



DESEMPENHO DE SISTEMA ANAERÓBIO-AERÓBIO NO TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE PROCESSAMENTO DE CAFÉ

PERFORMANCE OF ANAEROBIC-AEROBIC SYSTEM TREATING COFFEE PROCESSING WASTEWATER

Wilmar Alirio Botello Suárez⁽¹⁾
Rose Maria Duda⁽²⁾
Roberto Alves de Oliveira⁽³⁾

Resumo

Neste trabalho foi avaliado o desempenho de um sistema anaeróbio-aeróbio no tratamento de águas residuárias de processamento de café (ARC). O sistema foi integrado por dois reatores UASB em série (R1-R2), seguidos de reator em batelada sequencial (RBS) como unidade de pós-tratamento. A operação foi realizada de forma contínua por 401 dias, e foi dividida em três fases, considerando a carga orgânica volumétrica (COV), a recirculação de efluente do sistema, e o tempo de detenção hidráulica (TDH). Os reatores mantiveram níveis estáveis de pH, alcalinidade e AVT durante sua operação, evidenciando as mais altas eficiências de remoção de DQO (98%), NTK (87%) e FT (88%), na fase com COV em R1 de 10,4 Kg DQO m⁻³d⁻¹, TDH total de 4,75 d e recirculação de efluente. A melhor produção volumétrica de metano (1,5 ± 0,3 m³ CH₄ m⁻³d⁻¹), com produção específica de 0,19 ± 0,72 L CH₄ g_{DQOr}⁻¹ (R1+R2) foi obtida com o incremento da COV em R1 para 16,8 Kg DQO m⁻³d⁻¹. No entanto, nestas condições foi afetado consideravelmente o desempenho da unidade de pós-tratamento, diminuindo, conseqüentemente, a remoção de NTK e FT. Os resultados obtidos neste estudo indicam que, sob condições operacionais que assegurem a estabilidade do processo, a combinação de reatores de alta taxa (UASB-RBS) em sistema anaeróbio-aeróbio, submetido a amplas faixas de COVs, é uma alternativa eficiente no tratamento de ARC com simultânea produção de energia.

Palavras-chave: águas residuárias de processamento de café, metano, sistema anaeróbio-aeróbio.

Abstract

In this study it was evaluated the performance of an anaerobic-aerobic system treating coffee processing wastewater (CPWW). The system was integrated by two UASB reactors in series (R1-R2), followed by sequencing batch reactor (SBR) as post-treatment unit. The operation

¹Doutorando em Microbiologia Agropecuária pela UNESP. Endereço eletrônico: bwilmar61@yahoo.com

²Doutora em Microbiologia Agropecuária pela UNESP, Jaboticabal-SP. Docente Fatec, Jaboticabal. Endereço eletrônico: roseduda@zipmail.com.br.

³Doutor em Hidráulica e Saneamento pela USP. Professor assistente Doutor UNESP, Jaboticabal. Endereço eletrônico: oliveira@fcav.unesp.br.



was carried out continuously for 401 days and was divided into three phases, considering the volumetric organic load (OLR), the effluent recirculation and the hydraulic retention time (HRT). The reactors maintained stable pH, alkalinity, and volatile acid levels during their operation, showing the higher removal efficiencies of COD (98%), NTK (87%) and PT (88%) in the phase with OLR in R1 of 10.4 kg COD m⁻³d⁻¹, HDT total of 4.75 d and effluent recirculation. The best volumetric production of methane (1.5 ± 0.3 m³ CH₄ m⁻³d⁻¹), with specific production of 0,19 ± 0.72 L CH₄ g_{DQOr}⁻¹ (R1+R2), was obtained with increasing of ORL in R1 to 16.8 kg COD m⁻³d⁻¹. However, under these conditions it was considerably affected the performance of the post-treatment unit, reducing, consequently, the NKT and PT removal. The results of this study indicate that, under operational conditions that ensure the process stability, the combination of high rate reactors (UASB-SBR) in anaerobic-aerobic system, submit to wide ranges of ORLs, it is a efficient alternative for the CPWW treatment with simultaneous production of energy.

Keywords: Anaerobic-aerobic system, methane, processing wastewater coffee.

1 Introdução

A produção de café é uma das principais atividades econômicas a nível mundial. Alguns países tropicais, tais como o Brasil, Colômbia, e México, são os maiores produtores e tem esta atividade como uma das suas fontes de exportação mais importante (CHAPAGAIN; HOEKSTRA, 2007). O Brasil considera-se o maior exportador mundial de café verde (grão beneficiado e pré-processado) com aproximadamente 30% do total comercializado (NISHIJIMA; SAES; POSTALI, 2012).

Uma das principais operações realizadas na pós-colheita de café é o processamento via úmida. Esta etapa consome grandes quantidade de água, sendo necessários, particularmente no caso de Brasil, até 22530 m³ de água para gerar uma tonelada de produto (CHAPAGAIN; HOEKSTRA, 2007). Adicionalmente, as características físico-químicas das águas resultantes deste processo (denominadas águas residuárias de café, ou ARC), entre elas, presença de açúcares facilmente fermentáveis, polissacarídeos, proteínas, pectinas e compostos fenólicos, entre outras, impossibilitam a sua disposição em corpos receptores sem um adequado tratamento (VON ENDEN et al., 2002). Portanto, essas águas precisam de métodos de estabilização apropriados, que busquem prevenir a afetação dos ecossistemas das regiões produtoras e garantam o cumprimento da legislação ambiental.

Devido à presença de concentrações significativas de matéria orgânica nas ARC, e outros subprodutos do processamento de café, a estabilização biológica constitui uma alternativa de tratamento plausível (BEYENE et al., 2014). As estratégias frequentemente empregadas têm usado o processo de digestão anaeróbia, fundamentalmente devido à



possibilidade de tratamento e geração de energia (BATTISTA; FINO; MANCINI, 2016; FIA et al., 2010; GUARDIA-PUEBLA et al., 2014; SELVAMURUGAN; DORAISAMY; MAHESWARI, 2010). Este processo é desenvolvido por uma complexa interação de comunidades microbianas associadas ao sistema, dando como resultado a transformação da fração orgânica do afluente a compostos mais estáveis e gerando gás metano (ALI SHAH et al., 2014). Consequentemente, têm sido avaliadas diversas tecnologias para o tratamento anaeróbio das ARC, entre elas, a utilização do reator UASB (reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo) tem sido comumente empregada, apresentando boas eficiências de remoção de matéria orgânica, as quais oscilam entre 60 e 90% (BRUNO; DE OLIVEIRA, 2013; DINSDALE; HAWKES; HAWKES, 1997; GUARDIA-PUEBLA et al., 2014; JUNG et al., 2012).

Um dos principais inconvenientes do processo anaeróbio é que o efluente gerado frequentemente requer tratamento adicional, devido que suas propriedades usualmente não permitem atingir a qualidade necessária para sua disposição final em corpos receptores, ou para seu reuso em outro tipo de processos. Dentro das alternativas de tratamento do efluente anaeróbio encontram-se o uso do reator em batelada sequencial (RBS). Sob adequadas condições operacionais, o RBS pode ser eficiente na remoção de nitrogênio (N) e fósforo (P). A eliminação de N acontece mediante estimulação de reações de nitrificação/desnitrificação, as quais são desenvolvidas em sistema submetido a condições aeróbias/anaeróbias (PENG; ZHU, 2006). Aliás, a remoção de P do afluente do RBS consiste na sua acumulação dentro da biomassa presente no reator, a qual é removida subsequentemente como resultado da lavagem de lodos (SINGH; SRIVASTAVA, 2011).

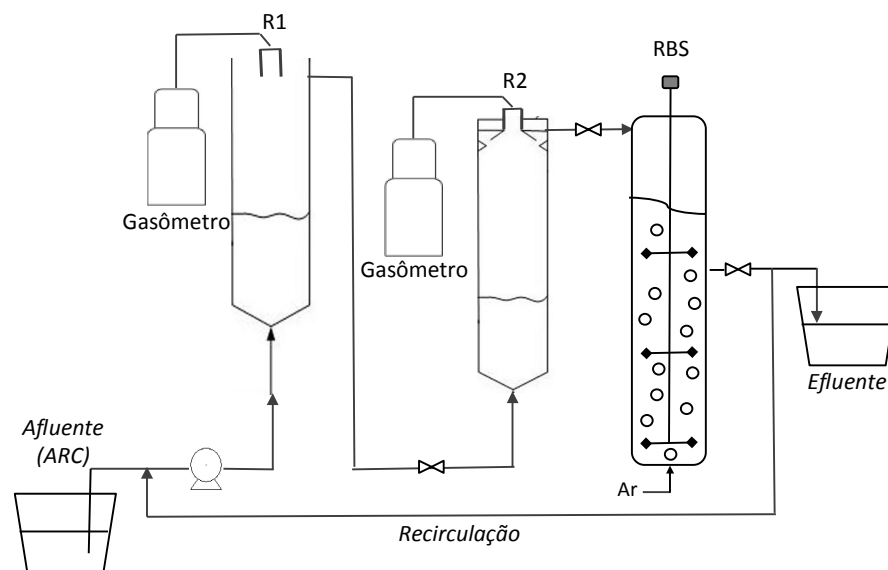
Tem sido estabelecido que a operação de ambas estratégias de tratamento (anaeróbia-aeróbia), através da integração de reatores de alta taxa, tem um grande potencial de recuperação de energia, além de permitir altas eficiências de tratamento, baixo consumo energético e redução de processos de disposição de lodos (CHAN et al., 2009), embora é pouco compreendido o sua eficiência no tratamento de ARC.

Nesse sentido, no presente trabalho foi avaliado o desempenho de uma combinação de reatores de alta taxa para tratamento de ARC mediante processo anaeróbio (reatores UASB em dois estágios) e aeróbio (RBS), em relação à remoção de matéria orgânica, N, P e produção de metano.

2 Material e Métodos

Operação de reatores. Foram empregados dois reatores UASB instalados em série, com volumes de 20 L (R1) e 10 L (R2), dispostos para a digestão anaeróbia, acoplados a um sistema de gasômetros, seguidos de uma unidade de pós-tratamento, composta por um reator em batelada alimentada (RBS) com volume de 25 L (sistema UASB-RBS), figura 1. O inoculo utilizado na partida do sistema foi obtido a partir de reatores UASB e RBS que tratavam águas residuárias de suinocultura, com sólidos voláteis de 27 e 24 g L⁻¹, respectivamente. Os reatores UASB foram preenchidos com 30% de seus volumes com inoculo, enquanto o RBS foi inoculado com 17 L de lodo ativado, correspondentes ao 68% de seu volume.

Figura 1 - Configuração geral do sistema anaeróbio-aeróbio implementado



Uma vez alcançadas condições de estabilidade operacional (definidas como produção constante de biogás e níveis constantes de concentração de DQO no efluente), a carga orgânica volumétrica foi incrementada gradualmente. Em virtude disso, foram estabelecidas três fases operacionais: i. Fase A, operada em uma faixa de COV para R1 de 2,8 - 6,8 Kg DQO m⁻³d⁻¹, sem recirculação de efluente e TDH geral do sistema de 4,75 d; ii. Fase B, operada em uma faixa de COV para R1 de 7,4 - 10,4 Kg DQO m⁻³d⁻¹, com recirculação de efluente do RBS em relação ARC/efluente de 2:1 e TDH geral do sistema de 4,75 d, e iii. Fase C, operada em uma faixa de COV para R1 de 15,0 - 16,8 Kg DQO m⁻³d⁻¹, com recirculação



de efluente do RBS em relação ARC/efluente de 2:1 e TDH geral do sistema de 2,5 d. O reator em batelada sequencial (RBS) foi operado com ciclo de 24 h (etapa aeróbia: 10h, etapa anóxica: 8 h, sedimentação: 3,8h, descarte do efluente: 0,2 h e 2 h de inatividade), exceto na fase C, onde, devido à redução do TDH no processo, o ciclo mudou a 12 h (Fase aeróbia-anóxica intermitente (7h); sedimentação: 4h; descarte do efluente: 0,2h; inatividade: 0,8h). O RBS foi alimentado de forma contínua com efluente anaeróbio de R2, disposto principalmente para remoção de N e P, e foi operado mantendo uma concentração de oxigênio dissolvido na etapa aeróbia de $2,0 \pm 0,2 \text{ mgL}^{-1}$. A operação dos reatores foi realizada por um período de 401 dias de forma contínua.

Água residuária. O sistema foi alimentado com ARC gerada em fazenda produtora. Aliás, para desenvolver a operação de forma contínua, foi necessário preparar ARC simulada mediante descascamento e desmucilagem manuais, de sementes de café coco submetidos previamente a imersão por 24 horas em água potável. Antes do seu uso, os substratos foram peneirados em malha fina, o pH foi ajustado em uma faixa de $7,0 \pm 0,2$ unidades com cal hidratada e a concentração de DQO foi ajustada em função da COV correspondente para cada fase mediante diluição com água potável (fase A), ou com efluente do RBS (fases B e C).

Métodos analíticos. O desempenho do sistema foi avaliado mediante análise físico-química de amostras compostas, coletadas duas vezes por semana, no afluente e efluentes de cada reator. Os parâmetros testados foram: DQO total, pH, alcalinidade, ácidos voláteis totais (AVT), fenóis totais, nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal ($\text{NH}_3\text{-N}$) e fósforo total (FT). O volume de biogás produzido na fase de digestão anaeróbia foi determinado diariamente e sua composição foi analisada quinzenalmente por cromatografia gasosa. Todas as análises foram feitas segundo (APHA; AWWA; WEF, 2005).

3 Resultados e Discussão

Digestão anaeróbia das ARC em reatores UASB. A Concentração média de parâmetros físico-químicos determinados nos reatores UASB (R1-R2) em cada uma das fases são descritos na tabela 1. A etapa anaeróbia operou-se a diferentes COV, incrementando a concentração de DQO no afluente (fases A e B) e reduzindo o TDH aplicado aos reatores na fase C, de 2,5 e 1,25 d a 1,25 e 0,625 d para R1 e R2, respectivamente. As maiores eficiências

de remoção de matéria orgânica foram obtidas nas fase I-B (R1: 93% , R2: 30%) e II-B (R1: 92% , R2: 62%). A recirculação feita com efluente do sistema permitiu aumentar a alcalinidade parcial, o qual foi particularmente evidente na fase C.

Estas condições tem sido observadas em outros estudos, onde também é ressaltada a importância da recirculação para aproveitar a alcalinidade do processo e reduzir o uso de substancias corretoras de pH (ROMLI; GREENFIELD; LEE, 1994). Além disso, o reciclado pode-se utilizar para manter uma COV apropriada no sistema, principalmente quando afluentes com altas concentrações de matéria orgânica estejam sendo tratados (GUARDIA-PUEBLA et al., 2014; VAN LIER, 2008).

Tabela 1 - Concentração média de parâmetros físico-químicos determinados nos reatores UASB (R1-R2) para cada fase

Fase	Reator	COV (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)	DQO _{remoção} (%)	AP (g CaCO ₃ L ⁻¹)	AI/AP (g g ⁻¹)	AVT (mgL ⁻¹)	pH
I-A	R1	2,8 ±0,4	77,2 ±3,9	1,3 ±0,2	0,21 ±0,13	271 ±90	8,1 ±0,3
	R2	1,3 ±0,3	30,4 ±17,6	1,4 ±0,2	0,21 ±0,08	249 ±104	7,8 ±0,3
II-A	R1	6,1 ±0,2	88,4 ±5	1,4 ±0,3	0,22 ±0,12	405 ±201	8,0 ±0,3
	R2	1,4 ±0,6	45,3 ±26,2	1,6 ±0,4	0,16 ±0,08	273 ±155	7,7 ±0,3
III-A	R1	6,8 ±0,6	83,5 ±6,8	2,5 ±0,8	0,13 ±0,07	421 ±310	8,0 ±0,3
	R2	2,2 ±0,9	32,6 ±17,5	2,7 ±0,8	0,1 ±0,04	286 ±212	8,1 ±0,2
I-B	R1	7,4 ±0,8	93,4 ±3,3	1,9 ±0,4	0,21 ±0,09	171 ±119	7,5 ±0,4
	R2	1 ±0,4	30,2 ±16,5	2,4 ±0,4	0,16 ±0,1	124 ±107	7,8 ±0,3
II-B	R1	10,4 ±0,8	91,8 ±2	1,6 ±0,1	0,33 ±0,14	334 ±212	7,7 ±0,2
	R2	1,7 ±0,5	61,7 ±14,8	2,1 ±0,2	0,16 ±0,04	103 ±43	8,0 ±0,3
I-C	R1	15 ±4	75,4 ±7,8	3,1 ±0,1	0,24 ±0,07	521 ±165	8,0 ±0,2
	R2	7,2 ±2,7	30,7 ±22,9	3,4 ±0,1	0,19 ±0,06	397 ±177	8,0 ±0,2
II-C	R1	16,8 ±2,7	73 ±6,4	4,1 ±0,5	0,25 ±0,07	771 ±247	8,1 ±0,1
	R2	9 ±2,1	20,8 ±14,4	4,4 ±0,5	0,17 ±0,06	536 ±225	8,1 ±0,1

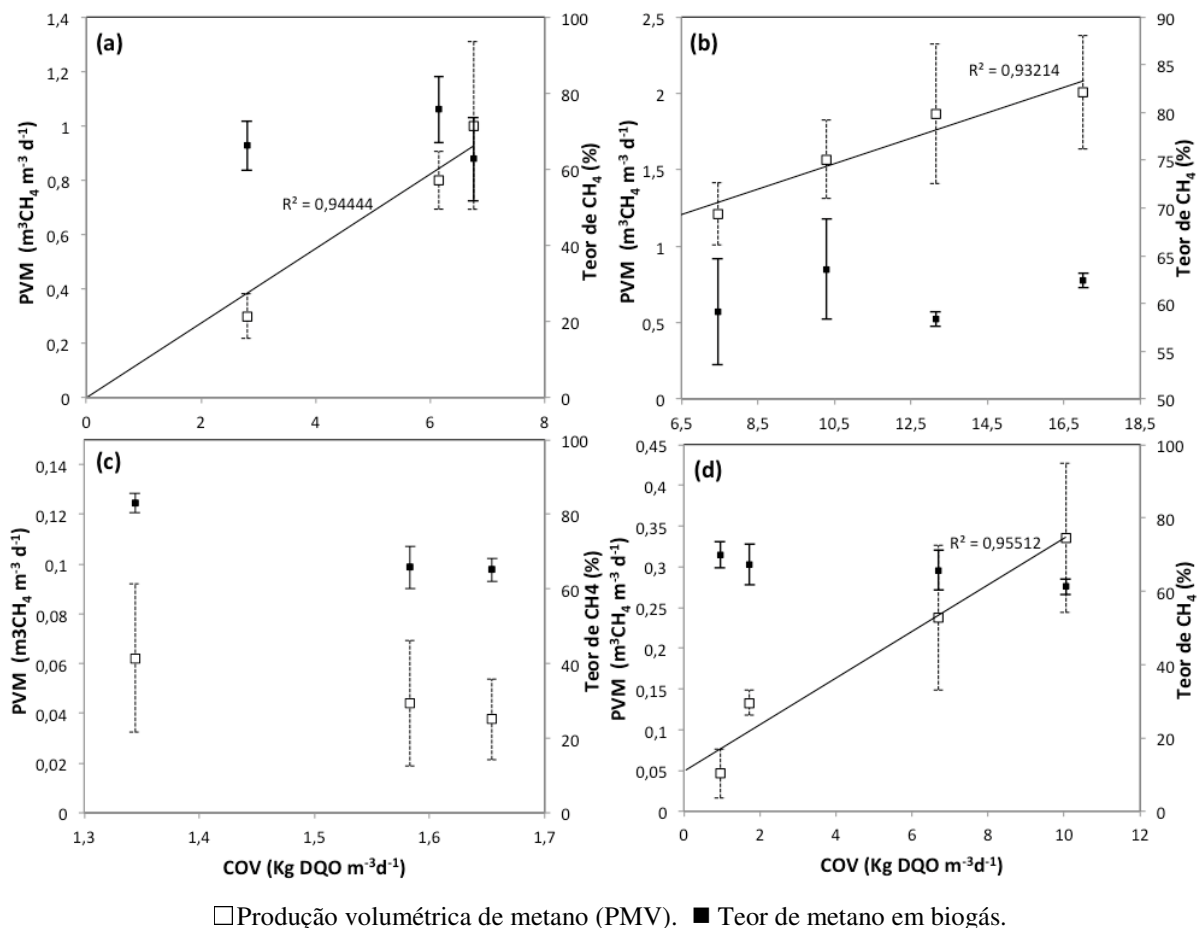
COV: Carga orgânica volumétrica; DQO: Demanda química de oxigênio; AP: Alcalinidade parcial; AI: Alcalinidade intermediária; AVT: Ácidos voláteis totais. Valores médios seguidos pelo desvio padrão ±DV.

Embora a concentração de ácidos voláteis totais atinja valores médios no efluente dos reatores até de 771 mgL⁻¹ no R1 e 536 mgL⁻¹ no R2 (fase I-C e II-C), os valores médios das relações AI/AP em todas as fases avaliadas foram inferiores a 0,4 g g⁻¹. Conseqüentemente, a concentração de ácidos não excede a capacidade buffer proporcionada por espécies químicas de HCO₃, determinadas por a AP, diminuindo o risco de inibição da atividade microbiana (principalmente metanogênica). Nessas condições o processo pode ser considerado estável (ASTALS; NOLLA-ARDÈVOL; MATA-ALVAREZ, 2012). Adicionalmente, foram

evidenciados valores médios de pH em uma faixa de 7,5 a 8,1, para o efluente do R1 e de 7,7 a 8,1 para o efluente de R2 (tabela 1), considerados ótimos para o desenvolvimento de arqueias metanogênicas (ALI SHAH et al., 2014).

Produção de metano. Na figura 2 detalha-se a relação entre a COV aplicada com a produção volumétrica de metano (PVM) atingida e a concentração de metano no biogás. A PMV exibiu uma forte correlação de Pearson ($p < 0,001$) com a COV no R1 nas duas fases avaliadas, e na fase B de R2 (com recirculação de efluente).

Figura 2 - Desempenho de reatores UASB a diferentes COV no processo de digestão anaeróbia de ARC. (a)-(c): R1-R2 sem recirculação. (b)-(d): R1-R2 com recirculação de efluente. Os valores mostrados são as médias \pm DP de amostras coletadas em condições de estabilidade operacional.



O R2 não apresentou correlação entre a PVM e a COV na fase A (figura 2c). Consequentemente, o aumento de carga permitiu uma melhor resposta do R2 (suportado



também pela maior concentração de DQO no afluente nas fases B e C) o qual possibilitou uma maior atividade metanogênica. O incremento progressivo da biometanização das ARC permitiu atingir valores de PVM até de $2,0 \pm 0,4 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (R1), com $63 \pm 0,7\%$ de CH_4 ; $0,34 \pm 0,1 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (R2), com $61,0 \pm 2,1\%$ de CH_4 , e R1+R2 de $1,5 \pm 0,3 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, correspondentes à fase IV-B. A produção específica de metano na mesma fase, expressada como $\text{L CH}_4 \text{ L CH}_4 \text{ g}_{\text{DQOr}}^{-1}$ foi de $0,17 \pm 0,04$ (R1), $0,03 \pm 0,02$ (R2) e $0,19 \pm 0,72$ (R1+R2).

Considerando as baixas produções de metano no R2, tem sido proposto, como consequência da operação em série em sistemas anaeróbios, que esta característica pode ser resultado do incremento da fração de matéria orgânica no afluente não facilmente biodegradável, assim como de baixos TDH e incremento da COV aplicada (DUDA et al., 2015). No entanto, os resultados indicam bom desempenho do processo anaeróbio a nível geral: O R1 degrada uma maior quantidade de matéria orgânica produzindo uma maior quantidade de metano, enquanto R2 consegue degradar parte da matéria orgânica remanescente, e aporta alcalinidade a ser aproveitada na recirculação do efluente, e também necessária para o processo de nitrificação, a ser realizada durante a operação da unidade de pós-tratamento.

Pós-tratamento e desempenho geral do sistema anaeróbio-aeróbio. O efluente do processo anaeróbio foi disposto no RBS para pós-tratamento. Como apresentado na tabela 2 e figura 3, além da remoção de matéria orgânica, foi evidenciada redução de N, P em todas as fases de tratamento avaliadas.

Como observado na figura 3-a, os níveis de remoção de DQOt foram maiores na fase II-B (98 %). Ao atingir estes níveis de remoção e boas condições de estabilidade, optou-se por avaliar o desempenho do sistema com menor TDH (fases I-C e II-C). Nestas condições a produção volumétrica de metano foi maior (figura 2). No entanto, o sistema apresentou menor eficiência de remoção para todos os parâmetros avaliados (DQOt, N e P), figura 3.

Os níveis de remoção de N foram particularmente altos na fase II-B (88%), figura 3b. Quando observada a alcalinidade parcial no afluente e efluente do RBS nesta fase, foi evidenciado um marcado decréscimo entre os valores médios obtidos: de $2,1 \pm 0,2 \text{ g CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ no afluente, para $1,2 \pm 0,08 \text{ g CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ no efluente (dados não apresentados). Considerando-se que o consumo de alcalinidade esta diretamente relacionado com o processo de nitrificação (LI; IRVIN, 2007), isto sugere um desempenho adequado do pós-tratamento. Na fase II-B os

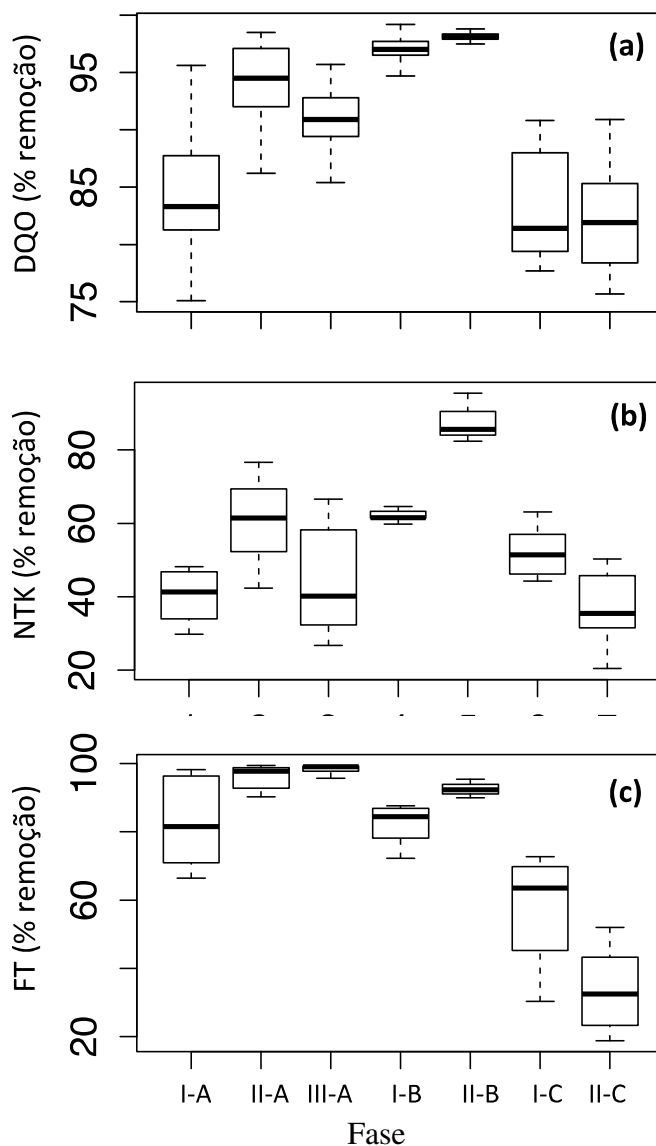
valores de nitrogênio amoniacal ($\text{NH}_3\text{-N}$) diminuíram do afluente para o efluente de $148,1 \pm 17,8 \text{ mgL}^{-1}$ para $43,9 \pm 6,3 \text{ mgL}^{-1}$ (dados não apresentados). Consequentemente, estas condições, somadas a uma baixa DQO presente no efluente anaeróbio na fase II-B ($779 \pm 262 \text{ mgL}^{-1}$), possibilitaram o desenvolvimento de reações de nitrificação/desnitrificação, atingindo remoções na concentração de NTK até de 84 % na fase II-B. Na mesma fase, a remoção de NTK devida ao sistema anaeróbio foi de 30%, o qual destaca a importância do pós-tratamento do efluente anaeróbio.

Tabela 2 - Concentração média de parâmetros físico-químicos determinados no afluente, efluente do sistema anaeróbio (R1+R2) e efluente do RBS

Fase	Parâmetro (mgL^{-1})			
	DQOt	NTK	FT	
I-A	Afluente	6975 \pm 950	339,6 \pm 58,8	82,1 \pm 57,8
	Efluente anaeróbio	1371 \pm 464	213,2 \pm 11,3	14,9 \pm 6,1
	Efluente RBS	1140 \pm 405	200,2 \pm 22,9	8,5 \pm 4
II-A	Afluente	15216 \pm 557	393,1 \pm 150,6	161,8 \pm 83,5
	Efluente anaeróbio	1020 \pm 411	265,2 \pm 128,0	6,1 \pm 1,9
	Efluente RBS	878 \pm 465	177,2 \pm 73,3	4,6 \pm 2,7
III-A	Afluente	16968 \pm 1449	384,7 \pm 145,1	138,7 \pm 101,8
	Efluente anaeróbio	2210 \pm 1137	295,4 \pm 123,6	7,1 \pm 3,4
	Efluente RBS	1618 \pm 603	186,5 \pm 99,1	5,1 \pm 3,2
I-B	Afluente	18572 \pm 1974	288,2 \pm 15,4	21,1 \pm 4,9
	Efluente anaeróbio	840 \pm 414	196,2 \pm 17,5	10,2 \pm 6,8
	Efluente RBS	526 \pm 221	109,4 \pm 10,1	4,7 \pm 2,3
II-B	Afluente	25953 \pm 1999	327,5 \pm 121,2	44,2 \pm 7,1
	Efluente anaeróbio	779 \pm 262	309,9 \pm 221,6	7,1 \pm 1,8
	Efluente RBS	510 \pm 179	35,2 \pm 15,1	3,2 \pm 0,9
I-C	Afluente	18771 \pm 5040	614,0 \pm 233,6	66,8 \pm 12
	Efluente anaeróbio	3298 \pm 1726	437,2 \pm 173,7	28,4 \pm 24,1
	Efluente RBS	2531 \pm 1508	318,7 \pm 122	30,1 \pm 22,9
II-C	Afluente	21038 \pm 3331	676,9 \pm 107,6	100,6 \pm 19,6
	Efluente anaeróbio	4320 \pm 855	549,3 \pm 114	82,8 \pm 6,9
	Efluente RBS	3830 \pm 856	445,7 \pm 106,6	70,5 \pm 7

DQOt: Demanda química de oxigênio total; NTK: Nitrogênio total Kjeldah; FT: Fósforo total. Valores médios seguidos pelo desvio padrão \pm DP.

Figura 3 - Desempenho geral do sistema anaeróbio-aeróbio implementado (% de remoção) para cada uma das fases avaliadas neste estudo. (a) Demanda química de oxigênio total (DQOt); (b) Nitrogênio total Kjeldahl; (c) Fósforo total (FT).



As remoções de NTK obtidas neste estudo (34 a 88%, figura 3) foram superiores às mencionadas por outros autores. VILLA (2015) empregou sistemas UASB em dois estágios com pós-tratamento, alcançando remoções de 40 a 52% e TDH de 4,75 d. Aliás, (ROSSMANN et al., 2012), usando sistema de *wetlands* obteve remoções de 45 a 69 % e (FIA; MATOS; RESENDE LUIZ FIA, 2013), trabalhando com filtros anaeróbios combinados com *wetland*, obteve remoções até do 50%. (BRUNO; DE OLIVEIRA, 2013), obtiveram eficiências de remoção máxima para NTK de 91%, mas operando com TDH de 10,3 d.

Aliás, foi observado um aumento nos níveis de NTK na fase C, o qual pode-se explicar pela taxa de recirculação aplicada (relação ARC/efluente de 2:1): ao aplicar menor TDH no sistema o ciclo operacional para o RBS foi de 12 h, incrementando a concentração de $\text{NH}_3\text{-N}$ no efluente do RBS até $390,1 \pm 59,4$ (fase II-C, dados não apresentados), e fazendo



menos eficiente a remoção de N e P. (tabela 2, figura 3b-3c). Portanto, o $\text{NH}_3\text{-N}$, ainda no efluente em concentrações significativas, foi recirculado pelo sistema.

Observou-se que a remoção de FT decresceu com o aumento da COV. Altas eficiências foram atingidas na fase A (sem recirculação) e na B (82 a 96%, Figura 3-c), em quanto a fase B apresentou o melhor desempenho na fase II-B. A fase C apresentou as menores eficiências de remoção, sendo consistente com os dados obtidos para remoção de DQOt e NTK. Embora as mais altas eficiências foram atingidas com menores COV aplicadas, os resultados são similares com outros estudos tratando ARC (BRUNO; DE OLIVEIRA, 2013; FIA; MATOS; RESENDE LUIZ FIA, 2013). Assim, se deduz que a implementação da unidade de pós-tratamento do efluente anaeróbio é necessária para gerar um efluente de melhor qualidade, mas deve ser levado em conta que o volume tratado não pode comprometer o ciclo operacional do reator.

4 Conclusões

Os resultados obtidos neste estudo indicam que, sob condições operacionais que assegurem a estabilidade do processo, a combinação de reatores de alta taxa em sistema anaeróbio-aeróbio (UASB-RBS) pode ser aplicada no tratamento de ARC, em uma ampla faixa de COVs, atingindo altos níveis de eficiência de remoção de matéria orgânica, N e P, com simultânea produção de energia.

5 Agradecimentos/ Apoio financeiro

Coordenação de aperfeiçoamento de pessoal de nível superior (CAPES) pelo apoio financeiro.

Referências

- ALI SHAH, F. et al. Microbial ecology of anaerobic digesters: The key players of anaerobiosis. **The Scientific World Journal**, v. 183752, p. 1–21, 2014.
- APHA; AWWA; WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21th. ed. Washington, DC: American Public Health Association, 2005.
- ASTALS, S.; NOLLA-ARDEVOL, V.; MATA-ALVAREZ, J. Anaerobic co-digestion of pig manure and crude glycerol at mesophilic conditions: Biogas and digestate. **Bioresource Technology**, v. 110, p. 63–70, 2012.



BATTISTA, F.; FINO, D.; MANCINI, G. Optimization of biogas production from coffee production waste. **Bioresource technology**, v. 200, p. 884–90, 2016.

BEYENE, A. et al. Experimental evaluation of anaerobic digestion for coffee wastewater treatment and its biomethane recovery potential. **International Journal of Environmental Science and Technology**, v. 11, n. 7, p. 1881–1886, 2014.

BRUNO, M.; DE OLIVEIRA, R. Performance of uasb reactors in two stages followed by post-treatment with activated sludge in wastewater batch of wet-processed coffee. **Engenharia Agrícola Jaboticabal**, v. 33, n. 4, p. 808–819, 2013.

CHAN, Y. J. et al. A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. **Chemical Engineering Journal**, v. 155, n. 1-2, p. 1–18, 2009.

CHAPAGAIN, A. K.; HOEKSTRA, A. Y. The water footprint of coffee and tea consumption in the Netherlands. **Ecological Economics**, v. 64, n. 1, p. 109–118, out. 2007.

DINSDALE, R. M.; HAWKES, F. R.; HAWKES, D. L. Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion with thermophilic pre-acidification of instant-coffee-production wastewater. **Water Research**, v. 31, n. 8, p. 1931–1938, ago. 1997.

DUDA, R. M. et al. A balanced microbiota efficiently produces methane in a novel high-rate horizontal anaerobic reactor for the treatment of swine wastewater. **Bioresource Technology**, v. 197, p. 152–160, 2015.

FIA, F. R. L. et al. Development of biofilm in anaerobic reactors treating wastewater from coffee grain processing. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 14, n. 2, p. 210–217, 2010.

FIA, R.; MATOS, A. T. DE; RESENDE LUIZ FIA, F. Biological systems combined for the treatment of coffee processing wastewater: II - Removal of nutrients and phenolic compounds. **Acta Scientiarum. Technology**, v. 35, n. 3, p. 451–456, 2013.

GUARDIA-PUEBLA, Y. et al. Experimental design technique is useful tool to compare anaerobic systems. **Renewable Bioresources**, v. 2, n. 3, p. 1–12, 2014.

JUNG, K.-W. et al. Two-stage UASB reactor converting coffee drink manufacturing wastewater to hydrogen and methane. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 37, n. 9, p. 7473–7481, maio 2012.

LI, B.; IRVIN, S. The comparison of alkalinity and ORP as indicators for nitrification and denitrification in a sequencing batch reactor (SBR). **Biochemical Engineering Journal**, v. 34, n. 3, p. 248–255, 2007.

NISHIJIMA, M.; SAES, M. S. M.; POSTALI, F. A. S. Análise de concorrência no mercado mundial de café verde. **Revista de Economia e Sociologia Rural**, v. 50, n. 1, p. 69–82, 2012.

PENG, Y.; ZHU, G. Biological nitrogen removal with nitrification and denitrification via nitrite pathway. **Applied microbiology and biotechnology**, v. 73, n. 1, p. 15–26, nov. 2006.



ROMLI, M.; GREENFIELD, P. F.; LEE, P. L. Effect of recycle on a two-phase high-rate anaerobic wastewater treatment system. **Water Research**, v. 28, n. 2, p. 475–482, 1994.

ROSSMANN, M. et al. Performance of constructed wetlands in the treatment of aerated coffee processing wastewater: Removal of nutrients and phenolic compounds. **Ecological Engineering**, v. 49, p. 264–269, 2012.

SELVAMURUGAN, M.; DORAISAMY, P.; MAHESWARI, M. An integrated treatment system for coffee processing wastewater using anaerobic and aerobic process. **Ecological Engineering**, v. 36, n. 12, p. 1686–1690, 2010.

SINGH, M.; SRIVASTAVA, K. Sequencing batch reactor technology for biological wastewater treatment: a review. **Asia-Pac. J. Chem. Eng.**, v. 6, p. 3–13, 2011.

VAN LIER, J. B. High-rate anaerobic wastewater treatment: Diversifying from end-of-the-pipe treatment to resource-oriented conversion techniques. **Water Science and Technology**, v. 57, n. 8, p. 1137–1148, 2008.

VON ENDEN, J. C. et al. Review of coffee waste water characteristics and approaches to treatment. **PPP Project, Improvement of Coffee Quality and Sustainability of Coffee Production in Vietnam**". German Technical Cooperation Agency (GTZ), p. 1–10, 2002.