

PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO TRATAMENTO DOS EFLUENTES LÍQUIDOS DO PROCESSAMENTO DE *Coffea arabica* L. EM REATOR ANAERÓBICO UASB PARA O POTENCIAL APROVEITAMENTO NA SECAGEM DO CAFÉ

Biogas production in the treatment of *Coffea arabica* L. processing wastewaters in UASB anaerobic reactor for the potential use in the coffee drying

Marco Antônio Calil Prado¹, Cláudio Milton Montenegro Campos²

RESUMO

Estudou-se a produção de biogás proveniente do tratamento das águas residuárias do processamento por via úmida do café (ARC) coco em sistema de tratamento anaeróbio em escala laboratorial. O sistema foi composto de um tanque de acidificação e equalização (TAE), um reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB), uma lagoa aerada facultativa (LAF), um equalizador de pressão e um gasômetro. O tratamento foi realizado durante 190 dias e o pH foi controlado por certos períodos de tempo, pela adição de NaOH no TAE ou no reator UASB. No reator UASB, os valores máximos e mínimos obtidos na entrada foram de 235 a 7.064 mg.L⁻¹ para DQO; 200 a 3.913 mg.L⁻¹ para DBO₅, 500 a 11.153 mg.L⁻¹ para STV e 4,57 a 7,75 para o pH. Na saída do reator UASB, os valores foram de 39 a 2.333 mg.L⁻¹ para DQO; 15 a 1.300 mg.L⁻¹ para DBO₅, 272 a 2.749 mg.L⁻¹ para STV e 6,16 a 7,93 para o pH. Os valores mínimos e máximos de vazão afluente foram de 0,18 a 1,56 L.h⁻¹. O biogás apresentou uma produção teórica de 0,545 a de 0,602 m³.kg⁻¹DBO₅ e porcentagem de metano de 48,60 a 68,14%.

Termos para indexação: Café, águas residuárias, tratamento anaeróbio, metano.

ABSTRACT

It was studied the biogas production through the treatment of the wet processing coffee wastewaters (ARC) in an anaerobic treatment system in laboratory scale. The system used was composed by one acidification and equalization tank (TAE), one anaerobic upflow sludge blanket reactor (UASB), one facultative aerated pond, one equalization tank and one gas tank. The treatment was carried out for 190 days and the pH was controlled for some periods by adding NaOH inside of the TAE or in the UASB. In the UASB reactor the maximum and minimum values obtained in the inlet were 235 to 7064 mg.L⁻¹ for COD; 200 to 3913 mg.L⁻¹ for BOD₅, 500 to 11.153 mg.L⁻¹ for TVS and 4,57 to 7,75 for pH. In the outlet of the UASB, the values were 39 to 2333 mg.L⁻¹ for COD; 15 to 1300 mg.L⁻¹ for BOD₅, 272 to 2749 mg.L⁻¹ for TVS and 6,16 to 7,93 for pH. The minimum and maximum values of the inlet flow were 0,18 to 1,56 L.h⁻¹. The biogas presented a theoretical production of the 0,545 to 0,602 m³.Kg⁻¹BOD₅ and methane percentage from 48,60 to 68,14%.

Index terms: Coffee, wastewaters, anaerobic treatment, methane.

(Recebido em 9 de novembro de 2006 e aprovado em 16 de julho de 2007)

INTRODUÇÃO

O crescente nível tecnológico e a elevada atividade industrial da sociedade moderna tornaram-se possíveis graças às diversas formas de energia disponíveis. A dependência energética do setor agrícola em relação aos combustíveis fósseis é uma questão que merece ser discutida. O consumo de combustíveis desta origem representa aproximadamente 60,5% da energia consumida no setor agrícola (BRASIL, 2006). O preço elevado, a futura escassez e a contaminação ambiental causada pelo uso dos mesmos são questões de importante interesse econômico e ambiental. Outro aspecto a se considerar é o desperdício da energia quando não se aproveitam os

resíduos agroindustriais e a poluição ambiental causada pela disposição não controlada destes no ambiente.

No processamento pós-colheita do café, desde a etapa de lavagem até o seu beneficiamento, há um considerável consumo energético, sendo a etapa de secagem a que mais demanda energia, correspondendo a aproximadamente 60% do total de energia consumida no processamento pós-colheita (SOUSA, 2004). É de grande necessidade a busca da redução dos gastos energéticos e da utilização de novas fontes substitutas ou complementares no processamento do café.

O aproveitamento dos resíduos originados no processamento do café pode e deve ser utilizado como uma fonte de energia alternativa e complementar. Os

¹Engenheiro Químico, Mestre em Engenharia Agrícola – Departamento de Engenharia/DEG – Universidade Federal de Lavras/UFLA – Cx.P. 3037 – 37200-000 – Lavras – MG – calilprado@posgrad.ufla.br – Bolsista CNPq.

²Engenheiro Civil, Ph.D., Professor – Departamento de Engenharia/DEG – Universidade Federal de Lavras/UFLA – Cx.P. 3037 – 37200-000 – Lavras – MG – cmmcampos@ufla.br

compostos orgânicos, presentes nas águas residuárias do processamento por via úmida (ARC), oriundas das etapas de descascamento, desmucilamento e lavagem, são ricos em carboidratos e possuem considerável valor energético (CAMPOS et al., 2002; MATOS et al., 1999). Durante o processamento, para cada quilograma de café cereja processado, 45,5% da matéria seca é eliminada na forma de resíduos e, na maioria das vezes, estes são lançados sem tratamento adequado no ambiente, tornando-se um agente poluidor. As ARC podem ser tratadas por processos de digestão anaeróbia, diminuindo assim o seu potencial poluidor e proporcionando a produção de lodo, de efluente líquido clarificado e de biogás, o qual pode ser usado como combustível (CAMPOS et al., 2002; METCALF & EDDY, 2003; WAUGH, 1997).

Uma opção para o tratamento anaeróbio das ARC são os reatores UASB (UpFlow Anaerobic Sludge Blanket, que possuem boa eficiência de conversão da matéria orgânica (de 65 à 75%) em subprodutos estabilizados por bactérias anaeróbias, sendo que o biogás é um deles. Dentre as muitas vantagens do tratamento anaeróbio em reator UASB, em relação aos outros tipos de tratamento, podem se destacar: produção de biogás, não há necessidade de um meio suporte, baixo consumo energético, menor produção de lodo do que nos sistemas aeróbios, baixos requisitos de área, rápido reinício após período de paralisação e baixo custo de implantação e operação (CAMPOS, 1990; SPERLING, 1996). Uma foto de um reator UASB em escala laboratorial é apresentada na Figura 1. Pode-se também utilizar sistemas de tratamento compostos de um tanque de acidificação e equalização (TAE), um reator UASB e uma lagoa aerada facultativa (LAF). Neste sistema ocorre a acidificação no TAE, a metanificação no reator UASB e o polimento por aerobiose na LAF. O sistema TAE-UASB-LAF, que tem sido muito utilizado no tratamento de águas residuárias agroindustriais, em escala laboratorial e piloto, demonstra ter resultados promissores no tratamento das ARC.

O biogás é o gás obtido por meio dos processos de fermentação da matéria orgânica, pela atuação das bactérias anaeróbias degradantes dos compostos orgânicos presentes nos efluentes. Sendo composto de metano (CH_4), dióxido de carbono (CO_2), traços de vapor de água ($\text{H}_2\text{O}_{\text{vapor}}$), gás sulfídrico (H_2S), nitrogênio (N_2), oxigênio (O_2), hidrogênio (H_2), monóxido de carbono (CO), amônia (NH_3), mercaptanas e outros gases. O metano é o principal componente do biogás e a partir de diversas matérias-primas, obtêm-se diferentes porcentagens de metano, conforme pode ser visto na Tabela 1.



Figura 1 – Reator UASB em escala laboratorial.

Quanto maior a porcentagem de metano, maior é o poder energético do biogás. O potencial energético do biogás, obtido de várias fontes, pode ser visto na Tabela 2.

O biogás pode ser usado como fonte de energia direta, por meio da sua energia térmica, como combustível individual ou como complemento para outro combustível (como o gás natural e o GLP) em secadores, caldeiras, chocadeiras, aquecedores, motores para a geração de energia elétrica e mecânica, turbinas a gás, fogões, geladeiras, na iluminação dos ambientes e em muitos outros processos (CASSINI, 2003; CHERNICHARO, 1997; METCALF & EDDY, 2003).

MATERIAL E MÉTODOS

O experimento foi montado no Laboratório de Análise de Água (LADEG), do Departamento de Engenharia (DEG), na Universidade Federal de Lavras (UFLA). O sistema foi composto de um tanque de acidificação e equalização (TAE), um reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB), uma lagoa aerada facultativa (LAF), um equalizador de pressão, um gasômetro, duas bombas dosadoras e um sistema de aquecimento, conforme esquema apresentado na Figura 2.

O TAE era um *container* de polietileno, de 45 litros. Na saída do TAE foi instalada uma bomba de deslocamento positivo, marca Prominent, modelo Gala 1602 Gamma/L M70, de pressão máxima 10 bar e vazão máxima de $2,1 \text{ L.h}^{-1}$, utilizada para bombear o efluente do TAE para o UASB. O

Tabela 1 – Fontes de matérias-primas e porcentagem de metano no biogás.

Fontes de matérias-primas	Metano (%)			
Esgoto urbano	50-75			
Despejo de laticínios		75		75
Lixo sem cinzas				66
Estrume bovino + palha				75
Estrume fresco de porco				81
Folhas de beterraba				84
Soro do leite				50
Capim fresco		70		
Vinhoto			58	
Estrume de galinha			52-60	
Fontes	1	2	3	2

Fontes: 1 - Cassini (2003); 2 - Silva (1981); 3 - Stafford et al. (1980); 4 - Imhoff (1966).

Tabela 2 – Potencial energético do biogás.

Fonte de biogás	Poder energético (KJ.m ⁻³)	Fontes
Esgoto urbano	22.400	1
Esgoto urbano	23.027-23.380	2
Dejetos de animais + resíduos vegetais em biodigestor chinês	23.027	3
Dejetos de animais + resíduos vegetais em biodigestor indiano	20.934–29.308	4
Vinhoto	21.610	5

Fontes: 1 - Metcalf & Eddy (2003); 2 - Cassini (2003); 3 - Silva (1981); 4 - Batista (1981); 5 - Stafford et al. (1980).

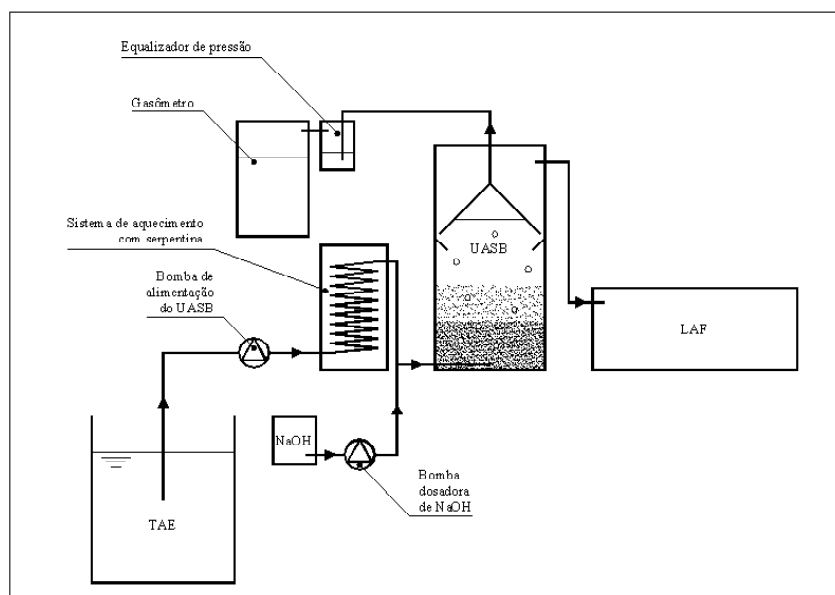


Figura 2 – Esquema do sistema de tratamento de bancada TAE-UASB-LAF.

reator UASB, o gasômetro, o equalizador de pressão e a LAF foram construídos de vidro com 3mm de espessura, com volumes úteis de 12,54, 16,87, 2,61 e 13,00 litros, respectivamente. O separador trifásico (TPS) do reator UASB foi confeccionado também em vidro e em formato piramidal. No sistema de aquecimento, nas tubulações e no reator UASB, utilizou-se um revestimento de isopor como isolante térmico. O equalizador de pressão tinha a função de manter o nível de biogás dentro do TPS. A outra bomba dosadora foi instalada na entrada do UASB, para a injeção de NaOH no afluente durante um determinado período do experimento. A LAF foi recoberta com plástico polietileno preto, para que não ocorressem reações de fotossíntese no meio e possuía uma tampa de vidro para evitar a proliferação de insetos e emissão de maus odores. O sistema de aquecimento utilizado foi um trocador de calor elétrico, com serpentina de cobre, contendo termostato para regulagem da temperatura. A alimentação das ARC no sistema era feita por batelada no TAE e, posteriormente, o efluente era bombeado para o reator UASB, sendo, por último, conduzido por gravidade para a LAF. O biogás produzido saía pelo separador trifásico, passava pelo equalizador de pressão e era, posteriormente, encaminhado para o gasômetro, que tinha a função de medir e acumular o biogás.

A partida no sistema, com a finalidade de adaptação do lodo no reator UASB, foi realizada no período de 29/09/05 à 22/12/05, utilizando-se ARC proveniente da lagoa anaeróbia do CEPECAFÉ/UFLA e a vazão média no reator foi de 0,581 L.h⁻¹. As ARC utilizadas no experimento, a partir de 23/12/05, foram produzidas pelo descascamento e

desmucilagem de café coco, da espécie *Coffea arabica L.*, visto que, por ser o café um produto sazonal, não havia ARC de café cereja disponível durante a realização do experimento.

O processo completo foi dividido em seis períodos (I, II, III, IV, V e VI), tendo como características a diferenciação da vazão e das concentrações das ARC em cada período e da adição ou não de NaOH nas ARC. As variações nas concentrações das ARC foram obtidas por meio de diluições feitas a partir das ARC concentradas. Nos períodos I, II e III houve adição de NaOH 10% no TAE, somente uma vez ao dia, com o propósito de manter o pH próximo da neutralidade. Os períodos IV, V e VI foram divididos em subperíodos, em função da adição ou não de hidróxido de sódio, conforme Tabela 3. A preparação da solução de NaOH foi realizada em termos de concentração em porcentagem de massa de NaOH por volume de água destilada. A adição de NaOH 10% no TAE foi realizada por batelada, uma vez por dia e a adição de NaOH 2,5% no UASB foi realizada com bomba dosadora, no modo intermitente.

Os pontos de coleta das amostras foram definidos e nomeados da seguinte forma: do afluente do TAE, A-TAE; do afluente do reator UASB, A-UASB; do efluente do reator UASB, E-UASB e do efluente da LAF, E-LAF.

As seguintes análises químicas e físico-químicas foram realizadas, segundo o Standard Methods for Examination of Water and Wastewater (APHA, 1998): demanda química de oxigênio (DQO), demanda bioquímica de oxigênio (DBO₅), sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF), sólidos totais voláteis (STV), sólidos totais

Tabela 3 – Divisão dos períodos e subperíodos no tratamento.

Período	Subperíodo	Data	Total de dias	Adição de NaOH	NaOH (%)	Local de adição	Vazão média das ARC no reator (L.h ⁻¹)
I		23/12/05-03/02/06	43	sim	10,0	TAE	0,203
II		04/02/06-19/02/06	16	sim	10,0	TAE	0,413
III		20/02/06-21/03/06	30	sim	10,0	TAE	0,409
IV	A	22/03/06-11/04/06	21	sim	10,0	TAE	0,605
IV	B	12/04/06-08/05/06	27	não	----	----	0,605
V	A	09/05/06-22/05/06	14	não	----	----	0,828
V	B	23/05/06-09/06/06	18	sim	10,0	TAE	0,828
VI	A	10/06/06-15/06/06	06	sim	10,0	TAE	1,292
VI	B	16/06/06-30/06/06	15	sim	2,5	UASB com bomba	1,292

dissolvidos (STD) pH, temperatura, condutividade elétrica (CE), salinidade, nitrogênio total Kjeldahl (NTK), fósforo total, alcalinidade, acidez e compostos fenólicos.

Para a quantificação da produção teórica do biogás, utilizou-se o método baseado na DBO_5 (demanda bioquímica de oxigênio padrão, 5 dias, à 20° C) removida, com a correção da temperatura e da pressão. Partiu-se da metodologia da DQO removida em que, de acordo com Metcalf & Eddy (2003) e Speece (1996), obtêm-se $0,35 \text{ m}^3 \text{CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}_{\text{removida}}$, nas CNTP (0°C e 1 atm), a partir da degradação da glicose. Como a glicose é totalmente biodegradável e a demanda bioquímica de oxigênio mede exatamente a fração biodegradável do efluente, pode-se adotar a mesma relação para a produção de metano em termos de DBO_u (DBO última de oxigênio, 20 dias, à 20° C) ou seja, $0,35 \text{ m}^3 \text{CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{DBO}_{u \text{ removida}}$. Como a análise de DBO_5 é mais rápida do que a análise da DBO_u , adotou-se a primeira para o monitoramento do processo, considerando-se o mesmo valor para estimar-se a produção de metano em relação à DBO_5 , ou seja, $0,35 \text{ m}^3 \text{CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{DBO}_{5 \text{ removida}}$.

Para a conversão do metano em biogás, adotou-se o valor de referência de 70% de metano no biogás obtido a partir da digestão anaeróbia de polpa de café, segundo Clarke & Macrae (1987) e da digestão anaeróbia de esgotos domésticos, de acordo com Metcalf & Eddy (2003).

Para a medição prática de produção de biogás, utilizou-se o método de deslocamento de água, por meio do gasômetro. Os níveis do gasômetro foram marcados com uma régua e esta foi calibrada com um escalímetro. A escala foi de 0 a 44 cm, com divisões mínimas de 0,1 cm e máximas de 1 cm. A correspondência entre a altura da coluna de água e volume de água foi feita por meio dos cálculos do volume de água correspondente a cada 0,1 cm de coluna, considerando-se a massa e a densidade da água na temperatura local. Regulou-se a vazão de água que saía do gasômetro de acordo a estimativa da produção teórica de biogás no reator em função da DBO_5 removida, calculada pelo método teórico com a correção da temperatura e da pressão. A vazão de água foi regulada utilizando-se um registro tipo agulha na parte inferior do gasômetro. Os dados obtidos eram computados em termos de volume de água coletada e de volume de água por diferença de nível, medidos diariamente.

Para a análise da concentração de metano no biogás, utilizou-se a cromatografia gasosa gás-sólido (CGS). As análises foram realizadas na Central de Análises e Prospecção Química (CAPQ), do Departamento de Química (DQI), na Universidade Federal de Lavras (UFLA). Utilizou-se um cromatógrafo gasoso Varian Chrompack CP-3800

acoplado a um computador. Como gás de arraste e gás *make-up* utilizou-se o nitrogênio. A coluna utilizada foi uma coluna Restek Rt-Q-PLOT, de 0,53 mm de diâmetro interno (i.d.) e 15 m de comprimento. O detector utilizado foi o detector de ionização de chama - DIC, (*flame ionization detector -FID*), alimentado por hidrogênio e ar sintético (APHA, 1998; BURGER, 2004).

Para os cálculos, utilizou-se o Software Sisvar, versão 4.6 (Build 63) e o software Excel da Microsoft. Os dados foram digitados em planilhas do Excel e transformados em arquivos dBase IV (DBF) e processados pelo Sisvar (FERREIRA, 2003; SPIEGEL, 1993).

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os parâmetros controlados durante o processo foram: vazão; velocidade linear; tempo de detenção hidráulica (TDH); carga (Lo); carga orgânica volumétrica (COV); carga hidráulica (CH); altura, volume e massa de lodo no reator; carga orgânica biológica (COB). Os valores mínimos e máximos para os parâmetros controlados durante o processo podem ser vistos na Tabela 4 e para as análises químicas e físico-químicas na Tabela 5.

Os coeficientes de correlação simples (r) da DQO e DBO_5 para os pontos de amostragem foram: 0,986 para o A-TAE, 0,991 para o A-UASB, 0,978 para o E-UASB e 0,972 para o E-LAF, demonstrando uma elevada correlação entre DQO e DBO_5 . O índice da relação DQO/ DBO_5 para os pontos foram: 1,86 para o A-TAE, 1,80 para o A-UASB, 2,26 para o E-UASB e 3,43 para o E-LAF. Estes valores estão de acordo com Sperling (1996) em que o baixo valor inicial demonstra que as ARC possuem boa biodegradabilidade, demonstrando que o tratamento biológico é o mais indicado e que o índice vai aumentando seu valor à medida que o efluente passa pelo tratamento. Os STV se mostraram maiores que os STF no A-TAE e no A-UASB, evidenciando a maior proporção dos compostos orgânicos em comparação aos compostos inorgânicos. A relação DQO:N:P que variou de 4,60:0,19:1 à 9,16:0,04:1, ficou bem abaixo do indicado por Chernicharo (1997), que é de 350:5:1, tornando-se uma questão negativa para a produção de metano. O pH no A-UASB apresentou valores abaixo de 6,0, o que provoca inibição da atividade das bactérias produtoras de metano.

Os valores máximos e mínimos das eficiências de remoção de componentes durante o experimento podem ser vistos na Tabela 6. As melhores eficiências de remoção da DQO, da DBO_5 e dos sólidos foram obtidas no reator UASB. As eficiências negativas são devidas às ocorrências de varreduras da biomassa no reator durante os períodos transientes.

Tabela 4 – Valores mínimos e máximos dos parâmetros no reator UASB.

Parâmetros	Valores
Vazão (L.h ⁻¹)	0,18 a 1,56
Vazão (m ³ .d ⁻¹)	0,004 a 0,037
TDH (h)	8,04 a 69,67
CH (m ³ .m ⁻³ .d ⁻¹)	0,014 a 0,124
COV (kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	0,14 a 20,29
COV (kgDBO ₅ .m ⁻³ .d ⁻¹)	0,08 a 11,08
Lo (kgDQO.d ⁻¹)	0,002 a 2,99
Lo (kgDBO ₅ .d ⁻¹)	0,001 a 1,014
ST no reator (mg.L ⁻¹)	22.296 a 55.895
STV no reator (mg.L ⁻¹)	11.853 a 41.509
STF no reator (mg.L ⁻¹)	8.638 a 33.512
Altura do lodo no reator (cm)	22,1 a 24,7
Volume do lodo no reator (L)	5,05 a 5,63
Biomassa no reator (kg)	0,06 a 0,22
COB (kgDBO ₅ .kg ⁻¹ STVd ⁻¹)	0,013 a 0,796
COB (kgDQO.kg ⁻¹ STVd ⁻¹)	0,025 a 1,485
Velocidade linear (m.h ⁻¹)	0,008 a 0,07
% de lodo no reator *	40,27 a 44,90

*Com relação ao volume útil do reator (12,54 L).

Tabela 5 – Faixa de valores das análises químicas e físico-químicas.

Análise	A-TAE	A-UASB	E-UASB	E-LAF
DQO (mg.L ⁻¹)	305 a 7.233	235 a 7.064	39 a 2.333	13 a 1.944
DBO ₅ (mg.L ⁻¹)	235 a 3.562	200 a 3.913	15 a 1.300	10 a 580
pH	4,47 a 7,81	4,57 a 7,75	6,16 a 7,93	6,55 a 8,66
Temperatura (°C)	16,6 a 30,0	21,2 a 30,1	18,5 a 31,1	19,2 a 31,2
CE (dS.m ⁻¹)	0,602 a 2,970	0,618 a 3,400	0,656 a 3,810	0,561 a 3,470
Salinidade (%)	0,0 a 1,4	0,1 a 1,7	0,1 a 1,9	0,0 a 1,7
ST (mg.L ⁻¹)	1.090 a 6.720	804 a 14.522	594 a 5302	606 a 5.657
STF (mg.L ⁻¹)	300 a 2.174	304 a 3.368	322 a 2.553	368 a 3.170
STV (mg.L ⁻¹)	665 a 4.873	500 a 11.153	272 a 2.749	215 a 2.487
STD (mg.L ⁻¹)	469 a 2.311	482 a 2.668	500 a 2.972	439 a 2.707
NTK (mg.L ⁻¹)	12,3 a 30,4	15,3 a 35,5	15,8 a 23,4	8,4 a 19,0
Fósforo (mg.L ⁻¹)	66,3 a 789,5	38,0 a 351,2	32,5 a 262,2	27,8 a 377,7
Alcalinidade total (mg.L ⁻¹ CaCO ₃)	122 a 1.306	162 a 1.641	245 a 1.950	228 a 1.756
Acidez (mg.L ⁻¹ CaCO ₃)	29 a 493	29 a 296	23 a 160	17 a 153
Compostos fenólicos (mg.L ⁻¹)	30,7 a 358,8	29,8 a 387,5	20,3 a 139,6	9,9 a 108,8

Tabela 6 – Eficiências (%) do processo.

Parâmetro	TAE	UASB	LAF	Sistema
DQO	-29 a 51	33 a 93	-76 a 89	47 a 98
DBO ₅	-41 a 55	45 a 95	-6 a 88	65 a 98
ST	-138 a 54	23 a 82	-58 a 32	7 a 77
STF	-96 a 20	-6 a 42	-43 a 28	-74 a 35
STV	-160 a 63	24 a 90	-90 a 67	42 a 89
NTK	-44 a 28	-51 a 35	-2 a 62	0 a 60
Fósforo total	-10 a 74	-24 a 61	-61 a 36	-25 a 81
Compostos fenólicos	-39 a 44	-3 a 70	-62 a 57	5 a 78

A produção teórica de biogás por quilograma de DBO₅ total afluente removida pode ser vista na Tabela 7. O desvio padrão (s) indica o quanto, em média, os dados se desviaram em relação ao valor médio. Os baixos valores do desvio padrão indicam uma boa precisão nos valores obtidos. A produção teórica de biogás por volume de reator apresentou um valor médio de 46,21 m³.kg⁻¹DBO₅.m³reator.

Tabela 7 – Produções teóricas de biogás.

	(m ³ biogás.kg ⁻¹ DBO ₅)
Média	0,580
Mínimo	0,545
Máximo	0,602
Desvio padrão (S)	0,02

A variação da vazão de biogás pode ser vista na Figura 3, onde o seu aumento está associado ao aumento das cargas aplicadas no reator.

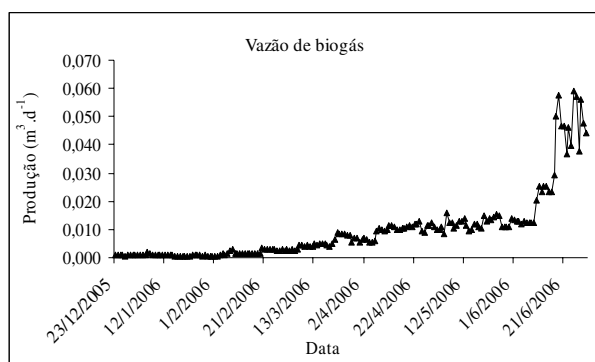


Figura 3 – Vazões diárias de biogás.

Para as medições práticas do biogás nos períodos, foram adotadas as seguintes abreviaturas:

PTB: produção teórica de biogás, a partir da DBO₅ (ml.min⁻¹);

PPVC: produção prática pelo volume de água coletado (ml.min⁻¹);

PPN: produção prática pela diferença de nível (ml.min⁻¹);

Os gráficos das Figuras 4 e 5 mostram a variação da PTB, PPVC e da PPN nos períodos, onde o aumento da vazão de biogás está relacionado ao aumento das cargas aplicadas no reator.

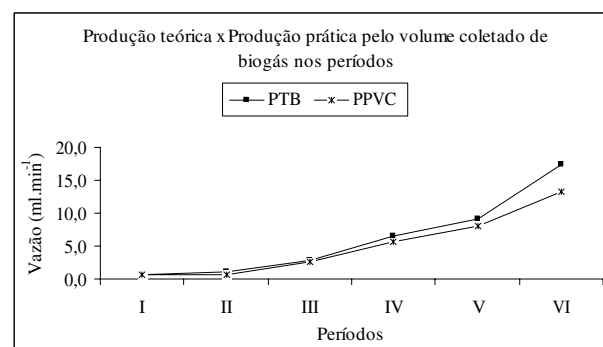


Figura 4 – Variação da PTB e PPVC nos períodos.

Os dados das Tabelas 8 e 9 referem-se à análise de variância e aos resultados da comparação das médias entre PTB, PPVC e PPN, para cada período e subperíodo. Na maior parte dos períodos e subperíodos, houve diferença significativa, ao nível de significância de 5% (*), entre a PTB e as PPVC e PPN, demonstrando que o método utilizado para medir a produção prática de biogás não apresenta exatidão. A inexatidão foi provocada pela variação da pressão da coluna no gasômetro. Como a altura

útil do gasômetro foi de 44 cm, tinha-se uma pressão máxima 440 kg.cm^{-2} , quando o gasômetro se encontrava totalmente cheio e uma pressão de 0 kg.cm^{-2} , quando o mesmo se encontrava vazio. Com a variação da pressão, ocorreu também variação no volume gotejado, em função da variação do seu peso. Não houve diferenças significativas, ao nível de significância de 5%, entre a PPVC e a PPN, demonstrando que o procedimento adotado apresentou uma boa precisão de medida com relação ao volume coletado e ao medido pela diferença de nível.

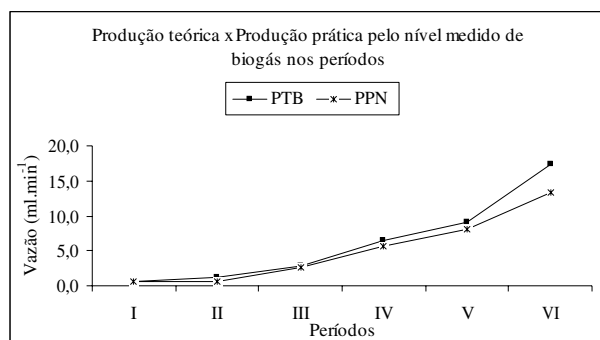


Figura 5 – Variação da PTB e PPN nos períodos.

Tabela 8 – Análise de variância entre PTB, PPVC e PPN, em cada período e subperíodo.

Períodos e subperíodos	Fc	CV (%)
I	0,927	42,60
II	25,182*	36,36
III	0,036	32,92
IV-A	0,727	31,98
IV-B	6,732*	16,02
V-A	2,114	9,09
V-B	7,822*	11,92
VI-A	77,494*	3,49
VI-B	1,000 *	0,00

*Há diferença ao nível de 5% de significância.

A variação da concentração de metano no biogás no período analisado pode ser vista na Figura 6. A concentração de metano em porcentagem apresentou um valor mínimo de 48,60%, um valor máximo de 68,14% e uma média de 57,19%. O desvio padrão (s) foi de 4,41%. A variação da concentração de metano está relacionada à modificação dos parâmetros do processo no decorrer do

tratamento, pelo aumento gradativo das cargas aplicadas, ocasionando dentre as diversas alterações, o aumento da concentração de substâncias no reator, tais como dos compostos fenólicos, o aumento da acidez, o abaixamento do pH e ainda pela baixa relação DQO:N:P, provocando variações nas eficiências de remoção dos compostos orgânicos.

Considerando-se o valor da produção média de biogás de $0,580 \text{ m}^3 \text{ biogás.kg}^{-1} \text{ DBO}_5$ com uma concentração média de metano de 57,19%, têm-se uma produção média de metano de $0,33 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{ DBO}_5$ próxima do valor de referência de $0,35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{ DBO}_5$.

Tabela 9 – Médias de PTB, PPVC e PPN em cada período e subperíodo.

Períodos e subperíodos	PTB (ml.min ⁻¹)	PPVC (ml.min ⁻¹)	PPN (ml.min ⁻¹)
I	0,63 a	0,57 a	0,56 a
II	1,16 a	0,56 b	0,55 b
III	2,75 a	2,70 a	2,69 a
IV-A	5,33 a	4,77 a	4,76 a
IV-B	7,78 a	6,54 b	6,51 b
V-A	8,93 a	8,34 a	8,29 a
V-B	9,24 a	7,92 b	7,88 b
VI-A	17,47 a	13,56 b	13,48 b
VI-B	16,73 a	12,47 b	12,55 b

Médias seguidas da mesma letra, em uma mesma linha, não diferem entre si, pelo teste Student-Newman-Keuls (SNK), a 5% de significância.

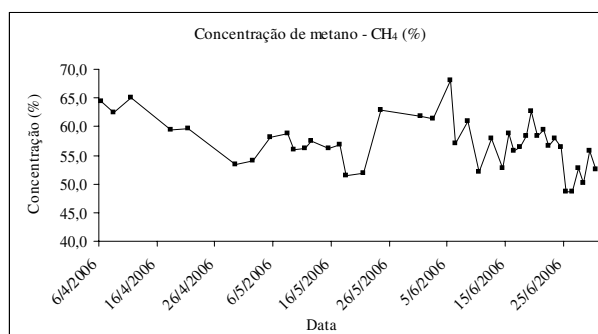


Figura 6 – Variação da concentração de metano (%).

CONCLUSÕES

O índice da relação DQO/DBO₅ abaixo de 2,00, antes do tratamento, evidencia a boa biodegradabilidade das ARC, comprovando ser o tratamento biológico o mais indicado para este tipo de efluente.

As eficiências de remoção da DQO, DBO₅ e dos STV no sistema, atingiram valores bons, acima dos 70%, sendo que as melhores eficiências foram obtidas no reator UASB, demonstrando ser este tipo de reator uma excelente opção no tratamento das ARC. Na remoção do nitrogênio, fósforo e compostos fenólicos também se obteve bons resultados. Pelos resultados de remoção dos compostos fenólicos, verifica-se a adaptabilidade da biomassa presente no reator na degradação destes compostos, que são relativamente tóxicos aos microrganismos.

Com relação ao método da produção teórica de biogás, os resultados ficaram próximos aos valores referenciados na literatura, demonstrando que a produção de biogás a partir do tratamento das ARC em reator UASB é uma alternativa viável para o aproveitamento dos resíduos do processamento do café.

Os resultados obtidos na medição prática do biogás demonstraram que entre os métodos PPVC e PPN houve uma boa precisão de medida. Comparando-se o método prático com o teórico, não ocorreu exatidão, uma vez que houve diferenças entre os mesmos. A inexatidão é devida à variação da pressão na coluna d'água do gasômetro. O método prático utilizado - por deslocamento de água - não pode ser considerado um método confiável.

Os melhores resultados obtidos das concentrações de metano no biogás demonstraram estar próximos do referencial teórico, confirmando a viabilidade do tratamento das ARC em reatores UASB para a obtenção do biogás. As variações na concentração de metano são resultantes das mudanças nos diversos parâmetros do processo, ocorridas durante o tratamento das ARC, devendo-se, portanto, adotar um controle criterioso destes parâmetros, a fim de se obter uma melhor produção de biogás, com concentrações maiores e constantes de metano.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. Washington, DC, 1998.
- BATISTA, L. F. **Manual técnico**: construção e operação de Biodigestor Modelo Indiano. Brasília, DF: Emater/MA/MME, 1981. 54 p.
- BRASIL. Ministério de Minas e Energia. **Balço energético nacional 2006**: ano base 2005. Rio de Janeiro: EPE, 2006. 28 p.
- BURGER, B. Redesigned Rt-QPLOT GSC Columns. In: _____. **The restek advantage**: turning visions into reality. 2004. Disponível em: <www.chromspec.com>. Acesso em: 13 jan. 2006.
- CAMPOS, C. M. M. **Physical aspects affecting granulations in UASB Reactors**. 1990. 459 f. Thesis (PhD) - University of Newcastle upon Tyne, Newcastle, 1990.
- CAMPOS, C. M. M.; CARMO, A. C do; LUIZ, F. A. R. de. Impacto ambiental causado pela poluição hídrica proveniente do processamento úmido do café. **Revista Cafeicultura**, Patrocínio, v. 1, n. 4, nov. 2002.
- CASSINI, S. T. (Coord.). **Digestão de resíduos sólidos orgânicos e aproveitamento do Biogás**. Rio de Janeiro: ABES/Rima, 2003. 210 p. (Projeto PROSAB).
- CHERNICHARO, C. A. de L. **Reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: UFMG/DESA, 1997. v. 5, 246 p.
- CLARKE, R. J.; MACRAE, R. **Coffee technology**. London: Elsevier Applied Science, 1987. v. 2, 321 p.
- FERREIRA, D. F. **Software Sisvar**: versão 4.6 (Build 63). Lavras: DEX/UFLA, 2003. Disponível em: <www.ufla.br>. Acesso em: 10 jun. 2006.
- IMHOFF, K. **Manual de tratamentos de águas residuárias**. Tradução de Max Lothar Hess. São Paulo: E. Blucher, 1966. 235 p.
- MATOS, A. T.; PINTO, A. B.; BORGES, J. D. Caracterização de águas residuárias da lavagem e despulpa de frutos de cafeeiro e possibilidades de seu uso na fertirrigação. In: INTERNATIONAL SEMINAR ON BIOTECHNOLOGY IN THE COFFEE AGROINDUSTRY, 3., 1999, Londrina. **Anais...** Londrina: UFPR, 1999.
- METCALF; EDDY. **Waste water engineering**: treatment, disposal and reuse. 4. ed. rev. New York: McGraw-Hill, 2003. 1819 p.
- SILVA, N. A. **Construção e operação de biodigestor modelo chinês**. Brasília, DF: Emater/MA/MME, 1981. 66 p.
- SOUSA, F. F. de. **Impactos ambientais no processamento do café**. Lavras: UFLA/FAEPE, 2004. 58 p.
- SPEECE, R. E. **Anaerobic biotechnology**: for industrial wastewater. Nashville: Archae, 1996. 394 p.

SPERLING, M. von. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: UFMG/DESA, 1996. v. 1, 246 p.

SPIEGEL, M. R. **Estatística**. 3. ed. São Paulo: Makron Books do Brasil, 1993. 643 p. (Coleção Schaum).

STAFFORD, D. A.; HAWKES, D. L.; HORTON, R. **Methane**

production from waste organic matter. Boca Raton: CRC, 1980. 285 p.

WAUGH, T. Waste management coffee industry board. In: SIMPOSIO LATINOAMERICANO DE CAFICULTURA, 18., 1997, San José, Costa Rica. **Memorias...** San José: ICAFE/IICA, 1997. p. 403-407.