determinados pelo ajuste do modelo aos dados experimentais, também realizados pelo Software Origin[®].

Modelo III

Esse modelo foi obtido com base no modelo de Bagley e Brodtkorb (1999), sendo esse uma adaptação de outro modelo, proposto pela *International Water Association* (IWA) e aplicado a sistemas de tratamento com lodo ativado.

No modelo cinético adotado, desenvolvido para reatores anaeróbios operados em batelada seqüencial, o processo de degradação da matéria orgânica é simplificado e dividido

em duas etapas consecutivas. Na primeira, o substrato é convertido em ácidos voláteis totais, e na segunda, esses mesmos ácidos são convertidos em metano. Além disso, nas duas etapas, as reações de conversão foram consideradas como sendo de primeira ordem. O modelo ainda prevê a existência de uma concentração residual de substrato e de ácidos voláteis totais nas quais as respectivas velocidades de reação tendem a zero.

A rota de degradação da matéria orgânica é mostrada a seguir, na qual a , b e c são os coeficientes estequiométricos, e k_1 e k_2 , os parâmetros cinéticos aparentes do modelo adotado.



As equações das velocidades de consumo de substrato (R_S), formação de ácidos voláteis totais (R_{AVT}) e formação de metano (R_M) são mostradas a seguir, sendo k_{1S} , k_{1AVT} , k_{2AVT} e k_{2M} os mesmos parâmetros cinéticos aparentes, só que associados ao consumo do substrato, à formação dos ácidos voláteis totais e à formação do metano, respectivamente. C_S e C_{AVT} são as concentrações de substrato e ácidos voláteis totais, e C_{SR} e C_{AVTR} , seus valores residuais.

$$R_S = k_{1S} \cdot (C_S - C_{SR}) \quad (3.14)$$

$$R_{AVT} = k_{1AVT} \cdot (C_S - C_{SR}) - k_{2AVT} \cdot (C_{AVT} - C_{AVTR}) \quad (3.15)$$

$$R_M = k_{2M} \cdot (C_{AVT} - C_{AVTR}) \quad (3.16)$$

O balanço de massa do reator é mostrado a seguir, devendo-se considerar duas condições distintas de operação, sendo a primeira em batelada, na qual o tempo de enchimento é desprezível em relação ao tempo total do ciclo (ou seja, $F = 0$), e a segunda, em batelada alimentada, na qual o tempo de enchimento não é desprezível em relação ao tempo total do ciclo (ou seja, $F \neq 0$), sendo C_{S0} , C_{AVT0} , C_{M0} e V_0 aos valores iniciais de C_S , C_{AVT} , C_M e V , respectivamente, e C_{SAFL} e C_{AVTAFL} os valores de alimentação de S e AVT :

$$\frac{dV}{dt} = F \quad V = V_0 \quad (3.17)$$

$$\frac{dC_S}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{SAFL} - C_S) - R_S \quad C_S = C_{S0} \quad (3.18)$$

$$\frac{dC_{AVT}}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{AVTAFL} - C_{AVT}) + R_{AVT} \quad C_{AVT} = C_{AVT0} \quad (3.19)$$

$$\frac{dC_M}{dt} = -\frac{F}{V} \cdot C_M + R_M \quad C_M = C_{M0} \quad (3.20)$$

Por se tratarem de equações diferenciais, foi utilizado o método de integração numérica de Euler, de 4ª ordem e passo de integração constante, implementado em planilha do software Excel®, para que esses parâmetros sejam determinados pelo algoritmo de Newton, através da ferramenta Solver do software Excel®.

Os parâmetros cinéticos k_{IS} , k_{IAVT} , k_{2AVT} e k_{2M} são aparentes, pois englobam os efeitos de transporte de massa e de reação biológica. Já os parâmetros C_{SR} e C_{AVTR} correspondem apenas a uma estimativa do valor residual de substrato e ácidos voláteis no interior do reator ao final de um ciclo de operação. Além disso, o modelo cinético adotado é uma simplificação do complexo processo de degradação anaeróbia.

3.4. Procedimento experimental

3.4.1. Imobilização da biomassa anaeróbia

O lodo anaeróbio foi imobilizado em partículas cúbicas de espuma de poliuretano de 0,5 cm, conforme metodologia proposta por Zaiat *et al.* (1994). A espuma de poliuretano foi colocada em contato com o lodo por um período de 2 horas. Decorrido este período, as matrizes com as células aderidas foram colocadas em meio (o mesmo utilizado no experimento) para lavagem dos sólidos fracamente aderidos. O meio foi drenado, finalizando o preparo do inóculo. A biomassa imobilizada foi colocada no cesto, sendo o mesmo alocado no interior do reator (Figura 3.7).



Figura 3.7 – Fotografias do procedimento de imobilização da biomassa em espuma de poliuretano e preenchimento do reator

3.4.2. Preparo da água residuária

O procedimento de preparo da água residuária, utilizada para alimentação no AnSBBR, para as operações com concentração de 500, 1000, 2000 e 3000 mgDQO/L, constou das seguintes etapas:

- (a) Cálculo e medição das massas de: (i) óleo Ecocool, (ii) óleo Renolin, (iii) NaHCO_3 , de acordo com a condição de operação e do volume de água residuária a ser preparado;
- (b) Os compostos (i) e (ii) determinados no item (a) foram pesados em um mesmo recipiente (béquer), o composto (iii) que foi pesado separadamente em outro recipiente (béquer);
- (c) Adição de um pequeno volume de água (≈ 50 mL) nos compostos dos recipientes obtidos no item (b) e homogeneização manual;

- (d) Adição das misturas obtidas no item (c) a uma proveta de 2,0 L e adição de água de torneira até completar o volume da mesma;
- (e) Adição do conteúdo da proveta em (d) a um recipiente de vidro de 12 L;
- (f) O recipiente de 12 L foi preenchido com água de torneira até o volume determinado no item (a), sendo a medida feita com a proveta de 2,0 L anteriormente utilizada;
- (g) Homogeneização do conteúdo do recipiente de 12 L.

Os resultados da caracterização do afluente utilizado em todas as etapas experimentais são apresentados no Anexo I.

3.4.3. Condições de operação do AnSBBR

Em uma primeira etapa foi avaliado o efeito do aumento da carga orgânica e da aplicação de uma carga de choque, durante um ciclo, sobre a eficiência e estabilidade do AnSBBR.

Em todas as condições o reator foi mantido a 30 °C, com agitação fixa de 400 rpm. O ciclo de operação em batelada do reator era de 8 horas (480 minutos), perfazendo três ciclos por dia. No início de um ciclo de operação, o reator era alimentado com um volume aproximado de 2,0 litros de água residuária durante 10 minutos. A fase de reação era de 459 minutos. Ao término do ciclo, o efluente era descarregado também em 10 minutos. Após o esvaziamento do reator, foi estabelecido um intervalo de tempo de 1 minuto como segurança no sincronismo de operação das duas bombas usadas na alimentação e na descarga, controladas por temporizadores, para então o próximo ciclo ser reiniciado.

Após ser atingido o equilíbrio dinâmico de operação, ou seja, quando as variáveis monitoradas do efluente não apresentavam alterações significativas de um ciclo para outro, procedeu-se a aplicação de uma carga de choque, durante um ciclo, que consistia em submeter o AnSBBR a uma concentração de matéria orgânica 100% superior à concentração de operação, mantendo-se a suplementação de alcalinidade em 200 mgNaHCO₃/L. Desta forma no ciclo em que o AnSBBR era submetido a carga de choque orgânica, a carga de alcalinidade do afluente era mantida. Após aplicação da carga de choque o AnSBBR era operado até que, novamente, fosse atingido o equilíbrio dinâmico de operação. O objetivo dessa etapa foi o de

verificar a robustez do sistema frente a modificações possíveis de ocorrerem em uma posterior aplicação industrial. A seguir nova condição de operação era implementada no AnSBBR.

O monitoramento do reator foi realizado com amostras do afluente e efluente medindo-se: matéria orgânica (para amostras não filtradas do afluente C_{SA} , amostras não filtradas C_{ST} e filtradas do efluente C_{SS}), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB), ácidos voláteis totais (AVT), sólidos totais (ST), sólidos voláteis totais (SVT), sólidos em suspensão totais (SST) e sólidos em suspensão voláteis (SSV), além de pH e volume descarregado. Estes parâmetros foram monitorados com uma frequência de pelo menos três vezes por semana.

Na Tabela 3.1 são apresentadas as concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas no afluente (C_{SA}), implementadas com os respectivos valores de carga orgânica volumétrica (COV). Além disso, a suplementação de alcalinidade ao afluente (C_{NaHCO_3}), a carga de alcalinidade volumétrica (CAV), a concentração de matéria orgânica na carga de choque ($C_{SAchoque}$), a carga orgânica volumétrica na carga de choque (COV_{choque}), a carga de alcalinidade volumétrica na carga de choque (CAV_{choque}).

Tabela 3.1 – Condições implementadas no AnSBBR

Variáveis	Etapas em batelada (primeira etapa)			
	I	II	III	IV
C_{SA} (mgDQO/L)	500	1000	2000	3000
COV (gDQO/L.d)	1,5	3,0	6,0	9,0
C_{NaHCO_3} (g/L)	0,2	0,2	0,2	0,2
CAV (gNaHCO ₃ /L.d)	0,6	0,6	0,6	0,6
$C_{SAchoque}$ (mgDQO/L)	1000	2000	4000	6000
COV_{choque} (gDQO/L.d)	3,0	6,0	12,0	18,0
CAV_{choque} (gNaHCO ₃ /L.d)	0,6	0,6	0,6	0,6
$CAV_{choque}/COV_{choque}$	0,2	0,1	0,05	0,025

Notação:

C_{SA} : concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas no afluente

COV: carga orgânica volumétrica

C_{NaHCO_3} : suplementação de alcalinidade ao afluente

CAV: carga de alcalinidade volumétrica

$C_{SAchoque}$: concentração de matéria orgânica total da carga de choque

COV_{choque} : carga orgânica volumétrica da carga de choque

CAV_{choque} : carga de alcalinidade volumétrica da carga de choque

Na segunda etapa foi modificada a forma de alimentação do reator mantendo-se o volume alimentado por ciclo, de 2 L, o tempo total de ciclo, de 8 h, e o tempo de descarga, de 10 min, além da temperatura (30°C) e da agitação (400 rpm). Embora tenha sido mantido o mesmo volume alimentado por ciclo dos ensaios anteriores (ou seja, 2 L), esse volume foi alimentado em duas fases. Na primeira 1 L do afluente foi alimentado em 10 min, caracterizando uma operação em batelada, e na segunda fase 1 L do afluente foi alimentado em 4 h, caracterizando uma operação em batelada alimentada. O objetivo dessa etapa foi o de verificar a influência do tempo de enchimento na estabilidade e eficiência do reator e também verificar a robustez do sistema frente a modificações possíveis de ocorrerem em uma posterior aplicação industrial.

Nesta operação foi utilizada a concentração afluente de 2000 mgDQO/L e 200 mgNaHCO₃, sendo também verificada a resposta do sistema quando submetido a carga de choque com concentração de 4000 mgDQO/L durante um ciclo.

3.4.4. Perfis ao longo do ciclo de operação do reator

Em todas as condições de operação implementadas, após ser atingida a estabilidade operacional antes e após a aplicação das cargas de choque, foram obtidos os perfis ao longo do ciclo de operação, de algumas das variáveis monitoradas. Estes perfis foram obtidos pela retirada de amostras ao longo das 8 h de operação de um ciclo. As variáveis de interesse foram concentrações de matéria orgânica na forma filtrada, de ácidos voláteis totais, de alcalinidade a bicarbonato, além do metano e do pH. Desta forma, foi possível obter uma melhor compreensão das rotas de degradação ao longo de um ciclo, além da estimativa dos parâmetros cinéticos de degradação da matéria orgânica.

As amostras retiradas para obtenção dos perfis anteriormente citados foram coletadas em intervalos de tempo variáveis, conforme descrito a seguir:

(i) Perfil de concentração de matéria orgânica (em termos de DQO), de alcalinidade (AP, AI, AT e AB), de ácidos voláteis intermediários (AV) e totais (AVT) e de pH

As amostras foram retiradas em intervalos de 30 minutos, durante as três primeiras horas de operação, de 60 minutos na hora seguinte e de 90 minutos no restante do ciclo. O

volume de amostras coletadas não excedia 200 mL, ficando sempre abaixo dos 10% do volume de água residuária alimentada ao reator.

(ii) Perfil de biogás

As amostras foram retiradas em intervalos de 30 minutos, durante as três primeiras horas de operação, de 60 minutos na hora seguinte, e de 90 minutos no restante do ciclo, além de uma última amostra com sete horas e meia a partir do início do ciclo.

Após obtenção destes perfis, a condição de operação era alterada dando início a uma nova etapa de operação.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. Operação do AnSBBR com 500 mgDQO/L

Nesta condição, o reator foi operado em bateladas sequenciais a 30°C em ciclos de 8 h durante 30 dias (90 ciclos) tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com concentração de 500 mgDQO/L. No 28º dia de operação o AnSBBR foi submetido, durante um ciclo, à uma carga de choque de 1000 mgDQO/L. Após a aplicação da referida carga de choque, o sistema foi operado por 2 dias (6 ciclos). Os valores médios das variáveis monitoradas no afluente e efluente são apresentados na Tabela 4.1 e nas Figuras 4.1 e 4.2. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e do efluente encontram-se nos Anexos I e II.

Tabela 4.1 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 500 mgDQO/L

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	500 ± 37 (20)	80 ± 7 (16)
ε _{ST} (%)	-	84 ± 1,4 (16)
C _{SF} (mgDQO/L)	-	67 ± 8 (16)
ε _{SF} (%)	-	87 ± 1,5 (16)
AVT (mgHAc/L)	27 ± 7 (20)	28 ± 8 (15)
AB (mgCaCO ₃ /L)	214 ± 17 (20)	227 ± 40 (15)
pH	8,8 ± 0,2 (20)	7,4 ± 0,2 (15)
ST (mg/L)	510 ± 65 (5)	494 ± 15 (6)
SVT (mg/L)	285 ± 93 (5)	223 ± 40 (6)
SST (mg/L)	42 ± 14 (5)	63 ± 16 (6)
SSV (mg/L)	25 ± 8 (5)	46 ± 12 (6)
Volume (L)	2,03 ± 0,05 (19)	2,03 ± 0,05 (19)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

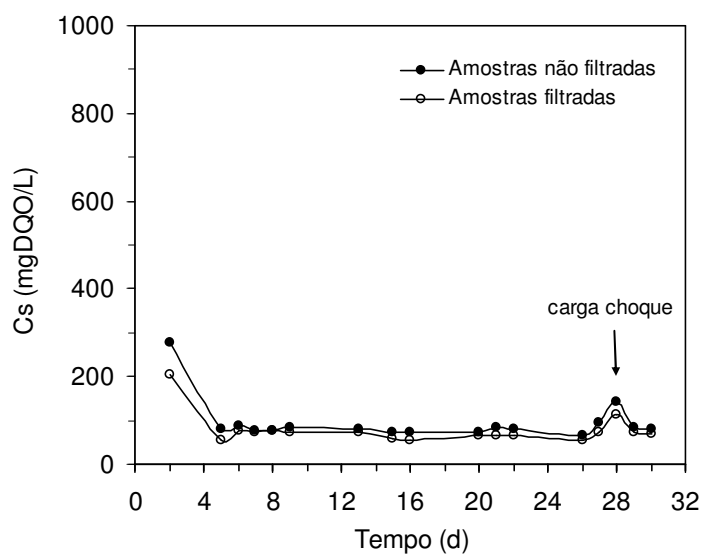


Figura 4.1 – Concentração de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L

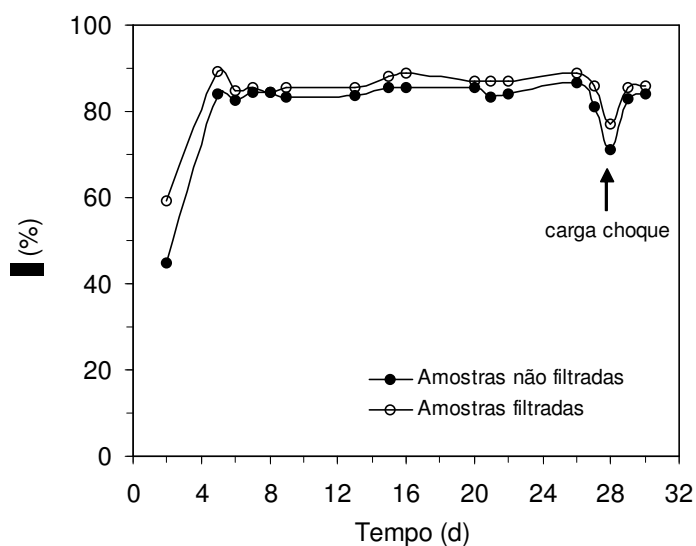


Figura 4.2 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L

Analisando-se a Tabela 4.1 e as Figuras 4.1 e 4.2 é possível observar que em um curto período de tempo o sistema apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente. Desta forma, concluiu-se que a biomassa encontrava-se adaptada nas condições de operação em bateladas sequenciais tratando água residuária de indústria metalúrgica. A partir do 22º dia de operação foram obtidos os perfis, ao longo do ciclo, de concentração de matéria orgânica, de alcalinidade a bicarbonato, de ácidos voláteis, de pH e de biogás, conforme apresentado a seguir.

4.1.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do AnSBBR com 500 mgDQO/L

A Figura 4.3 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica (C_s) para amostras filtradas, realizado em duplicata ao longo do 66º e 69º ciclo de operação do AnSBBR tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com 500 mgDQO/L. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 263,2 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 57,9 mgDQO/L. Os valores experimentais são apresentados no Anexo III.

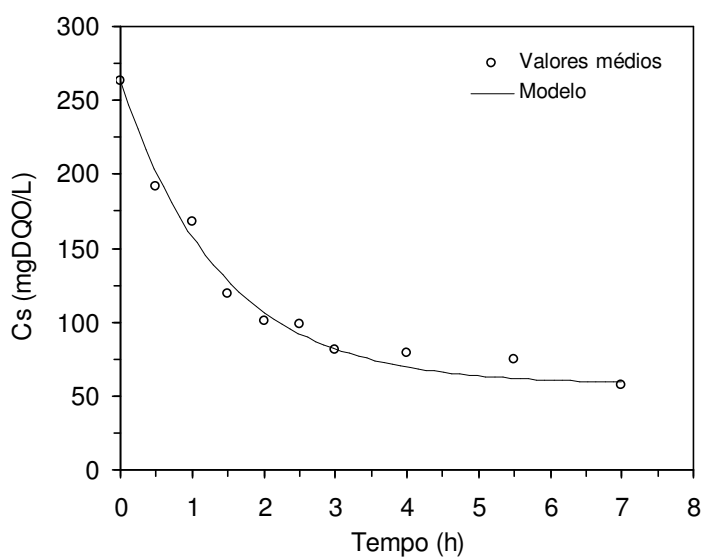


Figura 4.3 – Perfil de concentração de matéria orgânica na condição com 500 mgDQO/L

As Figuras 4.4, 4.5, 4.6, 4.7 e 4.8 apresentam, respectivamente, os perfis de concentração de ácidos voláteis totais, de alcalinidade a bicarbonato, de pH, de concentração e de fração molar de metano e de gás carbônico realizados em duplicata ao longo da batelada.

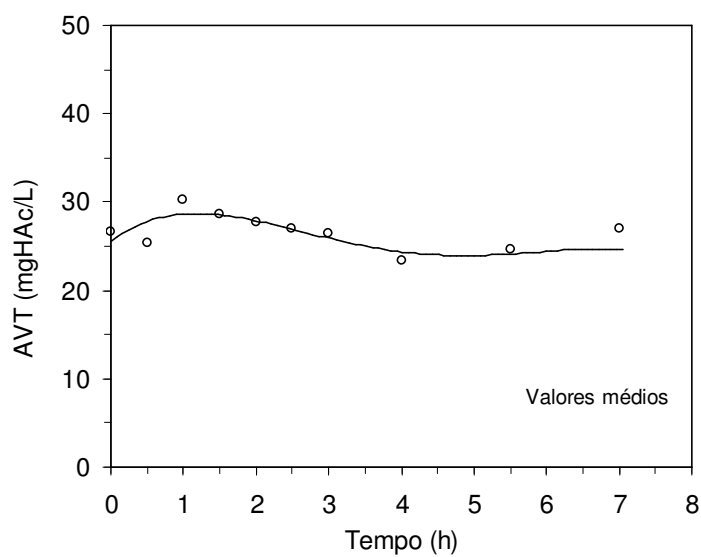


Figura 4.4 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 500 mgDQO/L

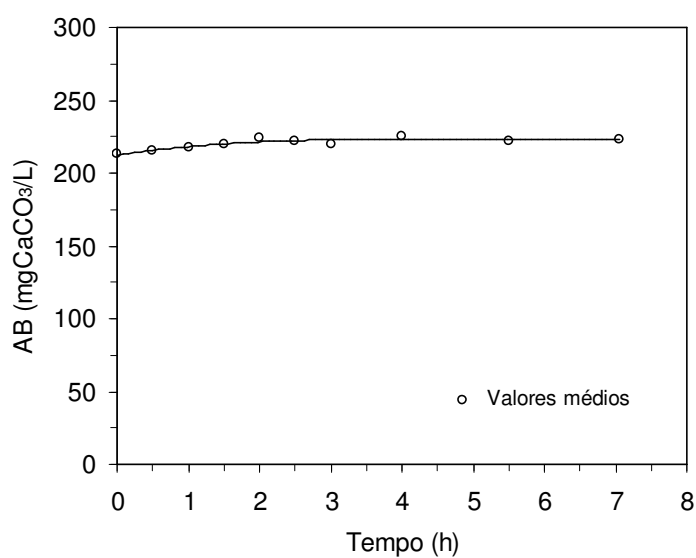


Figura 4.5 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 500 mgDQO/L

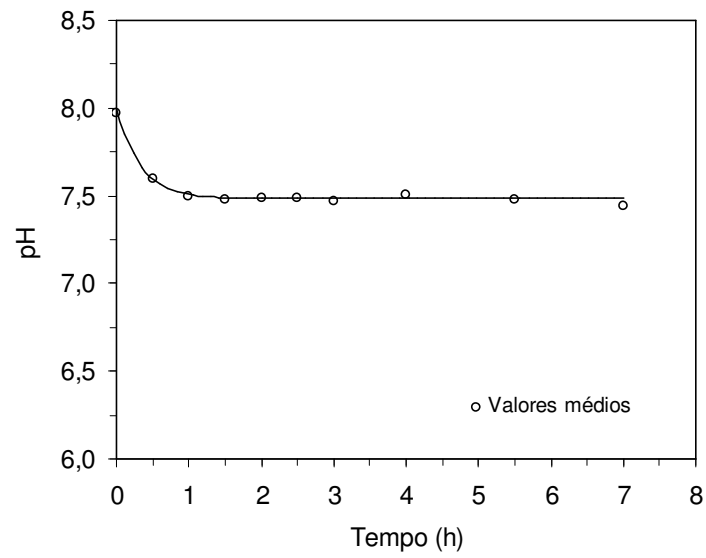


Figura 4.6 – Perfil de pH na operação com 500 mgDQO/L

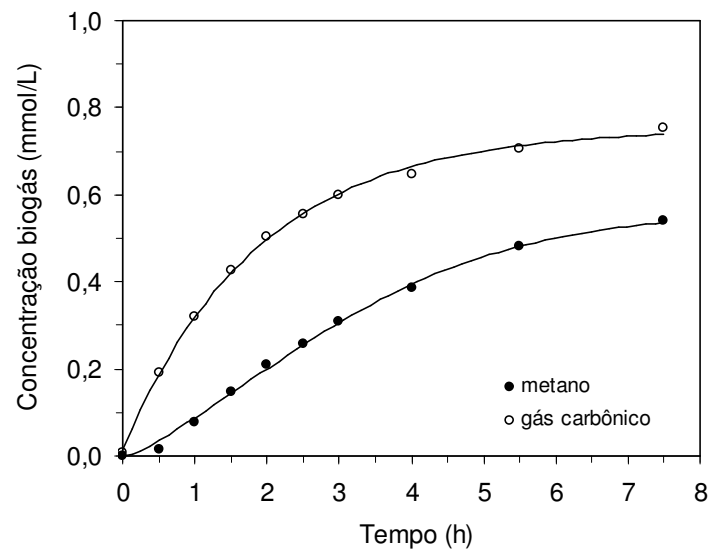


Figura 4.7 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 500 mgDQO/L

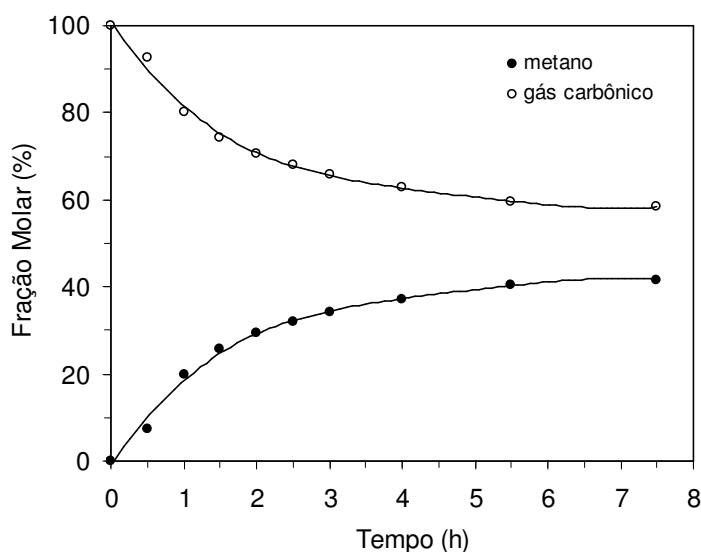


Figura 4.8 – Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 500 mgDQO/L

4.1.2. Aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L durante um ciclo de operação

No 28º dia de operação foi aplicada uma carga de choque com concentração de 1020,8 mgDQO/L durante um ciclo (8 h). No ciclo seguinte ao da aplicação da carga de choque, avaliou-se a concentração de matéria orgânica no efluente para amostra não filtrada e filtrada cujos valores foram de 143,7 mg DQO/L e 114,0 mg DQO/L, respectivamente. Os valores da eficiência de remoção para a amostra não filtrada e para a amostra filtrada foram 71,3% e 77,2% respectivamente.

Além disso, no ciclo seguinte ao da aplicação da carga de choque foram obtidos os perfis de concentração de matéria orgânica, de ácidos voláteis, de alcalinidade e de pH conforme mostrado a seguir.

4.1.3. Perfis obtidos ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L durante um ciclo de operação

No ciclo seguinte ao da aplicação de carga de choque foram obtidos os perfis de concentração de matéria orgânica, de ácidos voláteis, de alcalinidade e de pH conforme mostrado nas Figuras 4.9 a 4.12. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 326,5 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR})

igual a 110,0 mgDQO/L. Os valores experimentais são apresentados no Anexo III.

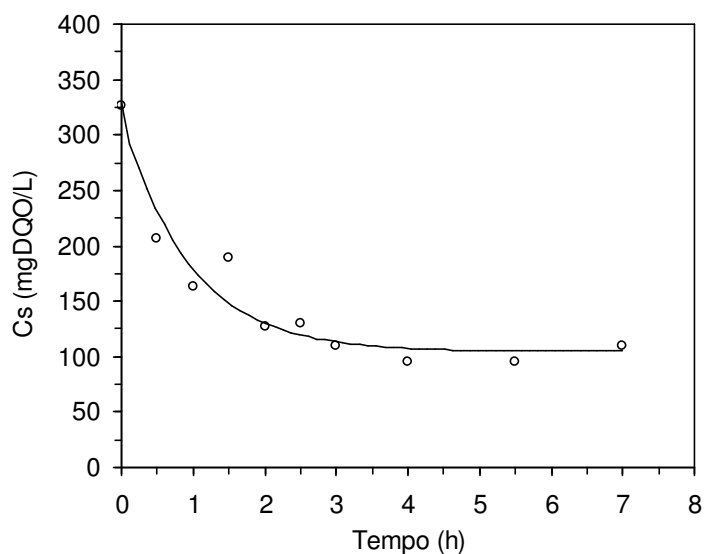


Figura 4.9 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L

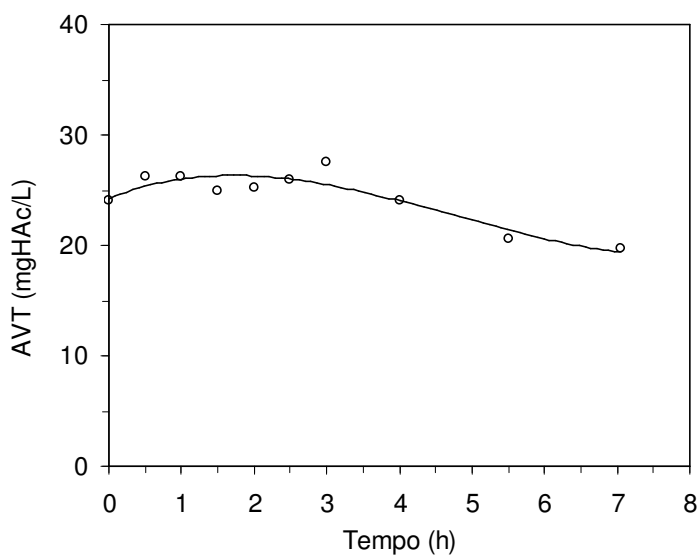


Figura 4.10 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 500 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L

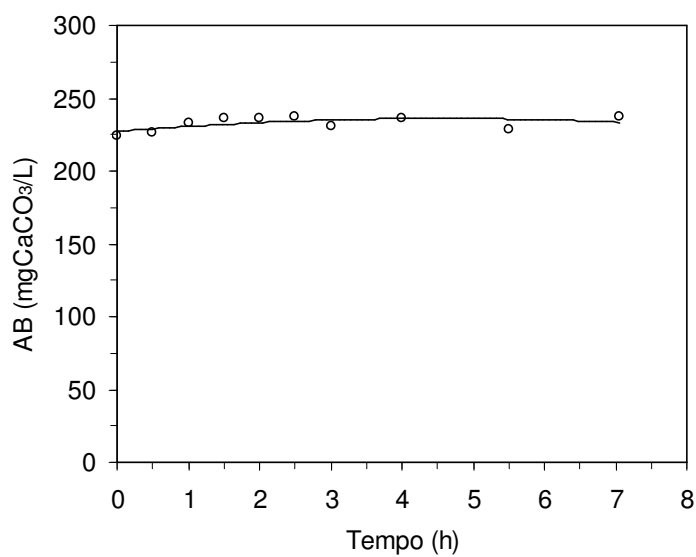


Figura 4.11 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 500 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L

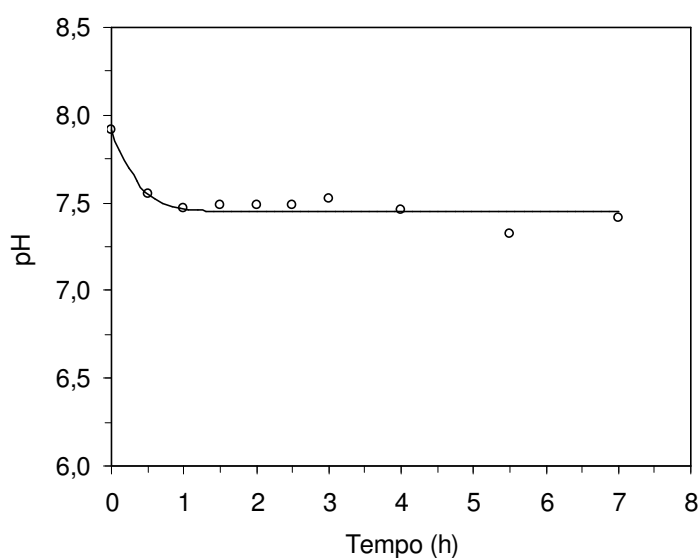


Figura 4.12 – Perfil da variação de pH na operação com 500 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L

A análise das Figuras 4.9 a 4.12 mostra um comportamento similar ao apresentado nas Figuras 4.3 a 4.6, anteriores a perturbação por aplicação de carga de choque orgânica de 1000 mgDQO/L durante um ciclo.

4.1.4. Operação posterior à aplicação de carga de choque com 1000 mgDQO/L durante um ciclo de operação

Após a aplicação de carga de choque de 1000 mgDQO/L durante um ciclo (8 h) o reator foi operado durante 2 dias apresentando praticamente os mesmos valores de concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas (79,0 mgDQO/L) e para amostras filtradas (70,0 mgDQO/L) e de eficiência de remoção para amostras não filtradas (84%) e para amostras filtradas (86%) do período anterior ao da aplicação da carga de choque, conforme observa-se nas Figuras 4.1 e 4.2. Além disso, os valores de concentração de ácidos voláteis foram baixos (37,1 mgHAC/L).

Desta forma observa-se que o AnSBBR foi robusto quando submetido a perturbação por aplicação de carga de choque orgânica, no tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com 500 mgDQO/L. Ressalta-se que o sistema foi apto para absorver carga de choque 100% superior a carga de operação.

De um modo geral observa-se que o AnSBBR, no tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com 500 mgDQO/L, mostrou-se estável mesmo quando submetido a carga de choque com concentração 100% superior a carga de operação. Obteve-se eficiência de remoção de $87 \pm 2 \%$, para carga orgânica volumétrica de 1,50 gDQO/L.d. Observa-se, também, que a concentração de ácidos voláteis totais foi baixa tanto no afluente (27 ± 7 mgHAc/L) quanto no efluente (28 ± 8 mgHAc/L). Ressalta-se que não foi possível a determinação dos ácidos voláteis intermediários (por método cromatográfico) devido aos baixos valores de concentração dos mesmos. O afluente apresentou valores médios de alcalinidade à bicarbonato de 214 ± 17 mgCaCO₃/L enquanto o valores médios do efluente foram 227 ± 40 mgCaCO₃/L. A composição do biogás gerado, ao final do ciclo, era de 41,7% de metano e 58,3% de gás carbônico.

A seguir aumentou-se a concentração da *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* para 1000 mgDQO/L sendo os resultados apresentados a seguir.

4.2. Operação do AnSBBR com 1000 mgDQO/L

Nesta condição o AnSBBR foi operado em bateladas sequenciais a 30°C em ciclos de 8 h durante 53 dias (159 ciclos) tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com concentração de 1000 mgDQO/L. No 50º dia de operação o AnSBBR foi submetido, durante

um ciclo, a uma carga de choque de, aproximadamente, 2000 mgDQO/L. Após a aplicação da referida carga de choque, o sistema foi operado por 3 dias (9 ciclos). Os valores médios das variáveis monitoradas no afluente e efluente são apresentados na Tabela 4.2 e nas Figuras 4.13 e 4.14. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e do efluente encontram-se nos Anexos I e II.

Tabela 4.2 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 1000 mgDQO/L

Variável	Afluente	Efluente
C_{ST} (mgDQO/L)	1039 ± 121 (37)	173 ± 61 (27)
ϵ_{ST} (%)	-	84 ± 6 (27)
C_{SF} (mgDQO/L)	-	151 ± 60 (27)
ϵ_{SF} (%)	-	86 ± 6 (16)
AVT (mgHAc/L)	31 ± 11 (37)	31 ± 11 (24)
AB (mgCaCO ₃ /L)	250 ± 22 (37)	268 ± 28 (24)
pH	$9,1 \pm 0,1$ (37)	$7,4 \pm 0,2$ (24)
ST (mg/L)	609 ± 66 (9)	581 ± 52 (9)
SVT (mg/L)	361 ± 53 (9)	352 ± 15 (9)
SST (mg/L)	54 ± 19 (9)	80 ± 15 (9)
SSV (mg/L)	36 ± 12 (9)	54 ± 13 (9)
Volume (L)	$2,03 \pm 0,09$ (24)	$2,03 \pm 0,09$ (24)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

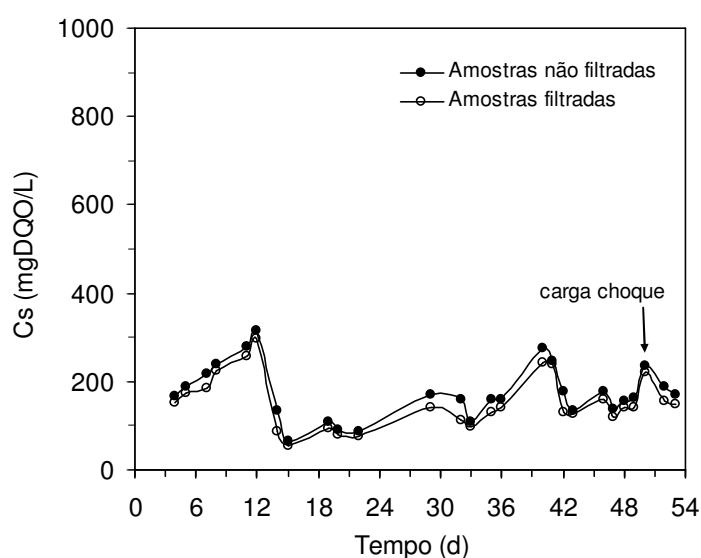


Figura 4.13 – Concentração de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L

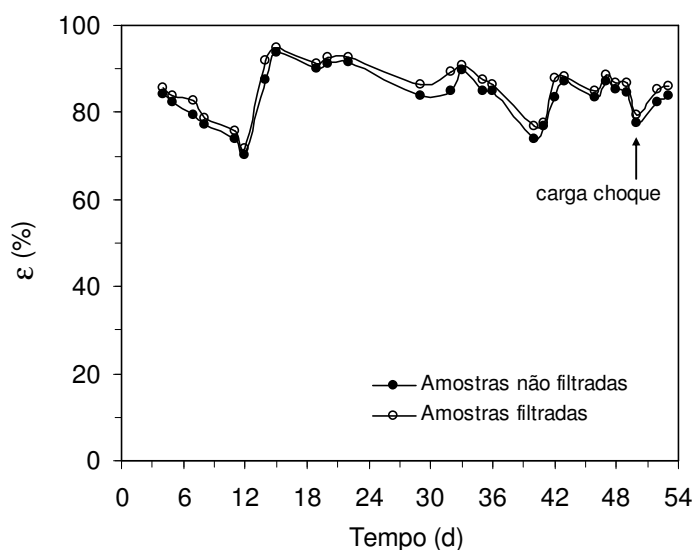


Figura 4.14 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L

Observa-se, na Figura 4.14, que houve oscilação nos valores de eficiência de remoção. Esta oscilação foi decorrente da compactação do leito de espuma, quando a concentração do afluente aumentou para 1000 mgDQO/L. Desta forma, para evitar este problema, adotou-se a estratégia de desmontar e efetuar uma limpeza no reator, e de efetuar a descompactação do leito de espuma, a cada 15 dias de operação, aproximadamente.

4.2.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do AnSBBR com 1000 mgDQO/L

A Figura 4.15 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica (C_S) para amostras filtradas, realizado em duplicata ao longo do 144º e 147º ciclo de operação do AnSBBR tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com 1000 mgDQO/L. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 595,2 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 120,7 mgDQO/L. Os valores experimentais são apresentados no Anexo III.

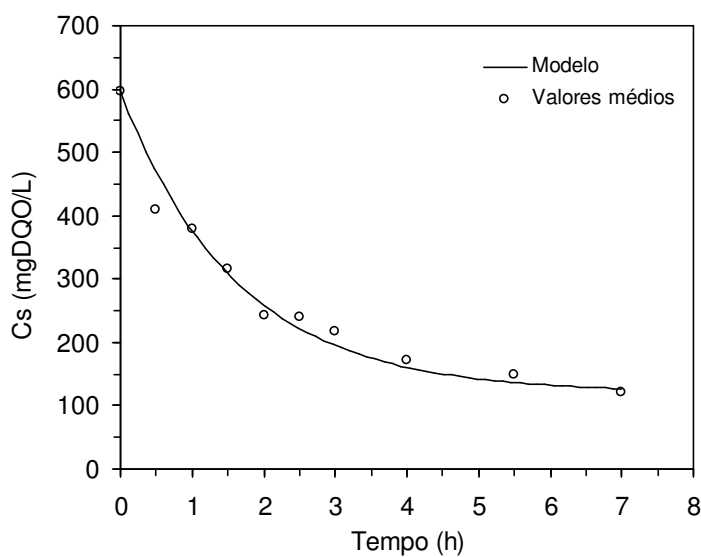


Figura 4.15 – Perfil de concentração de matéria orgânica na condição com 1000 mgDQO/L

As Figuras 4.16, 4.17, 4.18, 4.19 e 4.20 apresentam, respectivamente, os perfis de concentração de ácidos voláteis totais, de alcalinidade a bicarbonato, de pH, de concentração e de fração molar de metano e de gás carbônico realizados em duplicata ao longo da batelada.

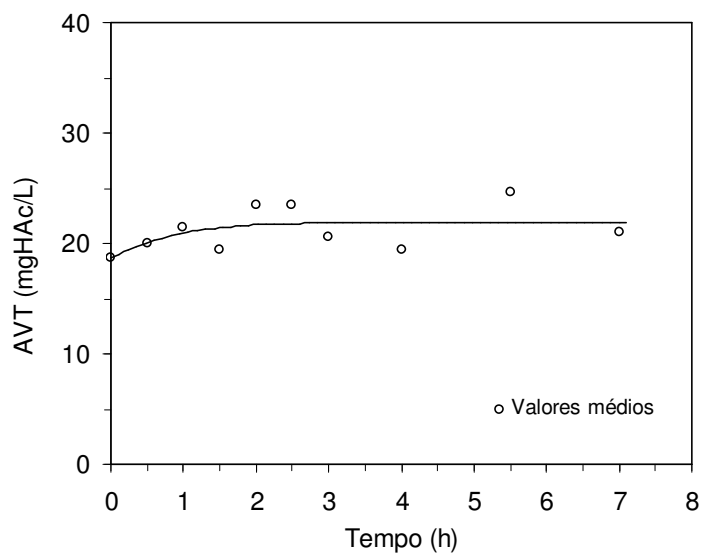


Figura 4.16 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 1000 mgDQO/L

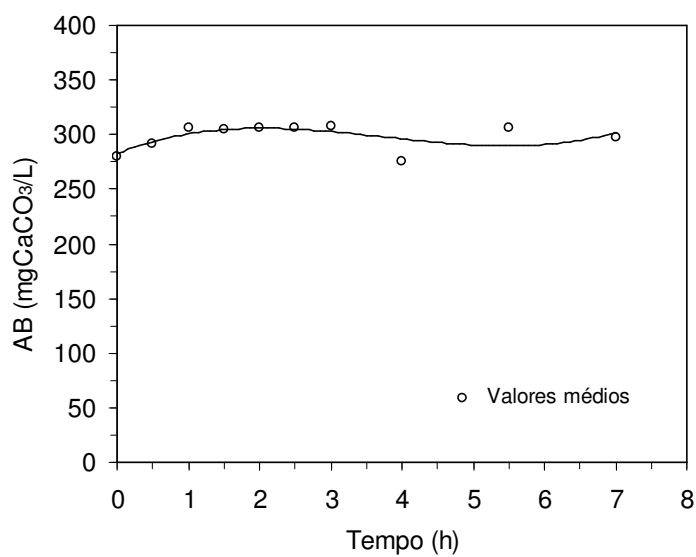


Figura 4.17 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 1000 mgDQO/L

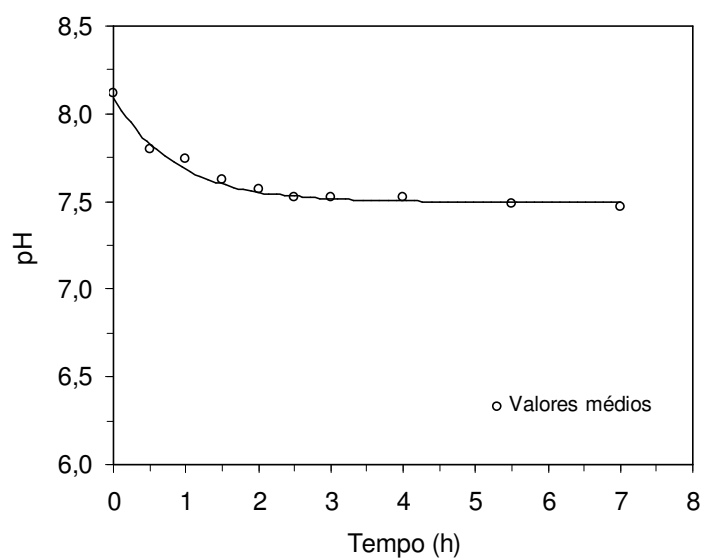


Figura 4.18 – Perfil da variação de pH na operação com 1000 mgDQO/L

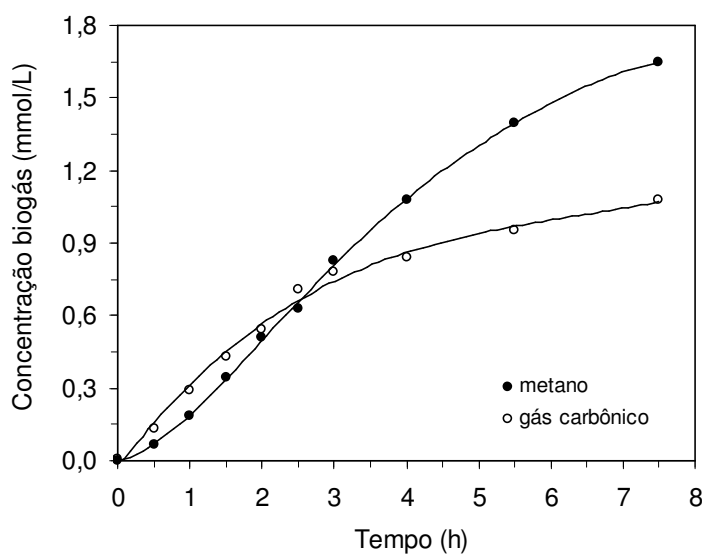


Figura 4.19 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 1000 mgDQO/L

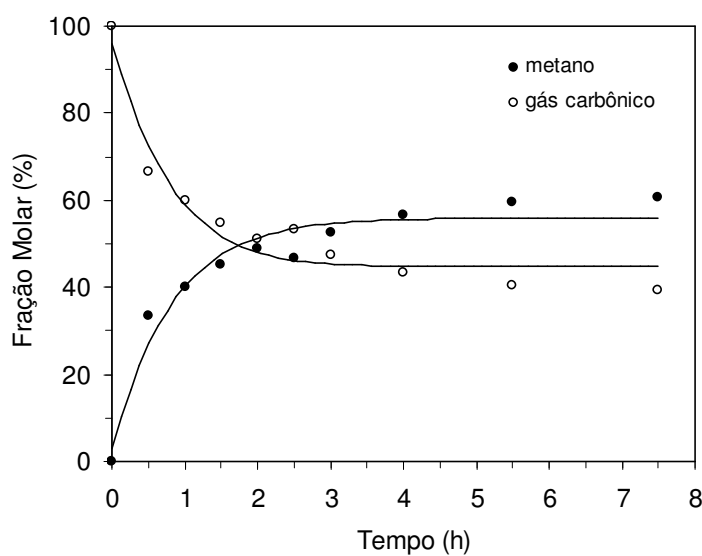


Figura 4.20 – Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 1000 mgDQO/L

4.2.2. Aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L durante um ciclo de operação

No 50º dia de operação foi aplicada uma carga de choque com concentração de 1874,9 mgDQO/L durante um ciclo (8 h). No ciclo seguinte ao da aplicação da carga de choque, avaliou-se a concentração de matéria orgânica no efluente para amostra não filtrada e filtrada cujos valores foram de 237,3 mg DQO/L e 219,4 mg DQO/L, respectivamente. Os

valores da eficiência de remoção para a amostra não filtrada e para a amostra filtrada foram 77,6% e 79,3% respectivamente.

Além disso, no ciclo seguinte ao da aplicação da carga de choque foram obtidos os perfis de concentração de matéria orgânica, de ácidos voláteis, de alcalinidade e de pH conforme mostrado a seguir.

4.2.3. Perfis obtidos ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L durante um ciclo de operação

No ciclo seguinte ao da aplicação de carga de choque foram obtidos os perfis de concentração de matéria orgânica, de ácidos voláteis, de alcalinidade e de pH conforme mostrado nas Figuras 4.21 a 4.24. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 710,3 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 149,5 mgDQO/L. Os valores experimentais são apresentados no Anexo III.

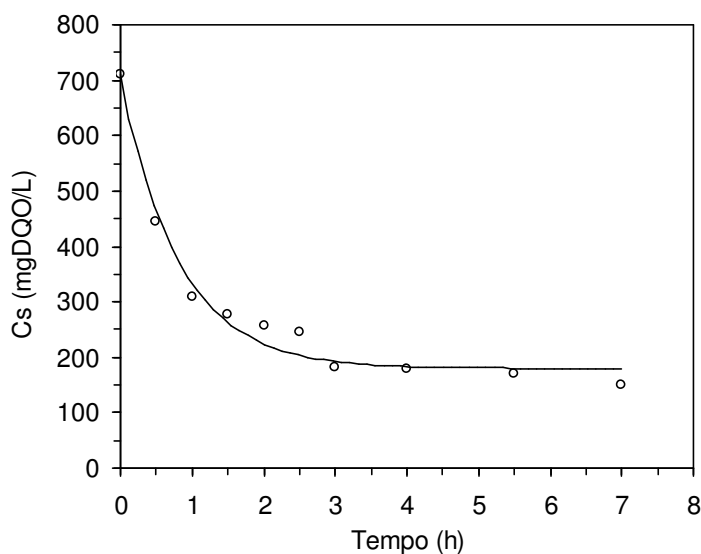


Figura 4.21 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L

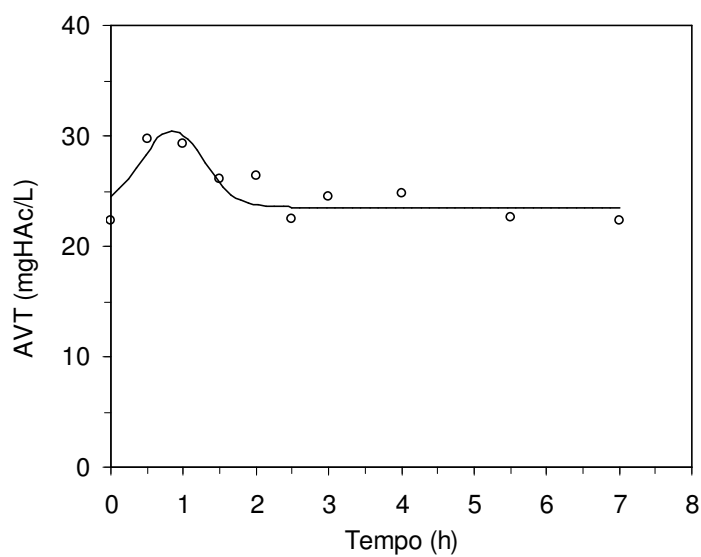


Figura 4.22 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 1000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L

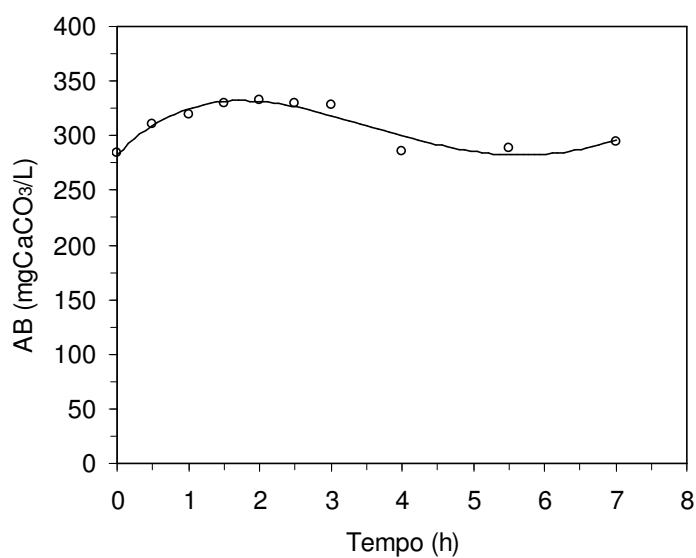


Figura 4.23 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 1000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L

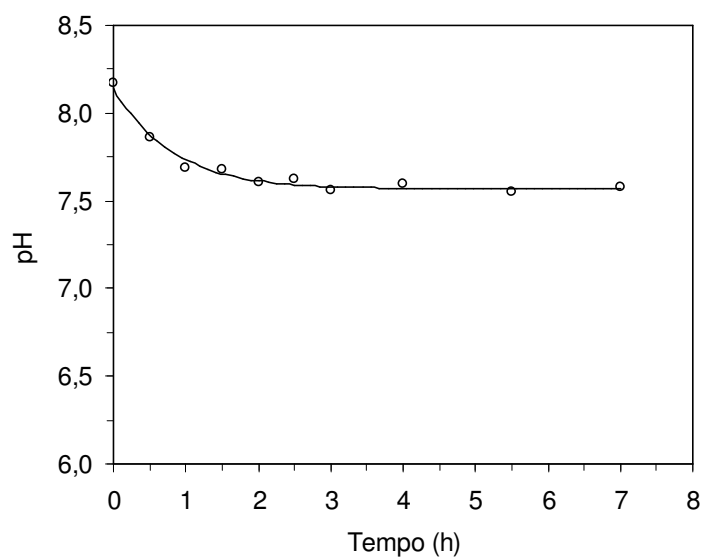


Figura 4.24 – Perfil da variação de pH na operação com 1000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L

A análise das Figuras 4.21 a 4.24 mostra um comportamento similar ao apresentado nas Figuras 4.15 a 4.18, anteriores a perturbação por aplicação de carga de choque orgânica de, aproximadamente, 2000 mgDQO/L durante um ciclo.

4.2.4. Operação posterior à aplicação de carga de choque com 2000 mgDQO/L durante um ciclo de operação

Após a aplicação de carga de choque de, aproximadamente, 2000 mgDQO/L durante um ciclo (8 h) o reator foi operado durante 3 dias apresentando praticamente os mesmos valores de concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas (169,8 mgDQO/L) e para amostras filtradas (148,7 mgDQO/L) e de eficiência de remoção para amostras não filtradas (84%) e para amostras filtradas (86%) do período anterior ao da aplicação da carga de choque, conforme observa-se nas Figuras 4.13 e 4.14. Além disso, os valores de concentração de ácidos voláteis foram baixos (30,2 mgHAc/L).

Desta forma observa-se que o AnSBRR foi robusto quando submetido a perturbação por aplicação de carga de choque orgânica, no tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com 1000 mgDQO/L. Ressalta-se que o sistema foi apto para absorver carga de choque 100% superior a carga de operação.

De um modo geral observa-se, pelos resultados, que o AnSBBR, no tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com 1000 mgDQO/L, mostrou-se estável mesmo quando submetido a carga de choque com concentração 100% superior a carga de operação. Obteve-se eficiência de remoção de $86 \pm 6 \%$ para amostras filtradas, para carga orgânica volumétrica de 3,12 gDQO/L.d. Observa-se, também, que a concentração de ácidos voláteis totais foi baixa, tanto no afluente (31 ± 11 mgHAc/L) quanto no efluente (31 ± 11 mgHAc/L). O afluente apresentou valores médios de alcalinidade a bicarbonato de 250 ± 22 mgCaCO₃/L enquanto os valores médios do efluente foram 268 ± 28 mgCaCO₃/L. Comparando estes valores de alcalinidade a bicarbonato, com os valores da condição anterior (214 ± 17 mgCaCO₃/L), observa-se que houve aumento de alcalinidade embora tenha sido mantida a suplementação em 200 mgNaHCO₃/L. Esse aumento se justifica pelo aumento na concentração do afluente, uma vez que o afluente contém compostos alcalinos em sua composição. A composição do biogás gerado, ao final do ciclo, era de 60,7% de metano e 39,3% de gás carbônico.

A seguir aumentou-se a concentração da *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* para 2000 mgDQO/L sendo os resultados apresentados a seguir.

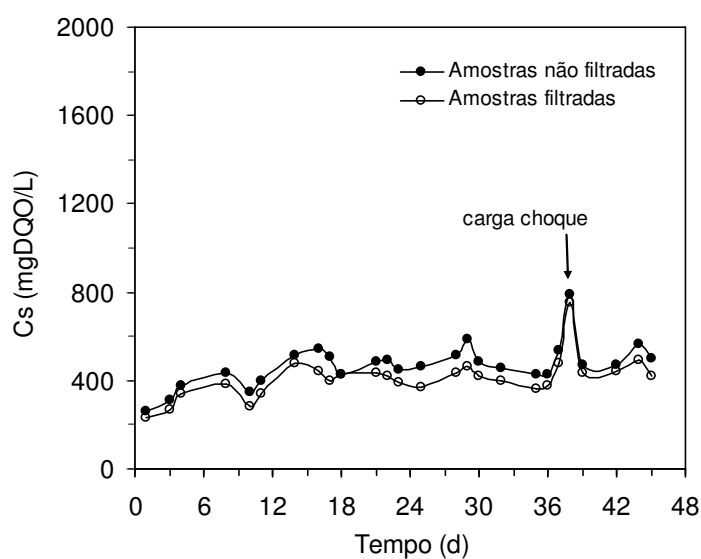
4.3. Operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L

Nesta condição o AnSBBR foi operado em bateladas sequenciais a 30°C em ciclos de 8 h durante 45 dias (135 ciclos) tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com concentração de 2000 mgDQO/L. No 38º dia de operação o AnSBBR foi submetido, durante um ciclo, à uma carga de choque de 4000 mgDQO/L. Após a aplicação da referida carga de choque, o sistema foi operado por 7 dias (21 ciclos). Os valores médios das variáveis monitoradas no afluente e efluente são apresentados na Tabela 4.3 e nas Figuras 4.25 e 4.26. As variáveis monitoradas do afluente e do efluente encontram-se nos Anexos I e II.

Tabela 4.3 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 2000 mgDQO/L

Variável	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	2026 ± 163 (38)	456 ± 77 (25)
ε _{ST} (%)	-	77 ± 4 (25)
C _{SF} (mgDQO/L)	-	397 ± 66 (25)
ε _{SF} (%)	-	80 ± 3 (25)
AVT (mgHAc/L)	27 ± 6 (32)	25 ± 6 (20)
AB (mgCaCO ₃ /L)	321 ± 13 (32)	340 ± 25 (20)
pH	9,1 ± 0,5 (32)	7,3 ± 0,1 (20)
ST (mg/L)	791 ± 79 (7)	626 ± 66 (7)
SVT (mg/L)	519 ± 78 (7)	367 ± 73 (7)
SST (mg/L)	49 ± 15 (7)	73 ± 7 (7)
SSV (mg/L)	39 ± 17 (7)	67 ± 6 (7)
Volume (L)	2,17 ± 0,09 (26)	2,17 ± 0,09 (26)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

**Figura 4.25** – Concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L

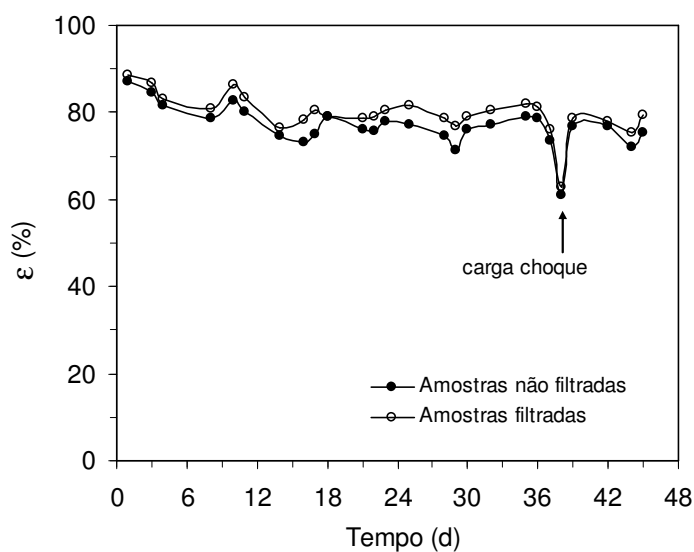


Figura 4.26 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L

4.3.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L

A Figura 4.27 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica (C_S) para amostras filtradas, realizado em duplicata ao longo do 69º e 75º ciclo de operação do AnSBBR tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com 2000 mgDQO/L. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 1493,5 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 440,6 mgDQO/L. Os valores experimentais são apresentados no Anexo III.

As Figuras 4.28, 4.29, 4.30, 4.31 e 4.32 apresentam, respectivamente, os perfis de concentração de ácidos voláteis totais, de alcalinidade a bicarbonato, de pH, de concentração e de fração molar de metano e de gás carbônico realizados em duplicata ao longo da batelada.

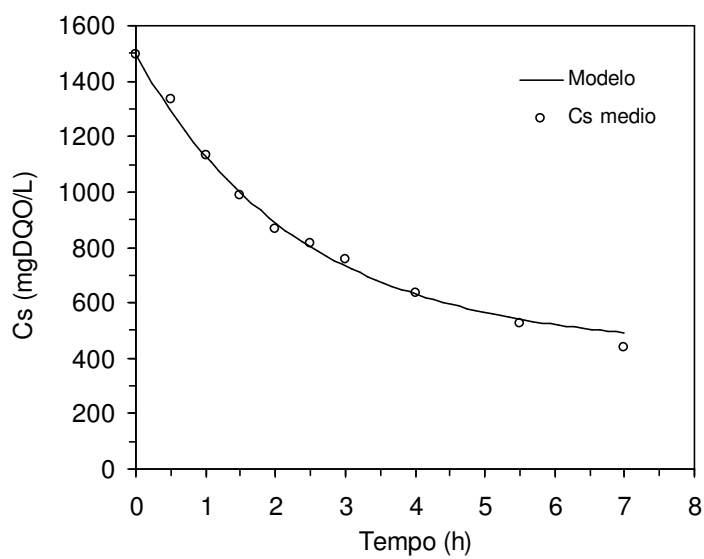


Figura 4.27 – Perfil de concentração de matéria orgânica na condição com 2000 mgDQO/L

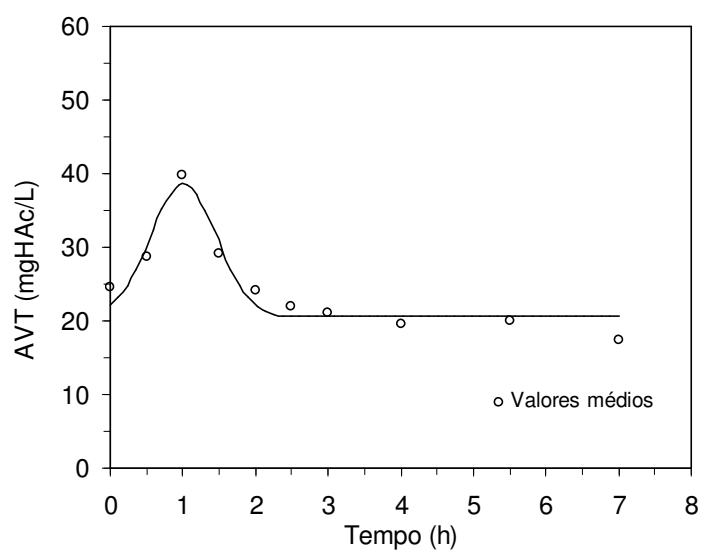


Figura 4.28 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L

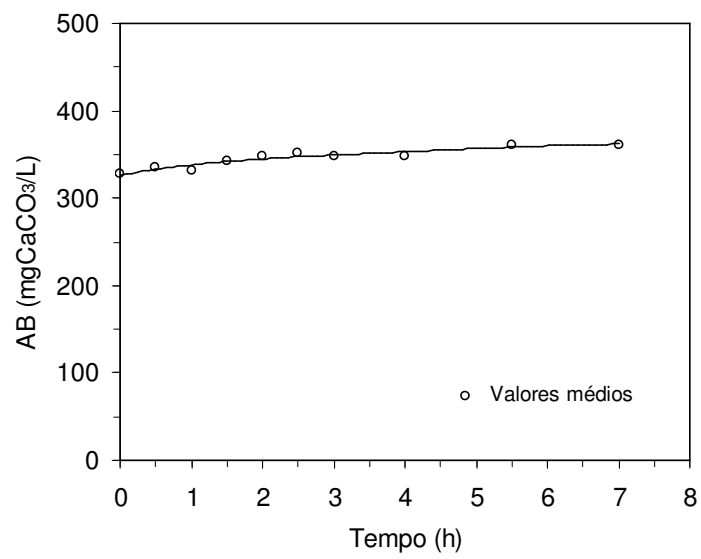


Figura 4.29 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 2000 mgDQO/L

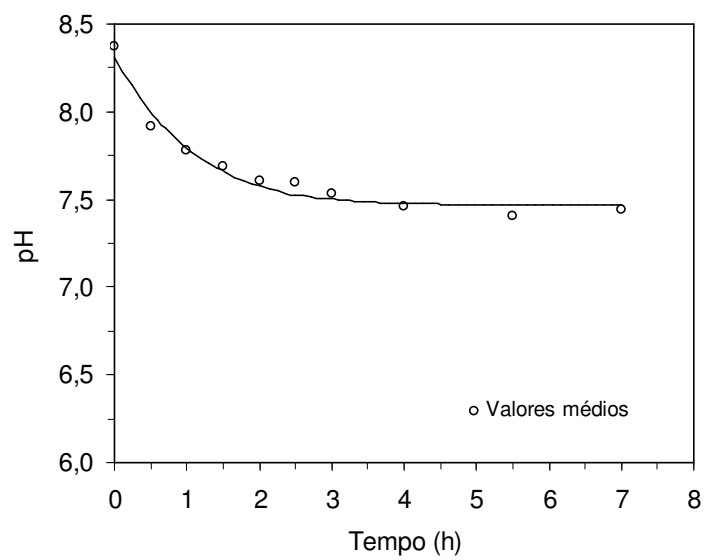


Figura 4.30 – Perfil da variação de pH na operação com 2000 mgDQO/L

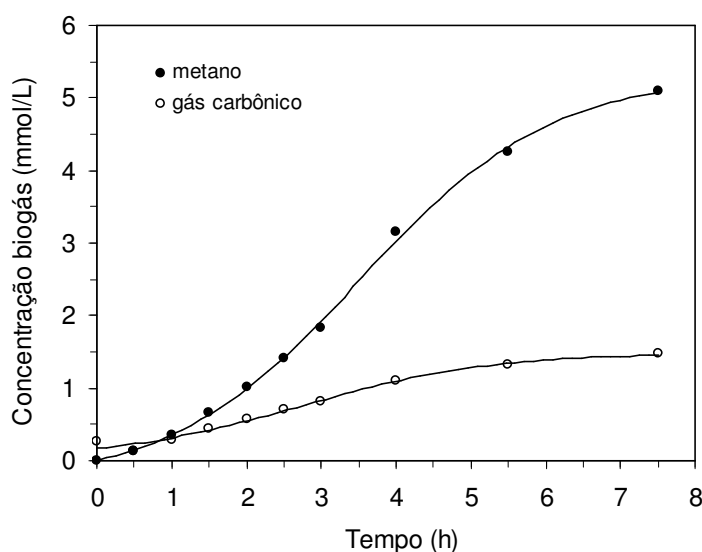


Figura 4.31 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L

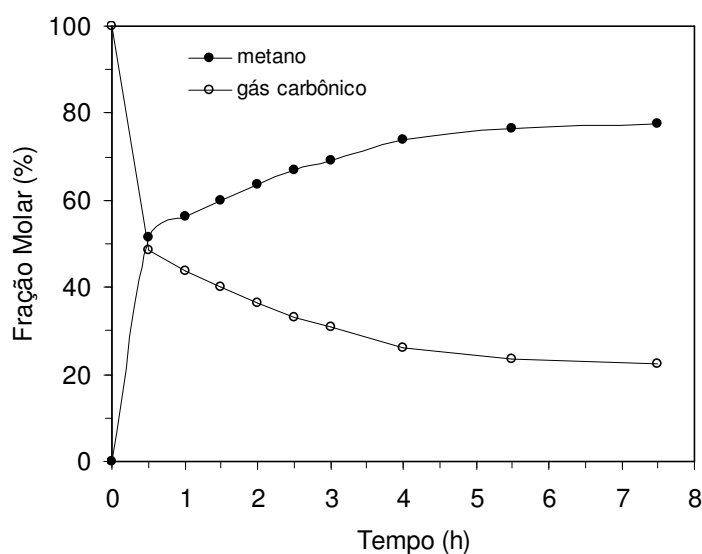


Figura 4.32 – Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L

4.3.2. Aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo de operação

No 38º dia de operação foi aplicada uma carga de choque com concentração de 4398,6 mgDQO/L durante um ciclo (8 h). No ciclo seguinte ao da aplicação da carga de choque, avaliou-se a concentração de matéria orgânica no efluente para amostra não filtrada e filtrada cujos valores foram de 792,9 mg DQO/L e 751,2 mg DQO/L, respectivamente. Os

valores da eficiência de remoção para a amostra não filtrada e para a amostra filtrada foram 60,9% e 62,9% respectivamente.

Além disso, no ciclo seguinte ao da aplicação da carga de choque foram obtidos os perfis de concentração de matéria orgânica, de ácidos voláteis, de alcalinidade e de pH conforme mostrado a seguir.

4.3.3. Perfis obtidos ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo de operação

No ciclo seguinte ao da aplicação de carga de choque foram obtidos os perfis de concentração de matéria orgânica, de ácidos voláteis, de alcalinidade e de pH conforme mostrado nas Figuras 4.33 a 4.36. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 1872,7 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 523,6 mgDQO/L. Os valores experimentais são apresentados no Anexo III.

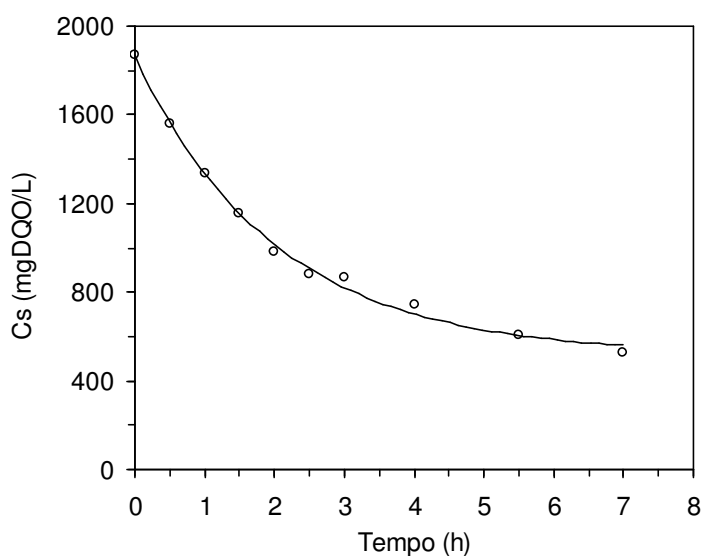


Figura 4.33 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L

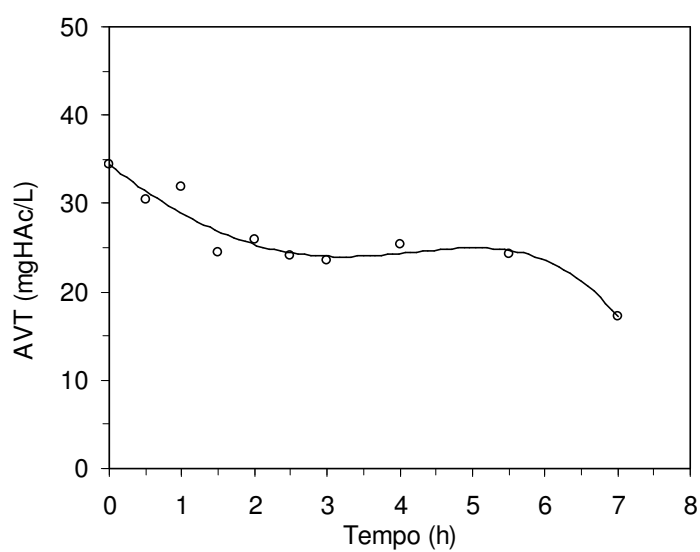


Figura 4.34 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L

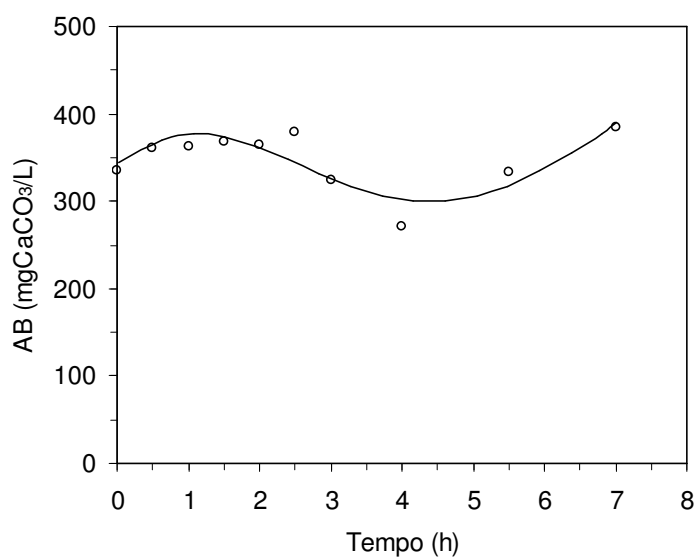


Figura 4.35 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 2000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L

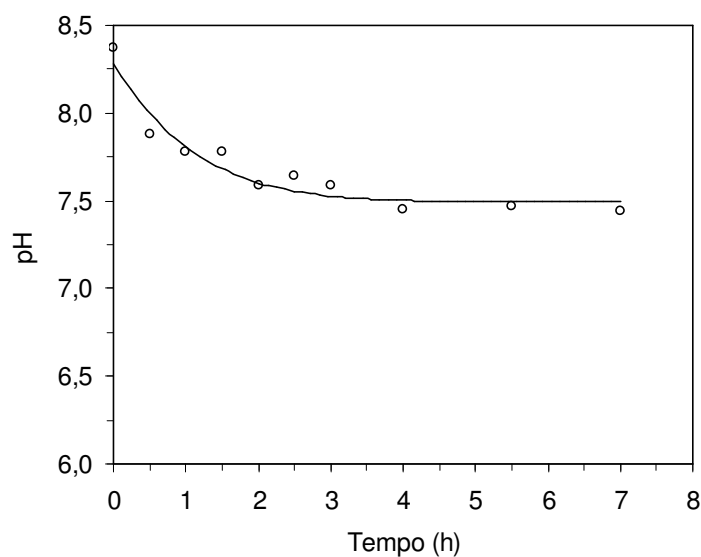


Figura 4.36 – Perfil da variação de pH na operação com 2000 mgDQO/L ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L

A análise das Figuras 4.33 a 4.36 mostra um comportamento similar ao apresentado nas Figuras 4.27 a 4.30, anteriores a perturbação por aplicação de carga de choque orgânica de, aproximadamente, 4000 mgDQO/L durante um ciclo.

4.3.4. Operação posterior à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo de operação

Após a aplicação de carga de choque de, aproximadamente, 4000 mgDQO/L durante um ciclo (8 h) o reator foi operado durante 7 dias (21 ciclos) apresentando praticamente os mesmos valores médios de concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas (502 ± 47 mgDQO/L) e para amostras filtradas (448 ± 33 mgDQO/L) e de eficiência de remoção para amostras não filtradas (75 ± 2 %) e para amostras filtradas (78 ± 2 %) do período anterior ao da aplicação da carga de choque, conforme observa-se nas Figuras 4.25 e 4.26. Além disso, os valores de concentração de ácidos voláteis foram baixos (22 ± 2 mgHAc/L).

Desta forma observa-se que o AnSBBR foi robusto quando submetido a perturbação por aplicação de carga de choque orgânica, no tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com 2000 mgDQO/L. Ressalta-se que o sistema foi apto para absorver carga de choque 100% superior a carga de operação.

De um modo geral, observa-se pelos resultados que o AnSBBR, no tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com 2000 mgDQO/L, mostrou-se estável mesmo quando submetido a carga de choque com concentração 100% superior a carga de operação. Obteve-se eficiência de remoção de $80 \pm 3 \%$ em termos de amostras filtradas, para carga orgânica volumétrica de 6,08 gDQO/L.d. Observa-se, também, que a concentração de ácidos voláteis totais foi baixa tanto no afluente (37 ± 6 mgHAc/L) quanto no efluente (25 ± 6 mgHAc/L). O afluente apresentou valores médios de alcalinidade a bicarbonato de 321 ± 13 mgCaCO₃/L, enquanto os valores médios do efluente foram de 340 ± 25 mgCaCO₃/L. Comparando estes valores de alcalinidade a bicarbonato, com os valores das condições anteriores, observa-se que houve aumento de alcalinidade embora tenha sido mantida a suplementação em 200 mgNaHCO₃/L. Conforme justificado na condição anterior, esse aumento ocorreu devido ao aumento na concentração do afluente, que apresenta compostos alcalinos em sua composição. A composição do biogás gerado, ao final do ciclo, era de 77,5% de metano e 22,5% de gás carbônico.

4.4. Operação do AnSBBR com 3000 mgDQO/L

Nesta condição o AnSBBR foi operado em bateladas sequenciais a 30°C em ciclos de 8 h durante tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* em seis etapas (Etapas I a VI) conforme apresentado na Tabela 4.4 e nas Figuras 4.37 e 4.38. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e do efluente encontram-se nos Anexos I e II.

Ressalta-se que após a finalização da operação com concentração de 2000 mgDQO/L o estudo do aumento da concentração do afluente no AnSBBR foi interrompido por problemas técnicos. Assim, a retomada da operação do AnSBBR foi feita de modo a aumentar a concentração do afluente gradualmente no intuito de adaptar a biomassa a uma maior concentração afluente, no qual seria submetida nessa condição. Tal decisão também foi motivada pela diminuição da eficiência ocorrida entre as duas últimas condições, o que indicava que o reator estaria chegando ao limite de operação em termos de carga orgânica aplicada com a concentração afluente em 2000 mgDQO/L.

Diante do exposto, a Etapa I constou em operar o AnSBBR em bateladas sequenciais, a 30°C, em ciclos de 8 h durante 3 dias (9 ciclos) tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com concentração de 500 mgDQO/L. Neste período obteve-se eficiência de remoção, em termos de amostras filtradas, de $83 \pm 1 \%$.

Na sequência, na Etapa II, a concentração do afluente foi aumentada para 1000 mgDQO/L, sendo o sistema operado por 6 dias (18 ciclos). Obteve-se eficiência de remoção de $83 \pm 2 \%$.

Na Etapa III, a concentração do afluente foi aumentada para 2000 mgDQO/L, sendo o sistema operado por 12 dias (36 ciclos). Como obteve-se a mesma eficiência de remoção ($79 \pm 1 \%$) da operação anterior a interrupção da operação do AnSBBR, concluiu-se que a biomassa já encontrava-se apta a ser submetida ao afluente com 3000 mgDQO/L.

Desta forma, na Etapa IV o AnSBBR foi alimentado com *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com concentração de 3000 mgDQO/L durante 30 dias (90 ciclos). Neste período de operação, obteve-se baixa eficiência de remoção ($65 \pm 7 \%$), altos valores de concentração residual de matéria orgânica em termos de amostras filtradas ($C_{SR} = 1099 \pm 216$ mgDQO/L), não tendo sido atingida a estabilidade operacional. Não houve acúmulo de ácidos voláteis, sendo a concentração dos mesmos no efluente muito próxima a concentração do afluente.

Na Etapa V diminuiu-se a concentração do afluente para 2000 mgDQO/L no intuito de verificar se haveria retomada nos valores das variáveis monitoradas para os valores anteriores ao da operação com concentração de 3000 mgDQO/L. Não obteve-se sucesso nesta estratégia uma vez que, após operação por 16 dias (48 ciclos), a eficiência aumentou para $68 \pm 5\%$, isto é, inferior a esperada, de $80 \pm 3\%$ (condição de 2000 mgDQO/L, Tabela 4.3).

A Etapa VI constou em diminuir ainda mais a concentração do afluente, para 500 mgDQO/L, visando o mesmo objetivo da Etapa V. Novamente a estratégia não foi efetiva, pois após operação por 12 dias (36 ciclos) não obteve-se a eficiência remoção esperada, isto é, acima de 80% (Tabela 4.1), quando o AnSBBR foi operado com 500 mgDQO/L, porém anterior a operação com 3000 mgDQO/L.

Tabela 4.4 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 3000 mgDQO/L

Etapa	Variável	Afluente	Efluente
I (500 mgDQO/L)	C _{ST} (mgDQO/L)	528 ± 41 (2)	136 ± 29 (3)
	ε _{ST} (%)	-	74 ± 6 (3)
	C _{SF} (mgDQO/L)	-	88 ± 3 (3)
	ε _{SF} (%)	-	83 ± 1 (3)
	AVT (mgHAc/L)	24 (1)	24 ± 3 (2)
	AB (mgCaCO ₃ /L)	217 (1)	234 ± 9 (2)
	pH	8,8 (1)	7,4 ± 0,1 (2)
II (1000 mgDQO/L)	C _{ST} (mgDQO/L)	964 ± 45 (5)	202 ± 21 (3)
	ε _{ST} (%)	-	79 ± 2 (3)
	C _{SF} (mgDQO/L)	-	163 ± 19 (3)
	ε _{SF} (%)	-	83 ± 2 (3)
	AVT (mgHAc/L)	30 ± 1 (3)	26 ± 1 (2)
	AB (mgCaCO ₃ /L)	249 ± 2 (3)	261 ± 10 (2)
	pH	8,9 ± 0,1 (3)	7,4 ± 0,1 (2)
III (2000 mgDQO/L)	C _{ST} (mgDQO/L)	2079 ± 122 (7)	482 ± 33 (5)
	ε _{ST} (%)	-	77 ± 2 (5)
	C _{SF} (mgDQO/L)	-	436 ± 22 (5)
	ε _{SF} (%)	-	79 ± 1 (5)
	AVT (mgHAc/L)	30 (1)	25 ± 5 (5)
	AB (mgCaCO ₃ /L)	256 (1)	323 ± 19 (5)
	pH	9,2 (1)	7,2 ± 0,1 (5)
IV (3000 mgDQO/L)	C _{ST} (mgDQO/L)	3125 ± 210 (19)	1234 ± 222 (19)
	ε _{ST} (%)	-	61 ± 7 (19)
	C _{SF} (mgDQO/L)	-	1099 ± 216 (19)
	ε _{SF} (%)	-	65 ± 7 (19)
	AVT (mgHAc/L)	33 ± 5 (21)	33 ± 7 (18)
	AB (mgCaCO ₃ /L)	384 ± 33 (21)	399 ± 30 (18)
	pH	9,2 ± 0,1 (21)	7,3 ± 0,1 (18)
V (2000 mgDQO/L)	C _{ST} (mgDQO/L)	2107 ± 136 (11)	762 ± 106 (10)
	ε _{ST} (%)	-	64 ± 5 (10)
	C _{SF} (mgDQO/L)	-	670 ± 115 (10)
	ε _{SF} (%)	-	68 ± 5 (10)
	AVT (mgHAc/L)	26 ± 3 (7)	23 ± 1 (6)
	AB (mgCaCO ₃ /L)	336 ± 7 (7)	349 ± 7 (6)
	pH	9,2 ± 0,1 (7)	7,3 ± 0,1 (6)
VI (500 mgDQO/L)	C _{ST} (mgDQO/L)	483 ± 62 (6)	192 ± 43 (5)
	ε _{ST} (%)	-	60 ± 9 (5)
	C _{SF} (mgDQO/L)	-	131 ± 26 (5)
	ε _{SF} (%)	-	73 ± 6 (5)
	AVT (mgHAc/L)	28 ± 3 (3)	24 ± 5 (4)
	AB (mgCaCO ₃ /L)	219 ± 31 (3)	228 ± 19 (4)
	pH	8,8 ± 0,1 (3)	7,3 ± 0,1 (4)

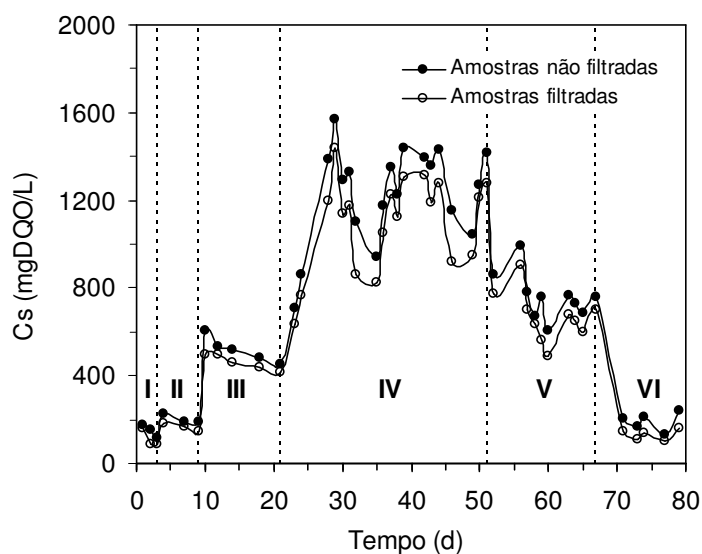
* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas; Volume (L) = **I**: 2,11 ± 0,1 (3);

II: 2,06 ± 0,1 (4); **III**: 2,13 ± 0,1 (7); **IV**: 2,14 ± 0,1 (14); **V**: 2,09 ± 0,1 (9); **VI**: 2,08 ± 0,1 (5)

Tabela 4.5 – Valores médios dos sólidos na operação com 3000 mgDQO/L

Variável	Afluente	Efluente
ST (mg/L)	1005 ± 96 (6)	784 ± 34 (6)
SVT (mg/L)	719 ± 94 (6)	497 ± 24 (6)
SST (mg/L)	128 ± 22 (6)	113 ± 19 (6)
SSV (mg/L)	79 ± 14 (6)	83 ± 14 (6)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

**Figura 4.37** – Concentração de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L

O AnSBBR não apresentou bons resultados no tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com concentração de 3000 mgDQO/L (COV de 9,38 gDQO/L.d). Desta forma o valor de concentração de 2000 mgDQO/L pareceu ser o valor de concentração limite para a configuração em questão.

Diante do exposto, na continuidade da execução das etapas do projeto optou-se por diminuir a concentração da água residuária alimentada ao AnSBBR para 2000 mgDQO/L. A diminuição na concentração foi devida ao fato de o AnSBBR não apresentar robustez na condição de alimentação de 3000 mgDQO/L.

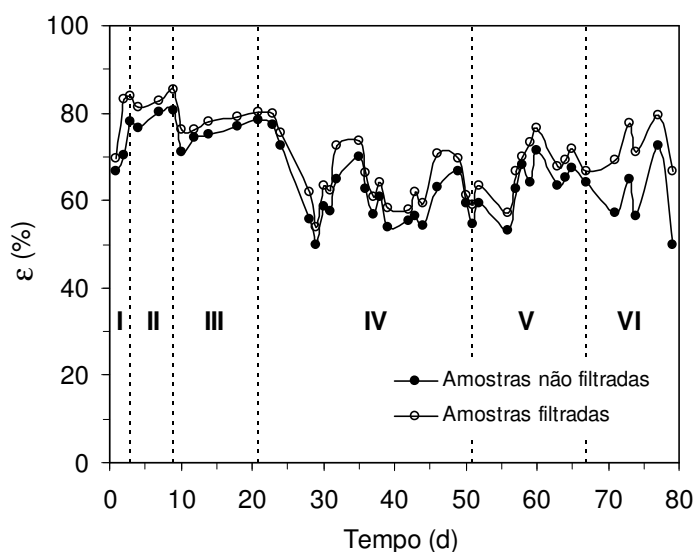


Figura 4.38 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L

O objetivo seguinte deste projeto foi a alteração na estratégia de alimentação do AnSBBR. A alteração constou em manter o mesmo volume de afluente alimentado, mas alterar o tempo de enchimento do reator, passando de uma operação com alimentação em batelada para uma operação com alimentação em batelada (10 min) seguida de batelada alimentada durante 4 horas. Tal alteração visava dar continuidade ao estudo da estabilidade e eficiência do AnSBBR no tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*.

4.5. Operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

Esta condição foi realizada na sequência da Etapa VI da operação com 3000 mgDQO/L. Na referida etapa o AnSBBR operava com concentração de 500 mgDQO/L, na tentativa de retomada de valores de algumas variáveis aos valores anteriores aos da operação com 3000 mgDQO/L. Como não foi possível a retomada pretendida, mesmo com a diminuição da concentração, e, além disso, supondo que compostos com ação bactericida, presentes no afluente tivessem inibido a biomassa, optou-se por lavar a espuma de poliuretano e inoculá-la novamente.

Após o procedimento de lavagem da espuma de poliuretano e de inoculação, optou-se por aumentar a concentração do afluente, gradativamente, de forma a adaptar biomassa a *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*.

Desta forma, nesta condição o AnSBBR foi operado em bateladas sequenciais a 30°C, em ciclos de 8 h, em três etapas (Etapas I a III) conforme apresentado na Tabela 4.6 e nas Figuras 4.39 e 4.40. Os valores das variáveis monitoradas do afluente e do efluente encontram-se nos Anexos I e II.

A Etapa I constou em operar o AnSBBR com concentração de 500 mgDQO/L por 16 dias (48 ciclos). Neste período obteve-se eficiência de remoção, em termos de amostras filtradas, de $84 \pm 2\%$.

Na sequência, na Etapa II, a concentração do afluente foi aumentada para 1000 mgDQO/L, sendo o sistema operado por 12 dias (36 ciclos), obtendo-se eficiência de remoção de $85 \pm 2\%$. Desta forma a biomassa presente no AnSBBR já encontrava-se apta a ser submetida ao afluente com 2000 mgDQO/L.

Na Etapa III aumentou-se a concentração do afluente para 2000 mgDQO/L. Além disso, alterou-se a estratégia de alimentação do afluente. A estratégia constou em manter o mesmo volume de afluente (2,0 L) alimentado ao AnSBBR das condições anteriores, porém, metade deste volume (1,0 L) foi alimentado em 10 minutos, e a outra metade foi alimentado em batelada alimentada durante 4 horas. O sistema foi operado por 34 dias (102 ciclos), sendo no 22º dia de operação (50º dia considerando todo o tempo de operação) submetido, durante um ciclo, a uma carga de choque de, aproximadamente, 4000 mgDQO/L. Após a aplicação da referida carga de choque, o sistema foi operado por 12 dias (36 ciclos).

Tabela 4.6 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

Etapa	Variável	Afluente	Efluente
I (500 mgDQO/L) Batelada	C _{ST} (mgDQO/L)	546 ± 36 (16)	97 ± 11 (10)
	ε _{ST} (%)	-	82 ± 2 (10)
	C _{SF} (mgDQO/L)	-	85 ± 9 (10)
	ε _{SF} (%)	-	84 ± 2 (10)
	AVT (mgHAc/L)	21 ± 2 (6)	27 ± 3 (6)
	AB (mgCaCO ₃ /L)	211 ± 3 (6)	234 ± 17 (6)
	pH	8,8 ± 0,1 (6)	7,3 ± 0,1 (6)
	Volume (L)	2,20 ± 0,2 (14)	2,20 ± 0,2 (14)
II (1000 mgDQO/L) Batelada	C _{ST} (mgDQO/L)	1028 ± 78 (11)	174 ± 27 (5)
	ε _{ST} (%)	-	83 ± 3 (5)
	C _{SF} (mgDQO/L)	-	154 ± 19 (5)
	ε _{SF} (%)	-	85 ± 2 (5)
	AVT (mgHAc/L)	28 ± 4 (4)	31 ± 7 (4)
	AB (mgCaCO ₃ /L)	249 ± 30 (4)	264 ± 11 (4)
	pH	9,2 ± 0,1 (4)	7,5 ± 0,1 (4)
	Volume (L)	2,20 ± 0,2 (10)	2,20 ± 0,2 (10)
III (2000 mgDQO/L) Batelada Alimentada	C _{ST} (mgDQO/L)	2052 ± 89 (17)	632 ± 135 (21)
	ε _{ST} (%)	-	69 ± 7 (21)
	C _{SF} (mgDQO/L)	-	577 ± 134 (21)
	ε _{SF} (%)	-	72 ± 7 (21)
	AVT (mgHAc/L)	26 ± 3 (10)	30 ± 4 (11)
	AB (mgCaCO ₃ /L)	314 ± 25 (10)	368 ± 18 (11)
	pH	9,3 ± 0,1 (10)	7,6 ± 0,1 (11)
	Volume (L)	2,01 ± 0,1 (17)	2,01 ± 0,1 (17)
	ST (mg/L)	805 ± 46 (6)	663 ± 97 (6)
	SVT (mg/L)	537 ± 89 (6)	408 ± 59 (6)
	SST (mg/L)	55 ± 11 (6)	77 ± 10 (6)
	SSV (mg/L)	43 ± 12 (6)	72 ± 9 (6)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

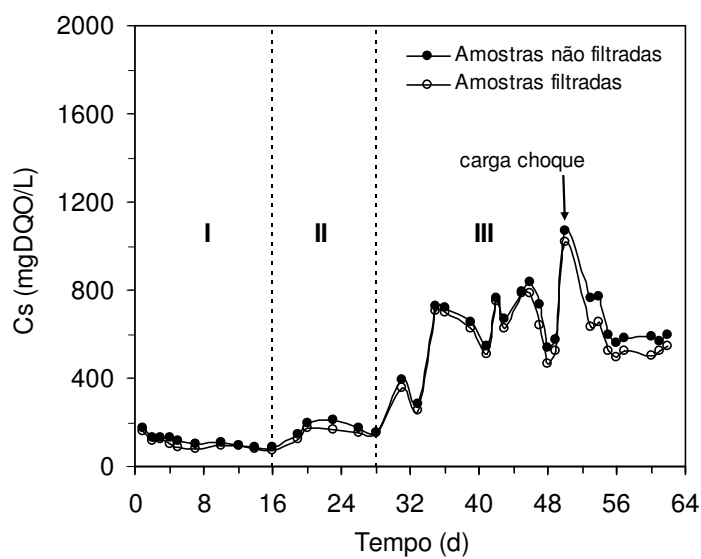


Figura 4.39 – Concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

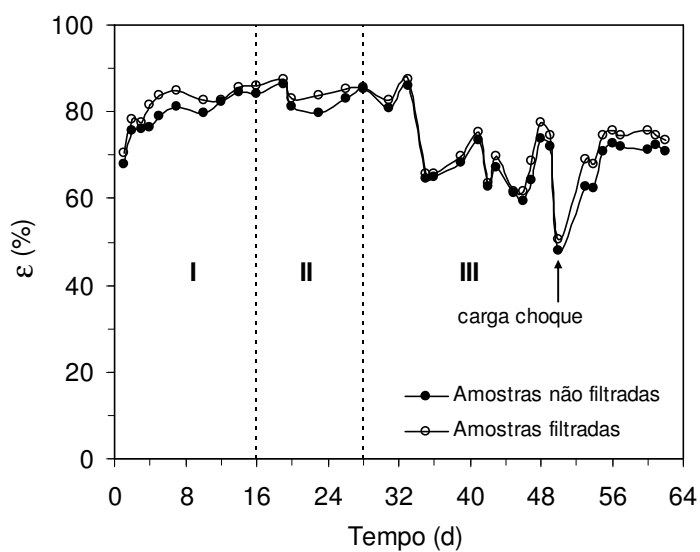


Figura 4.40 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

4.5.1. Perfis ao longo de um ciclo de operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

A Figura 4.41 apresenta os resultados do perfil de concentração de matéria orgânica (C_s) para amostras filtradas, realizado ao longo do 147º de operação do AnSBBR. A alimentação do afluente, *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com 2000 mgDQO/L foi realizada em batelada durante 10 minutos (1,0 L) seguida de batelada alimentada durante 4 horas (1,0 L). O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{s0}) foi igual a 1051,0 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 591,4 mgDQO/L. Os valores experimentais são apresentados no Anexo III.

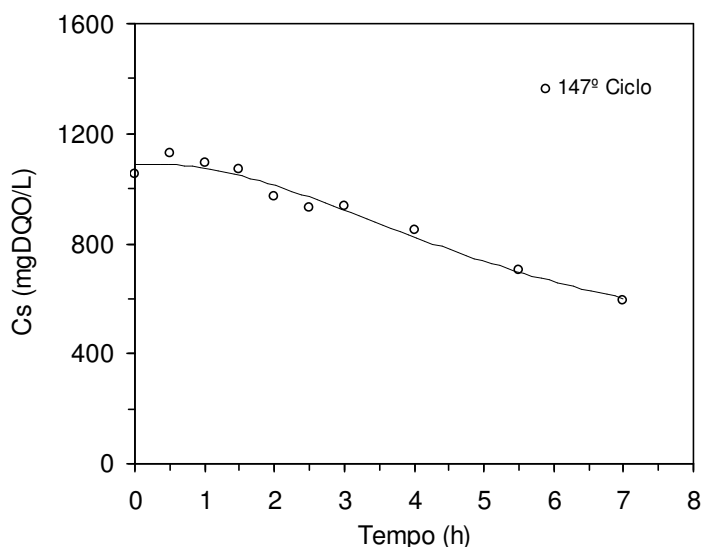


Figura 4.41 – Perfil de concentração de matéria orgânica na condição com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

As Figuras 4.42, 4.43, 4.44, 4.45 e 4.46 apresentam, respectivamente, os perfis de concentração de ácidos voláteis totais, de alcalinidade a bicarbonato, de pH, de concentração e de fração molar de metano e de gás carbônico realizados em duplicata ao longo da batelada.

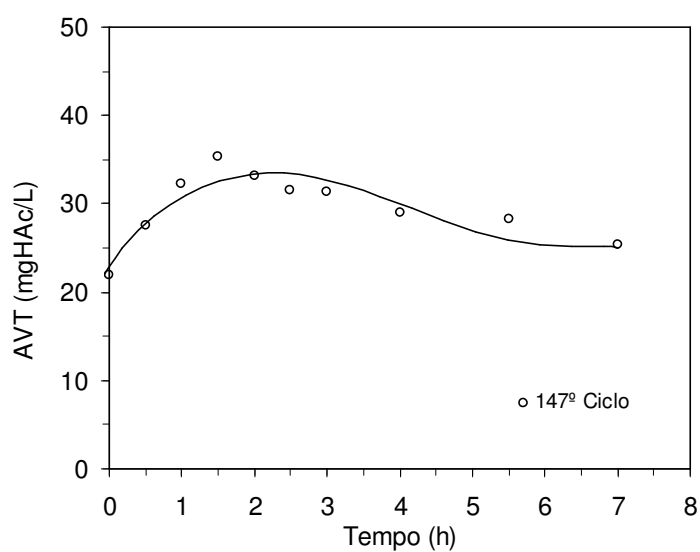


Figura 4.42 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

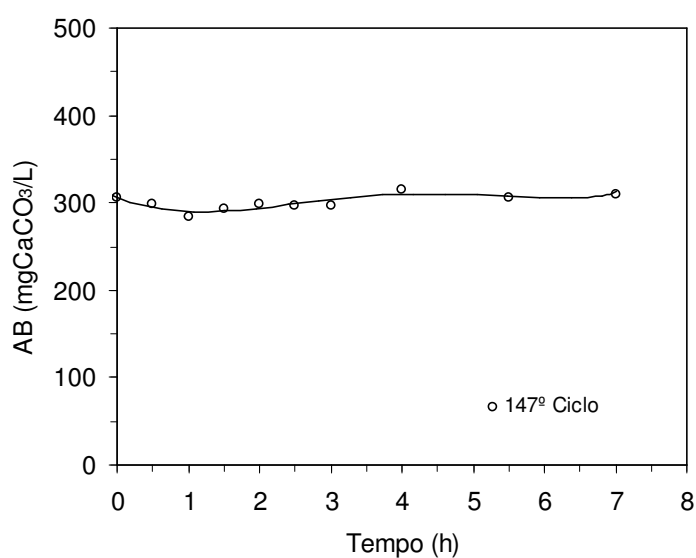


Figura 4.43 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

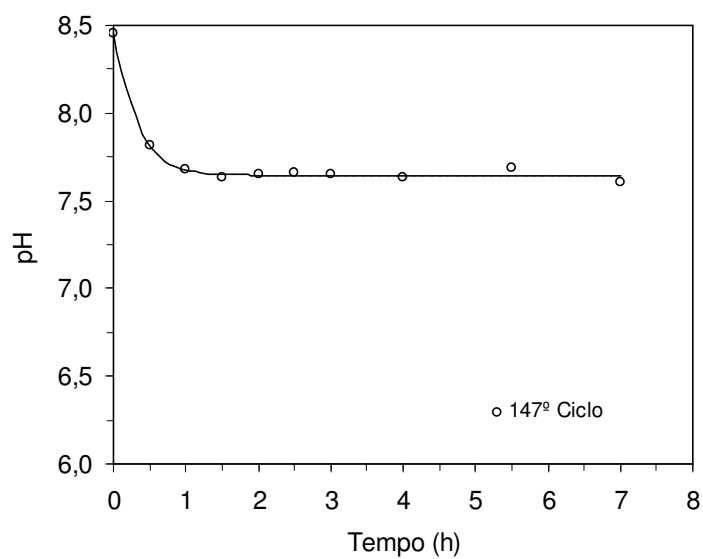


Figura 4.44 – Perfil da variação de pH na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

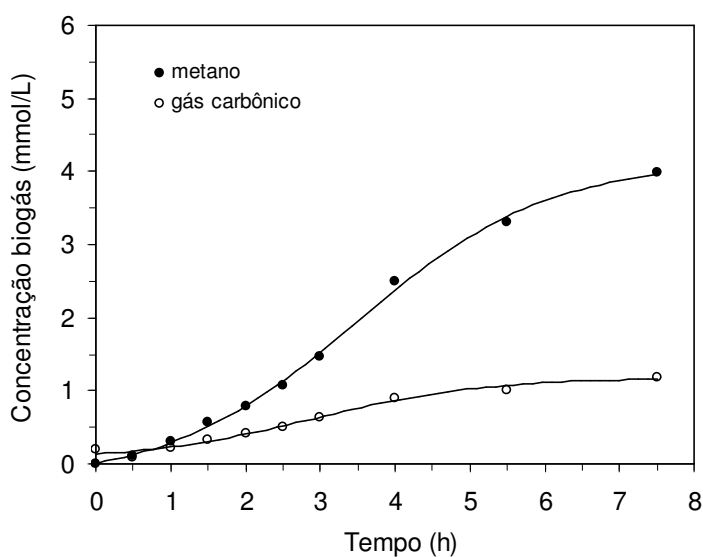


Figura 4.45 – Perfil de concentração de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

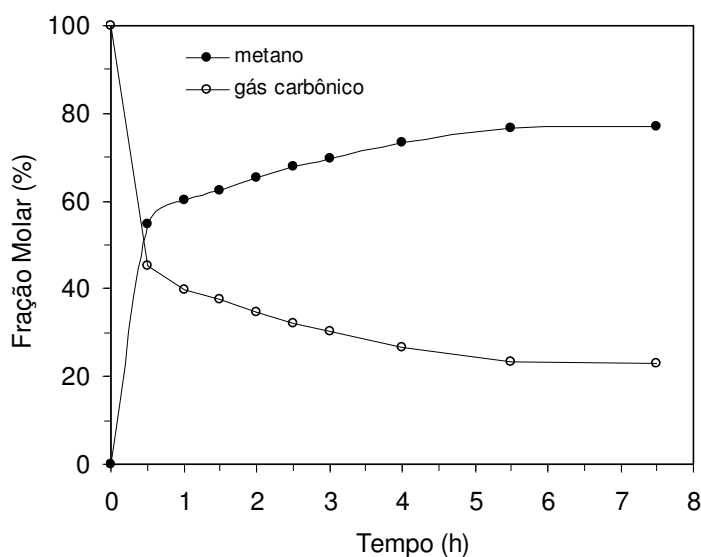


Figura 4.46 – Perfil de fração molar de metano e de gás carbônico na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

4.5.2. Aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo na operação com alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

No 22º dia de operação na Etapa III (50º dia considerando todo o tempo de operação) foi aplicada uma carga de choque com concentração de 4290,7 mgDQO/L durante um ciclo (8 h). No ciclo seguinte ao da aplicação da carga de choque, avaliou-se a concentração de matéria orgânica no efluente para amostra não filtrada e filtrada cujos valores foram de 1067,6 mgDQO/L e 1015,8 mgDQO/L, respectivamente. Os valores da eficiência de remoção para a amostra não filtrada e para a amostra filtrada foram 48,0 e 50,5% respectivamente.

Além disso, no ciclo seguinte ao da aplicação da carga de choque foram obtidos os perfis de concentração de matéria orgânica, de ácidos voláteis, de alcalinidade e de pH conforme mostrado a seguir.

4.5.3. Perfis obtidos ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo na operação com alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

No ciclo seguinte ao da aplicação de carga de choque foram obtidos os perfis de concentração de matéria orgânica, de ácidos voláteis, de alcalinidade e de pH conforme

mostrado nas Figuras 4.47 a 4.50. O valor da concentração inicial do substrato no reator (C_{S0}) foi igual a 1014,5 mgDQO/L e o da concentração residual média de matéria orgânica (C_{SR}) igual a 789,8 mgDQO/L. Os valores experimentais são apresentados no Anexo III.

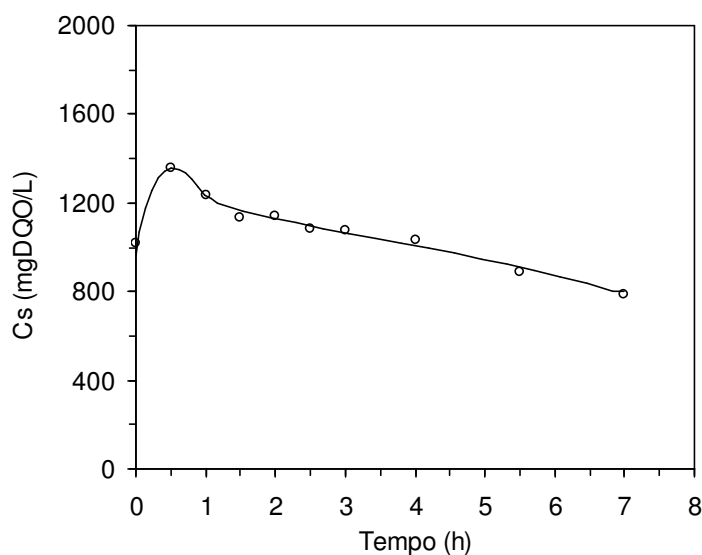


Figura 4.47 – Perfil de concentração de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L

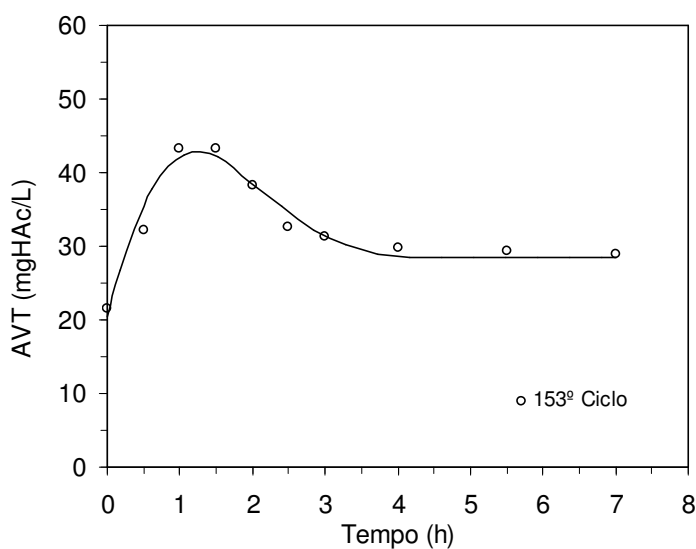


Figura 4.48 – Perfil de concentração de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L

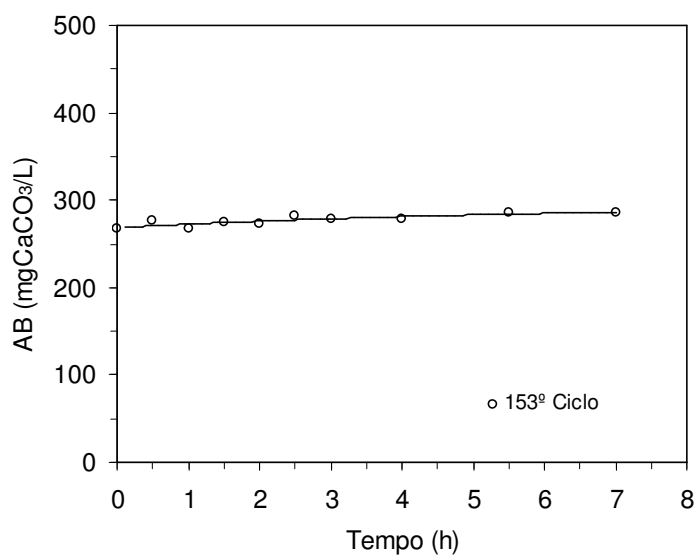


Figura 4.49 – Perfil de alcalinidade a bicarbonato (AB) na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L

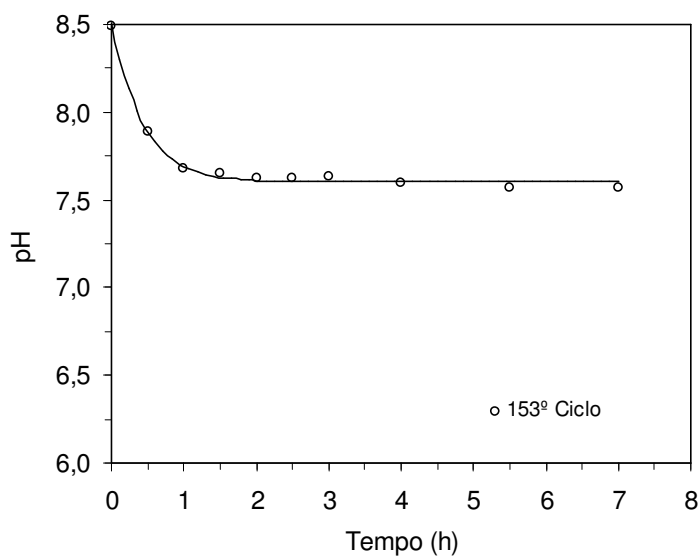


Figura 4.50 – Perfil da variação de pH na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas ao longo do ciclo seguinte à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L

4.5.4. Operação posterior à aplicação de carga de choque com 4000 mgDQO/L durante um ciclo na operação com alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

Após a aplicação de carga de choque de, aproximadamente, 4000 mgDQO/L durante um ciclo (8 h) o reator foi operado durante 12 dias (36 ciclos). Neste período os valores de concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas (627,3 mgDQO/L) e para amostras filtradas (550,6 mgDQO/L) e de eficiência de remoção para amostras não filtradas ($69 \pm 4 \%$) e para amostras filtradas ($73 \pm 3 \%$) foram melhores que os valores do período anterior ao da aplicação da carga de choque (634,4 mgDQO/L e 593,7 mgDQO/L, respectivamente), conforme observa-se nas Figuras 4.39 e 4.40. Além disso, os valores de concentração de ácidos voláteis foram baixos, aproximadamente 30,0 mgHAc/L.

Desta forma, observa-se que o AnSBBR foi robusto quando submetido a perturbação por aplicação de carga de choque orgânica, no tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com 2000 mgDQO/L, e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas. Ressalta-se que o sistema foi apto para absorver carga de choque 100% superior a carga de operação.

Obteve-se eficiência de remoção de $72 \pm 7 \%$ em termos de amostras filtradas, para carga orgânica volumétrica de 6,16 gDQO/L.d. Observa-se, também, que a concentração de ácidos voláteis totais foi baixa tanto no afluente (26 ± 3 mgHAc/L) quanto no efluente (30 ± 4 mgHAc/L). O afluente apresentou valores médios de alcalinidade a bicarbonato de 314 ± 25 mgCaCO₃/L, enquanto os valores médios do efluente foram de 368 ± 18 mgCaCO₃/L. A composição do biogás gerado, ao final do ciclo, era de 76,9% de metano e 23,1% de gás carbônico.

Na Tabela 4.7 são apresentados os valores médios das variáveis monitoradas na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas. Observa-se que a alteração na estratégia de alimentação, de batelada (alimentação do volume de 2,0 L em 10 minutos) para batelada seguida de batelada alimentada (alimentação do volume em duas partes: 1,0 L em 10 minutos e 1,0 L em 4 horas), resultou em aumento da concentração residual de matéria orgânica em termos de amostras filtradas e não filtradas, e, conseqüentemente, diminuição da eficiência de remoção. Quanto aos ácidos voláteis totais e alcalinidade a bicarbonato os valores foram muito próximos para as duas estratégias implementadas. Desta forma para o tratamento de

Água Residuária de Indústria Metalúrgica com 2000 mgDQO/L a operação com alimentação em batelada ofereceu uma pequena vantagem em relação a operação com alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas.

Tabela 4.7 – Valores médios das variáveis monitoradas na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada e em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

Alimentação	Batelada		Batelada Alimentada	
Variável	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
C _{ST} (mgDQO/L)	2026 ± 163 (38)	456 ± 77 (25)	2052 ± 89 (17)	632 ± 135 (21)
ε _{ST} (%)	-	77 ± 4 (25)	-	69 ± 7 (21)
C _{SF} (mgDQO/L)	-	397 ± 66 (25)	-	577 ± 134 (21)
ε _{SF} (%)	-	80 ± 3 (25)	-	72 ± 7 (21)
AVT (mgHAc/L)	27 ± 6 (32)	25 ± 6 (20)	26 ± 3 (10)	30 ± 4 (11)
AB (mgCaCO ₃ /L)	321 ± 13 (32)	340 ± 25 (20)	314 ± 25 (10)	368 ± 18 (11)
pH	9,1 ± 0,5 (32)	7,3 ± 0,1 (20)	9,3 ± 0,1 (10)	7,6 ± 0,1 (11)
ST (mg/L)	791 ± 79 (7)	626 ± 66 (7)	805 ± 46 (6)	663 ± 97 (6)
SVT (mg/L)	519 ± 78 (7)	367 ± 73 (7)	537 ± 89 (6)	408 ± 59 (6)
SST (mg/L)	49 ± 15 (7)	73 ± 7 (7)	55 ± 11 (6)	77 ± 10 (6)
SSV (mg/L)	39 ± 17 (7)	67 ± 6 (7)	43 ± 12 (6)	72 ± 9 (6)
Volume (L)	2,17 ± 0,09 (26)	2,17 ± 0,09 (26)	2,01 ± 0,1 (17)	2,01 ± 0,1 (17)

* Os valores entre parênteses referem-se ao número de amostras analisadas

Uma justificativa para explicar esse comportamento pode ser feita, inicialmente, com base no contato entre a água residuária e a biomassa, pois sendo o reator com biomassa imobilizada, o contato com toda a biomassa apenas ocorre quando o reator está completo, ou seja, o volume total de 2,0 L foi alimentado. Assim, quando se alimenta apenas 1 L em 10 min e o restante (1,0 L) em 4 horas, parte da biomassa não entra em contato com a água residuária senão apenas gradualmente após 4 horas.

Além disso, a alimentação gradual faz reduzir o valor máximo de concentração de matéria orgânica de aproximadamente 1500 mgDQO/L no início do ciclo da condição em batelada (Figura 4.27) para 1200 mgDQO/L no tempo de ciclo de 1 hora na condição em batelada alimentada (Figura 4.41). Quanto aos ácidos voláteis totais, o valor máximo de aproximadamente 40 mgHAc/L no tempo de ciclo de 1 hora para a condição em batelada (Figura 4.28) fica em torno de 35 mgHAc/L no tempo de ciclo de 2 horas para a condição em batelada alimentada (Figura 4.42). Dessa forma, essa redução nos valores máximos encontrados ao longo do ciclo pode ser uma vantagem quando o composto em questão pode exercer um efeito tóxico, mas diminui a velocidade de reação de consumo de matéria orgânica

e de ácidos voláteis por essa ser proporcional à concentração.

Estes resultados são muito importantes principalmente considerando que a geração de efluentes industriais depende do processo envolvido, podendo apresentar flutuações consideráveis em termos de volume. Desta forma, nas condições em que o volume de efluente é considerado suficiente para alimentar o reator em um período curto, isto é, com alta vazão de alimentação, o sistema poderá ser operado em batelada. Em caso de volume gerado reduzido, este poderá ser alimentado ao reator com uma vazão reduzida, o que caracteriza uma alimentação em batelada alimentada, sem grandes prejuízos para o sistema.

4.6. Eficiência e estabilidade do AnSBBR submetido a diferentes condições de operação

As Tabelas 4.8 a 4.11 apresentam os valores médios das variáveis monitoradas para todas as condições desse trabalho, no qual foi estudado o reator anaeróbio operado em batelada sequencial (AnSBBR) em ciclos de 8 horas com biomassa imobilizada em suporte inerte de espuma de poliuretano Cubos de 5 mm) e agitação mecânica de 400 rpm (1 impelidor tipo hélice de três lâminas) a 30°C, tratando por ciclo 2,0 litros de efluente do processo de produção de indústria metalúrgica. O AnSBBR foi submetido a cinco diferentes condições experimentais em termos de concentração afluente (500, 1000, 2000 e 3000 mgDQO/L), cargas de choque (100% superiores a concentração de operação) e tempos de enchimento (batelada durante 10 minutos e batelada durante 10 minutos seguida de batelada alimentada durante 4 horas).

Tabela 4.8 – Valores médios das variáveis monitoradas nos ensaios

Condição*	t_F/t_C	C_{SA}	C_S (mgDQO/L)		ϵ_S (%)		V
		(mgDQO/L)	C_{ST}	C_{SF}	ϵ_{ST} (%)	ϵ_{SF} (%)	
B-500	0,02	500 ± 37	80 ± 7	67 ± 8	84 ± 1	87 ± 2	2,03 ± 0,05
B-1000	0,02	1039 ± 121	173 ± 61	151 ± 60	84 ± 6	86 ± 6	2,03 ± 0,09
B-2000	0,02	2026 ± 163	456 ± 77	397 ± 66	77 ± 4	80 ± 3	2,17 ± 0,09
B-3000	0,02	3125 ± 210	1234 ± 222	1099 ± 216	61 ± 7	65 ± 7	2,14 ± 0,07
BA-2000	0,50	2052 ± 89	632 ± 135	577 ± 134	69 ± 7	72 ± 7	2,01 ± 0,05

*: B – operação em batelada; BA – operação em batelada seguida de batelada alimentada (4 h)

Tabela 4.9 – Valores médios das variáveis monitoradas nos ensaios

Condição*	NaHCO ₃ /DQO (mgNaHCO ₃ /mgDQO)	AB		AVT		C _{CH4} ** (mmol/L)
		(mgCaCO ₃ /L)		(mgHAc/L)		
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	
B-500	200/500	214 ± 17	227 ± 40	27 ± 7	28 ± 8	0,55 (42%)
B-1000	200/1000	250 ± 22	268 ± 28	31 ± 11	31 ± 11	1,65 (61%)
B-2000	200/2000	321 ± 13	340 ± 25	27 ± 6	25± 6	5,20 (78%)
B-3000	200/3000	384 ± 33	399 ± 30	33 ± 5	33 ± 7	-
BA-2000	200/2000	314 ± 25	368 ± 18	26 ± 3	30 ± 4	4,10 (77%)

*: B – operação em batelada; BA – operação em batelada seguida de batelada alimentada (4 h)

: entre parênteses tem-se a proporção de metano na mistura CH₄/CO₂Tabela 4.10** – Valores médios das variáveis monitoradas nos ensaios

Condição*	ST (mg/L)		SVT (mg/L)		SST (mg/L)		SSV (mg/L)	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
B-500	510 ± 65	494 ± 15	285 ± 93	223 ± 40	42 ± 14	63 ± 16	25 ± 8	46 ± 12
B-1000	609 ± 66	581 ± 52	361 ± 53	352 ± 15	54 ± 19	80 ± 15	36 ± 12	54 ± 13
B-2000	791 ± 79	626 ± 66	519 ± 78	367 ± 73	49 ± 15	73 ± 7	39 ± 17	67 ± 6
BA-2000	805 ± 46	663 ± 97	537 ± 89	408 ± 59	55 ± 11	77 ± 10	43 ± 12	72 ± 9

*: B – operação em batelada; BA – operação em batelada seguida de batelada alimentada (4 h)

Tabela 4.11 – Valores médios das variáveis monitoradas nos ensaios

Condição*	COVA (gDQO/L.d)	COEA** (mgDQO/gSVT.d)	COVR _{SF} (gDQO/L.d)	COER _{SF} ** (mgDQO/gSVT.d)	Y _{C-CH₄/DQO} *** (mmolCH ₄ /gDQO)
B-500	1,50	27,8	1,31	24,3	1,26
B-1000	3,12	57,8	2,68	49,6	1,85
B-2000	6,08	112,6	4,86	90,0	3,21
BA-2000	6,16	114,1	4,43	82,0	2,78

*: B – operação em batelada; BA – operação em batelada seguida de batelada alimentada (4 h)

** 98,4 g de espuma limpa e 2626 g de espuma inoculada ($R_{\text{espuma-inoculada/espuma-limpa}} = 26,7$)

$C'_{X-ST} = 1,26$ gST/g-espuma limpa; $X_{ST} = 124$ gST

$C'_{X-TVS} = 1,10$ gTVS/g-espuma limpa; $X_{TVS} = 108$ gTVS ($R_{TVS/TS} = 87\%$)

Volume de meio líquido tratado por ciclo = 2000 mL

Volume total de meio líquido no reator = $2000 + (2626 - 98,4 - 124) = 4404$ mL

** $C_{X-ST} = 28,2$ gST/L (considerando o volume total de meio líquido de 4,404 L)

$C_{X-SVT} = 24,5$ gSVT/L (considerando o volume total de meio líquido de 4,404 L)

** $C_{X-ST} = 62$ gST/L (considerando o volume total de meio líquido de 2,0 L)

$C_{X-SVT} = 54$ gSVT/L (considerando o volume total de meio líquido de 2,0 L)

Na primeira condição, o AnSBBR foi operado em bateladas sequenciais, com agitação constante de 400 rpm a 30°C, em ciclos de 8 h e durante 30 dias (90 ciclos) tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com concentração de 500 ± 37 mgDQO/L, resultando em uma carga orgânica volumétrica aplicada de 1,50 gDQO/L.d com a suplementação do afluente com 200 mgNaHCO₃/L.

Foi possível observar que em um curto período de tempo o sistema apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, conforme se observa na Figura 4.51, atingindo uma remoção de 87% para um carga orgânica volumétrica removida de 1,31 gDQO/L.d, em termos de amostras filtradas. A concentração de ácidos voláteis totais foi baixa, tanto no afluente (27 ± 7 mgHAc/L) quanto no efluente (28 ± 8 mgHAc/L). Houve geração de alcalinidade a bicarbonato, sendo que o afluente apresentou valores médios de 214 ± 17 mgCaCO₃/L, enquanto os valores médios do efluente foram 227 ± 40 mgCaCO₃/L. A concentração de metano no “head-space” do reator foi de 0,55 mmol/L correspondendo a uma razão de 42% entre metano e dióxido de carbono.

No 28º dia de operação foi aplicada uma carga de choque com concentração de

1020,8 mgDQO/L (100% superior a carga de operação) durante um ciclo (8 h). Após a aplicação desta carga de choque o reator foi operado durante 2 dias (6 ciclos) apresentando praticamente os mesmos valores de concentração de matéria orgânica e de eficiência de remoção para amostras não filtradas e filtradas do período anterior ao da aplicação da carga de choque.

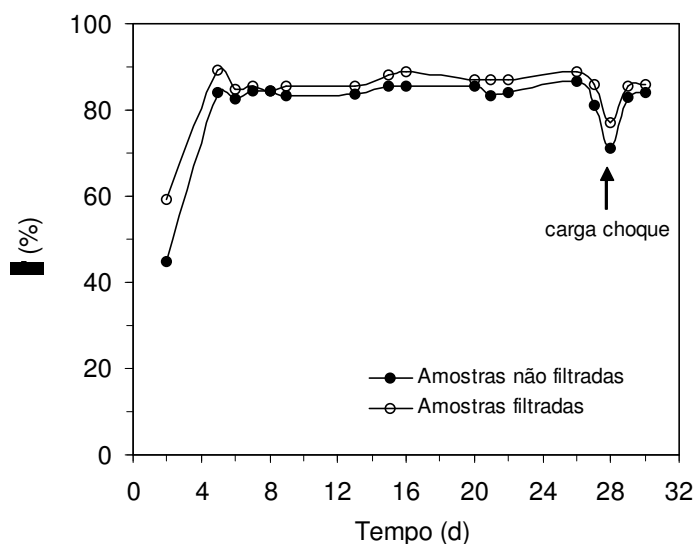


Figura 4.51 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 500 mgDQO/L

Na segunda condição, o AnSBBR foi operado por 53 dias (159 ciclos), tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com concentração de 1039 ± 121 mgDQO/L, resultando em uma carga orgânica volumétrica aplicada de 3,12 gDQO/L.d com a suplementação do afluente com 200 mgNaHCO₃/L.

Foi possível observar que em um curto período de tempo o sistema apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, conforme se observa na Figura 4.52, atingindo uma remoção de 86% para um carga orgânica volumétrica removida de 2,68 gDQO/L.d, em termos de amostras filtradas. A concentração de ácidos voláteis totais foi baixa, tanto no afluente (31 ± 11 mgHAc/L) quanto no efluente (31 ± 11 mgHAc/L). O afluente apresentou valores médios de alcalinidade a bicarbonato de 250 ± 22 mgCaCO₃/L enquanto os valores médios do efluente foram 268 ± 28 mgCaCO₃/L. Comparando estes valores de alcalinidade a bicarbonato, com os valores da condição anterior (214 ± 17 mgCaCO₃/L), observa-se que houve aumento de alcalinidade embora tenha sido mantida a suplementação em 200 mgNaHCO₃/L. Esse aumento se justifica pelo aumento na

concentração do afluente, uma vez que o afluente contém compostos alcalinos em sua composição. A concentração de metano no “head-space” do reator foi de 1,61 mmol/L correspondendo a uma razão de 61% entre metano e dióxido de carbono.

No 50º dia de operação foi aplicada uma carga de choque com concentração de 1874,9 mgDQO/L, durante um ciclo (8 h). Após a aplicação desta carga de choque, o reator foi operado durante 3 dias (9 ciclos) apresentando, praticamente, os mesmos valores de concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas e filtradas e de eficiência de remoção para amostras não filtradas e filtradas do período anterior ao da aplicação da carga de choque, conforme se observa na Figuras 4.52.

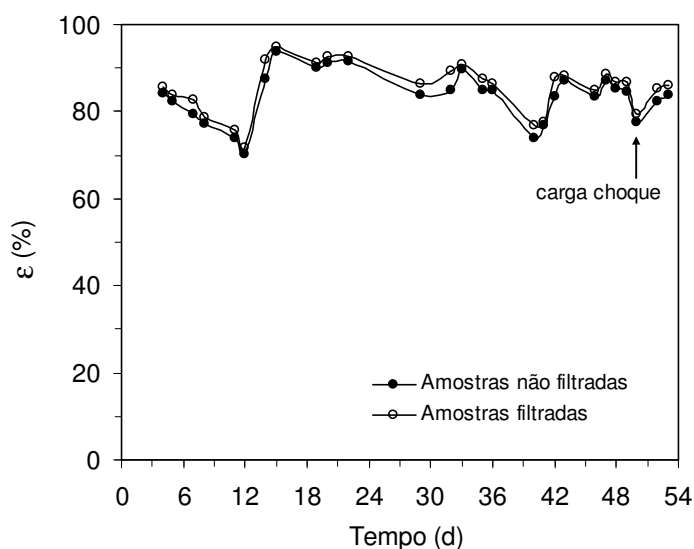


Figura 4.52 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 1000 mgDQO/L

Na terceira condição, o AnSBBR foi operado por 45 dias (135 ciclos), tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com concentração de 2026 ± 163 mgDQO/L, resultando em uma carga orgânica volumétrica aplicada de 6,08 gDQO/L.d com a suplementação do afluente com 200 mgNaHCO₃/L.

Foi possível observar que em um curto período de tempo o sistema apresentou valores estáveis de concentração de matéria orgânica no efluente, conforme se observa na Figura 4.53, atingindo uma remoção de 80% para um carga orgânica volumétrica removida de 4,86 gDQO/L.d, em termos de amostras filtradas. Observa-se, também, que a concentração de ácidos voláteis totais foi baixa tanto no afluente (37 ± 6 mgHAc/L) quanto no efluente (25 ± 6 mgHAc/L). O afluente apresentou valores médios de alcalinidade a bicarbonato de

$321 \pm 13 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ enquanto os valores médios do efluente foram de $340 \pm 25 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$. Comparando estes valores de alcalinidade a bicarbonato com os valores das condições anteriores, observa-se que houve aumento de alcalinidade embora tenha sido mantida a suplementação em $200 \text{ mgNaHCO}_3/\text{L}$. Conforme justificado na condição anterior, esse aumento ocorreu devido ao aumento na concentração do afluente, que apresenta compostos alcalinos em sua composição. A concentração de metano no “head-space” do reator foi de $5,20 \text{ mmol/L}$ correspondendo a uma razão de 78% entre metano e dióxido de carbono.

No 38º dia de operação foi aplicada uma carga de choque com concentração de $4398,6 \text{ mgDQO/L}$ durante um ciclo (8 h). Após a aplicação desta carga de choque o reator foi operado durante 7 dias (21 ciclos) apresentando praticamente os mesmos valores médios de concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas e filtradas e de eficiência de remoção para amostras não filtradas e filtradas do período anterior ao da aplicação da carga de choque, conforme observa-se na Figura 4.53.

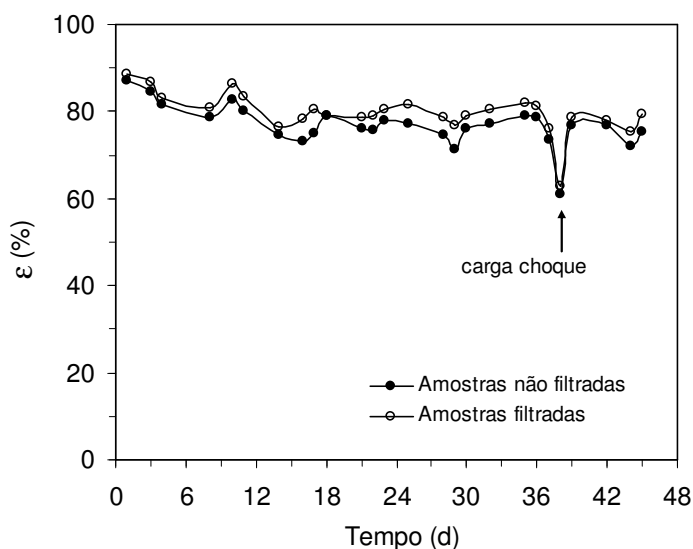


Figura 4.53 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L

Na quarta condição, o AnSBBR foi operado em seis etapas (Etapas I a VI) conforme apresentado na Figura 4.54. A suplementação de alcalinidade foi de $200 \text{ mgNaHCO}_3/\text{L}$ em todas as etapas.

Ressalta-se que após a finalização da operação com concentração de 2000 mgDQO/L o estudo do aumento da concentração do afluente no AnSBBR foi interrompido por

problemas técnicos. Assim, a retomada da operação do AnSBBR foi feita de modo a aumentar a concentração do afluente gradualmente no intuito de adaptar a biomassa a uma maior concentração afluente, no qual seria submetida nessa condição. Tal decisão também foi motivada pela diminuição da eficiência ocorrida entre as duas últimas condições, o que indicava que o reator estaria chegando ao limite de operação em termos de carga orgânica aplicada com a concentração afluente em 2000 mgDQO/L.

Diante do exposto, a Etapa I constou em operar o AnSBBR durante 3 dias (9 ciclos) tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com concentração de 528 ± 41 mgDQO/L. Neste período obteve-se eficiência de remoção, em termos de amostras filtradas, de $83 \pm 1\%$. Na sequência, na Etapa II, a concentração do afluente foi aumentada para 964 ± 45 mgDQO/L, sendo o sistema operado por 6 dias (18 ciclos). Obteve-se eficiência de remoção de $83 \pm 2\%$. Na Etapa III, a concentração do afluente foi aumentada para 2079 ± 122 mgDQO/L, sendo o sistema operado por 12 dias (36 ciclos). Como se obteve a mesma eficiência de remoção ($79 \pm 1\%$) da operação anterior a interrupção da operação do AnSBBR, concluiu-se que a biomassa já encontrava-se apta a ser submetida ao afluente com 3000 mgDQO/L. Desta forma, na Etapa IV o AnSBBR foi alimentado com *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com concentração de 3125 ± 210 mgDQO/L durante 30 dias (90 ciclos). Neste período de operação, obteve-se baixa eficiência de remoção ($65 \pm 7\%$), altos valores de concentração residual de matéria orgânica em termos de amostras filtradas ($C_{SR} = 1099 \pm 216$ mgDQO/L), não tendo sido atingida a estabilidade operacional. Não houve acúmulo de ácidos voláteis, sendo a concentração dos mesmos no efluente muito próxima a concentração do afluente (33 ± 6 mgHAc/L).

Na Etapa V diminuiu-se a concentração do afluente para 2107 ± 136 mgDQO/L no intuito de verificar se haveria retomada nos valores das variáveis monitoradas para os valores anteriores ao da operação com concentração de 3000 mgDQO/L. Não obteve-se sucesso nesta estratégia uma vez que, após operação por 16 dias (48 ciclos), a eficiência aumentou para $68 \pm 5\%$, isto é, inferior a esperada, de 80%. A Etapa VI constou em diminuir ainda mais a concentração do afluente, para 483 ± 62 mgDQO/L, visando o mesmo objetivo da Etapa V. Novamente a estratégia não foi efetiva, pois após operação por 12 dias (36 ciclos) não obteve-se a eficiência remoção desejada, isto é, próxima de $87 \pm 1,5\%$, quando o AnSBBR foi operado com 500 ± 37 mgDQO/L, porém anterior a operação com 3125 ± 210 mgDQO/L.

Dessa foram, pode-se concluir que o AnSBBR não apresentou bons resultados no tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com concentração de

3125 ± 210 mgDQO/L e, assim, o valor de concentração de 2000 mgDQO/L pareceu ser o valor de concentração limite para a configuração em questão.

Diante do exposto, na continuidade da execução das etapas do projeto optou-se por diminuir a concentração da água residuária alimentada ao AnSBBR para 2000 mgDQO/L e estudar o efeito da alteração na estratégia de alimentação do AnSBBR, que constou em manter o mesmo volume de afluente alimentado, mas alterar o tempo de enchimento do reator, passando de uma operação com alimentação em batelada (10 min) para uma operação com alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas.

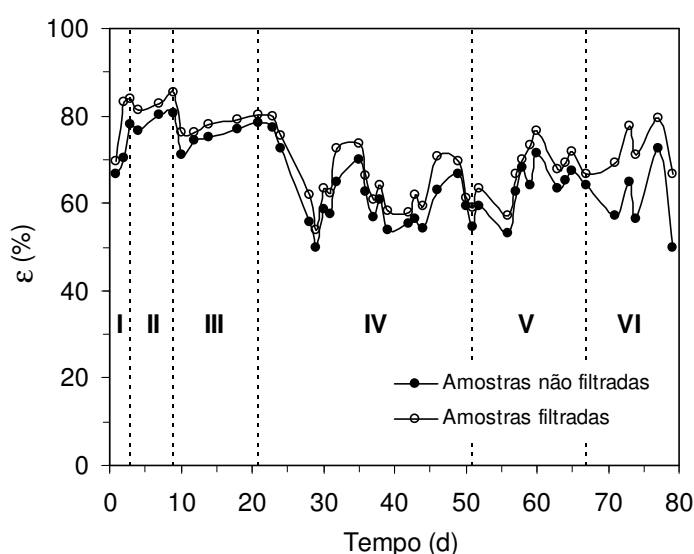


Figura 4.54 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 3000 mgDQO/L

Na quinta condição, foi necessária a re-inoculação do AnSBBR devido aos resultados negativos obtidos na condição anterior. Assim, após o procedimento de lavagem da espuma de poliuretano e de inoculação, optou-se por aumentar a concentração do afluente, gradativamente, de forma a adaptar novamente a biomassa à *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*. Desta forma, nessa condição o AnSBBR foi operado em três etapas (Etapas I a III), conforme apresentado na Figura 4.55.

A Etapa I constou em operar o AnSBBR com concentração de 546 ± 36 mgDQO/L por 16 dias (48 ciclos). Neste período obteve-se eficiência de remoção, em termos de amostras filtradas, de $84 \pm 2\%$. Na sequência, na Etapa II, a concentração do afluente foi aumentada para 1028 ± 78 mgDQO/L, sendo o sistema operado por 12 dias (36 ciclos), obtendo-se eficiência de remoção de $85 \pm 2\%$. Desta forma a biomassa presente no AnSBBR

já encontrava-se apta a ser submetida ao afluente com 2000 mgDQO/L.

Na Etapa III, aumentou-se a concentração do afluente para 2052 ± 89 mgDQO/L. Além disso, alterou-se a estratégia de alimentação do afluente. A estratégia constou em manter o mesmo volume de afluente (2,0 L) alimentado ao AnSBBR das condições anteriores, porém, metade deste volume (1,0 L) foi alimentado em 10 minutos, e a outra metade foi alimentado em batelada alimentada durante 4 horas. O sistema foi operado por 34 dias (102 ciclos) sendo no 22º dia de operação (50º dia considerando todo o tempo de operação) submetido, durante um ciclo, a uma carga de choque com concentração de 4290,7 mgDQO/L. Após a aplicação da referida carga de choque, o sistema foi operado por 12 dias (36 ciclos). Neste período, os valores de concentração de matéria orgânica para amostras não filtradas (627,3 mgDQO/L) e para amostras filtradas (550,6 mgDQO/L) e de eficiência de remoção para amostras não filtradas ($69,4 \pm 4\%$) e para amostras filtradas ($73,2 \pm 3\%$) foram melhores que os valores do período anterior ao da aplicação da carga de choque ($69,1 \pm 8\%$ e $69,1 \pm 8\%$, respectivamente), conforme observa-se na Figura 4.55. Além disso, os valores de concentração de ácidos voláteis foram baixos, aproximadamente 30 mgHAc/L.

Desta forma, observa-se que o AnSBBR foi robusto quando submetido a perturbação por aplicação de carga de choque orgânica, no tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica*, com 2000 mgDQO/L, e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas. Obteve-se eficiência de remoção de $72 \pm 7\%$ em termos de amostras filtradas, para carga orgânica volumétrica aplicada de 6,16 gDQO/L.d e removida de 4,43 gDQO/L.d. A concentração de ácidos voláteis totais foi baixa tanto no afluente (26 ± 3 mgHAc/L) quanto no efluente (30 ± 4 mgHAc/L). O afluente apresentou valores médios de alcalinidade a bicarbonato de 314 ± 25 mgCaCO₃/L enquanto os valores médios do efluente foram de 368 ± 18 mgCaCO₃/L.

Este valor de eficiência de remoção, $72 \pm 7\%$, foi inferior ao obtido para a condição com alimentação em batelada, que foi de $80 \pm 3\%$. Além disso, para a operação com alimentação em batelada, a qualidade do efluente foi melhor, uma vez que os valores de concentração residual de matéria orgânica foram menores. Quanto aos ácidos voláteis totais e alcalinidade a bicarbonato, os valores foram muito próximos para as duas estratégias implementadas. Portanto, a estratégia de alterar a alimentação de batelada para batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas, mantendo-se a carga orgânica aplicada em 6,1 gDQO/L.d com concentração afluente de, aproximadamente, 2000 mgDQO/L, ofereceu uma pequena vantagem para a operação com alimentação em batelada. Estes resultados são

muito importantes, principalmente considerando que a geração de efluentes industriais depende do processo envolvido, podendo apresentar flutuações consideráveis em termos de volume. Desta forma, nas condições em que o volume de efluente é considerado suficiente para alimentar o reator em um período curto, o sistema poderá ser operado em batelada. Em caso de volume gerado reduzido, este poderá ser alimentado ao reator com uma vazão reduzida, o que caracteriza uma alimentação em batelada seguida de batelada alimentada, sem grandes prejuízos para o sistema.

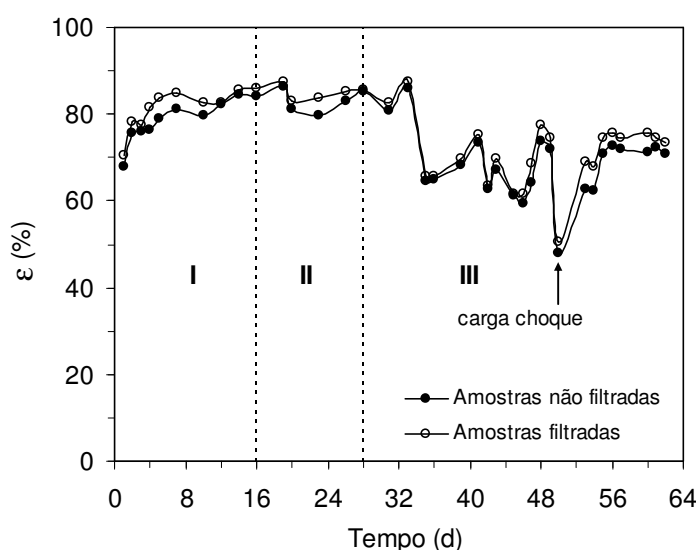


Figura 4.55 – Eficiência de remoção de matéria orgânica na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas

4.7. Perfis ao longo do ciclo de operação do AnSBBR com 500 a 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada – Modelos I e II

Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais obtidos em duplicata, considerando-se as amostras filtradas, ao longo do ciclo de operação, para as condições de operação com 500 a 2000 mgDQO/L. No ajuste do modelo foram consideradas duas alternativas:

Modelo I – utilizou a concentração residual experimental de matéria orgânica, através da média dos dois últimos valores de concentração de matéria orgânica dos dois perfis de cada condição (C_{SRE}). Sendo este valor fixo obteve-se, portanto, somente o parâmetro cinético de primeira ordem (k_{S-I}); e

Modelo II – permitiu o ajuste do parâmetro cinético de primeira ordem (k_{S-II}) e da concentração residual de matéria orgânica (C_{SRA} – concentração residual ajustada de matéria orgânica).

A Figura 4.56 apresenta os resultados dos perfis de concentração de matéria orgânica obtidos pelo o ajuste dos Modelos I e II, para as condições com 500 a 2000 mgDQO/L (1,50 a 6,08 gDQO/L.d). A Tabela 4.12 apresenta os valores da concentração de matéria orgânica do afluente (C_{AFL}), da concentração inicial experimental de matéria orgânica (C_{S0}), da concentração residual experimental de matéria orgânica (C_{SRE}), do parâmetro cinético aparente de primeira ordem (Modelo I: k_{S-I} e Modelo II: k_{S-II}), da concentração residual ajustada de matéria orgânica (C_{SRA}), além do respectivo valor do quadrado do coeficiente de correlação (R^2), obtidos do ajuste dos respectivos modelos cinéticos.

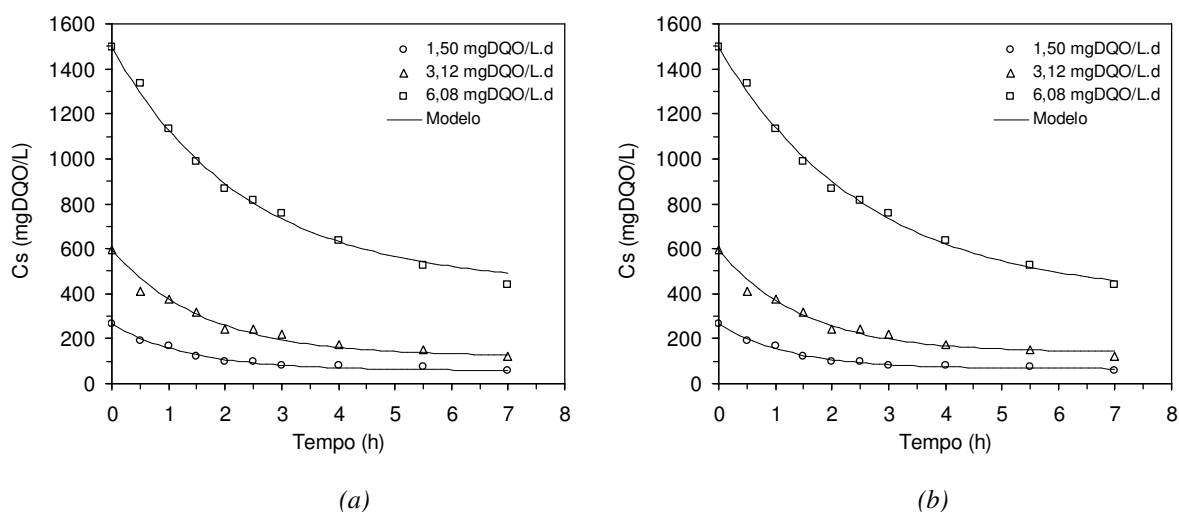


Figura 4.56 – Perfis de concentração de matéria orgânica nas operações com 500 a 2000 mgDQO/L com alimentação em batelada ajuste: (a) Modelo I e (b) Modelo II

Tabela 4.12 – Resumo do ajuste do modelo cinético de primeira ordem para as operações com 500 a 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada – Modelos I e II

C_{AFL} (mgDQO/L)	COV (gDQO/L.d)	C_{S0} (mgDQO/L)	Modelo I			Modelo II		
			k_{S-I} (h ⁻¹)	C_{SRE} (mgDQO/L)	R^2	k_{S-II} (h ⁻¹)	C_{SRA} (mgDQO/L)	R^2
500 ± 37	1,50	263,2	0,72	57,9	0,984	0,79	65,6	0,988
1039 ± 121	3,12	595,2	0,61	120,7	0,973	0,68	137,9	0,976
2026 ± 163	6,08	1493,5	0,43	440,6	0,994	0,39	384,3	0,996

Comparando-se os parâmetros cinéticos de primeira ordem obtidos pelos Modelos I e II (Figuras 4.57 e Tabela 4.12) observa-se que o comportamento foi semelhante para todas as COV estudadas, ou seja, com o aumento da COV houve diminuição do parâmetro cinético. Com relação às concentrações residuais de matéria orgânica, os valores de concentrações residuais ajustadas de matéria orgânica (C_{SRA}) (Modelo II) foram próximos aos valores obtidos experimentalmente (C_{SRE}) (Modelo I), devido ao período de estabilidade ocorrido no término dos ensaios. Além disso, a diminuição desse período de estabilidade no final do ciclo em função do aumento da carga orgânica volumétrica aplicada indica que o limite do reator seria próximo de 6 gDQO/L.d.

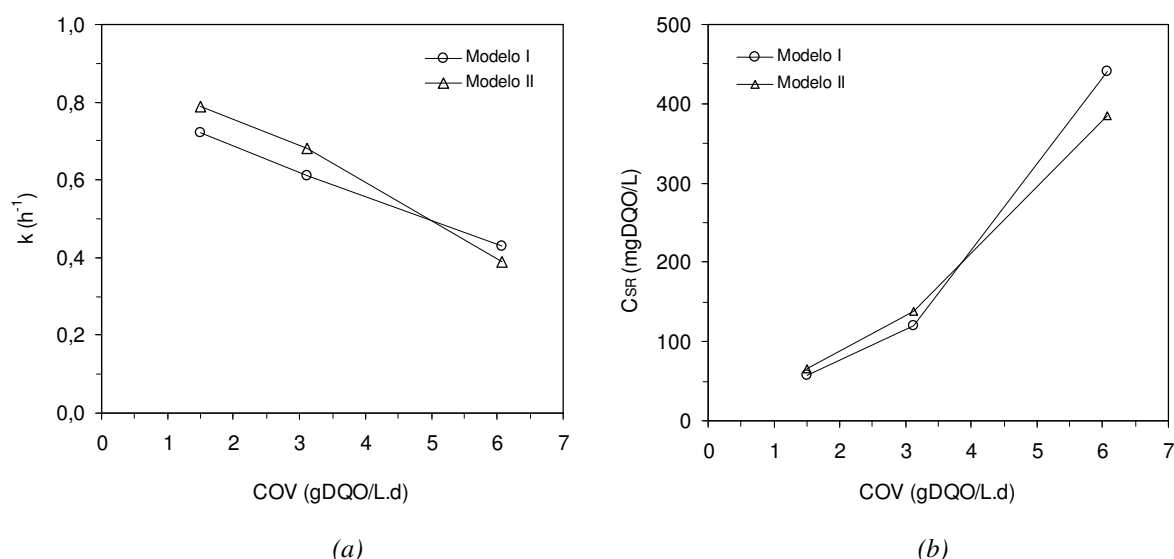


Figura 4.57 – Parâmetro cinético de primeira ordem (a) e concentração residual de matéria orgânica (b) em função da COV para o Modelo I e Modelo II

No intuito de corroborar com os resultados mostrados anteriormente, a Figura 4.58 apresenta os resultados de eficiência de remoção e da concentração residual experimental de matéria orgânica (C_{SRE}) em função da carga orgânica volumétrica (COV) para as condições de operação com 500 a 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada. Observa-se que o aumento da carga orgânica volumétrica aplicada resultou em queda de eficiência de remoção.

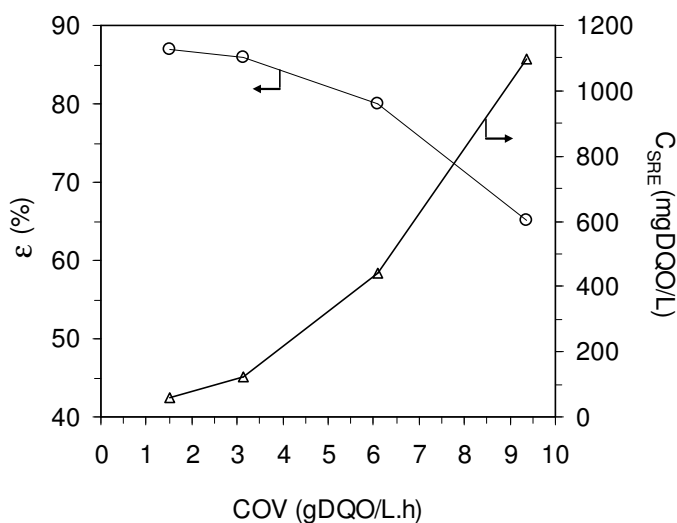


Figura 4.58 – Eficiência de remoção e concentração residual experimental de matéria orgânica (C_{SRE}) em função da carga orgânica volumétrica (COV) para as condições de operação com 500 a 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada

4.8. Perfis ao longo do ciclo de operação do AnSBBR com 500 a 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada e para 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas – Modelo III

Outro modelo cinético, também de primeira ordem e denominado Modelo III, foi ajustado aos valores experimentais para as operações com 500 a 2000 mgDQO/L com alimentação em batelada, e para a condição com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas. No Modelo III considerou-se a existência de uma concentração residual tanto de matéria orgânica (C_{SR}), quanto de ácidos voláteis totais (C_{AVTR}). As Figuras 4.59 a 4.62 apresentam os resultados dos perfis de concentração de matéria orgânica (C_S), de concentração de ácidos voláteis totais (C_{AVT}) e de concentração de metano (C_M) obtidos do ajuste do Modelo III. Na seqüência, a Tabela 4.13 apresenta os valores de C_{SR} , C_{AVTR} , parâmetros cinéticos (k_{1S} , k_{1AVT} , k_{2AVT} e k_{2M}), além do respectivo valor do quadrado do coeficiente de correlação (R^2), para tratamento de *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* para COV de 1,5 a 6,16 gDQO/L.d.

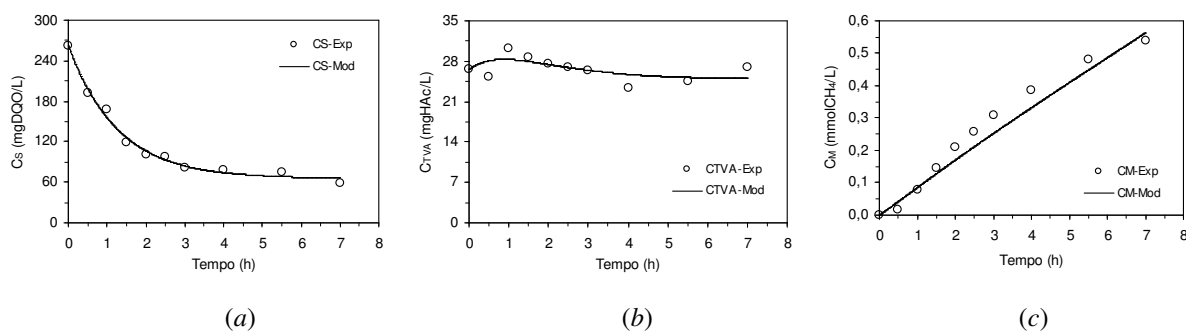


Figura 4.59 – Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 500 mgDQO/L (1,50 gDQO/L.d) e alimentação em batelada – Modelo III

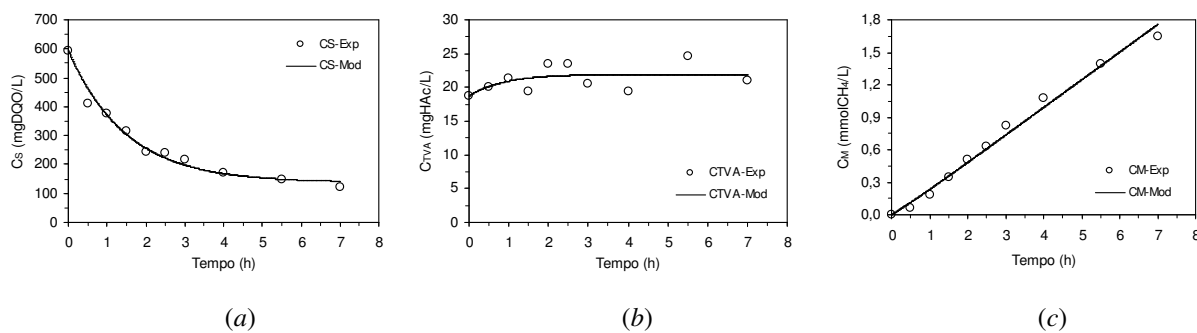


Figura 4.60 – Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 1000 mgDQO/L (3,12 gDQO/L.d) e alimentação em batelada – Modelo III

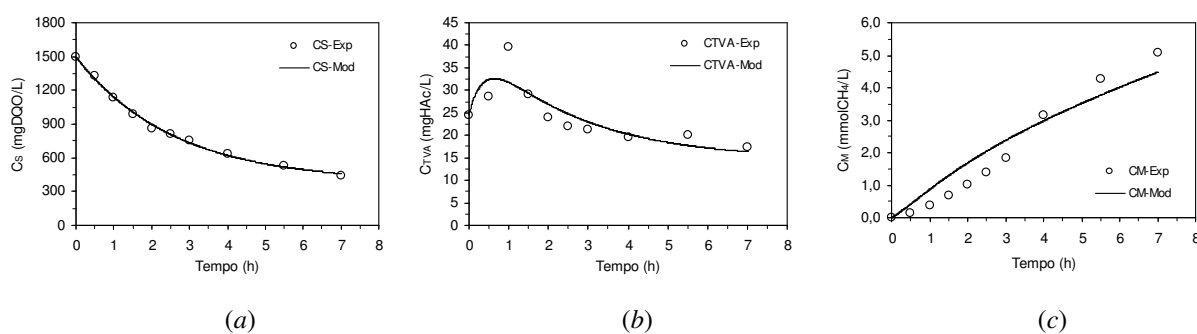


Figura 4.61 – Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 2000 mgDQO/L (6,08 gDQO/L.d) e alimentação em batelada – Modelo III

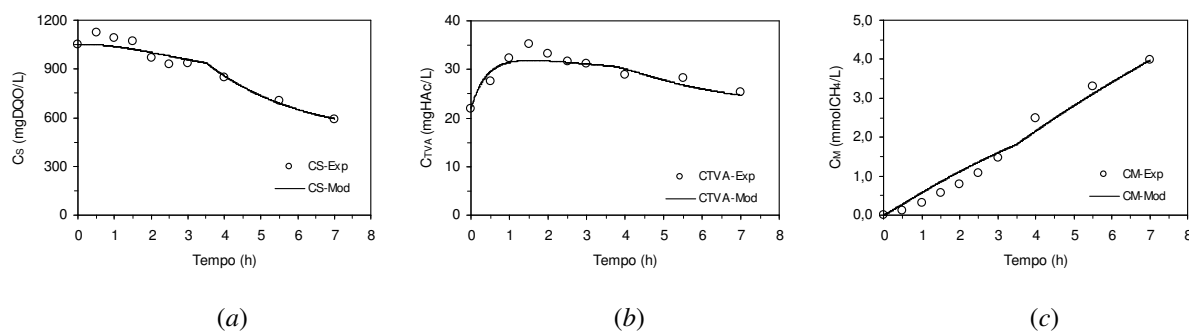


Figura 4.62 – Perfil de (a) C_S , (b) C_{AVT} e (c) C_M na operação com 2000 mgDQO/L (6,16 gDQO/L.d) e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas – Modelo III

Tabela 4.13 – Resumo do ajuste cinético no AnSBBR tratando *Água Residuária de Indústria Metalúrgica* com COV de 1,50 a 6,08 gDQO/L.d e alimentação em batelada, e com COV de 6,16 gDQO/L.d e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas – Modelo III

C_{AFL} (gDQO/L.d)	COV (gDQO/L.d)	k_{1S} (h ⁻¹)	k_{1AVT} (h ⁻¹)	k_{2AVT} (h ⁻¹)	k_{2M} (h ⁻¹)	C_{SRA} (mgDQO/L)	C_{AVTR} (mgHAc/L)	R^2
500 ± 37	1,50	0,79	3,0.10 ⁻²	0,98	0,003	65,6	24,9	0,8657
1039 ± 121	3,12	0,68	2,9.10 ⁻⁴	1,12	0,012	138,0	21,9	0,8356
2026 ± 163	6,08	0,39	6,0.10 ⁻²	2,72	0,028	385,0	14,5	0,9433
2052 ± 89	6,16	0,38	4,0.10 ⁻²	2,32	0,022	467,6	21,9	0,9655

Comparando-se os valores dos parâmetros cinéticos de primeira ordem e das concentrações residuais de matéria orgânica, obtidos pelo ajuste do Modelo II (Tabela 4.12) e do Modelo III (Tabela 4.13), pode-se observar que foram praticamente iguais para todas as COV.

Comparando-se a operação com COV de 6,08 gDQO/L.d com a operação com COV 6,16 gDQO/L.d, ou seja, quando se manteve a carga orgânica volumétrica imposta ao AnSBBR e alterou-se a estratégia de alimentação de batelada para batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas, observa-se que (considerando o Modelo III) o parâmetro cinético (k_{1S}) foi ligeiramente menor para a estratégia em batelada seguida de batelada alimentada (variou de 0,39 para 0,38 h⁻¹). Tal alteração causou aumento na concentração residual de matéria orgânica ajustada (de 385,0 mgDQO/L para 467,6 mgDQO/L), e na com relação à concentração residual de matéria orgânica experimental, também houve aumento (de

440,6 mgDQO/L para 591,4 mgDQO/L) (Figura 4.63), estando tais resultados coerentes com diminuição de eficiência de remoção em termos de amostras filtradas para a operação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas (de $80 \pm 3\%$ para $72 \pm 7\%$). A concentração de AVT foi maior, durante o ciclo, para a estratégia de alimentação em batelada seguida de batelada alimentada, conforme mostrado na Figura 4.63b, sendo que a concentração residual de AVT foi de 17,4 mgHAc/L para a operação com alimentação em batelada e de 25,4 mgHAc/L para a operação com alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas.

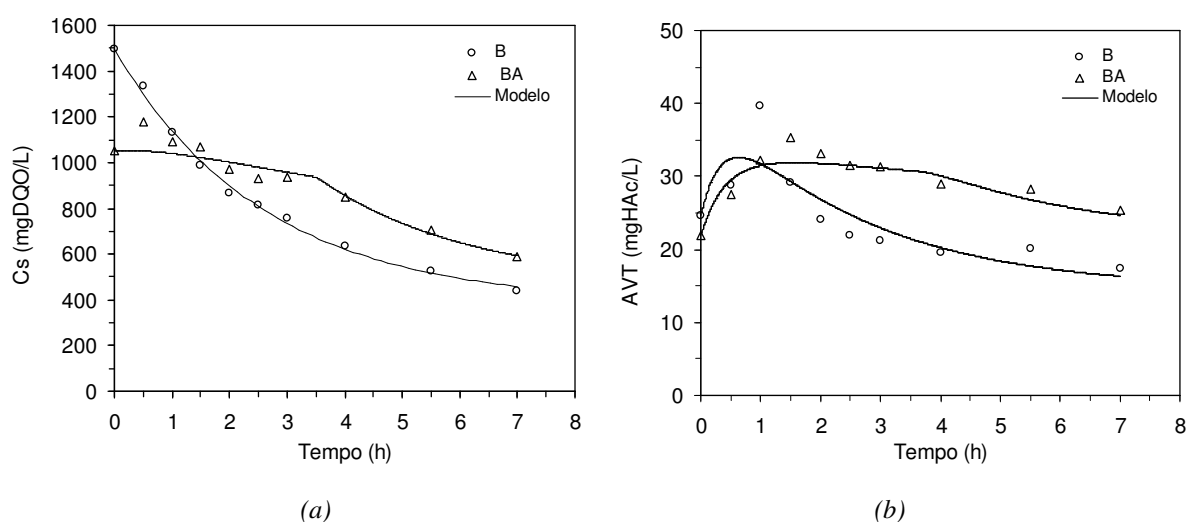


Figura 4.63 – Perfis de Cs (a) e de AVT (b) para as condições com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada (B) e alimentação em batelada seguida de batelada alimentada durante 4 horas (BA)

Desta forma, observa-se que a alteração da estratégia de alimentação, de batelada para batelada seguida de batelada alimentada (mantendo-se a carga orgânica aplicada ao AnSBBR), que resultou no aumento da concentração residual de matéria orgânica em termos de amostras filtradas e não filtradas, e consequentemente, na diminuição da eficiência de remoção, foi justificada com o ajuste do modelo, pois houve uma diminuição no parâmetro cinético que quantifica o consumo de substrato (k_{IS}) e também no parâmetro cinético que quantifica o consumo de ácidos voláteis totais (k_{IAVT}). Tal comportamento está em acordo com a justificativa apresentada anteriormente, de que a alimentação gradual faz reduzir o valor da concentração de matéria orgânica, minimizando os valores máximos acumulados, o que pode ser uma vantagem, mas também pode diminuir a eficiência do sistema.

5. CONCLUSÕES

A seguir são mostradas as principais conclusões referentes ao estudo do reator anaeróbio de 5,0 litros operado em batelada seqüencial (AnSBBR), em ciclos de 8 horas, contendo biomassa imobilizada em cubos de 5 mm de espuma de poliuretano e agitação mecânica de 400 rpm a 30°C, tratando por ciclo 2 litros de efluente do processo de produção de indústria metalúrgica, o qual foi submetido a cinco diferentes condições experimentais em termos de concentração afluente (500, 1000, 2000 e 3000 mgDQO/L) e tempos de enchimento em batelada de 10 min e em batelada de 10 min (1,0 L) seguida de batelada alimentada de 4 horas (1,0 L).

Na fase do estudo na qual o AnSBBR foi operado em batelada (tempo de alimentação de 10 min, ou seja, uma relação entre o tempo de enchimento e o tempo total de ciclo de 0,02) com o objetivo de avaliar qual seria a máxima concentração de afluente e, conseqüentemente, a maior carga orgânica (volumétrica e/ou específica) possível de ser aplicada na qual o sistema apresentasse estabilidade e eficiência. Assim, a eficiência de remoção de matéria orgânica foi de 87, 86 e 80% para os ensaios com concentração afluente de 500, 1000 e 2000 mgDQO/L, para os quais a carga orgânica volumétrica aplicada foi de 1,50, 3,12 e 6,08 gDQO/L.d, respectivamente. Nessas condições, o afluente foi suplementado com 200 mgNaHCO₃. As concentrações de ácidos voláteis totais do efluente foram de 28, 31 e 25 mgHAc/L e a carga orgânica volumétrica removida foi de 1,31, 2,68 e 4,86 gDQO/L.d. Não foi possível obter estabilidade operacional para concentração de 3000 mgDQO/L, ou seja, a carga orgânica de 9,38 gDQO/L.d ficou acima da capacidade máxima de operação do AnSBBR. Nessa condição foi mantida a suplementação da alcalinidade do afluente em 200 mgNaHCO₃, sendo obtido uma concentração de ácidos voláteis totais de 33 mgHAc/L, ou seja, a não estabilidade não estava relacionada ao acúmulo de ácidos voláteis, mas sim com a dificuldade de metabolizar anaerobiamente os compostos presentes nessa água residuária, oriunda do setor metalúrgico, especificamente de óleos solúveis para refrigeração de peças usinadas.

Para o ensaio com carga orgânica volumétrica aplicada de 6,08 gDQO/L.d, a concentração de metano formado foi de 5,20 mmolCH₄/L, sendo que a composição média do biogás em termos de metano ficou em 78%, admitindo-se apenas metano e dióxido de carbono no biogás.

Na fase seguinte, o objetivo do estudo foi a estratégia de alimentação, que constou em manter o mesmo volume de afluente tratado por ciclo, mas alterando-se o tempo de

enchimento do reator, passando de uma operação em batelada na qual o volume total tratado por ciclo (2,0 L) era alimentado em 10 minutos, para uma operação em batelada alimentada em que parte do volume tratado por ciclo (1,0 L) era alimentado em 10 minutos e a outra parte (1,0 L) era alimentado em 4 horas, ou seja, para uma razão entre o tempo de enchimento e o tempo total de ciclo (8 horas) de 0,50. A eficiência de remoção de matéria orgânica foi de 72% para concentração afluyente de 2000 mgDQO/L com carga orgânica volumétrica aplicada de 6,16 gDQO/L.d, sendo mantida a suplementação de alcalinidade do afluyente com 200 mgNaHCO₃. A concentração de ácidos voláteis totais do efluente foi de 30 mgHAc/L e a carga orgânica volumétrica removida foi de 4,43 gDQO/L.d. Dessa forma, foi possível verificar que a eficiência de remoção não foi melhorada com o aumento do tempo de enchimento, concluindo que a alimentação gradual não melhorou a remoção, mas suavizou os perfis de matéria orgânica e ácidos voláteis ao longo do ciclo.

Um modelo cinético de primeira ordem foi ajustado aos valores experimentais obtidos em duplicata, o qual considerava o consumo de matéria orgânica, produção e consumo de ácidos voláteis totais e produção de metano. Nesse modelo foi considerada a existência de uma concentração residual tanto de matéria orgânica, quanto de ácidos voláteis totais. O ajuste foi feito para as condições com 500, 1000 e 2000 mgDQO/L, Nessa última condição, o ajuste foi feito para os ensaios com alimentação em batelada e em batelada alimentada. A análise cinética dos ensaios com alimentação em batelada demonstrou o comportamento entre o aumento da carga orgânica volumétrica aplicada e a eficiência do reator, mostrando a diminuição do parâmetro cinético que quantifica o consumo de substrato. Com relação às concentrações residuais de matéria orgânica, o modelo também demonstrou a diminuição do período de estabilidade ocorrido no término dos ensaios e, assim, prever o limite de tratamento do reator, no caso em torno de 6 gDQO/L.d. Quanto ao ensaio com alimentação em batelada alimentada, o modelo reproduziu a diminuição dos parâmetros cinéticos de consumo de substrato e de ácidos voláteis, que levaram a uma diminuição na eficiência do reator, justificado pelo contato gradual entre biomassa e água residuária na medida que o reator era alimentado, e pela suavização dos valores máximos de matéria orgânica e de ácidos voláteis totais, o que pode ser vantajoso no caso do tratamento de compostos com características inibitórias (que provavelmente não foi o caso desse trabalho), mas apresenta a desvantagem de diminuir a velocidade da reação dada a relação proporcional com a concentração.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Aki, S.N.V.K.; Abraham, M.A. (1998) An economic evaluation of catalytic supercritical water oxidation: comparison with alternative waste treatment technologies. *Environmental Progress*, **17**, 246–255.
- Bagley, D.M.; Brodtkorb, T.S. (1999) Modeling microbial kinetics in an anaerobic sequencing batch reactor – model development and experimental validation. *Water Environmental Research*, **71**, 1320-1332.
- Bensadok, K.; Belkacem, M.; Nezzal, G. (2007) Treatment of cutting oil/water emulsion by coupling coagulation and dissolved air flotation. *Desalination*, **206**, 440-448.
- Besselièvre, E.D.; Schwartz, M. (1976) *The Treatment of Industrial Wastes*. 2ª Ed. McGraw Hill, 386p.
- Bianchi, E.C.; Aguiar, P.R. (2004) *Aplicação e Utilização dos Fluidos de Corte nos Processos de Retificação*. Artliber, São Paulo.
- Borges, A.C.; Siman, R.R.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E.; Borzani, W (2004) Stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass: a behavior study when submitted to different fill times. *Water Science and Technology*, **49**, 311-318.
- Brito, A.G.; Rodrigues, A.C.; Melo, F.L. (1997) Feasibility of a pulsed sequencing batch reactor with an anaerobic aggregated biomass for the treatment of low strength wastewaters. *Water Science and Technology*, **35**, 193-198.
- Burke, J.M. (1991) Waste treatment of metal working fluids, a comparison of three common methods. *Lubrication Engineering*, **47**, 238–246.
- Chebel, F.X.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2006) Performance analysis of an ASBR submitted to increasing organic load with different influent concentration and cycle length. *Journal of Applied Biochemistry and Biotechnology*, **133**, 171-187.
- Cheng, C.; Phipps, D.; Alkhaddar, R.M. (2005) Treatment of spend metalworking fluids. *Water Research*, **39**, 4051-4063.
- Cheong, D.Y.; Hansen, C.L. (2008) Effect of feeding strategy on the stability of anaerobic sequencing batch reactor responses to organic loading conditions. *Bioresource Technology*, **99**, 5058-5068.

- Costa, M.J.C.; Souza, J.T.; Leite, V.D.; Lopes, W.S.; Santos, K.D.; (2007) Co-digestão anaeróbia de substâncias surfactantes, óleo e lodo de esgoto. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, **4**, 433-439.
- Dague, R.R.; Habben, C.E.; Pidaparti, S.R. (1992) Initial studies on the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, **26**, 2429-2432.
- Damasceno, L.H.S. (2004) *Tratamento de Soro de Queijo no ASBR: Influência da Estratégia de Alimentação*. Dissertação (Mestrado), Escola de Engenharia de São Carlos – USP, São Carlos-SP.
- Damasceno, L.H.S.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2007) Effects of feeding time and organic loading in an anaerobic sequencing batch biofilm reactor (ASBBR) treating diluted whey. *Journal of Environmental Management*, **85**, 927-935.
- Damasceno, L.H.S.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2008) Effect of mixing mode on the behavior of an ASBBR with immobilized biomass in the treatment of cheese whey. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, **25**, 291-298.
- Deepak, D.; Anand, K.V.; Bhargava, R., 1994. Biodegradation kinetics of metal cutting oil: Evaluation of kinetic parameters. *Chemical Engineering Journal*, **56**, B91–B96.
- Del Cole, R. (2005) *Desemulsificação de Emulsões Estáveis de Água e Óleo de Girassol por Processo de Filtração Tangencial*. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos-SP.
- Dilallo, R.; Albertson, O.E. (1961) Volatile acids by direct titration. *Journal of Water Pollution Control Federation*, **33**, 356-365.
- Fernandes, L.; Kennedy, K.J.; Ning, Z. (1993) Dynamic modeling of substrate degradation in sequencing batch anaerobic reactors (SBAR). *Water Research*, **27**, 1619-1628.
- Friedl, G.F.; Mockaitis, G.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2009) AnSBBR applied to organic matter and sulfate removal: interaction effect between feed strategy and COD/Sulfate ratio. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, **159**, 95-109.
- Gehm, H.W.; Bregman, J.I. (1976) *Water Resources in Pollution Control*. Van Nostrand Reinhold, New York.
- Hare, R.W.; Sutton, P.M.; Mishra, P.N.; Potochnik, K.F. (1988) Utilization of fluidized bed biological treatment at General Motors facilities: pilot and full scale results. In: *Proceedings of the 61st Annual Water Pollution Control Federation Conference*, Texas, p. 59.

- Imhoff, K.R. (2002) *Manual de Tratamento de Águas Residuária*. 26^a Ed. Edgard Blucher, São Paulo.
- Ji, G.D.; Yang, Y.S.; Zhou, Q.; Sun, T.; Ni, J.R. (2004) Phytodegradation of extra heavy oil-based drill cuttings using mature reed wetland: an in situ pilot study. *Environment International*, **30**, 509–517.
- Kennedy, K.J.; Sanchez, W.A.; Hamoda, M.F.; Droste, R.L. (1991) Performance of anaerobic sludge blanket sequencing batch reactors. *Research Journal of Water Pollution Control Federation*, **63**, 75-83.
- Kim, B.R.; Anderson, S.G.; Zemla, J.F. (1992a) Aerobic treatment of metal-cutting-fluid wastewater. *Water Environment Research*, **64**, 258-262.
- Kim, B.R.; Devi, N.R.; Jerome, F.Z.; Frank, L.; Harvath, P.V. (1994) Biological removal of organic nitrogen and fatty acids from metal-cutting-fluid wastewater. *Water Research*, **28**, 1453-1461.
- Kim, B.R.; Matz, M.J.; Frank Lipari, F. (1989) Treatment of metal cutting fluids wastewater using an anaerobic GAC fluidized-bed reactor. *Journal Water Pollution Control Federation*, **61**, 1430-1439.
- Kim, B.R.; Zemla, J.F.; Anderson, S.G.; Stroup, D.P.; Rai, D.N. (1992b) Anaerobic removal of COD in metal-cutting-fluid wastewater. *Water Environment Research*, **64**, 216-222.
- Koby, M.; Ciftci, C.; Bayramoglu, M.; Sensoy, M.T. (2008) Study of the treatment of waste cutting fluids using electrocoagulation. *Separation and Purification Technology*, **60**, 285-291.
- Lira, D.C.B. (2006) *Estudo de Degradação Fotoquímica para Reuso de Águas de Processo em Complexo Industrial Petroquímico*. Dissertação de Mestrado. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo-SP.
- Mang, T.; Dresel W. (2001) *Lubricants and Lubrication*. Wiley & Sons, Mannheim.
- Maron, R.J. (2006) *Reuso de Água em Indústria Metalúrgica Rolamenteira: Estudo de Caso da SKF do Brasil Ltda*. Dissertação de Mestrado. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo-SP.
- Massé, D.I.; Masse, L. (2000) Treatment of slaughterhouse wastewater in anaerobic sequencing batch reactors. *Canadian Agricultural Engineering*, **42**, 131-137.

- Moreira, M.B.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2008) Influence of organic shock loads in an ASBBR treating synthetic wastewater with different concentration levels. *Bioresource Technology*, **99**, 3256-3266.
- Muszynski, A.; Lebkowska, M.L (2005) Biodegradation of used metalworking fluids in wastewater treatment. *Polish Journal of Environmental Studies*, **14**, 73-79.
- Oliveira, D.S.; Prinholato, A.C.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2009) AnSBBR applied to the treatment of wastewater from a personal care industry: effect of organic load and fill time. *Journal of Environmental Management*, **90**, 3070-3081.
- Oliveira, J.F.G.; Alves, S.M. (2007) Adequação ambiental dos processos de usinagem utilizando produção mais limpa como estratégia de gestão ambiental. *Produção*, **17**, 129-138.
- Oliveira, R.P.; Ghilardi, J.A.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M.; Foresti, E. (2008) Anaerobic sequencing batch biofilm reactor applied to automobile industry wastewater treatment: volumetric loading rate and feed strategy effects. *Chemical Engineering and Processing*, **47**, 1380-1389.
- Orra, A.A.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Foresti, E.; Zaiat, M. (2004) Effects of feeding strategies on the performance of an anaerobic discontinuous reactor containing immobilized biomass with circulation system for liquid-phase mixing. *Water Science and Technology*, **49**, 303-310.
- Polak, L. (1986) Biological treatability of industrial wastewater and waste machine tool coolants at John Deere Dubuque works. In: *Proceedings of the 41st Annual Industrial Waste Conference*. Purdue University, USA, p. 123-131.
- Portela, J.R., Lopez, J., Nebot, E., Martinez de la Ossa, E. (2001) Elimination of cutting oil wastes by promoted hydrothermal oxidation. *Journal of Hazardous Materials*, **88**, 95-106.
- Ripley, L.E.; Boyle, W.C.; Converse, J.C. (1986) Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. *Journal of Water Pollution Control Federation*, **58**, 406-411.
- Rodrigues, J.A.D.; Pinto, A.G.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Gedraite, R. (2004) Enhancement of the performance of an anaerobic sequencing batch reactor treating low strength wastewater through implementation of a variable stirring rate program. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, **21**, 423-434.

- Rosa, D.S.; Salvani, V.R.; Pandolfelli, V.C. (2006) Processamento e avaliação das propriedades de tubos cerâmicos porosos para microfiltração de emulsões. *Cerâmica*, **52**, 171-167.
- Runge, P.R.F; Duarte, G.N. (1999) *Propriedades dos Lubrificantes*. Triboconcept Edições Técnicas, São Paulo.
- Schereyer, H.B.; Coughlin, R.W. (1999) Effects of stratification in a fluidized bed bioreactor during treatment of metalworking wastewater. *Biotechnology and Bioengineering*, **63**, 129–140.
- Seo, D.C.; Lee, H.J; Hwang, H.N.; Park, M.R; Kwak, N.W.; Cho, I.J.; Cho, J.S.; Seo, J.Y.; Joo, W.H.; Park, K.H.; Heo, J.S. (2007) Treatment of non-biodegradable cutting oil wastewater by Ultrasonication-Fenton oxidation process. *Water Science Technology*, **55**, 251-259.
- Shizas, I.; Bagley, D.M. (2002) Improving anaerobic sequencing batch reactor performance by modifying operational parameters. *Water Research*, **36**, 363-367.
- Siman, R.R.; Borges, A.C.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Foresti, E.; Borzani, W. (2004) Organic loading analysis in anaerobic sequencing batch reactor with immobilized biomass: effects of cycle time and wastewater concentration. *Journal of Environmental Management*, **72**, 241-247.
- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1985) APHA, AWWA, WPCF., 19th Edition, American Public Health Association, Washington-DC.
- Sung, S.; Dague, R.R. (1995) Laboratory studies on the anaerobic sequencing batch reactor. *Water Environmental Research*, **67**, 294-301.
- Sutton, P.M.; Kothair, D.; Mishra, P.N.; Hachigian, L. (1985) Biological treatment of metalworking fluids: a new application for fluidized bed technology. In: *Proceedings of the 58th Annual Water Pollution Control Federation Conference*, p. 19-30.
- Timur, H.; Östürk, I. (1999) Anaerobic sequencing batch reactor treatment of landfill leachate. *Water Research*, **33**, 3225-3230.
- Van der Gast, C.J.; Whiteley, A.S.; Starkey, M.; Knowles, C.J.; Thompson, I.P. (2003) Bioaugmentation strategies for remediating mixed chemical effluent. *Biotechnology Progress*, **19**, 1156-1161.
- Van der Gast, C.J.; Whiteley, A.S.; Thompson, I.P. (2003a) Bacterial community structure and function in a metal-working fluid. *Environmental Microbiology*, **5**, 453-461.

- Van der Gast, C.J.; Whiteley, A.S.; Thompson, I.P. (2004) Temporal dynamics and degradation activity of an bacterial inoculum for treating waste metal-working fluid. *Environmental Microbiology*, **6**, 254-263.
- Varesche, M.B.; Zaiat, M.; Vieira, L.G.T.; Vazoller, R.F.; Foresti, E. (1997) Microbial colonization of polyurethane foam matrices in horizontal-flow anaerobic immobilized-sludge reactor. *Applied Microbiology Biotechnology*, **48**, 534-538.
- Viraraghavan, T.; Mathavan, G.N. (1990) Treatment of oily waters using peat. *Water Pollution Research Journal of Canada*, **25**, 73-90.
- Zaiat, M.; Cabral, A.K.A.; Foresti, E. (1994) Horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactor for wastewater treatment: conception and performance evaluation. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, **11**, 33-42.
- Zaiat, M.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Camargo, E.F.M.; Borzani, W. (2001) Anaerobic sequencing batch reactors for wastewater treatment: A developing technology. *Applied Microbiology and Biotechnology*, **55**, 29-35.

ANEXOS

ANEXO I

Variáveis Monitoradas da Água Residuária

(a) Operação do AnSBBR com 500 mgDQO/L

Tabela I.1 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente na operação com 500 mgDQO/L e alimentação em batelada

Meio n ^o	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	551,5	9,02	171,3	27,0	198,2	0,16	184,1	19,9
2 e 3	485,6	9,20	201,2	28,7	229,9	0,14	207,4	31,7
4	495,7	8,60	156,2	41,1	197,3	0,26	185,9	16,0
5	421,7	8,55	143,7	46,1	189,8	0,32	178,0	16,7
6	445,5	8,65	191,5	52,5	243,9	0,27	230,2	19,4
7	497,6	8,79	197,2	36,8	234,0	0,19	209,7	34,3
8 e 9	475,2	8,83	193,6	40,7	234,3	0,21	217,9	23,0
10	471,6	8,66	197,7	41,3	239,0	0,21	219,0	28,1
11	543,9	8,68	197,9	39,4	237,3	0,20	213,9	33,0
12	547,4	8,61	194,2	42,6	236,8	0,22	210,4	37,2
13	491,2	8,64	191,7	43,7	235,4	0,23	215,9	27,4
14 e 15	535,9	8,62	200,4	42,4	242,8	0,21	224,9	25,2
16	499,0	-	-	-	-	-	-	-
17	475,3	8,64	194,3	47,4	241,6	0,24	226,6	21,2
18	569,7	8,78	211,2	40,4	251,5	0,19	232,7	26,7
19	506,0	-	-	-	-	-	-	-
20 e 21	508,2	-	-	-	-	-	-	-
22	516,2	-	-	-	-	-	-	-
23	460,6	8,82	195,8	41,6	237,4	0,21	218,1	27,3
24*	1020,8	9,02	229,8	38,8	268,6	0,14	245,6	32,4
25	509,8	8,81	201,2	41,2	242,4	0,20	215,3	38,1

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *carga de choque

Tabela I.2 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) do afluente na operação com 500 mgDQO/L e alimentação em batelada

Meio n ^o	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
11	624	386	32	28
13	468	198	38	36
19	472	374	30	26
23	500	190	64	22
25	484	278	46	14

(b) Operação do AnSBBR com 1000 mgDQO/L

Tabela I.3 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente na operação com 1000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Meio n ^o	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1 e 2	763,2	8,93	219,4	40,5	259,9	0,18	230,7	41,0
3	885,0	-	-	-	-	-	-	-
4	958,4	9,10	236,9	39,0	275,9	0,16	267,7	11,6
5	1148,0	9,10	237,3	36,4	273,7	0,15	235,3	54,1
6	954,8	9,03	225,4	39,7	265,1	0,18	239,1	36,6
7	943,0	9,02	230,8	42,2	273,1	0,18	246,4	37,5
9	910,6	9,14	222,9	40,0	262,9	0,18	236,4	37,4
10	898,8	9,15	224,4	41,5	265,9	0,19	238,9	38,0
11	1140,8	9,10	212,5	38,2	250,7	0,18	226,8	33,6
12	947,6	9,15	218,9	35,1	253,9	0,16	240,7	18,7
13 e 14	901,9	9,13	208,8	33,4	242,2	0,16	212,5	41,9
15	899,6	9,24	214,1	30,5	244,6	0,14	219,6	35,2
16	1115,6	9,21	222,4	32,1	254,5	0,14	215,2	55,4
17	1136,2	9,17	222,5	33,5	255,9	0,15	242,0	19,6
18	1137,6	9,19	221,9	33,9	255,8	0,15	238,2	24,7
19	1150,8	9,17	223,5	34,3	257,9	0,15	236,7	29,8
20	1342,2	9,19	222,3	35,0	257,3	0,16	231,5	36,4
21	1158,2	9,17	219,3	33,4	252,7	0,15	224,1	40,3
22	1177,4	9,13	246,7	38,8	285,5	0,16	247,7	53,4
23	1128,0	9,15	234,6	37,9	272,5	0,16	243,1	41,4
24	1113,8	9,12	234,0	36,9	270,9	0,16	252,3	26,2
25	1134,8	9,12	232,5	38,6	271,1	0,17	251,8	27,3
26	973,2	9,29	240,0	35,8	275,8	0,15	246,3	41,5
27	917,2	9,11	223,9	36,3	260,2	0,16	237,3	32,2
28	1128,4	9,11	234,0	38,5	272,5	0,16	250,9	30,4
29	1014,8	9,16	244,5	34,7	279,1	0,14	265,3	19,5
30 e 31	1085,7	9,18	241,9	36,2	278,2	0,15	265,0	18,6
32	1123,8	9,16	237,9	37,3	275,2	0,16	253,7	30,2
33	1020,6	9,07	229,7	42,4	272,2	0,18	258,5	19,3
34	1148,6	8,97	253,7	44,1	297,8	0,17	274,3	33,0
35	979,6	8,95	245,1	45,4	290,5	0,19	278,3	17,2
36 e 37	1105,3	9,03	253,8	43,6	297,4	0,17	283,9	19,1
38	909,1	9,03	249,8	43,3	293,1	0,17	277,5	21,9
39	896,1	9,04	257,9	44,1	302,0	0,17	288,0	19,8
40	1141,2	9,01	260,9	44,1	305,0	0,17	285,4	27,7
41	979,2	9,03	254,8	42,9	297,8	0,17	277,6	28,4
*42	1874,9	-	-	-	-	-	-	-
43 e 44	1064,9	9,03	270,8	42,4	313,2	0,16	294,6	26,3

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *carga de choque

Tabela I.4 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) do afluente na operação com 1000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Meio n ^o	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
4	722	348	70	24
6	540	402	50	42
12	662	322	74	56
15	660	422	48	26
27	548	446	22	20
29	654	344	80	42
33	558	356	64	48
35	570	332	42	32
39	568	278	38	36

(c) Operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L

Tabela I.5 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Meio n ^o	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	2013,5	-	-	-	-	-	-	-
2	1833,5	9,12	273,4	39,9	313,3	0,15	297,0	23,0
3	2258,0	9,16	289,1	44,6	333,7	0,15	310,6	32,5
4	1794,8	9,13	278,0	37,5	315,5	0,13	297,5	25,3
5 e 6	1869,0	9,14	280,5	43,1	323,6	0,15	304,4	27,1
7	1988,0	9,15	289,0	45,7	334,7	0,16	319,3	21,8
8	1944,0	9,14	280,9	45,9	326,7	0,16	308,4	25,8
9	1984,0	9,13	289,8	44,7	334,4	0,15	313,6	29,3
10	1836,0	9,13	288,4	39,4	327,7	0,14	310,7	24,0
11	1960,0	9,15	276,6	43,1	319,7	0,16	301,6	25,6
12	1880,0	9,18	280,1	47,7	327,8	0,17	308,4	27,3
13	1880,0	9,17	281,6	42,7	324,4	0,15	305,8	26,2
14	1884,0	9,23	291,9	40,3	332,2	0,14	308,8	33,1
15	2100,0	9,21	297,8	51,3	349,2	0,17	332,2	23,8
16	1836,0	9,14	293,7	48,7	342,4	0,17	326,7	22,2
17	1828,0	9,21	294,5	42,3	336,8	0,14	316,9	28,0
18	2128,0	9,21	301,8	40,1	341,9	0,13	326,3	22,0
19	1962,0	9,10	303,5	39,4	342,9	0,13	313,6	41,3
20	2256,0	9,10	304,4	46,7	351,1	0,15	331,6	27,5
21	2196,0	9,13	307,8	45,1	352,8	0,15	320,7	45,3
22	2182,0	9,13	301,2	46,5	347,6	0,15	320,5	38,2
23	2184,0	9,10	308,0	48,6	356,6	0,16	338,2	26,0
24	2221,0	9,09	307,4	49,8	357,2	0,16	335,8	30,2
25	1921,7	9,17	307,6	47,8	355,4	0,16	338,2	24,2
26	2000,0	9,15	305,3	47,4	352,7	0,16	335,8	23,8
27	2222,2	-	-	-	-	-	-	-
28	2000,0	-	-	-	-	-	-	-
29	2324,1	9,17	308,3	44,0	352,4	0,14	333,8	26,2
30	2283,6	9,15	308,5	44,6	353,1	0,14	334,6	26,1
31	1927,2	9,11	303,2	44,8	348,0	0,15	332,0	22,5
32	1930,0	9,22	303,3	43,0	346,3	0,14	330,9	21,7
*33	4398,6	9,42	432,4	43,0	475,3	0,10	436,0	55,5
34	2248,4	9,26	299,7	41,4	341,1	0,14	326,0	21,4
35 e 36	1991,1	9,26	307,3	34,2	341,5	0,11	326,0	21,8
37	2056,3	9,23	312,2	42,2	354,4	0,14	336,7	24,9
38	1895,3	9,18	300,5	43,1	343,6	0,14	326,6	24,0
39	2302,8	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *carga de choque

Tabela I.6 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) do afluente na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Meio n ^o	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
3	672	472	32	18
8	772	676	74	68
10	822	562	58	54
20	884	508	50	26
28	840	492	36	36
32	704	450	40	30
37	846	474	56	40

(d) Operação do AnSBBR com 3000 mgDQO/L**Tabela I.7** – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente na operação com 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Meio n ^o	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1 ^a	499,2	8,83	176,6	57,5	234,1	0,33	217,2	23,8
2 ^a	556,5	-	-	-	-	-	-	-
3 ^b	893,4	8,88	231,9	38,6	270,4	0,17	249,6	29,3
4 ^b	973,8	8,97	231,7	36,8	268,5	0,16	247,2	30,1
5 ^b	953,1	-	-	-	-	-	-	-
6 ^b	980,4	8,88	230,2	41,1	271,3	0,18	250,0	30,1
7 ^b	1016,6	-	-	-	-	-	-	-
8 ^c	1871,8	-	-	-	-	-	-	-
9 ^c	2110,2	-	-	-	-	-	-	-
10 ^c e 11 ^c	2128,1	-	-	-	-	-	-	-
12 ^c e 13 ^c	2218,9	-	-	-	-	-	-	-
14 ^c	2196,1	-	-	-	-	-	-	-
15 ^c	2002,6	-	-	-	-	-	-	-
16 ^c e 17 ^c	2022,0	9,18	242,7	33,9	276,6	0,14	255,5	29,7
1 ^d	3435,6	9,22	360,7	45,5	406,2	0,13	385,1	29,7
2 ^d	3435,6	9,23	363,1	47,2	410,3	0,13	385,7	34,7
3 ^d	2820,0	9,36	312,8	37,0	349,8	0,12	331,8	25,4
4 ^d	2820,0	9,33	301,8	35,5	337,3	0,12	319,6	24,9
5 ^d	2923,2	9,29	353,3	32,6	385,9	0,09	358,5	38,6
6 ^d	3220,9	9,33	390,0	42,1	432,2	0,11	411,7	28,9
7 ^d	3186,6	9,22	399,9	49,1	449,0	0,12	420,2	40,6
8 ^d	3512,5	9,17	406,7	50,9	457,7	0,13	430,4	38,4
9 ^d e 10 ^d	3124,8	9,15	405,3	51,5	456,8	0,13	428,9	39,2
11 ^d	2800,8	9,14	366,8	50,0	416,8	0,14	393,1	33,4
12 ^d	3321,7	9,17	361,5	46,2	407,7	0,13	386,6	29,7
13 ^d	2982,6	9,14	364,1	44,9	409,0	0,12	384,3	34,7
14 ^d	3416,5	9,18	369,2	46,7	415,9	0,13	391,3	34,7
15 ^d e 16 ^d	3279,8	9,23	378,1	43,6	421,7	0,12	396,8	35,0
17 ^d	3265,0	9,21	317,6	37,8	355,4	0,12	329,2	36,9
18 ^d	3035,2	9,21	320,2	38,8	358,9	0,12	327,8	43,9
19 ^d	3047,0	9,24	378,7	43,0	421,8	0,11	399,2	31,8
20 ^d	3150,4	9,23	366,1	46,1	412,2	0,13	390,5	30,5
21 ^d e 22 ^d	2920,8	9,25	366,5	42,9	409,3	0,12	387,5	30,7
23 ^d	2925,0	9,22	372,3	48,3	420,6	0,13	400,4	28,5
24 ^d	3004,3	9,25	377,2	44,9	422,2	0,12	401,1	29,6

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *carga de choque;^a = 500 mgDQO/L; ^b = 1000 mgDQO/L; ^c = 2000 mgDQO/L; ^d = 3000 mgDQO/L

Continuação da **Tabela I.7****Tabela I.7** – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente na operação com 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Meio n ^o	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1 ^c	2137,6	-	-	-	-	-	-	-
2 ^c e 3 ^c	1936,8	9,16	309,0	40,6	349,6	0,13	332,4	24,1
4 ^c	2044,7	9,11	306,9	45,7	352,6	0,15	329,2	33,0
5 ^c	2122,9	-	-	-	-	-	-	-
6 ^c	1899,0	9,18	301,6	41,9	343,5	0,14	325,7	25,0
7 ^c	2166,3	-	-	-	-	-	-	-
8 ^c e 9 ^c	2102,2	9,17	312,2	44,6	356,8	0,14	339,0	25,0
10 ^c	2067,8	9,14	318,7	44,8	363,6	0,14	346,6	23,9
11 ^c	2309,0	-	-	-	-	-	-	-
12 ^c e 13 ^c	2045,1	-	-	-	-	-	-	-
14 ^c	2376,0	9,22	313,7	43,3	357,0	0,14	337,6	27,3
15 ^c	2316,0	9,30	314,5	41,9	356,4	0,13	339,2	24,3
16 ^a	516,0	8,69	227,3	49,2	276,5	0,22	254,8	30,5
17 ^a	505,3	-	-	-	-	-	-	-
18 ^a e 19 ^a	579,6	-	-	-	-	-	-	-
20 ^a	486,0	8,75	180,0	38,7	218,7	0,21	199,0	27,7
21 ^a	417,4	-	-	-	-	-	-	-
22 ^a e 23 ^a	433,5	-	-	-	-	-	-	-
24 ^a	406,3	8,83	182,3	38,3	220,5	0,21	203,0	24,6
25 ^a	420,4	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *carga de choque;^a = 500 mgDQO/L; ^b = 1000 mgDQO/L; ^c = 2000 mgDQO/L, ^d = 3000 mgDQO/L**Tabela I.8** – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) do afluente na operação com 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Meio n ^o	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
6	826	570	128	96
8	1060	730	150	74
12	1052	788	88	66
14	972	692	132	86
20	1092	842	126	62
24	1030	690	144	90

(e) Operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Tabela I.9 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Meio n ^o	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1 ^a	565,4	-	-	-	-	-	-	-
2 ^a	555,7	8,79	189,4	38,0	227,4	0,20	210,0	24,6
3 ^a	528,9	-	-	-	-	-	-	-
4 ^a	527,6	8,75	184,8	39,7	224,5	0,21	209,2	21,5
5 ^a	495,9	-	-	-	-	-	-	-
6 ^a	495,9	8,75	176,8	44,3	221,1	0,25	207,2	19,6
7 ^a	566,1	-	-	-	-	-	-	-
8 ^a	567,1	8,75	189,0	36,5	225,5	0,19	211,7	19,6
9 ^a	587,4	-	-	-	-	-	-	-
10 ^a e 11 ^a	588,7	8,89	189,0	36,3	225,3	0,19	211,4	19,6
12 ^a	499,6	-	-	-	-	-	-	-
13 ^a	547,0	-	-	-	-	-	-	-
14 ^a	615,3	-	-	-	-	-	-	-
15 ^a	499,7	-	-	-	-	-	-	-
16 ^a	545,6	8,85	191,7	37,3	229,0	0,19	214,9	19,8
17 ^a	545,1	-	-	-	-	-	-	-
18 ^b e 19 ^b	822,4	-	-	-	-	-	-	-
20 ^b	1052,5	8,81	245,2	43,5	288,6	0,18	267,4	29,9
21 ^b	1024,2	-	-	-	-	-	-	-
22 ^b	1028,9	-	-	-	-	-	-	-
23 ^b e 24 ^b	1134,1	8,09	217,5	58,8	276,3	0,27	255,7	29,1
25 ^b	1003,0	9,15	180,6	44,3	224,9	0,25	204,3	29,1
26 ^b	1036,9	-	-	-	-	-	-	-
27 ^b	1052,2	-	-	-	-	-	-	-
28 ^b	1005,2	-	-	-	-	-	-	-
29 ^b e 30 ^b	1053,7	9,14	244,8	39,5	284,3	0,16	268,5	22,3
31 ^b	1090,2	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *carga de choque;

^a = 500 mgDQO/L; ^b = 1000 mgDQO/L; ^c = 2000 mgDQO/L

Continuação da **Tabela I.9**

Tabela I.9 – Concentração de substrato (C_{AF}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB), relação (AI/AP) e concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Meio n ^o	C_{AF}	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1 ^c	2094,6	-	-	-	-	-	-	-
2 ^c	2131,3	9,44	263,7	26,2	289,9	0,10	271,9	25,4
3 ^c	2087,6	9,20	310,8	41,5	352,3	0,13	334,3	25,4
4 ^c e 5 ^c	2133,5	-	-	-	-	-	-	-
6 ^c	2054,5	9,14	322,2	42,0	364,2	0,13	346,8	24,6
7 ^c	2022,5	9,27	302,9	41,1	344,0	0,14	321,8	31,3
8 ^c	2101,5	9,34	281,6	40,4	322,1	0,14	303,7	25,9
9 ^c e 10 ^c	2060,4	9,35	262,1	30,7	292,9	0,12	276,7	22,8
11 ^c	1991,9	9,26	296,9	42,0	338,9	0,14	320,6	25,9
12 ^c	1854,2	9,29	287,8	38,3	326,1	0,13	308,0	25,6
13 ^c	1875,6	9,31	302,6	34,4	337,0	0,11	317,3	27,8
14 ^c	1975,8	9,34	321,9	33,2	355,1	0,10	339,5	21,9
*15	4290,7	-	-	-	-	-	-	-
16 ^c e 17 ^c	2066,0	-	-	-	-	-	-	-
18 ^c e 19 ^c	2157,7	-	-	-	-	-	-	-
20 ^c e 21 ^c	2163,0	-	-	-	-	-	-	-
22 ^c e 23 ^c	2019,7	-	-	-	-	-	-	-
24 ^c	2099,1	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: C_{AF} = mgDQO/L; AP, AI, AT e AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *carga de choque;

^a = 500 mgDQO/L; ^b = 1000 mgDQO/L; ^c = 2000 mgDQO/L

Tabela I.10 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST) e em suspensão voláteis (SSV) do afluente na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Meio n ^o	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
7	776	406	68	52
12	878	640	54	48
14	786	566	46	28
22	842	620	70	56
23	756	480	48	44
24	794	512	44	30

ANEXO II

Variáveis Monitoradas do Efluente

(a) Operação do AnSBBR com 500 mgDQO/L

Tabela II.1 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 500 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
2	276,7	44,7	203,1	59,4	7,54	196,5	41,1	237,6	0,21	209,2	40,0
5	80,0	84,0	54,4	89,1	7,21	148,4	55,4	203,8	0,37	192,6	15,7
6	87,1	82,6	76,9	84,6	7,11	136,6	57,0	193,6	0,42	180,6	18,3
7	78,4	84,3	72,5	85,5	7,46	305,2	70,5	375,7	0,23	360,9	20,8
8	77,8	84,5	77,2	84,6	7,17	170,7	62,4	233,1	0,37	220,4	17,9
9	83,9	83,2	72,7	85,5	7,37	187,3	50,5	237,8	0,27	221,7	22,7
13	81,8	83,7	72,5	85,5	7,34	187,5	51,7	239,2	0,28	217,9	29,9
15	73,2	85,4	59,3	88,1	7,48	186,7	50,4	237,1	0,27	216,9	28,5
16	73,2	85,4	56,4	88,7	7,39	194,2	41,8	236,0	0,22	221,3	20,7
20	71,6	85,7	65,5	86,9	7,58	198,2	53,8	251,9	0,27	229,4	31,8
21	83,6	83,3	65,7	86,9	7,49	194,6	46,1	240,7	0,24	218,1	31,9
22	80,6	83,9	65,3	86,9	7,26	200,1	46,8	246,9	0,23	228,9	25,4
26	66,4	86,7	56,1	88,8	7,33	212,7	54,8	267,5	0,26	242,2	35,7
27	94,4	81,1	71,3	85,8	-	-	-	-	-	-	-
*28	143,7	71,3	114,0	77,2	-	-	-	-	-	-	-
29	85,0	83,0	71,9	85,6	7,29	204,0	44,8	248,8	0,22	221,8	38,1
30	79,0	84,2	70,0	86,0	7,28	198,8	55,2	254,0	0,28	227,5	37,3

Unidades: Tempo = dia; ϵ_T ; ϵ_S = %

C_{ST} e C_{SS} = mgDQO/L; AP, AI, AT, AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *ciclo após choque

Tabela II.2 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 500 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
13	492	224	62	58
15	482	200	72	64
20	474	192	46	42
22	494	204	42	36
28	502	216	72	42
30	518	300	82	36

Tabela II.3 – Volume descarregado na operação com 500 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	2,028
2	2,050
5	2,172
6	2,067
7	2,000
8	2,000
9	2,029
13	2,000
15	2,015
16	2,000
20	2,000
21	2,010
22	2,010
23	2,000
26	2,000
27	2,100
28	2,100
29	2,000
30	2,050

(b) Operação do AnSBBR com 1000 mgDQO/L

Tabela II.4 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 1000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
4	166,8	83,9	152,1	85,4	7,38	218,2	51,8	270,0	0,24	236,8	46,6
5	188,7	81,8	173,0	83,3	7,36	219,2	55,1	274,3	0,25	243,2	43,8
7	219,0	78,9	185,0	82,2	7,31	222,1	59,9	282,0	0,27	255,9	36,7
8	240,6	76,8	224,5	78,4	7,39	224,0	57,7	281,7	0,26	259,1	31,8
11	278,6	73,2	258,8	75,1	7,42	232,2	53,4	285,6	0,23	262,5	32,5
12	316,3	69,6	298,5	71,3	7,41	219,9	57,0	276,9	0,26	245,3	44,5
14	134,3	87,1	86,1	91,7	7,43	204,7	54,9	259,7	0,27	245,1	20,5
15	66,6	93,6	53,7	94,8	7,28	219,3	48,8	268,2	0,22	253,6	20,5
19	106,9	89,7	95,5	90,8	-	-	-	-	-	-	-
20	91,7	91,2	78,6	92,4	7,48	219,8	46,2	266,1	0,21	246,8	27,1
22	88,5	91,5	77,6	92,5	-	-	-	-	-	-	-
27	-	-	-	-	7,12	199,9	50,4	250,4	0,25	215,8	48,6
29	172,1	83,4	142,8	86,3	7,27	232,6	52,6	285,2	0,23	255,3	42,2
32	160,6	84,5	112,7	89,2	7,11	206,8	57,6	264,4	0,28	247,2	24,3
33	110,2	89,4	99,3	90,4	7,28	237,3	56,3	293,6	0,24	280,6	18,4
35	159,0	84,7	131,4	87,4	7,41	233,3	52,3	285,5	0,22	274,6	15,5
36	160,5	84,5	142,4	86,3	7,62	223,4	51,3	274,7	0,23	259,2	21,8
39	-	-	-	-	7,38	235,8	56,5	292,4	0,24	257,0	49,9
40	276,7	73,4	244,5	76,5	7,22	232,8	54,9	287,7	0,24	270,9	23,7
41	247,2	76,2	237,9	77,1	7,28	253,3	65,1	318,5	0,26	288,0	42,9
42	176,4	83,0	129,0	87,6	7,24	259,9	73,5	333,5	0,28	318,5	21,0
43	135,6	86,9	125,4	87,9	7,30	263,9	71,6	335,5	0,27	320,5	21,0
46	177,1	83,0	159,5	84,6	7,32	261,2	69,2	330,3	0,26	309,7	29,1
47	138,3	86,7	120,3	88,4	7,34	253,0	70,2	323,2	0,28	310,3	18,2
48	154,2	85,2	142,0	86,3	7,46	255,6	59,8	315,3	0,23	299,1	22,9
49	164,0	84,2	142,2	86,3	-	-	-	-	-	-	-
*50	237,3	77,2	219,4	78,9	8,06	242,3	58,6	300,9	0,24	279,4	30,2
52	187,5	81,9	155,4	85,0	-	-	-	-	-	-	-
53	169,8	83,7	148,7	85,7	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: Tempo = dia; ϵ_T ; ϵ_S = %

C_{ST} e C_{SS} = mgDQO/L; AP, AI, AT, AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *ciclo após choque

Tabela II.5 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 1000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
5	638	562	100	40
7	536	334	86	72
12	656	292	92	50
19	580	322	70	38
33	510	526	48	48
35	642	330	86	62
40	556	236	82	68
42	558	310	80	64
47	552	252	80	42

Tabela II.6 – Volume descarregado na operação com 1000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (dia)	Descarga (L)
4	2,000
5	2,000
7	2,000
8	2,000
11	2,000
12	2,000
14	1,950
15	1,960
19	1,960
20	1,960
22	1,960
29	1,960
32	2,050
33	2,060
35	2,060
36	2,000
40	2,000
41	1,820
42	2,120
43	2,200
46	2,180
47	2,150
50	2,145
53	2,100

(c) Operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L

Tabela II.7 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1	261,5	87,1	231,9	88,6	7,30	253,6	63,5	317,1	0,25	299,9	24,3
3	309,1	84,7	270,0	86,7	7,29	259,0	69,4	328,4	0,27	302,0	37,1
4	375,5	81,5	340,4	83,2	7,18	261,8	70,2	332,1	0,27	316,6	21,8
8	434,0	78,6	384,0	81,0	7,34	264,6	69,2	333,8	0,26	319,6	20,0
10	347,0	82,9	279,0	86,2	7,41	266,6	69,9	336,5	0,26	322,4	19,9
11	399,0	80,3	337,0	83,4	-	-	-	-	-	-	-
14	514,0	74,6	476,0	76,5	7,36	264,6	71,0	335,6	0,27	311,5	33,9
16	546,0	73,0	439,0	78,3	7,40	275,4	69,3	344,7	0,25	327,0	25,0
17	504,0	75,1	397,0	80,4	7,38	271,1	83,0	354,0	0,31	334,8	27,1
18	428,0	78,9	424,0	79,1	-	-	-	-	-	-	-
21	485,0	76,1	433,0	78,6	-	-	-	-	-	-	-
22	490,0	75,8	421,0	79,2	7,37	288,7	73,0	361,7	0,25	338,2	33,2
23	446,0	78,0	394,0	80,6	7,46	293,3	72,3	365,6	0,25	339,1	37,4
25	461,5	77,2	371,1	81,7	-	-	-	-	-	-	-
28	511,5	74,8	435,3	78,5	-	-	-	-	-	-	-
29	584,6	71,1	466,8	77,0	-	-	-	-	-	-	-
30	482,4	76,2	423,0	79,1	-	-	-	-	-	-	-
32	458,9	77,3	396,5	80,4	7,34	295,3	75,6	370,9	0,26	354,8	22,7
35	424,1	79,1	363,2	82,1	7,24	292,7	75,2	367,9	0,26	352,9	21,1
36	430,5	78,7	377,5	81,4	7,25	287,4	74,7	362,1	0,26	345,4	23,5
37	538,1	73,4	481,6	76,2	7,29	302,1	71,1	373,2	0,24	357,2	22,5
*38	792,9	60,9	751,2	62,9	7,51	343,8	78,5	422,3	0,23	406,3	22,5
39	471,7	76,7	433,3	78,6	7,27	304,1	73,4	377,5	0,24	364,4	18,4
42	467,4	76,9	443,5	78,1	7,23	286,5	73,7	360,3	0,26	344,4	22,3
44	568,3	71,9	495,4	75,5	7,23	290,8	77,1	368,0	0,27	352,7	21,6
45	500,3	75,3	420,8	79,2	7,22	294,8	73,3	368,1	0,25	352,4	22,1

Unidades: Tempo = dia; ϵ_T ; ϵ_S = %

C_{ST} e C_{SS} = mgDQO/L; AP, AI, AT, AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *ciclo após choque

Tabela II.8 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
3	552	352	68	60
8	606	512	72	68
10	668	384	74	64
23	696	318	66	60
30	600	392	68	70
36	550	308	86	76
43	712	306	78	72

Tabela II.9 – Volume descarregado na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	2,100
3	2,110
4	2,140
7	2,000
8	2,300
9	2,100
10	2,200
11	2,200
14	2,200
15	2,000
16	2,200
17	2,240
18	2,240
21	2,140
22	2,140
23	2,140
25	2,125
32	2,000
35	2,140
36	2,140
38	2,250
39	2,250
42	2,250
43	2,300
44	2,300
45	2,300

(d) Operação do AnSBBR com 3000 mgDQO/L

Tabela II.10 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1 ^a	176,7	66,5	159,7	69,7	-	-	-	-	-	-	-
2 ^a	155,9	70,5	89,4	83,1	7,33	204,8	51,4	256,1	0,25	240,6	21,9
3 ^a	115,2	78,2	85,5	83,8	7,40	199,7	46,3	246,0	0,23	227,9	25,6
4 ^b	226,0	76,5	180,5	81,3	7,34	219,1	52,7	271,8	0,24	253,7	25,4
7 ^b	190,3	80,2	165,7	82,8	7,35	229,6	57,5	287,1	0,25	268,1	26,8
9 ^b	188,8	80,4	142,4	85,2	-	-	-	-	-	-	-
10 ^c	602,2	71,0	496,8	76,1	7,21	249,4	74,9	324,4	0,30	304,4	28,1
11 ^c	-	-	-	-	7,21	259,0	79,5	338,5	0,31	324,7	19,5
12 ^c	532,7	74,4	497,7	76,1	-	-	-	-	-	-	-
14 ^c	516,9	75,1	458,5	77,9	7,20	249,0	70,8	319,8	0,28	303,3	23,3
18 ^c	479,2	76,9	435,4	79,1	7,29	287,0	69,4	356,4	0,24	333,7	32,0
21 ^c	451,0	78,3	414,3	80,1	7,30	286,4	75,7	362,1	0,26	347,9	20,0
22 ^d	-	-	-	-	7,23	321,4	93,1	414,5	0,29	392,1	31,5
23 ^d	708,0	77,3	633,0	79,7	7,36	307,5	98,0	405,5	0,32	370,1	49,8
24 ^d	862,2	72,4	763,7	75,6	-	-	-	-	-	-	-
28 ^d	1387,9	55,6	1195,6	61,7	7,13	295,9	86,8	382,7	0,29	365,8	23,8
29 ^d	1571,5	49,7	1441,5	53,9	7,16	306,5	90,4	396,9	0,29	379,9	23,9
30 ^d	1294,7	58,6	1141,1	63,5	7,21	343,4	90,6	434,0	0,26	411,4	31,8
31 ^d	1331,6	57,4	1175,5	62,4	7,26	367,6	97,7	465,4	0,27	440,5	35,0
32 ^d	1102,1	64,7	860,6	72,5	7,25	378,4	103,1	481,5	0,27	448,5	46,5
35 ^d	938,0	70,0	828,0	73,5	7,18	341,2	97,0	438,2	0,28	415,4	32,2
36 ^d	1172,3	62,5	1051,5	66,4	7,25	339,8	94,1	433,9	0,28	411,1	32,1
37 ^d	1352,2	56,7	1228,3	60,7	7,25	341,1	91,9	432,9	0,27	409,0	33,7
38 ^d	1224,6	60,8	1124,2	64,0	7,32	341,2	85,6	426,8	0,25	404,2	31,8
39 ^d	1438,6	54,0	1307,7	58,2	7,29	350,7	91,9	442,6	0,26	418,7	33,6
42 ^d	1394,1	55,4	1311,4	58,0	7,29	287,2	73,2	360,4	0,25	335,1	35,6
43 ^d	1361,3	56,4	1193,4	61,8	7,27	297,6	76,4	374,0	0,26	344,6	41,5
44 ^d	1430,9	54,2	1274,4	59,2	7,33	347,6	89,7	437,3	0,26	415,9	30,1
46 ^d	1155,1	63,0	918,6	70,6	7,40	345,5	84,0	429,5	0,24	408,2	30,1
49 ^d	1043,3	66,6	947,5	69,7	7,23	340,0	90,4	430,5	0,27	409,5	29,5
50 ^d	1267,1	59,5	1209,6	61,3	7,36	339,8	85,5	425,4	0,25	406,5	26,6
51 ^d	1418,4	54,6	1280,7	59,0	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: Tempo = dia; ϵ_T ; ϵ_S = %

C_{ST} e C_{SS} = mgDQO/L; AP, AI, AT, AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

^a = 500 mgDQO/L; ^b = 1000 mgDQO/L; ^c = 2000 mgDQO/L; ^d = 3000 mgDQO/L

Continuação da **Tabela II.10**

Tabela II.10 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo	C_{ST}	ε_T	C_{SS}	ε_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
52 ^c	858,3	59,3	773,7	63,3	7,34	290,5	72,7	363,3	0,25	346,6	23,5
56 ^c	989,5	53,0	906,0	57,0	7,28	291,5	76,0	367,5	0,26	351,0	23,2
57 ^c	783,5	62,8	704,1	66,6	-	-	-	-	-	-	-
58 ^c	672,1	68,1	634,0	69,9	7,36	283,9	71,6	355,5	0,25	339,5	22,5
59 ^c	760,0	63,9	564,8	73,2	-	-	-	-	-	-	-
60 ^c	605,5	71,3	492,0	76,6	7,28	288,3	73,9	362,1	0,26	344,8	24,5
63 ^c	769,2	63,5	678,3	67,8	7,27	295,3	78,2	373,5	0,26	357,7	22,1
64 ^c	733,5	65,2	649,7	69,2	-	-	-	-	-	-	-
65 ^c	685,9	67,4	597,6	71,6	-	-	-	-	-	-	-
67 ^c	759,9	63,9	699,0	66,8	7,51	296,0	75,3	371,3	0,25	354,8	23,3
71 ^a	206,8	57,2	148,4	69,3	7,37	219,7	42,0	261,7	0,19	239,5	31,2
73 ^a	169,1	65,0	108,1	77,6	-	-	-	-	-	-	-
74 ^a	210,6	56,4	139,4	71,2	7,47	210,6	52,7	263,3	0,25	247,0	23,0
77 ^a	132,2	72,6	99,0	79,5	7,23	173,6	53,9	227,5	0,31	211,0	23,2
79 ^a	243,0	49,7	160,3	66,8	7,24	177,1	52,0	229,1	0,29	215,2	19,7

Unidades: Tempo = dia; ε_T ; ε_S = %

C_{ST} e C_{SS} = mgDQO/L; AP, AI, AT, AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

^a = 500 mgDQO/L; ^b = 1000 mgDQO/L; ^c = 2000 mgDQO/L; ^d = 3000 mgDQO/L

Tabela II.11 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
28	746	484	110	88
31	798	498	139	100
33	780	494	88	65
38	744	474	128	79
45	828	542	98	71
50	806	490	116	95

Tabela II.12 – Volume descarregado na operação com 3000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	2,120
2	2,060
3	2,150
4	2,120
7	2,120
8	2,030
9	1,980
10	2,020
11	2,180
14	2,120
15	2,000
16	2,180
17	2,180
21	2,200
24	2,180
28	2,200
29	2,200
30	2,200
31	2,100
35	2,200
36	2,180
38	2,150
42	2,000
45	2,200
46	2,000
49	2,100
50	2,100
51	2,100
52	2,100
57	2,100
58	2,100
59	2,100
60	2,000
63	2,100
64	2,100
65	2,100
67	2,100
71	2,100
73	2,100
74	2,000
77	2,100
79	2,100

(e) Operação do AnSBBR com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Tabela II.13 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT)

na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
1 ^a	175,6	67,8	160,4	70,6	-	-	-	-	-	-	-
2 ^a	133,7	75,5	117,9	78,4	7,23	183,5	55,0	238,6	0,30	216,6	30,9
3 ^a	131,1	76,0	123,2	77,4	-	-	-	-	-	-	-
4 ^a	129,3	76,3	100,1	81,7	-	-	-	-	-	-	-
5 ^a	115,2	78,9	89,1	83,7	-	-	-	-	-	-	-
6 ^a	-	-	-	-	7,24	180,8	53,1	233,9	0,29	211,0	32,3
7 ^a	102,6	81,2	81,9	85,0	-	-	-	-	-	-	-
8 ^a	-	-	-	-	7,36	194,9	54,6	249,5	0,28	231,4	25,5
10 ^a	111,6	79,5	94,5	82,7	-	-	-	-	-	-	-
11 ^a	-	-	-	-	7,35	199,5	53,8	253,3	0,27	235,4	25,1
12 ^a	96,5	82,3	95,5	82,5	7,27	191,9	60,5	252,4	0,32	234,4	25,4
14 ^a	85,3	84,4	78,5	85,6	7,31	199,1	46,9	246,0	0,24	227,6	25,9
16 ^a	86,5	84,1	76,0	86,1	46	7,52	300,4	84,7	385,1	0,28	361,3
19 ^b	142,1	86,2	127,2	87,6	7,43	228,6	48,2	276,8	0,21	259,4	24,4
20 ^b	192,9	81,2	176,2	82,9	-	-	-	-	-	-	-
23 ^b	208,2	79,7	166,0	83,8	7,49	222,8	50,2	273,1	0,23	254,7	25,9
26 ^b	174,4	83,0	152,4	85,2	7,50	250,5	38,5	289,0	0,15	262,1	37,9
28 ^b	153,5	85,1	149,2	85,5	-	-	-	-	-	-	-
29 ^c	-	-	-	-	7,41	248,6	56,6	305,2	0,23	279,3	36,5
31 ^c	391,2	80,9	356,2	82,6	-	-	-	-	-	-	-
32 ^c	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
33 ^c	286,9	86,0	256,8	87,5	-	-	-	-	-	-	-
35 ^c	728,7	64,5	704,2	65,7	7,56	313,6	100,1	413,8	0,32	394,2	27,5
36 ^c	722,7	64,8	700,8	65,9	7,61	333,7	74,7	408,3	0,22	389,9	25,9
39 ^c	652,0	68,2	623,3	69,6	7,56	305,5	81,7	387,2	0,27	369,2	25,4
41 ^c	544,4	73,5	508,6	75,2	7,62	289,4	90,7	380,0	0,31	359,7	28,6
42 ^c	765,6	62,7	747,2	63,6	7,59	305,2	85,0	390,2	0,28	362,6	38,9
43 ^c	672,0	67,3	622,4	69,7	7,59	307,1	85,2	392,3	0,28	373,3	26,8
45 ^c	795,2	61,3	787,1	61,6	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: Tempo = dia; ϵ_T ; ϵ_S = %

C_{ST} e C_{SS} = mgDQO/L; AP, AI, AT, AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *ciclo após choque

^a = 500 mgDQO/L; ^b = 1000 mgDQO/L; ^c = 2000 mgDQO/L

Continuação da **Tabela II.13**

Tabela II.13 – Valores da concentração de substrato (C_{ST} e C_{SS}), pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Tempo	C_{ST}	ϵ_T	C_{SS}	ϵ_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
46 ^c	836,2	59,3	785,3	61,7	7,52	300,4	84,7	385,1	0,28	361,3	33,5
47 ^c	736,3	64,1	643,6	68,6	7,52	276,2	83,6	359,8	0,30	339,3	28,9
48 ^c	539,6	73,7	462,1	77,5	7,56	304,5	93,5	398,0	0,31	378,5	27,4
49 ^c	575,9	71,9	521,0	74,6	7,86	310,5	90,1	400,6	0,29	375,8	34,9
*50	1067,6	48,0	1015,8	50,5	-	-	-	-	-	-	-
53 ^c	762,5	62,8	635,3	69,0	-	-	-	-	-	-	-
54 ^c	770,3	62,5	656,2	68,0	-	-	-	-	-	-	-
55 ^c	595,2	71,0	521,3	74,6	-	-	-	-	-	-	-
56 ^c	562,1	72,6	497,2	75,8	-	-	-	-	-	-	-
57 ^c	578,2	71,8	523,7	74,5	7,53	273,7	88,7	362,4	0,32	341,2	29,8
60 ^c	589,0	71,3	499,6	75,7	-	-	-	-	-	-	-
61 ^c	565,7	72,4	525,4	74,4	-	-	-	-	-	-	-
62 ^c	595,5	71,0	546,1	73,4	-	-	-	-	-	-	-

Unidades: Tempo = dia; ϵ_T ; ϵ_S = %

C_{ST} e C_{SS} = mgDQO/L; AP, AI, AT, AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L; *ciclo após choque

^a = 500 mgDQO/L; ^b = 1000 mgDQO/L; ^c = 2000 mgDQO/L

Tabela II.14 – Concentração de sólidos: totais (ST), voláteis totais (SVT), em suspensão totais (SST), em suspensão voláteis (SSV) do efluente na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Tempo (dia)	ST (mg/L)	SVT (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
41	762	330	84	80
47	658	386	86	82
49	662	510	68	66
56	502	408	76	70
60	628	426	64	58
61	764	390	86	78

Tabela II.15 – Volume descarregado na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Tempo (dia)	Descarga (L)
1	2,500
2	2,050
3	2,050
6	2,050
7	2,050
8	2,100
9	2,100
10	2,050
11	2,250
12	2,250
13	2,200
14	2,200
15	2,430
18	2,450
19	2,450
20	2,450
21	2,100
22	2,100
23	2,100
25	2,100
26	2,100
27	2,050
29	2,350
32	2,100
33	2,100
36	1,950
40	2,000
41	2,000
42	1,950
43	2,050
46	2,000
48	2,000
49	2,000
50	1,950
53	2,100
55	2,100
56	1,950
57	2,050
60	1,950
61	1,980
62	2,000

ANEXO III

Variáveis Monitoradas nos Perfis ao Longo do Ciclo

(a) Perfis ao longo do ciclo na operação com 500 mgDQO/L

Tabela III.1 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), realizados em duplicata, na operação com 500 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	308,8	263,2	217,5	263,2
0,50	206,4	175,9	171,9	208,0
1,00	187,0	159,4	146,1	176,8
1,50	132,2	112,7	104,1	125,9
2,00	102,5	87,3	94,9	114,8
2,50	90,6	77,2	98,4	119,1
3,00	62,6	53,3	89,9	108,8
4,00	67,1	57,2	82,6	99,9
5,50	54,7	46,6	85,6	103,6
7,00	65,3	55,6	49,7	60,1

Tabela III.2 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), realizados em duplicata, na operação com 500 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	8,04	195,7	42,5	238,2	0,22	223,0	21,4	7,91	185,4	39,7	225,1	0,21	202,5	31,8
0,50	7,62	195,7	46,6	242,3	0,24	227,0	21,6	7,57	180,8	42,7	223,5	0,24	202,8	29,1
1,00	7,51	194,4	51,2	245,7	0,26	228,2	24,6	7,49	187,2	46,1	233,3	0,25	207,9	35,8
1,50	7,49	186,4	55,6	242,1	0,30	226,0	22,6	7,47	193,1	45,3	238,4	0,23	213,8	34,7
2,00	7,48	190,6	56,4	246,9	0,30	231,5	21,8	7,50	192,4	47,6	240,0	0,25	216,2	33,5
2,50	7,51	189,8	52,8	242,6	0,28	226,5	22,6	7,46	192,4	47,1	239,5	0,24	217,2	31,4
3,00	7,46	186,9	56,4	243,3	0,30	228,7	20,6	7,48	192,6	42,0	234,6	0,22	211,6	32,4
4,00	7,51	184,9	56,7	241,5	0,31	226,6	21,0	7,50	194,7	46,9	241,5	0,24	223,3	25,7
5,50	7,50	184,9	56,1	241,0	0,30	226,1	21,1	7,46	188,7	49,7	238,4	0,26	218,5	28,1
7,00	7,47	197,2	47,6	244,9	0,24	228,4	23,3	7,42	190,6	50,0	240,5	0,26	218,6	30,8

Unidades: Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

Tabela III.3 – Perfis de concentração de ($[\text{CH}_4]$, $[\text{CO}_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono, realizados em duplicata, na operação com 500 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (h)	Ensaio 1				Ensaio 2			
	$[\text{CH}_4]$ (mmol/L)	$[\text{CO}_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)	$[\text{CH}_4]$ (mmol/L)	$[\text{CO}_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000	0,008	0,0	100,0	0,000	0,005	0,0	100,0
0,50	0,031	0,181	14,5	85,5	0,000	0,202	0,0	100,0
1,00	0,080	0,323	19,8	80,2	0,077	0,317	19,6	80,4
1,50	0,145	0,422	25,6	74,4	0,149	0,431	25,7	74,3
2,00	0,206	0,492	29,5	70,5	0,215	0,517	29,4	70,6
2,50	0,262	0,547	32,4	67,6	0,255	0,561	31,3	68,7
3,00	0,312	0,594	34,4	65,6	0,306	0,604	33,6	66,4
4,00	0,387	0,639	37,7	62,3	0,383	0,657	36,8	63,2
5,50	0,496	0,707	41,2	58,8	0,465	0,707	39,7	60,3
7,50	0,568	0,755	42,9	57,1	0,511	0,755	40,4	59,6

Tabela III.4 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), de pH, de alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e de ácidos voláteis totais (AVT) no ciclo posterior à aplicação de carga de choque de 1000 mgDQO/L durante um ciclo

Tempo	C_s	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,0	326,5	7,92	196,5	44,3	240,8	0,23	223,7	24,1
0,5	206,6	7,55	200,3	45,1	245,4	0,22	226,8	26,2
1,0	163,7	7,47	203,9	47,4	251,3	0,23	232,7	26,2
1,5	188,9	7,49	205,0	48,7	253,6	0,24	235,9	24,9
2,0	127,7	7,49	205,0	49,7	254,7	0,24	236,7	25,3
2,5	129,9	7,49	208,6	46,9	255,4	0,22	237,1	25,9
3,0	110	7,52	206,3	44,5	250,8	0,22	231,2	27,6
4,0	95,8	7,46	203,7	49,2	252,9	0,24	235,8	24,1
5,5	94,6	7,32	206,5	37,1	243,6	0,18	229,0	20,5
7,0	110,0	7,41	201,1	50,2	251,3	0,25	237,4	19,6

Unidades: Tempo = hora

C_s ; C_s' = mgDQO/L; AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

(b) Perfis ao longo do ciclo na operação com 1000 mgDQO/L**Tabela III.5** – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), realizados em duplicata, na operação com 1000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	C_s' (mgDQO/L)
0,00	609,6	595,2	580,7	595,15
0,50	411,6	401,8	406,7	416,8
1,00	349,5	341,2	405,3	415,4
1,50	335,8	327,8	295,8	303,2
2,00	233,5	228,0	250,6	256,8
2,50	219,8	214,6	260,0	266,5
3,00	215,4	210,3	221,3	226,8
4,00	179,7	175,4	163,3	167,4
5,50	138,5	135,2	158,4	162,3
7,00	111,8	109,1	129,0	132,2

Tabela III.6 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), realizados em duplicata, na operação com 1000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	8,16	242,8	48,1	290,9	0,20	276,4	20,5	8,07	243,1	53,2	296,3	0,22	284,2	17,0
0,50	7,78	247,9	56,2	304,1	0,23	287,8	22,9	7,82	248,7	59,0	307,7	0,24	295,6	17,1
1,00	7,75	259,3	60,7	320,0	0,23	303,5	23,3	7,74	263,8	59,3	323,1	0,22	309,2	19,5
1,50	7,60	258,5	60,4	318,9	0,23	303,0	22,4	7,64	257,4	61,8	319,2	0,24	307,6	16,3
2,00	7,56	259,3	63,8	323,1	0,25	303,2	28,0	7,57	261,6	62,4	324,0	0,24	310,5	18,9
2,50	7,51	259,6	64,3	324,0	0,25	304,8	27,0	7,54	259,9	62,9	322,8	0,24	308,7	19,9
3,00	7,51	260,7	62,1	322,8	0,24	306,7	22,8	7,54	256,8	64,9	321,7	0,25	308,8	18,2
4,00	7,51	256,5	62,9	319,5	0,25	305,4	19,8	7,53	212,6	45,3	257,9	0,21	244,4	19,1
5,50	7,48	259,3	63,5	322,8	0,24	301,6	29,8	7,50	259,3	64,9	324,2	0,25	310,5	19,4
7,00	7,43	259,3	64,3	323,7	0,25	307,5	22,7	7,50	246,7	54,0	300,7	0,22	287,0	19,3

Unidades: Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

Tabela III.7 – Perfis de concentração de ($[\text{CH}_4]$, $[\text{CO}_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono, realizados em duplicata, na operação com 1000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (h)	Ensaio 1				Ensaio 2			
	$[\text{CH}_4]$ (mmol/L)	$[\text{CO}_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)	$[\text{CH}_4]$ (mmol/L)	$[\text{CO}_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000	0,006	0,0	100,0	0,000	0,004	0,0	100,0
0,50	0,049	0,082	37,3	62,7	0,078	0,186	29,6	70,4
1,00	0,148	0,194	43,2	56,8	0,224	0,387	36,7	63,3
1,50	0,296	0,315	48,4	51,6	0,397	0,543	42,3	57,7
2,00	0,458	0,420	52,2	47,8	0,558	0,671	45,4	54,6
2,50	0,539	0,638	45,8	54,2	0,713	0,780	47,8	52,2
3,00	0,774	0,568	57,7	42,3	0,881	0,989	47,1	52,9
4,00	1,029	0,671	60,5	39,5	1,134	1,007	53,0	47,0
5,50	1,369	0,794	63,3	36,7	1,422	1,117	56,0	44,0
7,50	1,641	0,916	64,2	35,8	1,655	1,238	57,2	42,8

Tabela III.8 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), de pH, de alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e de ácidos voláteis totais (AVT) no ciclo posterior à aplicação de carga de choque de 2000 mgDQO/L durante um ciclo

Tempo	C_s	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,0	710,3	8,17	249,8	49,8	299,6	0,20	283,7	22,4
0,5	445,1	7,86	260,7	70,5	331,2	0,27	310,1	29,8
1,0	308,9	7,69	273,0	67,4	340,5	0,25	319,6	29,3
1,5	276,4	7,68	278,1	69,4	347,4	0,25	329,0	26,0
2,0	257,9	7,61	281,4	69,9	351,4	0,25	332,7	26,3
2,5	246,1	7,62	275,8	69,7	345,5	0,25	329,6	22,4
3,0	182,9	7,56	277,5	68,5	346,1	0,25	328,7	24,5
4,0	178,1	7,60	242,3	61,3	303,5	0,25	285,9	24,8
5,5	169,1	7,55	241,5	62,9	304,4	0,26	288,3	22,6
7,0	149,5	7,58	247,7	63,1	310,9	0,25	295,0	22,3

Unidades: Tempo = hora

C_s ; C_s' = mgDQO/L; AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

(c) Perfis ao longo do ciclo na operação com 2000 mgDQO/L

Tabela III.9 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), realizados em duplicata, na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (h)	Ensaio 1		Ensaio 2	
	C_s (mgDQO/L)	$C_{s'}$ (mgDQO/L)	C_s (mgDQO/L)	$C_{s'}$ (mgDQO/L)
0,00	1468,3	1493,5	1518,7	1493,50
0,50	1374,6	1398,2	1286,4	1265,1
1,00	1132,4	1151,8	1127,0	1108,3
1,50	953,6	970,0	1020,9	1004,0
2,00	792,5	806,1	940,3	924,7
2,50	784,9	798,4	848,7	834,6
3,00	736,9	749,5	774,5	761,6
4,00	607,1	617,5	663,7	652,7
5,50	494,0	502,5	562,9	553,6
7,00	406,8	413,8	475,2	467,3

Tabela III.10 – Perfis de pH, alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), realizados em duplicata, na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo	Ensaio 1							Ensaio 2						
	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	8,31	285,8	61,5	347,3	0,22	329,9	24,5	8,44	286,6	55,4	342,0	0,19	324,5	24,7
0,50	7,87	285,8	69,8	355,6	0,24	336,4	27,1	7,97	284,7	69,5	354,1	0,24	332,6	30,3
1,00	7,77	290,0	70,2	360,2	0,24	340,4	27,9	7,79	288,5	71,0	359,4	0,25	322,9	51,5
1,50	7,69	291,9	71,0	362,8	0,24	344,1	26,4	7,69	290,4	73,6	364,0	0,25	341,3	32,0
2,00	7,62	289,6	74,0	363,6	0,26	347,6	22,6	7,60	289,6	76,3	365,9	0,26	347,8	25,5
2,50	7,59	291,9	74,0	365,9	0,25	350,2	22,1	7,60	293,8	74,4	368,2	0,25	352,6	21,9
3,00	7,54	293,8	75,2	368,9	0,26	353,4	21,8	7,53	297,2	75,5	372,7	0,25	358,2	20,5
4,00	7,49	294,5	77,0	371,6	0,26	357,5	19,8	7,43	298,3	77,0	375,4	0,26	361,8	19,1
5,50	7,40	294,5	77,8	372,3	0,26	358,1	20,0	7,41	299,8	78,2	378,0	0,26	363,7	20,1
7,00	7,44	296,0	78,2	374,2	0,26	362,6	16,4	7,44	294,5	78,6	373,1	0,27	360,0	18,4

Unidades: Tempo = hora

AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

Tabela III.11 – Perfis de concentração de ($[\text{CH}_4]$, $[\text{CO}_2]$) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono, realizados em duplicata, na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada

Tempo (h)	Ensaio 1				Ensaio 2			
	$[\text{CH}_4]$ (mmol/L)	$[\text{CO}_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)	$[\text{CH}_4]$ (mmol/L)	$[\text{CO}_2]$ (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,00	0,000	0,192	0,0	100,0	0,000	0,323	0,0	100,0
0,50	0,107	0,107	50,1	49,9	0,163	0,148	52,6	47,4
1,00	0,318	0,249	56,1	43,9	0,408	0,316	56,4	43,6
1,50	0,601	0,409	59,5	40,5	0,742	0,482	60,6	39,4
2,00	0,917	0,521	63,8	36,2	1,104	0,628	63,7	36,3
2,50	1,241	0,619	66,7	33,3	1,571	0,783	66,7	33,3
3,00	1,596	0,728	68,7	31,3	2,045	0,907	69,3	30,7
4,00	2,736	1,026	72,7	27,3	3,554	1,184	75,0	25,0
5,50	3,681	1,191	75,5	24,5	4,841	1,440	77,1	22,9
7,50	4,421	1,315	77,1	22,9	5,774	1,633	78,0	22,0

Tabela III.12 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), de pH, de alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e de ácidos voláteis totais (AVT) no ciclo posterior à aplicação de carga de choque de 4000 mgDQO/L durante um ciclo

Tempo	C_s	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,0	1872,7	8,37	306,0	54,3	360,3	0,18	335,9	34,3
0,5	1558,0	7,88	314,8	68,1	383,0	0,22	361,4	30,4
1,0	1333,9	7,78	314,1	71,6	385,7	0,23	363,0	31,9
1,5	1156,8	7,78	319,5	65,8	385,3	0,21	368,0	24,4
2,0	984,2	7,59	310,2	72,7	383,0	0,23	364,5	26,0
2,5	881,7	7,64	322,5	73,1	395,7	0,23	378,6	24,1
3,0	862,9	7,59	274,8	66,2	341,0	0,24	324,3	23,6
4,0	747,0	7,45	232,5	56,6	289,1	0,24	271,1	25,3
5,5	607,5	7,47	286,8	63,5	350,3	0,22	333,0	24,2
7,0	526,3	7,44	318,3	78,1	396,4	0,25	384,2	17,2

Unidades: Tempo = hora

C_s ; C_s' = mgDQO/L; AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

(d) Perfis ao longo do ciclo na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Tabela III.13 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_S), de pH, de alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e de ácidos voláteis totais (AVT) na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Tempo	C_S	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	1051,0	8,45	265,0	55,5	320,5	0,21	305,0	21,8
0,50	1127,1	7,82	246,3	72,4	318,7	0,29	299,1	27,5
1,00	1092,4	7,68	239,4	66,9	306,3	0,28	283,3	32,3
1,50	1071,1	7,63	241,0	80,9	321,9	0,34	296,8	35,3
2,00	969,6	7,65	241,8	80,3	322,1	0,33	298,6	33,1
2,50	930,7	7,66	243,1	75,3	318,4	0,31	296,0	31,6
3,00	936,3	7,65	241,8	77,7	319,5	0,32	297,3	31,3
4,00	848,7	7,63	250,0	83,0	333,0	0,33	312,4	29,0
5,50	704,2	7,69	245,8	80,3	326,1	0,33	306,0	28,3
7,00	591,4	7,61	248,4	79,3	327,7	0,32	309,7	25,4

Unidades: Tempo = hora

C_S ; C_S' = mgDQO/L; AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L

Tabela III.14 – Perfis de concentração de ([CH₄, [CO₂]) e fração molar (Y_{CH_4} , Y_{CO_2}) de metano e dióxido de carbono na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Tempo (h)	[CH ₄] (mmol/L)	[CO ₂] (mmol/L)	Y_{CH_4} (%)	Y_{CO_2} (%)
0,0	0,000	0,205	0,0	100,0
0,5	0,111	0,092	54,6	45,4
1,0	0,316	0,210	60,1	39,9
1,5	0,558	0,338	62,3	37,7
2,0	0,784	0,414	65,5	34,5
2,5	1,080	0,510	67,9	32,1
3,0	1,471	0,638	69,8	30,2
4,0	2,491	0,903	73,4	26,6
5,5	3,306	1,016	76,5	23,5
7,5	3,981	1,193	76,9	23,1

Tabela III.15 – Perfis de concentração de matéria orgânica (C_s), de pH, de alcalinidade: parcial (AP), intermediária (AI), total (AT), relação (AI/AP), a bicarbonato (AB) e de ácidos voláteis totais (AVT) no ciclo posterior à aplicação de carga de choque de 4000 mgDQO/L durante um ciclo, na operação com 2000 mgDQO/L e alimentação em batelada alimentada durante 4 horas

Tempo	C_s	pH	AP	AI	AT	AI/AP	AB	AVT
0,00	1014,5	8,49	228,3	54,4	282,7	0,24	267,5	21,5
0,50	1355,6	7,89	238,1	61,0	299,1	0,26	276,4	32,1
1,00	1232,1	7,68	223,8	73,7	297,5	0,33	266,9	43,2
1,50	1132,4	7,65	227,8	76,9	304,7	0,34	274,0	43,3
2,00	1141,4	7,62	220,6	79,5	300,2	0,36	273,1	38,2
2,50	1081,0	7,62	224,3	81,7	306,0	0,36	282,9	32,6
3,00	1074,3	7,63	224,9	76,4	301,2	0,34	279,0	31,4
4,00	1035,4	7,60	219,6	80,6	300,2	0,37	279,1	29,7
5,50	888,0	7,57	218,5	87,2	305,7	0,40	284,9	29,3
7,00	789,8	7,57	225,7	80,6	306,3	0,36	285,8	28,9

Unidades: Tempo = hora

C_s ; C_s' = mgDQO/L; AP; AI; AT; AB = mgCaCO₃/L; AVT = mgHAc/L