Matheus Caruso Parizotto

**AVALIAÇÃO E ANÁLISE DE REATOR UASB EM ESCALA PLENA TRATANDO ÁGUA RESIDUÁRIA
GERADA NA PRODUÇÃO DE AÇÚCAR COM FOCO NA SAZONALIDADE DO EFLUENTE**

VERSÃO CORRIGIDA

São Carlos

2013

Matheus Caruso Parizotto

**AVALIAÇÃO E ANÁLISE DE REATOR UASB EM ESCALA PLENA TRATANDO ÁGUA RESIDUÁRIA
GERADA NA PRODUÇÃO DE AÇÚCAR COM FOCO NA SAZONALIDADE DO EFLUENTE**

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Ciências: Engenharia Hidráulica e Saneamento.

Orientador: Prof. Dr. Luiz Antonio Daniel

São Carlos

2013

AUTORIZO A REPRODUÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

P234a Parizotto, Matheus Caruso
Avaliação e análise de reator UASB em escala plena tratando água residuária gerada na produção de açúcar com foco na sazonalidade do efluente / Matheus Caruso Parizotto; orientador Luiz Antonio Daniel. São Carlos, 2013.

Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação e Área de Concentração em Hidráulica e Saneamento -- Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 2013.

1. UASB. 2. Cana de açúcar. 3. Variação de carga orgânica. 4. Choque de carga orgânica. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **MATHEUS CARUSO PARIZOTTO**.

Título da dissertação: "Avaliação e análise de reator uasb em escala plena tratando água residuária gerada na produção de açúcar com foco na sazonalidade do efluente".

Data da defesa: 11/10/2013

Comissão Julgadora:

Prof. Dr. **Luiz Antonio Daniel (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

Prof. Titular **Eugenio Foresti**
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

Dr. **Maurício Fernandes Perez**
(PEZZI Projetos e Consultoria Ltda.)

Resultado:

APROVADO

APROVADO

Aprovado

Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento:

Profa. Dra. **Maria Bernadete A. Varesche Silva**

Presidente da Comissão de Pós-Graduação:

Prof. Titular **Denis Vinicius Coury**

PROFESSOR
COORDENADOR DE PÓS-GRADUAÇÃO
PROFESSOR
PROFESSOR

DEDICATÓRIA

*Dedico este trabalho a todas as pessoas
que me apoiaram durante esta jornada.*

AGRADECIMENTOS

A ESA Engenharia que concedeu o projeto para realização deste trabalho.

Ao Juarez, Daniel, Rafael, Cássio e outros funcionários da usina que me ajudaram na obtenção dos dados e foram grandes companheiros durante esta jornada.

Ao Professor Luiz A. Daniel, grande professor, pela orientação e confiança para o desenvolvimento deste trabalho.

Ao Professor Benedito, grande amigo, pelas oportunidades e pelos ensinamentos.

Ao Rui e a Rachel pela compreensão e dicas para a realização deste trabalho.

Ao Alface, meu sócio e *brother*, que me ajudou sempre que possível para que eu pudesse concretizar este trabalho.

A minha primeira professora, minha Mãe, que me ensinou a viver, a ir atrás de meus sonhos e que me apoiou e me apoiará durante toda a minha vida e pela paciência muitas vezes necessária.

Ao meu pai, um exemplo de homem inteligente, trabalhador e dedicado, que me proveu conhecimentos e condições para passar por todas as dificuldades que enfrentei.

A Livia, minha querida irmã que esteve sempre ao meu lado quando precisei e sempre me dá conselhos importantes.

A Flora, minha irmãzinha que me deu muito carinho e que é importantíssima para mim.

Ao meu Avô Osvaldo, já falecido, um exemplo de pessoa boa, pura, dedicada e íntegra.

A todos os meus amigos pelos momentos de descontração e inspiração.

E, finalmente, a meu grande amor Paula, minha companheira, amiga e confiante que foi paciente comigo e me apoiou durante todo o tempo que estivemos juntos.

Resumo

PARIZOTTO, M.C. (2013). **Avaliação e análise de reator UASB em escala plena tratando água residuária gerada na produção de açúcar com foco na sazonalidade do efluente.** 119 p. Dissertação (Mestrado) – Universidade de São Paulo, São Carlos, 2013.

Esse trabalho tem como principal objetivo oferecer subsídios para a elaboração de projetos de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) em escala plena para tratamento de águas residuárias geradas na produção do açúcar e otimização da operação dos mesmos, desde a fase de início de operação do reator até a operação plena nos períodos de safra e entressafra. O estudo consistiu na análise de quatro reatores UASB funcionando em paralelo com as seguintes características determinadas em projeto: volume de 998,4 m³ cada, totalizando 3.993,6 m³, tempo de detenção hidráulico de 26,6 horas e carga orgânica volumétrica de 5,7 kgDQO/m³.dia. Os reatores foram operados em uma usina de cana-de-açúcar tratando as águas residuárias geradas na produção do açúcar, cuja DQO de projeto foi 6.340 mg/L. A operação do sistema de tratamento ocorreu segundo as seguintes condições durante a safra: tempo de detenção hidráulico médio de 1,6 dias, carga orgânica volumétrica média de 2,9 kgDQO/m³.dia e DQO afluente média de 4.340 mg/L. O foco deste trabalho foi a avaliação dos períodos onde não ocorre alimentação com a mesma carga orgânica presente durante a safra, o retorno da alimentação do sistema de tratamento com a carga orgânica de projeto do reator (período de safra) e durante o período da safra. O acompanhamento da operação dos reatores UASB teve duração de 731 dias compreendendo o período de início de operação, duas entressafras e duas safras. Foi calculado o coeficiente de crescimento de lodo a partir dos resultados obtidos e verificou-se que o crescimento citado em projeto e da literatura foi superestimado. A conclusão foi que o sistema de tratamento teve desempenho satisfatório. A eficiência de remoção de DQO dos reatores UASB foi, em média, 83% na entressafra e 86% durante a safra. O impacto da sazonalidade da água residuária foi pequeno, influenciou pouco a concentração de sólidos nos reatores UASB e a dinâmica de variação dos ácidos voláteis na água residuária tratada. O período de resposta do reator ao aumento da carga orgânica afluente após 5 meses de alimentado com baixa carga orgânica, foi de cerca de 15 dias para as duas safras estudadas.

Palavras chave: UASB. Cana-de-açúcar. Variação de carga orgânica. Choque de carga orgânica.

Abstract

PARIZOTTO, M.C. (2013). **Evaluation and analysis of full-scale UASB reactor treating wastewater from sugar production with a focus on seasonal effluent.** 119 p. Dissertation (Master) - University of São Paulo, São Carlos, 2013.

This work has as main objective to offer subsidies for projects development and optimization of operation of full-scale UASB reactors treatment wastewater generated in the production of sugar, from the startup up to full operation in the off season and harvest periods. The study consisted of an analysis of four UASB reactors operated in parallel with the following project characteristics: volume of 998.4 m³ each, totaling 3993.6 m³, hydraulic detention time of 26.6 hours and organic loading rate of 5.7 kgCOD/m³.day. The reactors were operated in a sugarcane plant treating the wastewater generated in the production of sugar, whose project COD is 6.340 mg/L. The operation of the treatment system occurred under the following conditions during the harvest: 1.6 days of average hydraulic retention time, average organic loading rate of 2.9 kgDQO/m³.day and average COD influent of 4,340 mg / L. The focus of this work was to assess the periods where the feed has not the same organic load present during the harvest, the return of treatment system feed with the organic load of reactor design (harvest period) and during the harvest period. Monitoring the UASB reactors operation lasted 731 days from the startup period, two off season and two harvest seasons. The efficiency of the UASB reactor reached on average 83% in the off season and 86% during the harvest season. The impact of wastewater seasonality was small, the concentration of solids in the UASB were slightly influenced and the dynamics volatile acids variations in the treated wastewater were slightly affected. The response period to increase the reactor influent organic load after 5 months starvation(feeding with low organic load)were about 15 days for the two harvest periods studied.

Key words: UASB. Sugarcane. Organic loading variation rate. Organic load shock.

Lista de Figuras

Figura 3.1 - Fluxograma do processo de produção de açúcar _____	29
Figura 3.2–Fluxograma das etapas da digestão anaeróbia _____	34
Figura 4.1 - Configuração do sistema de tratamento _____	44
Figura 4.2 - Recorte do desenho do projeto de UASB da ESA – Engenharia _____	47
Figura 4.3 - Recorte do desenho do projeto de UASB da ESA – Engenharia _____	48
Figura 4.4 - Fotografia do sistema de tratamento (vista geral). _____	49
Figura 4.5 - Fotografia do sistema de tratamento (distribuidor de vazão) _____	50
Figura 5.1 - Vazões médias mensais afluentes do sistema de tratamento _____	58
Figura 5.2 - Tempo de detenção hidráulico médio no reator UASB _____	59
Figura 5.3 - DQO afluente média mensal _____	60
Figura 5.4 - Carga orgânica (DQO) média mensal aplicada no reator UASB _____	61
Figura 5.5 - DQO efluente média mensal e eficiência do sistema de tratamento _____	62
Figura 5.6 – Relação – ácidos voláteis efluente e DQO efluente _____	66
Figura 5.7 - pH no efluente do reator UASB durante o início de operação do sistema _____	67
Figura 5.8 - Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção de DQO - jul/2010 a nov/2010 _____	68
Figura 5.9 - Concentração de sólidos do lodo durante início de operação do sistema _____	69
Figura 5.10–Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção de DQO - nov/2010 a fev/2011 _____	72
Figura 5.11 - Variação de sólidos do lodo no reator 1 – dez/2010 a jan/2011 _____	74
Figura 5.12 - Variação de sólidos do lodo no reator 2 – dez/2010 a jan/2011 _____	75
Figura 5.13 - Variação de sólidos do lodo no reator 3 – dez/2010 a jan/2011 _____	75
Figura 5.14 - Variação de sólidos do lodo no reator 4 – dez/2010 a jan/2011 _____	76
Figura 5.15 - Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção e DQO - abr/2011 a mai/2011 _____	78
Figura 5.16 - Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção e DQO - jun/2011 a nov/2011 _____	84
Figura 5.17 - Variação de sólidos do lodo no reator 1 – mai/2011 a out/2011 _____	86

Figura 5.18 - Variação de sólidos do lodo no reator 2 – mai/2011 a out/2011	86
Figura 5.19 - Variação de sólidos do lodo no reator 3 – mai/2011 a out/2011	87
Figura 5.20 - Variação de sólidos do lodo no reator 4 – mai/2011 a out/2011	87
Figura 5.21 - Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção de DQO - nov/2011 a abr/2012	90
Figura 5.22 - Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção de DQO - mai/2012 a jun/2012	92
Figura 5.23 - Variação de sólidos do lodo no reator 1 – mai/2012 a jun/2012	94
Figura 5.24 - Variação de sólidos do lodo no reator 2 – mai/2012 a jun/2012	95
Figura 5.25 - Variação de sólidos do lodo no reator 3 – mai/2012 a jun/2012	95
Figura 5.26 - Variação de sólidos do lodo no reator 4 – mai/2012 a jun/2012	96
Figura 5.27 - Variação da concentração de ácidos voláteis no efluente durante todo o período estudado	108

Lista de Tabelas

Tabela 4.1 - Características da água residuária da produção de açúcar _____	41
Tabela 4.2 – Métodos de Referência utilizados nas análises _____	51
Tabela 4.3 - Periodicidade planejada para coleta dos dados _____	51
Tabela 4.4 - Pontos de coleta de amostras e/ou leitura de dados _____	52
Tabela 4.5 - Sólidos do lodo utilizado como inóculo _____	53
Tabela 5.1 - DQO no efluente dos reatores UASB - set/2011 _____	79
Tabela 5.2 - DQO e concentração de ácidos voláteis por reator efluentes aos reatores, amostras de 13 de outubro de 2011 _____	82
Tabela 5.3 - Vazão, DQO afluyente e DQO efluente (médias mensais) - entressafra 2011/2012 _____	88
Tabela 5.4 - Comparação entre as safras de 2011 e 2012 e entressafras de 2010/2011 e 2011/2012 _____	97
Tabela 5.5 - Coeficiente de crescimento de lodo anaeróbio _____	99
Tabela 5.6 –Relação entre sólidos totais e sólidos suspensos totais no efluente dos reatores UASB _____	100
Tabela 5.7 – Relação entre sólidos voláteis totais e sólidos suspensos voláteis no efluente dos reatores UASB _____	101
Tabela 5.8 - Dados utilizados para o cálculo de P_x e Y_{obs} _____	102
Tabela 5.9 - Produção de lodo (P_x) _____	103
Tabela 5.10 - Coeficiente de crescimento de lodo (Y_{obs}) _____	103

SUMÁRIO

1. Introdução	21
2. Objetivos	25
2.1. Objetivo Geral	25
2.2. Objetivos Específicos	25
3. Revisão da Literatura	27
3.1. Descrição do Processo Industrial da Produção de Açúcar e Álcool	27
3.2. Água Residuária na Produção do Açúcar	30
3.3. Reatores Anaeróbios – UASB	30
3.4. Digestão Anaeróbia	33
3.5. Parâmetros de Monitoramento e Controle da Digestão Anaeróbia	35
3.6. Variações de Parâmetros Operacionais em Sistemas Anaeróbios	36
4. Material e Métodos	39
4.1. Generalidades	39
4.2. Água Residuária	39
4.3. Tratamento Preliminar	41
4.4. Reatores UASB	44
4.5. Variáveis de Análise, Monitoramento e Controle do Reator	50
4.6. Limitações da Metodologia Adotada	52
4.7. Inoculação	53
4.8. Procedimento de Partida dos Reatores UASB	54
5. Resultados e Discussão	56
5.1. Generalidades	56
5.2. Comparação das Características de Projeto com a Situação Real (medida)	57
5.3. Descrição Operacional Geral	62
5.4. Início de Operação do Sistema Biológico	64

5.4.1. Verificação de Desempenho do Sistema durante o Início de Operação	64
5.4.2. Verificação e Avaliação da Variação de Sólidos no Início de Operação	69
5.5. Histórico Operacional Detalhado	70
5.5.1. Entressafra - Novembro de 2010 a Abril de 2011	70
5.5.1.1. Verificação e Avaliação da Variação de Sólidos no Período de Entressafra (2010/2011)	73
5.5.2. Safra – Abril de 2011 a Novembro de 2011	76
5.5.2.1. Problemas Operacionais	79
5.5.2.2. Verificação e Avaliação da Variação de Sólidos no Período de safra 2011	85
5.5.3. Entressafra – Novembro de 2011 a Abril de 2012	88
5.5.3.1. Verificação e Avaliação da Variação de Sólidos no Período de Entressafra (2011/2012)	89
5.5.4. Safra – Abril de 2012 a Junho de 2012	91
5.5.4.1. Verificação e Avaliação da Variação de Sólidos no Período de Safra 2012	93
5.6. Comparação safra e entressafra - Resumo	96
5.7. Verificação do Coeficiente de Crescimento do Lodo (parâmetro de projeto)	98
5.8. Ácidos Voláteis	104
5.8.1. Início de Operação	104
5.8.2. Transições Entressafra – Safra	106
5.9. Odor	109
5.10. Vantagens e Desvantagens em Pesquisas com Reatores em Escala Plena	110
6. Conclusões e Sugestões	113
6.1. Conclusões	113
6.2. Sugestões	115
Referências	116

1. INTRODUÇÃO

O desenvolvimento tecnológico, o crescimento industrial, o acelerado processo de urbanização e o crescimento populacional somado à mudança de hábitos e de consumo acarretaram e vêm ocasionando diversos problemas ambientais e um aumento significativo da geração de resíduos.

Este processo, de uso e transformação de recursos naturais, traz efeitos negativos, como tem ficado cada vez mais evidente conforme se tornam mais intensas e complexas as interações entre a humanidade e a natureza. Este fato fez com que se fizessem necessárias medidas que limitassem os danos causados pela atividade humana no meio ambiente.

A geração de resíduos passou a ser considerada como um desperdício com compra de insumos, desgaste de equipamentos, mão de obra, além dos demais custos envolvidos com o seu armazenamento, tratamento, transporte e disposição final.

Conforme documento desenvolvido pela Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental - CETESB (2002), atualmente, são muitas as ações que estão sendo desenvolvidas ao redor do mundo para minimizar ou eliminar os resíduos na fonte geradora de poluentes, buscando soluções para a redução de desperdícios, pela minimização do consumo de água, o uso de matérias-primas atóxicas, a conservação de recursos naturais, a diminuição ou eliminação de substâncias tóxicas (presentes em matérias-primas e/ou produtos auxiliares), a redução da quantidade de resíduos gerados por processos e produtos, e consequentemente, a diminuição de poluentes lançados para o ar, solo e águas.

Ainda, nesse mesmo documento, foi destacado que o Setor Sucroalcooleiro é uma das grandes forças econômicas e de produção de bens

no Estado de São Paulo e no Brasil e muito já realizou no sentido de aprimorar e aperfeiçoar seu processo produtivo.

A partir dessas informações, conclui-se que as fábricas de açúcar e álcool têm colaborado na minimização dos impactos ambientais decorrentes do processo de produção.

Durante o processo da produção de açúcar, algumas tecnologias vêm sendo desenvolvidas e implantadas na utilização do bagaço da cana dentro da própria usina para geração de energia, no uso da vinhaça e torta de filtro como adubo na plantação de cana-de-açúcar, evitando assim gastos de produção, além de vender a levedura seca para a indústria de rações e o óleo fusel para produção de cosméticos, aumentando assim os lucros da usina (CETESB, 2002).

No contexto de desenvolvimento sustentável e considerando o crescimento do número de usinas produtoras de açúcar e álcool a partir da cana-de-açúcar no Brasil, impulsionado pelo grande aumento da demanda do álcool combustível, é imprescindível a realização de estudos e pesquisas que envolvam a minimização dos impactos ambientais ocasionados especificamente pelo setor sucroalcooleiro.

Atualmente, o crescimento da produção da indústria alcooleira se expandiu impulsionado pelo desenvolvimento e popularização dos carros bicomcombustíveis (podem utilizar como combustível tanto a gasolina como o álcool). Outro fator de grande importância para o crescimento da produção do álcool foi o aumento da frota nacional de automóveis.

Outro produto das usinas de cana-de-açúcar, que também teve grande aumento na demanda no mercado é o açúcar. Esta *commodity* que teve o primeiro *boom* de exportação pelo Brasil nos séculos XVI e XVII, ainda corresponde a uma fatia considerável na economia nacional.

Considerando-se que a maior parte das usinas existentes no Brasil está preparada para produzir açúcar e álcool, o impulso do mercado do álcool gerado pelo consumo dos carros bicomcombustíveis, somado aos incentivos do

governo com a criação do Proálcool, contribuíram, também, para o aumento da produção de açúcar.

O crescimento do mercado alcooleiro iniciou-se em 1975 com a criação do Proálcool (Programa Nacional do Álcool). Esse programa do governo brasileiro tinha como objetivo estimular a produção do álcool, visando suprir as necessidades do mercado interno e externo.

Segundo dados fornecidos pela UNICA - União da Indústria de Cana-de-Açúcar, na safra de 2008/2009 foram processadas nas usinas de todo o país 569.062.629 toneladas de cana-de-açúcar. As produções de açúcar e álcool (anidro e hidratado) no Brasil, oriundas da mesma safra, foram de 31.049.206 toneladas e de 27.512.962 mil litros, respectivamente.

Atualmente a principal água residuária gerada na produção do álcool, a vinhaça, é destinada à fertirrigação das lavouras de cana-de-açúcar. As águas residuárias da produção do açúcar acabam por ser encaminhadas em conjunto com a vinhaça. Entretanto, há interesse de grande parte das indústrias, inclusive das usinas de cana-de-açúcar, de se tornarem mais eficientes em termos do uso e consumo da água.

Considerando o grau de complexidade e o alto custo para o tratamento da vinhaça e, teoricamente, a simplicidade e menor custo para o tratamento da água residuária da produção do açúcar, a melhor opção a ser adotada nas usinas de cana-de-açúcar é a separação das águas residuária, sendo que a destinação da água residuária gerada na produção do açúcar das usinas deve ser um sistema de tratamento e posterior reúso, a vinhaça continuaria sendo enviada para a lavoura de cana-de-açúcar.

Segundo Rajeshwari et al. (2000), uma tecnologia de tratamento se torna aceitável para uso no setor industrial quando requer menor custo de investimento inicial, menor área necessária para sua implantação e se comprova mais confiável quando comparada com outras opções tecnológicas. Para um tratamento anaeróbio essas diretrizes se traduzem em tecnologias e processos capazes de operar com altas taxas de aplicação orgânicas e

hidráulicas com os menores requisitos operacionais e de manutenção possíveis.

Rajeshwari et al. (2000) elegeram o reator UASB como a opção que melhor atende os requisitos técnico e econômico necessários para ser utilizado no setor industrial.

Rajeshwari et al. (2000) também citam que a tecnologia do reator UASB tem sido utilizada para tratamento de efluentes de diversas fontes, como destilarias, indústrias alimentícias, esgoto doméstico e curtumes. Entretanto, o uso deste tipo de tecnologia no Brasil tem tido pouca aceitação para aplicações em curtumes e regiões populosas devido à possibilidade de emissão de odor.

Uma das grandes vantagens do reator UASB é o baixo investimento inicial quando comparado aos filtros anaeróbios ou sistemas de leito fluidizado (RAJESHWARI et al., 2000).

Desta forma, a tecnologia do reator UASB pode ser aplicada ao tratamento das águas residuárias da produção de açúcar e promover os seguintes benefícios diretos: menor custo de captação de água; redução do custo do envio da vinhaça para as lavouras, pois não há mais contribuição da água residuária da produção do açúcar; menor consumo de água pela usina se tornando mais sustentável e a possibilidade do uso do biogás para geração de energia.

Este trabalho visou acompanhar, estudar e analisar um reator UASB em escala plena operado em uma usina de cana-de-açúcar tratando as águas residuárias geradas na produção do açúcar e também do esgoto doméstico gerado pelos funcionários da usina, tendo como foco principal a avaliação do período onde não ocorre alimentação com a mesma carga orgânica presente durante a safra e o retorno à carga orgânica de projeto do reator (período de safra).

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GERAL

Observação do comportamento e desempenho de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de usinas de cana-de-açúcar, nas situações de início de operação e nos períodos de safra, entressafra e transições.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Otimização da operação dos reatores UASB, desde a fase de partida do reator até a operação plena visando reúso do despejo líquido tratado no sistema de refrigeração da usina, reduzindo o volume de água captada.

Os objetivos específicos deste trabalho são:

- Verificar e avaliar o parâmetro de projeto relacionado á produção de lodo com base nos dados operacionais;
- Acompanhar, avaliar e analisar a primeira partida do reator UASB;
- Verificar e avaliar o desempenho do reator durante o período da safra e entressafra;
- Estudar o impacto causado no reator pelo período de entressafra, onde não ocorre a alimentação (vazão e carga orgânica) prevista no projeto;
- Verificar o retorno da alimentação com a carga orgânica de projeto posterior a longos períodos de alimentação com baixa carga orgânica (*starvation*);
- Acompanhar o histórico de operação do reator abordando os problemas e as soluções dadas para possíveis eventos que possam ocorrer;

- Correlacionar a geração de maus odores nos reatores UASB com as variações das condições operacionais estudadas;
- Apresentar e discutir as vantagens e desvantagens existentes em pesquisas com reatores em escala plena;
- Atingir os objetivos utilizando como fonte de dados os parâmetros de análise empregados na operação rotineira de sistemas de tratamento biológico anaeróbio em indústrias.

3. REVISÃO DA LITERATURA

3.1. DESCRIÇÃO DO PROCESSO INDUSTRIAL DA PRODUÇÃO DE AÇÚCAR E ÁLCOOL

O processo de produção industrial do açúcar possui as seguintes etapas iniciais (COMPANHIA AÇUCAREIRA VALE DO ROSÁRIO, 1984; OMETTO, 2005):

- Recepção e descarga da cana-de-açúcar: toda a cana é descarregada por caminhões, em esteiras que às conduzem para o restante do processo industrial. Essa matéria prima é classificada para análise por três tipos: cana inteira queimada (corte manual), cana picada queimada (colhida por máquinas) e cana picada crua (colhida por máquinas).
- Lavagem da cana: a água residuária surge durante o processo inicial de lavagem da cana, para remoção da terra e dos detritos, material que foi incorporado ao colmo durante o corte e o transporte. Esta operação é realizada em uma mesa alimentadora através de chuveiros verticais de água limpa ou reciclada. Antes de ser reciclada, a água de lavagem é decantada e em seguida tratada com cal, sendo que para aumentar a eficiência da decantação, a água deve passar por um processo de peneiramento. Essa lavagem pode ser a frio ou a quente. No caso de lavagem a quente é utilizado água dos condensadores. A adição de água sob pressão aumenta a eficiência de lavagem.
- Moagem: após o preparo, a cana é esmagada em moendas para a remoção do caldo, esse processo reduz a cana em pedaços, com a finalidade de aumentar a superfície útil de contato com o bagaço. Para aumentar o rendimento industrial, é adicionado água ao bagaço, por meio de pulverizadores dispostos entre os

diversos jogos de moenda. O bagaço sofrerá tantas compressões quantas foram as unidades esmagadoras e para aumentar a extração de sacarose, uma embebição com água e caldo diluído é sempre realizada.

Segundo Ometto (2005), o caldo produzido na moagem passa por um tratamento, por aquecimento e decantação, subdividindo-se, no processo de produção de açúcar e álcool.

A usina de cana-de-açúcar onde foi desenvolvido o trabalho forneceu o fluxograma simplificado do processo produtivo utilizado por ela (Figura 3.1). Neste fluxograma, após o aquecimento regenerativo, o caldo passa pelo processo de sulfitação, que consiste na absorção de anidrido sulfuroso pelo caldo. Este processo tem por objetivo a diminuição da viscosidade do caldo para facilitar outras etapas do processo, como evaporação e cozimento.

Posterior à sulfitação, ocorre a caleação, que consiste na adição de cal hidratada ao caldo, para neutralização do pH, cujo objetivo é a neutralização de ácidos orgânicos presentes no caldo. O caldo passa novamente por aquecimento e então é realizada a decantação, conforme citado por Ometto (2005).

O caldo decantado segue para o processo de evaporação para eliminação da água e aumento da concentração de açúcar. O material sedimentado passa por processo de filtração e retorna para o processo, como pode ser observado no fluxograma apresentado na Figura 3.1, aumentando o rendimento do processo produtivo.

Ainda com o propósito de aumentar a concentração do caldo, após a evaporação o mesmo é filtrado, para depois passar pelo processo de cristalização.

A cristalização é dividida em duas etapas: a cristalização por cozimento, cuja evaporação da água resulta em uma mistura de 50% de cristais envolvidos em solução açucarada (mel), chamada de massa cozida e, na sequência, a cristalização por resfriamento, na qual a massa cozida é resfriada lentamente.

A função da segunda etapa de cristalização é recuperar parte do açúcar ainda dissolvido no mel e aumentar o tamanho dos cristais formados.

Rajeshwari et al. (2000) descrevem o processo de produção de açúcar de maneira mais simplificada, segundo as seguintes etapas: extração do caldo, clarificação e concentração do suco de cana-de-açúcar e, finalmente, a cristalização deste “suco” e secagem.

Figura 3.1 - Fluxograma do processo de produção de açúcar.

3.2. ÁGUA RESIDUÁRIA NA PRODUÇÃO DO AÇÚCAR

A Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental do estado de São Paulo em 2002 elaborou documento relativo à produção mais limpa no setor sucroalcooleiro. Neste documento foram identificados os principais pontos de geração de rejeitos na produção do açúcar e álcool.

A água residuária gerada na produção do açúcar concentra-se, principalmente, na etapa de lavagem da cana-de-açúcar e concentração do caldo.

A água originada no processo de lavagem da cana, antes da moagem, é composta de teores consideráveis de sacarose, principalmente no caso de despalha da cana com fogo (matéria vegetal, terra e pedregulhos aderidos) (CETESB, 2002).

Água resultante do processo de concentração do caldo, originada pela água dos condensadores barométricos e da água condensada nos evaporadores é composta de açúcares, arrastados em gotículas (CETESB, 2002).

3.3. REATORES ANAERÓBIOS – UASB

A digestão anaeróbia é um processo biológico no qual um consórcio de diferentes tipos de microrganismos, na ausência de oxigênio, promove a transformação de compostos orgânicos complexos (carboidratos, proteínas e lipídios) em produtos mais simples como metano e gás carbônico (FORESTI et al., 1999).

Speece (1996) cita as seguintes vantagens das tecnologias anaeróbias de tratamento:

- Menores gastos com tratamento e disposição do lodo produzido;
- Reduzidos espaços necessários para a implantação;

- Menores gastos com energia em comparação com tratamentos aeróbios;
- Simplicidade na operação da estação;
- Boa aplicação para tratamento de efluentes sazonais.

O reator UASB é uma tecnologia amplamente utilizada nos setores industrial e doméstico em todo o mundo. Vários autores atribuem características aos reatores UASB que permitem sua ampla utilização, quais sejam, a capacidade de resistência a variações de temperatura e diferentes concentrações de substrato, o projeto simplificado e facilidade de construção. Entretanto há discordância em relação às duas últimas características, isto é, facilidade de construção e projeto simplificado, pois na prática a simplificação de projetos e a falta de critérios e cuidados durante a execução das obras de reatores UASB têm gerado unidades com baixa eficiência, elevado odor e alto grau de depreciação devido a ação de substâncias corrosivas. (ALVAREZ et al., 2006; CRONIN; LO, 1998; LETTINGA; HULSHOFF POL, 1991; TIWARI et al., 2006).

Segundo Haandel e Lettinga (1994), para que o efluente a ser tratado esteja em contato com o lodo retido no reator deve-se distribuir uniformemente o afluente ao reator UASB na porção inferior do tanque. Portanto, devem existir vários pontos de entrada do afluente, de modo a ser criada uma distribuição igualitária do afluente por toda a base do reator.

Na porção superior existem câmaras de sedimentação de lodo e de acúmulo de gases formados no processo de digestão anaeróbia, ou como classifica Haandel e Lettinga (1994), um separador de fases.

Haandel e Lettinga (1994) ainda citam que o descarte de lodo em reatores anaeróbios pode ser facultativo, devido a baixa taxa de crescimento biológico e consequente baixa produção de sólidos. A opção de descarte ou não de lodo é decorrente da qualidade exigida para o efluente assim como das características operacionais do sistema de tratamento.

O período de partida de um reator UASB tem sido considerado fundamental no processo como um todo e, por isso, tem sido foco de vários pesquisadores (ALVAREZ et al., 2006; BRITO; RODRIGUES; MELO, 1997; GHANGREKAR et al., 1996; SYUTSUBO et al., 1997). Diretrizes gerais para garantir que a partida de um reator seja bem sucedida já estão bem documentadas (GHANGREKAR et al., 1996; LETINGA; HULSHOFF POL, 1991; SOUZA, 1986), como, por exemplo, a importância quali-quantitativa do inóculo utilizado e os fatores ambientais que podem interferir no processo, tais como, pH, temperatura e concentração de matéria orgânica (ALVAREZ et al., 2006; BRITO; RODRIGUES; MELO, 1997; RAO et al.¹, 1997 apud VADLANI; RAMACHANDRAN, 2008; SYUTSUBO et al., 1997; SHOW et al., 2004).

Segundo McCarty (1964), a estabilidade do processo de digestão anaeróbia está ligada ao surgimento dos grupos formadores de metano. A partida de um sistema anaeróbio pode demorar varias semanas caso não tenha sido utilizado um inóculo contendo as arqueas metanogênicas requeridas para o consumo de ácidos orgânicos.

Em estudo publicado por Vadlani e Ramachandran (2008) concluiu-se que a origem do inóculo utilizado interferiu no tempo necessário da fase de partida do reator, sendo que o reator que precisou de mais tempo para concluir a partida foi aquele inoculado com lodo de estação de tratamento de esgoto doméstico, enquanto que no reator inoculado com lodo retirado de estação de tratamento de uma destilaria a fase de partida ocorreu em menor tempo.

Haandel e Lettinga (1994) destacam que a partida de reatores anaeróbios é um processo longo e difícil devido a necessidade de desenvolvimento de uma grande massa de microrganismos. Durante a partida deve-se ater a prevenção de sobrecarga do sistema, onde a fase acidogênica prevalece sobre a metanogênica.

¹RAO, A.G. et al. (1997). Studies of anaerobic treatment of synthetic waste in a UASB reactor. **Indian Journal of Environmental Protection**, v.17, n.5, p.349–354.

Outra questão de grande importância em projetos de reatores UASB está relacionada ao tempo de detenção hidráulico utilizado em projeto. Este fato está intimamente ligado à estabilidade do processo da digestão anaeróbia dentro do reator UASB. Vale ressaltar que o desempenho proporcionado pelo reator UASB para remoção de matéria orgânica é nitidamente relacionado com o tempo de detenção hidráulico adequado.

3.4. DIGESTÃO ANAERÓBIA

A comunidade microbiana ativa em sistemas de tratamento anaeróbios executa um processo complexo para biodegradação da matéria orgânica que envolve várias classes de bactérias e etapas intermediárias (SPEECE, 1996).

O processo global da digestão anaeróbia converte a matéria orgânica em metano, dióxido de carbono e água. Haandel e Lettinga(1994) apontam quatro partes distintas do processo de conversão:

- Hidrólise, onde o material orgânico particulado e complexo, é convertido em compostos com menor peso molecular, isto é, proteínas se decompõem em aminoácidos, carboidratos em açúcares (mono e/ou dissacarídeos) e lipídeos em ácidos graxos e glicerina. Este processo ocorre extracelular por meio de exoenzimas;
- Acidogênese, os compostos gerados pela hidrólise são absorvidos pelas bactérias formadoras de ácidos onde ocorre a conversão dos mesmos para ácidos voláteis, principalmente ácido acético, butírico, pirúvico e propiônico, além de outros compostos em menor quantidade;
- Acetogênese, nesta etapa do processo os ácidos orgânicos de cadeia longa formados na fase acidogênica são quebrados formando principalmente o ácido acético. Esta fase pode ser compreendida como uma complementação da acidogênese;

- Metanogênese, nesta fase, basicamente, ocorre a conversão do ácido acético em metano pelas arqueas metanogênicas. Normalmente esta etapa é limitante da velocidade da digestão anaeróbia, além disso, os microrganismos responsáveis pela execução da metanogênese possuem maior sensibilidade a variações bruscas de pH.

A Figura 3.2 ilustra de maneira simplificada todo o processo de digestão anaeróbia.

Figura 3.2–Fluxograma das etapas da digestão anaeróbia

McCarty (1964) descreve a digestão anaeróbia de forma mais simples, considerando-a um processo de dois estágios: no primeiro estágio estão

incluídas as fases de hidrólise, acidogênese e acetogênese e o segundo e último estágio se traduz na fase metanogênica.

3.5. PARÂMETROS DE MONITORAMENTO E CONTROLE DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

Segundo Rajeshwari et al. (2000), o processo de digestão anaeróbia é governado pela temperatura, pH, concentração de matéria orgânica (DQO) no despejo líquido a ser tratado, taxa de aplicação volumétrica, entre outros fatores. As taxas de aplicação e a DQO do despejo líquido a ser tratado são comumente avaliadas nos processos para ser verificada a eficiência de remoção de matéria orgânica.

O controle do pH é essencial para a obtenção de um bom desempenho de um reator anaeróbio, conforme apresentado por Fukuzaki, Nishio e Nagai, (1995), em experimento avaliando o desempenho de reatores UASB alimentados por amido, sacarose e etanol. Os autores verificaram, durante a partida do sistema, queda da eficiência em termos de remoção de DQO quando se observou a diminuição do pH (5,9 a 6,2) na saída do reator. Os pesquisadores conseguiram melhorar a eficiência e, também, a ampliação da taxa volumétrica de aplicação de carga orgânica quando neutralizou-se o pH com adição de acetato de sódio (6,5 a 7,3).

Quando a fermentação anaeróbia está sadia, a concentração de ácidos voláteis nos reatores tende a ser baixa, pois são utilizados pelos microrganismos das fases acetogênicas e metanogênicas assim que surgem no meio (GOURDON; VERMANDE, 1987).

Em sistemas em escala plena não é comum o controle da temperatura do reator no Brasil, sendo que o mesmo é deixado sob a ação da variação de temperatura natural do meio ambiente.

3.6. VARIAÇÕES DE PARÂMETROS OPERACIONAIS EM SISTEMAS ANAERÓBIOS

Os sistemas de tratamento podem sofrer variações operacionais em termos de vazões e carga orgânica, principalmente, ao longo do tempo. Um exemplo disso é a variação de vazão ao longo do dia em sistemas de esgotos sanitários (METCALF; EDDY, 2002). Grande parte dos riscos de perda de eficiência que as variações operacionais podem causar aos sistemas biológicos pode ser sanada com a implantação de tanques pulmão, de equalização e/ou de homogeneização da qualidade do despejo a ser tratado, podendo se tornar irrelevantes na concepção do tratamento biológico desde que as variações sejam de pequena amplitude.

Algumas situações de origem ambiental ou estrutural resultam em variações de grande amplitude nas vazões ou nas cargas orgânicas recebidas nas estações de tratamento. Segundo Van Lier et al. (2001), grandes variações de vazão e concentração podem afetar a eficiência de reatores anaeróbios.

Conforme relatado por Leitão et al. (2006), as grandes flutuações nas vazões e cargas afluentes causam efeitos que dependem do tempo de retenção celular, do tempo de detenção hidráulico, intensidade e duração da perturbação da variação, além das características do projeto do reator anaeróbio.

Exemplos de situações onde ocorrem grandes variações são os casos de sistemas de esgotamento sanitário combinados, que em épocas de chuva apresentam o chamado *first-flux phenomena*, que promove aumento considerável da concentração de sólidos suspensos e DQO nos primeiros minutos do evento (DELETIC, 1998); cidades turísticas, que podem aumentar a população atendida pelo sistema de esgotamento sanitário e, conseqüentemente, a vazão e a carga orgânica afluente ao sistema de tratamento durante apenas alguns períodos do ano (CASTILLO; CECCHI; MATA-ALVAREZ, 1997) e sistemas de tratamento modulados, onde é retirado um módulo para manutenção sobrecarregando o(s) outro(s) durante período de tempo indeterminado (LEITÃO et al., 2006).

Conforme já citado, um dos objetivos deste trabalho é estudar as variações operacionais de grande amplitude nos sistemas de tratamentos de efluentes industriais, mais especificamente, no setor sucroalcooleiro. Conforme preconizado por Puñal e Lema (1999), existem variações de vazão e cargas durante a rotina operacional de qualquer indústria, entretanto as estações de tratamento presentes em usinas de cana-de-açúcar devem resistir à variação mais significativa que acompanha a sazonalidade da produção de cana-de-açúcar.

Os pesquisadores Nebot et al. (1995) concluíram, em um de seus trabalhos, que a eficiência em termos de remoção de DQO em um filtro anaeróbio é máxima quando o mesmo trabalha com carga orgânica afluente constante. Outra observação importante relatada pelos autores é que, mesmo quando as comunidades microbianas tem grande capacidade para se adaptar às variações do meio, em sistemas que possibilitam a manutenção de grandes tempos de retenção celular e grupos microbianos com baixas taxas de crescimento (metanogênese), o período de adaptação tende a ser muito lento. Assim Nebot et al. (1995) levantaram a hipótese de que em situações onde a perturbação do sistema é realizada em longo prazo as conclusões poderiam ser diferentes. Desta forma, Nebot et al. (1995) ressaltam a importância do estudo de como ocorre o impacto das variações de vazão de efluente, DQO e da carga orgânica que ocorrem nas indústrias no sistema de tratamento biológico.

Longos períodos sem alimento (substrato) podem induzir alterações na dinâmica microbiana tanto fisiológica como em termos de composição da comunidade. Essas alterações podem influenciar o desempenho do processo como um todo (COX; DESHUSSES, 2002; KOUTINAS et al., 2006). Essa condição também pode causar mudanças no crescimento e atividade microbiana (CARRERO-COLÓN; NAKASTU; KONOPKA, 2006) e nas propriedades na superfície celular (CASTELLANOS; ASCENCIO; BASHAN²,

²CASTELLANOS, T.; ASCENCIO, F.; BASHAN, Y. (2000). Starvation-induced changes in the cell surface of *Azospirillumlipoferum*. **FEMS Microbiology Ecology**, v. 33, p.1–9.

2000 apud HWANG et al., 2010; LI et al., 2006; SANIN et al., 2003). Konopka, Zakharova e Nakatsu (2002) relataram pequenas alterações no teor de ATP no meio e nos níveis de biomassa sob condições sem substrato de apenas 1 dia, enquanto que em condições sem alimento durante 32 dias resultou em mudanças significativas na estrutura da comunidade microbiana. Também foi relatado que grandes períodos sem substrato reduzem a eficiência do sistema de tratamento (LIU; TAY, 2008; LOPEZ; PONS; MORGENROTH, 2006).

Hwang et al. (2010) também chegaram a conclusões similares ao verificarem que a concentração de acetato e a produção de metano foram, respectivamente, maior e menor no reator, mesmo depois de passar por um longo período sem alimento, indicando diferenças na atividade metanogênica.

Em contrapartida, segundo Rajeshwari et al. (2000), uma importante característica do lodo anaeróbico é que a taxa de decaimento, em temperaturas abaixo de 15° C, é muito baixa. Desta forma, é possível preservar o lodo por longos períodos sem que o mesmo perca grande parte de sua atividade. Os autores observam que essa característica é de grande importância para sistemas de tratamento de indústrias sazonais como a de produção de açúcar.

Estudo realizado por Rao et al.³ (1997 apud VADLANI; RAMACHANDRAN, 2008) constatou a necessidade de um período de 10 dias para que o reator UASB utilizado pelos pesquisadores se recuperasse de um período de 1 mês sem alimentação.

A importância desta pesquisa, no que se refere ao desempenho do reator anaeróbico nos períodos de safra, entressafra e transição, é nítida, principalmente, ao se considerar um reator UASB em escala plena, pois, conforme apresentado neste capítulo, existem muitas divergências dos pesquisadores sobre a influência de longos períodos sem alimento aplicados a sistemas de tratamento anaeróbico.

³RAO, A.G. et al. (1997). **Studies of anaerobic treatment of synthetic waste in a UASB reactor.** Indian Journal of Environmental Protection, v.17, n.5, p.349–354.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. GENERALIDADES

Uma usina de cana-de-açúcar situada no interior do estado de São Paulo contratou a empresa de consultoria e projetos ESA Engenharia para a elaboração do projeto do sistema de tratamento das águas residuárias. A ESA Engenharia gentilmente forneceu todos os dados do projeto que foram necessários e utilizados na elaboração deste trabalho.

O projeto, concebido pela ESA Engenharia, é composto por um tratamento preliminar e tratamento biológico. O tratamento preliminar abrange: grade grossa, caixa de areia mecanizada, equipamento de remoção de sólidos finos mecanizado, unidade de remoção de óleos e graxas, tanque de equalização, correção de pH e de adição de macronutrientes (nitrogênio e fósforo). O tratamento biológico é composto por quatro reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) em paralelo.

O objeto de estudo deste trabalho foi o sistema de tratamento biológico, ou seja, os reatores UASB.

Os dados de operação do sistema de tratamento também foram gentilmente cedidos pela usina de cana-de-açúcar, proprietária do sistema de tratamento, para serem utilizados neste trabalho.

4.2. ÁGUA RESIDUÁRIA

Para a caracterização quantitativa dos despejos a serem tratados, a empresa responsável pelo projeto, ESA Engenharia, realizou uma campanha de medição de vazão. Definiu-se o período de safra para a realização da caracterização da água residuária, pois é quando apresenta a condição mais crítica para o projeto, ou seja, maior vazão e carga orgânica. No período de

entressafra a água residuária era composta, basicamente, por esgoto sanitário e, no início da entressafra, água de lavagem e limpeza de equipamentos.

Para a realização da campanha de medição foi instalado pelos técnicos da usina proprietária do sistema de tratamento, e com orientação dos técnicos da ESA Engenharia um vertedor triangular no canal que encaminhava toda a água residuária da produção do açúcar para junto da vinhaça. Foram feitas medições de nível de água a montante da soleira desse vertedor a cada 15 minutos durante um período contínuo de 24 horas.

Dessa forma, foi medida a vazão da água residuária que escoou pelo vertedor a cada instante e, conseqüentemente, foi possível conhecer com fidelidade as variações de vazão em função da dinâmica dos processos industriais geradores de despejos e do consumo de água para fins sanitários.

A vazão média obtida pela campanha de medição de vazão foi de 150 m³/h e, portanto, no projeto do reator UASB foi adotada esta mesma vazão média, sendo que os picos de vazão devem ser amortecidos no tratamento preliminar, mais especificamente no tanque de regularização. Desta forma o reator foi alimentado com vazão constante durante o período da safra, após o período de início de operação do sistema.

Dos 3.600 m³/dia que o sistema recebeu para tratamento, 130 m³/dia era de esgoto sanitário gerado nos sanitários e cozinha da usina e o restante era proveniente da produção industrial.

Durante a campanha de medição de vazão realizada pela ESA Engenharia foram colhidas amostras pontuais dos despejos em intervalos de 15 minutos. Vale destacar que ao colherem-se essas amostras, no mesmo instante foi lida a lâmina líquida no vertedor.

A partir dessas amostras pontuais foi realizada a composição de uma amostra composta e representativa dos despejos. A composição seguiu o seguinte critério: para o instante de maior vazão calculada, tomou-se 100% do volume do frasco amostrado. Para os demais, foi tomada uma alíquota cujo volume foi proporcional a vazão medida no mesmo instante.

A amostra composta obtida foi submetida a ensaios e exames físicos e químicos, no Laboratório de Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da USP, para determinação de parâmetros de qualidade das águas residuárias.

Portanto, a qualidade da água residuária considerada na elaboração do projeto pela ESA Engenharia foi obtida a partir de amostras compostas em 24 horas. Na Tabela 4.1 estão apresentados os valores obtidos e utilizados no projeto.

Tabela 4.1 - Características da água residuária da produção de açúcar

PARÂMETRO	UNIDADE	VALOR
pH	-	4,50
Demanda Química de Oxigênio – DQO	mg/L	6.340
Demanda Bioquímica de Oxigênio – DBO	mg/L	3.768
Relação DQO/DBO	-	1,68
Óleos e Graxas – OG	mg/L	102
Nitrogênio Total	mg/L	60
Fosfato Total	mg/L	8
Sulfatos	mg/L	66
Cloretos	mg/L	157
Sólidos Sedimentáveis	mL/L	5
Sólidos Totais	mg/L	4.916
Sólidos Totais Fixos	mg/L	1.296
Sólidos Totais Voláteis	mg/L	3.260

4.3. TRATAMENTO PRELIMINAR

O tratamento preliminar consiste na remoção de sólidos sedimentáveis, grosseiros e finos, óleos, graxa e gordura, regularização de vazão e condicionamento químico. A principal função do tratamento preliminar é adequar a água residuária para o tratamento biológico.

Algumas características da água residuária a ser tratada, como pH e a proporção entre nitrogênio, fosfato e DQO, estão em desacordo com o necessário para o tratamento em reatores anaeróbios e precisam ser ajustadas. Além disso, o despejo líquido possui sólidos grosseiros, sedimentáveis e óleos e graxas.

Entretanto, como o foco deste trabalho é apenas o tratamento biológico, os detalhes do tratamento preliminar proposto pelo autor do projeto dos reatores UASB serão apenas citados.

A primeira unidade do tratamento preliminar é um gradeamento grosseiro para remoção de folhas, parte de cana-de-açúcar, etc. Possui 35 barras de ferro chato com dimensões de 5 por 25 mm e espaçamento entre as barras de 35 mm.

A segunda unidade é constituída por peneiramento de limpeza mecanizada com malha de 0,5 mm. Posteriormente a água residuária, já livre de sólidos finos e grosseiros passa por duas caixas de remoção de areia de limpeza mecanizada do tipo plana de fluxo horizontal que funcionam em paralelo, onde ocorre remoção de sólidos sedimentáveis. A taxa de aplicação superficial das caixas de areia mecanizadas adotadas em projeto foram de $1.116 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ para vazão máxima ($450 \text{ m}^3/\text{h}$) e de $372 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ para vazão média ($150 \text{ m}^3/\text{h}$).

Livre de sólidos sedimentáveis, ocorre a remoção de óleos e graxas da água residuária, em uma caixa separadora.

Após as unidades citadas a água residuária é enviada para um tanque de regularização com capacidade volumétrica suficiente para possibilitar o bombeamento regularizado da água residuária para os reatores UASB.

A correção de pH e o ajuste das concentrações de nitrogênio e fósforo são realizados também no tanque de regularização.

Para a correção do pH é utilizado hidróxido de sódio (solução concentrada) sendo que o parâmetro de controle é a manutenção do pH acima de 7,0.

O nitrogênio e o fósforo são adicionados de modo a permitir que a relação DQO:N:P da água residuária esteja superior a 350:7:1. O nitrogênio é adicionado ao tanque de regularização na forma de hidróxido de amônio e o fósforo é dosado no mesmo tanque na forma de ácido fosfórico.

Desta forma, após a passagem pelo tratamento preliminar a água residuária em questão estaria livre de sólidos grosseiros, finos e sedimentáveis e de óleos e graxas. Deve estar com pH acima de 7,0, não ser deficitária em nitrogênio e fósforo e ainda deve ser enviada aos reatores UASB de forma regularizada durante 24 horas. A Figura 4.1 apresenta, de forma simplificada, a configuração do sistema de tratamento, destacando os reatores UASB, foco desta pesquisa.

Figura 4.1 - Configuração do sistema de tratamento

4.4. REATORES UASB

Os reatores anaeróbios projetados pela ESA Engenharia e construídos pela própria usina de cana-de-açúcar e que serão objeto de estudo deste trabalho, possuem as seguintes características:

- Número de reatores em paralelo: 4;
- Comprimento do reator: 24,0 metros;

- Largura do reator: 8,0 metros;
- Área por reator: 192 m²;
- Altura útil do reator: 5,2 metros;
- Volume de cada reator: 998,4 m³;
- Construído em concreto com proteção anticorrosiva.

O tempo de detenção hidráulico teórico, contabilizando os quatro reatores em funcionamento é de 26,6 horas (para vazão regularizada de 150 m³/h). O fluxo no reator é ascensional, a coleta do efluente no reator é realizada através de tubulação perfurada ao longo da largura de cada reator na parte superior do mesmo, e da tubulação o efluente é enviado para calhas laterais.

A carga orgânica volumétrica aplicada ao reator, durante a safra, foi estimada na elaboração do projeto em 5,7 kgDQO/m³.dia ou 3,4 kgDBO/m³.dia. O coeficiente de produção de lodo foi estabelecido em 0,10 kgSST/kgDBO removida.

O afluente é bombeado para um divisor/distribuidor de vazões construído em aço inox. Esta unidade está centralizada entre os quatro reatores. O divisor/distribuidor de vazões possui forma cônica invertida, e o afluente bombeado entra na unidade por baixo na menor seção do cone. O volume é dividido por 24 frações do total bombeado na parcela superior do cone, onde por todo o perímetro existem 24 vertedores triangulares.

Cada 6 vertedores alimentam um reator, ou seja, um quarto da vazão por reator. O quarto de vazão que já está dividido em 6 parcelas é distribuído através de tubulação de aço inox para 48 pontos de entrada (uma entrada por 4 m² de reator) dispostos de forma homogênea em cada reator. Cada ponto de entrada está posicionado a 15 centímetros do fundo dos reatores.

O despejo líquido, após passagem pelos pontos de entrada dos reatores, passa através da manta de lodo onde ocorre a maior parcela de atividade microbiológica e remoção de carga orgânica.

Acima da camada de lodo existe o separador trifásico, onde ocorre a coleta dos gases (biogás) gerados na degradação anaeróbia da matéria orgânica, a decantação do despejo líquido tratado e sedimentação dos sólidos, o lodo anaeróbio, propriamente dito. Também está instalada uma tubulação de água pressurizada perfurada que percorre todo o comprimento do separador trifásico, com a função de eliminar a espuma que pode ser formada no compartimento onde o biogás está pressurizado.

O separador trifásico consiste em uma calha de formato triangular com angulação nos vértices de 60° . O material das calhas é fibra de vidro reforçada e é apoiada na estrutura de concreto do reator.

No projeto concebido pela ESA Engenharia foi inserido dispositivo de descarte de lodo, sendo que o destino do lodo descartado são os reservatórios de vinhaça.

Apesar da existência dos dispositivos de descarte de lodo nos reatores anaeróbios o mesmo não foi acionado frequentemente durante a operação do sistema. A qualidade do efluente tratado proporcionada pelo sistema de tratamento durante a maior parte do tempo foi suficiente para o reúso desta água pela usina. Ou seja, mesmo contendo pequena quantidade de sólidos sendo expulsa dos reatores devido ao excesso de lodo, a qualidade do efluente final estava dentro dos padrões necessários para usina. Assim, para facilitar a operação rotineira do sistema de tratamento, foi eliminada a realização do descarte diário de lodo previsto em projeto.

As Figuras 4.2 e 4.3 representam parte de dois dos desenhos do projeto e mostra com detalhes o separador de fases entre outros detalhes como descarte de lodo e distribuição do afluente. É importante salientar que o reator não é fechado na sua parte superior, permitindo que o gás eventualmente gerado na zona de sedimentação do reator não fique confinado.

Figura 4.2 - Recorte do desenho do projeto de UASB da ESA – Engenharia

As Figuras 4.4 e 4.5 são fotografias do sistema construído e em operação. A primeira fotografia é uma visão geral dos reatores e a segunda é uma visão do distribuidor de vazão. Também é possível observar os selos hídricos para pressurização do biogás.

Figura 4.3 - Recorte do desenho do projeto de UASB da ESA – Engenharia

Figura 4.4 - Fotografia do sistema de tratamento (vista geral)

Figura 4.5 - Fotografia do sistema de tratamento (distribuidor de vazão)

4.5. VARIÁVEIS DE ANÁLISE, MONITORAMENTO E CONTROLE DO REATOR

A escolha dos parâmetros de análise, monitoramento e controle do reator e a periodicidade de obtenção dos dados foram criteriosas. Foi considerada a escala do sistema estudado e a disponibilidade de equipamentos e funcionários da usina para realização de ensaios laboratoriais e coleta e medição de dados.

Além disso, este trabalho tem como objetivo a possibilidade de estudar, analisar e avaliar o desempenho do sistema utilizando como base parâmetros comumente utilizados na operação de reatores UASB em escala plena.

Os parâmetros que serão utilizados para atingir o objetivo desta pesquisa são análises físico-químicas de DQO, ácidos voláteis e sólidos fixos totais e voláteis totais, além da medição de vazão. Os dados foram obtidos em análises realizadas pelo laboratório da própria usina de cana-de-açúcar. Os

técnicos do laboratório receberam treinamento e as metodologias utilizadas na realização das análises estão de acordo com as descritas no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2005), os métodos de referência utilizados estão apresentados na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Métodos de Referência utilizados nas análises

Parâmetros	Método de Referência
pH	SM 4500-H ⁺ B
DQO	SM 5220 D
Ácidos Voláteis	SM 5560 C
Sólidos voláteis totais	SM 2540 E
Sólidos fixos totais	SM 2540 E
Sólidos totais	SM 2540 B

Algumas amostras do despejo líquido afluente e efluente do sistema de tratamento foram enviadas ao Laboratório de Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da USP com o objetivo de confirmação dos resultados obtidos pelos técnicos da usina.

A periodicidade planejada de coleta dos dados está apresentada na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 - Periodicidade planejada para coleta dos dados

Variáveis	Periodicidade de obtenção dos dados
Vazão	Horária
pH	Diária
DQO	
Ácidos Voláteis	Quinzenal
Sólidos voláteis, fixos e totais	

Os pontos onde foram coletadas as amostras estão apresentados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 - Pontos de coleta de amostras e/ou leitura de dados

Parâmetros	Pontos de coleta de amostras/leitura de dados		
Vazão	Após Reatores UASB		
pH	Tanque de Equalização	Após Reatores UASB	
DQO	Tanque de Equalização	Após Reatores UASB	
Ácidos Voláteis	Tanque de Equalização	Após Reatores UASB	
Sólidos voláteis, fixos e totais	Tanque de Equalização	Interior dos Reatores (Lodo)	Após Reatores UASB

A operação dos reatores foi iniciada em 22 de junho de 2010 e o término do acompanhamento da operação do reator foi em 22 de junho de 2012, totalizando 731 dias. Os dados de operação do período estudado englobam o período de partida do sistema, que ocorreu durante a safra de 2010, a entressafra de 2010/2011, a safra de 2011, a entressafra de 2011/2012 e o início da safra de 2012.

4.6. LIMITAÇÕES DA METODOLOGIA ADOTADA

A pesquisa de reatores em escala plena, apesar de atrativa, do ponto de vista científico, traz também maiores obstáculos para obtenção de dados de maior especificidade. As limitações estão nas características construtivas de reatores em escala plena em relação aos de bancada, nos custos envolvidos na instalação de dispositivos de medição (eletrodos para medição de pH, medição de nível por ultrassom, medição de vazão de biogás) e também na existência de erros significativos na extrapolação de resultados de amostras pontuais para traduzir o comportamento do reator.

Outro fator limitante é a impossibilidade da realização de testes mais rigorosos objetivando o estresse do sistema para estudar o comportamento ocasionado ou que poderiam provocar o funcionamento inadequado do reator, o que possibilitaria ocasionar ônus à empresa portadora da unidade de tratamento.

Uma dificuldade, que também deve ser considerada relevante, é a distancia de 160 km, que separa a cidade de São Carlos do local da pesquisa. Entretanto, esta dificuldade foi amenizada através de contato direto com os responsáveis pela operação do reator na empresa, incluindo também, realização de visitas periódicas.

4.7. INOCULAÇÃO

Após a conclusão das obras do sistema de tratamento e realizados os testes de estanqueidade os quatro reatores tiveram seu volume preenchido com água limpa para, então, iniciar a inoculação.

A inoculação do reator foi realizada com o lodo anaeróbio descartado do biodigestor anaeróbio da Estação de Tratamento de Esgoto Sanitário de Ribeirão Preto, e o volume de lodo inserido nos reatores foi de 1.320 m³, ou seja, cerca de um terço do volume de cada reator. Na terceira semana do mês de junho de 2010 foi finalizada a transferência de lodo para os reatores.

No dia 19 de junho de 2010 foi realizada uma visita técnica na Estação de Tratamento de Efluente e foram verificados os laboratórios, e se os equipamentos estavam corretamente instalados. Foi também coletada uma amostra do lodo utilizado na inoculação do reator. Os resultados estão apresentados na Tabela 4.5.

Variável	Resultados
Sólidos Voláteis Totais	14.278 mg/L
Sólidos Fixos Totais	11.860 mg/L
Sólidos Totais	25.138 mg/L

4.8. PROCEDIMENTO DE PARTIDA DOS REATORES UASB

No dia 22 de junho de 2010 foi iniciada a alimentação do reator com o efluente industrial. O reator foi alimentado com 5% da vazão diária de projeto, ou seja, foi inserido 180 m³ por dia de efluente.

Como a vazão ainda era muito baixa para manter o bombeamento constante a operação foi iniciada em batelada.

O tanque de equalização era preenchido uma vez ao dia e, quando necessário, era realizada a correção do pH deixando-o superior a 7,0. Adicionavam-se os nutrientes necessários, fósforo (ácido fosfórico) e nitrogênio (hidróxido de amônia), e então a água residuária foi bombeada para os reatores UASB.

Esse sistema de operação teve duração de 22 dias e, portanto, até então foi inserido no reator cerca de 3.960 m³ durante este período. Nesta etapa foram realizadas mais duas visitas de acompanhamento para verificar o andamento da alimentação do reator nos dias 30 de junho e 8 de julho de 2010.

Foi realizado um treinamento técnico de laboratório com os operadores da ETE no dia 9 de julho de 2010. Dessa forma pôde-se obter maior confiabilidade nos dados obtidos nas análises realizadas no laboratório existente na Estação de Tratamento. O treinamento abrangeu os ensaios de obtenção de DQO, sólidos totais, fixos e voláteis, NTK e fosfato.

No dia 14 de julho de 2010 ampliou-se a vazão de alimentação para 10% da capacidade nominal da estação, ou seja, para 360 m³ diários. A rotina operacional não foi muito modificada, pois o reator continuou sendo alimentado em batelada. Porém, o tanque de equalização era preenchido duas vezes ao dia.

Foi mantida a alimentação de 360 m³ por dia durante 30 dias, resultando nesta fase, um volume de 10.800 m³ despejados dentro do reator e, somando com o volume da fase anterior tem-se um total de 14.460 m³.

O longo período de alimentação do reator com apenas 10% da vazão nominal foi ocasionado pelo mau funcionamento do tratamento preliminar, mais especificamente a peneira, adiando a ampliação da vazão para 20% da vazão nominal durante este período.

Além do retardo do cronograma inicial de ampliação da vazão os problemas com o sistema de peneiras durante todo o período, também impossibilitaram a alimentação em dois dias, sendo um quando a vazão estava em 180 m³/dia e outro quando estava em 360 m³/dia. Houve também, um dia em que ocorreu um descarte de leveduras na linha que encaminha o efluente para a ETE, e este tipo de efluente é prejudicial ao processo biológico do tratamento. E dessa forma, também não houve alimentação do reator nesse dia, cuja vazão de alimentação era de 360 m³/dia.

Ajustando o volume total de efluente transferido para os reatores até o dia 13 de agosto de 2010, tem-se 13.860 m³, o que representa cerca de 3,8 vezes o volume total dos reatores.

Ainda no dia 13 de agosto de 2010, durante visita, decidiu-se por ampliar a vazão para 20% da vazão diária total. Com a nova vazão de alimentação (média de 30 m³/h) foi alterada a rotina operacional da ETE, pois iniciou-se a alimentação continua do reator, onde a vazão passou a ser controlada por ajuste de válvulas na tubulação de recalque da elevatória do tanque de equalização e medição em calha Parshall instalada na saída dos reatores UASB.

O período de ampliação gradual de vazão, caracterizado como partida do sistema biológico, ocorreu até final de setembro, adotando-se a seguinte sequência de aumento de vazão: 30% da vazão de projeto (45 m³/h) no dia 27 de agosto de 2010, 40% da vazão de projeto (60 m³/h) em 15 de setembro de 2010 e posterior aumento para 80% da vazão de projeto (120 m³/h) em 29 de setembro de 2010. A partir de outubro a vazão de alimentação teve como limitação apenas a capacidade do reator (150 m³/h), sendo apenas controlada para vazão aproximadamente constante.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. GENERALIDADES

Os resultados obtidos, bem como a discussão sobre os valores avaliados, serão apresentados neste capítulo.

Primeiramente serão apresentados os resultados médios mensais (DQO afluente e efluente, vazões, carga orgânica aplicada e eficiência), mensurados durante os 731 dias de acompanhamento da operação do sistema de tratamento. Esses resultados serão confrontados com a expectativa das características pré-definidas em projeto.

É apresentado, na sequência, as ações e condições operacionais vivenciadas pelos operadores do sistema de tratamento ao longo do período estudado.

Posteriormente é apresentado o detalhamento do início de operação do sistema de tratamento avaliando o desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção de DQO, a variação da concentração de ácidos voláteis no efluente ao sistema de tratamento, pH e o crescimento da comunidade microbiana a partir de análises de sólidos voláteis.

Na sequência é apresentado um histórico operacional detalhado de todo o período em que ocorreu o acompanhamento da operação do sistema. Este item é subdividido conforme a sazonalidade de geração das águas residuárias (safra e entressafra). Também são relatados, descritos e explicados eventuais problemas operacionais neste item.

Após a apresentação do histórico operacional detalhado, é mostrada uma comparação entre os meses correlacionados considerando o mesmo status de produção (safra e entressafra) de anos distintos, avaliando a resposta dos reatores UASB.

Em seguida é introduzida a variação dos ácidos voláteis no efluente ao sistema frente à sazonalidade da água residuária e, conseqüentemente, variação da carga orgânica afluente aos reatores UASB.

Posteriormente é apresentado o coeficiente de crescimento dos microrganismos obtido na operação dos reatores UASB e a comparação com o valor utilizado em projeto e com os valores encontrados na literatura.

A discussão, citando vantagens e dificuldades, na realização de pesquisas em reatores em escala plena é apresentada na sequência, juntamente com a avaliação relativa à geração de odores nos reatores UASB.

5.2. COMPARAÇÃO DAS CARACTERÍSTICAS DE PROJETO COM A SITUAÇÃO REAL (MEDIDA)

Na elaboração do projeto de sistema de tratamento de água residuária são definidas as vazões de tratamento, as cargas orgânicas aplicadas e a eficiência que se espera obter do sistema projetado. Entretanto as características determinadas em projeto muitas vezes não ocorrem como o planejado.

Neste capítulo serão apresentadas as divergências ocorridas entre as características definidas em projeto e as ocorridas efetivamente durante a operação do sistema de tratamento no que diz respeito à vazão de alimentação, DQO média (mensal) afluente, DQO média (mensal) efluente e eficiência em termos de remoção de DQO.

No quesito vazão de alimentação, no projeto foi definido como vazão média valor máximo de 150 m³/h, vazão para os meses de transição de safra e entressafra de 78,75 m³/h devido à intensa necessidade de manutenção e operação de equipamentos antes do início e logo após o fim da safra, e durante a entressafra vazão média de 7,5 m³/h. Os valores medidos e obtidos durante a operação não excederam a vazão máxima de projeto (150 m³/h), entretanto foram maiores durante a entressafra. A variação da vazão de projeto e a obtida durante a operação do sistema pode ser observada na Figura 5.1.

Vale ressaltar que até o mês de outubro de 2010 as vazões foram limitadas devido ao início de operação do sistema conforme explicado no item 4.8.

Figura 5.1 - Vazões médias mensais afluentes do sistema de tratamento

Com a variação de vazão afluente o tempo de detenção hidráulico (TDH) real calculado a partir das medições foi diferente do TDH teórico. Durante todo o período de operação do sistema o TDH foi superior ao máximo delimitado em projeto, 1,10 dia (26,6 horas). A Figura 5.2 ilustra a variação deste parâmetro ao longo do período de operação estudado.

Figura 5.2 - Tempo de detenção hidráulico médio no reator UASB

Com relação à DQO média (mensal) afluyente houve maiores discrepâncias em relação ao adotado pelo projeto, porém, da mesma maneira que as vazões, nenhuma foi superior à DQO média máxima esperada em projeto (6.340 mg/L). A variação deste parâmetro, segundo definição do projeto e as obtidas durante a operação, podem ser observadas na Figura 5.3.

Figura 5.3 - DQO afluente média mensal

Considerando as médias mensais de vazão e as médias mensais de DQO afluente ao sistema de tratamento pode-se verificar que a carga orgânica média aplicada por metro cúbico de reator definida em projeto e a mensurada possuem diferenças significativas, conforme pode ser observado na Figura 5.4. Desta forma, pode-se afirmar que o reator operou durante todo o período avaliado com carga orgânica aplicada abaixo do definido em projeto, ou seja, na média, o reator esteve superdimensionado.

Figura 5.4 - Carga orgânica (DQO) média mensal aplicada no reator UASB

No projeto a eficiência foi definida em função da carga orgânica afluenta ao reator, isto é, da variação de vazão e DQO afluenta. Portanto, uma vez que reatores UASB promovem grandes eficiências quando operados sob alta carga, considerou-se eficiência de 90% durante os meses de safra (DQO efluente menor que 634 mg/L), 85% durante os meses de transição safra-entressafra (DQO efluente menor que 513 mg/L) e 70% nos meses de entressafra (DQO efluente menor que 150 mg/L).

Durante a maior parcela do tempo as eficiências medidas, com base nas DQO médias mensais, foram superiores às esperadas pelo projeto. A DQO máxima efluente (634 mg/L) foi superada durante apenas 26% do tempo de operação, considerando os períodos de partida do reator (junho/2010 até outubro/2010) e no período de ocorrência de alguns problemas operacionais a serem discutidos posteriormente. A variação da DQO média efluente de projeto e a medida, bem como as eficiências obtidas estão apresentadas na Figura

5.5. Vale citar que os resultados dos meses agosto, setembro e outubro de 2011 estão relacionados com um problema operacional ocorrido que é discutido no item 5.5.2.1.

Figura 5.5 - DQO efluente média mensal e eficiência do sistema de tratamento

5.3. DESCRIÇÃO OPERACIONAL GERAL

A rotina operacional diária realizada pelos operadores do sistema de tratamento consistiu nas seguintes ações:

- Coleta de amostras conforme descrito na Tabela 4.3;
- Realização das análises físico-químicas conforme estabelecido na Tabela 4.3;

- Ajuste da dosagem hidróxido de amônio (fonte de nitrogênio) e ácido fosfórico (fonte de fósforo) no tanque de regularização, considerando os resultados das análises;
- Ajuste da dosagem de hidróxido de sódio para correção do pH da água residuária no tanque de regularização mantendo-o acima de 6,8 após bombeamento regularizado da água residuária para os reatores UASB;
- Verificação do bom funcionamento dos equipamentos (bombas, misturadores, etc.) e manutenção preventiva;
- Troca das caçambas de armazenamento de sólidos sedimentáveis e de sólidos peneirados, caso seja necessário;
- Remoção de material flotado da superfície dos reatores UASB;
- Abertura dos jatos de água instalados no separador trifásico para remoção da espuma formada;
- Monitoramento visual das características da água residuária afluenta e efluente (tratada) aos reatores UASB.

Inicialmente, durante a fase de projeto, era previsto que os operadores do sistema de tratamento realizassem descartes diários de lodo para remoção do excesso. O objetivo do descarte de excesso de lodo, previsto no projeto, era impedir que ocorresse a saída de sólidos na água residuária tratada o que reduz a eficiência dos reatores UASB em termos de remoção de DQO. Entretanto, durante a operação do sistema de tratamento, verificou-se que a qualidade da água residuária tratada mesmo com a presença de sólidos em excesso sendo expulsos dos reatores atendia a necessidade requerida pela usina de cana-de-açúcar. Ainda é importante ressaltar o fato de o reator UASB em questão possui uma zona de decantação grande o que permite a retenção eficiente de partículas discretas.

Considerando o que foi citado no parágrafo anterior e, ainda, que a realização do descarte de lodo requer cuidados de modo a evitar a remoção excessiva da massa biológica ativa e prejudicar o sistema de tratamento, foi

decidido que não seriam realizados descartes durante a operação normal do sistema.

Uma questão operacional que merece destaque é o sistema de remoção de sólidos finos. A peneira mecanizada instalada, cuja malha de abertura era de 0,5 mm, não foi capaz de remover com eficiência os bagacilhos da água residuária. Bagacilhos são partículas de tamanho reduzido oriundas do bagaço da cana-de-açúcar.

Foi observado pelos operadores que os bagacilhos que não foram removidos pelo sistema de remoção de sólidos finos (peneira) foram enviados para os reatores UASB, pois devido a sua baixa densidade também não foram removidos pela caixa de areia.

O impacto dos bagacilhos nos reatores UASB durante o período considerado neste trabalho (731 dias de operação) não foi significativo. Porém, esses sólidos que não são facilmente degradados pelo sistema de tratamento e podem funcionar como meio suporte para a massa biológica, acumulam dentro dos reatores UASB. Desta forma, no decorrer do tempo de operação o acúmulo de bagacilhos nos reatores UASB pode acarretar problemas operacionais futuros, como aumento do material flotado, entupimento de tubulações, alteração da hidrodinâmica dos reatores UASB, entre outros. Portanto esse fato mostra que o tratamento preliminar deveria ser mais eficiente na remoção destes sólidos.

5.4. INÍCIO DE OPERAÇÃO DO SISTEMA BIOLÓGICO

5.4.1. Verificação de Desempenho do Sistema durante o Início de Operação

No período de início de operação do sistema era esperado que houvesse baixa eficiência em termos de remoção de carga orgânica e foi o que ocorreu. Nos primeiros 27 dias de operação, a DQO média afluente foi de 3.143 mg/L enquanto a DQO média efluente no mesmo período foi de 1.500

mg/L, cerca de 52%. Esta eficiência está relacionada principalmente com o consumo de matéria orgânica da fase acetogênica, semelhante ao obtido por Liu *et al* (2012) em seu trabalho.

Os grupos microbianos responsáveis pela etapa acidogênica da digestão anaeróbia possuem crescimento acelerado quando comparados com os microrganismos responsáveis pela conversão dos ácidos voláteis para metano da fase metanogênica. Além disso, as arqueas metanogênicas não crescem em ambientes ácidos.

Considerando que o objetivo da partida do sistema é permitir o crescimento mínimo necessário da comunidade microbiológica no interior do reator para assimilação de cargas maiores e consequentemente permitir a realização da digestão anaeróbia completa, a remoção de carga orgânica não foi o principal foco da etapa e, sim o controle do pH no afluente ao sistema e monitoramento indireto do crescimento de arqueas metanogênicas por meio de análises de ácidos voláteis. Para monitoramento direto das archeas metanogênica deveria ser feita a avaliação da atividade metanogênica específica, porém, devido ao porte dos reatores em questão esse tipo informação é complicado de se obter.

Como pode ser verificado na Figura 5.6, a partir do dia 13/09/2010 a concentração de ácidos voláteis diminuiu. Isto pode indicar a ocorrência do equilíbrio entre as fases acidogênica e metanogênica o que é corroborado pela melhor eficiência em termos de remoção de DQO proporcionada pelo reator a partir da mesma data.

Figura 5.6 – Relação – ácidos voláteis efluente e DQO efluente

Outro fator que elucida o equilíbrio biológico da digestão anaeróbia no reator entre as fases acidogênica/acetogênica e metanogênica é a manutenção da neutralidade do pH no efluente do reator e no valor acima de 6,7. Isto significa que a fase acidogênica não foi predominante, permitindo a atividade e o crescimento dos microrganismos da fase metanogênica. Os dados referentes ao pH do efluente podem ser visualizados na Figura 5.7.

Figura 5.7 - pH no efluente do reator UASB durante o início de operação do sistema

A Figura 5.8 apresenta as análises de DQO do afluente e efluente ao reator e são de 09/07 até 30/11 de 2010.

Figura 5.8 - Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção de DQO - jul/2010 a nov/2010

5.4.2. Verificação e Avaliação da Variação de Sólidos no Início de Operação

Outra fonte de dados importantes para verificar o desempenho do reator é a informação de quanto e como estão crescendo os microrganismos dentro do reator. Isso pode ser feito a partir da análise da série de sólidos, pois o tamanho da comunidade microbológica do reator está relacionado com a concentração dos sólidos voláteis. A Figura 5.9 ilustra a série de sólidos em diferentes amostras de lodo retirados do reator UASB.

Figura 5.9 - Concentração de sólidos do lodo durante início de operação do sistema

Os resultados da análise do dia 19/06/2010 são referentes ao lodo antes do início da alimentação, ou seja, o lodo que foi utilizado na inoculação, e os demais resultados correspondem à evolução da concentração de sólidos no lodo no reator.

Ao observar os dados da Figura 5.9 pode-se perceber que o lodo se comportou conforme o esperado. A princípio a concentração de sólidos voláteis

era em torno de 14.000 mg/L muito maior que na segunda análise (14/07/2010) o que pode ser facilmente esclarecido. Ao iniciar a alimentação do reator a comunidade de microrganismos que melhor assimilou a água residuária industrial permaneceu ativa dentro dos reatores enquanto o restante da massa biológica (lodo) foi arrastada no efluente dos reatores.

O arraste do lodo que não assimilou a água residuária industrial foi observado durante a operação pela coloração escura do efluente tratado durante o início da operação. Entretanto, alguns dias após a alimentação constante do sistema, o efluente já não apresentou o aspecto escurecido. O clareamento do efluente tratado pode significar que, a princípio, a comunidade já tenha passado pelo processo de seleção natural e também que essa comunidade selecionada está crescendo. O crescimento da comunidade microbiológica pode ser observado nas amostras de lodo subsequentes, que apresentam aumento da concentração de sólidos voláteis. Outro ponto importante a ser observado é a relação entre sólidos voláteis e fixos. Os sólidos fixos são considerados sólidos inertes. A proporção entre sólidos voláteis e fixos é superior a 50% durante todo o período, com exceção apenas das análises realizadas no dia 9 de agosto, cuja relação ficou acima de 45%.

5.5. HISTÓRICO OPERACIONAL DETALHADO

5.5.1. Entressafra - Novembro de 2010 a Abril de 2011

O volume e a carga orgânica do despejo gerado durante o primeiro período de entressafra, iniciada em 17 de novembro de 2010, é significativamente menor que durante a safra. A vazão de alimentação dos reatores até o início da entressafra foi mensurada em cerca de 85 m³/h, e, posteriormente, conforme esperado, o volume de alimentação do sistema biológico foi reduzido na entressafra, para média de 20 m³/h. O volume de alimentação na entressafra compreende: sanitários e refeições para cerca de 420 funcionários e operações de manutenção e limpeza de equipamentos no interior da usina.

Durante a entressafra os reatores UASB apresentaram comportamento favorável e eficiente em termos de remoção de carga orgânica, conforme previsto pelo projeto, ou seja, eficiência mínima de 85% considerando a DQO afluente de projeto (6.340 mg/L). Nas figuras foi inserido limite máximo de 700 mg/L que foi atendido durante a entressafra, com DQO média no efluente dos reatores UASB inferior a 200 mg/L. Os resultados apresentados na Figura 5.10 comprovam o desempenho do reator.

Na Figura 5.10 também pode ser observado o decréscimo da DQO afluente ao sistema de tratamento principalmente a partir do final do mês de novembro, com DQO afluente média menor que 700 mg/L, sendo que neste período a eficiência durante maior parte do tempo ficou acima da 70% resultando em DQO efluente em torno de 200 mg/L

Nos meses de fevereiro e março de 2011, que estão contemplados pela entressafra, não houve alimentação alguma no sistema de tratamento. Este período foi utilizado para realização de reparos no sistema de coleta de gases. O sistema apresentou vazamentos, principalmente nas conexões entre as calhas separadoras de fases e a tubulação de coleta. Os detalhes construtivos da fase gasosa de reatores UASB são complexos e, na maior parte dos casos, só é possível observar vazamentos após o início de operação do sistema de tratamento, pois é quando ocorre a formação do biogás.

Figura 5.10–Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção de DQO - nov/2010 a fev/2011

5.5.1.1. VERIFICAÇÃO E AVALIAÇÃO DA VARIAÇÃO DE SÓLIDOS NO PERÍODO DE ENTRESSAFRA (2010/2011)

A carga orgânica média afluyente ao reator no início da entressafra (meio de novembro ao fim de janeiro) foi de 220 kgDQO/dia (20 m³/h e DQO média de 460 mg/L) apenas 1% da carga orgânica máxima de projeto (22.824kgDQO/dia). A expectativa, neste cenário, é de que, devido a falta de substrato, a concentração de microrganismos no reator (concentração de sólidos voláteis) decaísse ao longo do tempo pela ocorrência de endogenia.

Entretanto, as análises de sólidos realizadas em amostras de lodo dos quatro reatores mostram que a concentração de sólidos voláteis não apresentou variação significativa durante a operação do sistema no período de entressafra e, também, que a relação entre sólidos voláteis e fixos se manteve acima de 50%.

Em comparação com as análises de lodo realizadas durante o início de operação do sistema e durante curto período de operação durante a safra, ocorreu um aumento na concentração de sólidos voláteis nos reatores.

As análises de sólidos do dia 25/11/2010 (ver Figura 5.9) indicaram concentração de sólidos totais voláteis (STV) de aproximadamente de 25.000 mg/L. Com exceção do reator 2, no qual as concentrações de STV permaneceram por volta de 25.000 mg/L, a concentração destes sólidos aumentou em média 20%, alcançando valores superiores a 30.000 mg/L no período da entressafra.

Conforme já citado, era esperado neste período, que a concentração de sólidos totais voláteis fosse menor na entressafra que na safra devido à alimentação do reator com cargas orgânicas menores.

Desta forma, o aumento da quantidade de STV, isto é, de microrganismos ativos nos reatores, pode ser explicado pelo decréscimo significativo da velocidade ascensional do líquido no reator, permitindo o acúmulo de sólidos sedimentáveis de proporções menores e,

consequentemente aumentando a concentração de sólidos no reator. A velocidade ascensional média durante o final da safra, em novembro, foi de 0,111 m/h. Durante os meses de dezembro de 2010 e janeiro de 2011 a velocidade ascensional média foi reduzida para 0,026 m/h cerca de 76% menor.

Iza et al. (1990) realizaram um trabalho em uma fábrica de açúcar a partir de bata doce, que também possui sazonalidade, no qual compararam o desempenho de um reator UASB em relação do de um reator de leito fluidificado. Neste trabalho relataram que nos períodos de entressafra a sedimentabilidade da biomassa no reator UASB aumentou da mesma forma que foi observado no reator desta pesquisa.

A variação dos sólidos ao longo do tempo em cada reator, desde o dia 16/12/2010 ao dia 27/01/2011, pode ser observada nas Figuras 5.11, 5.12, 5.13 e 5.14.

Figura 5.11 - Variação de sólidos do lodo no reator 1 – dez/2010 a jan/2011

Figura 5.12 - Variação de sólidos do lodo no reator 2 – dez/2010 a jan/2011

Figura 5.13 - Variação de sólidos do lodo no reator 3 – dez/2010 a jan/2011

Figura 5.14 - Variação de sólidos do lodo no reator 4 – dez/2010 a jan/2011

5.5.2. Safra – Abril de 2011 a Novembro de 2011

O reinício de alimentação do reator com maior carga orgânica foi na safra iniciada em abril de 2011 e finalizada em novembro do mesmo ano.

A vazão média de alimentação do período de 22/04/2011 (início da safra) a 10/05/2011 (fim da safra) foi de 93 m³/h e a DQO média foi de 2.758 mg/L. O choque de carga orgânica inicial resultou em menor eficiência em termos de remoção de DQO.

Primeiramente, deve-se notar que a relação entre a quantidade de microrganismos e matéria orgânica afluenta aos reatores não deve ser considerada a causa da ineficiência dos reatores, uma vez que a concentração de sólidos voláteis nos quatro reatores no período era cerca de 30.000 mg/L, concentração acima da obtida em 25/11 de 2010 (24.420 mg/L) quando apresentava altas eficiências com vazão média de alimentação de 120 m³/h e DQO média de 2.500 mg/L.

A ocorrência da queda na eficiência do sistema de tratamento e o tempo de 15 dias para recuperação do sistema estão em consonância com o obtido por Rao et al.⁴ (1997 apud VADLANI; RAMACHANDRAN, 2008) em seus estudos.

Entretanto, no referido estudo, que teve a recuperação da atividade biológica em 10 dias, não houve nenhuma alimentação do sistema durante o período de um mês. Neste trabalho, verificou-se que com a alimentação durante quatro meses (entressafra) com aproximadamente 1% da carga orgânica afluyente do período de safra se obteve resultados semelhantes. Desta forma, pode-se afirmar que o tempo de resposta da comunidade microbológica foi semelhante em ambos os casos.

No período de 10 de maio de 2011 a 20 de maio 2011 a vazão média afluyente aos reatores foi elevada para 127 m³/h com DQO média de 4.830 mg/L. No período de 20 de maio a 31 de maio a vazão média afluyente foi levemente reduzida para 120 m³/h e a DQO média afluyente situou-se em 4.057 mg/L.

A eficiência do sistema biológico estudado no período de 22/04/2011 a 31/05/2011 pode ser observada na Figura 5.15.

⁴RAO, A.G. et al. Studies of anaerobic treatment of synthetic waste in a UASB reactor. **Indian Journal of Environmental Protection**, v.17, n.5, p. 349–354, 1997.

Figura 5.15 - Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção e DQO - abr/2011 a mai/2011

5.5.2.1. PROBLEMAS OPERACIONAIS

Por volta de 25 de agosto de 2011 houve uma queda brusca na eficiência do reator 1, o que também foi observado no reator 4 alguns dias depois. Os reatores 2 e 3 que, também apresentaram queda de eficiência, se recuperaram de forma mais rápida.

Conforme os dados obtidos, o sistema de tratamento estava funcionando adequadamente, até que, em 25 de agosto de 2011 o reator 1 passou a apresentar queda de eficiência, além de geração de maus odores segundo os operadores do sistema.

Nos dias subsequentes, todos os outros três reatores apresentaram queda de eficiência. Na Tabela 5.1 está apresentada a evolução da DQO efluente de amostras coletadas na saída dos reatores individualmente.

Tabela 5.1 - DQO no efluente dos reatores UASB - set/2011

Dia	Reator 1	Reator 2	Reator 3	Reator 4
8 de setembro de 2011	5.138	241	1,812	610
9 de setembro de 2011	4.891	272	1,504	518
12 de setembro de 2011	1.719	5.292	4.553	3.906
13 de setembro de 2011	3.721	1.288	1.565	764
14 de setembro de 2011	3.629	1.442	364	549
15 de setembro de 2011	2.982	87	241	87
17 de setembro de 2011	1.873	1.165	179	610
19 de setembro de 2011	4.245	3.830	857	1.196

No dia 1º de outubro de 2011 foi realizada uma visita no local do tratamento e foi constatado que o efluente dos reatores 1 e 3 estava acinzentado e exalava maus odores, o pH estava relativamente baixo (6,2).

O reator 4, por sua vez, apresentou substancial queda de eficiência, não tendo apresentado quaisquer melhoras durante vários dias.

Em 1º de outubro de 2011, durante a visita realizada, parte do lodo de cada um dos reatores foi encaminhada para o tanque de regularização e recirculada para os quatro reatores. A adoção da recirculação de lodo teve como objetivo a homogeneização do lodo nos reatores e o aumento do contato microrganismo-substrato. Técnica semelhante era utilizada em reatores tratando efluente da produção de açúcar de batata doce para repartida do sistema após a entressafra (IZA, 1990).

Após esse procedimento, o reator 1 apresentou melhora em termos de eficiência de tratamento, embora de forma ainda muito lenta. Os reatores 2 e 3 se recuperaram rapidamente. O reator 4, entretanto, continuou a apresentar queda de qualidade, mesmo depois de se ter procedido a recirculação do lodo.

No dia 13 de outubro de 2011, em nova visita ao sistema de tratamento, constatou-se que o reator 4 apresentava os mesmos problemas observados no reator 1 em 1º de outubro, isto é, efluente final acinzentado e geração de maus odores.

Nesse mesmo dia foi feito descarte de aproximadamente 20 m³ de lodo de cada um dos reatores, totalizando descarte de cerca de 80 m³. Após descarte, parte do lodo de cada um dos quatro reatores foi novamente encaminhado para o tanque de regularização, sendo novamente redistribuído de forma equânime entre os reatores.

Esse procedimento resultou na melhora do funcionamento de todos os reatores, devendo-se destacar que isso ocorreu de forma mais rápida nos reatores 2 e 3 que já apresentavam melhores condições de funcionamento.

Para melhor compreender a razão pela qual se optou por esse procedimento (descarte e recirculação de lodo), é preciso conhecer as causas que levaram à queda de eficiência nos reatores.

Em contato com os operadores do sistema de tratamento, foi constatado que no final de semana que antecedeu ao início do colapso dos reatores, isto é, dia 20/08/2011, foi feita lavagem de caminhões que continham residual de herbicidas e pesticidas, substâncias tóxicas ao sistema biológico. O volume

dessas substâncias enviadas ao reator é desconhecido, porém admite-se que seja pequeno e bastante diluído em água, pois se trata do residual de lavagem dos equipamentos. Suspeita-se que isso causou a morte de parte dos microrganismos no reator. Essa hipótese foi levantada devido, especialmente, à queda brusca na eficiência do sistema. Ou seja, o tratamento estava operando de forma satisfatória e apresentou queda de eficiência repentinamente (conforme Figura 5.16). Se o problema fosse o processo biológico dos reatores, a expectativa seria a queda gradual na eficiência.

A morte de uma parcela dos microrganismos representou aumento de carga orgânica no reator. Isso ocorreu porque a parcela de microrganismo afetada pela carga de herbicidas e pesticidas, se tornou substrato para o restante do lodo, provocando o início do colapso dos reatores. O próprio intervalo de tempo decorrido entre a entrada das substâncias indesejadas e o início do colapso do reator 1, depois o 4, corrobora essa hipótese.

Conforme já apresentado no item 3.4, a digestão anaeróbia é realizada, basicamente, em quatro fases: (i) hidrólise; (ii) acidogênese, (iii) acetogênese e (iv) metanogênese. Na fase (i) ocorre uma conversão parcial da matéria orgânica complexa em substâncias menos complexas. Essas substâncias menos complexas são utilizadas como substrato na fase de acidogênese e acetogênese, sendo transformadas em ácidos voláteis que, por sua vez, são utilizados na fase de metanogênese, quando esses mesmos ácidos são convertidos a metano. A garantia do bom rendimento do reator está profundamente vinculada ao equilíbrio entre as quatro fases que ocorrem em velocidades diferentes.

O aumento da carga orgânica, entretanto, levou à predominância da fase de acidogênese, ou seja, ocorreu formação de ácidos voláteis em uma quantidade superior à que as arqueas metanogênicas conseguiam converter a metano o que levou, portanto, ao acúmulo de ácidos voláteis no reator. Esse acúmulo, por sua vez, provocou queda do pH no reator, o que prejudicou ainda mais os microrganismos da fase metanogênica, visto que esse grupo

microbiano só sobrevive em ambientes cujo pH seja superior a 6,8. Vale ressaltar que, a queda de pH foi notada pelos operadores do sistema, que, inclusive, passaram a dosar hidróxido de sódio diretamente nos reatores 1 e 4.

Em síntese, o aumento da carga orgânica levou a um acúmulo de ácidos voláteis, que provocou queda do pH no reator que, por sua vez, inviabilizou a fase metanogênica, comprometendo o funcionamento adequado do sistema.

É forçoso pontuar que os ácidos voláteis produzidos durante a acidogênese são também moléculas orgânicas que não estão completamente oxidadas. Eastman e Ferguson⁵ (1987 apud INCE, 1998) confirmam esta hipótese ao desenvolverem uma forma de converter os cinco principais ácidos voláteis formados na digestão anaeróbia em valores de equivalência em DQO.

Sendo assim, pode-se afirmar que os ácidos orgânicos são contabilizados na análise de DQO, o que pode ser ratificado observando-se a Tabela 5.2, que apresenta a DQO e a concentração de ácidos voláteis de cada um dos reatores, para amostras do dia 13 de outubro.

Tabela 5.2 - DQO e concentração de ácidos voláteis por reator efluentes aos reatores, amostras de 13 de outubro de 2011

Identificação Reator	DQO efluente (mg/L)	Ácidos Voláteis (mg/L)
Reator 1	1.172	326
Reator 2	239	20
Reator 3	137	20
Reator 4	2.422	528

Nota-se, na Tabela 5.2, que os reatores 1 e 4, que apresentaram colapso, são os que apresentam as maiores de DQO e maiores concentrações de ácidos voláteis indicando também o desequilíbrio entre as diferentes fases da digestão anaeróbia.

⁵EASTMAN, J.A., FERGUSON, J.F. Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. **Journal (Water Pollution Control Federation)**, v.53, p.352-366, 1981.

Assim, a hipótese de que a entrada de herbicida e pesticida nos reatores tenha provocado a morte de parte dos microrganismos do lodo anaeróbio e que a parcela inativa do lodo tenha causado aumento da carga orgânica nos reatores, o que, por sua vez, foi responsável pela predominância da etapa de acidogênese na digestão anaeróbia é razoável.

O descarte de lodo procedido no dia 13 de outubro de 2011 visou o descarte de parte do lodo inativo, ainda que seja necessário pontuar que, provavelmente, uma parcela de lodo ativo também tenha sido descartada.

A subsequente recirculação de lodo foi feita para que o lodo dos reatores 2 e 3, cuja proporção entre bactérias acidogênicas e metanogênicas estava mais equilibrada (dado o bom funcionamento desses reatores neste período), fosse redistribuído entre os reatores 1 e 4. Esperava-se, assim, que o lodo ativo auxiliasse na recuperação dos reatores em colapso.

Convém ressaltar que, nesse mesmo dia 13 de outubro, o lodo foi recirculado com o dobro da vazão de entrada de despejo no reator. Isso foi realizado de forma a permitir a expansão da manta de lodo dos reatores, e consequente expulsão do lodo inativo e melhor contato entre o lodo ativo e a água residuária.

É esperado que os resultados das análises nos dias imediatamente subsequentes à recirculação do lodo não apresentem recuperação imediata do sistema, porém poucos dias depois houve melhora significativa. Isso pode ser observado na Figura 5.16.

Observa-se, também na Figura 5.16, que o sistema apresentava bom funcionamento até meados de agosto de 2011, período do início do colapso do reator 1. É visível, por essa figura, que o sistema apresentou queda abrupta de eficiência, confirmando toda discussão apresentada.

Da mesma forma, a recuperação do sistema começou a ocorrer após ter-se procedido ao descarte e a recirculação do lodo no dia 13 de outubro de 2011.

Figura 5.16 - Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção e DQO - jun/2011 a nov/2011

5.5.2.2. VERIFICAÇÃO E AVALIAÇÃO DA VARIAÇÃO DE SÓLIDOS NO PERÍODO DE SAFRA 2011

Em comparação com os resultados de sólidos obtidos em janeiro de 2011 houve uma queda significativa na concentração dos sólidos no início da safra de 2011. Foi notado visualmente a expulsão de parte dos sólidos do interior do reator para o efluente.

Este fenômeno teve como principal causa o aumento brusco na velocidade ascensional do líquido dentro do reator. A vazão média mensal de alimentação do sistema passou de 20 m³/h em dezembro de 2010 e janeiro de 2011, foi nula nos meses de fevereiro e março devido à manutenção das tubulações de gases, e aumentou para 30 m³/h em abril e 120 m³/h em maio. O processo de arraste de sólidos, visível pelos operadores, teve duração de cerca de 7 dias.

A dinâmica de variação de sólidos no interior dos quatro reatores foi semelhante. A concentração de sólidos voláteis totais, desde maio, quando houve maior perda de sólidos por arraste, até junho, se estabilizou próximo a 25.000 mg/L valor levemente superior ao observado no final do período de partida do reator em setembro de 2010.

Vale pontuar que neste período a proporção de sólidos voláteis totais em relação aos fixos totais foi levemente superior ao ocorrido nos períodos anteriores (partida do sistema na safra de 2010 e entressafra 2010/2011) situando-se em média acima de 58%.

O problema operacional já discutido e ocorrido a partir do dia 25/8/2011 também teve impacto no lodo dos reatores. Nas quatro unidades pôde-se observar que houve diminuição na concentração de sólidos em todos os reatores na análise do dia 6/10/2011, o que está também relacionado ao descarte e manipulação de lodo realizado durante o episódio. Porém, após a recuperação do sistema em meados de outubro, a concentração de sólidos voláteis retornou à concentração de cerca de 25.000 mg/L em todos os reatores. A variação de sólidos em cada um dos reatores pode ser observada nas Figuras 5.17, 5.18, 5.19 e 5.20.

Figura 5.17 - Variação de sólidos do lodo no reator 1 – mai/2011 a out/2011

Figura 5.18 - Variação de sólidos do lodo no reator 2 – mai/2011 a out/2011

Figura 5.19 - Variação de sólidos do lodo no reator 3 – mai/2011 a out/2011

Figura 5.20 - Variação de sólidos do lodo no reator 4 – mai/2011 a out/2011

5.5.3. Entressafra – Novembro de 2011 a Abril de 2012

A entressafra de 2011/2012 iniciou em meados de novembro 2011 e findou no terço final do mês de abril de 2012. Houve pequeno atraso para o retorno a safra neste período devido à ocorrência de chuvas.

No mês de novembro a vazão de alimentação média do sistema de tratamento foi mensurada em cerca de 80 m³/h, próxima da prevista no projeto do sistema (78,75 m³/h) e a DQO afluente aos reatores UASB ficou em torno de 2.785 mg/L. A DQO efluente prevista em projeto era menor que 513 mg/L o que foi alcançado durante o mês de novembro que teve DQO efluente média de 445 mg/L.

As vazões médias de alimentação do sistema de tratamento mensuradas nos meses de dezembro, janeiro, fevereiro, março e abril assim como a DQO afluente média e a DQO efluente média podem ser observados na Tabela 5.3.

Tabela 5.3 - Vazão, DQO afluente e DQO efluente (médias mensais) - entressafra 2011/2012

Mês	Vazão Média (m³/h)	DQO afluente (mg/L)	DQO efluente (mg/L)
Dezembro de 2011	33	808	165
Janeiro de 2012	25	440	75
Fevereiro de 2012	15	600	104
Março de 2012	22	510	110
Abril de 2012	66	1450	268

Com exceção do mês de dezembro, na qual a DQO no efluente foi levemente superior ao previsto no período de entressafra pelo projeto (DQO menor que 150 mg/L), a eficiência de remoção de DQO atendeu ao esperado.

A previsão do retorno da safra foi em meados do mês de abril. Por este motivo a previsão de DQO efluente de projeto neste mês foi realizada considerando valores médios de DQO e vazão. A expectativa de DQO efluente neste mês pelo projeto era de 513 mg/L, alcançada pelo sistema, como pode ser observado na Tabela 5.3. Porém a vazão de alimentação e a DQO afluente foram menores que a expectativa de projeto, principalmente devido ao atraso do retorno da safra, conforme previamente citado.

A Figura 5.21 representa os resultados obtidos nas análises realizadas pelos operadores do sistema de tratamento.

5.5.3.1. VERIFICAÇÃO E AVALIAÇÃO DA VARIAÇÃO DE SÓLIDOS NO PERÍODO DE ENTRESSAFRA (2011/2012)

As análises de sólidos deste período não foram realizadas. Durante estes meses houve a combinação de férias de alguns operadores e o acúmulo de trabalho devido necessidade de realização de outras atividades da usina. Desta maneira as análises de todos os parâmetros tiveram a frequência de realização reduzida e em alguns casos, como o de sólidos não foram realizadas.

Figura 5.21 - Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção de DQO - nov/2011 a abr/2012

5.5.4. Safra – Abril de 2012 a Junho de 2012

A safra de 2012 foi iniciada no terço final de abril de 2012 e finalizada em novembro, entretanto o presente trabalho apresentará os dados de operação do sistema de tratamento até o mês de junho.

O mês de maio de 2012 teve como vazão média de alimentação 90 m³/h e DQO média afluyente de 4.880 mg/L. Nesse mês, assim como no início da safra anterior, houve diminuição na eficiência em termos de remoção de DQO durante os primeiros 15 dias de operação, o que resultou média da DQO efluente neste período de 957 mg/L. A partir do dia 14 de maio até o fim do mês a DQO efluente média resultou em 444 mg/L. A DQO efluente média do mês, devido a diferença entre os primeiros 15 dias e dos últimos 15, resultou em 700 mg/L, apenas pouco acima da DQO efluente prevista no projeto, 634 mg/L.

A DQO média afluyente no mês de junho (3.662 mg/L) foi pouco inferior à observada no mês maio e a DQO média efluente deste mês foi cerca de 270 mg/L.

Na Figura 5.22 estão apresentados os resultados obtidos nas análises realizadas pelos operadores do sistema de tratamento.

Figura 5.22 - Desempenho do sistema de tratamento em termos de remoção de DQO - mai/2012 a jun/2012

5.5.4.1. VERIFICAÇÃO E AVALIAÇÃO DA VARIAÇÃO DE SÓLIDOS NO PERÍODO DE SAFRA 2012

A concentração de sólidos totais voláteis (STV) nos meses de maio e junho de 2012 ou, durante a terceira safra (considerando que a primeira safra foi durante o início de operação, 2010), foi superior ao mesmo período do ano anterior. A concentração média de STV durante os mesmos meses de 2011 foi de 21.850 mg/L enquanto nos mesmos meses de 2012 a média foi de 28.830 mg/L, ou seja, ocorreu aumento de cerca de 30% na concentração de sólidos voláteis.

Entretanto os resultados obtidos neste período ainda são inferiores ao obtido na entressafra de 2010/2011, o que reforça a hipótese relativa da influência da velocidade ascensional na manutenção de sólidos nos reatores UASB.

Como as vazões médias mensais dos meses de maio e junho de 2011 (120 m³/h e 90 m³/h, respectivamente) e de 2012 (90 m³/h e 120 m³/h) são muito semelhantes, a permanência de maiores quantidades de sólidos no interior dos reatores se deve à presença de um lodo anaeróbio mais denso, com propensão à granulação. Vale ressaltar também, que a proporção de sólidos voláteis em relação aos fixos, ou seja, a fração de lodo biológico ativo em relação ao acúmulo de sólidos inertes foi a maior durante todo o tempo de operação do sistema, atingindo valores próximos a 60%.

A dinâmica da variação dos sólidos no interior dos reatores ocorreu de maneira diferente entre as quatro unidades. Os reatores 1 e 4 apresentaram concentração de sólidos nos meses de maio e junho de 30.000 mg/L de sólidos totais voláteis sem grandes variações. Esses reatores também apresentaram pequena variação na concentração de sólidos fixos e, conseqüentemente, de sólidos totais, como pode ser observados nas Figuras 5.23 e 5.26.

O reator 2 (ver Figura 5.24) apresentou pequena diminuição na concentração de sólidos totais voláteis na análise do dia 29/06 (cerca de 22.500 mg/L), enquanto as análises dos outros dias se mantiveram próximas de 30.000 mg/L de sólidos

voláteis. Os sólidos fixos e totais apresentaram variação semelhante aos sólidos voláteis.

No reator 3, houve declínio na concentração de sólidos voláteis nas análises dos dias 17 e 27 de maio e dia 15 de junho. Curiosamente a concentração de sólidos totais apresentou pouca alteração no mesmo período o que implica em um aumento de sólidos inertes no interior do reator. Após o dia 15/06/2012 houve um crescimento considerável no aporte de sólidos no reator ampliando a concentração de sólidos voláteis e a razão voláteis/fixo também aumentou. As variações de sólidos do reator 3 podem ser observadas na Figura 5.25.

Figura 5.23 - Variação de sólidos do lodo no reator 1 – mai/2012 a jun/2012

Figura 5.24 - Variação de sólidos do lodo no reator 2 – mai/2012 a jun/2012

Figura 5.25 - Variação de sólidos do lodo no reator 3 – mai/2012 a jun/2012

Figura 5.26 - Variação de sólidos do lodo no reator 4 – mai/2012 a jun/2012

5.6. COMPARAÇÃO SAFRA E ENTRESSAFRA - RESUMO

Uma maneira de se avaliar a consistência, confiança e, conseqüentemente, garantir a eficiência de um sistema de tratamento instalado em indústrias onde ocorre sazonalidade de produção e, por conseguinte, da água residuária, é avaliar a resposta do sistema de tratamento para condições semelhantes de produção. No caso de usinas de cana-de-açúcar, em períodos de safra e entressafra.

Para a avaliação e comparação da resposta do sistema de tratamento foram selecionados os períodos em que os reatores UASB estavam funcionando sem limitação de vazão, ou seja, excluiu-se o período de início de operação do sistema de tratamento ocorrido em 2010. Foram confrontados os resultados obtidos nas safras de 2011 e 2012 e das entressafras de 2010/2011 e 2011/2012.

Outra consideração feita foi em relação aos meses selecionados para avaliação e comparação. Foi definido que os reatores UASB estivessem em regime estacionário para esta checagem. O início e final das safras de 2011 e de 2012 ocorreram nos meses de abril e novembro, respectivamente. Portanto, foram

selecionados os meses de maio e junho para comparação entre as safras e dezembro e janeiro para os períodos de entressafra.

A Tabela 5.4 apresenta as médias mensais de vazão, DQO afluente, DQO efluente e a eficiência em termos de remoção de DQO.

Tabela 5.4 - Comparação entre as safras de 2011 e 2012 e entressafras de 2010/2011 e 2011/2012

Status	Ano	Mês	Vazão Média (m³/h)	DQO afluente média (mg/L)	DQO efluente média (mg/L)	Carga Orgânica Removida (kgDQO/dia)	Eficiência (%)
Saфра	2011	Maio	120	4.023	485	10.189	88
		Junho	90	3.441	150	7.109	96
	2012	Maio	90	4.881	731	8.964	85
		Junho	110	3.662	270	8.955	93
Entressafra	2010/2011	Dezembro	20	390	77	150	80
		Janeiro	20	536	85	216	84
	2011/2012	Dezembro	33	808	165	509	80
		Janeiro	25	440	75	219	83

A vazão média mensal de maio de 2011 foi cerca de 30% superior ao mês maio de 2012, porém a DQO afluente média foi menor em 2011. Entretanto a carga orgânica afluente do mês maio de 2011 é apenas aproximadamente 17% menor que do maio de 2012. Ao se observar na Tabela 5.4, a carga orgânica removida pelos reatores UASB nestes meses, pode-se notar que a diferença é menor que 15%.

Nos meses de junho de 2011 e de 2012 a diferença entre as vazões médias se inverte em relação aos meses de maio, ou seja, é o mês de junho de 2012 que possui a vazão média superior em 20%. Além disso, a DQO afluente também é pouco superior. Desta forma, a relação entre as cargas orgânicas afluentes é mais significativa, cerca de 30%.

Pode-se verificar que a carga orgânica removida pelo sistema de tratamento no mês de junho de 2012 aumentou 25% em relação a junho de 2011. Ou seja, teve aumento semelhante ao incremento da carga recebida pelo sistema de tratamento.

Ao observar os meses relativos à entressafra, isto é, dezembro e janeiro, pode-se observar na Tabela 5.4 que durante os meses de janeiro de ambos os anos, 2011 e 2012, tanto a carga orgânica afluente (vazão e DQO) como o comportamento dos reatores UASB (carga orgânica removida e eficiência) foi praticamente o mesmo. Já nos meses de dezembro de 2011 e dezembro de 2012 houve diferença significativa de vazão e DQO afluente, porém a eficiência do sistema de tratamento foi a mesma, 80%.

Tanto nos períodos de safra quanto nos períodos de entressafra, pode-se observar que as eficiências do sistema de tratamento em termos de remoção de DQO foram muito semelhantes. Ao avaliar a quantidade de carga orgânica removida pelos reatores UASB pode-se verificar valores muito próximos entre os meses correlacionados. A exceção desse fato são os meses de dezembro, porém apesar das diferenças significativas das quantidades removidas o percentual de remoção foi o mesmo.

Outro aspecto de grande importância para avaliar a confiabilidade do sistema de tratamento é o tempo de resposta dos reatores UASB no início das safras, isto é, quando se reinicia a alimentação do sistema de tratamento com vazões e DQO elevadas. Em ambas as safras o tempo de resposta, ou o tempo decorrido para voltar a atingir eficiência de remoção de DQO acima de 80% foi o mesmo, cerca de 15 dias. Entretanto, vale ressaltar que o impacto da transição entressafra/safra em 2011 foi menor que 2012. Este fato pode ser explicado pela diferença de intensidade do choque de carga. Nas análises de DQO dos primeiros dias de safra de 2011 foram observados resultados na ordem de 4.000 mg/L de DQO, já nos primeiros dias da safra de 2012 os valores de DQO obtidos foram na faixa de 7.000 a 8.000 mg/L de DQO.

5.7. VERIFICAÇÃO DO COEFICIENTE DE CRESCIMENTO DO LODO (PARÂMETRO DE PROJETO)

O coeficiente de crescimento do lodo é um parâmetro de projeto que define a quantidade de lodo em excesso que será gerado no sistema de tratamento. Uma das vantagens de sistemas de tratamento anaeróbios em relação aos aeróbios é, justamente, a menor produção de lodo.

Para a comparação dos resultados calculados e verificação do coeficiente de crescimento de lodo calculado foram retirados parâmetros de livros que são utilizados como base para elaboração de projeto e o valor utilizado pelo autor do projeto do sistema de tratamento, a ESA Engenharia. Os valores citados pelos autores selecionados podem ser observados na Tabela 5.5.

Tabela 5.5 - Coeficiente de crescimento de lodo anaeróbio

Referência Bibliográfica	Y _{obs}	
	Valor	Unidade
METCALF & EDDY (2002)	0,05 – 0,10	kgSSV/kgDQO removida
JORDÃO e PACHECO (2005)	0,15 – 0,20	kgSST/kgDQO aplicada
PROSAB – CAMPOS (1999)	0,18	kgSSV/kgDQO removida
ESA (2008)	0,10	kgSST/kgDBO removida

Como se pode observar, as unidades do coeficiente de crescimento de lodo apresentadas pelos autores são diferentes. Portanto para realizar a avaliação do coeficiente de crescimento de lodo dos reatores UASB estudados e confrontar com os valores da Tabela 5.5 foram calculados os coeficientes nas seguintes unidades: kgSSV/kgDQO removida, kgSST/kgDQO aplicada e kgSST/kgDBO removida.

Vale ressaltar, que conforme já citado, não foram realizados descartes diários de lodo, além disso, considerou-se que os sólidos voláteis presentes na água residuária afluenta aos reatores UASB é matéria orgânica e, portanto, foi hidrolisada e consumida pelo sistema de tratamento, sendo assim, os sólidos afluentes não foram considerados nos cálculos.

Nas análises de sólidos realizadas pelos operadores do sistema de tratamento foram obtidos os resultados para sólidos totais voláteis, sólidos totais fixos e sólidos totais. Não foram discriminados os sólidos suspensos dos dissolvidos. Para estimativa da concentração de sólidos no lodo do interior dos reatores UASB, onde a parcela de sólidos dissolvidos é menor que 5%, pôde ser considerado o valor de sólidos totais, sólidos totais fixos e sólidos totais voláteis. Entretanto, como a porção superior dos reatores UASB tem a finalidade de funcionar como um decantador, grande parte dos sólidos suspensos são retidos dentro dos reatores

UASB, enquanto os sólidos dissolvidos totais, fixos e voláteis permanecem no efluente dos reatores UASB.

As Tabelas 5.6 e 5.7 apresentam os dias nos quais foram realizadas as análises de sólidos no efluente aos reatores UASB.

Tabela 5.6 –Relação entre sólidos totais e sólidos suspensos totais no efluente dos reatores UASB

Condição	Data	Sólidos Totais (ST) (mg/L)	Sólidos Suspensos Totais (SST) (mg/L)	Proporção SST/ST (%)
Início de Operação/Safra	09/08/2010	1.997	399	20
	27/08/2010*	2.476	312	13
	13/09/2010	2.378	238	10
	26/09/2010	2.217	177	8
Entressafra	25/11/2010*	1.449	60	6
	16/12/2010	1.027	62	6
	29/12/2010	660	40	6
Safra	28/05/2011	1.430	86	6
	13/10/2011*	2.052	114	4
	28/10/2011	2.161	86	4
Entressafra	13/02/2012	573	23	4

(*) Análises realizadas pelo Laboratório de saneamento da EESC-USP.

As análises de sólidos dos dias 27/08/2010, 25/11/2010 e 13/10/2011 das Tabelas 5.6 e 5.7 foram realizadas pelo Laboratório de Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos, e, neste laboratório foi realizada a distinção entre os sólidos suspensos e dissolvidos voláteis. A partir dos resultados obtidos nessas análises foi observada a redução do percentual de sólidos suspensos totais (SST) em relação aos sólidos totais (ST) ao longo do tempo, sendo que na análise do dia 27/08/2010 a proporção foi de 13%, passando para 6% no dia 25/11/2010 e finalmente para 4% no dia 13/10/2011. O mesmo ocorreu com a parcela de sólidos suspensos voláteis (SSV) em relação aos sólidos totais voláteis (STV): 26% em 27/08/2010, 12% em 25/11/2010 e 9% em 13/10/2011.

Nos demais dias foi feita uma estimativa do percentual de SST e de SSV para a realização dos cálculos com base nos resultados que foram obtidos no Laboratório de Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos.

Um dos critérios utilizados para a estimativa do percentual de SST e de SSV foi a adoção de valores de porcentagens próximos para datas próximas. Outro critério foi que o resultado de SST fosse inferior ao resultado de SSV, uma vez que SST é composto pela soma de SSV com SSF (sólidos suspensos fixos). Os resultados podem ser observados nas Tabelas 5.6 e 5.7.

Tabela 5.7 – Relação entre sólidos voláteis totais e sólidos suspensos voláteis no efluente dos reatores UASB

Condição	Data	Sólidos Totais Voláteis (STV) (mg/L)	Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) (mg/L)	Proporção SSV/SST (%)
Início de Operação/Safra	09/08/2010	1.426	371	26
	27/08/2010*	954	252	26
	13/09/2010	1.144	229	20
	26/09/2010	1.228	172	14
Entressafra	25/11/2010*	314	38	12
	16/12/2010	388	47	12
	29/12/2010	175	21	12
Safra	28/05/2011	905	81	9
	13/10/2011*	936	88	9
	28/10/2011	1.462	73	5
Entressafra	13/02/2012	156	8	5

(*) Análises realizadas pelo Laboratório de saneamento da EESC-USP

Tabela 5.8 - Dados utilizados para o cálculo de P_x e Y_{obs}

Condição	Data	Vazão Média (m³/h)	DQO afluente (mg/L)	Carga Orgânica (DQO) afluente (kg/dia)	DQO efluente (mg/L)	Carga Orgânica DQO efluente (kg/dia)	Carga Orgânica (DQO) rem. (kg/dia)
Início de Operação/ Safrá	09/08/2010	15	3.150	1.134	1.500	540	594
	27/08/2010	45	5.170	5.584	1.380	1.490	4.093
	13/09/2010	45	2.089	2.256	1.072	1.158	1.098
	26/09/2010	60	3.305	4.759	426	613	4.164
Entressafrá	25/11/2010	80	1.185	2.275	86	165	2.110
	16/12/2010	64	492	756	98	151	605
	29/12/2010	54	424	550	98	127	422
Safrá	28/05/2011	128	3.460	10.629	247	759	9.870
	13/10/2011	83	1.458	2.904	474	944	1.960
	28/10/2011	129	4.281	13.254	293	907	12.347
Entressafrá	13/02/2012	30	702	505	113	81	424

Os outros dados necessários para o cálculo da produção de lodo (P_x) e também do coeficiente de crescimento de lodo (Y_{obs}) são: vazão média, DQO afluente, DQO efluente e a carga orgânica (DQO) removida pelo sistema de tratamento e estão apresentados na Tabela 5.8.

A partir da concentração de SSV e SST no efluente e considerando a vazão de alimentação dos reatores UASB calculou-se a produção de lodo (P_x) em kgSSV/dia e em kgSST/dia e os resultados estão apresentados na Tabela 5.9.

É importante ressaltar que para o cálculo do P_x considerou-se apenas os sólidos que saem junto com o efluente dos reatores UASB, isso significa que não foram realizados descartes de lodo. Também não foi estimada a massa de lodo retida nos reatores UASB, embora a variação das concentrações de sólidos ao longo do período de operação estudado tenha sido pequena, com exceção do período de início de operação.

Tabela 5.9 - Produção de lodo (P_x)

Condição	Data	P_x (kgSSV/dia)	P_x (kgSST/dia)
Início de Operação/Safra	09/08/2010	133,5	143,8
	27/08/2010	272,2	337,0
	13/09/2010	247,1	256,8
	26/09/2010	247,6	255,4
Entressafra	25/11/2010	73,0	115,2
	16/12/2010	71,5	94,6
	29/12/2010	27,2	51,3
Safra	28/05/2011	250,2	263,6
	13/10/2011	175,3	227,1
	28/10/2011	226,3	267,6
Entressafra	13/02/2012	5,6	16,5

Calculado o P_x foram obtidos os coeficientes de produção de lodo (Y_{obs}) em kgSSV/kgDQO removida, kgSST/kgDQO aplicada e kgSST/kgDBO removida. Os resultados podem ser observados na Tabela 5.10.

Tabela 5.10 - Coeficiente de crescimento de lodo (Y_{obs})

Condição	Data	Y_{obs} (kgSSV/kgDQO rem.)	Y_{obs} (kgSST/kgDQOapli.)	Y_{obs} (kgSST/kgDBO* rem.)
Início de Operação/ Safra	09/08/2010	0,22	0,13	0,14
	27/08/2010	0,07	0,06	0,05
	13/09/2010	0,22	0,06	0,14
	26/09/2010	0,06	0,11	0,04
Entressafra	25/11/2010	0,03	0,05	0,03
	16/12/2010	0,12	0,13	0,09
	29/12/2010	0,06	0,09	0,07
Safra	28/05/2011	0,03	0,02	0,02
	13/10/2011	0,09	0,08	0,07
	28/10/2011	0,02	0,02	0,01
Entressafra	13/02/2012	0,01	0,03	0,02

(*) Relação DQO/DBO adotada: 1,68 (ver Tabela 4.1)

Para o cálculo de Y_{obs} na unidade kgSST/kgDBO utilizou-se relação DQO/DBO de 1,68, valor obtido na análise da amostra composta. Os resultados desta análise estão apresentados na Tabela 4.1.

Com exceção dos resultados obtidos nos dias 09/08/2010 e 13/09/2010 o intervalo proposto por Metcalf e Eddy (2002) para o coeficiente de crescimento de lodo (Y_{obs}), juntamente com o valor utilizado pela ESA Engenharia na elaboração do projeto, foram os que mais se aproximaram dos valores de Y_{obs} calculados, sendo que a tendência dos resultados obtidos é serem inferiores aos sugeridos. O valor citado pelo PROSAB – Campos (1999) e o intervalo sugerido por Jordão e Pacheco (2005) são muito superiores aos valores calculados.

Vale ressaltar que, com exceção ao valor utilizado pela ESA, as referências se baseiam em esgoto sanitário e não em águas residuárias industriais, que normalmente apresenta cargas orgânicas superiores ao esgoto doméstico. Desta forma, pode-se observar crescimento menor de lodo em reatores UASB quando operados com carga orgânica volumétrica elevada.

5.8. ÁCIDOS VOLÁTEIS

5.8.1. Início de Operação

A medição da concentração de ácidos voláteis no efluente dos reatores anaeróbios é capaz de indicar o equilíbrio entre as fases metanogênica e acidogênica/acetogênica, ou ainda, o equilíbrio biológico entre as populações de bactérias formadoras de metano e as formadoras de ácidos.

Os microrganismos envolvidos nas etapas iniciais (hidrólise, acidogênese e acetogênese) possuem crescimento populacional mais veloz que os da etapa da metanogênese. Mosey (1982) cita que o tempo para dobrar a população das arqueas metanogênicas é cerca de 2 a 3 dias (a 35°C), muito alto quando comparado com o tempo que leva para dobrar a população das formadoras de ácidos, 2 a 3 horas (a 35°C). Vale ressaltar que os tempos de duplicação citados por Mosey (1982) são para condições ótimas de crescimento.

Boone e Bryant (1980), McInnerey et al (1981), Huser et al.⁶ (1982 apud Wu et al., 1995) e Wu et al. (1992) citam que o tempo de duplicação das arqueas metanogênicas é de 3 a 7 dias sob condições mesofílicas.

Durante a partida do sistema a carga orgânica afluyente aos reatores foi controlada por meio da limitação e aumento gradual da vazão de alimentação do sistema. Este procedimento foi realizado para permitir o aumento da massa biológica dentro dos reatores e, conseqüentemente, comportar cargas orgânicas maiores na água residuária afluyente.

A etapa da digestão anaeróbia limitante temporalmente é a metanogênica, portanto a assimilação do aumento da carga orgânica pelas outras etapas foi rápida. Assim durante o período de início de operação do sistema de tratamento a concentração de ácidos voláteis no efluente foi elevada, cerca de 600 a 700 mg/L, além disso a eficiência do sistema em termos de remoção de DQO ficou em média em 50% durante este período, o que pode indicar a ocorrência da digestão anaeróbia incompleta.

O controle e manutenção da neutralidade do pH no sistema é importante em todas as etapas, mas durante o início de operação a importância é ainda maior, pois a população de microrganismos responsáveis pela metanogênese ainda é pequena, possui crescimento lento, conforme já citado, e ainda não sobrevive em ambiente ácido.

A diminuição da concentração de ácidos voláteis para a faixa de 100 a 200 mg/L durante o início de operação do sistema na metade de setembro de 2010 foi acompanhada pelo aumento substancial da eficiência do sistema para cerca de 80% em termos de remoção de DQO (ver Figura 5.6).

A variação da concentração de ácidos voláteis durante o início de operação do sistema pode ser observada na Figura 5.27 na porção inicial do gráfico delimitada por linhas vermelhas.

⁶HUSER, B.A., WUHRMANN, K., ZEHNDER A.J.B. *Methanotrixsohngeniigen. nov.sp. Nov., a new acetotrophic non-hydrogen-oxidizing methane bacterium.* Archaea Microbiology, v.132, p.1-9. 1982.

5.8.2. Transições Entressafra – Safra

Durante a operação do sistema nos períodos de safra e entressafra a concentração de ácidos voláteis se manteve estável, abaixo de 150 mg/L, indicando que a população de arqueas metanogênicas era suficiente para a assimilação dos ácidos orgânicos produzidos nas etapas anteriores da digestão anaeróbia. Exceção a essa característica ocorreu apenas durante o episódio denominado como “Problemas Operacionais” e ocorrido durante a safra de 2011, iniciado no final do mês de agosto e estendido até início do mês de outubro de 2011.

Em todo início de safra, ou seja, em todos os períodos em que os reatores passaram por grandes períodos alimentados com carga orgânica baixa (vazão e DQO reduzidas) e voltaram a ser alimentados com carga orgânica próxima da nominal de projeto, foi observado aumento da concentração de ácidos voláteis no efluente.

Entretanto, o aumento da concentração atingiu valores na faixa de 300 a 400 mg/L, substancialmente menores que durante o início de operação do sistema (600 a 700 mg/L). O tempo decorrido para a concentração de ácidos voláteis voltar a se estabilizar abaixo de 150 mg/L foi em média de 15 dias.

Diferentemente do período de início de operação do sistema, a população responsável pela assimilação dos ácidos orgânicos já estava presente em quantidades adequadas nos reatores. O rápido retorno da atividade metanogênica do sistema corrobora esta hipótese, além da presença de altas concentrações de sólidos voláteis no lodo dos reatores.

O tempo decorrido para o retorno da atividade metanogênica pode ser explicado pelas características elencadas, isoladamente ou em conjunto (somadas):

- Hidrodinâmica do reator que, pode prorrogar o tempo de contato do líquido com os microrganismos;
- Concentração mínima de ácidos voláteis para reativação e/ou aumento do metabolismo da população de arqueas metanogênica;
- Tempo de resposta lento da população de microrganismos metanogênicos ao aumento da concentração de substrato no meio.

Vale pontuar que o período de 15 dias para a redução da concentração de ácidos voláteis coincide com a piora da eficiência em termos de remoção de DQO, já discutido em itens anteriores.

A Figura 5.27 representa a variação da concentração de ácidos voláteis durante todo o período de funcionamento do sistema de tratamento estudado neste trabalho. Os períodos de safra e entressafra estão subdivididos para melhor visualização do impacto do retorno da safra na concentração de ácidos voláteis efluente.

Figura 5.27 - Variação da concentração de ácidos voláteis no efluente durante todo o período estudado

5.9. ODOR

Lisboa et al. (2009) apresentam os fundamentos de funcionamento do “Nariz Eletrônico” que podem ser utilizados para medição de odores, entretanto essa tecnologia não foi utilizada neste trabalho, portanto foram considerados os relatos dos operadores do sistema que conviveram diariamente no local onde o mesmo está implantado.

Segundo os operadores, o odor gerado pela digestão anaeróbia, se concentrou, na maior parte do tempo, localmente, isto é, em um raio de 50 metros do sistema.

Os períodos em que ocorreram a geração de odores desagradáveis mais acentuados e sentidos em maiores distâncias do sistema, conforme relatos dos responsáveis pela operação do sistema, coincidem com aqueles em que a concentração de ácidos voláteis no efluente estava elevada (acima de 150 mg/L). Ou seja, quando a digestão anaeróbia não estava em equilíbrio. Os períodos em que a geração de odor foi mais perceptível foram: durante o início de operação do sistema, nos primeiros dias de início da safra e durante o episódio denominado “problemas operacionais” (odor mais acentuado ocorrido).

Uma das características do sistema projetado é o não confinamento dos reatores, ou seja, as unidades são abertas na sua parte superior. Esta característica não causou aumento pela liberação de odor.

Vale frisar que a correlação entre o odor e a concentração de ácidos voláteis não é definida como a geração de odor, pois o maior responsável pela geração de odor em sistemas anaeróbios é o gás sulfídrico. Portanto, a conclusão que se pode inferir a respeito das observações, foi que, nos períodos onde a concentração de ácidos voláteis esteve elevada, a digestão anaeróbia esteve em desequilíbrio e que houve a formação de gás sulfídrico.

5.10. VANTAGENS E DESVANTAGENS EM PESQUISAS COM REATORES EM ESCALA PLENA

A pesquisa em reatores em escala plena possui algumas particularidades inerentes ao porte do sistema de tratamento. Neste item serão discutidas as experiências obtidas durante o desenvolvimento deste trabalho apresentando as desvantagens e as vantagens de se trabalhar em sistemas de tratamento em escala plena quando comparados aos reatores em escala de bancada e piloto.

As desvantagens em realizar pesquisa com reatores em escala plena observadas nesta pesquisa são:

- Como se utilizou para a pesquisa um sistema de tratamento de posse e uso da usina de cana-de-açúcar não foi permitido a exposição dos reatores UASB a situações críticas de operação como, por exemplo, o aumento proposital da vazão de alimentação e/ou carga orgânica afluyente para valores superiores ao estabelecido no projeto para se estudar o comportamento do sistema de tratamento;
- Devido ao grande volume dos reatores UASB estudados (4 unidades de 998,4 m³ cada) análises físico-químicas de parâmetros de alta especificidade não são interessantes. E a significância dos resultados só seria verdadeira caso a amostragem fosse realizada em diversos pontos distribuídos pelos reatores o que acarretaria dificuldades e custos elevados da coleta;
- O custo de operacionalização da pesquisa foi significativamente maior em relação a realização de pesquisas em reatores de bancada. A distância do sistema de tratamento estudado (160 km) em relação a universidade foi um dos principais responsáveis pelo custo elevado;
- O custo de obtenção e manutenção de equipamentos e instrumentos de controle (bombas, tubulação, medidor de vazão, válvulas) envolveu a necessidade de parceria com a iniciativa privada, no caso a própria usina de cana-de-açúcar, sem a qual seria pouco provável a realização dessa pesquisa;

- Uma desvantagem é o controle limitado de vazão e qualidade da água residuária afluente aos reatores UASB, isso significa, que o volume de efluente industrial, com as respectivas características físicas e químicas, que foi gerado na produção será enviado para o sistema de tratamento.

As vantagens em realizar pesquisa com reatores UASB em escala plena observadas neste trabalho estão descritas a seguir:

- A pesquisa ocorreu sob a perspectiva de uma situação real, onde além da água residuária ser autêntica, todo o controle do sistema de tratamento seguiu o de uma situação normal de operação de sistema de tratamento;
- Qualquer simulação de vazão, de montagem/construção dos reatores UASB, ou situação simulada pode alcançar com 100% de fidelidade uma situação real como a aferida neste trabalho;
- A avaliação geral do sistema de tratamento foi satisfatória. Desta forma, a adoção da mesma tecnologia de tratamento em situações semelhantes é admissível. Qualquer desconfiança em relação à alteração de escala de trabalho (bancada para piloto ou piloto para plena) é minimizada, pois foram obtidos resultados satisfatórios durante operação do sistema de tratamento na maior escala de trabalho existente (plena);
- A contribuição da academia para o mercado da engenharia se torna mais direta e confiável ao se demonstrar sistemas de tratamento funcionando em escala plena em relação a outras escalas de trabalho (bancada e piloto);
- O estreitamento das relações entre a academia e pesquisa com o mercado de engenharia é mais visível em pesquisa com reatores em escala plena;

- Normalmente a hidrodinâmica de reatores de escala de bancada e piloto é muito diferente de reatores em escala plena, principalmente no que tange a razão altura/área. Essa diferença ocorre devido aos materiais utilizados e das características construtivas dos reatores. A interferência do efeito parede na hidrodinâmica dos reatores também é afetado, sendo, comumente, menos relevante em reatores em escala plena.
- Feitas essas considerações pode se afirmar que a obtenção de resultados em sistemas de tratamento em escala plena é de grande importância, entretanto a realização de testes com traçadores para avaliação da hidrodinâmica dos reatores UASB estudados é complicada de ser realizada devido ao grande volume dos reatores (998,4 m³ cada).

6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

6.1. CONCLUSÕES

Os resultados do acompanhamento da operação do sistema de tratamento composto por quatro reatores UASB tratando água residuária da produção de açúcar em usinas de cana-de-açúcar durante 731 dias permitiram concluir que:

- O desempenho do sistema de tratamento foi satisfatório, atingindo eficiências, em termos de remoção de DQO, superiores ao determinado pelo projeto concebido pela ESA Engenharia. As eficiências atingiram em média 83% na entressafra e 86% durante a safra, considerando os meses onde ocorreram os problemas operacionais e em média 90% se forem excluídos os meses onde houve os problemas citados no item 5.2.2.1;
- O início de operação foi realizado de forma lenta e gradual, o que, provavelmente é a razão do alcance de eficiência de 85% em menos de 4 meses;
- Durante o início de operação do sistema de tratamento, também, foi possível observar relação entre a concentração de ácidos voláteis e a DQO efluente aos reatores UASB indicando a digestão anaeróbia incompleta quando a concentração de ácidos voláteis no efluente está elevada, acima de 500 mg/L;
- O Sistema de tratamento respondeu rápida e satisfatoriamente as variações de vazão e DQO durante as safras e entressafras. O período de recuperação dos reatores UASB após o retorno da alimentação com a água residuária gerada durante a safra foi de apenas 15 dias;
- A variação da velocidade ascensional da água residuária durante os períodos de safra e entressafra influenciou a dinâmica de sólidos nos reatores UASB aumentando a concentração nos períodos de

entressafra (30.000 – 35.000 mgSVT/L) , quando o reator era alimentado com baixas vazões (0 – 30 m³/h) e reduzindo a concentração (22.000 – 28.000 mgSVT/L) durante a safra quando alimentado com altas vazões (90 – 130 m³/h);

- Verificou-se a fragilidade da massa biológica anaeróbia dos reatores UASB no aporte de agrotóxicos, como descrito no item 5.2.2.1, e, também, o tempo de recuperação do sistema de tratamento, cerca de 2 meses. Também foram abordadas as técnicas de manipulação do lodo utilizadas para a recuperação da eficiência dos reatores UASB durante este período, como a recirculação de lodo nos reatores com vazões elevadas para expansão da manta de lodo;
- Foi observada a possibilidade de se operar reatores UASB sem a realização de descartes diários de lodo em casos onde a qualidade do efluente tratado é menos exigente, como ocorrido no presente estudo;
- Os coeficientes de crescimento de lodo calculados tiveram seus valores próximos, porém menores que os utilizados pela empresa autora do projeto (ESA Engenharia) e pelo intervalo de valores citado por Metcalf e Eddy (2002);
- A dinâmica de variação da concentração de ácidos voláteis no efluente ao sistema de tratamento foi influenciada pelo retorno da safra, onde a resposta imediata dos reatores UASB foi o aumento da concentração desses ácidos e posterior redução e estabilização após curto período de tempo (15 dias);
- Foi possível correlacionar a geração de maus odores com a concentração de ácidos voláteis no efluente do sistema de tratamento sendo que o valor de referência encontrado para a não geração de odor foi 150 mg/L de ácidos voláteis, também é importante citar que a correlação da concentração de ácidos voláteis com a geração de odor não é uma medida direta e sim indireta;

- Mesmo com as desvantagens encontradas durante esta pesquisa é de grande importância e relevância a realização de pesquisas com sistema de tratamento em escala plena;
- Foi possível atingir os objetivos deste trabalho usufruindo de dados operacionais obtidos durante a rotina normal de trabalho dos operadores do sistema de tratamento instalado na usina de cana-de-açúcar.

6.2. SUGESTÕES

Com a experiência obtida no acompanhamento da operação do sistema de tratamento seguem as sugestões para futuras pesquisas e projetos de reatores UASB tratando águas residuárias da produção do açúcar em usinas de cana-de-açúcar:

- Considerar e verificar a importância do tratamento preliminar no sentido de preservar os reatores UASB do aporte de sólidos inertes devido ao potencial risco de prejudicar sua eficiência ao longo do tempo;
- Ampliar, sempre que possível ou quando for oportuno, a pesquisa em sistemas de tratamento em escala com o objetivo de adquirir maior experiência da academia neste campo, inclusive, propondo novas metodologias de pesquisa e/ou aprimorando a metodologia utilizada neste trabalho.

REFERÊNCIAS

ALVAREZ, J.A. et al. Start-up alternatives and performance of an UASB pilot plant treating diluted municipal wastewater at low temperature. **Bioresource Technology**, v.97, n.14, p.1640–1649, 2006.

BOONE, D.R.; BRYANT, M.P. Proponate-degrading bacterium, *Syntrophobacter wolinii* sp. Nov. gen. nov., from methanogenic ecosystems. **Applied Environmental Microbiology**, v.40, p.626-632, 1980.

BRITO, A.G.; RODRIGUES, A.C.; MELO, L.F. Granulation during the start-up of a UASB reactor used in the treatment of low strength wastewaters. **Biotechnology Letters**, v.19, n.4, p.363–367, 1997.

CARRERO-COLÓN, M.; NAKATSU, C.H.; KONOPKA, A. Effect of nutrient periodicity on microbial community dynamics. **Applied Environmental Microbiology**, v.72, p.3175–3183, 2006.

CASTILLO, A.; CECCHI, F.; MATA-ALVAREZ, J. A Combined anaerobic–aerobic system to treat domestic sewage in coastal areas. **Water Research**, v.31, n.12, p.3057–3063, 1997.

CCOMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL. **A produção mais limpa no setor sucroalcooleiro** – informações gerais. São Paulo, 2002.

COMPANHIA AÇUCAREIRA VALE DO ROSÁRIO. **Projeto hidráulico do sistema de tratamento e recirculação de água de lavagem de cana**. Orlândia, 1984.

COX, H.H.J.; DESHUSSES, M.A. Effect of starvation on the performance and reacclimation of biotrickling filters for air pollution control. **Environmental Science Technology**, v.36, p.3069–3073, 2002.

CRONIN, C.; LO, K.V. Anaerobic treatment of brewery wastewater using UASB reactors seeded with activated sludge. **Bioresource Technology**, v.64, n.1, p.33–38, 1998.

DELETIC, A., The first flush load of urban surface runoff. **Water Research**, v.32, n.8, p.2462–2470, 1998.

ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Usina Açucareira São Manoel S/A. Projeto hidráulico do sistema de tratamento dos despejos líquidos industriais e esgotos sanitários. São Carlos, 2008.

FORESTI, E. et al. (1999). Fundamentos do tratamento anaeróbico. In: CAMPOS, J.R. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbico e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. Cap.2, p.29-52.

FUKUZAKI, S.; NISHIO, N.; NAGAI, S. high rate performance and characterization of granular methanogenic sludges in upflow anaerobic sludge blanket reactors fed with various defined substrates. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, v.79, n.4, p.354-359, 1995.

GHANGREKAR, M.M. et al. Experience with UASB reactor start-up under different operating conditions. **Water Science and Technology**, v.34, n.5/6, p.421-428, 1996.

GOURDON, R.; VERMANDE, P. Effects of propionic acid concentration on anaerobic digestion of pig manure. **Biomass**, v.13, p.1-12, 1987.

HAANDEL, A. C; LETTINGA, G. F.: **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: EPGRAF, 1994. v.2.

HWANG, K. et al. Effects of prolonged starvation on methanogenic population dynamics in anaerobic digestion of swine wastewater. **Bioresource Technology**, v.101, p.52-56, 2010.

INCE, O. Performance of a two-phase anaerobic digestion system when treating dairy wastewater. **Water Research**, v.32, n.9, p. 2707-2713, 1998.

IZA, J.; PALENCIA, I.; FDZ-POLANCO, F. Waste Management in a sugar beet factory: a case study of comparison between anaerobic Technologies. **Water Science and Technology**, v. 22, n.9, p.123-130, 1990.

JORDÃO, E.P.; PESSÔA, C.A., **Tratamento de esgotos domésticos**. 4.ed. Rio de Janeiro: SEGRAC, 2005.

KONOPKA, A.; ZAKHAROVA, T.; NAKATSU, C. Effect of starvation length upon microbial activity in a biomass recycle reactor. **Journal of Industrial Microbiology Biotechnology**, v.29, p.286-291, 2002.

KOUTINAS, M. et al. The Use of an oil absorber as a strategy to overcome starvation periods in degrading 1,2- dichloroethane in waste gas. **Biotechnology Bioengineering**, v.96, p.673-686, 2006.

LI, Z.H.; KUBA, T.K.; KUSUDA, T. The Influence of starvation phase on the properties and the development of aerobic granules. **Enzyme Microbiology Technology**, v.38, p.670-674, 2006.

LISBOA, H.M.; PAGE, T.; GUY, C. **Gestão de odores: fundamentos do Nariz Eletrônico**. Engenharia Sanitária e Ambiental 14, 9-18. 2009.

LIU, Y.Q.; TAY, J.H. Influence of starvation time on formation and stability of aerobic granules in sequencing batch reactors. **Bioresource Technology**, v.99, p.980-985, 2008.

LIU, Y. et al. Optimization of anaerobic acidogenesis by adding Fe^0 powder to enhance anaerobic wastewater treatment. **Chemical Engineering Journal**, v.192, p.179-185, 2012.

LOPEZ, C.; PONS, M.N.; MORGENROTH, E. Endogenous processes during long-term starvation in activated sludge performing enhanced biological phosphorus removal. **Water Research**, v. 40, p.1519–1530, 2006.

LEITÃO, R. C. et al. The Effects of operational and environmental variations on anaerobic treatment systems: a review. **Bioresource Technology**, v.97, p.1105-1118, 2006.

LETTINGA, G.; HULSHOFF POL, L.W. UASB process design for various types of wastewaters. **Water Science and Technology**, v.24, p.87–107, 1991.

MCCARTY, P.L. Anaerobic waste treatment fundamentals – part I. **Public Works**, v.95, n.9/12, p.107-173, 1964.

MCINTERNEY, M.J. et al. *Syntrophomonas wolfei* gen. nov., an anaerobic, syntrophic, fatty acid-oxidizing bacterium. **Applied Environmental Microbiology**, v.41, p.1029-1039, 1981.

METCALF & EDDY, Inc. **Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse**. 4th New York: Mc Graw-Hill.

MOSEY, F.E. New Developments in the anaerobic treatment of industrial wastes. **Water Pollution Control**, v.81, n.4, p.540-552, 1982.

NEBOT, E. et al. Effect of the feed frequency on the performance of anaerobic filters. **Aerobe Environmental Microbiology**, v.1, p.113-120, 1995.

OMETTO, A. R. **Avaliação do ciclo de vida do álcool etílico hidratado combustível pelo métodos EDIP, exergia e emergia**. 200p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

PUNÁL, A.; LEMA, J.M. Anaerobic treatment of wastewater from a fish-canning factory in a full-scale upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. **Water Science and Technology**, v.40, n.8, p.57–62, 1999.

RAJESHWARI, K.V. et al. State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 4, p.135-156, 2000.

SANIN, S.L.; SANIN, F.D.; BRYERS, J.D. Effect of starvation on the adhesive properties of xenobiotic degrading bacteria. **Process Biochemistry**, v..38, p.909–914, 2003.

SHOW, K.Y. et al. Effects of stressed loading on startup and granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactors. **Journal of Environmental Engineering**, v.130, n.7, p.743–750, 2004.

SOUZA, M.E. Criteria for the utilization, design and operation of UASB reactors. **Water Science and Technology**, v.18, p.55–69, 1986.

SPEECE, R. E. **Anaerobic biotechnology for industrial wastewater**, Nashville: Archae Press, 1996.

SYUTSUBO, K. et al. An Effective start-up of thermophilic UASB reactor by seeding mesophilically-grown granular sludge. **Water Science and Technology**, v.36, p.6–7, p.391–398, 1997.

TIWARI, M.K. et al. Influence of extrinsic factors on granulation in UASB reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v.71, p.145–154, 2006.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇUCAR. Disponível em:<
<http://www.unica.com.br>>. Acesso em: 10 jan. 2012

VAN LIER, J.B. et al. New perspectives in anaerobic digestion. **Water Science and Technology**, v.43, n.1, p.1–18, 2001.

VADLANI, P. V.; RAMACHANDRAN, K. B. Evaluation of UASB reactor performance during start-up operation using synthetic mixed-acid waste. **Bioresource Technology**, v.99, p.8231-8236, 2008.

WU, W.-M. et al. Microbial composition and characterization of prevalent methanogens and acetogens isolated from syntrophicmethanogenic granules. **Applied Microbiology Biotechnology**, v.38, p.282-290, 1992.

WU, W.-M.; JAIN, M. K.; THIELE, J.H. Effect of storage on the performance of methanogenic granules. **Water Research**, v.29, n.6, p.1445-1452, 1995.