

UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA  
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA  
MESTRADO EM ENGENHARIA CIVIL

PARTIDA E MODIFICAÇÕES DE UM DIGESTOR ANAERÓBIO  
DE FLUXO ASCENDENTE, COM MANTA DE LODO  
E SEPARADORES DE FASES, TRATANDO VINHOTO.

Vicente de Paulo Ribeiro Carneiro

CAMPINA GRANDE-PB

JULHO 1990

PARTIDA E MODIFICAÇÕES DE UM DIGESTOR ANAERÓBIO  
DE FLUXO ASCENDENTE, COM MANTA DE LODO  
E SEPARADORES DE FASES, TRATANDO VINHOTO.

VICENTE DE PAULO RIBEIRO CARNEIRO

PARTIDA E MODIFICAÇÕES DE UM DIGESTOR ANAERÓBIO  
DE FLUXO ASCENDENTE, COM MANTA DE LODO E SEPARA  
DORES DE FASES, TRATANDO VINHOTO.

Dissertação apresentada ao Curso  
de Mestrado em Engenharia Civil  
da Universidade Federal da Paraíba,  
ba, como requisito para obtenção  
do grau de Mestre.

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO - RECURSOS HÍDRICOS

Orientadores - ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL

- PAULA FRASSINETTI CAVALCANTI CATUNDA

CAMPINA GRANDE - PB

JULHO 1990.



C288p Carneiro, Vicente de Paulo Ribeiro  
Partida e modificacoes de um digester anaerobio de fluxo ascendente, com manta de lodo e separadores de fases, tratando vinhoto / Vicente de Paulo Ribeiro Carneiro. - Campina Grande, 1990.  
108 f. : il.

Dissertacao (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal da Paraiba, Centro de Ciencias e Tecnologia.

1. Tratamento de Agua 2. Recursos Hidricos - 3. Digester Anaerobio 4. Vinhoto - 5. Dissertacao I. Haandel, Adrianus Cornelius Van, Dr. II. Catunda, Paula Frassinetti Cavalcanti, Dra. III. Universidade Federal da Paraiba - Campina Grande (PB) IV. Título

CDU 628.16(043)



PARTIDA E MODIFICAÇÕES DE UM DIGESTOR ANAERÓBIO  
DE FLUXO ASCENDENTE, COM MANTA DE LODO  
E SEPARADORES DE FASES, TRATANDO VINHOTO.

VICENTE DE PAULO RIBEIRO CARNEIRO

Dissertação aprovada em 26/07/90

ADRIANUS C. VAN HAANDEL  
Orientador

PAULA FRASSINETTI C. CATUNDA  
Orientadora

*José Tavares de Sousa*  
JOSÉ TAVARES DE SOUSA - MSc  
Componente da Banca

*José Daltro Filho*  
JOSÉ DALTRO FILHO - BSc  
Componente da Banca

*Adrianus C. Van Haandel*  
ADRIANUS C. VAN HAANDEL - PhD  
Componente da Banca

*Paula Frassinetti C. Catunda*  
PAULA FRASSINETTI C. CATUNDA - MSc  
Componente da Banca

08-21-20 0211

Campina Grande  
julho - 1990

AGRADECIMENTO ESPECIAL

A DEUS

Por tudo o que temos e o que somos, por uma cifra de coisas  
que não sabemos.

Pela certeza de que sempre teremos VOCE, agradecemos Senhor!

## AGRADECIMENTOS

À

Meus pais pelo apoio e estímulo.

Aos

Mestres Adrianus Cornelius Van Haandel e  
Paula Frassinetti Cavalcanti Catunda, pela orientação.

Aos

Professores e colegas e a todos os que contribuíram de uma  
forma ou de outra para minha realização, me guiando e  
orientando por entre a escuridão, semeando em mim com amor  
sua sabedoria, ternura e compreensão.

À

Universidade Federal da Paraíba, através do Departamento de  
Engenharia Civil do Centro de Ciências e Tecnologia.

À

Destilaria São Luiz pelo apoio material e permissão para que  
lá eu desenvolvesse este trabalho.

## S U M Á R I O

	Página
AGRADECIMENTO ESPECIAL .....	iii
AGRADECIMENTOS .....	iv
FOLHA DE APROVAÇÃO .....	v
SUMÁRIO .....	vi
RESUMO .....	ix
ABSTRACT .....	x
CAPÍTULO	
1. INTRODUÇÃO .....	1
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	5
2.1 - <u>Considerações Gerais</u> .....	5
2.2 - <u>O Processo da Digestão Anaeróbia</u> .....	6
2.3 - <u>Fatores que Influenciam a Digestão Anaeróbia</u> ....	9
2.3.1 - Fatores Ambientais .....	9
2.3.1.1 - Temperatura .....	9
2.3.1.2 - pH e Alcalinidade .....	10
2.3.1.3 - Ácidos Voláteis .....	11
2.3.1.4 - Inibição e Toxicidade .....	12
2.3.2 - Fatores Operacionais .....	16
2.4 - <u>Vantagens e Desvantagens do Processo</u> .....	16
2.4.1 - Vantagens do Processo Anaeróbio .....	16
2.4.2 - Desvantagens do Processo Anaeróbio .....	17
2.5 - <u>Tipos de Digestores Anaeróbios</u> .....	18
2.5.1 - Digestores Convencionais .....	19
2.5.1.1 - Tanque Sêptico .....	19
2.5.1.2 - Biodigestores Rurais .....	19

2.5.2 - Digestores Modernos .....	20
2.5.2.1 - Processo de Contato .....	20
2.5.2.2 - Filtro Anaeróbio .....	20
2.5.2.3 - Digestor Anaeróbio de Leito Fluidizado .....	21
2.5.2.4 - Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo - UASB .....	21
2.5.2.5 - Biodigestor em Dois Estágios .....	24
2.5.2.6 - Comparação entre os Digestores Modernos .....	25
3. MATERIAIS E MÉTODOS .....	39
3.1 - <u>Considerações Gerais</u> .....	39
3.2 - <u>Descrição do Sistema</u> .....	40
3.2.1 - Unidade de Resfriamento do Vinhoto .....	41
3.2.2 - Açude de Vinhoto .....	41
3.2.3 - Estrutura de Alimentação ou Caixa de Entrada ..	41
3.2.4 - Unidade Corretora de pH ou Caleeira .....	42
3.2.5 - Reator Anaeróbio .....	43
3.2.5.1 - Situação Original .....	44
3.2.5.2 - Modificações Realizadas .....	47
3.3 - <u>Sequência do Processo</u> .....	49
3.4 - <u>Preparo da Alimentação</u> .....	50
3.5 - <u>Produção de Biogás</u> .....	51
3.6 - <u>Lodo Inoculado</u> .....	52
3.7 - <u>Procedimento Analítico</u> .....	52
3.8 - <u>Procedimento de Coleta e Frequência dos Testes</u> ..	53
4. APRESENTAÇÃO E INTERPRETAÇÃO DOS RESULTADOS .....	69
4.1 - <u>Caracterização do Vinhoto Bruto</u> .....	69
4.1.1 - Concentração de Material Orgânico .....	69
4.1.2 - Caráter Ácido .....	70
4.1.3 - Temperatura .....	70



4.2 - <u>Operação do Sistema</u> .....	70
4.2.1 - Vazão de Alimentação .....	71
4.2.2 - Demanda Química de Oxigênio .....	71
4.2.3 - Carga Orgânica Aplicada .....	72
4.2.4 - Alcalinidade .....	73
4.2.5 - Ácidos Voláteis e pH .....	74
4.2.6 - Sólidos .....	76
4.2.7 - Temperatura .....	77
4.2.8 - Perfil do Reator .....	78
4.3 - <u>Aproveitamento dos Subprodutos do Tratamento Anaeróbio do Vinhoto</u> .....	78
4.3.1 - Biogás/Metano .....	78
4.3.2 - Produção de Adubo .....	79
4.3.3 - Vinhoto Digerido .....	80
5. CONCLUSÃO .....	101
SUGESTÕES .....	104
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	105

## R E S U M O

O principal objetivo deste trabalho é a avaliação do desempenho, durante a partida, de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo e separadores de fases tratando vinhoto. A pesquisa compreendeu o período de 16 de fevereiro a 30 de abril de 1990. A operação de uma unidade em escala industrial com 1.000 m<sup>3</sup> de capacidade, foi iniciada com alimentação contínua de vinhoto de uma destilaria de álcool na cidade de Maraial, no Estado de Pernambuco - Brasil.

Durante o período de pesquisa a carga orgânica foi aumentada de 1,0 KgDQO/m<sup>3</sup>/d para valores próximos de 6,0 KgDQO/m<sup>3</sup>/d, demonstrando a adaptação do lodo ao substrato. Analisando os resultados experimentais, verifica-se que o digestor foi capaz de remover 96% da D.B.O e 95% da D.Q.O do vinhoto.

Baseando-se em observações do comportamento do digestor no decorrer da pesquisa, sugere-se modificações na sua estrutura visando um melhor desempenho.

Neste trabalho discute-se também o aumento da rentabilidade de destilarias através do aproveitamento dos subprodutos do vinhoto.

Conclui-se que o reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo é adequado para digerir vinhoto, desde que sejam corrigidos seu teor de sólidos em suspensão, pH e temperatura.

## A B S T R A C T

The main objective of this work is to evaluate the performance, during start up of an anaerobic digester with a sludge blanket and a phase separator treating vinasse. The research was carried out during the period from february 16<sup>th</sup> to april 30<sup>th</sup> of 1990. Operation of a full scale unit with a 1.000 m<sup>3</sup> capacity, was started with a continuous feed of vinasse of an alcohol distillery at the city of Maracá in Pernambuco - Brazil.

During the research period the organic load was increased from 1 KgCOD/m<sup>3</sup>/d to values around 6 KgCOD/m<sup>3</sup>/d, demonstrating the adaptation of the sludge to the substrate. From analysis of the experimental data it was verified that the digester was capable of removing 96% of the BOD and 95% of the COD of the vinasse.

Based on observations of the behavior of the digester during the research period modification of the digester structure are suggested with the view to improve its performance.

Also discussed in this work is the increase of the rentability of distilleries by utilization of the subproducts of vinasse. It is concluded that the up flow anaerobic sludge blanked reactor is capable of digesting vinasse if corrections are applied for the suspended solids concentration, pH and temperature.

## CAPÍTULO 1

### INTRODUÇÃO

A partir de 1973 com o início da crise do petróleo, o mundo inteiro se deu conta da importância estratégica da energia no desenvolvimento de um país. Os impactos negativos dos aumentos sucessivos no preço do petróleo não só expuseram, como ampliaram os problemas daqueles países com dependência excessiva do energético importado, fazendo com que alguns deles passassem a incentivar programas alternativos, utilizando insumos próprios. No Brasil, as experiências com etanol como combustível, o que desde 1927 vinham sendo aplicadas, embora de forma esporádica e com pouca intensidade, tomaram novo impulso. O Decreto nº 76.593 de 11 de novembro de 1975, criando o Programa Nacional do Alcool - PROALCOOL, acabou gerando o maior programa de energia alternativa até hoje desenvolvido em todo mundo. Atualmente o Alcool é produzido em quase todos os Estados brasileiros, destacando-se São Paulo, Alagoas e Pernambuco, como os principais produtores.

O Alcool é obtido através da fermentação do caldo de cana. Nessa fermentação se origina um resíduo líquido, de alta concentração de material biodegradável, chamado vinhoto. A figura 1.1 mostra o fluxograma esquemático, das unidades componentes do processo industrial da Destilaria Autônoma São Luiz, instalada à Rodovia Estadual PE-125, Km 05 no município de

Maraial - Pernambuco. (A palavra autônoma significa que há, exclusivamente, produção de álcool). Observa-se na figura 1.1 que há liberação de dois subprodutos na produção de álcool: a) a parte sólida da cana-de-açúcar, chamada bagaço e, b) uma água residuária chamada vinhoto.

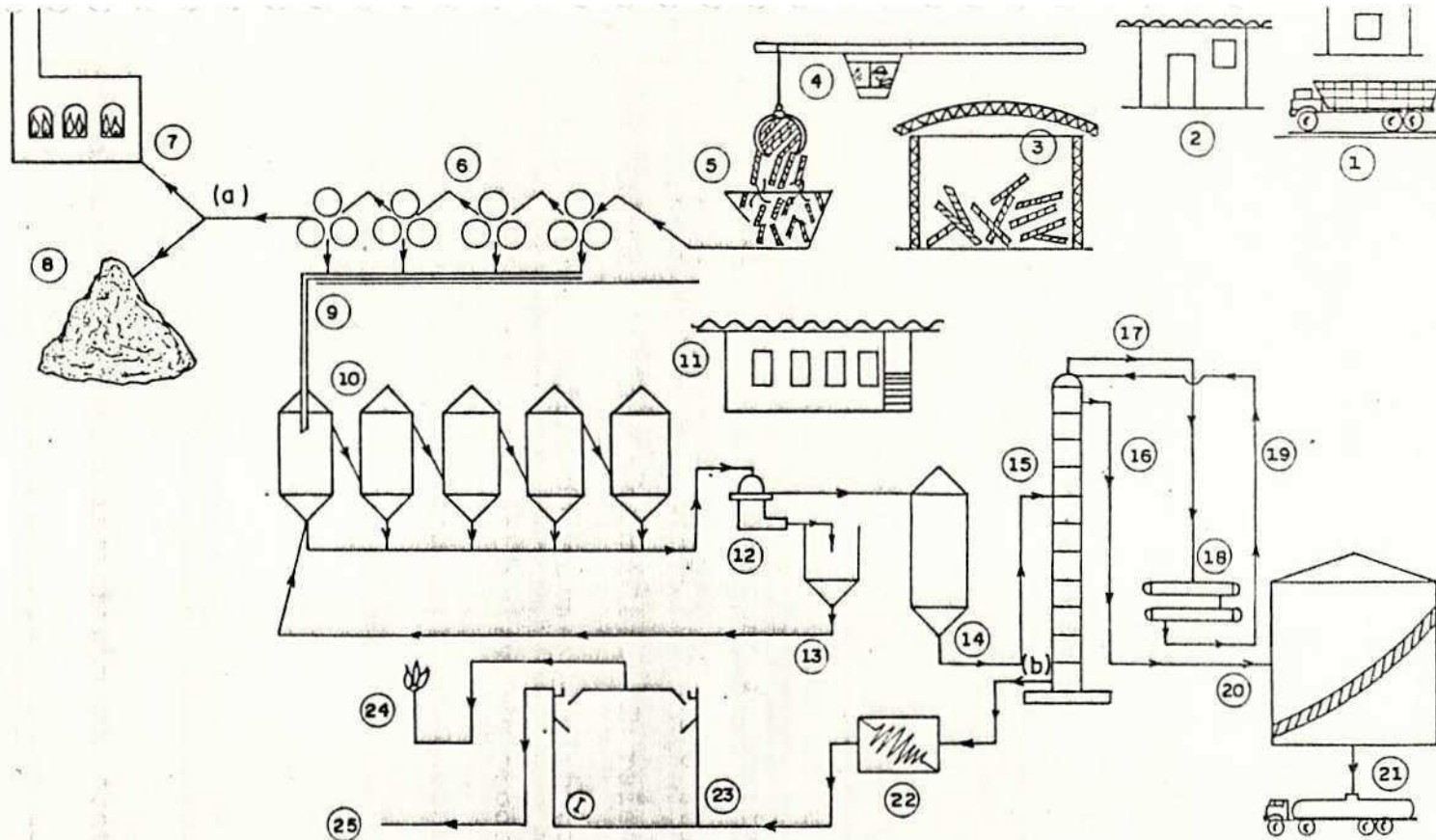
A massa de bagaço representa em torno de 30% da cana processada. Metade do bagaço obtido é queimado em caldeiras, gerando o vapor necessário para o processo de produção de álcool. O vinhoto é descarregado no fundo da coluna de destilação. A vazão de vinhoto depende da qualidade da cana e do método de produção (destilação). Juntamente com a água de lavagem, o vinhoto apresenta uma vazão na faixa de 15 a 20 vezes a vazão do álcool produzido, sendo a razão vinhoto/álcool de 15/1, um número realista para a Destilaria São Luiz. No atual estágio tecnológico da produção de álcool, os subprodutos bagaço e vinhoto, frequentemente são considerados como resíduos sem valor, embora que na prática use-se o bagaço como fonte de energia, para a produção de celulose, como ração animal ou como condicionador de solo. O vinhoto, às vezes, é usado para a fertiirrigação de canaviais. Um problema que se apresenta na fertiirrigação é que o vinhoto "in natural" "queima" as folhas da cana irrigada. O vinhoto como fator de poluição dos cursos d'água é o mais terrível resíduo industrial de natureza instável, devido a: a) alta concentração de material orgânico, exigindo, conseqüentemente, uma alta taxa de oxigênio para se oxidar; b) é um dos mais volumosos resíduos produzidos, sendo igual a 15 vezes a produção de álcool; c) dos resíduos poluidores, é um dos mais ácidos e corrosivos; d) alta nocividade aos grandes



animais aquáticos, dizimando a fauna piscosa por afixia, devido a alta D.B.O (Demanda Biológica de Oxigênio) em torno de 10.000 a 15.000 mg/l; e) dizima os seres da microfauna que formam os plactons dos rios; e f) provoca à água poluída cheiro nauseoso, devido à formação de gases pútricos ocasionados pela decomposição anaeróbia ou putrefação da matéria orgânica, cor anormal, gosto desagradável, turbidez elevada e alta taxa de resíduo.

Visando a preservação dos nossos recursos hídricos, a Destilaria São Luiz implantou um Sistema de Tratamento de Vinhoto. Este sistema tem como unidade principal um digestor tipo UASB (Up Flow Anaerobic Sludge Blanket). O Reator tipo UASB é o mais indicado para a aplicação de altas taxas de carregamento orgânico.

O presente trabalho trata das reformas e partida deste reator. O Capítulo 3 descreve a metodologia utilizada neste trabalho, bem como o procedimento operacional. O Capítulo 4 relata e interpreta os resultados obtidos durante o acompanhamento analítico. A viabilidade do processo de tratamento ficou evidenciada pela eficiência de remoção do material orgânico (95% D.Q.O e 96% D.B.O), pela remoção da acidez (85,5% dos Ácidos Orgânicos Voláteis) deixando o efluente com o pH neutro e pela aclimatação do lodo ao substrato, permitindo a redução do tempo de retenção de 35 para 5,5 dias.



- 1-BALANÇA
- 2-LAB. DE SACAROSE
- 3-CASA DE CANA
- 4-GARRA
- 5-NAVALHAS
- 6-CONJ. DE MOENDAS

- 7-BAGAÇO P/ ALIMENTAR CALDEIRA
- 8-EXCESSO DE BAGAÇO
- 9-CALDO DE CANA PENERADO
- 10-DOMAS DE FERMENTAÇÃO
- 11-LAB INDUSTRIAL
- 12-CENTRIFUGA

- 13-FERMENTO TRATADO
- 14-DARNA VOLANTE
- 15-COLUNA DESTILAÇÃO
- 16-SAI DA DO ETANOL
- 17-SAI DA DO VAPOR ACOOLICO
- 18-CONDENSADORES DO VAPOR ACOOLICO

- 19-RETORNO DO CONDEN. P/COLUNA
- 20-TANQUE DE ESTOCAGEM
- 21-CARREGAMENTO DE ALCOOL
- 22-RESFRIADOR DE VINHOTO
- 23-DIGESTOR ANAEROBIO
- 24-QUEIMADOR DO BIOGÁS
- 25-SAI DA DO EFLUENTE P/O CAMPO.

FIG. 1.1-FLUXOGRAMA DA PRODUÇÃO DE ALCOOL A PARTIR DA CANA DE AÇUCAR DA DESTILARIA SÃO LUIZ.

## CAPÍTULO 2

### REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 2.1 - CONSIDERAÇÕES GERAIS

O problema de vinhoto como agente poluente, no Brasil, é tão antigo quanto a própria história da agroindústria canavieira, porém alguns fatos marcantes na história do desenvolvimento do Brasil vieram contribuir para que esse problema se agravasse.

Em 1975, o Governo preocupado com a crise mundial de petróleo, resolve criar o PROÁLCOOL, que teria como meta principal a utilização do álcool como combustível automotivo, em substituição à gasolina. Com o advento deste programa houve uma expansão na indústria alcooleira do país e um conseqüente aumento extraordinário do volume de vinhoto, que veio crescendo ano a ano, tendo como estimativa de produção para o ano agrícola de 1989/90 no Brasil de aproximadamente 210 bilhões de litros.

O problema da poluição do vinhoto, como já foi mencionado, é muito antigo. Durante todos estes anos de agroindústria canavieira no Brasil, ele sempre existiu em maior ou menor escala, apesar de que a legislação que controla o descarte desses resíduos, nos cursos d'água, ser também de longas datas. A nível

federal, o lançamento do vinhoto nas águas litorâneas e interiores do país, é uma prática vedada por dispositivos legais desde 1934.

## 2.2 - O PROCESSO DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

A Digestão Anaeróbia é um processo biológico no qual bactérias atuando num ambiente anaeróbio, transformam o material orgânico biodegradável em produtos estáveis (principalmente metano, dióxido de carbono e água) e novo material celular.

Nos processos aeróbios, o oxigênio é introduzido na massa líquida com o objetivo de permitir a oxidação da matéria orgânica por microorganismos, e conseqüente liberação de energia para suas atividades metabólicas. Na oxidação do material orgânico há transferência intermolecular de elétrons do material orgânico oxidado (o doador de elétrons) para um oxidante (o receptor de elétrons) e resulta na formação de produtos aeróbios estabilizados,  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$ .

Os processos anaeróbios distinguem-se dos aeróbios num aspecto fundamental: não há presença de um aceptor de elétrons e a energia é obtida através de uma rearrumação dos elétrons dentro do material orgânico (transferência intramolecular de elétrons) que resulta na decomposição deste, tendo-se uma parte mais oxidada e outra menos oxidada que o material orgânico original.

Até recentemente a Digestão Anaeróbia era discutida em



termos de dois grupos de bactérias ou estágios de fermentação, o estágio de Formação de Ácido e o de Formação de Metano. Buswell (1936), mostrou que na fermentação a matéria orgânica é convertida em metano e dióxido de carbono em dois estágios conforme a Figura 2.1. O Estágio de Formação de Ácido envolve as bactérias fermentativas que hidrolizam polímeros e fermentam os produtos à ácidos orgânicos, álcoois,  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2$ . O Estágio de Formação de Metano envolve as bactérias metanogênicas que utilizam os produtos do primeiro estágio para a formação de produtos finais,  $\text{CH}_4$  e  $\text{CO}_2$ .

Atualmente, (McCarty - 1981, citado por Anrain - 1983) a de gradação anaeróbia da matéria orgânica é vista de forma simplificada como uma sequência de três estágios, aqui representados na Figura 2.2. No primeiro estágio, conhecido como hidrólise, a matéria-prima em forma sólida é fracionada pelo efeito de enzimas extracelulares, produzidas pelas bactérias e dissolvida na água circundante, de modo a se tornar utilizável pelas bactérias. Na hidrólise há transformação de material orgânico de alto peso molecular em substâncias com moléculas relativamente pequenas e solúveis. O segundo estágio é denominado estágio de formação de Ácidos ou Acidogênese. As bactérias que realizam essa fase, as formadoras de ácidos, são, na sua maioria, facultativas, isto é, vivem com ou sem oxigênio. Elas são importantes não apenas por produzirem alimentos para as bactérias anaeróbias como, também, por eliminarem quaisquer traços de oxigênio dissolvido que tenha permanecido no material orgânico. No estágio de formação de ácidos, o material solubilizado através da hidrólise é convertido em substâncias de baixo peso molecular, na sua maioria



ácidos orgânicos voláteis principalmente acético, propiônico, butírico, além de álcoois, aldeídos, mercaptanos e outros. No terceiro estágio ou metanogênese, bactérias como os Metanobacterium e Metanococcus, transformam o ácido acético e hidrogênio em metano e CO<sub>2</sub>.

As bactérias metanogênicas são estritamente anaeróbias, isto é, a fermentação metanogênica só ocorre em um ambiente anaeróbio. As bactérias metanogênicas são muito sensíveis a variações de condições ambientais, particularmente o pH e a temperatura. Para haver digestão metanogênica o pH deve estar perto do neutro. Quanto à temperatura, distinguem-se a faixa mesofílica de 20 a 40°, com uma temperatura ótima de 35° e a faixa termofílica de 50 a 60°, com uma temperatura ótima de 55°.

Um fato importante a se observar sobre as populações de bactérias num digestor é que elas são interdependentes: as bactérias formadoras de ácidos asseguram que o meio do digestor está livre de oxigênio e produzem o alimento básico para as bactérias metanogênicas, além de suas enzimas agirem sobre as proteínas e aminoácidos, liberando sais de amônia, as únicas fontes de nitrogênio que as bactérias metanogênicas aceitam. Estas, por sua vez, embora não possam viver sem as formadoras de ácidos, removem os produtos finais do metabolismo das primeiras e convertem em gases, que escapam do sistema. Se esta conversão não ocorresse, as condições no digestor se tornariam tão ácidas que matariam as bactérias formadoras de ácidos. O resultado é tal que, em um digestor em operação, a população bacteriana estabelece um relacionamento interdependente, sinér

gico, entre os dois tipos de bactérias.

### 2.3 - FATORES QUE INFLUENCIAM A DIGESTÃO ANAERÓBIA

Exceto alguns fatores externos, como a temperatura, a maior parte dos fatores ambientais que afetam a performance da digestão anaeróbia dizem respeito a composição do substrato. Lettinga (1978), classifica os fatores que influenciam a digestão anaeróbia em ambientais e operacionais. Os principais fatores ambientais são: pH, temperatura, alcalinidade total, alcalinidade devida aos ácidos voláteis, presença de substâncias tóxicas aos microorganismos e natureza do substrato. Os fatores operacionais mais importantes são: a carga orgânica e o regime hidráulico.

#### 2.3.1 - Fatores Ambientais

##### 2.3.1.1 - Temperatura

A digestão anaeróbia pode ser conduzida satisfatoriamente na faixa termofílica (50 - 60<sup>o</sup>) e na faixa mesofílica (20 - 40<sup>o</sup>). Temperaturas abaixo de 20<sup>o</sup> (faixa psicofílica) não são práticas porque a conversão do material sólido se torna muito lenta. A faixa ideal de temperaturas, para a biodigestão, é entre 30 e 35 graus centígrados. Esta é a faixa de temperatura que combina as melhores condições para o crescimento das bactérias mesofílicas (Nogueira, 1986).

### 2.3.1.2 - pH e Alcalinidade

O andamento de um processo de biodigestão pode ser acompanhado pelas variações da concentração de íons de H<sup>+</sup> no meio. Uma forma conveniente de medir o quanto um meio é ácido ou alcalino, é mediante o seu pH. A faixa de pH entre 6,8 e 7,2 pode ser considerada como ótima para fermentação metanogênica, podendo ser admissíveis limites extremos de 6,5 a 7,5 (McCarty, 1964).

A fase ácida (fermentação acidogênica) tem faixa ótima de pH muito mais larga. Logo, a diminuição do pH, por exemplo pH = 5, não afeta as bactérias acidogênicas, porém a metanogênese é inibida e o acúmulo de ácidos voláteis é inevitável. Um bom controle de pH é absolutamente necessário, pois a instabilidade do processo pode ocorrer devido a falta de balanceamento entre as bactérias metanogênicas e as demais. Porém as medições de pH por si só não constituem uma medida adequada de controle do digester, pois o pH não propicia o alerta necessário quando do mau funcionamento do digester, apenas informa que já ocorreu o transtorno.

No digester a Alcalinidade Total se deve à presença de bicarbonato e sais de ácidos voláteis, principalmente o acetato (Souza & Vieira, 1981). A Alcalinidade Total (AT) do sistema é a soma da Alcalinidade devida a bicarbonato (AB) e os Ácidos Voláteis (AV).

$$AT = AB + (0,85.0,833)AV$$

onde AB (Alcalinidade a Bicarbonato) e AT (alc. total) são expressas em mgCaCO<sub>3</sub>/l e AV (Ácidos Voláteis) é expressa em

mgCH<sub>3</sub>COOH/l. O fator 0,85 leva em conta de que até o pH = 4,0, o ponto final de titulação para a determinação da Alcalinidade Total, apenas 85% dos Ácidos Voláteis são detectados, e 0,833 é o fator de conversão da concentração de Ácidos Voláteis como CH<sub>3</sub>COOH para CaCO<sub>3</sub>.

Se a alcalinidade devida aos ácidos voláteis ultrapassar a alcalinidade devida ao bicarbonato, o sistema ficará instável, podendo sofrer sensíveis quedas de pH a qualquer novo aumento da concentração de ácidos voláteis.

Um valor de 2.500 a 5.000 mgCaCO<sub>3</sub>/l (alcalinidade de bicarbonato) é desejável, pois confere um bom poder de tamponação ao meio de digestão (Souza, 1982).

No caso do vinhoto, para manter o processo de digestão estável é necessário a adição de alcalinidade, porque durante o processo de fabricação do álcool existe a adição de ácido sulfúrico, de modo que a alcalinidade do vinhoto bruto é negativa. A alcalinidade pode ser adicionada na forma de bicarbonato de sódio, hidróxido de sódio (soda cáustica), carbonato de sódio (barrilha) e hidróxido de cálcio (cal hidratada).

#### 2.3.1.3 - Ácidos Voláteis

Um eventual colapso da digestão pode se dever à incapacidade da bactéria metanogênica utilizar os ácidos voláteis, que são produzidos a uma taxa superior ao seu metabolismo de consumo, provocando o acúmulo de ácidos voláteis e a conseqüente queda do pH. O limite superior da concentração de ácidos voláteis antes do colapso do digestor, depende da alcalinidade de

bicarbonato, isto é, da capacidade de tamponação.

Se o conteúdo de um digestor em operação se tornar muito ácido o método mais comum de restaurar o equilíbrio é interromper sua alimentação por alguns dias (Nogueira, 1986). Isto dá tempo para bactérias metanogênicas reduzirem a concentração dos ácidos voláteis. A análise de ácidos voláteis do interior do digestor é o indicador mais importante da estabilidade da digestão.

#### 2.3.1.4 - Inibição e Toxicidade

Como em todos os processos biológicos, os processos anaeróbios podem ser inibidos pela presença de substâncias tóxicas. É válido lembrar que qualquer composto, para ser biologicamente tóxico, deve estar sob forma solúvel, pois apenas nesta condição pode passar através da parede celular e afetar os microorganismos.

##### a) Sulfato/Sulfeto

Lettinga (1981), menciona que dentre os compostos de especial interesse para o tratamento de águas residuárias, estão sem dúvida, o sulfato, que ocorre em águas residuárias industriais (melaço, papel e celulose, pectina, destilaria de álcool, vinho e produção de amido).

Na digestão anaeróbia do vinhoto ocorre a formação de sulfetos, devido, principalmente, a adição de ácido sulfúrico no processo de fabricação do álcool. Henze (1982) citado por Anrain (1983), refere-se ao assunto destacando que o sulfito e o sulfato não são tóxicos ao processo, mas que na digestão



anaeróbia são convertidos a sulfeto, que tem sua toxicidade relacionada ao sulfeto de hidrogênio livre. Isto significa que pH baixo de 6,5 aumenta a toxicidade.

#### b) Amônia

A amônia produzida durante a degradação anaeróbia a partir de proteínas e uréia, pode alcançar níveis tóxicos em lodos altamente concentrados.

A toxicidade da amônia é avaliada analisando as concentrações de nitrogênio-amônia total. O efeito do nitrogênio amoniacal na digestão anaeróbia é ilustrado na Tabela 2.1.

Henze (1982) apresenta a amônia não dissociada com o composto mais tóxico (inibição a 0,1 - 0,2 KgN/m<sup>3</sup>). Concentrações de amônia total mais íon amônia de 5 - 8 KgN/m<sup>3</sup> podem ser toleradas, se o pH do reator é suficientemente baixo.

#### c) Cátions de Metais Pesados

As frações solúveis dos metais pesados - cobre, mercúrio, níquel, zinco, cádmio, cromo e cobalto - são tóxicos a concentrações muito baixas, portanto a precipitação destes metais na forma de carbonatos ou sulfetos é uma maneira de evitar a inibição do processo (Mosey, 1982).

Pohland (1982) citado por Anrain (1983) menciona que a toxicidade devida a metais pesados tem sido citada como causa de insucesso da digestão anaeróbia pois, embora sejam necessárias quantidades ínfimas da maioria dos metais pesados para otimização do desenvolvimento biológico, as concentrações presentes nos lodos de águas residuárias podem tornar-se problemáticas. Na Tabela 2.2 estão

listadas as concentrações individuais de metais totais potencialmente inibidores, mas apenas a fração dissolvida destes metais causa inibição.

#### d) Cátions de Metais Leves

Certos despejos industriais podem apresentar concentrações de metais leves suficientes para causar inibição, incluindo a adição de substâncias alcalinas para o controle do pH. Dependendo da concentração, os cátions de metais leves podem ser estimulantes ou inibidores. A Tabela 2.3 mostra concentrações estimulantes e inibidoras de cátions de metais leves. A inibição causada pelo excesso de um certo cátion, pode ser neutralizada pela adição de um ou mais dos cátions antagônicos listados na Tabela 2.4.

#### e) Composição do Substrato

Materiais orgânicos como as gorduras, carboidratos e proteínas, são em geral, fontes de nutrientes para as bactérias envolvidas em, pelo menos, o primeiro estágio da digestão. Se a quantidade desse material presente é conhecida, então pode ser feita uma estimativa da produção de gás. Isso, naturalmente, pressupondo a ausência de substâncias inibitórias e que a digestão se processa num longo período de tempo. Produção teórica obtida de várias plantas de resíduos e adubos são mostrados na Tabela 2.5.

As populações microbianas envolvidas na digestão anaeróbia requerem nutrientes suficientes para crescer e multiplicar-se. O fundamental para a biodigestão é o teor de carbono. Geralmente, se a concentração de sólidos orgânicos é alta, por

volta de 5%, esta condição está satisfeita. Além do carbono, a quantidade de nitrogênio na matéria orgânica é muito importante. Todos os organismos necessitam de nitrogênio para sintetizar proteínas, devendo existir uma correta proporção entre o carbono e o nitrogênio. Se existe pouco nitrogênio presente, a bactéria será incapaz de produzir as enzimas que serão necessárias para utilizar o carbono, e a performance do processo será baixa. Se existe muito nitrogênio, particularmente na forma de amônia, isto pode inibir o crescimento da bactéria, especialmente as metanogênicas.

Sanders & Blood Good (1965), sugerem que a relação ótima de carbono/nitrogênio seja entre 20/1 e 30/1.

De maneira similar o fósforo é necessário à bactéria e, ainda que as consequências de um alto teor não sejam drásticas, a sua ausência inibe o processo. As bactérias responsáveis pelo processo de digestão anaeróbia tem necessidade de nitrogênio e fósforo. As concentrações destes componentes devem satisfazer a seguinte relação ao seu conteúdo de carbono (Souza, 1982).

$$C/N \leq 30 \quad \text{e} \quad C/P \leq 150$$

Speece e McCarty (1964) calcularam a necessidade de nitrogênio e fósforo com base em uma formulação química média de células biológicas de  $C_5H_9O_3N$ . Nutrientes devem ser adequados para satisfazer o crescimento celular. O nitrogênio requerido é cerca de 11 por cento do peso celular (sólidos voláteis) e o fósforo requerido é em torno de 1/5 da necessidade de nitrogênio.

### 2.3.2 - Fatores Operacionais

Para que ocorra satisfatoriamente, a biodigestão anaeróbia requer condições definidas física e quimicamente. A operação dos digestores é um item de essencial importância na obtenção destas condições, de tal forma que de nada adianta ter um digestor bem projetado, mas operado deficientemente.

A sobrecarga, tanto orgânica como hidráulica, pode acarretar severas inibições no processo de digestão. Aumentos súbitos da carga orgânica podem provocar um acúmulo de ácidos voláteis no meio, causando inibição das bactérias metanogênicas. Aumentos repentinos da carga hidráulica podem expulsar bactérias metanogênicas para fora do reator, desequilibrando as fases ácidas e metanogênicas. Na prática, os aumentos de carga só devem ser efetuados, quando se observa a estabilidade do sistema.

## 2.4 - VANTAGENS E DESVANTAGENS DO PROCESSO

As vantagens e desvantagens do processo anaeróbio de acordo com Lettinga (1980), Pohland (1982) citado por Anrain (1983) e Haandel (1984) são:

### 2.4.1 - Vantagens do Processo Anaeróbio

- a) produção de metano, que pode ser usado para agitação e aquecimento do sistema e substituição de outros insumos energéticos;
- b) baixo custo de construção de sistemas anaeróbios em

relação a sistemas aeróbios que requerem máquinas e dispositivos especiais;

- c) menor produção de lodo de excesso;
- d) baixa necessidade de nutrientes;
- e) aplicação de altas taxas de carregamento orgânico;
- f) lodo anaeróbio ativo pode ser preservado sem alimentação por um período de um ano ou mais sem qualquer deterioração; e
- g) lodo biológico residual altamente estabilizado de fácil desidratação e secagem.

#### 2.4.2 - Desvantagens do Processo Anaeróbio

- a) sensibilidade dos microorganismos envolvidos na decomposição anaeróbia, por exemplo, à presença de materiais tóxicos tais como:  $\text{CHCl}_3$  e  $\text{CN}^-$ ;
- b) baixa taxa de crescimento bacteriano, limitante à velocidade de ajuste do processo à mudanças nas taxas de aplicação orgânica e hidráulica, temperatura e outras condições ambientais;
- c) necessidade de períodos relativamente longos de tempo para o início do processo, devido à baixa taxa de crescimento das bactérias anaeróbias. A primeira partida do processo pode durar 8 a 12 semanas;
- d) necessidade de tratamento posterior, pois a digestão anaeróbia é essencialmente um método de pré-tratamento, exigindo polimento e oxigenação antes que o

efluente seja lançado nos corpos de água receptores.

## 2.5 - TIPOS DE DIGESTORES ANAERÓBIOS

Existem basicamente dois tipos de digestores: os digestores clássicos ou convencionais e os digestores modernos. A principal diferença entre estes digestores é que os chamados modernos possuem algum mecanismo de retenção do lodo ativo na digestão. A retenção desse lodo resulta na presença de uma maior massa de lodo e assim aumenta significativamente a capacidade de digestão.

O princípio básico dos digestores modernos é a sua capacidade de reter no sistema ou retornar ao mesmo a maior parte dos sólidos biológicos formados, impedindo sua descarga com o efluente, independentemente do tempo de retenção hidráulico. (Souza, 1982).

O sistema de tratamento anaeróbico convencional consiste, simplesmente, de um tanque fechado, com ou sem agitação, e eventualmente dotado de sistema de aquecimento, dependendo da situação do local. Nesses sistemas são exigidos grandes volumes de digestores, pois o tempo de retenção hidráulica está situado na faixa de 12 a 60 dias (Souza, 1982).

Os digestores não convencionais (modernos) são capazes de operar com tempo de retenção hidráulica bastante reduzido, na faixa de 5 a 50 horas, dependendo da concentração e da natureza da matéria orgânica no resíduo, o que reduz significativamente

o volume dos digestores em relação ao sistema convencional (Lettinga, 1980). Alguns tipos de tratamento por digestão anaeróbia usando processos convencionais e não convencionais são descritos a seguir.

### 2.5.1 - Digestores Convencionais

#### 2.5.1.1 - Tanque Sêptico

Em 1895, Cameron, citado por Anrain (1983), na Inglaterra, construiu um tanque impermeável ao ar para tratamento preliminar de águas residuárias após gradeamento, que foi patenteado como "tanque sêptico".

O valor do gás produzido durante a decomposição do lodo foi reconhecido por Cameron e parte foi usado para aquecimento e iluminação das estações. Porém, o efluente destes tanques era preto e ofensivo, contendo ainda material não digerido. A Figura 2.3 mostra, em corte, um tanque sêptico.

#### 2.5.1.2 - Biodigestores Rurais

Os biodigestores rurais são reatores constituídos de uma câmara, onde se processa a digestão anaeróbia e um gasômetro localizado na parte superior da câmara onde a produção de gás é armazenada. São construídos usualmente em tijolos e o gasômetro em aço.

Prakasan et alii (1984), classificam os biodigestores rurais em biodigestores de batelada e biodigestores contínuos. O modelo mais popular desses biodigestores rurais é, possivelmente, o modelo indiano mostrado na Figura 2.4.



## 2.5.2 - Digestores Modernos

### 2.5.2.1 - Processo de Contato

Em 1950, Stander reconheceu o valor da manutenção de uma grande população de bactérias no reator. A idéia é favorecer o crescimento das bactérias metanogênicas e, consequentemente, aumentar a velocidade do processo, separando a massa de lodo biológico do efluente e retornando-a ao reator. O grande problema da aplicação deste processo é a separação de fases no decantador, pois o lodo anaeróbio que se desenvolve neste processo não apresenta boas características de sedimentação. Outro problema é a produção de biogás no decantador que dificulta ainda mais a sedimentação do lodo efluente.

Rands & Cooper (1966), afirmam que para melhorar a separação das fases sólida e líquida são recomendados vários métodos como: desgasificação, flotação e centrifugação. A Figura 2.5 ilustra um digestor anaeróbio de contato.

### 2.5.2.2 - Filtro Anaeróbio

O filtro anaeróbio consiste de uma estrutura com material de enchimento submerso (pedras, britas, feixes de tubos e anéis de Rasching), formando um leito fixo para reter as bactérias. A película bacteriana aderida às partículas decompõe o material orgânico, mas não sai com o efluente. Nota-se pela Figura 2.6 que o afluente entra pela parte inferior do reator, flui através do leito fixo e é descarregado na sua parte superior. O seu uso para o tratamento de águas residuárias com sólidos em suspensão não é indicado, pois provocará entupimentos

dos poros do material de enchimento.

Russo (1985), citado por Sousa (1986), realizou experiências em escala de laboratório na Pontifícia Universidade Católica (PUC) do Rio de Janeiro, concluindo que o filtro anaeróbio não é adequado para o tratamento de vinhoto.

#### 2.5.2.3 - Digestor Anaeróbio de Leito Fluidizado

O biodigestor em leito fluidizado, mostrado na Figura 2.7, é aperfeiçoamento mixto do filtro anaeróbio e do biodigestor de fluxo ascendente (Nogueira, 1986).

A característica essencial é que as partículas sólidas ficam em suspensão continuamente no escoamento ascendente, produzindo grande agitação e elevando substancialmente a velocidade de decomposição do material orgânico. A vantagem deste reator é não estar sujeito ao entupimento, embora uma desvantagem seja a alta taxa de reciclagem geralmente requerida para manter em suspensão, o meio no qual as bactérias estão aderidas.

(Anrain, 1983).

#### 2.5.2.4 - Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo - UASB

Lettinga et alii (1980), desenvolveram o digestor de fluxo ascendente com manta de lodo - tipo UASB (upflow Anaerobic Sludge Blanket), baseando-se nos princípios de fluxo ascendente pelo qual a água residuária é introduzida pelo fundo do reator, atravessa um leito de biomassa ativa - a manta de lodo - e é descartada após passar através de um sistema de placas defletoras colocadas no topo do reator (conforme pode ser visto

na Figura 2.8). Estas placas defletoras formam o separador de fases que é responsável pela separação das fases líquida (substrato degradado), sólida (massa celular) e gasosa (biogás produzido). As placas defletoras funcionam como decantador interno, fazendo com que as partículas de lodo retornem à zona de digestão, assegurando desta forma o tempo de retenção adequado de sólidos e a obtenção de altas concentrações de lodo anaeróbio no reator. Neste processo, não é necessária a recirculação do lodo através de um decantador externo. O biogás produzido, na sua trajetória ascensional, encontra uma interface líquido-gás no separador de fases (placas defletoras). Essa interface é mantida mediante um selo hidráulico externo.

Em resumo, as características consideradas essenciais do processo são:

- a) a água residuária atravessa a manta de lodo segundo o transporte de fluxo ascendente;
- b) a aplicação de um sistema separador de fases (gás, líquido, sólido) através de placas defletoras na parte interna superior do reator;
- c) a recirculação do lodo e/ou agitação mecânica são mantidas ao mínimo ou mesmo omitidas completamente, sendo a agitação produzida somente pela produção de gás;
- d) o sistema de distribuição homogênea sobre o fundo do reator, garantindo uma distribuição uniforme, o que possibilita um maior contato entre o substrato e as bactérias anaeróbias.

Em 1980, Lettinga et alii apresentaram alguns critérios

de projeto. Estes critérios dão ênfase ao sistema de entrada de alimentação, razão altura/área e separador gás-sólido.

a) Sistema de Entrada da Alimentação

Em um reator UASB deve ser adotado um sistema de entrada da alimentação para que a distribuição, sobre a parte inferior do reator, seja a mais homogênia possível. No tratamento de efluentes com concentração de DQO superior a 1.000 mg/l pode ser adotado um ponto de entrada a cada 5 - 10 m<sup>2</sup>. As soluções mais adotadas para o sistema de entrada da alimentação são: via linhas separadas de entrada conectadas a um anel de alimentação externo, via linhas de entradas múltiplas de alimentação separadas e intermitentes, conectadas via válvulas pneumáticas com temporizador.

b) Razão Altura/Área

Recomenda-se que a altura seja proporcional à concentração do substrato, isto é, cargas afluentes mais concentradas exigem reatores mais altos. Frostell (1981), citado por Anrain (1983), sugeriu que o aumento de escala em reatores UASB seja feito por superfície, mais do que por altura, pois a produção excessiva de gás causa mistura completa no reator a uma maior extensão. Na prática recomenda-se, por motivos econômicos, tomar-se uma altura de 5,0 ± 1,0 metros.

c) Separador Gás-Sólidos

O projeto de um dispositivo para separação do gás e sólidos deve obedecer às seguintes recomendações de projeto:

- a inclinação do fundo do decantador deve ser de 50-60°;

- a taxa de escoamento superficial no decantador deve ser mantida abaixo de 0,7 m/h (1,0 m/h no máximo);
- a velocidade média através das aberturas entre os coletores de gás não deve exceder 2 - 3 m/h;
- as dimensões recomendadas são: largura 2,0 a 4,0 m; profundidade 1,0 a 2,0 m; o comprimento deve ser escolhido de acordo com as dimensões do reator.

#### 2.5.2.5 - Biodigestor em Dois Estágios

A digestão anaeróbia em dois estágios é um processo biológico onde a matéria orgânica é primeiramente metabolizada por organismos não metanogênicos para a produção apenas de ácidos voláteis e monóxidos de carbono e depois estes produtos intermediários serão degradados por organismos metanogênicos em um novo reator, produzindo metano e dióxido de carbono. A idéia básica é separar os dois grupos fundamentais de bactérias, as acetogênicas e as metanogênicas. Estes dois grupos apresentam diferenças significativas com respeito à fisiologia, necessidade nutricional, desenvolvimento e características metabólicas e sensibilidade à mudanças de pressões ambientais. Segundo Cohen e Zoetemeijev (1979), citado por Anrain (1983) a separação do último grupo, que é muito sensível a perturbações (por exemplo pH pode ser benéfica. Ghosh e Klass (1973) afirmam que, a produção destes organismos separadamente, deverão resultar na melhoria de eficiência do processo, taxa de remoção, estabilidade e controle operacional. O sucesso da aplicação deste conceito depende da possibilidade de separação física e manutenção dominante de culturas de organismos não metanogênicos e metanogênicos em

dois reatores separados. Várias técnicas têm sido empregadas para a separação das fases, algumas delas são: 1) inibição da formação do metano por clorofórmio, tetra-cloreto de carbono no digestor ácido; 2) separação por diálise da formação de culturas ácidas e metanogênicas; 3) controle cinético do crescimento de organismos metanogênicos e não metanogênicos por ajustamento de taxas de diluição e recirculação de massas celulares para cada reator.

Segundo Lettinga (1981) o tratamento anaeróbio de dois estágios deve ser empregado em certos casos específicos, como por exemplo:

- quando o primeiro processo acidogênico pode ser usado com vantagem para eliminar componentes tóxicos ou inibidores do resíduo;
- quando é benéfico eliminar  $\text{SO}_4^{2-}$  em um primeiro reator, isto é, separar a produção de  $\text{H}_2\text{S}$  da produção de  $\text{CH}_4$ ; e
- quando o resíduo contém uma concentração relativamente alta de  $\text{NO}_3^-$ , por exemplo, para evitar uma diluição indesejada do biogás com gás de nitrogênio.

A Figura 2.9 mostra um esquema de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente em dois estágios.

#### 2.5.2.6 - Comparação entre os Digestores Modernos

Os digestores podem ser comparados qualitativamente, com respeito a fatores como: necessidade de mistura, problemas de espuma, tolerância à sobrecargas hidráulica e orgânica, sensibilidade a choque tóxico etc. O critério mais importante para

avaliar a capacidade de digestão é a tolerância à aumentos de carga orgânica, mantendo-se uma boa eficiência de remoção do material orgânico da água residuária. A Tabela 2.6 apresenta a comparação entre os vários tipos de reatores, levando em consideração alguns aspectos significativos.

TABELA 2.1 - Efeito do Nitrogênio Amoniacal na Digestão Anaeróbia

Conc. Amônia como N. mg/l	Efeito
50 - 200	benéfico
200 - 1000	nenhum efeito adverso
1500 - 3000	inibidor a pH acima de 7,4 - 7,6
acima de 3000	tóxico

Fonte: Pohland - 1982, citado por Anrain - 1983.

TABELA 2.2 - Concentração Total de Metais Individuais Necessários para Causar Inibição da Digestão Anaeróbia.

Metal	Concentração no Conteúdo do Digestor		
	Metal como % Sólidos Secos	Milimoles metal por Kg de sólidos secos	Metal Solúvel mg/l
Cobre	0,93	150	0,5
Cádmio	1,08	100	-
Zinco	0,97	150	1,0
Ferro	9,56	1710	-
Cromo -6	2,20	420	3,0
Cromo -3	2,60	500	-
Níquel	-	-	2,0

Fonte: Pohland - 1982, citado por Anrain - 1983.

TABELA 2.3 - Concentrações Estimulantes e Inibidoras de Cátions de Metais Leves, em mg/l.

Cátion	Estimulante	Moderadamente Inibidora	Fortemente Inibidora
Cálcio	100 - 200	2500 - 4500	8000
Magnésio	75 - 150	1000 - 1500	3000
Potássio	200 - 400	2500 - 4500	12000
Sódio	100 - 200	3500 - 5500	8000

Fonte: Adaptado de Nogueira - 1986.



TABELA 2.4 - Combinações Sinérgicas e Antagônicas de Cátions.

Cátions Tóxicos	Cátions Sinérgicos	Cátions Antogônicos
Amônia	Cálcio, Magnésio, Potássio	Sódio
Cálcio	Amônia, Magnésio	Potássio, Sódio
Magnésio	Amônia, Cálcio	Potássio, Sódio
Potássio	-	Amônia, Cálcio, Magnésio, Sódio
Sódio	Amônia, Cálcio, Magnésio	Potássio

Fonte: Pohland - 1982, citado por Anrain - 1983.

TABELA 2.5 - Produção Teórica de Gás obtida através de Carbohidratos, Gorduras e Proteínas.

Componente	% CH <sub>4</sub>	Produção de Gás (m <sup>3</sup> /Kg SV destruídos)
Carbohidrato (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	50	0,886
Gordura (C <sub>50</sub> H <sub>90</sub> O <sub>6</sub> )	70	1,535
Proteína (6C.2NH <sub>3</sub> .3H <sub>2</sub> O)	84	0,587

Fonte: Adaptado de Sanders & Blood Good - 1965.

TABELA 2.6 - Comparação entre os vários tipos de Reatores Anaeróbios.

	Leito Fixo	Leito Fluidificado	Leito Reciclado	Manta de Lodo
Necessidade de reciclagem	0	+	+	0
Necessidade de mistura	0	0	+	(+)
Necessidade de equip. de separação	0	0	+	+
Possibilidade de duas fases	(+)b	+	+	(+)b
Adequado p/resíduos c/M.O suspensa	(+)	0	+	(+)
Problemas de espuma	0	+	(+)	+
Problemas c/bolhas de gás no reator	(+)	(+)	0	(+)
Alto contato microorg./água residuária	0	+	+	(+)
Tolerância à sobrecarga hidráulica	+	+	(+)	(+)
Tolerância à sobrecarga orgânica	+	(+)	+	(+)
Adequado p/alta con. toxinas biod.	+b	(+)	(+)	(+)b
Sensibilidade à choque tóxico	0	+	+	+
Problemas na partida	(+)	+	(+)	+

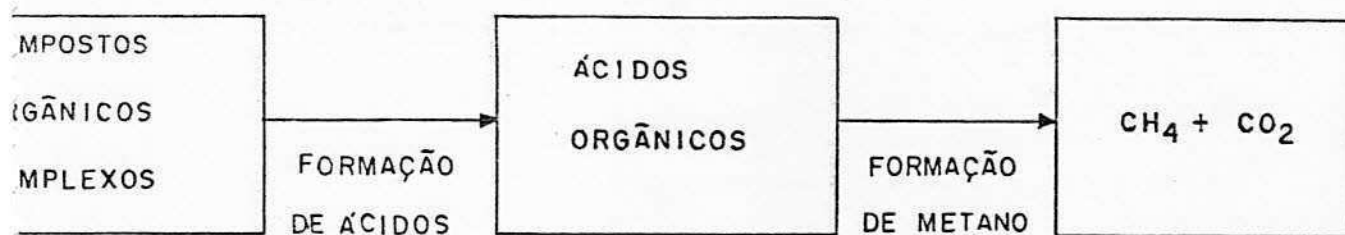
+ = Sim

(+) = Parcialmente

0 = Não

b = Reciclagem ou mistura obrigatória

Fonte: Henze - 1982, citando por Anrain - 1983.



## 2.1 - ESTÁGIOS DA CONVERÇÃO DE COMPOSTOS ORGÂNICOS COMPLEXOS EM METANO.

te: Buswell - 1936.

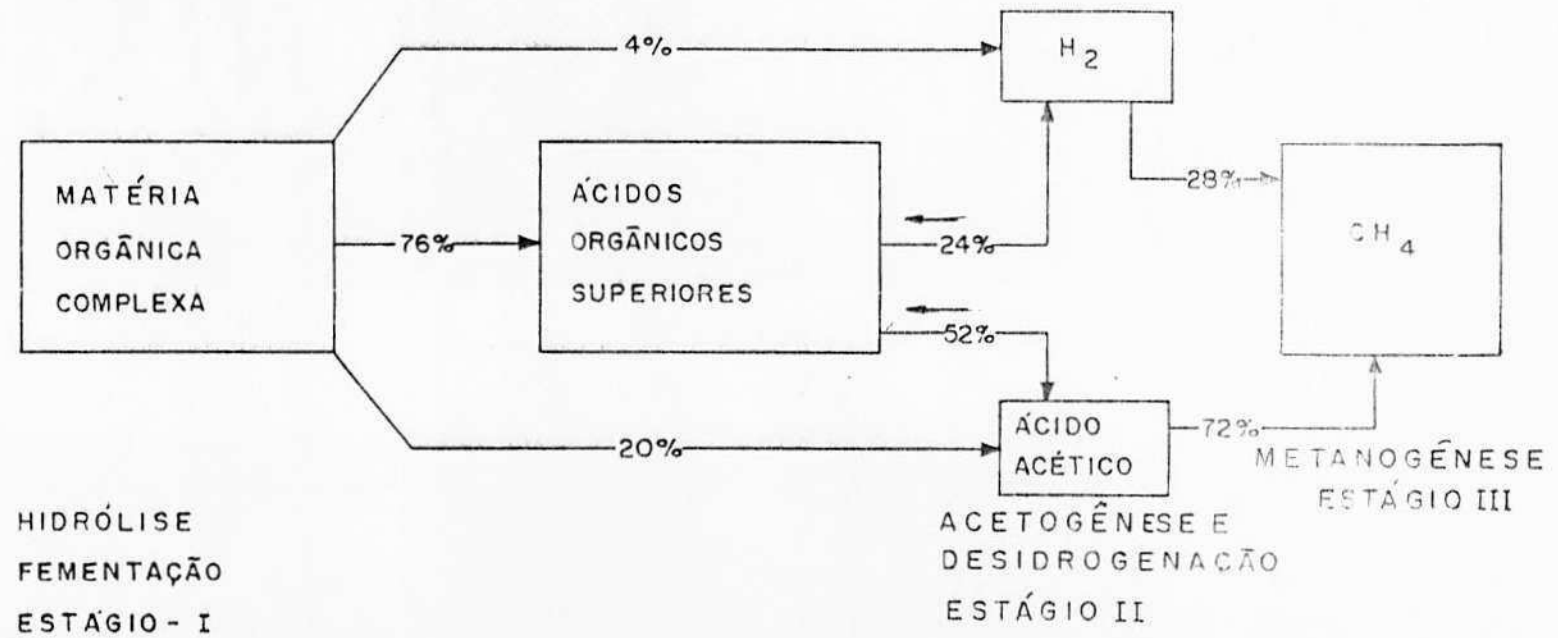


FIG. 2:2 - OS TRÊS ESTÁGIOS DA FERMENTAÇÃO DO METANO E O FLUXO PERCENTUAL DO TEOR DE ENERGIA DE MATÉRIAS ORGÂNICAS.

Fonte: McCarty - 1981, citado por Anrain - 1983.

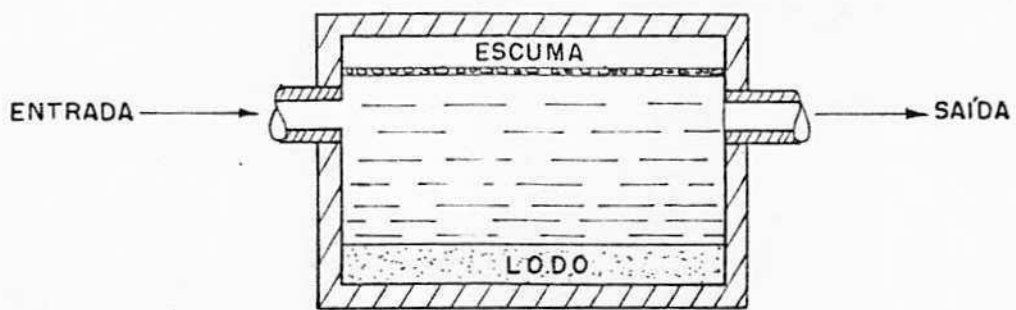


FIG. 2.3- TANQUE SÉPTICO

Fonte: Anrain - 1983.

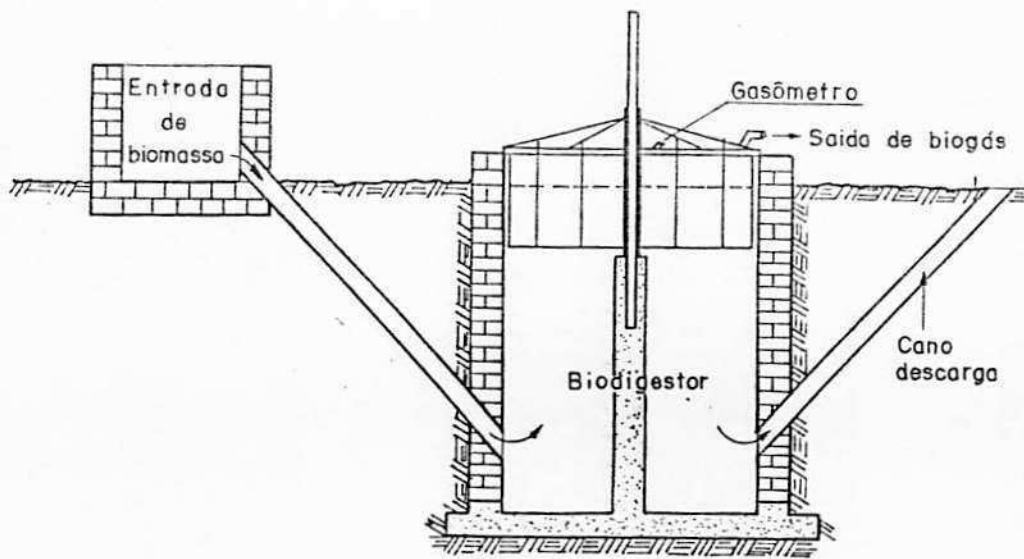


FIG. 2.4 - BIODIGESTOR RURAL INDIANO

Fonte: Nogueira - 1986.

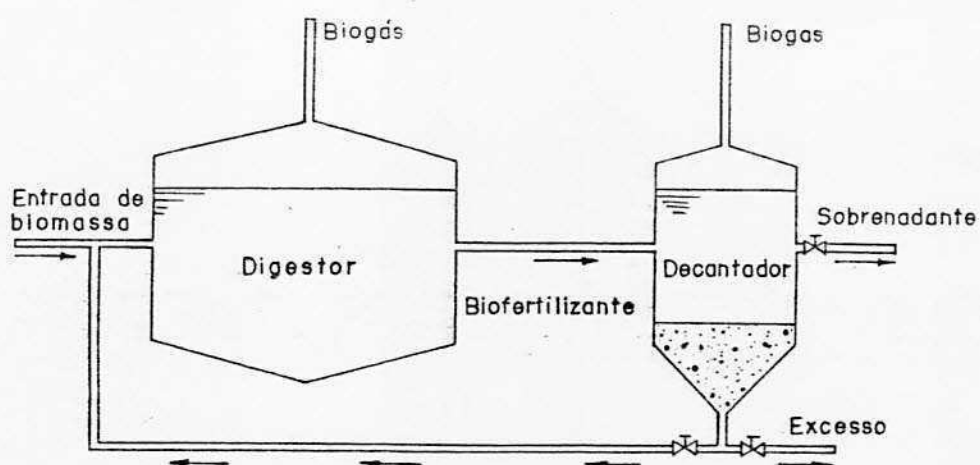


FIG. 2.5 - PROCESSO DE CONTATO

Fonte: Nogueira - 1986.

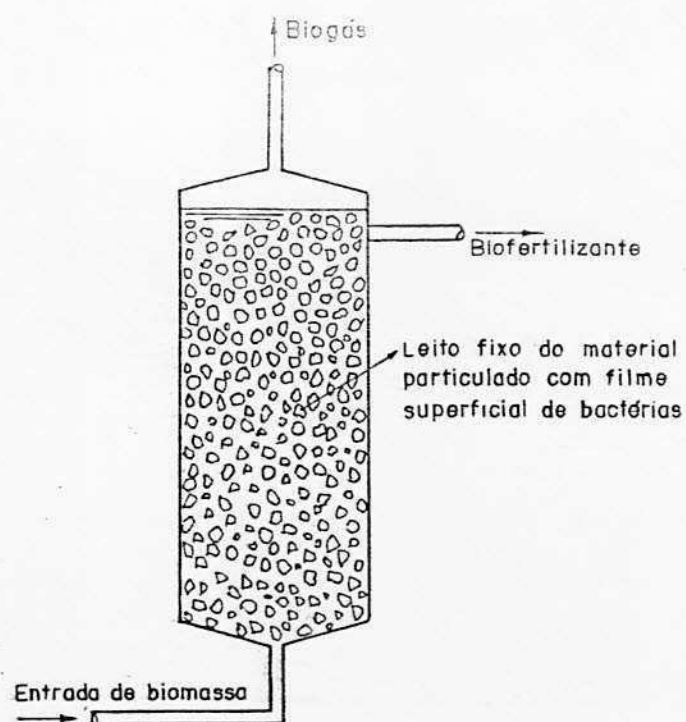


FIG. 2.6- FILTRO ANAERÓBIO

Fonte: Nogueira - 1986.



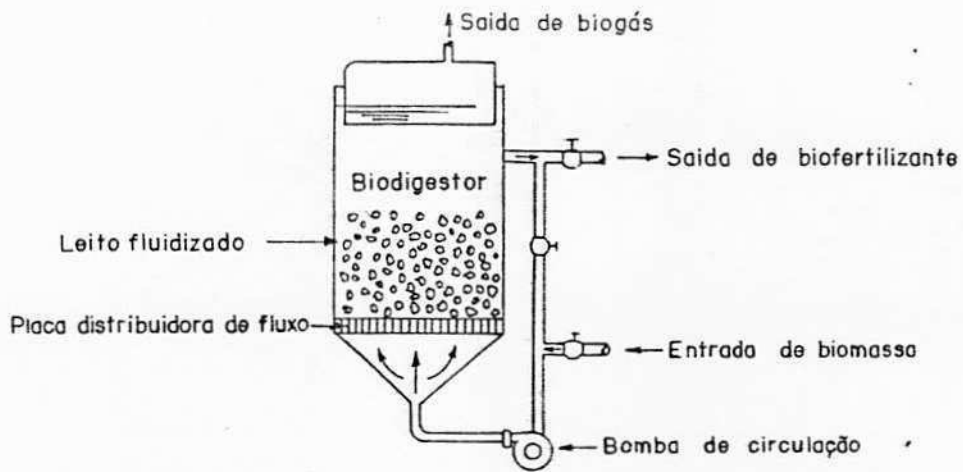
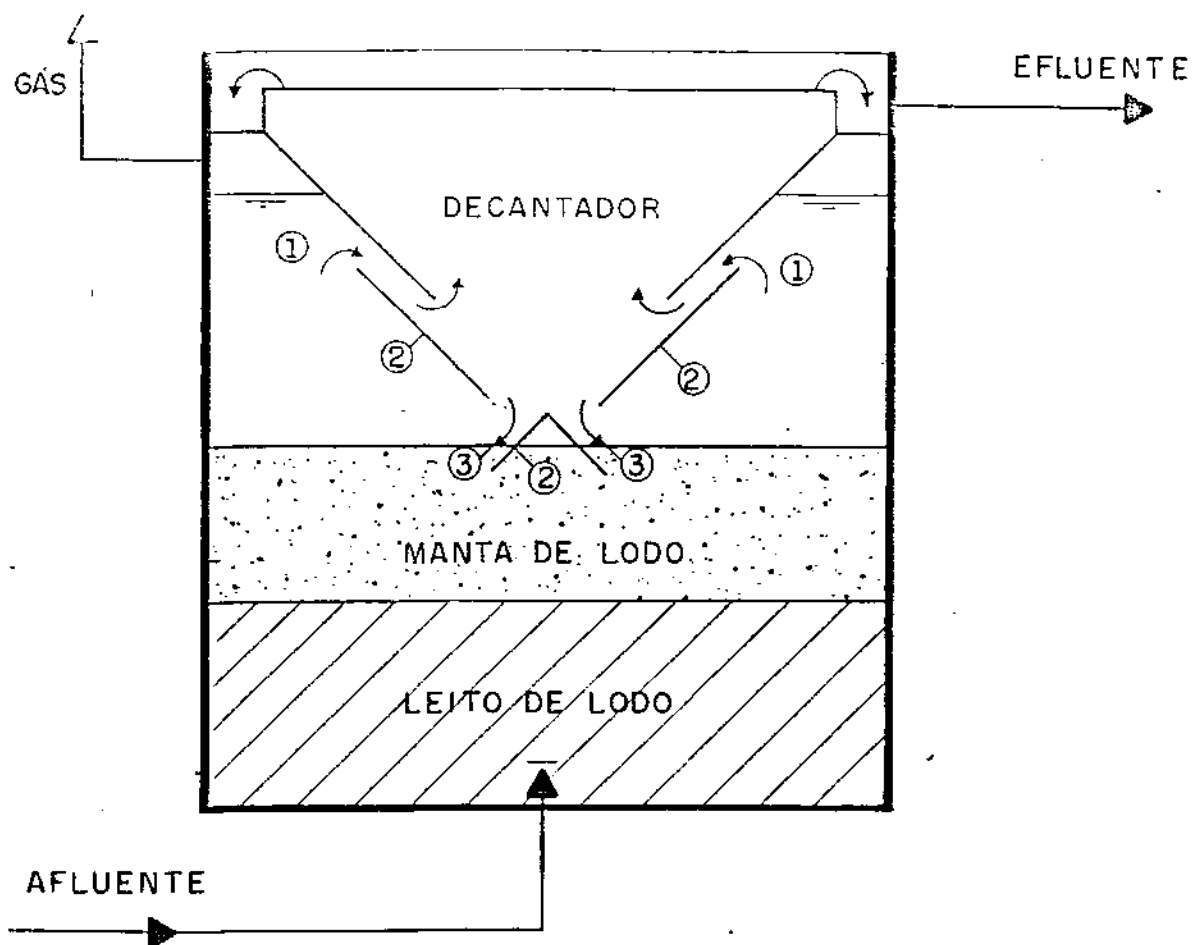


FIG. 2.7 - DIGESTOR ANAERÓBIO DE LEITO FLUIZADO

Fonte: Nogueira - 1986.



- (1) = ENTRADA DA MISTURA LÍQUIDO, GÁS E LODO NO SEDIMENTADOR
- (2) = PLACAS PARA DIRECIONAMENTO DO GÁS
- (3) = RETORNO DE LODO DECANTADO À CÂMARA DE DIGESTÃO

FIG. 2.8 - DESENHO ESQUEMÁTICO DE UM REATOR U.A.S.B

Fonte: Anrain - 1983.

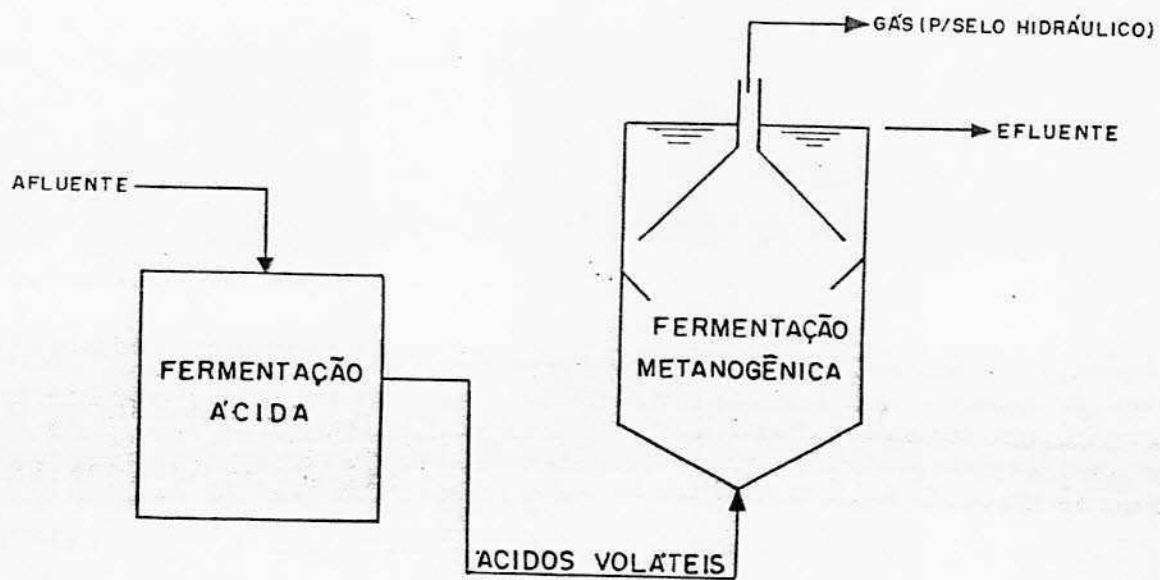


FIG. 2.9- DIGESTOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE EM DOIS ESTÁGIOS

Fonte: Sousa - 1986.

## CAPÍTULO 3

### MATERIAIS E MÉTODOS

#### 3.1 - CONSIDERAÇÕES GERAIS

A Destilaria São Luiz S.A. produz álcool a partir da cana-de-açúcar. A capacidade de produção da Destilaria se situa em 180.000 l/d de álcool. A vazão das águas residuárias (vinhoto) da fábrica, oriundas da coluna de destilação de álcool, além da lavagem de dornas, tem um valor médio em torno de 3.000 metros cúbicos por dia sob condições normais de produção. A carga poluidora desta destilaria pode ser avaliada com auxílio do Quadro 1, onde se encontra as principais características do vinhoto. Tendo-se uma produção de 180.000 l/d de álcool e uma campanha típica de 180 dias por ano, haverá uma produção de 32.400 m<sup>3</sup>/ano de álcool e, conseqüentemente, a liberação de uns 486.000 m<sup>3</sup> de vinhoto. A D.Q.O (Demanda Química de Oxigênio) do vinhoto tem um valor médio de 30 g/l e sua D.B.O (Demanda Biológica de Oxigênio) um valor de 11 g/l, ou seja, 14.500 toneladas por ano de D.Q.O e 5.400 toneladas por ano de D.B.O. Desse modo, a carga poluidora de tal destilaria seria de <sup>300.000</sup> 300.000 equivalentes de habitantes, ou seja, a poluição orgânica da destilaria equivaleria à poluição provocada pelo esgoto doméstico de uma cidade de 550.000 habitantes (considerando-se que um habitante produz uma carga poluidora de 54 g D.B.O/dia).

QUADRO 1 - Características principais do vinhoto bruto da Destilaria São Luiz.

P A R Â M E T R O	VALOR
Vazão em l/l de álcool	15 a 20
D.Q.O em g/l	30
D.B.O em g/l	11
Sólidos decantáveis em ml/l após 1 hora	15
Temperatura	80 a 90°C
pH	3,15
Alcalinidade bicarbonato em g/l de CaCO <sub>3</sub>	- 3,0
Ácidos voláteis em g/l de CH <sub>3</sub> COOH	2,0
Sólidos totais em g/l	7,0

### 3.2 - DESCRIÇÃO DO SISTEMA

A Destilaria São Luiz, possui um sistema de tratamento de vinhoto que está representado esquematicamente na Figura 3.1. O sistema de tratamento de vinhoto consta das seguintes unidades: 1) unidade de resfriamento do vinhoto; 2) açude de vinhoto; 3) estrutura de alimentação; 4) unidade corretora de pH; e 5) reator anaeróbio.

### 3.2.1 - Unidade de Resfriamento do Vinhoto

O resfriamento do vinhoto é feito em um sistema de aspersão composto de 30 pulverizadores. O vinhoto é aspergido no meio, onde ocorre o resfriamento atmosférico por troca de calor. Os pulverizadores são de polipropileno e têm as dimensões conforme a Figura 3.2. Nesta unidade o vinhoto tem a sua temperatura reduzida de  $85 \pm 5^{\circ}\text{C}$  para valores em torno de  $40^{\circ}\text{C}$ . Depois de resfriado uma parte do vinhoto é recalcado (80 m) até a caixa de alimentação e o excedente é armazenado no açude de vinhoto.

### 3.2.2 - Açude de Vinhoto

Construído de uma escavação no solo e apresentando um volume de 100.000 metros cúbicos e área de 40.000 metros quadrados, o açude de vinhoto serve para armazenar o vinhoto de excesso (não digerido) e também pode funcionar como um tanque de equalização do vinhoto "in-natura", desde que a unidade de resfriamento seja "by-passada". Este procedimento é importante porque no açude de vinhoto, além do abaixamento de sua temperatura, o vinhoto tem seus sólidos em suspensão (15 ml/l/h) decantados, impedindo sua entrada para o reator. Depois de resfriado e decantado, o vinhoto pode ser recalcado até a caixa de alimentação, onde, antes de alimentar o reator, tem o seu pH elevado através da adição de alcalinizante na unidade corretora de pH.

### 3.2.3 - Estrutura de Alimentação ou Caixa de Entrada

Depois de resfriado, o vinhoto é recalcado até a estrutura

de alimentação que é composta de duas caixas de alimentação, uma para o vinhoto e outra para o efluente e um tanque para a dosagem de nutrientes. As caixas são de 650 litros cada e o tanque de 1.000 litros. Estes três recipientes ficam sobre uma mesa metálica que dista 2,30 metros do nível do solo. As caixas são dotadas de um orifício circular móvel que permite, através de deslocamentos verticais, a colocação de mais ou de menos vinhoto e efluente recirculado no tanque de medição. Ver Figura 3.10.

O tanque de medição fica situado abaixo da mesa metálica e é subdividido em dois tanques, um com 2.600 litros e outro com 7.000 litros. Das caixas de alimentação, o vinhoto e o efluente são misturados em um tubo de 4", que conduz esta mistura ao tanque menor para ser feita a regulagem da vazão. A vazão é regulada medindo-se a variação do nível (do líquido) no tanque em um determinado tempo, primeiramente para o vinhoto, depois para a mistura vinhoto mais efluente recirculado. Estas manobras são trabalhosas e demoradas. O operador fica subindo e descendo até às caixas de alimentação para conseguir a quantidade desejada, gastando cerca de 1/2 hora.

#### 3.2.4 - Unidade Corretora de pH ou Calceira

Inicialmente o pH era corrigido através da adição de soda cáustica (0,8 g/l de vinhoto) que posteriormente foi substituída pela cal (2,0 g/l de vinhoto) com o objetivo de tornar este processo menos oneroso para a fábrica. A cal, apesar de ter um maior consumo, torna-se mais viável economicamente por

ser cerca de trinta e três vezes mais barata, proporcionando uma redução de 73% nos custos. Para fazer a redução do pH do vinhoto bruto com a adição de cal, foi preciso a construção de uma caleeira. A Figura 3.3 mostra um esquema da caleeira construída. Trata-se de dois recipientes em forma de cilindro com fundo afunilado, feito de chapas de ferro, com capacidade para 1.000 litros cada. No primeiro recipiente ocorre a hidratação e agitação da cal com a água mais a decantação das impurezas. No segundo recipiente, o leito de cal formado no primeiro, é misturado com um fluxo de água ascendente, impedindo a decantação das partículas de cal em suspensão. Em seguida este leito de cal é adicionado ao afluente (a vazão afluente é formada pela vazão de vinhoto mais a vazão de efluente recirculado, sendo a vazão efluente o dobro da vazão do vinhoto).

### 3.2.5 - Reator Anaeróbio

O reator anaeróbio (Figura 3.4) segue a concepção do reator U.A.S.B (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), ou de fluxo ascendente com manta de lodo. O reator é construído em chapas de aço de 3/16", de formato cilíndrico e dimensões internas de 14,6 metros de diâmetro e 6 metros de profundidade; seu volume útil é de 1.000 metros cúbicos. O reator se encontra apoiado no nível do terreno e possui os seguintes dispositivos especiais: a) estrutura de distribuição; b) separador de fases; c) estrutura de captação do efluente; d) selo hidráulico; e) dispositivo de amostragem; e f) sistema de drenagem.

Durante o decorrer do experimento foram observadas falhas conceituais em alguns dispositivos do reator. Estas falhas



provocaram dificuldades operacionais na: estrutura de distribuição do afluente, estrutura de captação do efluente e no selo hidráulico. O trabalho foi desenvolvido em um reator da maneira como ele se encontrava originalmente, enquanto as modificações propostas para as correções das dificuldades operacionais, foram paralelamente processadas em um outro reator idêntico ao operado.

#### 3.2.5.1 - SITUAÇÃO ORIGINAL

##### a) Estrutura de Distribuição do Afluente

Da estrutura de alimentação, o afluente é injetado por bombeamento na parte inferior do reator, mediante quatro ramais de aço inox com 4 polegadas de diâmetro cada um. De cada ramal saem dois subramais em aço inox com 2 1/2 polegadas de diâmetro que por sua vez originam dez pontos de alimentação, perfazendo um total de 80 pontos de alimentação. Os oitenta pontos de alimentação são de 3/4 de polegadas em tubos de PVC, ficando 4 centímetros acima do piso do reator. Estes pontos são distribuídos sobre toda a área do fundo do reator, de tal maneira que fica 1 ponto de alimentação para cada 2 metros quadrados de área. A Figura 3.5 mostra a estrutura de distribuição do afluente. O problema verificado nesta estrutura se deve a ocorrência de entupimentos nos pontos de alimentação, sobrecarregando uma parte do lodo biológico, sem ser visível para o operador. Outro ponto negativo é a inexistência de um dispositivo para o desentupimento, tendo-se que introduzir água com pressão nos ramais que se julgarem entupidos e depois supor que estes foram desobstruídos.

### b) Separador de Fases

O separador de fases é o dispositivo que distingue o reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo de outros reatores anaeróbios. Este dispositivo fica situado na parte superior do reator e sua tarefa é a de separar as fases sólida, líquida e gasosa. Nele, os sólidos decantados (o lodo) retornam para a parte inferior do reator, o líquido escoar para a estrutura do efluente e o gás captado é encaminhado para o selo hidráulico. No reator o separador de fases se compõe de quatro unidades, colocadas paralelas uma as outras e apoiadas em vigas de aço comum de perfil I - 12". No reator cada unidade do separador de fases tem forma de um prisma trapezoidal com a base maior voltada para baixo (2,20 m) e laterais feitas em chapas de 1/4". A altura de cada unidade é de 110 centímetros e o ângulo com a horizontal é de 45°.

Os lados do prisma têm comprimento de 10 metros e largura de 1,43 metros. Dentro do prisma ocorre o acúmulo de gás, formando uma coluna de 20 cm na sua parte superior. O volume máximo de gás armazenado nos prismas é de 3,0 metros cúbicos e nas câmaras laterais de 13,5 metros cúbicos, tendo-se um empuxo total de 16,5 toneladas. Abaixo do separador de fases existem quatro obstáculos que evitam o escapamento de bolhas de gás pelas aberturas entre os prismas. Estes obstáculos são prismas triangulares com base aberta e laterais de 3/16". A Figura 3.6 mostra o detalhe do separador de fases dentro do reator.

### c) Estrutura de Captação do Efluente

O efluente é captado através de canaletas existentes na

parte superior do reator. As canaletas ficam localizadas em cima e ao lado dos separadores de fases, recebem a descarga superficial do efluente e descarregam em uma canaleta central que está ligada, em quatro pontos, a um tubo de 4". O efluente depois de verter no tubo de 4" tem uma parte recirculada para dentro do reator e o restante é acumulado em um açude para posterior fertirrigação do canavial. Na estrutura de captação do efluente verificou-se a inexistência de um protetor de espuma. Trata-se, a espuma, de lodo flotado que ao perder o gás, retorna para a parte inferior do reator. Por este motivo o efluente apresentava bastante lodo biológico. A Figura 3.7 mostra um esquema da estrutura de captação do efluente.

#### d) Selo Hidráulico

O selo hidráulico é um dispositivo essencial para o funcionamento do reator. É através do selo hidráulico que se determina o nível da interface líquido-gás no separador de fases. A Figura 3.8 ilustra o selo hidráulico. O gás entra no selo pelo lado superior e passa por um tubo de 4", atravessa uma coluna d'água fixa de 20 centímetros, subindo depois para deixar o selo por uma saída de 4" que vai para o queimador de gás. O selo hidráulico não permite a variação da coluna d'água no seu interior, não possibilitando assim, a escolha da pressão ótima dentro do reator.

#### e) Dispositivo de Amostragem

Na Figura 3.9 são mostrados os pontos de amostragem. Tubos de 1 1/2" estão soldados verticalmente na parede do reator

a diferentes alturas, permitindo a retirada de amostras a níveis de: 0,5; 1,0; 2,0; 3,0 e 4,0 metros acima do fundo do reator.

f) Sistema de Drenagem

O sistema de drenagem se compõe de um tubo de 4" de diâmetro, colocado abaixo do piso do reator, conforme a Figura 3.9. Este tubo é ligado a um cilindro de aço existente no centro do reator, tornando possível o esvaziamento do digestor por gravidade, caso isto se faça necessário.

### 3.2.5.2 - MODIFICAÇÕES REALIZADAS

Durante a operação do reator foram notados os seguintes problemas: a) Dificuldades para a regulagem das vazões de vinhoto e efluente recirculado na estrutura de alimentação; b) Estrutura de distribuição do afluente entope sobrecarregando uma parte do lodo biológico com matéria orgânica; c) Perda do lodo flotado na descarga do efluente por falta de um protetor de escuna; d) Perigo de rebentação das placas defletoras, caso ocorra um entupimento na tubulação de gás, devido à inexistência de um dispositivo de escapamento; e e) impossibilidade de operação do digestor nas paradas da indústria porque não existia captação do vinhoto diretamente do açude de acumulação.

a) Estrutura de Entrada ou Alimentação

Na estrutura de entrada ou alimentação serão colocados



dispositivos que possibilitem as medições das vazões de vinhoto e efluente recirculado. O tanque de medição menor (2.600 l) será dividido ao meio, ficando um tanque para o vinhoto e outro para o efluente, em cada um destes será colocado um vertedor retangular para medir as respectivas vazões. O vertedor do vinhoto terá uma largura de 10 cm x 20 cm de altura para uma lâmina máxima de 10 cm e o vertedor do efluente terá uma largura de 20 cm x 20 cm de altura com uma lâmina máxima de 6,0 cm. A regulagem será feita numa válvula borboleta, na entrada da caixa, onde o excedente retorna ao açude. Desta maneira ficará simples para o operador regular e medir as vazões. Na Figura 3.11 pode ser vista esta modificação.

#### b) Estrutura de Distribuição do Afluente

O afluente será distribuído através de uma caixa localizada na parte superior do reator. Esta caixa contém 24 caixinhas, cada uma com um vertedor triangular. Do fundo de cada caixinha sairá um tubo em PVC de 2", de comprimento variável (6,0; 4,0 ou 2,0 m) que correrá paralelo à superfície do reator até encontrar um outro tubo (também de 2") que desce perpendicular a este até o fundo do reator, da maneira indicada na Figura 3.12. Esta estrutura de distribuição vem corrigir as deficiências da estrutura existente, pois caso ocorram entupimentos pode-se saber onde e desentupi-lo facilmente.

#### c) Estrutura de Captação do Efluente

O efluente será retirado do reator em 40 pontos localizados nas paredes das canaletas, através de canos de 1" em PVC.

A estrutura de captação do efluente está representada na Figura 3.13. O efluente será captado subsuperficialmente para evitar a descarga da espuma (lodo flotado) que flutua na superfície. O nível de descarga poderá ser variado mediante a variação do comprimento de descarga.

#### d) Quebra-Vácuo

Colocou-se oito canos de 2 1/2" de diâmetro que permitem a saída de gás quando ocorre um acúmulo deste a uma pressão superior a 50 cm c.a. Estes canos funcionam também como quebra-vácuo, caso ocorra uma descarga de lodo do reator, permitindo a entrada de ar e evitando a rebentação das placas defletoras.

#### e) Operação Contínua

A alimentação do digestor não sofreu problema de continuidade depois que foi instalado um motor-bomba para captação de vinhoto diretamente do açude de acumulação. O açude de acumulação de vinhoto funciona como um decantador natural impedindo que grande parte dos sólidos em suspensão do vinhoto entrem no reator.

### 3.3 - SEQUÊNCIA DO PROCESSO

A água residuária afluente (vinhoto) passa inicialmente por um sistema de resfriamento (1) onde ocorre a redução de sua temperatura (de 90-80 para 38-40°C). O sistema de resfriamento pode ser by-passado, indo o vinhoto diretamente para o açude

de vinhoto (2) onde terá a sua temperatura reduzida por exposição à atmosfera e os seus sólidos em suspensão decantados. Do sistema de resfriamento ou do açude o vinhoto é recalçado até a estrutura de alimentação (3) para ser feita a regulação de sua vazão. Na estrutura de alimentação também acontece o ajuste do pH feito pela caleeira (4) e o ajuste da temperatura feito pela vazão de recirculação (de 38-40 para 35°C). Da estrutura de alimentação, o afluente (1 vinhoto + 2 efluente) por bombeamento, é distribuído uniformemente no fundo do reator (5) e conduzido para a parte superior. Durante o trajeto, a água residual afluente entra em contato com um lodo - chamado de lodo biológico ativado com microorganismos anaeróbios - degradando os poluentes orgânicos existentes e os transformando em Biogás, composto por CH<sub>4</sub> (70-90%) e CO<sub>2</sub> (30-10%), além de pequenas quantidades de outros gases. Separados instalados na parte superior do reator se encarregam de isolar o gás - recolhido em câmaras específicas, o efluente tratado é conduzido através de calhas coletoras, e o lodo enviado de volta à base do reator. (Ver Figuras 3.1 e 3.14). Uma parte do efluente tratado retorna à caixa de alimentação (vazão de recirculação) visando a diluição da concentração da D.Q.O do vinhoto e a retenção de alcalinidade dentro do reator, minimizando o consumo de produtos químicos neutralizantes. O efluente remanescente é armazenado em um açude para ser feita a fertirrigação do canavial.

#### 3.4 - PREPARO DA ALIMENTAÇÃO

Antes de alimentar o digestor, as características indese

litros de metano ou  $QCH_4 = 0,41.QVT (D.Q.O vt - D.Q.O EF)$  onde:

$QCH_4$  - vazão de metano em  $m^3/d$

$Qvt$  - vazão de vinhoto em  $m^3/d$

$D.Q.O vt$  - concentração de matéria orgânica no vinhoto em  $KgD.Q.O/m^3$

$D.Q.O EF$  - concentração de matéria orgânica no efluente em  $KgD.Q.O/m^3$ .

### 3.6 - LODO INOCULADO

Como inóculo foram utilizados 6 caminhões (90.000 litros) de lodo em atividade, proveniente de um reator anaeróbio da PAISA - Alagoas. O lodo inoculado apresentava uma concentração de 50 g SSV/l e uma atividade metanogênica de 0,10 mgDQO/mg SSV/d. A taxa de aplicação orgânica na partida foi de 1,0 Kg DQO/ $m^3/d$  com um tempo de retenção nominal de 35 dias.

### 3.7 - PROCEDIMENTO ANALÍTICO

Durante o período de operação do reator foram realizados diversos testes com o propósito de analisar, avaliar e controlar o andamento do processo de digestão anaeróbia do vinhoto. Para caracterização da performance deste reator fazia-se acompanhamento diário dos seguintes parâmetros: a) temperatura do vinhoto, afluente (vinhoto + efluente), interior do reator (lodo) e efluente; b) pH do vinhoto bruto, afluente, interior do reator e efluente; c) alcalinidade total e a bicarbonato



afluente, interior do reator e efluente; d) ácidos voláteis do vinhoto bruto, afluente, interior do reator e efluente; e e) vazão de vinhoto e vazão de recirculação do efluente. A D.Q.O (Demanda Química de Oxigênio) era realizada 3 vezes por semana para o vinhoto e efluente, depois passou-se a fazer também para o afluente. A análise da concentração do lodo no interior do reator (sólidos totais) era feita uma vez por semana para todos os pontos de amostragem. Os testes de sólidos em suspensão totais e voláteis, D.B.O (Demanda Biológica de Oxigênio) e T.K.N eram realizados com a periodicidade de um mês no laboratório de saneamento da Universidade Federal da Paraíba - Campus II. Os exames de D.Q.O, D.B.O, sólidos totais e sólidos voláteis foram realizados de acordo com o "Standard Methods for Examination of Water and Wastewater" 14ª edição. Para a verificação da temperatura utilizou-se um termômetro de máximo e mínimo e para a determinação do pH foi utilizado um medidor tipo pHmetro B.374 da Micronal. As análises de alcalinidade total, alcalinidade devido a bicarbonatos e os ácidos voláteis seguiram o procedimento do método de titulação direta desenvolvido pela Companhia de Tecnologia e Saneamento Ambiental - CETESB (1981).

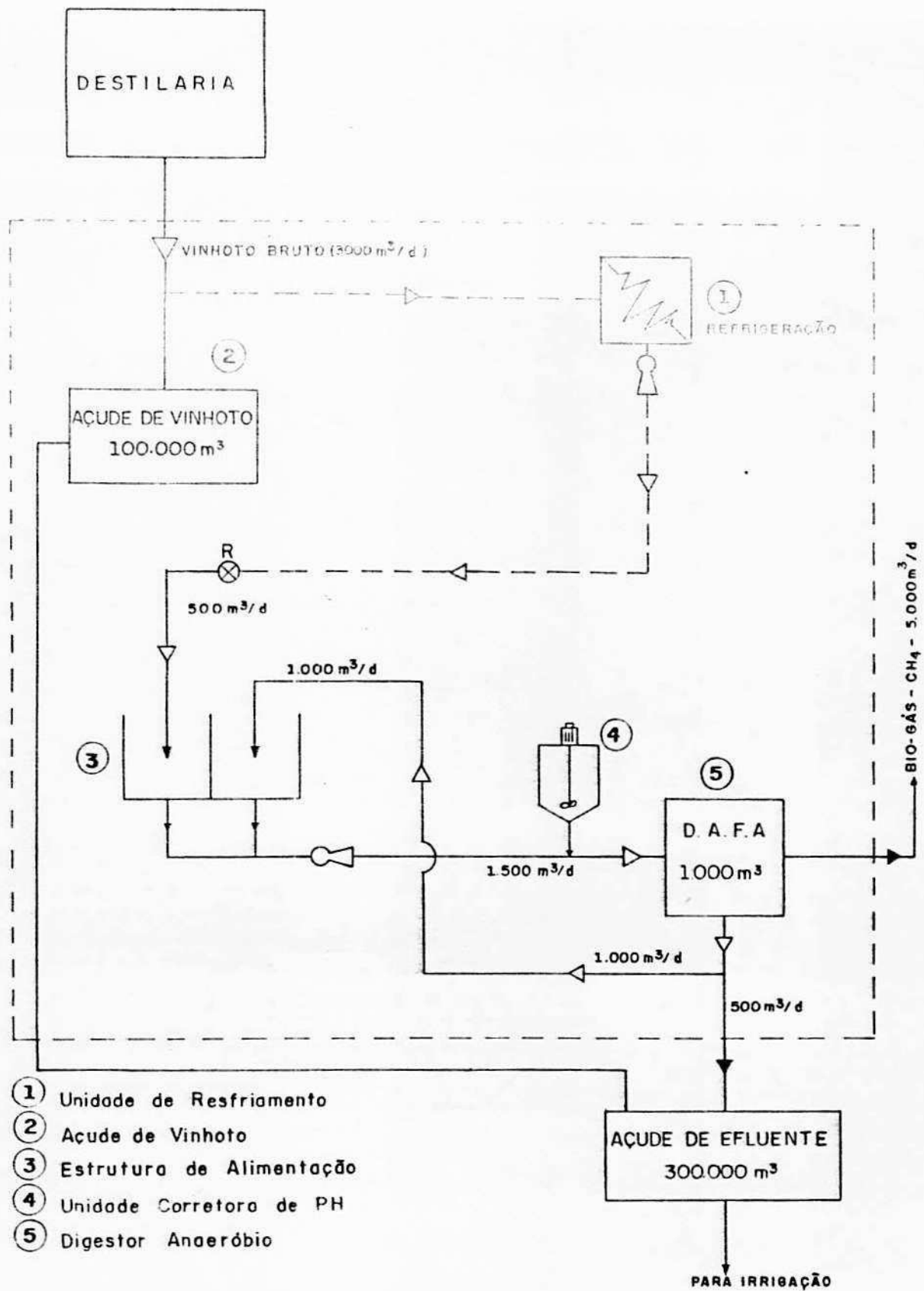
### 3.8 - PROCEDIMENTO DE COLETA E FREQUÊNCIA DOS TESTES

As amostras para caracterização do substrato eram coletadas diariamente na caixa de vinhoto, na caixa de efluente recirculado, na caixa de mistura (vinhoto + efluente) e no interior do reator. As amostras do lodo no interior do reator,

eram obtidas por pressão hidrostática de tubulações, colocadas em diferentes alturas, providos de registros. (Ver estrutura para amostragem FIG. 3.9). Para que as amostras se tornassem representativas, inicialmente, descartava-se um volume equivalente à capacidade da tubulação. O volume inicial de lodo descartado era reintroduzido no reator junto com a alimentação. A frequência de amostragem e os parâmetros a serem analisados estão apresentados no Quadro 2.

QUADRO 2 - Frequência de Amostragem e Parâmetros Analisados

PARÂMETROS OBSERVADOS	FREQUÊNCIA DIA/ SEMANA	PONTOS DE AMOSTRAGEM			
		Vinhoto	Afluente	Lodo	Efluente
Temperatura	7/7	X	X	X	X
PH	7/7	X	X	X	X
Alcalinidade Total	7/7	X	X	X	X
Alcalinidade Bicarbonato	7/7	X	X	X	X
Ácidos Voláteis	7/7	X	X	X	X
D.Q.O	3/7	X			X
D.B.O	1/mês	X			X
Sólidos Totais e Voláteis	1/mês			X	X
Vazão	7/7	X	X		X



- ① Unidade de Resfriamento
- ② Açude de Vinhoto
- ③ Estrutura de Alimentação
- ④ Unidade Corretora de PH
- ⑤ Digestor Anaeróbio

FIG. 3.1- FLUXOGRAMA DO SISTEMA TRATAMENTO DE VINHOTO

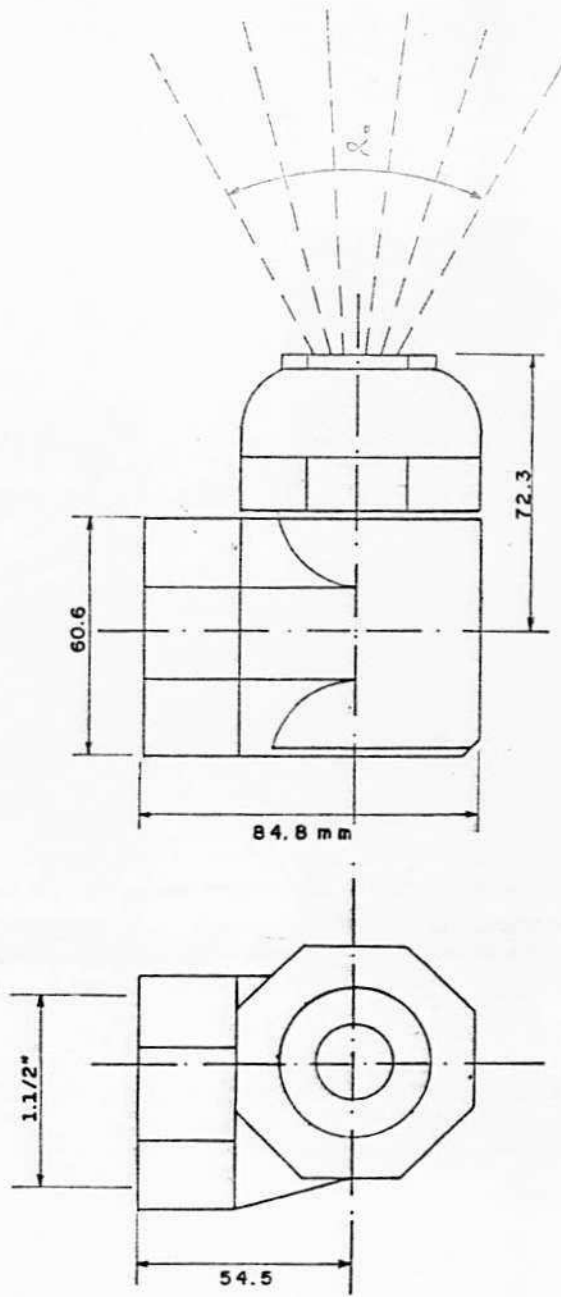
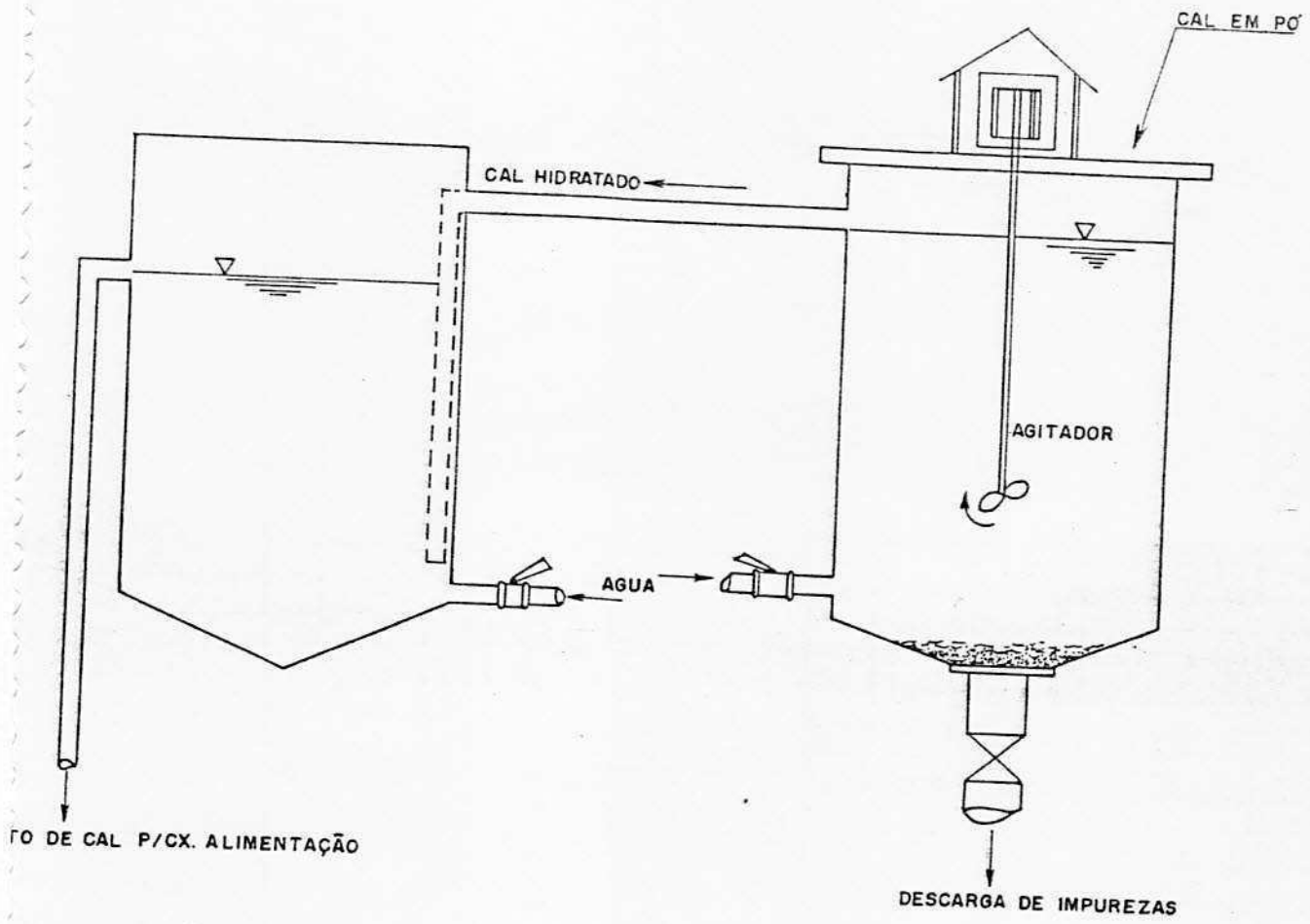


FIG. 3.2- DETALHE DO PULVERIZADOR DA UNIDADE DE RESFRIAMENTO.



3.3 - ESQUEMA DA UNIDADE CORRETORA DE PH OU CALEEIRA.

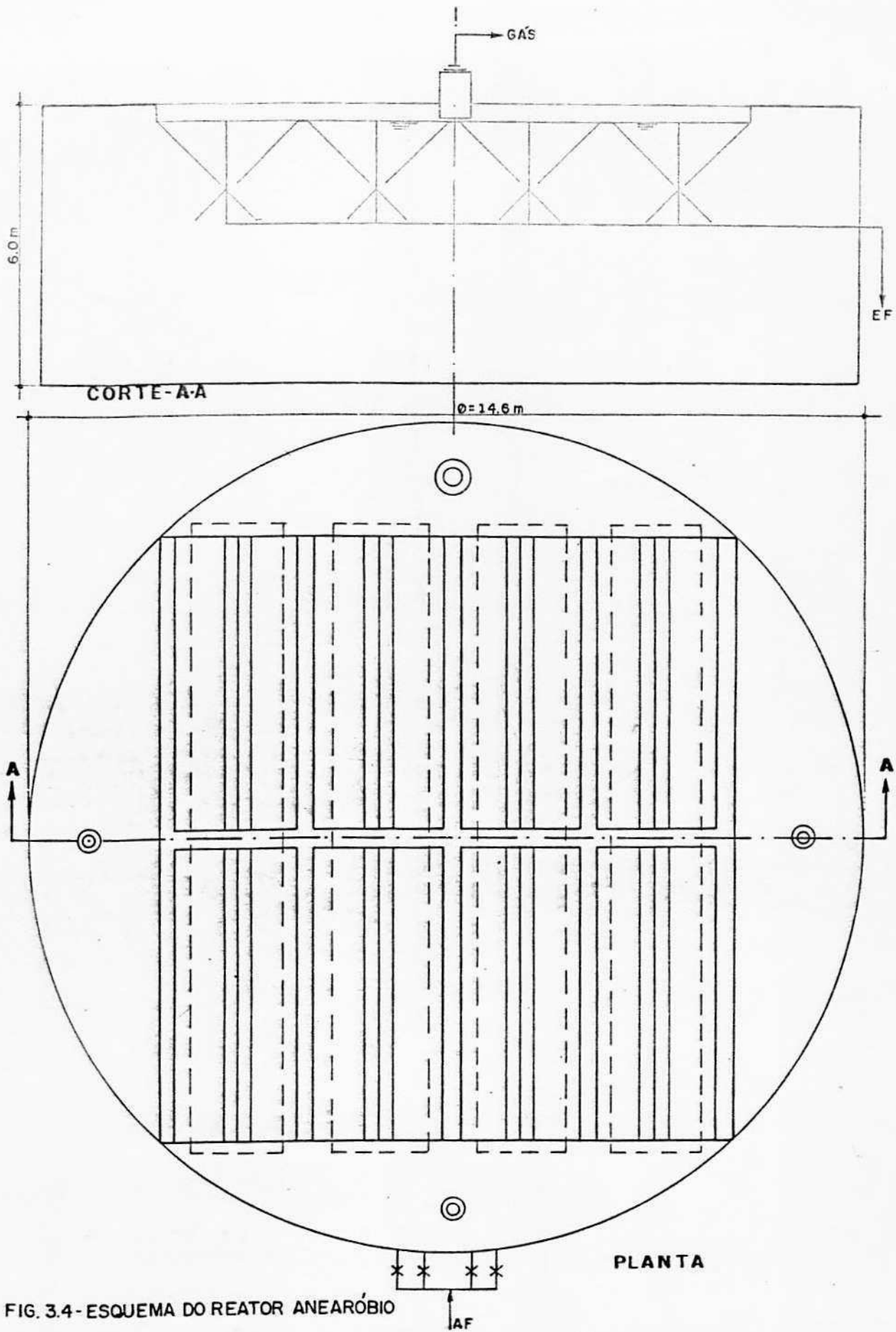


FIG. 3.4- ESQUEMA DO REATOR ANEARÓBIO

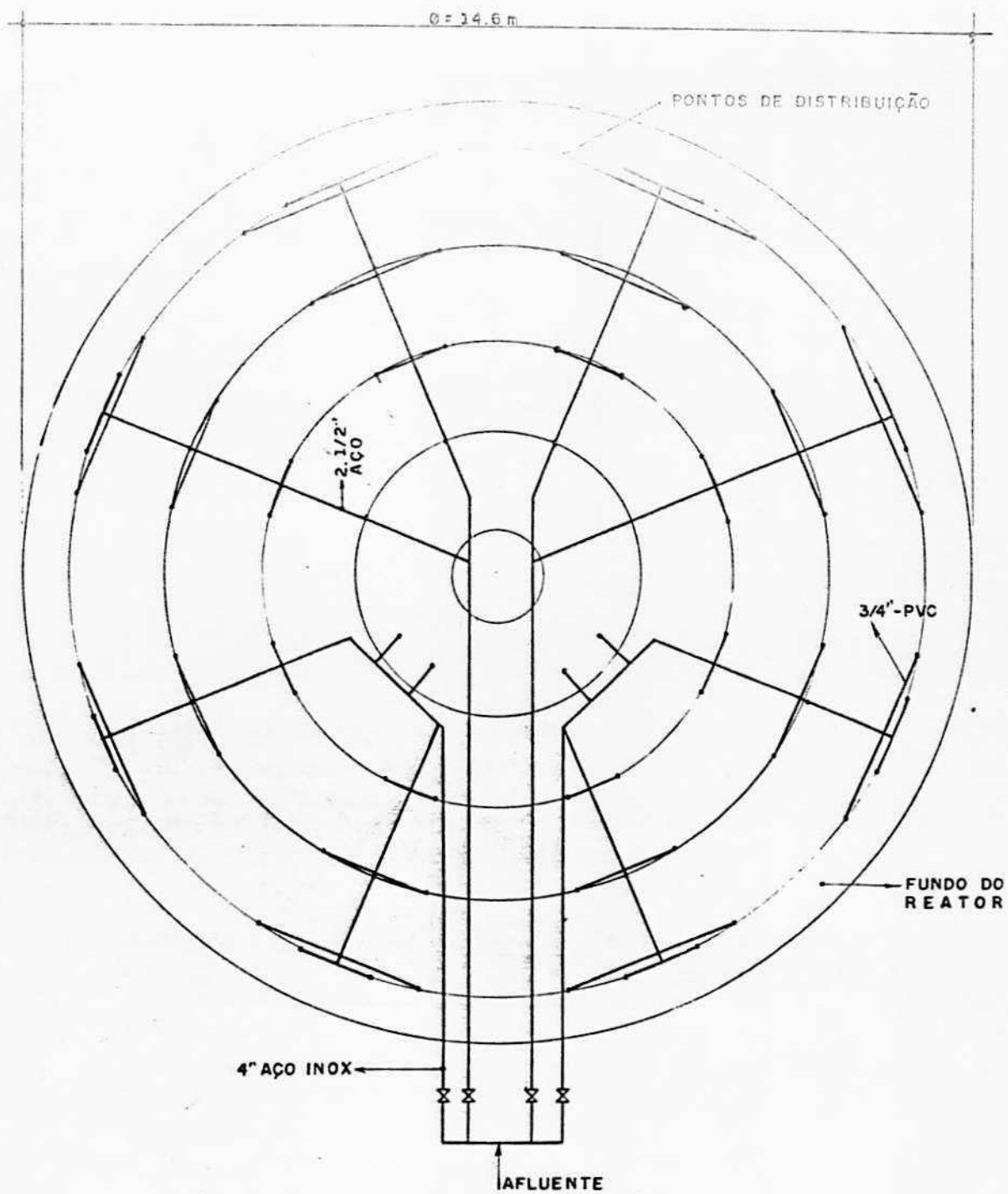


FIG. 3.5-ESQUEMA DA ESTRUTURA DE DISTRIBUIÇÃO DO AFLUENTE

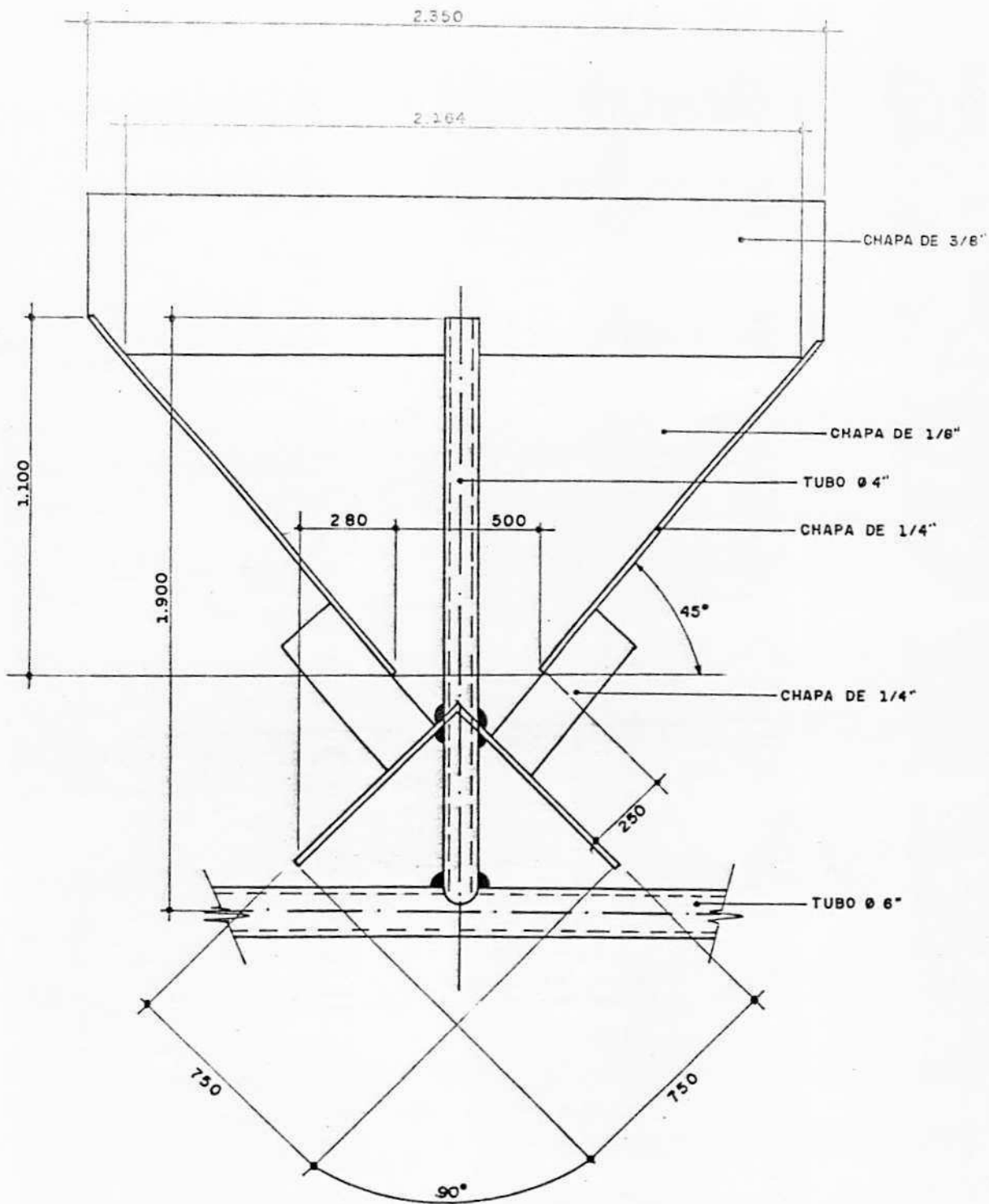
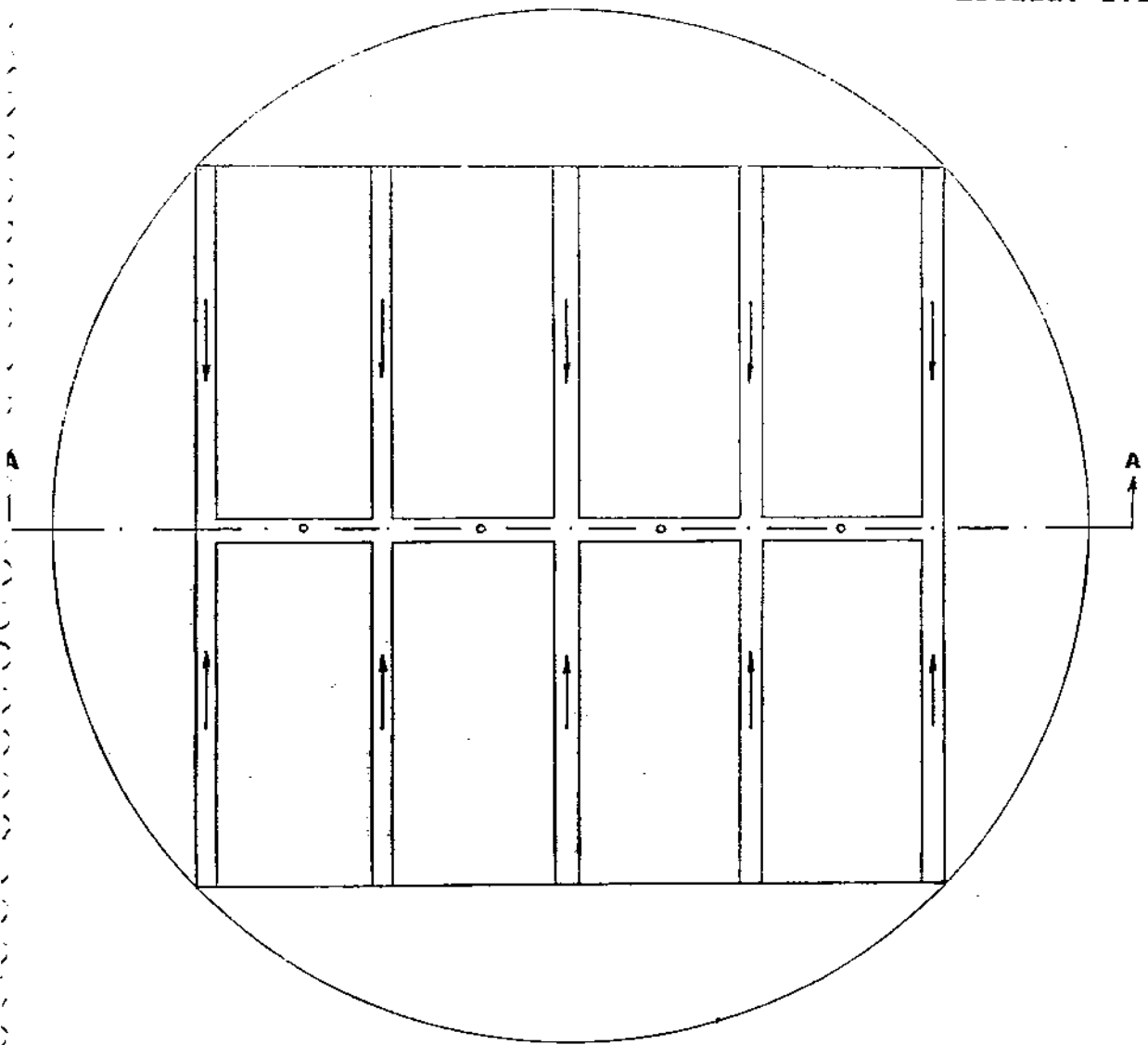


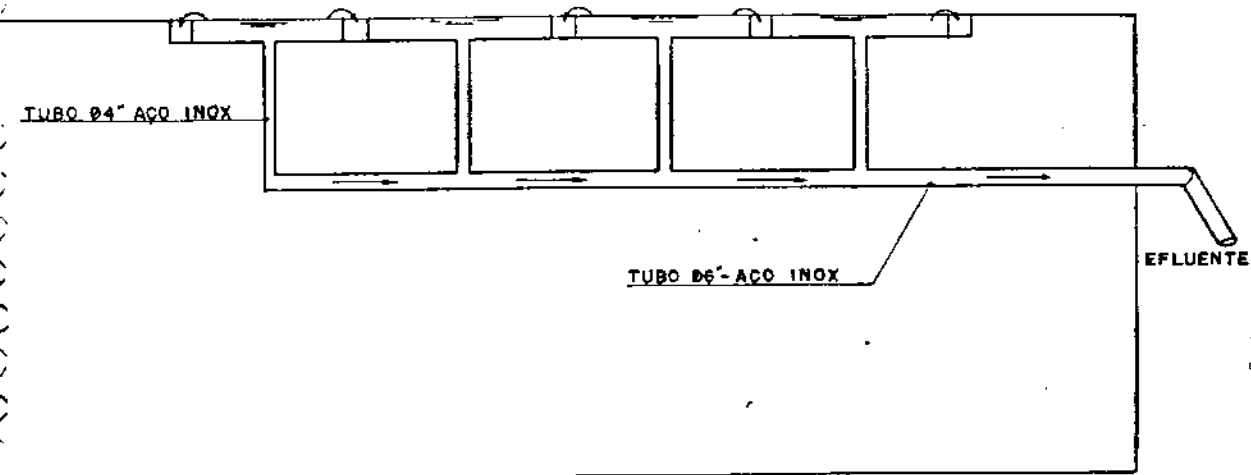
FIG. 3.6- DETALHE DO SEPARADOR DE FASES



Escala: 1:100



VISTA SUPERIOR DAS CANALETAS COLETORAS



CORTE - A-A

FIG. 3.7-ESQUEMA DA ESTRUTURA DE CAPTAÇÃO DO EFLUENTE

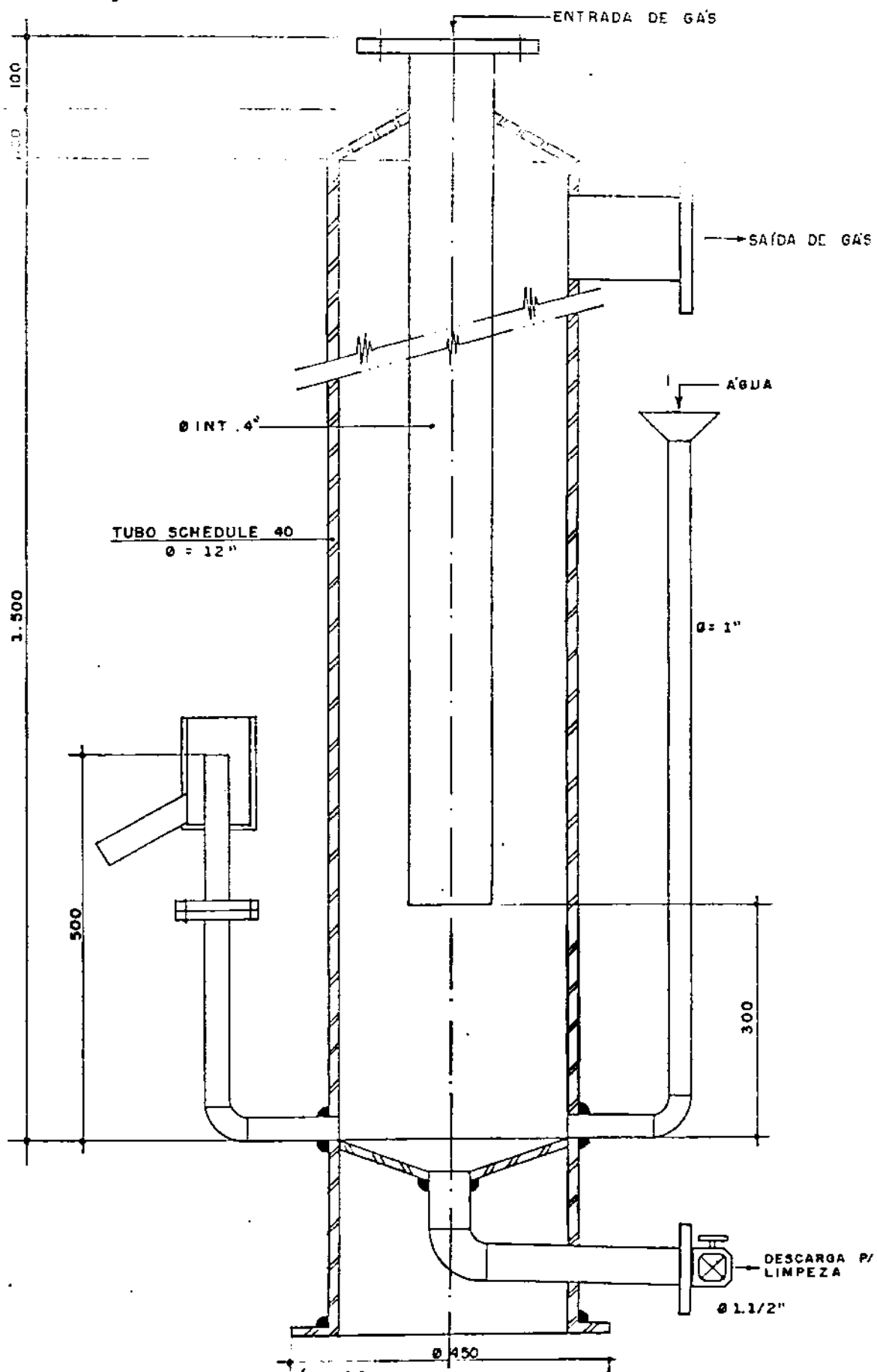


FIG. 3-8-DETALHE DO SELO HIDRÁULICO



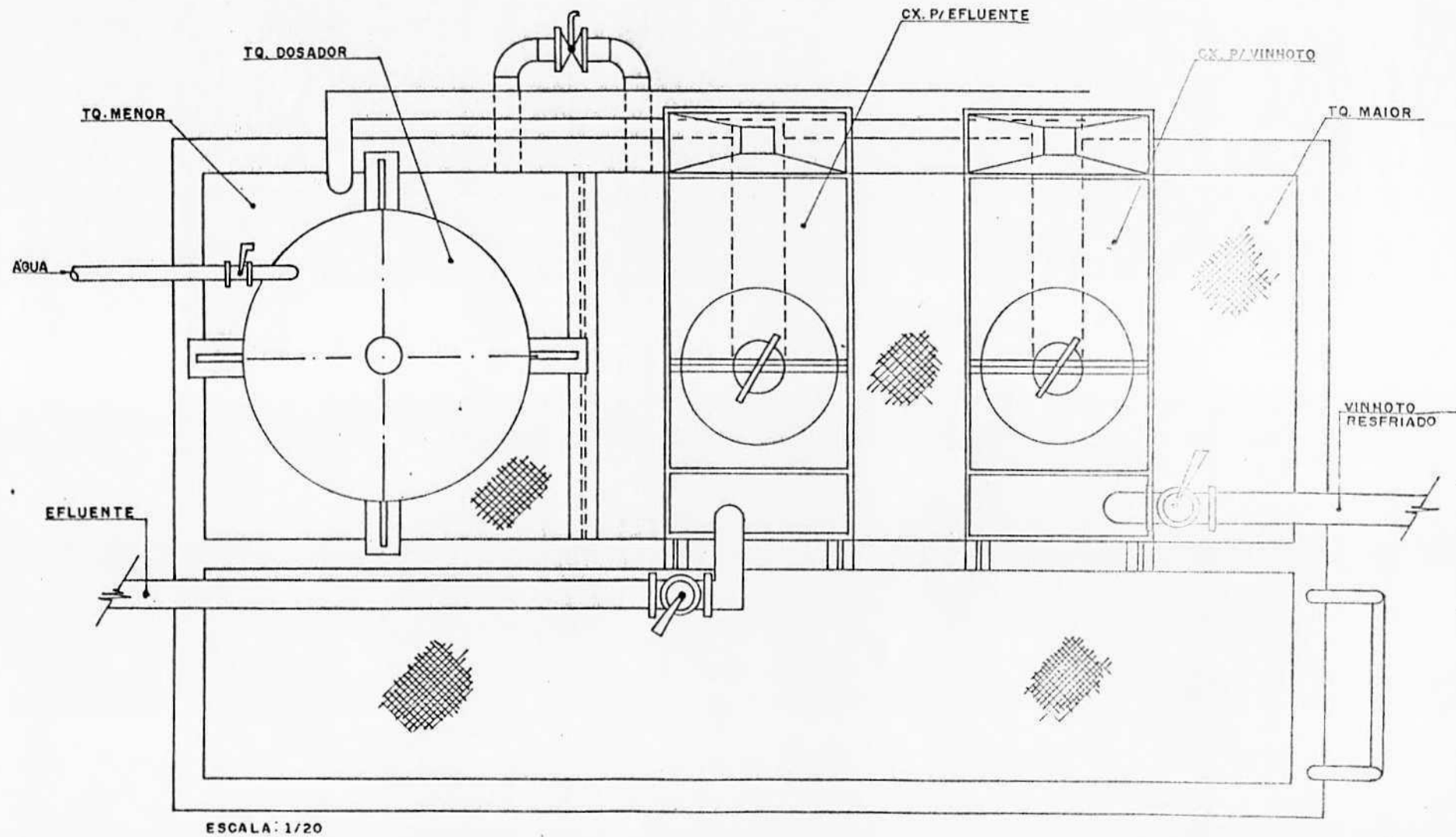


FIG. 3. 10- ESTRUTURA DE ENTRADA OU ALIMENTAÇÃO (PLANTA)

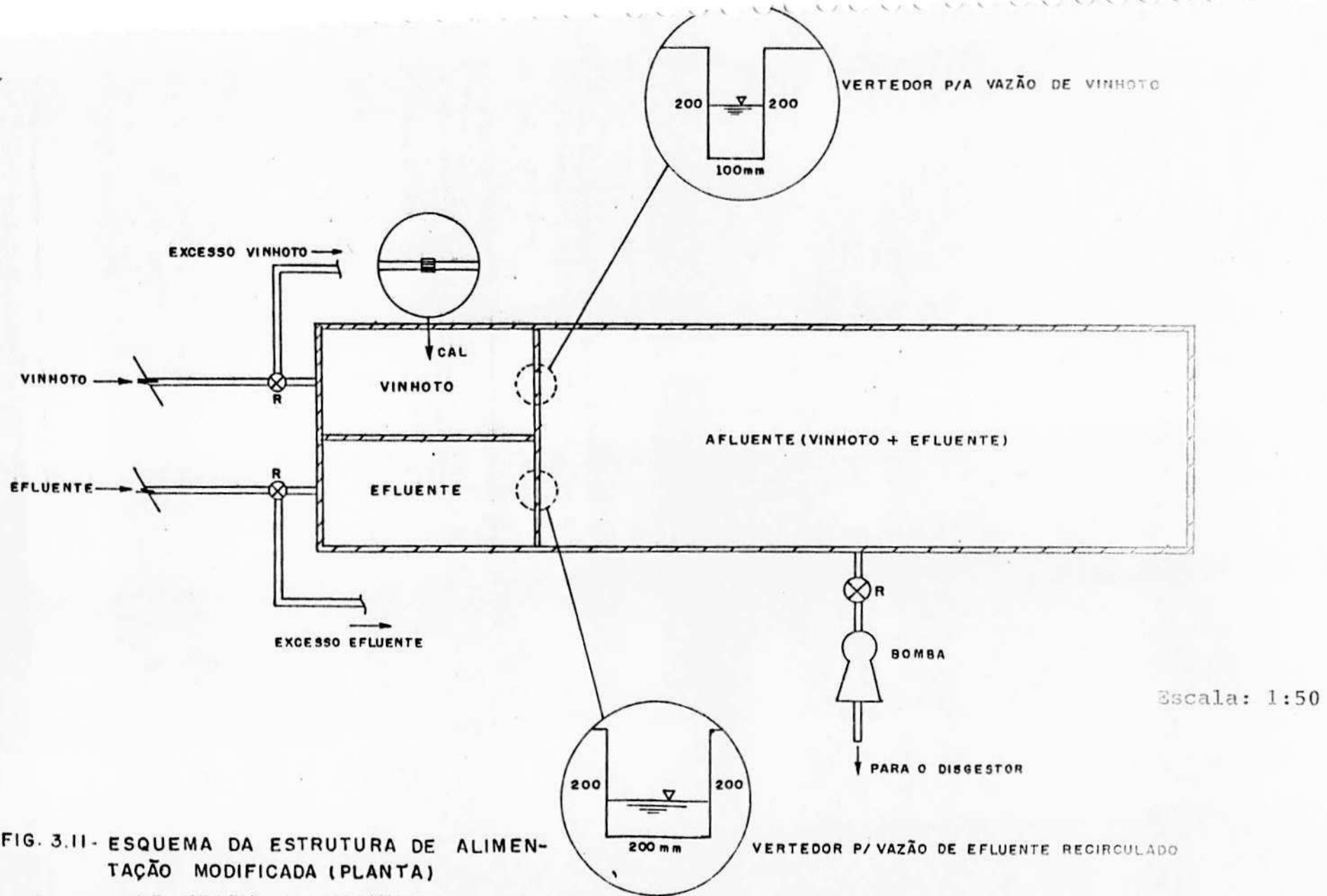
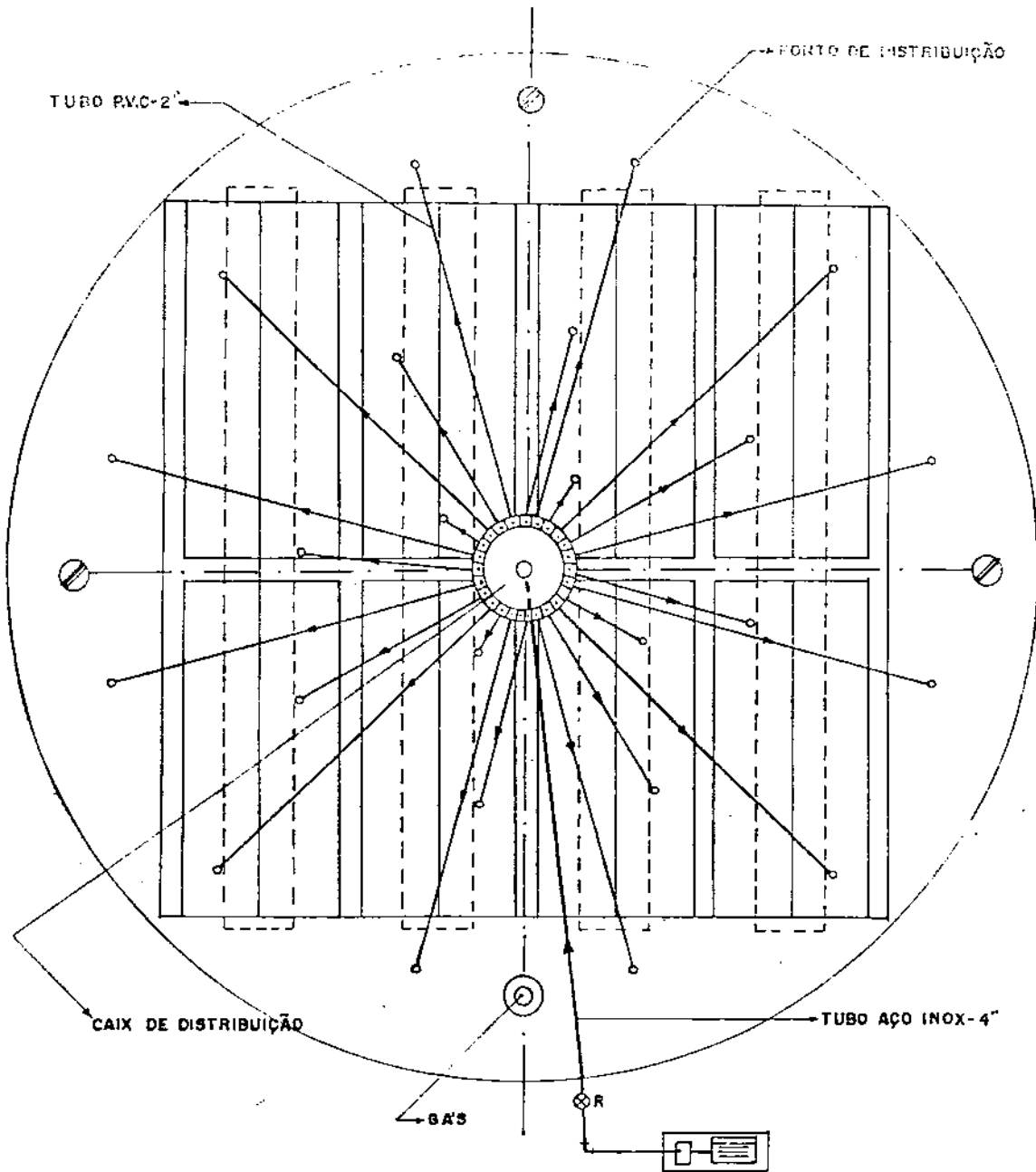


FIG. 3.11- ESQUEMA DA ESTRUTURA DE ALIMENTAÇÃO MODIFICADA (PLANTA)



Escala: 1:100

FIG. 3.12 - VISTA SUPERIOR DA ESTRUTURA DE DISTRIBUIÇÃO DO AFLUENTE MODIFICADA

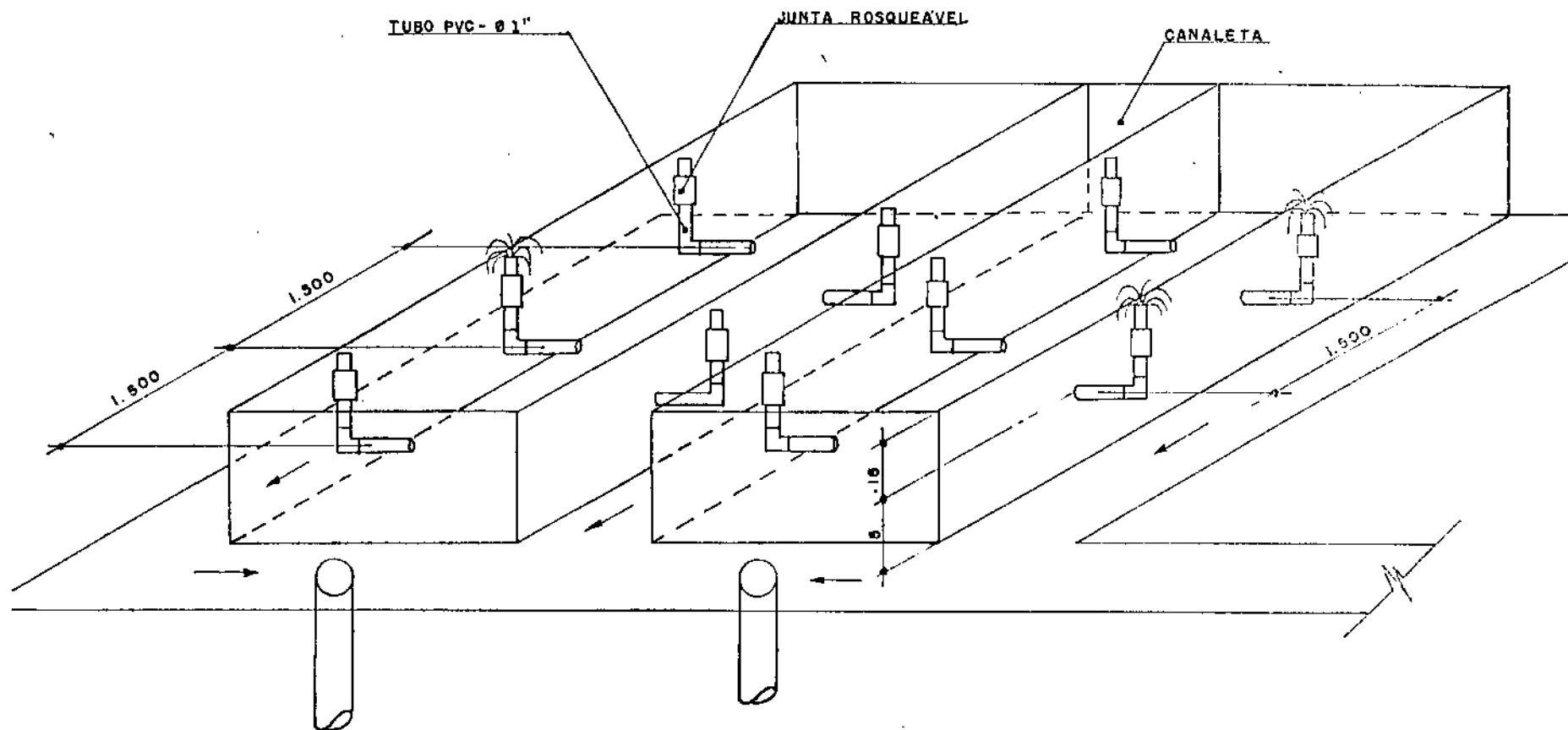


FIG. 3.13 - ESQUEMA DA ESTRUTURA DE CAPTAÇÃO DO EFLUENTE MODIFICADA.

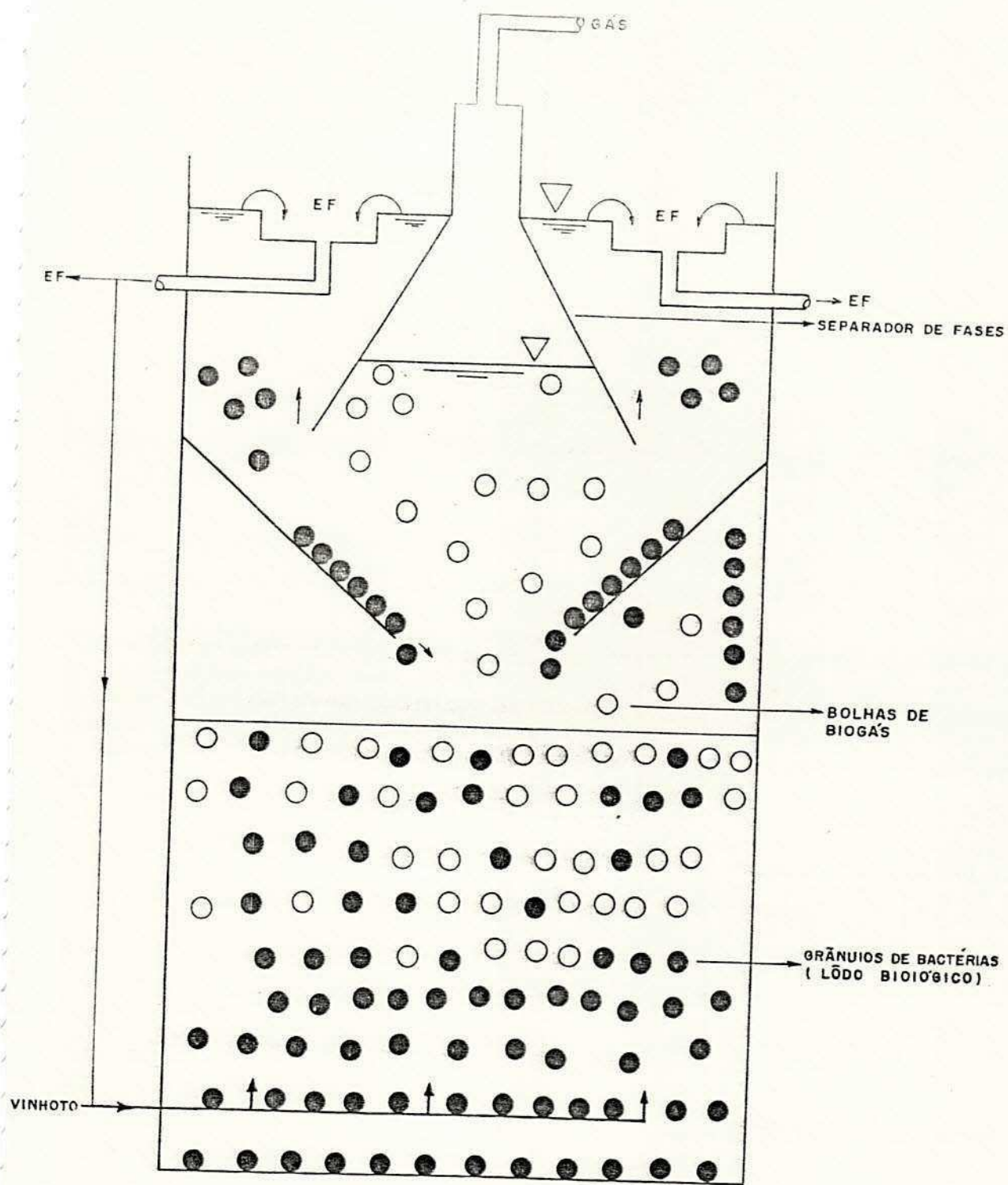


FIG. 3.14 - FLUXO DO VINHOTO NO REATOR



## CAPÍTULO 4

### APRESENTAÇÃO E INTERPRETAÇÃO DOS RESULTADOS

De acordo com o descrito no Capítulo 3 - Materiais e Métodos, a operação do sistema em escala industrial foi desenvolvida no período de 75 dias. Os resultados obtidos serão apresentados e interpretados na seguinte ordem: caracterização do vinhoto bruto, operação do sistema e aproveitamento dos subprodutos do tratamento anaeróbio do vinhoto.

#### 4.1 - CARACTERIZAÇÃO DO VINHOTO BRUTO

##### 4.1.1 - Concentração de Material Orgânico

A concentração de matéria orgânica foi medida pelo teste de D.Q.O (Demanda Química de Oxigênio) que obteve um valor médio para o vinhoto decantado, em torno de 30 g/l e pela D.B.O (Demanda Biológica de Oxigênio) dando um valor médio de 11 g/l concentração, esta 60 vezes superior à do esgoto municipal doméstico. A carga orgânica poluidora para a concentração média de material orgânico e uma vazão de 3.000 m<sup>3</sup>/d, em termos de D.Q.O é de:  $30 \text{ Kg/m}^3 \times 3.000 \text{ m}^3/\text{d} = 90 \text{ t D.Q.O/d}$ . O despejo desse material em corpos d'água receptores, certamente levará a uma redução da concentração do oxigênio dissolvido que, dependendo da vazão desses corpos (capacidade de diluição) poderá aniquilar toda a sua vida aquática.

#### 4.1.2 - Caráter Ácido

O valor do pH (em torno de 3,0) e o fato da alcalinidade do vinhoto ser negativa (- 3,0 g/l), indicam ser um resíduo fortemente ácido, evidentemente devido a adição de ácido sulfúrico no processo da fabricação do álcool, além do azedamento evidenciado pela concentração elevada de ácidos voláteis (2.000 mg/l).

#### 4.1.3 - Temperatura

O valor da temperatura do vinhoto varia entre 80 e 90°C, valor este superior ao estabelecido pela Secretaria Especial do Meio Ambiente - SEMA (Portaria GM/0013/15 jan. 1976) que determina no seu parágrafo XIV que os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados em corpos hídricos a uma temperatura inferior a 40°C.

#### 4.2 - OPERAÇÃO DO SISTEMA

A metodologia consistia em dar partida em um digestor, aumentando gradativamente a carga orgânica aplicada, com uma eficiência de remoção de matéria orgânica acima de 90%, sem comprometer o equilíbrio da digestão. Inicialmente o digestor foi alimentado com 28,8 m<sup>3</sup>/d de vinhoto. A vazão foi aumentada sucessivamente, observando-se se havia acúmulo de ácidos voláteis no interior do reator. A carga orgânica foi aumentada sempre que os ácidos voláteis permaneciam numa concentração inferior a 500 mg/l como ácido acético.

#### 4.2.1 - Vazão de alimentação

A vazão de alimentação teve um valor mínimo de  $28,8 \text{ m}^3/\text{d}$ , médio de  $130 \text{ m}^3/\text{d}$  e máximo de  $215 \text{ m}^3/\text{d}$ . Durante todo o tempo de operação ocorreram três paralizações da alimentação. A primeira (27/03) foi devido a uma greve na indústria, a segunda (02/04) e a terceira (24/04) foram devido a falta de matéria-prima (cana-de-açúcar). A Figura 4.1 apresenta de maneira indireta a variação da vazão de alimentação através das mudanças do tempo de retenção hidráulica durante o experimento. Pode-se observar que nos últimos 25 dias de experiência houve uma estabilização da vazão em torno de  $180 \text{ m}^3/\text{d}$  ( $TR = 5,5$  dias). Durante o tempo de operação, houve uma queda no tempo de permanência hidráulico de 35 dias para 5,5 dias. Neste período não foi possível um tempo de retenção menor, pois tempos menores elevavam a acidez no interior do reator, conseqüentemente diminuindo o pH e inibindo o processo. O reator começou a ser operado com um tempo de retenção (TR) de 35 dias, diminuindo para 10 dias logo na sua primeira quinzena de operação, estabilizando-se em 5,5 dias nos últimos trinta dias de operação.

#### 4.2.2 - D.Q.O (Demanda Química de Oxigênio)

A Figura 4.2 representa o comportamento da D.Q.O do vinhoto e efluente determinadas durante todo o transcorrer da experiência. A Tabela 4.1 apresenta estes valores. Nota-se na Figura 4.2 que no início da operação a D.Q.O do vinhoto obteve seu maior valor ( $36,3 \text{ g/l}$ ) resultando numa D.Q.O efluente alta ( $3,4 \text{ g/l}$ ). Observa-se no segundo mês de operação (13º dia - 44º dia) que houve uma variação na D.Q.O do vinhoto com o máximo

de 31,5 g/l diminuindo para 22,2 g/l e depois aumentando novamente para 30,5 g/l, mas que esta alternância não interferiu no resultado do efluente que apresentou uma D.Q.O média de 1,3 g/l, isto porque as bactérias já estavam acostumadas a variações na carga orgânica aplicada no início da operação. Embora a D.Q.O média do vinhoto, no terceiro mês de operação (459 - 759 dia) tenha sido maior que no segundo mês, a D.Q.O efluente permaneceu estável em 1,3 g/l, o que demonstra a aclimação do lodo ao substrato.

Em resumo tivemos uma D.Q.O média para o vinhoto no primeiro mês de 32,3 g/l, baixando no segundo mês para 28,7 g/l e novamente subindo para 30,8 g/l no terceiro mês, enquanto que o efluente obteve os valores médios de 1,5; 1,3 e 1,3 g/l respectivamente. Observa-se ainda que durante o transcorrer da experiência a D.Q.O do vinhoto foi 22,3 vezes superior a D.Q.O efluente, o que significa que o sistema teve uma eficiência média de 95,5% de remoção da matéria orgânica.

#### 4.2.3 - Carga Orgânica Aplicada

A carga orgânica aplicada é mostrada na Figura 4.3 e expressa em KgD.Q.O/m<sup>3</sup>/dia. Os resultados da carga orgânica afluente estão apresentados na Tabela 4.1. Examinando-se a Figura 4.3 fica evidente que nos primeiros 30 dias de operação, variações na carga orgânica afluente influíam rapidamente na qualidade do efluente, enquanto que passados 75 dias de operação estas variações não são tão significativas. A explicação se deve ao fato de que decorrido um certo tempo a população bacteriana fica mais aclimatada ao substrato e portanto mais

resistente a mudanças de cargas orgânicas aplicadas, especialmente as bactérias metanogênicas. Observa-se também que a carga orgânica aplicada foi aumentada gradativamente, iniciando com 1,0 Kg D.Q.O/m<sup>3</sup>/dia e chegando a valores próximos a 6,0 Kg D.Q.O/m<sup>3</sup>/dia, no final do experimento, mantendo um rendimento (remoção de D.Q.O) acima de 90%.

#### 4.2.4 - Alcalinidade

A Figura 4.4 mostra a evolução da alcalinidade devido a bicarbonato (em mgCaCO<sub>3</sub>/l) no afluente, no interior do reator (lodo) e no efluente do digestor ocorrida durante todo o processo de operação. Nota-se primeiramente que a alcalinidade afluente devido a bicarbonato é sempre inferior a alcalinidade do interior do digestor (lodo) e do efluente que são praticamente iguais, apresentando um valor médio de 1.860 mgCaCO<sub>3</sub>/l. Na Tabela 4.4 estão presentes os valores diários da alcalinidade devido a bicarbonato do afluente, do interior do reator (lodo) e do efluente do digestor. Verifica-se nesta tabela que os valores da alcalinidade do interior do reator (lodo) são normalmente superiores aos valores da alcalinidade do efluente, isto porque o material orgânico remanescente no resíduo, antes de deixar o reator encontra bactérias facultativas que transformam parte deste material orgânico em ácidos voláteis, diminuindo um pouco a sua alcalinidade.

Ainda na Figura 4.4 observa-se que ocorre uma grande variação na alcalinidade do afluente, devido ao tipo, a quantidade e a maneira de se adicionar o produto alcalinizante. Os aumentos se deram por dois motivos: 1) mudança na forma de

adicionamento da soda (0,8 g/l vinhoto) que passou a ser contínua e 2) elevação da quantidade adicionada de alcalinizante. As diminuições ocorreram pela redução da quantidade de alcalinizante adicionada (0,4 g soda/l vinhoto) visando diminuir custos e principalmente pela mudança do tipo de produto alcalinizante (soda para cal). Olhando a Tabela 4.4 percebe-se que houve uma redução na alcalinidade média afluyente nos meses de fevereiro (2.190 mg CaCO<sub>3</sub>/l), março (1.730 mg CaCO<sub>3</sub>/l) e abril (1.660 mg CaCO<sub>3</sub>/l). A queda de fevereiro para março se deu por conta da redução da quantidade adicionada de soda (de 0,8 g/l vinhoto para 0,4 g/l vinhoto) e a diminuição de março para abril foi devida à mudança do produto alcalinizante (soda 0,8g/l para cal 1,3 g/l). Visto que a cal é um produto de difícil dissolução provocando grandes perdas em relação à soda, por este motivo elevou-se a quantidade de cal adicionada para 2,0 g/l vinhoto.

#### 4.2.5 - Ácidos Voláteis e pH

As análises de ácidos voláteis constituíram-se no indicador mais importante do processo da digestão anaeróbia. A Tabela 4.5 apresenta os valores diários das concentrações de ácidos voláteis do vinhoto, do interior (lodo) e do efluente do digestor expressos em mg CH<sub>3</sub>COOH/l. Observa-se nas Figuras 4.5 (ácidos orgânicos voláteis x tempo de operação) e 4.6 (pH x tempo de operação) que quando a concentração de ácidos voláteis se manteve abaixo de 500 mg CH<sub>3</sub>COOH/l, no interior do digestor, o pH do meio (lodo) e do efluente se mantiveram próximos do neutro, entretanto quando esta concentração ultrapassou o valor

de 500 mgCH<sub>3</sub>COOH/l houve acúmulo de ácidos voláteis e consequente diminuição do pH no interior do reator para valores em torno de 6,5 inibindo a atividade das bactérias metanogênicas.

Portanto a concentração de ácidos voláteis no interior do reator foi quem determinou a marcha de alimentação do digestor.

É notável na Figura 4.5 que a concentração de ácidos voláteis do interior do reator (loço) e do efluente foram crescendo durante o decorrer do experimento, fato que pode ser explicado pelo aumento de carga aplicada, fazendo com que as bactérias metanogênicas (de crescimento lento) não absorvessem toda a carga aplicada acumulando ácidos voláteis no interior do reator.

Verifica-se na Tabela 4.2 que o pH afluente (vinhoto + efluente recirculado) sempre foi maior que o pH do vinhoto bruto (3,0). Isto se deveu a colocação de produto alcalinizante no afluente, primeiramente na forma de soda (0,8 g/l vinhoto) e depois com a cal (2,0 g/l vinhoto) e também pela mistura com a vazão de efluente recirculado na proporção de 2:1 elevando o pH do vinhoto bruto de 3,0 para 6,3. A quantidade de cal hidratada adicionada não significa um novo custo para a empresa, pois esta cal seria adicionada para a calagem do solo, desta maneira a fertiirrigação do canavial com vinhoto digerido é mais uma vantagem do tratamento do vinhoto. Assim a correção da acidez do solo será feita de uma maneira bem mais prática e a cal para a correção do pH pode ser adicionada de acordo com a necessidade do solo, economizando mão-de-obra.

Analisando-se as Figuras 4.5 e 4.6 é fácil concluir que elas são inversamente proporcionais, ou seja, quando os ácidos

voláteis aumentam o pH diminuem e quando os ácidos diminuem o pH aumenta. Basta verificar que enquanto o gráfico de ácidos voláteis do lodo e do efluente tiveram tendência crescente durante o experimento o gráfico do pH teve um comportamento decrescente.

#### 4.2.6 - Sólidos

Nas Figuras 4.7a, 4.7b e 4.7c estão ilustrados os perfis mensais do lodo, que mostram a disposição dos sólidos totais (g/l) no interior do reator para tempos de retenções diferentes. Verifica-se nos três gráficos que a concentração dos sólidos totais diminui com a altura do reator, sendo mais concentrado na parte inferior que na superior. Este perfil se deve ao desempenho do decantador interno, que faz retornar ao fundo do digester o lodo, evitando sua saída no efluente. Por razões desconhecidas o lodo foi mais concentrado a 1,5 m do fundo do reator.

Observando-se os gráficos 4.7a (fev. TR = 20,5 d), 4.7b (mar. TR = 6,2 d) e 4.7c (abr. TR = 5,5 d), nota-se que, inicialmente, houve uma grande perda de lodo no efluente (16 g/l) devido a pouca decantabilidade do lodo inoculado que apresentava um I.V.L = 35,8 ml/g. No restante do experimento a concentração de lodo no efluente diminuiu para valores abaixo de 10 g/l. Aconteceu que o lodo que não decantava foi nas primeiras semanas descartado no efluente, ficando um lodo de melhor qualidade com o I.V.L = 18,8 ml/g no final do experimento. Outra observação é que durante os 75 dias de operação houve um aumento de apenas 13% nos sólidos totais retidos no fundo do reator.



Isto talvez tenha acontecido porque vários pontos de alimentação do digestor estão entupidos sobrecarregando uma área do digestor, onde o lodo fica em constante movimento dificultando sua concentração. Testes de sólidos voláteis em suspensão (S.V.S) foram realizados no laboratório de saneamento da Universidade Federal da Paraíba - Campus II com a periodicidade de uma vez por mês. Os resultados mostraram que os S.V.S (lodo biológico) formam 63% dos sólidos totais.

#### 4.2.7 - Temperatura

Durante toda a operação do sistema foi verificada diariamente a temperatura do vinhoto após resfriamento, do afluente, do interior (lodo) e do efluente do digestor. A Tabela 4.6 mostra os valores diários desses resultados. No começo da operação a temperatura do vinhoto era rebaixada mediante a passagem do vinhoto em bicos aspersores, diminuindo de  $90 \pm 5^{\circ}\text{C}$  para  $40^{\circ}\text{C}$ . Esta prática introduzia oxigênio no vinhoto ( $\text{O}_2 = 3,0 \text{ mg/l}$ ) inibindo a atividade das bactérias metanogênicas que são estritamente anaeróbias. A solução adotada foi resfriar o vinhoto no açude, rebaixando sua temperatura para valores próximos a  $38^{\circ}\text{C}$ , o que demonstra o funcionamento do açude como tanque de equalização.

A temperatura de alimentação do digestor era rebaixada de  $39^{\circ}\text{C}$  (temperatura média do vinhoto resfriado) para  $32^{\circ}\text{C}$  através da mistura com o efluente recirculado que tinha uma temperatura média de  $31,8^{\circ}\text{C}$ .

#### 4.2.8 - Perfil do Reator

As Figuras 4.8a, 4.8b, 4.8c e 4.8d mostram o comportamento mensal da temperatura, do pH, da alcalinidade à bicarbonato e dos ácidos voláteis de todos os pontos de amostragem do interior do reator. Na Figura 4.8a observa-se que houve um aumento da temperatura durante o experimento. Correlacionando-se as Figuras 4.8b, 4.8c e 4.8d, nota-se que com o aumento da vazão, a concentração de ácidos voláteis aumentou de 160 mg CH<sub>3</sub>COOH/l para 400 mgCH<sub>3</sub>COOH/l conseqüentemente diminuindo a alcalinidade à bicarbonato e o pH do interior do reator.

#### 4.3 - APROVEITAMENTO DOS SUBPRODUTOS DO TRATAMENTO ANAERÓBIO DO VINHOTO

No projeto de um sistema de tratamento anaeróbio de vinhoto deve ser considerado o aproveitamento dos subprodutos: biogás (metano), adubo (sólidos) e vinhoto digerido.

##### 4.3.1 - Biogás/Metano

A Destilaria São Luiz tem uma produção de 180.000 l/d de álcool e uma campanha de 180 dias/ano, haverá uma produção de 32.400 m<sup>3</sup>/ano de álcool e, conseqüentemente, uma liberação de uns 486.000 m<sup>3</sup> de vinhoto. A D.B.O (Demanda Biológica de Oxigênio) e D.Q.O (Demanda Química de Oxigênio) do vinhoto tem valores em torno de 11,0 e 30,0 g/l, respectivamente, ou seja, 5.400 t/ano de D.B.O e 14.500 t/ano de D.Q.O.

O potencial de produção de metano pode ser estimado, tendo-se uma eficiência de digestão de 90 por cento e sabendo-se

de cálculos estequiométricos que o equivalente a 1 Kg D.Q.O digerido fornece 1/4 Kg de metano. Desse modo, as 14.500 t/ano de D.Q.O no vinhoto resultariam em  $0,9 \times 0,25 \times 14.500 = 3.200$  t/ano (ou 4.500.000 m<sup>3</sup>/a) de metano. Portanto, o potencial de produção de metano é de 100 Kg CH<sub>4</sub> por 1.000 litros de álcool produzidos.

Sabe-se que 100 Kg de metano tem um conteúdo energético a um barril de petróleo (159 l). Isto quer dizer que há um potencial de produção extra de energia equivalente a um barril de petróleo por m<sup>3</sup> de álcool destilado.

#### 4.3.2 - Produção de Adubo

Na produção de adubo a partir do vinhoto bruto, utiliza-se a separação de fases sólido-líquido, constituindo, também, um pré-tratamento de vinhoto, útil para a digestão anaeróbia. A fase líquida do vinhoto, livre de sólidos, produzirá um lodo de elevada atividade específica, possibilitando uma alta taxa de digestão. O potencial de produção de adubo também é elevado, tendo-se em torno de 7,0 g/l de sólidos sedimentáveis no vinhoto. Considera-se a possibilidade de se juntar aos sólidos em suspensão, o lodo biológico gerado durante a digestão anaeróbia. Nesta caso, a produção de sólidos se eleva para 10 g/l de vinhoto ou 150 g sólidos/l de álcool produzido, resultando em 27 t sólidos/dia ou 5.000 t sólidos/ano.

Quanto ao uso de sólidos como adubo, tem-se a experiência da Usina Estreliana em Ribeirão-PE que utilizou 2,0 t/ha/ano, de sólidos misturados com nutrientes (N, P, K, Ca, Mg), e observa-se um aumento da produtividade da cana em mais de 25%.

Levando em conta o exemplo anterior, a Destilaria São Luiz possui um potencial de produção de sólidos suficiente para adubar 2.500 ha/ano.

#### 4.3.3 - Vinhoto Digerido

O vinhoto digerido pode ser aplicado diretamente no campo sem correções do seu teor de nutrientes ou após correções, conforme as necessidades locais. A experiência tem mostrado que a taxa de aplicação varia com a natureza do solo dos canaviais, tendo-se uma taxa de aplicação de 600 m<sup>3</sup>/ha como típico para a situação do nordeste. Se todo o volume de vinhoto for digerido será suficiente para adubar uns (486.000/600) 800 ha por ano.

Do exposto anteriormente, conclui-se que cada m<sup>3</sup> de álcool produzido pode originar: 100 Kg de metano, 150 Kg de sólidos e 15 m<sup>3</sup> de vinhoto digerido. A importância desses produtos para a produção de álcool pode ser avaliada considerando-se que uma destilaria que produz 180.000 l/d de álcool, processa em torno de 2.000 t/d de cana-de-açúcar (360.000 t/a), necessitando de uma área plantada correspondente a 6.500 ha (produtividade de 360.000/6.500 = 55 t cana/ha/ano), o que significa que a produção de adubo é suficiente para 38% da área de canaviais e o vinhoto digerido para apenas 12%.

O potencial de produção de metano (4.500.000 m<sup>3</sup>/ano) correspondente a 4.500 m<sup>3</sup> diesel é quatro vezes e meia superior ao consumo de óleo diesel anual da destilaria. Logo o único subproduto suficiente é o biogás/metano.

TABELA 4.1 - Valores a cada dois dias de D.Q.O Afluente e Efluente, Eficiência de Remoção de D.Q.O, Vazão Afluente e Carga Orgânica Afluente e Efluente.

Data (1990)	DQO Afl. Kg m <sup>-3</sup>	DQO Efl. Kg m <sup>-3</sup>	Remoção %	Q Afl. m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup>	Carga Afl. KgDQOm <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	Carga Efl. KgDQOm <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>
FEV 18	36,3	3,4	90,6	28,8	1,05	0,10
20	32,6	1,7	94,8	35,0	1,14	0,06
22	29,7	1,1	96,3	70,0	2,08	0,08
24	31,0	1,6	94,8	70,0	2,17	0,11
26	22,4	1,6	93,0	70,0	1,57	0,11
28	30,0	1,2	96,0	83,0	2,49	0,10
MAR 03	28,6	1,2	95,8	100,0	2,86	0,12
05	29,8	1,3	95,6	120,0	3,58	0,16
07	31,0	1,4	95,5	120,0	3,72	0,17
09	31,5	1,4	95,5	150,0	4,73	0,21
11	31,3	1,4	95,5	150,0	4,69	0,21
13	22,2	1,6	93,0	180,0	4,00	0,29
15	29,3	1,3	95,5	180,0	5,27	0,23
17	30,5	1,1	96,3	180,0	5,50	0,20
19	26,4	0,8	97,0	180,0	4,75	0,14
21	23,8	1,0	95,6	215,0	5,12	0,21
23	30,0	1,2	96,1	180,0	5,40	0,22
25	28,8	1,0	96,5	180,0	5,18	0,18
27	*	*	*	*	*	*
29	27,3	1,1	96,0	190,0	5,19	0,21
31	30,5	1,3	95,7	180,0	5,49	0,23
ABR 02	**	**	**	**	**	**
04	31,7	1,3	96,0	180,0	5,71	0,23
06	30,6	1,2	96,0	180,0	5,52	0,22
08	31,0	1,2	96,1	180,0	5,58	0,22
10	30,9	1,2	96,1	180,0	5,56	0,22
12	30,4	1,2	96,0	180,0	5,47	0,22
14	30,0	1,2	96,0	180,0	5,40	0,22
16	29,9	1,3	95,5	180,0	5,38	0,23
18	30,8	1,3	95,7	180,0	5,54	0,23

Data (1990)	DQO Afl. Kg m <sup>-3</sup>	DQO Efl. Kg m <sup>-3</sup>	Remoção %	Q Afl. m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup>	Carga Afl. KgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>	Carga Efl. KgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup>
20	30,9	1,4	95,5	180,0	5,56	0,25
22	30,8	1,4	95,4	180,0	5,54	0,25
24	**	**	**	**	**	**
26	33,1	1,7	95,0	180,0	5,96	0,31
28	32,0	1,2	96,0	180,0	5,76	0,22
30	27,3	1,1	96,0	180,0	4,92	0,20

\* = Destilaria parada por motivo de greve dos funcionários.

\*\* = Destilaria parada por falta de cana.

TABELA 4.2 - Valores Diários do pH do Vinhoto Bruto, do Afluente, do Lodo e do Efluente do Digestor.

DATA	pH				DATA	pH			
	D/M	VINHOTO	AF	LODO		EF	D/M	VINHOTO	AF
16/2	3,70	6,23	6,91	6,98	12/3	3,25	6,12	6,85	6,94
17/2	3,15	5,86	6,97	7,61	13/3	3,42	6,50	6,93	7,03
18/2	3,47	6,68	6,99	7,43	14/3	3,22	6,31	7,10	7,13
19/2	3,42	5,75	7,04	7,11	15/3	3,15	6,02	6,94	6,96
20/2	3,38	6,81	6,90	7,55	16/3	3,17	6,13	6,88	7,23
21/2	2,98	5,63	6,97	7,25	17/3	3,26	6,40	6,86	7,11
22/2	2,82	6,05	7,01	7,35	18/3	3,11	6,41	6,89	7,17
23/2	2,83	6,06	6,93	7,21	19/3	3,10	6,18	6,90	7,20
24/2	2,86	6,43	6,87	7,08	20/3	2,96	6,03	6,86	6,97
25/2	3,12	9,50	6,93	7,48	21/3	2,97	5,80	6,75	6,86
26/2	3,05	6,40	6,91	7,06	22/3	2,94	5,26	6,46	6,67
27/2	3,00	6,30	6,92	7,02	23/3	2,92	5,49	6,84	6,94
28/2	3,15	6,12	6,95	7,22	24/3	2,93	9,60	6,63	6,72
01/3	3,24	6,69	6,98	7,21	25/3	2,90	5,92	6,65	6,80
02/3	3,06	6,32	6,89	7,06	26/3	2,90	6,20	6,60	6,70
03/3	3,19	6,40	6,98	7,10	27/3	*	*	*	*
04/3	3,35	6,73	7,06	7,10	28/3	3,23	6,58	6,70	7,20
05/3	3,35	6,67	6,76	7,20	29/3	2,93	5,85	6,67	6,81
06/3	3,11	6,51	6,80	7,13	30/3	3,01	5,55	6,32	6,53
07/3	3,07	6,23	6,79	6,97	31/3	3,18	7,82	6,99	7,11
08/3	3,18	6,43	6,83	7,12	01/4	3,10	6,95	6,68	6,80
09/3	3,18	6,07	6,84	7,00	02/4	**	**	**	**
10/3	3,07	6,35	6,87	6,86	03/4	2,96	5,60	6,89	7,10
11/3	3,12	6,22	6,82	6,98	04/4	3,12	5,52	6,61	6,61

DATA	pH			
	VINHOTO	AF	LODO	EF
05/4	2,88	5,41	6,84	7,03
06/4	2,81	8,52	6,74	6,87
07/4	2,73	7,42	6,64	6,67
08/4	2,70	6,15	6,62	6,70
09/4	2,92	6,28	6,80	6,88
10/4	2,82	5,61	6,62	6,70
11/4	2,74	5,40	6,81	7,00
12/4	2,82	4,50	6,84	7,25
13/4	2,80	5,91	6,80	7,05
14/4	2,80	5,81	6,80	7,01
15/4	2,75	6,12	6,80	6,96
16/4	2,73	5,43	6,78	6,93
17/4	2,90	6,56	6,63	6,77

DATA	pH			
	VINHOTO	AF	LODO	EF
18/4	2,85	6,20	6,73	6,55
19/4	3,25	6,16	7,07	7,17
20/4	2,88	8,87	6,70	6,86
21/4	3,02	5,44	6,74	6,88
22/4	3,00	5,82	6,78	6,91
23/4	3,08	6,03	6,81	6,95
24/4	**	**	**	**
25/4	2,89	4,80	6,87	7,08
26/4	3,12	6,30	6,60	6,75
27/4	3,20	5,70	6,50	6,60
28/4	3,20	6,34	6,50	6,62
29/4	3,70	5,20	6,41	6,50
30/4	3,80	5,40	6,70	6,80

\* = Destilaria parada por motivo de greve dos funcionários.

\*\* = Destilaria parada por falta de cana.



TABELA 4.3 - Valores Diários da Alcalinidade Total do Afluente,  
do Lodo e do Efluente do Digestor em mgCaCO<sub>3</sub>/l.

DATA D/M	ALCALINIDADE TOTAL			DATA D/M	ALCALINIDADE TOTAL		
	AF	LODO	EF		AF	LODO	EF
16/2	1.516	2.473	2.501	12/3	2.180	1.760	1.740
17/2	1.060	2.220	2.140	13/3	1.340	1.800	1.740
18/2	1.340	2.200	2.120	14/3	1.180	1.780	1.760
19/2	1.120	2.260	2.200	15/3	1.200	1.800	1.740
20/2	1.760	2.240	2.160	16/3	1.320	1.820	1.800
21/2	1.360	2.420	2.280	17/3	1.260	1.800	1.820
22/2	1.400	2.360	2.280	18/3	1.280	1.780	1.740
23/2	1.400	2.260	2.340	19/3	1.320	1.750	1.730
24/2	2.260	2.240	2.200	20/3	1.240	1.840	1.820
25/2	2.240	2.220	2.180	21/3	1.120	1.820	1.820
26/2	2.220	2.200	2.160	22/3	1.220	1.760	1.740
27/2	2.380	2.180	2.220	23/3	1.400	1.920	1.900
28/2	2.223	2.160	2.220	24/3	2.320	1.880	1.900
01/3	1.640	2.240	2.160	25/3	1.550	1.820	1.780
02/3	1.460	2.180	2.160	26/3	1.200	1.880	1.970
03/3	1.500	2,040	2,020	27/3	*	*	*
04/3	1.480	2.000	1.960	28/3	2.480	2.100	1.980
05/3	1.520	1.900	1.920	29/3	1.380	1.980	2.000
06/3	1.380	1.880	1.860	30/3	980	1.860	1.880
07/3	1.320	1.840	1.800	31/3	1.760	1.520	1.520
08/3	1.640	1.760	1.740	01/4	1.290	1.790	1.780
09/3	1.180	1.700	1.640	02/4	**	**	**
10/3	1.480	1.720	1.740	03/4	1.240	1.940	2.060
11/3	1.240	1.740	1.700	04/4	1.440	1.980	2.040

DATA D/M	ALCALINIDADE TOTAL		
	AF	LODO	EF

DATA D/M	ALCALINIDADE TOTAL		
	AF	LODO	EF

DATA D/M	ALCALINIDADE TOTAL		
	AF	LODO	EF
05/4	1.500	2.020	2.060
06/4	2.080	1.960	2.000
07/4	2.200	1.980	2.020
08/4	2.660	1.960	2.000
09/4	1.280	2.000	1.960
10/4	920	1.890	1.860
11/4	860	1.980	2.060
12/4	440	1.960	1.980
13/4	1.460	1.960	2.020
14/4	880	1.980	1.960
15/4	1.330	1.980	1.940
16/4	800	1.980	1.940
17/4	1.340	1.900	1.880

DATA D/M	ALCALINIDADE TOTAL		
	AF	LODO	EF
18/4	1.260	1.840	1.820
19/4	1.200	2.000	1.980
20/4	1.140	1.940	1.920
21/4	1.160	1.980	1.960
22/4	1.080	2.070	2.060
23/4	1.130	2.080	2.060
24/4	**	**	**
25/4	480	2.040	2.000
26/4	1.020	1.900	1.920
27/4	1.000	1.920	1.900
28/4	940	1.920	1.890
29/4	1.100	1.880	1.900
30/4	1.240	2.020	1.960

\* = Destilaria parada por motivo de greve dos funcionários.

\*\* = Destilaria parada por falta de cana.

TABELA 4.4 - Valores Diários da Alcalinidade de Bicarbonato do Afluente, do Lodo e do Efluente do Digestor em  $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ .

ALCALINIDADE BICARBONATO				ALCALINIDADE BICARBONATO			
DATA	AF	LODO	EF	DATA	AF	LODO	EF
D/M				D/M			
16/2	375	2.457	2.485	10/3	595	1.635	1.580
17/2	355	2.130	2.065	12/3	760	1.650	1.590
18/2	875	2.095	2.030	13/3	751	1.682	1.588
19/2	505	2.155	2.110	14/3	635	1.627	1.607
20/2	1.025	2.150	2.055	15/3	535	1.630	1.587
21/2	235	2.315	2.175	16/3	792	1.684	1.681
22/2	608	2.270	2.175	17/3	698	1.681	1.684
23/2	305	2.155	2.220	18/3	723	1.644	1.621
24/2	1.465	2.150	2.095	19/3	700	1.640	1.620
25/2	1.478	2.115	2.090	20/3	507	1.670	1.667
26/2	1.455	2.110	2.070	21/3	438	1.633	1.564
27/2	1.460	2.100	2.060	22/3	266	1.402	1.348
28/2	1.300	2.120	2.040	23/3	883	1.596	1.593
01/3	1.072	2.150	2.040	24/3	1.655	1.454	1.583
02/3	965	2.060	2.025	25/3	680	1.460	1.560
03/3	945	1.935	1.930	26/3	720	1.440	1.600
04/3	1.030	1.910	1.855	27/3	*	*	*
05/3	1.040	1.780	1.830	28/3	2.003	1.844	1.827
06/3	960	1.775	1.770	29/3	393	1.656	1.693
07/3	810	1.735	1.700	30/3	- 25	1.349	1.335
08/3	995	1.670	1.635	31/3	772	1.247	1.213
09/3	640	1.580	1.535	01/4	300	1.180	1.160
10/3	970	1.630	1.620	02/4	**	**	**

DATA D/M	ALCALINIDADE BICARBONATO		
	AF	LODO	EF
03/4	149	1.770	1.907
04/4	418	1.554	1.631
05/4	580	1.867	1.907
06/4	1.298	1.667	1.744
07/4	1.606	1.707	1.764
08/4	1.600	1.700	1.760
09/4	189	1.847	1.773
10/4	- 273	1.516	1.519
11/4	25	1.810	1.907
12/4	- 582	1.790	1.810
13/4	445	1.790	1.864
14/4	45	1.810	1.807
15/4	428	1.817	1.777
16/4	84	1.827	1.770

DATA D/M	ALCALINIDADE BICARBONATO		
	AF	LODO	EF
17/4	761	1.610	1.573
18/4	476	1.414	1.462
19/4	246	1.642	1.639
20/4	424	1.565	1.562
21/4	302	1.622	1.619
22/4	300	1.620	1.620
23/4	290	1.640	1.600
24/4	**	**	**
25/4	- 287	1.938	1.915
26/4	355	1.679	1.681
27/4	29	1.511	1.525
28/4	20	1.500	1.520
29/4	484	1.471	1.474
30/4	132	1.372	1.261

\* = Destilaria parada por motivo de greve dos funcionários.

\*\* = Destilaria parada por falta de cana.

TABELA 4.5 - Valores Diários da Alcalinidade devido a Ácidos Voláteis do Vinhoto, do Lodo e do Efluente do Digestor.

DATA	ALCALINIDADE AC. VOLÁTEIS				DATA	ALCALINIDADE AC. VOLÁTEIS			
	D/M	VINHOTO	AF	LODO		EF	D/M	VINHOTO	AF
16/2	-	-	-	-	11/3	2.232	1.032	168	192
17/2	-	1.128	144	120	12/3	2.000	828	144	168
18/2	1.752	744	168	144	13/3	1.752	840	168	216
19/2	-	984	168	144	14/3	1.776	768	216	216
20/2	2.328	1.176	144	168	15/3	2.064	936	240	216
21/2	2.256	1.800	168	168	16/3	1.608	744	192	168
22/2	2.400	1.272	144	168	17/3	1.680	792	168	192
23/2	-	1.752	168	192	18/3	1.981	784	192	168
24/2	1.536	1.272	144	168	19/3	1.980	1.180	280	168
25/2	1.464	1.220	168	144	20/3	2.424	1.032	240	216
26/2	1.512	1.224	144	144	21/3	1.848	960	264	360
27/2	1.500	1.270	168	168	22/3	1.800	1.344	504	552
28/2	1.510	1.170	120	168	23/3	2.112	1.728	456	432
01/3	2.256	1.800	144	192	24/3	1.992	936	600	576
02/3	1.848	792	192	216	25/3	1.980	1.956	600	576
03/3	2.136	888	168	144	26/3	2.000	1.916	600	650
04/3	1.608	720	144	168	27/3	*	*	*	*
05/3	2.040	768	192	144	28/3	1.608	672	360	216
06/3	1.632	672	168	144	29/3	2.400	1.390	456	432
07/3	1.968	816	168	160	30/3	1.968	1.416	720	768
08/3	2.184	1.032	144	168	31/3	2.952	1.392	384	432
09/3	2.160	864	192	169	01/4	2.580	1.360	530	500
10/3	2.064	816	144	192	02/4	**	**	**	**

DATA	ALCALINIDADE AC. VOLÁTEIS			
	D/M	VINHOTO	AF	LODO
03/4	2.400	1.536	240	216
04/4	2.952	1.440	600	576
05/4	2.592	1.296	216	216
06/4	1.728	960	384	360
07/4	1.896	836	384	360
08/4	1.900	1.230	375	370
09/4	2.352	1.536	216	264
10/4	2.544	1.680	456	480
11/4	2.184	1.176	240	216
12/4	2.496	1.440	240	240
13/4	2.350	1.430	240	220
14/4	2.380	1.176	240	216
15/4	2.320	1.270	230	230
16/4	2.304	1.008	216	240

DATA	ALCALINIDADE AC. VOLÁTEIS			
	D/M	VINHOTO	AF	LODO
17/4	1.704	816	408	432
18/4	1.872	1.104	600	504
19/4	2.616	1.344	504	480
20/4	2.304	1.008	528	504
21/4	2.146	1.204	504	480
22/4	2.420	1.050	500	470
23/4	2.370	1.130	470	440
24/4	**	**	**	**
25/4	2.568	1.080	144	120
26/4	2.352	936	312	336
27/4	2.496	1.368	576	528
28/4	2.500	902	570	528
29/4	1.992	868	576	600
30/4	2.304	1.560	912	984

\* = Destilaria parada por motivo de greve dos funcionários.

\*\* = Destilaria parada por falta de cana.



TABELA 4.6 - Valores Diários da Temperatura do Vinhoto Resfriado, do Afluente, do Lodo e do Efluente do Digestor.

DATA	TEMPERATURA °C			
	VINHOTO	AF	LODO	EF
16/2	-	33,5	-	-
17/2	-	32	-	-
18/2	40	33,5	31	32
19/2	42	33	28	28
20/2	39	32,5	29	28
21/2	42	34	29,5	27,5
22/2	40	34	29	30
23/2	39	34	29	29
24/2	39	34,5	30,5	32
25/2	39,5	35	31	31,5
26/2	40	35	32	31
27/2	39	34	29	29
28/2	41	35	31	32
01/3	40	34,5	32	32
02/3	39	34	32	32
03/3	38,5	34,5	32	32
04/3	38	34,5	33	32
05/3	39,5	35	31	32
06/3	39,5	35	30,5	32
07/3	41	33	30,5	32
08/3	36	32	31	30,5
09/3	39	34	31	32
10/3	44	36	32	33
11/3	41	36	32	33,5

DATA	TEMPERATURA °C			
	VINHOTO	AF	LODO	EF
12/3	40	35	33	32
13/3	37	33	31	35
14/3	38,5	36	34,5	35
15/3	39,5	36	32	31,5
16/3	39	35,5	31	32
17/3	40	36,5	32,5	32
18/3	39	36	32	32
19/3	41	35	34	33
20/3	40,5	35,5	33,5	33
21/3	38	35	32,5	32,5
22/3	37	34	33	33
23/3	36	33,5	33	33
24/3	36,5	36	36	35
25/3	38	34	32,5	32
26/3	37,5	33,5	33	32
27/3	*	*	*	*
28/3	35	35	34	35
29/3	39	36	35	35
30/3	37,5	36	35	35
31/3	35	33	32	33,5
01/4	35,5	33	32	32
02/4	**	**	**	**
03/4	40,5	36	33,5	33
04/4	41	35,5	33,5	34,5

DATA	TEMEPRATURA °C			
	VINHOTO	AF	LODO	EF
05/4	40	36	33,5	33
06/4	39	35,5	34	33,5
07/4	39	36	34	34
08/4	40	36	34	33
09/4	40	34	34	34
10/4	39	35	33	33
11/4	41	38	34	35
12/4	39	36	33,5	33,5
13/4	40	35	34	33
14/4	39	35,5	34	33,5
15/4	39	35	33,5	33
16/4	40	35,5	33,5	33
17/4	36	33,5	32,5	32

DATA	TEMPERATURA °C			
	VINHOTO	AF	LODO	EF
18/4	38,5	34,5	33	33
19/4	38	34,5	33	33
20/4	38,5	34	33	32,5
21/4	37,5	33,5	33	33
22/4	39	35,5	34	32
23/4	40	36	34	32,5
24/4	**	**	**	**
25/4	40,5	34,5	30,5	31
26/4	41	32,5	31	31
27/4	41	34	32	32
28/4	40,5	34	32,5	31,5
29/4	31,5	31	32	32
30/4	29,5	29	31,5	30

\* = Destilaria parada por motivo de greve dos funcionários.

\*\* = Destilaria parada por falta de cana.



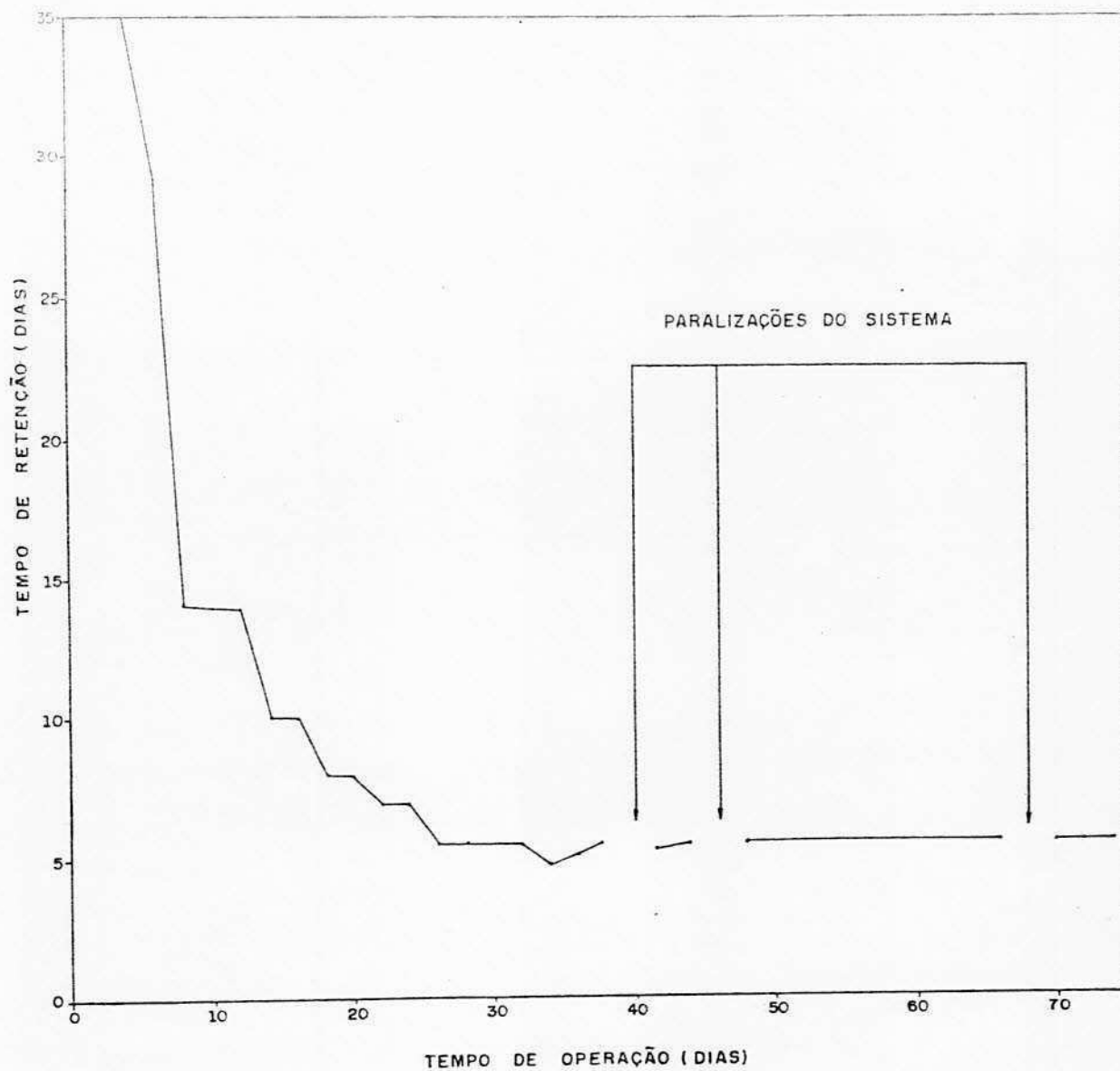


FIG. 4.1 - TEMPO DE RETENÇÃO

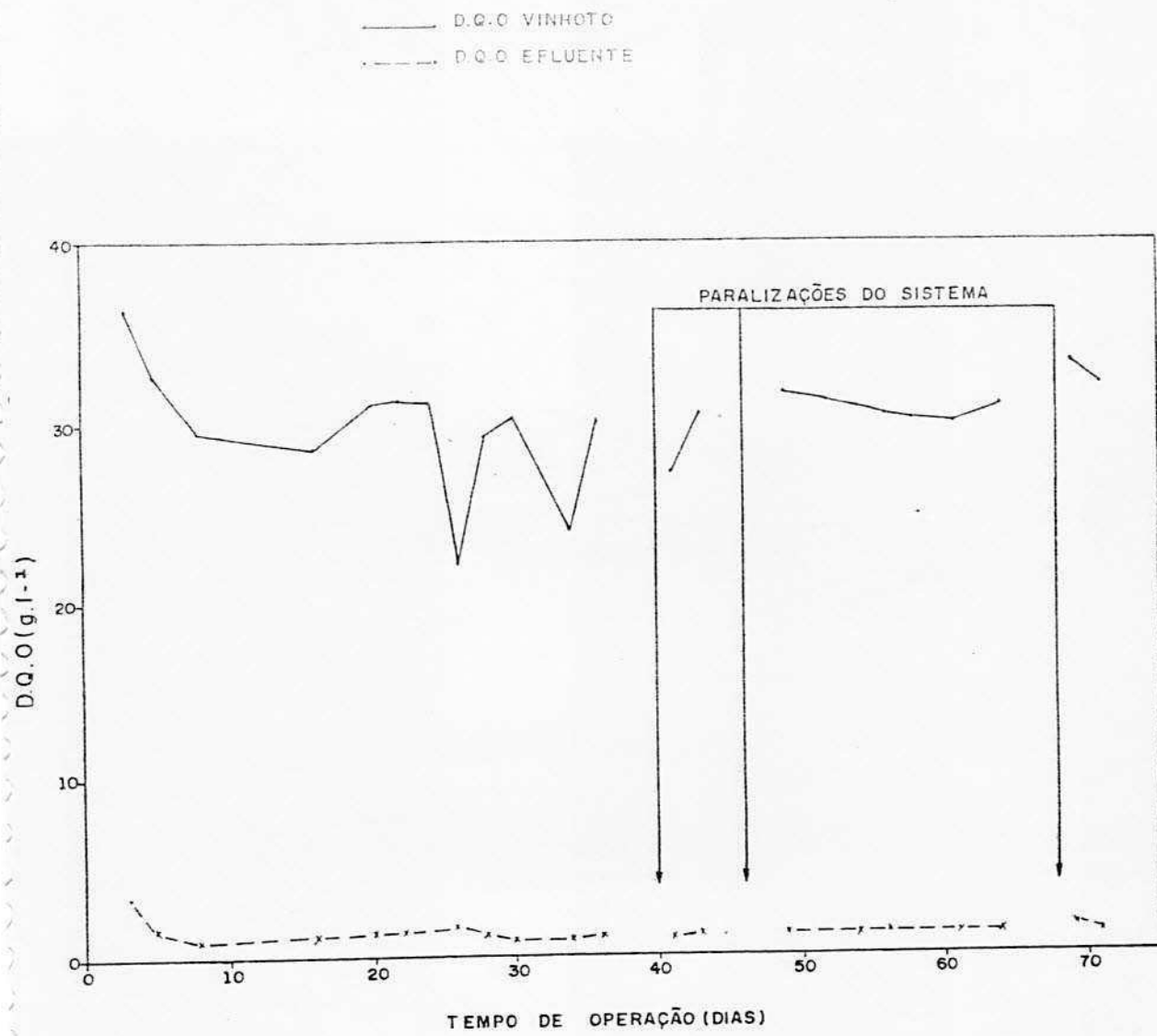


FIG. 4.2 - DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO VINHOTO E EFLUENTE

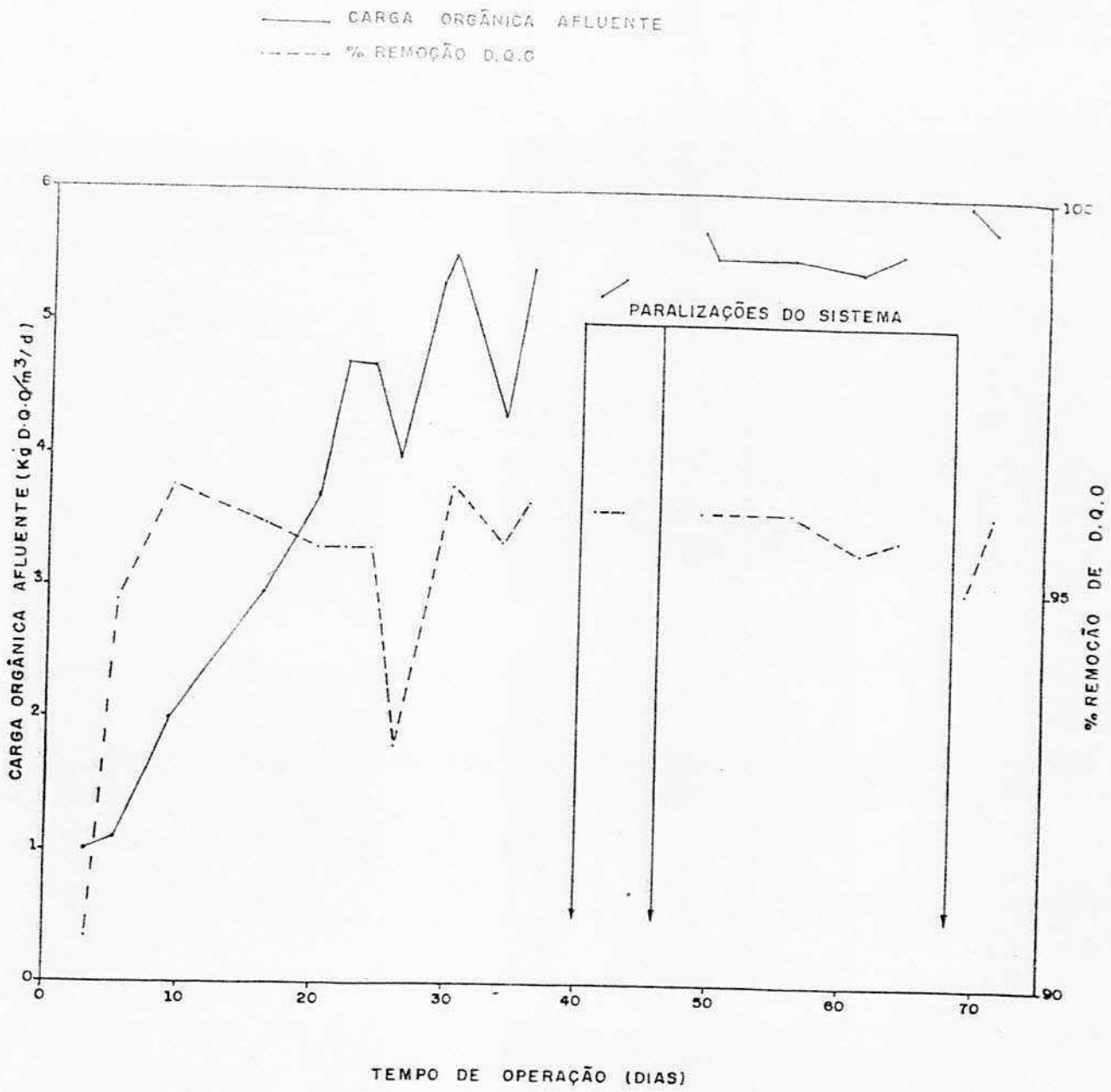


FIG. 4.3 - CARGA ORGÂNICA AFLUENTE

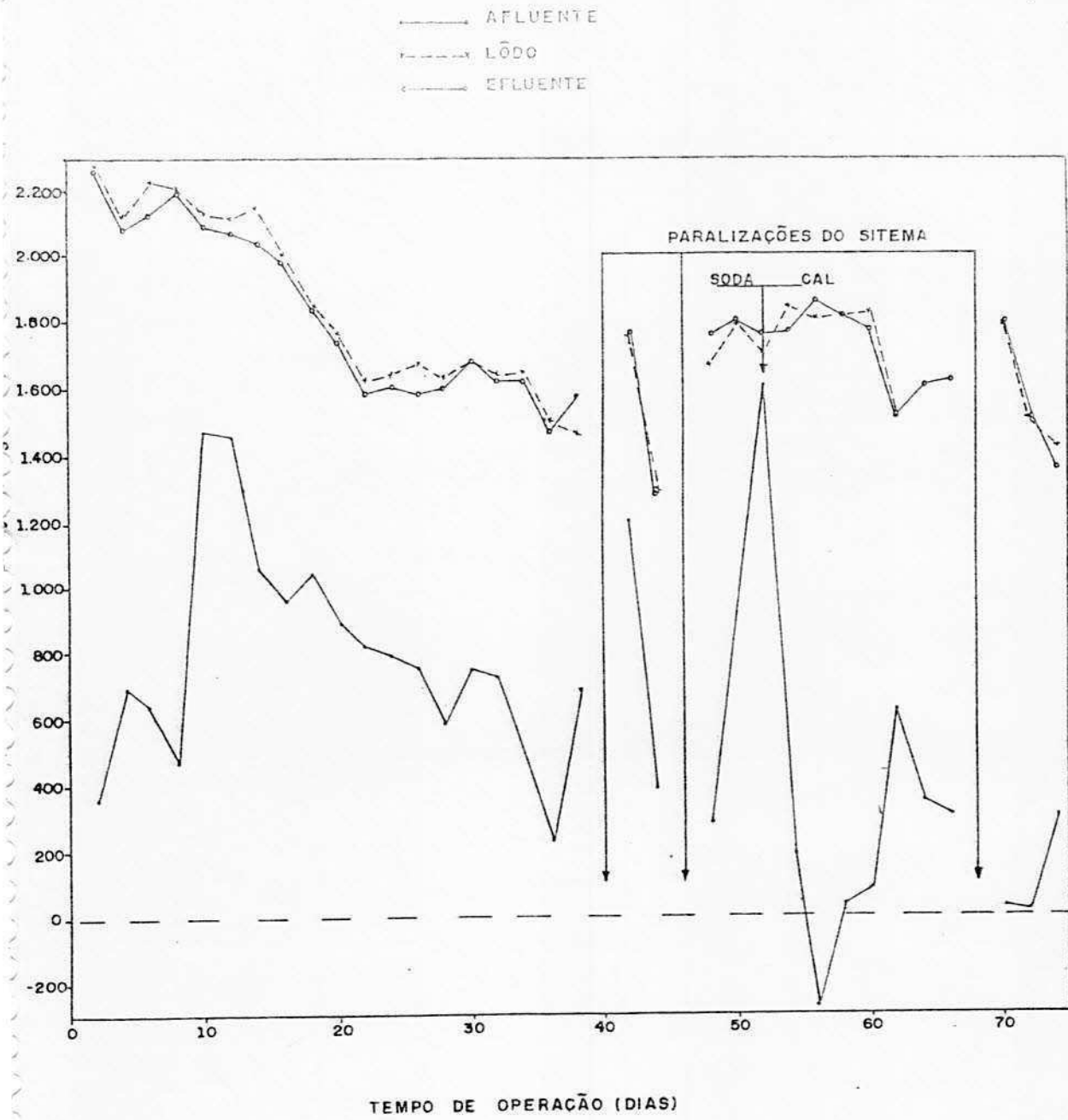


FIG.4.4 - ALCALINIDADE DEVIDO À BICARBONATO.

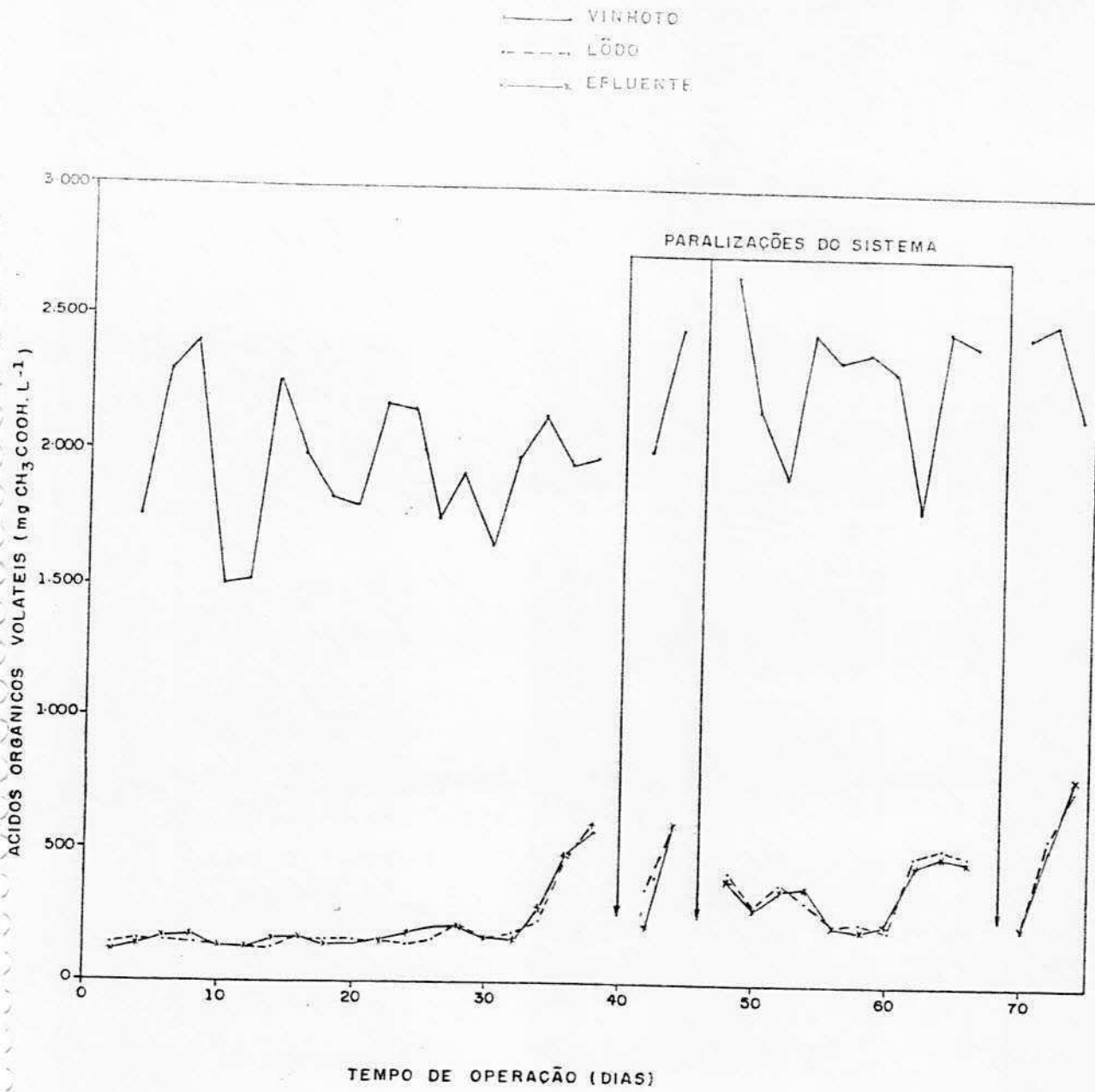


FIG. 4.5- ALCALINIDADE DEVIDA A ACIDOS VOLATEIS

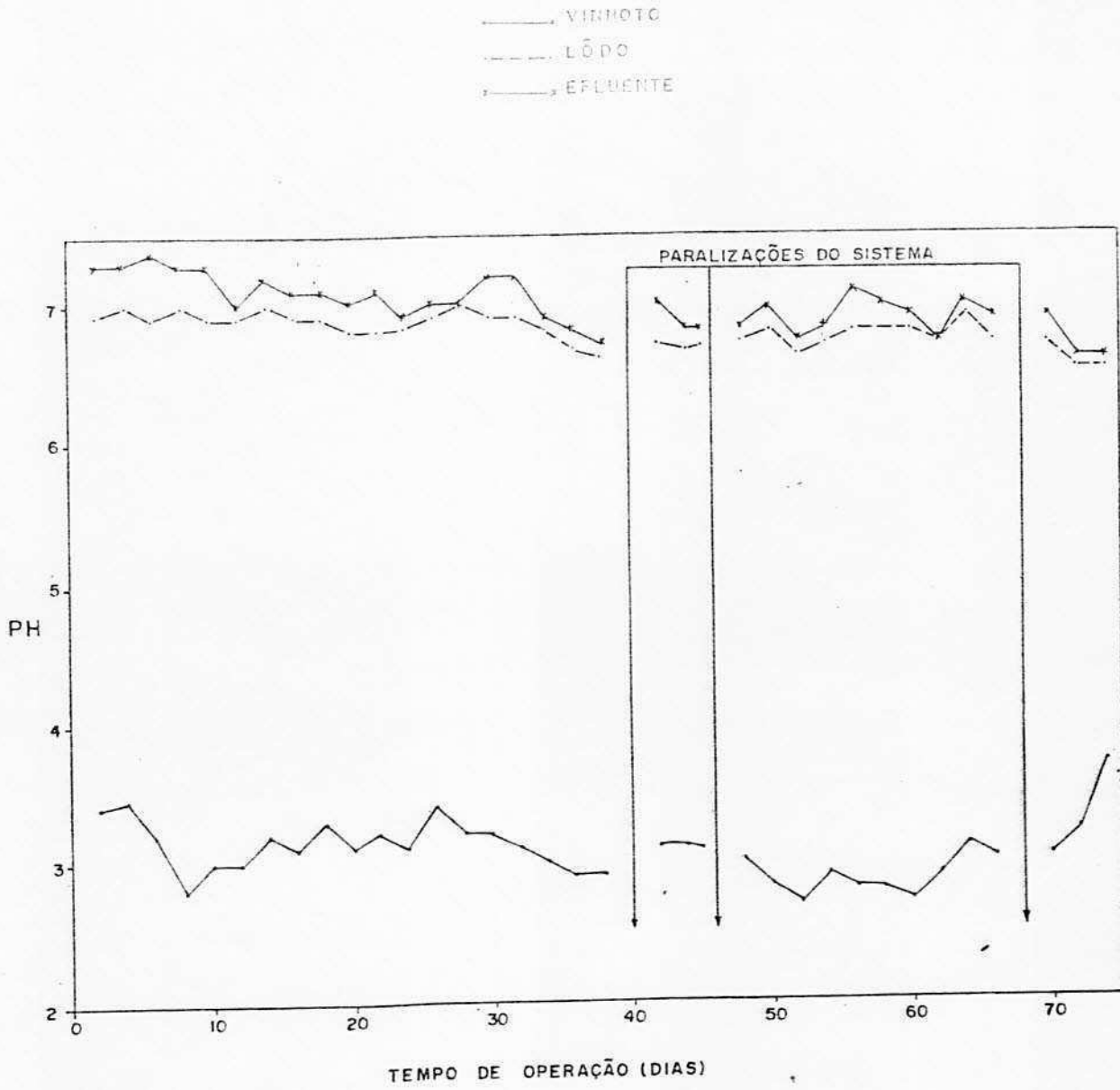


FIG. 4.6 - PH DO VINHOTO, LODO E EFLUENTE

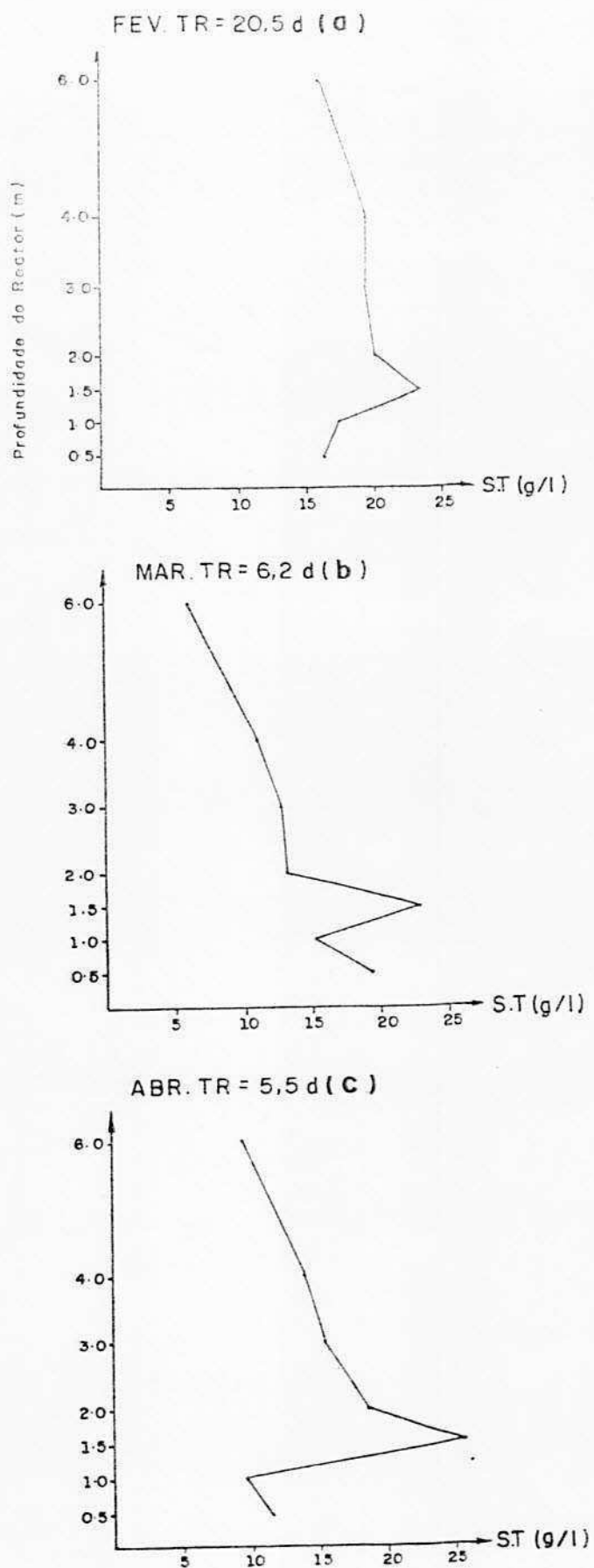


FIG 4.7 - PERFIL DE LODO NO REATOR

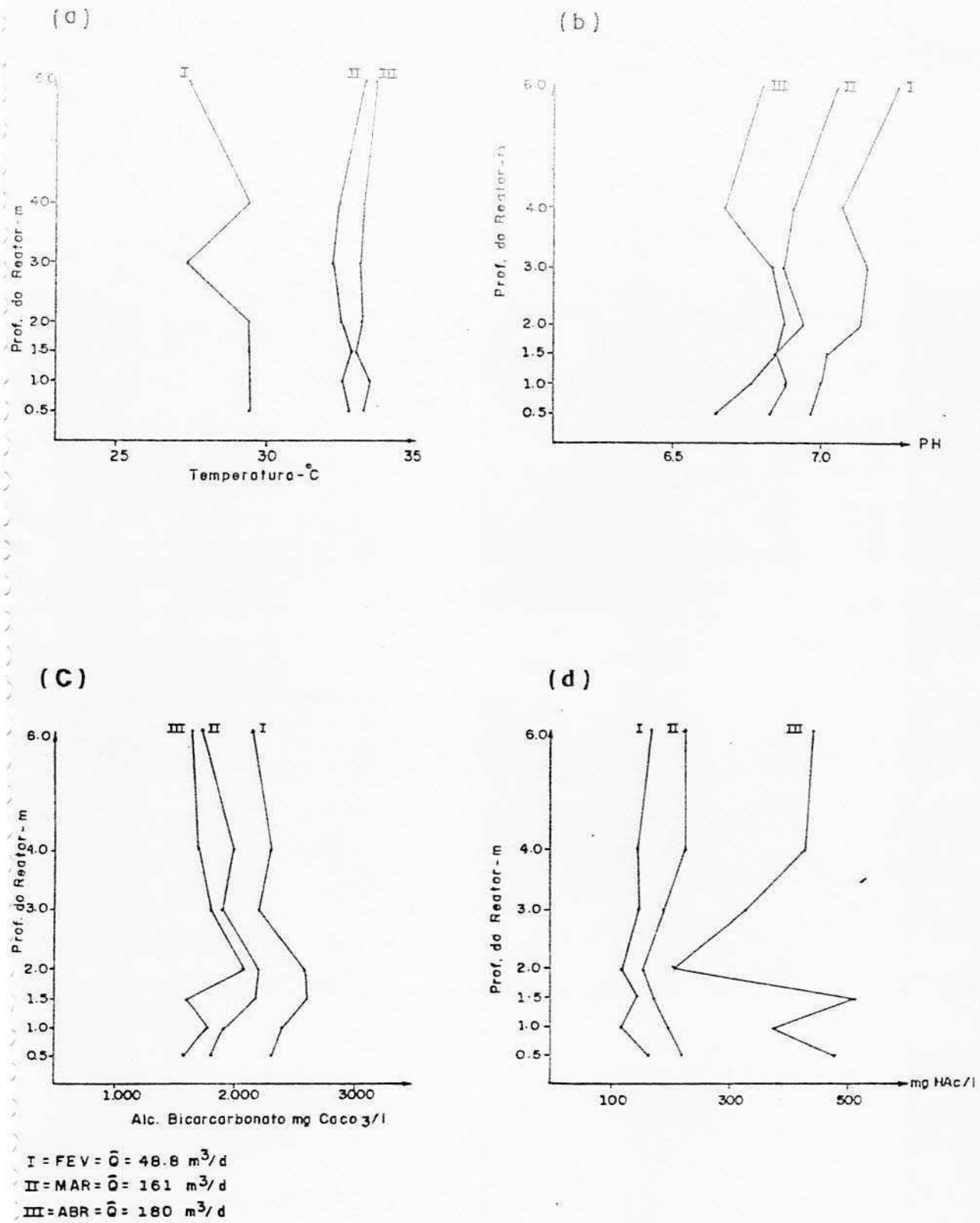


FIG. 4.8 - PERFIL DO REATOR



## CAPÍTULO 5

### CONCLUSÃO

Da operação do sistema de tratamento de vinhoto da Destilaria São Luiz, têm-se como conclusões:

1. É possível o tratamento biológico do vinhoto através da digestão anaeróbia em um digestor de fluxo ascendente com man<sup>ta</sup> de lodo, desde que sejam corrigidas previamente suas características indesejáveis à digestão anaeróbia, tais como: temperatura, pH e sólidos;
2. No caso da Destilaria São Luiz, para correção do pH ácido do vinhoto, na partida de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente, é necessário uma dosagem contínua de 20 Kg de cal hidratada ( $\text{Ca(OH)}_2$ ) por metro cúbico de vinhoto (ou 0,8 Kg de soda/ $\text{m}^3$ );
3. Um açude de armazenamento do vinhoto bruto garante a operação estável do D.A.F.A., através da equalização da carga orgânica afluyente, do abaixamento da temperatura do vinhoto por exposição à atmosfera e da decantação dos sólidos do vinhoto;
4. A estabilidade operacional do sistema depende de uma tamponação adequada do meio em digestão. Para tanto, uma alcalinidade de bicarbonato no meio superior a 1.000 mg  $\text{CaCO}_3$ /l e concentração de ácidos voláteis inferior a 500 mg  $\text{CH}_3\text{COOH}$ /l

são valores desejados;

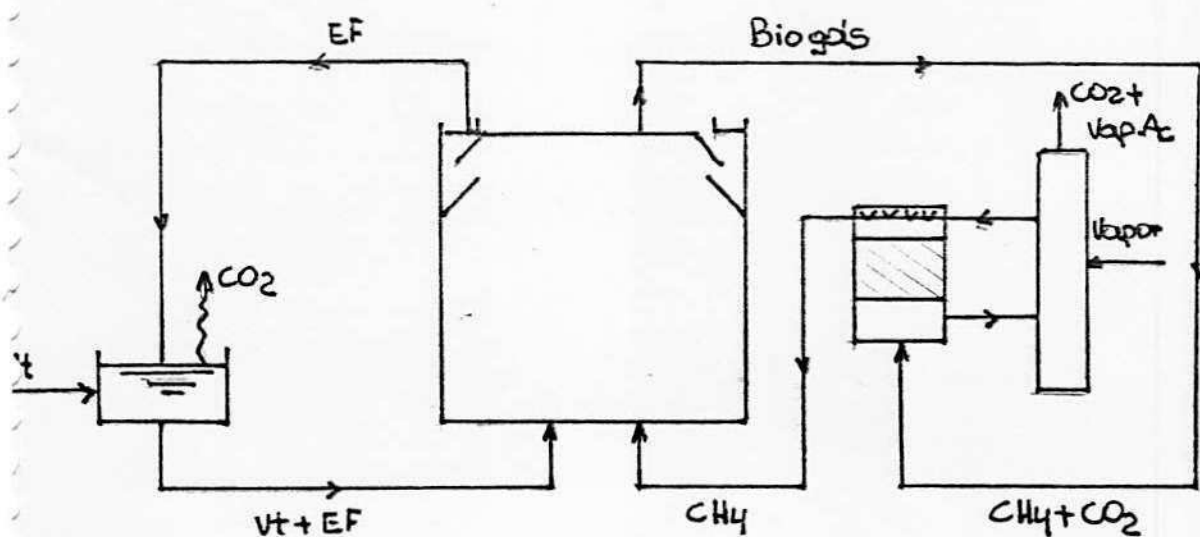
5. Para se obter sucesso no processo da digestão anaeróbia com o uso de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo é imprescindível o controle do carregamento hidráulico, pois choques hidráulicos podem promover o carregamento de sólidos. As mudanças de vazão devem ser feitas gradativamente;
6. Os valores máximos alcançados de carregamento hidráulico foram de  $540 \text{ m}^3/\text{d}$  ( $180 \text{ m}^3$  de vinhoto +  $360 \text{ m}^3$  de efluente recirculado), correspondendo a um tempo de retenção hidráulica de 1,85 dias, e um carregamento orgânico de aproximadamente  $6,0 \text{ Kg D.Q.O./m}^3/\text{dia}$ ;
7. A carga orgânica remanescente do reator anaeróbio (D.Q.O efluente média de  $1,37 \text{ g/l}$ ), exige um polimento adicional através de processos aeróbios, caso o efluente não seja utilizado na fertiirrigação e sim despejado em um corpo receptor;
8. O tratamento de vinhoto por via anaeróbia com o aproveitamento dos subprodutos (adubo, biogás/metano e vinhoto digerido) é suficiente para tornar esse tratamento uma operação economicamente atrativa;
9. O potencial de produção de metano, a partir da digestão do vinhoto, situa-se em  $3.200 \text{ tCH}_4/\text{ano}$  ou  $4.500.000 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{ano}$ . O consumo de óleo diesel da Destilaria São Luiz é em média de  $1.000.000$  litros por ano. Esse volume anual de óleo diesel consumido poderia ser substituído por metano, precisando

-se, para tal, de 1.000.000 m<sup>3</sup> por ano, isto é, 22% do potencial de produção da Destilaria. Contudo, para utilizar como combustível em motores automotivos, o metano presente no biogás precisa ser purificado e comprimido para 200 a 250 atm. de pressão; e

10. Os grandes problemas ecológicos causados pelo lançamento do vinhoto bruto em águas superficiais, poderão ser acabados se forem adotados processos anaeróbios de tratamento destas águas residuárias, através da remoção quase total do material orgânico presente.

### SUGESTÕES

1. Comparar a eficiência da adição de alcalinizante com a de outros métodos de controle do pH, notadamente absorção de  $\text{CO}_2$  do biogás e recirculação do metano ou dissorção de  $\text{CO}_2$  do efluente e recirculação deste;



2. Pesquisar qual o melhor método para a separação sólido/líquido do vinhoto (clarificação, centrifugação, flotação, eletrólise) visando o aproveitamento deste sólido como adubo.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ANRAIN, A. Estudo sobre a Aplicabilidade de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo no Tratamento de Efluentes de Fecularia. (Dissertação de Mestrado). São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 1983.
2. BUSWELL, A. M. et alii. Anaerobic fermentations, State Water Survey, Bulletin nº 32, State of Illinois, Urbana, Illinois, 1936.
3. CETESB. Métodos Analíticos para o Acompanhamento da Biodigestão. CETESB, São Paulo, 1981, 11 p.
4. DACACH, Nelson Gandun. Sistemas Urbanos de Esgoto. Rio de Janeiro, Editora Guanabara Dois, 1984, 257 p.
5. GHOSH, S. and KLASS, D. L. Paper presents a summary of the work done at IGT to develop a two phase anaerobic digestion process. Institute of Gas Technology, Chicago Illinois - USA - 1973.
6. HAANDEL, A.C. Van. Apostila do Curso de Digestão Anaeróbia. Universidade Federal da Paraíba, 1984.
7. HAANDEL, A.C. Van & CATUNDA, Paula Frassinetti. Aumento da Rentabilidade de Destilarias através do Aproveitamento do Vinhoto. Campina Grande, maio 1988, 10 p.

8. LETTINGA, G. Feasibility of Anaerobic Digestion for the Purification of Industrial Waste Water in Proceedings, 4<sup>th</sup> European Sewage and Refuse Symposium Gas, Munich, 1978, pp. 226-257.
9. \_\_\_\_, P. Anaerobic Treatment of Raw Domestic Sewage at Ambiente Temperatures Using a Granular Bed UASB Reactor. Biotechnology and Bioengineering, 25 1981.
10. LETTINGA, G. et alii. Use of the up flow blanket (USB) Reactor Concept for Biological Waste Water Treatment, Especially for Anaerobic Treatment, Biotechnology and Bioengineering. Vol. XXII, 1980, 699-734.
11. McCARTY, P. L. The Methane Fermentations, In: Principles and applications in Aquatic Microbiology. Ed. H. Henkelekion and Bonders, 1964, pp. 314-343.
12. MOSEY, F.E.. New Developments in the Anaerobic Treatment of Industrial Wastes; Wat Pollut Control 1982, pp. 540-552.
13. NETTO, Azevedo. Manual de Hidráulica. 7ª Edição, São Paulo, Editora Edgard Bliicler, 1988, Vol. 1, 335.p.
14. NOGUEIRA, Luiz A. Horta. Biodigestão a Alternativa Energética. São Paulo, Editora Nobel, 1986, 93 p.
15. PRAKASAN, K. et alii. Tecnologia do Biogás, Laboratório de Biomassa, Universidade Federal da Paraíba, Areia, 1984.
16. RANDS, M.B. and COOPER, D.E. Development and Operation of a Low Cost Anaerobic Plant for Meat Waste. 21<sup>st</sup> Indus



trial Waste Conference Purdue Univ., 1966.

17. REVISTA ÁLCOOL E AÇÚCAR. Adubo Fluido e Sólido: Emprego Simultâneo na Cana-de-Açúcar. São Paulo, Editora Nova Mídia, nº 48, mai/jun, 1989.
18. REVISTA DAE. Tratamento de Esgotos por Digestores Anaeróbios de Fluxo Ascendente. Nº 139, dez 1984.
19. SANDERS, F.A. and BLOOD GOOD, D.E. The effect of nitrogen to carbon ratio on anaerobic decomposition. I. Wat. Poll. Cont. Fed., 1965.
20. SOUSA, José Tavares de. Desempenho de Digestores Anaeróbios de Fluxo Ascendente no Tratamento de Vinhoto. (Dissertação de Mestrado). Campina Grande: Departamento de Engenharia Civil, Univ. Fed. da Paraíba, 1986.
21. SOUZA, M.E. Fatores que Influenciam a Digestão Anaeróbia. Trabalho apresentado no V Simpósio Nacional de Fermentação, Viçosa-MG, julho de 1982.
22. SOUZA, M.E. & VIEIRA, S.M.M. Métodos Analíticos para o Acompanhamento da Biodigestão. Trabalho apresentado durante o "Encontro Técnico" promovido pela EMBRAPA, Coronel Pacheco-MG, maio - 1981.
23. SPEECE, F.A. and McCARTY, P.L. "Anaerobic Waste Treatment Fundamentals". Part. II - Environmental Requirements and Controls. Public Works. out. 1964.
24. STANDARD Methods for the Examination of Waste and Wastewater. 14<sup>th</sup> Ed. Amer. Public Health Assoc. Water Pool.

Control. Fed., Washington, D.C., 1975.

25. STANDER, G.J. - Effluents from fermentation industries.

Part IV - A new method for increasing and maintaining  
e efficiency in the anaerobic - 1950.

26. SILVA, Moacir Alves da & CUNHA, Marcelo Firmo da. Projeto  
de Utilização Agrícola da Vinhaça e demais Efluentes Lí  
quidos. Maraiá, agosto de 1989, 38 p.