

TRATAMENTO BIOLÓGICO DA LIXÍVIA

02

RUI GUILHERME CAVALEIRO DE MACÊDO ALVES

TRATAMENTO BIOLÓGICO DA LIXÍVIA

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.

ORIENTADORES:

ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL - Ph.D

PAULA FRASSINETTI CAVALCANTI CATUNDA - M.Sc

CAMPINA GRANDE

AGOSTO - 1990



A474t Alves, Rui Guilherme Cavaleiro de Macedo
Tratamento biológico da lixívia / Rui Guilherme
Cavaleiro de Macedo Alves. - Campina Grande, 1990.
117 f. :

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

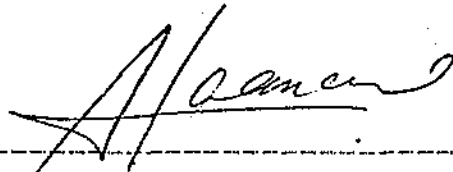
1. Anaerobios - 2. Gestão Anaerobia 3. Digestor
Anaerobio 4. Tratamento de Água 5. Dissertação I. Haandel,
Adrianus Cornelius Van, Dr. II. Catunda, Paula Frassinetti
Cavalcanti, Profa. III. Universidade Federal da Paraíba -
Campina Grande (PB) IV. Título

CDU 628.35(043)

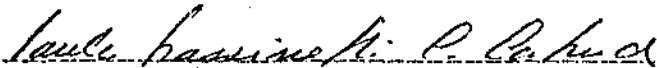
TRATAMENTO BIOLÓGICO DA LIXÍVIA

RUI GUILHERME CAVALEIRO DE MACEDO ALVES

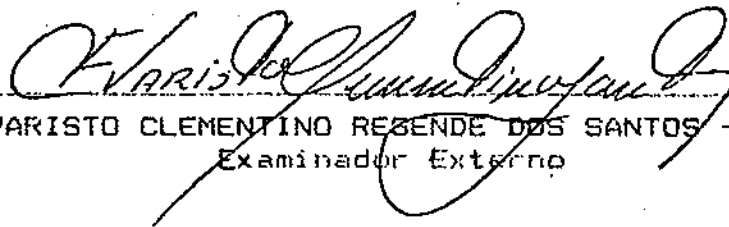
DISSERTAÇÃO APROVADA EM 09/08/90



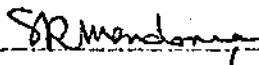
ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL - PhD
Orientador



PAULA FRASSINETI CAVALCANTI CATUNDA - MSc
Orientadora



EVARISTO CLEMENTINO REBENDE DOS SANTOS - MSc
Examinador Externo



SERGIO ROLIM MENDONÇA - MSc
Examinador Interno

Aos meus filhos,
Julinha e Ruizinho.

AGRADECIMENTOS

Aos Professores Adrianus Cornelius van Haandel e Paula Frassinetti Cavalcanti Catunda, pelos ensinamentos, incentivo e atenção dispensada.

A CONPEL - Companhia Nordestina de Papel, representada por seus diretores, pela oportunidade da realização deste trabalho.

A todos os parentes e amigos que me ajudaram a concluir este projeto.

A todos os professores que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho.

RESUMO

Neste trabalho, investigou-se a eficiência do tratamento biológico da lixívia, em função do tempo de detenção hidráulico, utilizando-se dois sistemas, dos quais destacaram-se, principalmente, os reatores de unidades aeradas: lagoa aerada - no Sistema 1 - e sistema de lodo ativado - no Sistema 2. Para tanto, foram montados e operados na UFPb, em escala de laboratório, dois sistemas de tratamento, alimentados com lixívia equalizada da CONPEL. Esses sistemas apresentaram eficiências quanto a remoção da DBO de 94% (Sistema 1) e 96% (Sistema 2). A DBO residual da lixívia tratada foi, respectivamente, 67 mg/l e 47 mg/l para os sistemas 1 e 2.

Apresenta-se, também, diversas configurações de sistemas de tratamento biológicos para a lixívia, possibilitando à CONPEL, a escolha de um sistema de tratamento econômico, em função da vazão do efluente produzido, da DBO residual da lixívia e, principalmente, da vazão do corpo d'água receptor, no caso, o rio Gramame.

ABSTRACT

The treatment efficiency of black liquor was investigated as a function of residence time, using mainly reactors of aerated units: aerated lagoon and the activated sludge system. For this two bend scale treatment systems were constructed and operated with a feed of equalized black liquor from CONPEL. These systems exhibited BOD removal efficiencies of 94 (System 1) and 96 (System 2) percent. Residual BOD of the treated black liquor were 67 and 47 mg/l a Systems 1 and 2 respectively.

Several configurations of biological treatment systems for black liquor are presented, making if possible for CONPEL to choose the most economical treatment system as a function of its effluent flow rate, the residual black liquor BOD and principally the flow rate of the receiving water body, in this case the Gramame river.

Í N D I C E

Fág.

DEDICATÓRIA

AGRADECIMENTO

RESUMO

ABSTRACT

LISTA DE FIGURAS E GRÁFICOS

LISTA DE FIGURAS E TABELAS

CAPÍTULO I	- INTRODUÇÃO	01
CAPÍTULO II	- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	06
2.1.	- INTRODUÇÃO	06
2.2.	- EXPERIMENTOS ANTERIORES	08
2.3.	- TRATAMENTO PROPOSTO	09
2.4.	- PRÉ TRATAMENTO - LAGOA DE EQUALIZAÇÃO	10
2.5.	- TRATAMENTO ANAERÓBIO - DIGESTOR ANAERÓBIO ..	10
2.5.1.	- VANTAGENS DOS PROCESSOS ANAERÓBIDS DE TRATAMENTO,	12
2.5.2.	- MICROBIOLOGIA DO PROCESSO DE DI- GESTÃO ANAERÓBIA	13
2.5.3.	- FATORES QUE INFLUENCIAM A DIGES- TÃO ANAERÓBIA	15

A. - Temperatura	16
B. - Valor e Estabilidade do pH	17
C. - Alcalinidade Total	18
D. - Ácidos Voláteis	18
E. - Alcalinidade Devido a Dicarbonato	19
F. - Compostos Tóxicos	20
F.1. - Metais Pesados	20
F.2. - Metais Alkali e Alkali Terro- sos	21
F.3. - Compostos Inorgânicos Do En- xofre	21
F.4. - Oxigênio	22
G. - Nutrientes	22
H. - Sólidos	22
I. - Fatores Relativos a Operação do Di- gestor	23
2.5.4. - DIGESTOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDEN- TE COM MANTA DE LODO	23
A. - Características do Digestor	24
B. - Características da Manta de Lodo .	25
2.6. - TRATAMENTO COMPLEMENTAR I - SISTEMA DE LODO ATIVADO	25
2.6.1. - MATERIAL ORGÂNICO E BALANÇO DE MASSA.	27
2.6.2. - MICROBIOLOGIA/ DO PROCESSO DE LODO ATIVADO	30
2.6.3. - MODELO PARA SISTEMA DE LODO ATIVADO COM REATOR UNITÁRIO COMPLETAMENTE MIS- TURADO	31

A. - O Reator Unitário Completamente Misturado	31
B. - A DQO do Efluente	32
C. - A Concentração de Lodo Orgânico ..	33
D. - A Taxa de Consumo de Oxigênio	35
2.6.4. - IMPORTÂNCIA DO TEMPO DE DETENÇÃO	36
2.6.5. - CONSIDERAÇÕES FINAIS	37
2.7. - TRATAMENTO COMPLEMENTAR II - LAGOAS AERADAS.	38
2.7.1. - CARACTERÍSTICAS DAS LAGOAS AERADAS ..	41
2.7.2. - DESVANTAGENS DAS LAGOAS AERADAS	41
2.7.3. - CLASSIFICAÇÃO DAS LAGOAS AERADAS	42
2.7.4. - TEORIA E EQUAÇÕES DAS LAGOAS AERADAS DE MISTURA COMPLETA	44
2.8. - POLIMENTO FINAL - LAGOA DE POLIMENTO	45
 CAPÍTULO III - MATERIAIS E MÉTODOS	 50
3.1. - O AFLUENTE	50
3.2. - DESCRIÇÃO DOS SISTEMAS	51
3.2.1. - TANQUES DE ALIMENTAÇÃO	52
3.2.2. - BOMBA DOSADORA	52
3.2.3. - DIGESTOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDEN- TE	53
3.2.4. - SELO HIDRÁULICO	54
3.2.5. - MEDIDOR VOLUMÉTRICO DE GÁS	54
3.2.6. - LAGOA AERADA	55
3.2.7. - SISTEMA DE LODO ATIVADO	56
3.2.8. - LAGOAS DE POLIMENTO	57
3.2.9. - TANQUES DE EFLUENTE	57

3.3. - PROCEDIMENTO OPERACIONAL	57
3.3.1. - PRIMEIRA FASE	58
3.3.2. - SEGUNDA FASE	60
3.3.3. - TERCEIRA FASE	61
3.4. - PROCEDIMENTO ANALÍTICO	63
CAPÍTULO IV - APRESENTAÇÃO E INTERPRETAÇÃO DOS RESULTADOS	67
4.1. - PRIMEIRA FASE	67
4.2. - SEGUNDA FASE	69
4.3. - TERCEIRA FASE	73
4.4. - SISTEMA CONPEL	74
4.5. - DISCUSSÃO DOS SISTEMAS	75
CAPÍTULO V - CONCLUSÕES	111
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	113

LISTA DE FIGURAS E GRAFICOS

FIGURA/GRAFICO	Pag.
FIG. 01 - ESQUEMA DO PROCESSO DA PRODUÇÃO DE CELULOSE, COM FLUXO DAS AGUAS	46
FIG. 02 - ESQUEMA DO DIGESTOR ANAEROBIO DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO	47
FIG. 03 - ESQUEMA DO SISTEMA DE LODO ATIVADO E BALANÇO DE MASSA	48
FIG. 04 - ESQUEMA DOS MECANISMOS BASICOS DE DEGRADAÇÃO DO MATERIAL ORGÂNICO EM SISTEMA DE LODO ATIVADO	49
FIG. 05 - ESQUEMA DO SISTEMA 1 UTILIZADO PARA O TRATAMENTO DA LIXIVIA	65
FIG. 06 - ESQUEMA DO SISTEMA 2 UTILIZADO PARA O TRATAMENTO BIOLÓGICO DA LIXIVIA	66
GRAF. 4.1 - DQO DOS SISTEMAS A E B DURANTE A PRIMEIRA FASE	81
GRAF. 4.2 - DBO DOS SISTEMAS A E B DURANTE A PRIMEIRA FASE	83
GRAF. 4.3 - ALCALINIDADE DOS SISTEMAS A E B DURANTE A PRIMEIRA FASE	86

GRAF.4.4	- ACIDOS VOLATEIS DOS SISTEMAS A E B DURANTE A PRIMEIRA FASE	88
GRAF.4.5	- TAXA DE CONSUMO DE OXIGENIO DOS SISTEMAS A E B DURANTE A PRIMEIRA FASE	90
GRAF.4.6	- DQO DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A SEGUNDA FASE	93
GRAF.4.7	- DBO DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A SEGUNDA FASE	95
GRAF.4.8	- ALCALINIDADE E ACIDOS VOLATEIS DO SISTEMA 1 DURANTE A SEGUNDA FASE	98
GRAF.4.9	- TAXA DE CONSUMO DE OXIGENIO DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A SEGUNDA FASE	100
GRAF.4.10	- EFICIÊNCIA DA DQO DURANTE A TERCEIRA FASE	105
GRAF.4.11	- EFICIÊNCIA DA DBO DURANTE A TERCEIRA FASE	107

LISTA DE TABELAS

TABELA		Pag.
TAB.2.1	- EFEITOS DO SODIO, POTASSIO, CALCIO E MAGNESIO NA DIGESTÃO ANAEROBIA, SEGUNDO McCARTY (1964). CONCENTRAÇÃO EM mg/l	21
TAB.3.1	- CARACTERIZAÇÃO DA LIXIXIA BRUTA E DA LIXIVIA EQUALIZADA (MÉDIA DOS MESES JUN, JUL, E AGO/89)	51
TAB.3.2	- CARACTERÍSTICAS HIDRAULICAS DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A SEGUNDA FASE. (VOL. EM l E Rh EM d)	61
TAB.3.3	- TESTES E FREQUÊNCIA DOS TESTES REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA E TERCEIRA FASES	62
TAB.3.4	- CARACTERÍSTICAS HIDRAULICAS DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A TERCEIRA FASE (VOL. EM l E Rh EM d)	63
TAB.4.1	- MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE DQO, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE. (OS VALORES ENTRE PARENTESIS REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS)	80

TAB.4.2	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE DBD, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE. (OS VALORES ENTRE PARÊNTESES REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS)	82
TAB.4.3	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE pH REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE	84
TAB.4.4	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE ALCALINIDADE, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE	85
TAB.4.5	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE ACIDOS VOLÁTEIS, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE	87
TAB.4.6	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE TEMPERATURA, EM °C, E TAXA DE CONSUMO DE OXIGÊNIO, EM mg O ₂ /d, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE	89
TAB.4.7	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE SÓLIDOS SUSPENSOS, TOTAIS E VOLÁTEIS, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE	91
TAB.4.8	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE DQO, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE. (OS VALORES ENTRE PARÊNTESES REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS)	92

TAB.4.9	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE DBO, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE. (OS VALORES ENTRE PARENTESIS REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS)	94
TAB.4.10	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE pH REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE	96
TAB.4.11	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE ALCALINIDADE E ACIDOS VOLATEIS, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE	97
TAB.4.12	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE TEMPERATURA, EM °C, E TAXA DE CONSUMO DE OXIGÊNIO, EM mg O ₂ /d, REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE	99
TAB.4.13	- MEDIA SEMANAL DOS TESTES DE SOLIDOS SUSPENSOS, TOTAIS E VOLATEIS, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE	101
TAB.4.14	- DESEMPENHO DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A TERCEIRA FASE, COM ALIMENTAÇÃO DE Q=18 l/d (OS VALORES ENTRE PARENTESIS REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS)	102
TAB.4.15	- DESEMPENHO DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A TERCEIRA FASE, COM ALIMENTAÇÃO DE Q=27 l/d (OS VALORES ENTRE PARENTESIS REPRESENTAM	

A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS)	103
TAB.4.16 - DQO DIARIA, EM mg/l, DURANTE A TERCEIRA FASE	104
TAB.4.17 - DBO DIARIA, EM mg/l, DURANTE A TERCEIRA FASE	106
TAB.4.18 - DESEMPENHO MEDIO DO SISTEMA DE DUAS LAGOAS CONSTRUIDAS NA CONPEL, PARA O TRATAMENTO DA LIXIVIA. OS VALORES ENTRE PARENTESIS REPRESENTAM A EFICIENCIA - %, QUANTO A REMOÇÃO DE MATERIAL ORGANICO. (LB = LIXIVIA BRUTA; LE _q = LAGOA DE EQUALIZAÇÃO; LE 1 E LE 2 = LAGOAS DE ESTABILIZAÇÃO)	108
TAB.4.19 - CONDIÇÕES MINIMAS DE QUALIDADE DE EFLUENTES PARA LANÇAMENTO EM AGUAS DE SUPERFÍCIE, CONFORME A PORTARIA MINTER 0013, DE 15.01.76	108
TAB.4.20 - CRITERIOS DE QUALIDADE DE AGUAS PARA RIOS DE DIFERENTES CLASSES, SEGUNDO A RESOLUÇÃO No. 20, DE 19.06.86, DO CONAMA (PARAMETROS MAIS SIGNIFICATIVOS)	109
TAB.4.21 - CARACTERISTICAS DA AGUA DO RIO GRAMAME, NO TRECHO A JUSANTE DA CONPEL (PERIODO DE MAIO A NOV./89)	110

TAB.4.22 - CONFIGURAÇÃO DO SISTEMA DE TRATAMENTO A SER ADOPTADO NA CONPEL, EM FUNÇÃO DO DBO RESIDUAL DA LIXÍVIA TRATADA E DA VAZÃO MÍNIMA DO RIO GRAMAPE. TEM-SE: LE₉ = LAGOA DE EQUALIZAÇÃO; DAFA = DIGESTOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE; LE = LAGOA DE ESTABILIZAÇÃO; LA = LAGOA AERADA; SLA = SISTEMA DE LODO ATIVADO. OS NÚMEROS ENTRE PARENTESES REPRESENTAM O TEMPO DE PERMANÊNCIA, EM DIAS, NAS DIVERSAS UNIDADES

CAPÍTULO I

I N T R O D U Ç Ã O

A investigação experimental que forneceu dados para a dissertação de mestrado ora apresentada faz parte de um contrato firmado pela Universidade Federal da Paraíba, através da ATECEL - Associação Técnica Científica Ernesto Luiz de Oliveira e a CONPEL - Companhia Nordestina de Papel, indústria instalada no Distrito Industrial da cidade de João Pessoa/PB.

A CONPEL - produz celulose não branqueada a partir das fibras do sisal, ou agave, usando o cozimento alcalino, a base de hidróxido de sódio (NaOH) como processo de produção. Ao produto final dos resíduos líquidos deste processo, dá-se o nome de lixívia, também conhecida como licor negro. A lixívia consiste num grave problema de poluição, quando lançada em corpos d'água receptores, devido haver, em sua composição: (1) um alto teor de soda cáustica remanescente - provocando um pH elevado, (2) uma altíssima concentração de material orgânico suspenso e dissolvido, decorrentes do/desfibramento do sisal, e (3) temperatura elevada face ao cozimento anteriormente referido.

O tratamento convencional da lixívia prevê a

aplicação de unidades de evaporação de parte da água residuária e a queima do resíduo concentrado final. No entanto, face aos custos proibitivos de construção e manutenção desses sistemas, principalmente para a realidade do Nordeste brasileiro, tem-se buscado uma solução economicamente mais viável para o tratamento da lixívia. Nesses últimos cinco anos, tanto no Centro de Ciências e Tecnologia da UFPb, como na CONPEL, tem-se investigado sistemas biológicos baseados principalmente, na biodegradabilidade do material orgânico contido na lixívia.

Em um trabalho desenvolvido anteriormente para a mesma indústria (Dias, 1986), verificou-se a viabilidade e a eficiência do tratamento biológico das águas residuárias da produção de celulose, através de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente com mantã de lodo (DAFA). As principais conclusões dessa pesquisa foram: (a) há possibilidade do tratamento anaeróbio num DAFA, desde que sejam corrigidos previamente a temperatura e o pH, (b) obtém-se uma ótima capacidade de tamponação no licor misto do digestor anaeróbio, através da absorção de dióxido de carbono (atmosférico ou do biogás) pela lixívia, que assegura a manutenção de um pH constante e ligeiramente alcalino, (c) a eficiência de remoção de DBO e DQO é da ordem de 72 e 42%, respectivamente, para uma carga orgânica de 20 kg DQO/m³/d e um tempo de permanência de 1 dia.

Os primeiros itens das conclusões acima dizem respeito às condições de trabalho do digestor e às necessida-

des de ajustes operacionais, a fim de se obter um maior rendimento na digestão anaeróbia. Já o último item deixa claro a necessidade de um tratamento posterior à digestão anaeróbia, haja visto que as normas de "Critérios e Padrões para Lançamento de Efluentes Líquidos", da SUDEMA - Superintendência de Defesa do Meio Ambiente do Estado da Paraíba, estabelece uma redução mínima, em termos de DBO, de 80%.

Em vista disso, neste trabalho, investigou-se o tratamento da lixívia nos seguintes estágios: (1) pré-tratamento através da adequação da lixívia bruta, em uma lagoa de equalização, pela exposição à atmosfera, antes do tratamento biológico, (2) tratamento anaeróbio em um digestor anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo, (3) tratamento complementar aeróbio em uma lagoa aerada e num sistema de lodo ativado e, (4) polimento final em uma lagoa de polimento.

A unidade de pré-tratamento está sendo operada, em escala real, na CONPEL. As outras unidades, em escala de laboratório, foram montadas no Laboratório de Saneamento da Universidade Federal da Paraíba - Campus II, em Campina Grande.

Os principais objetivos dessa investigação foram: (a) observar o desempenho do digestor anaeróbio de fluxo ascendente (DAFA) quanto à eficiência de remoção do material biodegradável, (b) observar na lagoa aerada e no

sistema de lodo ativado a eficiência, também, de remoção do material biodegradável, o consumo de oxigênio e a consequente capacidade de aeração a ser instalada, e (c) observar o desempenho da lagoa de polimento, avaliando a sua eficiência em termos de remoção de material orgânico residual.

Realizou-se, então, uma investigação experimental operando-se dois sistemas para o tratamento biológico da lixívia. O primeiro, constituído de lagoa de equalização, digestor anaeróbio, lagoa aerada e lagoa de polimento; e o segundo, com lagoa de equalização, sistema de lodo ativado e lagoa de polimento. Ambos apresentaram uma excelente capacidade de remoção do material orgânico biodegradável (na faixa de 95%), tendo os componentes aerados se destacado entre as demais unidades implantadas e o digestor anaeróbio sido a exceção, com um rendimento abaixo da expectativa.

O tratamento proposto possibilitará à CONPEL o lançamento no rio Gramame de um efluente de ótimas qualidades quanto a material orgânico residual, com uma DBO baixíssima (da ordem de 57 mg/l). Entretanto, a obtenção de uma DBO tão baixa pode ser desnecessária, levando em consideração a capacidade de autodepuração do corpo receptor, no caso, o rio Gramame. Desenvolveu-se, então, um método que permite calcular qual a DBO máxima da lixívia tratada que assegure a manutenção de uma qualidade de água no rio em conformidade com as exigências legais especifica-

das pela Comissão Nacional do Meio Ambiente (Resolução No. 20, de 18.06.86). Assim, tendo-se estabelecido o valor da DBO permissível para a lixívia tratada, pode-se especificar o sistema de tratamento que permitirá obter a remoção necessária.

CAPÍTULO II

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. INTRODUÇÃO

A fibra do sisal é utilizada na indústria papaleira para conferir maior resistência a alguns tipos de papel, como o Kraft, produzido pela CONPEL.

Nessa indústria, para garantir a produção de celulose não branqueada a partir das fibras do sisal, utiliza-se o processo de cozimento alcalino a base de soda cáustica, segundo o seguinte roteiro: as folhas colhidas do sisal são desfibradas para que se proceda a separação das fibras dos demais componentes - suco e bucha. As fibras separadas são lavadas e encaminhadas a um processo de secagem e alveijamento pela exposição aos raios solares. Em seguida, procede-se com a balição para que sejam retirados os restos de polpa aderidos às fibras, conferindo-lhes brilho. Posteriormente, são enfardadas e levadas à indústria de celulose. As fibras do sisal passam, então, por picadores para que sejam reduzidas a um tamanho de cerca de 50 a 100 mm para, em seguida, serem levadas, por um sistema de esteiras transportadoras, à rosca de impregnação, iniciando, assim, o processo de fabricação da celulose. Nessa rosca se dá a impregnação das fibras do sisal com uma parte do licor

negro recirculado da primeira lavagem da massa de celulose. As fibras umedecidas nesse processo são introduzidas pela parte superior num digestor de cozimento, juntamente com uma solução de hidróxido de sódio (NaOH) na concentração de 100 g/l e vapor. Controla-se a pressão de vapor a fim de se manter constante a temperatura de cozimento, enquanto que a quantidade de produtos químicos é variada de acordo com a produção.

Para essa fase de cozimento a CONPEL utiliza um digestor tipo PÂNDIA, de cozimento contínuo e velocidade variada. O ar no digestor é eliminado pela introdução de vapor aquecido, aumentando a pressão e a temperatura. Como resultado do aumento acelerado da pressão e temperatura, tem-se uma diminuição do desprendimento de gases não condensáveis e uma aceleração no processo de dissolvimento da lignina.

A celulose - licor negro e polpa resultante do processo de cozimento - é, então, soprada pelo vapor sob pressão, ainda existente no digestor, para um tanque de descompressão e, em seguida, entra em um processo de lavagem constituído por três filtros a vácuo, onde a massa de celulose 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. A massa de celulose lavada é finalmente estocada nos tanques de armazenamento de celulose e colocada à disposição para uso na fábrica de papel.

A Fig.01 apresenta um esquema do processo de produção descrito acima, bem como o fluxo das águas utilizadas e da água residuária.

A lixívia compõe-se basicamente de soda cáustica remanescente do processo de cozimento, material orgânico dissolvido extraído das fibras do sisal e sólidos carreados pela água de lavagem. A CONPEL, após ter experimentado a inviabilidade econômica dos processos convencionais de tratamento, que prevêm a aplicação de unidades de evaporação de parte da água residuária e a queima do resíduo concentrado final, tem buscado soluções economicamente mais viáveis através de tratamentos alternativos.

O tratamento da lixívia previsto neste trabalho, baseia-se, fundamentalmente, na biodegradabilidade do material orgânico residual do processo de produção da celulose.

2.2. EXPERIMENTOS ANTERIORES

Modelos alternativos de tratamento para a lixívia têm sido experimentados no Nordeste do Brasil, com a finalidade de fazer frente aos custos proibitivos de construção e manutenção dos sistemas de tratamento convencionais, principalmente para indústrias de pequeno e médio porte.

Fundamentada em testes que verificaram a biodegradabilidade do material orgânico contido na lixívia, a

CONPEL, em convênio com a UFPb, no ano de 1985, constatou a viabilidade do tratamento das águas residuárias da produção de celulose através de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo.

Revendo-se Dias (1986), dois pontos merecem ser salientados: (1) a necessidade de construção de uma lagoa de equalização para carbonatação da lixívia bruta, a fim de adequar suas características às necessidades para a aplicação da digestão anaeróbia e, (2) a necessidade de um tratamento complementar para enquadrar a DBO do efluente no limite de 20% da DBO afluente, atendendo, assim, as exigências impostas pelas autoridades sanitárias.

2.3. TRATAMENTO PROPOSTO

Com base no que foi exposto no item 2.2, o tratamento biológico proposto para a lixívia, neste trabalho, previu os seguintes estágios, abrangendo as fases anaeróbia e aeróbia:

- 1º Estágio - pré tratamento para adaptação da lixívia bruta ao tratamento biológico, em uma lagoa de equalização, a fim de corrigir parâmetros como pH, temperatura e vazão,
- 2º Estágio - tratamento anaeróbio através de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo,
- 3º Estágio - tratamento aeróbio complementar através de uma lagoa aerada ou sistema de lodo ativado,
- 4º Estágio - polimento final com o efluente tratado aerobicamente passando por uma lagoa de polimento.

2.4. PRÉ TRATAMENTO: LAGOA DE EQUALIZAÇÃO

Uma das finalidades da lagoa de equalização é regularizar as variações de vazão e composição da lixívia bruta ao longo do tempo. No entanto, para o efluente da CONPEL, ela é usada, principalmente, como uma unidade de adequação da lixívia bruta transformando suas características indesejáveis ao tratamento biológico, quais sejam: pH e temperatura elevados e alto teor de sólidos sedimentáveis. A correção do pH e da temperatura, na lagoa, é feita através da absorção do CO₂ atmosférico e pela troca de calor com o ambiente, respectivamente, enquanto os sólidos, sedimentam ao longo da lagoa por simples ação da gravidade.

Essa unidade de equalização está em operação na CONPEL, em escala real, apresentando as seguintes características: volume de 9000 m³, e profundidade de 1,5 m; tratando uma vazão de lixívia de 3600 m³/d, tendo-se um tempo de permanência da ordem de $9000/3600 = 2,5$ dias.

2.5. TRATAMENTO ANAERÓBIO: DIGESTOR ANAERÓBIO

Os processos anaeróbios são frequentemente uma opção para um tratamento preliminar, uma vez que a qualidade do efluente não é muito boa, observando-se uma alta concentração de DQO residual. Atualmente, esses processos vêm sendo difundidos como forma de tratamento bastante atrativa para águas residuárias, tanto as de alta como as de baixa concentração de material orgânico.

Há pelo menos quatro milênios os processos anaeróbios vêm sendo utilizados como forma de tratamento de despejos, sendo que as primeiras observações sobre as relações entre a degradação da matéria orgânica e a formação de gás inflamável foram feitas por Volta, em 1776 (McCarty, 1982). Na segunda metade do Século XIX começaram investigações mais sistemáticas sobre a digestão anaeróbia que culminaram com a construção do primeiro digestor com coleta de biogás no início do Século XX (Brakel, 1980).

Nesse estágio, os digestores possuíam um grande tempo de detenção e eram basicamente utilizados para a estabilização de sólidos de despejos orgânicos, como o estrume e os lodos biológicos.

Por volta de 1950, modelos especiais de reatores começaram a ser desenvolvidos para o tratamento de esgotos domésticos. Surgiram então, o processo anaeróbio de contato (Schroepfer et alli, 1955) e o filtro anaeróbio (Young & McCarty, 1969).

O processo anaeróbio de contato, segundo Coulter et alli (1957), assemelha-se ao sistema de lodo ativado convencional mas, naturalmente, sem aeração. Na prática, o maior problema para a aplicação do processo é a separação de fases no decantador, pois se desenvolve, nesse processo, um lodo relativamente leve e de características de sedimentabilidade não muito favoráveis.

Já o filtro anaeróbio, é constituído basicamente de

um leito com material de enchimento, onde os espaços vazios ficam preenchidos com líquido. O reator é alimentado pela sua parte inferior e o efluente é descartado pela parte superior (Young & McCarty, 1969). Esse sistema tem se mostrado ineficiente no tratamento de resíduos com alta concentração de sólidos em suspensão, pois, esses sólidos, tendem a causar entupimentos no filtro (Souza, 1982).

Impulsionados pela crise energética estabelecida em meados da década de 70, fortaleceram-se os estudos sobre os processos de digestão anaeróbia no tratamento de diversos tipos de despejos biodegradáveis. Lettinga et alli (1980) desenvolveram um novo digestor, denominado UASB - Upflow Anaerobic Sludge Blanket, para tratamento de resíduos com alta concentração de matéria orgânica. As principais características desses digestores serão discutidas no item 2.5.4.

2.5.1. Vantagens dos Processos Anaeróbios de Tratamento

Segundo Lettinga et alli (1980), os processos anaeróbios de tratamento, quando comparados com os aeróbios, apresentam as seguintes vantagens: (1) não requerem energia com aeração, barateando os custos de operação dos sistemas. Ao mesmo tempo, produzem biogás de excelente qualidade como combustível que poderia ser utilizado como fonte alternativa de energia, por exemplo, nas caldeiras da própria indústria, no caso da CONPEL; (2) menor produção de

lodo de excesso. Tipicamente, nos sistemas anaeróbios, a produção de lodo é de 4 a 6%, da massa da DQO tratada, ao passo que, nos sistemas aeróbios, essa produção sobe para cerca de 20 a 40%; (3) o pouco lodo produzido deixa o sistema já estabilizado e com características que facilitam a sua secagem; (4) ocupam áreas menores, desde que projetados adequadamente, pois a carga por unidade de volume aplicada é muito maior que a utilizada em processos aeróbios.

2.5.2. Microbiologia do Processo de Digestão Anaeróbia

Os processos anaeróbios ou fermentativos, ao contrário dos oxidativos, não se dão na presença do oxigênio molecular, não havendo, portanto, a presença de agente oxidante, de modo que não há transferência intermolecular de elétrons. O que ocorre é uma rearrumação dos elétrons dentro das moléculas. O material biodegradável, nesse caso, é transformado em produtos estabilizados, principalmente, CH_4 , CO_2 e novo material celular.

O processo fermentativo ocorre em três etapas distintas. Na primeira, um grupo de bactérias anaeróbias e facultativas - chamadas, bactérias formadoras de ácidos, convertem proteínas, carboidratos e gorduras em substâncias mais simples através de hidrólise, sob a ação de enzimas extra-celulares. Nessa etapa, proteínas são hidrolizadas para polímeros e daí para aminoácidos; carboidratos comple-

xos são hidrolizados para açúcares simples; e, gorduras e óleos são hidrolizados para gliceróis e ácidos voláteis. Os aminoácidos, açúcares simples, gliceróis e ácidos voláteis formados, são solúveis e entram nas células bacterianas onde são fermentados. Pouco se sabe sobre a cinética da hidrólise, mas o tamanho das partículas, o pH e a temperatura devem influenciá-la (van Haandel, 1983). Uma característica importante desta primeira etapa é que não há, ainda, diminuição da concentração do material orgânico, e sim, a transformação do composto orgânico complexo em material solubilizado e massa celular.

Na segunda etapa ocorre o que se chama de acidogênese. Na acidogênese o material solubilizado é convertido em substâncias de baixo peso molecular, compostas, na sua grande maioria, de ácidos voláteis (principalmente ácido acético, propiônico e butírico), -além de álcoois, aldeídos, mercaptanas, dióxido de carbono e gás sulfídrico. Essa transformação é realizada por um grande grupo de bactérias - a maioria, facultativa. Os produtos finais dessa fermentação dependem do material inicialmente presente e da natureza dos microrganismos atuantes (van Haandel, 1983). Não há, ainda, nesta fase, remoção do material orgânico e sim, apenas, sua preparação para utilização pelas bactérias metanogênicas. Dessa forma, podemos considerá-la como um processo preparativo para a fermentação metanogênica.

Na última etapa, a da fermentação metanogênica, estão envolvidas bactérias específicas para um dado subs-

trato, estritamente anaeróbias, chamadas bactérias formadoras de metano, por serem responsáveis pela transformação dos ácidos voláteis em metano e gás carbônico. Nesse estágio é que se dá a remoção do material orgânico, numa quantidade diretamente proporcional à quantidade de metano produzida.

Quanto ao substrato, observa-se que somente algumas substâncias podem ser usadas na fermentação metanogênica. Apenas H_2 , CO_2 , CH_3OH (metanol), $HCOOH$ (ácido fórmico) e CH_3COOH (ácido acético) podem ser usados diretamente. Ácidos orgânicos com mais de dois átomos de carbono são decompostos antes de serem usados.

As etapas de conversão da matéria orgânica ocorrem simultaneamente e o desenvolvimento das bactérias metanogênicas é limitado pela quantidade de energia que são capazes de obter da fermentação do substrato. Isso, porque a maior parte da energia é transformada em metano, enquanto uma pequena fração é convertida em nova massa celular. Também a taxa de utilização do substrato por parte das bactérias metanogênicas é relativamente pequena e, por isso, a taxa de crescimento das bactérias formadoras de metano é pequena. Desse modo, deve-se manter condições favoráveis a essas bactérias, de modo a se atingir taxas máximas de produção do metano.

2.5.3. Fatores que Influenciam a Digestão Anaeróbia

Se um digestor anaeróbio é operado em condições

desfavoráveis, é possível que se observe um desequilíbrio do processo devido à sensibilidade das bactérias metanogênicas. Essas, quando inibidas, deixam de produzir metano. No entanto, as bactérias acidogênicas continuam a produzir ácidos voláteis que se acumulam provocando a queda do pH do meio, quando a alcalinidade do sistema não é suficientemente elevada, chegando, em casos mais drásticos, a provocar a perda total do material do reator.

Dos vários fatores que influenciam o processo de digestão anaeróbia, pode-se citar:

A. Temperatura:

A temperatura influencia diretamente a velocidade das reações bioquímicas em digestores anaeróbios, sendo as bactérias metanogênicas especialmente sensíveis à variações de ordem térmica. Na fermentação metanogênica, duas faixas de temperaturas podem ser trabalhadas: (1) a faixa mesofílica, com temperatura variando na faixa de 15 a 45°C e (2) a faixa termofílica, cuja temperatura oscila entre 50 e 65°C. Na faixa mesofílica, a digestão anaeróbia tem um melhor desempenho se a temperatura é mantida entre 30 e 40°C. Na faixa termofílica, o intervalo é menor e recomenda-se temperaturas na faixa de 50 e 55°C, para uma boa digestão.

McCarthy (1964), afirma que a velocidade de fermentação é maior à temperaturas termofílicas. Adverte, porém, que se forem necessários custos adicionais com aquecimento

artificial, esses não compensarão sua utilização, ao mesmo tempo que temperaturas mais distantes da ambiental podem trazer maior probabilidade de grandes variações térmicas.

B. Valor e Estabilidade do pH:

A digestão anaeróbia depende de valores estáveis do pH, na faixa adequada, de modo a garantir uma máxima eficiência. Na fermentação metanogênica o pH atua como fator limitante sendo, portanto, um dos parâmetros mais importantes a ser mantido constante. A fermentação metanogênica tem seu desempenho ótimo com pH na faixa de 6,8 a 7,2 podendo, ainda, como limites extremos, ser admissível a faixa de 6,5 a 7,5 (McCarty, 1964).

A fermentação acidogênica tem faixa ótima de pH muito mais larga, de forma que uma queda do pH, para valores aquém do limite mínimo admissível para a fermentação metanogênica, não afeta as bactérias acidogênicas. Porém, a metanogênese é inibida e o acúmulo de ácidos voláteis é inevitável. Assim, a estabilidade do pH, é importante para que o processo de digestão anaeróbia se apresente estável. Faz-se necessário, portanto, avaliar a capacidade de tamponação do sistema. Na prática, observa-se, geralmente, a razão: concentração de ácidos voláteis por alcalinidade total (AV/AT), por ser o principal parâmetro que determina, indiretamente, essa capacidade. Se essa razão é baixa, na faixa de 0,1 a 0,5, temos um pH próximo do neutro e uma alta capacidade de tamponação, condições

desejáveis para a estabilidade operacional do sistema (Silva, 1977).

C. Alcalinidade Total:

Para o caso particular da lixívia, verifica-se que a alcalinidade é devido à soda cáustica utilizada no processo de industrialização, sendo, portanto, uma alcalinidade cáustica. Sua redução e/ou transformação pode ser feita por uma das seguintes formas: (1) adição de um ácido forte - ácido clorídrico, por exemplo e (2) transformação em alcalinidade de bicarbonato, pela absorção de dióxido de carbono. Segundo Lowenthal & Marais (1976), a segunda alternativa se apresenta mais atraente por provocar uma alta capacidade de tamponação no sistema: a absorção de CO_2 não afeta o valor da alcalinidade, havendo somente, a transformação de alcalinidade cáustica em alcalinidade de bicarbonato.

De acordo com Souza & Vieira (1981), a alcalinidade total, no digestor, se deve, principalmente, a presença de bicarbonatos e sais de ácidos voláteis, principalmente o acetato.

D. Ácidos Voláteis

Aumentos repentinos da carga aplicada, bruscos aumentos da vazão afluyente - a níveis que provoquem o arraste das bactérias metanogênicas - variações bruscas de temperatura e pH do meio, etc... são fatores, segundo Souza

(1982), que podem provocar um acúmulo de ácidos voláteis num digestor. Até concentrações na faixa de 6000 a 8000 mg/l, os ácidos voláteis não são tóxicos à digestão anaeróbia, desde que o pH do sistema seja mantido próximo ao da neutralidade (McCarty & McKinney, 1961). Sabe-se de antemão, que um pH próximo do neutro é conseguido quando a relação ácidos voláteis/alcalinidade total é baixa, de forma que altos valores de alcalinidade são favoráveis.

E. Alcalinidade Devido a Bicarbonato:

O hidróxido de sódio residual, é a principal fonte da alcalinidade da lixívia e pode ser convertido em bicarbonato de sódio mediante a absorção do gás carbônico atmosférico ($\text{NaOH} + \text{CO}_2 \rightarrow \text{Na}^+ + \text{HCO}_3^-$). Essa operação se faz vantajosa, pois, a alcalinidade devido a bicarbonato favorece uma capacidade de tamponação próximo ao pH ótimo para a fermentação metanogênica.

A alcalinidade devido a bicarbonato no sistema é dada pela seguinte expressão (Souza, 1982):

$$AB = AT - (0,85 \times 0,833)AV \quad (01)$$

onde:

AB = alcalinidade devido a bicarbonato (mg CaCO_3 /l)

AT = alcalinidade total (mg CaCO_3 /l)

AV = ácidos voláteis (mg CH_3COOH /l)

0,85 - fator que leva em conta o fato de que até o pH 4, ponto final de titulação para a determinação da alcalinidade total, apenas 85% dos ácidos

voláteis são detectados (os outros 15% permanecem dissolvidos i.e não consomem o ácido da titulação).

0,833- fator de conversão da concentração de ácidos voláteis como ácido acético, para carbonato de cálcio.

F. Compostos Tóxicos:

Do ponto de vista biológico, faz-se necessário observar que um composto só é tóxico quando se apresenta em solução. Souza (1982), diz ainda o seguinte:

- Toxicidade é um termo relativo e, dependendo da concentração em que uma substância se apresente, ela poderá ser estimulante ou tóxica.
- Quando ocorre uma adequada aclimação das bactérias ao composto tóxico, estas podem se adaptar, até certo limite, a concentrações elevadas daqueles compostos.
- Há possibilidade da ocorrência de antagonismo (redução do efeito tóxico de uma substância pela presença de outra) ou sinergismo (aumento do efeito tóxico de uma substância pela presença de outra).

Dentre os compostos tóxicos para a digestão anaeróbia, ressalvadas as condições acima, pode-se citar:

F.1. Metais Pesados: - as frações solúveis dos metais pesados - cobre, mercúrio, níquel, zinco, cádmio, cromo e cobalto - são tóxicas a concentrações muito baixas. A precipitação desses metais, na forma de sulfetos ou carbo-

natos, é a forma mais eficaz de evitar a inibição do processo de digestão anaeróbia. No caso da lixívia da CONPEL não há presença de metais pesados.

F.2. Metais Alcali e Alcali Terrosos:- sódio, potássio, cálcio e magnésio podem estar presentes nos resíduos ou serem adicionados aos digestores para correção do pH. Segundo McCarty (1964), esses cátions podem ser estimulantes, inibidores moderados ou inibidores fortes, conforme sua concentração. A Tabela 2.1, mostra os efeitos desses metais na digestão anaeróbia. No caso da CONPEL há presença de aproximadamente 1 g/l de sódio, o que não deve afetar a atividade biológica do lodo anaeróbio.

F.3. Compostos Inorgânicos de Enxofre:- a inibição da digestão anaeróbia por compostos inorgânicos de enxofre, aumenta na seguinte ordem: sulfatos, tiosulfatos, sulfitos, sulfetos e gás sulfídrico. Com exceção do sulfato, todos os demais compostos de enxofre são inibidores à concentrações de 290 mg/l (Souza, 1982).

Tabela 2.1 - Efeitos do sódio, potássio, cálcio e magnésio na digestão anaeróbia, segundo McCarty (1964). Concentração em mg/l.

CATION	Estimulante	Mod. Inibitório	Fort. 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

F.4. Oxigênio:- as bactérias estritamente anaeróbias, caso das bactérias metanogênicas, são extremamente sensíveis ao oxigênio. No entanto, a presença no digestor de bactérias facultativas - acidogênicas, pode remover rapidamente, dentro de certos limites, qualquer traço de oxigênio dissolvido (van Haandel, 1983).

G. Nutrientes:

Nitrogênio e fósforo são nutrientes fundamentais para as bactérias responsáveis pelo processo da digestão anaeróbia. Contudo, se um afluente apresenta concentrações de um nutriente acima de um certo limite, esse nutriente pode provocar a inibição do processo.

Para que sejam supridas as necessidades das bactérias em relação a nitrogênio e fósforo, sem riscos de colapso do sistema, as seguintes relações, relativas a concentração de carbono, devem ser obedecidas:

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

Por outro lado, afluentes pobres em nitrogênio e fósforo devem ser enriquecidos com esses nutrientes, em concentrações adequadas.

H. Sólidos:

A concentração de sólidos não biodegradáveis deve ser controlada para evitar a acumulação, no reator anaeróbio, através de adsorção no lodo. No tratamento anaeróbio não convencional, o material inerte - sólidos não biodegra-

dáveis - pode ocupar o lugar do lodo - microrganismos - diminuindo, assim, o rendimento do processo.

I. Valores Relativos à Operação do Digestor:

Em muitos casos em que a digestão anaeróbia é aplicada em condições ótimas, observa-se que o processo não se desenvolve satisfatoriamente, devido à falhas operacionais.

Aumentos bruscos de carga orgânica podem provocar um acúmulo de ácidos voláteis no meio do digestor e causar a paralização do processo de digestão anaeróbia (McCarthy, 1964). Os aumentos de carga hidráulica, por sua vez, podem causar o arraste do lodo do digestor, comprometendo a eficiência do sistema.

Na prática, os aumentos de carga só devem ser efetuados quando se observa a estabilidade do sistema.

2.5.4. Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo - DAEA

O Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo - DAEA, traduzido do inglês Upflow Anaerobic Sludge Blanket - UASB, é um reator desenvolvido por Lettinga et alii (1980), para tratamento de afluentes com alta concentração de matéria orgânica, que se diferencia de outros digestores anaeróbios pelas seguintes características: (1) dispensa agitação i.e recirculação de lodo, (2) apresenta um separador de fases em sua extremidade superior e, (3)

favorecido pelas condições físico-químicas impostas pelo sistema, existe, na parte inferior, uma manta de lodo com características superiores de decantabilidade. A Fig.02 mostra um esquema do digestor anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo.

A. Características do Digestor:

Nesses digestores, o afluente é distribuído pela parte inferior e percola por uma espessa camada de lodo até ser coletado na parte superior do reator. Ao passar pela manta, ou camada de lodo, ocorre a maior parte da degradação do material orgânico, devido a ação das bactérias ali presentes. Acima dessa manta de lodo, encontra-se ainda, lodo em suspensão, que atua, também, no processo de degradação da matéria orgânica.

No dispositivo separador de fases, colocado na parte superior do digestor, dá-se a separação entre o líquido (substrato degradado), os sólidos (massa celular) e o biogás produzido. Este último é recolhido por um coletor de gás que possui uma interface gás/líquido, garantida por um selo hidráulico estabelecido fora do reator. A área de interface, segundo Lettinga et alii (1980), deve ser suficiente para evitar o entupimento ou mesmo, a formação de espuma. As partículas de lodo que sobem presas às partículas de gás, são desprendidas nessa interface e voltam a sedimentar dentro do reator.

B. Características da Manta de Lodo:

O bom funcionamento do DAFA exige que se tenha lodo com boas qualidades de sedimentação e atividade, pois, a retenção da massa celular dentro do reator é conseguida graças a essas qualidades, aliadas a um bom dimensionamento do separador de fases. A excelente qualidade de decantabilidade do lodo que compõe a manta, deve-se ao material ser constituído por partículas conhecidas como lodo granulado. Já a atividade melanogênica do material, está relacionada à capacidade das bactérias melanogênicas, nele presente, de degradar o material orgânico e transformá-lo em metano.

Lodo com características de lodo granulado, no entanto, apesar de ser essencial para o bom desempenho dos digestores do tipo DAFA, não é encontrado na natureza. Daí, a necessidade de se gerar esse material dentro do próprio reator. Sabe-se porém, que a inoculação do digestor com pequenas quantidades de lodo granulado, reduz sensivelmente o tempo necessário para a granulação do lodo (Hulshoff et alli, 1983).

2.6. TRATAMENTO COMPLEMENTAR I - SISTEMA DE LODO ATIVADO

O sistema de lodo ativado tem sido aplicado em diversos países, principalmente para o tratamento de esgotos municipais, não só por sua eficiente remoção de material orgânico biodegradável, como, também, pelo pequeno volume utilizado, devido a sua alta reatividade, quando comparados a outros sistemas aeróbios de tratamento de

esgoto.

Van Haandel et alii (1982), evidenciam como básicos para o modelamento do comportamento de sistemas de lodo ativado os seguintes aspectos: (a) as interrelações entre a remoção do substrato da fase líquida do licor misto, (b) o crescimento do lodo ativo e, (c) o consumo de oxigênio para a oxidação do material orgânico presente no esgoto.

Quanto ao lodo orgânico presente no sistema de lodo ativado, Marais & Ekama (1976), ressaltam que nem todo ele é formado por microrganismos vivos e o apresentam como composto por três frações: (1) lodo ativo, (2) resíduo endógeno e, (3) lodo inerte. Apesar de se saber que esta divisão é teórica e que somente a concentração total pode ser determinada experimentalmente, pôde-se, através dela, desenvolver um modelo consistente e descrever o comportamento do sistema numa ampla faixa de condições operacionais.

O lodo ativo consiste de uma gama de microrganismos vivos, gerados pela síntese do material biodegradável do afluente que, apesar de ter uma composição bastante complexa (bactérias, fungos, protozoários, rotíferos, ciliados ...) pode ser considerado, para efeitos de modelamento, como uma suspensão equivalente de bactérias. Paralelamente ao crescimento do lodo ativo, dá-se o processo de decaimento natural dos microrganismos, denominado de respiração endógena. Segundo Washington & Hetling (1962), a fração de

massa de microrganismos oxidada que deixa de existir como lodo ativo, dá origem a um sólido orgânico não biodegradável chamado resíduo endógeno que, fazendo parte dos flocos do lodo, acumula-se no sistema até que seja descarregado no lodo de excesso. Quanto ao lodo inerte, afirma-se ser a fração do lodo orgânico gerada a partir do material não biodegradável e particulado do afluente. Sua remoção se dá fisicamente da fase líquida por um processo de biofloculação e é também descarregado do sistema como lodo de excesso, sem que tenha sofrido nenhuma modificação química ou bioquímica. Finalizando, ressalta-se a importância dada a taxa de descarga de lodo de excesso, pois determina o tempo médio da permanência das frações de sólidos no sistema e, conseqüentemente, a idade do lodo. A idade do lodo é um parâmetro operacional de importância fundamental pois, além de determinar a quantidade e qualidade do lodo de excesso, influencia diretamente a taxa de consumo de oxigênio.

2.6.1. Material Orgânico e Balanço de Massa

Harais e Ekama (1976), após comprovação experimental, propuseram a seguinte divisão do material orgânico afluente de um esgoto: (1) material não biodegradável e solúvel - essa parcela do material não é afetada pelo processo de lodo ativado e deixa o sistema com o efluente sem sofrer modificações, (2) material não biodegradável e particulado - esse material também não sofre nenhuma modificação bioquímica no processo. Diferencia-se do pri-

meiro, por sofrer ação física no sistema, pois é adsorvido aos flocos (biofloculação) e passa a fazer parte dos mesmos, originando-se daí, a fração inerte do lodo, e (3) material biodegradável - é a parte do material utilizada pelos microrganismos para síntese e oxidação. Nos sistemas de lodo ativado, para idades de lodo adequadamente projetadas, essa utilização pode ser completa.

Quando se usa o teste de DQO para avaliar a massa de material orgânico, pode-se estabelecer um balanço de massa desse material em um sistema de lodo ativado, caso este seja operado sob um regime estacionário. Sob essas condições, a massa de DQO que entra no sistema deverá deixá-lo sob as seguintes formas (ver ilustração na Fig.03): (1) uma fração deixa o sistema como efluente sem ser afetado pela atividade bioquímica ou física dos microrganismos, (2) uma outra é destruída por oxidação. Essa massa de DQO destruída no sistema pode ser determinada pelo consumo de oxigênio pois, por definição, o consumo de 1 g de oxigênio para a oxidação de material orgânico implica na destruição de 1 g de DQO, e (3) uma terceira fração, incorpora-se à massa de lodo através de síntese, adsorção ou floculação, e deixa o sistema com o lodo de excesso.

Dessa forma, o balanço de massa da DQO pode ser expresso da seguinte forma:

$$MSti = MSte + MSo + MSl \quad (02)$$

onde:

$MSti$ = massa diária de DQO no afluente (mg DQO/d);

M_{Ste} = massa diária de DQO no efluente (mg DQO/d);
 M_{So} = massa diária de DQO oxidada (mg DQO/d)
 massa diária de O_2 consumido (mg O_2 /d) e
 M_{Sl} = massa diária de DQO no lodo de excesso (mg
 DQO/d)

A equação (02) pode ainda ser escrita de uma forma mais conveniente,

$$S_{li} = S_{te} + p(Rh/Rs)X_v + Rh.O_c \quad (03)$$

onde:

S_{ti} = concentração de DQO afluente (mg/l);
 S_{te} = concentração de DQO efluente (mg/l);
 p = razão DQO/SVS de lodo, sendo SVS = Sólidos Voláteis Suspensos,
 equivalente de DQO de sólidos orgânicos (mg DQO/mg SVS)
 = 1,48 mg DQO/mg SVS;
 Rh = tempo de detenção hidráulico (d);
 Rs = idade do lodo (d);
 X_v = concentração de lodo orgânico (mg SVS/l) e
 O_c = taxa de consumo de oxigênio (mg O_2 /l/d)

Os parâmetros da equação (03) podem ser determinados experimentalmente. A equação do balanço de massa possibilita verificar a validade das observações experimentais e concluir, através dela, se um sistema funciona sob condições estacionárias ou não.

2.6.2. Microbiologia do Processo de Lodo Ativado

O sistema de lodo ativado se utiliza de fenômenos biológicos para o tratamento das águas residuárias. No reator, quando o esgoto entra em contato com o lodo ativo, ocorre a remoção do material biodegradável da fase líquida pelo lodo, num processo de utilização bastante complexo, principalmente quando se refere a material coloidal ou particulado. A utilização dessas partículas sólidas, pelos microrganismos, requer processos preparatórios. Primeiramente, há adsorção do material à parede externa de um microrganismo vivo. Posteriormente, o material adsorvido é hidrolisado, através de ações enzimáticas, passando pela parede externa do microrganismo, para então, ser utilizado. Já o material solúvel, pode ser utilizado diretamente.

No processo de utilização do material biodegradável pelos microrganismos, parte do material é sintetizado (cerca de 2/3) e transforma-se em lodo ativo, implicando no crescimento dessa fração de lodo. O restante, é oxidado, implicando em consumo de oxigênio (Marais & Ekama, 1976). Por outro lado, independente da utilização do material orgânico, verifica-se a continuidade do processo de decaimento do lodo ativo. Parte do lodo ativo decaído é oxidado, aumentando o consumo de oxigênio, e o restante, permanece no licor misto até ser descarregado do sistema como lodo de excesso.

A Fig.04 apresenta um esquema dos processos que se

desenvolvem em um sistema de lodo ativado, indicando também, as frações do material orgânico do afluente.

2.6.3. Modelo para Sistema de Lodo Ativado com Reator Unitário Completamente Misturado

O modelamento de sistema de lodo ativado apresentado a seguir, é sugerido por Dias (1982).

A. O Reator Unitário Completamente Misturado:

Para que seja possível o modelamento de um sistema de lodo ativado com reator unitário completamente misturado é necessário supor desprezível a massa de lodo no decantador, quando comparada à do reator. A descarga contínua do lodo de excesso do reator é também suposta e, como o modelamento é feito sob condições estacionárias de carga, a taxa de produção de lodo é igual a taxa de descarga do lodo de excesso, mantendo-se constante a massa de lodo no sistema.

A taxa de descarga do lodo pode ser expressa da seguinte forma:

$$r_w = V_r(dX_v/dt)_w = q \cdot X_v \quad (04)$$

onde:

r_w = taxa de descarga de lodo de excesso (mg SVS/d);

V_r = volume do reator (l);

q = vazão de lodo de excesso (l/d) e

X_v = concentração de lodo orgânico (mg SVS/d)

A idade de lodo no sistema é dada através da relação

entre a massa de lodo no sistema e a taxa de produção de lodo, ou:

$$\begin{aligned}
 R_s &= \frac{\text{massa de lodo no sistema}}{\text{taxa de descarga de lodo de excesso}} \\
 &= (V_r \cdot X_v) / (q \cdot X_v) \\
 &= V_r / q \qquad (05)
 \end{aligned}$$

Verifica-se, portanto, a independência da idade do lodo em relação ao tempo de detenção hidráulico, que é dado por:

$$R_h = V_r / Q_i \qquad (06)$$

onde:

Q_i = vazão do afluente (l/d).

B. A DQO do Efluente:

Se num sistema de lodo ativado com reator unitário se verifica a completa utilização do material biodegradável, pode-se afirmar que são iguais: (a) a DQO do licor misto filtrado, (b) a DQO da parcela não biodegradável e solúvel no afluente e (c) a DQO do efluente. Isso, porque o material não biodegradável e particulado é floculado e vai fazer parte do lodo orgânico. Assim:

$$S_{te} = fus \cdot S_{ti} \qquad (07)$$

onde:

fus = fração não biodegradável e solúvel da DQO afluente.

C. A Concentração de Lodo Orgânico:

A concentração de lodo orgânico no sistema é definida pela soma das parcelas da concentração de lodo ativo, resíduo endógeno e lodo inerte.

Três fatores influenciam a massa de lodo ativo em um sistema de lodo ativado: o crescimento devido à síntese do material orgânico biodegradável, o decaimento devido à respiração endógena e a descarga de lodo de excesso. De forma simplificada, a concentração do lodo ativo pode ser assim apresentada:

$$X_a = (1 - f_{us} - f_{up}) S_t i_y h \cdot R_s / (R_h (1 + b_h \cdot R_s)) \quad (68)$$

onde:

X_a = concentração de lodo ativo (mg SVS/l);

f_{up} = fração não biodegradável e particulada da DQO afluente;

y_h = coeficiente de rendimento (mg SVS/mg DQO)

= aumento de massa de lodo ativo por unidade de massa de DQO utilizada

= 0,45 mg SVS/mg DQO;

b_h = constante de respiração endógena (d^{-1})

= $0,24(1,029)^{t-20}$ - para $t < 20^\circ C$

= $0,24(1,040)^{t-20}$ - para $t > 20^\circ C$

Considerando-se constante a concentração de resíduo endógeno no reator, a sua produção será igual a sua taxa de descarga no lodo de excesso. Essa consideração é válida sempre que se admite o estado estacionário do sistema.

Quando o lodo decai, uma fração constante dele é transformada em resíduo endógeno e outra é oxidada. A taxa de produção do resíduo endógeno é, então, proporcional a taxa de decaimento de lodo ativo e se faz necessário a introdução de uma constante de proporcionalidade que represente a fração de lodo decaído, transformada em resíduo endógeno. Simplificadamente, a concentração de resíduo endógeno é dada por:

$$X_e = f \cdot b_h \cdot R_s \cdot X_a \quad (09)$$

onde:

X_e = concentração de resíduo endógeno (mg SVS/l) e

f = fração de lodo ativo decaído e transformado em resíduo endógeno

$$= 0,20 \text{ mg SVS/mg SVS}$$

A concentração de lodo inerte, que representa a fração de lodo orgânico gerada a partir da floculação do material não biodegradável e particulado do afluente, pode ser determinada através de um balanço de massa. Como esse material não participa de processos químicos ou bioquímicos, uma certa vazão de massa que entra no sistema com o afluente será igual a vazão de massa que sai na vazão de lodo de excesso. Assim, a concentração de lodo inerte pode ser escrita como:

$$X_i = (R_s/R_h)(f_{up}/p)St_i \quad (10)$$

onde:

X_i = concentração de lodo inerte (mg SVS/l)

Somando-se as equações (08), (09) e (10) temos a

concentração de lodo orgânico.

$$\begin{aligned} X_v &= X_a + X_e + X_i \\ &= \left\{ (1 - f_{us} - f_{up}) (1 + f_{bh} \cdot R_s) y_h \cdot R_s / \right. \\ &\quad \left. (1 + f_h \cdot R_s) + f_{up} \cdot R_s / p \right\} S_{ti} / R_h \end{aligned} \quad (11)$$

D. Taxa de Consumo de Oxigênio:

Num sistema de lodo ativado, o oxigênio necessário para a degradação do material orgânico deve satisfazer às necessidades de consumo para oxidar o material biodegradável do afluente e para o fenômeno da respiração endógena.

Sabe-se que na utilização de uma certa quantidade de DQO, uma parte é sintetizada e outra oxidada. Considerando-se que, da utilização da DQO resulta um aumento de massa de lodo ativo, definido pelo coeficiente de rendimento y_h , pode-se afirmar que da DQO afluente, $p \cdot y_h$ é sintetizado (sendo p a DQO por unidade de massa de lodo orgânico). Conseqüentemente, a taxa de consumo de oxigênio devido a oxidação do material biodegradável do afluente, será calculada em função da fração restante, $1 - p \cdot y_h$, que é oxidada. Assim, a taxa de consumo de oxigênio devido a utilização do material biodegradável, é dada por:

$$O_u = (1 - p \cdot y_h) S_{bi} / R_h \quad (12)$$

onde:

O_u = taxa de consumo de oxigênio devido a utilização de material biodegradável (mg O_2 /l/d)

A taxa de consumo de oxigênio devido ao fenômeno da respiração endógena pode ser calculada da seguinte forma: a

taxa de oxidação de lodo ativo é a diferença entre a taxa de decaimento do lodo ativo e a taxa de produção de resíduo endógeno. Sabendo-se que 1 mg de lodo ativo decaído representa p mg de IQO, a taxa de consumo de oxigênio para oxidar o lodo ativo é dada por:

$$O_{re} = p(1-f)bh.X_a \quad (13)$$

onde:

O_{re} = taxa de consumo de oxigênio para respiração endógena (mg O_2 /l/d).

A soma das taxas para oxidação de material biodegradável e para respiração endógena dá a taxa total de consumo de oxigênio para oxidação do material orgânico. Assim:

$$\begin{aligned} O_c &= O_u + O_{re} \\ &= (1-p.yh)S_{bi}/R_h + p(1-f)bh.X_a \end{aligned} \quad (14)$$

onde:

O_c = taxa de consumo de oxigênio (mg O_2 /l/d).

2.6.4. Importância do Tempo de Detenção

O tempo de detenção no reator é importante, principalmente na determinação da concentração de lodo no sistema. Na prática, esta concentração tem um valor máximo imposto pela condição de eficiência do funcionamento do decantador como separador das fases sólida e líquida do licor misto. Assim, quanto maior a concentração de lodo, menor a velocidade de sedimentação no decantador e, consequentemente, maior será a sua área, a fim de possibilitar uma boa separação de fases.

Desse modo, um tempo de detenção curto implica em um pequeno volume do reator, necessitando-se de grandes sedimentadores. Por outro lado, se o tempo de detenção do líquido é longo, o volume do reator é grande e o lodo terá uma baixa concentração, sedimentando com boa velocidade e implicando num decantador de pequenas dimensões.

Verifica-se, afinal, a necessidade de se otimizar um projeto de lodo ativado em função da determinação criteriosa de um tempo de detenção que permita compatibilizar os volumes do reator e do decantador, proporcionando boa separação entre sólido e líquido (no decantador), e um custo mínimo na construção total do sistema. Para maiores esclarecimentos, ler "Activated Sludge Settlers - Design and Optimization", de Catunda & van Haandel (1987).

2.6.5. Considerações Finais

Em um sistema de lodo ativado é de grande importância se conhecer a composição do material orgânico afluente. A determinação dos valores numéricos das frações não biodegradável, solúvel e particulada, tem um efeito marcante sobre o seu comportamento.

Tratando-se de esgoto doméstico, a fração de material não biodegradável e solúvel do afluente (f_{us}) determina a DQD do efluente, sendo o seu valor de, aproximadamente, 0,10 mg DQD/mg DQD. Já a fração não biodegradável e particulada (f_{up}), fixa, para determinados valores de temperatura e idade do lodo, a massa de lodo no sistema, a

produção de lodo de excesso e o consumo de oxigênio, exibindo consideráveis variações para diferentes esgotos.

Quanto a influência da fração não biodegradável e particulada do afluente sobre a massa de lodo no sistema, sabe-se que, para uma determinada idade do lodo, a massa de lodo no sistema aumenta quando aumenta o valor de f_{up} . Observando-se que para uma determinada concentração de lodo existe uma relação proporcional entre a massa de lodo e o volume, conclui-se que o valor de f_{up} influencia diretamente o volume do sistema.

A produção de lodo é também influenciada, visto que, sendo um fator $1/R_s$ da massa de lodo presente no sistema, essa aumenta quando aumenta f_{up} .

Quanto ao consumo de oxigênio, pode-se afirmar que é influenciado pela quantidade de material biodegradável introduzido no sistema, de forma que, quanto maior a fração não biodegradável e particulada menor o consumo de oxigênio.

2.7. TRATAMENTO COMPLEMENTAR II - LAGOAS AERADAS

As lagoas, no tratamento de águas residuárias, diferenciam-se pelo grau de mistura e pelo método de oxigenação a que estão submetidas. Em um extremo, completamente dependentes das condições ambientais, principalmente do vento, estão as lagoas de estabilização. Nessas lagoas, a oxigenação depende quase que exclusivamente da fotossín-

tese das algas e a carga máxima aplicada é ditada por condições ambientais. Processos intermediários são definidos, segundo o grau de interferência feita pelo homem, até que, num outro extremo, definam-se as lagoas aeradas completamente misturadas, ou de suspensão mista, onde a mistura e a oxigenação são fornecidas, totalmente, por meios artificiais, podendo-se controlar a carga aplicada ao processo e prever-se, quantitativamente, a sua resposta.

Nas lagoas de estabilização quando recebem esgotos, parte da carga poluidora sedimenta, formando no fundo uma camada de lodo que gradualmente se submete à fermentação anaeróbia. A medida que aumenta a camada de lodo, procede-se o efeito da fermentação até que a taxa de acumulação de lodo se iguale à taxa de fermentação e, mantidas constantes as condições ambientais, estabelece-se um regime estacionário. Sabe-se, antecipadamente, que do processo fermentativo a que se submete o lodo sedimentado, há liberação de energia sob forma de gás metano, que escapando do sistema, contribui significativamente para a remoção da matéria orgânica presente na água residuária. Nas camadas superiores desenvolvem-se concentrações sobrenadantes de algas que, através da fotossíntese, fornecem oxigênio para o meio líquido e mantém as condições de aerobiose dessas camadas. A mistura provocada pela ação dos ventos afeta grandemente os tipos e concentrações de algas. Se a mistura for baixa, provoca-se a estratificação da lagoa e impede-se o transporte periódico das algas sem mobilidade, das camadas

inferiores para as camadas fóticas da superfície. As algas sem mobilidade morrem e seu lugar é ocupado por algas móveis, que se movimentam através da zona fótica, mas que apresentam uma menor capacidade de fornecer oxigênio ao meio, quando comparadas às primeiras, e conseqüentemente, durante a estratificação a capacidade de oxigenação da lagoa é fortemente prejudicada. Quando as condições de mistura são boas, as condições de crescimento das algas não móveis são facilitadas e a produção de oxigênio, além de ser elevada, é distribuída por toda a profundidade da lagoa.

Fica evidente, dessa forma, que as condições de mistura têm forte influência na capacidade da lagoa de manter as condições de aerobiose do meio, e de, assim, suportarem cargas mais elevadas, tornando-se um fator crítico quanto à eficiência da lagoa sob diferentes condições ambientais.

Observou-se então, que a fim de se vencer os efeitos adversos da estratificação na produção de oxigênio e aumentar a concentração do sobrenadante de algas, a lagoa poderia ser auxiliada por meio de um aumento artificial da ação de mistura, através de bombas circulares ou agitadores flutuantes. O objetivo é mover o volume d'água à baixa velocidade, para permitir que a ação de mistura se espalhe a uma distância considerável do ponto de agitação. A instalação de um agitador, sabe-se, não altera os processos básicos na lagoa e assegura um crescimento normal de algas

pois mantém um nível mínimo de mistura durante todos os períodos, até mesmo, quando as condições naturais do meio ambiente são desfavoráveis.

2.7.1. Características das Lagoas Aeradas

O processo de tratamento nas lagoas aeradas se mantém entre o das lagoas facultativas e o dos sistemas de lodos ativados. Uma característica importante desse processo é que a degradação da matéria orgânica se dá basicamente pela ação das bactérias, pois a ação da redução fotossintética das algas é propositalmente inibida para evitar o seu desenvolvimento e o conseqüente aumento na concentração de sólidos do efluente.

2.7.2. Desvantagens das Lagoas Aeradas

As principais desvantagens a serem observadas num projeto de lagoas aeradas são as seguintes:

1. Inclusão de equipamentos de aerção, onerando os custos de implantação, operação (energia) e manutenção.
2. Desprezível redução de organismos coliformes. Essa característica, no entanto, é comum também às lagoas facultativas, só se garantindo uma eficiente remoção de coliformes na concepção de lagoas de maturação em série.
3. Elevada concentração de sólidos em suspensão no efluente da lagoa aerada, que constituem a própria biomassa da lagoa. Há a necessidade de uma outra lagoa para a retenção

de sólidos.

2.7.3. Classificação das Lagoas Aeradas

As lagoas aeradas são lagoas que se caracterizam por receberem a grande maioria do oxigênio necessário aos fenômenos de oxidação aeróbia através de dispositivos mecânicos e podem ser classificadas em dois tipos (Jordão & Pessoa, 1982):

1. Lagoas Aeradas Facultativas - nessas lagoas o oxigênio é fornecido por meios artificiais mas a energia de mistura, no entanto, é insuficiente para manter os sólidos sedimentáveis em suspensão e forma-se uma camada de lodo no fundo da lagoa.

Pouco se sabe quanto ao nível de energia necessária para assegurar que os sólidos sedimentáveis permaneçam em suspensão. Em 1966, Eckenfelder sugeriu que, quando a potência instalada numa lagoa é menor do que $2 \text{ a } 5 \text{ W/m}^3$, deve-se supor que existam condições que favoreçam a sedimentação dos sólidos. Para potências da ordem de 15 W/m^3 , a lagoa seria tida como de mistura completa. Percebe-se então, uma grande faixa de entrada de energia, na qual, há uma medida de incerteza quanto ao tipo de mistura presente numa lagoa.

Como o consumo de oxigênio e a qualidade do efluente são afetados pelas condições de mistura, faz-se necessário saber sob que condições estão sendo operadas as lagoas.

Na operação de lagoas aeradas facultativas, observa-se ainda, o inconveniente da produção de espuma, principalmente se a lagoa trata despejos industriais. Isto ocorre devido a baixa energia de mistura que promove a sedimentação da massa viva de lodo gerada na zona aeróbia, reduzindo dessa forma, a degradação aeróbia nas camadas superiores da lagoa.

2. Lagoas Aeradas de Mistura Completa - essas lagoas são também chamadas de lagoas aeradas de suspensão mista e são mantidas em total estado de aerobiose. Nesses processos, a energia introduzida para aeração é tão elevada que todos os sólidos permanecem em suspensão.

Os processos mantidos nessas lagoas são semelhantes aos processos normais de lodo ativado, exceto, por não apresentarem um tanque de sedimentação e não haver recirculação de lodo. Em vista disso, a idade do lodo é igual ao tempo de detenção do líquido e o efluente contém uma concentração de sólidos igual a concentração existente no interior da lagoa provocando, geralmente, uma redução de DQO insuficiente para descarga do efluente, sem restrições, em corpos d'água receptores. Torna-se necessário um tratamento adicional cujo principal objetivo é a remoção de sólidos por outros meios que não sejam o uso de tanques de sedimentação. Na maioria dos casos, isso é conseguido quando o efluente das lagoas aeradas é lançado em uma lagoa de estabilização.

Na lagoa aerada de mistura completa, tanto o substrato solúvel, quanto o particulado, são convertidos em sólidos voláteis através de sua incorporação na massa ativa, fazendo com que toda a energia do licor misto esteja na forma particulada. Pode-se então, afirmar que a lagoa aerada de mistura completa funciona como um floculador biológico e, desta forma, facilita a separação de sólidos do licor misto na lagoa subsequente.

2.7.4. Teoria e Equações das Lagoas Aeradas de Mistura Completa

Sob condições de vazão e carga orgânica constantes, os processos que se desenvolvem no interior das lagoas aeradas de mistura completa são semelhantes aos apresentados para o sistema de lodo ativado. Quanto a operação, as lagoas aeradas diferenciam-se por não apresentarem recirculação de lodo, de forma que a idade do lodo e o tempo de detenção hidráulico são iguais.

Se a DQO for também utilizada como parâmetro para avaliação da matéria orgânica, as equações a serem utilizadas no modelamento de uma lagoa aerada de mistura completa serão geradas a partir das desenvolvidas anteriormente, para o sistema de lodo ativado, ressaltando-se a igualdade entre idade do lodo e tempo de detenção hidráulico.

2.8. POLIMENTO FINAL - LAGOA DE POLIMENTO

As lagoas aeradas, por funcionarem com aeração forçada, possibilitam a aplicação de cargas orgânicas mais elevadas, atuando, portanto, como um redutor de carga, o que possibilita o dimensionamento, em áreas menores, das lagoas secundárias. É verdade, também, que em lagoas aeradas de mistura completa o efluente deixa o sistema com alta concentração de sólidos suspensos e, conseqüentemente, grande DQO. Os sólidos deixam a lagoa aerada de mistura completa com excelentes qualidades de sedimentabilidade, ditadas por sua característica de biofloculador, facilitando, assim, a separação sólidos/líquido na lagoa secundária.

Uma lagoa secundária, aqui denominada lagoa de polimento, sempre se faz necessária quando se pretende a utilização de um tratamento das águas residuárias através de lagoas aeradas. Nessas lagoas, os sólidos voláteis sedimentam e formam uma camada de lodo, permitindo a obtenção de um efluente relativamente livre de sólidos. A camada de lodo então formada, entra em fermentação e uma grande parte da energia total do sistema é perdida para a atmosfera como gás metano.

No capítulo "APRESENTAÇÃO E INTERPRETAÇÃO DOS RESULTADOS" o assunto será novamente abordado, de forma que dados experimentais possam esclarecer dúvidas e fortalecer a necessidade de sua aplicação.

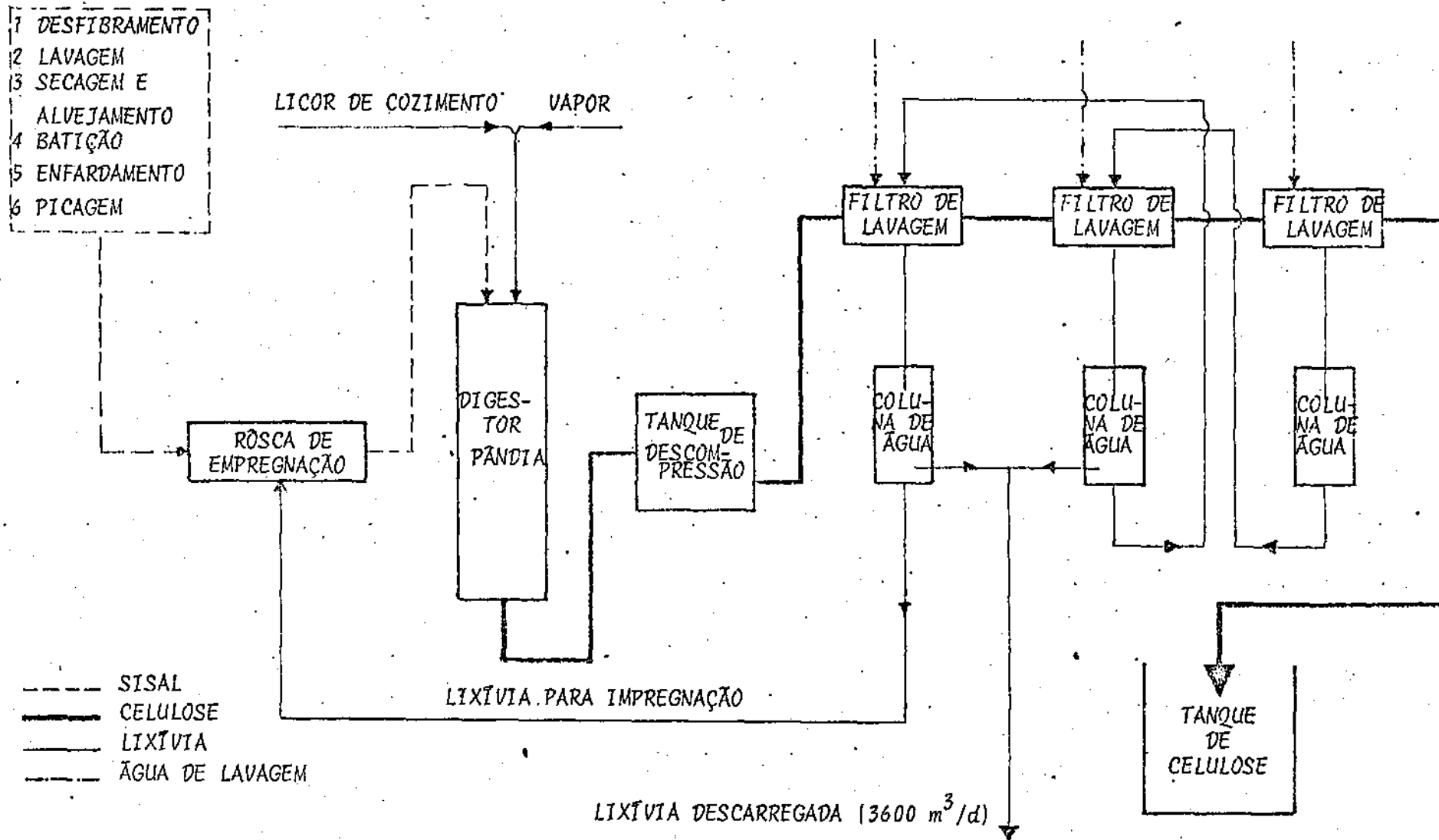


FIGURA 01 - ESQUEMA DO PROCESSO DA PRODUÇÃO DE CELULOSE, COM FLUXO DAS ÁGUAS

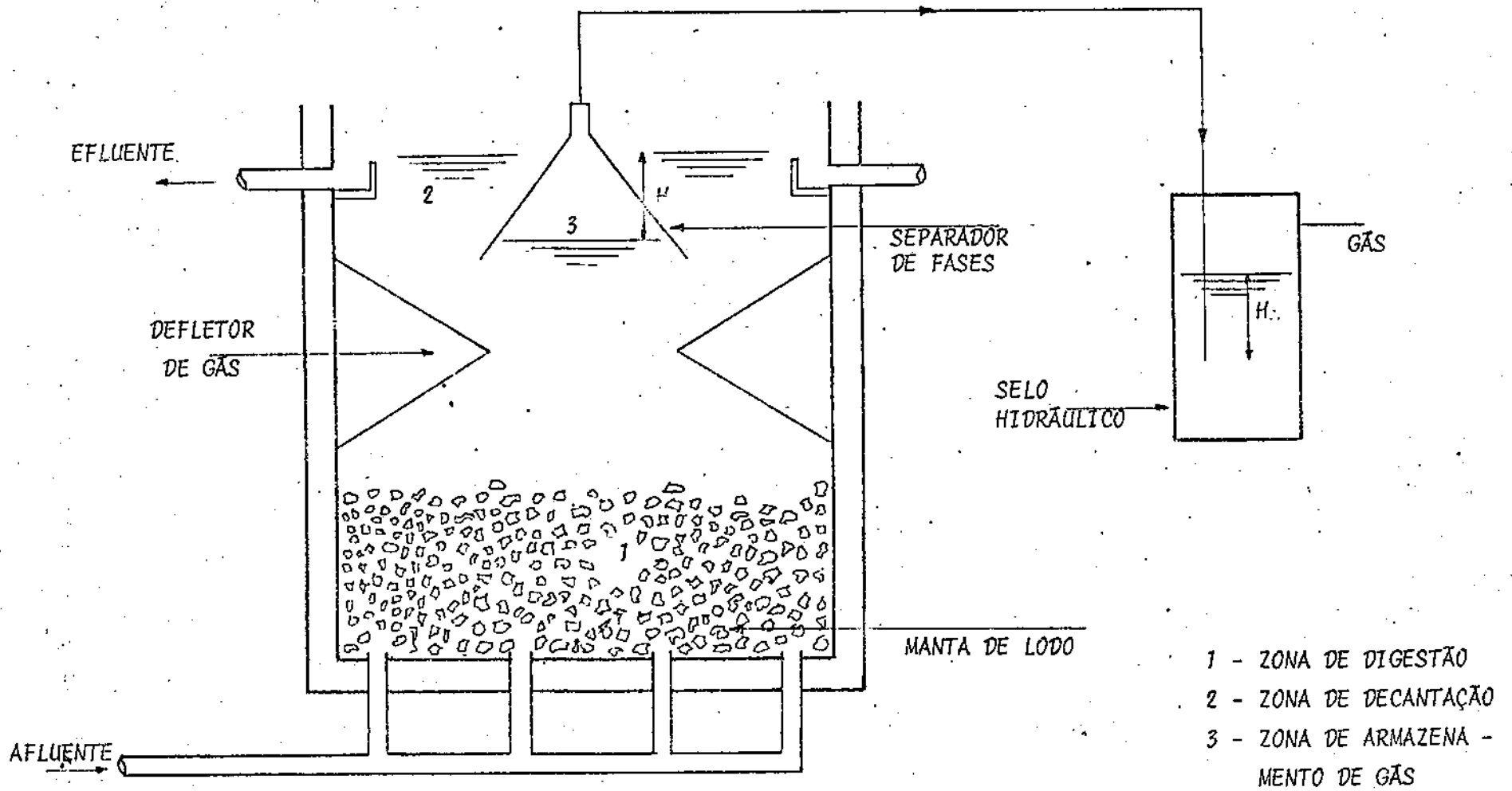
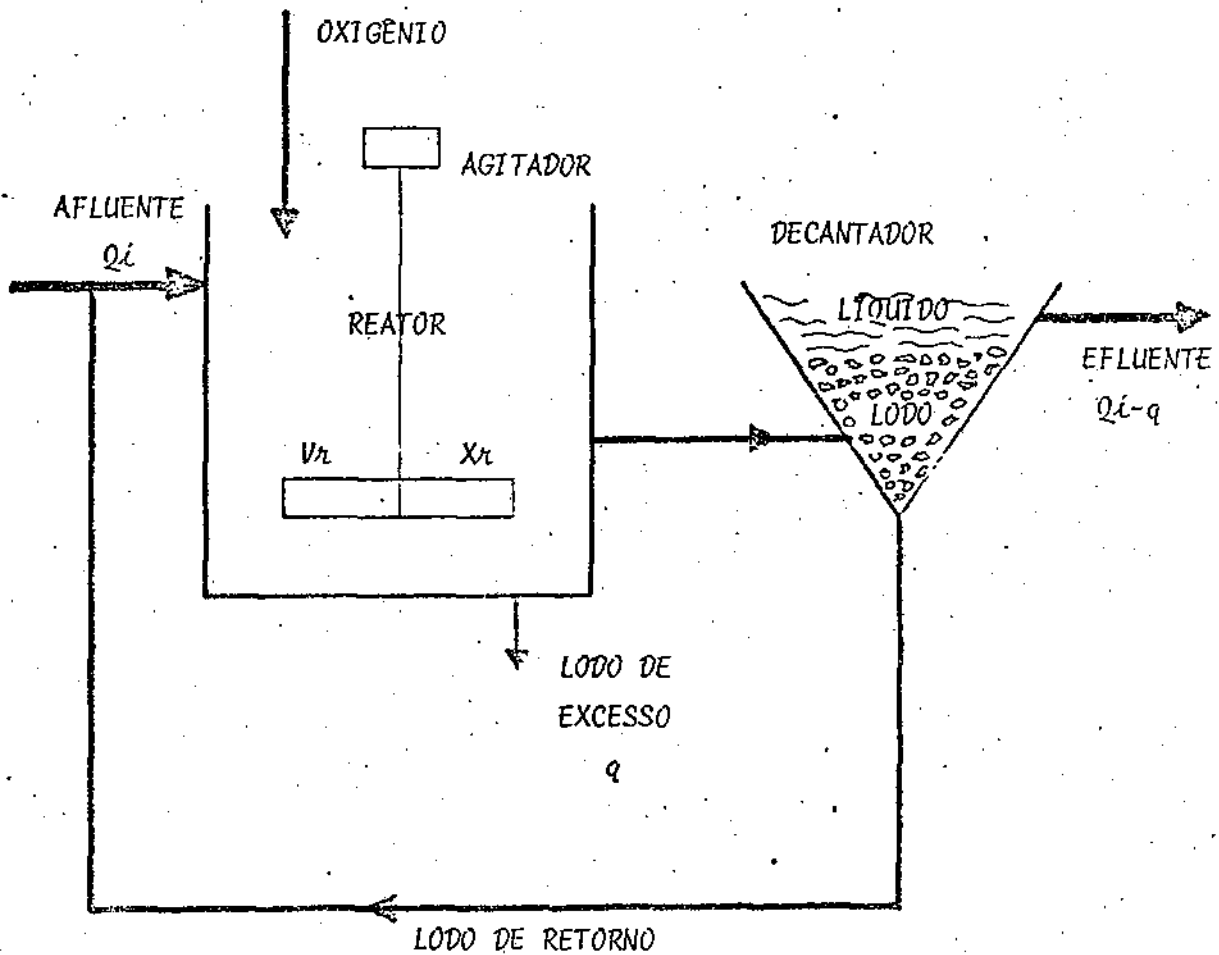


FIGURA 02 - ESQUEMA DO DIGESTOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO



SENDO: Q_i - VAZÃO AFLUENTE
 q - VAZÃO DE LODO DE EXCESSO
 $Q_i - q$ - VAZÃO EFLUENTE
 V_r - VOLUME DO REATOR
 X_r - CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS
 NO REATOR

FIGURA 03 - ESQUEMA DO SISTEMA DE LODO ATIVADO E BALANÇO DE MASSA

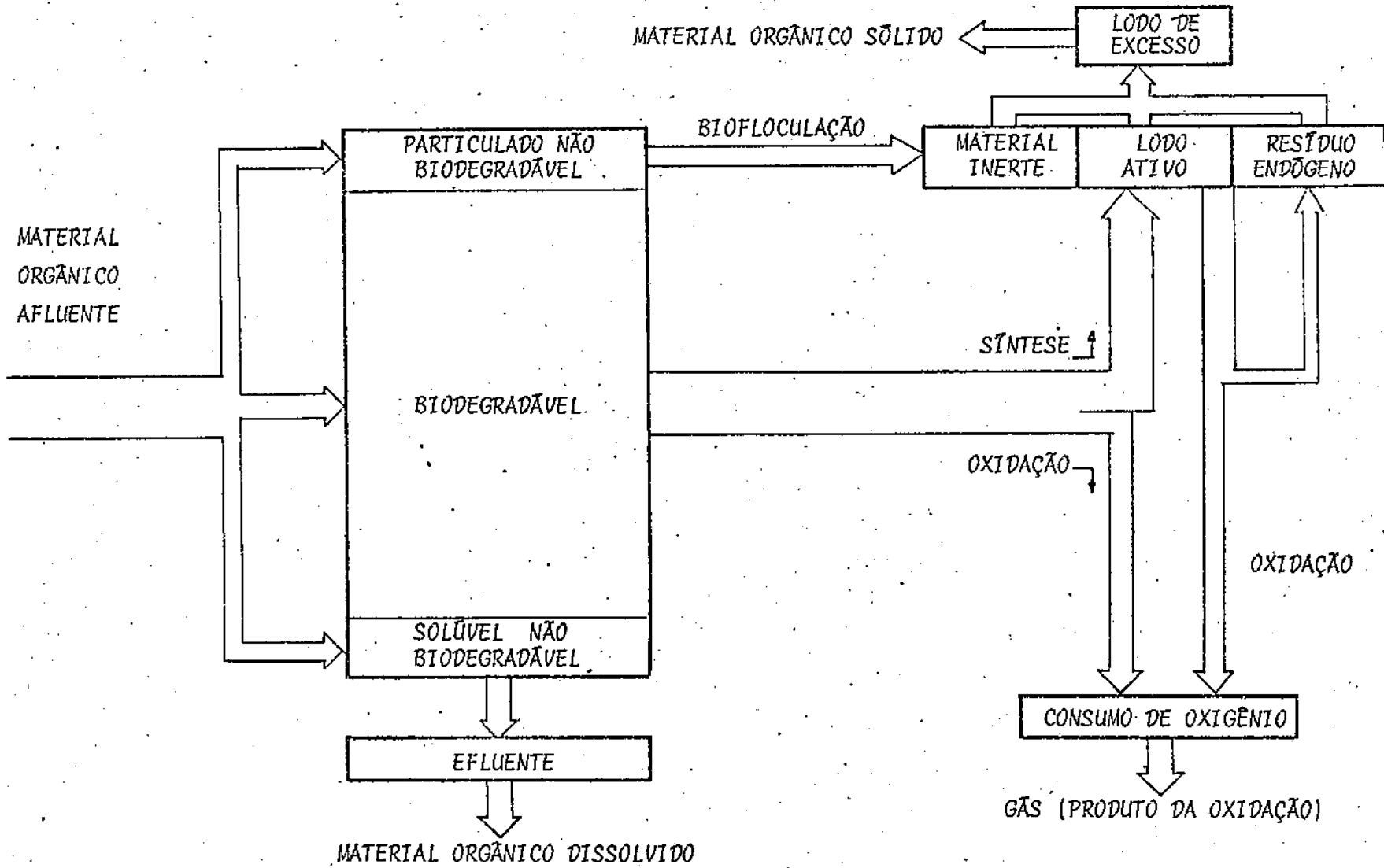


FIGURA 04 - ESQUEMA DOS MECANISMOS BÁSICOS DE DEGRADAÇÃO DO MATERIAL ORGÂNICO EM SISTEMA DE LODO ATIVADO

CAPITULO III

MATERIAIS E MÉTODOS

Os trabalhos de observação da eficiência de remoção do material orgânico contida na lixívia, através dos sistemas de tratamento biológico operados no Laboratório de Saneamento da UFPb, foram efetuados durante o período de janeiro a agosto de 1989, segundo fases que se diferenciaram por alterações nos sistemas e nas cargas orgânicas aplicadas. O objetivo maior, consistiu na verificação da estabilidade operacional e a eficiência dos sistemas, quanto a remoção de material orgânico presente, para diferentes tempos de detenção hidráulico. Os materiais e métodos utilizados são detalhadamente descritos a seguir.

3.1. O AFLUENTE

Utilizou-se neste experimento, como afluente, a lixívia equalizada da CONFEL. Essa lixívia é o efluente de uma lagoa de equalização, com um tempo de detenção de 2,3 dias, que está sendo operada nas dependências daquela indústria e que tem como objetivo adequar a lixívia bruta, que vem da fábrica de celulose, ao tratamento biológico por via aeróbia ou anaeróbia, corrigindo as suas características indesejáveis. A Tabela 3.1 apresenta as principais características da lixívia bruta e da lixívia equalizada.

Tabela 3.1 - Caracterização da lixívia bruta e da lixívia equalizada (média dos meses jun, jul e ago/89)

PARÂMETROS	Lixívia Bruta	Lixívia Equalizada
DBO (mg/l)	6000	900
DQO (mg/l)	20000	4000
Sólidos Suspensos (ml/l)	40	<1
pH	11,3	8,3
Alcalinidade (mgCaCO ₃ /l)	4500	3500
Ácidos Voláteis (mg CH ₃ COOH/l)	3500	700
Temperatura (°C)	48	35

Fonte - Relatório ATECEL/CONPEL set/89.

Semanalmente a CONPEL transportava até o Laboratório de Saneamento da UFPb, em tambores de 200 litros, a lixívia necessária ao experimento, que ficava armazenada nos tambores e à temperatura ambiente até o seu completo uso. Nesse período não se verificou nenhuma alteração significativa das características da lixívia equalizada nos tambores, conforme pode ser observado pelo resultado das análises nos afluentes das unidades de tratamento propostas, não sendo portanto, cogitada a sua refrigeração.

3.2. DESCRIÇÃO DOS SISTEMAS

Dois sistemas de tratamento biológico da lixívia, em escala de laboratório, foram montados no Laboratório de Saneamento do Centro de Ciências e Tecnologia do Campus II da Universidade Federal da Paraíba - UFPb, em Campina

Grande. Os dois sistemas encontram-se representados esquematicamente nas Figuras 05 e 06 e foram denominados, respectivamente, Sistema 1 e Sistema 2. O Sistema 1 era composto, basicamente, das seguintes unidades (ver Fig.05): (a) tanque de alimentação, (b) bomba dosadora, (c) digestor anaeróbico de fluxo ascendente com manta de lodo, (d) selo hidráulico, (e) medidor volumétrico de gás, (f) lagoa aerada, (g) lagoa de polimento e, (h) tanque de efluente. O Sistema 2 se apresentou da seguinte forma (ver Fig.06): (a) tanque de alimentação, (b) bomba dosadora, (c) sistema de lodo ativado, (d) lagoa de polimento e, (e) tanque de efluente.

Os detalhes construtivos de cada uma das unidades que compunham os Sistemas 1 e 2 são discutidas a seguir.

3.2.1. Tanque de Alimentação (Sistemas 1 e 2)

A lixívia equalizada utilizada como afluente dos sistemas de tratamento se apresentava praticamente sem sólidos sedimentáveis. Dessa forma, usou-se como recipientes, ou tanques de alimentação, baldes plásticos simples, sem dispositivos de agitação, com capacidade para 30 litros. Diariamente os baldes eram enchidos com a quantidade de lixívia a ser bombeada para os sistemas.

3.2.2. Bomba Dosadora (Sistemas 1 e 2)

A bomba utilizada era do tipo peristáltica, de cabeçote aberto, com oito canais. Como a velocidade de

rotação do cabeçote era constante, a vazão da lixívia era ajustada através de um temporizador eletrônico que regulava a fração de tempo do seu funcionamento para as diferentes fases do trabalho.

3.2.3. Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente (Sistema 1)

O reator usado para o tratamento preliminar por digestão anaeróbia consistia de um recipiente cilíndrico, de acrílico transparente, com 105 cm de altura e 10 cm de diâmetro, sendo 9 cm de diâmetro interno. O efluente líquido era coletado a 100 cm da base, determinando, portanto, um volume útil de aproximadamente 6 litros. Furos a altura de 3, 10, 25, 50 e 75 cm, a contar da base inferior do reator, permitiam a coleta de amostras para testes do lodo do reator a diversas profundidades. Na parte superior do reator encontrava-se o dispositivo característico do DAFA: o separador de fases, constituído de um funil invertido, feito de gargalo de garrafa. Esse dispositivo captava o biogás produzido no interior do digestor e permitia a decantação dos flocos de lodo arrastados pelo fluxo ascendente do líquido. O separador tinha um diâmetro de 7 cm, deixando um espaço entre as paredes de 1 cm para a passagem do líquido até o ponto de coleta do efluente. No interior do separador, mantinha-se um nível de água, aproximadamente, 5 cm menor que o do nível de descarga, mediante um selo hidráulico externo. O gás produzido convergia para um único ponto, através do separador, e era

canalizado é transportado através de mangueiras flexíveis para um medidor volumétrico de gás, passando antes pelo selo hidráulico. Ainda na parte superior, um furo de pequena dimensão permitia a introdução de um termômetro para o acompanhamento diário da temperatura no interior do reator.

3.2.4. Selo Hidráulico (Sistema 1)

Tratava-se de um artifício hidráulico cujas finalidades, dentro do sistema eram: (a) permitir a formação de uma interface líquido/gás dentro do funil separador e, (b) criar uma zona de acumulação de gás dentro do funil. A altura H que o gás deve vencer para ser liberado dentro do selo hidráulico equivale ao desnível H ($H = 5\text{cm}$) entre o nível do efluente e a interface líquido/gás no interior do funil. No momento em que as duas alturas se equiparam, para cada nova partícula gasosa liberada na interface, uma quantidade equivalente borbulha dentro do selo hidráulico.

O selo hidráulico era constituído de um kitassato de 500 ml.

3.2.5. Medidor Volumétrico de Gás (Sistema 1)

O medidor volumétrico de gás era constituído de um tubo de PVC da linha esgoto, de 15 cm de diâmetro, com capacidade para 20 litros. Na sua parte externa foi acoplada uma mangueira plástica transparente e uma escala graduada, que permitiam a leitura indireta do biogás

produzido através do abaixamento do nível de água no interior do medidor. Essa unidade era fechada nas duas extremidades e em seu interior, através de um orifício, com auxílio de um sistema de bombeamento, introduzia-se uma solução alcalina com indicador fenoftalein. A razão de se utilizar essa solução é que o biogás é uma mistura de gases dos quais 70%, em média, é metano (CH_4). A solução alcalina tinha como finalidade remover gases indesejáveis como o CO_2 e o H_2S , permitindo, apenas, a medição da parcela de metano.

O biogás produzido era encaminhado para a parte inferior do medidor de gás e, sendo menos denso que a água, ele subia, ocupando, então, o espaço da solução alcalina que era deslocada e captada num recipiente. Desse modo, uma quantidade de solução equivalente à quantidade de gás era eliminada por um orifício na base da unidade.

3.2.6. Lagoa Aerada (Sistema 1)

A lagoa aerada consistia de uma caixa d'água de cimento amianto, tipo BRASILIT, com capacidade útil para 45 litros, alimentada com lixívia pela parte superior. Em sua parte inferior, em lados opostos, adaptou-se um dispositivo para eventuais descargas e o ponto de saída do efluente. Nesse ponto, adaptou-se ainda, um sifão, a fim de se garantir o nível de lixívia no interior da lagoa, conforme as distintas fases de operação do sistema.

Para manter o lodo em suspensão, promovia-se uma

agitação mecânica por meio de paletas, as quais, eram conectadas a um eixo central que, por sua vez, era acionado por um pequeno motor, adaptado de um espremedor de frutas. O motor também foi ligado ao temporizador eletrônico da bomba dosadora, funcionando sempre, nas mesmas frações de tempo que ela.

A aeração do conteúdo da lagoa era feita, em quatro pontos, por dois compressores de ar, tipo aquário, cada um com dois canais. O ar comprimido era insuflado nos quatro cantos do fundo da lagoa, através de pedras porosas, a fim de se evitar zonas sem aeração no interior da lagoa.

3.2.7. Sistema de Lodo Ativado (Sistema 2)

Para simular o sistema de lodo ativado, utilizou-se uma caixa d'água similar a da lagoa aerada, com sistemas de agitação e aeração também semelhantes. Contudo, diferenciou-se daquela, quanto a sua operação. Enquanto na lagoa as vazões afluente e efluente eram contínuas, no sistema de lodo ativado a vazão efluente era descontínua: uma vez por dia, retirava-se um volume de licor misto do sistema, igual ao volume diário aduzido, acrescido de 4 litros. O volume de licor misto retirado era mantido em repouso durante 1 hora, permitindo a decantação do lodo. Descarregava-se, então, um volume do sobrenadante igual ao volume diário aduzido, que alimentava a lagoa de polimento, enquanto os 4 litros restantes, contendo quase todo o lodo, retornava para o reator aerado.

3.2.8. Lagoa de Polimento (Sistemas 1 e 2)

As lagoas de polimento eram de tubos PVC rígido, da linha esgoto leve, capeados em uma das extremidades, com 20 cm de diâmetro e 96 cm de profundidade útil, tendo portanto, um volume de aproximadamente 30 litros. A lagoa era alimentada pela sua parte inferior para facilitar a remoção das partículas sólidas.

As lagoas foram enterradas ao ar livre, em local com boas condições de ventilação e incidência de raios solares, deixando-se, somente, 15 cm fora do chão.

3.2.9. Tanque de Efluente (Sistemas 1 e 2)

Os tanques para recolhimento final dos efluentes tratados pelos sistemas 1 e 2 eram baldes plásticos com capacidade para 30 litros, similares aos utilizados como tanques de alimentação.

3.3. PROCEDIMENTO OPERACIONAL

Os sistemas começaram a ser implantados no Laboratório de Saneamento da UFPb, em janeiro de 1989.

Inicialmente, dois digestores de características semelhantes, denominados DAFA 1 e DAFA 2, foram inoculados com lodo de esgoto sanitário, com um volume de cerca de 60% das suas capacidades. As duas caixas BRASILIT, também receberam um inóculo de esgoto bruto trazido da favela do Pedregal, próxima ao laboratório, e passaram a ser denomi-

nadas de LA 1 e LA 2.

A operação dos sistemas para coleta de dados foi dividida em fases que se diferenciaram entre si, pela vazão de alimentação e por alterações nos sistemas. Essas fases são detalhadas a seguir:

3.3.1. Primeira Fase

A primeira fase dos trabalhos de coleta de dados começou, efetivamente, a partir de 30.03.89 e estendeu-se até 29.04.89.

Nesta fase, operou-se dois sistemas idênticos constituídos, basicamente, de "digestor anaeróbio + lagoa aerada", denominados A e B (Figuras 05-b e 06-b, respectivamente), alimentados diariamente com 6 litros de lixívia equalizada. Levando-se em conta a caracterização do afluyente feita na Tabela 3.1 e adotando-se a DQO média para a lixívia equalizada de 4 Kg DQO/m³, a carga orgânica aplicada por m³ de reator era na ordem de 3,7 Kg DQO/m³.d.

O volume de lixívia nas lagoas, controlado através de sifões, foi mantido em 40 litros. Dessa forma, o tempo de detenção nos sistemas foi fixado em 7,7 dias, sendo 1 dia nos digestores e 6,7 dias nas lagoas.

Juntamente com a lixívia equalizada, para se garantir a presença de nutrientes no processo, os tanques de alimentação dos sistemas A e B recebiam 1 g de NH₄Cl - cloreto de amônio e 5 g de K₂HPO₄ - fosfato ácido de

potássio.

Ao Sistema A, a partir de 13.04.89, foi adicionado também, 3 ml/l de coquetel de micronutrientes (Marais & Ekama, 1976), cuja composição era:

- 0,05 g/l de H_3BO_3 - ácido bórico
- 3,32 g/l de $FeCl_3 \cdot 6H_2O$ - cloreto férrico
- 0,05 g/l de $ZnCl_2$ - cloreto de zinco
- 0,56 g/l de $MnSO_4$ - sulfato de manganês
- 0,03 g/l de $CuCl_2 \cdot 2H_2O$ - cloreto de cobre
- 0,05 g/l de $(NH_4)Mo_7O_{24} \cdot 4H_2O$ - molibidato de amônio
- 0,05 g/l de $AlCl_3$ - cloreto de alumínio
- 2,00 g/l de $CoCl_2 \cdot 6H_2O$ - cloreto de cobalto
- 0,25 g/l de $MnCl_2$ - cloreto de manganês
- 2,13 g/l de $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ - cloreto de magnésio
- 0,05 g/l de EDTA bissódico
- 0,05 g/l de KI - iodeto de potássio
- 0,25 g/l de $NiCl_2$ - cloreto de níquel
- 1,00 g/l de HCl - ácido clorídrico fumegante

Desejava-se observar, nesta primeira fase, o efeito da presença ou não de micronutrientes na lixívia, sobre a remoção do material orgânico presente.

Diariamente retirava-se amostras de 6 pontos: afluente DAFA 1 e DAFA 2, efluente DAFA 1 e DAFA 2, e efluente LA 1 e LA 2. As amostras eram analisadas quanto a DBO, DQO, alcalinidade, ácidos voláteis, pH e sólidos suspensos totais e voláteis. Media-se, também, diariamente,

a temperatura nos digestores e lagoas, e a taxa de consumo de oxigênio em LA 1 e LA 2.

3.3.2. Segunda Fase

Na segunda fase os sistemas A e B sofreram modificações: o Sistema A, agora denominado de Sistema 1, foi acrescido de uma lagoa de polimento e o Sistema B, agora denominado de Sistema 2, passou a operar sem o DAFA, tendo, também, recebido uma lagoa de polimento. Durante esta fase, LA 2 que no Sistema B era operada como lagoa aerada, passou a ser operada como sistema de lodo ativado (LA+2).

Nesta fase, os sistemas 1 e 2, começaram a ser operados a partir de 02.05.89, sendo que o controle operacional através de determinações sistemáticas teve início no dia 16.05.89, quando se estabeleceu o estado estacionário, e se estendeu até 31.07.89.

A vazão de alimentação dos sistemas foi alterada para 12 l/d, dobrando-se a carga orgânica aplicada. Os volumes em LA 1 e LA+2 passaram de 40 para 30 litros, estabelecendo-se um tempo de detenção igual a 2,5 dias para ambas. Também as lagoas de polimento, LP 1 e LP 2, foram operadas com um volume de 30 litros e 2,5 dias de tempo de detenção.

A Tabela 3.2 apresenta as características hidráulicas dos sistemas 1 e 2 durante esta segunda fase.

Nesta fase, manteve-se a adição de nutrientes: 1 g de

cloreto de amônio e 5 g fosfato ácido de potássio. Suspendeu-se no entanto, a adição do coquetel de micronutrientes ao Sistema 1. Durante toda a investigação, utilizou-se 5 ml de ácido sulfúrico para neutralizar o pH da lixívia que seria bombeada para o DAFA 1, deixando-o em cerca de 7,1.

Retirava-se para análise, amostras dos seguintes pontos: (a) sistema 1 - afluente DAFA 1, efluente DAFA 1, efluente LA 1 e efluente LP 1; (b) sistema 2 - afluente LA 2, LA 2, efluente LA 2 e efluente LP 2. Os testes e as suas frequências são apresentados na Tabela 3.3, a seguir.

Considerou-se a segunda fase como a fase conclusiva para a observação das eficiências dos sistemas estudados, em termos de remoção de material orgânico.

3.3.3. Terceira Fase

A terceira fase caracterizou-se pelas sucessivas sobrecargas submetidas aos sistemas, a fim de se observar o limite de suas capacidades, através da queda da eficiência dos mesmos até valores que os tornassem inviáveis.

Tabela 3.2 - Características hidráulicas dos sistemas 1 e 2 durante a segunda fase. (Vol. em l e Rh em d).

Componentes	DAFA		L A		L P		TOTAL
	Vol.	Rh	Vol.	Rh	Vol.	Rh	Vol. Rh
Sistema 1	6	0,5	30	2,5	30	2,5	- 5,5
Sistema 2	-	-	30	2,5	30	2,5	- 5,0

A coleta de dados realizou-se entre 01.08.89 e 24.08.89 e o procedimento adotado consistiu de: (1) acrescentar a vazão em 33%, (2) após um período de 7 dias de testes efetivos, observar a estabilidade dos sistemas e, caso estáveis, aumentar a vazão novamente em 33%, repetindo o processo sucessivamente, até o colapso total dos sistemas. Dessa forma, numa primeira etapa, a vazão de alimentação de 12 l/d passou para 18 l/d e, posteriormente, para 27 l/d. Os volumes em cada um dos componentes dos sistemas, foram mantidos constantes, conseqüentemente, tivemos alterados os tempos de detenção de cada um deles, conforme a Tab.3.4. Os pontos de coleta para os testes e a frequência dos mesmos não foram alterados.

Tabela 3.3 - Testes e frequência dos testes realizados durante a segunda e terceira fases.

SISTEMAS	SISTEMA 1				SISTEMA 2							
	ADAF	DAFA	EDAF	LA	ELA	LP	ELP	ALAr	LAr	ELAr	LPr	ELPr
T C O				d					d			
D B O	3/s		3/s	3/s	3/s	3/s	3/s	3/s	3/s	3/s	3/s	3/s
D Q O	d		d	d	d	d	d	d	d	d	d	d
Temp.		d		d	d	d			d	d		
pH	d		d	d	d	d	d	d	d	d	d	d
Alcalin.	d		d	d	d	d						
Ac.Volat	d		d									
Sol.Susp	3/s		3/s	3/s	3/s	3/s	3/s	3/s	3/s	3/s	3/s	3/s
Perfil OD						m					m	

d = diária; m = mensal; 3/s = 3 por semana

Tabela 3.4 - Características hidráulicas dos sistemas 1 e 2 durante a terceira fase. (Vol. em l e Rh em d).

Componente	DAFA		L A		L P		TOTAL	
	Vol.	Rh	Vol.	Rh	Vol.	Rh	Vol.	Rh
a) Q = 18 l/d *1								
Sistema 1	6	0,33	30	1,7	30	1,7	-	3,73
Sistema 2	-	-	30	1,7	30	1,7	-	3,40
b) Q = 27 l/d *2								
Sistema 1	6	0,22	30	1,1	30	1,1	-	2,42
Sistema 2	-	-	30	1,1	30	1,1	-	2,20

*1 - Fase a: de 01.08.89 a 13.08.89

*2 - Fase b: de 14.08.89 a 24.08.89

3.4. PROCEDIMENTO ANALÍTICO

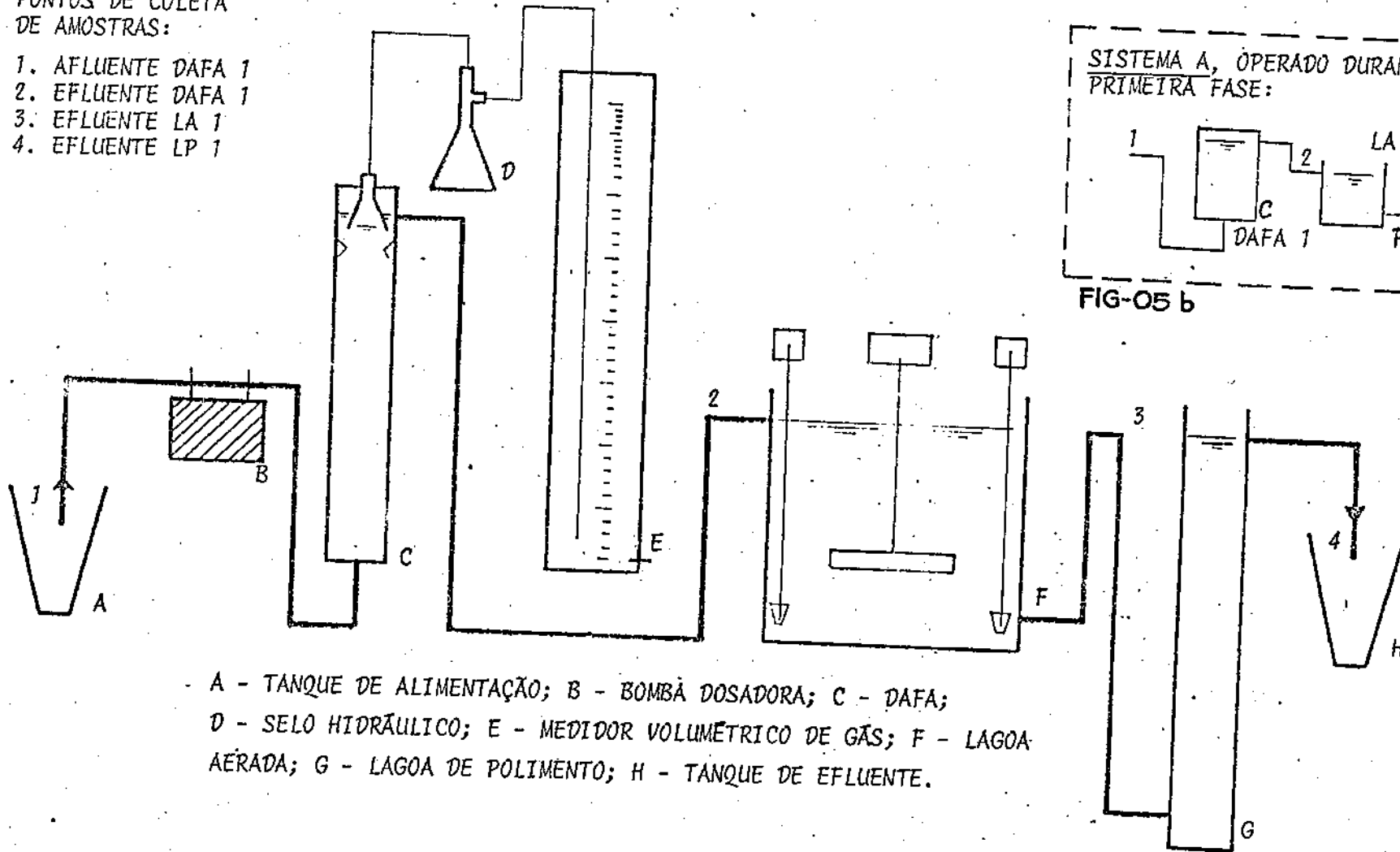
Durante todo o período em que os sistemas foram operados, acompanhou-se através de vários testes, conforme a Tabela 3.3, a eficiência dos seus vários componentes quanto a remoção do material orgânico presente na lixívia. Todos os testes foram realizados no Laboratório de Saneamento da UFPb.

Os testes de DBO - Demanda Bioquímica de Oxigênio, DQO - Demanda Química de Oxigênio e Sólidos Suspensos Totais e Voláteis foram executados segundo o "Standard Methods for Examination of Water e Wasterwater", 14a. edição. Para as análises de pH, utilizou-se um aparelho da marca PROCYON, modelo pHN-4. A temperatura era medida diariamente, com um termômetro simples, de coluna de

mercúrio. As análises de alcalinidade e ácidos voláteis foram realizadas segundo o método simplificado desenvolvido por Souza e Vieira, (1981). A taxa de consumo de oxigênio foi medida de acordo com o método de van Haandel e Catunda, (1982).

PONTOS DE COLETA
DE AMOSTRAS:

1. AFLUENTE DAFA 1
2. EFLUENTE DAFA 1
3. EFLUENTE LA 1
4. EFLUENTE LP 1



A - TANQUE DE ALIMENTAÇÃO; B - BOMBÂ DOSADORA; C - DAFA;
D - SELO HIDRÁULICO; E - MEDIDOR VOLUMÉTRICO DE GÁS; F - LAGOA
AERADA; G - LAGOA DE POLIMENTO; H - TANQUE DE EFLUENTE.

FIGURA 05 - ESQUEMA DO SISTEMA 1 UTILIZADO PARA O TRATAMENTO DA LIXÍVIA.

PONTOS DE COLETA DE AMOSTRAS:

- | | |
|------------------|------------------------------------|
| 1. AFLUENTE LA 2 | 5. AFLUENTE DAFA 2 |
| 2. LA 2 | 6. EFLUENTE DAFA 2 |
| 3. EFLUENTE LA 2 | 7. EFLUENTE LA 2 (NA PRIMEIRA FASE |
| 4. EFLUENTE LP 2 | LA 2 = LAGOA AERADA |

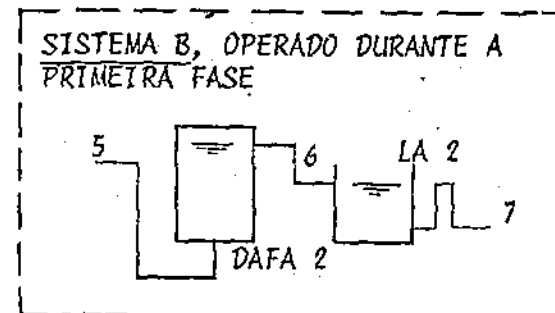
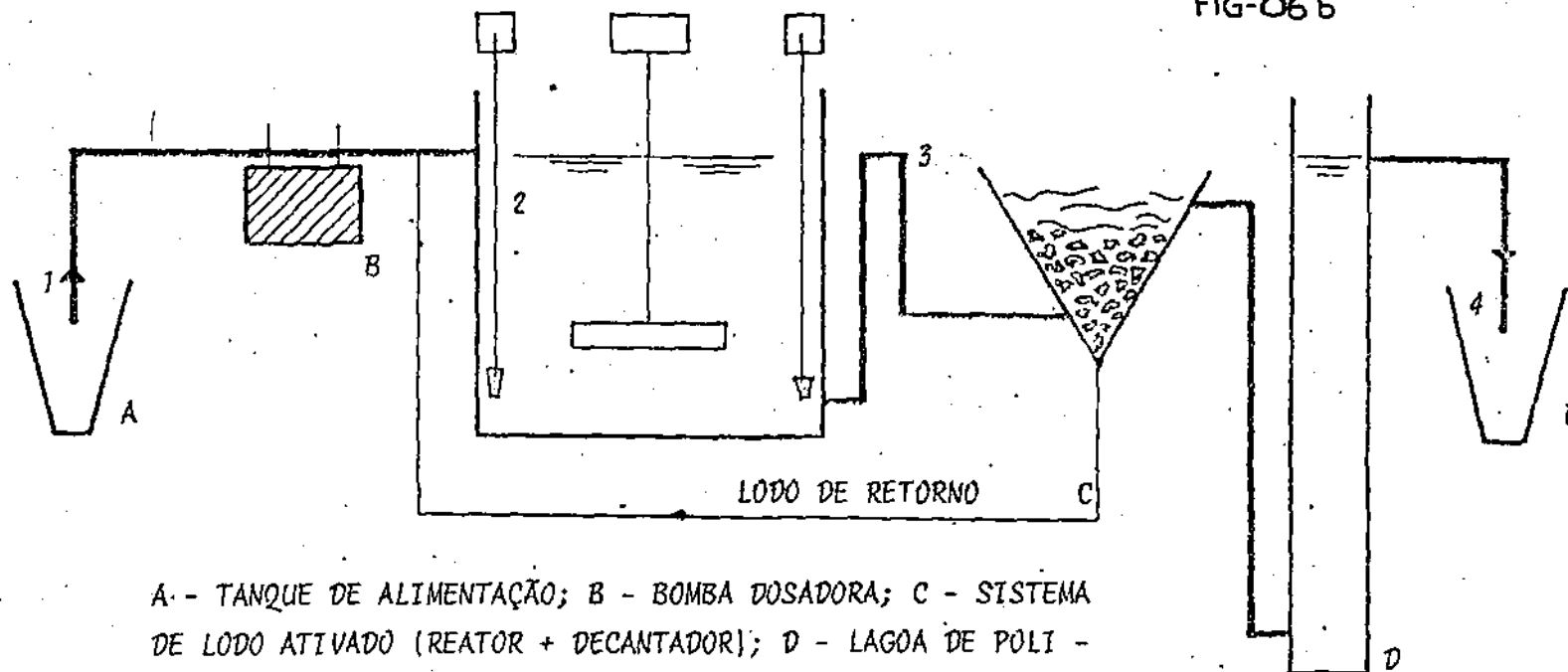


FIG-06 b



A.- TANQUE DE ALIMENTAÇÃO; B - BOMBA DOSADORA; C - SISTEMA DE LODO ATIVADO (REATOR + DECANTADOR); D - LAGOA DE POLI - MENTO; E - TANQUE DE EFLUENTE.

FIGURA 06 - ESQUEMA DO SISTEMA 2 UTILIZADOS PARA O TRATAMENTO BIOLÓGICO DA LIXÍVIA

CAPITULO IV

APRESENTAÇÃO E INTERPRETAÇÃO DOS RESULTADOS

4.1. PRIMEIRA FASE

A primeira fase deste trabalho foi destinada a uma observação complementar aos objetivos preliminarmente traçados. Pretendeu-se observar, primeiramente, o efeito da presença ou não de micronutrientes na lixívia, sobre a remoção do material orgânico presente, através da digestão anaeróbia.

Dessa forma, operou-se dois sistemas semelhantes (sistemas A e B), inicialmente sob as mesmas condições e, posteriormente, acrescentando-se ao sistema A, 3 ml/l do coquetel de micronutrientes descrito no capítulo anterior.

As tabelas 4.1, 4.2, 4.3, 4.4, 4.5, 4.6 e 4.7, e os gráficos 4.1, 4.2, 4.3, 4.4 e 4.5 apresentados no final deste capítulo, mostram o comportamento dos diversos parâmetros analisados durante a primeira fase da investigação.

A média dos testes efetuados, bem como a semelhança dos gráficos apresentados, notadamente aqueles que possibilitam visualizar a eficiência dos sistemas quanto a remoção do material orgânico presente, sugerem a ineficiência do coquetel aplicado ao sistema A. Três hipóteses podem,

então, ser levantadas: (1) os micronutrientes não foram adicionados em concentrações satisfatórias, (2) a presença ou não dos micronutrientes adicionados não afeta a eficiência dos sistemas quanto a remoção do material orgânico presente ou, (3) um nutriente vital, não presente na lixívia, não foi adicionado ao coquetel.

Um melhor posicionamento quanto as hipóteses acima necessitaria de maiores observações. Entretanto, os dados até então coletados, permitiu-nos decidir pela não utilização do coquetel na fase seguinte visto que, apresentou-se, aparentemente, pouco atraente quanto a melhoria da eficiência de remoção de material orgânico do Sistema A.

A ineficiência do coquetel de nutrientes pôde também ser analisada através da formação dos flocos presentes em LA 1 e LA 2, que não sofreram alterações após sua adição. O Sistema B, que não recebia o coquetel, contudo, apresentou uma floculação mais densa, que pôde ser observada a olho nu e confirmada pela maior taxa de consumo de oxigênio apresentada em LA 2. A partir dessa observação, decidiu-se pela transformação de LA 2, até então lagoa aerada, em um sistema de lodo ativado, na segunda fase, a fim de se aproveitar sua maior concentração de lodo.

Nesta fase, pretendeu-se ainda, medir a produção de gás metano nos digestores dos sistemas A e B. No entanto, diversos problemas inviabilizaram esse projeto que na fase seguinte foi abandonado, até mesmo, pela maior importância

dedicada aos processos aeróbios, desenvolvidos para estudar a eficiência dos sistemas quanto a remoção de material orgânico. Em parte, a digestão anaeróbia também se inviabilizou pela eficiência surpreendentemente alta da lagoa de equalização que removia cerca de 85% da DBO da lixívia bruta.

4.2. SEGUNDA FASE

Nesta segunda fase, já com os sistemas implantados, conforme as figuras 05 e 06, pretendeu-se verificar a eficiência dos sistemas 1 e 2, em função do tempo de permanência, segundo a remoção do material orgânico presente na lixívia.

As tabelas 4.8, 4.9, 4.10, 4.11, 4.12 e 4.13; e os gráficos 4.6, 4.7, 4.8 e 4.9 apresentados no final deste capítulo, mostram o comportamento dos diversos parâmetros analisados durante a segunda fase.

Os dados analisados comprovam que durante esta fase os sistemas 1 e 2 experimentaram uma eficiente remoção de material orgânico biodegradável, principalmente, em seus componentes aerados: observou-se uma eficiência quanto a remoção da DBO de 75% na lagoa aerada - LA 1 e de 92% no sistema de lodo ativado -, LA 2. Também as lagoas de polimento, LP 1 e LP 2, demonstraram um excelente desempenho quanto a remoção de DBO, apresentando eficiências de 60 e 48%, respectivamente. Somente o DAFA 1 teve um desempenho abaixo da expectativa, observando-se nele uma eficiência de

remoção de apenas 42%. No final, o sistema 1 apresentou uma eficiência quanto a remoção de DBO de 94% e o sistema 2, de 96%. Se considerarmos a eficiência do tratamento desde a lixívia bruta, esses percentuais sobem para 98,8 e 99,2%, respectivamente.

Ainda quanto ao DAFA 1, pode-se concluir que o mesmo foi operado sob condições favoráveis ao se analisar, na Tabela 4.10, as médias do pH afluente e efluente (7,1 e 7,9, respectivamente). A Tabela 4.11 confirma esta análise quando se verifica que a relação AV/AT (ácidos voláteis/alcalinidade total), enquadra-se na faixa de 0,1 a 0,5, anteriormente definida como ideal para o bom desempenho da digestão anaeróbia. Assim, da Tabela 4.11, teve-se, para o afluente do DAFA 1, uma relação AV/AT = $537/2218 = 0,24$ e, para o efluente DAFA 1, AV/AT = $496/2324 = 0,21$.

Em todos os componentes dos sistemas 1 e 2, verificou-se uma eficiência bem menor quanto à remoção de DQO, quando comparada à da DBO. Essas eficiências foram: (a) Sistema 1, 54%; sendo, DAFA 1 - 21%, LA 1 - 33% e LP 1 - 13%; (b) Sistema 2, 59%; sendo, 52% em LA 2 e 14% em LP 2. Esse baixo desempenho na remoção da DQO já era previsto, tendo-se em vista, a alta concentração de material orgânico não biodegradável presente na lixívia equalizada, constatada pela grande diferença entre a DQO e a DBO da mesma.

A potência dos aeradores necessária para a aeração em escala real, pode ser, em uma primeira aproximação,

calculada pela diferença da DQO na entrada e na saída das unidades aeradas. Na lagoa aerada, para o tempo de permanência de 2,5 dias, a DQO diminuiu de 3161 para 2125 mg/l, havendo, portanto, uma diminuição de cerca de 1 g/l. Sabe-se por definição que a destruição de 1 g de DQO corresponde ao consumo de 1 g de oxigênio. Dessa forma, sabendo-se que em escala real se tem uma vazão de 150 m³/h, precisar-se-ia de 150 kg O₂/h. Para se garantir esta transferência, faz-se necessário a instalação de uma potência de 150 KW ou 200 HP (normalmente, o consumo de energia para a aeração se situa na faixa de 1 KWh/kg de O₂). Da mesma forma, no sistema de lodo ativado, a diminuição da DQO é de 3941 para 1895 mg/l, ou seja, aproximadamente 2 g/l. A potência a ser instalada neste caso, por analogia, seria de 400 HP, correspondendo ao dobro daquela necessária na lagoa aerada. Em cálculos mais precisos da potência deve-se levar em conta outros parâmetros, tais como aqueles referentes as características de cada equipamento e do próprio fabricante, como o fator de transferência, por exemplo.

O volume da lagoa aerada e do sistema de lodo ativado, em escala real, seria de 2,5 d x 3600 m³/d = 9000 m³. Desse modo, a dissipação de potência por unidade de volume seria de 150000/9000 = 16,7 W/m³, na lagoa aerada e de 33,3 W/m³ no sistema de lodo ativado. Ambos os valores estão dentro da faixa normalmente usada em sistemas aerados, e maior que o valor necessário para manter o lodo

em suspensão (15 W/m^3), conforme sugerido por Eckenfelder (1966), não se prevendo dessa forma, nenhuma dificuldade para se operar essas unidades em escala real.

Quanto a operação do sistema de lodo ativado, observou-se que não houve descarga intencional de lodo de excesso. Essa descarga ocorria devido a incapacidade do decantador de remover os sólidos em suspensão. As amostras coletadas de LAr2 mostraram que o sistema de lodo ativado se manteve com uma concentração de sólidos suspensos de cerca de 5 g/l . A concentração de sólidos suspensos descarregados com o efluente era por volta de $1,5 \text{ g/l}$, mantendo-se assim, uma idade de lodo de 3,3 dias.

Nas lagoas de polimento, LP 1 e LP 2, estava previsto a investigação mensal de um perfil de oxigênio dissolvido, a diferentes profundidades. Dois perfis (dias 20.06 e 21.07.89) realizados sempre nas horas de maior incidência solar (entre 12 e 14 hs), constataram a total ausência de oxigênio dissolvido no interior da lagoa: a 5 cm da superfície livre do líquido esse parâmetro apresentava uma concentração de $0,1 \text{ mg/l}$, leitura essa que pode ser atribuída a própria imprecisão do aparelho. Essa característica anaeróbia das lagoas de polimento já era esperada, em função da cor negra do efluente final (mesmo com a pequena concentração de sólidos suspensos), devido à presença de lignina dissolvida.

4.3. TERCEIRA FASE

Considerou-se bom o desempenho dos sistemas 1 e 2, operados durante a segunda fase com um tempo de detenção de 2,5 dias, principalmente, em seus componentes aeróbios. Nesta terceira fase, pretendeu-se observar suas eficiências, quanto a remoção de DBO e DQO, para maiores cargas e tempos de permanência mais reduzidos. Primeiramente, alterou-se a alimentação de 12 para 18 l/d e reduziu-se o tempo de permanência para 1,7 dias. Posteriormente, aumentou-se a alimentação para 27 l/d e reduziu-se, ainda mais, o tempo de detenção para 1,1 dias.

As tabelas 4.14, 4.15, 4.16 e 4.17; e os gráficos 4.10 e 4.11 apresentados no final deste capítulo, mostram o comportamento dos parâmetros analisados durante a terceira fase. Quanto aos gráficos 4.10 e 4.11, estão representados, na horizontal, a média das eficiências de remoção do material orgânico durante a segunda fase e, as respectivas quedas durante esta terceira fase.

Observou-se que a eficiência dos sistemas ainda é boa quando se opera com um tempo de detenção de 1,7 d mas, cai vertiginosamente, para tempos de permanência menores, tendo eficiências baixíssimas quando operados com 1,1 d de tempo de detenção. Isto confirma a importância do tempo de permanência da lixívia nas unidades de tratamento, principalmente, sobre a eficiência de remoção da DBO.

4.4. SISTEMA CONFEL

Paralelamente aos sistemas operados na UFPb, a CONFEL construiu e operou, em suas dependências, uma série de duas lagoas de estabilização para o polimento final do efluente de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente - DAFA, antes da descarga no corpo receptor. Essas lagoas entraram em operação em janeiro de 1989, antes que houvesse sido construído o digestor anaeróbio, e apresentam as seguintes características: seção retangular de 6000 m², profundidade de 1,5 m, volume de 9000 m³ e tempo de permanência de 2,5 dias. A Tab.4.18 apresenta o desempenho médio dos principais parâmetros analisados para a série de lagoas.

Observa-se na Tab.4.18, que a lagoa de equalização, além de executar bem o papel de ajuste das características da lixívia bruta ao tratamento biológico, sobressaiu-se, também, devido a significativa remoção de material orgânico, face ao desenvolvimento da digestão anaeróbia ao longo de toda a sua extensão.

A série de lagoas, LE 1 e LE 2, também apresentaram características anaeróbias, contudo, com uma atividade biológica muito menor. Na Tab.4.18 observa-se uma redução considerável do material orgânico biodegradável em LE 1 (44%) mas, a eficiência na segunda lagoa, LE 2, foi insignificante (apenas 20%). A DBO residual, no efluente tratado, ficou em 400 mg/l, representando uma eficiência

total, a partir da lixívia bruta, de 93%, em relação ao material orgânico biodegradável. Quanto à DQO, a série de lagoas apresentou uma eficiência de remoção da ordem de 85%, sendo 20% a remoção em LE 1 e 9% a de LE 2, com concentração residual, no efluente final, em torno de 2900 mg/l.

4.5. DISCUSSÃO DOS SISTEMAS

Constata-se, então, que foram testados três tipos de reatores biológicos para o tratamento da lixívia da CONPEL: (1) o DAFA, (2) as unidades aeradas - lagoa aerada e lodo ativado, e (3) as lagoas de estabilização - em escala real. Os dados experimentais obtidos a partir do desempenho desses reatores fornecem elementos para se decidir qual a configuração ótima do sistema de tratamento a ser instalado. Nesta decisão, pesarão, em primeiro lugar, as normas impostas pelas autoridades de controle ambiental, que devem assegurar uma qualidade de água no rio Gramame compatível com o seu uso.

Quanto a essas normas legais, têm-se como as mais importantes: (1) a portaria MINTER 0013, de 15.01.76, que trata da qualidade mínima de efluentes para poder considerar o seu lançamento em águas de superfície - ver Tab.4.19, e (2) a resolução 020, de 18.06.86, do CONAMA - Conselho Nacional do Meio Ambiente, que especifica a qualidade da água que deve ser mantida em rios que recebem efluentes industriais - ver Tab.4.20.

Ao se comparar as exigências mais importantes apresentadas na Tab.4.19 com as características da lixívia tratada através da série de lagoas, Tab.4.18, conclui-se que o sistema de tratamento atualmente operado na CONPEL fornece um efluente que exhibe as condições mínimas para ser lançado. Passa-se desse modo, a se considerar o impacto desse lançamento sobre o rio Gramame, o corpo receptor de efluente.

Sabe-se que a classificação de um rio é feita segundo o uso atual e previsto de sua água. Para definir a qualidade mínima a ser mantida nas águas de superfície, o CONAMA as dividiu em classes, conforme a Tab.4.20, cabendo ao rio Gramame, no trecho a jusante da CONPEL, o enquadramento pela SEDEMA, como rio Classe III.

Para avaliar a qualidade do corpo receptor e compará-la com os critérios legais especificados na coluna III da Tab.4.20, realizou-se uma investigação experimental no rio Gramame (a média dos principais parâmetros investigados são apresentadas na Tab.4.21). Pôde-se, então, definir a pior qualidade de água existente no rio (última coluna da Tab.4.20) e compará-la com as normas legais. Observou-se que durante o período de investigação a qualidade do rio foi sempre melhor que a exigida para águas de rios Classe III, concluindo-se, portanto, que o sistema atualmente operado na CONPEL é capaz de produzir um efluente com qualidade que permite manter dentro dos padrões estabelecidos, a qualidade da água do rio Gramame.

para as vazões que prevaleceram durante o período de observação ($Q1 = 40 \text{ l/s}$ e $Qr = 4800 \text{ l/s}$).

É possível, no entanto, que no futuro mude a situação que se apresentou à época dessa investigação. Essa mudança pode ser dar de três maneiras: (1) aumento da vazão do efluente da CONPEL, (2) aumento da vazão do efluente de outras indústrias instaladas ou que venham a ser instaladas nesse Distrito, e (3) diminuição da vazão do rio. Essa diminuição de vazão pode ocorrer não somente devido às estiagens que ocorrem periodicamente mas, também, pela perspectiva de uso da água do rio, à montante da CONPEL, para abastecimento público. Uma vazão menor, naturalmente, significaria uma disponibilidade mais reduzida de água para diluição do efluente da CONPEL e, conseqüentemente, um aumento da concentração de poluentes no rio.

O parâmetro mais indicado para se avaliar a poluição de um rio é a DBO de sua água. A DBO, logo após a mistura lixívia tratada x rio, é calculada através da seguinte média ponderada:

$$DBOm = (DBOr \times Qr + DBO1 \times Q1) / (Qr + Q1) \quad (15)$$

onde:

$DBOm$ = DBO da mistura lixívia tratada x rio;

$DBOr$ = DBO da água do rio antes da mistura;

$DBO1$ = DBO da lixívia tratada;

Qr = vazão do rio Gramame e

$Q1$ = vazão da lixívia tratada

Para um estudo do caso particular de uma provável redução na vazão do rio, se rearrumarmos a Eq.(15), temos:

$$Q_r = Q_1(DBO_1 - DBO_m)/(DBO_m - DBO_r) \quad (16)$$

A Eq.(16) permite calcular a vazão mínima do rio para que, após o lançamento de uma vazão Q_1 , com uma concentração de material biodegradável igual a DBO_1 , a DBO_m não exceda o valor estabelecido pela classificação do rio. Para a situação da CONPEL tem-se: $Q_1 = 0,040 \text{ m}^3/\text{s}$; $DBO_r = 0,7 \text{ mg/l}$ (Tab.4.21) e $DBO_m < 10 \text{ mg/l}$ (Tab.4.20). Portanto:

$$\begin{aligned} Q_r &> 0,040(DBO_1 - 10)/(10 - 0,7) \\ &> 0,0043 DBO_1 \end{aligned} \quad (17)$$

ou,

$$DBO_1 < 232 Q_r \quad (18)$$

A desigualdade da Eq.(18) permite calcular o valor máximo da DBO_1 em função de uma determinada vazão do rio. Na Tab.4.22, apresenta-se as configurações dos vários sistemas de tratamento biológico investigados para a lixívia neste trabalho. A escolha da configuração a ser utilizada será ditada em função da vazão mínima do rio capaz de garantir, após o lançamento da lixívia tratada, uma DBO_m que não exceda o valor de 10 mg/l .

Assim, confirma-se que o sistema atualmente em operação na CONPEL, sistema S3 na Tab.4.22, que produz um efluente final com $DBO_1 = 400 \text{ mg/l}$, pode ser usado, hoje, para vazões no rio de até um valor mínimo de 1720 l/s . Se, por alguma razão, a vazão do rio se tornar menor que esse

valor, então um sistema mais eficiente (S4 a S7) deverá ser adotado. A partir daí, passa-se a utilizar configurações de sistemas que destacam os reatores biológicos de unidades aeradas, evidenciando a importância desta pesquisa.

Da mesma forma, seria possível um estudo em que se previsse um aumento na vazão do efluente da CONPEL, ou mesmo, em decorrência da contribuição de outras indústrias que venham a lançar seus despejos no rio Gramame.

TABELA 4.1 - MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE DQO, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE. (OS VALORES ENTRE PARENTESIS REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS).

SEMANAS		SISTEMA A				SISTEMA B			
		AFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	EFICIÊNC. SISTEMA 1	AFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE LA 2	EFICIÊNC. SISTEMA 2
1a.	30.03 a 01.04.89	5040	4400 (13)	1280(71)	75	4880	4000 (18)	1280(68)	74
2a.	02.04 a 08.04.89	4096	3296 (19)	1120(66)	73	4352	3296 (24)	1184(64)	73
3a.	09.04 a 15.04.89	4384	3168 (28)	1568(50)	64	4196	3424 (18)	1440(58)	66
4a.	16.04 a 22.04.89	4480	3196 (29)	2370(26)	47	4800	3307 (31)	2345(29)	51
5a.	23.04 a 29.04.89	6120	3175 (48)	2007(37)	67	6267	3293 (47)	1921(42)	69
MÉDIA FINAL →		4824	3447 (28)	1669(51)	65	4899	3464 (29)	1634(53)	67

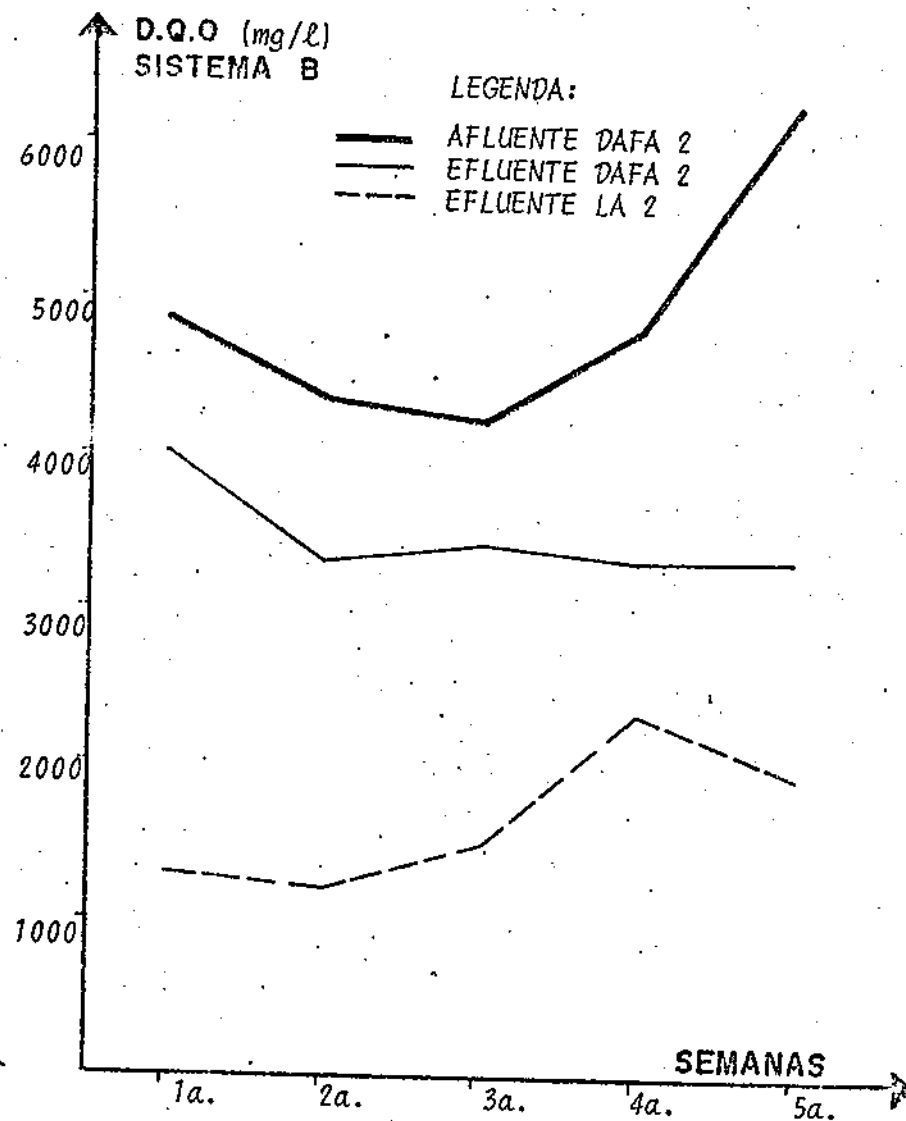
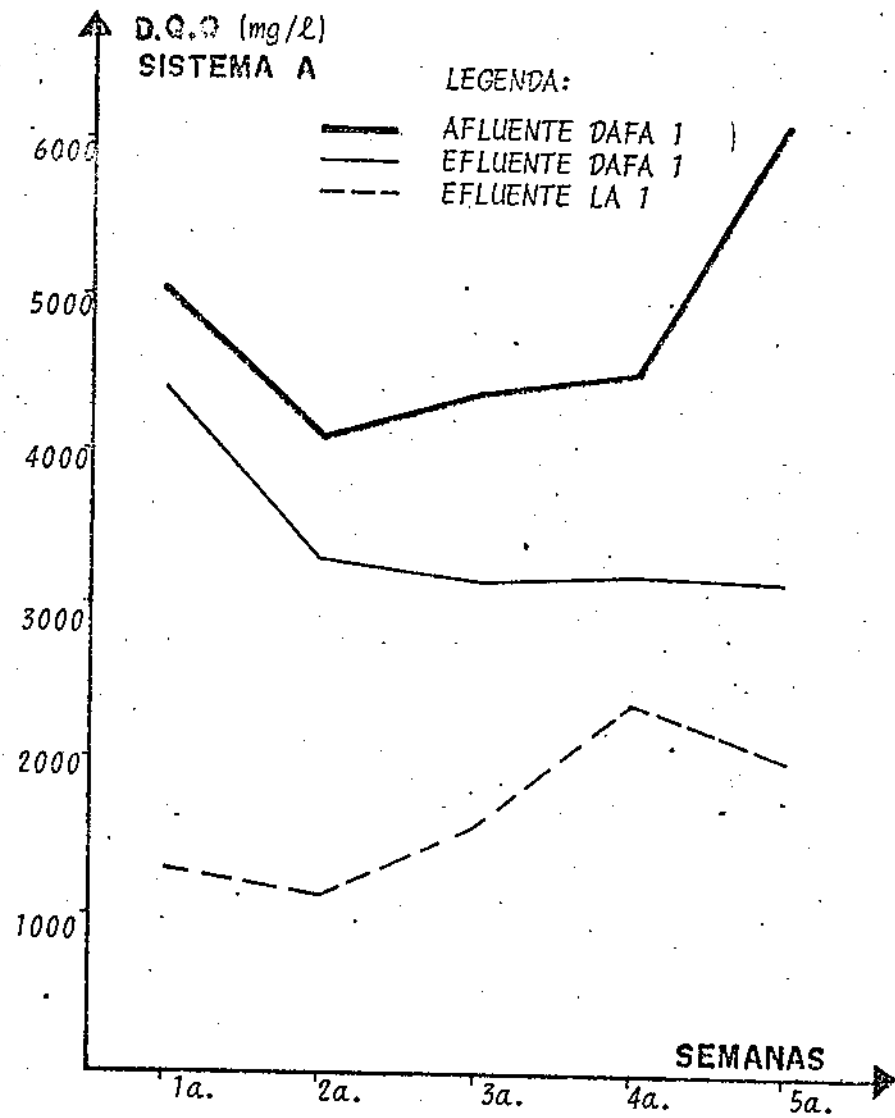


GRÁFICO 4.1 - DQO DOS SISTEMAS A E B DURANTE A PRIMEIRA FASE.

TABELA 4.2 - MÉDIA SAMANAL DOS TESTES DE DBO, EM mg/L, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE. (OS VALORES ENTRE PARENTESIS REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS).

SEMANAS		SISTEMA A				SISTEMA B			
		AFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	EFICIÊNC. SISTEMA 1	AFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE LA 2	EFICIÊNC. SISTEMA 2
1a.	30.03 a 01.04.89	-	-	-	-	-	-	-	-
2a.	02.04 a 08.04.89	1257	756 (40)	220 (71)	82	1387	870 (37)	215 (75)	84
3a.	09.04 a 15.04.89	1990	1585 (20)	466 (70)	76	1911	1481 (22)	448 (70)	76
4a.	16.04 a 22.04.89	-	-	-	-	-	-	-	-
5a.	23.04 a 29.04.89	1313	755 (42)	307 (59)	77	1325	637 (52)	264 (58)	80
MÉDIA FINAL →		1520	1032 (32)	331 (68)	78	1541	996 (35)	309 (69)	80

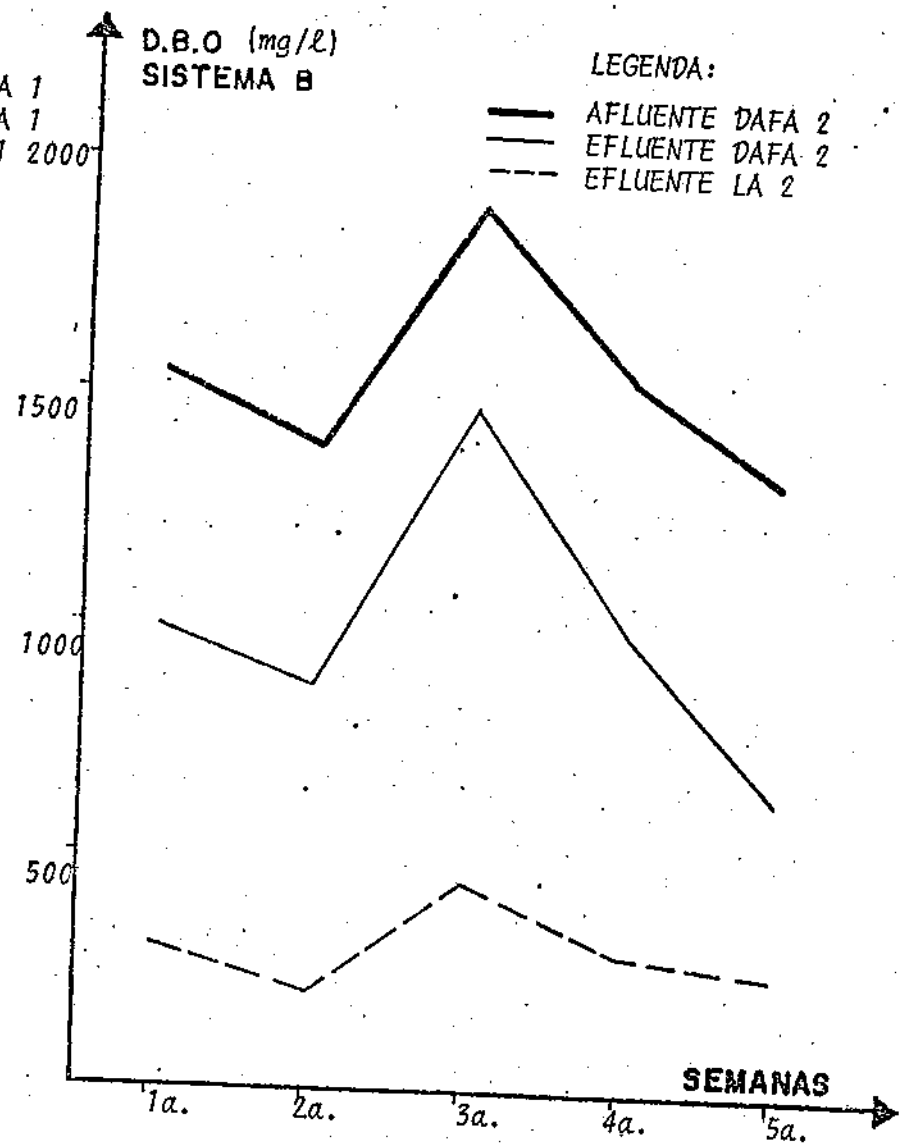
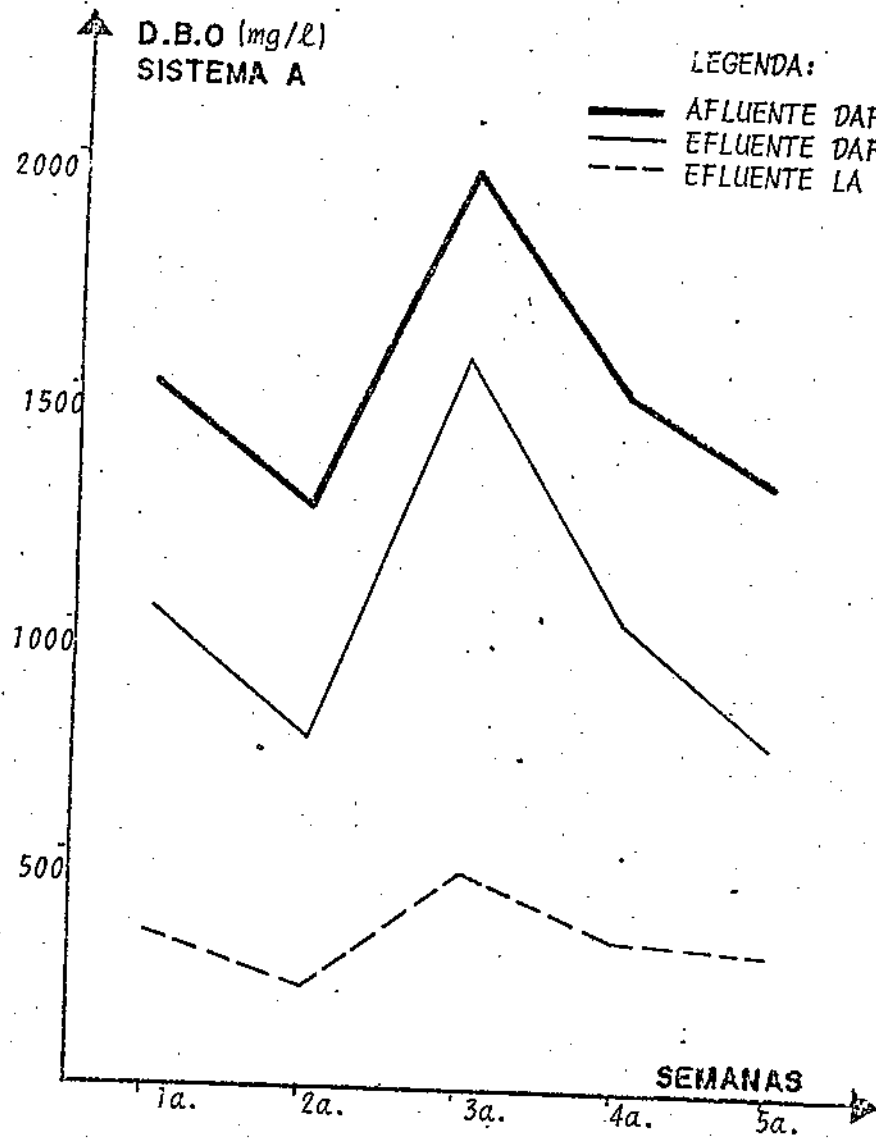


GRÁFICO 4.2 - DBO DOS SISTEMAS A E B DURANTE A PRIMEIRA FASE.

TABELA 4.3 - MÉDIA SAMANAL DOS TESTES DE pH REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE.

SEMANAS		SISTEMA A			SISTEMA B		
		AFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	AFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE LA 2
1a.	30.03 a 01.04.89	8,50	8,35	8,35	8,45	8,20	8,50
2a.	02.04 a 08.04.89	8,60	8,60	8,90	9,00	8,15	8,70
3a.	09.04 a 15.04.89	8,40	8,30	8,75	8,60	8,25	8,75
4a.	16.04 a 22.04.89	8,10	8,15	8,30	8,10	8,30	8,45
5a.	23.04 a 29.04.89	7,40	7,60	8,20	7,35	8,10	8,10
MÉDIA FINAL →		8,20	8,20	8,50	8,30	8,20	8,50

TABELA 4.4 - MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE ALCALINIDADE, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE:

SEMANAS		SISTEMA A			SISTEMA B		
		AFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	AFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE LA 2
1a.	30.04 a 01.04.89	2736	2850	912	2679	2793	902
2a.	02.04 a 08.04.89	2367	2750	1279	2292	2752	1201
3a.	09.04 a 15.04.89	2537	2856	1672	2411	2820	1416
4a.	16.04 a 22.04.89	1412	1735	1600	1402	1959	1175
5a.	23.04 a 29.04.89	2313	1989	1392	2306	1926	1151
MÉDIA FINAL →		2273	2436	1371	2218	2450	1169

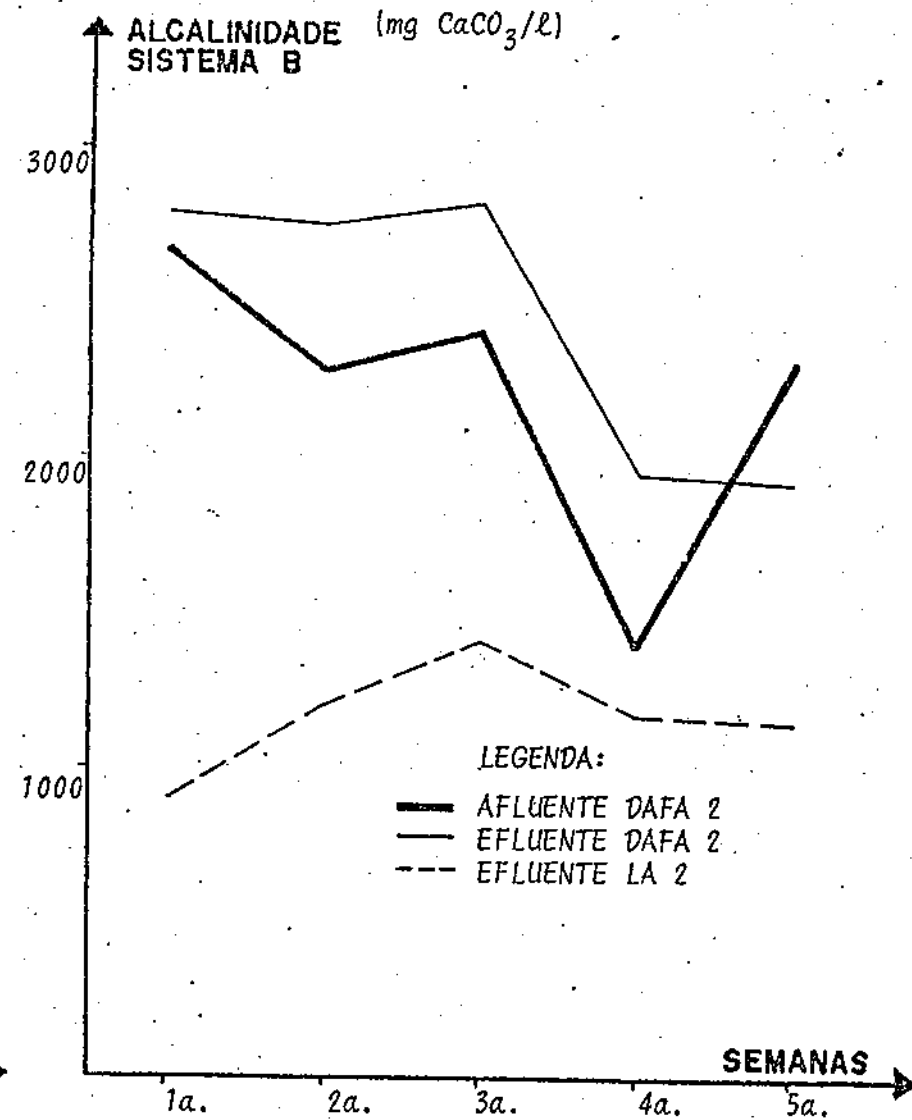
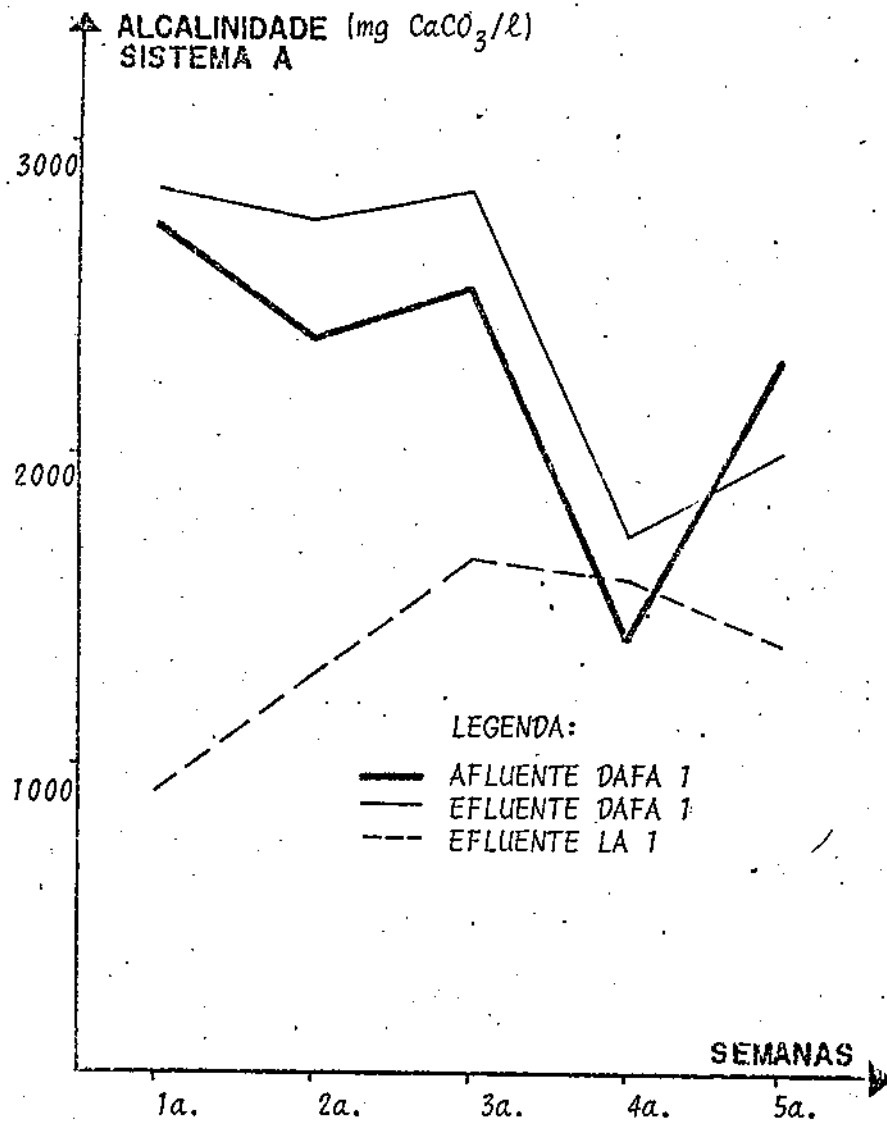


GRÁFICO 4.3 - ALCALINIDADE DOS SISTEMAS A E B DURANTE A PRIMEIRA FASE.

TABELA 4.5 - MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE ÁCIDOS VOLÁTEIS, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE.

SEMANAS		SISTEMA A			SISTEMA B		
		AFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	AFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE LA 2
1a.	30.03 a 01.04.89	856	591	112	724	550	133
2a.	02.04 a 08.04.89	653	510	229	641	526	257
3a.	09.04 a 15.04.89	665	575	347	558	482	330
4a.	16.04 a 22.04.89	307	245	216	353	313	248
5a.	23.04 a 29.04.89	854	394	171	764	329	242
MÉDIA FINAL →		667	463	215	608	440	242

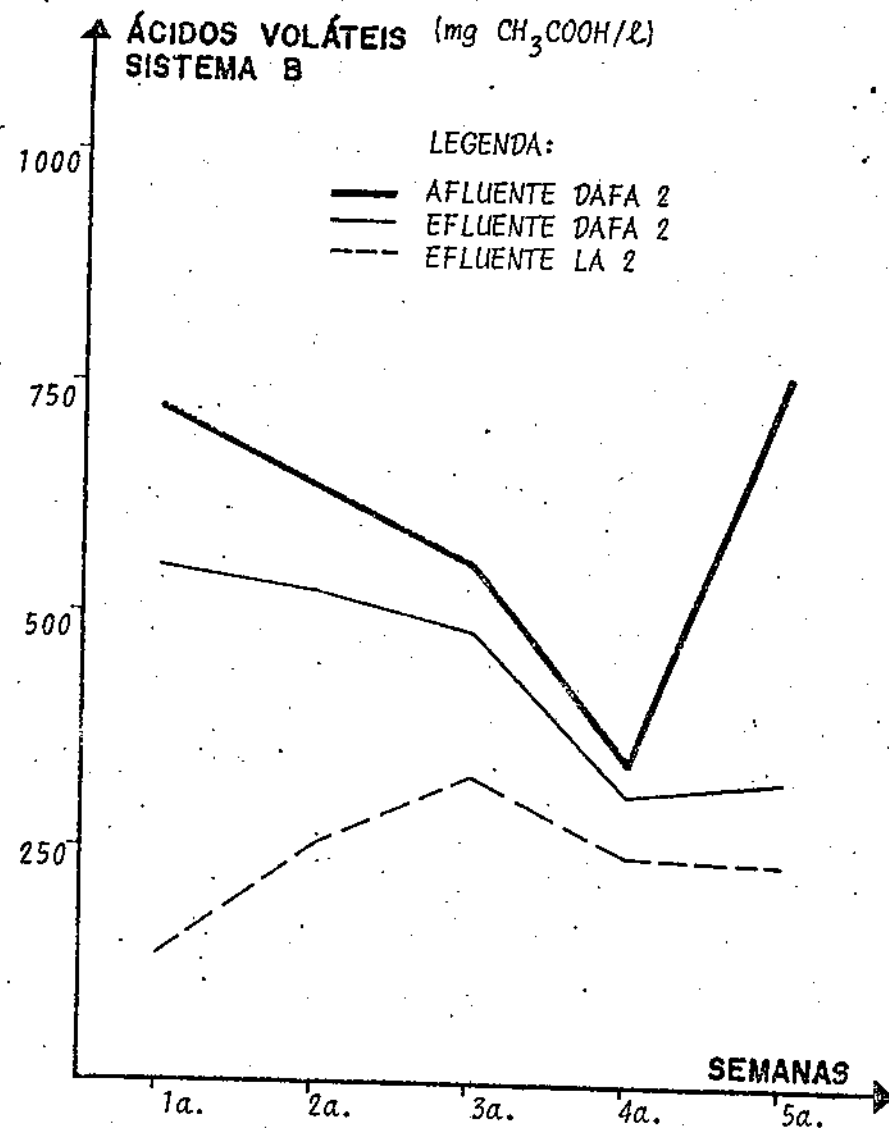
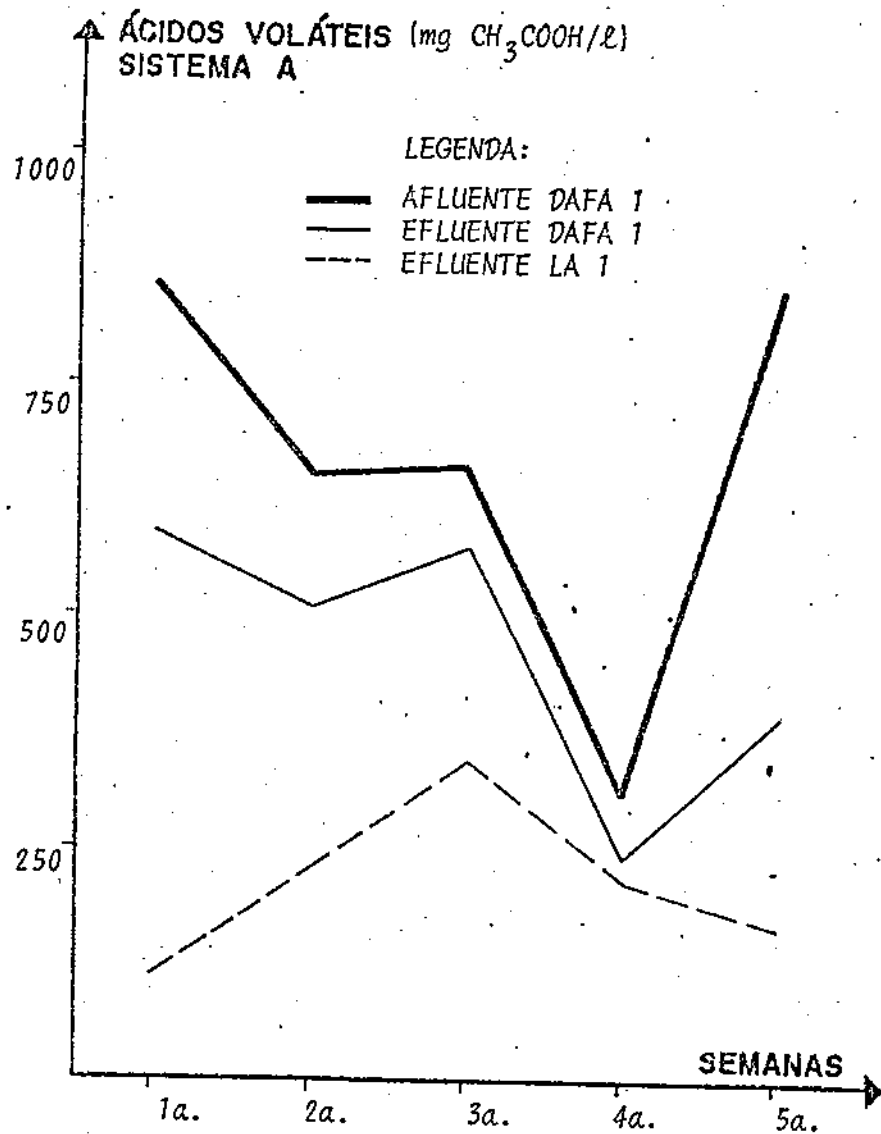


GRÁFICO 4.4 - ÁCIDOS VOLÁTEIS DOS SISTEMAS A E B DURANTE A PRIMEIRA FASE.

TABELA 4.6 - MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE TEMPERATURA, EM °C, E TAXA DE CONSUMO DE OXIGÊNIO, EM mg O₂/d, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE.

SEMANAS		SISTEMA A			SISTEMA B		
		TEMPERATURA		T.C.O	TEMPERATURA		T.C.O
		DAFA 1	LA1	LA1	DAFA 2	LA2	LA2
1a.	30.03 a 01.04.89	26	26	10.346	26	26	9.969
2a.	02.04 a 08.04.89	26	26	5.280	26	26	4.781
3a.	09.04 a 15.04.89	26	26	7.008	26	26	8.218
4a.	16.04 a 22.04.89	26	26	4.896	26	26	5.472
5a.	23.04 29.04.89	26	26	3.840	26	26	6.720
MÉDIA FINAL →		26	26	6.274	26	26	7.032

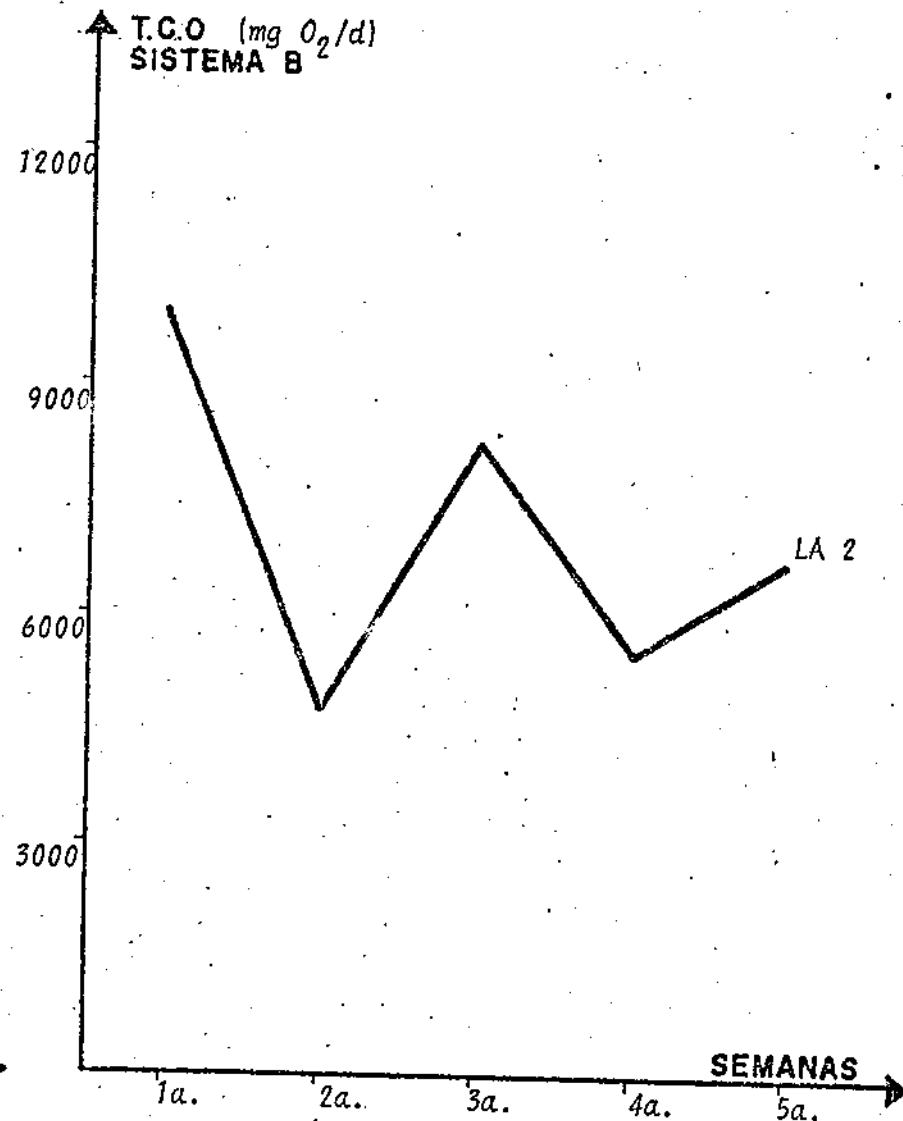
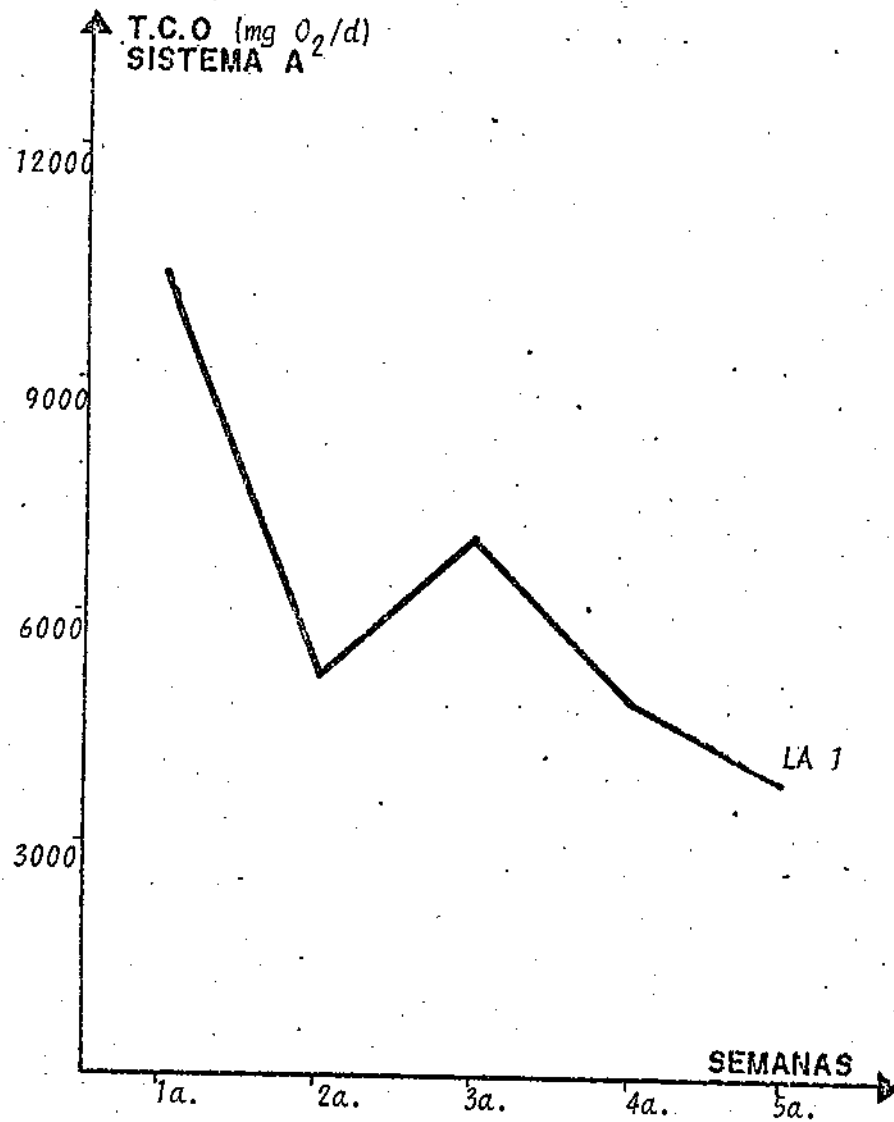


GRÁFICO 4.5 - TAXA DE CONSUMO DE OXIGÊNIO DOS SISTEMAS A E B DURANTE A PRIMEIRA FASE.

TABELA 4.7 - MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE SÓLIDOS SUSPENSOS, TOTAIS E VOLÁTEIS, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A PRIMEIRA FASE.

SEMANAS		SISTEMA A				SISTEMA B			
		S.S.T.		S.S.V.		S.S.T.		S.S.V.	
		EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	EFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE LA 2	EFLUENTE DAFA 2	EFLUENTE LA 2
1a.	30.03 a 01.04.89	2256	3311	2159	2237	3820	2708	2924	2282
2a.	02.04 a 08.04.89	6361	5341	2783	1787	6215	5503	2097	2031
3a.	09.04 a 15.04.89	2075	2173	1418	1322	3054	2413	1587	1548
4a.	16.04 a 22.04.89	7361	6208	1986	2082	5558	7019	1428	1969
5a.	23.04 a 29.04.89	3692	4142	1124	1842	4228	3782	1294	1600
MÉDIA FINAL →		4349	4235	1894	1854	4575	4285	1866	1886

TABELA 4.8 - MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE DQO, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE. (OS VALORES ENTRE PARÊNTESES REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS).

SEMANAS		SISTEMA 1					SISTEMA 2			
		AFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	EFLUENTE LP 1	EFICIÊNC SISTEMA 1	AFLUENTE LA 2	EFLUENTE LA 2	EFLUENTE LP 2	EFICIÊNC. SISTEMA 2
1a.	16.05 a 20.05.89	3745	3081(18)	2436(21)	2296(06)	39	3925	2495(36)	1977(21)	50
2a.	21.05 a 27.05.89	5270	4633(12)	3009(35)	2554(15)	51	5168	2910(44)	2805(04)	46
3a.	28.05 a 03.06.89	4296	2678(38)	1451(46)	1451(--)	66	4166	1423(66)	1218(14)	71
4a.	04.06 a 10.06.89	3188	2356(26)	1643(30)	1594(03)	50	2475	1702(31)	1633(04)	34
5a.	11.06 a 17.06.89	2125	1852(13)	1776(04)	1625(08)	16	2156	1583(26)	1612(--)	25
6a.	18.06 a 24.06.89	2059	1357(34)	1170(14)	1123(04)	45	2152	959(55)	1067(--)	50
7a.	25.06 a 01.07.89	3922	2324(39)	1502(35)	999(33)	74	4116	1102(73)	705(36)	83
8a.	02.07 a 08.07.89	5201	4918(05)	2838(42)	1606(43)	69	5173	2148(58)	916(57)	82
9a.	09.07 a 15.07.89	4548	4196(08)	2303(45)	2162(06)	52	4528	1981(56)	1796(09)	60
10a.	16.07 a 22.07.89	4246	3631(14)	2450(32)	2128(13)	50	4255	2117(50)	1911(08)	55
11a.	23.07 a 29.07.89	4633	4133(11)	2625(36)	2384(09)	48	4547	2482(45)	2240(10)	51
12a.	30.07 a 31.07.89	4999	2773(44)	2297(17)	2242(02)	55	4631	1838(60)	1728(07)	63
MÉDIA FINAL →		4011	3161(21)	2125(33)	1847(13)	54	3941	1895(52)	1634(14)	59

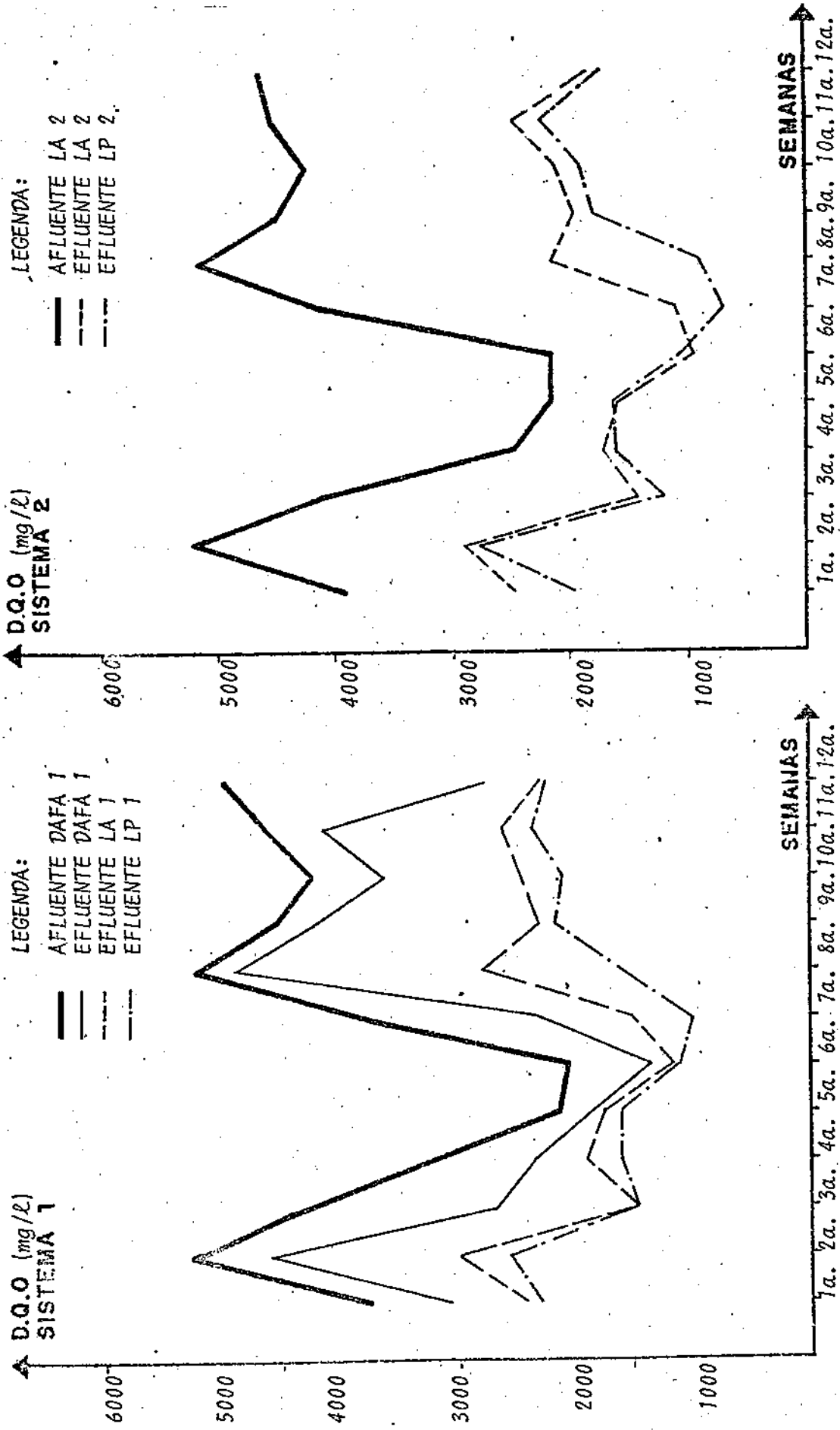


GRÁFICO 4.6 - DQO DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A SEGUNDA FASE.

TABELA 4.9 - MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE DBO, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE. (OS VALORES ENTRE PARÊNTESES REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS).

SEMANAS		SISTEMA 1					SISTEMA 2			
		AFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	EFLUENTE LP 1	EFICIENC SISTEMA 1	AFLUENTE LA 2	EFLUENTE LA 2	EFLUENTE LP 2	EFICIENC. SISTEMA 2
1a.	16.05 a 20.05.89	941	257(73)	125(51)	23(82)	97	902	31(96)	16(48)	98
2a.	21.05 a 27.05.89	1338	716(46)	303(58)	133(56)	90	1273	126(90)	75(40)	94
3a.	28.05 a 03.06.89	1052	375(64)	106(72)	27(74)	97	1081	50(95)	29(42)	97
4a.	04.06 a 10.06.89	795	392(51)	153(61)	39(74)	95	717	68(90)	37(45)	95
5a.	11.06 a 17.06.89	472	279(41)	91(67)	38(58)	92	434	48(89)	30(37)	93
6a.	18.06 a 24.06.89	720	255(64)	89(65)	28(68)	96	720	71(90)	34(52)	95
7a.	25.06 a 01.07.89	1227	659(46)	286(57)	67(76)	94	1329	84(94)	48(43)	96
8a.	02.07 a 08.07.89	1871	1496(20)	289(81)	123(57)	93	1795	200(89)	96(52)	95
9a.	09.07 a 15.07.89	1729	1074(38)	220(79)	131(40)	92	1489	174(88)	73(58)	95
10a.	16.07 a 22.07.89	1461	978(33)	161(83)	92(43)	94	1548	97(94)	52(46)	97
11a.	23.07 a 29.07.89	1272	860(32)	127(85)	65(49)	95	1164	92(92)	36(61)	97
12a.	30.07 a 31.07.89	1270	795(37)	41(95)	38(07)	97	988	51(95)	38(25)	96
MÉDIA FINAL →		1179	678(42)	166(75)	67(60)	94	1120	91(92)	47(48)	96

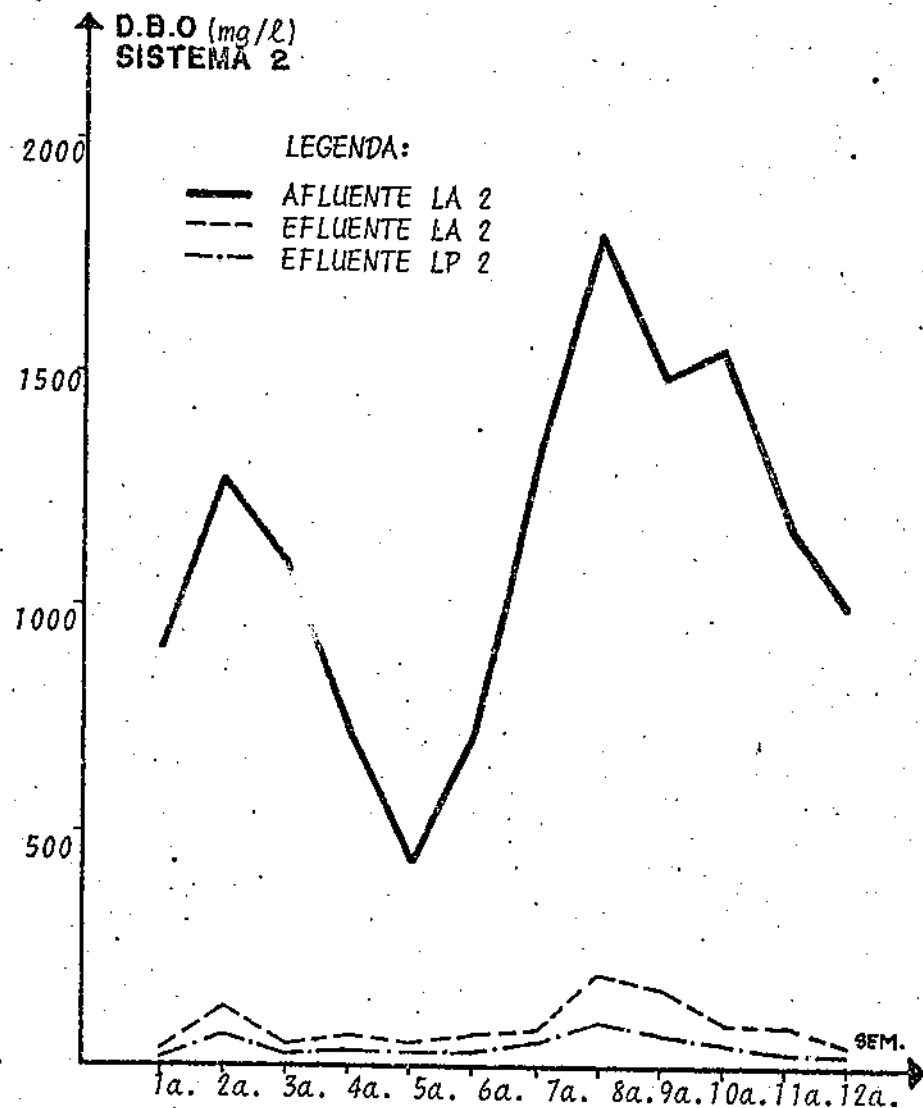
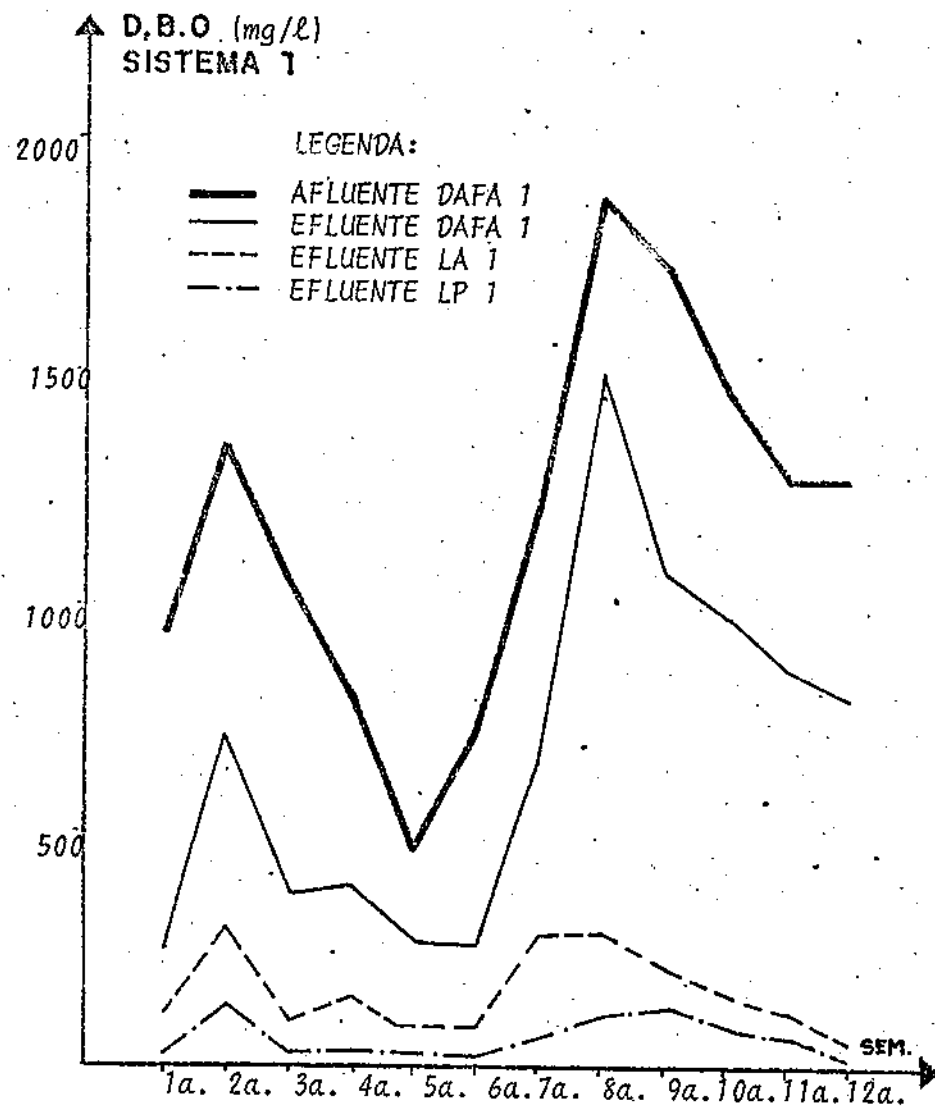


GRÁFICO 4.7 - DBO DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A SEGUNDA FASE.

TABELA 4.10 - MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE pH REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE.

SEMANAS		SISTEMA 1				SISTEMA 2		
		AFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	EFLUENTE LP 1	AFLUENTE LA 2	EFLUENTE LA 2	EFLUENTE LP 2
1a.	16.05 a 20.05.89	-	-	-	-	-	-	-
2a.	21.05 a 27.05.89	-	-	-	-	-	-	-
3a.	28.05 a 03.06.89	-	-	-	-	-	-	-
4a.	04.06 a 10.06.89	-	-	-	-	-	-	-
5a.	11.06 a 17.06.89	6,30	8,30	8,00	7,90	8,10	8,60	8,90
6a.	18.06 a 24.06.89	7,20	7,00	6,50	8,10	8,40	7,45	8,65
7a.	25.06 a 01.07.89	7,50	7,50	6,00	8,10	7,90	6,10	8,00
8a.	02.07 a 08.07.89	7,00	8,10	8,90	8,50	8,00	8,80	8,45
9a.	09.07 a 15.07.89	7,30	8,00	8,90	8,90	8,40	9,00	9,10
10a.	16.07 a 22.07.89	7,40	8,10	8,70	8,80	8,30	8,80	8,80
11a.	23.07 a 29.07.89	6,90	8,00	8,80	8,80	8,15	8,70	8,80
12a.	30.07 a 31.07.89	7,20	8,20	9,00	8,90	8,35	8,95	8,90
MÉDIA FINAL →		7,10	7,90	8,10	8,50	8,20	8,30	8,70

TABELA 4.11 - MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE ALCALINIDADE E ÁCIDOS VOLÁTEIS, EM mg/L, REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE.

SEMANAS		SISTEMA 1					
		ALCALINIDADE				AC. VOLÁTEIS	
		AFLUENTE DAFA 1	EFFLUENTE DAFA 1	EFFLUENTE LA 1	EFFLUENTE LP 1	AFLUENTE DAFA 1	EFFLUENTE DAFA 1
1a.	16.05 a 20.05.89	-	-	-	-	-	-
2a.	21.05 a 27.05.89	-	-	-	-	-	-
3a.	28.05 a 03.06.89	-	-	-	-	-	-
4a.	04.06 a 10.06.89	-	-	-	-	-	-
5a.	11.06 a 17.06.89	1015	1144	763	563	-	-
6a.	18.06 a 24.06.89	1570	1228	865	1145	355	331
7a.	25.06 a 01.07.89	2127	1747	1177	1249	691	669
8a.	02.07 a 08.07.89	2190	2692	2026	1353	756	785
9a.	09.07 a 15.07.89	2737	2928	2308	2279	632	456
10a.	16.07 a 22.07.89	2926	2872	2409	2463	372	341
11a.	23.07 a 29.07.89	2795	3292	3243	3177	537	518
12a.	30.07 a 31.07.89	2384	2689	3033	3395	416	372
MÉDIA FINAL →		2218	2324	1978	1953	537	496

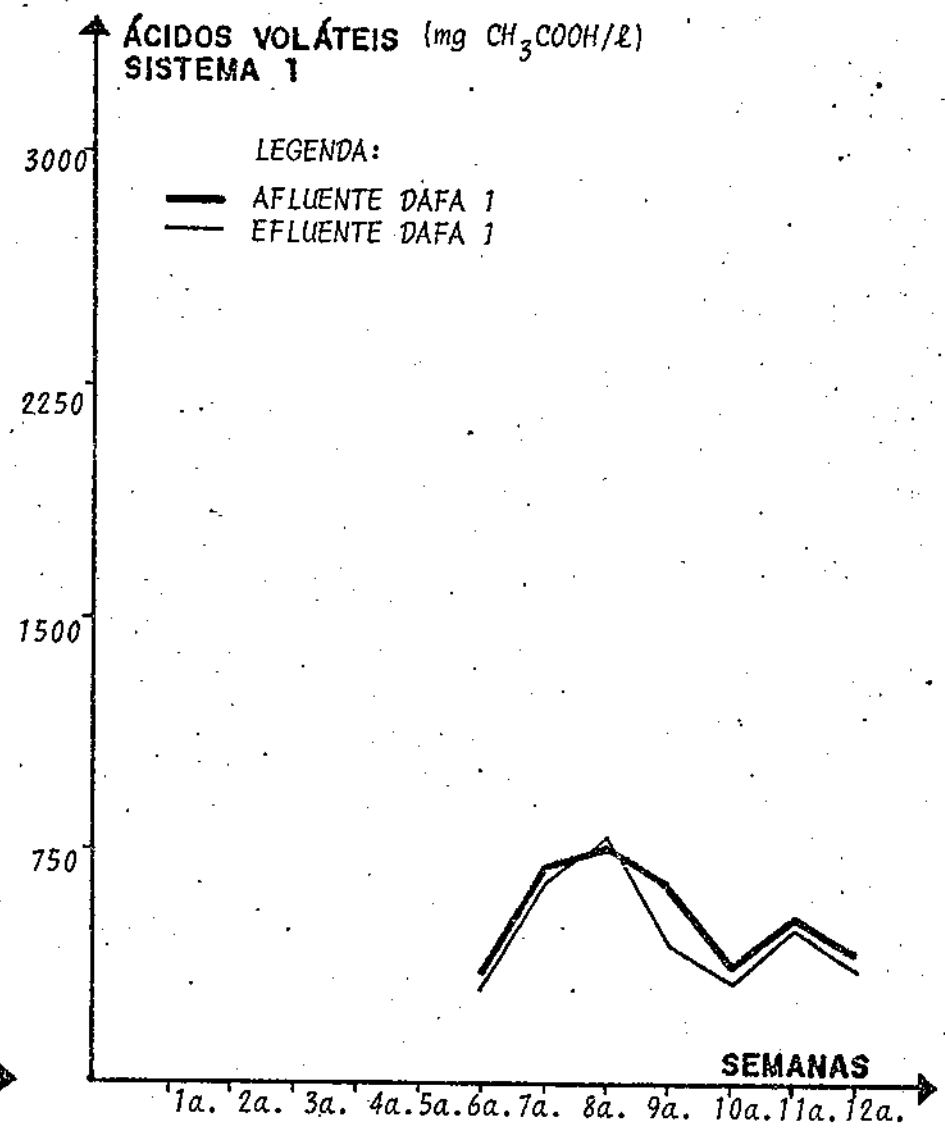
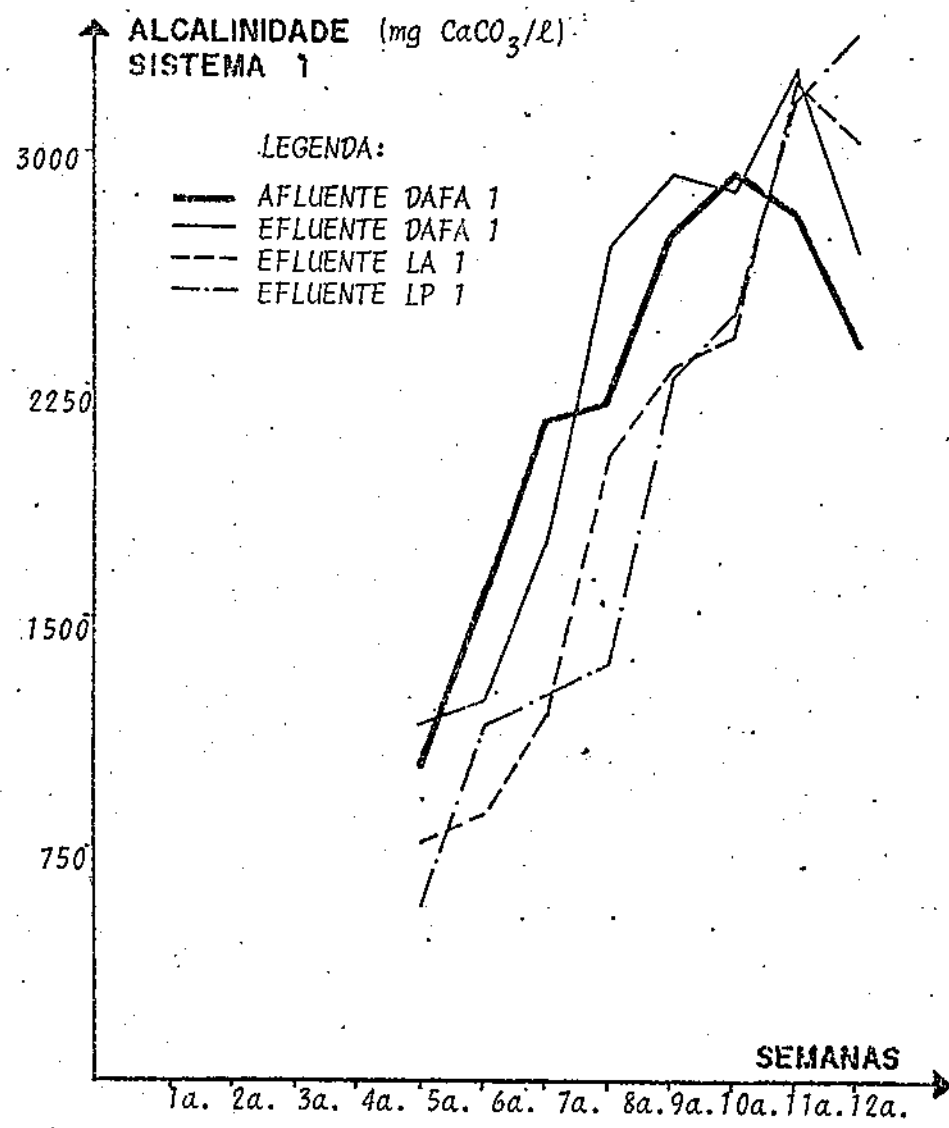


GRÁFICO 4.8 - ALCALINIDADE E ÁCIDOS VOLÁTEIS DO SISTEMA 1 DURANTE A SEGUNDA FASE.

TABELA 4.12 - MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE TEMPERATURA, EM °C, E TAXA DE CONSUMO DE OXIGÊNIO, EM mg O₂/d, REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE.

SEMANAS		SISTEMA 1				SISTEMA 2		
		TEMPERATURA			T.C.O	TEMPERATURA		T.C.O
		DAFA 1	LA 1	LP 1	LA 1	LA 2	LP 2	LA 2
1a.	16.05 a 20.05.89	27	26	34	4.536	26	34	8.532
2a.	21.05 a 27.05.89	27	26	32	4.925	26	32	8.035
3a.	28.05 a 03.06.89	27	26	29	4.925	26	29	13.824
4a.	04.06 a 10.06.89	26	26	29	4.536	25	29	9.432
5a.	11.06 a 17.06.89	26	25	28	3.600	25	28	11.304
6a.	18.06 a 24.06.89	26	24	29	2.967	24	29	5.011
7a.	25.06 a 01.07.89	26	24	29	8.496	24	29	15.552
8a.	02.07 a 08.07.89	25	25	27	8.928	25	27	11.952
9a.	09.07 a 15.07.89	25	24	29	6.336	23	29	12.311
10a.	16.07 a 22.07.89	24	23	26	7.899	23	26	11.232
11a.	23.07 a 29.07.89	25	25	28	9.812	24	28	14.395
12a.	30.07 a 31.07.89	27	26	31	8.640	26	32	15.460
MÉDIA FINAL →		26	25	29	6.300	25	29	11.420

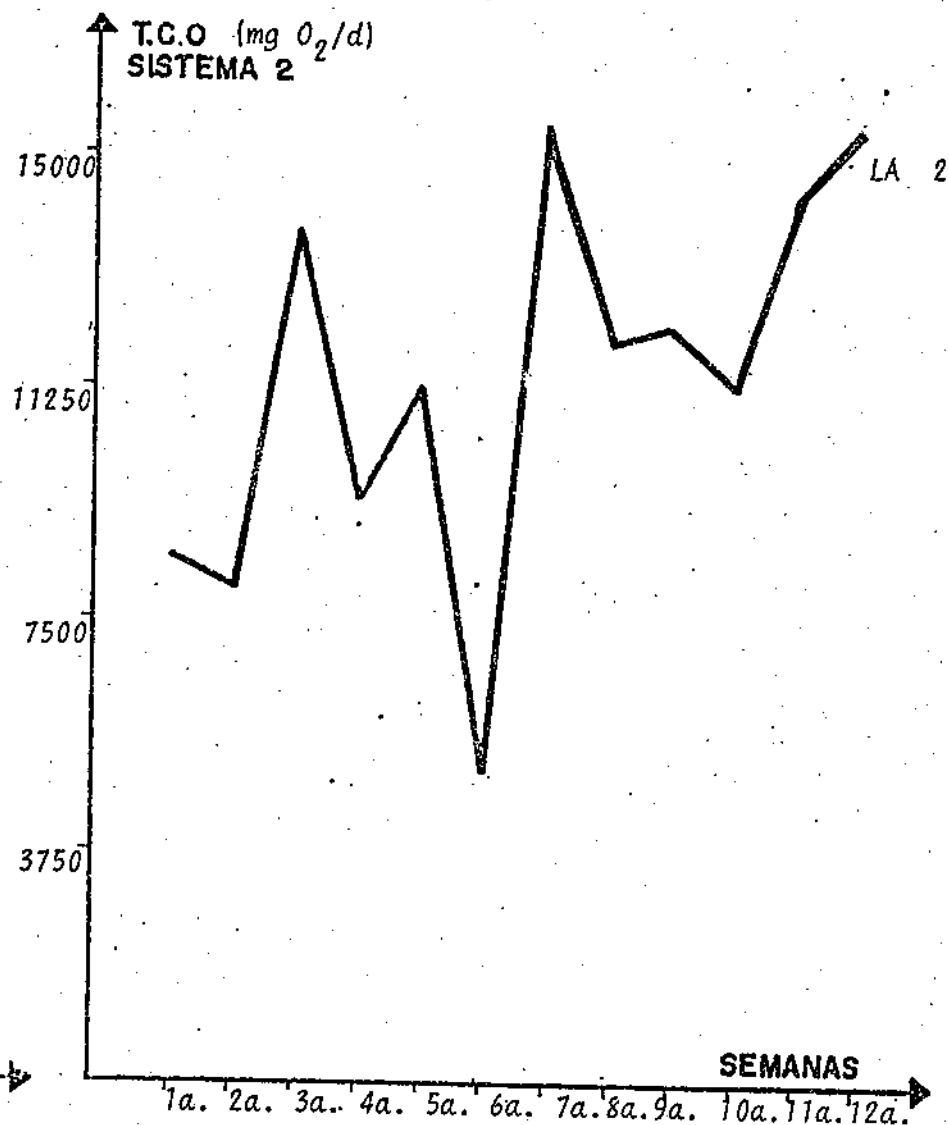
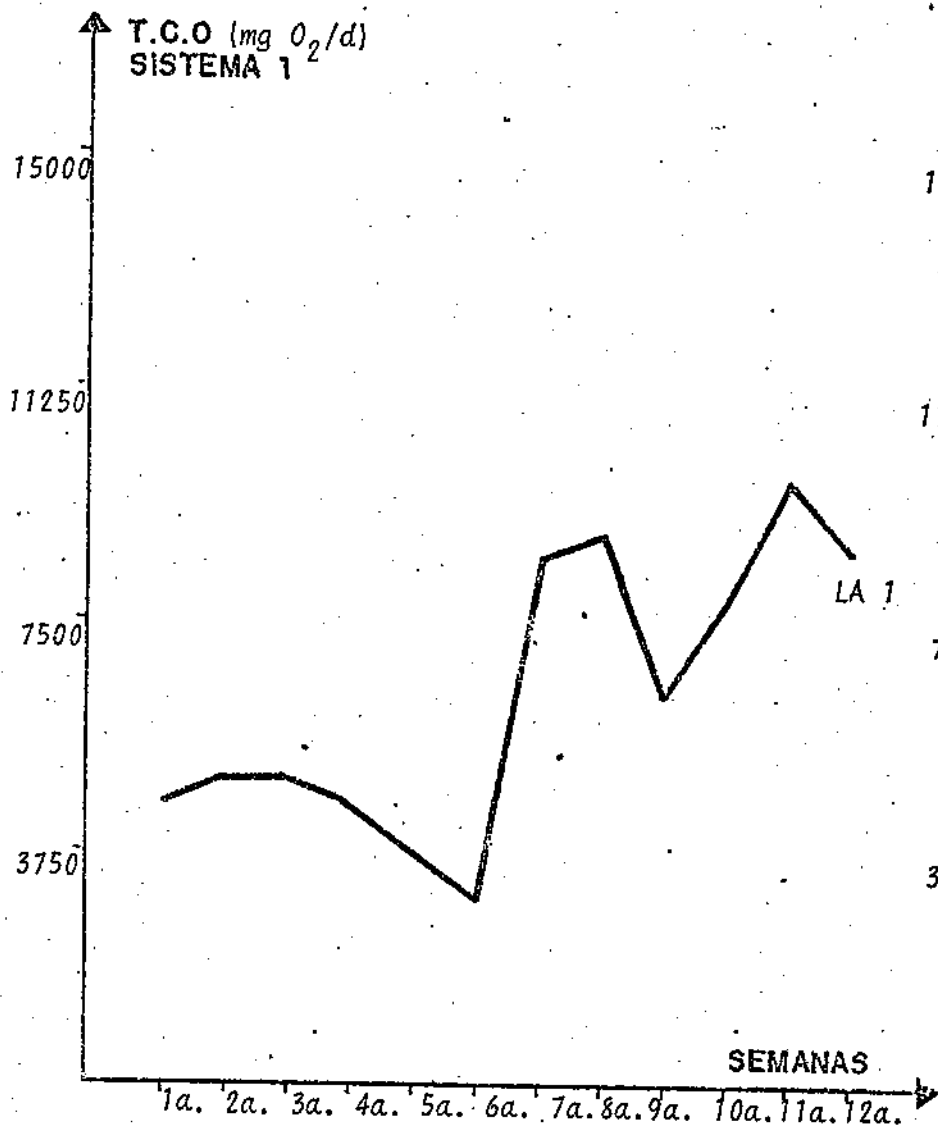


GRÁFICO 4.9 - TAXA DE CONSUMO DE OXIGÊNIO DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A SEGUNDA FASE.

TABELA 4.13 - MÉDIA SEMANAL DOS TESTES DE SÓLIDOS SUSPENSOS, TOTAIS E VOLÁTEIS, EM mg/l, REALIZADOS DURANTE A SEGUNDA FASE.

SEMANAS		SISTEMA 1								SISTEMA 2					
		S.S.T				S.S.V				S.S.T			S.S.V		
		AFL. DAFA 1	EFL. DAFA 1	EFL. LA 1	EFL. LP 1	AFL. DAFA 1	EFL. DAFA 1	EFL. LA 1	EFL. LP 1	AFL. LA 2	EFL. LA 2	EFL. LP 2	AFL. LA 2	EFL. LA 2	EFL. LP 2
1a.	16.05a20.05.89	7394	4983	4405	4902	2358	739	568	790	5764	4696	4165	1722	1011	984
2a.	21.05a27.05.89	7847	3476	4350	1854	2717	1708	2224	1122	7734	2268	2644	4015	1706	1206
3a.	28.05a03.06.89	2309	1986	2257	1731	1210	1144	1058	866	2463	1340	1384	1645	847	847
4a.	04.06a10.06.89	1689	1438	1677	1742	1098	928	1194	827	900	1072	673	774	802	636
5a.	11.06a17.06.89	1353	703	977	1017	899	519	594	651	1534	607	730	678	484	683
6a.	18.06a24.06.89	1350	660	980	1426	974	548	700	834	820	816	594	634	658	532
7a.	25.06a01.07.89	2287	2979	2375	2444	909	831	682	624	2508	1884	1751	908	713	384
8a.	02.07a08.07.89	636	2194	1856	614	488	1498	1440	472	1296	1280	748	1056	1034	560
9a.	09.07a15.07.89	1012	1484	1067	760	720	930	747	507	1102	1250	867	796	805	525
10a.	16.07a22.07.89	2008	1953	2002	1383	953	903	1044	521	2356	1463	1394	1244	600	529
11a.	23.07a29.07.89	997	1342	904	819	784	1028	765	568	1098	460	570	842	358	491
12a.	30.07a31.07.89	530	442	802	592	462	348	648	402	208	384	356	194	114	168
MÉDIA FINAL →		2451	1970	1971	1607	1131	927	972	682	2316	1460	1323	1209	761	629

TABELA 4.14 - DESEMPENHO DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A TERCEIRA FASE, COM ALIMENTAÇÃO DE $Q = 18 \text{ l/d}$.
(OS VALORES ENTRE PARENTESIS REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS).

PARÂMETROS		SISTEMA 1				SISTEMA 2		
		AFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	EFLUENTE LP 1	AFLUENTE LA 2	EFLUENTE LA 2	EFLUENTE LP 2
1	D.Q.O (mg/l)	4462	3575(20)	1874(47)	1340(28)	4328	1874(57)	1584(15)
2	D.B.O (mg/l)	2032	1594(21)	520(67)	227(56)	1890	517(73)	231(55)
3	pH	7,5	8,3	8,7	8,7	8,4	8,5	8,6
4	ALCALINIDADE (mg/l)	4087	3975	3178	2887	-	-	-
5	ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg/l)	636	509	-	-	-	-	-
6	T.C.O - nas LA's (mg O ₂ /d)			9134-LA1			13330-LA2	
7	TEMPERATURA (°C)		DAFA1-25	LA1-25	LP1-29		LA2-25	LP2-29
8	S.S.T (mg/l)	1232	1763	1387	813	1811	1095	985
9	S.S.V (mg/l)	681	1060	756	261	1012	478	431

TABELA 4.15 - DESEMPENHO DOS SISTEMAS 1 E 2 DURANTE A TERCEIRA FASE, COM ALIMENTAÇÃO DE $Q = 27 \text{ l/d}$.
 (OS VALORES ENTRE PARENTESIS REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, DE CADA UM DOS COMPONENTES DOS SISTEMAS).

PARÂMETROS		SISTEMA 1				SISTEMA 2		
		AFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE DAFA 1	EFLUENTE LA 1	EFLUENTE LP 1	AFLUENTE LA 2	EFLUENTE LA 2	EFLUENTE LP 2
1	D.Q.O (mg/l)	4604	4718(--)	4163(12)	3681(11)	4604	3955(14)	3980(--)
2	D.B.O (mg/l)	2017	2378(--)	1291(46)	1206(06)	2023	1225(39)	1322(--)
3	pH	7,4	8,1	8,8	8,7			
4	ALCALINIDADE (mg/l)	4404	4673	4802	4890	-	-	-
5	ÁCIDOS VOLÁTEIS (mg/l)	757	961	-	-	-	-	-
6	T.C.O - nas LA's (mg O ₂ /d)			5554-LA1			6665-LA2	
7	TEMPERATURA (°C)		DAFA1-25	LA1-25	LP1-29		LA2-25	LP2-29
8	S.S.T (mg/l)	1031	1353	2351	726	1211	1285	1118
9	S.S.V (mg/l)	705	1069	1610	545	961	1061	863

TABELA 4.16 - DQO DIÁRIA, EM mg/L, DURANTE A TERCEIRA FASE.

A) ALIMENTAÇÃO COM Q = 18 l/d

DIAS		SISTEMA 1					SISTEMA 2			
		AFL. DAF1	EFL. DAF1	EFL. LA1	EFL. LP1	EFIC S1	AFL. LA2	EFL. LA2	EFL. LP2	EFIC S2
1	07.08.89	3492	1905-45	1428-25	1619-0	54	2857	1151-60	1238-0	57
2	08.08.89	4548	2132-53	1086-49	754-30	83	4700	618-87	626-0	87
3	09.08.89	4395	3516-20	1239-65	816-34	81	4548	832-82	1316-0	71
4	10.08.89	5311	4788-10	2089-56	1219-42	77	4548	2355-48	1339-43	70
5	11.08.89	4395	4076-7	2037-50	1398-31	68	4548	2720-40	1786-34	61
6	12.08.89	4548	4222-7	2639-37	1705-35	62	4700	2845-39	2390-16	49
7	13.08.89	4548	4385-3	2598-41	1868-28	59	4395	2597-41	2397-8	45
		4462	3575-20	1874-47	1340-28	70	4328	1874-57	1584-15	63

B) ALIMENTAÇÃO COM Q = 27 l/d

DIAS		SISTEMA 1					SISTEMA 2			
		AFL. DAF1	EFL. DAF1	EFL. LA1	EFL. LP1	EFIC S1	AFL. LA2	EFL. LA2	EFL. LP2	EFIC S2
1	17.08.89	5311	4788-10	3741-22	2871-23	46	4700	3834-18	3668-4	22
2	18.08.89	5464	5464-0	4274-22	3403-20	38	5616	4547-19	4323-5	23
3	19.08.89	4548	4710-0	4142-12	3816-8	16	5006	4411-12	4072-8	19
4	20.08.89	4700	4947-0	4204-15	3627-14	23	4700	3628-23	3874-0	17
5	22.08.89	5682	5864-0	4856-17	4582-6	19	5682	4491-21	4582-0	19
6	23.08.89	3808	4417-0	4646-0	4189-10	0	3808	4189-0	4189-0	0
7	24.08.89	2715	2839-0	3280-0	3280-0	0	2715	2588-5	3154-0	0
		4604	4718-0	4163-12	3681-11	20	4604	3955-14	3980-0	13

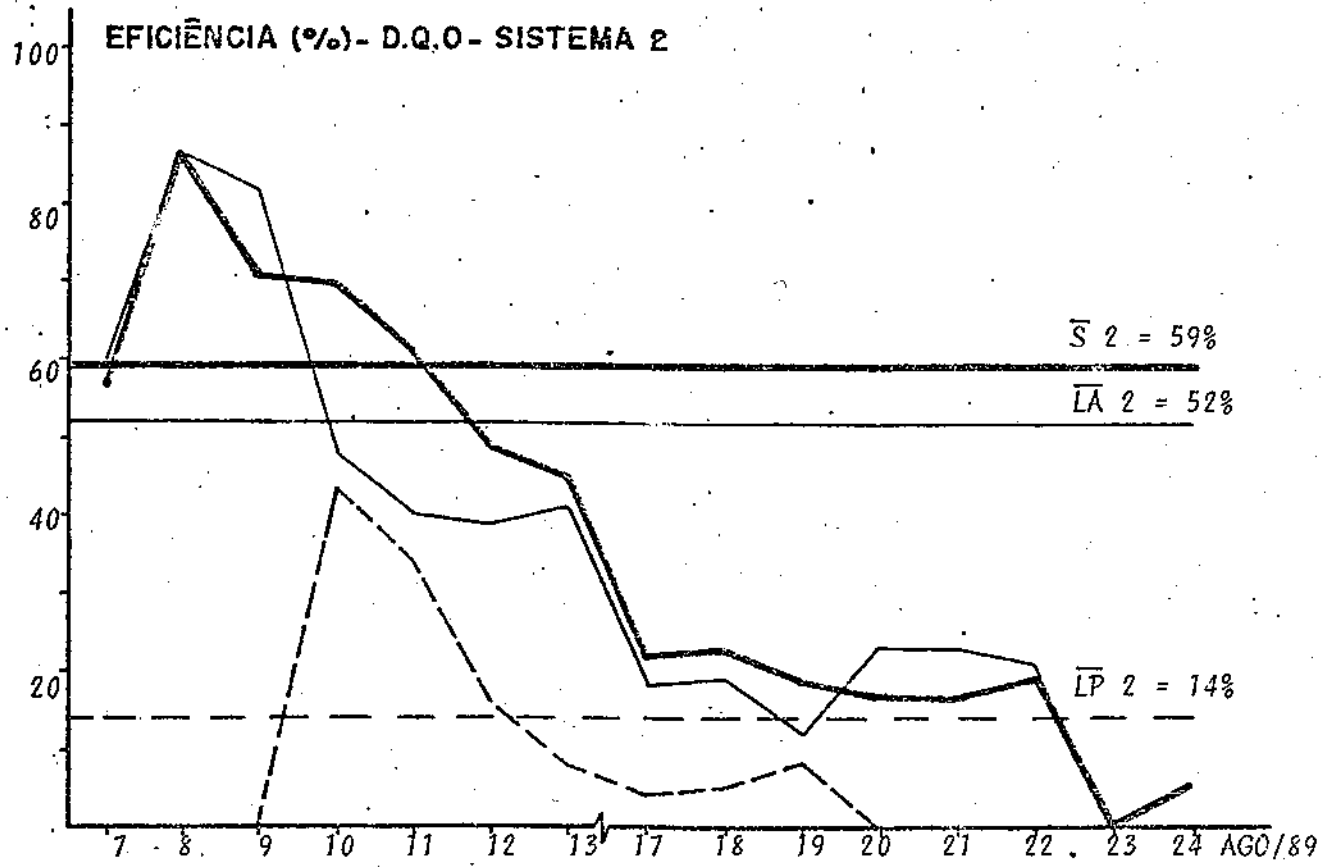
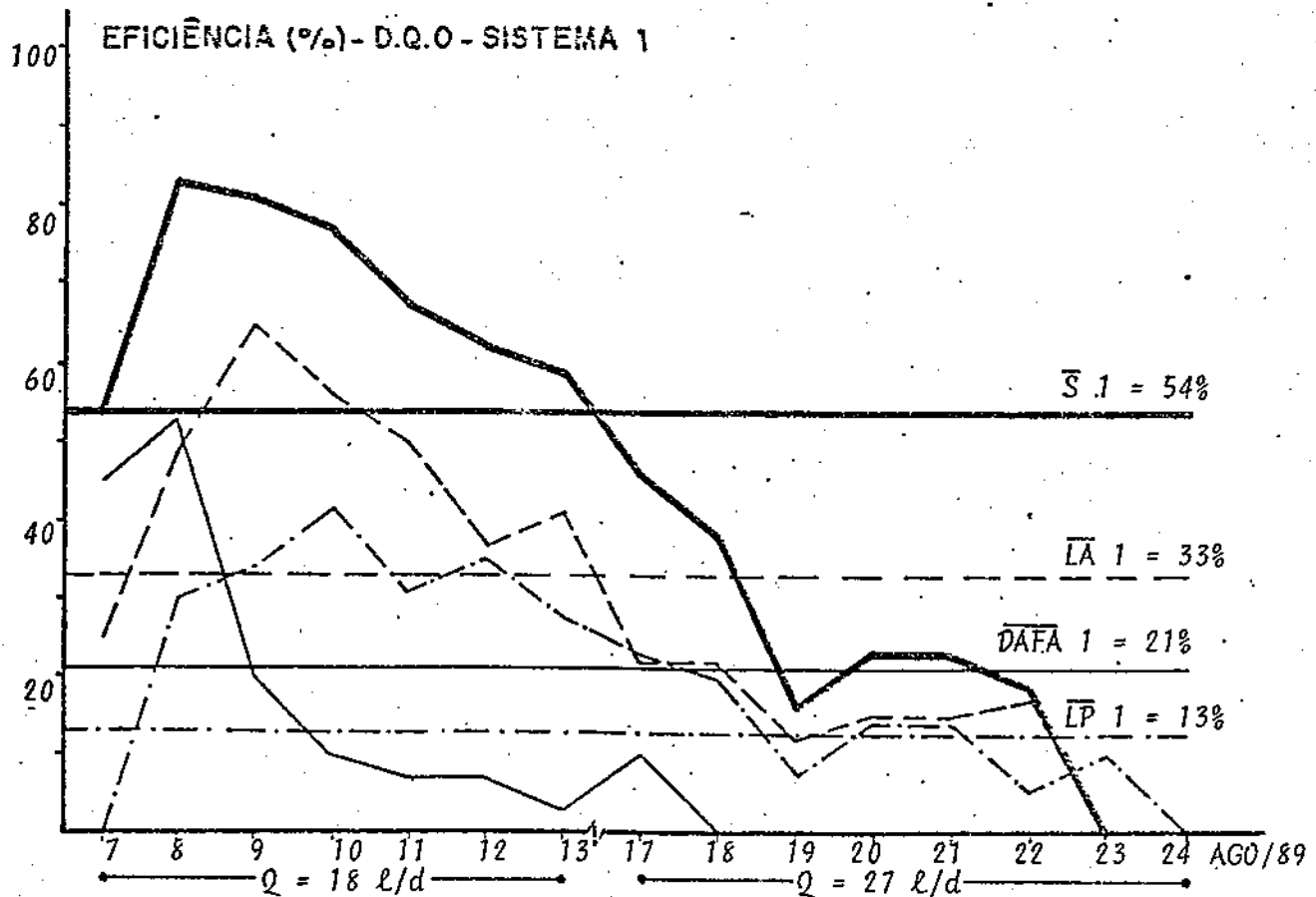


GRÁFICO 4.10 - EFICIÊNCIA DA DQO DURANTE A TERCEIRA FASE.

TABELA 4.17 - DBO DIÁRIA, EM mg/l, DURANTE A TERCEIRA FASE.

A) ALIMENTAÇÃO COM Q = 18 l/d

DIAS		SISTEMA 1					SISTEMA 2			
		AFL. DAFA1	EFL. DAFA1	EFL. LA1	EFL. LPI	EFIC S1	AFL. LA2	EFL. LA2	EFL. LP2	EFIC S2
1	07.08.89	1894	787-58	155-80	77-50	96	1426	163-88	74-55	95
2	08.08.89	-	-	-	-	-	-	-	-	-
3	09.08.89	2101	2404-0	797-67	300-62	86	2144	841-61	292-65	86
4	10.08.89	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5	11.08.89	2101	1592-24	609-62	303-50	85	2099	547-74	327-40	84
6	12.08.89	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	13.08.89	-	-	-	-	-	-	-	-	-
		2032	1594-21	520-67	227-56	89	1890	517-73	231-55	88

B) ALIMENTAÇÃO COM Q = 27 l/d

DIAS		SISTEMA 1					SISTEMA 2			
		AFL.	EFL.	EFL.	EFL.	EFIC	AFL.	EFL.	EFL.	EFIC
1	17.08.89	1701	2329-0	812-65	674-17	60	1943	834-57	797-0	59
2	18.08.89	-	-	-	-	-	-	-	-	-
3	19.08.89	2043	2434-0	1532-37	1342-12	34	2240	1498-33	1620-0	28
4	20.08.89	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5	22.08.89	2308	2371-0	1530-35	1603-0	30	1886	1351-28	1549-0	18
6	23.08.89	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	24.08.89	-	-	-	-	-	-	-	-	-
		2017	2378-0	1291-46	1206-6	40	2023	1225-39	1322-0	35

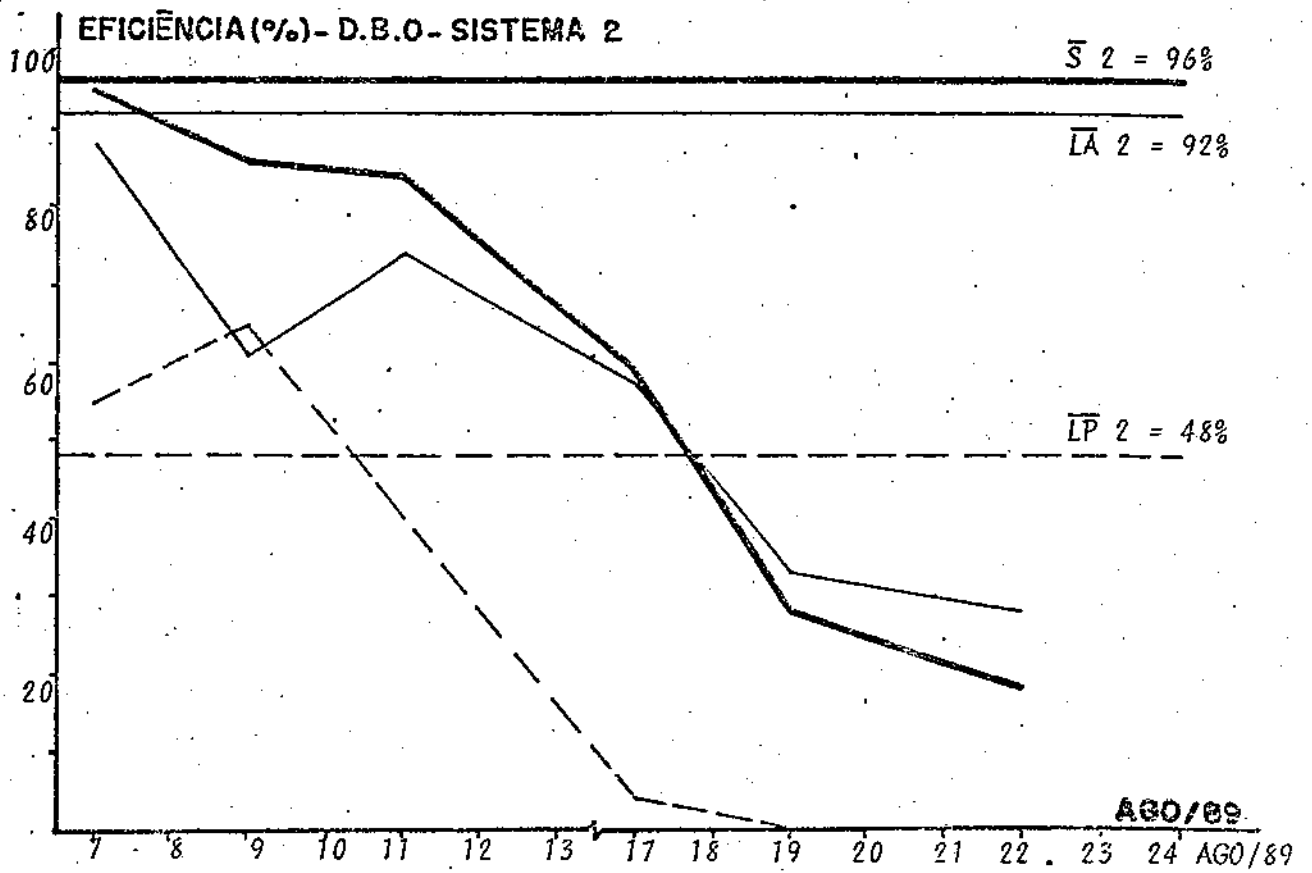
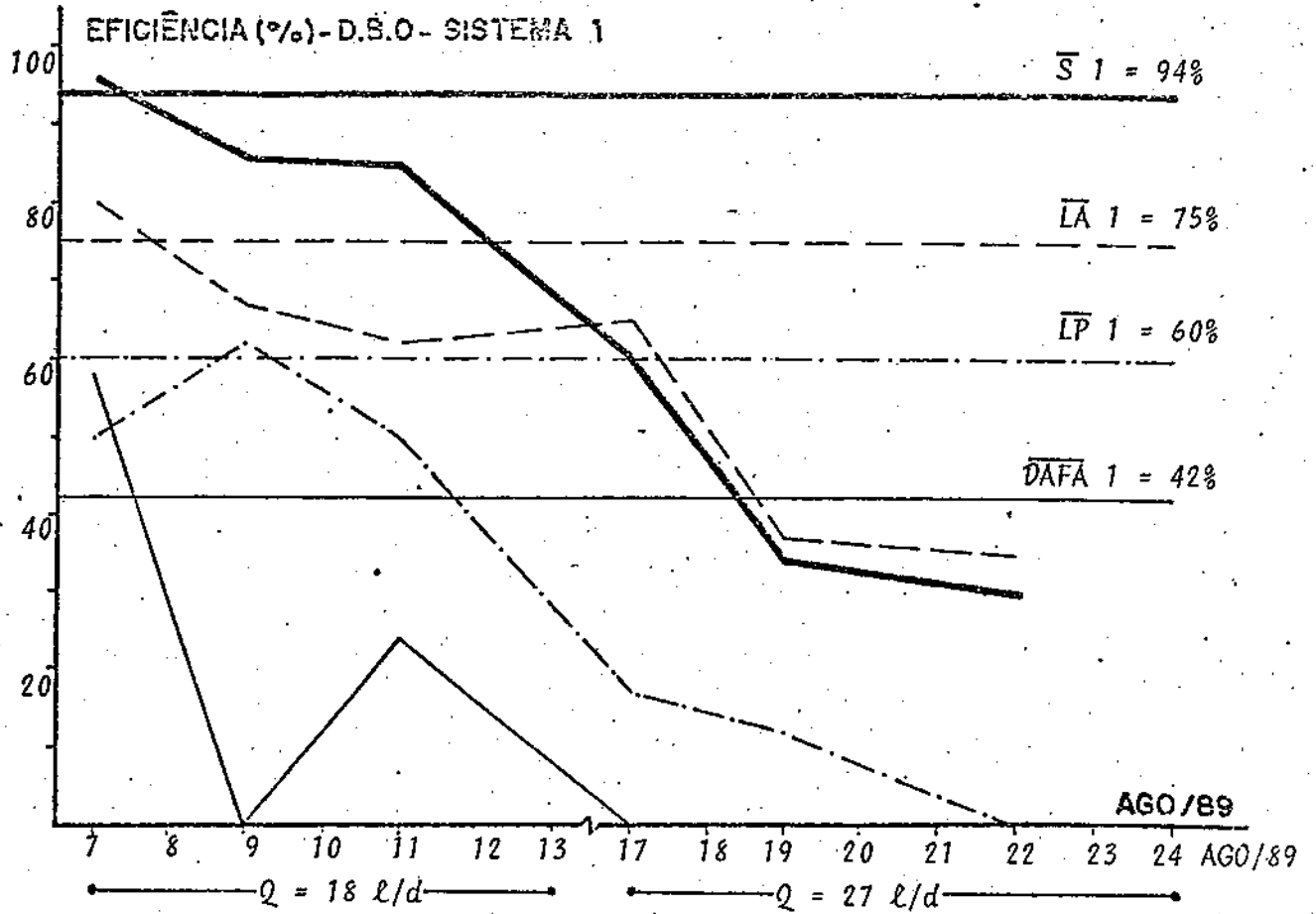


GRÁFICO 4.11 - EFICIÊNCIA DA DBO DURANTE A TERCEIRA FASE

TABELA 4.18 - DESEMPENHO MÉDIO DO SISTEMA DE DUAS LAGOAS CONSTRUÍDAS NA CONPEL, PARA O TRATAMENTO DA LIXÍVIA. OS VALORES ENTRE PARÊNTESES REPRESENTAM A EFICIÊNCIA - %, QUANTO A REMOÇÃO / DE MATERIAL ORGÂNICO. (LB=LIXÍVIA BRUTA; LEq=LAGOA DE E - QUALIZAÇÃO; LE1 E LE2=LAGOAS DE ESTABILIZAÇÃO).

PARÂMETROS	L.B	L.Eq	L.E1	L.E2	%
DBO (mg/l)	6000	900(85)	500(44)	400(20)	93
DQO (mg/l)	20000	4000(80)	3200(20)	2900(09)	85
SÓLIDOS SUSPENSOS (ml/l)	40	<1	-	-	100
pH	11.3	8,3	8,4	8,5	-
ALCALINIDADE (mg CaCO ₃ /l)	4500	3500	2200	2400	-
TEMPERATURA (°C)	48	35	35	33	-

FONTE: CONPEL (período = jan. a out./89)

TABELA 4.19 - CONDIÇÕES MÍNIMAS DE QUALIDADE DE EFLUENTES PARA LANÇAMENTO EM ÁGUAS DE SUPERFÍCIE, CONFORME A PORTARIA MINTER 0013, DE 15.01.76.

PARÂMETROS	VALOR OU FAIXA
pH	5 < pH < 9
TEMPERATURA	T < 45°C
MATERIAL SEDIMENTÁVEL	< 1 ml/l (IMHOFF - 1. HORA)
VAZÃO	Q _{máx.} < 1,5 Q _{média} (diária)
MATERIAL FLUTUANTE	AUSENTE
ÓLEOS E GRAXAS	< 100 mg/l
DBO	< 60 mg/l OU 20% DA DBO AFLUENTE
SUBSTÂNCIAS PREJUDICIAIS	A SEREM LIMITADAS CASO A CASO

TABELA 4.20 - CRITÉRIOS DE QUALIDADE DE ÁGUAS PARA RIOS DE DIFERENTES CLASSES, SEGUNDO A RESOLUÇÃO Nº 20, DE 18.06.86, DO CONAMA. (PARÂMETROS MAIS SIGNIFICATIVOS).

PARÂMETROS	CLASSES				EXISTENTE NO RIO GRAMAME
	I	II	III	IV	
MATERIAIS FLUTUANTES	V.A	V.A	V.A	V.A	Au
ÓLEOS E GRAXAS	V.A	V.A	V.A	-	Au
SUBSTÂNCIA COM SABOR/ODOR	V.A	V.A	V.A	V.A	V.A
CORANTES ARTIFICIAIS N REMOVÍVEIS	Au	Au	Au	n.obj.	Au
DEPÓSITOS OBJETÁVEIS	V.A	V.A	V.A	-	Au
COLIFORME FECAL/100 ml	<200	<1000	<4000	-	-
DBO ²⁰ - 5 DIAS (mg/l)	3	5	10	-	<5,7
OXIGÊNIO DISSOLVIDO (mg/l)	6	5	4	2	>4,4
TURBIDEZ	40	100	100	-	-
COR	-	75	75	-	-
pH	6 a 9	6 a 9	6 a 9	6 a 9	7,3 a 7,9

LEGENDA - Au = AUSENTE; V.A = VIRTUALMENTE AUSENTE; n.obj. = NÃO OBJETÁVEL

TABELA 4.21 - CARACTERÍSTICAS DA ÁGUA DO RIO GRAMAME, NO TRECHO A JUSANTE DA CONPEL (PERÍODO DE MAIO A NOV./89).

PARAMETROS	1	2	3	4	5
VAZÃO (ℓ/s)	4800	-	-	-	-
DBO (mg/ℓ)	0,7	3,0	5,7	3,1	0,8
OXIG. DISSOLVIDO (mg/ℓ)	6,3	6,2	5,6	4,4	4,4
pH	7,3	7,6	7,7	7,5	7,9
TEMPERATURA (°C)	28	-	-	-	-

1=PT. LANÇAMENTO; 2=a 0,5km; 3=a 1,0km; 4= a 5,0km; 5= a 10km

TABELA 4.22 - CONFIGURAÇÃO DO SISTEMA DE TRATAMENTO A SER ADOTADO NA CONPEL, EM FUNÇÃO DA DBO RESIDUAL DA LIXÍVIA TRATADA, E DA VAZÃO MÍNIMA DO RIO GRAMAME. TEM-SE: LEq=LAGOA DE EQUALIZAÇÃO; DAFA=DIGESTOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE; LE=LAGOA DE ESTABILIZAÇÃO; LA=LAGOA AERADA; SLA=SISTEMA DE LODO ATIVADO. OS NÚMEROS ENTRE PARENTESIS REPRESENTAM O TEMPO DE PERMANÊNCIA, EM DIAS, NAS DIVERSAS UNIDADES.

S	CONFIGURACAO	Ef (%)	DBO	Qr
S1	LEq(2,5)	85	900	>3870
S2	LEq(2,5)+DAFA(0,5)	89	678	>2915
S3	LEq(2,5)+LE1(2,5)+LE2(2,5)	93	400	>1720
S4	LEq(2,5)+DAFA(0,5)+LA(2,5)	97	166	>714
S5	LEq(2,5)+DAFA(0,5)+LA(2,5)+LE(2,5)	99	67	>288
S6	LEq(2,5)+SLA(2,5)	98	91	>391
S7	LEq(2,5)+SLA(2,5)+LE(2,5)	99	47	>202

DBO DA LIXÍVIA BRUTA = 6000 mg/ℓ

CAPÍTULO V

CONCLUSÕES

01. Os sistemas de tratamento biológico para lixívia equalizada, investigados neste trabalho, permitem um alto grau de depuração do material orgânico biodegradável. Foi possível obter uma eficiência de remoção no SISTEMA 1, composto de DAFA + lagoa aerada + lagoa de polimento, da ordem de 94%; e no SISTEMA 2, composto de sistema de lodo ativado + lagoa de polimento, de cerca de 96%.

02. Levando-se em consideração a remoção de matéria orgânica na lagoa de equalização, a eficiência dos sistemas, a partir da lixívia bruta (DBO = 6000 mg/l) até o efluente final, ou seja, 67 mg/l para o SISTEMA 1 e 47 mg/l para o SISTEMA 2, chega-se a valores em torno dos 99%.

03. Os componentes aerados dos sistemas 1 e 2, lagoa aerada e sistema de lodo ativado, respectivamente, destacaram-se acentuadamente sobre os demais componentes quanto à eficiência na remoção do material orgânico presente.

04. O tempo de permanência mínimo do líquido nas unidades aeradas, lagoa aerada ou sistema de lodo ativado, está em torno de 2 a 2,5 dias. A terceira fase deste trabalho deixou claro que para tempos de permanência abaixo desses

valores a eficiência das unidades aeradas diminui consideravelmente. No caso da CONPEL, adotando-se 2,5 dias como tempo de permanência, significa que essas unidades teriam um volume de 9000 m³.

05. As lagoas de polimento final mostraram-se eficientes. Nelas, cerca de 54%, em média, da DBO residual dos sistemas aeróbios eram removidos, desde que se mantivesse um tempo de permanência de 2,5 dias. Isso significa que as lagoas de polimento devem ter o mesmo volume que as unidades aeróbias.

06. A boa qualidade do efluente, após o tratamento proposto neste trabalho, permite evitar uma deterioração significativa da qualidade da água do rio Gramame, mesmo quando a vazão desse rio se torna muito pequena. Por se tratar de um Distrito Industrial, lembra-se no entanto, que outras indústrias, e não só a CONPEL, fazem o lançamento de seus efluentes no rio Gramame.

07. O efluente de ambos os sistemas operados apresenta tendência a fazer espuma e cor escura. Com relação ao corpo d'água receptor a cor e a espuma levam a problemas de poluição estética além de dificultar a fotossíntese pela filtração dos raios solares, sendo necessário que esse problema seja solucionado. Quanto a espuma, o problema poderia ser minimizado através de uma tomada d'água, no efluente final do tratamento, mais profunda, ou mesmo, com o uso de um detentor de espuma.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abreu, A.F.de (1989) Tratamento Biológico Anaeróbico de Águas Residuárias Salinas e Organocloradas - Dissertação de Mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande/PB.
- American Public Health Association. (1975) Standard Methods for Examination of Water and Wastewater. 14th Edition, New York.
- Brakel, J. van (1980) The Ignis Fatuus of Biogas. Delft. Univ. Press.
- Catunda, P. F. C. & van Haandel, A. C. (1987) Activated Sludge Settlers - Design and Optimization. Water Science and Technology. 19. 613-623.
- Coulter, J. B. & Ettinger, M. B. (1957) The Anaerobic Contact Process for Sewage Disposal. Journal Water Pollution Control Federation, 33, 10-45.
- Dias, M. C. (1982) Sistema de Lodo Ativado I - Estado Estacionário - Dissertação de Mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande/PB.
- Dias, M.S.R. de S. (1986) Digestão Anaeróbia de Águas

Residuárias da Produção de Celulose - Dissertação de Mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande/PB.

Eckenfelder, W. W. (1966) Industrial Water Pollution Control. McGraw Hill, New York.

Freitas, M. T. B. L. R. de (1985) Transformação de Lodo Sanitário Digerido em Lodo Granulado de Alta Atividade - Dissertação de Mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande/PB.

Hulshoff Pol, L. W., Webers, H. A. A. M. and Lettinga, G. (1983) The Effect of the Addition of Small Amounts of Granular Sludge to the Seed Sludge on Start-up of UASB-Raectors. Proc. Eur. Symp. Anaerobic Wast Water Treatment, Nov., Noordwijkerhout, Neth., pp. 383-391.

Jordão, E. P. & Pessoa, C. A. (1982) Tratamento de Esgoto Doméstico. 2a Edição. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental: BNH, Rio de Janeiro/RJ.

Lettinga, G., Velsen, A. F. M. van, Hobma, S. W., Zeeum, W. and Klapwijk, A. (1980) Use of Upflow Sludge Bed (ASB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment. Biotechnology and Bioengineering, 22, 669-734.

Loewenthal, R. E. & Marais, G. v. R. (1976) Carbonate Chemistry of Aquatic Systems: Theory and Application. Ann Arbor Science, Michigan, USA.

- Marais, G. v. R. & Ekama, G. A. (1976) The Activated Sludge Process Steady State Behaviour. Water S.A., 2(4), 163-200.
- McCarty, P. L. (1964) Anaerobic Waste Treatment Fundamentals. Party Two: Environmental Requirements and Control. Public Works, Oct., 123-126.
- McCarty, P. L. (1964) Anaerobic Waste Treatment Fundamentals. Party Three: Toxic Materials and Their Control. Public Works, Nov., 91-94.
- McCarty, P. L. (1964) The Methane Fermentations. In. Principles and Applications in Aquatic Microbiology. Ed. H. Heukelekian and Bondero, Department of Environmental Science, pp 314-343.
- McCarty, P. L. (1982) One Hundred Years of Anaerobic Treatment. Proceedings of the Second International Symposium on Anaerobic Digestion. Anaerobic Digestion 1981. Hughes, D. E. et alii (ed) Elsevier Press. Amsterdam.
- McCarty, P. L. & McKinney, R. E. (1961) Volatile Acid Toxicity in Anaerobic Digestion. Journal W.P.C.F., 33, 223-232.
- Metcalf and Eddy (1972) Inc. Waste Water Engineering. 1st Ed. McGraw-Hill.
- Schroepfer, G. J., Fullen, W. J., Johnson, A. S., Zienke, N. R. and Anderson, J. J. (1955) The Anaerobic Contact Process as Applied to Packinghouse Waste. Sewage and Ind. Waste 27, 460.

- Silva, M. O. S. A. (1977) Análises Físico Químicas para Controle das Estações de Tratamento de Esgotos. CETESB.
- Souza, M. E. (1982) Problemática da Digestão Anaeróbia dos Resíduos Industriais. Trabalho Apresentado no I Simpósio Latino Americano Sobre Produção de Biogás a Partir de Resíduo Orgânico. São Paulo/SP, dez.
- Souza, M. E. (1982) Fatores que Influenciam a Digestão Anaeróbia. Trabalho Apresentado no V Simpósio Nacional de Fermentação. Viçosa/MG, jul.º
- Souza, M. E. & Vieira, S. M. M. (1981) Métodos Analíticos para o Acompanhamento da Biodigestão. Trabalho Apresentado Durante o "Encontro Técnico" Promovido pela EMBRAPA. Coronel Pacheco/MG, mai.
- van Haandel, A. C. (1983) Apostila do Curso de Lagoas Aeradas. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande/PB.
- van Haandel, A. C. (1983) Apostila do Curso de Digestão Anaeróbia. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande/PB.
- van Haandel, A. C. & Catunda, P. F. C. (1982) Determinação da Taxa de Consumo de Oxigênio em Sistemas de Tratamento de Esgoto. Engenharia Sanitária, 21, 481-488.
- Washington, D. R. & Helling, L. J. (1962) Volatile Solids Accumulation in Activated Sludge Plants. Journal W.P.C.F., 37(4): 499-507.