

GUSTAVO QUAREZEMIN CORDEIRO

**TRATAMENTO DE MANIPUEIRA EM REATOR ANAERÓBIO
COMPARTIMENTADO**

Dissertação apresentada ao Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, Campus de São José do Rio Preto, para a obtenção do título de Mestre em Engenharia e Ciência de Alimentos (Área de Concentração: Ciência e Tecnologia de Alimentos).

Orientador: Prof. Dr. Vanildo Luiz Del Bianchi

São José do Rio Preto

Julho de 2006

GUSTAVO QUAREZEMIN CORDEIRO

**TRATAMENTO DE MANIPUEIRA EM REATOR ANAERÓBIO
COMPARTIMENTADO**

COMISSÃO JULGADORA

DISSERTAÇÃO PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE

Presidente e Orientador:.....

2º Examinador:.....

3º Examinador:.....

São José do Rio Preto, 25 de julho de 2006.

DADOS CURRICULARES

GUSTAVO QUAREZEMIN CORDEIRO

NASCIMENTO	04/08/1976-Campinas/SP
FILIAÇÃO	José Antônio Cordeiro Maria Quaresimin
1997/2001	Curso de Graduação Licenciatura em Ciências Biológicas UNESP - São José do Rio Preto/SP

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Vanildo pela orientação, compreensão e acima de tudo pela amizade.

Ao meu pai, José Antônio pela ajuda com as análises dos dados e pelo apoio. A minha mãe pelo apoio.

Aos colegas de laboratório: Marcelo, Otávio, Ligia, Crislene, Bruna, Tânia, Gisele, César e principalmente para Fernanda e Gleyce, pela ajuda que deram na realização dos experimentos.

A minha querida e amada família, que sempre apoiou e acreditou no meu potencial e ao meu irmão Enéas.

Aos meus amigos verdadeiros, às repúblicas Kbaré e Toca e todos seus integrantes, que me acolheram e apoiaram.

Ao programa de pós-graduação, pela paciência e oportunidade de realizar este trabalho.

A todos que me apoiaram e incentivaram para realização deste.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	6
LISTA DE TABELAS	8
NOMENCLATURA	9
RESUMO	10
ABSTRACT	13
1. INTODUÇÃO	16
2. OBJETIVOS	19
3. REVISÃO DA LITERATURA	20
3.1. A Importância econômica da mandioca	20
3.2. Industrialização da mandioca	23
3.3. A manipueira	24
3.4. Digestão anaeróbia	27
3.5. Bioquímica da digestão anaeróbia	30
3.6. Tratamento anaeróbio	36
3.7. Tratamento da manipueira	37
3.8. Reator anaeróbio compartimentado	41
4. MATERIAL E MÉTODOS	45
4.1. Local de pesquisa	45
4.2. Efluente	45
4.3. Reator	46
4.4. Inoculo	47
4.5. Análises físico-químicas	48
4.5.1. Acidez e Alcalinidade	48
4.5.2. Determinação do pH	48
4.5.3. Demanda Química de Oxigênio	48
4.5.4. Turbidez	49
4.6. Análise estatística	49
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	50
6. CONCLUSÕES	78
7. SUGESTÕES PARA FUTURAS PESQUISAS	79
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	80

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Esquema do reator compartimentado utilizado.	47
Figura 2: Distribuição dos valores da DQO em todos os pontos.	51
Figura 3: <i>Box-plot</i> dos valores de DQO.	56
Figura 4: Diagrama da probabilidade normal de DQO.	57
Figura 5: Distribuição dos valores de eficiência em todos os pontos.	58
Figura 6: <i>Box-plot</i> dos valores de eficiência.	56
Figura 7: Diagrama da probabilidade normal de eficiência.	59
Figura 8: Diagrama da probabilidade normal de eficiência.	59
Figura 9: Médias do quadrado da eficiência correlacionado com os TRHs,	60
separados por pontos de amostragem.		
Figura 10: Diagrama da probabilidade normal do quadrado da eficiência	61
correlacionado ao TRH.		
Figura 11: Distribuição dos valores da acidez em todos os pontos.	63
Figura 12: <i>Box-plot</i> dos valores da acidez.	64
Figura 13: <i>Box-plot</i> dos valores da acidez na escala da raiz quadrada.	64
Figura 14: Diagrama da probabilidade normal da raiz quadrada da acidez.	65
Figura 15: Distribuição dos valores da alcalinidade em todos os pontos.	66
Figura 16: <i>Box-plot</i> dos valores da alcalinidade.	66
Figura 17: <i>Box-plot</i> dos valores da alcalinidade na escala da raiz quadrada.	68
Figura 18: Diagrama da probabilidade normal da alcalinidade na escala da	69
raiz quadrada.		
Figura 19: Distribuição dos valores do pH em todos os pontos.	69
Figura 20: <i>Box-plot</i> dos valores do pH.	70
Figura 21: <i>Box-plot</i> dos valores do pH na escala do quadrado.	72
Figura 22: Diagrama da probabilidade normal do pH ao quadrado.	73
Figura 23: Distribuição dos valores da turbidez em todos os pontos.	74

Figura 24: <i>Box-plot</i> dos valores da turbidez.	76
Figura 25: <i>Box-plot</i> dos valores da turbidez na escala do logaritmo natural.	76
Figura 26: Diagrama da probabilidade normal da turbidez na escala do	77

logaritmo natural.

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Composição média da manipueira gerada em	25
farinheiras.	
Tabela 2: Componentes da manipueira citados por vários autores.	29
Tabela 3: Valores da DQO em todos os pontos.	53
Tabela 4: Valores de eficiência nos pontos 1 e 2.	54
Tabela 5: Valores de eficiência nos pontos 3, 4 e saída.	55
Tabela 6: Valores de acidez em todos os pontos.	62
Tabela 7: Valores de alcalinidade em todos os pontos.	67
Tabela 8: Valores de pH em todos os pontos.	71
Tabela 9: Valores de turbidez em todos os pontos.	75

NOMENCLATURA

DQO - demanda química de oxigênio.

DBO – demanda bioquímica de oxigênio.

TRH – tempo de residência hidráulico.

ABR – (*anaerobic baffled reactor*) reator anaeróbio com anteparos (compartimentado).

UASB – (*upflow anaerobic sludge blanket reactor*) reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo.

mg L⁻¹ – miligramas por litro.

AEBR – (*anaerobic expanded bed reactor*) reator anaeróbio de leito expandido.

AFBR – (*anaerobic fluidized bed reactor*) reator anaeróbio de leito fluidizado.

RESUMO

A manipueira, resíduo gerado durante o processamento da mandioca para a produção de fécula ou farinha, é um líquido bastante poluente e tóxico. Para evitar o descarte no meio ambiente, vários estudos estão sendo conduzidos visando minimizar seus efeitos negativos. Um processo bem estudado é o tratamento anaeróbio com separação de fases, uma vez que os reatores em uma única fase mostram-se muito instáveis quanto ao controle da relação acidez/alcalinidade. Para tanto, têm sido utilizados dois reatores, um na fase acidogênica e outro na fase metanogênica para facilitar o controle do processo. Porém, isso acarreta um aumento de espaço de tratamento, uma vez que são duas unidades e a necessidade do controle da alimentação de ambas as fases. Visando eliminar esses inconvenientes, propõe-se o uso de um reator compartimentado, consistindo em uma única unidade e uma única alimentação. Assim, o presente trabalho teve como objetivo avaliar a eficiência no tratamento da manipueira em

um reator compartimentado, conhecido na literatura como *Anaerobic Baffled Reactor*, através da variação da concentração de alimentação e do tempo de residência do sistema. Para isso, utilizou-se um reator de vidro com volume útil de 4,6 litros, constituído de três compartimentos (cada um deles com uma zona descendente e outra ascendente), com cerca de 32% do volume do reator de lodo anaeróbio proveniente de um reator do tipo UASB (*upflow anaerobic sludge blanket reactor* ou reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo) da planta de tratamento de efluentes da Indústria Arco Íris de Refrigerantes. Após uma etapa de aclimatação, o reator foi alimentado com concentrações crescentes de manipueira (DQO de 1000 a 5000 mg DQO L⁻¹) em diferentes Tempos de Residência Hidráulicos (2 a 6 dias). O controle do pH inicial foi efetuado após dois meses de experimento, com a adição de bicarbonato de sódio. Nenhum outro meio nutriente foi utilizado, de forma a comprovar a flexibilidade nutricional da degradação anaeróbia da manipueira. As análises de DQO, pH, turbidez, acidez e alcalinidade foram realizadas segundo a metodologia disponível no Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1995). Os resultados indicaram que tempos de residência de três dias e meio mostraram uma eficiência superior a 91%, chegando a valores próximos a 95% em cerca de cinco dias de TRH. Quando o tempo de residência situou-se em dois dias, obteve-se eficiências próximas a 75%. Os resultados mostraram também que, após 12 horas de processo, já há uma redução de 45% da DQO inicial, mesmo com o processo situando-se na fase acidogênica. Em relação ao comportamento da acidez e alcalinidade, observou-se a redução da acidez e a manutenção da alcalinidade,

tanto com como sem a neutralização da alimentação, ao longo dos seis pontos amostrados. Porém, com a neutralização, os valores iniciais da alcalinidade aumentaram substancialmente. Isto resulta que, sem a neutralização, houve uma grande redução na relação acidez/alcalinidade (cerca de cinco vezes), com a média da saída do reator situando-se em 0,26. Com a neutralização, os valores praticamente se mantiveram constantes, com a média da relação situando-se em 0,21 na alimentação e em 0,11 na saída do reator. Pode-se concluir que o reator compartimentado foi bastante eficiente na redução da concentração de manípueira atingindo valores de 91% e 95% de eficiência para um TRH de 3,5 dias e 5 dias, respectivamente. Permitiu um melhor monitoramento do processo, uma vez que foi possível detectar problemas existentes no processo antes da saída do efluente ao meio ambiente, possibilitando a correção e a minimização dos impactos ambientais que poderiam ser causados pelo efluente do sistema de tratamento.

ABSTRACT

The manipueira, residue generated during the processing of the cassava for the production of starch or flour, it is a sufficiently pollutant and toxic liquid. To prevent the discarding in the environment, some studies are being lead aiming to minimize its negative effect. A well studied process is the anaerobic treatment with separation of phases, a time that the reactors in only phase reveal very unstable unto the control of the relation acidity/alkalinity. For it in such a way, they have been used two reactors, one in the acidogenesis phase and another one in the metanogenesis phase to facilitate the control of the process. However, this causes an increase of treatment space, a time that are two units, the necessity of control and feeding of both phases. Aiming at to eliminate these inconveniences, the use of a baffled reactor is considered, consisting of an only unit and an only

feeding. Thus, the present work had as objective to evaluate the efficiency in the treatment of the manipueira in a reactor, known in literature as Anaerobic Baffled Reactor, through the variation of the concentration of feeding and the residence time of the system. For this, a glass reactor was used with useful volume of 4.6 liters, constituted of three compartments (each one of them with a descending zone and another ascendant), with about 32% of the volume of the reactor filled with anaerobic sludge proceeding from a reactor of type UASB (up flow anaerobic sludge blanket reactor) of the effluent treatment plant of the Industry Arco Iris of Cooling. After passing at an acclimatization stage, the reactor was fed with increasing concentrations of manipueira (COD at 1000 to 5000 mg COD L⁻¹) in different Hydraulic Residence Times (2 to 6 days). The control of initial pH was made after two months of experiment, with the sodium bicarbonate addition. None another nutrient medium was used, in form to prove the nutritional flexibility of the anaerobic degradation of the manipueira. The COD analyses, pH, turbidity, acidity and alkalinity had been carried through according to available methodology in the Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1995). The results indicate that residence time of three days and a half results in an efficiency superior of 91%, arriving at the values next 95% in about five days of HRT. When the residence time is placed in two days, efficiencies are next to 75%. The results also show that after 12 hours of process, reduction about 45% on the initial COD was already observed, exactly with the process placing itself in the acidogenesis phase. In relation to the behavior of the acidity and alkalinity, it was observed reduction of the acidity

and the maintenance of the alkalinity, as much as with or without the neutralization of the feeding, throughout the six showed points. However, with the neutralization, the initial values of the alkalinity had increased substantially. This results that, without the neutralization, it has a great reduction in the relation acidity/alkalinity (about five times), with the average of the exit of the reactor placing itself in 0.26. With the neutralization, the values had practically remained constant, with the average of the relation placing itself in 0.21 in the feeding and 0.11 in the exit of the reactor. We concluded that the baffled reactor is sufficiently efficient in the reduction of the manipueira concentration by the time that it reached 91% and 95% of efficiency in COD remove with retention time of 3.5 and 5 days, respectively. And allows better care to the process, by the time that is possible to detect existing problems in the process before the exit of the effluent to the environment, making possible the correction and the minimization of the environmental impacts that could be caused by the effluent.

1. INTRODUÇÃO

Cada vez mais é notada a agressão causada ao ambiente, com o desenvolvimento de cidades sem planejamento ambiental adequado, da necessidade de industrialização crescente para atender a demanda populacional de produtos que vão desde a alimentação ao vestuário e indústria de tecnologia de ponta. Todos estes processos geram resíduos podendo ser sólidos, líquidos ou gasosos que possuem efeitos diretos sobre a qualidade de vida da população, principalmente daquela localizada nos arredores dos parques industriais.

O impacto desses parques industriais são maiores nos estados do Sul e Sudeste onde o processo de industrialização é mais antigo. O foco para as políticas de redução de impactos é recente, principalmente no Brasil, que adotou essas políticas após a Eco-92 realizada no Rio de Janeiro.

Apesar de a legislação brasileira prever penas severas para os agressores, observa-se que pouco vem sendo feito para mitigar a problemática ambiental. Em comparação o que é realizado em países do primeiro mundo, como na Europa, Estados Unidos e Japão, o Brasil ainda está iniciando na resolução desses problemas.

No cenário mundial, o Brasil tem um grande potencial, visto que o país detém uma grande porcentagem das águas superficiais e subterrâneas. Seguindo nesta linha de raciocínio, todos têm o dever de cuidar desse bem comum com atitudes que vão desde não jogar papel no chão até o engajamento em projetos

visando uma reeducação da população para a importância de um ambiente limpo e equilibrado.

A manipueira é o efluente resultante da industrialização da mandioca, decorrente da prensagem da mandioca ralada e lavada, possuindo um alto teor de matéria orgânica e um glicosídeo chamado linamarina que é facilmente hidrolisado a cianeto, composto altamente tóxico ao metabolismo, sendo na maioria das vezes descartada *in natura* nos cursos d'água acarretando num grande problema ambiental. A magnitude do problema depende da capacidade do processamento e da produção da indústria e também do número de indústrias localizadas nas mesmas bacias hidrográficas.

Denomina-se o processo de degradação da matéria orgânica decomponível pela ação de microrganismos anaeróbios de digestão anaeróbia. Essa conversão biológica transforma moléculas mais energéticas em substâncias mais estáveis como CO₂, água, metano, gás sulfídrico, entre outras.

A biodigestão envolve um sintrofismo, complexa interação de atividades físicas, químicas e biológicas no qual o meio e os microrganismos controlarão o processo. Sendo assim, são necessárias certas condições para o crescimento desses microorganismos que compreendem pH, temperatura, potencial redox, presença de substâncias tóxicas no substrato, entre outras, que necessitam ser melhor estudadas. Estas condições variam em cada fase do processo que são: Fase acidogênica e metanogênica; na primeira atuam bactérias hidrolisantes, fermentativas e acidogênicas e na segunda as bactérias metanogênicas. Nesta

última haverá produção de biogás que, para o melhor aproveitamento energético, deverá possuir uma boa concentração de metano.

O processo de degradação anaeróbio ocorre naturalmente, principalmente no fundo de pântanos e brejos, é uma maneira que a natureza encontrou de ciclar os nutrientes presentes nas diversas formas orgânicas.

Há pouco, o processo de degradação aeróbio era tido como a melhor alternativa de tratamento de efluentes. Porém, as pesquisas em torno da degradação anaeróbia têm aumentado, principalmente devido à grande produção de células no processo aeróbio, sendo que estas células em excesso também teriam que passar por um processo de tratamento. No processo anaeróbio, a produção de novas células é muito lenta, fazendo com que não haja necessidade de estar sempre realizando a drenagem do lodo.

Outras vantagens do processo anaeróbio ainda são: produção do biogás, caracterizando uma forma de energia alternativa, não utilização de energia para promover a aeração do sistema, fácil monitoramento do processo e a resistência aos choques de carga orgânica. Porém, as principais desvantagens são o elevado tempo de residência hidráulico e a redução da eficiência em temperaturas inferiores à faixa das bactérias mesofílicas.

Tendo em vista as vantagens apresentadas, é o sistema perfeito para ser aplicado nos países emergentes tropicais, que geralmente possuem muitos problemas ambientais com a geração de efluentes agroindustriais.

2. OBJETIVOS

Os objetivos gerais do trabalho foram:

- Analisar o modelo do reator compartimentado para o tratamento da manipueira.

Os objetivos específicos do trabalho foram:

- Analisar a eficiência do reator na manutenção da estabilidade com relação a acidez e alcalinidade;
- Verificar o comportamento do reator na separação das fases acidogênica e metanogênica;
- Analisar a eficiência do reator em relação as diferentes concentrações de manipueira na alimentação e para diferentes tempos de retenção hidráulica.

3. REVISÃO DA LITERATURA

3.1. Importância econômica da mandioca.

A mandioca (*Manihot esculenta*), originária da América do Sul, cujo nome vem do tupi (*mani'oka*), é cultivada principalmente pelo conteúdo nutritivo de sua raiz, rica em amido, sendo consumida de diversas formas tanto cozida como processada em farinha e fécula. Considera-se a farinha como um alimento básico das regiões norte e nordeste do Brasil (Larousse Cultural, 1998).

A produção mundial alcançou 162 milhões de toneladas no ano de 1998 (FAO, 2006), sendo a África o maior produtor com cerca de 53% da produção mundial, seguida pela Ásia com 29% e a América Latina com 19%. Cinco países produzem cerca de 67% do total produzido no mundo: Nigéria, Brasil, Tailândia, Zaire e Indonésia (SOCCOL, 1996). O Brasil, intercalando o primeiro e o segundo lugar, ocupa uma posição de destaque na produção mundial. No ano de 2005, a produção mundial cresceu para 203,2 milhões de toneladas, continuando a Nigéria como maior produtora com 38 milhões de toneladas, e o Brasil em segundo com 26,6 milhões de toneladas, cerca de 13% da produção mundial (FAO, 2006). Segundo a mesma fonte, a produção nacional cresceu de 23,4 milhões de toneladas em 2000 para 26,6 milhões de toneladas em 2005 e a área cultivada aumentou de 1,8 milhões, em 2005, para 1,9 milhões de hectares em 2006, uma variação de 2,88% (IBGE, 2006).

Cerca de 60% da produção mundial de mandioca é consumida *in natura* ou na forma de farinhas e produtos fermentados, sendo a África o maior consumidor (GIRAUD apud SOCCOL, 1996). Outro destino da produção é a preparação de ração animal, indústria têxtil, papel e celulose e outras. Segundo Del Bianchi e Cereda (1999), no Brasil, cerca de 60% da produção de mandioca é empregada para a produção de farinha, sendo o restante utilizado para o consumo humano ou animal.

Segundo Silva (1996), em 1995 eram encontradas 425 empresas agroindustriais de processamento de mandioca no Centro-Sul e cerca de 15000 no Norte-Nordeste, a maior parte constituída de casas de farinha. A produção brasileira de fécula (amido) de mandioca, em 2000, foi de 400 mil toneladas e para 2001, 550 mil toneladas, segundo Franco (2001).

O processo de produção de farinha de mandioca caracteriza-se, de modo geral, como uma atividade de significativa importância tanto no setor agro-industrial como no aspecto social, tanto pela fixação do homem no campo como para a produção do principal alimento energético para boa parte da população do país (DEL BIANCHI, 1998). Assim, a mandioca é grande responsável pela economia de comunidades tradicionais tanto indígenas quanto não indígenas, como os caiçaras e quilombolas, que têm uma produção artesanal nas conhecidas casas de farinha espalhadas por todo o território brasileiro.

Porém, durante as etapas de processamento da mandioca, diversos tipos de resíduos são gerados, tanto sólidos como líquidos. Estes materiais podem causar

sérios danos ambientais, pois são altamente poluentes, gerados em grande quantidade, o que é acentuado pelo fato das indústrias se concentrarem numa certa região ou município (CEREDA, 1994).

De acordo com Cereda (1996), os efluentes líquidos do processamento de mandioca recebem a seguinte denominação: água de lavagem das raízes, resultante do processo de lavagem das raízes. Nesses líquidos, encontram-se terra e restos das cascas em suspensão, que podem ser separadas por processos físicos, tais como peneiras e decantação. Esses resíduos são gerados em indústrias de farinha ou de fécula e, em geral, quando não recebem adição de água vegetal, apresentam valores relativamente baixos de DQO e de DBO; a água vegetal (água de prensa ou manipueira), resultante da prensagem da massa ralada para obtenção da farinha ou resultante da extração de fécula, que carrega a maioria das substâncias solúveis do tubérculo, inclusive a linamarina, responsável pela liberação do cianeto, e que possui DQO e DBO extremamente elevadas; e a água de extração da fécula, resultante da concentração do leite de amido, a qual geralmente é reciclada durante o processo e que, por isso, não necessita de maiores cuidados (FEIDEN, 2000).

A mandioca é uma planta cianogênica, ou seja, contém compostos cianídricos e também as enzimas capazes de degradar estes compostos gerando ácido cianídrico (HCN). Este ácido é considerado um dos venenos mais potentes da natureza. O principal composto cianídrico é a linamarina, presente em todos os órgãos da planta, que ocorre em todas as variedades e não se correlaciona com

características morfológicas, sendo impossível distinguir variedades mais venenosas de menos venenosas através do aspecto externo das plantas. A síntese desses compostos, pela planta, sugere a existência de um elaborado mecanismo de defesa. Assim, qualquer dano causado é suficiente para desencadear o processo enzimático de liberação de ácido cianídrico na tentativa de expulsar o agressor. A linamarina é solúvel em água, de modo que, no processamento das raízes, este composto é quase totalmente eliminado nas águas de prensagem (INSTITUTO AGRONÔMICO, 1989).

3.2. Industrialização da mandioca.

O processo de industrialização começa pelo recebimento da matéria-prima, onde haverá a separação de pedúnculos e restos de maniva, seguido do acondicionamento para as etapas seguintes. Os tubérculos são então colocados nos lavadores, para serem lavados e descascados. Sendo o primeiro processo gerador de efluente, a água de lavagem contém terra, pedras, pedaços de casca, películas e pedaços de raiz, estimados em 5 a 10% da massa total (LIMA, 1982).

Segundo Del Bianchi & Cereda (1999), dos resíduos sólidos, a casquinha representa a maior porcentagem gerada em massa, 15 a 20% em peso úmido, 10 a 15% em peso seco, com cerca de 66,6% de amido, enquanto que os outros resíduos sólidos somados, crueira, bagacinho e varredura, correspondem a apenas 10% da quantidade de casquinha obtida, em peso úmido.

Após serem descascadas, as raízes são trituradas até formarem uma massa homogênea que é prensada, cujo líquido resultante dessa prensagem é denominado manipueira. A produção de farinha pode gerar cerca de 400 litros de manipueira para cada tonelada de raiz processada (DEL BIANCHI, 1998).

A manipueira gerada é responsável pela poluição dos cursos d'água adjacentes às casas de farinha, principalmente daquelas que não possuem plantas de tratamento de efluentes, onde o efluente é descartado *in natura* nos rios. Isto ocorre geralmente em locais onde a produção é artesanal, que na maioria das vezes se situam em áreas de preservação, tendo em vista que é um costume de certas comunidades.

3.3. A manipueira

A manipueira é o principal efluente, em termos de agressão à natureza, produzido pelas casas de farinha. É o líquido resultante da prensagem da massa de mandioca ralada na produção de farinha e do processo de extração e purificação da fécula.

Segundo parecer técnico do Instituto Agrônomo de Campinas (1989) solicitado pela indústria que forneceu o efluente, denomina-se manipueira a água da prensagem da massa de raízes ralada e de extração da fécula, a massa ralada perde de 20 a 30% de água e arrasta cerca de 5 a 7% de fécula, 2 a 3% de carboidratos, 1 a 1,5% de proteínas e menos de 1% de minerais. A Tabela 1 mostra a composição média da manipueira gerada na fabricação da farinha.

Tabela 1: Composição média da manipueira gerada em farinheiras.

Variáveis		Variáveis	
Sólidos totais (%MS)	6,28	Potássio (mg L ⁻¹)	1863,5
Sólidos voláteis (%MS)	5,23	Cálcio (mg L ⁻¹)	227,50
Nitrogênio bruto (%MS)	0,49	Enxofre (mg L ⁻¹)	19,50
Cianeto total (mg L ⁻¹)	444	Magnésio (mg L ⁻¹)	405
Fósforo (mg L ⁻¹)	160,84	Ferro (mg L ⁻¹)	15,35
Relação C:N	7,57	Cobre (mg L ⁻¹)	1,15
DQO (mg L ⁻¹)	6365,5	Zinco (mg L ⁻¹)	4,20
pH	4,10	Manganês (mg L ⁻¹)	3,70

Fonte: Cereda (1994)

Segundo o mesmo parecer, o processamento de uma tonelada de raiz produz 200 a 300 litros de manipueira, contendo 12 a 18 Kg de fécula (polvilho) em suspensão. Já Del Bianchi & Cereda (1999), relataram, em um estudo de balanço de massa no processamento da mandioca que uma tonelada de raiz processada gera de 200 a 400 litros de manipueira e utiliza entre 970 a 1100 litros d'água para lavagem das raízes.

Na extração de fécula, o volume de manipueira gerado é maior, cerca de 2 a 3 m³ por tonelada de raiz, dependendo do equipamento usado, podendo chegar a 6 m³ em fecularias maiores com tecnologia moderna, porém os valores de DBO e DQO são menores que na produção da farinha (PAWLOWSKY, 1991). Segundo Anrain (1983), *apud* Pawlosky (1991) em fecularias do vale do Itajaí, o volume de água vegetal gerado por tonelada de raiz é da ordem de 6 m³ com uma DQO média de 6g L⁻¹.

O uso da reciclagem do efluente na lavagem de raízes diminui o volume total das águas residuárias geradas. Em Parizotto (1999), no ano de 1993, nas 10

maiores fecularias do estado do Paraná, o volume de efluentes gerados ficou entre 4 e 5 m³ por tonelada de raiz processada. O mesmo autor, em 1999, obteve valores médios de DQO de 7,66; 9,65 e 11,63g L⁻¹ em três indústrias diferentes, mostrando que, dependendo do processo, ocorrem diferenças entre as cargas orgânicas geradas.

Segundo Del Bianchi & Cereda (1999), estima-se o uso de cerca de 15 a 40 milhões de m³ de água para lavagem de raízes, anualmente, correspondendo a uma DBO de aproximadamente 40 mil toneladas, o que equivale a uma carga poluidora diária de uma cidade de dois milhões de habitantes e a extração de até 6 milhões de m³ de manipueira, com aproximadamente 480 mil toneladas de DBO ou o equivalente à produção de esgoto de uma cidade de 24 milhões de habitantes.

O efluente de cor amarelada possui uma composição química variada que está associada à variedade da mandioca utilizada, ao período da safra, à fertilidade do solo, entre outros fatores. Os valores da carga orgânica, expressos em DQO (*demanda química de oxigênio*), podem chegar a 100g L⁻¹. A Tabela 2 mostra os valores de alguns parâmetros físico-químico da manipueira citados por vários autores.

Comparando a carga orgânica da manipueira com os valores de esgoto sanitário típico, aproximadamente 400 mg L⁻¹, segundo Campos (1994), observa-se que o potencial poluidor da manipueira é considerável.

A diferença entre as águas vegetais de farinheiras e extração de fécula é que a gerada nas farinheiras apresenta, entre outros fatores, uma alta carga orgânica entre 70 e 100g L⁻¹ de DQO, enquanto que aquela gerada na extração de fécula por ser diluída, apresenta em média 6,2g L⁻¹ de DQO (PAWLOWSKY, 1991).

Alguns autores destacam o aproveitamento da manipueira em vários setores como: produção de polvilho, de tijolos, de tucupi, combate a formigas, coagulação do látex da seringueira e utilização como inseticida e nematicida, produção de ácido cítrico (BARANA, 1995).

3.4. Digestão anaeróbia

Denomina-se digestão anaeróbia o processo de degradação da matéria orgânica decomponível pela ação de microrganismos anaeróbios. Essa conversão biológica transforma moléculas mais energéticas em substâncias mais estáveis como dióxido de carbono, água, metano, gás sulfídrico, entre outras.

A digestão anaeróbia envolve uma complexa interação de atividades físicas, químicas e biológicas na qual o meio e os microrganismos controlarão o processo. Sendo assim, são necessárias certas condições para o crescimento desses microrganismos que compreendem pH, temperatura, potencial redox, presença de substâncias tóxicas no substrato, entre outras que necessita de mais estudos.

As condições variam em cada fase do processo, dependendo do autor, podem ser fase acidogênica e metanogênica (CHERNICHARO, 2000), ou então fase de hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (CHYNOWETH & ISAACSON, 1987). Primeiramente, atuarão as bactérias hidrolisantes, fermentativas e acidogênicas. Depois, com a atuação das arqueas metanogênicas, haverá a produção de biogás que, para um melhor aproveitamento energético, deverá possuir uma boa concentração de metano. Essa produção será determinada pelas condições da última fase do processo, pois se sabe que o pH tem que se encontrar em uma faixa estreita de 6,8 a 7,2, e a temperatura deve se manter estável, atingindo no máximo 45 °C (limite máximo de crescimento de bactérias metanogênicas), segundo Lima (1982).

Tabela 2: Componentes da manipueira citados por vários autores (Fonte Umsza Guez, 2004).

	Água residuária de Fecularias			Água residuária de Farinheira					
Autor	Feiden (2001)	Parizotto (1999)	Anrain (1983)	Barana (2000)	Barana (1995)	Sampaio (1996)	Fernandes (1995)	Cereda (1994)	Fernandes (1989)
Variáveis (mg L⁻¹)									
DQO	11484	11363	6153	62355	20930	92000	69300	63065	84000
Nitrogênio	420	-	123	1243	672	17	200	4900	30
Fósforo	74	41	24	325	367	17	253	160	90
Potássio	1215	1305	35	1972	1976	-	2810	1864	2052
Enxofre	9	-	1	68	72	22	78	195	195
Cianeto Total	19	-	-	112	34	-	207	444	284
Cianeto Livre	10	-	-	-	-	580	90	161	43
Sólidos Totais	9,2	14,8	49,51	55,4	27,2	58,1	60	62,8	78
Sólidos Voláteis	6,4	-	44,04	50,6	9,8	50,8	54	52,3	64
Sólidos Fixos	2,8	-	5,47	4,8	17,4	7,3	6	10,6	14

O substrato utilizado pode ser qualquer espécie de matéria orgânica, porém, substrato fibroso é mais difícil de ser degradado pela presença de lignina, fator que influenciará na formação de crostas no reator, podendo dificultar a dispersão do gás. Quanto mais homogêneo estiver o substrato melhor a atuação dos microrganismos. A utilização de um inoculo também favorecerá o início do processo, podendo ser a partir excrementos de animais, sendo uns dos mais utilizados os de origem suína.

3.5. Bioquímica da digestão anaeróbia

Na América Latina, é crescente a aplicação do tratamento anaeróbio de efluentes, principalmente para os agroindustriais. Os fatores que levam esse aumento de utilização desse processo são as médias de temperaturas elevadas que são propícias para a operação de reatores anaeróbios, a grande eficiência na estabilização de resíduos orgânicos, a pouca mão-de-obra no controle dos reatores e os custos menores que os dos reatores aeróbios. Essa tecnologia oferece tanto a geração de energia quanto a conservação do meio ambiente (BOZACCONI; LÓPEZ; VIÑAS, 1995).

A digestão anaeróbia é um processo fermentativo microbiano de flora mista onde a matéria orgânica, na ausência de oxigênio livre, é convertida em gases, predominantemente metano e gás carbônico (MASSEY & POHLAND, 1978). Sua utilização no tratamento de efluentes é devida à sua capacidade de estabilização de grande parte dos compostos orgânicos (EASTMAN & FERGUSON, 1981). A digestão anaeróbia proporciona vários benefícios, como higiênicos (eliminação de parasitas, até formas virais), energéticos (produção de

gás combustível), redução de poluição (tratamento de resíduos) e produção de biofertilizantes.

Segundo Vogels *et al.* (1988), a digestão anaeróbia de resíduos orgânicos é um processo bioquímico que utiliza ação bacteriana para fracionar compostos complexos e produzir um gás combustível, basicamente metano além de gás carbônico. Para Vogels *et al.* (1988) e Dolfing (1988), no processo de digestão anaeróbia são utilizados aceptores de elétrons inorgânicos como NO_3^- (redução do nitrato), SO_4^{2-} (redução de sulfato) ou CO_2 (redução do dióxido de carbono com formação de metano).

Em geral, o tipo de metabolismo energético desenvolvido, especialmente por bactérias e fungos, depende do acceptor final de hidrogênio e/ou elétrons. O que caracteriza a aerobiose é o oxigênio e anaerobiose compostos inorgânicos como aceptores finais, respectivamente, os quais podem ser produzidos durante o próprio processo fermentativo (CEREDA, 2000).

Todos os autores convergem para a afirmação de que, no processo de digestão anaeróbia, a matéria orgânica é degradada por ação de microrganismos que utilizam como aceptores finais de elétrons, compostos como NO_3^- , SO_4^{2-} e CO_2 . Esses microrganismos, anaeróbios estritos ou facultativos, são somente bactérias e arqueas, e exigem um sintrofismo onde o produto do metabolismo de uma servirá de alimentação para outra.

O processo de digestão anaeróbia tem início com a ação de bactérias fermentativas (hidrolíticas e acidogênicas) que hidrolisam as moléculas complexas através da produção de enzimas extracelulares até seus monômeros correspondentes, que podem, assim, ser assimilados pela célula bacteriana. No interior da célula, por oxi-redução, tem-se a formação de dióxido de carbono,

hidrogênio e ácidos voláteis, como: acético, fórmico, propiônico, butírico e láctico, além do etanol (SOUZA, 1984; NOGUEIRA, 1986).

Para Chernicharo (2000) e Nogueira (1986), as bactérias fermentativas hidrolisam os polímeros a monômeros e, por ação de enzimas extracelulares, são convertidos a hidrogênio, dióxido de carbono, ácidos orgânicos de cadeia curta, aminoácidos e outros produtos como glicose. As bactérias acetogênicas são conhecidas como produtoras de hidrogênio e convertem produtos gerados pelas fermentativas (açúcares, aminoácidos, peptídeos, etc.) em acetato e dióxido de carbono, além do hidrogênio.

Segundo Labib *et al.* (1992), após serem formados os ácidos graxos e etanol, entram em ação as bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio, cuja função é degradar os ácidos graxos e álcoois a acetato, hidrogênio molecular e dióxido de carbono.

Ghosh (1981) propôs que a etapa da fermentação assume um papel importante na conversão da matéria orgânica em metano. A velocidade de conversão do substrato em acetato deve ser rápida para que a produção de energia seja viável, já que o acetato é o principal precursor do metano. Para Foresti *et al.*, (1999), a não ocorrência dessa conversão dificultará a metanogênese, ocorrendo acúmulo de produtos da hidrólise e fermentação no reator.

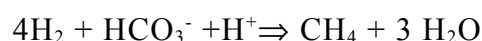
A metanogênese é o processo biológico de formação do gás metano, de grande importância para o fluxo de carbono, principalmente em ambientes anóxicos. Estima-se que a digestão anaeróbia com formação de metano seja responsável pela completa mineralização de 5 a 10% de toda matéria orgânica decomponível no planeta (CHERNICHARO, 2000).

As bactérias metanogênicas podem ser divididas em dois grupos: as hidrogenotróficas e as acetoclásticas (OREMLAND, 1988; CHERNICHARO, 2000). Os produtos resultantes das acetogênicas são substratos essenciais para que as metanogênicas possam produzir principalmente metano e dióxido de carbono. As hidrogenotróficas produzem metano a partir da redução do dióxido de carbono, enquanto as acetoclásticas utilizam o acetato (DOLFING, 1988). Estes microrganismos são anaeróbios estritos, muito sensíveis a choques térmicos, valores extremos de pH e alta concentração de ácidos orgânicos (VOGELS e colaboradores, 1988; CHERNICHARO, 2000).

Para Chynoweth & Issacson (1987), as metanogênicas são divididas, para efeito didático, em metilotróficas, hidrogenotróficas e acetotróficas, de acordo com a utilização de substrato.

As hidrogenotróficas utilizam o formiato e o $H_2 + CO_2$.

A equação a seguir representa essa transformação:

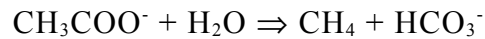


Inclui-se aqui a utilização do formiato, forma combinada do H_2 com CO_2 e o CO.

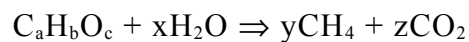
As metilotróficas utilizam grupamentos metílicos para a formação do metano. Estes substratos podem ser: metanol, metilaminas (mono, di e tri), metilcarptanas e dimetilsufito, gerando como produto: H_2O , NH_3 , H_2S , além de CH_4 e CO_2 e energia que é armazenada na forma de ATP.

Outras substâncias que podem ser utilizadas como substrato são o acetato e o piruvato (CH_3COO^- e CH_3COCOO^-) gerando metano, CO_2 , HCO_3^- e energia, sendo esta a de menor rendimento energético. As metanogênicas que utilizam este tipo de substrato são denominadas acetotróficas.

A equação a seguir representa essa transformação:



Segundo Bryant (1979), a matéria orgânica destruída está diretamente relacionada com a produção de metano. Buswell & Mueller (1952), citados por Bryant (1979), desenvolveram uma equação para avaliar a quantidade de metano produzido, a partir da composição química genérica do afluente:



A partir dessa equação, tem-se que, na digestão de carboidratos, obtém-se 0,35 L de CH₄ para cada grama de DQO destruída. McCarty & Smith (1986) também afirmam que, teoricamente, 64g de DQO podem ser convertidos em 1 mol de CH₄.

Os microrganismos metanogênicos são atualmente classificados como arqueobactérias, grupo distinto das bactérias, pois são mais próximos, filogeneticamente, de eucariontes que das bactérias, devido às semelhanças baseadas em análises de RNA ribossômico (MADIGAN *et al.*, 1997).

Grande parte das bactérias metanogênicas utiliza o H₂ + CO₂ como substrato. Dentre elas tem-se os seguintes gêneros: *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter*, *Methanothermobacter*, *Methanococcus* (que também utiliza piruvato), *Methanocaldococcus*, *Methanocorpusculum*, *Methanoculleus* (essas duas últimas também utilizam alcoóis), dentre outras. Os principais gêneros de metilotróficas são: *Methanolobus*, *Methanococoides*, *Methanohalophilus*, entre outras e os principais gêneros de acetogênicas são: *Methanosaeta* e *Methanosarcina* (este último gênero utiliza os mais variados substratos). Porém, as acetotróficas são os microrganismos menos conhecidos e de menor diversidade, talvez devido à dificuldade de se isolá-los.

Em ambientes naturais, a maior quantidade de metano formado é a partir de redução do CO₂. Porém, isto não se confere em sistemas de tratamento anaeróbio, onde um terço é a partir da redução do CO₂ e os outros dois terços a partir do acetato.

De acordo com Yang & Guo (1990), Clarens & Moletta (1990), Labib *et al.*, (1992) e Marchain & Krause (1993), os grupos de microrganismos envolvidos no processo de digestão anaeróbia constituem um complexo e esta diversidade depende basicamente do tipo de material orgânico adicionado ao reator. As metanogênicas formam um grupo especial de diferentes espécies morfológicamente distintas, que obtêm energia para o crescimento e promovem formação do metano (LEMA *et al.*, 1981; NOGUEIRA 1986; CLARENS & MOLETTA 1990).

As populações de microrganismos presentes em um reator anaeróbio são interdependentes e simbióticas. As bactérias formadoras de ácidos mantêm o meio livre de oxigênio e produzem alimento básico para as metanogênicas além de degradarem compostos nitrogenados formando sais de amônia, única fonte de nitrogênio para as metanogênicas, que, por sua vez, convertem esses produtos em gases, retirando-os do sistema. Caso não ocorresse essa conversão, o reator se tornaria tão ácido que nem as acidogênicas resistiriam. As metanogênicas e as redutoras de sulfato também são responsáveis pela remoção de hidrogênio, que torna possível a transformação dos ácidos orgânicos em acetato (MASSEY & POLAND, 1978; GOSH & KLASS, 1978; BRYANT, 1979; VILLEN *et al.*, 1981; SOUZA, 1984).

3.6. Tratamento anaeróbio

O processo de digestão anaeróbia é utilizado há séculos, principalmente pelos indianos e chineses, na conversão da matéria orgânica e é caracterizado pelo seu baixo custo, fácil emprego e monitoramento. Porém, as condições do processo devem ser bem controladas para que haja uma otimização na ação dos microrganismos.

Segundo Hobson & Wheatley (1993), originalmente o propósito da digestão anaeróbia era diminuir a poluição causada pela disposição descontrolada de efluentes no meio. Durante a primeira guerra, o objetivo do processo era a produção de energia. Com a crise do petróleo nos anos 70, novamente aumentou a procura de tecnologias de produção de energia alternativa. A partir da década de 80, quando o preço do petróleo abaixou, houve uma queda na procura de combustíveis alternativos.

Segundo Chernicharo (2000), o processo de digestão anaeróbia pode ser realizado em sistemas fechados (biodigestores) e sistemas abertos (lixões, lagoas anaeróbias, etc). Além desses, outros reatores foram encontrados na literatura: os filtros anaeróbicos, o reator de fluxo ascendente com manta de lodo (*UASB-upflow anaerobic sludge blanket reactor*), reator anaeróbico de leito expandido ou fluidizado (AEBR ou AFBR, *anaerobic expanded or fluidized bed reactor*) e o ABR (*anaerobic baffled reactor*).

Manariotis & Grigoropoulos (2002), fizeram experimentos com o último modelo utilizando um resíduo sintético criado pelos mesmos, obtiveram reduções significativas na DQO e DBO. De acordo com os autores, os reatores citados têm a característica de suportarem altas cargas hidráulicas enquanto

mantêm um longo período de retenção de sólidos. A temperatura ótima de funcionamento do reator foi de 35 °C.

Uma etapa importante no uso da digestão anaeróbia foi o desenvolvimento do reator UASB (reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo). Segundo Zeeuw (1988), o primeiro reator deste tipo foi testado na Holanda, Universidade de Wageningen, em 1971, resultados foram publicados por Lettinga *et al.* Relatou-se que nos primeiros testes em escala piloto, na indústria foi observada a formação de um lodo granulado característico com excelente sedimentação, cujo acúmulo possibilitou um aumento significativo na carga orgânica da alimentação, chegando a 30 Kg DQO m⁻³ de reator dia⁻¹, para efluente gerado no processamento de beterraba açucareira. Isso se repetiu com vários substratos diferentes, mostrando que a manutenção das condições do processo mesmo com uma alimentação com alta carga orgânica é uma das características do reator.

Apesar das pesquisas para a utilização do tratamento anaeróbio em efluentes industriais e domésticos, a implantação desses reatores tem sido lenta. Apesar das inúmeras vantagens, ainda há muito pessimismo e pouca credibilidade para a implantação do processo (SWITZENBAUM, 1995).

3.7. Tratamento da manipueira

Na maior parte das farinheiras e fecularias, a manipueira gerada tem como destino final os rios e córregos, agravando o impacto ambiental. Além da alta carga orgânica também há o problema da toxicidade do efluente, devido à presença dos compostos cianídicos. Uma medida para a diminuição desses

impactos é a disposição da manipueira em valas, que geralmente não atendem as demandas e sazonalidade da vazão, sendo que o excesso têm os mananciais como destino final (CEREDA, 2000).

Ainda segundo a mesma autora, a recuperação do amido em suspensão por decantação ou centrifugação geraria em torno de 10kg de fécula por tonelada de raiz processada, procedimento que poderia ser implantado sem problemas nas indústrias. Embora seja uma forma de aproveitamento da manipueira e não um tratamento, isso reduziria a carga orgânica do efluente final contribuindo com a queda da DQO da fase suspensa.

De acordo com Pawlowsky (1991), os efluentes da industrialização da mandioca apresentam boas características para a realização de tratamento biológico, porém há dois problemas: a toxicidade do ácido cianídrico, que se volatiliza facilmente com o calor, e uma pequena falta de fósforo, que poderá ser suprimida de forma que a relação DBO:N:P seja 100:5:1.

Faria (1978) *apud* Feiden (2001) obteve reduções de DQO de 44% utilizando coagulação química com hidróxido de cálcio e sulfato de alumínio. Utilizando o processo aeróbio de lodos ativados, o mesmo autor obteve redução de 90% da DQO. Nesse caso, o tratamento químico associado não influenciou tanto no resultado final do tratamento. Alguns autores, utilizando um tratamento anaeróbio seguido do aeróbio, como Gabardo *et al.*, (1981), obtiveram uma remoção de DQO da ordem de 97,78% no tratamento do despejo de fecularias em lagoa anaeróbia e aerada em série. Patza *et al.*, (1983), trabalhando com biodigestão de vinhoto de mandioca, obtiveram resultados na ordem de 87 a 91%, pelos processos de lodos ativados e lagoas aeradas.

Lacerda (1991), operando um sistema anaeróbio com separação de fases, para o tratamento da manipueira, utilizando, na fase acidogênica, um reator de plástico, com capacidade de 200 litros em batelada, e na metanogênica uma coluna de fluxo ascendente com leito fixo constituído de anéis de PVC rígido, operando com um volume útil de 9,33 litros, obteve uma remoção máxima de 80% da DQO para o TRH de três dias operando com uma COV (carga orgânica volumétrica) de 3,88g DQO L d⁻¹, e a TRH de cinco dias obteve resultados de até 91,5% de eficiência com uma carga de 4,21g DQO L d⁻¹.

Utilizando um sistema com separação de fases, acidogênica e metanogênica, em escala piloto para uma indústria de fécula de mandioca, com ambas as fases em reatores de fluxo ascendente, com volume de 1000L para o acidogênico e 3000L para o metanogênico, Feiden (2001) obteve uma eficiência de 77,21% com um TRH de 4,4 dias com uma COV de 2,49g L⁻¹ reator d⁻¹.

Sampaio (1996) estudou um reator de bancada com separação de fases, com um TRH de um dia para a acidogênese e quatro para a metanogênese, obtendo uma eficiência de 90% na redução da DQO da manipueira, utilizando alimentações com COV variando de 3 a 6g DQO L⁻¹ dia⁻¹.

Fernandes Jr. (1989), realizou um estudo cinético da fase acidogênica em reator de mistura completa, variando o tempo de residência hidráulico de 5 a 1 dia, com uma carga orgânica de 1,1 a 3,3g DQO L⁻¹ reator dia⁻¹, a uma temperatura de 35 °C. Em um primeiro momento houve uma instabilidade do processo devido ao acúmulo de ácidos orgânicos; após a correção do pH através da adição de hidróxido de sódio 30%, concluiu-se que no tempo de residência hidráulico de um dia houve uma maior conversão da matéria orgânica a ácidos,

cerca de 57%, superior aos outros TRHs (2,3,4,5 dias) onde a conversão foi de 39%, 39%, 40% e 35%, respectivamente.

Barana (1995), estudando a influência da carga orgânica na fase metanogênica de um filtro anaeróbio com fluxo ascendente, alimentado com efluente proveniente da fase ácida de um reator alimentado com manipueira por batelada alimentada, após a correção dos teores de sais minerais para que as concentrações ficassem próximas as da manipueira sem diluição constatou-se que, com um TRH de três dias e temperatura de 32°C, o reator não apresentou sinais de instabilidade com cargas de alimentação de 0,33g, 1,10g 2,25g, 5,24g e 8,48g DQO L⁻¹ reator dia⁻¹. Analisando os teores de ácidos orgânicos, não foram detectados os ácidos: láctico, acético, propiônico, butírico, iso-butírico, valérico e iso-valérico no efluente que provavelmente, foram convertidos a gases.

Barana & Cereda (2000), também com um sistema de separação de fases, operando a fase acidogênica em batelada com um reator de 50 litros a 25 °C, sem a adição de inóculo, com um TRH de 14 dias, e o reator metanogênico em coluna de fluxo ascendente com leito de PVC e o volume útil de 9,33 litros, operando a uma temperatura em torno de 32 °C, obtiveram como resultado uma eficiência máxima de 88,89% para uma carga orgânica de 2,25g DQO L⁻¹ reator dia⁻¹ e a mínima de 54,95%, com 8,48g DQO L⁻¹ reator dia⁻¹, no tratamento da manipueira.

Apesar da digestão anaeróbia ser uma boa alternativa para o tratamento de resíduos orgânicos como os gerados no processamento da mandioca, algumas dificuldades podem aparecer, principalmente devido à acidificação do reator, tornando o processo oneroso por causa da constante correção do pH (BARANA,

2000). Esse tipo de resíduo fermenta muito rápido geralmente ocasionando acidificação do reator (CEREDA, 1995).

Segundo Ghosh *et al.*, (1985) apud Barana (2000), os reatores de mistura completa, fase única, não são muito viáveis para o tratamento de resíduos com altas cargas orgânicas. Uma alternativa é a separação em duas fases isoladas fisicamente, pois, dessa forma, a produção de metano poderia ser otimizada. Como haverá a separação da acidogênese, não haverá acúmulo de ácidos orgânicos, além de permitir altas cargas orgânicas no reator acidogênico.

3.8. Reator anaeróbio compartimentado

Esse tipo de reator é conhecido na literatura internacional pelo nome de *Anaerobic baffled reactor* (ABR), que traduzido ficaria *Reator anaeróbio com anteparos (ou chicanas)*. Esse modelo permite a separação das fases acidogênica e metanogênica em uma única instalação, além da retenção de uma grande quantidade de sólidos em seu interior e da resistência a choques de carga orgânica (BARBER & STUCKEY, 1999). Segundo os mesmo autores, esse modelo de reator foi desenvolvido no começo dos anos 80 quando Tait & Freidman, trabalhando com um reator anaeróbio rotacional de contato, notando a biomassa suspensa, removeram os discos rotacionais. Porém há relatos da utilização de uma unidade do reator anaeróbio compartimentado, previamente, para a produção de um biogás rico em metano como fonte de energia (CHYNOWETH *et al.*, 1980).

Provavelmente, a grande vantagem do reator compartimentado é a possibilidade de trabalhar com a separação de fases, ao longo do percurso do

efluente no interior do reator, e também sua capacidade de retenção de sólidos. Segundo Cohen *et al.*, (1980), a operação em duas fases aumenta tanto a atividade acidogênica quanto a metanogênica em até quatro vezes, além de permitir que as espécies bacterianas participantes do processo possam se desenvolver em condições mais favoráveis.

Algumas vantagens desse reator, segundo Barber & Stuckey (1999) são, em sua construção, o emprego de um desenho simples, de baixo custo, que não possui partes removíveis, não necessita de mistura, de fácil manutenção e manejo. Em relação à biomassa, as vantagens são a baixa produção de células, a capacidade de grande retenção de sólidos e a retenção da biomassa sem a necessidade de utilização de um leito fixo ou de aparatos para decantação dos sólidos suspensos. Além disso, não é necessária uma câmara especial para a separação do gás produzido ou da biomassa. Em relação às vantagens operacionais, tem-se o baixo tempo de residência hidráulico (TRH), a capacidade de operar tanto em fluxo contínuo quanto nos processos de batelada e batelada-alimentada, e a estabilidade a choques hidráulicos e de carga orgânica.

Há relatos do tratamento de vários tipos de efluentes utilizando o reator compartimentado. Segundo uma revisão de Barber & Stuckey (1999), com o tratamento de efluentes com alta ou baixa carga orgânica, em baixas temperaturas e até no tratamento de efluentes ricos em sulfato. Entre os efluentes muito diluídos, o mais comum é o gerado na indústria de laticínios. Neste efluente, devido à sua diluição, o metabolismo das bactérias se torna muito lento, reduzindo ainda mais o aumento da biomassa, e segundo Polprasert *et al.*, (1992), citados pelos autores da revisão, há uma dominância das

Methanosaeta, na metanogênese, não havendo nenhuma diferença nos microrganismos acidogênicos, indicando que não há uma seleção nessas populações devido à baixa carga.

Dentre os resíduos de alta concentração de matéria orgânica, os autores citaram trabalhos no tratamento de efluentes da criação de suínos, de abatedouros, de destilaria, efluentes sintéticos a base de proteína e carboidrato e também no tratamento de efluentes ricos em fenóis. De maneira geral, os TRHs são mais longos, o metabolismo dos microrganismos são mais acelerados gerando um crescimento de biomassa e a produção de metano deriva, principalmente, da descarboxilização do acetato pelas *Methanosarcina*, e pelas hidrogenotróficas como *Methanobrevibacter* e *Methanobacterium* (CHERNICHARO, 2000).

Num estudo com o reator compartimentado com cinco câmaras, Wang *et al.* (2004), utilizando substrato sintético, a base de glicose, notou que o principal ácido orgânico produzido foi o acetato. Além disso, observaram um decréscimo na concentração de ácidos voláteis ao longo do reator. A análise do biogás demonstrou que a concentração de metano aumentou gradativamente ao longo do reator enquanto que a concentração de hidrogênio diminuiu já nos primeiros compartimentos, sendo que, nos últimos dois compartimentos, os autores não detectaram hidrogênio molecular, sugerindo que a atividade metanogênica nos diferentes compartimentos depende diretamente do substrato utilizado.

Manariotis & Grigoropoulos (2002), utilizando um reator compartimentado com três câmaras no tratamento anaeróbio de um resíduo sintético, criado pelos autores, obtiveram uma eficiência média de remoção da

DQO de 87,2 e 91%, com TRH de 24 e 12 horas respectivamente, para uma DQO de entrada que variou de 300 a 400 mg L⁻¹ numa temperatura de 26 °C. Após um período de dois anos inativo, o reator foi reativado, sem adição de inoculo e nos primeiros dez dias de aclimatação, o reator obteve 85,3% de eficiência. Mesmo baixando a temperatura para 16 °C, nos mesmos TRHs, 12 e 24 horas, o reator não perdeu eficiência, porém a produção de metano baixou 30%.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Local de pesquisa

O experimento foi realizado em um reator anaeróbio de bancada, localizados no Laboratório de Bioprocessos do Departamento de Engenharia e Tecnologia de Alimentos (DETA) da Universidade Estadual Paulista (UNESP), Instituto de Biociências Letras e Ciências Exatas (IBILCE), campus de São José do Rio Preto.

4.2. Efluente

A manipueira utilizada no experimento foi proveniente da Indústria Plaza Ind. e Com. Ltda., fábrica de farinha de mandioca, localizada no município de Santa Maria da Serra, estado de São Paulo.

A manipueira, coletada ao longo da vala de decantação, foi acondicionada em galões de 30 e 50 litros e transportada ao local da pesquisa, onde foi armazenada em câmara fria à temperatura de 4°C.

Para sua utilização, a manipueira deixada em repouso, da câmara fria, para sedimentar o excesso de amido dentro A seguir foi transferida, por meio de um sifão, para garrafas do tipo PET (polietileno tereftalato) de 2 litros e armazenadas em câmara fria à temperatura de - 15° C, a fim de manter as características do efluente.

Para realizar a alimentação do reator, a manipueira era descongelada, retirando-se da garrafa um volume definido de acordo com a concentração de interesse, sendo o restante acondicionado na geladeira de modo que o efluente

mantivesse suas características. O volume retirado de manipueira pura era diluído completando um total de cinco litros, volume da garrafa de alimentação, para que se alimentassem os reatores, de acordo com a concentração inicial de DQO desejada.

4.3. Reator

Para o desenvolvimento do experimento, utilizou-se um reator compartimentado feito de vidro, com 18 centímetros de altura, 30 de comprimento e 10 de largura, com cada compartimento tendo 10 centímetros de comprimento, totalizando 3 compartimentos. Cada um destes compartimentos foi dividido ao meio através de um anteparo, permitindo ao líquido a existência de uma fase descendente e uma fase ascendente, com o lodo ficando sedimentado e separado dos outros lodos existentes nos demais compartimentos. O volume útil do reator foi de 4600 mililitros. A Figura 1 representa o reator utilizado durante a realização dos experimentos.

As amostras foram retiradas da fase descendente do compartimento 1 e 2, e das fases descendente e ascendente do compartimento 3.

A concentração de manipueira da alimentação variou de cerca de 1000 a 5000 mg L⁻¹, sendo aumentada de acordo com a verificação da estabilização do reator, quando se verificou uma estabilização da eficiência.

Em um primeiro momento, não houve a correção do pH de entrada. Porém, com o decorrer da pesquisa, optou-se por efetuar a correção do pH da alimentação até valores próximos à neutralidade, para avaliar a capacidade de recuperação do reator em todos os compartimentos.

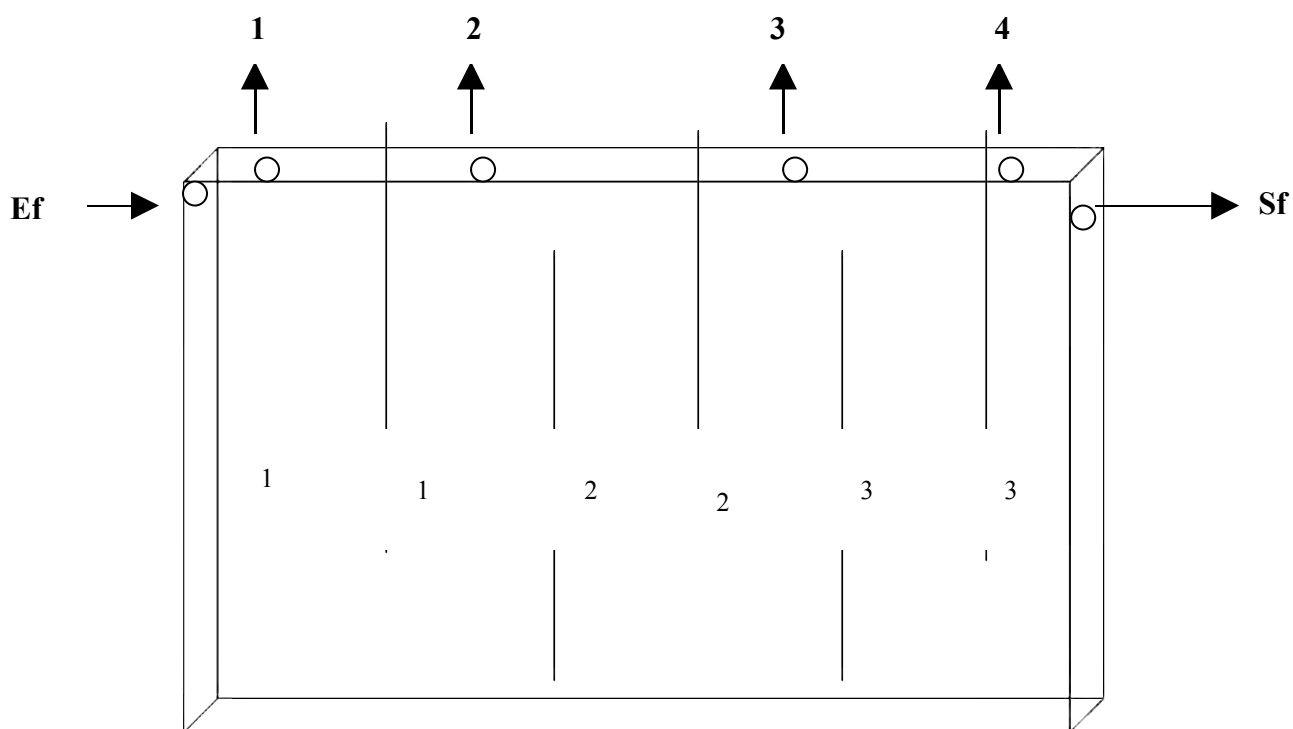


Figura 1: Esquema do reator compartmentado utilizado: as setas verticais indicam os locais de retirada de amostras, e as setas horizontais indicam a entrada da alimentação (à esquerda) e saída do efluente tratado (à direita).

Variaram-se os tempos de residência hidráulicos aleatoriamente, visando avaliar a capacidade do reator em absorver diferentes cargas ao longo do processo.

4.4. Inoculo

O inoculo foi proveniente de um reator do tipo UASB da estação de tratamento de efluentes da indústria Arco Íris de refrigerantes localizada no município de São José do Rio Preto – SP, coletado em frascos plásticos e mantido em geladeira para diminuir o metabolismo do lodo, evitando a morte

dos microrganismos. O volume de inóculo foi de 1500 mililitros, cerca de 32% do volume útil, escolhido aleatoriamente.

4.5. Análises físico-químicas

As amostras foram retiradas nos pontos Ef, 1, 2, 3, 4 e Sf, demonstrados na Figura 1. Análises foram realizadas em cada ponto de amostragem.

4.5.1. Acidez e Alcalinidade

As análises de alcalinidade e acidez foram realizadas, por titulação, seguindo a metodologia descrita em Silva (1977).

4.5.2. Determinação do pH

O pH foi determinado através de um pHmetro PM 608 da marca Analion Indústria e Comércio Ltda, seguindo a metodologia descrita em STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1995).

4.5.3. Demanda Química de Oxigênio

Para realização das análises de DQO, foi utilizada a metodologia descrita em STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND

WASTEWATER (1995), análise colorimétrica de refluxo fechado utilizando para leitura um espectrofotômetro da marca Hach Co.

Foram realizadas análises de DQO solúvel, onde a amostra é centrifugada por 5 minutos a 3600 rotações por minuto.

4.5.4. Turbidez

A turbidez foi determinada com auxílio de um turbidímetro da marca DEL LAB modelo DLA 1000 e os ajustes foram feitos com auxílio dos brancos do próprio turbidímetro.

4.6. Análise Estatística

O teste estatístico realizado foi a análise de variância para medidas repetidas, com o auxílio do software MINITAB. As variáveis foram analisadas na escala usual e em outra escala, que pode ser do logaritmo natural, do quadrado ou da raiz quadrada. Estes artifícios foram realizados para a aplicação do teste aumentando a confiabilidade dos resultados.

Apresentou-se também um diagrama na probabilidade normal, que mostra se os dados estão enquadrados na curva de Gauss, que também aumenta a confiabilidade do experimento.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

O tempo de residência hidráulico no período de partida do reator foi de sete dias, diminuindo para valores menores quando começou o regime permanente, ou seja, quando o reator demonstrou estar estável. Na diminuição do TRH, com o aumento da velocidade de fluxo, houve um pequeno deslocamento de lodo em todos os compartimentos, para a fase ascendente. Para evitar esses inconvenientes, Barber & Stukeley (1999) sugeriram alguns exemplos de modificações realizadas no reator compartimentado nos últimos anos, com o intuito de otimizar seu desempenho. Em geral, a parte de baixo da chicana deve ter uma pequena inclinação (45°) e a abertura abaixo de cada chicana deve ser, no mínimo, da mesma largura que a fase ascendente e a fase descendente deve ser mais estreita que a ascendente. Tal sugestão deve ser utilizada em futuros trabalhos uma vez que, nesse estudo, mesmo com o deslocamento do lodo, como não foi observado um arraste deste para os compartimentos posteriores, optou-se por não efetuar tal modificação.

Os resultados a seguir são fruto da amostragem efetuada durante seis meses de experimentação. Os dados obtidos foram tabulados e as médias foram analisadas pelo método de análise de variância para medidas repetidas. Os resultados que apresentaram uma grande dispersão foram analisados, também, em outra escala, podendo ser da raiz quadrada, logarítmica ou quadrática. Esse artifício foi utilizado para analisar melhor o comportamento dos dados e ver se esses dados se enquadram na distribuição de Gauss.

5.1. Análises de DQO

A Figura 2 mostra os resultados das análises de DQO das amostras retiradas nos pontos fixados para esse estudo, durante o período proposto.

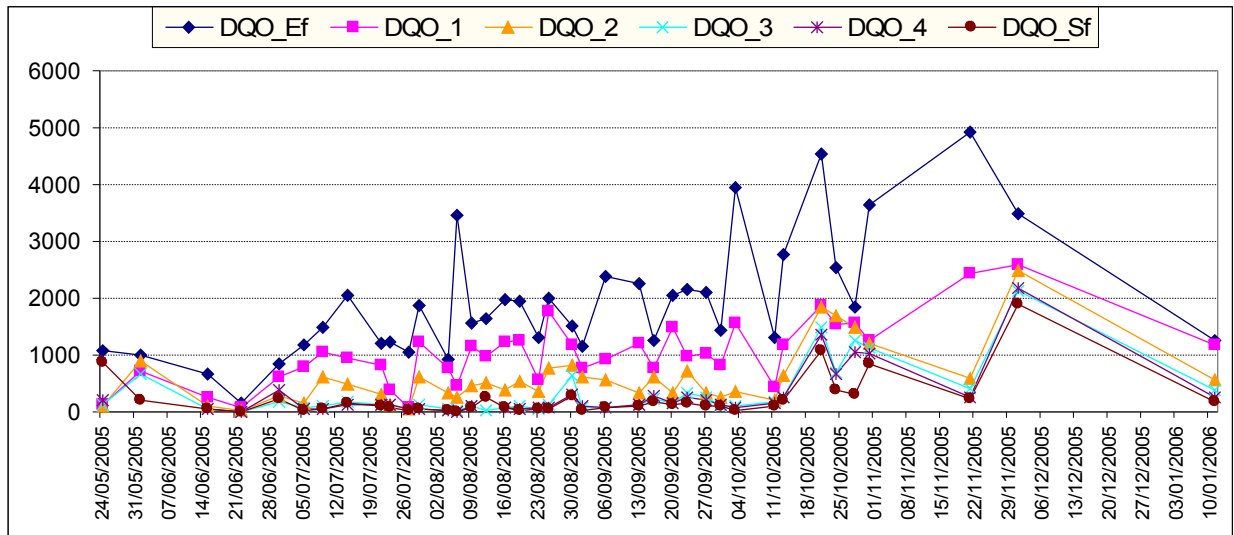


Figura 2: Valores da DQO em todos os pontos de amostragem durante o decorrer do estudo.

Observa-se, pela Figura 2, o aumento da concentração inicial da manipeira ao longo do experimento, e a diminuição da carga poluidora ao longo dos pontos de amostragem durante todo o experimento.

Para melhor visualizar os resultados, a Tabela 3 indica os valores de DQO obtidos em cada data e em cada ponto de amostragem.

Efetuando-se uma média aritmética nesses pontos, observa-se uma diminuição da DQO de 47% logo nas primeiras 12 horas. Essa fase é caracterizada como acidogênica, mas tem o poder de efetuar uma redução na carga poluidora do efluente. Após 48 horas, nota-se que a diminuição da carga poluidora atinge um nível superior a 75%, o que é similar ao obtido por Feiden

(2001) trabalhando com um reator em escala piloto com separação de fases. Em três dias e meio, o reator obteve uma eficiência superior a 91%, índice similar ao obtido por Barana (2000), também trabalhando com um reator com separação de fases, porém em escala de bancada. Para uma média de cinco dias de tempo de residência hidráulico, cerca de 95% de eficiência foi obtido, valor superior a diversos trabalhos efetuados com separação de fases.

Pontos de instabilidade foram observados. Pela Tabela 4, verifica-se que conforme há o aumento da carga de alimentação, a amostragem indica uma maior eficiência. Da mesma forma, quando se diminui a carga de entrada, a eficiência sofreu forte redução, como pode ser comprovado na Tabela 4 e 5 nos dias 4 e 6 de agosto, por exemplo, onde os valores da DQO de entrada aumentaram muito seguidos de um aumento de eficiência significativo.

Isto é devido ao reflexo da alimentação anterior nos pontos subseqüentes. A amostragem no ponto inicial não necessariamente indica que as amostras dos pontos subseqüentes correspondem à carga que está sendo alimentada no momento. Assim, as eficiências tanto no ponto 1 como no ponto 2 oscilam bastante, dependendo muito das características da alimentação.

A Tabela 5 exhibe as eficiências obtidas nos pontos 3, 4 e na saída. As amostragens nesses pontos, diferentemente dos pontos 1 e 2, não indicaram uma grande diferença entre as eficiências (situando-se acima dos 90%), o que demonstra a capacidade de tratamento desse tipo de reator.

Tabela 3: Valores da DQO em todos os pontos de amostragem.

	Entrada	1	2	3	4	Sf
24/mai	1080	138	90	120	198	880
1/jun	1010	728	888	664	211	216
15/jun	655	252	92	64	60	60
22/jun	150	80	16	12	8	8
30/jun	850	615	294	192	396	234
5/jul	1190	807	160	84	42	18
9/jul	1500	1062	624	99	45	39
14/jul	2060	948	477	180	132	144
21/jul	1215	831	315	117	129	108
23/jul	1220	393	123	135	138	72
27/jul	1040	66	62	58	42	20
29/jul	1875	1232	612	126	40	50
4/ago	930	758	326	52	22	14
6/ago	3454	468	264	30	9	9
9/ago	1560	1154	454	110	94	70
12/ago	1635	970	512	30		244
16/ago	1965	1242	372	76	82	82
19/ago	1955	1254	546	96	40	26
23/ago	1300	562	360	64	66	42
25/ago	2000	1767	759	129	86	64
30/ago	1520	1180	832	646	300	290
1/set	1145	758	612	84	113	17
6/set	2375	920	564	85	86	67
13/set	2260	1202	332	131	134	113
16/set	1265	766	606	239	284	183
20/set	2055	1484	336	159	154	140
23/set	2150	966	718	335	262	163
27/set	2090	1024	344	246	214	115
30/set	1430	816	268	108	124	110
3/out	3950	1562	362	114	72	38
11/out	1305	434	214	178	155	109
13/out	2760	1172	642	262	261	214
21/out	4133	1884	1799	1457	1311	1042
24/out	2545	1548	1698	1366	1322	794
Média	1822	955	437	147	116	95
Eficiência		47,57%	76,03%	91,93%	93,65%	94,80%

Tabela 4: Valores da eficiência da redução da DQO nos pontos 1 e 2 durante o decorrer do estudo.

	Entrada	1	Efic.		2	Efic.
24/mai	1080	138	87,2%		90	91,67%
1/jun	1010	728	27,9%		888	12,08%
15/jun	655	252	61,5%		92	85,95%
22/jun	150	80	46,7%		16	89,33%
30/jun	850	615	27,6%		294	65,41%
5/jul	1190	807	32,2%		160	86,55%
9/jul	1500	1062	29,2%		624	58,40%
14/jul	2060	948	54,0%		477	76,84%
21/jul	1215	831	31,6%		315	74,07%
23/jul	1220	393	67,8%		123	89,92%
27/jul	1040	66	93,7%		62	94,04%
29/jul	1875	1232	34,3%		612	67,36%
4/ago	930	758	18,5%		326	64,95%
6/ago	3454	468	86,5%		264	92,36%
9/ago	1560	1154	26,0%		454	70,90%
12/ago	1635	970	40,7%		512	68,69%
16/ago	1965	1242	36,8%		372	81,07%
19/ago	1955	1254	35,9%		546	72,07%
23/ago	1300	562	56,8%		360	72,31%
25/ago	2000	1767	11,7%		759	62,05%
30/ago	1520	1180	22,4%		832	45,26%
1/set	1145	758	33,8%		612	46,55%
6/set	2375	920	61,3%		564	76,25%
13/set	2260	1202	46,8%		332	85,31%
16/set	1265	766	39,4%		606	52,09%
20/set	2055	1484	27,8%		336	83,65%
23/set	2150	966	55,1%		718	66,60%
27/set	2090	1024	51,0%		344	83,54%
30/set	1430	816	42,9%		268	81,26%
3/out	3950	1562	60,5%		362	90,84%
11/out	1305	434	66,7%		214	83,60%
13/out	2760	1172	57,5%		642	76,74%
21/out	4133	1884	54,4%		1799	56,47%
24/out	2545	1548	39,2%		1698	33,28%
			45,2%			74,2%

Tabela 5: Valores da eficiência da redução da DQO nos pontos 3, 4 e saída durante o decorrer do estudo.

	Entrada	3		4		Sf	
24/mai	1080	120	88,89%	198	81,67%	880	18,52%
1/jun	1010	664	34,26%	211	79,11%	216	78,61%
15/jun	655	64	90,23%	60	90,84%	60	90,84%
22/jun	150	12	92,00%	8	94,67%	8	94,67%
30/jun	850	192	77,41%	396	53,41%	234	72,47%
5/jul	1190	84	92,94%	42	96,47%	18	98,49%
9/jul	1500	99	93,40%	45	97,00%	39	97,40%
14/jul	2060	180	91,26%	132	93,59%	144	93,01%
21/jul	1215	117	90,37%	129	89,38%	108	91,11%
23/jul	1220	135	88,93%	138	88,69%	72	94,10%
27/jul	1040	58	94,42%	42	95,96%	20	98,08%
29/jul	1875	126	93,28%	40	97,87%	50	97,33%
4/ago	930	52	94,41%	22	97,63%	14	98,49%
6/ago	3454	30	99,13%	9	99,74%	9	99,74%
9/ago	1560	110	92,95%	94	93,97%	70	95,51%
12/ago	1635	30	98,17%			244	85,08%
16/ago	1965	76	96,13%	82	95,83%	82	95,83%
19/ago	1955	96	95,09%	40	97,95%	26	98,67%
23/ago	1300	64	95,08%	66	94,92%	42	96,77%
25/ago	2000	129	93,55%	86	95,70%	64	96,80%
30/ago	1520	646	57,50%	300	80,26%	290	80,92%
1/set	1145	84	92,66%	113	90,13%	17	98,52%
6/set	2375	85	96,42%	86	96,38%	67	97,18%
13/set	2260	131	94,20%	134	94,07%	113	95,00%
16/set	1265	239	81,11%	284	77,55%	183	85,53%
20/set	2055	159	92,26%	154	92,51%	140	93,19%
23/set	2150	335	84,42%	262	87,81%	163	92,42%
27/set	2090	246	88,23%	214	89,76%	115	94,50%
30/set	1430	108	92,45%	124	91,33%	110	92,31%
3/out	3950	114	97,11%	72	98,18%	38	99,04%
11/out	1305	178	86,36%	155	88,12%	109	91,65%
13/out	2760	262	90,51%	261	90,54%	214	92,25%
21/out	4133	1457	64,75%	1311	68,28%	1042	74,79%
24/out	2545	1366	46,33%	1322	48,06%	794	68,80%
			91,20%		92,74%		94,40%

Para uma melhor visualização, a Figura 3 mostra os dados obtidos para a DQO durante o experimento inteiro, em uma análise dos valores da DQO do afluente, dos compartimentos 1, 2, 3, 4 e da saída do efluente. Observando essa figura, nota-se que os valores da DQO caem ao longo do reator, mostrando a

eficiência do tratamento do mesmo, isto pode ser visualizando também na Tabela 4, verificando a evolução das médias de eficiência indicada no fim da tabela.

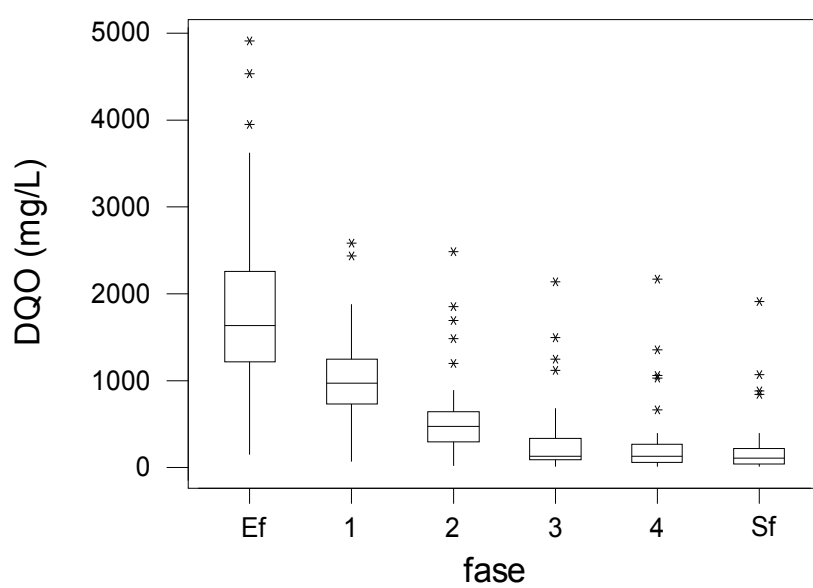


Figura 3: *Box-plot* dos valores da DQO.

A Figura 4 mostra o diagrama da distribuição da probabilidade normal da DQO.

Para cada ponto de amostra, tem-se uma notação com cores diferentes. Observando-se a Figura 4, nota-se que há três linhas para cada ponto, que representam o intervalo de confiança. Com exceção de alguns pontos, nota-se que há um enquadramento dos dados na curva de Gauss. Como o valor-p da estatística de teste para a DQO é de $2,2 \times 10^{-16}$, menor que 0,05, fica demonstrado que há evidência de queda da DQO.

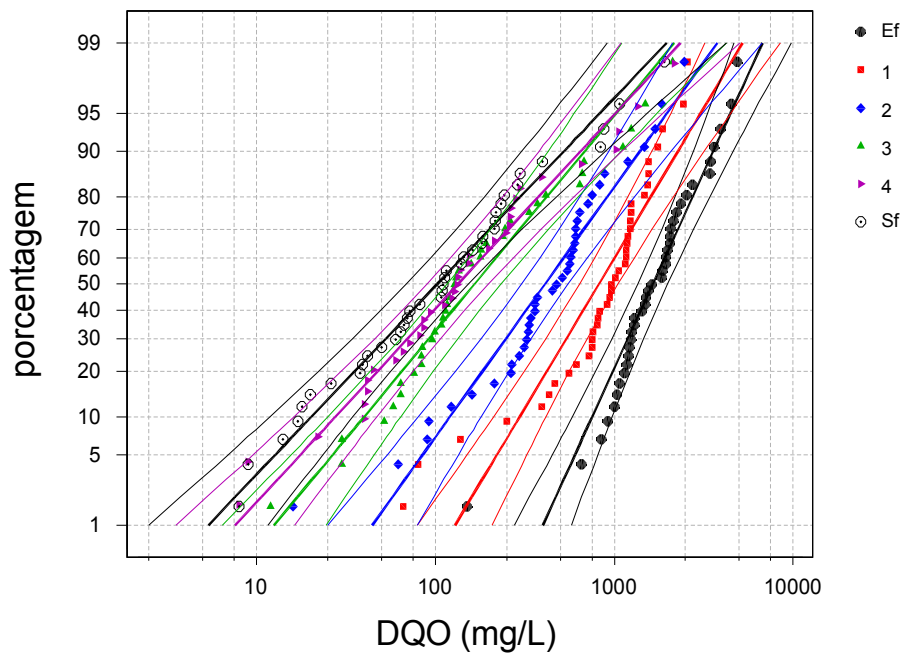


Figura 4: Diagrama da probabilidade normal da DQO.

A Figura 5 representa os valores da eficiência no decorrer do experimento e Figura 6 o *box-plot* dos valores da eficiência ao longo do estudo.

Nota-se visualmente que houve um aumento na eficiência ao longo do percurso do efluente no reator. Isso é corroborado pelo valor-p da estatística de teste para a eficiência na escala do quadrado, $2,2 \times 10^{-16}$, menor que 0,05.

A Figura 7 representa o diagrama da probabilidade normal dos valores da eficiência e a Figura 8 representa o diagrama da probabilidade normal da eficiência na escala do quadrado.

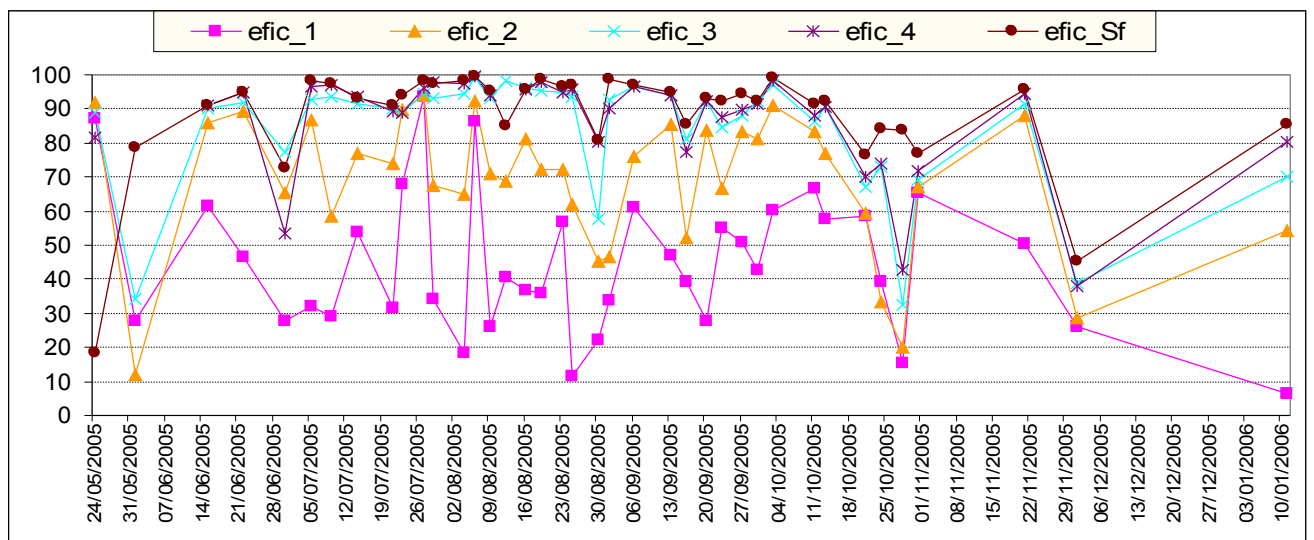


Figura 5: Valores da eficiência em todos os pontos de amostragem durante o decorrer do estudo.

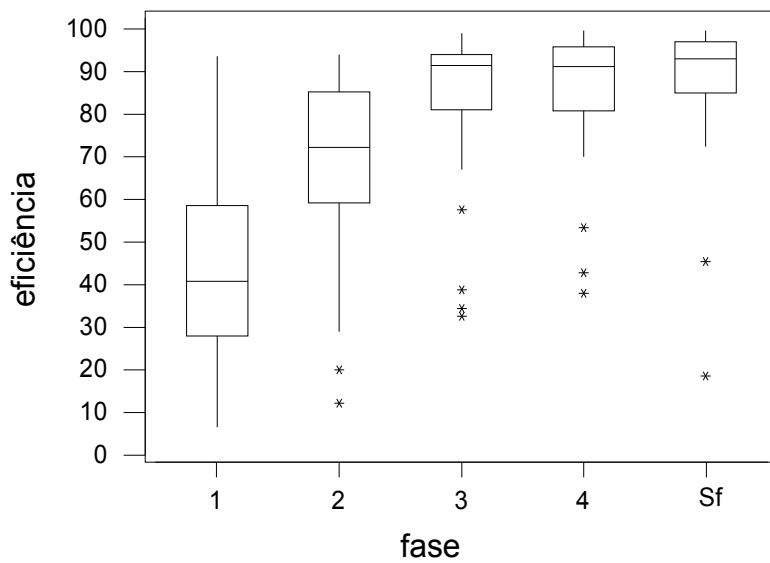


Figura 6: *Box-plot* dos valores de eficiência, separados por pontos de amostragem.

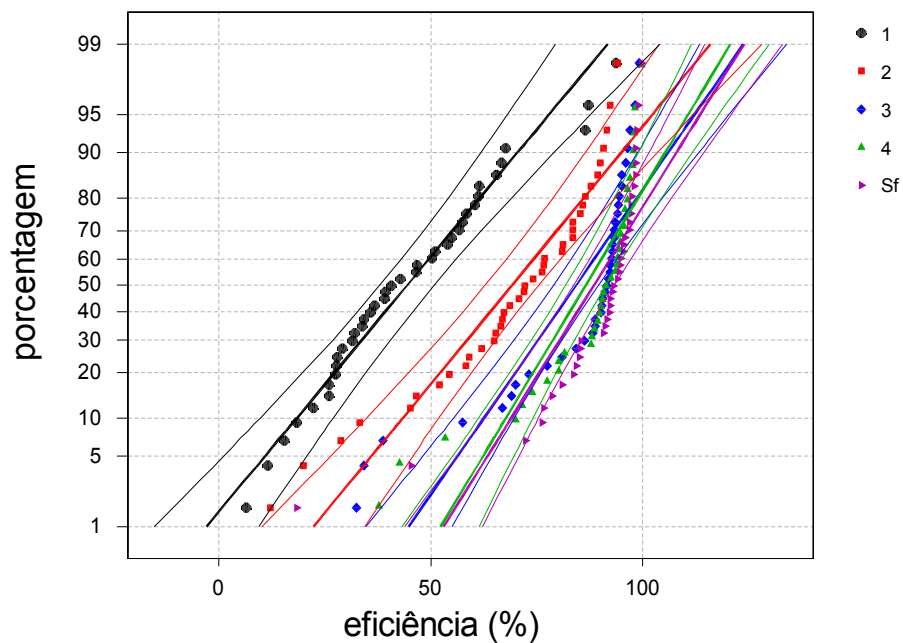


Figura 7: Diagrama da probabilidade normal dos valores da eficiência, separados por pontos de amostragem.

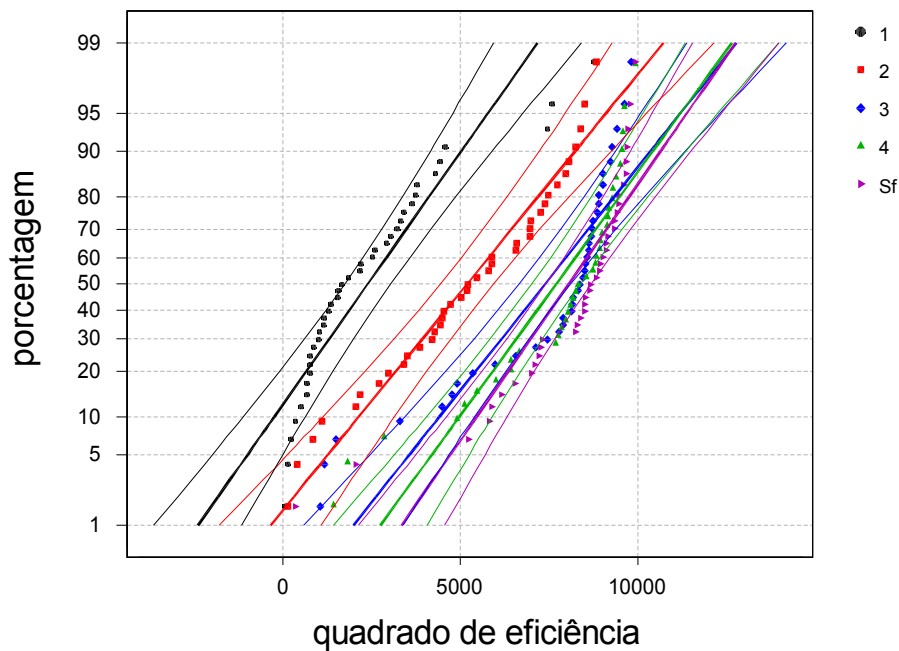


Figura 8: Diagrama da probabilidade normal do quadrado de eficiência, separados por pontos de amostragem.

Quanto ao TRH, não há evidência de efeito do tempo correlacionado com a eficiência, pois o valor-p da estatística de teste é 0,3638, maior que 0,05. Porém, há evidência de diferença na eficiência entre as fases, pois o valor-p da estatística de teste é 2×10^{-16} , sendo a fase 1 significativamente diferente que as outras fases. Isto também ocorre com a fase 2, mas não há evidência de diferença significativa na eficiência entre as fases 3, 4 e a saída do reator. E não há evidência de diferença entre os TRHs, pois o valor-p da estatística de teste é 0,921 maior que 0,05.

A figura 9 mostra o comportamento da eficiência correlacionada ao TRH que foi separado em intervalos de tempo em dias, entre 2 e 3 dias, 3 e 4 dias, 4 e 5 dias, 5 e 6 dias e acima de 6 dias e a figura 10 mostra o diagrama da probabilidade normal da correlação entre eficiência e TRH.

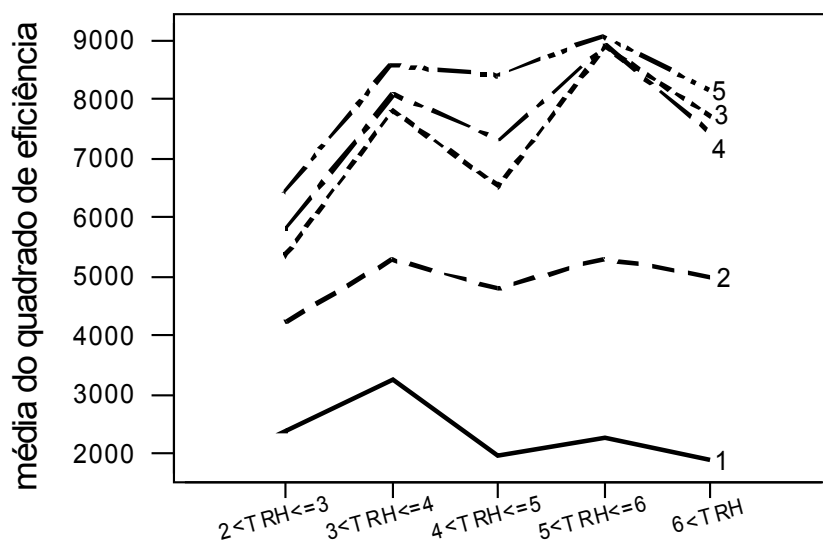


Figura 9: Médias do quadrado da eficiência correlacionado com os TRHs, separados por pontos de amostragem.

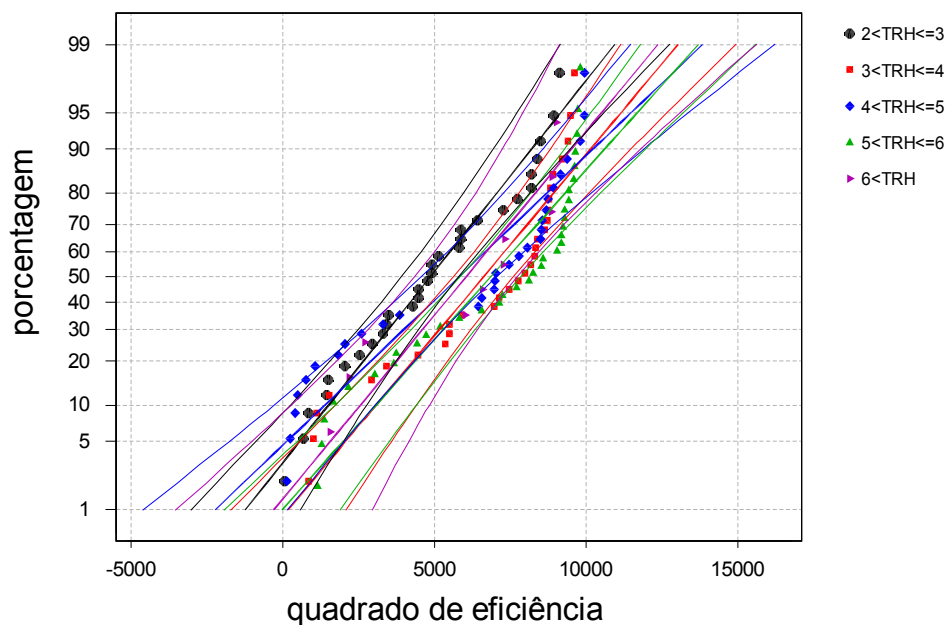


Figura 10: Diagrama da probabilidade normal do quadrado da eficiência correlacionado ao TRH.

5.2. Análise da acidez

Pela Figura 11, observa-se que há a redução da acidez ao longo dos pontos de amostragem no reator. Em nenhum momento, mesmo sem a correção do pH, o reator perdeu a estabilidade. Pela Tabela 6, é possível verificar se o reator pode entrar em instabilidade. A acidez não aumentaria repentinamente na saída. Ela deve aumentar aos poucos na seqüência dos compartimentos, o que permite uma rápida intervenção no sistema, antes do descarte do efluente instável.

Tabela 6: Valores de acidez nos diferentes pontos de amostragem durante o decorrer do estudo.

	Entrada	1	2	3	4	Sf
<i>24/mai</i>	0	15	25	50	80	20
<i>1/jun</i>	13	6	5	5,5	4,5	3,5
<i>15/jun</i>	65	25	35	40	55	40
<i>22/jun</i>	30	50	60	40	35	30
<i>30/jun</i>	145	130	70	60	60	55
<i>5/jul</i>	180	90	115	80	75	40
<i>9/jul</i>	280	300	220	135	140	115
<i>14/jul</i>	260	325	110	100	120	80
<i>21/jul</i>	255	160	150	140	120	115
<i>23/jul</i>	95	100	95	45	50	90
<i>27/jul</i>	90	120	170	190	195	120
<i>29/jul</i>	500	510	155	195	180	195
<i>4/ago</i>	445	380	100	110	125	85
<i>6/ago</i>	75	85	50	115	120	125
<i>9/ago</i>	380	450	190	155	150	70
<i>12/ago</i>	875	325	65	95	70	115
<i>16/ago</i>	625	480	205	250	215	175
<i>19/ago</i>	600	390	120	155	145	80
<i>23/ago</i>	75	80	95	110	75	80
<i>25/ago</i>	1025	725	415	315	215	220
<i>30/ago</i>	350	215	245	180	200	135

1/set	225	100	190	205	165	175
6/set	990	635	510	350	410	330
13/set	1230	815	780	335	250	160
16/set	365	405	295	360	140	100
20/set	230	95	75	45	35	10
23/set	165	70	80	155	170	230
27/set	175	145	155	130	150	125
30/set	115	165	160	125	165	135
3/out	125	140	125	145	160	145
11/out	30	105	205	165	155	
13/out	15	70	195	185	155	140
21/out	275	245	220	145	160	65
24/out	140	115	125	105	80	60
s/correção	316	249	128	123	113	97
c/correção	316	237	240	188	171	129

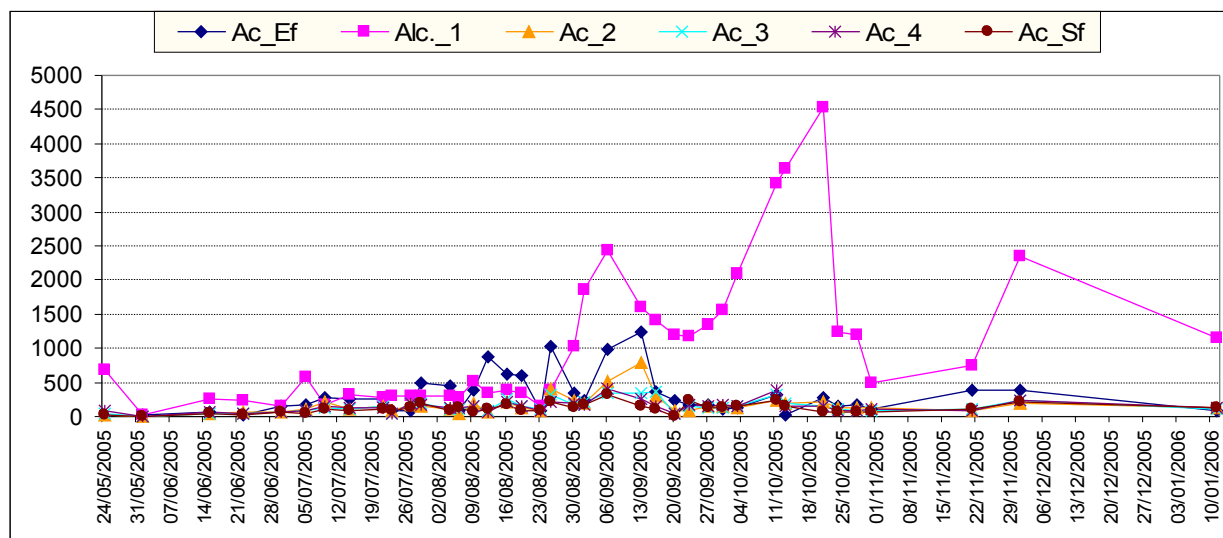


Figura 11: Valores da acidez em todos os pontos de amostragem durante o decorrer do estudo.

Para uma melhor visualização, a Figura 12 mostra o *box-plot* dos valores da acidez em toda a pesquisa. Nota-se que houve uma queda da acidez ao longo do reator. Esse parâmetro também foi analisado na escala da raiz quadrada (Figura 13) e a Figura 14 mostra o diagrama da distribuição normal da acidez na escala da raiz quadrada. Nota-se que apenas alguns pontos ficaram fora da distribuição normal, sendo o valor-p da estatística de teste de $9,16 \times 10^{-8}$, menor que 0,05, demonstrando que há evidência de queda na acidez.

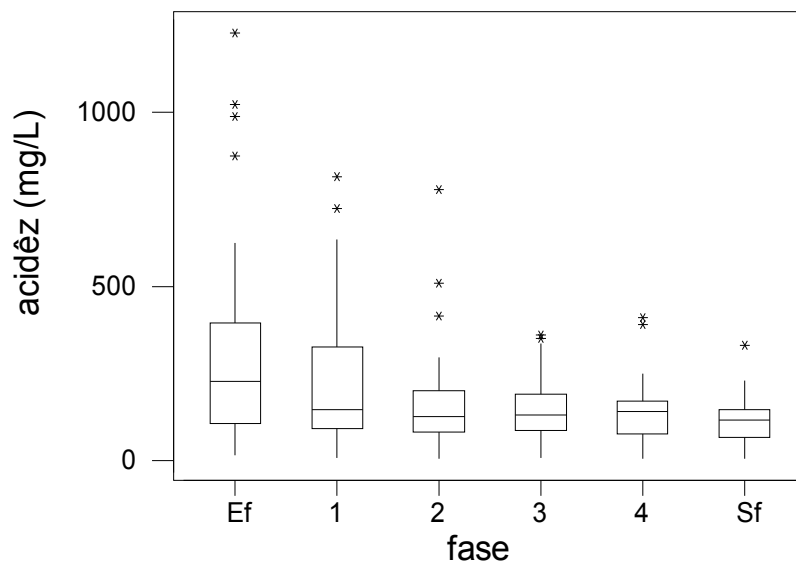


Figura 12: *Box-plot* dos valores da acidez.

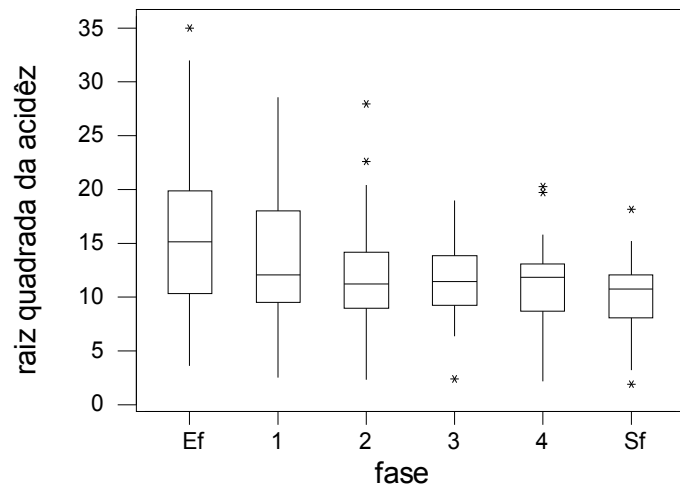


Figura 13: *Box-plot* dos valores da acidez na escala da raiz quadrada.

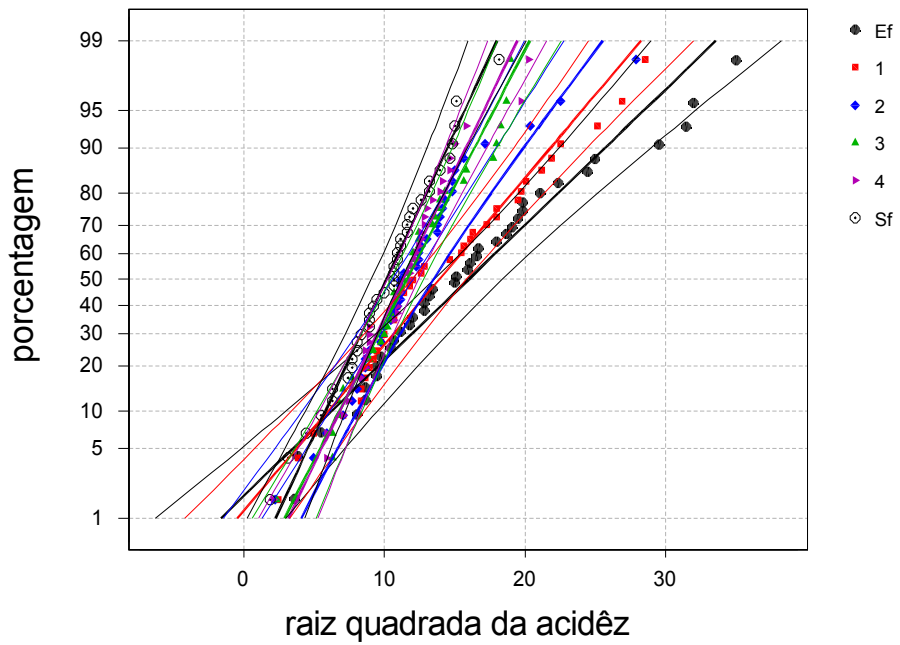


Figura 14: Diagrama da probabilidade normal da raiz quadrada da acidez.

5.3. Análise da alcalinidade

A Figura 15 mostra o comportamento da alcalinidade ao longo da pesquisa. Observa-se que, após uma determinada data (23 de agosto), a alcalinidade aumenta bastante. Isto se deve à correção do pH na alimentação.

Pela Tabela 7, observam-se algumas flutuações nos resultados obtidos, muito mais devido ao reflexo de alimentações anterior. Pelas médias obtidas, verifica-se que a alcalinidade cresce até o ponto 4, quando apresenta uma ligeira queda.

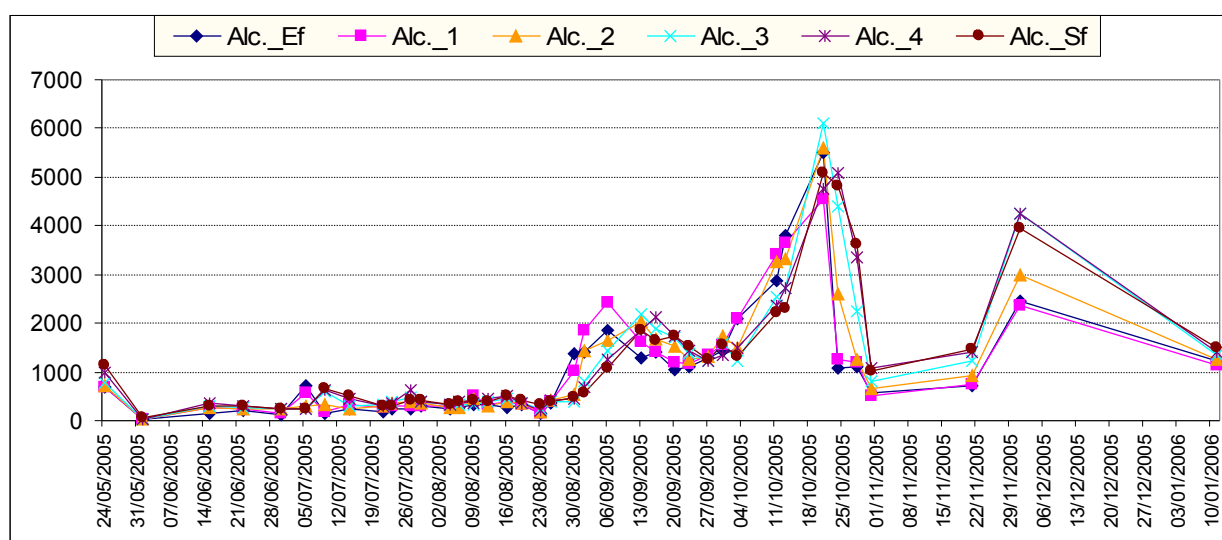


Figura 15: Valores da alcalinidade em todos os pontos de amostragem durante o decorrer do estudo.

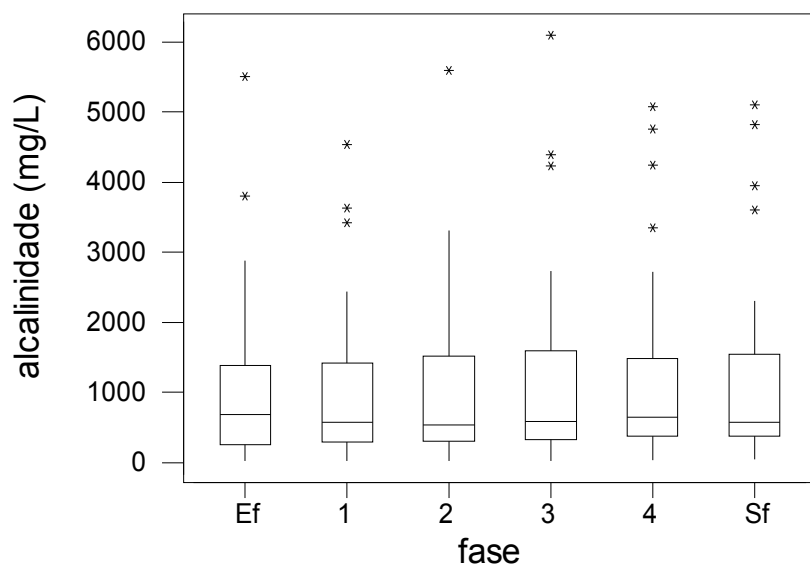


Figura 16: *Box-plot* dos valores da alcalinidade.

Tabela 7: Valores de alcalinidade nos diferentes pontos de amostragem durante o decorrer do estudo.

	Entrada	1	2	3	4	Sf
24/mai	685	680	715	785	985	1125
1/jun	17,5	20	22	24,5	32	46
15/jun	145	260	265	310	345	305
22/jun	205	225	245	275	300	305
30/jun	110	155	250	225	235	235
5/jul	730	575	305	225	230	250
9/jul	145	165	320	590	640	645
14/jul	250	325	250	310	435	505
21/jul	175	280	285	330	300	310
23/jul	235	295	365	380	370	305
27/jul	250	300	380	470	625	415
29/jul	290	305	345	375	385	405
4/ago	235	295	280	325	340	320
6/ago	265	280	260	315	400	380
9/ago	335	510	445	320	370	425
12/ago	335	335	300	395	435	400
16/ago	275	390	400	440	495	510
19/ago	315	340	365	365	370	425
23/ago	145	155	190	230	210	315
25/ago	365	375	415	400	415	400
30/ago	1380	1015	540	400	455	490
1/set	1400	1850	1425	800	700	575
6/set	1850	2435	1635	1430	1255	1070
13/set	1295	1610	2035	2195	1865	1860
16/set	1395	1415	1680	1875	2115	1635
20/set	1055	1190	1520	1720	1735	1740
23/set	1115	1180	1245	1385	1435	1525
27/set	1285	1350	1320	1220	1240	1250
30/set	1440	1570	1735	1585	1350	1545
3/out	2090	2100	1485	1235	1485	1320
11/out	2910	2800	2460	1550	1860	
13/out	3790	3635	3310	2735	2725	2305
21/out	5515	4535	5590	6100	4765	5100
24/out	1075	1250	2605	4395	5085	4815
	254	294	299	332	365	363
	1971	1995	2042	2045	2005	1802

Para uma melhor visualização, a Figura 16 mostra o *box-plot* dos valores da alcalinidade, a Figura 17 mostra dos valores da raiz quadrada da alcalinidade e a Figura 18 mostra o diagrama da probabilidade (porcentagem) normal da alcalinidade na escala da raiz quadrada. Nota-se, pelas Figuras 16 e 17, que a alcalinidade se manteve constante ao longo do reator. Observando a Figura 18, nota-se que a alcalinidade não demonstrou um comportamento totalmente enquadrado na curva normal, o valor-p da estatística de teste é 0,0732 maior que 0,05 demonstrando que não há evidência de queda na raiz quadrada da alcalinidade, conseqüentemente na alcalinidade. Isso pode demonstrar que o reator possui um efeito tampão equilibrando o pH ao longo do percurso.

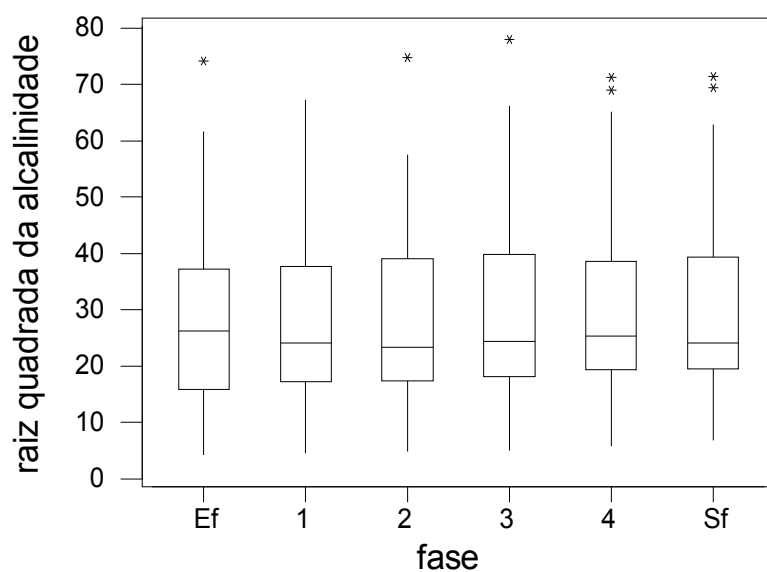


Figura 17: *Box-plot* dos valores da alcalinidade na escala da raiz quadrada.

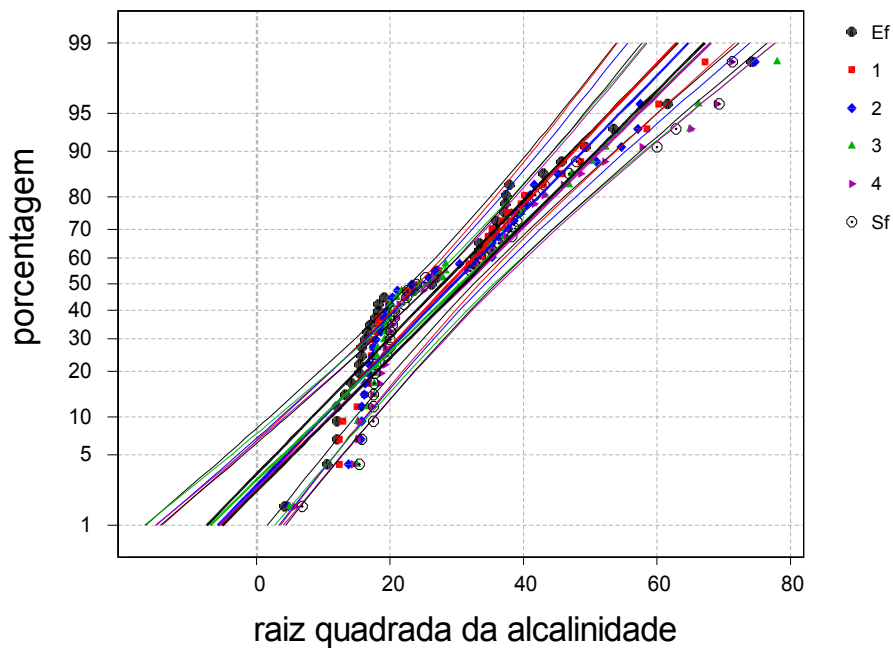


Figura 18: Diagrama da probabilidade normal dos valores da alcalinidade na escala da raiz quadrada.

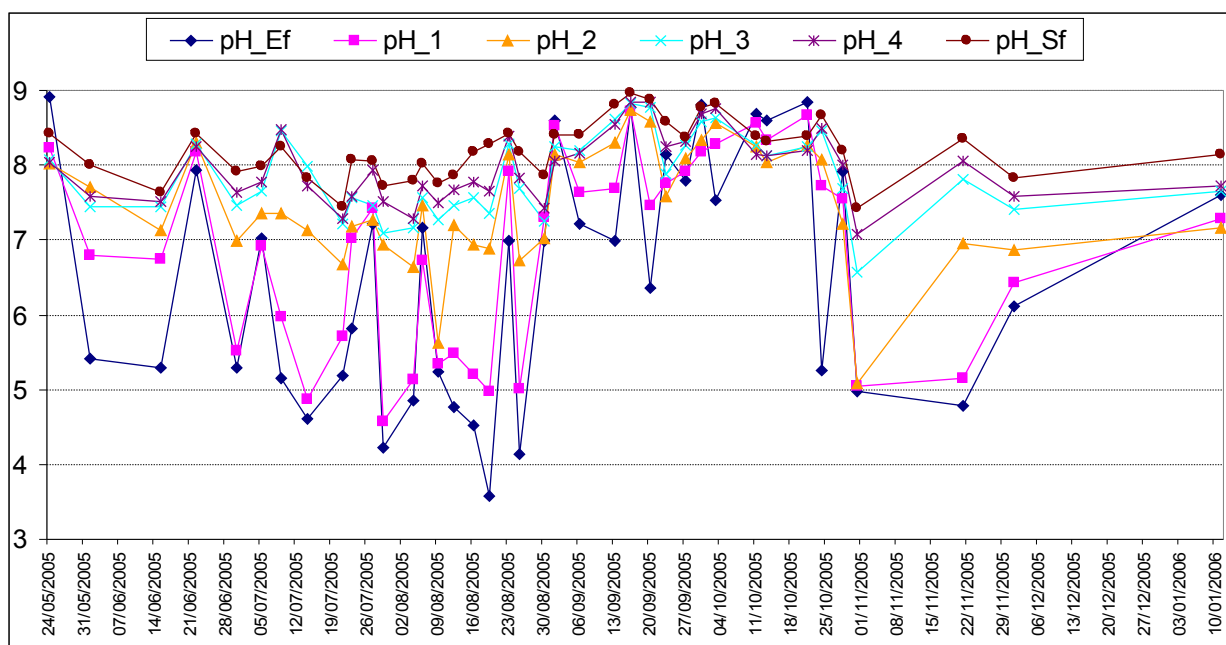


Figura 19: Valores de pH em todos os pontos de amostragem durante o decorrer do estudo.

5.4. Análise do pH

A Figura 19 mostra os resultados das análises de pH das amostras retiradas nos pontos fixados para esse estudo, durante o período proposto. Pode-se observar, pela figura, que mesmo com valores de alimentação na faixa ácida, os valores de pH de saída situaram-se, em todo o estudo, na faixa entre 7 e 9, o que demonstra a estabilidade deste tipo de reator quanto ao controle do pH.

Para uma melhor visualização dos resultados, foi elaborada a Tabela 8, na qual podem ser vistos todos os resultados obtidos em todos os pontos de amostragem, ao longo do experimento.

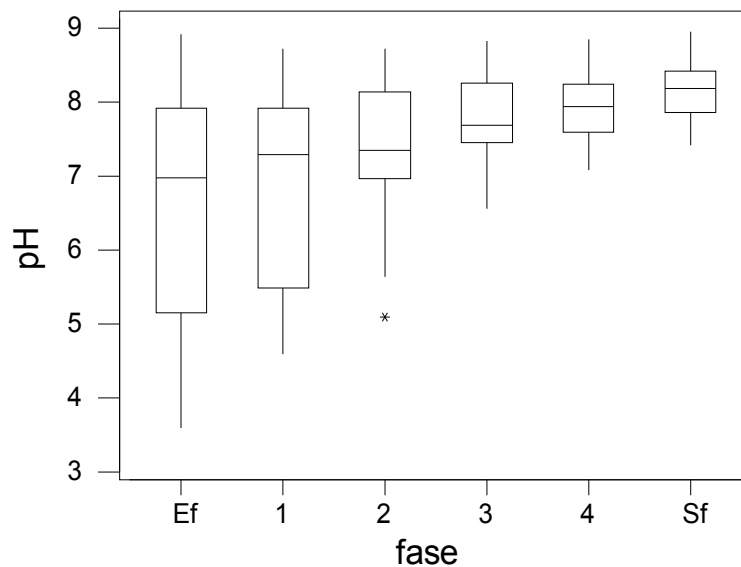


Figura 20: *Box-plot* dos valores do pH.

Tabela 8: Valores de pH nos diferentes pontos de amostragem durante o decorrer do estudo.

	Entrada	1	2	3	4	Sf
24/mai	8,92	8,23	8,02	8,08	8,03	8,43
1/jun	5,42	6,79	7,71	7,45	7,59	8
15/jun	5,29	6,74	7,12	7,44	7,52	7,64
22/jun	7,93	8,18	8,3	8,28	8,25	8,42
30/jun	5,29	5,52	6,98	7,46	7,63	7,92
5/jul	7,03	6,92	7,35	7,66	7,77	7,98
9/jul	5,15	5,98	7,36	8,45	8,48	8,24
14/jul	4,61	4,88	7,12	7,98	7,72	7,82
21/jul	5,19	5,72	6,68	7,21	7,29	7,45
23/jul	5,82	7,02	7,18	7,56	7,58	8,08
27/jul	7,22	7,43	7,26	7,46	7,94	8,06
29/jul	4,22	4,58	6,94	7,09	7,51	7,73
4/ago	4,85	5,13	6,63	7,16	7,28	7,8
6/ago	7,16	6,72	7,46	7,56	7,72	8,02
9/ago	5,24	5,35	5,63	7,26	7,49	7,76
12/ago	4,76	5,48	7,2	7,46	7,67	7,86
16/ago	4,53	5,2	6,94	7,56	7,78	8,18
19/ago	3,58	4,98	6,89	7,36	7,66	8,29
23/ago	6,98	7,91	8,14	8,28	8,38	8,43
25/ago	4,13	5,02	6,72	7,68	7,83	8,18
30/ago	6,98	7,31	7,02	7,25	7,42	7,86
1/set	8,59	8,53	8,15	8,25	8,06	8,4
6/set	7,21	7,63	8,03	8,2	8,16	8,41
13/set	6,98	7,68	8,3	8,62	8,55	8,8
16/set	8,78	8,72	8,73	8,83	8,85	8,96
20/set	6,35	7,46	8,58	8,78	8,85	8,88
23/set	8,15	7,76	7,59	7,88	8,25	8,58
27/set	7,79	7,92	8,09	8,26	8,31	8,37
30/set	8,8	8,17	8,34	8,58	8,68	8,78
3/out	7,53	8,28	8,57	8,63	8,76	8,82
11/out	8,74	8,44	8,32	8,45	8,52	
13/out	8,59	8,33	8,04	8,12	8,23	8,32
21/out	8,85	8,67	8,27	8,24	8,2	8,38
24/out	5,25	7,73	8,08	8,45	8,5	8,66

Uma análise estatística foi efetuada e os resultados podem ser observados nas Figuras 20, 21 e 22. O *box-plot* dos valores do pH está representado na

Figura 20. Nota-se que houve um aumento nos valores do pH ao longo do percurso do efluente no reator. Esse parâmetro também foi analisado na escala do quadrado (Figura 21). O diagrama da probabilidade normal do pH está representado na Figura 22, onde se pode observar que os dados tiveram um comportamento que se enquadra na curva de Gauss. O valor-p da estatística de teste foi de $2,2 \times 10^{-16}$, portanto menor que 0,05, que indica que há evidência de aumento nos valores do quadrado do pH e, conseqüentemente, nos valores de pH. Esse efeito é desejável, pois os valores finais estão em torno da neutralidade, aceito para despejos de efluentes, e, no interior do reator, esses valores são ideais para o metabolismo das arqueas metanogênicas.

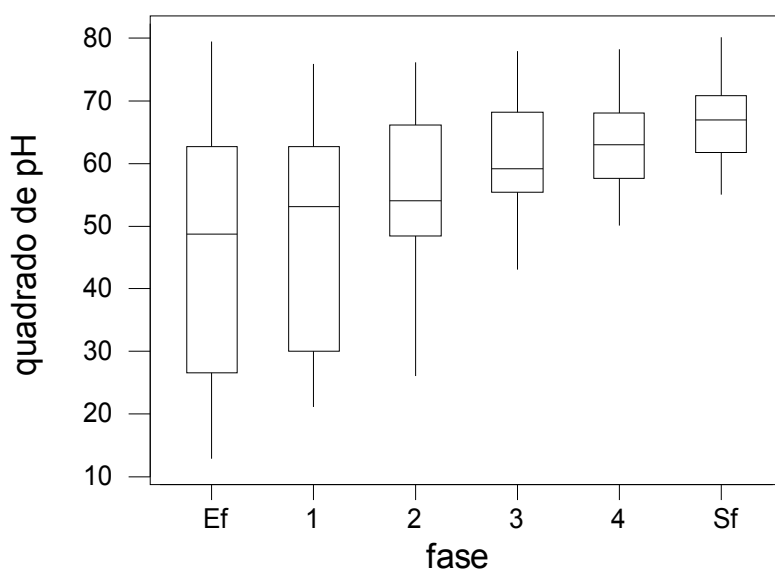


Figura 21: *Box-plot* dos valores do pH na escala do quadrado.

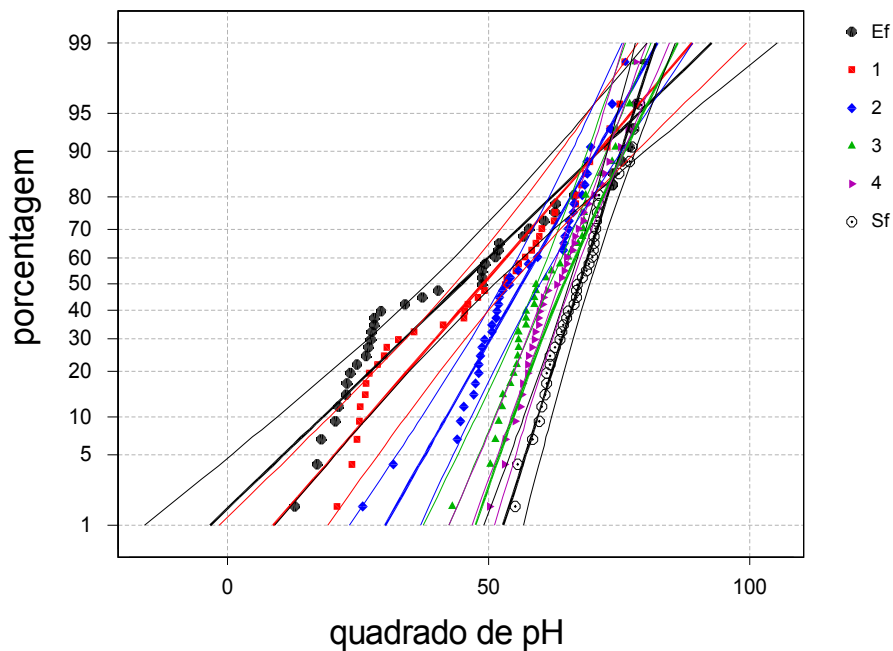


Figura 22: Diagrama da probabilidade normal do pH na escala do quadrado.

5.5. Análise da turbidez

A Figura 23 mostra os resultados das análises de turbidez das amostras retiradas nos pontos fixados para esse estudo, durante o período proposto. Como se tornou difícil à visualização foi elaborada a Tabela 9, onde pode ser observado o comportamento da turbidez ao longo de todo o experimento.

Pelas médias obtidas, verifica-se que há uma diminuição da turbidez do sistema ao longo dos pontos de amostragem. Como a turbidez é causada pela presença de sólidos suspensos, pode-se afirmar que o processo, através da filtração, hidrólise enzimática e/ou metabolização das substâncias, é eficiente na diminuição da quantidade dos sólidos presentes em suspensão.

Efetuuou-se também uma análise estatística para averiguar a diminuição da turbidez durante o processo.

A turbidez teve uma ligeira queda, que pode ser observada na Figura 24, que é o *box-plot* dos valores da turbidez em NTU (unidade nefelométrica de turbidez). Nesta figura, observa-se também que, mesmo com a alimentação apresentando uma ampla gama de valores, a saída do sistema apresenta apenas uma pequena variação nos valores da turbidez do efluente. A Figura 25 representa o *box-plot* na escala do logaritmo natural e a Figura 26, o diagrama da probabilidade normal para os valores do logaritmo natural da turbidez. Nota-se que os dados se enquadram na curva de Gauss e o valor-p da estatística de teste é de $2,2 \times 10^{-16}$, portanto menor que 0,05, demonstrando que há evidência de queda no logaritmo natural da turbidez e, conseqüentemente, há uma queda nos valores da turbidez, efeito desejável para despejos de efluentes.

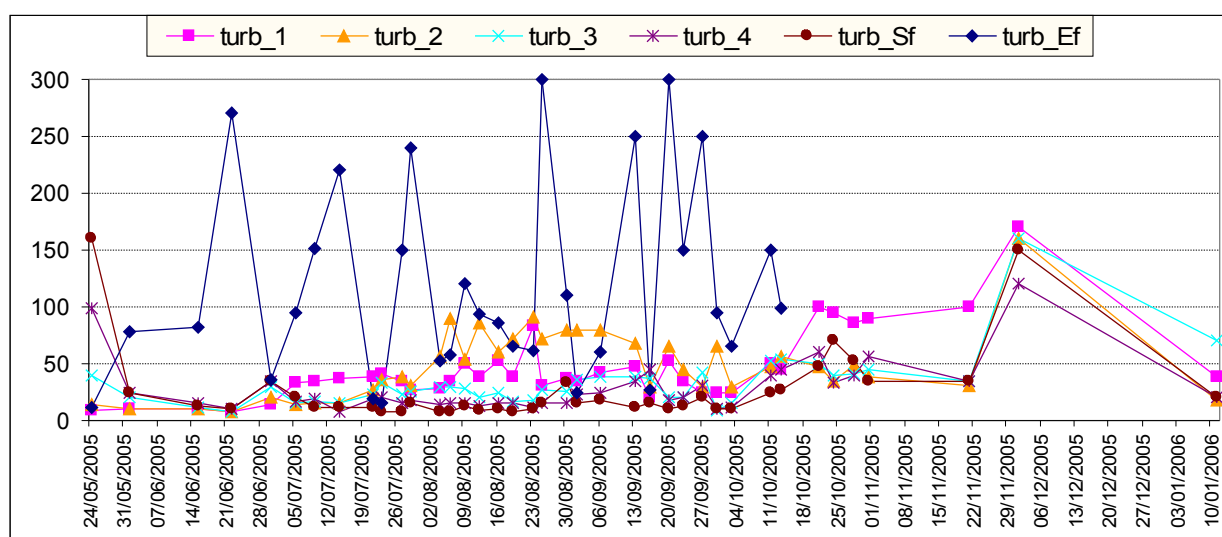


Figura 23: Valores da turbidez durante todo o experimento.

Tabela 9: Valores de turbidez nos diferentes pontos de amostragem durante o decorrer do estudo.

	Entrada	1	2	3	4	Sf
24/mai	44	9	14	40	99	160
1/jun	21	10	10	21	24	25
15/jun	30	10	10	11	15	13
22/jun	26	8	8	8	10	10
30/jun	40	14	20	29	35	35
5/jul	36	33	14	15	17	21
9/jul	18	34	15	17	19	11
14/jul	11	37	16	15	8	12
21/jul	78	39	27	23	19	12
23/jul	82	41	36	33	20	8
27/jul	270	35	38	23	15	8
29/jul	36	27	31	26	18	15
4/ago	95	28	56	30	14	8
6/ago	151	35	90	30	15	8
9/ago	220	50	54	28	15	13
12/ago	19	38	86	20	13	9
16/ago	15	53	60	25	15	10
19/ago	150	39	72	17	15	8
23/ago	240	83	91	18	12	10
25/ago	53	31	72	27	15	16
30/ago	58	37	80	26	16	33
1/set	120	34	80	36	23	15
6/set	93	42	80	38	24	18
13/set	86	47	68	39	34	12
16/set	66	20	30	37	45	15
20/set	61	53	65	20	18	10
23/set	300	35	45	20	21	13
27/set	110	25	30	42	31	20
30/set	25	24	23	9	10	10
3/out	60	25	29	15	12	10
11/out	68	65	37	28	18	
13/out	27	45	56	54	45	27
21/out	300	100	48	50	60	47
24/out	150	95	35	40	33	70

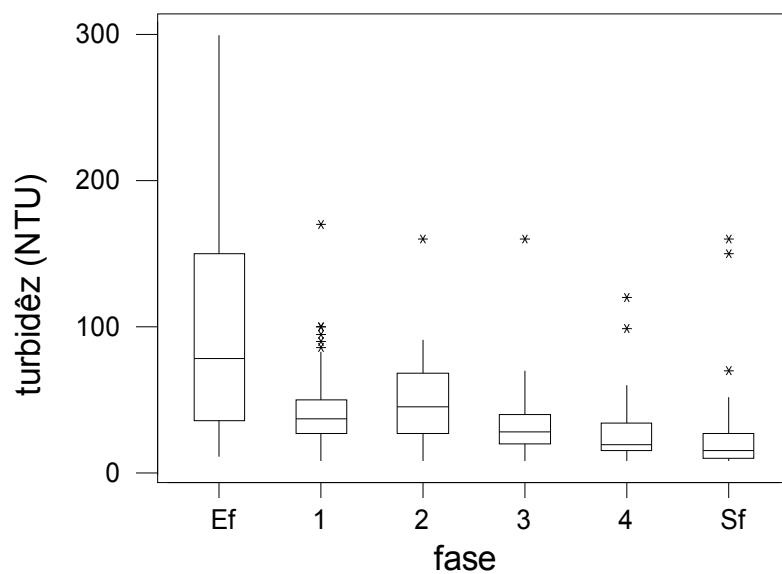


Figura 24: *Box-plot* dos valores da turbidez.

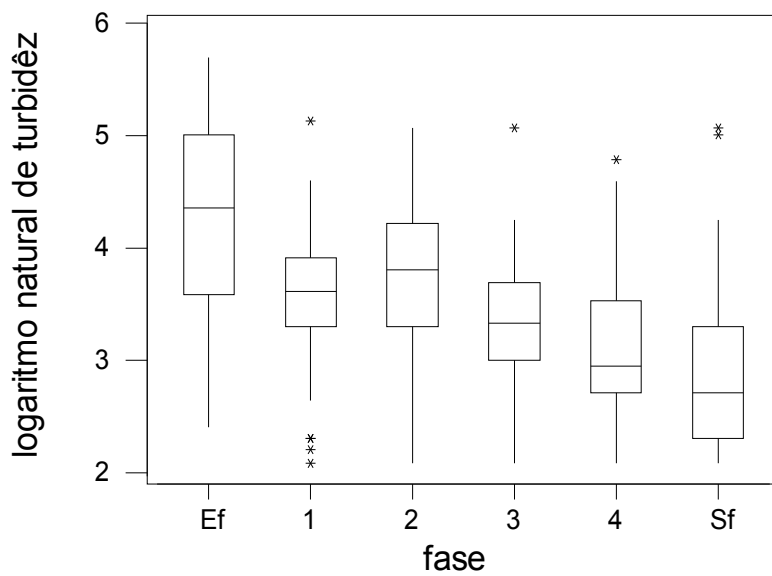


Figura 25: *Box-plot* dos valores da turbidez na escala do logaritmo natural.

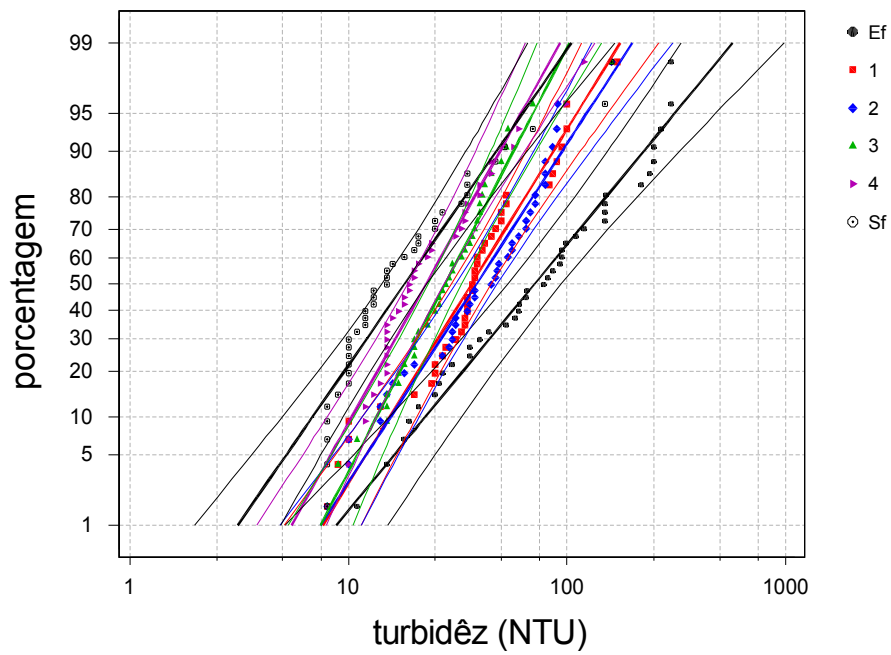


Figura 26: Diagrama da probabilidade normal dos valores da turbidez na escala do logaritmo natural.

6. CONCLUSÕES

O reator anaeróbio compartimentado demonstrou ser um excelente sistema para o tratamento da manipueira, com valores de eficiência de remoção de DQO superiores a vários resultados existentes em literatura.

Esses valores chegaram a 91% e até 95% de eficiência para tempos de retenção de 3,5 e 5 dias, respectivamente.

O reator anaeróbio compartimentado demonstrou possuir uma alta capacidade de neutralizar a acidez existente na alimentação, mesmo sem o controle inicial do pH, isso foi evidenciado pelo teste estatístico que demonstrou evidência de redução da acidez e elevação do pH ao longo dos pontos amostrados. Além de diminuir consideravelmente a turbidez e, de acordo com o teste estatístico o valor-p foi igual $2,2 \times 10^{-16}$, conseqüentemente, a quantidade de sólidos suspensos existente na alimentação.

Esse tipo de reator, através de diferentes análises que devem ser efetuadas em seus vários compartimentos, permite tanto um conhecimento detalhado de como se efetua o tratamento de águas residuárias ao longo do tempo de residência hidráulico proposto, como também uma rápida intervenção no sistema, caso ocorra uma eventual instabilidade durante o processo.

7. SUGESTÕES PARA FUTURAS PESQUISAS

- Aumentar a carga orgânica da manipueira, para avaliar o grau de estabilidade que o sistema permite alcançar;
- Avaliar possíveis melhorias no projeto do reator, tanto em termos de construção como no controle de alguns parâmetros (temperatura, concentração de inóculo, hidrólise enzimática), que não foram abordados neste estudo;
- Efetuar a quantificação do biogás e do gás metano produzidos em cada um dos compartimentos do reator;
- Verificar a produção e diversificação de ácidos orgânicos gerados ao longo do sistema;
- Verificar a diversificação da microbiota existente em cada um dos compartimentos do reator, certificando a existência de organismos acidogênicos e metanogênicos nos diferentes pontos do sistema;
- Diversificar o estudo com pesquisas utilizando outras águas residuárias agroindustriais.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C. **The use of Anaerobic Baffled Reactor (ABR) for wastewater treatment: A Review.** *Water Research*, 33 (1999) p-1559-1578.

BARANA, A. C. **Estudo de carga de manipueira em fase metanogênica em reator anaeróbio de fluxo ascendente e leito fixo.** Botucatu, 1995. 80p. Dissertação de Mestrado em Agronomia, Área de Concentração “Energia na Agricultura”-Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista

BARANA, A. C. **Avaliação de tratamento de manipueira em biodigestores fase acidogênica e metanogênica.** Botucatu, 2000, 96p. Tese de Doutorado em Agronomia, Área de Concentração “Energia na Agricultura”-Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista.

BARANA, A.C.; CEREDA, M. P. **Perfil de ácidos orgânicos no efluente da fase acidogênica de um biodigestor anaeróbio com separação de fases para tratamento de manipueira.** In: SIMPÓSIO LUSO BRASILEIRO DE ENGENHARIAS SANITÁRIA E AMBIENTAL, 9, 2000, Porto Seguro-BA.

BORJA, R., BANKS, C. J., WANG, Z. **Effect of loading rate on anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in fluidized-bed reactor.** *Biores. Technol.*, v.52, p. 157-162, 1995: *Apud* BARANA, A. C. **Avaliação de**

tratamento de manipueira em biodigestores fase acidogênica e metanogênica. Botucatu, 2000, 96p. Tese de Doutorado em Agronomia, Área de Concentração “Energia na Agricultura”-Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista.

BOZACCONI, L.; LÓPEZ, I.; VIÑAS, M. **Application of anaerobic digestion to the treatment of agro industrial effluents in Latin America.** *Water Science Technology*, 32 (12), 1995, p-105-111.

BRYANT, M. P. **Microbial methane production – theoretical aspects.** *J. Anim. Sci.*, (48), p.193-201, 1979.

CAMPOS, J. R. **Alternativas para tratamento de esgoto: pré-tratamento de águas de abastecimento.** Americana: Consórcio intermunicipal das bacias dos rios Piracicaba e Capivari, 1994. 112 p.

CEREDA, M. P. **Caracterização dos resíduos da industrialização da mandioca.** In: CEREDA, M. P. *resíduos da industrialização da mandioca.* São Paulo: Editora Paulicéia, 1994. p-11-50.

CEREDA, M. P. **Relatório final do projeto STD3. Valorização dos produtos, sub-produtos e resíduos da industrialização da mandioca na América Latina. Caracterização, usos e tratamentos de resíduos da industrialização da mandioca.** Botucatu: CERAT/UNESP, janeiro de 1996.

CEREDA, M. P. **Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca.** São Paulo, 2000. (Série: Cultura de Tuberosas Amiláceas Latino Americanas – Fundação Cargill), 320p.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios.** Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária-UFMG, 1997. vol 2. 2000. 246p. (Série Princípio do tratamento biológico de águas residuárias, 5) Brasil.

CHYNOWETH D. P., SRIVASTRA V. J. AND CONRAD J. R. **Research study to determine the feasibility of producing methane gas from sea kelp.** 1980, Annual Report for General Electric Company, IGT Project 30502, Institute of Gas Technology, IIT Centre, 3424 S. State Street, Chicago, IL 60616.

CHYNOWETH, D. P.; ISAACSON, R. **Anaerobic digestion of biomass.** Londres e Nova York. (1987) Elsevier Applied Science Publisher LTD.

CLARENS, M., MOLETTA, R. **Kinetic studies of acetate fermentation by *Methanosarcina sp* MSTA-1.** *Appl. Microbiol. Biotechnol*, (33), p. 239-244, 1990.

COHEN, A., BREURE, A. M., VAN ANDEL, J. G., VAN DEURSEN, A. **Influence of phase separation on the anaerobic digestion of glucose, I- Maximum COD turnover rate during continuous operation.** *Wat. Res.*, (14), p. 1439-1448, 1980.

DEL BIANCHI, V. L. **Balanço de massa e de energia do processamento de farinha de mandioca em uma empresa de médio porte do estado de São Paulo.** 1998, 118f. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura) Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu.

DEL BIANCHI, V. L.; CEREDA, M. P. **Balanço de massa de uma fábrica de farinha de mandioca de médio porte do estado de São Paulo.** *Energia na Agricultura* (Botucatu), vol. 14, nº 3, p-34-48, 1999.

DOLFING, J. **Acetogenesis.** In: ZEHNDER, A. J. B. *Biology of anaerobic microorganisms.* New York: John Wilwy & Sons. 1988. 872p.

EASTMAN, J.A., FERGUSON, J. F. **Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion.** *J. Water Pollut. C. F.*, 1981 (53), p-352-366.

FAO – FOOD AND AGRICULTURAL ORGANIZATION. www.fao.org, acessado em 2006.

FEIDEN, A. **Tratamento de águas residuárias de indústria de fécula de mandioca através de biodigestor anaeróbio com separação de fases em escala piloto.** 2000, 120f. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura) Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu.

FERNANDES JR., A. **Ocorrência de instabilidade e forma de seu controle na digestão anaeróbia de manipueira, em reator de bancada de mistura completa.** 1989, 118f. Dissertação (Mestrado em Agronomia/Energia na Agricultura) Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu.

FORESTI, E., FLORÊNCIO, L., VAN HAANDEL, A., ZAIAT, M., CAVALCANTI, P. F. F. **Fundamentos do tratamento anaeróbio.** In: *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.* Ed. PROSAB, Rio de Janeiro, 435p., 1999.

FRANCO, L. **Crescem as vendas de fécula de mandioca.** *Gazeta Mercantil*, São Paulo, 12 de julho de 2001. *Agribusiness*, p-B-16.

GABARDO, M. T., PAWLOWSKY, U., PATZA, M. G. B., BÓRIO, T. M. T. **Tratamento de despejos de fecularia por lagoa anaeróbia e aerada em série.** In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 11, 1981, Fortaleza. *Anais.* Curitiba: Superintendência dos Recursos Hídricos e Meio Ambiente, 1981, p. 1-55.

GHOSH, S. **Kinetics of acid-phase fermentation in anaerobic digestion.** *Biotechnol. Bioeng.*, (II), p.301-313,1981.

GHOSH, S., KLASS, D. L. **Two phase anaerobic digestion.** *Process. Biochem.*, (13), p. 15-25, 1978.

GRISMER, M. E.; ROSS, C. C.; VALENTINE, G. E. JR.; SMITH, B. M.; WALSH, J. L. JR. **Food-processing wastes**. *Water Environment Research*, 74, nº 4, 2002 p-377-384.

HOBSON, P. N., WHEATLEY, A. D. **Anaerobic digestion: Modern theory and practice**. Londres: *Elsevier Applied Science*, 1993.

IBGE – INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA, www.ibge.gov.br, acessado em 2006

INSTITUTO AGRONÔMICO: **Toxicidade da mandioca, resíduos de fábrica de farinha, utilização, tratamento e eliminação de resíduos**. Parecer técnico. Campinas, 10p, 1989.

LABIB, F., FERGUSON, J. F., BENJAMIN, M. M., MERIGH, M., RICKER, N. L. **Anaerobic butyrate degradation in fluidized-bed reactor. Effects of increased concentration of H₂ and acetate**. *Environmental Science Technology*,(26), p.369-376, 1992.

LACERDA, T.H.M. **Estudo cinético da fase metanogênica de substrato de manipueira**. 1991, 114f. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura) Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu.

LAROUSSE CULTURAL ENCICLOPÉDIA, Larousse 1995 e Nova Cultura Ltda 1998. PLURAL Editora e Gráfica, vol. 15, p.2777.

LEMA, J. M., PARIS, J. M., CASAS, C. **Depuración de águas residuales com um alto contenido em acetato por digestion anaeróbia: Estudo cinético.** In: CONGRESO SOBRE CONTROL DE BAJO COSTO PARA LA DEPURACION DE AGUAS RESIDUALES, 1, 1981, Madri-España, p.1-9.

LIMA, U.A. **Beneficiamento e industrialização da mandioca.** MIC/SICCT, São Paulo. Manual Técnico: Série alimentos, 1982.

MADIGAN, M. T., MERTINKO, J. M., PARKER, J. **Brock: Biology of Microorganisms.** 8 ed. New Jersey: Prentice Hall, 1997, 986p.

MANARIOTIS, I. D., GRIGOROPOULOS, S. G. **Low-strenth wastewater treatment using an anaerobic baffled reactor.** *Water Environment Research*, (74), p. 170-176, 2002.

MARCHAIN, U., KRAUSE, C. **Propionic to acetic acid ratios in overloaded anaerobic digestion.** *Biores. Technol.*, (43), p. 195-203, 1993.

MASSEY, M. L., POHLAND, F. G. **Phase separation of anaerobic stabilization by kinetic controls.** *J. Water Pollut. Control Fed*, 1978, (50), p. 2204-2222.

McCARTY, P. L., SMITH, D. P. **Anaerobic wastewater treatment.** *Environ. Sci. Technol.*,(20) n° 12, p. 1200-1206, 1986.

NOGUEIRA, L. A. H. **Biodigestão: a alternativa energética.** São Paulo: Nobel, 1986. 93p.

OREMLAND, R. S. **Biochemistry of methanogenic bacteria.** In: ZEHNDER, A. J. B. *Biology of anaerobic microorganisms.* New York: John Willy & Sons. 1988. 872p.

PARIZOTTO, A. **Eficiência de lagoas de sedimentação na remoção de cargas orgânicas, nutrientes e coliformes totais em despejos industriais de feculárias.** Cascavel, 1999. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE), Campus de Cascavel-PR.

PATZA, M. G. B., PAWLOWSKY, U., GABARDO, M. T. **Estudo do pós-tratamento de biodigestão tratando vinhoto de mandioca.** In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 12, 1983, Balneário Camboriú. *Anais.* Curitiba: Superintendência dos Recursos Hídricos e Meio Ambiente, 1983, p. 1-39.

PAWLOWSKY, U. **Curso de tratamento de efluentes industriais.** 1991. Superintendência dos recursos hídricos e meio ambientes, Toledo-PR.

SAMPAIO, B.M.L. **Viabilidade do processo de tratamento anaeróbio de resíduos da industrialização da mandioca em sistemas de duas fases.** 1996, 176f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química)-Universidade Estadual de Maringá, Maringá.

SILVA, J.R.B. **Mandioca e outras raízes tropicais: uma base alimentar da humanidade no século XXI.** In Congresso Latino Americano de Raízes Tropicais, 1 , Congresso Brasileiro de Mandioca, 9, 1996, São Pedro. *Anais...* São Pedro: Centro de Raízes Tropicais-UNESP, Sociedade Brasileira de Mandioca, 1996. p-12-15.

SILVA, M. O. S. A. **Análises físico-químicas para controle das estações de tratamento de esgotos.** São Paulo: Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, 1977.

SOCCOL, C.R. **Biotechnological products from cassava roots by solid state fermentation.** *Journal of Science Industrial Resource*, v 55, p. 358-364, 1996.

SOUZA, M. E. **Fatores que influenciam a digestão anaeróbia.** *Rev.DAE.*, (44), p-88-94, 1984.

STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER. 19th ed. American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation, Washington, DC, USA, 1995.

SWITZENBAUM, M. S. **Obstacles in implementation of anaerobic treatment technology.** *Biores. Technol.*, (53), p. 255-262, 1995.

UMSZA GUEZ, M.A. **Tratamento aeróbio de manipueira por lodo ativado em batelada seqüencial e batelada alimentada.** 2004 dissertação (Mestrado em Engenharia Ciências e Tecnologia de Alimentos)-Universidade Estadual Paulista, São José do Rio Preto.

VILLEN, R. A., CRAVEIRO, A. M., ROCHA, B. M., NETO, W. S. **Tratamento de vinhoto por digestão anaeróbia. Sistema de fluxo ascendente.** *Energia*, (3), p. 22-24, 1981.

VOGELS, G. D., KELTJENS, J. T., DRIFT, C. V.D. **Biochemistry of methane production.** In: ZEHNDER, A. J. B. *Biology of anaerobic microorganisms.* New York: John Wilwy & Sons. 1988. 872p.

WANG, J.; HUANG, Y.; ZHAO, X. **Performance and characteristics of an anaerobic baffled reactor.** *Bioresearches Technology*, 93 (2004) p-205–208.

YANG, S. T., GUO, M. **Knetics of methanogenesis from whey permeate in packed bed immobilized cells bioreactor.** *Biotechnol. Bioeng.*, (36), p. 427-436, 1990.

ZEEUW, W. J. **Granular sludge in UASB-reactors.** In: LETTINGA, G., ZEHNDER, A. J. B., GROTENHUIS, J. T. C., HULSHOFF POL, L. W.: **Granular anaerobic sludge; microbiology and technology.** Proceedings of the gasmatoworkshop. Lunteren, Netherlands, 1987. Wageningen: Pudoc, 1988.