

JOSÉ TAVARES DE SOUSA

DESEMPENHO DE DIGESTORES ANAERÓBIOS DE FLUXO
ASCENDENTE NO TRATAMENTO DE VINHOTO

Dissertação apresentada ao Curso de
MESTRADO EM ENGENHARIA CIVIL da Uni
versidade Federal da Paraíba, em cum
primento às exigências para obten
ção do Grau de Mestre.

ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL
Orientador

PAULA FRASSINETTI CAVALCANTI CATUNDA
Co-orientador

CAMPINA GRANDE
JUNHO - 1986



S725d Sousa, Jose Tavares de
Desempenho de digestores anaerobios de fluxo ascendente
no tratamento de vinhoto / Jose Tavares de Sousa. - Campina
Grande, 1986.
115 f.

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

1. Tratamento de Agua 2. Dissertacao I. Haandel,
Adrianus Cornelius Van, Dr. II. Catunda, Paula Frassinetti
Cavalcanti, M.Sc. III. Universidade Federal da Paraiba -
Campina Grande (PB) IV. Título

CDU 628.16(043)

DESEMPENHO DE DIGESTORES ANAERÓBIOS DE FLUXO

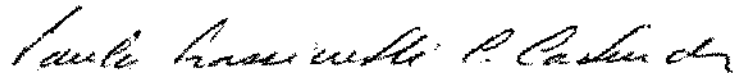
ASCENDENTE NO TRATAMENTO DE VINHOTO

JOSÉ TAVARES DE SOUSA

DISSERTAÇÃO APROVADA EM 27/06/1986.



ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL - Ph.D
Orientador



PAULA FRASSINETTI CAVALCANTI CATUNDA - MSc.
Co-orientador



KUZHIPARAMBIL PRAKASAN - Ph.D
Componente da Banca



SANDOVAL FARIAS DA MATA - Ph.D
Componente da Banca

CAMPINA GRANDE
JUNHO - 1986

DESEMPENHO DE DIGESTORES ANAERÓBIOS DE FLUXO
ASCENDENTE NO TRATAMENTO DE VINHOTO

AGRADECIMENTOS

À destilataria Liberdade Agroindustrial S/A (LAISA) pe
lo total apoio material dado a pesquisa.

Ao professor ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL pela cons
tante orientação e incentivo.

À professora PAULA FRASSINETTI CAVALCANTI CATUNDA pe
la colaboração e especialmente pelas valiosas sugestões pres
tadas no desenvolvimento deste trabalho.

Aos docentes do Mestrado em Engenharia Sanitária da
UFPB.

A minha esposa pelo incentivo e apoio.

RESUMO

Atualmente, a poluição de águas de superfície pelo lançamento de vinhoto (água residuária da produção de álcool) constitui um dos problemas ambientais mais sérios no país.

No presente trabalho, aborda-se o tratamento de vinhoto através do processo biológico de digestão anaeróbia. Para tal, realizou-se uma investigação experimental usando-se um digester de fluxo ascendente com manta de lodo granulado, em escala piloto, inoculado com lodo anaeróbio e alimentado com vinhoto de uma destilaria autônoma.

Os resultados da investigação evidenciam a viabilidade técnica da digestão anaeróbia de vinhoto. Após um período de adaptação do lodo, observou-se uma alta eficiência de remoção do material orgânico (85 por cento da DQO), sendo possível aplicar uma alta carga orgânica ($15,65 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) e um tempo de permanência reduzido do vinhoto no digester (1,5 d). Dada a alta produção de metano na digestão de vinhoto (em torno de 90 kg CH_4 por m^3 de álcool produzido), acredita-se que a digestão anaeróbia de vinhoto, além de eficiente no controle à poluição, também seja um processo atrativo do ponto de vista econômico.

ABSTRACT

Surface water pollution due to the discharge of vinasse (waste water from alcohol production) constitutes one of Brazil's most serious environmental problems.

In this thesis data is presented about vinasse treatment by the biological process of anaerobic digestion. An experimental investigation was carried out, in which an upflow anaerobic sludge blanket digester was used to treat vinasse of an autonomous distillery.

The results of experimental investigation obviate the technical feasibility of anaerobic digestion of vinasse. After an adaptation period of the sludge, a high removal efficiency of organic material (85 per cent of the COD) was observed while applying a high organic load (15,65 kg COD. $m^{-3}.d^{-1}$) and a short hydraulic retention time (1,5 d).

Given the high production of methane (about 90kg CH_4 per m^3 of produced alcohol) it would appear that anaerobic digestion of vinasse on top of being efficient in the combat of pollution, also would be an economically attractive process.

ÍNDICE

	página
CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO II - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.	5
2.1 - O PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA.	5
2.1.1 - Considerações Gerais	5
2.1.2 - O Mecanismo de Digestão Anaeróbia.	6
2.1.2.1 - Hidrólise	7
2.1.2.2 - Acidogênese.	7
2.1.2.3 - Acetogênese.	7
2.1.2.4 - Metanogênese	8
2.1.3 - Operação e Controle de Digestores Anaeróbios	9
2.1.3.1 - Produção e composição do biogás produzido.	10
2.1.3.2 - Composição da fase líquida	11
2.1.4 - Fatores que Influenciam o Desenvolvimento do Digestor Anaeróbio.	13
2.1.4.1 - Fatores ambientais	13
2.2 - OS DIGESTORES ANAERÓBIOS	20

3.1.4 - Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente	39
3.1.5 - Decantador	40
3.1.6 - Tanque de Lodo	41
3.1.7 - Selo Hidráulico.	41
3.1.8 - Medidor de Gás	41
3.1.9 - Flare para a Combustão do Gás.	42
3.2 - PROCEDIMENTO OPERACIONAL	42
3.2.1 - Considerações Gerais	42
3.2.2 - Inoculação	42
3.2.3 - Primeira Fase de Operação.	43
3.2.4 - Segunda Fase de Operação	43
3.2.5 - Terceira Fase de Operação.	44
3.3 - CONTROLE OPERACIONAL DO SISTEMA	45
3.4 - PROCEDIMENTO ANALÍTICO	45
3.4.1 - pH	45
3.4.2 - Demanda Química de Oxigênio (DQO).	46
3.4.3 - Composição do Gás	46
3.4.4 - Sólidos.	46
3.4.5 - Temperatura	46
3.4.6 - Ácidos Voláteis e Alcalinidade Total e de Bicarbonato	46

3.4.7 - Atividade Específica do Lodo	47
CAPÍTULO IV - APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS	55
4.1 - DIGESTÃO DO MATERIAL ORGÂNICO E PRODUÇÃO DO <u>ME</u> TANO.	55
4.2 - PARÂMETROS QUE INFLUENCIAM O PH NO PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA.	56
4.3 - PARÂMETROS OPERACIONAIS DO PROCESSO DE <u>DIGES</u> TÃO ANAERÓBIA	56
4.4 - QUANTIDADE E COMPOSIÇÃO DO LODO NO DIGESTOR .	57
CAPÍTULO V - INTERPRETAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	103
5.1 - CONSIDERAÇÕES	103
5.1.1 - Primeira Fase de Operação.	103
5.1.2 - Segunda Fase de Operação	104
5.1.3 - Terceira Fase de Operação.	105
CAPÍTULO VI - CONCLUSÕES	109
SUGESTÕES	111
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	112

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

A política de substituição progressiva de combustível derivado do petróleo por álcool etílico, adotada pelo governo brasileiro desde 1975, resultou em um aumento vertiginoso da produção de álcool. Em termos atuais, a produção anual de álcool, obtido a partir da cana-de-açúcar, está em torno de 11 bilhões de litros.

Apresenta-se, esquematizado na Figura 1.1, o processo de produção de álcool, atualmente o mais usado, em destilarias autônomas. O caldo de cana é fermentado em bateladas e, após centrifugação para recuperação da levedura, a fase líquida é destilada. Desse processo origina-se o vinhoto, uma água residuária descarregada da base da torre de destilação, contendo uma alta concentração de material orgânico em sua maioria dissolvido. A proporção entre produção de álcool e de vinhoto (levando em consideração a água de lavagem das dornas) está em torno de 1:15. A concentração do material orgânico do vinhoto de uma destilaria apresenta em termos da DQO e da DBO, respectivamente, valores em torno de 30.000 e 15.000 mg.l⁻¹. Parte do vinhoto produzido nas destilarias vem sendo aplicado na lavoura canavieira como adubo líquido.

A irrigação com vinhoto é limitada pela capacidade reduzida de utilização desse substrato sem prejuízo à cultura ou ao solo e, também, pela topografia dos canaviais que, muitas vezes, torna o transporte do vinhoto inaceitavelmente oneroso. Dessa forma, grande parte do vinhoto produzido é lançada direta ou indiretamente em águas de superfície. Esse lançamento vem causando danos ecológicos de proporções cada vez mais alarmantes, tornando necessária a aplicação de um tratamento ao vinhoto, visando uma redução da carga orgânica poluída nele presente.

Por outro lado, justamente por se tratar de um resíduo orgânico concentrado, a energia química contida no vinhoto é bastante considerável. Assim, torna-se interessante aplicar um tratamento objetivando a recuperação de material orgânico numa forma de energia utilizável. Isso é possível através da digestão anaeróbia do vinhoto. O processo de digestão anaeróbia converte o material orgânico biodegradável em metano e dióxido de carbono (biogás), que se desprendem da fase líquida e que, convenientemente processados, vêm a ser um combustível que pode ser utilizado para várias finalidades.

O potencial de produção de biogás pode ser avaliado da seguinte maneira: sabe-se pela estequiometria do processo que a digestão de 1 kg de DQO resulta na produção de 1/4kg de metano. Tendo-se um volume de 15 m^3 de vinhoto por m^3 de álcool e uma concentração de 30kg DQO por m^3 de vinhoto, então, a massa de material orgânico por m^3 de álcool produzido é de $15 \times 30 = 450 \text{ kg DQO}$. A digestão completa desse material orgânico daria $450/4 = 112 \text{ kg}$ de metano por m^3 de álcool produzi

do. No entanto, na prática, nem todo o material orgânico é biodegradável. Estimando-se uma eficiência de digestão de 80 por cento, ter-se-ia uma produção de metano de 90kg por m^3 de álcool produzido. Sabendo-se que em termos energéticos 1 kg de metano equivale a 1,5 litros de álcool, a energia de metano produzida na digestão de vinhoto seria equivalente a 135 litros de álcool por 1.000 litros de álcool produzidos. Em outras palavras, a produção de energia na digestão anaeróbia da água residuária da destilação de álcool seria igual a 13,5 por cento da energia do álcool produzido.

O presente trabalho trata dos resultados obtidos da operação de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo - Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB), em escala piloto ($1 m^3$), tratando vinhoto proveniente de uma destilaria autônoma. A viabilidade do processo de tratamento investigado ficou evidenciada pela eficiência de remoção do material orgânico (85 por cento da DQO) e pela alta carga orgânica aplicada ($15,65 \text{ kg DQO} \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$). Nessas condições, a produção de biogás foi de $6,7 m^3 \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ e o tempo de permanência do vinhoto no digestor foi de, apenas, 1,5 dias.

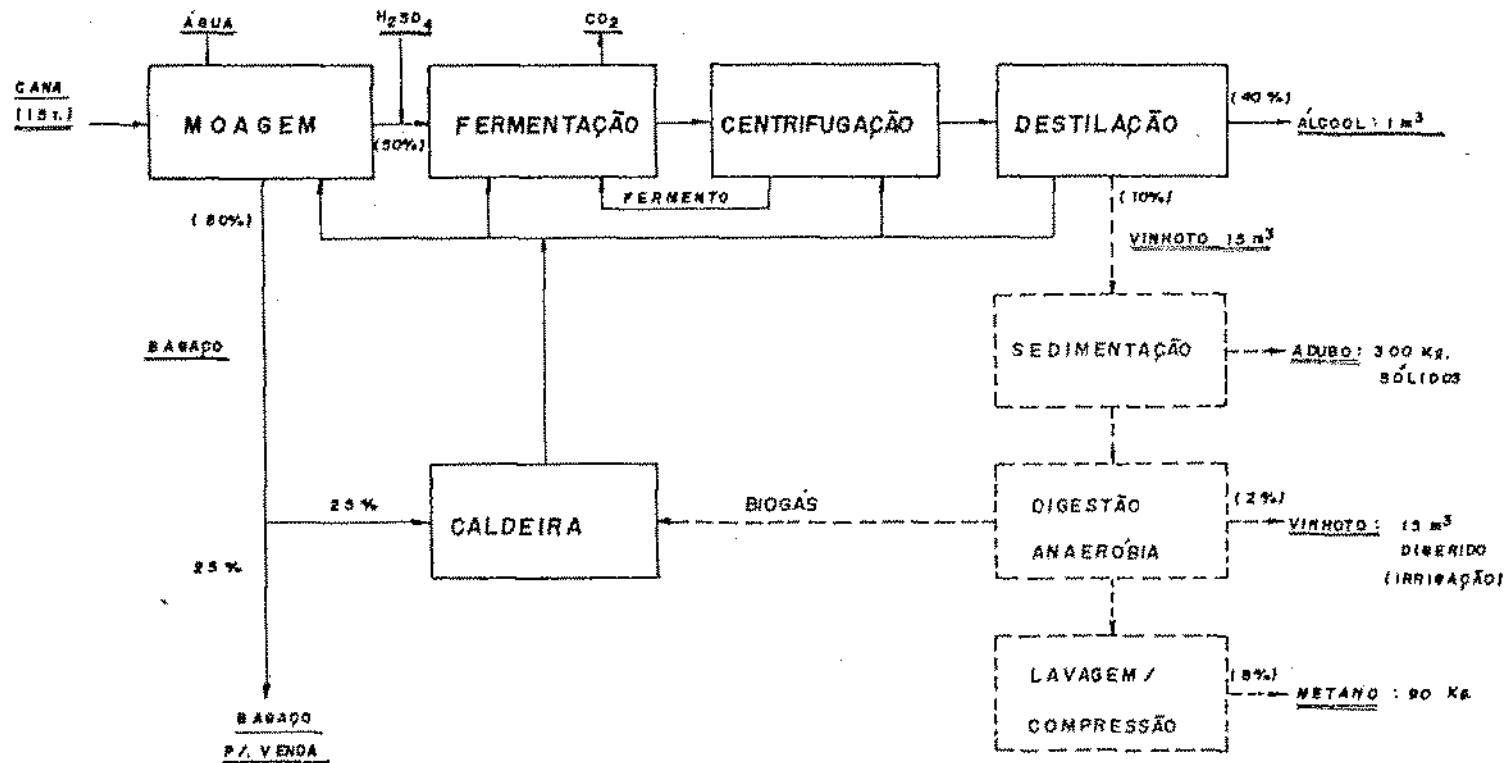


FIG. 1.1 FLUXOGRAMA BÁSICO DE UMA DESTILARIA AUTÔNOMA COM TRATAMENTO DE VINHOTO.

CAPITULO II

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 - PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA

2.1.1 - Considerações Gerais

A digestão anaeróbia pode ser definida como um processo biológico, no qual o material orgânico é transformado em material estabilizado, principalmente, metano e dióxido de carbono. No processo de digestão, participam várias espécies de bactérias que atuam em um ambiente anaeróbio. O ambiente anaeróbio é caracterizado pela ausência de oxidantes aos quais o material orgânico (que é um redutor) poderia transferir elétrons. Desse modo, não podendo haver transferência intermolecular de elétrons, a única possibilidade de reação num ambiente anaeróbio seria uma transferência intermolecular, ou seja, uma rearrumação nos elétrons dentro de uma molécula.

As bactérias que participam da digestão anaeróbia são heterotróficas, isto é, usam o material orgânico para duas finalidades: (1) como fonte material para síntese e (2) como fonte de energia através da decomposição do material orgânico em metano e dióxido de carbono.

A maior parte do material orgânico utilizado é decom

posta: somente uma fração de aproximadamente 6 por cento é utilizada para síntese de novo material celular enquanto que 94 por cento é digerida (Capri & Marais, 1974). A baixa proporção de material sintetizado deve-se ao fato de que o efeito energético da decomposição de material orgânico é relativamente pequeno. Por ser pequena, a bactéria precisa decompor muito material orgânico para obter a energia necessária para síntese, resultando numa proporção alta de material digerido relativo ao material sintetizado. Essa divisão desigual de material digerido e material sintetizado viabiliza economicamente a digestão anaeróbia, tendo em vista que um dos produtos de digestão (o metano) é uma substância útil por ser usada como combustível, enquanto que o produto de síntese (o lodo bacteriano) ainda não tem valor comercial.

2.1.2 - O Mecanismo de Digestão Anaeróbia

A digestão anaeróbia envolve uma série de reações e requer a participação de várias espécies de bactérias anaeróbias. A Figura 2.1

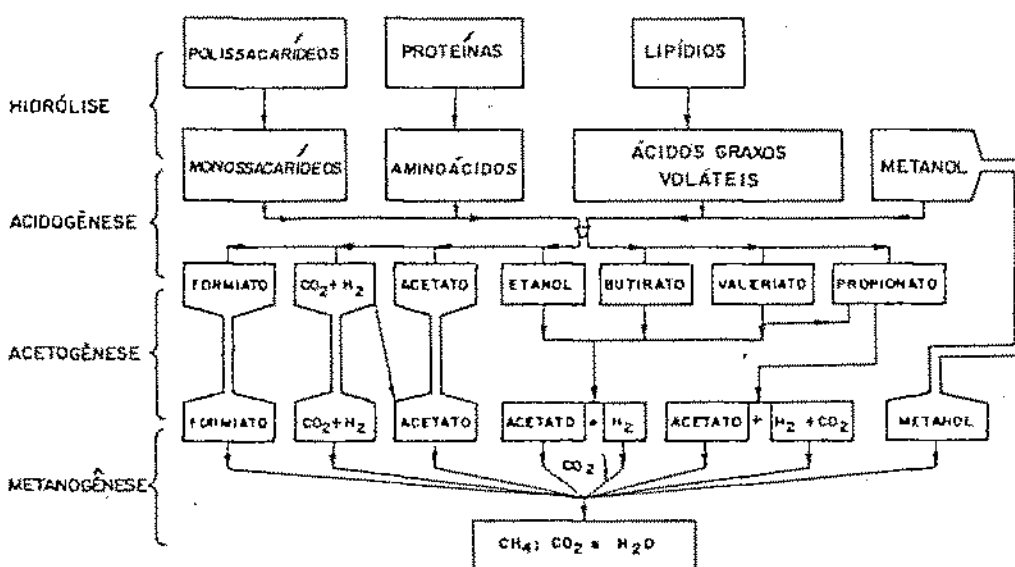


FIG. 2.1 - Esquema dos principais processos envolvidos na digestão anaeróbia (segundo ZEEUW, 1984).

mostra esquematicamente o mecanismo de digestão anaeróbica no caso de substratos complexos como o vinhoto. Observa-se que as substâncias que compõem o material orgânico (polissacarídeos, proteínas e lípidos), passam por vários estágios até chegarem aos produtos finais da digestão (metano e dióxido de carbono).

No processo de digestão anaeróbica, os seguintes estágios são distinguidos:

2.1.2.1 - Hidrólise

A hidrólise é a transformação de substâncias não dissolvidas (particuladas ou coloidais) de alto peso molecular em substâncias menores solúveis em água. Pouco ainda se sabe sobre a natureza dos microorganismos envolvidos nesse processo e sobre sua cinética.

2.1.2.2 - Acidogênese

A acidogênese é o processo que segue a hidrólise, reduzindo mais ainda o peso molecular do material já hidrolisado. Esse processo tem como produtos finais ácidos voláteis (formiato, acetato, propionato, butirato, valeriato), álcoois, aldeídos, dióxido de carbono e hidrogênio, sendo que os ácidos voláteis e principalmente o ácido acético são produzidos em maior proporção. A distribuição das quantidades dos produtos da acidogênese depende fundamentalmente da natureza do substrato original. (McCarty, 1964).

2.1.2.3 - Acetogênese

A acetogênese é a transformação dos produtos da acidogênese em ácido acético (acetato), a principal matéria prima da metanogênese. O Quadro 2.1 mostra os principais substratos utilizados na fermentação acetogênica.

2.1.2.4 - Metanogênese

Esse processo, o último da série, é o mais importante: nele se obtém o produto final desejado da digestão anaeróbia, o metano. Observa-se que nos processos preparatórios da metanogênese há somente transformação e não remoção de material orgânico. A remoção de material orgânico, medida como uma diminuição da DQO, só se verifica quando o metano formado se desprende da fase líquida.

A Figura 2.1 mostra que somente poucas substâncias podem ser usadas pelas bactérias metanogênicas: ácido acético, ácido fórmico, hidrogênio, dióxido de carbono e me

SUBSTRATO	REAÇÃO
Etanol	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2$
Propionato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + 3\text{H}_2 + \text{CO}_2$
Butirato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2$
$\text{CO}_2 + \text{H}_2$	$2\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O}$

Quadro 2.1 - Reações da Fermentação Acetogênica (adaptado de ZEEUW, 1984).

tanol. No Quadro 2.2, observa-se as reações de metanogênese.

Na prática, o ácido acético é a matéria prima mais importante da metanogênese: aproximadamente 70 por cento do metano formado se origina de ácido acético. (Jeris & McCarty, 1962). Quando o material digerível é incubado, pode-se observar duas fases de digestão, sequencialmente. Na primeira fase, observa-se uma redução da concentração de sólidos em suspensão e uma acumulação de ácidos voláteis, acompanhada de uma diminuição do pH, quando a capacidade de tamponação do material incubado é insuficiente. Essa fase do processo é denominada de fermentação ácida. Na segunda fase, observa-se a fermentação alcalina ou metanogênica, os ácidos voláteis formados são transformados em metano.

2.1.3 - Operação e Controle de Digestores Anaeróbios.

Em digestores anaeróbios com funcionamento contínuo as

SUBSTRATO	REAÇÃO
Hidrogênio	$4\text{H}_2 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$
Acetato	$\text{CH}_3\text{COOH} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$
Metanol	$4\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
Ácido Fórmico	$\text{HCOOH} + \frac{1}{4} \text{CH}_4 + \frac{3}{4} \text{CO}_2 + \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$

Quadro 2.2 - Reações que ocorrem com diferentes substratos durante a fermentação metanogênica.

fases de fermentação ácida e alcalina ocorrem simultaneamente. Quando o digestor funciona bem não há acumulação de ácidos voláteis, pois a sua taxa de produção devido a acidogênese e a acetogênese, é igual a sua taxa de remoção, devido a metanogênese.

Quanto à cinética de digestores anaeróbios de substratos predominantemente solúveis, como o vinhoto, sabe-se que o processo que determina a velocidade da digestão anaeróbia é a metanogênese (Lawrence & McCarty, 1965). Para se ter um sistema de digestão anaeróbia com boa estabilidade operacional, é absolutamente vital que a fermentação metanogênica se desenvolva com velocidade suficiente para evitar que os produtos da fermentação ácida se acumulem. A essência de controle de digestores anaeróbios está na percepção rápida de um eventual desequilíbrio entre esses dois processos, traduzido pelo desenvolvimento mais rápido da fermentação ácida do que da fermentação metanogênica. Esse desequilíbrio pode ser detectado através da variação de vários parâmetros como veremos a seguir.

2.1.3.1 - Produção e composição do biogás produzido.

Quando a fermentação metanogênica se desenvolve mais lentamente que a fermentação ácida, a produção de biogás tende a cair e a proporção de metano no biogás produzido tende a diminuir. Desse modo, a produção e a composição de biogás são parâmetros úteis para se avaliar a estabilidade do processo de digestão. Um outro parâmetro que muda quan

do a fermentação metanogênica não acompanha a fermentação ácida é a pressão parcial de hidrogênio no gás produzido. O hidrogênio é produzido no processo de acetogênese (Quadro 2.1), e é utilizado na redução do CO_2 na metanogênese (Quadro 2.2). Quando há inibição das bactérias, a pressão parcial do hidrogênio no gás aumenta (Mosey, 1982). Embora esse aumento seja considerável em termos relativos, o valor absoluto da pressão parcial de hidrogênio sempre permanecerá muito baixo, requerendo, pois, equipamento muito sofisticado para observar esse efeito. Desse modo, na prática, a pressão parcial de hidrogênio no biogás não é utilizada como indicador de estabilidade do processo de digestão.

2.1.3.2 - Composição da fase líquida.

A instabilidade do processo de digestão anaeróbia, devido a uma preponderância da fermentação ácida sobre a fermentação metanogênica, reflete-se em variações de vários parâmetros mensuráveis na fase líquida:

(a) Concentração e composição dos ácidos voláteis.

Um parâmetro evidente de desequilíbrio entre fermentação ácida e fermentação metanogênica é a acumulação de ácidos voláteis. Essa concentração que pode ser medida através de diversos métodos (titrimetria, espectrofotometria, cromatografia de gás), constitui o principal parâmetro de avaliação da estabilidade do processo de digestão.

Um outro parâmetro importante se refere à proporção entre as concentrações a ácido acético que, por sua

vez, se transforma em metano (Quadro 2.2). Entretanto, a conversão de propionato para acetato é uma reação que requer energia. Por essa razão ela se desenvolve quando há uma situação de simbiose entre as bactérias acetogênicas, que transformam o propionato para acetato, e as bactérias metanogênicas que usam o acetato formando energia para as bactérias acetogênicas. Quando esta última reação não se desenvolve, a primeira também não ocorrerá.

O propionato tenderá a se acumular, resultando num aumento da proporção de propionato/acetato (McCarty, 1964). A proporção ácido propionato/acetato pode ser determinada através de cromatografia gasosa.

(b) Alcalinidade:

Na fermentação ácida são produzidos ácidos voláteis que tendem a diminuir a alcalinidade. Em contraste, a fermentação metanogênica, na qual ácidos voláteis (ácido acético) são consumidos, resulta num aumento da alcalinidade. Desse modo, quando a fermentação metanogênica se desenvolve numa taxa menor que a fermentação ácida, observar-se-á uma diminuição da alcalinidade.

(c) pH

O aumento da concentração de ácidos voláteis, observado quando a taxa de fermentação metanogênica é mais lenta que a fermentação ácida, resulta na diminuição do pH devido a dissociação dos ácidos formados.

Em resumo, pode-se observar o desequilíbrio entre a fermentação ácida e a fermentação metanogênica pelos

seguintes parâmetros mensuráveis: (1) diminuição da produção de biogás; (2) diminuição do teor de metano no biogás; (3) aumento da pressão parcial do hidrogênio no biogás; (4) aumento da concentração de ácidos voláteis; (5) aumento da razão propionato/acetato; (6) diminuição da alcalinidade e, (7) diminuição do pH.

2.1.4 - Fatores que Influenciam o Desenvolvimento da Digestão Anaeróbia.

Existem vários fatores que influenciam a taxa de digestão anaeróbia, notadamente a da digestão metanogênica. Tais fatores podem ser classificados em ambientais e operacionais (Lettinga, 1978). Os principais fatores ambientais são: temperatura, pH e capacidade de tamponação, presença de substâncias tóxicas aos microorganismos, disponibilidade, natureza e composição do substrato. Entre os fatores operacionais destacam-se a carga orgânica e o tempo de permanência de lodo (idade de lodo).

2.1.4.1 - Fatores ambientais.

(a) Temperatura

A temperatura tem uma influência acentuada sobre a digestão anaeróbia. Distinguem-se duas faixas de temperatura: a faixa mesofílica com temperatura ótima de 35°C e a faixa termofílica com temperatura ótima de 55°C. Com temperaturas abaixo de 20°C, a digestão anaeróbia se desenvolve muito lentamente. Na faixa de temperaturas de 20 a 35°C observa-

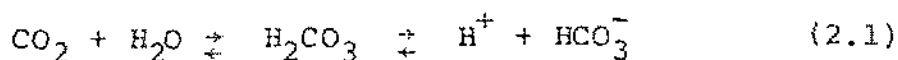
va-se um aumento da taxa de digestão de 15 a 20 por cento por grau de aumento de temperatura (Haandel, 1984).

A aplicabilidade de digestão termofílica ainda é restrita devido à dificuldade de manter uma alta temperatura no digestor.

(b) pH e capacidade de tamponação

A faixa de pH ótimo para digestão metanogênica é de 6,7 a 7,3 (Lettinga, 1978). Para manter o pH nessa faixa é preciso que a capacidade de tamponação não seja baixa na faixa neutra de pH, evita-se, assim, que pequenas flutuações na taxa de fermentação ácida ou metanogênica resulte num pH fora da faixa ótima. A substância tamponadora de maior interesse para a digestão anaeróbia é o bicarbonato. A presença de bicarbonato pode ser avaliada mediante a determinação da alcalinidade de bicarbonato.

O pH e a alcalinidade de bicarbonato estão relacionados pelo equilíbrio de dissociação de ácido carbônico, que se forma a partir do dióxido de carbono:



A constante de equilíbrio é definida por:

$$K_1 = 4,3 \cdot 10^{-7} = [\text{H}^+] [\text{HCO}_3^-] / [\text{CO}_2] \quad (2.2)$$

A capacidade de tamponação máxima, devido a bicarbonatos ocorre quando o pH é igual ao valor do $\text{p}K_1$, ou se

ja, $-\log K_1 = 6,3$. Desse modo, para se manter um pH na faixa de 6,7 a 7,3 é preciso que haja presença de alcalinidade. Essa alcalinidade pode já estar presente (como por exemplo em esgoto) ou ser gerada pela formação de amônia na fermentação ácida (resíduos protéicos).

No caso de vinhoto, normalmente não há alcalinidade, devido à adição de ácido sulfúrico ao caldo de cana antes da fermentação. Assim, para manter o processo de digestão estável é necessário a adição de alcalinidade, por exemplo, na forma de calcário, soda cáustica, cal ou bicarbonato de sódio.

(c) Materiais tóxicos

Qualquer substância acima de uma determinada concentração inibe a digestão. Para a digestão anaeróbia de vinhoto as seguintes substâncias têm importância prática:

Íons hidrogênio e hidroxílico

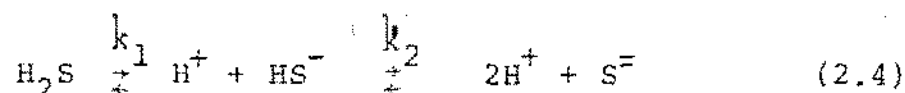
Na secção anterior estabeleceu-se que a digestão anaeróbia não se desenvolve bem para valores do pH fora da faixa entre 6,7 e 7,3. Desse modo, os valores das concentrações permitidas aos íons H^+ e OH^- estão limitados pelo equilíbrio iônico de água:

$$[H^+] [OH^-] = 10^{-14} \quad (2.3)$$

Íon sulfeto

O íon sulfeto aparece no vinhoto como resultado da redução de sulfato. Na fase líquida, estabelece-se um

equilíbrio entre sulfeto, bisulfeto e gás sulfídrico.



$$K_1 = 9,1 \times 10^{-8} \quad (2.5)$$

$$K_2 = 1,0 \times 10^{-14} \quad (2.6)$$

O gás sulfídrico por sua vez, por ser uma substância volátil, distribui-se entre a fase líquida e a fase gasosa (o biogás). Desse modo, compondo o biogás, parte do sulfeto formado deixa o sistema como gás sulfídrico.

Ácidos voláteis

Andrews (1968) afirma que os ácidos voláteis não dissociados apresentam toxidez para as bactérias metanogênicas: a molécula não dissociada teria facilidade de se aproximar das bactérias (que tem carga negativa) e penetrar através da parede celular. O pH, relativamente alto, do interior da célula causará dissociação do ácido, resultando numa diminuição do pH e conseqüentemente da atividade das enzimas de bactérias. Entretanto, na faixa neutra de pH, a concentração de ácidos voláteis não dissociados é baixa de modo que, a inibição por ácidos voláteis, na prática, não tem importância.

Câtions alcalinos e alcalinos terrosos e NH_4^+

O efeito da concentração de câtions dos metais

alcalinos e alcalinos terrosos, bem como de íon amônia foi estudado por McCarty & Kugelman (1965). O estudo mostra que, além da concentração de cada um dos metais, a interação entre íons de diferentes metais determina o grau de toxidez. Quanto à concentração, estabeleceu-se que em concentrações baixas os metais alcalinos e alcalinos terrosos estimulam a digestão anaeróbica. Numa faixa mais alta de concentração, esses metais apresentam um efeito moderadamente inibidor, aumentando esse efeito à medida que a concentração de cátions aumenta. No Quadro 2.3, observa-se os efeitos sobre a digestão anaeróbica da concentração de cátions com o sódio, potássio, cálcio, magnésio e o íon amônia.

CÁTIONS	Efeito isolado			Efeito Combinado	
	ESTIMULANTE (mg.l ⁻¹)	MODERADAMENTE INIBIDOR (mg.l ⁻¹)	FORTEMENTE INIBIDOR (mg.l ⁻¹)	ANTIAGO NISMO	SINERGISMO
Na ⁺	100 - 200	3500 - 5500	8.000	K	NH ₄ ⁺ , Ca, Mg
K ⁺	200 - 400	2500 - 4500	12.000	Na, NH ₄ ⁺ , Ca, Mg	-
Ca ⁺²	100 - 200	2500 - 4500	8.000	Na	NH ₄ ⁺
Mg ₂ ⁺	75 - 150	1000 - 1500	3.000	Na	NH ₄ ⁺ , Ca
NH ₄ ⁺	50 - 200	1500 - 3000	3.000	Na	K, Ca, Mg

Quadro 2.3 - Efeito Isolado da concentração de diferentes cátions sobre a digestão anaeróbica e suas relações antagônicas e sinérgicas (segundo McCarty & Kugelman, 1965).

Quanto à interação de duas ou mais espécies de cátions, distingue-se os fenômenos de antagonismo e sinergismo. A ação antagônica de íons de metais diferentes significa que o efeito inibidor de um íon é parcialmente eliminado pela presença de outro íon. No caso de sinergismo, ao contrário, a presença de um íon aumenta o efeito inibidor de outro. Ainda na Tabela 2.3, observa-se para alguns metais alcalinos e alcalinos terrosos, quais os íons que têm efeito antagônico e quais têm efeito sinérgico.

Segundo McCarty (1964), a toxidez de amônia se deve à presença de NH_3 que é determinada pelo pH:



Na faixa neutra de pH, a forma iônica (NH_4^+) predomina sobre a forma não dissociada de amônia (NH_3), ou seja, a razão $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+ = 1/200$, aproximadamente ($\text{pK} = 9,3$). Desse modo, a concentração total de amônia ($\text{NH}_3 + \text{NH}_4^+$) pode ser muito grande sem que haja perigo de toxidez por NH_3 . No caso de vinhoto, a concentração total de amônia dificilmente excederá a $1000\text{mg}.\ell^{-1}$. Consequentemente, na faixa operacional de pH do digestor, não há perigo de inibição do processo de digestão pela amônia.

Com relação aos metais pesados, sabe-se que íons de cobre, magnésio, níquel, zinco, cádmio, cromo e cobalto são tóxicos mesmo à concentrações muito baixas. A toxidez desses cátions está diretamente ligada a sua presença sob a forma solúvel (somente o íon livre afeta a atividade das bactérias).

Normalmente, íons de metais pesados dão origem a sais insolúveis, reagindo com sulfetos, carbonatos, etc. A presença de sulfeto no digestor (originado por uma variedade de compostos de enxofre, incluindo os sulfetos de alguns aminoácidos) é muito importante, pois os sulfetos formam precipitados com os metais pesados (exceto Cr). O efeito da precipitação dos sulfetos foi comprovado experimentalmente por Lawrence & McCarty (1965), que adicionaram diariamente ao afluente de digestores concentrações de até 800 mg.l^{-1} de sulfatos de diversos metais pesados (Zn, Cu, Ni), sem observarem qualquer inibição da digestão: os sulfatos desses metais eram transformados em sulfetos que se precipitavam. No entanto, quando os sulfatos desses metais foram substituídos por cloretos que são solúveis, observou-se inibição severa do processo de digestão, devido a presença dos íons metálicos.

(d) Natureza e Composição do Substrato

É necessário conhecer a natureza e a composição do substrato que se deseja submeter à digestão. A natureza da matéria orgânica no resíduo a ser digerido (em suspensão ou em solução) define que tipo de digestor pode ser utilizado. Para o tratamento de resíduos com elevada concentração de sólidos em suspensão, geralmente se utiliza digestor convencional ou processo anaeróbio de contato. Resíduos contendo elevadas concentrações de materiais dissolvidos (como o vinhoto), podem ser tratados em digestores de fluxo ascendente com manta de lodo ou em filtros anaeróbios.

2.2 - DIGESTORES ANAERÓBIOS

2.2.1 - Considerações Gerais

Os primeiros digestores anaeróbios tratando esgoto doméstico são, ainda hoje, tanques fechados onde os dejetos a serem tratados são retidos por um determinado tempo, permitindo a decantação dos sólidos e, conseqüentemente a remoção do material orgânico, transformando-o, bioquimicamente, em produtos estabilizados como gás carbônico e metano. Tais tanques, denominados tanques sépticos, posteriormente apresentaram modificações (câmara de digestão e decantação separadas) sendo, particularmente, chamados de tanques Imhoff. Posteriormente, surgiram os digestores anaeróbios clássicos, bastante utilizados para a estabilização de lodo sanitário proveniente de estações de tratamento de esgotos. Outros digestores - biodigestores ou biodigestores rurais - tratando resíduos agropecuários, datam de algumas dezenas de séculos, sendo originados da Ásia e tendo seu uso, atualmente, bastante difundido em várias partes do mundo.

Nas últimas duas décadas surgiram novos tipos de digestores anaeróbios (os chamados digestores modernos). Esses digestores diferem dos digestores clássicos no fato que possuem algum mecanismo de retenção do lodo ativo na digestão. A retenção desse lodo aumenta significativamente a capacidade de digestão. Dependendo do mecanismo de retenção de lodo distingue-se: (1) o processo de contato; (2) o filtro anaeróbio; (3) o digestor anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo e,

(4) o digestor anaeróbico de leito fluidizado. A seguir discute-se mais detalhadamente os diferentes tipos de digestores.

2.2.2 - Digestor Anaeróbico Clássico

O digestor anaeróbico clássico consiste de um reator provido de um mecanismo de agitação que proporciona uma mistura contínua ou intermitente (Figura 2.2).

Os digestores clássicos exigem grande tempo de tratamento para que ocorra degradação de fração do material biodegradável, em produtos gasosos. No digestor completamente misturado, o tempo de permanência do sólido é igual ao do líquido. Dessa forma o tempo de permanência do líquido deve ser suficiente para proporcionar o crescimento das bactérias e a degradação do substrato.

Na prática, há dois tipos de digestores distintos: (1) digestor de baixa taxa; (2) digestor de alta taxa. O digestor de baixa taxa é caracterizado por um recipiente especificamente projetado para que nele ocorra a decomposição anaeróbica do material biodegradável. A estratificação (ascendente)

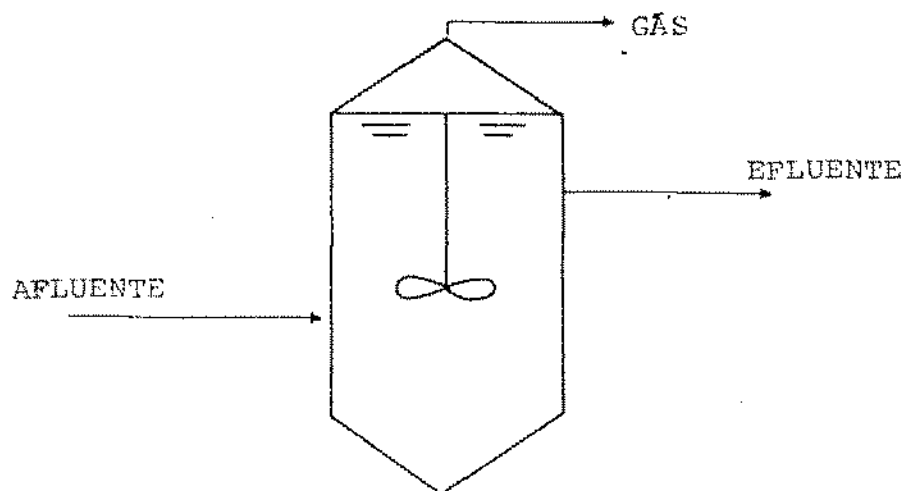


Figura 2.2 - Digestor Clássico

do digestor é assim determinada: uma camada (inferior) contendo lodo digerido, uma segunda camada contendo lodo em digestão seguida de outra camada constituída de água de lodo com baixo teor de sólidos e, por fim, uma camada contendo gorduras e certos materiais flutuantes (folhas, sementes, plásticos, etc).

O digestor clássico de baixa taxa desempenha duas funções (digestão e clarificação) distintas e incompatíveis. Enquanto que para a digestão se faz necessário um ambiente turbulento que proporcione contatos entre as bactérias e o substrato, a clarificação requer um ambiente tranqüilo sem turbulência. Dessa forma, o digestor de baixa taxa se transforma em um reator onde nem a digestão nem a clarificação são eficientes.

O digestor de alta taxa surgiu para dar condições aos processos de digestão e sedimentação. Esse caracteriza-se pela existência de duas unidades: a primeira funciona como um digestor, tendo agitadores para manter a massa líquida em movimento constante; a segunda funciona como separador de sólidos e líquidos.

2.2.3 - Biodigestor Rural

O biodigestor rural é um reator constituído de uma câmara, construída geralmente de alvenaria, onde se processa a digestão anaeróbia, e um gasômetro localizado na parte superior da câmara onde o gás produzido é armazenado. Os biodigestores podem ser classificados em: biodigestores de bateladas e biodigestores contínuos (Prakasán, *et alii*, 1984). No

digestor de batelada a matéria-prima (resíduos de colheitas agrícolas), é colocada de uma só vez no digestor. O digestor é fechado e mantido dessa forma até que cesse por completo a produção de gás. Antes de repetir essa operação, o material não processado (digerido) na fermentação anaeróbia é retirado.

No biodigestor contínuo (Figura 2.3), a alimentação é feita diariamente. Usam-se resíduos líquidos ou pastosos de fácil decomposição. A produção de gás é contínua. Hoje, conhecem-se diversos tipos de biodigestores contínuos. Essa diversificação é função, basicamente, das características e condições regionais como clima, materiais de construção e disponibilidade de mão-de-obra. De acordo com a posição no solo, (Prakasan *et alii*, 1984) dividem, ainda os biodigestores contínuos em verticais e horizontais.

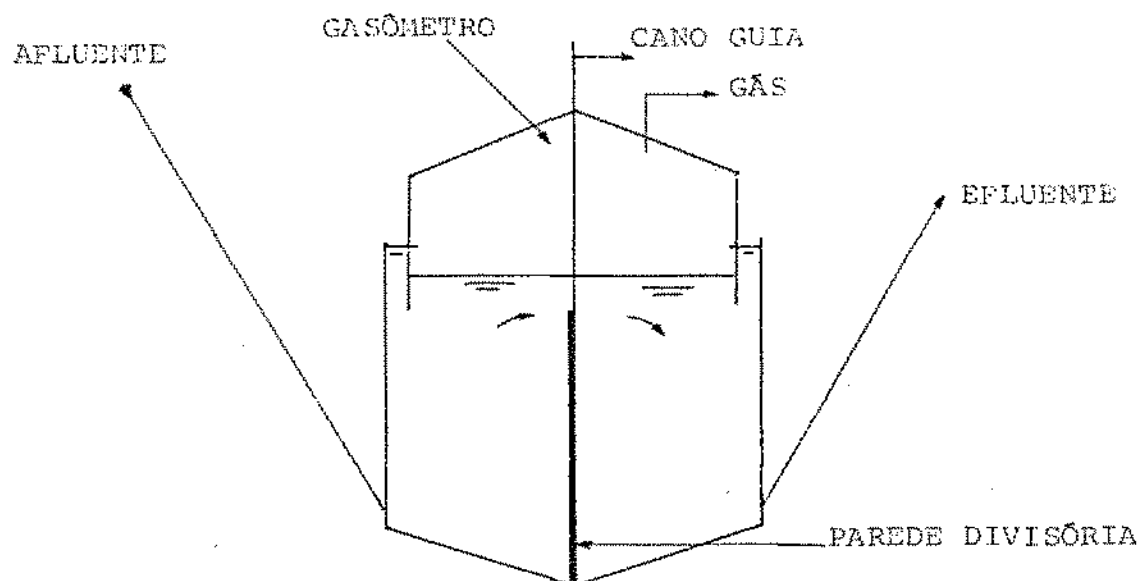


Figura 2.3 - Biodigestor Rural (Modelo Indiano).

2.2.4 - Digestores Anaeróbios Modernos

2.2.4.1 - Considerações gerais

Nas últimas décadas tem-se observado uma diversificação dos substratos submetidos à digestão anaeróbia. Hoje, além de lodo sanitário, está sendo tratada uma grande variedade de águas residuárias industriais. Muitas águas residuárias se caracterizam por terem uma alta concentração de material biodegradável e baixa concentração de sólidos em suspensão. Para tratar tais águas surgiram os digestores modernos. Os digestores modernos diferem do digestor clássico num ponto fundamental. Têm algum dispositivo que retém o lodo com a massa bacteriana ativa na digestão anaeróbia. Desse modo, o tempo de permanência de sólidos (o lodo) torna-se maior que o tempo de permanência do líquido, resultando numa acumulação do lodo dentro do digestor. Isso, por sua vez, aumenta a atividade específica do digestor, ou seja, a massa de material orgânico que pode ser digerida por unidade de volume do digestor e por unidade de tempo aumenta. Como consequência o tempo de permanência do líquido pode ser reduzido, resultando numa diminuição do volume do digestor. Na prática, operam vários tipos de digestores modernos que diferem entre si quanto ao mecanismo de retenção de lodo.

2.2.4.2 - Processo anaeróbio de contato (Capri & Marais, 1974)

O digestor de contato é constituído de um reator provido de um sistema de agitação interna e de um decan

tador externo para onde segue o efluente do digestor. O lodo decantado, ou parte desse, retorna ao reator através de re circulação contínua ou intermitente. (Figura 2.4).

Na prática, o maior problema no processo de contato é a separação das fases sólida e líquida. Para melhorar a sepa ração das fases sólida e líquida são recomendados vários mê todos. Por exemplo, sedimentação, desgasificação, aeração, flotação e centrifugação (Rands & Cooper, 1966).

A capacidade máxima do processo de contato, dependen do da natureza do material orgânico afluente, está na faixa de 10 a 20 $\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, a 35°C .

2.2.4.3 - Filtro anaeróbico (Coulter *et alii*, 1957).

O filtro anaeróbico é um sistema simples. Con siste de uma estrutura com material de enchimento submerso

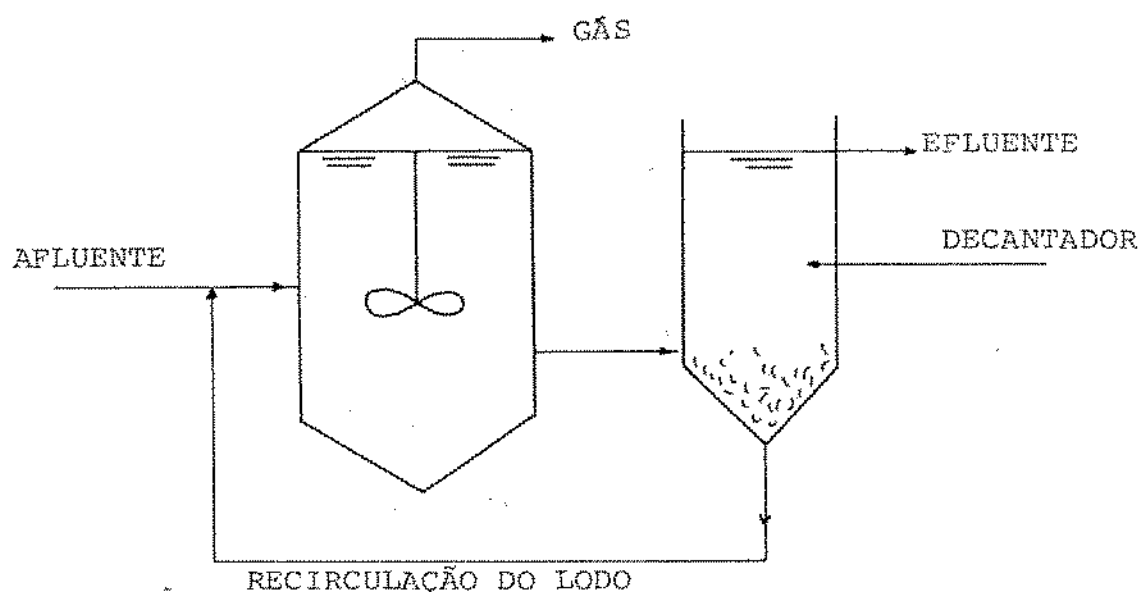


Figura 2.4 - Processo Anaeróbico de Contato.

(pedras, britas, feixe de tubos e anéis de Rasching), formando um leito fixo sobre o qual se desenvolve uma película composta de microorganismos responsáveis pelo processo de digestão (Figura 2.5). O afluente entra pela base do reator, flui através do leito fixo e é descarregado na sua parte superior.

Young & McCarty (1969), realizaram experiências em escala de laboratório e planta piloto e mostraram que o filtro anaeróbico é conveniente para o tratamento de resíduos orgânicos dissolvidos. O seu uso para o tratamento de águas residuárias com sólidos em suspensão não é indicado, porque haverá obstrução dos poros do material de enchimento do filtro. Experiências realizadas por pesquisadores, mostraram resultados satisfatórios, quando foi usada seiva de batata, com uma carga acima de $10 \text{ kgDQO m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, a 30°C e tempo de permanência menor de 10 horas (Lettinga *et alii*, 1980)

Experiências em escala de laboratório realizadas na Pontifícia Universidade Católica (PUC) do Rio de Ja

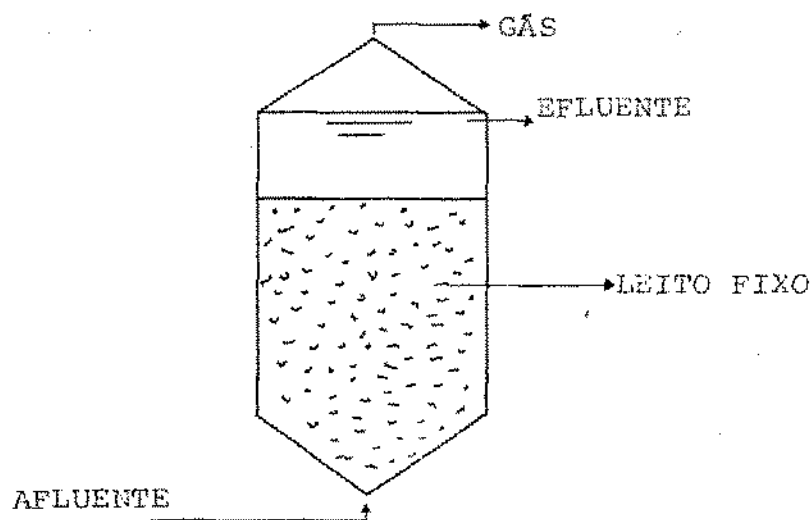


Figura 2.5 - Filtro Anaeróbico.

neiro, mostraram que o filtro anaeróbico não é adequado para tratar vinhoto (Russo, 1985).

2.2.4.4 - Digestor anaeróbico de leito fluidizado (Cooper & Atkinson, 1980)

O digestor anaeróbico de leito fluidizado (Figura 2.6) é um reator cujo "leito" é constituído de partículas inertes e de pequenas dimensões, oferecendo grande superfície para a fixação de microorganismos responsáveis pelo processo anaeróbico. Essas partículas (geralmente areia com granulometria de 0,5mm, em média), são apoiadas sobre uma camada de pedregulhos com diâmetros diversificados e densidade relativamente maior que a dos microorganismos, oferecendo assim, condições na aplicação de grande carga hidráulica ao sistema sem serem arrastadas pelo efluente.

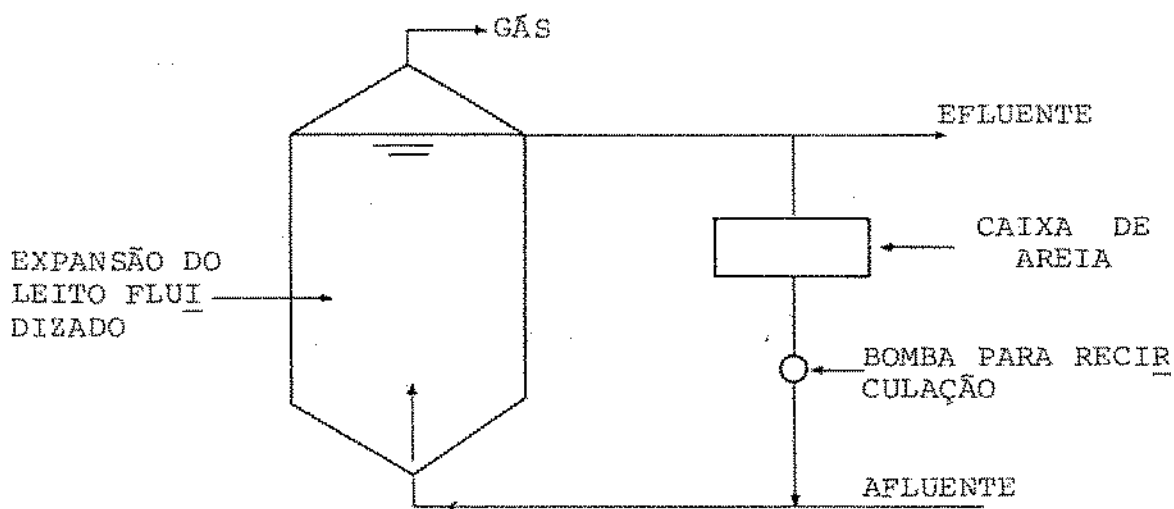


Figura 2.6 - Digestor Anaeróbico de Leito Fluidizado.

2.2.4.5 - Digestor anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (Lettinga *et alii*, 1980)

O digestor de fluxo ascendente com manta de lodo - tipo UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), é um reator desprovido de agitação artificial. O afluente a ser digerido é distribuído na parte inferior do digestor, atravessando uma manta de lodo de atividade metanogênica, sendo descarregado na sua parte superior. No digestor, o material orgânico biodegradável afluente, em contato com a manta de lodo é estabilizado para metano e dióxido de carbono (o biogás). Na sua trajetória ascensional, as bolhas encontram uma interface líquido-gás no separador de fases. Essa interface é mantida mediante um selo hidráulico externo. Na interface, as bolhas de gás passam a fazer parte do gás acumulado na parte inferior do separador de fases (câmara de gás) e os flocos de lodo eventualmente agregados às bolhas tendem a sedimentar, voltando para a parte inferior do digestor. Observa-se que o selo hidráulico é um dispositivo essencial para o funcionamento adequado do digestor de fluxo ascendente.

A fase líquida na sua trajetória ascensional passa por aberturas no separador de fases e entre a zona de decantação. Nessa zona, a velocidade ascensional do líquido diminui gradativamente devido ao aumento progressivo da área transversal. Portanto, a força de arraste de partículas de lodo, que são eventualmente carregadas pelo líquido, diminui na medida em que o líquido se aproxima ao nível superior da

água (superfície livre). Quando a força gravitacional sobre uma partícula se torna maior que a força de arraste pelo líquido, essa partícula tenderá a decantar, depositando-se sobre o separador de fases. A inclinação deste possibilita o deslizamento de partículas nele depositadas, retornando-as para a parte inferior do digestor. Desse modo, o efluente estará essencialmente livre de partículas em suspensão. A Figura 2.7, ilustra um digestor de fluxo ascendente.

Outra particularidade do digestor de fluxo ascendente está no lodo que se desenvolve. Após um dado período de operação (50 a 200 dias) observa-se a formação de um lodo granuloso. Os grânulos de lodo têm uma resistência mecânica alta, uma alta densidade e uma grande atividade metanogênica. A alta densidade permite a formação de uma manta de lodo na parte inferior do digestor com uma altíssima concentração de sólidos: 50 a 150 $\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$, dependendo do substrato.

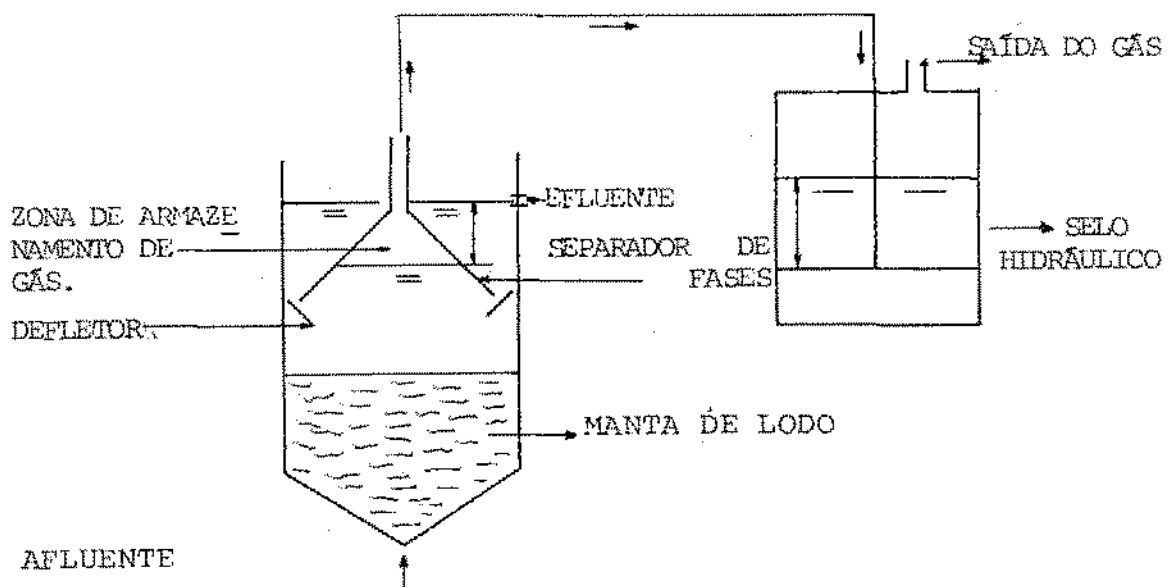


Figura 2.7 - Digestor de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo.

A grande massa de lodo presente e a sua alta atividade metanogênica conferem, no digestor de fluxo ascendente com mantã de lodo, uma capacidade de digestão muito grande: dependendo da natureza do afluente, uma massa de 20 a 40kg DQO poderá ser digerida por m^3 do digestor por dia.

2.2.4.6 - Digestor anaerôbio de fluxo ascendente: processo em dois estágios (Zeeuw, 1984).

O sistema consiste em separar as duas etapas da digestão anaerôbia: fermentação ácida e fermentação metanogênica. Como as bactérias formadoras de ácido apresentam necessidades nutricionais e fisiológicas diferentes das bactérias metanogênicas, pode ser vantajosa a separação física dos processos da acidogênese e metanogênese (Figura 2.8).

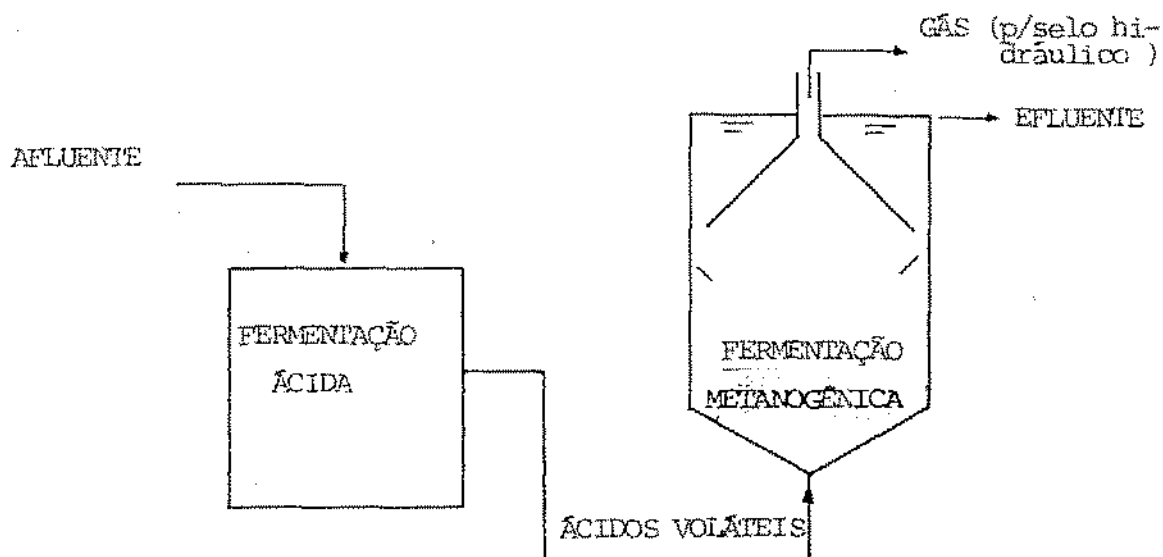


Figura 2.8 - Digestor Anaerôbio de Fluxo Ascendente em Dois Estágios.

2.2.5 - Comparação Entre os Digestores Modernos

O critério mais importante para avaliar a capacidade de digestão é a carga orgânica que pode ser aplicada, mantendo-se uma boa eficiência de remoção do material orgânico da água residual. Zeeuw (1984) fez uma comparação de carga orgânica aplicável a diferentes tipos de digestores. Freitas (1985), mencionando os dados de Zeeuw (1984), apresentou um resumo comparativo entre diversos tipos de digestores, tomando como parâmetro a carga orgânica máxima aplicada e uma eficiência de remoção do material orgânico superior a 80 por cento. Tal resumo está apresentado no Quadro 2.4.

Quadro 2.4 - Comparação entre digestores, tendo-se como parâmetro a carga orgânica máxima aplicada a uma eficiência de remoção do material orgânico superior a 80 por cento (Freitas, 1985).

Tipo do Reator	Método de Retenção do Lodo	Carga Orgânica (kg DQO.m ⁻³ .d ⁻¹)
Convencional (ou completamente misturado)	nenhum	≈ 1
Processo anaeróbico de contato	Tanque decantador com retorno de lodo	≈ 5
Filtro anaeróbico	Imobilização da bactéria ou material filtrante.	10 - 15
Fluxo ascendente com maneta de lodo.	Lodo granulado com separação de fases.	20 - 50
Fixação em filme	Imobilização bacteriana na superfície estática.	20 - 40
	Imobilização bacteriana em partículas (leito fluidizado).	20 - 50

Além da carga orgânica máxima aplicável, existem outros fatores importantes na escolha do tipo de digestor, notadamente a estabilidade operacional e os custos de implantação e operação. Nesse respeito, tem-se observado que filtros anaeróbios e unidades de processo anaeróbio de contato apresentam problemas operacionais; o primeiro devido a entupimento e o segundo devido a perda de lodo no decantador. Por outro lado, o digestor de leito fluidizado apresenta alto custo de implantação e operação devido à necessidade de se manter uma alta taxa de recirculação.

O digestor de fluxo ascendente com manta de lodo combina uma alta capacidade de digestão a uma boa estabilidade operacional e a um baixo custo de implantação e operação. Por essas razões, escolheu-se esse tipo de digestor para observar o seu comportamento utilizando o vinhoto como substrato.

2.3 - DETERMINAÇÃO DA PRODUÇÃO TEÓRICA DE METANO

A produção teórica de metano em um digestor anaeróbio pode ser calculada a partir de considerações estequiométricas. O material orgânico, cuja concentração é dada em termos de DQO, é digerida para metano. A DQO de metano pode ser calculada a partir da reação de combustão desse gás:



Pela equação, observa-se que 1 mol CH_4 (16g) é oxidado por 2 moles 2O_2 (64g), ou seja, a DQO de metano é de $64/16 = 4,0 \text{ mg O}_2 \cdot \text{mg CH}_4^{-1}$. Portanto, para a produção de 1g de metano é necessário a digestão de material orgânico com uma DQO de 4g.

Admitindo-se uma temperatura de 27°C (300°K) e uma pressão de 720 mg Hg, 1 mol (16g) de metano terá um volume de 26l aproximadamente. Desse modo, a digestão de 1g DQO levará a produção $\frac{1}{4}\text{g CH}_4 = 1/(4 \times 16) \text{ mol CH}_4 = 26/(4 \times 16)\text{l CH}_4 = 0,406\text{l CH}_4$.

2.4 - CARACTERIZAÇÃO DO VINHOTO

A produção de álcool através da fermentação de carboidratos é um dos processos mais antigos do mundo, sendo que tradicionalmente, o álcool era usado para consumo humano. O uso de álcool como combustível é recente e geograficamente restrito ao Brasil e aos Estados Unidos.

No Brasil, o álcool produzido, quase na sua totalidade, origina-se da cana-de-açúcar, sendo obtido através do processo bioquímico (via fermentativa). O processo de produção de álcool envolve quatro operações básicas (Figura 1.1): (1) moagem que consiste na separação do caldo (que contém a sacarose a ser fermentada) e do bagaço (a parte sólida da cana); (2) fermentação, processo em que todo material açucarado, disposto a sofrer fermentação (mosto), é inoculado com as leveduras (microorganismos responsáveis pela transformação dos açúcares em álcool e gás carbônico). O pH, durante o proces-

so da fermentação, é mantido baixo, através da adição de ácido sulfúrico, para favorecer o desenvolvimento da levedura e inibir o crescimento de bactérias, por exemplo, fermentação láctica; (3) centrifugação, é a operação que através de força centrífuga separa a levedura do vinho, recirculando assim parte dessa levedura para nova batelada de mosto; (4) destilação. O líquido resultante da centrifugação (vinho) é submetido à destilação, separando-se o álcool da fase aquosa. No topo da coluna de destilação, obtém-se o álcool, enquanto, na base inferior a fase aquosa, chamada de vinhoto, é descarregada.

Na prática da produção de álcool, distingue-se dois tipos de destilarias: as autônomas e as anexas. Autônoma, destila vinho proveniente do mosto originado do caldo de cana que não sofreu tratamento após sua extração, enquanto que na destilaria anexa, usa-se o mosto originado do caldo ou do melão ou da mistura (caldo e melão).

No esquema da Figura 1.1, fica óbvio que a produção de vinhoto é proporcional a de álcool. A constante depende das condições operacionais durante a fermentação e a destilação. Na fermentação, o álcool produzido pela levedura age como tóxico para essa levedura, reduzindo a sua atividade. Quando a concentração de álcool é alta, a inibição leva a um tempo de fermentação inaceitavelmente longo. Por esta razão, a concentração de álcool no mosto "morto" não ultrapassa os 6 a 8 por cento, dependendo da resistência da levedura aplicada. Como a água no vinho apresenta de 92 a 94 por cento do vinho, calcula-se que a proporção álcool : vinhoto, no vinho, osci-

la entre (6 : 94) e (8 : 92), isto é, entre (1 : 16) a (1:12).

Na coluna de destilação, o calor necessário para separar o álcool do vinhoto é fornecido na forma de vapor (da queima de bagaço nas caldeiras) e pode ser aplicado diretamente ou indiretamente. No caso de aplicação direta, o vapor condensado se mistura com o vinho e contribui para aumentar o volume do vinhoto. Esta contribuição é de no mínimo 4ℓ de água por ℓ de álcool. No caso de aplicação indireta do vapor, o condensado não se mistura com o vinho, portanto, não contribui para aumentar o volume do vinhoto.

Geralmente, o vinhoto é misturado com a água de lavagem aplicada nas dornas de fermentação após cada batelada de mosto. A água de lavagem é em torno de 3 a 5ℓ por ℓ de álcool.

Levando-se em consideração as diferentes contribuições, a proporção álcool : vinhoto oscila entre 1 : 15 e 1 : 25 aproximadamente.

As características do vinhoto dependem, além das condições operacionais na fabricação do álcool, da matéria-prima usada: caldo de cana, melaço ou uma mistura destes. O Quadro 2.5, mostra o resultado de uma investigação realizada pela CETESB (Souza, 1983) quanto à composição de vinhoto obtido de melaço, de caldo e caldo misto (melaço e caldo).

Ao analisar o Quadro 2.5, observa-se características diferentes, quando comparando o vinhoto procedente do mosto do melaço, caldo ou misto. Em termos de DQO, observa-se que o vinhoto procedente do mosto do caldo apresenta DQO mais ou menos metade da DQO do mosto do melaço, enquanto que o vinho

to proveniente do mosto misto apresenta dois terços dessa DQO. Essa mesma equivalência é utilizada para sólidos totais, voláteis e matéria orgânica. Observa-se, ainda, que a DBO mantém-se sempre quarenta por cento da DQO, em todos os casos. O vinhoto proveniente do caldo de cana apresenta menores teores de elementos minerais em relação ao vinhoto originado do melaço. Entre os macronutrientes (N, P, K) o potássio aparece como elemento predominante, apresentando, inclusive, maiores concentrações no vinhoto proveniente do melaço.

O Quadro 2.5 mostra, ainda, que o vinhoto tem várias características que fazem com que o seu lançamento em águas de superfície seja proibitivo sob pena de causar desastres ecológicos (como infelizmente vem ocorrendo). As principais características indesejáveis e respectivos danos ao meio ambiente, são: (1) alta concentração de material orgânico, refletido em valores altíssimos da DQO e da DBO. Mesmo o vinhoto de caldo (o menos concentrado) tem concentrações da DQO e DBO em torno de 50 vezes, superior àquelas de esgoto municipal. O lançamento desse material de alta concentração orgânica em corpos d'água receptores, certamente levará a uma redução da concentração do oxigênio dissolvido que, dependendo da capacidade de diluição desses corpos, poderá aniquilar toda a vida aquática neles existentes; (2) alta concentração de sólidos totais, parte dos quais são sedimentáveis, podendo provocar a formação de bancos de lodo, principalmente em rios pequenos e tranquilos como é o caso no Nordeste brasileiro; (3) pH muito baixo, podendo reduzir o pH da própria água do corpo receptor, prejudicando a vida aquática; (4)

teores de macronutrientes (N, P, K) e minerais (Ca, Mg, SO_4^{-2}) elevados, podendo causar a eutrofização da água do corpo receptor.

Quadro 2.5 - Características do vinhoto proveniente de mosto de melaço, de cana-de-açúcar e de mosto misto de caldo e melaço. Fonte: Souza (1983).

PARÂMETRO	VINHOTO Melaço	VINHOTO Caldo	VINHOTO Misto
pH	4,2 - 5,0	3,7 - 4,6	4,4 - 4,6
Temperatura (°C)	80 - 100	80 - 100	80 - 100
DBO (mg/l O_2) ⁽¹⁾	25.000	6.000 - 16.500	19.800
DQO (mg/l O_2) ⁽²⁾	65.000	15.000 - 33.000	45.000
Sólidos totais (mg/l)	81.500	23.700	52.700
Sólidos Voláteis (mg/l)	60.000	20.000	40.000
Sólidos fixos (mg/l)	21.500	3.700	12.700
Nitrogênio (mg/l N)	450 - 1.610	150 - 700	480 - 710
Fósforo (mg/l P_2O_5)	100 - 290	10 - 210	9 - 200
Potássio (mg/l K_2O)	3.740 - 7.830	1.200 - 2.100	3.340 - 4.600
Cálcio (mg/l CaO)	450 - 5.180	130 - 1.540	1.330 - 4.570
Magnésio (mg/l MgO)	420 - 1.520	200 - 490	580 - 700
Sulfato (mg/l SO_4^{-2})	6.400	600 - 760	3.700 - 3.730
Carbono (mg/l C)	11.200 - 22.900	5.700 - 13.400	8.700 - 12.000
Relação C/N	16 - 16,27	19,7 - 21,07	16,4 - 16,43
Mat. Orgânica (mg/l)	63.400	19.500	38.000
Subst. Redutoras (mg/l)	9.500	7.900	8.300

(1) DBO = Demanda Bioquímica de Oxigênio

(2) DQO = Demanda Química de Oxigênio.

CAPÍTULO III

MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 - DESCRIÇÃO DO SISTEMA

Com o objetivo de investigar experimentalmente a digestão anaeróbia do vinhoto, foi construído e instalado um sistema em escala piloto no Laboratório de Saneamento do Departamento de Engenharia Civil do Centro de Ciências e Tecnologia da Universidade Federal da Paraíba (UFPB), em Campina Grande - Paraíba. A Figura 3.1 mostra o "layout" do sistema de digestão constituído dos seguintes elementos: (1) Tanque de armazenamento de vinhoto; (2) Tanque de alimentação; (3) Bomba dosadora; (4) Digestor anaeróbio de fluxo ascendente ; (5) Decantador; (6) Tanque de lodo; (7) Selo Hidráulico; (8) Medidor de biogás e (9) Flare para a combustão do gás.

3.1.1 - Tanque de Armazenamento de Vinhoto

Construído a uma distância de 60m do Laboratório de Saneamento, tratava-se de um tanque em alvenaria, coberto de telha brasilit, com dimensões úteis de 5 x 3 x 1,2m correspondendo a um volume de 18m³. O tanque tinha como finalidade receber e estocar o vinhoto procedente da Destilaria Liberdade Agroindustrial S/A (LAISA) PE. Do tanque de armazenamento o vi

nhoto escoava, por gravidade, em tubulações plásticas de uma polegada de diâmetro, até o tanque de alimentação.

3.1.2 - Tanque de Alimentação

O tanque de alimentação consistia de um recipiente de cimento amianto com dimensões de 1,6 x 0,5 x 0,62m, dando um volume de 0,50m³. Possuía um dispositivo graduado (visor de nível) para assegurar a leitura do volume de vinhoto gasto diariamente. Acoplado ao tanque de alimentação, um dispositivo de agitação garantia uma composição homogênea do vinhoto durante a alimentação do digestor. Nesse tanque, havia possibilidade de adicionar corretivos (álcalis ao vinhoto). (Vide Figura 3.2).

3.1.3 - Bomba Dosadora

A bomba dosadora era do tipo peristáltica com cabeçote livre. Apresentava uma vazão máxima de 1200l.d⁻¹, controlada eletronicamente por um temporizador que funcionava acoplado à bomba. Dispunha essa bomba, de oito (8) canais que eram usados na medida em que se tornava necessário aumentar a vazão. (Vide Figura 3.3).

3.1.4 - Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente

A Figura 3.4 mostra um esquema do digestor de fluxo ascedente. Esse digestor foi construído com resina bisfenólica reforçada com fibra de vidro, que é um material inerte e de grande resistência. O digestor de forma cilíndrica com diâmetro de 1,0m e altura de 1,27m, apresentava um volume de 1m³. No seu interior um dispositivo especial (separador

de fases), com formato de um cone invertido, permitia a se paração das fases líquida, sólida e gasosa, promovendo, ainda, a decantação dos flocos de lodo. O cone tinha um ângulo de 60° em relação a horizontal. O diâmetro na sua base era de 90cm, deixando um espaço de 5cm entre a base do cone e a parede vertical do digestor, por onde o líquido escoava para a zona de decantação. Para evitar a subida de bolhas neste espaço, colocou-se um anel defletor de gás abaixo do se parador e colado à parede vertical do digestor.

No cone havia uma interface gás-líquido mantido por um selo hidráulico externo. A interface ficava a uma profundi dade de aproximadamente 40cm abaixo do ponto de descarga do efluente. A área da interface era aproximadamente 40 por cento da área transversal do digestor. O volume de gás era de 63 litros aproximadamente.

O digestor era provido de quatro pontos de amostragem delineados e numerados de baixo para cima na ordem de 1, 2, 3 e 4. As alturas desses pontos eram de 10, 25, 55 e 80cm acima da base inferior do digestor.

O afluente era bombeado para a parte superior do di gestor, onde através de quatro tubos escoava até sua base inferior, sendo lá distribuído em quatro pontos equidistantes. O efluente era captado em dois pontos nivelados e equidis tantes.

3.1.5 - Decantador

O decantador era um balde de plástico com capacidade

volumétrica de 50 litros. Dentro do balde havia uma palheta fixada a uma haste acoplada a um motor, fazendo um movimento de 1,0 r.p.m. Dessa forma, provocava-se uma lenta agitação no conteúdo do decantador, facilitando, assim, a agregação dos pequenos flocos de lodo, eventualmente descarregados com o efluente. O lodo decantado era descarregado para o tanque de lodo e o efluente clarificado era descarregado no sistema de esgoto do laboratório. (Vide Figura 3.5).

3.1.6 - Tanque de Lodo

O tanque de lodo era uma caixa brasilit, em cimento amianto, com volume de 100 litros e era utilizado, especificamente, para armazenar o lodo de excesso produzido no digestor.

3.1.7 - Selo Hidráulico

O selo hidráulico consistia de um recipiente de vidro com capacidade volumétrica de 20 litros cheio d'água, onde se mergulhava o tubo de saída de gás do digestor até uma profundidade de quarenta centímetros abaixo do nível d'água garantindo, assim, uma coluna de água, de mesma altura, no separador de fases.

3.1.8 - Medidor de Gás

O aparelho usado para medir o gás, fabricado pela IAO, modelo MG2, permitia a medição acurada de uma vazão de 20 a 400 l.h^{-1} .

3.1.9 - Flare para a Combustão do Gás

Todo o volume do biogás era submetido à combustão. Para isto, utilizou-se bico de Bunsen.

3.2 - PROCEDIMENTO OPERACIONAL

3.2.1 - Considerações Gerais

O presente trabalho que trata da operação de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente, utilizando vinhoto como substrato, teve a duração de oito meses divididos em três fases distintas: (1) a primeira fase, refere-se ao período de 5 de setembro a 25 de outubro de 1984, quando o digestor foi alimentado com vinhoto velho (vinhoto armazenado em açudes da safra 83/84) à temperatura ambiente; (2) a segunda fase compreende o período de 26 de outubro de 1984 a 8 de março de 1985, onde o digestor foi alimentado com vinhoto novo (vinhoto descarregado diretamente da destilaria), operando também a temperatura ambiente e, (3) a terceira fase, refere-se ao período de 13 de março a 30 de abril de 1985, quando o digestor era alimentado com vinhoto novo, porém, à temperatura controlada (variando de 33 a 37°C).

3.2.2 - Inoculação

Para dar início a operação do digestor, foi inoculado com 3,6kg de lodo proveniente do efluente de uma unidade de decantação de um digestor anaeróbio tratando vinhoto da destilaria PAISA em Penedo-Alagoas. O lodo apresentava bai

xa atividade específica: $0,068 \text{ kg DQO-CH}_4 \cdot \text{kg SVS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, (vide Tabela 4.3).

3.2.3 - Primeira Fase de Operação

A operação do digester anaeróbio de fluxo ascendente foi iniciada no dia 05 de setembro de 1984, antes do início da safra de cana-de-açúcar de 84/85. Por essa razão, iniciou-se a operação do digester utilizando vinhoto velho (vide Seção 3.2.1) como substrato. A carga orgânica aplicada durante a primeira fase manteve-se sempre baixa: 0,45 a 0,60 kg DQO. $\text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Durante toda a primeira fase de operação, adicionou-se soda cáustica, no tanque de alimentação, para manter o pH do vinhoto afluente de 7,0 a 7,4. O consumo de soda cáustica, durante esse período, foi de 1g de soda cáustica por grama de DQO aplicada. Ainda nessa fase, a operação do sistema foi realizada a temperatura ambiente, tendo-se uma temperatura média de 26°C no interior do digester.

3.2.4 - Segunda Fase de Operação

Após o dia 25 de outubro de 1984 (fim da primeira fase de operação), continuou-se a operação do digester anaeróbio de fluxo ascendente, usando-se vinhoto novo, reproduzido na destilaria LAISA. A alimentação com vinhoto novo possibilitou um melhor desempenho do digester, refletido pelo aumento gradual da carga orgânica de $0,6 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, no início, para $6,3 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, no fim da segunda fase. Na segunda fase, continuou-se a adicionar soda cáustica na proporção de 0,2g de soda cáustica por grama de DQO aplicada e o

processo de digestão ocorria a temperatura ambiente, tendo-se, ainda, uma temperatura média no interior do digestor de 26°C, até março de 1985. Na segunda semana de março devido a uma queda brusca na temperatura ambiente, a temperatura no interior do digestor baixou 4°C, resultando numa inibição do processo de digestão. Decidiu-se, então, continuar a pesquisa numa sala com temperatura controlada.

3.2.5 - Terceira Fase de Operação

Na terceira fase de operação, utilizando-se, ainda, vinhoto novo na alimentação do digestor, a temperatura ambiente foi controlada. Para tal, o digestor foi instalada numa sala onde a temperatura era sempre igual ou superior a 33°C (variação de 33 a 37°C). Essa temperatura ambiental foi conseguida através de chapas aquecedoras mantidas permanentemente ligadas no interior da sala. Em decorrência de uma temperatura ambiental superior na terceira fase de operação, a temperatura no interior do digestor apresentou um valor médio de 30°C. A fim de se ter uma temperatura superior a 30°C, passou-se a aquecer o vinhoto no tanque de alimentação, obtendo-se, dessa forma, uma temperatura média no interior do digestor de 32°C. Nessa fase de operação, houve uma significativa evolução no desempenho do digestor, a carga média aplicada passou de 4kg DQO.m⁻³.d⁻¹ para 15,65kg DQO.m⁻³.d⁻¹ num período de, apenas, 6 semanas (ver Tabela 4.1.3). A operação do digestor foi suspensa no dia 30 de abril devido a falta de vinhoto provocada pelo encerramento da safra 84/85. Observa-se que, na época da suspensão da operação, nada in

dicava ter sido atingida a carga orgânica máxima.

3.3 - CONTROLE OPERACIONAL DO SISTEMA

Com a finalidade de analisar, avaliar e controlar o andamento do processo de digestão anaeróbia do vinhoto durante todo o período de operação do digestor anaeróbio, fez-se acompanhamento diário dos seguintes parâmetros: (a) pH afluente, efluente e a meia altura do digestor (pto 3); (b) temperatura no interior do digestor e ambiente; (c) alcali-nidade total e a bicarbonato (afluente e efluente); (d) áci-dos voláteis (afluente, efluente e a meia altura do diges-tor; (e) demanda química de oxigênio (afluente e efluente) ; (f) taxa de produção do biogás; (g) composição do biogás pro-duzido e, (h) vazão de alimentação.

Outro parâmetro de avaliação do desempenho do diges-tor refere-se a atividade específica de lodo dada pela mas-sa de material orgânico (DQO) digerida e, teoricamente trans-formada em metano, e a massa de lodo orgânico presente no digestor. Esse teste foi realizado com a periodicidade de 01 (um) mês, em média.

3.4 - PROCEDIMENTO ANALÍTICO

Determinações:

3.4.1 - pH

O pH foi determinado com auxílio de um medidor tipo pH

metro Micronal, modelo B278.

3.4.2 - Demanda Química de Oxigênio (DQO)

As análises de DQO foram feitas segundo técnicas padrão do Standard Methods (1975).

3.4.3 - Composição do Gás

A composição do gás foi determinada com auxílio de um aparelho analisador de gás Orsat. Determinando-se a percentagem de dióxido de carbono.

3.4.4 - Sólidos

As análises de sólidos totais e voláteis foram feitas segundo técnicas padrão do Standard Methods (1975).

3.4.5 - Temperatura

A temperatura foi medida em termômetro de mínimo e máximo.

3.4.6 - Ácidos Voláteis e Alcalinidade Total e de Bicarbonato.

Essas determinações seguiram o procedimento do método de titulação direta desenvolvido pela Companhia de Tecnologia e Saneamento Ambiental - CETESB (1981) que se resume no seguinte:

- a) toma-se uma amostra com volume aproximadamente de 50ml, centrifuga-se por vinte minutos e filtra-se;
- b) do filtrado, toma-se 25ml do sobrenadante. Adicio-

na-se ácido sulfúrico (0,02N) até pH 4,0;

c) anota-se o volume de ácido gasto e adiciona-se mais ácido sulfúrico até um pH 3,0;

d) ferve-se a amostra por três minutos (a contar do início da fervura) para liberar o CO_2 , em seguida resfria-se essa amostra;

e) titula-se a amostra resfriada com NaOH (0,5N), anotando-se o volume gasto na titulação para elevar o pH de 4,0 até 7,0.

3.4.7 - Atividade Específica do Lodo

A atividade específica do lodo foi determinada periodicamente, com a razão entre a massa de DQO digerida diariamente e a massa de lodo orgânico presente no digestor. A massa de DQO digerida era calculada pela diferença entre a carga orgânica afluenta e a carga orgânica efluenta. Quanto a determinação da massa de lodo orgânico adotou-se o seguinte procedimento:

(1) de amostras coletadas nos quatro pontos de amostragem do digestor determinou-se a concentração de sólidos orgânicos;

(2) calculou-se o volume do digestor, por partes, da seguinte maneira: da base inferior ao ponto 1, tem-se V_1 ; entre os pontos 1 e 2, V_2 ; entre os pontos 2 e 3, V_3 e entre os pontos 3 e 4, V_4 ;

(3) a massa de lodo correspondente ao V_1 , era estimada pelo produto da concentração de sólidos orgânicos no ponto 1 e o volume V_1 . Semelhantemente calculou-se a massa de

lodo correspondente aos volumes V_2 , V_3 e V_4 . Estimou-se a massa de lodo total, no digestor, com a soma das massas de lodo calculado entre os pontos de amostragem.

(4) dividindo-se a massa de DQO digerida no dia da determinação de massa de lodo orgânico pelo valor da massa de lodo no digestor obtém-se a atividade específica do lodo naquele dia.

Para se esclarecer melhor o procedimento, exemplifica-se a determinação com um exemplo de cálculo do teste realizado no dia 27 de abril de 1985. Os dados relevantes são (ver Tabelas 4.1.3 e 4.3):

(1) Cálculo de massa de DQO digerida.

- Vazão de vinhoto: $V = 611 \text{ l} \cdot \text{d}^{-1}$

- DQO afluyente : $DQO_{\text{afl}} = 28,17 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$

- DQO efluente : $DQO_{\text{efl}} = 3,96 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$

- Massa de DQO digerida: $M_{\text{DQO}} = V(DQO_{\text{afl}} - DQO_{\text{efl}}) = 14.792 \text{ g} \cdot \text{d}^{-1}$

(2) Cálculo da massa orgânica de lodo.

Concentração de lodo orgânico nos pontos 1, 2, 3 e 4:

$C_1 = 49,44$; $C_2 = 40,16$; $C_3 = 12,10$ e $C_4 = 1,10 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ respectivamente.

- Volume entre a base inferior e o ponto 1 (10 cm);

$V_1 = 78 \text{ l}$

- Volume entre os pontos 1 e 2 (15 cm);

$$V_2 = 117\ell$$

- Volume entre os pontos 2 e 3 (30 cm);

$$V_3 = 235\ell$$

- Volume entre os pontos 3 e 4 (25 cm);

$$V_4 = 196\ell$$

- Massa de lodo orgânico abaixo do ponto 1;

$$M_1 = 3.856 \text{ g SVS}$$

- Massa de lodo orgânico entre os pontos 1 e 2;

$$M_2 = 4.698 \text{ g SVS}$$

- Massa de lodo orgânico entre os pontos 2 e 3;

$$M_3 = 2.843 \text{ g SVS}$$

- Massa de lodo orgânico entre os pontos 3 e 4;

$$M_4 = 215 \text{ g SVS}$$

- Massa de lodo no digestor;

$$M_{\text{lodo}} = M_1 + M_2 + M_3 + M_4 = 11.612 \text{ g SVS}$$

- Atividade específica do lodo;

$$M_{\text{DQO}}/M_{\text{lodo}} = 1,27 \text{ g DQO-CH}_4 \cdot \text{gSVS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$$

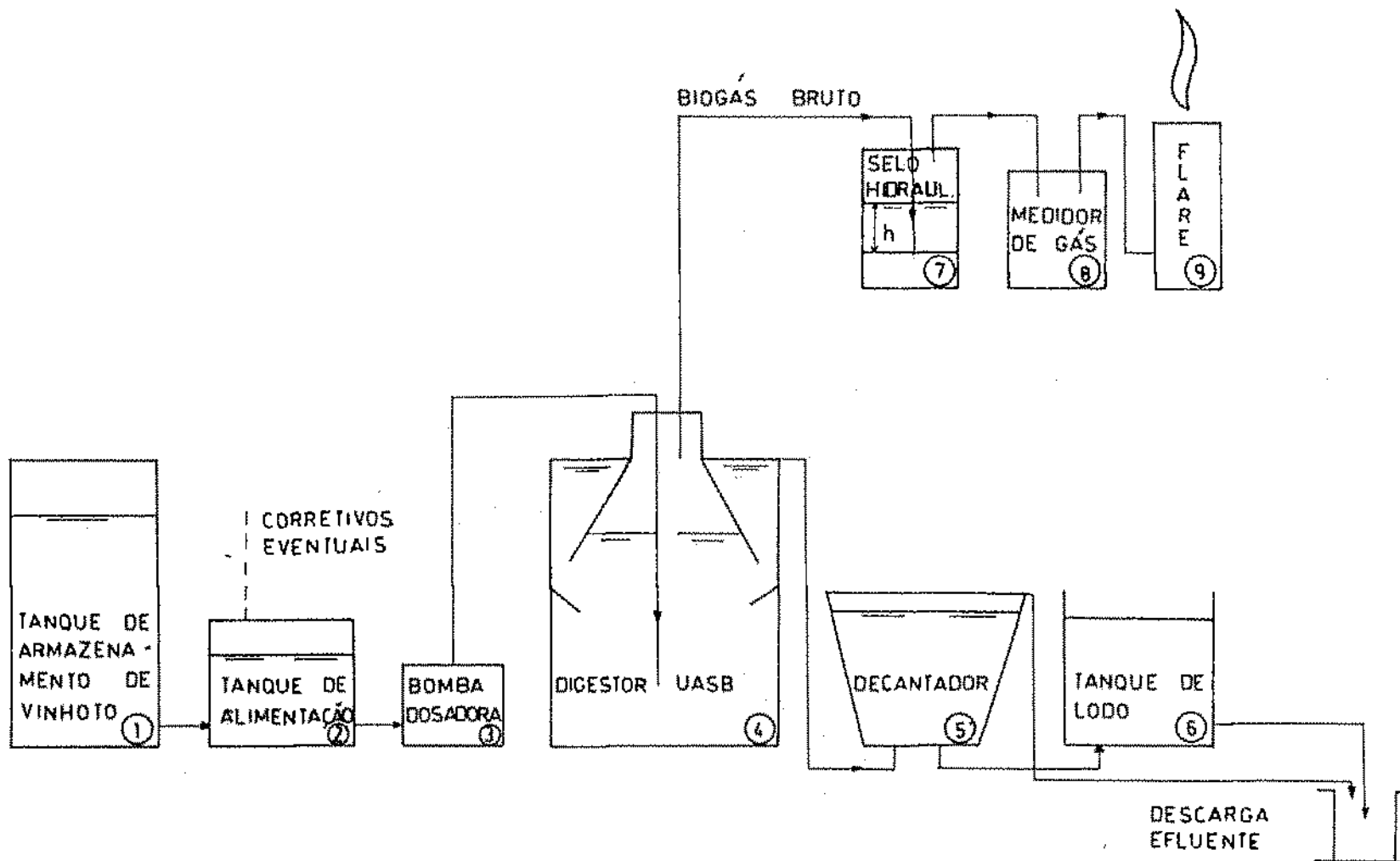


FIG 3.1 REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE VINHOTO ATRAVÉS DE DIGESTÃO ANAERÓBIA

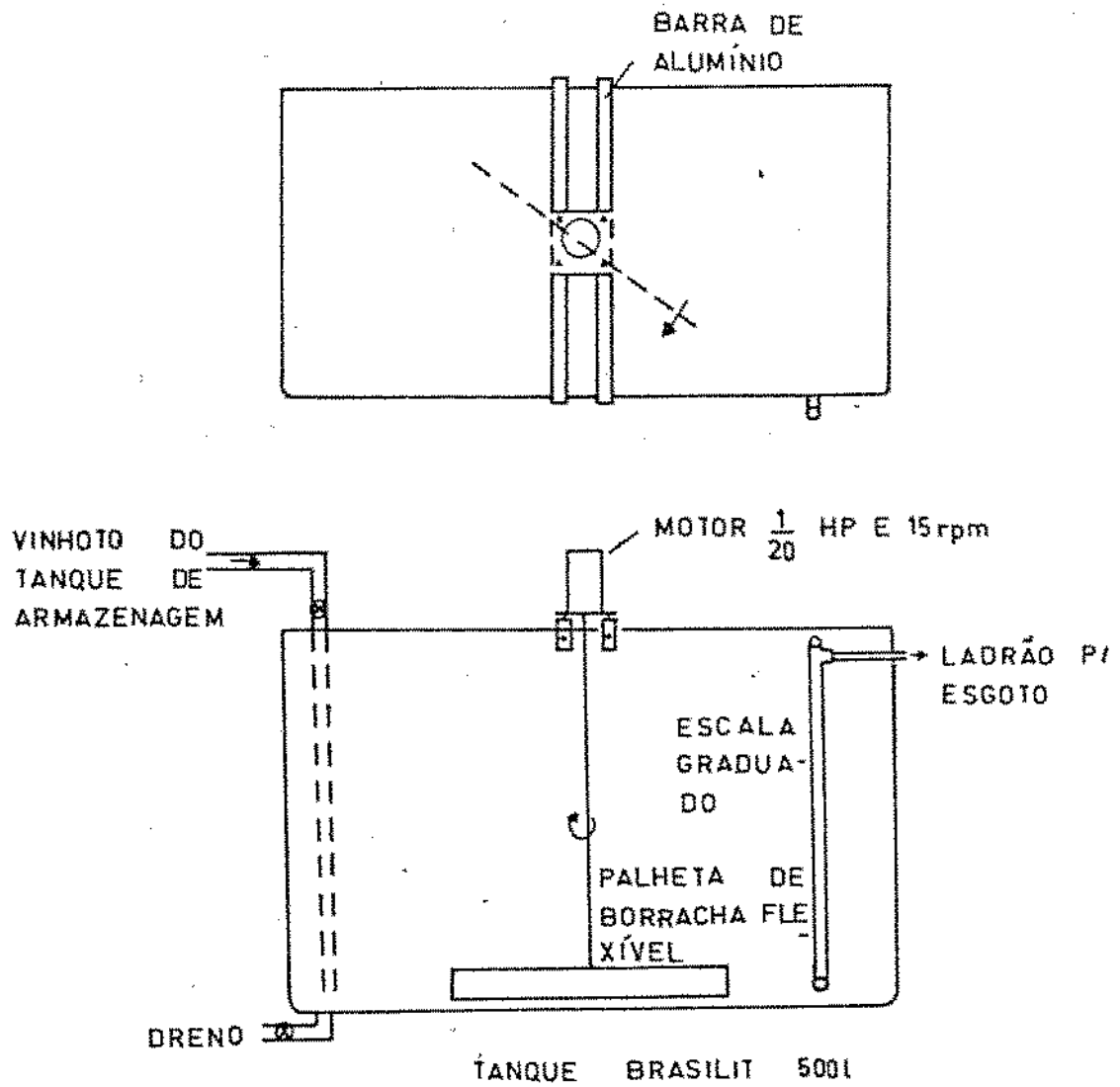
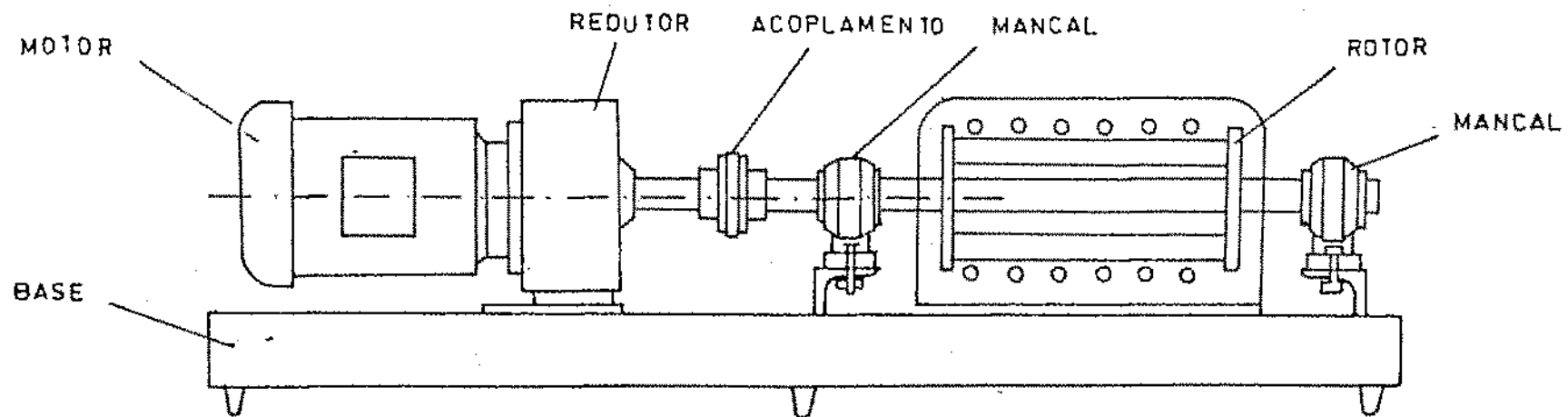
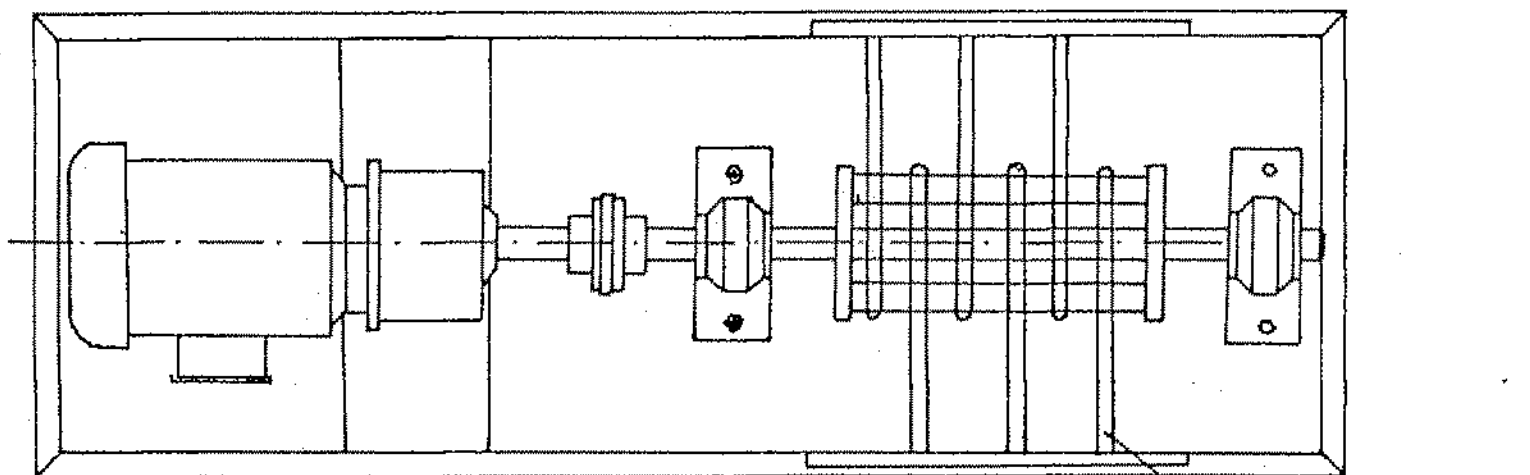


FIG 3,2 TANQUE DE ALIMENTAÇÃO DE VINHOTO



VISTA FRONTAL



VISTA SUPERIOR

MANGUEIRAS DE SILICONE

FIG. 3,3 BOMBA PERISTÁLTICA COM CABEÇOTE LIVRE

EMPUXO NO CONE = 115Kg

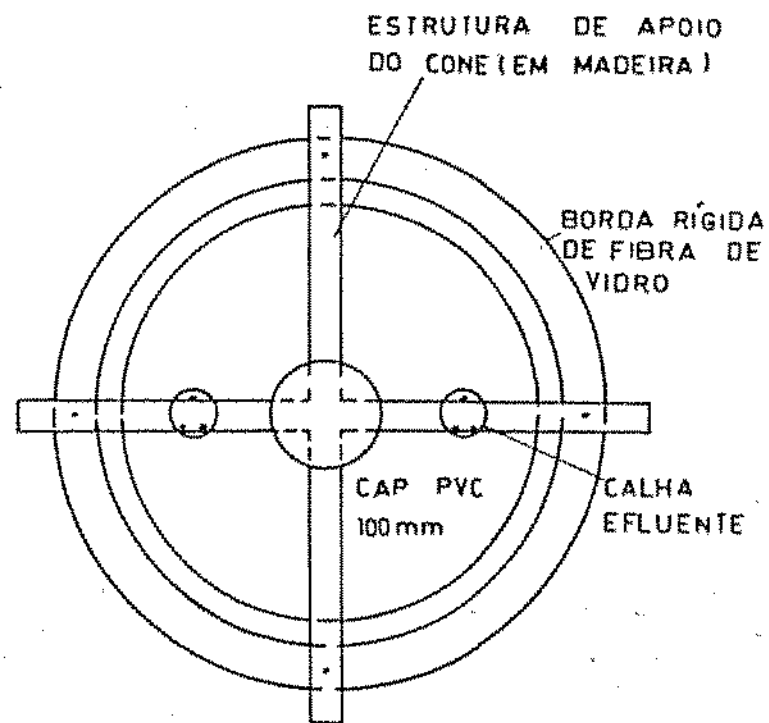
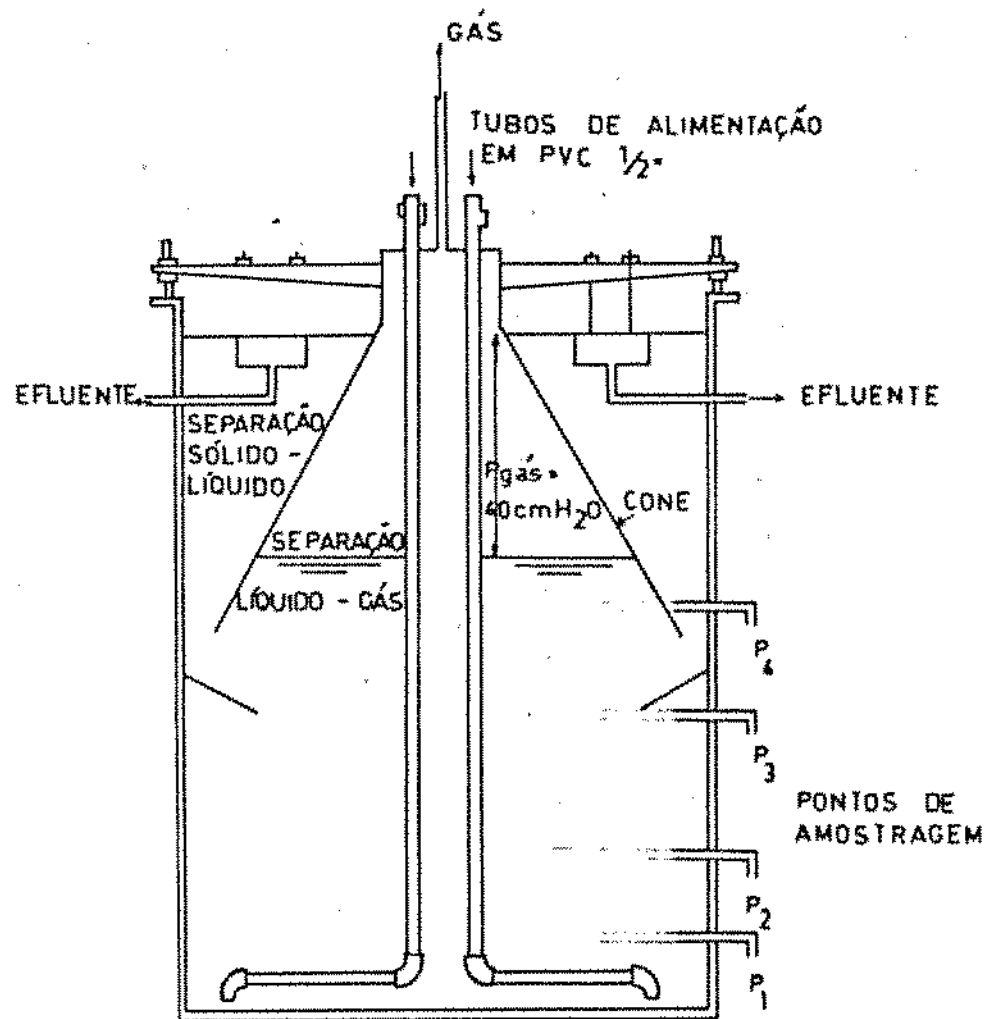


FIG 34 CROQUIS DO DIGESTOR UASB CONSTRUÍDO

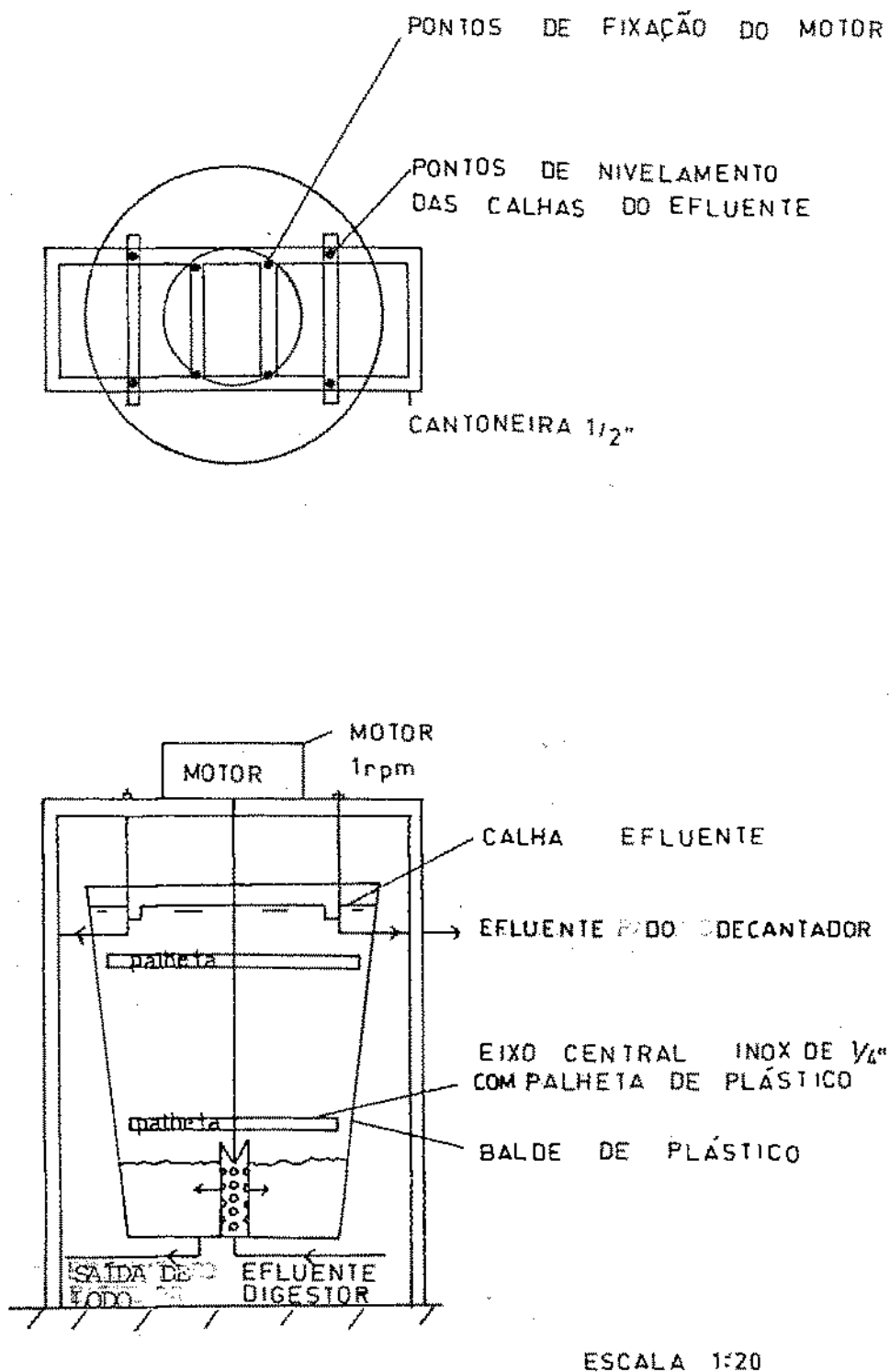


FIG.3.5 REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DA UNIDADE DE DECANTAÇÃO

CAPÍTULO IV

APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS

4.1 - DIGESTÃO DO MATERIAL ORGÂNICO E PRODUÇÃO DE METANO

As Tabelas 4.1.1, 4.1.2 e 4.1.3, apresentam os resultados obtidos da digestão do material orgânico e produção de metano, durante as três fases de operação do digestor anaeróbio de fluxo ascendente, tratando vinhoto de uma destilaria autônoma. A Tabela 4.1.1, refere-se ao período em que o digestor foi alimentado com vinhoto velho e operado à temperatura ambiente (de 05/09 a 25/10 de 1984); a Tabela 4.1.2, refere-se ao período em que o digestor foi alimentado com vinhoto novo e operado, ainda, à temperatura ambiente de (26/10 de 1984 a 08/03 de 1985) e, a Tabela 4.1.3, refere-se ao período em que o digestor foi alimentado com vinhoto novo e operado à temperatura controlada de 33 a 37°C (de 13/03 a 30/04 de 1985). Os resultados apresentados nas tabelas referem-se: (1) a vazão afluente (Q_{afl} , em $l \cdot d^{-1}$); (2) a concentração do material orgânico afluente (DQO_{afl} , em $g \cdot l^{-1}$); (3) a concentração do material efluente (DQO_{eff} , em $g \cdot l^{-1}$); (4) a vazão de biogás ($Q_{gás}$, em $l \cdot d^{-1}$); (5) a percentagem de metano no biogás (P_{CH_4} , em %); (6) a carga orgânica aplicada (carga, em $kgDQO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$); (7) a eficiência de remoção do ma

terial orgânico (remoção, em %); (8) a produção de metano por kgDQO removida em ($\ell\text{CH}_4 \cdot \text{kgDQO}^{-1}$) e (9) tempo de permanência do líquido no digestor (R_h , em dias).

4.2 - PARÂMETROS QUE INFLUENCIAM O PH NO PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA.

As Tabelas 4.2.1, 4.2.2 e 4.2.3, mostram os valores dos principais parâmetros que influenciam o pH e consequentemente o processo de digestão, obtidos durante as três fases de operação do digestor anaeróbico de fluxo ascendente, tratando vinhoto de uma destilaria autônoma. Todas as tabelas apresentam os valores do pH afluente do digestor (pH_{afl}); pH efluente (pH_{efl}); pH referente ao ponto de amostragem a meia altura do digestor (pH_3); alcalinidade total do efluente ($\text{Alc}_t \text{efl}$); alcalinidade de bicarbonato do efluente ($\text{Alc HCO}_3^- \text{efl}$) e concentração de ácidos voláteis do efluente ($\text{Ac. Vol.} \text{efl}$). Além desses parâmetros, a Tabela 4.2.2 e 4.2.3, a partir de fevereiro de 1985, mostram os valores da alcalinidade total do afluente ($\text{Alc}_t \text{afl}$); alcalinidade de bicarbonato afluente ($\text{Alc HCO}_3^- \text{afl}$) e, concentração de ácidos voláteis afluentes ($\text{Ac Vol} \text{afl}$) e no ponto de amostragem a meia altura do digestor (Ac Vol_3). Observa-se que até fevereiro de 1985, os valores da alcalinidade total e a bicarbonato e a concentração de ácidos voláteis correspondem à média desses valores obtidos a cada dois dias.

4.3 - PARÂMETROS OPERACIONAIS DO PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA.

As Figuras 4.1 a 4.8 mostram o comportamento do processo durante a operação do digestor anaeróbico de fluxo ascendente, alimentado com vinhoto. Observa-se, nas referidas figuras em função do período de operação, o comportamento dos seguintes parâmetros medidos: (1) carga orgânica aplicada (Figura 4.1); (2) eficiência da remoção do material orgânico do vinhoto (DQO removida em %) (Figura 4.2); (3) alcalinidade adicionada (Figura 4.3); (4) tempo de permanência do vinhoto no digestor (Figura 4.4); (5) produção de metano por unidade de massa de DQO removida (Figura 4.5); (6) ácidos voláteis afluente, efluente e a meia altura do digestor - ponto 3 (Figura 4.6); (7) alcalinidade total (Alc_t) afluente e efluente e alcalinidade a bicarbonato afluente e efluente (Figura 4.7) e, (8) atividade específica do lodo (Figura 4.8).

4.4 - QUANTIDADE E COMPOSIÇÃO DO LODO NO DIGESTOR

Na Tabela 4.3, observa-se os dados relativos ao desenvolvimento da massa de lodo (sólidos totais e sólidos voláteis) no digestor e a atividade específica durante o período de operação. Os números 1, 2, 3 e 4 referem-se aos pontos de amostragem localizados em níveis acima do fundo do digestor, de 10, 25, 55 e 80cm respectivamente.

TABELA 4.1.1 - Dados relativos à digestão do material orgânico e produção do metano na primeira fase de operação do digester anaeróbico de fluxo ascendente: alimentação com vinhoto velho; temperatura de operação ambiente (26° a 27°C).

Data (1984)	Q_{afl} ($\ell \cdot d^{-1}$)	DOO_{afl} ($g \cdot \ell^{-1}$)	DOO_{efl} ($g \cdot \ell^{-1}$)	$Q_{gás}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	F_{CH_4} (%)	Carga ($kgDOO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4 \cdot kgDOO^{-1}$) removida	R_h (d)
Set. 5	64	7,1	4,5	80	41	0,45	36	202	15,62
6	68	7,1	4,5	70	40	0,48	36	162	14,70
7	64	7,1	4,5	100	40	0,45	36	247	15,62
8	68	7,1	4,5	104	40	0,48	36	240	14,70
9	64	7,1	5,0	108	30	0,45	29	248	15,62
13	60	7,1	4,6	102	40	0,42	35	277	16,70
14	60	7,1	4,5	108	42	0,42	36	300	16,70
15	64	7,0	4,5	115	42	0,45	36	298	15,62
16	60	7,0	4,5	130	42	0,42	36	361	16,70
17	74	7,0	4,4	130	44	0,52	37	297	13,50
18	70	7,0	4,4	135	42	0,49	37	312	14,30
19	72	7,0	4,4	142	42	0,50	37	322	13,80

Continuação da TABELA 4.1.1:

Data (1984)	$Q_{af\ell}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	$DQO_{af\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$DQO_{ef\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$Q_{g\grave{a}s}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($kgDQO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4 \cdot kgDQO^{-1}$) removida	R_h (d)
Set. 20	70	7,0	4,4	140	40	0,49	37	308	14,30
21	70	7,0	4,9	145	38	0,49	30	375	14,30
23	70	7,0	4,8	100	40	0,49	31	263	14,30
26	70	7,0	4,6	80	40	0,49	34	192	14,30
27	70	7,0	4,6	100	42	0,49	34	252	14,30
28	70	7,0	4,4	100	44	0,49	37	242	14,30
29	71	7,0	4,2	103	40	0,50	40	206	14,00
30	70	7,0	4,2	122	50	0,49	40	311	14,30
Out. 1	72	7,0	4,2	108	50	0,50	40	270	13,80
2	70	7,0	4,0	105	50	0,49	43	249	14,30
3	72	7,0	4,0	107	48	0,50	43	239	13,80
4	72	7,0	4,0	109	48	0,50	43	243	13,80
5	72	7,0	4,0	111	50	0,50	43	258	13,80

Continuação da TABELA 4.1.1.

Data (1984)	$Q_{af\ell}$ ($\ell.d^{-1}$)	$DOO_{af\ell}$ ($g.\ell^{-1}$)	$DOO_{ef\ell}$ ($g.\ell^{-1}$)	$Q_{g\grave{a}s}$ ($\ell.d^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($kgDOO.m^{-3}.d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4.kgDOO^{-1}$) renovida	R_h (d)
Out. 6	70	7,0	3,9	114	50	0,49	44	264	14,30
7	70	7,0	4,0	108	51	0,49	43	261	14,30
8	72	6,9	3,8	111	50	0,49	45	251	13,80
9	73	6,9	3,8	108	51	0,50	45	244	13,70
10	73	6,9	3,9	108	50	0,50	43	251	13,70
11	73	6,9	3,8	112	50	0,50	45	249	13,70
13	70	6,9	4,1	114	50	0,48	40	297	14,30
14	70	7,0	4,0	112	51	0,49	43	271	14,30
15	70	7,0	3,9	115	52	0,49	44	277	14,30
16	70	6,9	3,9	117	50	0,48	43	283	14,30
17	70	6,9	3,9	114	50	0,48	43	276	14,30
18	70	6,9	3,8	116	50	0,48	45	268	14,30
19	70	6,9	3,6	168	50	0,48	47	372	14,30

Continuação da TABELA 4.1.1.

Data (1984)	$Q_{af\ell}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	$DQO_{af\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	DQO_{ef} ($g \cdot \ell^{-1}$)	$Q_{g\acute{a}s}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($kgDQO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4 \cdot kgDQO^{-1}$) removida	R_h (\bar{d})
Out. 20	70	6,9	3,9	160	50	0,48	43	387	14,30
21	72	6,9	3,5	163	50	0,49	49	339	13,80
22	73	6,9	3,6	165	50	0,50	47	351	13,70
23	85	7,1	4,1	183	40	0,60	42	290	11,76
24	85	7,1	4,0	190	42	0,60	43	309	11,76
25	85	7,1	4,0	201	41	0,60	43	319	11,76

TABELA 4.1.2 - Dados relativos à digestão do material orgânico e produção de metano na segunda fase de operação do digester anaeróbio de fluxo ascendente: alimentação com vinhoto novo, temperatura de operação ambiente (26° a 27°C).

Data (1985)	Q_{afl} ($\ell.d^{-1}$)	DQO_{afl} ($g.\ell^{-1}$)	DQO_{eff} ($g.\ell^{-1}$)	$Q_{gás}$ ($\ell.d^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($kgDQO.m^{-3}.d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4.kgDQO^{-1}$) removida	R_h (d)
Out. 26	60	14,13	5,28	287	48	0,84	62	264	16,70
27	60	14,15	4,27	290	50	0,85	70	244	16,70
28	60	13,23	3,86	287	52	0,79	70	269	16,70
29	60	13,15	4,94	280	52	0,78	62	301	16,70
30	60	13,11	4,32	283	52	0,78	67	281	16,70
31	70	12,81	4,95	286	50	0,89	61	263	14,30
Nov. 1	70	12,82	4,10	310	52	0,89	68	266	14,30
2	75	12,49	5,03	350	51	0,93	60	320	13,40
3	75	12,61	4,81	358	52	0,94	62	319	13,40
4	75	12,46	4,69	352	52	0,93	62	317	13,40
5	75	12,46	4,69	360	55	0,93	62	343	13,40

Continuação da TABELA 4.1.2.

Data (1985)	$Q_{af\ell}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	$DOO_{af\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$DOO_{ef\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$Q_{g\grave{a}s}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($kgDOO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4 \cdot kgDOO^{-1}$) removida	$R_{T_{10}}$ (d.)
Nov. 6	75	12,46	4,69	357	55	0,93	62	340	13, 40
7	84	12,40	4,23	360	55	1,04	66	288	11, 90
8	86	12,67	5,55	383	55	1,08	56	348	11, 60
9	87	12,47	4,41	380	56	1,08	64	307	11, 50
10	88	12,42	5,42	385	56	1,09	56	353	11, 40
11	88	12,04	4,23	380	56	1,06	65	309	11, 40
12	88	12,00	4,84	386	56	1,05	59	348	11, 40
13	89	12,81	4,99	383	55	1,14	61	303	11, 20
14	89	12,81	4,35	388	55	1,14	66	283	11, 20
15	89	12,81	4,40	384	55	1,14	65	285	11, 20
16	88	12,15	4,62	390	55	1,06	62	326	11, 40
17	88	12,24	4,86	387	55	1,07	60	331	11, 40
18	88	12,16	4,02	389	56	1,07	67	304	11, 40

Continuação da TABELA 4.1.2.

Data (1985)	$Q_{af\ell}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	$DQO_{af\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$DQO_{ef\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$Q_{g\acute{a}s}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($kgDQO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4 \cdot kgDQO^{-1}$) removida	R_{H_1} (d)
Nov. 19	89	12,06	4,49	391	56	1,07	62	330	11,20
20	98	12,04	4,51	407	55	1,17	62	308	10,20
21	100	12,01	4,64	420	55	1,20	61	315	10,00
22	100	12,00	6,18	370	50	1,20	48	321	10,00
25	85	11,90	4,81	300	50	1,01	59	252	11,76
26	100	11,90	4,00	345	51	1,19	66	224	10,00
27	102	11,90	4,86	400	50	1,20	59	282	9,80
28	102	11,90	4,44	409	51	1,20	62	280	9,80
29	102	11,80	3,87	403	51	1,20	67	255	9,80
30	102	11,80	4,25	400	51	1,20	64	265	9,80
Dez. 6	67	15,06	5,85			1,00	61		14,90
7	67	15,00	5,89	300	55	1,00	60	275	14,90
8	68	15,00	5,24	340	55	1,02	65	282	14,70

Continuação da TABELA 4.1.2.

Data (1985)	$O_{af\ell}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	$DOO_{af\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$DOO_{ef\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$O_{g\acute{a}s}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	F_{CH_4} (%)	Carga ($kgDOO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4 \cdot kgDOO^{-1}$) removida	R_h (d)
Dez. 9	67	15,02	5,62	350	55	1,00	62	310	14,90
10	70	15,00	5,57	360	56	1,05	63	304	14,30
11	70	14,90	5,25	400	56	1,04	64	336	14,30
12	75	14,90	5,05	399	56	1,11	66	304	13,40
13	75	14,90	5,11	400	56	1,11	65	310	13,40
14	77	14,90	5,00	402	56	1,14	66	299	12,90
15	80	14,13	4,97	404	56	1,13	64	312	12,50
16	80	14,76	4,95	406	56	1,18	66	291	12,50
17	85	14,87	4,85	408	57	1,26	67	275	11,76
18	90	14,88	4,80	420	58	1,34	67	271	11,10
19	90	14,65	4,92	440	58	1,32	66	293	11,10
20	100	15,00	5,20	500	58	1,50	65	297	10,00
21	100	14,10	5,00	508	58	1,41	64	326	10,00

Continuação da TABELA 4.1.2.

Data (1985)	$Q_{\text{af}} \text{ (l.d}^{-1}\text{)}$	$\text{DQO}_{\text{af}} \text{ (g.l}^{-1}\text{)}$	$\text{DQO}_{\text{ef}} \text{ (g.l}^{-1}\text{)}$	$Q_{\text{gás}} \text{ (l.d}^{-1}\text{)}$	$P_{\text{CH}_4} \text{ (\%)}$	Carga $\text{(kgDQO.m}^{-3}\text{.d}^{-1}\text{)}$	Remoção (\%)	Produtividade $\text{(lCH}_4\text{.kgDQO}^{-1}\text{)} \text{ removida}$	$R_n \text{ (d)}$
Dez. 22	100	14,2	5,2	502	58	1,42	63	327	10,00
23	100	15,0	5,2	509	59	1,50	65	308	10,00
24	140	15,0	5,6	642	58	2,10	62	286	7,10
25	140	15,0	5,2	609	59	2,10	65	263	7,10
26	130	15,0	5,6	625	58	1,96	62	298	7,70
27	130	15,0	5,7	612	58	1,96	62	292	7,70
28	145	14,2	5,2	685	58	2,05	63	307	6,90
29	145	14,1	5,6	642	58	2,04	60	304	6,90
30	145	14,0	5,6	615	58	2,03	60	293	6,90
31	145	14,0	5,4	630	58	2,03	61	295	6,90
Jan. 4	70	30,8	7,3		58	2,15	76		14,30
5	70	30,6	7,7	672	58	2,14	75	243	14,30
6	70	30,1	7,9	681	58	2,10	73	257	14,30

Continuação da TABELA 4.1.2.

Data (1985)	$Q_{af\ell}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	$DQO_{af\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$DQO_{ef\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$Q_{g\grave{a}s}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($kgDQO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4 \cdot kgDQO^{-1}$) ferrovida	R_h (d)
Jan. 7	70	31,1	8,6	661	59	2,17	72	249	14,30
8	70	31,9	8,3	657	59	2,23	73	238	14,30
9	75	28,7	9,9	689	59	2,15	65	290	13,40
10	70	30,3	9,9	712	59	2,12	67	294	14,30
11	69	30,0	9,8	753	60	2,07	67	309	14,50
12	70	29,8	9,8	720	60	2,08	67	317	14,30
13	70	29,6	9,9	716	60	2,07	66	314	14,30
14	70	29,6	9,9	890	60	2,07	66	390	14,30
15	68	27,4	8,8	800	60	1,86	68	379	14,70
16	68	27,7	8,8	754	60	1,88	68	357	14,70
17	68	27,4	8,5	702	59	1,86	69	322	14,70
18	70	26,2	8,8	700	60	1,83	66	347	14,30
19	70	26,2	8,8	707	59	1,83	66	345	14,30

Continuação da TABELA 4.1.2.

Data (1985)	$Q_{af\ell}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	$DOO_{af\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$DOO_{ef\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$Q_{g\acute{a}s}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($kgDOO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4 \cdot kgDOO^{-1}$) removida	R_h (d)
Jan. 20	70	26,6	9,2	712	60	1,86	65	353	14,30
21	70	26,8	9,8	697	60	1,87	63	355	14,30
22	70	26,3	10,1	615	60	1,84	61	328	14,30
23	70	25,4	7,9	610	60	1,78	69	298	14,30
24	70	25,7	7,2	682	60	1,79	72	317	14,30
25	75	25,0	7,8	685	60	1,87	69	318	13,40
26	80	25,8	7,5	851	60	2,06	70	354	12,50
27	120	20,9	8,2	892	60	2,50	60	356	8,40
28	120	20,7	8,2	793	60	2,48	60	319	8,40
29	150	20,7	8,2	783	60	3,10	60	252	6,70
30	155	20,5	8,2	881	60	3,17	60	278	6,40
31	155	20,3	8,0	800	60	3,14	60	255	6,40
Fev. 1				600	40				

Continuação da TABELA 4.1.2.

Data (1985)	Q_{afll} (l.d^{-1})	DQO_{afll} (g.l^{-1})	DQO_{efll} (g.l^{-1})	$Q_{\text{gás}}$ (l.d^{-1})	P_{CH_4} (%)	Carga ($\text{kgDQO.m}^3.\text{d}^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\text{lCH}_4.\text{kgDQO}^{-1}$) removida	R_h (d)
Fev. 8	100	12,10	6,20	310	50	1,20	49	263	10,00
9	100	12,10	6,10	290	53	1,20	49	261	10,00
10	98	12,00	6,20	480	48	1,17	48	410	10,20
11	98	11,90	5,10	400	62	1,16	57	375	10,20
12	114	12,00	5,60	400	58	1,36	53	322	8,80
14	98	11,90	4,90	312	58	1,16	59	264	10,20
15	98	11,00	5,00	301	60	1,07	54	312	10,20
16	120	10,98	4,20	440	63	1,31	62	341	8,40
18	180	10,20	4,20	380	70	1,84	59	245	5,55
19	180	10,20	4,10	315	76	1,84	60	217	5,55
20	200	9,20	4,88	300	78	1,84	47	270	5,00
21	200	9,20	3,90	369	76	1,84	57	267	5,00
22	200	9,15	5,66	370	56	1,83	38	297	5,00

Continuação da TABELA 4.1.2.

Data (1985)	$Q_{af\ell}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	$DOO_{af\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$DOO_{ef\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$Q_{g\grave{a}s}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($kgDOO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4 \cdot kgDOO^{-1}$) removida	R_h (d)
Fev. 23	250	9,00	3,76	388	71	2,25	58	211	4,00
24	250	9,10	5,15	398	73	2,27	43	297	4,00
25	270	8,90	3,76	558	76	2,40	57	310	3,70
26	280	9,70	5,35	820	53	2,71	45	356	3,57
27	360	9,20	3,93	904	76	3,31	57	364	2,80
28	360	9,20	4,13	910	76	3,31	55	379	2,80
Mar. 1	115	22,40	2,64	924	74	2,57	88	302	8,70
2	130	21,70	2,64	900	76	2,82	88	275	7,70
3	200	19,81	2,81	1500	72	3,96	86	317	5,00
4	200	20,76	2,99	1530	72	4,15	86	308	5,00
5	180	20,10	3,29	1400	72	3,61	84	332	5,55
6	260	22,67	4,03	1785	74	5,89	82	273	3,84
7	260	24,22	5,76	1770	61	6,29	76	225	3,84
8	180	21,64	3,27	1200	75	3,89	85	272	5,55

TABELA 4.1.3 - Dados relativos à digestão de material orgânico e produção do metano na terceira fase de operação do digester anaeróbico de fluxo ascendente: alimentação com vinhoto novo; temperatura de operação controlada (33^o a 37^oC).

Data	Q _{afl} (l.d ⁻¹)	DQO _{afl} (g.l ⁻¹)	DQO _{efl} (g.l ⁻¹)	Q _{gás} (l.d ⁻¹)	P _{CH₄} (%)	Carga (kgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	Remoção (%)	Produtividade (lCH ₄ .kgDQO ⁻¹) removida	R _h (d)
Mar. 13	180	24,73	5,57	1650	58	4,45	77	279	5,55
14	180	23,46	5,38	2005	57	4,22	77	352	5,55
15	120	23,25	3,60			2,79	84		8,40
16	180	24,80	3,34	1358	63	4,46	86	223	5,55
17	190	24,81	3,33	1513	69	4,71	86	257	5,26
18	170	22,96	3,70	1480	70	3,90	84	316	5,88
19	170	20,00	3,07	1650	62	3,41	85	353	5,88
20	170	23,84	4,71	1892	65	4,05	80	379	5,88
21	230	24,61	4,42	2120	65	5,66	82	297	4,30
22	230	24,81	2,81	2353	73	5,70	88	342	4,30
23	240	23,68	2,82	2310	64	5,68	88	296	4,16

Continuação da TABELA 4.1.3.

Data (1985)	Q_{afl} ($\text{l} \cdot \text{d}^{-1}$)	DQO_{afl} ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	DQO_{efl} ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	$Q_{\text{gás}}$ ($\text{l} \cdot \text{d}^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\text{lCH}_4 \cdot \text{kgDQO}^{-1}$) removida	R_h (d)
Mar. 24	290	23,30	2,25	2390	69	6,75	90	271	3,44
25	300	24,06	2,81	2671	65	7,22	88	273	3,33
26	350	21,76	3,05	3365	70	7,61	86	360	2,85
27	280	22,51	2,91	2310	70	6,30	87	295	3,57
28	310	24,42	3,62	3280	77	7,57	85	392	3,20
29	405	24,04	3,38	4198	72	9,73	86	361	2,50
30	385	21,04	3,12	3755	75	8,10	85	409	2,60
31	450	21,48	3,11	3889	70	9,66	85	331	2,20
Abr. 1	420	21,09	3,12	3172	69	8,86	85	290	2,38
2	440	21,48	3,12	3678	67	9,45	85	306	2,27
3	416	19,20	2,80	3377	67	7,98	85	333	2,40
4	460	20,80	2,80	3484	72	9,56	86	305	2,17
5	480	18,00	2,20	3914	72	8,64	88	370	2,00

Continuação da TABELA 4.1.3.

Data (1985)	$O_{af\ell}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	$DOO_{af\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$DOO_{ef\ell}$ ($g \cdot \ell^{-1}$)	$O_{g\acute{a}s}$ ($\ell \cdot d^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($kgDOO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell CH_4, kgDOO^{-1}$) renovida	R_h (d)
Abr. 6	480	18,40	2,80	2875	72	8,83	85	275	2,00
11	240	35,12	3,57	3694	65	8,43	90	316	4,16
12	440	31,53	3,07	5696	65	13,87	90	296	2,27
13	410	31,15	4,23	5575	65	12,77	86	330	2,43
14	410	31,25	7,81	5218	58	12,80	75	315	2,43
15	430	29,77	8,00	5203	59	12,80	73	328	2,32
16	390	31,00	7,81	5353	63	12,09	75	372	2,56
17	380	30,37	8,51	5138	60	11,84	72	371	2,63
18	380	31,85	8,14	5293	60	12,10	74	355	2,63
19	380	31,85	6,85	5185	63	12,10	78	346	2,63
20	380	27,03	3,70	4307	64	10,27	86	312	2,63
21	330	28,83	3,20	4307	62	9,52	89	315	3,0
22	220	28,83	3,28	3728	60	6,34	88	400	4,5

Continuação da TABELA 4.1.3.

Data (1985)	Q_{afl} ($\ell \cdot \text{d}^{-1}$)	DQO_{afl} ($\text{g} \cdot \ell^{-1}$)	DQO_{efl} ($\text{g} \cdot \ell^{-1}$)	$Q_{\text{gás}}$ ($\ell \cdot \text{d}^{-1}$)	P_{CH_4} (%)	Carga ($\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	Remoção (%)	Produtividade ($\ell \text{CH}_4 \cdot \text{kgDQO}^{-1}$) removida	R_h (d)
Abr. 23	300	26,64	4,01	3752	66	7,99	85	364	3,3
24	565	27,00	3,60	4932	67	15,25	87	249	3,5
25	566	26,30	3,37	5900	67	14,88	87	305	1,7
26	550	26,98	3,15	6040	65	14,84	88	300	1,8
27	611	28,17	3,96	6070	65	17,20	86	266	1,64
28	600	26,78	4,36	6460	67	16,07	84	320	1,66
29	680	21,72	3,49	6898	70	14,76	84	389	1,47
30	630	23,25	3,50	6520	65	14,65	85	340	1,58

TABELA 4.2.1 - Valores do pH e dos fatores que o influenciam, durante a primeira fase de operação do digestor: alimentação com vinhoto velho e temperatura ambiente (26 a 27°C).

Data	pH _{afℓ}	pH _{efℓ}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)		(mgHAc.ℓ ⁻¹)
				(Alc _t) _{efℓ}	(Alc. HCO ₃ ⁻) _{efℓ}	(Ac.Vol) _{efℓ}
Set. 5	7,1	7,0	6,9	2400	1692	1000
6	7,3	6,9	6,8	1950	1029	1300
7	7,2	6,8	6,7			
8	7,3	6,7	6,6	1920	645	1800
9	7,1	6,6	6,5			
10	7,1	6,6	6,4	2340	428	2700
11	7,2	6,7	6,6			
12	7,3	6,8	6,7	2320	833	2100
13	7,3	6,8	6,9			
14	7,3	6,8	6,9	2350	1217	1600
15	7,2	6,9	6,8			
16	7,2	6,9	6,8	2360	1510	1200

Continuação da TABELA 4.2.1.

Data	pH _{infl}	pH _{eff}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)		(mgHAc.ℓ ⁻¹)
				(Alc _t) _{eff}	(Alc.HCO ₃ ⁻) _{eff}	(Ac.Vol) _{eff}
Set. 17	7,3	6,8	6,8			800
18	7,2	6,9	6,8	2600	2033	
19	7,3	6,8	6,8			2100
20	7,2	6,7	6,7	3020	1533	
21	7,2	6,6	6,8			1500
22	7,2	6,6	6,6	3020	1958	
23	7,3	6,6	6,5			2200
24	7,3	6,6	6,4	2890	3132	
25	7,2	6,6	6,4			2000
26	7,3	6,6	6,4	2970	1854	
27	7,2	6,6	6,5			1700
28	7,2	6,6	6,6	2210	1006	

Continuação da TABELA 4.2.1.

Data	pH _{afℓ}	pH _{efℓ}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)		(mgHAc.ℓ ⁻¹)
				(Alc _T) _{efℓ}	(Alc. HCO ₃ ⁻) _{efℓ}	(Ac.Vol) _{efℓ}
Set. 29	7,2	6,6	6,6			
30	7,2	6,6	6,6	2640	1436	1700
Out. 1	7,2	6,6	6,7			
2	7,3	6,7	6,7	2260	985	1800
3	7,3	6,7	6,7			
4	7,4	6,7	6,7	2170	1603	800
5	7,4	6,8	6,6			
6	7,3	6,9	6,7	2160	1239	1300
7	7,4	7,0	6,8			
8	7,3	6,9	6,9	2460	1327	1600
9	7,3	7,9	7,9			
10	7,3	7,0	6,9	2410	1206	1700
11	7,2	7,0	6,9			

Continuação da TABELA 4.2.1.

Data	pH _{afℓ}	pH _{efℓ}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)		(mgHAc.ℓ ⁻¹)
				(Alc _t) _{efℓ}	(Alc. HCO ₃ ⁻) _{efℓ}	(Ac.Vol) _{efℓ}
Out. 12	7,2	6,9	6,9	2620	1558	1500
13	7,2	6,9	6,8			
14	7,3	6,8	6,0	2550	1913	900
15	7,2	6,8	6,8			
16	7,2	6,8	6,8	2080	876	1700
17	7,2	6,8	6,7			
18	7,2	6,8	6,8	1810	960	1200
19	7,0	6,9	6,8			
20	7,2	6,9	6,8	2680	1405	1800
21	7,2	6,9	6,7			
22	7,2	7,0	6,8	2310	1177	1600
23	7,2	6,9	6,8			
24	7,2	6,9	6,8	2110	1331	1100
25	7,2	6,9	6,8			

TABELA 4.2.2 - Valores do pH e dos fatores que o influenciam, durante a segunda fase de operação: alimentação com vinhoto novo e temperatura ambiente (26 a 27°C).

Data (1984)	pH _{afl}	pH _{eff}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .l ⁻¹)						(mg IAc.l ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácido Voláteis		
				Afl	Eff	3	Afl	Eff	3	Afl	Eff	3
Out. 26	6,2	6,9	6,7		2250			1671			1100	
27	4,9	7,0	6,8									
28	5,0	7,0	6,8		2470			1974			700	
29	5,1	7,0	6,8									
30	4,9	7,1	6,9		2630			2063			800	
31	4,8	7,0	6,9									
Nov. 1	4,8	7,0	6,9		2600			2104			700	
2	4,9	7,1	6,9									
3	4,9	7,0	6,9		2850			2354			700	
4	4,9	7,0	6,9									
5	4,8	7,0	6,9		2830			2476			500	
6	4,9	7,1	6,9									
7	4,9	7,1	6,9		2490			2136			500	

Continuação da TABELA 4.2.2.

Data (1984)	pH _{afé}	pH _{efé}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAC.ℓ ⁻¹)			
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácido Voláteis			
				Afé	Efé	3	Afé	Efé	3	Afé	Efé	3	
Nov. 8	5,0	7,1	6,9										
9	5,0	7,1	6,9		2670			2457				300	
10	5,0	7,2	6,9										
11	4,9	7,1	6,9		2990			2565				600	
12	4,9	7,1	6,0										
13	4,9	7,1	6,9		3040			2757				400	
14	4,9	7,1	6,8										
15	5,0	7,0	6,9		3140			2786				500	
16	5,0	7,1	6,9										
17	4,9	7,0	6,8		2870			2516				500	
18	4,9	7,0	6,9										
19	5,0	7,1	6,9		2960			2570				550	
20	5,0	7,1	6,9										
21	4,8	7,1	7,0		3070			2786				400	

Continuação da TABELA 4.2.2.

Data (1984)	pH _{afℓ}	pH _{efℓ}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAC.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3
Nov. 22	4,8	7,2	7,0									
23	4,8	7,2	7,0		3260			2693			800	
24	4,9	7,2	7,0									
25	4,9	7,1	6,9		3180			2896			400	
26	5,0	7,2	7,0									
27	4,9	7,2	7,0		2990			2636			500	
28	4,9	7,2	7,0									
29	5,0	7,1	6,9		3120			2553			800	
30	4,8	7,1	6,9									
Dez. 1	5,0	7,1	6,9		3320			2753			800	
2	4,8	7,1	6,9									
3	5,0	7,1	6,9		3160			2664			700	
4	5,0	7,1	7,0									

Continuação da TABELA 4.2.2.

Data (1984)	pH _{afl}	pH _{efl}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAC.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afl	Efl	3	Afl	Efl	3	Afl	Efl	3
Dez. 5	5,0	7,3	7,0		3270			2703			800	
6	4,9	7,1	7,0									
7	4,9	7,1	6,9		3440			2873			800	
8	4,9	7,1	6,9									
9	4,9	7,2	7,0		3270			2703			800	
10	4,9	7,1	7,0									
11	4,9	7,1	7,0		3270			2703			800	
12	4,9	7,1	6,9									
13	4,9	7,1	6,9		3120			2766			500	
14	4,9	7,2	7,0									
15	4,9	7,1	7,0		2450			2883			800	
16	4,8	7,1	7,0									

Continuação da TABELA 4.2.2.

Data (1984)	pH _{afℓ}	pH _{efℓ}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAc.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3
Dez. 17	4,8	7,2	7,0		3280			2713			800	
18	4,8	7,3	7,0									
19	4,8	7,1	6,9		3330			2763			800	
20	5,2	7,3	7,0									
21	5,2	7,2	7,2		3432			2956			672	
22	5,1	7,3	7,1									
23	5,2	7,1	7,0		3644			3397			348	
24	5,1	7,2	7,1									
25	5,2	7,1	6,9		3872			3484			548	
26	5,2	7,0	6,9									
27	5,2	7,1	6,9		3586			3392			274	

Continuação da TABELA 4.2.2

Data (1984)	pH _{afℓ}	pH _{efℓ}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAc.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3
Dez. 28	5,2	7,0	6,9									
29	5,0	7,1	7,0		3712			3381				467
30	4,9	7,1	7,0									
31	5,0	7,1	7,0		3528			3159				521
(1985)												
Jan. 1	5,0	7,1	6,0									
2	4,9	7,0	6,9		3977			3450				744
3	4,9	7,2	7,0		3683			3105				816
4	4,9	7,1	6,8									
5	4,9	6,9	6,9		3712			3381				467
6	4,9	6,9	6,7									
7	4,9	6,9	6,7		2983			2374				860

Continuação da TABELA 4.2.2.

Data (1985)	pH _{afl}	pH _{efl}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAc.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afl	Efl	3	Afl	Efl	3	Afl	Efl	3
Jan. 8	5,0	7,0	6,7		2915			2286			888	
9	4,9	7,0	6,7									
10	4,9	6,8	6,6		2737			1265			2078	
11	5,0	6,8	6,6									
12	4,9	6,9	6,7		3025			1203			1443	
13	4,6	6,9	6,7									
14	4,6	6,9	6,7		2851			2163			972	
15	4,6	7,0	6,7									
16	4,5	7,0	6,8		3514			2485			1452	
17	4,6	7,0	6,8									
18	4,6	6,9	6,8		3006			2399			857	
19	4,6	6,9	6,8									

Continuação da TABELA 4.2.2.

Data (1985)	pH _{afℓ}	pH _{efℓ}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAc.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3
Jan. 20	4,6	7,0	6,8		2916			1442			2081	
21	4,6	7,0	6,8									
22	4,6	7,0	6,7		2584			743			2600	
23	4,6	7,0	6,8									
24	4,6	6,9	6,7		3787			2223			2209	
25	4,6	6,9	6,7									
26	4,5	6,9	6,6		2698			1102			2254	
27	4,5	6,9	6,7		3208			1884			1870	
28	4,5	6,9	6,7									
29	4,5	6,9	6,7		3039			2087			1344	
30	4,5	6,9	6,7									
31	4,5	6,9	6,7		2966			1550			2000	

Continuação da TABELA 4.2.2.

Data (1985)	pH _{afl}	pH _{eff}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAc.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afl	Eff	3	Afl	Eff	3	Afl	Eff	3
Fev. 8	4,1	7,0	6,7	3774	4429	5017	0	2991	3216	6563	2030	2544
9	6,8	6,9	6,7	4700	4204	5176	718	2943	4095	5623	1781	1526
10	6,9	7,0	7,2	4317	4543	5198	2101	3444	3775	3129	1552	2009
11	6,2	7,0	6,6	5107	4904	5085	694	2777	3266	6233	3004	2569
12	5,7	7,0	6,7	5800	4330	5118	1314	2736	3628	6335	2264	2104
13	5,8	7,0	6,8	4700	4204	5176	718	2943	4095	5623	1781	1526
14	5,8	7,0	6,8	5107	4904	5085	694	2777	3266	6233	3004	2569
15	6,2	7,2	6,9	6004	5175	5627	618	3968	4294	7606	1704	1882
16	4,0	7,1	6,8	2020	5695	6124	0	4506	4642	5266	1679	2093
17	7,5	6,9	6,9	4317	4543	5198	2101	3444	3775	3129	1552	2009
18	7,4	6,9	6,7	1649	3864	4311	965	3342	3645	966	737	941

Continuação da TABELA 4.2.2.

Data (1985)	pH _{afl}	pH _{efl}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAc.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afl	Efl	3	Afl	Efl	3	Afl	Efl	3
Fev. 19	6,5	6,9	6,7	497	2599	3263	0	1717	2525	1272	1246	1043
20	7,3	7,0	7,0	1127	3255	3472	313	2128	2484	1150	1591	1395
21	7,2	7,1	6,9	1302	2907	3211	158	1572	2223	1615	1885	1395
22	4,0	7,3	7,2	1432	2732	2343	0	2006	1546	2594	1025	1125
23	6,7	7,4	7,2	2300	2387	2777	1381	1434	1997	1297	1346	1101
24	6,5	7,1	7,6	2473	1605	3124	965	964	2211	2129	905	1289
25	4,0	7,3	7,3	1356	2907	1258	0	2387	756	1934	734	709
26	6,5	7,4	7,2	3385	3085	3428	1968	2495	2596	2001	832	1175
27	7,2	7,3	7,3	3038	3341	3862	2258	2786	3186	1101	783	954
28	6,5	7,6	7,5	2907	3515	3735	1624	2819	3355	1811	982	583
Mar. 1	4,0	7,8	7,6	1041	3819	4036	0	3411	3530	2419	576	714

Continuação da TABELA 4.2.2.

Data (1985)	pH _{afl}	pH _{efl}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .l ⁻¹)						(mg HAc.l ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afl	Efl	3	Afl	Efl	3	Afl	Efl	3
Marc. 2	6,6	7,5	7,4	3819	2775	4600	1444	3393	4210	3353	538	550
3	6,1	7,5	7,3	3298	3992	4166	1200	3489	3663	2962	709	710
4	6,1	7,7	7,2	3385	4123	4079	1635	3724	3682	2472	563	560
5	6,5	7,5	7,3	4435	4121	4412	2026	3618	3916	3402	709	700
6	7,0	7,6	7,6	5152	4233	4704	2327	3696	4115	3990	758	832
7	4,1	7,7	7,1	3001	5152	4032	0	4620	3479	4724	750	780
8	4,3	7,7	7,4	3628	4502	4390	0	3959	3832	5263	766	788
9	6,0	8,0	7,7		4457	4569		4093	4212		514	503

TABELA 4.2.3 - Valores do pH e dos fatores que o influenciam, durante a terceira fase de operação do digestor: alimentação com vinhoto novo e temperatura de operação controlada (33° a 37°C).

Data (1985)	pH _{afl}	pH _{efl}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAc.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc.	Bicarbonato		Ácidos Voláteis		
				Afl	Efl	3	Afl	Efl	3	Afl	Efl	3
Mar. 13	4,0	7,4	7,3	963	4368	4234	0	3813	3715	3427	783	732
14	4,0	7,5	7,4	761	3718	3763	0	3337	3277	2668	538	685
15	4,0	7,2	7,2	649	2979	3337	0	2442	2713	1884	758	881
16	4,0	7,3	7,3	979	2652	2896	0	2340	2584	2276	440	440
17	4,0	7,2	7,3		2611	3182	0	2264	2842	4039	489	480
18	4,0	7,2	7,2	1142	2860	2611	0	2513	2267	1640	489	485
19	4,0	7,3	7,2	1305	2692	2733	0	2362	2369	3182	465	514
20	4,0	7,5	7,2	1632	2815	2856	0	2567	2392	2620	349	655
21	4,0	7,5	7,3	816	2815	2937	0	2552	2628	3385	371	436
22	6,7	7,6	7,3	5100	3060	4243	3152	2704	3820	2751	502	597
23	5,0	7,6	7,4	2856	3264	3508	1139	2939	3044	2424	458	655

Continuação da TABELA 4.2.3.

Data (1985)	pH _{afℓ}	pH _{efℓ}	pH ₃	(mg CaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAc.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3
Mar. 24	7,0	7,6	7,6	6120	3345	3753	2904	3036	3351	4542	436	567
25	6,7	7,4	7,4	4610	3549	3876	1811	3132	3417	3953	589	648
26	5,4	7,4	7,3	3182	3508	3631	1976	3075	3058	1703	611	808
27	4,8	7,4	7,3	1999	3468	3631	221	3004	3012	2511	655	873
28	4,9	7,4	7,2	3631	3345	3712	275	3097	3232	4739	349	677
29	5,2	7,5	7,3	3672	3345	4120	85	3066	3826	5066	393	414
30	4,4	7,6	7,2	1101	3549	4814	761	3301	4566	480	349	350
31	4,9	7,5	7,3	2428	4089	4217	77	3857	3737	3319	327	677
Abr. 1	4,0	7,6	7,4	2598	3876	3961	0	3520	3604	3690	502	504
2	5,0	7,5	7,5	2683	3663	3621	47	3450	3219	3722	300	567
3	6,0	7,3	7,2	4345	3578	3493	2777	3359	3190	2779	308	427
4	5,9	7,6	7,4	3621	3450	3408	340	3265	3121	4633	262	404
5	5,0	7,5	7,5	3408	3493	3493	615	3275	3308	3944	308	261

Continuação da TABELA 4.2.3.

Data (1985)	pH _{afℓ}	pH _{efℓ}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAc.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3	Afℓ	Efℓ	3
Abr. 6	5,0	7,5	7,	3408	3450	4217	615	3197	3969	3944	356	350
7	5,0	7,5	7,4	2769	3621	4002	666	3469	3824	2970	214	250
11	4,0	7,5	7,2	1278	3578	3493	0	3393	3275	3007	261	308
12	4,0	7,5	7,2	1278	3365	3152	0	3163	2899	3017	285	356
13	4,0	7,6	7,4	1065	3195	3621	0	2875	3302	4015	451	450
14	4,0	7,2	6,9	1500	3408	3280	0	3138	3003	3000	380	390
15	4,0	7,3	6,9	1700	3365	3109	640	2995	2684	1496	522	600
16	4,0	7,3	7,3	1022	3408	3400	0	2752	2727	4039	926	950
17	4,0	7,3	7,6	1704	3365	3493	0	2574	2584	4039	1116	1283
18	4,0	7,1	7,0	681	3450	3408	0	2808	2802	2376	906	855
21	4,0	7,3	7,2	1300	3450	3500	0	2945	3075	4185	712	600
22	4,0	7,4	7,3	0	3237	3700	0	2985	3402	4181	356	420
23	4,0	7,4	7,3	0	3322	3500	0	3086	3252	3207	332	350

Continuação da TABELA 4.2.3.

Data (1985)	pH _{afl}	pH _{efl}	pH ₃	(mgCaCO ₃ .ℓ ⁻¹)						(mg HAc.ℓ ⁻¹)		
				Alc. Total			Alc. Bicarbonato			Ácidos Voláteis		
				Afl	Efl	3	Afl	Efl	3	Afl	Efl	3
Abr. 24	5,6	7,6	7,6	3237	3493	3700	1369	3342	3530	2637	213	240
25	4,5	7,5	7,3	2343	3493	3800	0	3330	3608	3388	230	270
26	4,0	7,6	7,3	3276	3528	3750	0	3283	3466	4746	345	400
27	4,4	7,6	7,5	1800	3492	3700	0	3166	3360	4700	460	480
28	4,4	7,4	7,0	1260	3384	3400	0	2813	2833	5368	806	800
29	4,4	7,5	7,5	720	3168	3300	0	2711	2839	3686	645	650
30	4,0	7,0	7,0	792	2880	3200	0	2455	2704	3755	599	700

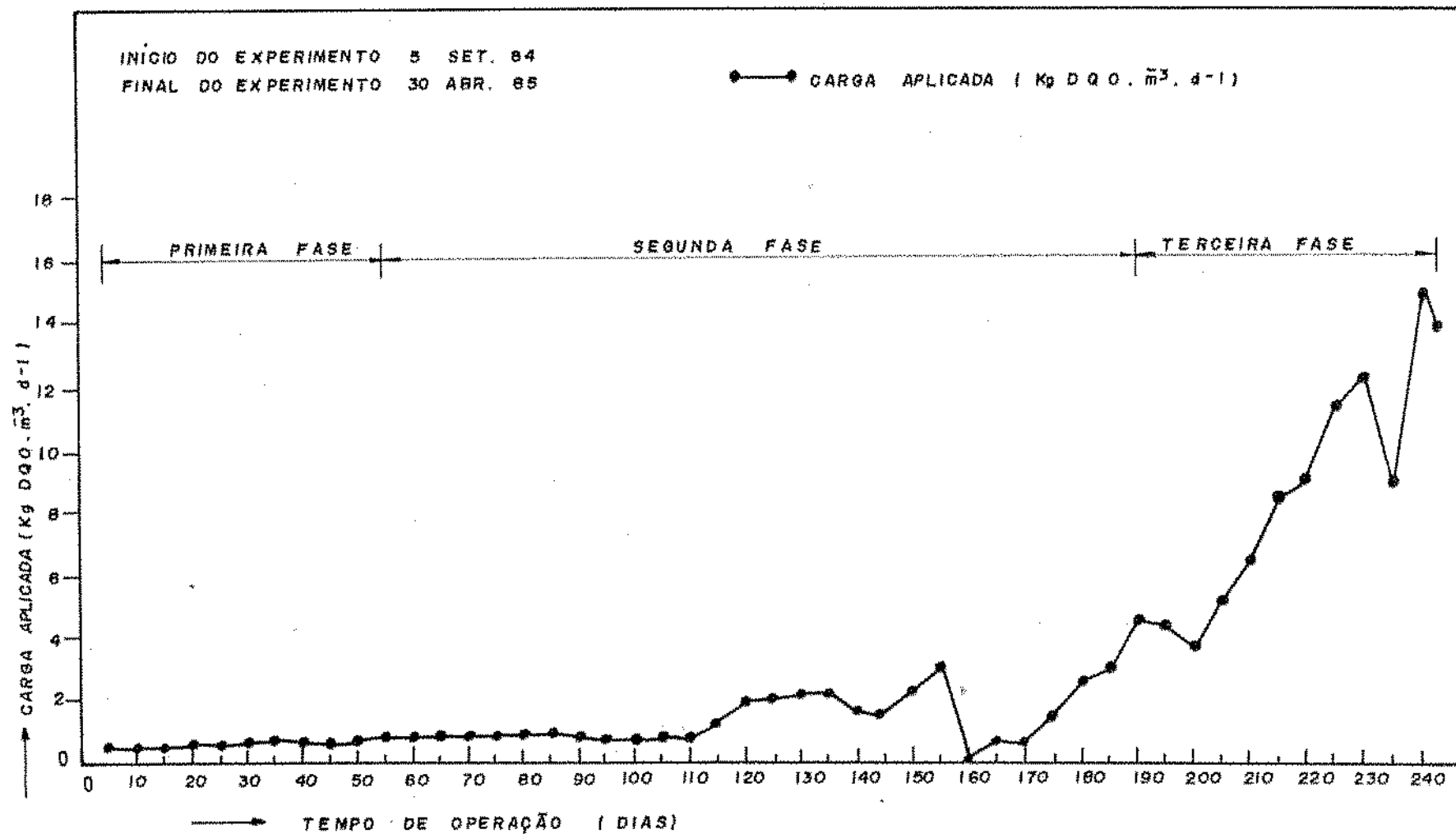


FIG. 4.1 CARGA APLICADA (Kg DQO. \bar{m}^3 . d⁻¹) DURANTE AS TRÊS FASES DO EXPERIMENTO EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO (d).

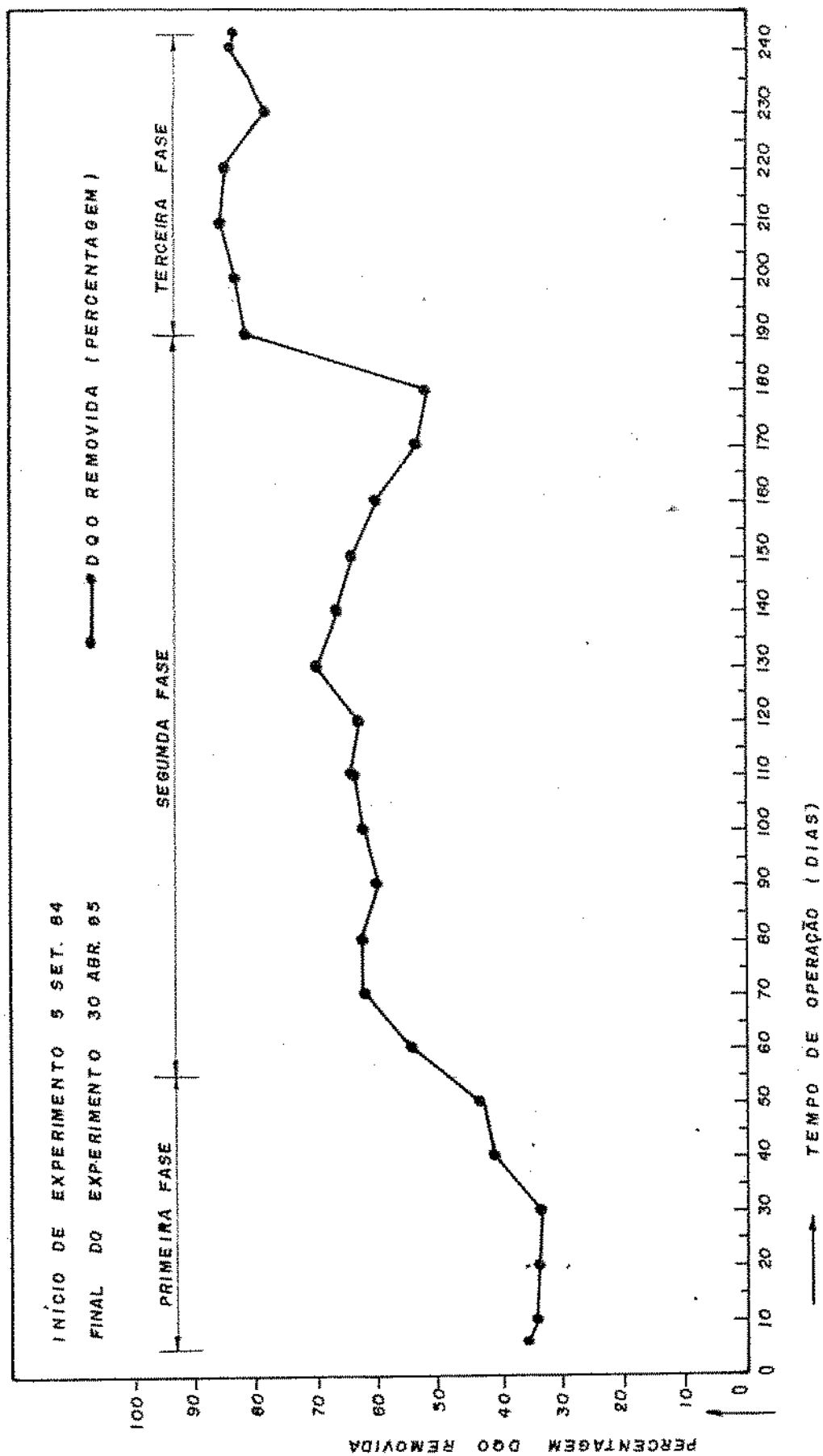


FIG. 4.2 EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DO MATERIAL ORGÂNICO DO VINHOTO EM FUNÇÃO DO TEMPO DE OPERAÇÃO

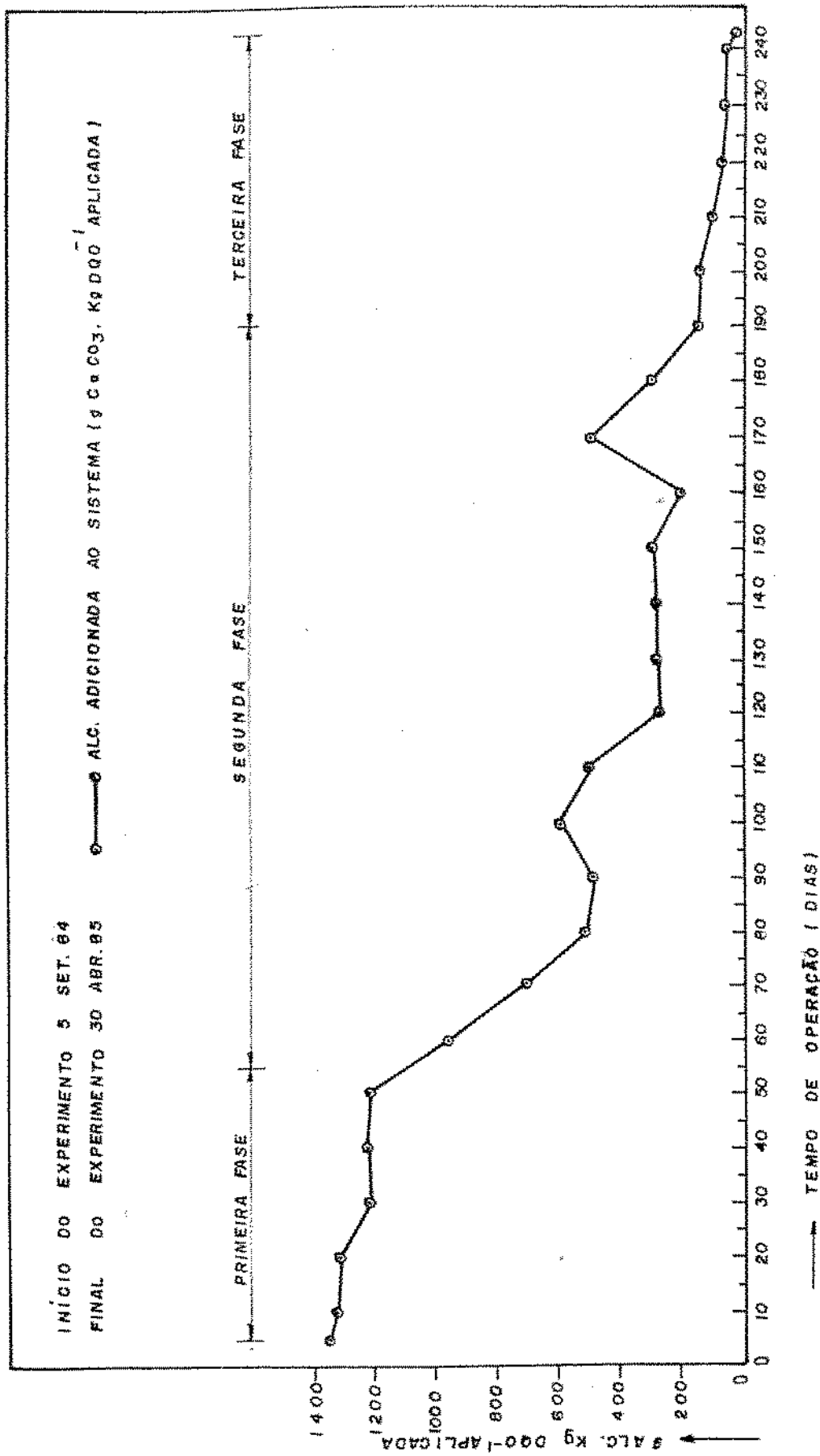


FIG. 4.3 ALCALINIDADE ADICIONADA (g CaCO₃. Kg DQO⁻¹) POR Kg DQO APLICADO EM FUNÇÃO DO TEMPO

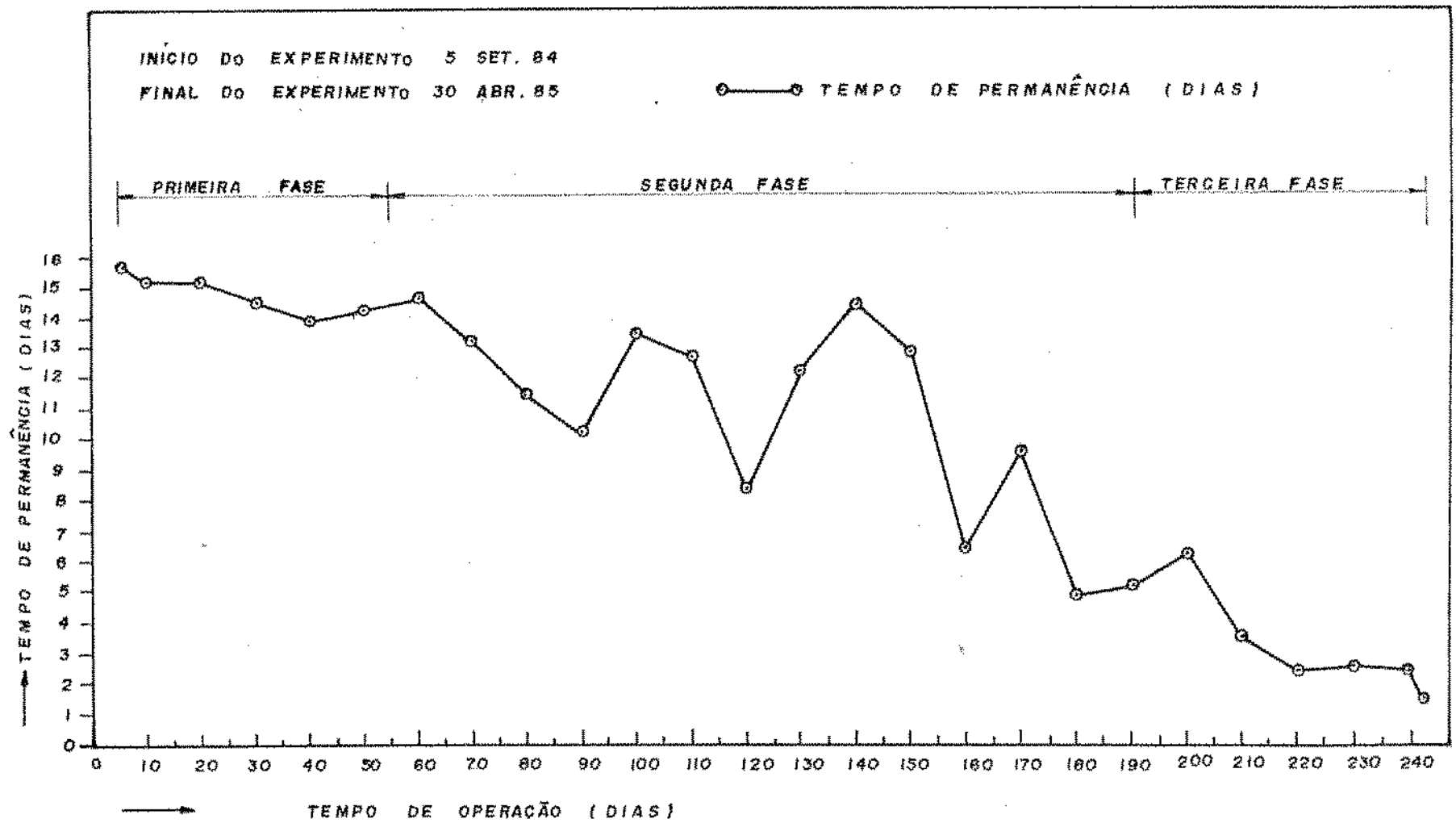


FIG. 4.4 TEMPO DE PERMANÊNCIA DO VINHOTO DURANTE TODO EXPERIMENTO

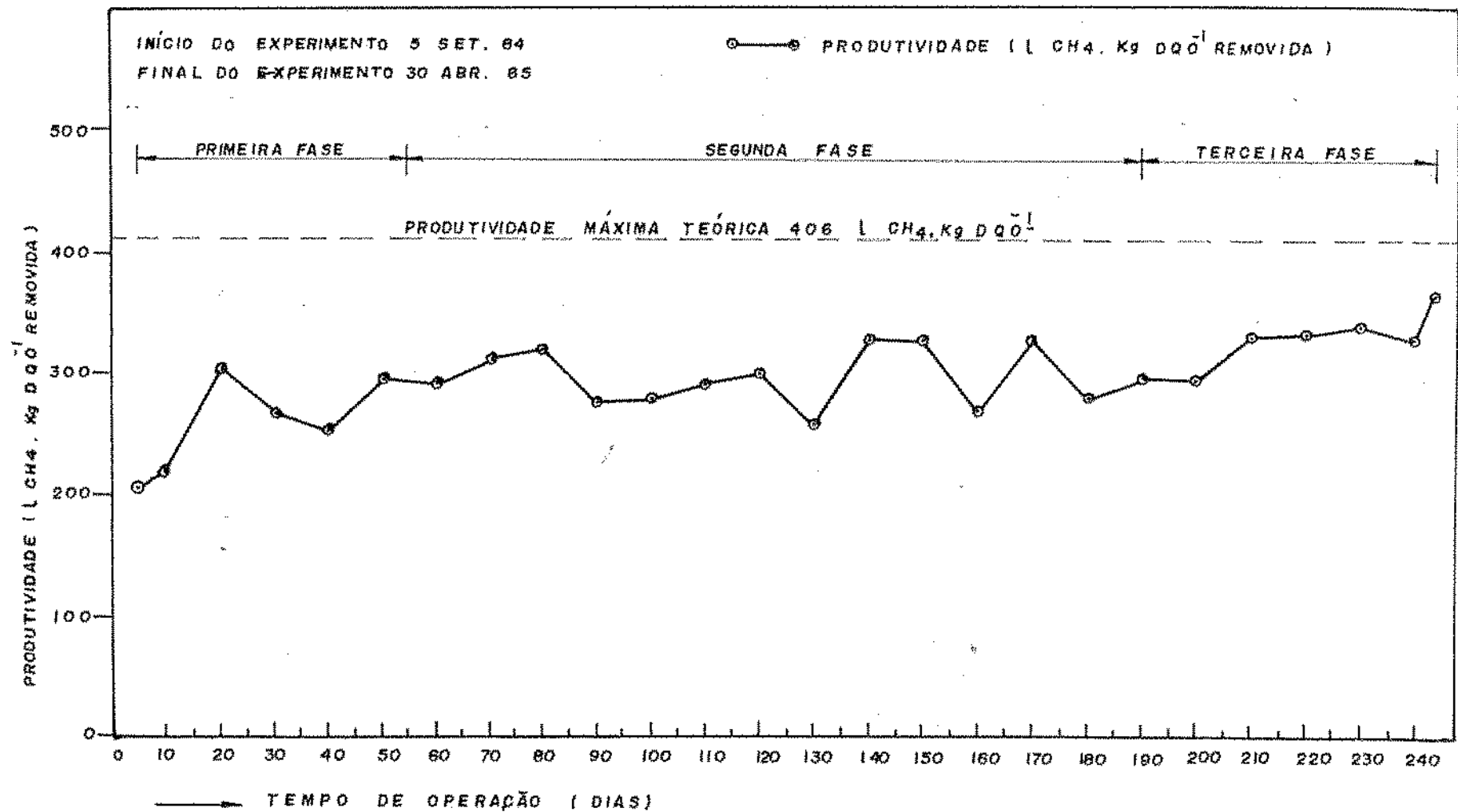


FIG. 4.5 PRODUTIVIDADE DE METANO POR UNIDADE DE MASSA DE DQO REMOVIDA EM FUNÇÃO DO TEMPO

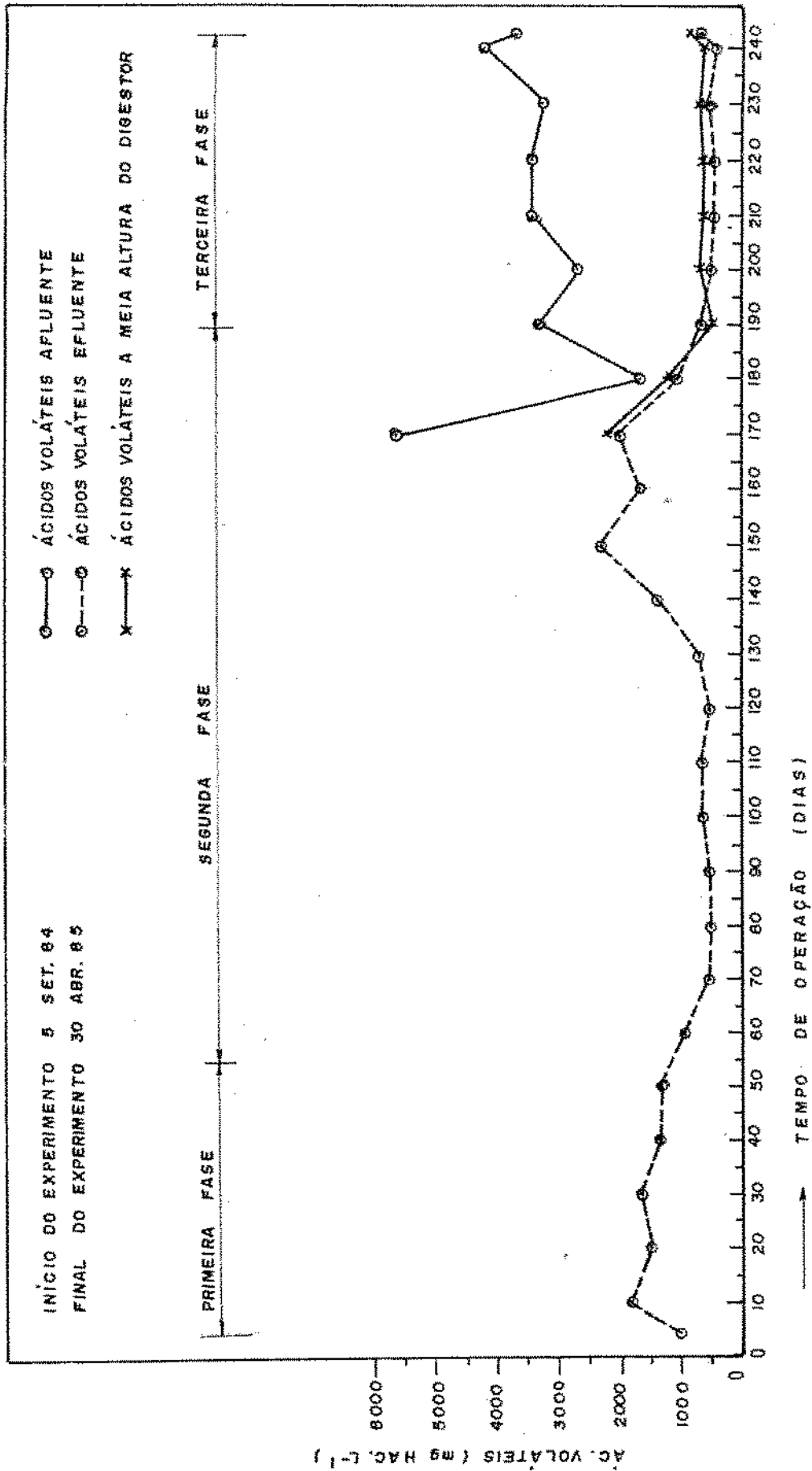


FIG. 4.6 ÁCIDOS VOLÁTEIS (AFLUENTE, EFLUENTE E A MEIA ALTURA DO DIGESTOR) DURANTE O EXPERIMENTO

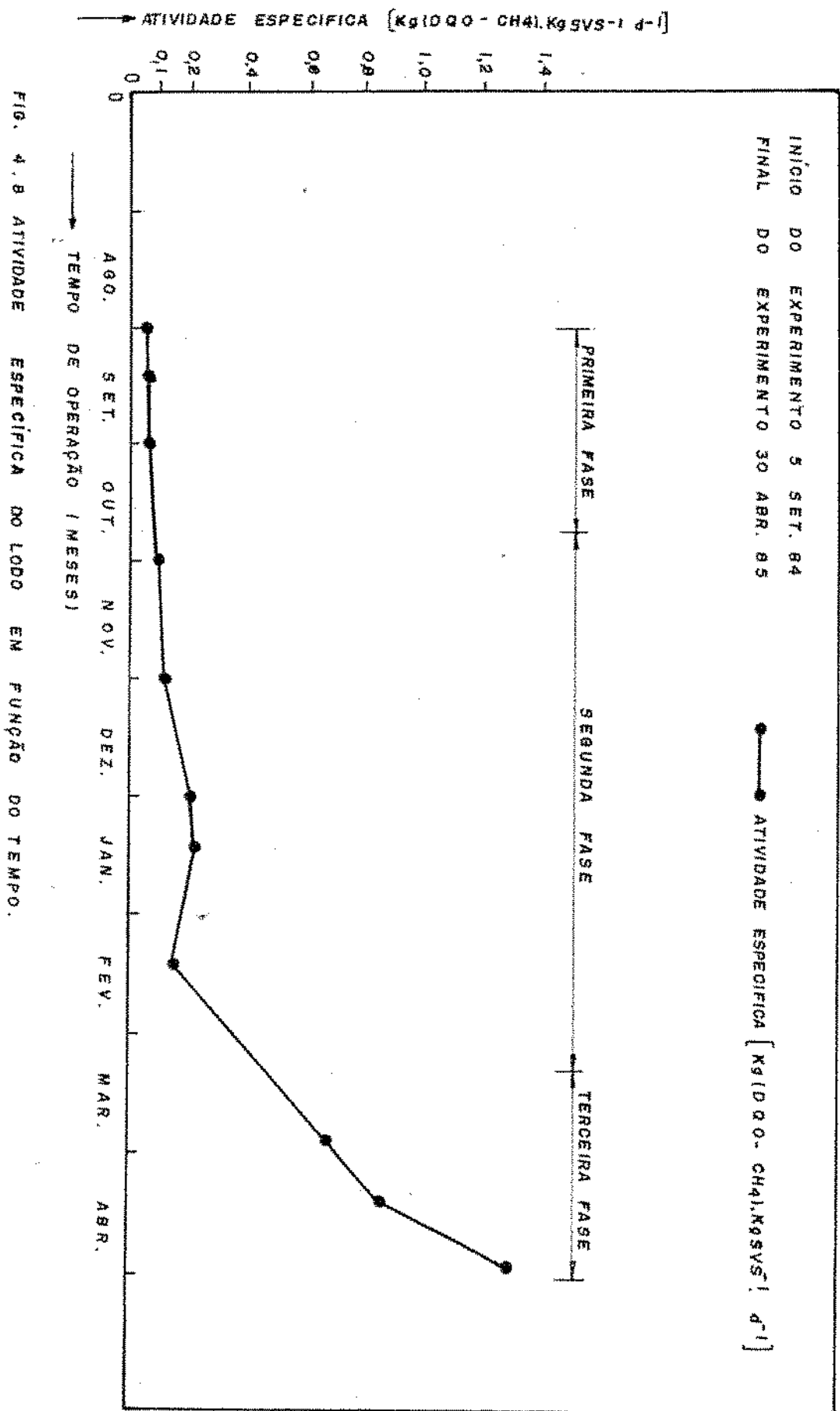


FIG. 4.8 ATIVIDADE ESPECÍFICA DO LODO EM FUNÇÃO DO TEMPO.

TABELA 4.3 - Composição e atividade específica do lodo no digestor.

Data (1984/85)	Sólidos Totais (g. l ⁻¹)				Sólidos Voláteis (g. l ⁻¹)				Massa total (g)	Sólidos Voláteis (g)	Sólido Vol. (%)	Atividade Específica kgDQO-CH ₄ .kgSVS ⁻¹ .d ⁻¹
	1	2	3	4	1	2	3	4				
Ago. 30	-	-	-	-	-	-	-	-	3600	2160	60	-
Set. 15	49,50	4,64	3,45	2,29	19,80	2,18	1,50	1,10	5661	2366	41	0,066
Out. 01	47,50	10,20	2,24	1,58	24,60	4,82	1,07	0,83	5733	2895	50	0,069
Out. 30	53,60	18,60	2,59	1,14	23,80	8,10	1,23	0,85	7187	3258	45	0,160
Nov. 30	52,30	37,30	14,40	0,50	20,40	15,40	7,17	0,23	11925	5121	43	0,150
Dez. 30	55,40	39,80	20,00	1,72	24,70	17,00	11,20	0,26	14014	6597	47	0,184
Jan. 15	56,20	39,90	22,10	1,60	25,00	16,50	11,90	0,71	14557	6815	46	0,185
Fev. 11	67,20	58,80	21,80	2,22	25,70	23,10	10,20	0,50	17678	7201	40	0,092
Mar. 25	80,10	65,30	28,10	1,99	34,50	34,00	11,50	0,61	20880	9490	45	0,670
Abr. 15	90,80	90,50	30,10	2,52	42,10	40,20	13,00	1,50	25236	11335	45	0,835
Abr. 27	90,05	90,52	31,15	3,14	49,44	40,16	12,10	1,10	25548	11612	45	1,270

Observação: Os números 1, 2, 3 e 4 representam os pontos de amostragem localizados a 10, 25 , 55,80 centímetros acima do fundo do digestor, respectivamente.

CAPÍTULO V

INTERPRETAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

5.1 - CONSIDERAÇÕES

Para analisar os dados experimentais obtidos no presente trabalho, como também, para interpretar e discutir os resultados, é conveniente seguir a divisão do período de operação do digestor nas três fases sequenciais.

5.1.1 - Primeira Fase de Operação

Na Figura 4.1, mostra-se o comportamento da carga orgânica aplicada ao sistema durante toda experiência. Observa-se que na fase inicial, o sistema recebia uma carga que variava de 0,45 a 0,6kg DQO. $\cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$. Durante essa fase o desempenho do digestor era muito fraco, tanto em termos qualitativos como quantitativos: mesmo com essa baixa carga específica aplicada a eficiência de remoção do material orgânico (digestão) era baixa, inferior aos 50 por cento (vide Figura 4.2). Correspondentemente, a produção de biogás também era baixa, não excedendo os 200 $\ell \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$. A demanda de alcalinidade durante essa fase era muito alta: na faixa de 1,25kg de alcalinidade (como $CaCO_3$) por kg de DQO aplicada

da (Vide Figura 4.3).

Vários fatores podem ser apontados para explicar o fraco desempenho durante essa primeira fase. Primeiro por que se dispunha de pouco lodo (3,6kg sólidos totais) com atividade específica baixa ($0,068\text{kg DQO} - \text{CH}_4.\text{kgSVS}^{-1}.\text{d}^{-1}$) (Vide Tabela 4.3). Em segundo lugar porque o digestor foi alimentado com vinhoto velho, possivelmente inadequado para digestão. Ainda durante a primeira fase, era evidente a formação de apreciáveis quantidades de sulfetos, provavelmente devido a uma alta concentração de sulfatos no vinhoto, originada da adição de ácido sulfúrico durante a fermentação do mosto.

5.1.2 - Segunda Fase de Operação

Na segunda fase de operação, usando-se o vinhoto fresco houve um aumento significativo da carga específica aplicada, bem como da eficiência de digestão. No final dessa fase foi possível aplicar carga média de $4\text{ kgDQO}.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, observando-se uma eficiência de remoção superior a 80 por cento (Vide Figura 4.1 e 4.2). Observou-se no final da segunda fase uma repentina e severa inibição da digestão, virtualmente cessando a produção de biogás que se situava numa média de $1325\text{l}.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. Atribuiu-se essa inibição a uma queda anormal da temperatura que se registrou naquela época em Campina Grande. A temperatura caiu em poucos dias de uma média de 29°C , típica para a época do ano, para 22°C , resultando numa diminuição da temperatura no digestor de 26°C para 22°C do dia 9 para o dia 10 de março. A fim de evitar pro

blemas operacionais futuros, decidiu-se então, controlar artificialmente a temperatura ambiental e do próprio vinhoto antes da alimentação do digestor. O controle da temperatura do processo de digestão marcou o início da terceira fase de operação.

5.1.3 - Terceira Fase de Operação

Durante a terceira fase observou-se um acelerado aumento da taxa de digestão. Num período relativamente curto, de aproximadamente seis (6) semanas, a carga aplicada pôde ser aumentada de 4 para 15,65 kgDQO.m⁻³.d⁻¹ (Figura 4.1) , mantendo-se uma eficiência de em torno de oitenta e cinco (85) por cento (Figura 4.2) e reduzindo-se a adição da alcalinidade para um valor muito baixo: aproximadamente 40 g CaCO₃ por kgDQO aplicada (Figura 4.3). Durante toda a operação do sistema, procurou-se aumentar a carga orgânica no digestor apenas quando o mesmo apresentava estabilidade operacional. Os indicadores de um processo estável eram baixa concentração de ácidos voláteis; alta eficiência de remoção de DQO; alta percentagem de metano no biogás e alcalinidade suficiente para tamponar o sistema.

A Figura 4.4 mostra o tempo de permanência do líquido (vinhoto) no digestor, durante todas as fases do experimento. Vê-se que no início da experiência o tempo de permanência era de quase dezesseis dias, decrescendo, esse valor , com o tempo. As oscilações apresentadas durante a segunda fase do experimento deveram-se às variações sucessivas de DQO afluente nas diferentes bateladas de vinhoto trazidas

da LAISA. Observa-se que no final da terceira fase de operação do digestor o tempo de permanência era de 1,5 dias, significando que a carga hidráulica diária era 655 litros ou aproximadamente 2/3 do volume do digestor.

A Figura 4.5 indica a produtividade de metano por unidade de massa digerida (removida). Observa-se que a produção de metano é menor que a produção teórica. A produtividade de metano por unidade de DQO removida foi em média, $314 \text{ l CH}_4 \cdot \text{kgDQO}^{-1}$ removida (enquanto o valor teórico era de $406 \text{ l CH}_4 \cdot \text{kgDQO}^{-1}$ removida), representando 78 por cento do valor teórico. Acredita-se que essa diferença deve-se às perdas de gás observadas na superfície do digestor (gás não medido).

A Figura 4.6, apresenta a concentração dos ácidos voláteis afluente, efluente e a meia altura do digestor (ponto 3). Observa-se que durante toda a primeira fase de operação do sistema de digestão a concentração de ácidos voláteis efluentes permaneceu muito alta (valor médio de $1700 \text{ mg HAC} \cdot \text{l}^{-1}$), indicando uma eficiência baixa de digestão neste período. Vê-se na figura que, durante a segunda fase de operação a concentração de ácidos voláteis efluente geralmente permaneceu abaixo dos $1000 \text{ mg HAC} \cdot \text{l}^{-1}$. Observa-se ainda que, durante a última fase da operação do sistema a concentração de ácidos voláteis manteve-se um valor inferior a $500 \text{ mg HAC} \cdot \text{l}^{-1}$, indicando uma alta eficiência da fermentação metanogênica.

Analisando a Figura 4.7, observa-se que a alcalinidade a bicarbonato do efluente exibiu consideráveis flutuações durante as duas fases iniciais, mas que na fase final

de operação variou pouco, estabelecendo-se num valor em torno de $3000 \text{ mg CaCO}_3.\text{L}^{-1}$. Este alto valor foi mantido durante toda a terceira fase de operação, apesar da alcalinidade a bicarbonato afluente ter apresentado valores muito baixo. O aumento da alcalinidade a bicarbonato no digestor é atribuído à fermentação metanogênica dos ácidos voláteis afluente, um processo que consome acidez ou, equivalentemente, produz alcalinidade. A eficiência do processo de metanogênese pode ser avaliada na Figura 4.6, onde se vê uma forte diminuição da concentração de ácidos voláteis do afluente para o efluente, na terceira fase de operação.

Quantitativamente, tem-se que na terceira fase de operação, a concentração de ácidos voláteis diminuía de um valor em torno de 4000 no afluente para 500 $\text{mg HAC}.\text{L}^{-1}$ efluente (Figura 4.6), enquanto que a alcalinidade de bicarbonato aumentava de 500 no afluente para $3000 \text{ mg CaCO}_3.\text{L}^{-1}$ no efluente. Nota-se que o aumento observado da alcalinidade de bicarbonato no digestor ($3000 - 500 = 2500 \text{ mg CaCO}_3.\text{L}^{-1}$), corresponde ao aumento teórico que se calcula a partir da diminuição da concentração de ácidos voláteis de $4000 - 500 = 3500 \text{ mg HAC}.\text{L}^{-1}$. Tendo-se em vista que, estequiometricamente, 1 mg HAC é igual a 0,708 mg CaCO_3 , o aumento teórico da alcalinidade a bicarbonato seria de $3500 \times 0,708 = 2478 \text{ mg CaCO}_3$.

Na Tabela 4.3, apresenta-se o desenvolvimento da concentração e da composição do lodo e de sua atividade específica, durante todo o período de operação do sistema. Observa-se que a massa inicial do lodo era de 3.600 g (sólidos

totais), com uma fração de sólidos voláteis de 60 por cento e atividade específica de $0,068 \text{ kgDQO} - \text{CH}_4 \cdot \text{kgSVS}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$. No decorrer da operação do sistema, a massa de lodo e sua atividade específica aumentaram gradativamente, obtendo-se ao final da operação do sistema 25548 g de sólidos totais com uma fração de sólidos voláteis de 45 por cento, o lodo apresentava grânulos de diâmetro médio de 1mm e a atividade específica atingia $1,27 \text{ kg de DQO transformada (kgDQO} - \text{CH}_4)$ por quilo de sólidos voláteis solúveis por dia (Vide Figura 4.8).

CAPÍTULO VI

CONCLUSÕES

1 - O vinhoto liberado na produção de álcool a partir de cana-de-açúcar contém uma fração considerável da energia química, originalmente presente no caldo de cana. O material orgânico do vinhoto é predominantemente biodegradável e o seu lançamento direto ou indireto nas águas superficiais causará grandes problemas ecológicos.

2 - Os resultados experimentais obtidos no presente trabalho demonstram claramente a viabilidade técnica da digestão anaeróbia de vinhoto em um digestor de fluxo ascendente. Neste processo em torno de 85 por cento da energia química contida no vinhoto pode ser removida da fase líquida e convertida em biogás.

3 - A partida de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente, operado sob condições descritas neste trabalho, é um processo demorado, levando 240 dias para se ter uma carga orgânica afluenta média de $15,65 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, com uma eficiência de remoção de matéria orgânica de 85 por cento em termos de DQO e uma produção de $6,7 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ de biogás com um teor de metano de 70 por cento.

4 - Observou-se uma diminuição da concentração de ácidos voláteis e um aumento da alcalinidade de bicarbonato no

digestor. A relação observada entre a diferença de concentração de ácidos voláteis no afluente e no efluente e a diferença entre a alcalinidade de bicarbonato no afluente e no efluente, apresenta uma boa correspondência com a relação teórica calculada.

SUGESTÕES

1 - Estabelecer a carga orgânica máxima de vinhoto aplicada por metro cúbico de digestor anaeróbio de fluxo ascendente.

2 - Investigar a estabilidade operacional de um digestor de fluxo ascendente, alimentado com vinhoto em função da quantidade e qualidade de álcalis adicionado.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ANDREWS, J. F. A dynamic Model of the Anaerobic Digestion Process. Proc. 23rd Ind. Waste Conf. Purdue Univ., 1968. 285 p.
- CAPRI, M. G. and MARAIS, G. V. R. Anaerobic Filter Treatment of Winne Distillery Waste. University of Cape Town, South Africa, 1974.
- CETESB. Métodos Analíticos para o Acompanhamento da Biodigestão, CETESB, São Paulo, 1981, 11 p.
- COULTER, J. B., SONEDA, S., ETTINGER, M. B. Anaerobic Contact Process for Sewage Disposal. Sewage and Industrial Wastes, 1957, 29 (4) pp. 468 - 770.
- COOPER, P. F. and ATKINSON, B. Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater. Water Research Centre, Ellis Horwood Limited, Manchester, 1980, 411 p.
- FREITAS, M. T. B. L. R. de. Transformação de Lodo Sanitário Digerido em Lodo Granulado de Alta Atividade. Univ. Fed. da Paraíba, Dissertação de Mestrado, 1985.
- HAANDEL, A. C. Van. Apostila do Curso de Digestão Anaeróbia,

Univ. Fed. da Paraíba, 1984.

JERIS, J. S. and McCARTY, P. L. The Biochemistry of Methane Fermentation Using C^{14} Tracers Proc. 17th Purdue Industrial Waste Conference Purdue Univ., 1962, pp.181 - 197.

LAWRENCE, A. W. and McCARTY, P. L. The Role of Sulfide in Preventing Heavy Metal Toxicity in Anaerobic Treatment. J. Water Pollut. Control Fed. 1965, 37 (3) pp. 292 - 406.

LETTINGA, G. Feasibility of Anaerobic Digestion for the Purification of Industrial Waste Water. In Proceedings 4th European Sewage and Refuse Symposium, EAS, Munich, 1978, pp. 226 - 257.

LETTINGA, G., VELSEN, A. F. M. van, HOBMA, S. W., ZEEUW, W. de and KLAPWIJK, A. Use of the Upflow Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment, Biotechnology and Bioengineering, Vol. XXII, 1980, pp. 699 - 734.

LETTINGA, G., HULSOFF POL, L. W., KOSTER, I. W. WIEGANT, W. M., ZEEUW, W. J. DE, RINZEMA, A., GRIN, P.C., ROERSMA, R. E. and HOBMA, S. W. High-Rate Anaerobic Waste-Water Treatment Using the UASB Reactor under a Wide Range of Temperature Conditions, Biotechnology and Genetic Engineering Reviews - Vol. 2, 1984, pp. 253 - 284.

MOSEY, F. E., New Developments in the Anaerobic Treatment of Industrial Wastes., Wat. Pollut. Control 1982, pp.540 - 552.

MCCARTY, P.L. The Methane Fermentations. In: Principles and applications in Aquatic Microbiology. Ed. H. Neukelekian and Dondero, 1964, pp. 314 - 343.

MCCARTY, P.L. and KUGELMAN. Anerobic Waste Treatment Fundamentals- Part Three: Toxic Materials and Their Control, Proc. 19th Ind. Waste Conf., Prudue Univ. 1965, p. 667.

PRAKASAN, K., CARVALHO FILHO, J. V. R. de e NETO, A. P. Tecnologia do Biogás, Laboratório de Biomassa, Univ. Fed. da Paraíba, Areia, 1984.

RUSSO, C. Digestão Aneróbia de Vinhoto em Filtro Anaeróbio. Encontro Nacional sobre Digestão Anaeróbia em Grande Escala com Aproveitamento do Gás Metano, Curitiba, 1985.

RANDS, M. B. and COOPER, D. E. Development and Operation of a Low Cost Anaerobic Plant for Meat Waste. 21st Industrial Waste Conference Purdue Univ., 1966, p. 613.

SOUZA, M. E. Tratabilidade do Efluente da Biodigestão de Vinhoto. Primeiro Relatório de Pesquisa, D. P. S. P., CETESB., 1983.

Standard Methods for the Examination of Waste and Wastewater

14th Ed. Amer. Public Health Assoc., Amer. Water Works Assoc., Water Poll. Control Fed., Washington, D.C., 1975.

YOUNG, J. C. and McCARTY, P. L. The Anaerobic Filter for Waste Treatment. J. Water Pollut. Control Fed., Washington 41 (3): 160, 1969.

ZEEUW, W. J. de. Acclimatization of Anaerobic Sludge for UASB - REACTOR Start up. Landbouwhogeschool te Wageningen, Neth., Tese de Ph.D., 1984.