

DIGESTÃO ANAERÓBIA DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DA
PRODUÇÃO DE CELULOSE

MARIA SELMA REZENDE DE SOUZA DIAS

DIGESTÃO ANAERÓBIA DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DA
PRODUÇÃO DE CELULOSE

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

ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL - Ph.D

Orientador

PAULA FRASSINETTI CAVALCANTI CATUNDA - M.Sc

Co-orientador

CAMPINA GRANDE

MAIO - 1986



D541d

Dias, Maria Selma Rezende de Souza.

Digestão anaeróbia de águas residuárias da produção de celulose / Maria Selma Rezende de Souza Dias. - Campina Grande, 1986.

106 f.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal da Paraíba, Centro de Ciências e Tecnologia.

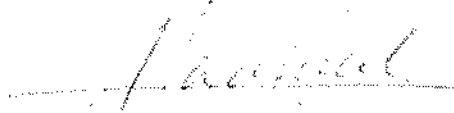
1. Digestão Anaeróbia - Águas Residuárias. 2. Produção de Celulose. 3. Dissertação - Engenharia Civil. I. Haandel, Adrianus Cornelius Van. II. Catunda, Paula Frassinetti Cavalcanti. III. Universidade Federal da Paraíba - Campina Grande (PB). IV. Título

CDU 628.336.5.098.4(043)

DIGESTÃO ANAERÓBIA DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DA
PRODUÇÃO DE CELULOSE

MARIA SELMA REZENDE DE SOUZA DIAS


DISSERTAÇÃO APROVADA EM 19/05/86



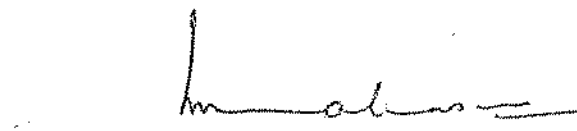
ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL - Ph.D
Orientador



PAULA FRASSINETTI CAVALCANTI CATUNDA - M.Sc
Co-Orientador



JOSÉ VITALIANO CARVALHO ROCHA FILHO - Ph.D
Componente da Banca



KUZHIPARAMBIL PRAKASAN - Ph.D
Componente da Banca

CAMPINA GRANDE

MAIO - 1986

À minha família pelo apoio e incentivo, apesar da distância.

AGRADECIMENTOS

À CONPEL - Companhia Nordestina de Papel, nas pessoas de seus diretores Dr. ARNALDO DARDIS e Dr. ETORRE OMEEZALI pela oportunidade da realização deste trabalho.

Ao Professor ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL e à Professora PAULA FRASSINETTI CAVALCANTI CATUNDA, pelo incentivo e a atenção dispensada.

A todos que direta ou indiretamente contribuíram para a realização e elaboração deste trabalho.

R E S U M O

Na produção de celulose liberam-se grandes quantidades de águas residuárias (lixívia ou licor negro), constituindo um grande foco de poluição não somente pelo alto teor de material orgânico mas, também, pela alta concentração de soda cáustica que é utilizada no processo de fabricação da celulose.

O presente trabalho, demonstra a viabilidade técnica do tratamento desse resíduo através da digestão anaeróbia. Para tanto, realizou-se uma investigação experimental em escala semi-industrial, operando-se um digestor anaeróbio de fluxo ascendente, alimentado com lixívia ou licor negro. A carga orgânica máxima atingida foi de $20 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, obtendo-se uma eficiência de remoção de 42 por cento em termos de DQO e de 72 por cento em termos de DBO. Observou-se ainda uma estabilidade do pH na faixa neutra, dentro do digestor, devido a absorção de dióxido de carbono.

A B S T R A C T

In the production of cellulose, large quantities of waste water (black liquor) are liberated, that constitute a great source of pollution, not only because of its high concentration of organic matter but also due to high concentration of caustic soda used in fabrication process of cellulose.

The present work demonstrates that treatment of residue by anaerobic digestion is technically feasible. To show this an experimental investigation at semi-industrial scale was carried out, in which an upflow anaerobic digester was fed with black liquor. The maximum organic load was $20 \text{ kg COD.m}^{-3}.\text{day}^{-1}$. A treatment efficiency of 42 per cent in terms of COD and 72 per cent in terms of BOD was obtained. It was stable and remained near neutral in the digester, due to absorption of carbon dioxide.

ÍNDICE

	Pág.
DEDICATÓRIA	iii
AGRADECIMENTOS	iv
RESUMO	v
ABSTRACT	vi
LISTA DE FIGURAS	xi
LISTA DE TABELAS	xii
CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO	01
CAPÍTULO II - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	03
2.1 - INTRODUÇÃO	03
2.2 - TRATAMENTO CONVENCIONAL	05
2.3 - TRATAMENTO ALTERNATIVO	05
2.3.1 - Escolha do Tipo de Tratamento	06
2.4 - CINÉTICA DA DIGESTÃO ANAERÓBIA	07
2.4.1 - Hidrólise	08
2.4.2 - Fermentação Ácida	08
2.4.3 - Fermentação Metanogênica	08
2.5 - FATORES QUE INFLUENCIAM A DIGESTÃO ANAERÓBIA ...	09
2.5.1 - Temperatura	09

2.5.2 - Valor e Estabilidade do pH	10
2.5.3 - Alcalinidade Total	11
2.5.4 - Ácidos Voláteis	11
2.5.5 - Alcalinidade Bicarbonato	12
2.5.6 - Toxicidade	13
2.5.7 - Macro-Nutrientes	14
2.5.8 - Demanda Química de Oxigênio - DQO	15
2.5.9 - Demanda Bioquímica de Oxigênio DBO	15
2.5.10 - Sólidos	16
2.6 - TIPOS DE DIGESTORES ANAERÓBIOS	16
2.6.1 - Processo de Contato	17
2.6.2 - Filtros Anaeróbios	17
2.6.3 - Fluxo Ascendente com Manta de Lodo	18
CAPÍTULO III - MATERIAIS E MÉTODOS	23
3.1 - DESCRIÇÃO DO SISTEMA	23
3.1.1 - Tanque de Equalização	23
3.1.2 - Unidade de Carbonatação	24
3.1.3 - Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente...	25
3.1.4 - Bomba para Alimentação da Unidade de Car- bonatação com Lixívia	26
3.1.5 - Bomba para Alimentação do Digestor Anaeró- bio com Lixívia Carbonatada	27
3.1.6 - Unidade Dosadora	27
3.1.7 - Estrutura de Lavagem e Filtro de Biogás..	28
3.1.8 - Medidor de Gás	28

3.1.9 - Unidade de Combustão de Gás	28
3.1.10 - Tanque de Descarga	29
3.2 - PROCEDIMENTO OPERACIONAL	29
3.2.1 - Fase "A"	30
3.2.2 - Fase "B"	31
3.3 - PROCEDIMENTO ANALÍTICO	32
3.3.1 - Teste de Biodegradabilidade Anaeróbia da Lixívia	33
3.3.2 - Teste de Biodegradabilidade Aeróbia da Li- xívia	34
CAPÍTULO IV - APRESENTAÇÃO E INTERPRETAÇÃO DOS RESUL- TADOS	42
4.1 - CARACTERIZAÇÃO DA LIXÍVIA BRUTA	42
4.1.1 - Teor de Material Orgânico	43
4.1.2 - Caráter Alcalino	43
4.1.3 - Temperatura	43
4.2 - OPERAÇÃO DO SISTEMA	43
4.2.1 - Fase "A"	43
4.2.2 - Fase "B"	47
CAPÍTULO V - VIABILIDADE TÉCNICA DO PROJETO EM ESCA- LA REAL	96
CAPÍTULO VI - DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA EM ESCALA IN- DUSTRIAL	98

	Pág.
6.1 - LAGOA DE EQUALIZAÇÃO DA LIXÍVIA	98
6.2 - DIGESTOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE	99
6.3 - LAGOA ANAERÓBIA	100
6.4 - PREVISÃO DO DESEMPENHO DO SISTEMA	100
CAPÍTULO VII - CONCLUSÕES	103
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	104
A N E X O S	107

LISTA DE FIGURAS

FIGURA		Pág.
2.1	- ESQUEMA DA PRODUÇÃO DE CELULOSE COM FLUXO DAS ÁGUAS	20
2.2	- ESQUEMA DE DIGESTOR NÃO CONVENCIONAL PARA PROCESSO DE CONTATO	21
2.3	- ESQUEMA DE FILTRO ANAERÓBIO	21
2.4	- ESQUEMA DO DIGESTOR DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO	22
3.1	- ESQUEMA DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE LIXÍVIA EM OPERAÇÃO	36
3.2	- ESQUEMA DO TANQUE DE EQUALIZAÇÃO	37
3.3	- UNIDADE DE CARBONATAÇÃO	38
3.4	- DIGESTOR ANAERÓBIO E CAIXA DE DESCARGA DO EFLUENTE	39
3.5	- CAIXA COM UNIDADE DOSADORA E FILTRO	40
3.6	- ESQUEMA DA ESTRUTURA DE LAVAGEM E FILTRO DO BIOGÁS	41
6.1	- ESQUEMA DO SISTEMA PROPOSTO PARA TRATAMENTO DA LIXÍVIA	102

LISTA DE TABELAS

TABELA	Pág.
3.1 - ANÁLISES REALIZADAS DIARIAMENTE	35
4.1 - CARACTERIZAÇÃO DA LIXÍVIA BRUTA	52
4.2 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DA DQO (AFLUENTE E INFLUENTE DO DIGESTOR); PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DQO; VAZAO DE ALIMENTAÇÃO E CARGA ORGÂNICA (AFLUENTE E INFLUENTE DO DIGESTOR) DURANTE A FASE A DE OPERAÇÃO	53
4.3 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DO pH DA LIXÍVIA BRUTA; DO AFLUENTE, PONTOS DE AMOSTRAGEM E INFLUENTE DO DIGESTOR DURANTE A FASE "A" DE OPERAÇÃO	55
4.4 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DA ALCALINIDADE TOTAL NO DIGESTOR EM $\text{mg} \cdot \text{CaCO}_3 \cdot \ell^{-1}$ DURANTE A FASE "A" DE OPERAÇÃO	57
4.5 - VALORES MÉDIOS DE DOIS DIAS DA ALCALINIDADE DEVIDO A BICARBONATO NO DIGESTOR EM $\text{mg} \text{CaCO}_3 \cdot \ell^{-1}$ DURANTE A FASE "A" DE OPERAÇÃO	59
4.6 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DA ALCALINIDADE DEVIDO A ÁCIDOS VOLÁTEIS DO DIGESTOR EM $\text{mg} \text{CH}_3\text{COOH} \cdot \ell^{-1}$ DURANTE A FASE "A" DE OPERAÇÃO	61

TABELA

Pág.

4.7	- VALORES MÉDIOS DE DOIS DIAS DA PRODUÇÃO TEÓRICA DE METANO EM $m^3 \cdot d^{-1}$ DURANTE A FASE "A" ..	63
4.8	- VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DOS SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS, TOTAIS, FIXOS E VOLÁTEIS DO EFLUENTE DO DIGESTOR DURANTE A FASE "A" DE OPERAÇÃO	64
4.9	- VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DA DQO (AFLUENTE E EFLUENTE DO DIGESTOR); PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DQO; VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO E CARGA ORGÂNICA (AFLUENTE E EFLUENTE DO DIGESTOR) DURANTE A FASE "B" DE OPERAÇÃO.....	70
4.10	- VALORES MÉDIOS DE 2 EM 2 DIAS DO pH DA LIXÍVIA BRUTA E DO DIGESTOR DURANTE A FASE "B" DE OPERAÇÃO	73
4.11	- VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DE ALCALINIDADE TOTAL EM $g \cdot CaCO_3 \cdot l^{-1}$ NOS DIVERSOS PONTOS NA FASE "B"	76
4.12	- VALORES MÉDIOS DE 2 EM 2 DIAS DA ALCALINIDADE DEVIDO A BICARBONATO EM $g \cdot CaCO_3 \cdot l^{-1}$ NO DIGESTOR DURANTE A FASE "B" DE OPERAÇÃO	79
4.13	- VALORES MÉDIOS DE 2 EM 2 DIAS DE ALCALINIDADE DEVIDO A ÁCIDOS VOLÁTEIS EM $g \cdot CH_3COOH \cdot l^{-1}$ NO DIGESTOR DURANTE A FASE "B" DE OPERAÇÃO	82
4.14	- VALORES MÉDIOS DE 2 EM 2 DIAS DA PRODUÇÃO TEÓRICA DE METANO DURANTE A FASE "B"	85

TABELA

Pág.

4.15 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DE SÓLIDOS SE- DIMENTÁVEIS, TOTAL, FIXOS E VOLÁTEIS DO AFLU- ENTE DO DIGESTOR DURANTE A FASE "B" DE OPERA- ÇÃO.	86
4.16 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DA TEMPERATU- RA AFLUENTE DA LIXÍVIA E A MÁXIMA E MÍNIMA DO DIGESTOR NA FASE "B" DE OPERAÇÃO	89
4.17 - VALORES DE DBO_5 E PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DU- RANTE TODO O PERÍODO DE OPERAÇÃO	95

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

Na indústria de celulose o tratamento das águas residuárias do processo de produção (lixívia ou licor negro) consiste um grave problema de poluição. O método tradicional de evaporação e queima do resíduo não é viável economicamente para empresas de pequeno e médio porte como é quase a totalidade das fábricas de celulose do Nordeste Brasileiro.

A CONPEL - Companhia Nordestina de Papel - instalada no Distrito Industrial da cidade de João Pessoa, é um produtor de celulose a partir de fibras de sisal ou agave. A empresa entrou em contato com a Área de Saneamento do Centro de Ciências e Tecnologia da Universidade Federal da Paraíba, manifestando seu interesse no desenvolvimento de um sistema de tratamento de lixívia de sua empresa.

Atualmente o emprego da digestão anaeróbia para tratamento de águas residuárias industriais vem sendo bastante difundido. Baseando-se nisto, realizou-se testes e verificou-se a biodegradabilidade da lixívia por via anaeróbia. Decidiu-se, então, implantar um sistema de tratamento anaeróbio de lixívia em escala semi-industrial no terreno da CONPEL.

Tendo em vista a ampla aplicação do digester de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo, escolheu-se este tipo de

digestor para estabelecer a possibilidade de se remover o material biodegradável da lixívia através de digestão anaeróbia.

Entretanto o alto pH e temperatura da lixívia bruta, torna-se impraticável a digestão anaeróbia direta. Por essa razão inclui-se no sistema unidades de pré-tratamento para corrigir esses parâmetros. Para a correção da temperatura construiu-se um tanque de equalização, para que ocorresse a troca de calor com a atmosfera. A redução do pH ocorreu em uma unidade de carbonatação através da absorção de dióxido de carbono, presente no biogás.

Através da operação deste sistema demonstrou-se a viabilidade técnica do tratamento da lixívia por via anaeróbia. Os dados coletados, no decorrer do período de operação vão permitir o dimensionamento de um sistema de tratamento em escala industrial.

CAPÍTULO II

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 - INTRODUÇÃO

A CONPEL - Companhia Nordestina de Papel - produz celulose não branqueada a partir das fibras do sisal ou agave, usando o processo de cozimento alcalino.

Na indústria papelreira, a fibra do sisal é utilizada para conferir maior resistência a alguns tipos de papel, como o KRAFT - que é o caso da CONPEL.

Após a colheita das folhas do sisal ou agave é feito o desfibramento, ou seja, a separação da fibra dos demais componentes - suco e bucha. Em seguida essas fibras são lavadas e levadas à secagem e ao alvejamento, sob efeito de raios solares. À secagem segue-se a batição para retirar restos de polpa aderente às fibras e dar-lhes brilho (Monteiro, 1960). Posteriormente as fibras são enfardadas e levadas - sendo no caso - à indústria de celulose.

Para que se inicie o processo de fabricação da celulose, as fibras do sisal passam por picadores, onde são reduzidas a um tamanho entre 50 a 100 mm, e, em seguida, são levadas por um sistema de esteiras transportadoras à rosca de impregnação. Nessa rosca ocorre a impregnação das fibras

de sisal com uma parte de lixívia ou licor negro recirculada da primeira lavagem da massa de celulose. As fibras já impregnadas- umedecidas - são então introduzidas no digestor de cozimento, pela parte superior, simultaneamente com o licor de cozimento (uma solução de hidróxido de sódio na concentração de 100 g. l^{-1}) e vapor. O controle de pressão de vapor mantém a temperatura de cozimento constante enquanto a quantidade de produtos químicos é variada de acordo com a produção.

Durante a fase de cozimento o ar no digestor - a CONPEL utiliza o digestor tipo PÂNDIA de cozimento contínuo e velocidade variada - é eliminado pela introdução de vapor aquecido, o qual aumenta a pressão e temperatura. Com o aumento acelerado da pressão e da temperatura, o despreendimento de gases não condensáveis diminui e a lignina dissolve-se rapidamente.

Ao término do cozimento, a lixívia e a polpa resultante - celulose - são "sopradas" pelo vapor sob pressão, ainda existente no digestor de cozimento, para o tanque de descompressão. Em seguida, a massa de celulose entra no sistema de lavagem. O sistema de lavagem é constituído por três filtros de vácuo, onde a massa é lavada em contracorrente. O vácuo, necessário à retirada do líquido da manta formada nas telas dos filtros é obtido por sucção da coluna de água. Essa massa de celulose lavada é estocada nos tanques de armazenamento de celulose, pronta para o uso na fábrica de papel.

Compõem a lixívia de soda cáustica remanescente do co

zimento, material orgânico dissolvido extraído das fibras de sisal além de sólidos carregados pela água de lavagem.

Um esquema da produção de celulose com o fluxo das águas utilizadas e da água residuária - lixívia, encontra-se na figura 2.1.

2.2 - TRATAMENTO CONVENCIONAL

O despejo da lixívia é um problema grande na indústria de celulose. Várias características tornam indesejável a sua descarga direta em águas superficiais: pH, temperatura, concentração de sólidos orgânicos suspensos e dissolvidos altos. Na prática do tratamento da lixívia aplicam-se unidades de evaporação para eliminar parte da água residuária, quitando-se o resíduo concentrado. Entretanto, essa alternativa é viável somente para grandes fábricas. O seu custo de construção e manutenção é proibitivo para fábricas de pequeno e médio porte, como são a totalidade das unidades instaladas no Nordeste brasileiro.

2.3 - TRATAMENTO ALTERNATIVO

Na busca de uma solução economicamente viável para o tratamento da lixívia, realizou-se, inicialmente, testes para avaliar a possibilidade de um tratamento biológico. Esses testes foram baseados na biodegradabilidade do material orgânico da lixívia. Para tanto, usou-se microorganismos aeróbios e anaeróbios. Esses testes são descritos no Capítulo

III - Materiais e Métodos.

Baseados nos resultados dos testes de biodegradabilidade, concluiu-se que o material biodegradável da lixívia pode ser removido biologicamente, tanto num ambiente aeróbio como anaeróbio, desde que se neutralize a soda cáustica presente, e se reduza a temperatura para valores abaixo de 40°C.

2.3.1 - Escolha do Tipo de Tratamento

O tipo de tratamento escolhido para a lixívia da CONPEL, foi o tratamento por digestão anaeróbia, já que este tipo de tratamento apresenta grandes vantagens sobre a digestão aeróbia, sendo as principais vantagens (Haandel, 1983):

- O baixo custo de construção de sistemas anaeróbios em relação a sistemas aeróbios que requerem máquinas e dispositivos especiais;
- desde que projetados adequadamente, a carga por unidade de volume aplicada em sistemas anaeróbios é muito maior que em sistemas aeróbios. Desta maneira, a sua implantação implica numa área de ocupação reduzida e num pequeno volume por unidade de tratamento;
- os sistemas anaeróbios produzem menos lodo que os sistemas aeróbios. Nos sistemas anaeróbios a produção de lodo é de 0,04 a 0,06 kg de lodo por kg de DQO tratada. Nos sistemas aeróbios há uma produção de 0,20 a 0,40 kg de lodo por kg de DQO tratada. O tratamento e a disposição final do lodo aeróbio é

- difícil e oneroso. O lodo anaeróbico deixa o sistema já estabilizado;
- os sistemas anaeróbios convertem o material orgânico em biogás, que é uma mistura de dióxido de carbono (40 por cento) e metano (60 por cento). No caso particular da água residuária da CONPEL, o dióxido de carbono liberado será utilizado na carbonatação da lixívia, para o ajustamento do pH;
 - o custo de operação de sistemas aeróbios é alto devido o consumo de oxigênio. Para suprir a demanda de oxigênio precisa-se introduzir energia na forma de aeração de aproximadamente 1,0 kWh por kg de oxigênio transferido. No caso da lixívia, para se tratar aproximadamente 34.800 kg de DQO diários, seria requerida uma quantidade de oxigênio em torno de 1.458 kg de oxigênio por hora ou seja, necessitar-se-ia implantar uma potência de aproximadamente 1.500 kW.
 - o metano gerado pelo tratamento anaeróbico pode ser usado como fonte alternativa de energia, por exemplo, nas caldeiras da própria fábrica .

2.4 - CINÉTICA DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

A digestão anaeróbia é um processo fermentativo, onde o material biodegradável das águas residuárias é transformado em produtos estabilizados, principalmente metano e dióxido de carbono. De uma forma simplificada, podemos dividir o

processo em três etapas distintas:

2.4.1 - Hidrólise

O material biodegradável das águas residuárias é transformado em substâncias complexas sob a influência de enzimas extra-celulares. Pouco se sabe sobre a cinética da hidrólise, mas o tamanho das partículas, pH e temperatura devem influenciar (Haandel, 1983).

2.4.2 - Fermentação Ácida

O material solubilizado através da hidrólise é convertido em substâncias de baixo peso molecular, compostas, na sua maioria, de ácidos voláteis (principalmente ácido acético, propiônico e butírico), além de álcoois, aldeídos, mercaptanas, dióxido de carbono, gás sulfídrico. Essa transformação é realizada por um grande grupo de bactérias (a maioria) facultativas. Os produtos finais dessa fermentação depende do material inicialmente presente e da natureza dos microorganismos atuantes. (Haandel, 1983).

Na fermentação ácida não há remoção de material orgânico, havendo tão somente uma transformação do material orgânico em substâncias que serão utilizadas pelas bactérias metanogênicas. Portanto, a fermentação ácida pode ser considerada como um processo preparativo para a fermentação metanogênica.

2.4.3 - Fermentação Metanogênica

Nesta fase os produtos da fermentação ácida são trans

formados em metano e dióxido de carbono por um grupo de bactérias estritamente anaeróbias e específicas para um substrato. Somente quando se forma o biogás, a DQO e DBO do material orgânico diminui.

Quanto ao caráter de especificidade do substrato, observa-se que somente algumas substâncias podem ser usadas na fermentação metanogênica. Apenas H_2 , CO_2 , CO , CH_3OH , $HCOOH$ e CH_3COOH , podem ser usados diretamente. Ácidos orgânicos com mais de dois átomos de carbono são decompostos, antes de serem usados. Essa reação se deve a um grupo de bactérias não metanogênicas simbióticas. O ácido acético é o principal produto intermediário na fermentação de um substrato complexo: aproximadamente 70 por cento do gás metano produzido na digestão anaeróbia seria formado a partir da decomposição do ácido acético (McCarty, 1964).

2.5 - FATORES QUE INFLUENCIAM A DIGESTÃO ANAERÓBIA

Grande é o número de fatores que influenciam no processo de digestão anaeróbia. Entre os fatores ambientais podemos citar: pH, temperatura, alcalinidade total, alcalinidade devido aos ácidos voláteis, presença de substâncias tóxicas aos microorganismos e a natureza do substrato. Os fatores operacionais mais importantes que podem influenciar a digestão anaeróbia são a carga orgânica, carga e regime hidráulico e a presença de nutrientes.

2.5.1 - Temperatura

Quanto à fermentação metanogênica podemos distinguir

duas faixas de temperaturas faixa Mesofílica, com temperatura ótima de 35°C e a faixa Termofílica com temperatura ótima de 53°C (Souza, 1982).

A velocidade das reações bioquímicas em sistemas biológicos são diretamente influenciadas pela temperatura. No processo de digestão anaeróbia a temperatura afeta diretamente as bactérias, pois estas são sensíveis a qualquer variação de ordem térmica. Uma variação brusca de temperatura pode paralisar a produção de gás metano e, conseqüentemente, acumular ácidos voláteis no digestor (Souza & Vieira, 1981).

2.5.2 - Valor e Estabilidade do pH

O pH, atuando como fator limitante na fermentação metanogênica, é um dos parâmetros mais importantes a ser mantido constante, para se obter uma boa eficiência no processo de digestão anaeróbia. A faixa de pH entre 6,8 e 7,2 pode ser considerada como ótima, podendo ser admissível limites extremos de 6,5 a 7,5 (McCarty, 1964).

Observa-se que valores de pH baixo durante um certo período não afeta permanentemente a fermentação acidogênica, no entanto pode inibir a fermentação metanogênica devido ao acúmulo de ácidos voláteis no digestor (McCarty & McKinney, 1961).

A estabilidade no processo de digestão anaeróbia depende diretamente da estabilidade do pH. Esse parâmetro pode ser avaliado mediante a determinação da capacidade de tamponação, mas este teste é muito demorado e não adequado para usar rotineiramente. Na prática, observa-se, geralmen-

te, os parâmetros principais que determinam indiretamente a capacidade de tamponação: a alcalinidade total e a concentração de ácidos voláteis. Uma razão baixa ácidos voláteis/alcalinidade total, resulta num pH perto do neutro e uma capacidade de tamponação alta, condições propícias para uma boa estabilidade operacional (Silva, 1977).

2.5.3 - Alcalinidade Total

No digestor a alcalinidade total se deve principalmente a presença de bicarbonato e sais de ácidos voláteis, principalmente o acetato (Souza & Vieira, 1981).

No caso específico da lixívia a alcalinidade devido a soda cáustica deve ser removida através da adição de um ácido forte (por exemplo ácido clorídrico) ou transformada em alcalinidade de bicarbonato através de absorção de dióxido de carbono. A última alternativa é preferível porque uma alta alcalinidade devido a bicarbonato favorece uma alta capacidade de tamponação (Loewenthal & Marais, 1976).

2.5.4 - Ácidos Voláteis

Até a concentração de 6.000 a 8.000 mg.ℓ⁻¹, os ácidos voláteis não são tóxicos, desde que o pH do sistema seja mantido próximo da neutralidade (McCarty & McKinney, 1961). Um pH próximo do neutro é conseguido quando se tem um alto valor de alcalinidade.

A acumulação de ácidos voláteis pode inibir, além das bactérias metanogênicas, as bactérias acidogênicas. Porém, estas podem suportar concentrações de até 4.000 mg.ℓ⁻¹ de

ácidos voláteis (De La Torre & Goma, 1981).

2.5.5 - Alcalinidade Bicarbonato

A fonte principal da alcalinidade da lixívia é o hidróxido de sódio, residual do cozimento das fibras de sisal. O hidróxido de sódio pode ser convertido em bicarbonato de sódio mediante absorção de dióxido de carbono, podendo ser o biogás utilizado como fonte de dióxido de carbono. A conversão do hidróxido de sódio em bicarbonato de sódio tem a vantagem de criar uma capacidade de tamponação, perto do pH ótimo para a fermentação metanogênica. Observa-se, ainda, que a absorção do dióxido de carbono contido no biogás não afeta o valor da alcalinidade (Loewenthal & Marais, 1976).

A alcalinidade devido a bicarbonato no sistema (AB) é a diferença entre a alcalinidade total (AT) e a alcalinidade devido aos ácidos voláteis (AV), e é dada pela seguinte expressão (Souza, 1982):

$$AB = AT - (0,85 \cdot 0,833) AV \quad (1.1.)$$

Onde AB e AT são expressas em $\text{mg CaCO}_3 \cdot \text{l}^{-1}$, e AV é expressa em $\text{mg CH}_3\text{COOH} \cdot \text{l}^{-1}$. O fator 0,85 leva em conta o fato de que até o pH 4,0, o ponto final de titulação para a determinação da alcalinidade total, apenas 85 por cento dos ácidos voláteis são detectados e, 0,833 é o fator de conversão da concentração de ácidos voláteis como CH_3COOH para CaCO_3 .

Quando a alcalinidade devido aos ácidos voláteis ultrapassar a alcalinidade devido a bicarbonato, o sistema se tor

na instável, podendo sofrer sensíveis quedas de pH a qualquer novo aumento na concentração de ácidos voláteis (McCarty, 1964).

2.5.6 - Toxicidade

Um determinado composto só é biologicamente tóxico quando se encontra em solução. Dependendo da concentração que este composto se encontra, uma mesma substância pode ser estimulante ou tóxica (Mignone, 1978).

a - Metais Pesados

As frações solúveis dos metais pesados - cobre, mercúrio, níquel, zinco, cádmio, cromo e cobalto - são tóxicas a concentrações muito baixas, portanto a precipitação e complexação destes metais na forma de carbonato ou sulfetos é uma maneira de evitar a inibição do processo (Mosey, 1976).

b - Metais Alkali e Alkali Terrosos

Os metais sódio, potássio, cálcio e magnésio podem estar presentes nos resíduos ou serem adicionados aos digestores para correção do pH.

Segundo McCarty (1964) estes cátions podem ser estimulantes, inibidores moderados ou inibidores fortes segundo sua concentração. A tabela a seguir mostra os efeitos destes metais na digestão anaeróbia.

Efeitos de sódio, potássio, cálcio e magnésio na digestão anaeróbia, segundo McCarty (1964).

CATION	Concentração (mg.ℓ ⁻¹)		
	Estimulante	Moderadamente Inibitório	Fortemente Inibitório
Sódio	100 - 200	3500 - 5500	8000
Potássio	200 - 400	2500 - 4500	12000
Cálcio	100 - 200	2500 - 4500	8000
Magnésio	75 - 150	1000 - 1500	3000

c - Cianeto

Quando se aumenta gradualmente a concentração de cianeto, as bactérias podem se adaptar até concentrações de 20 a 40 mg.ℓ⁻¹, sem inibição da produção de metano (Yang, 1980).

Com adição de ferro pode-se reduzir a toxicidade do cianeto, devido a formação de complexos não tóxicos.

d - Oxigênio

É uma substância muito tóxica para as bactérias estritamente anaeróbias - metanogênicas -, mas a presença de bactérias facultativas - acidogênicas - pode remover rapidamente, dentro de certos limites, qualquer traço de oxigênio dissolvido (Haandel, 1983).

2.5.7 - Macro-Nutrientes

As bactérias responsáveis pelo processo de digestão

anaeróbia tem necessidade de nitrogênio e fósforo. As concentrações destes componentes devem satisfazer a seguinte relação ao seu conteúdo de carbono (Souza, 1982).

$$C/N \leq 30 \quad e \quad C/P \leq 150$$

Quando o resíduo não contém quantidades suficientes de nitrogênio e fósforo, estes devem ser adicionados. Porém, se o resíduo contiver uma concentração elevada, esses nutrientes podem provocar a inibição do processo.

2.5.8 - Demanda Química de Oxigênio - DQO

A Demanda Química de Oxigênio é um fator operacional no processo de digestão anaeróbia. Esse parâmetro representa indiretamente o conteúdo de matéria orgânica do resíduo, através da medida de oxigênio necessária para oxidar quimicamente a matéria orgânica. Esse parâmetro se torna importante, pois a partir dos resultados obtidos calcula-se a eficiência de remoção do sistema e a carga orgânica introduzida diariamente no digestor.

Um aumento brusco na concentração da DQO - carga orgânica - pode inibir ou até mesmo paralisar o processo de digestão anaeróbia (McCarty, 1964).

2.5.9 - Demanda Bioquímica de Oxigênio DBO

Teste que indica a quantidade de material orgânico biodegradável existente no resíduo. Esse material é oxidado pelo oxigênio na presença de microrganismos (Souza, 1982).

Seu resultado se torna importante, pois o controle da

carga poluidora a ser lançado num curso de água é feito em termos de DBO_5^{20} .

A máxima produção de gás possível de ser obtida a partir de um resíduo, depende da biodegradabilidade da matéria orgânica contida neste resíduo (Souza, 1982).

2.5.10 - Sólidos

No tratamento anaeróbio a concentração de sólidos não biodegradável deve ser controlada, para evitar acumulação a través da absorção do lodo.

No tratamento anaeróbio não convencional o material inerte - sólidos não biodegradável - pode ocupar o lugar do lodo - microrganismos - diminuindo assim o rendimento do processo.

2.6 - TIPOS DE DIGESTORES ANAERÓBIOS

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

No entanto, o desenvolvimento cada vez mais acelerado de novos tipos de digestores, abriu novos caminhos para tratamento de resíduos industriais. Os digestores anaeróbios não convencionais são capazes de operar com tempo de detenção hidráulica bastante reduzido (na faixa de 5 a 50 horas),

dependendo da concentração e da natureza da matéria orgânica no resíduo, o que reduz significativamente o volume dos digestores em relação ao sistema convencional (Lettinga, 1980).

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

Alguns tipos de tratamento por digestão anaeróbia usando processos não convencionais são descritos nas próximas seções.

2.6.1 - Processo de Contato

Esse processo foi descrito pela primeira vez por Coulter et alii (1957). Trata-se de um processo semelhante ao de lodo ativado convencional mas, naturalmente, sem aeração. O maior problema prático para a aplicação do processo de contato é a separação de fases no decantador, pois o lodo anaeróbio que se desenvolve neste processo é relativamente leve e não exhibe boas características de sedimentação. Além disso a produção de biogás no decantador dificulta ainda mais a sedimentação. Vários métodos são recomendados para a solução desse problema, como por exemplo, decantação combinada com floculação química, flotação e centrifugação. Um esquema do processo de contato está na figura 2.2.

2.6.2 - Filtros Anaeróbios

São reatores constituídos basicamente de um leito com

material de enchimento, onde os espaços vazios ficam preenchidos com líquido. O despejo a ser tratado é alimentado pela parte inferior do filtro e é descartado pela parte superior (Young & McCarty, 1969).

O que torna o processo não convencional é a sua capacidade de retenção, no interior do filtro, da maior parte do lodo biológico formado - bactérias que se desenvolvem. Parte do lodo adere ao material de enchimento e parte fica retida nos interstícios desse enchimento. O material de enchimento acaba atuando como uma barreira física para evitar que o lodo deixe o sistema (Frostell, 1981).

O resíduo a ser tratado em filtros biológicos deve ter uma concentração de sólidos em suspensão muito baixa, pois estes sólidos podem causar entupimentos no filtro (Souza, 1982).

Um esquema do filtro anaeróbio é mostrado na figura 2.3.

2.6.3 - Fluxo Ascendente com Manta de Lodo

Lettinga et alii (1980), desenvolveram um novo tipo de digestor anaeróbio chamado "Fluxo Ascendente com Manta de Lodo" para tratamento de resíduos com carga orgânica alta. Estes digestores utilizam os desenvolvimentos existentes em processos anaeróbios e acrescenta algumas características importantes.

Nesses sistemas não se necessita de agitação ou recirculação do lodo. Na sua parte superior, como mostra a figura 2.4., existe um separador de fases que permite a separa-

ção entre sólidos, líquidos e o biogás formado. Na parte inferior existe uma manta de lodo com características superiores de decantabilidade favorecida pelas condições físicas e químicas impostas pelo sistema.

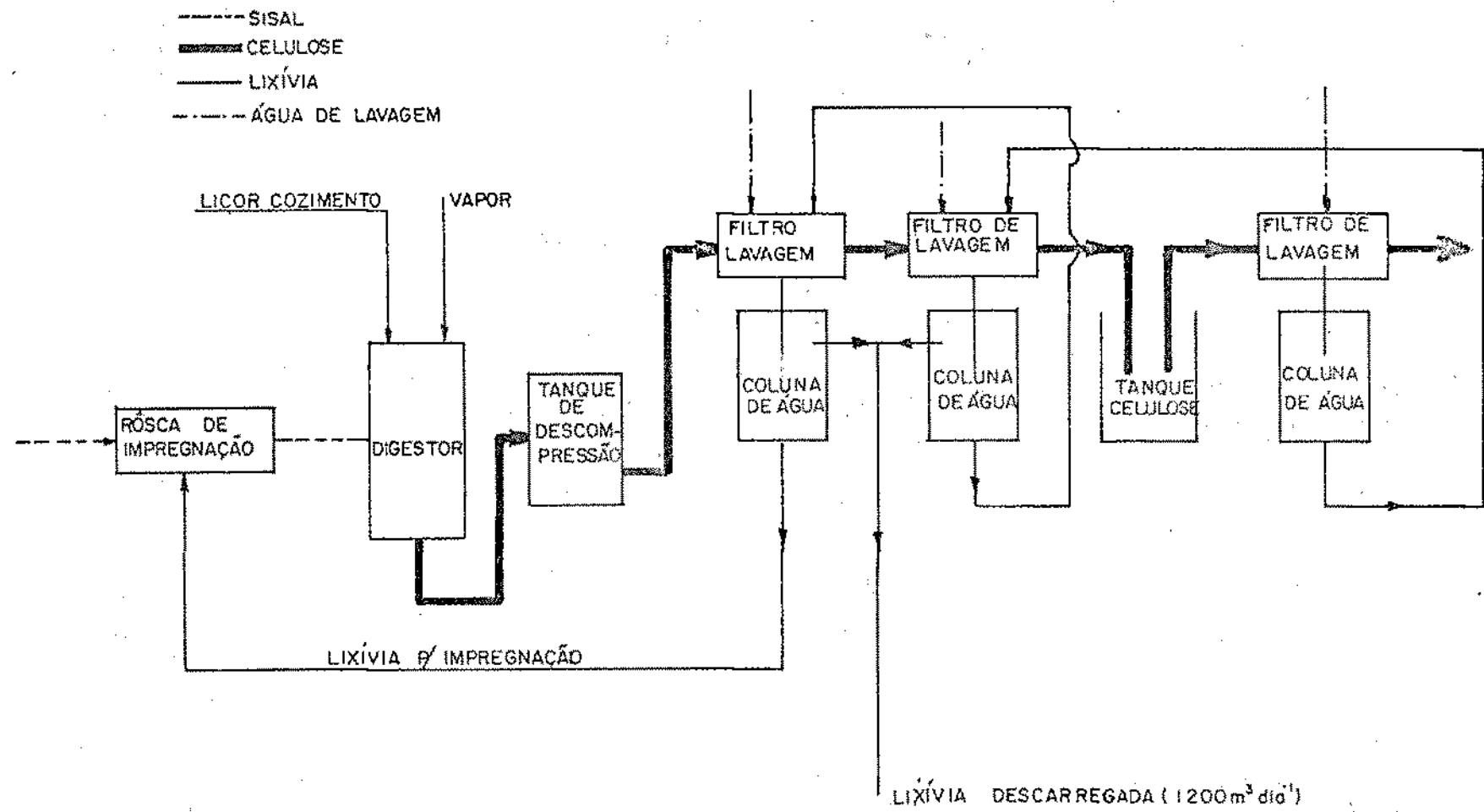


FIG. 2.1 ESQUEMA DA PRODUÇÃO DE CELULOSE COM FLUXO DAS ÁGUAS

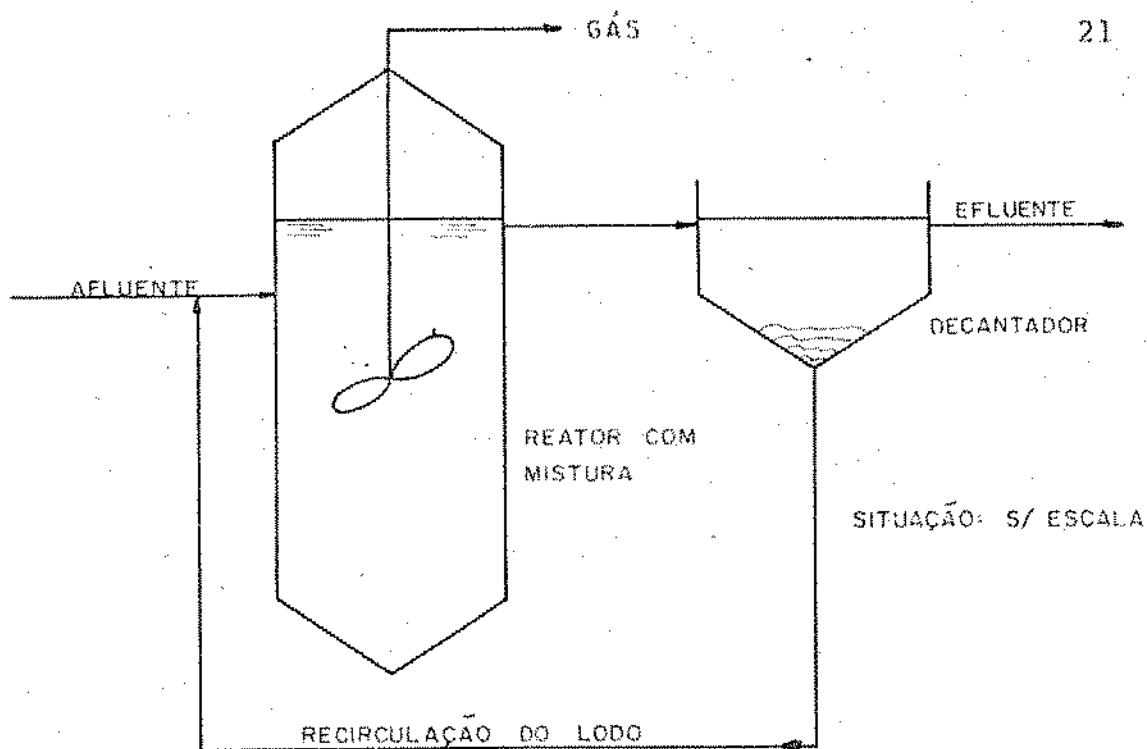


Fig. 2.2 - ESQUEMA DE DIGESTOR NÃO CONVENCIONAL PARA PROCESSO DE CONTATO

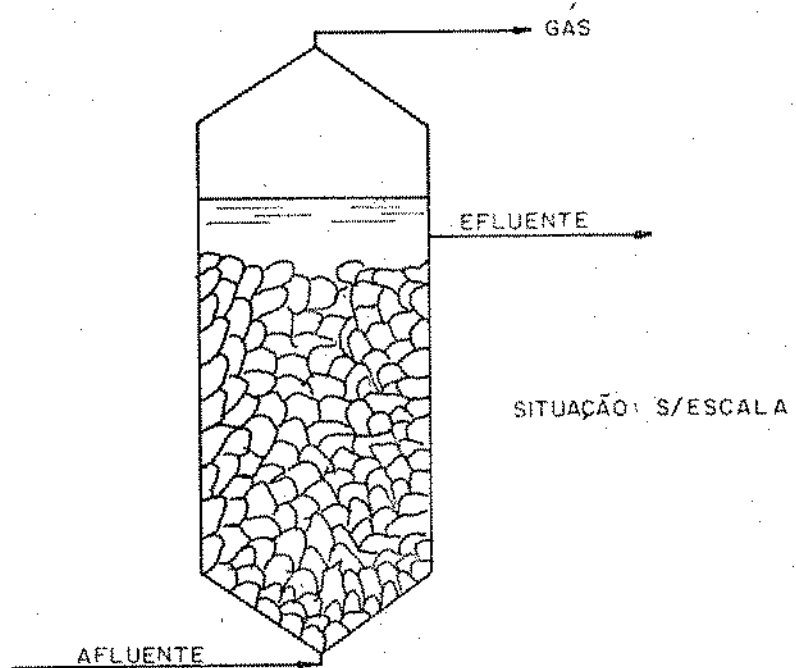


Fig. 2.3 - ESQUEMA DE FILTRO ANAERÓBIO

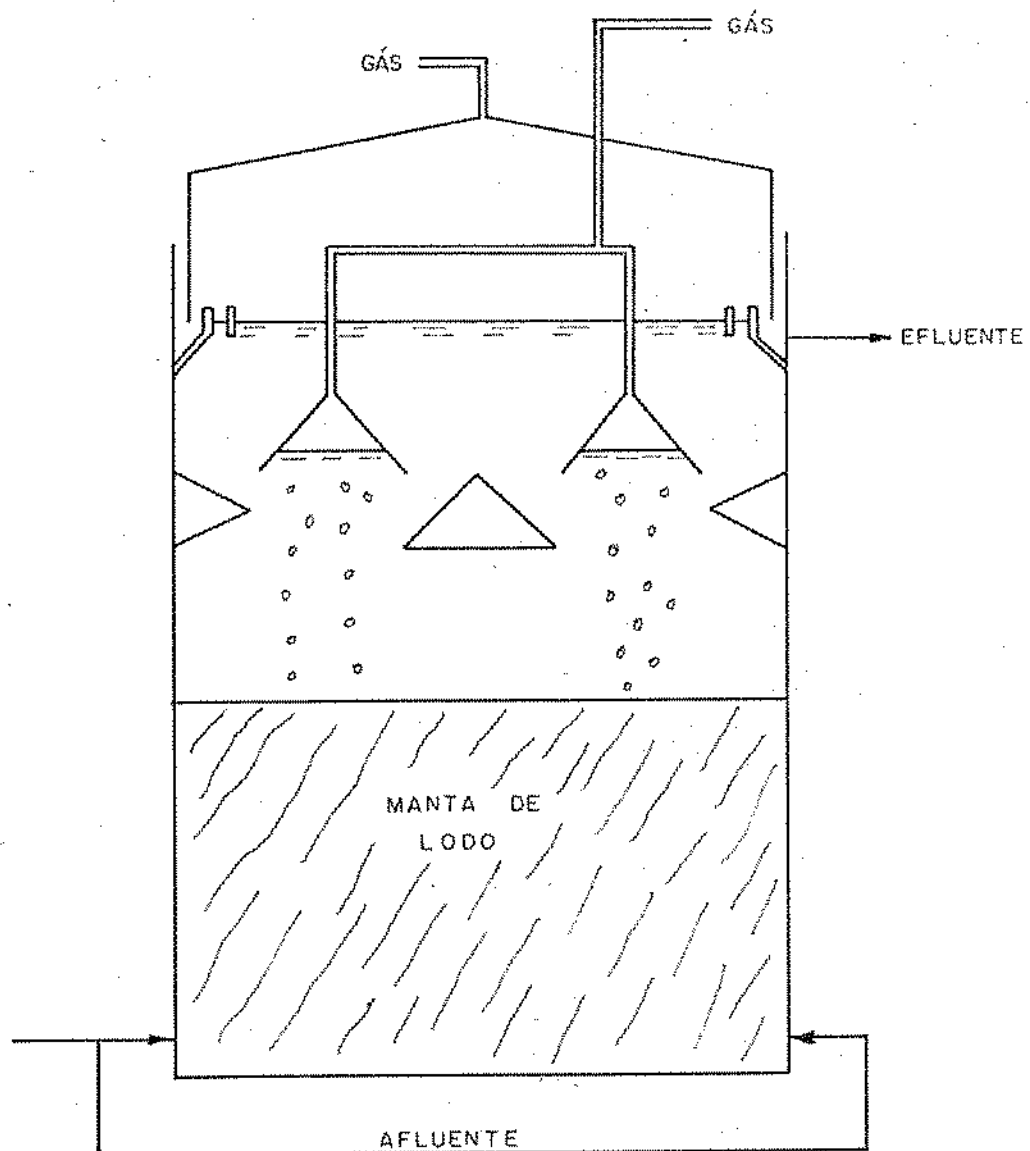


Fig. 2.4 - ESQUEMA DO DIGESTOR DE FLUXO ASCENDENTE
COM MANTA DE LODO

CAPÍTULO III

MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 - DESCRIÇÃO DO SISTEMA

O sistema em escala semi-industrial implantado na CONPEL - Companhia Nordeste de Papel, instalada no Distrito Industrial na cidade de João Pessoa - Paraíba, próximo a ponte da BR 101, sobre o Rio Gramame, compõe-se basicamente das seguintes unidades (ver figura 3.1.): (1) tanque de equalização; (2) unidade de carbonatação e, (3) digestor anaeróbio de fluxo ascendente. Outras unidades auxiliares também compõem o sistema: (4) bomba para alimentação da unidade de carbonatação com lixívia; (5) bomba para alimentação do digestor anaeróbio com lixívia carbonatada; (6) unidade dosadora; (7) estrutura de lavagem e filtro de biogás; (8) medidor de gás; (9) unidade de combustão de gás; e (10) tanque de descarga.

Os detalhes construtivos de cada unidade que compõe o sistema serão discutidos a seguir.

3.1.1 - Tanque de Equalização

O tanque de equalização (figura 3.2), construído em concreto com 2,25 m de largura, 3,80 m de comprimento e 2,30 m

de profundidade, comunica-se diretamente com o canal de descarga de lixívia da fábrica de celulose. Na entrada do tanque de equalização há uma comporta de tela grossa evitando que partículas grosseiras passem para o interior do tanque. Há também uma válvula de descarga que possibilita a remoção de sólidos que se acumulam no fundo do tanque.

Além de funcionar como unidade para estabilização da vazão, temperatura e composição da lixívia, que variam acentuadamente com o tempo, o tanque de equalização funciona como decantador.

Do tanque de equalização a lixívia é recalçada para a unidade de carbonatação.

3.1.2 - Unidade de Carbonatação

A unidade de carbonatação (figura 3.3) é constituída de um tanque de ferro fechado, de forma cilíndrica, com diâmetro de 2,0 m e altura de 3,0 m; provido de tampa para inspeção.

Através de um sifão o nível da lixívia foi fixado a uma altura de 1,40 m. O biogás produzido no digestor é insuflado na unidade de carbonatação a uma altura de 1,15 m através de um sistema de difusão, constituído de 4 difusores NORTON de cerâmica porosa, comumente utilizado para difusão de ar comprimido em sistemas de tratamento de esgoto.

A principal função da unidade de carbonatação é a de reduzir o pH da lixívia para um valor em torno de 7,0 através da adsorção de dióxido de carbono (CO_2) do biogás. Paralelamente, melhora-se a qualidade do biogás produzido median

te o aumento do seu teor de metano.

3.1.3 - Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente

O digestor (figura 3.4) de forma cilíndrica é um tanque de ferro com diâmetro de 2,50 m e uma altura de 4,00 m. O separador de fases (sólido, líquido, gasoso) e a estrutura de saída do efluente do digestor encontram-se a 3,00 m de altura.

Na parte superior do digestor duas tampas de fechamento hermético, onde foram fixados os dispositivos de saída do biogás, permitem a inspeção da inter-fase biogás-licor misto. As paredes inclinadas do separador de fase tem ângulo de 60° em relação a horizontal prolongando-se a uma profundidade de 1,38 m a partir do topo do digestor. Existe um espaço livre de 30 cm entre as paredes do separador de fase, que permite a passagem do licor misto para a calha do efluente. Abaixo desse espaço livre há um defletor na forma de uma calha triangular invertida que impede a passagem de bolhas de biogás que sobem da parte inferior do digestor. O biogás que se acumula no defletor é conduzido para as câmaras de gás através de canos de 1" conectados a calha.

A captação do biogás foi dificultada pela formação excessiva de espuma na câmara de gás que chegava até a saída do biogás. Dessa forma, foi preciso instalar uma unidade de lavagem de biogás e um filtro. Essas unidades estão detalhadas no tópico 3.1.7.

A estrutura de entrada da lixívia no digestor é composta de quatro flanges em plásticos de 1/2", por onde a lixí-

via entra e encontra um anteparo na forma de chapa redonda, colocada a 2,0 cm acima da saída do flange e que resulta num escoamento horizontal e uniforme do efluente. As entradas são espaçadas entre si de 1,22 m. No centro do digestor há um dreno para possíveis descargas. A tubulação de entrada da lixívia é de PCV de 3/4".

A estrutura de saída coleta o efluente na parte superior, evitando-se a descarga de espuma com o lodo. O retentor de espuma e a saída do efluente estão fixados entre as paredes horizontais do separador de fases. A saída do efluente é feita por uma mangueira de borracha de alta pressão de 2" de diâmetro. O efluente descarregado pela mangueira é lançado através de um tubo de PVC de 2" numa caixa de descarga.

Existem quatro pontos de amostragem no digestor, colocados a 0,20; 1,00; 2,00 e 3,00 m acima da parte inferior do digestor.

Para facilitar o acesso a parte superior do digestor, existe uma escada do tipo marinheiro com 0,40 m de largura.

Na parte superior, há duas cantoneiras de ferro que servem de apoio para a estrutura de saída e permitem a circulação na parte superior do digestor, tendo, ainda, uma estrutura de proteção - corre-mão.

3.1.4 - Bomba para Alimentação da Unidade de Carbonatação com Lixívia

A bomba de alimentação da unidade de carbonatação tem

acoplada um motor de 1/4 HP com rotor em ferro fundido para evitar corrosão e apresenta uma vazão máxima de $5,0 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

A tubulação de sucção da lixívia é em PVC com diâmetro de 3/4". Para evitar a entrada de sólidos na unidade de carbonatação, foi colocada uma válvula de pé e crivo protegida por uma tela de malhas finas.

Um extravasor no sifão de regulação do nível de lixívia na unidade de carbonatação, permite, através de uma tubulação em ferro de 2" de diâmetro, que o excesso de lixívia seja recirculado para o tanque de equalização.

3.1.5 - Bomba para Alimentação do Digestor Anaeróbio com Lixívia Carbonatada

Uma bomba com motor de 1/4 HP, rotor de ferro fundido e vazão máxima de $5,0 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, recalca a lixívia de uma tomada na unidade de carbonatação situada a uma altura de 1,15 m para a unidade dosadora do digestor. As tubulações de recalque são em PVC de 3/4".

3.1.6 - Unidade Dosadora

Constitui a unidade dosadora de uma caixa em chapa de ferro de 3 mm de espessura, medindo $0,40 \times 0,40 \times 0,30$, respectivamente largura, comprimento e profundidade, situada a 1,50 m do topo do digestor, alimentada com lixívia por um tubo em PVC de 3/4" de diâmetro com tubulação de saída de ferro de 2" de diâmetro. A tubulação de saída da unidade dosadora é provida de um anel onde um disco plástico com orifício variável permite estabelecer a vazão de alimentação do

digestor no valor desejado, bastando para isso a substituição do disco.

O excesso de lixívia bombeado para a unidade dosadora volta para o tanque de equalização, através de mangueira de borracha de 1" de diâmetro.

3.1.7 - Estrutura de Lavagem e Filtro de Biogás

Devido a constantes entupimentos na saída do biogás, foi necessária a instalação de uma estrutura lavagem e de um filtro para eliminar as impurezas carregadas pelo biogás.

A estrutura de lavagem foi instalada logo após a saída do biogás do digestor e funciona com água em contracorrente. Em seguida, o biogás passa pelo filtro para eliminar possíveis impurezas ainda existentes. Do filtro o biogás, já isento de impurezas, é levado para a unidade de carbonatação.

Detalhes da estrutura de lavagem e do filtro do biogás estão na figura 3.6.

3.1.8 - Medidor de Gás

O medidor de gás, tipo MGP - 2 instalado permite uma leitura máxima de vazão de $2,0 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ e mínima de $0,02 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. A vazão de gás era medida quando este saía da unidade de carbonatação.

3.1.9 - Unidade de Combustão de Gás

Um recipiente de ferro adaptado permitia a queima do gás proveniente da unidade de carbonatação e foi instalado

logo após o medidor de gás.

3.1.10 - Tanque de Descarga

Um tanque de cimento-amianto, com capacidade para 250 litros, recebia a lixívia já tratada, de onde era descarregada, por uma tubulação de 2", numa bacia de sedimentação já existente.

3.2 - PROCEDIMENTO OPERACIONAL

A operação do sistema semi-industrial implantado na CONPEL, iniciou-se em 1 de junho de 1985. Inicialmente o digestor foi inoculado com lodo sanitário proveniente da Estação de Tratamento de Esgoto de Peixinhos - Recife, Pernambuco. O volume do inóculo foi de 12 m³ (60 por cento da capacidade do digester). Este lodo apresentou uma concentração de sólidos totais de 74,308 kg.m⁻³ e uma atividade de 0,11 kg DQO-CH₄ .kg ST⁻¹ dia⁻¹.

Conhecendo-se a concentração de sólidos e a atividade do lodo inoculado, pode-se determinar a carga orgânica admissível e conseqüentemente a DQO a ser aplicada no início da operação, para uma vazão inicial de alimentação fixada em 5,0 m³ .dia⁻¹.

Antes do início da operação do sistema, 10,0 m³ de vinhoto foram descarregado no tanque de equalização, para abaixar o pH da lixívia, pois, inicialmente não se tinha produção de biogás e, conseqüentemente, não havia absorção de dióxido de carbono na unidade de carbonatação.

A operação do sistema foi dividida em duas fases que se distinguiram pela metodologia aplicada. Estas fases serão detalhadas a seguir.

3.2.1 - Fase "A"

Durante a Fase "A" - período de 1/junho a 26/agosto de 1985 - a metodologia aplicada foi de manter a concentração da DQO no afluente do digestor constante e aumentar sucessivamente a vazão de alimentação. Com estes aumentos de vazão esperava-se eliminar as impurezas do inóculo.

Neste período procurou-se manter a DQO afluente do digestor a um valor em torno de $8,0 \text{ kg DQO.m}^{-3}$, através de diluição com água de torneira no tanque de equalização. Tendo se inicialmente uma vazão de $5 \text{ m}^3.\text{dia}^{-1}$, a carga orgânica inicial era de $5,0 \cdot 8,0 = 40 \text{ kg DQO}.\text{dia}^{-1}$, ou seja, a carga por m^3 de reator era de $40/20 = 2,0 \text{ kg DQO}.\text{m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$. Procedeu-se, então, em aumentar a carga orgânica com aumentos sucessivos de vazão.

Diariamente retirava-se amostras da lixívia bruta, do afluente, efluente e dos quatro pontos de amostragem do digestor. As amostras eram analisadas quanto à DQO, alcalinidade total, alcalinidade devido a ácidos voláteis e pH. Durante esta fase, as análises de sólidos sedimentáveis, totais, fixos e voláteis, somente foram feitas do efluente do digestor. Estes testes eram realizados no laboratório da CONPEL.

Eram também verificada a temperatura do ambiente e do efluente do digestor.

Realizou-se também quatro análises de DBO com amostras compostas de uma semana de lixívia bruta, do afluente e efluente do digestor. Estas análises eram realizadas no laboratório da Estação Experimental de Tratamento Biológicos de Esgotos Sanitários - EXTRABES.

Ainda nesse período de operação, registraram-se três paradas do sistema. As duas primeiras paradas foram devido a problemas com o sistema de bombeamento e a terceira por interrupção na produção de celulose.

A produção de gás não foi registrada durante esta fase de operação, devido a impossibilidade de se obter um medidor de gás.

Os repetidos problemas com o sistema de bombeamento, tornou praticamente impossível o aumento sucessivo de vazão como estava previsto e, com isto, fez-se necessário a mudança do sistema de bombeamento e, conseqüentemente, a mudança da metodologia aplicada.

3.2.2 - Fase "B"

Período compreendido entre 5/setembro a 8/dezembro de 1985. Na fase "B" a metodologia aplicada foi de uma vazão constante e aumentos sucessivos na concentração de DQO.

Inicialmente fixou-se uma vazão de $20 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ e calculou-se a concentração de DQO para dar uma carga inicial igual àquela máxima atingida no final da fase "A" de operação ($3,70 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$).

Os aumentos sucessivos na DQO eram conseguidos com a diminuição na água de diluição no tanque de equalização.

As análises realizadas nesta fase de operação foram as mesmas da fase "A", acrescidas das análises de sólidos sedimentáveis, totais, fixos e voláteis do afluente do digestor e da lixívia bruta. Verificou-se também a temperatura máxima e mínima no interior do digestor. Esses testes eram realizados no laboratório da CONPEL.

Durante esse período de operação realizou-se oito análises de DBO com amostras compostas de uma semana. Estas análises eram realizadas no laboratório da EXTRABES.

A fase "B" de operação foi também caracterizada pela adição de nutrientes no tanque de equalização. Nitrogênio, fósforo e potássio eram adicionados, em dias alternados, na concentração de: 100 g.m^{-3} de nitrogênio na forma de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$; 50 g.m^{-3} de fósforo na forma de P_2O_5 e 50 g.m^{-3} de potássio na forma de K_2O .

Ainda na fase "B" de operação, registrou-se quatro paradas no sistema. Três dessas paradas foram devido a entupimentos na saída do biogás do interior do digestor, os quais levaram a instalação da unidade de lavagem e do filtro. Uma única parada nesta fase, foi devido a interrupção na produção de celulose, por motivos de manutenção dos equipamentos da CONPEL. Como esta parada já estava programada, durante o período de 14 de outubro a 4 de novembro de 1985, o digestor foi alimentado com lixívia armazenada na bacia de sedimentação, existente no terreno da CONPEL.

3.3 - PROCEDIMENTO ANALÍTICO

Durante o período total de operação do digestor em es

cala semi-industrial, diversos testes foram realizados para acompanhar o progresso e detectar qualquer problema no processo de digestão anaeróbia. Os parâmetros e os pontos observados estão relacionados na Tabela 3.1.

Os testes de: demanda química de oxigênio (DQO), demanda bioquímica de oxigênio (DBO), sólidos sedimentáveis, sólidos totais, sólidos fixos e sólidos voláteis, foram realizados de acordo com o "Standard Methods for Examination of Water and Wastewater" 14th Edição. Para as análises do pH, utilizou-se um aparelho da marca "Metronic". As análises de alcalinidade total, alcalinidade devido a bicarbonato e alcalinidade devido a ácidos voláteis foram realizadas segundo o método desenvolvido por Souza e Vieira da Superintendência de Pesquisa da CETESB - Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, e apresentado durante o "Encontro Técnico" programado pela EMBRAPA, realizado em Coronel Pacheco, MG em maio de 1981.

3.3.1 - Teste de Biodegradabilidade Anaeróbia da Lixívia

Nesse teste utilizou-se o lodo retirado de um digestor anaeróbio de tratamento de vinhoto que estava sendo operado no Laboratório de Saneamento da UFPb - Campina Grande. Esse lodo foi colocado em contato com a lixívia já neutralizada com monofosfato de potássio para um pH em torno de 7,2 e a uma temperatura constante de 35°C. Observou-se que o processo de digestão anaeróbia do material biodegradável, iniciou-se imediatamente após o contato da lixívia com o lodo formado por bactérias anaeróbias. A digestão anaeróbia fi-

cou evidenciada através da formação de bolhas de biogás. Me dindo-se a produção de biogás observou-se que a taxa de produção de metano de $0,20 \text{ mg CH}_4 \cdot \text{mg lodo}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$, no primeiro dia de incubação, aumentou gradativamente para $0,50 \text{ mg CH}_4 \cdot \text{mg lodo}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$, no quinto dia de incubação. Após cinco dias a produção de metano diminuiu, provavelmente devido a depleção do material orgânico.

3.3.2 - Teste de Biodegradabilidade Aeróbia da Lixívia

Realizou-se um teste qualitativo de biodegradabilidade aeróbia do material orgânico na lixívia. Neste teste a lixívia já neutralizada com monofosfato de potássio foi colocada em contato com o lodo ativado aeróbio, obtido de uma lagoa aerada de tratamento de esgoto doméstico. Esta lagoa estava sendo operada no Laboratório de Saneamento da UFPb. Observou-se que, ao se colocar o lodo em contato com a lixívia, houve um aumento repentino da taxa de consumo de oxigênio pelo lodo. Este aumento só pode ser explicado pelo aumento da atividade metabólica do lodo, ou seja, imediatamente quando o material orgânico ficou disponível aos microorganismos do lodo esses começaram a utilizá-lo como subs-trato. Portanto, comprovou-se que, ao menos, parte do material orgânico da lixívia pode ser degradado biologicamente por via aeróbia.

TABELA 3.1 - ANÁLISES REALIZADAS DIARIAMENTE

PARÂMETROS OBSERVADOS	PONTOS DE AMOSTRAGEM						
	LIXÍVIA BRUTA	DIGESTOR ANAERÓBIO					
		AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
DQO	x	x					
pH	x	x	x	x	x	x	x
Alcalinidade Total	x	x	x	x	x	x	x
Alc. Ácidos Voláteis	x	x	x	x	x	x	x
Alc. Bicarbonato	x	x	x	x	x	x	x
Sól. Sedimentáveis	x	x					x
Sól. Totais	x	x					x
Sól. Fixos	x	x					x
Sól. Voláteis	x	x					x
Temperatura	x	x	x	x	x	x	
Vazão	x						x

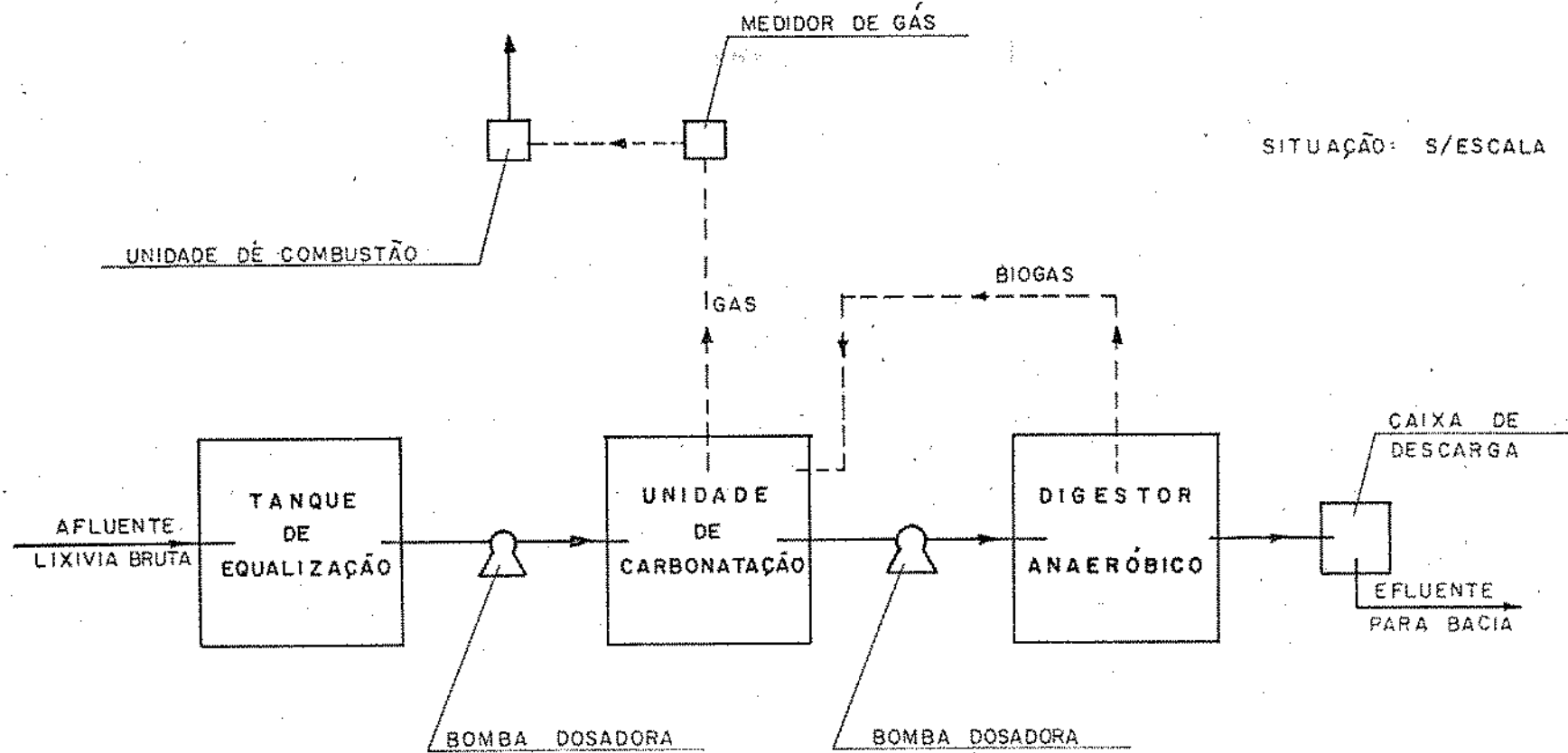


Fig. 3.1 - ESQUEMA DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE LIXÍVIA EM OPERAÇÃO

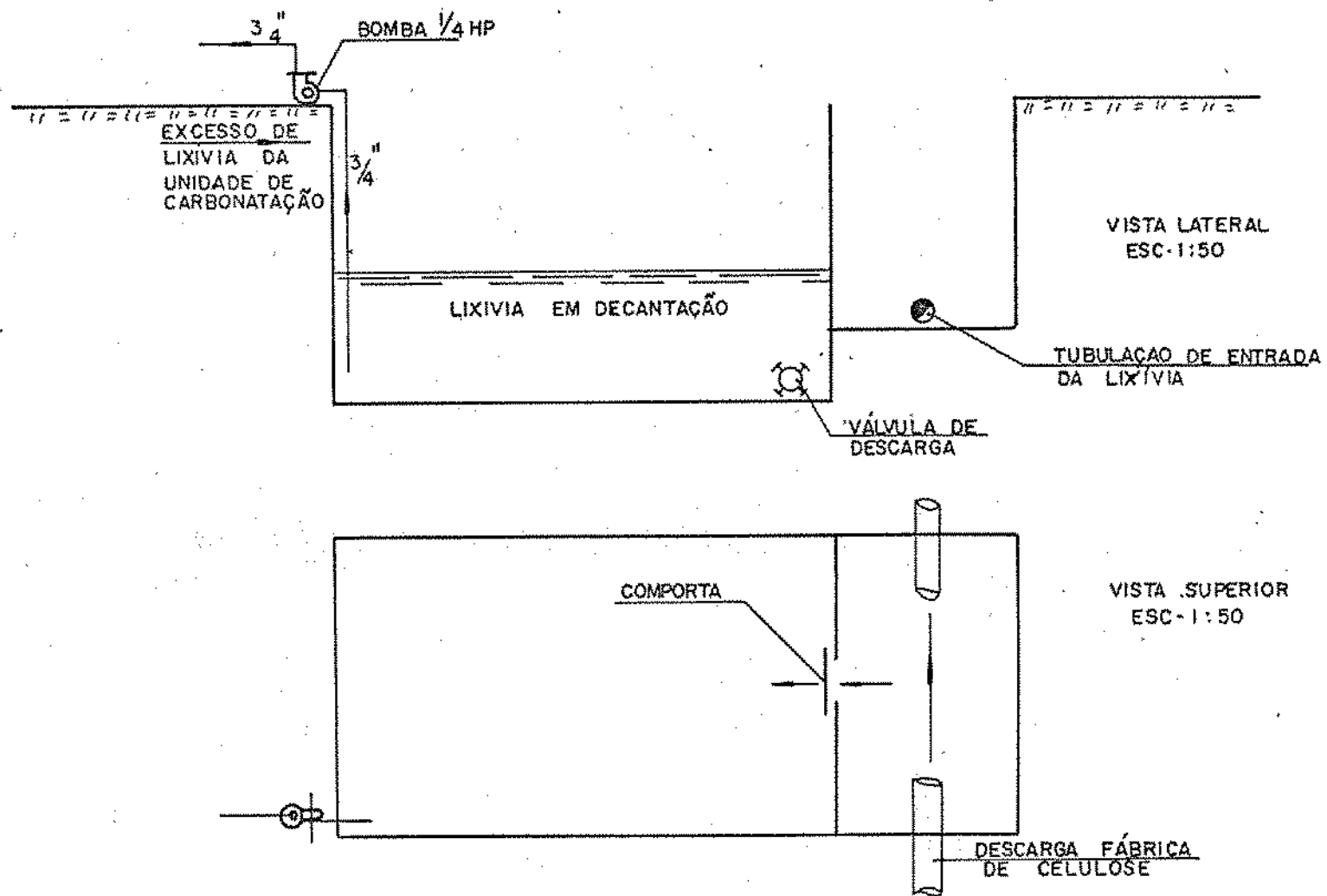


FIG:32 ESQUEMA DO TANQUE DE EQUALIZAÇÃO

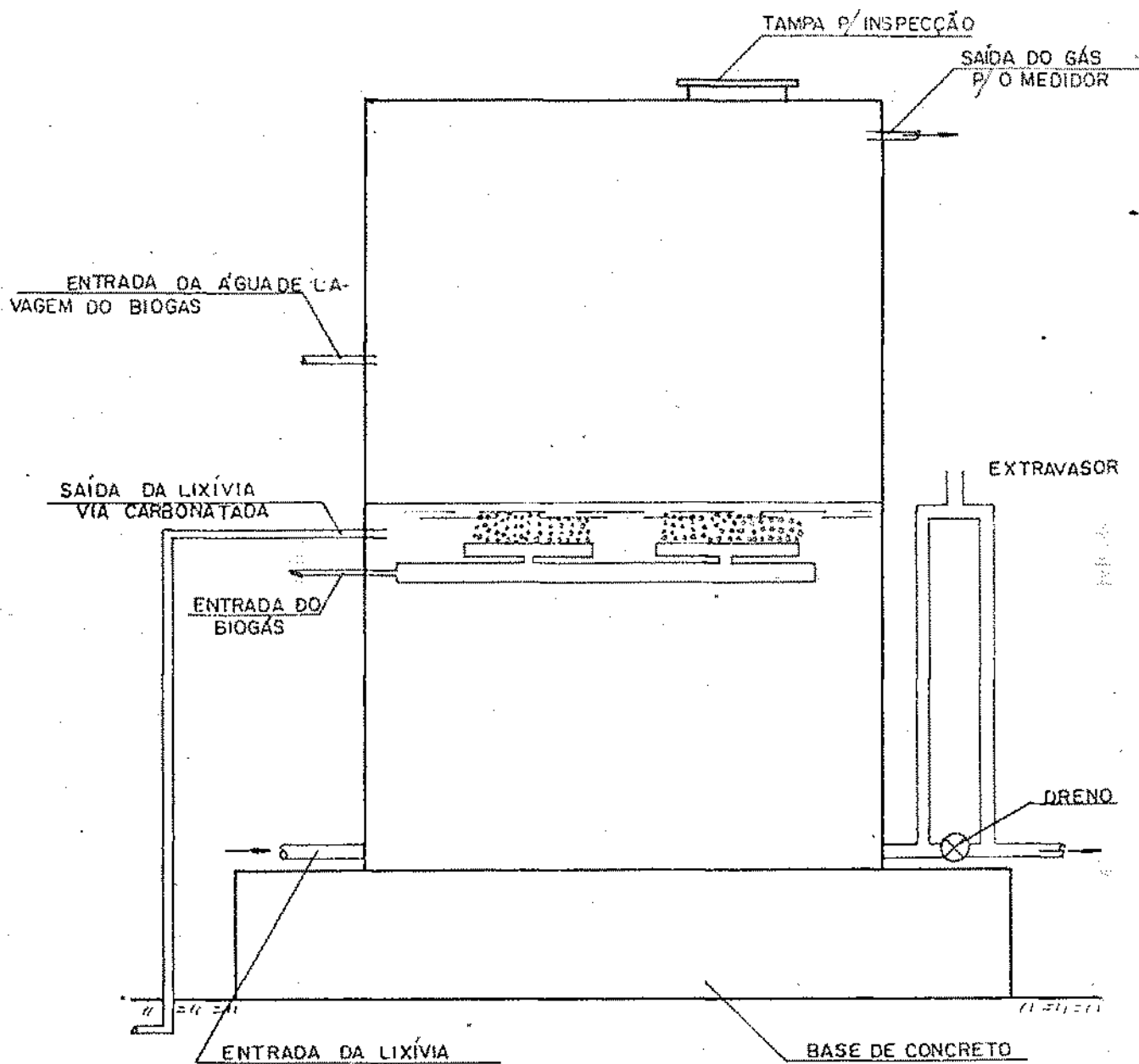
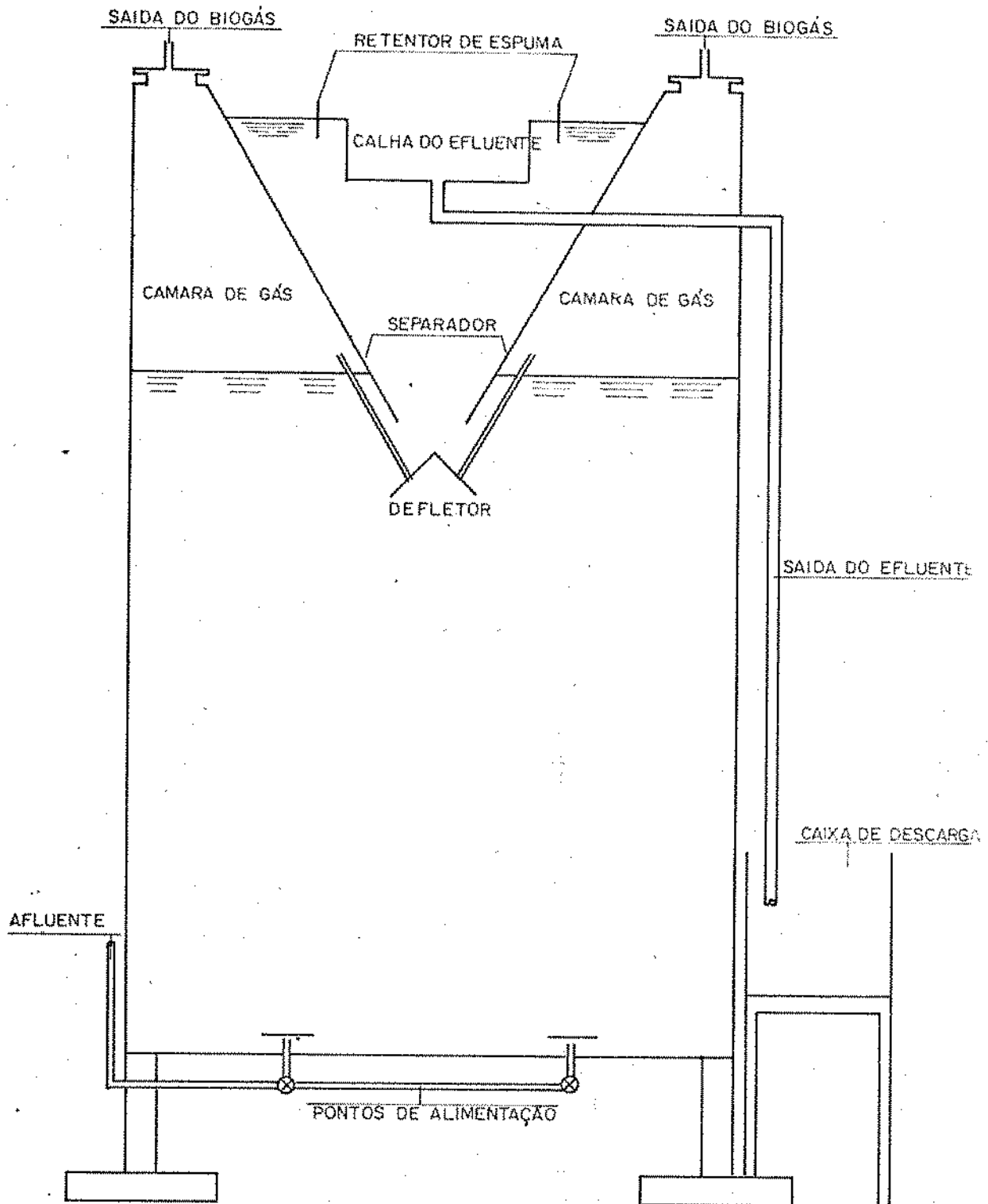


FIG. 3.3 UNIDADE DE CARBONATAÇÃO - ESC 1:25



Esc. 1:25

Fig. 3.4 DIGESTOR ANAERÓBIO E CAIXA DE DESCARGA DO EFLUENTE

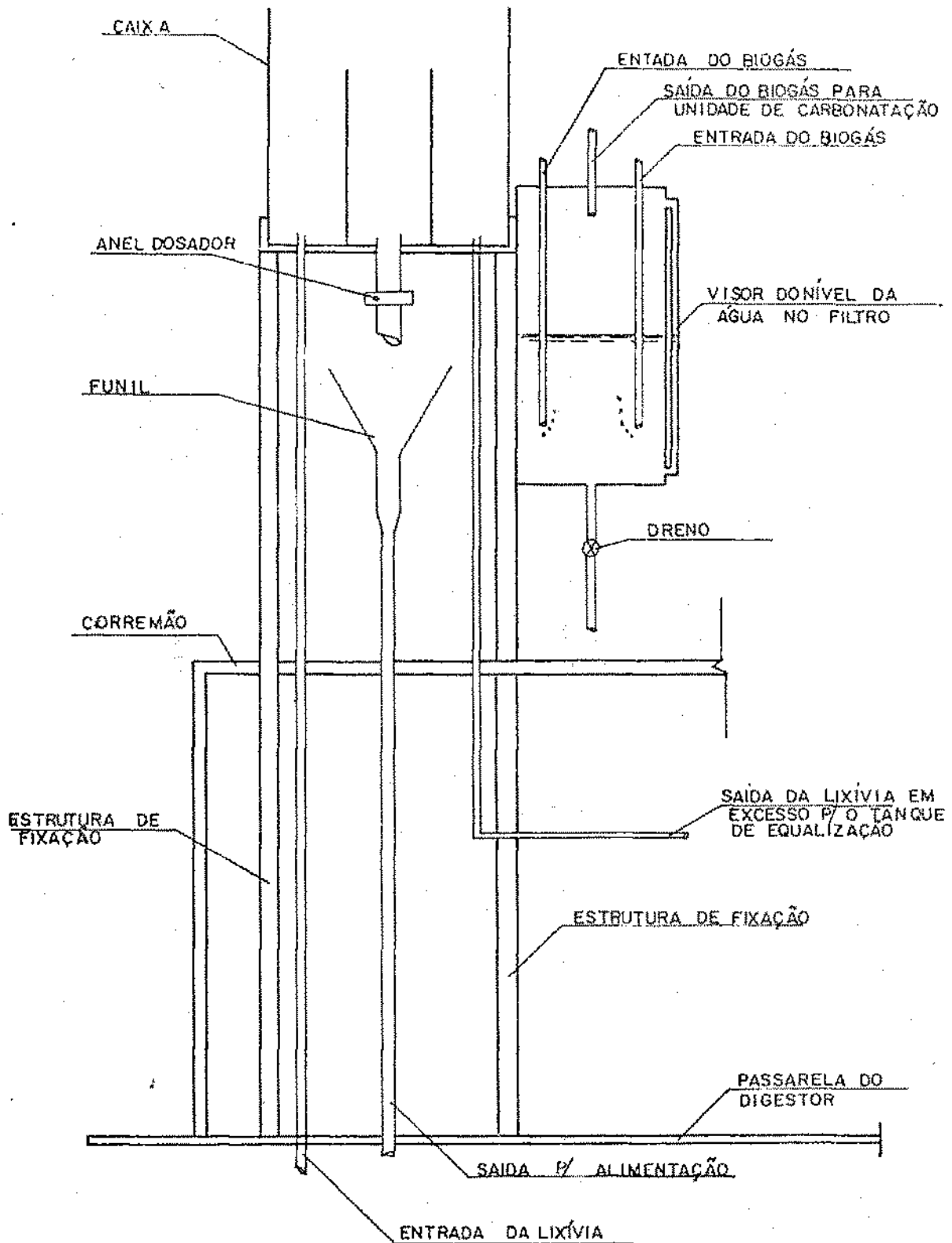


FIGURA:3.5 CAIXA COM UNIDADE DOSADORA E FILTRO
 ESC: 1:10

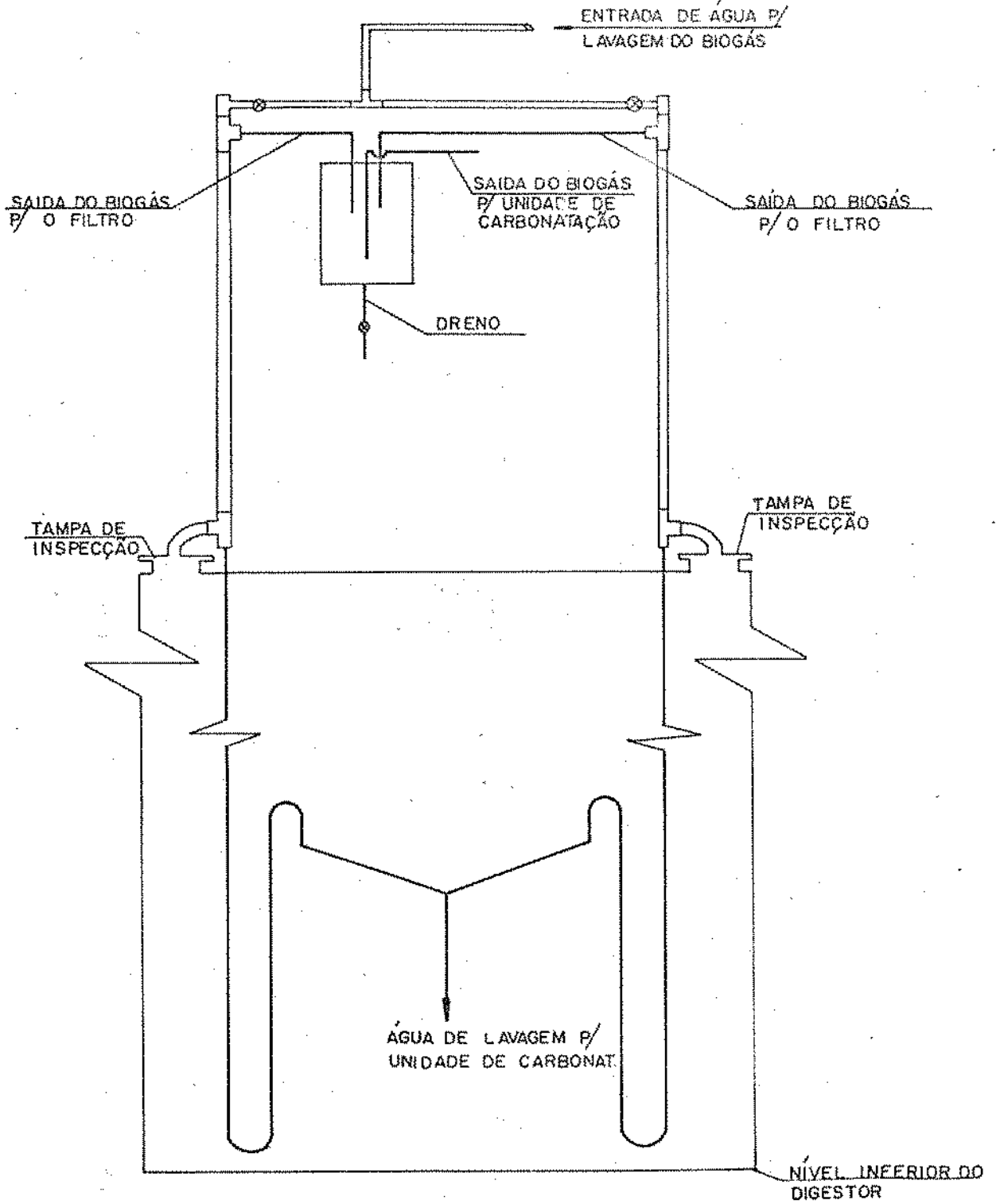


FIGURA-3.6-ESQUEMA DA ESTRUTURA DE LAVAGEM E
FILTRO DO BIOGÁS

ESC - 1:25

CAPÍTULO IV

APRESENTAÇÃO E INTERPRETAÇÃO DOS RESULTADOS

De acordo com o descrito no CAPÍTULO III - MATERIAIS E MÉTODOS, a operação do sistema em escala semi-industrial implantado na CONPEL foi desenvolvida em duas fases distintas: Fase "A" e Fase "B", diferenciadas pela metodologia aplicada. Os resultados obtidos serão apresentados e interpretados na seguinte ordem: caracterização da lixívia bruta e operação do sistema durante a Fase "A" e Fase "B".

4.1 - CARACTERIZAÇÃO DA LIXÍVIA BRUTA

Durante o período compreendido entre junho e dezembro de 1985, realizou-se diariamente análises para a caracterização da lixívia bruta.

A lixívia bruta é constituída de água, soda caústica remanescente do cozimento, lignina e outros sólidos extraídos das fibras de sisal. A tabela 4.1. mostra os principais valores dessa caracterização, os quais refletem a média do período de operação do sistema.

Baseados nesses valores, pode-se concluir que a lixívia constitui uma fonte considerável de poluição, e requer um tratamento para melhorar as seguintes características:

4.1.1 - Teor de Material Orgânico

A DQO ($29 \text{ g} \cdot \ell^{-1}$) e a DBO ($12 \text{ g} \cdot \ell^{-1}$) indicam que a concentração de material orgânico é, aproximadamente, 60 vezes maior que a do esgoto municipal doméstico.

No caso da CONPEL, onde a vazão de lixívia é de $1.200 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$, pode-se determinar que a carga orgânica poluidora, para uma concentração média de material orgânico de $29 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, em termos de DQO, é de: $29 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot 1.200 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1} = 34.800 \text{ kg DQO} \cdot \text{dia}^{-1}$.

4.1.2 - Caráter Alcalino

O valor do pH e alcalinidade total, respectivamente 13 e $6,80 \text{ g CaCO}_3 \cdot \ell^{-1}$, indicam ser a lixívia um resíduo fortemente alcalino, obviamente devido a presença de soda cáustica no processo de cozimento alcalino.

4.1.3 - Temperatura

O valor da temperatura da lixívia varia entre 60 e 65°C , valor este muito alto para o seu lançamento direto em corpo hídrico.

4.2 - OPERAÇÃO DO SISTEMA

4.2.1 - Fase "A"

A metodologia definida nessa fase consistia em se manter constante a concentração de DQO afluente em valores pró

ximos de $8,0 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, com aumentos sucessivos da vazão de alimentação. A vazão adequada ao início do funcionamento do sistema foi determinada através de cálculos baseados no valor máximo da carga orgânica que poderia ser aplicada ao digestor. Desse modo, a vazão inicial de alimentação estava em torno de $5,0 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$.

a - Carga Orgânica

A tabela 4.2. apresenta os valores médios de dois em dois dias da DQO afluenta e efluente do digestor, porcentagem de remoção em termos de DQO, vazão de alimentação e carga orgânica afluenta e efluente do digestor. Observa-se que no decorrer desta fase encontrou-se dificuldades em se manter a carga orgânica afluenta, devido a grandes oscilações na vazão de alimentação por falha no sistema de bombeamento. A carga orgânica por metro cúbico de reator é função da DQO e da vazão de alimentação.

Os gráficos 4.1. e 4.2. mostram, respectivamente, os valores da DQO afluenta e efluente do digestor e a carga orgânica afluenta bem como eficiência de remoção do material orgânico em termos de DQO. Observa-se que a carga orgânica máxima atingida nesta fase foi de apenas $3,70 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, para o período de operação de aproximadamente três meses. A remoção média foi de 58 por cento em termos de DQO. Conforme se observa (figuras 4.1 e 4.2) houve três paradas no sistema. As duas primeiras devido a problemas no sistema de bombeamento e, a terceira, por paralização na fábrica de celulose.

b - pH

A tabela 4.3, mostra o pH da lixívia bruta, do afluente, efluente e dos pontos de amostragem do digestor.

Observa-se que durante toda a fase "A" de operação o pH no interior do digestor se manteve na faixa ideal para a fermentação metanogênica. Mesmo quando o pH afluente do digestor se encontrava acima da faixa ideal, o pH dentro do digestor apresentava valores compatíveis com a fermentação metanogênica. A diminuição do pH afluente se deveu a carbonatação dentro do próprio digestor.

c - Alcalinidade Total, Alcalinidade devido a Bicarbonato e Alcalinidade devido a Ácidos Voláteis.

Os valores médios de dois em dois dias da alcalinidade total, alcalinidade devido a bicarbonato e alcalinidade devido a ácidos voláteis no afluente, efluente e nos quatro pontos de amostragem do digestor são apresentados na tabela 4.4., 4.5. e 4.6., respectivamente.

Durante toda essa fase de operação o sistema demonstrou, sem que houvesse necessidade de se adicionar álcalis, uma boa capacidade de tamponação, evidenciada pelo fato de que a alcalinidade devido a bicarbonato ter sido maior que a alcalinidade devido a ácidos voláteis e o pH, dentro do digestor, ter se mantido na faixa ótima para fermentação metanogênica.

Os gráficos 4.3. e 4.4 mostram a variação da alcalinidade devido a bicarbonato e alcalinidade devido a ácidos

voláteis, respectivamente, nessa fase de produção.

d - Produção de Metano

Durante a fase "A" de operação, não foi realizada a medição real de gás metano. A tabela 4.7. mostra a produção teórica de gás metano, que foi calculada a partir da DQO transformada, ou seja, da diferença entre a DQO afluyente e efluente do digestor. A expressão que se segue, mostra o procedimento de cálculo:

$$(\text{CH}_4)_t = \text{DQO}_{\text{transf}} (\text{kg.m}^{-3}) * 0,40 \text{ vazão alimentação } (\text{m}^3.\text{dia}^{-1})$$

onde:

$(\text{CH}_4)_t$ = produção teórica de metano, em $\text{m}^3.\text{dia}^{-1}$

0,40 = fator de conversão de DQO para metano, em m^3CH_4 .
kg DQO⁻¹.

As oscilações na produção teórica de gás metano se devem ao fato das variações da vazão de alimentação.

e - Sólidos

A tabela 4.8. mostra a evolução dos sólidos sedimentáveis, totais, fixos e voláteis no efluente do digestor. A través desses dados nota-se que a concentração de sólidos sedimentáveis se manteve constante e baixa, demonstrando o perfeito funcionamento do separador de fases. A maior porcentagem de sólidos voláteis em relação aos fixos se deve ao crescimento da massa do lodo.

4.2.2 - Fase "B"

Essa fase caracterizou-se por uma vazão de alimentação (carga hidráulica) constante e aumentos sucessivos da concentração de matéria orgânica (DQO), como descrito no CAPÍTULO III - MATERIAIS E MÉTODOS. Diferencia, também, da fase "A" de operação pela adição de nutrientes no tanque de equalização, em dias alternados.

a - Carga Orgânica

Os valores de DQO afluente e efluente, porcentagem de remoção em termos de DQO, da vazão de alimentação e da carga orgânica afluente e efluente do digestor, são apresentados na tabela 4.9. O gráfico 4.5. mostra a DQO afluente e efluente do digestor e o gráfico 4.6. a carga orgânica afluente e a porcentagem de remoção em termos de DQO.

No reinício da operação do digestor, procurou-se manter a carga orgânica em torno da máxima atingida na fase "A" de operação, isto é, $3,70 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$. A carga orgânica foi sendo aumentada gradativamente de acordo com a capacidade de digestão, através de diminuição de água de diluição. Durante a fase "B" houve algumas variações na vazão de alimentação do digestor, que deveria ser constante, devido a problemas com espuma que se formava na parte superior do digestor e causava constantes entupimentos na saída do biogás. Esse problema foi solucionado com a implantação de um sistema de lavagem e filtro de biogás, como mostra o CAPÍTULO III, tópico 3.1.7.

Nesse período de operação, a carga orgânica afluyente atingiu o máximo de $20,30 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, sem que o digestor desse sinais de instabilidade. Essa carga orgânica atingida foi mais que a satisfatória, pois no início da operação estipulou-se uma carga orgânica final em torno de $15,00 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$. A vazão máxima de alimentação foi de $22,08 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$, dando um tempo de detenção de aproximadamente 22 horas. A média de remoção em termos de DQO atingiu 42 por cento. Esse resultado relativamente baixo se deve, provavelmente, à presença de material não biodegradável na lixívia.

Das quatro paradas registradas nessa fase, a primeira, a segunda e a quarta foram devido a problemas com entupimentos na saída do biogás e a terceira à parada, na produção de celulose.

b - pH

A média de dois em dois dias do pH da lixívia bruta, do afluyente, afluyente e dos pontos de amostragem do digestor nesta fase de operação, são mostrados na tabela 4.10.

No período de 14 de outubro a 4 de novembro de 1985, a lixívia bruta apresentou um pH muito baixo, em relação aos outros períodos. Isso se deveu ao fato de ter havido uma parada na produção de celulose, tendo-se, pois, que se alimentar o digestor com a lixívia armazenada numa lagoa de sedimentação existente na CONPEL. Portanto, pode se concluir que a unidade de carbonatação pode ser substituída por uma lagoa

de equalização.

Nessa fase "B" de operação, observou-se que algumas vezes o pH dentro do digestor atingia níveis maiores que 7,50. Sob essa condição, procedia-se com a adição de bicarbonato de sódio comercial, na concentração de $1,50 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, diretamente na unidade de carbonatação. Essa adição era feita até que o pH atingisse níveis menores que 7,50.

c - Alcalinidade Total, Alcalinidade devido a Bicarbonato e Alcalinidade devido a Ácidos Voláteis

Nas tabelas 4.11., 4.12. e 4.13. é apresentada a média dos resultados, respectivamente, de alcalinidade total, alcalinidade devido a bicarbonato e alcalinidade devido a ácidos voláteis do afluente, efluente e dos pontos de amostragem do digestor.

Nota-se que, mesmo quando a alcalinidade devido a ácidos voláteis atingia valores maiores que $1,0 \text{ g CH}_3\text{COOH} \cdot \text{l}^{-1}$, dentro do digestor, não havia comprometimento do sistema, pois a alcalinidade total existente no afluente do digestor era suficiente para, por efeito de tamponação, manter o pH numa faixa estreita de variação.

Os gráficos 4,7. e 4.8. mostram a evolução da alcalinidade devido a bicarbonato e alcalinidade devido a ácidos voláteis no afluente e efluente do digestor, durante esta fase de operação do sistema.

d - Produção de Metano

Durante a fase "B" de operação do sistema, a produção

de gás metano ainda não pode ser medida. Um medidor tipo MGP - 2, adquirido para esse fim, desde a sua instalação apresentou defeitos de forma que os valores registrados não eram representativos do desempenho do sistema.

A tabela 4.14. mostra a produção teórica de gás metano durante a fase "B" de operação. Os cálculos foram feitos semelhantes aos apresentados no tópico 4.2.1. item d.

e - Sólidos

Durante a fase "B" de operação do sistema foram realizados testes de sólidos sedimentáveis, totais, fixos e voláteis no afluente e efluente do digestor, como mostra a tabela 4.15.

Pelos resultados apresentados de sólidos sedimentáveis no afluente e efluente do digestor, nota-se que durante essa fase houve uma saída razoável de sólidos do digestor, que se deve ao crescimento da massa de lodo e ao aumento da vazão de alimentação.

f - Temperatura

Durante a fase "B" de operação do sistema foi verificada diariamente a temperatura do afluente e a máxima e mínima no interior do digestor. A tabela 4.16. mostra os valores médios de dois em dois dias desses resultados.

A temperatura do afluente do digestor se manteve numa faixa constante, o que demonstra o funcionamento do tanque de equalização como unidade de abaixamento de temperatura. A média máxima e mínima no interior do digestor foi de 33 e

35°C, respectivamente, bem próximo da temperatura ótima da fase mesofílica que é de 35°C.

4.2.3 - Demanda Bioquímica de Oxigênio - DBO

A tabela 4.17. mostra os resultados de todos os testes realizados durante o período de operação do sistema, Fase "A" e Fase "B". Ao todo foram realizados doze testes com amostras compostas de uma semana.

A média de remoção em termos de DBO atingiu a 72 por cento, indicando uma boa capacidade de remoção do material biodegradável. A grande diferença em termos de remoção de DQO e DBO se deve, provavelmente, a uma grande quantidade de material não biodegradável existente na lúxívia.

TABELA 4.1 - CARACTERIZAÇÃO DA LIXÍVIA BRUTA

PARÂMETROS	LIXÍVIA BRUTA
DQO (g.l^{-1})	29
DBO (g.l^{-1})	12
pH	12 a 13
Alcalinidade Total ($\text{g CaCO}_3.\text{l}^{-1}$)	6,80
Sólidos Sedimentáveis (ml.l^{-1})	1,00
Sólidos Totais (g.l^{-1})	30,00
Sólidos Fixos (g.l^{-1})	9,00
Sólidos Voláteis (g.l^{-1})	21,00
Temperatura °C	60° a 65°
Vazão ($\text{m}^3.\text{d}^{-1}$)	1.200

TABELA 4.2 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DA DQO (AFLUENTE E INFLUENTE DO DIGESTOR); PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DQO; VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO E CARGA ORGÂNICA (AFLUENTE E EFLUENTE DO DIGESTOR) DURANTE A FASE A DE OPERAÇÃO.

DIAS OPERAÇÃO	DQO g.l ⁻¹		%	VAZÃO DE ALIMEN- TAÇÃO m ³ .d ⁻¹	CARGA ORGÂNICA kg DQO.m ³ ⁻¹ .d ⁻¹	
	AFLUENTE DO DIGESTOR	EFLUENTE DO DIGESTOR			REMOÇÃO	AFLUENTE DO DIGESTOR
2	4,76	1,70	65	5,05	1,20	0,40
*	*	*	*	*	*	*
6	13,79	4,61	67	4,10	2,80	0,90
8	11,52	5,06	56	3,02	1,70	0,80
*	*	*	*	*	*	*
12	7,45	4,53	39	5,96	2,20	1,30
14	7,17	3,96	45	8,24	2,90	1,60
16	8,30	3,64	56	6,11	2,30	1,10
18	7,17	3,41	52	5,39	1,90	0,90
20	6,86	2,24	67	3,86	1,30	0,40
22	6,73	2,31	66	5,88	2,00	0,70
24	6,52	2,53	61	8,86	2,90	1,10
26	6,85	2,76	60	6,03	2,10	0,80
28	4,94	1,69	66	5,76	1,40	0,50
30	7,29	1,66	77	6,94	2,50	0,60
32	6,77	2,86	58	10,58	3,60	1,50
34	7,89	3,43	56	6,65	2,60	1,10
36	7,74	4,17	46	8,28	3,20	1,70

Continuação da Tabela 4.2

DIAS OPERAÇÃO	DQO g.ℓ ⁻¹		REMOÇÃO %	VAZÃO DE ALIMEN- TAÇÃO m ³ .d ⁻¹	CARGA ORGÂNICA kg DQO.m ³ ⁻¹ .d ⁻¹	
	APLUENTE DO DIGESTOR	EFFLUENTE DO DIGESTOR			APLUENTE DO DIGESTOR	EFFLUENTE DO DIGESTOR
38	6,85	3,79	45	7,34	2,50	1,40
40	7,26	4,04	44	8,07	2,90	1,60
42	7,42	3,90	47	6,90	2,60	1,30
44	7,08	4,04	43	7,77	2,70	1,60
*	*	*	*	*	*	*
48	10,62	3,93	63	6,77	3,60	1,30
50	8,42	3,59	57	4,88	2,10	0,90
52	6,93	3,42	51	4,76	1,60	0,80
54	7,55	4,72	38	9,75	3,70	2,30
56	5,18	3,57	31	5,07	1,30	0,90
58	6,28	2,98	52	4,87	1,50	0,70
60	6,68	2,91	56	7,75	2,60	1,00
62	5,79	2,01	65	9,70	2,80	0,60
64	6,79	1,84	72	6,85	2,30	0,60
66	7,92	1,67	79	8,43	3,30	0,70
68	8,58	2,33	73	8,10	3,50	0,90
70	9,23	3,14	66	7,70	3,50	1,20
72	8,55	1,81	79	6,97	3,00	0,60
74	9,17	3,81	58	5,13	2,30	1,00
76	8,33	3,45	59	6,52	2,30	0,90
78	8,61	3,30	62	3,05	1,30	0,50

* Parada no Sistema

TABELA 4.3 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DO pH DA LIXÍVIA BRUTA; DO AFLUENTE, PONTOS DE AMOSTRAGEM E INFLUENTE DO DIGESTOR DURANTE A FASE "A" DE OPERAÇÃO.

DIAS OPE- RAÇÃO	LIXÍVIA BRUTA	DIGESTOR ANAERÓBIO					
		AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
2	10,50	9,90	7,1	7,1	7,1	7,2	7,40
*	*	*	*	*	*	*	*
6	10,70	10,50	7,7	7,6	7,5	7,4	7,80
8	11,40	10,80	7,0	7,4	7,4	7,4	7,60
*	*	*	*	*	*	*	*
10	9,70	7,50	7,10	7,1	7,1	7,2	7,40
14	9,30	7,50	7,00	7,0	7,0	7,1	7,20
16	10,00	7,00	7,00	7,0	7,0	7,0	7,20
18	9,90	7,00	7,00	7,1	7,2	7,1	7,20
20	8,00	6,90	7,00	7,0	7,0	7,0	7,10
22	8,00	7,00	7,00	7,0	7,0	7,1	7,30
24	8,90	7,30	7,00	7,0	7,1	7,1	7,20
26	8,90	7,30	7,00	7,0	7,0	7,1	7,20
28	10,30	8,90	7,00	7,0	7,0	7,0	7,20
30	11,70	11,30	7,30	7,2	7,3	7,3	7,60
32	11,50	11,20	7,00	7,2	7,2	7,2	7,70
34	10,90	10,60	7,0	7,0	7,2	7,3	7,50
36	10,70	10,50	7,0	7,1	7,2	7,2	7,40
38	11,40	10,00	7,0	7,0	7,1	7,2	7,30
40	11,60	9,80	7,0	7,0	7,1	7,1	7,30
42	11,90	10,00	7,0	7,0	7,0	7,1	7,50

Continuação da Tabela 4.3.

DIAS OPE- RAÇÃO	LIXÍVIA BRUTA	DIGESTOR ANAERÓBIO					
		AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
44	10,90	9,00	7,1	7,1	7,2	7,2	7,40
*	*	*	*	*	*	*	*
48	11,00	10,30	7,1	7,2	7,2	7,2	7,50
50	10,70	9,20	7,0	7,0	7,2	7,2	7,40
52	11,70	10,20	7,0	7,0	7,1	7,2	7,40
54	11,60	9,60	7,0	7,1	7,2	7,3	7,50
56	11,60	8,80	7,0	7,0	7,2	7,2	7,50
58	11,30	9,10	7,0	7,0	7,1	7,1	7,40
60	11,30	9,40	7,0	7,0	7,1	7,2	7,40
62	10,70	9,40	7,0	7,0	7,0	7,1	7,30
64	10,9	9,9	7,0	7,0	7,2	7,1	7,3
66	11,9	9,1	7,0	7,0	7,0	7,0	7,1
68	11,7	8,8	7,0	7,0	7,0	7,1	7,3
70	12,0	8,0	**	**	**	**	7,0
72	11,6	10,1	7,2	7,2	7,4	7,4	7,6
74	11,9	10,3	7,2	7,2	7,4	7,5	7,6
76	11,7	10,0	7,2	7,3	7,5	7,5	7,7
78	11,4	9,9	7,3	7,6	7,7	7,5	7,9

* Parada do Sistema

** Medidor de pH com defeito, o pH foi medido com papel in-
dicador.

TABELA 4.4 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DA ALCALINIDADE DE TOTAL NO DIGESTOR EM $\text{mg. CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ DURANTE A FASE "A" DE OPERAÇÃO.

DIAS OPERAÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
2	1,90	1,62	1,78	2,10	1,96	2,14
*	*	*	*	*	*	*
6	2,88	1,44	2,22	2,14	2,04	2,42
8	2,76	1,82	1,68	2,10	2,56	2,84
*	*	*	*	*	*	*
12	0,82	1,10	2,00	2,18	2,00	2,00
14	0,96	1,02	1,40	1,92	1,72	1,84
16	1,12	1,50	1,38	1,80	2,00	1,56
18	1,14	1,52	1,56	1,70	1,86	1,84
20	1,00	1,04	1,22	1,56	1,34	1,52
22	1,18	0,92	1,24	1,22	1,62	1,64
24	1,20	0,80	1,14	1,18	1,36	1,60
26	1,30	0,72	1,08	1,18	1,38	1,44
28	1,12	1,02	1,06	1,16	1,28	1,34
30	2,44	0,64	0,96	1,08	1,16	1,84
32	1,56	0,60	1,04	1,39	1,64	1,70
34	1,75	1,35	0,81	1,37	1,33	2,06
36	1,89	1,18	1,10	1,81	1,23	2,29
38	1,48	1,25	0,83	2,02	2,35	2,52
40	1,50	0,79	1,54	1,91	2,29	2,50
42	1,98	0,98	1,19	1,87	2,29	2,79

Continuação da Tabela 4.4

DIAS OPERA ÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFFLUENTE
44	1,85	1,21	0,94	1,75	2,12	2,43
*	*	*	*	*	*	*
48	1,93	1,27	1,18	1,60	2,02	2,08
50	1,39	1,58	1,16	1,37	1,56	2,45
52	2,31	1,21	1,16	1,58	1,71	2,86
54	1,82	1,46	1,33	1,79	1,81	3,12
56	1,33	1,87	1,31	2,16	1,87	2,66
58	1,04	1,58	1,58	1,91	1,77	2,41
60	1,33	1,25	1,39	1,79	1,93	2,31
62	1,50	1,31	1,55	1,64	1,81	2,22
64	1,50	1,25	1,50	1,68	1,70	1,83
66	1,46	1,21	1,25	1,45	1,66	1,87
68	1,58	1,27	1,29	1,54	1,70	2,00
70	**	**	**	**	**	**
72	1,85	1,43	1,23	1,91	2,27	2,37
74	2,39	1,46	1,50	2,43	2,58	2,66
76	1,85	1,75	1,73	2,18	2,50	2,79
78	1,93	1,23	2,10	2,14	2,33	2,58

* Paradas no sistema

** Problemas com o medidor de pH

TABELA 4.5 - VALORES MÉDIOS DE DOIS DIAS DA ALCALINIDADE DE VIDO A BICARBONATO NO DIGESTOR EM $\text{mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ DURANTE A FASE "A" DE OPERAÇÃO.

DIAS OPERAÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
2	1,33	1,49	1,64	1,94	1,82	1,98
*	*	*	*	*	*	*
6	1,72	1,22	2,02	1,90	1,88	2,17
8	1,74	1,61	1,42	1,78	2,22	2,61
*	*	*	*	*	*	*
12	0,51	1,02	1,79	1,95	1,80	1,83
14	0,58	0,92	1,27	1,69	1,52	1,60
16	0,69	1,34	1,23	1,56	1,85	1,40
18	0,69	1,37	1,40	1,51	1,70	1,67
20	0,69	0,99	1,11	1,43	1,21	1,34
22	0,74	0,86	1,18	1,11	1,53	1,53
24	0,76	0,74	1,05	1,09	1,26	1,49
26	0,76	0,66	0,97	1,04	1,23	1,27
28	0,71	0,96	0,96	1,03	1,18	1,22
30	1,48	0,59	0,91	0,97	1,05	1,71
32	1,02	0,55	0,93	1,22	1,45	1,47
34	1,15	1,24	0,71	1,09	1,06	1,79
36	1,14	1,02	0,97	1,52	1,03	1,86
38	0,94	1,10	1,72	1,63	1,93	2,04
40	0,96	0,75	1,36	1,72	1,97	2,13
42	1,08	0,89	1,73	1,74	2,01	2,45

Continuação da Tabela 4.5

DIAS OPERA ÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
44	1,05	1,12	0,83	1,57	2,04	2,10
*	*	*	*	*	*	*
48	1,29	1,22	1,08	1,47	1,80	1,83
50	0,85	1,48	1,06	1,23	1,38	2,23
52	1,44	1,14	1,06	1,53	1,53	2,26
54	1,02	1,32	1,23	1,61	1,61	2,68
56	0,51	1,70	1,19	1,59	1,59	2,28
58	0,40	1,40	1,39	1,46	1,46	2,18
60	0,79	1,17	1,30	1,72	1,72	2,04
62	0,73	1,25	1,41	1,63	1,63	1,20
64	0,78	1,20	1,43	1,56	1,56	1,72
66	0,70	1,15	1,16	1,37	1,52	1,70
68	0,79	1,21	1,22	1,43	1,56	1,84
70	**	**	**	**	**	**
72	0,95	1,33	1,19	1,76	2,10	2,19
74	0,95	1,33	1,38	2,19	1,09	2,48
76	1,08	1,66	1,63	2,06	2,31	2,56
78	0,70	1,15	1,90	1,96	2,13	2,33

* Parada no sistema

** Problemas com o medidor de pH

TABELA 4.6 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DA ALCALINIDADE DEVIDO A ÁCIDOS VOLÁTEIS DO DIGESTOR EM $\text{mg CH}_3\text{COOH} \cdot \ell^{-1}$ DURANTE A FASE "A" DE OPERAÇÃO.

DIAS OPERAÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
2	0,81	0,18	0,20	0,23	0,20	0,21
*	*	*	*	*	*	*
6	1,63	0,31	0,29	0,34	0,22	0,35
8	1,45	0,30	0,36	0,45	0,49	0,33
*	*	*	*	*	*	*
12	0,44	0,11	0,30	0,32	0,29	0,24
14	0,53	0,14	0,18	0,33	0,29	0,34
16	0,61	0,22	0,21	0,34	0,21	0,22
18	0,64	0,21	0,22	0,26	0,23	0,24
20	0,58	0,07	0,15	0,19	0,18	0,25
22	0,62	0,09	0,09	0,15	0,13	0,15
24	0,62	0,08	0,13	0,13	0,14	0,15
26	0,76	0,09	0,15	0,20	0,21	0,24
28	0,58	0,09	0,14	0,18	0,14	0,16
30	1,36	0,07	0,07	0,15	0,15	0,19
32	0,77	0,07	0,16	0,25	0,27	0,33
34	0,84	0,16	0,14	0,39	0,38	0,49
36	1,06	0,23	0,18	0,41	0,28	0,60
38	0,75	0,21	0,14	0,54	0,59	0,67
40	0,75	0,05	0,25	0,27	0,44	0,52
42	1,26	0,12	0,20	0,18	0,39	0,48

Continuação da Tabela 4.6

DIAS OPERA ÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
44	1,14	0,12	0,15	0,25	0,35	0,47
*	*	*	*	*	*	*
48	0,90	0,07	0,15	0,18	0,31	0,35
50	0,77	0,14	0,15	0,20	0,25	0,31
52	1,23	0,10	0,15	0,15	0,25	0,42
54	1,20	0,20	0,15	0,27	0,28	0,62
56	1,16	0,25	0,17	0,59	0,39	0,54
58	0,90	0,26	0,27	0,44	0,43	0,42
50	0,77	0,11	0,14	0,22	0,30	0,37
62	1,09	0,09	0,18	0,23	0,26	0,32
64	1,01	0,07	0,09	0,20	0,21	0,25
66	1,06	0,07	0,12	0,12	0,20	0,25
68	1,11	0,09	0,10	0,15	0,20	0,22
70	**	**	**	**	**	**
72	1,27	0,15	0,05	0,22	0,23	0,26
74	2,04	0,15	0,16	0,35	0,33	0,36
76	1,09	0,12	0,14	0,17	0,26	0,31
78	1,74	0,11	0,38	0,26	0,28	0,35

* Parada no sistema

** Problemas com o medidor de pH

TABELA 4.7 - VALORES MÉDIOS DE DOIS DIAS DA PRODUÇÃO TEÓRICA DE METANO EM $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ DURANTE A FASE "A"

DIAS OPERAÇÃO	PRODUÇÃO TEÓRICA CH_4 $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$	DIAS OPERAÇÃO	PRODUÇÃO TEÓRICA CH_4 $\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$
2	6,10	42	9,40
*	*	44	9,20
6	14,80	*	*
8	7,60	48	17,70
*	*	50	9,10
12	6,80	52	6,60
14	10,40	54	10,90
16	11,10	56	3,20
18	7,80	58	6,20
20	6,90	60	11,30
22	10,20	62	14,30
24	13,80	64	13,30
26	9,70	66	20,60
28	7,30	68	19,80
30	15,13	70	18,30
32	16,30	72	18,40
34	11,50	74	10,70
36	11,50	76	12,50
38	8,80	78	6,40
40	10,10		

TABELA 4.8 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DOS SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS, TOTAIS, FIXOS E VOLÁTEIS DO EFLUENTE DO DIGESTOR DURANTE A FASE "A" DE OPERAÇÃO.

DIAS OPERAÇÃO	SEDIMENTÁVEIS mℓ.ℓ ⁻¹	TOTAIS g.ℓ ⁻¹	FIXOS g.ℓ ⁻¹	VOLÁTEIS g.ℓ ⁻¹
2	0,10	1,70	1,70	3,00
*	*	*	*	*
6	0,10	6,23	2,06	4,17
8	0,15	7,17	2,45	4,72
*	*	*	*	*
12	0,10	6,64	2,93	3,71
14	0,10	5,77	2,27	3,50
16	0,10	5,23	2,38	2,85
18	0,10	5,23	2,50	3,03
20	0,15	6,05	2,50	3,35
22	0,15	6,11	2,80	3,31
24	0,10	4,84	2,15	2,69
26	0,10	3,70	1,58	2,12
28	0,10	3,47	1,41	2,06
30	0,10	3,43	1,29	2,14
32	0,10	4,15	1,71	2,44
34	0,10	5,10	2,47	2,63
36	0,10	5,20	2,56	2,64
38	0,10	***	***	***
40	0,10	6,63	3,07	3,56
42	0,10	6,68	3,22	3,46

Continuação da Tabela 4.8

DIAS OPERA ÇÃO	SEDIMENTÁVEIS ml.l ⁻¹	TOTAIS g.l ⁻¹	FIXOS g.l ⁻¹	VOLÁTEIS g.l ⁻¹
44	0,10	7,25	3,01	4,26
*	*	*	*	*
48	0,10	6,15	3,14	3,01
50	0,10	5,47	3,03	2,44
52	0,10	14,57	2,21	12,36
54	0,10	***	***	***
56	0,10	***	***	***
58	0,10	6,91	2,06	4,85
60	0,10	4,99	1,78	3,21
62	0,10	3,79	1,23	2,56
64	0,10	4,73	1,69	3,04
66	0,10	3,98	1,41	2,57
68	0,10	4,99	0,96	4,03
70	0,10	4,81	1,72	3,09
72	0,10	4,85	1,41	3,44
74	0,10	4,68	1,19	3,49
76	0,10	4,66	2,00	2,66
78	0,10	4,59	2,05	2,54

* Parada no sistema de operação

*** Análises não realizadas

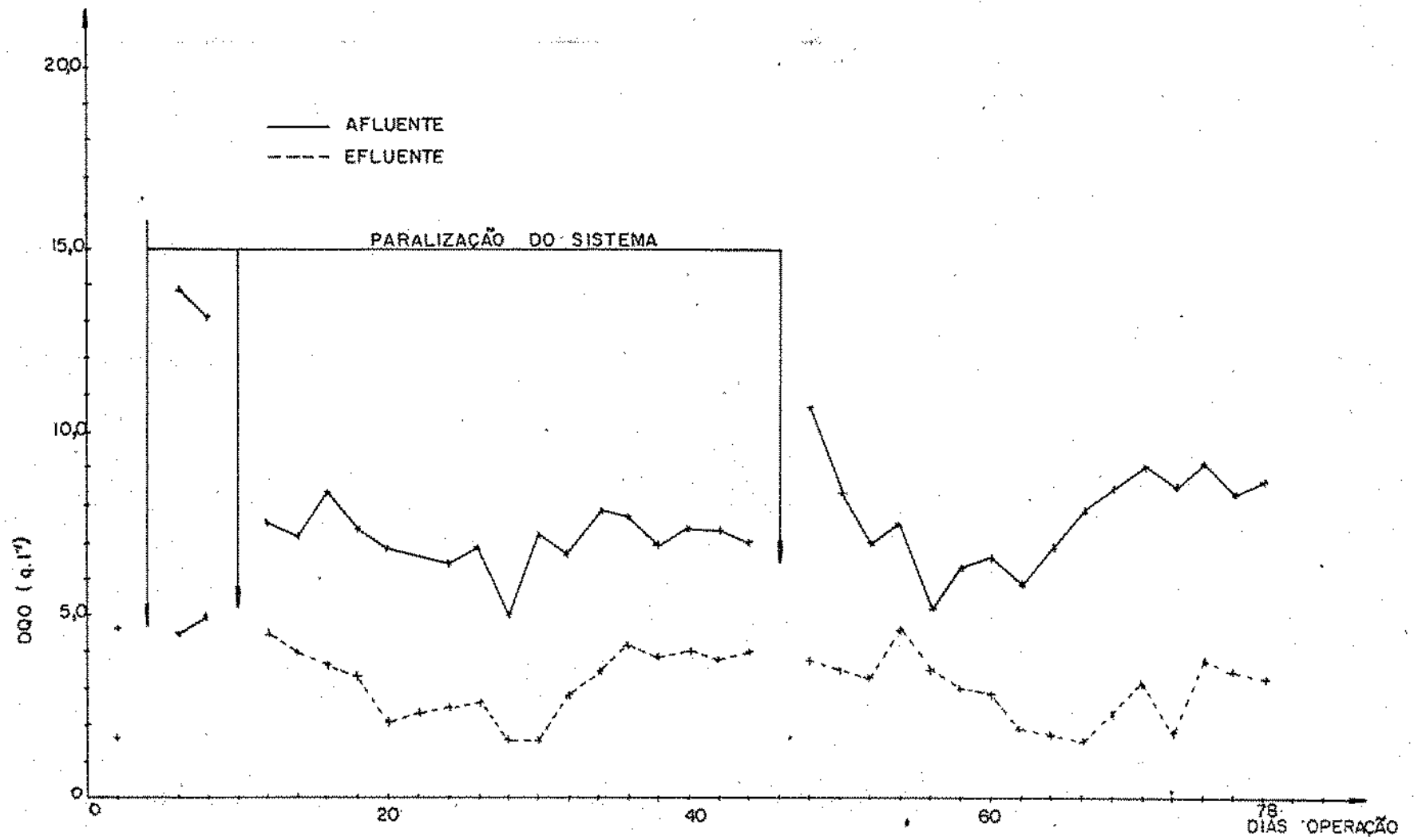


GRAFICO 4.1 DQO AFLUENTE E EFLUENTE DO DIGESTOR RELATIVO A FASE "A"

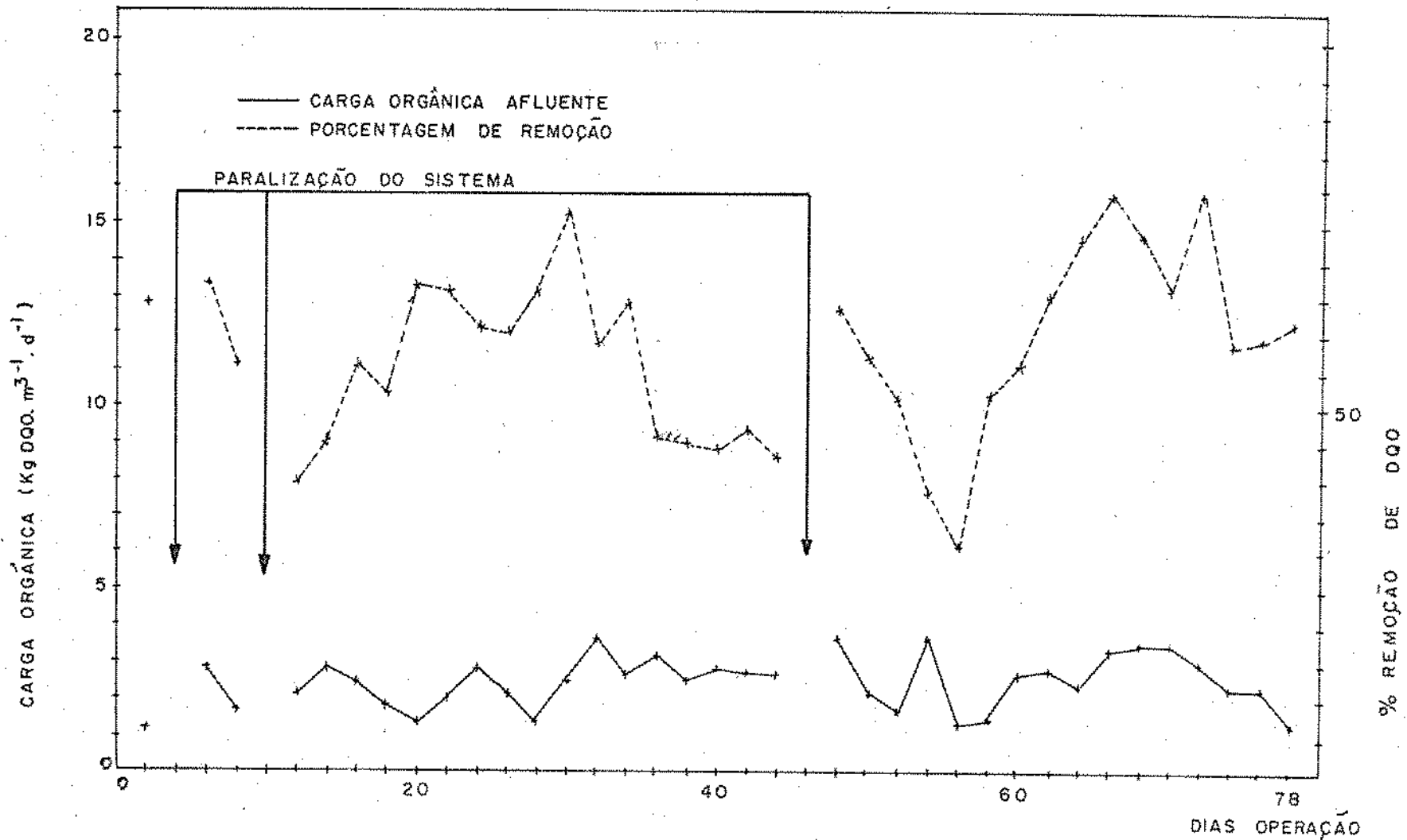


GRAFICO 4.2 - CARGA ORGÂNICA AFLUENTE DO DIGESTOR E PORCENTAGEM DE REMOÇÃO RELATIVA A FASE "A"

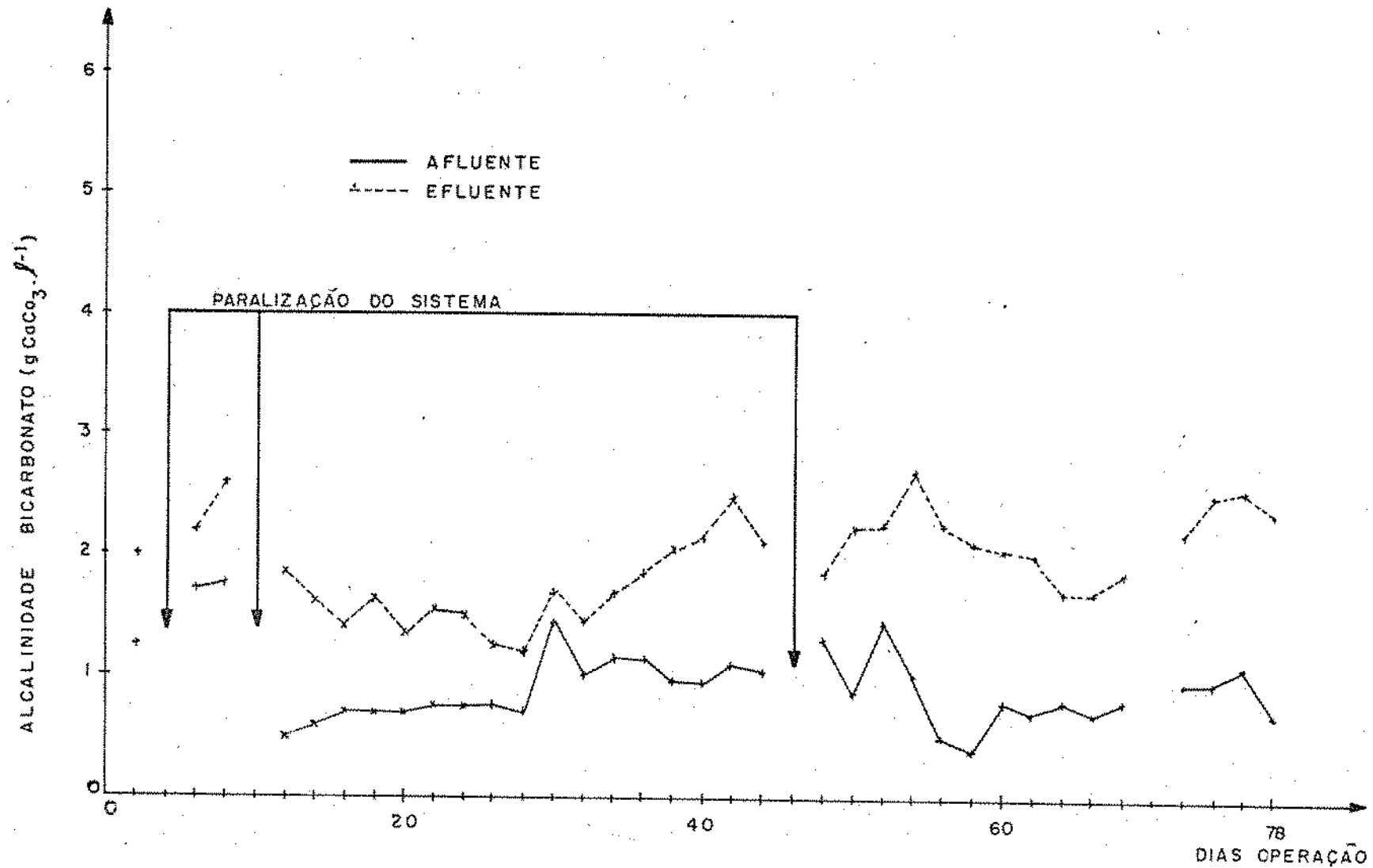


GRÁFICO 4.3 - ALCALINIDADE DEVIDO A BICARBONATO AFLUENTE E EFLUENTE DO DIGESTOR RELATIVO A FASE "A"

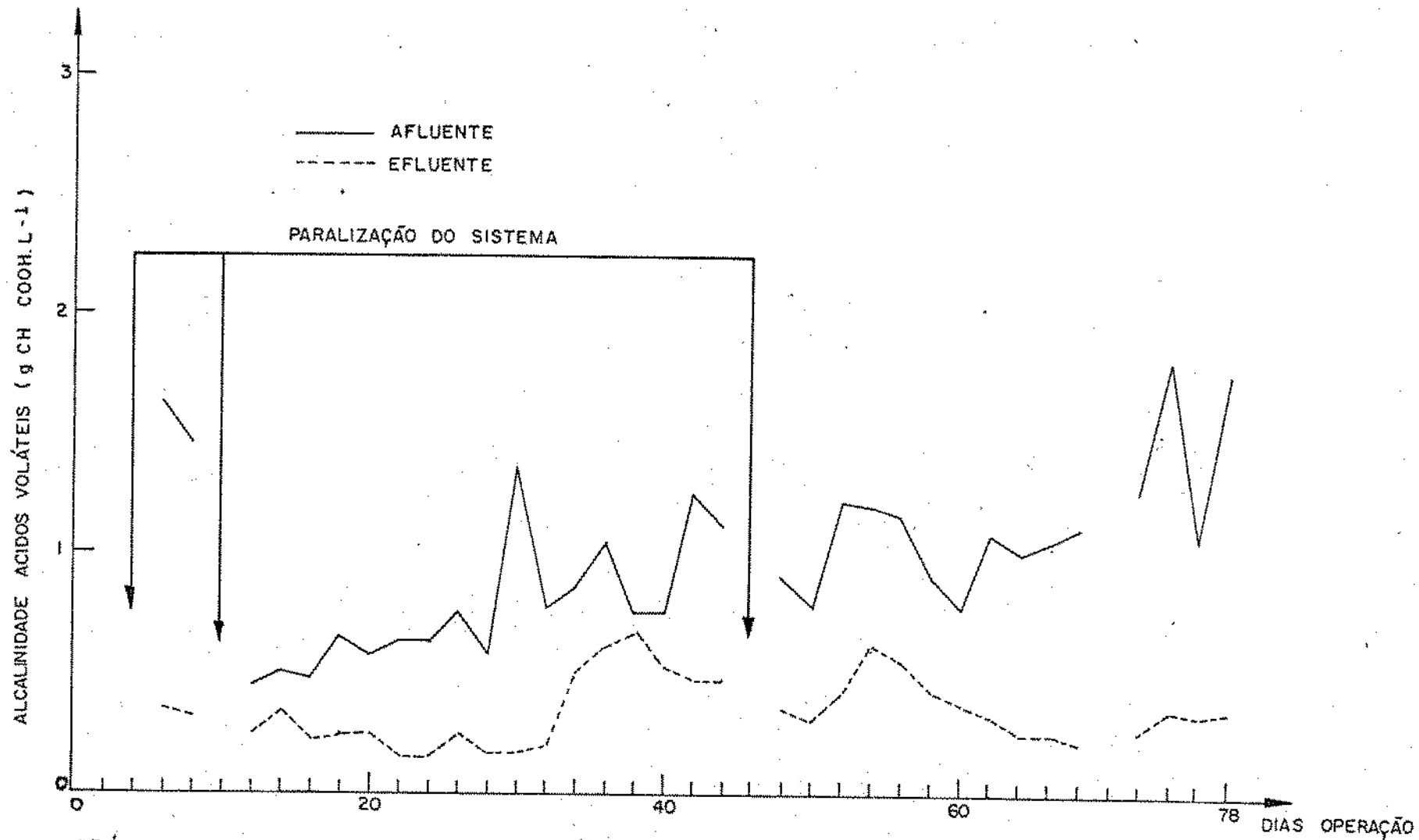


GRÁFICO 4-4 ALCALINIDADE DEVIDO AOS ÁCIDOS VOLÁTEIS DO AFLUENTE E EFLUENTE DO DIGESTOR RELATIVO A FASE "A"

TABELA 4.9 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DA DQO (AFLUENTE E EFLUENTE DO DIGESTOR); PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DE DQO; VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO E CARGA ORGÂNICA (AFLUENTE E EFLUENTE DO DIGESTOR) DURANTE A FASE "B" DE OPERAÇÃO.

DIAS OPERAÇÃO	CARGA ORGÂNICA g.l ⁻¹		%	VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO m ³ .d ⁻¹	CARGA ORGÂNICA kg DCO.m ³ .d ⁻¹	
	AFLUENTE DO DIGESTOR	EFLUENTE DO DIGESTOR			REMOÇÃO	AFLUENTE DO DIGESTOR
82	4,84	2,03	58	17,20	4,20	1,70
84	4,16	2,03	51	17,20	3,60	1,70
86	4,50	2,40	47	17,20	3,90	2,10
88	5,62	3,64	35	10,37	2,90	1,90
*	*	*	*	*	*	*
92	6,78	2,33	65	5,84	2,00	0,70
94	5,44	2,96	46	14,08	3,80	2,10
96	5,39	3,02	44	22,05	5,40	3,00
*	*	*	*	*	*	*
100	6,09	2,79	54	11,52	3,50	1,60
102	9,10	3,29	64	10,72	4,90	1,80
104	5,33	3,04	43	18,89	5,00	2,90
106	5,07	2,05	59	20,50	5,20	2,10
108	6,30	2,71	57	18,88	5,90	2,60
110	7,04	2,73	61	18,40	6,50	2,50
112	6,56	2,89	56	20,50	6,70	3,00
114	7,41	3,40	54	20,50	7,60	3,50
116	6,22	3,12	50	20,50	6,40	3,20
*	*	*	*	*	*	*

Continuação da Tabela 4.9

DIAS OPERA ÇÃO	CARGA ORGÂNICA g.l ⁻¹		%	VAZÃO DE ALIMENTA- ÇÃO m ³ .d ⁻¹	CARGA ORGÂNICA kg DQO.m ³ ⁻¹ .d ⁻¹	
	AFLUENTE DO DIGESTOR	EFLUENTE DO DIGESTOR			REMOÇÃO	AFLUENTE DO DIGESTOR
120	8,17	4,21	48	18,88	7,70	4,00
122	8,50	4,86	43	18,88	8,00	4,60
124	8,88	6,20	30	18,88	8,40	5,80
126	8,40	5,40	36	19,09	8,00	5,10
128	8,90	5,50	38	15,76	7,00	4,30
130	8,50	5,30	38	15,84	6,70	4,20
132	9,83	6,96	29	17,28	8,50	6,00
134	8,72	6,30	28	19,44	8,50	6,10
*	*	*	*	*	*	*
138	9,98	6,30	37	16,95	8,50	5,30
140	9,58	5,84	39	19,80	9,50	5,80
142	8,76	6,30	33	21,60	9,50	5,80
144	3,52	6,85	26	21,84	9,30	6,90
146	7,19	6,02	26	22,08	7,90	5,80
148	9,80	6,20	45	21,60	10,60	5,80
150	9,57	6,77	35	20,88	10,00	6,50
152	10,60	6,34	43	22,08	11,70	6,70
154	11,82	7,04	46	22,08	13,00	7,00
156	13,36	9,93	43	22,08	14,70	8,40
158	13,09	10,12	36	22,08	14,40	9,30
160	12,94	9,53	26	22,08	14,30	10,50
162	13,16	10,00	24	22,08	14,50	11,00

Continuação da Tabela 4.9

DIAS OPERA ÇÃO	CARGA ORGÂNICA g.l ⁻¹		%	VAZÃO DE ALIMENTA- ÇÃO m ³ .d ⁻¹	CARGA ORGÂNICA kg DQO.m ³ ⁻¹ .d ⁻¹	
	AFLUENTE DO DIGESTOR	EFLUENTE DO DIGESTOR			REMOÇÃO	AFLUENTE DO DIGESTOR
164	14,86	10,06	32	22,08	16,40	11,10
166	15,46	10,75	30	22,08	17,10	11,90
168	15,88	10,68	33	22,08	17,50	11,80
170	16,92	11,40	33	22,08	18,70	12,60
172	17,87	11,51	36	22,08	19,70	12,70
174	18,43	11,88	35	22,08	20,30	13,10

* Paradas no sistema

TABELA 4.10 - VALORES MÉDIOS DE 2 EM 2 DIAS DO pH DA LIXÍVIA BRUTA E DO DIGESTOR DURANTE A FASE "B" DE OPERAÇÃO

DIAS OPE- RAÇÃO	LIXÍVIA	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	BRUTA	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFFLUENTE
82	12,1	10,7	7,0	7,2	7,4	7,5	7,7
84	12,1	10,6	7,0	7,1	7,2	7,3	7,5
86	11,6	9,8	7,0	7,1	7,1	7,3	7,3
88	12,2	10,3	7,1	7,2	7,2	7,2	7,2
*							
92	12,4	10,6	7,3	8,4	7,5	7,4	7,6
94	11,2	10,5	7,2	7,2	7,3	7,2	7,6
96	12,4	11,0	7,1	7,2	7,2	7,3	7,5
*							
100	12,1	10,5	7,1	7,4	7,5	7,5	7,4
102	12,0	10,2	7,3	7,4	7,4	7,6	7,5
104	11,8	10,3	7,0	7,2	7,2	7,3	7,5
106	11,2	9,9	7,2	7,3	7,4	7,4	7,6
108	12,2	10,8	7,2	7,4	7,4	7,5	7,6
110	12,3	11,0	7,3	7,4	7,5	7,6	7,8
112	12,5	10,6	7,1	7,3	7,3	7,2	7,6
114	7,8	9,0	7,4	7,5	7,6	7,6	7,8
116	7,8	9,6	7,5	7,6	7,7	7,7	7,9
*							
120	7,8	8,0	7,6	7,7	7,7	7,8	7,9
122	7,8	7,7	7,5	7,6	7,7	7,7	7,6
124	7,8	7,9	7,5	7,6	7,6	7,6	7,6

Continuação da Tabela 4.10

DIAS OPE- RAÇÃO	LIXÍVIA		DIGESTOR ANAERÓBIO				
	BRUTA	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
126	7,8	7,8	7,4	7,6	7,6	7,6	7,8
128	7,8	7,7	7,4	7,5	7,5	7,5	7,4
130	7,8	7,7	7,3	7,4	7,5	7,5	7,5
132	8,0	7,0	**	**	**	**	7,0
134	8,0	7,0	**	**	**	**	7,0
*							
138	8,4	8,1	7,3	7,5	7,5	7,6	7,8
140	8,4	8,4	7,7	7,8	7,7	7,8	8,0
142	12,4	9,8	7,8	7,9	7,9	8,0	8,2
144	12,3	10,1	7,6	7,7	7,8	7,9	7,9
146	11,8	10,2	7,5	7,6	7,7	7,7	7,8
148	12,4	11,1	7,5	7,6	7,7	7,7	7,9
150	11,3	9,9	7,2	7,3	7,3	7,4	7,4
152	11,9	9,9	7,0	7,1	7,2	7,2	7,2
154	11,6	9,3	7,0	7,1	7,2	7,2	7,1
156	11,7	10,4	7,2	7,2	7,3	7,3	7,5
158	11,9	9,2	7,3	7,3	7,4	7,4	7,4
160	12,0	9,8	7,3	7,4	7,4	7,5	7,4
162	11,2	9,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,6
164	12,0	9,9	7,4	7,4	7,4	7,5	7,6
166	12,0	9,0	7,5	7,4	7,5	7,6	7,6
168	12,1	11,0	7,5	7,6	7,6	7,7	7,8
170	12,2	10,3	7,5	7,5	7,5	7,6	7,6

Cont.

Continuação da Tabela 4.10

DIAS OPE- RAÇÃO	LIXÍVIA BRUTA	DIGESTOR ANAERÓBIO					
		AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
174	12,1	10,0	7,4	7,5	7,6	7,6	7,7
174	12,0	10,6	7,5	7,6	7,6	7,7	7,8

TABELA 4.11 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DE ALCALINIDADE TOTAL EM $\text{g.CaCO}_3.\text{l}^{-1}$ NOS DIVERSOS PONTOS NA FASE "B".

DIAS OPERAÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
82	1,39	1,00	1,23	1,43	1,68	1,70
84	1,08	0,81	0,94	1,29	1,39	1,48
86	1,29	0,96	1,02	1,29	1,52	1,60
88	1,61	1,31	1,33	1,67	1,67	2,03
*	*	*	*	*	*	*
92	1,72	1,47	1,53	1,47	1,78	1,89
94	1,39	1,42	1,22	1,75	1,33	2,42
96	1,89	1,58	1,73	2,20	2,72	2,70
*	*	*	*	*	*	*
100	2,11	1,44	1,92	2,67	2,67	2,58
102	2,78	1,61	1,92	1,95	2,78	2,25
104	1,25	1,08	1,61	1,75	1,95	2,17
106	1,25	0,78	1,03	1,42	1,53	1,97
108	1,47	1,06	1,25	1,42	1,61	1,92
110	1,75	1,00	1,28	1,31	1,78	1,97
112	2,00	1,56	1,72	1,36	1,75	2,22
114	2,78	1,58	1,81	2,45	2,67	2,92
116	2,78	1,67	2,28	2,61	2,78	3,61
*	*	*	*	*	*	*
120	3,59	1,67	2,11	2,36	2,61	3,78
122	2,25	1,58	1,64	2,39	2,64	3,34
124	2,11	1,33	1,56	2,11	2,50	3,39

Continuação da Tabela 4.11

DIAS OPERA ÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
126	2,11	1,52	1,70	2,22	3,06	3,36
128	2,19	1,36	1,75	2,56	3,14	3,34
130	2,31	1,47	1,89	2,25	3,08	3,39
132	**	**	**	**	**	**
134	**	**	**	**	**	**
*	*	*	*	*	*	*
138	2,78	2,17	2,20	2,50	2,86	3,42
140	5,00	2,53	1,44	2,64	2,20	3,75
142	1,67	3,28	2,72	3,78	3,39	6,28
144	2,39	2,56	2,56	3,12	3,64	4,33
146	2,14	1,89	1,91	2,87	3,08	4,08
148	3,62	1,77	1,93	3,04	3,22	3,95
150	2,54	1,91	1,98	2,83	2,74	3,41
152	3,04	***	1,81	2,66	2,77	3,43
154	3,08	***	1,93	2,29	2,22	3,56
156	4,18	***	3,18	2,95	2,41	4,95
158	3,72	***	2,87	3,04	3,31	5,14
160	3,74	***	2,83	3,08	3,33	4,99
162	3,47	***	1,45	2,62	4,19	4,74
164	3,31	***	1,64	1,79	3,95	4,43
166	3,56	1,62	1,66	2,39	3,43	4,18
168	3,93	***	1,87	3,10	3,33	4,60
170	4,37	1,87	3,35	3,26	3,33	3,70

Continuação da Tabela 4.11

DIAS OPERA ÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
172	4,72	***	3,56	3,60	3,78	4,33
174	5,12	***	3,47	3,87	4,28	2,64

* Paradas no sistema

** Problemas com o medidor de pH

*** Análises não realizadas devido a presença de muito lodo na amostra.

TABELA 4.12 - VALORES MÉDIOS DE 2 EM 2 DIAS DA ALCALINIDADE DEVIDO A BICARBONATO EM $\text{gCaCO}_3 \cdot \text{l}^{-1}$ NO DIGESTOR DURANTE A FASE "B" DE OPERAÇÃO

DIAS OPERAÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
82	0,65	0,89	0,99	1,15	1,29	1,29
84	0,59	0,67	0,74	0,92	1,01	1,04
86	0,57	0,72	0,90	0,77	1,05	0,09
88	1,01	1,10	1,15	1,26	1,24	1,50
*	*	*	*	*	*	*
92	0,95	1,35	1,39	1,61	1,18	1,68
94	0,78	1,31	1,15	1,58	1,19	2,13
96	1,02	1,31	1,49	1,76	2,47	2,10
*	*	*	*	*	*	*
100	1,25	1,30	1,71	2,37	2,21	2,10
102	1,38	1,44	1,74	1,76	2,50	1,84
104	0,75	0,89	1,42	1,41	1,56	1,71
106	0,75	0,64	0,94	1,29	1,26	1,73
108	0,96	0,95	1,13	1,30	1,36	1,63
110	1,15	0,92	1,14	1,14	1,52	1,64
112	1,15	1,42	1,55	1,19	1,51	1,65
114	2,88	1,33	1,45	1,98	2,10	2,21
116	1,69	1,35	1,81	1,94	2,06	2,66
*	*	*	*	*	*	*
120	2,16	1,50	1,51	1,82	1,97	2,96
122	1,51	1,28	1,34	1,79	2,00	2,66

Continuação da Tabela 4.12

DIAS OPERA ÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
124	1,47	1,05	1,24	1,69	2,00	2,85
126	1,46	1,25	1,39	1,88	2,59	2,88
128	1,52	1,10	1,44	2,22	2,79	2,95
130	1,56	1,22	1,61	1,94	2,77	3,05
132	**	**	**	**	**	**
134	**	**	**	**	**	**
*	*	*	*	*	*	*
138	2,18	1,90	1,89	2,15	2,48	3,00
140	4,03	2,24	1,24	2,32	1,90	3,29
142	1,13	3,01	2,40	3,28	2,89	5,78
144	1,83	2,32	2,33	2,87	3,17	3,82
146	1,56	1,68	1,68	2,55	2,66	3,59
148	2,39	1,57	1,66	2,72	2,58	3,11
150	1,41	1,74	1,63	2,40	2,11	2,65
152	1,70	***	1,45	2,19	2,22	2,59
154	1,82	***	1,58	1,93	1,84	2,63
156	3,50	***	2,55	2,35	2,02	3,65
158	2,21	***	2,29	2,40	2,63	3,89
160	2,25	***	2,24	2,46	2,60	3,81
162	2,04	***	1,15	1,90	3,06	3,45
164	1,88	***	1,36	1,36	2,89	3,27
166	1,95	1,32	1,33	1,75	2,60	3,25
168	2,24	***	1,35	2,47	2,53	3,64

Continuação da Tabela 4.12

DIAS OPERA ÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFFLUENTE
170	2,98	1,47	2,62	2,40	2,52	2,83
172	2,95	***	2,72	2,70	2,72	3,06
174	3,29	***	2,56	2,83	3,02	3,14

* Paradas no sistema

** Problemas com o medidor de pH

*** Análises não realizadas devido a presença de muito lodo na amostra.

TABELA 4.13 - VALORES MÉDIOS DE 2 EM 2 DIAS DE ALCALINIDADE DEVIDO A ÁCIDOS VOLÁTEIS EM $\text{g CH}_3\text{COOH.l}^{-1}$ NO DIGESTOR DURANTE A FASE "B" DE OPERAÇÃO.

DIAS OPERAÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
82	1,05	0,15	0,33	0,39	0,56	0,58
84	0,69	0,20	0,27	0,52	0,54	0,62
86	1,01	0,33	0,17	0,73	0,67	0,73
88	0,85	0,28	0,25	0,58	0,61	0,75
*	*	*	*	*	*	*
92	1,09	0,17	0,20	0,24	0,26	0,29
94	0,86	0,15	0,10	0,25	0,20	0,40
96	1,23	0,38	0,32	0,62	0,35	0,85
*	*	*	*	*	*	*
100	1,22	0,20	0,29	0,42	0,65	0,69
102	1,97	0,24	0,25	0,26	0,39	0,58
104	0,71	0,27	0,26	0,48	0,54	0,65
106	0,71	0,20	0,13	0,19	0,37	0,39
108	0,72	0,14	0,18	0,17	0,36	0,41
110	0,85	0,12	0,19	0,24	0,37	0,46
112	1,20	0,19	0,25	0,24	0,34	0,81
114	1,27	0,36	0,50	0,65	0,79	1,00
116	1,54	0,45	0,66	0,95	1,01	1,34
*	*	*	*	*	*	*
120	2,01	0,24	0,85	0,77	0,90	1,15
122	1,04	0,43	0,43	0,85	0,90	0,95

Continuação da Tabela 4.13

DIAS OPERA ÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
124	0,90	0,40	0,45	0,59	0,71	0,76
126	9,15	0,38	0,43	0,48	0,66	0,69
128	0,96	0,37	0,44	0,47	0,50	0,54
130	1,06	0,36	0,39	0,44	0,45	0,48
132	**	**	**	**	**	**
134	**	**	**	**	**	**
*	*	*	*	*	*	*
138	0,84	0,38	0,43	0,50	0,55	0,59
140	1,38	0,40	0,28	0,45	0,41	0,65
142	0,78	0,38	0,45	0,71	0,71	0,71
144	0,80	0,33	0,32	0,36	0,66	0,71
146	0,82	0,30	0,33	0,45	0,59	0,69
148	1,73	0,27	0,39	0,45	0,91	1,19
150	1,59	0,24	0,49	0,60	0,89	1,08
152	1,89	***	0,51	0,66	0,77	1,19
154	1,78	***	0,50	0,50	0,55	1,31
156	2,38	***	0,89	0,85	0,56	1,84
158	2,14	***	0,82	0,90	0,95	1,76
160	2,11	***	0,83	0,88	1,02	1,66
162	2,02	***	0,43	1,02	1,50	1,83
164	2,01	***	0,39	0,60	1,50	1,64
166	2,27	0,43	0,47	0,90	1,18	1,32
168	2,38	***	0,74	0,89	1,13	1,35

Continuação da Tabela 4.13

DIAS OPERA ÇÃO	DIGESTOR ANAERÓBIO					
	AFLUENTE	PONTO 1	PONTO 2	PONTO 3	PONTO 4	EFLUENTE
170	1,96	0,57	1,03	1,22	1,13	1,23
172	2,50	***	1,18	1,27	1,51	1,78
174	2,59	***	1,29	1,47	1,78	2,11

* Parada no sistema

** Problemas com o medidor de pH

*** Análises não realizadas devido a presença de muito lodo na amostra.

TABELA 4.14 - VALORES MÉDIOS DE 2 EM 2 DIAS DA PRODUÇÃO TEÓRICA DE METANO DURANTE A FASE "B".

DIAS OPERAÇÃO	PRODUÇÃO TEÓRICA CH ₄ m ³ .d ⁻¹	DIAS OPERAÇÃO	PRODUÇÃO TEÓRICA CH ₄ m ³ .d ⁻¹
82	18,90	130	20,00
84	14,20	132	19,20
86	14,20	134	18,50
88	8,00	*	*
*	*	138	24,40
92	10,00	140	28,90
94	13,80	142	24,40
96	20,40	144	18,90
*	*	146	16,10
100	14,80	148	37,20
102	24,40	150	27,30
104	16,90	152	39,30
106	23,80	156	49,50
108	26,50	156	40,10
110	30,90	158	40,10
112	29,40	160	29,00
114	32,00	162	27,20
116	24,90	164	41,00
*	*	166	40,00
120	28,90	168	45,20
122	26,90	170	48,20
124	19,60	172	55,50
126	22,50	174	55,60
128	20,80		

Continuação da Tabela 4.15

DIAS OPERA ÇÃO	AFLUENTE DO DIGESTOR				AFLUENTE DO DIGESTOR			
	SEDIMEN TÁVEIS ml.ℓ ⁻¹	TOTAIS g.ℓ ⁻¹	FIXOS g.ℓ ⁻¹	VOLÁ- TEIS g.ℓ ⁻¹	SEDIMEN TÁVEIS ml.ℓ ⁻¹	TOTAIS g.ℓ ⁻¹	FIXOS g.ℓ ⁻¹	VOLÁ- TEIS g.ℓ ⁻¹
120	0,10	12,29	1,75	10,54	0,90	11,10	2,38	6,35
122	0,10	9,29	1,69	7,60	0,95	14,22	3,25	10,98
124	0,10	11,34	2,97	8,37	1,00	9,65	2,91	6,74
126	0,10	11,08	2,45	8,63	1,15	16,72	2,27	14,44
128	0,20	16,41	6,00	10,41	1,30	16,61	2,12	14,49
130	0,20	13,98	4,10	9,88	1,40	11,41	2,51	8,90
132	***	14,04	3,99	10,05	1,35	10,13	1,82	8,31
134	0,10	13,03	4,15	8,88	1,00	11,75	3,46	8,29
*	*	*	*	*	*	*	*	*
138	0,10	10,88	2,10	8,78	0,90	9,91	2,19	7,72
140	0,20	10,90	2,63	8,27	0,75	10,24	3,10	7,14
142	***	9,89	1,37	8,52	0,60	9,08	1,65	7,43
144	0,20	10,94	3,23	7,71	1,00	***	***	***
146	0,30	14,88	4,24	10,64	1,00	10,38	2,79	7,59
148	1,00	15,54	2,54	13,00	1,40	13,47	1,99	11,48
150	0,40	11,81	2,94	8,87	0,75	9,98	2,26	7,72
152	0,30	10,80	1,87	8,93	0,75	7,43	1,38	6,05
154	0,40	13,72	2,04	11,68	0,80	9,76	1,46	8,30
156	0,10	10,94	3,28	7,66	1,50	8,28	1,40	6,88
158	0,10	10,93	3,32	7,61	4,00	***	***	***
160	0,20	17,16	4,91	12,25	3,50	11,34	2,18	9,16
162	0,30	10,62	4,70	5,92	1,74	9,44	2,87	6,57

TABELA 4.16 - VALORES MÉDIOS DE CADA DOIS DIAS DA TEMPERATURA AFLUENTE DA LIXÍVIA E A MÁXIMA E MÍNIMA DO DIGESTOR NA FASE "B" DE OPERAÇÃO.

DIAS OPERAÇÃO	AFLUENTE	DIGESTOR		DIAS OPERAÇÃO	AFLUENTE	DIGESTOR	
		MÁXIMO	MÍNIMO			MÁXIMO	MÍNIMO
82	34	31	28	130	32	32	28
84	32	32	28	132	32	32	29
86	32	32	28	134	32	31	29
88	34	32	30	*	*	*	*
*	*	*	*	138	32	31	29
92	34	32	29	140	32	31	29
94	33	31	29	142	31	31	38
96	37	33	29	144	33	32	28
*	*	*	*	146	33	32	30
100	35	32	29	148	35	32	30
102	36	33	31	150	34	33	32
104	36	34	31	152	36	35	32
106	36	32	29	154	37	36	33
108	34	32	29	156	37	36	34
110	34	32	28	158	37	37	35
112	36	32	30	160	36	36	34
114	35	34	31	162	37	36	34
116	32	33	31	164	40	36	33
*	*	*	*	166	37	37	34
120	33	32	29	168	37	36	33
122	33	31	28	170	36	36	34
124	33	31	28	172	37	37	34

Continuação da Tabela 4.16

DIAS OPERA ÇÃO	AFLUENTE	DIGESTOR		DIAS OPERA ÇÃO	AFLUENTE	DIGESTOR	
		MÁXIMO	MÍNIMO			MÁXIMO	MÍNIMO
126	32	32	28	174	37	36	34
128	33	32	28				

* Parada no sistema

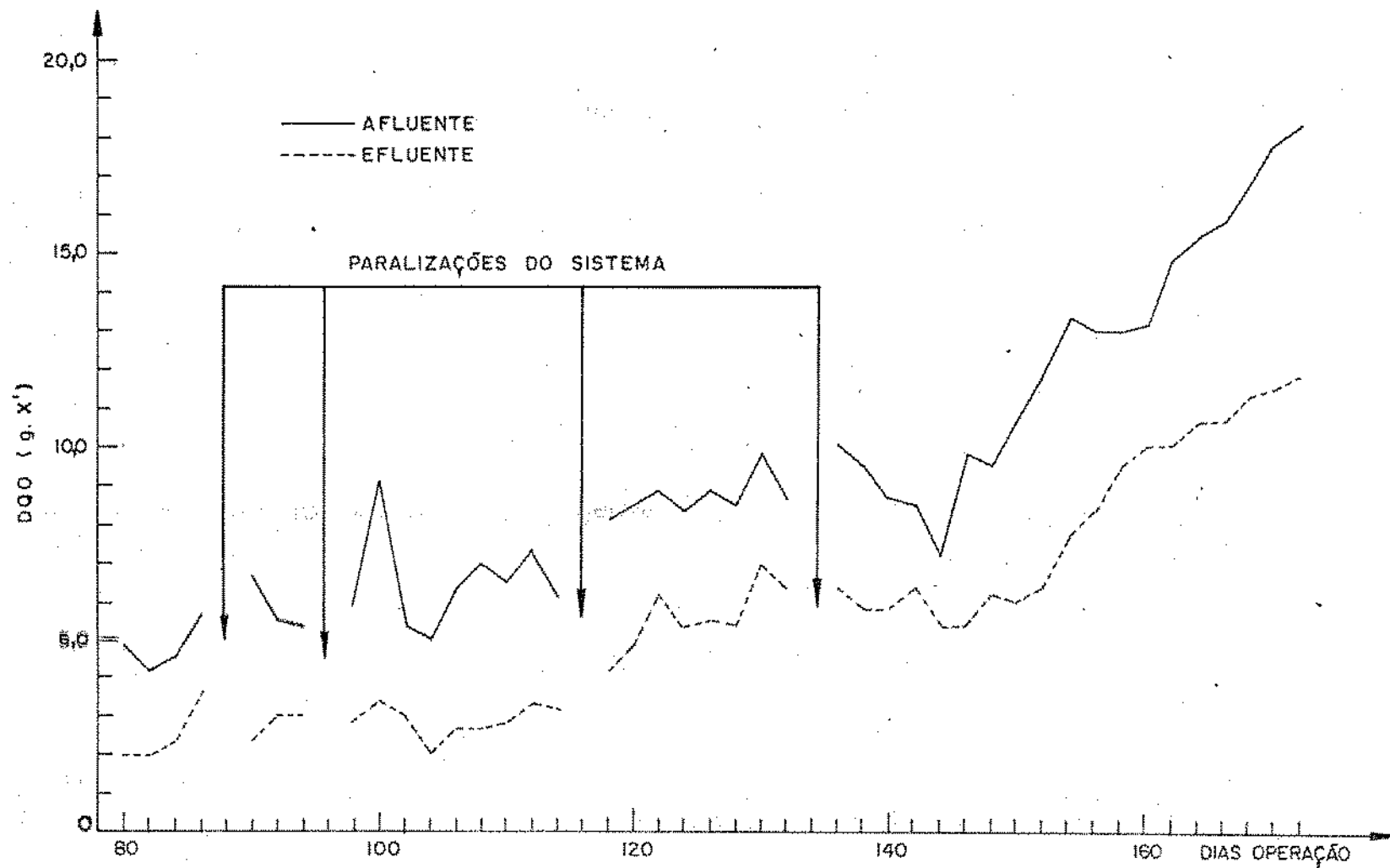


GRÁFICO 4-5 DQO AFLUENTE E EFLUENTE DO DIGESTOR RELATIVO A FASE "B "

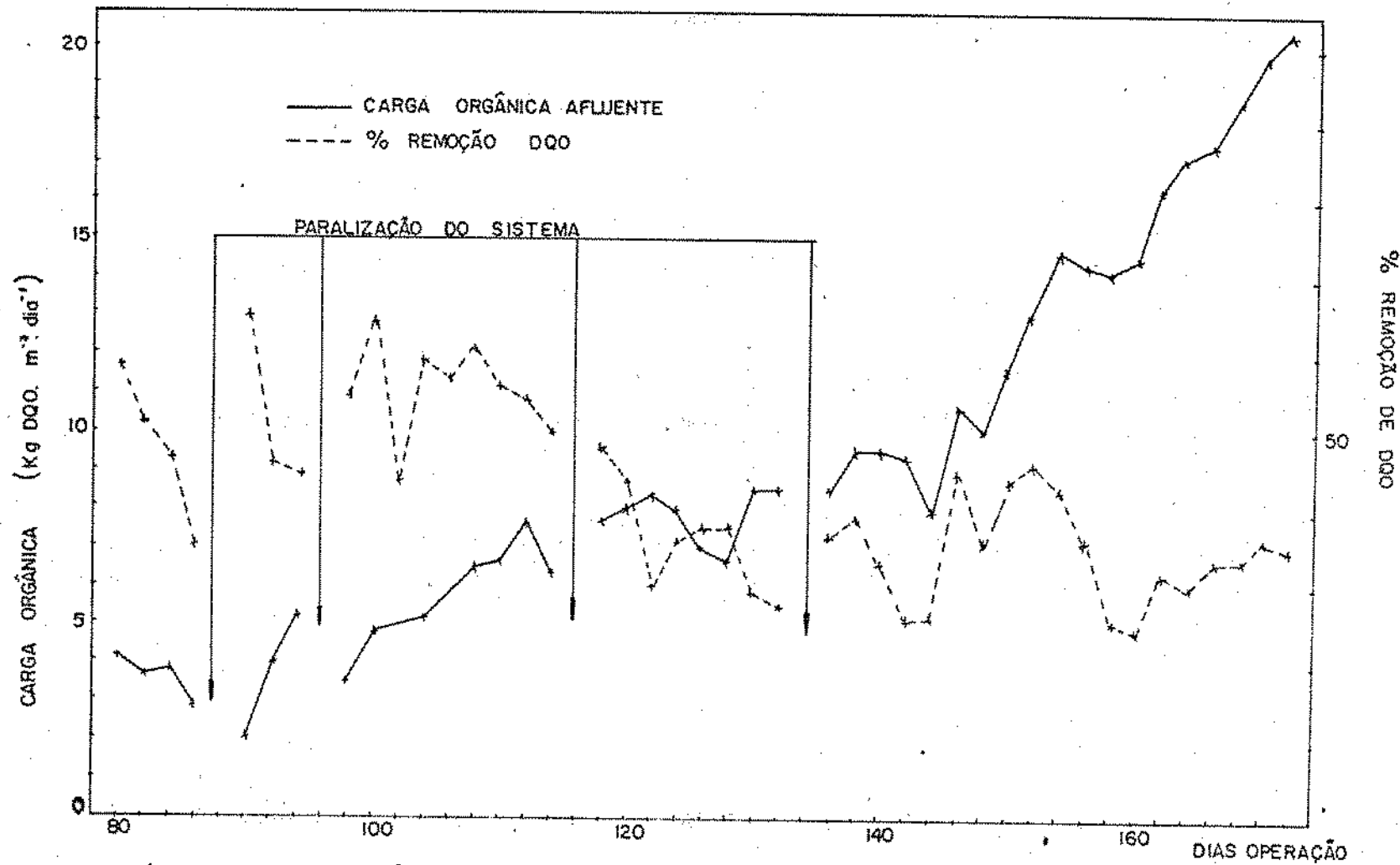


GRÁFICO 4.6 CARGA ORGÂNICA AFLUENTE E % DE REMOÇÃO DE DBO DO DIGESTOR RELATIVO A FASE "B"

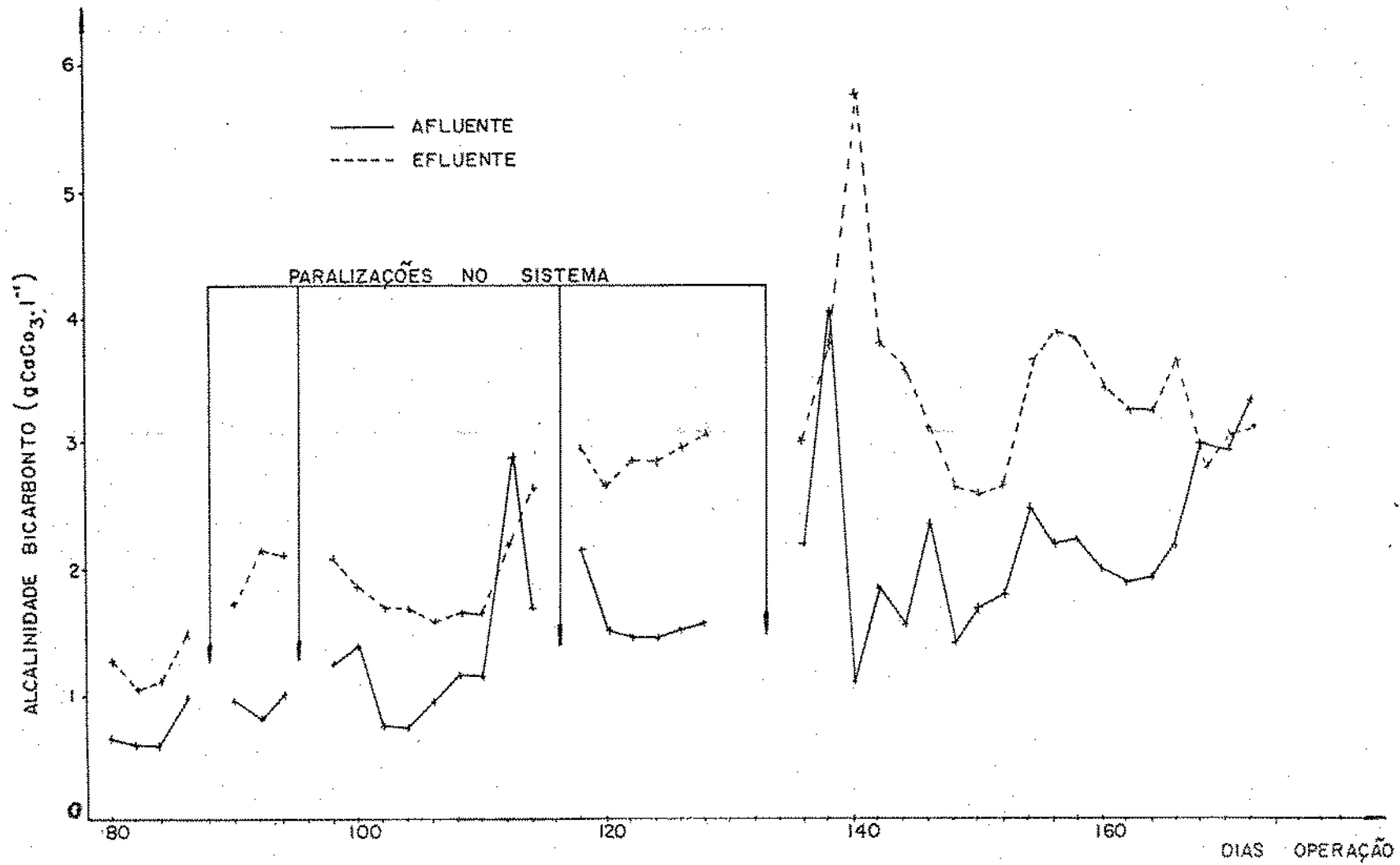


GRAFICO 4.7 - ALCALINIDADE DEVIDO A BICARBONATO AFLUENTE E EFLUENTE DO DIGESTOR DURANTE A FASE "B"

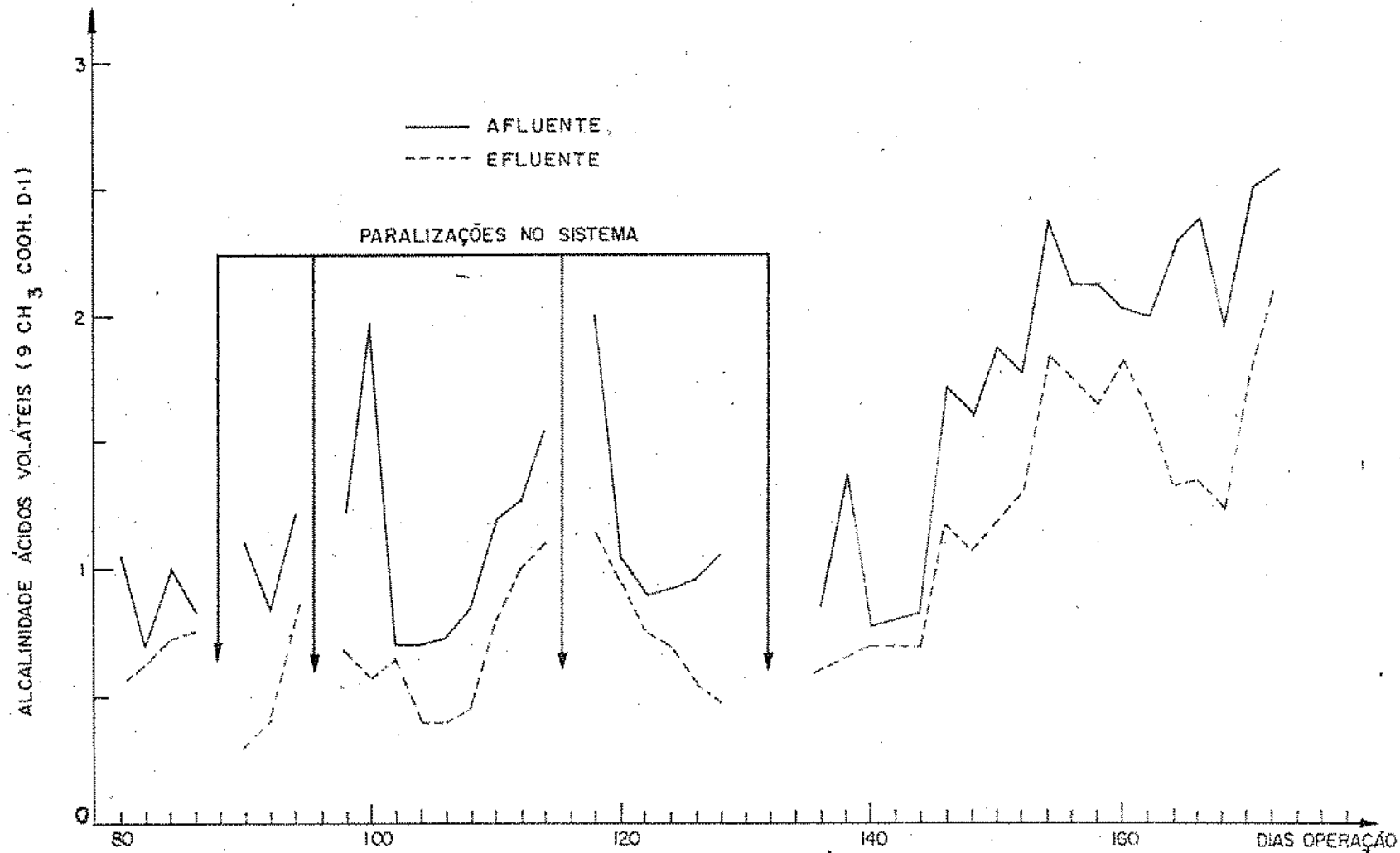


GRÁFICO 4-8 ALCALINIDADE DEVIDO AOS ÁCIDOS VOLÁTEIS DO AFLUENTE E EFLUENTE DO DIGESTOR DURANTE A FASE "B"

TABELA 4.17 - VALORES DE DBO₅ E PORCENTAGEM DE REMOÇÃO DURANTE TODO O PERÍODO DE OPERAÇÃO.

DATA DE REALIZAÇÃO DO TESTE	FASE	D.B.O g.l ⁻¹			% REMOÇÃO
		LIXÍVIA BRUTA	AFLUENTE DIGESTOR	EFLUENTE DIGESTOR	
17/07	A	6,90	3,10	1,20	61
24/07	A	10,61	5,91	1,52	74
07/08	A	11,52	3,88	0,60	84
24/08	A	10,00	3,73	0,90	76
12/09	B	9,70	3,13	0,90	71
19/09	B	10,00	3,73	0,75	80
26/09	B	17,27	8,36	1,64	80
03/10	B	14,55	4,18	1,05	75
30/10	B	7,88	3,28	1,19	64
05/11	B	10,61	4,63	1,79	61
11/11	B	15,15	7,84	2,61	67
16/11	B	17,58	8,81	2,54	71

CAPÍTULO V

VIABILIDADE TÉCNICA DO PROJETO EM ESCALA REAL

O trabalho ora apresentado, visou a coleta de dados para fornecer o dimensionamento de um sistema de tratamento em escala industrial. Pelos resultados obtidos, pode-se concluir que é tecnicamente viável a implantação de um sistema de digestão anaeróbia para tratamento de águas residuárias de uma fábrica de celulose com matéria prima e processo de produção semelhantes aos empregados na CONPEL.

Para se dimensionar um sistema em escala industrial, deve-se levar em consideração também as exigências feitas, quanto à eficiência do tratamento, pela legislação estabelecidas pelas autoridades de defesa do meio ambiente. No caso em questão, a qualidade exigida do efluente é definida pela Norma 301 da SUDEMA (Superintendência de Defesa do Meio Ambiente). No Anexo 1, observa-se as especificações da qualidade de efluentes industriais. Interessam, para o caso particular da CONPEL, os itens 2.1.1 (pH entre 5,0 e 9,0); 2.1.2. (temperatura inferior a 40°C); 2.1.3. (materiais sedimentáveis até 1,0 mg . l⁻¹); e, 2.1.6. (redução da DBO de 80 por cento no mínimo no sistema de tratamento).

Os resultados experimentais indicam que, quanto às especificações 2.1.1.; 2.1.2. e 2.1.3., o sistema em escala

semi-industrial, operado durante a investigação experimental, sempre foi capaz de fornecer efluente compatível com essas especificações.

Observa-se que quando a unidade de carbonatação é substituída por uma lagoa de equalização (tópico 4.2.2. item b), as especificações 2.1.1. e 2.1.3. ainda são obedecidas. Desse modo, na construção do sistema em escala industrial é preferível usar uma lagoa de equalização que é mais atrativa que uma unidade de carbonatação do ponto de vista econômico.

Quanto a especificação 2.1.6. (eficiência de remoção de 80 por cento em termos de DBO), observa-se que o digestor não atingiu a eficiência de remoção exigida (a eficiência observada foi de 72 por cento). Desse modo, torna-se necessário a adição de um tratamento complementar para que a DBO do efluente final não seja superior aos 20 por cento da DBO afluente. Esse tratamento complementar pode ser feito através de lagoas de estabilização.

O problema de espuma, ocorrido no sistema em escala semi-industrial, pode ser corrigido com a construção de um dispositivo de separação de biogás produzido e espuma. Como alternativa é possível o uso de anti-espumante biológico, que deverá ser adicionado na parte superior do digestor.

CAPÍTULO VI

DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA EM ESCALA INDUSTRIAL

Levando-se em consideração os resultados obtidos, propõe-se um sistema de tratamento da lixívia em escala industrial com as seguintes unidades: (1) lagoa de equalização; (2) digestor anaeróbio de fluxo ascendente; e, (3) lagoa anaeróbia. Um esquema desse sistema proposto é apresentado na figura 6.1.

6.1 - LAGOA DE EQUALIZAÇÃO DA LIXÍVIA

Funcionará como uma unidade de pré-tratamento, tendo quatro funções diferentes: (1) amortecer as variações de vazão e composição da lixívia; (2) abaixar a temperatura; (3) corrigir o pH, através da absorção de dióxido de carbono e, (4) sedimentar os sólidos em suspensão.

Prevê-se um tempo de permanência de cinco dias, tempo, esse, suficiente para assegurar a correção do pH.

No caso da CONPEL, para uma vazão média de 1.200 m^3 . dia^{-1} de lixívia, o volume da lagoa seria de $5 * 1.200 = 6.000 \text{ m}^3$. Adotando-se uma profundidade de 1,0 m para a lagoa, a área necessária seria de 6.000 m^2 ou 0,60 ha.

6.2 - DIGESTOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE

Baseado nos estudos realizados, propõe-se que a lixívia deve ser misturada com água na proporção de 2:1. A diluição da lixívia tem como objetivo manter o tempo de permanência curto no digestor. Um tempo de permanência curto é importante na fase inicial de operação quando é preciso selecionar e desenvolver a massa de lodo. Ao longo da operação do digestor, a proporção de água pode ser reduzida desde que a concentração de sódio na lixívia não exceda a $3,5 \text{ g} \cdot \ell^{-1}$ (acima desse valor o sódio exerce um efeito inibidor).

Para o dimensionamento do digestor propõe-se uma altura de 8,0 m. Para o caso da CONPEL, tendo-se uma vazão de $1.800 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$ ($1.200 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$ de lixívia e $600 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$ de água de diluição), ter-se-ia uma área de 225 m^2 . O material empregado e a forma do digestor dependerá de uma análise econômica.

Tendo-se uma carga orgânica aplicada de $20,0 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ e uma eficiência de remoção de DQO de 42 por cento, a remoção de DQO será de $0,42 * 20,0 = 8,40 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$. Sabendo-se que há uma produção de metano de $0,40 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg DQO}^{-1}$ removida; estima-se a produção de metano em $0,40 * 8,40 = 3,36 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$. No caso da CONPEL, o digestor com volume de 1.800 m^3 , a produção de metano seria de $3,36 * 1.800 = 6.048 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$, aproximadamente.

6.3 - LAGOA ANAERÓBIA

No dimensionamento da lagoa anaeróbia, usa-se critérios já estabelecidos para essa unidade de tratamento. Segundo Mara (1975), há uma remoção de 50 por cento da DBO numa lagoa com um tempo de permanência de um dia, aumentando para 70 por cento em uma lagoa com tempo de permanência de dois dias. Adotando-se um critério conservador de um tempo de permanência de pelo menos três dias (assegurando-se assim uma eficiência de pelo menos 70 por cento), ter-se-ia no exemplo considerado, um volume de $3 * 1.800 = 5.400 \text{ m}^3$. Para uma profundidade de 2,0 m, a área necessária para a lagoa anaeróbia seria de 2.700 m^2 , ou 0,27 ha.

6.4 - PREVISÃO DO DESEMPENHO DO SISTEMA

De acordo com o estudo realizado, pode-se fazer a seguinte previsão do desempenho do sistema de tratamento em escala industrial proposto:

(1) usando-se uma lagoa de equalização com tempo de permanência de cinco dias, produzir-se-á, um efluente com temperatura abaixo de 25°C , pH abaixo de 8,50, sólidos em suspensão virtualmente ausentes e sem flutuações na concentração e composição da lixívia. Para submeter o efluente da lagoa de equalização a digestão anaeróbia, poderá haver necessidade de diluição com outras águas residuárias, dependendo da concentração de sódio da lixívia (a concentração máxima de sódio não deve exceder os $3,5 \text{ g} \cdot \ell^{-1}$);

(2) O digestor anaeróbio deverá reduzir a DBO em pelo menos 70 por cento, quando do tempo de permanência de um dia (na unidade semi-industrial obteve-se uma redução de 72 por cento, com um tempo de permanência de menos de um dia);

(3) Baseado em experiências com lagoas anaeróbias, conclue-se que a remoção da DBO na lagoa anaeróbia deverá ser de pelo menos 70 por cento. Sendo assim, a DBO da lixívia bruta ($12 \text{ g} \cdot \ell^{-1}$) passaria para $3,60 \text{ g} \cdot \ell^{-1}$ no efluente do digestor, ficando em menos de $1,10 \text{ g} \cdot \ell^{-1}$ no efluente da lagoa anaeróbia. A eficiência global do sistema proposto, seria de 91 por cento, bem superior aos critérios da SUDEMA (80 por cento).

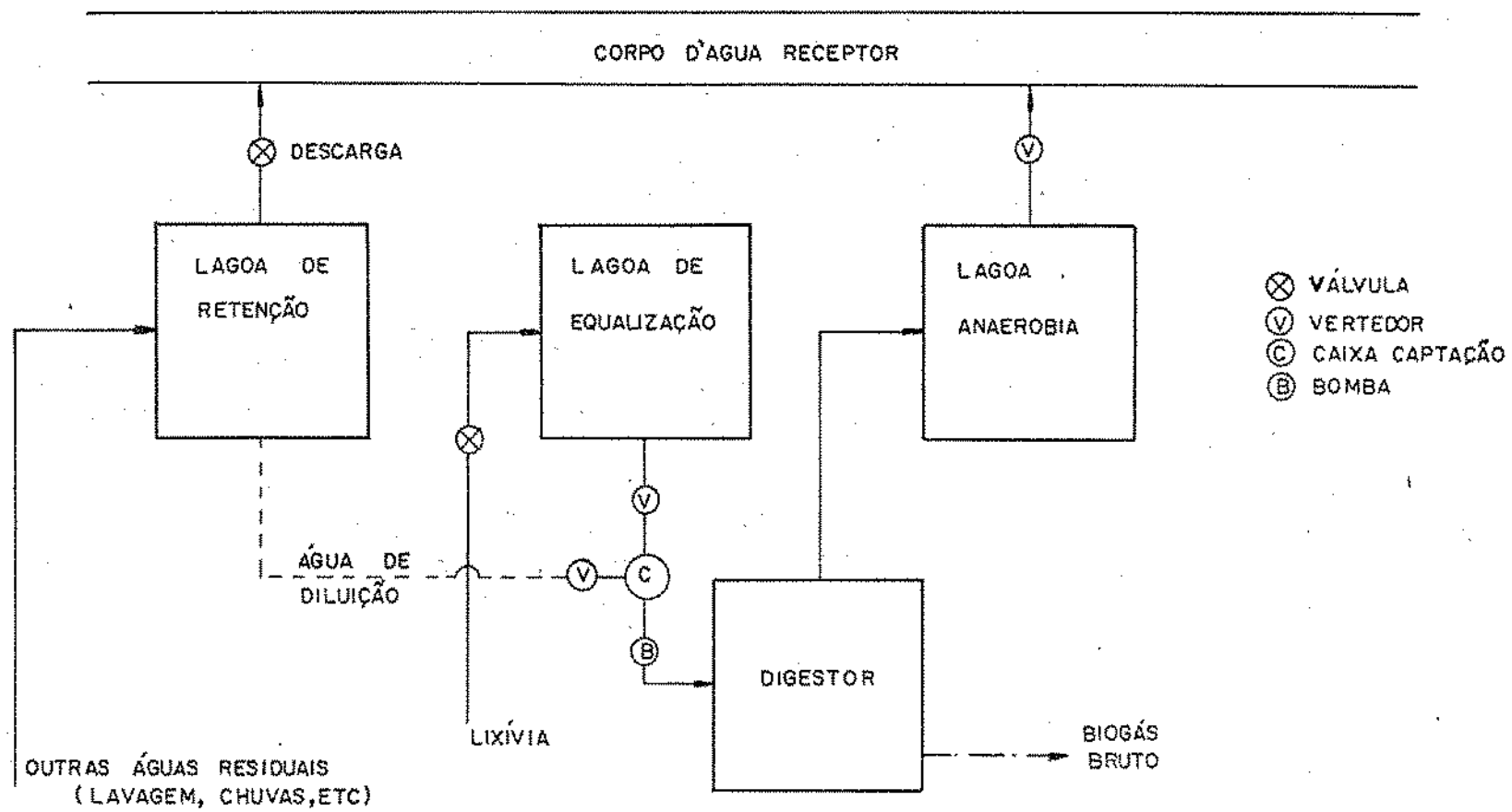


FIGURA 6.1 ESQUEMA DO SISTEMA PROPOSTO P/ TRATAMENTO DA LIXÍVIA

CAPÍTULO VII

CONCLUSÕES

- É possível o tratamento biológico da lixívia através de digestão anaeróbia em um digestor de fluxo ascendente, desde que se corrija previamente a temperatura e o pH e se reduza as flutuações de vazão e composição da água residual.
- Obtém-se uma alta capacidade de tamponação no licor misto do digestor através de absorção de dióxido de carbono (atmosférico ou do biogás) pela lixívia bruta. O dióxido de carbono reage com a soda cáustica presente na lixívia formando bicarbonato de sódio. A alta capacidade de tamponação devido à alcalinidade de bicarbonato garante um pH em torno de 7 e uma operação estável do digestor, sem que haja necessidade de adição de agentes químicos para o controle do pH.
- A carga orgânica máxima aplicada de lixívia carbonatada foi de $20,30 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, observando-se uma eficiência de remoção de 42 por cento da DQO e 72 por cento da DBO. Tendo-se uma DQO de $29,00 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$ para a lixívia bruta, o tempo de permanência é de 1,5 dias aproximadamente.
- Dependendo da concentração de soda na lixívia poderá haver necessidade de diluição afim de evitar inibição do processo de digestão.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- American Public Health Association. *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*. 14th Edition, New York, 1975.
- Coulter, J. B. & Ettinger, M. B. The Anaerobic Contact Process for Sewage Disposal. *Journal Water Pollution Control Federation*. 1961, 33, 10-45.
- De La Torre, I. & Goma, G. Characterization of Anaerobic Microbial Culture with High Acidogenic Activity. *Biotechnology and Bioengineering*. New York, 1981, 23, 185-199.
- Frostell, B. Anaerobic Treatment in a Sludge Bed System compared with a Filter System. *Journal Water Pollution Control Federation*. 1981, 53, 216-222.
- Haandel, A. C. van. *Apostila do Curso de Digestão Anaeróbia*. Universidade Federal da Paraíba. Campina Grande, 1983.
- Lettinga, G.; Velsen, A. F. M.; Hobma, S. W.; Zeeuw W. & Klapwijk, A. Use of Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment. *Biotechnology and Bioengineering*. 1980, 22, 669-734.
- Loewenthal, R. E. & Marais, G. V. R. *Carbonate Chemistry of Aquatic Systems: Theory and Application*. Ann Arbor Science, Michigan, USA, 1976.
- Mara, D. D. *Design Manual for Sewage Lagoons in the Tropics*. East African Literature Bureau, Nairóbi, 1975.

- McCarty, P. L. Anaerobic Waste Treatment Fundamentals. Party Two: Environmental Requirements and Control. *Public Works*, Oct. 1964, 123-126.
- McCarty, P. L. Anaerobic Waste Treatment Fundamentals. Party Three: Toxic Materials and Their Control. *Public Works*, Nov. 1964, 91-94.
- McCarty, P. L. & McKinney, R. E. Volatile Acid Toxicity in Anaerobic Digestion. *Journal Water Pollution Control Federation*. 1961, 33, 223-232.
- Mignone, N. A. Anaerobic Digestion of Municipal Wastewater Sludges. U.S. Environmental Protection Agency, Environmental Information Center, Cincinnati, Ohio, 1978, 49 p.
- Monteiro, A. O sisal: Riqueza Nordestina. *Boletim do DNOCS*. Nov 1960, 22, 440-460.
- Mosey F. E. Assessment of the Maximum Concentration of Heavy Metals in Crude Sewage which will not Inhibit the Anaerobic Digestion of Sludge. *Water Pollution Control*. London 1976, 75, 10-20.
- Silva, M. O. S. A. Análises Físico-Químicas para Controle das Estações de Tratamento de Esgoto. CETESB, 1977.
- Souza, M. E. Fatores que influenciam a Digestão Anaeróbia. Trabalho apresentado no V Simpósio Nacional de Fermentação, Viçosa, M.G., julho de 1982.
- Souza, M. E. Problemática da Digestão Anaeróbia dos Resíduos Industriais. Trabalho apresentado no I Simpósio Latino Americano sobre Produção de Biogás a partir de Resíduos Orgânicos. São Paulo S.P., dezembro de 1982.
- Souza, M. E. & Vieira, S. M. M. Métodos Analíticos para o

Acompanhamento da Biodigestão. Trabalho apresentado durante o "Encontro Técnico" promovido pela EMBRAPA, Coronel Pacheco, M.G., maio de 1981.

Yang, J. The Response of Methane Fermentation to Cyanide and Chloroform. IAWPR - Pergamon Press Ltd, Toronto, 12, 977-989.

Young, J. C. & McCarty, P. L. The Anaerobic Filter for Waste Treatment. *Journal of Water Pollution Control Federation*. 1969, 41, 60-73.

ANEXOS

01/07

1. OBJETIVO

O objetivo desta norma é estabelecer critérios e padrões para o lançamento de efluentes líquidos, como parte integrante do Sistema Estadual de Licenciamento de Atividades Poluidoras.

Esta norma se aplica aos lançamentos diretos ou indiretos de efluentes líquidos, provenientes de atividades poluidoras, em águas interiores ou costeiras, superficiais ou subterrâneas do Estado, através de quaisquer meios de lançamento, inclusive a rede pública ou privada de esgotos, bem como de outro dispositivo de transporte, próprio ou de terceiros.

2. LANÇAMENTOS DIRETOS OU INDIRETOS DE EFLUENTES LÍQUIDOS EM CORPOS D'ÁGUA.**2.1 PADRÕES DE EMISSÃO**

Os efluentes líquidos de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados, direta ou indiretamente, em corpos d'água, desde que obedeçam às seguintes condições:

2.1.1 pH entre 5,0 e 9,0

2.1.2 Temperatura inferior a 40°C.

2.1.3 Materiais sedimentáveis até 1,0 ml/l em teste de uma hora em "Cone Imhoff".

2.1.3.1 Ausência de materiais sedimentáveis em testes de uma hora em "Cone Imhoff" para lançamentos em lagos, lagoas e represas cuja velocidade de circulação seja praticamente nula.

2.1.3.2 Em casos de lançamentos subaquáticos em mar aberto ou em rios e estuários onde se possa assegurar o transporte dos sólidos, o limite para materiais sedimentáveis será fixado em cada caso pela SUDEMA.

LÍQUIDOS

02/07

- 2.1.4 Ausência de materiais flutuantes visíveis.
- 2.1.5 Óleos e graxas.
- 2.1.5.1 Óleos minerais até 20 mg/l.
- 2.1.5.2 Óleos vegetais e gorduras animais de 30 mg/l.
- 2.1.6 DBO 5 dias, 20°C no máximo de 60 mg/l. Este limite somente poderá ser ultrapassado no caso de efluente de sistema de tratamento de águas residuárias que reduza a carga poluidora em termos de DBO 5 dias, 20°C do despejo em no mínimo 80%.
- 2.1.7 Concentrações máximas das substâncias constantes do Anexo I.
- 2.1.8 Nos lançamentos em trechos de corpos d'água contribuintes de lagos, lagoas e represas além dos itens numerados no Anexo I, serão observados os limites máximos para as seguintes substâncias:
- Fósforo total..... 1,0 mg/l
Nitrogênio total.....10,0 mg/l

2.2 CRITÉRIOS GERAIS

- 2.2.1 Os efluentes líquidos, além de obedecerem aos padrões gerais previstos no item 2.1, não deverão conferir ao corpo receptor, características em desacordo com os critérios e padrões de qualidade de água, adequados aos diversos usos benéficos previstos para o corpo de água.
- 2.2.2 A fim de assegurar os padrões de qualidade previstos para o corpo d'água, todas as avaliações deverão ser feitas para as condições mais desfavoráveis.

03/07

- 2.2.3 No caso de lançamento em cursos d'água, os cálculos de diluição deverão ser feitos para o caso de vazão máxima dos efluentes e vazão mínima dos cursos d'água.
- 2.2.4 Considera-se para esta norma, vazão mínima de um curso d'água como a mínima média mensal com período de recorrência de um ano.
- 2.2.5 O regime de lançamento dos efluentes líquidos deve ser tal que a vazão máxima seja de até 1,5 vezes a vazão média horária.
- 2.2.6 No cálculo das concentrações máximas permissíveis não serão consideradas vazões de efluentes líquidos obtidas através de diluição dos efluentes com a água não poluída proveniente da mesma bacia hidrográfica.
- 2.2.7 Na hipótese de fonte de poluição geradora de diferentes despejos ou emissões individualizados, os limites constantes desta norma aplicar-se-ão a cada um destes, ou ao conjunto após a mistura, a critério da SUDEMA.
- 2.2.8 Em caso de efluente com mais de uma substância potencialmente prejudicial, a SUDEMA poderá reduzir os respectivos limites individuais, na proporção do número de substâncias presentes.

3. LANÇAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS ATRAVÉS DE SISTEMA PÚBLICO DE ESGOTO PROVIDO DE ESTAÇÃO DE TRATAMENTO.

3.1 PADRÕES DE EMISSÃO

Os efluentes líquidos de qualquer fonte poluidora somente po

04/67.

derão ser lançados em sistema público de esgotos provido de estação de tratamento, se obedecerem às seguintes condições:

- 3.1.1 pH entre 5 e 9
- 3.1.2 Temperatura inferior a 40°C.
- 3.1.3 Materiais sedimentáveis até 10 ml/l em teste de uma hora em "Cone Imhoff".
- 3.1.4 Óleos e graxas até 100 mg/l.
- 3.1.5 Concentrações máximas das substâncias constantes do ANEX II.

3.2 CRITÉRIOS GERAIS

- 3.2.1 O regime de lançamento dos efluentes líquidos deve ser tal que a vazão máxima seja de até 1,5 vezes a vazão média horária.
- 3.2.2 Os efluentes líquidos, além de obedecerem aos padrões gerais previstos no item 3.1, não deverão conter águas pluviais em qualquer quantidade ou despejos que causem ou possam causar obstruções na rede ou qualquer interferência na própria operação do sistema de esgotos.
- 3.2.3 Para os sistemas públicos de esgotos desprovidos de estação de tratamento, serão aplicáveis os padrões de emissão previstos no item 2.1, a critério da SUDEMA.
- 3.2.4 Na hipótese de fonte de poluição geradora de diferentes despejos individualizados, os limites constantes desta norma aplicar-se-ão a cada um deles, ou ao conjunto após a mistura, a critério da SUDEMA.

05/07

3.2.5 A vazão e respectiva carga orgânica a serem recebidas pelos sistemas públicos de esgotos, ficam condicionados à capacidade de do sistema existente.