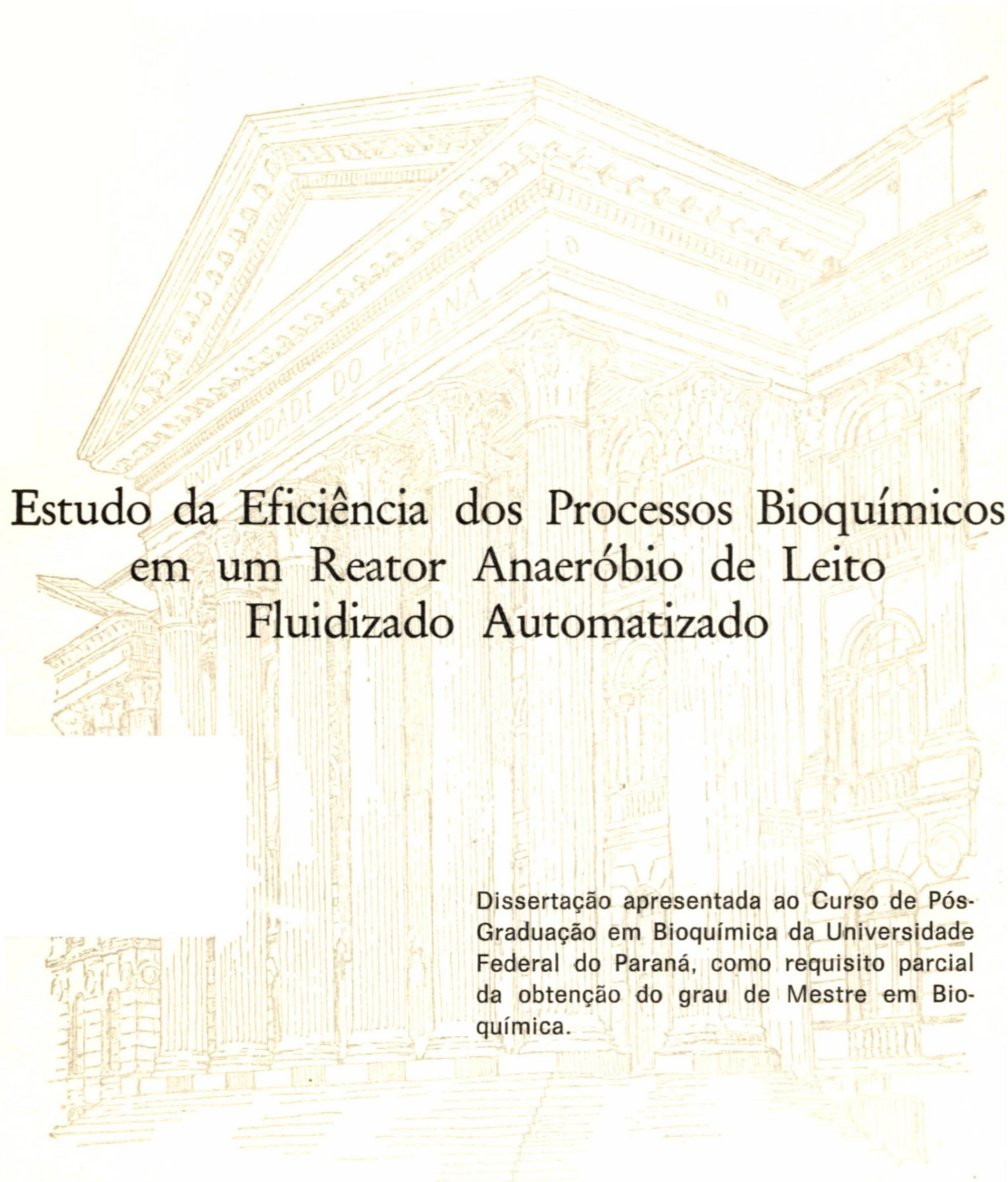


MARIA CRISTINA BORBA BRAGA



Estudo da Eficiência dos Processos Bioquímicos  
em um Reator Anaeróbico de Leito  
Fluidizado Automatizado

Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Bioquímica da Universidade Federal do Paraná, como requisito parcial da obtenção do grau de Mestre em Bioquímica.

CURITIBA  
1989

MARIA CRISTINA BORBA BRAGA

Estudo da Eficiência dos Processos Bioquímicos  
em um Reator Anaeróbio de Leito  
Fluidizado Automatizado

Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Bioquímica da Universidade Federal do Paraná, como requisito parcial da obtenção do grau de Mestre em Bioquímica.

CURITIBA  
1989

ORIENTADOR

Prof. Dr. URIVALD PAWLOWSKY

CO-ORIENTADOR

Prof. EUGÊNIO GABELLINI

## AGRADECIMENTOS

Com a intenção de não esquecer qualquer pessoa que possa, de alguma maneira ter colaborado para a realização deste trabalho, não faço citações nominais. Entretanto, gostaria de agradecer aos professores das Usinas Piloto do Departamento de Tecnologia Química que tornaram possível esta pesquisa.

DEDICATÓRIA

Para Sérgio

Pelo estímulo e colaboração incansável. O seu apoio tornou este trabalho realizável.

## SUMÁRIO

	Página
APRESENTAÇÃO	
AGRADECIMENTOS	iii
DEDICATÓRIA	iv
SUMÁRIO	v
RESUMO	vii
ABSTRACT	xi
LISTA DE ABREVIATURAS	xii
LISTA DE FIGURAS	xiii
CAPÍTULO I	
1 <u>INTRODUÇÃO</u> .....	1
1.1   A POLUIÇÃO AMBIENTAL .....	1
1.2   TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS .....	4
1.3   DIGESTÃO ANAERÓBICA .....	6
1.4   FLUIDIZAÇÃO: O REATOR DE LEITO FLUIDIZADO .....	15
1.4.1 Características de Construção .....	17
1.4.2 Características Dinâmicas .....	19
1.5   COMPARAÇÃO DO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO COM OUTROS MÉTODOS DE TRATAMENTO ANAERÓBICO .....	23
CAPÍTULO II	
2     MATERIAIS E MÉTODOS .....	32
2.1   DESCRIÇÃO E ANÁLISE DO EQUIPAMENTO DESENVOLVIDO .	32
2.1.1 Esquema de Funcionamento e Considerações Gerais sobre o Equipamento Desenvolvido .....	32

2.1.2	O Reator: Dimensões .....	35
2.1.3	Suporte Sólido .....	37
2.1.4	Distribuição do Fluxo.....	39
2.1.5	Válvula de Retenção .....	40
2.1.6	Decantador de Sólidos - Separador de Fases .....	41
2.1.7	Sistema de Recirculação .....	42
2.1.7.1	Gravidade x bombeamento contínuo.....	42
2.1.7.2	Bombeamento intermitente: escolha da bomba	43
2.1.7.3	O reservatório superior .....	44
2.1.7.4	Controle e disparo da bomba de recalque .	45
2.1.7.4.1	Circuito e disparo da bomba de recalque .	47
2.1.8	Medição da Vazão .....	53
2.1.9	Controle e Estabilidade da Temperatura .....	55
2.1.10	Medidor de Gás .....	57
2.1.11	Sistema de Alimentação e Retirada de Efluente .....	59
2.2	Características do Despejo .....	59a
2.3	Inoculação .....	60
2.4	Acompanhamento da Adaptação do Inóculo .....	61
CAPÍTULO III		
3	<u>DISCUSSÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS</u> .....	64
3.1	TEMPERATURA .....	65
3.2	pH .....	66
3.3	ALCALINIDADE TOTAL E ACIDEZ VOLÁTIL .....	66
3.4	REMOÇÃO DA DQO E PRODUÇÃO DE GÁS .....	67
3.5	DETERMINAÇÃO E CONTROLE DA VAZÃO .....	68
	<u>CONCLUSÃO</u> .....	70
	<u>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</u> .....	71

## RESUMO

Foi construído um reator biológico de leito fluidizado, em processo anaeróbio, para estudar, em escala semi-piloto, a viabilidade de sua aplicação no tratamento de efluentes industriais líquidos. Este reator utilizou um fluxo ascendente, permanente, necessário à fluidização do leito.

Para a sua operação, foi desenvolvido um sistema de recirculação, capaz de garantir a vazão de entrada, a partir do bombeamento intermitente do efluente do reator para um reservatório superior, de onde retornava ao reator, por gravidade.

O controle da vazão foi realizado por abraçadeiras que reduziram o diâmetro da mangueira de látex, utilizada na entrada do reator. Não foram utilizadas pinças de Hoffmann porque estas alterariam a secção transversal da mangueira, facilitando o entupimento.

A medição de vazão foi feita através de um medidor tipo orifício, projetado e construído especialmente para este equipamento. Entretanto, este medidor não foi utilizado constantemente, devido à possibilidade de entupimentos. Este instrumento foi instalado em um desvio da tubulação principal da alimentação, pronto para a operação, quando necessário.

O intervalo entre dois acionamentos consecutivos da bomba de recalque foi utilizado como forma segura para obtenção, por interpolação, dos valores de vazão próximos aos obtidos pe-

lo medidor de vazão instantânea.

Para a recirculação, foi desenvolvido um controle eletrônico capaz de evitar danos à cultura nos casos de falta de energia elétrica e possíveis defeitos ocorridos nos próprios componentes do sistema de controle.

Nos casos de falta de energia, uma válvula solenóide impedia a saída do gás do conjunto reator-decantador, ocasionando o acúmulo de pressão dentro deste. A parada da recirculação ocorria quando a pressão interna do conjunto fosse igualada à pressão hidrostática de entrada do reator.

Para prevenir falhas em componentes do próprio controle, este foi dotado de um conjunto de componentes de segurança, capazes de, ora garantir o funcionamento da recirculação, contornando o defeito, ora interromper o funcionamento de forma segura, nos casos em que a recirculação não for possível.

Para controlar o disparo da bomba de recalque, foi desenvolvido um sensor eletrônico de nível, instalado em um vaso comunicante ao decantador de sólidos - separador de fases. Este sistema garantiu o bombeamento de um volume determinado, facilitando a medição da vazão. A utilização do vaso comunicante facilitou ainda os eventuais reparos nos eletrodos do sensor sem que fosse necessária a abertura do decantador.

Acoplado ao sensor de nível, um sistema de relés temporizados comandava a abertura da válvula solenóide que realizava a transferência do gás, o acionamento da bomba de recalque durante dois segundos e a preparação do circuito sensor para nova atuação.

Um sistema de bombeamento auxiliar injetou alimento (resíduo de cervejaria), de forma periódica, no reator, ao mesmo

tempo em que efetuou a retirada de efluentes nas mesmas quantidades.

Com o uso do controle temporizado, efetuando a ligação durante um minuto a cada 10 minutos, foi possível utilizar as faixas de vazão mais elevadas da bomba, onde sua estabilidade foi suficiente para não comprometer o experimento.

A manutenção da temperatura foi obtida através de um trocador feito com um banho comum e uma serpentina de alumínio de seis metros de comprimento, por onde passava o material circulante. Um termostato eletrônico, desenvolvido especialmente para este equipamento, controlava diretamente a temperatura do fluxo, através de um sensor instalado na tubulação de entrada do reator, posterior ao banho. Garantiu-se uma variação de  $\pm 0,4^{\circ}\text{C}$  na temperatura de entrada. Esta era de  $36^{\circ}\text{C}$ , ligeiramente superior à interna do reator, que apresentou uma média de  $34,5^{\circ}\text{C}$ .

Por segurança, um segundo termostato, este eletromecânico, foi instalado com o sensor imerso no banho, tendo sido regulado para impedir que a temperatura deste ultrapassasse  $40^{\circ}\text{C}$ .

A medição do gás foi feita através de uma automação da descarga do sistema coluna de medição-garrafa de equilíbrio, utilizando um sensor de nível (semelhante ao utilizado na recirculação), alguns relês temporizados e uma válvula solenóide. Foi montado um circuito que descarregava pequenas quantidades de gás, atuando a cada vez que o desnível do sistema coluna-garrafa, ocasionado pelo acúmulo de gás, fizesse o nível da garrafa de equilíbrio tocar o sensor do circuito eletrônico. Toda vez que isto ocorria, era provocada a abertura da válvula solenóide que permitia a liberação do gás para o ambiente. Sem-

pre que foi acionado este sistema, um impulso foi somado ao total registrado no contador de impulsos elétricos. Foram utilizadas três regulagens, durante o experimento, 33ml por impulso até o 38º dia; 8,5ml do 39º ao 46º e, do 47º até o final do experimento, 11,2ml por impulso contado.

Todos os sistemas foram desenvolvidos para apresentar o máximo possível de confiabilidade, posto que para a realização do experimento, foi necessário que houvesse um mínimo de interrupções no funcionamento e uma redução da possibilidade de ocorrência de defeitos graves, que poderiam ter posto a perder esta pesquisa.

As cargas orgânicas aplicadas foram desde 0,05Kg DQO/m<sup>3</sup> dia até 1,7Kg DQO/m<sup>3</sup>dia, durante a fase de adaptação do inóculo.

O tamponamento do sistema foi mantido mesmo sem a adição de bicarbonato de sódio, podendo ser comprovado pela relação alcalinidade total/acidez volátil, que foi mantida acima de 20, durante a maior parte do experimento.

## ABSTRACT

In this study was estimated the performance of a Fluidized-bed anaerobic reactor by the maintenance of the temperature, pH, flow rate of the influent and the total alkalinity / volatile acids ratio.

The stability of this parameters was gain by an automatic system.

## LISTA DE ABREVIATURAS

BR = Bomba de recalque

DBO = Demanda Bioquímica de Oxigênio

DQO = Demanda Química de Oxigênio

$E_1, E_2, E_3, E_4$  = Tomada de amostragem do reator

$E_5$  = Tomada de efluentes do reator que segue para o decantador de sólidos

$N_{total}$  = Nitrogênio total

$PO_4^{-3}$  = Fosfato total

R = Relê auxiliar

RB = Relê da bomba de recalque

RBLF = Reator Biológico de Leito Fluidizado

$SL_1$  = Válvula solenóide de transferência

$SL_2$  = Válvula solenóide de saída

SN = Sensor de nível

SSF = Sólidos Suspensos Fixos

SST = Sólidos Suspensos Totais

SSV = Sólidos Suspensos Voláteis

$T_1, T_2, T_3, T_4$  e  $T_5$  = Relês temporizadores

$\Delta h$  = Diferença de altura para a determinação da vazão

## LISTA DE FIGURAS

- Figura 1 = Etapas da digestão anaeróbia
- Figura 2a = Concepção Tradicional do Reator Cilíndrico
- Figura 2b = Reator Cilíndrico com Câmara de sedimentação
- Figura 2c = Reator Cilíndrico com Câmara de Sedimentação e Base Cônica para facilitar a distribuição do fluxo
- Figura 3 = Reator Cônico: sequência da expansão do leito de partículas sólidas
- Figura 4 = Esquema de funcionamento do equipamento
- Figura 5 = Características do Reator Cônico
- Figura 6 = Válvula de Retenção
- Figura 7 = Características do Decantador de Sólidos - Separador de fases
- Figura 8 = Características do Reservatório Superior
- Figura 9 = Exemplo de funcionamento de um Relê Temporizado
- Figuras 10, 11, 12 e 13 = Diagrama de funcionamento do circuito de controle de disparo da Bomba de Recalque
- Figura 14 = Características do Medidor de Vazão Instantânea tipo orifício
- Figura 15 = Sistema de Medição de Vazão
- Figura 16 = Medidor de Gás
- Figura 17 = Diagrama do Circuito de Controle do Medidor de Gás
- Figura 18 = Parâmetros de controle

## CAPÍTULO I

### 1 INTRODUÇÃO

#### 1.1 A POLUIÇÃO AMBIENTAL

A indústria química, pelas suas características de transformação da matéria prima, pode ser considerada a maior produtora de substâncias que, quando lançadas no ambiente, geram um grande potencial poluente. Esse resíduo industrial, uma vez gerado, cria a exigência de que se lhe dê um destino, pois ele não pode ser acumulado indefinidamente no local em que é produzido.

Quando as emissões residuais prejudicam o uso posterior do ar, da água e/ou do solo, caracteriza-se a poluição ambiental, que pode ser definida de duas maneiras:

- num sentido mais amplo, é toda a modificação das características de um ambiente, de modo a torná-lo impróprio às formas de vida que ele normalmente abriga;
- de acordo com a Legislação Federal, Decreto nº 76389 de 31/10/1978, poluição industrial é qualquer alteração das propriedades físicas, químicas ou biológicas do meio ambiente, causada por uma forma de energia ou de substância sólida, líquida ou gasosa, ou combinação de elementos despejados pelas indústrias em níveis capazes, direta ou indiretamente de:
  - prejudicar a saúde, a segurança e o bem estar da

população;

- criar condições adversas às atividades sociais e econômicas;
- ocasionar danos relevantes à flora, à fauna e a outros recursos naturais.

A quantidade de matéria lançada no meio ambiente, consequência da poluição, é denominada carga poluidora.

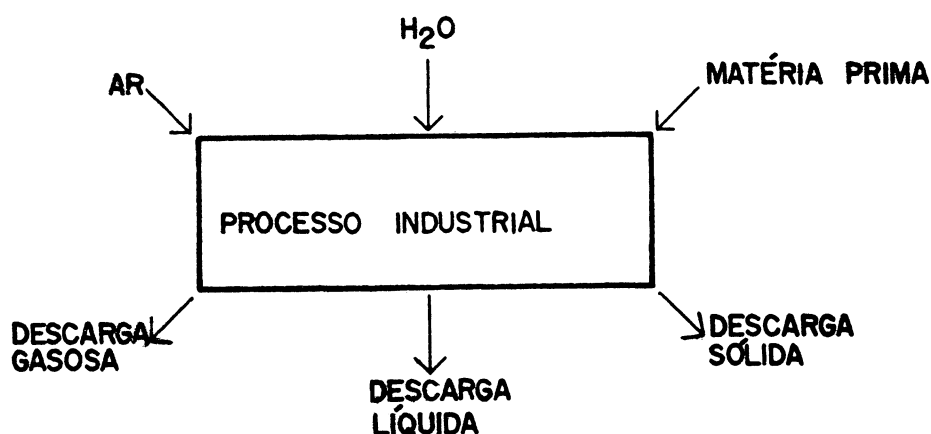
Uma breve abordagem histórica da poluição ambiental parte da afirmação de que ela é tão antiga quanto o homem. Na verdade, tal afirmação baseada no senso comum, não é exata, pois fenômenos de poluição, de proporções gigantescas, ocorreram há centenas de milhares de anos, antes do aparecimento do ser humano sobre a terra. Há bilhões de anos, a atmosfera compunha-se de hidrogênio, vapor d'água, amônia e metano. Gradativamente, o hidrogênio, por causa do seu baixo peso, foi abandonando a atmosfera do planeta, enquanto começava a formar-se o oxigênio, a partir da decomposição da água; a amônia foi oxidada para nitrogênio e o metano para gás carbônico.

Estas condições pareciam favoráveis ao desenvolvimento de formas de vida animal e vegetal, mas uma série de fenômenos vulcânicos incluiu na atmosfera, enormes quantidades de gás carbônico, que provocaram um grande aumento na temperatura do planeta pelo chamado "efeito estufa". Como consequência, desenvolveram-se florestas com árvores gigantescas que eliminaram quase todo o gás ( $\text{CO}_2$ ), provocando uma diminuição da temperatura e dando origem a uma era glacial. Por milhões de anos, houve alternância de eras quentes e eras glaciais. Por esse motivo, pode-se afirmar que a poluição é tão antiga quanto o planeta. Entretanto, as forças da natureza sempre restabeleceram o e-

quilíbrio, e o teriam feito indefinidamente, se não tivessem sofrido a ação do homem que, na maior parte das vezes, revelou-se inconsequente e devastadora.

Com o advento da revolução industrial, o problema da poluição do meio ambiente foi assumindo tal gravidade, que passou a constituir-se assunto de debates que exigiram, nos diferentes países, legislação específica com a finalidade de preservar condições saudáveis de vida na terra. Por outro lado, o avanço tecnológico, intensificado a partir daí, trouxe como consequência, maior crescimento da população e sua concentração nas regiões mais aptas ao desenvolvimento industrial, assim como um incremento do consumo que, por sua vez, provocou o acréscimo da quantidade das substâncias que devem ser eliminadas.

As indústrias, de maneira geral, descarregam materiais poluentes no ar, na água e/ou no solo. Isto pode ser esquematizado da seguinte maneira:



Muitas vezes as indústrias eliminam suas águas residuárias da mesma forma com que são eliminados os resíduos urbanos líquidos, o que é comumente aceito pelas municipalidades, sem discussões. Estas águas não deveriam ser aceitas sem que antes

fossem conhecidas as características dos despejos, a possibilidade de tratá-los e o efeito destas águas residuárias sobre o sistema de tratamento das águas da cidade. Portanto, faz-se necessário um controle ambiental capaz de assegurar o equilíbrio ecológico em nível de otimização crescente.

## 1.2 TRATAMENTO BIOLÓGICO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

As águas residuárias contêm uma mistura complexa de sólidos e componentes dissolvidos. Nas plantas de tratamento, todos esses compostos podem ser reduzidos para concentrações aceitavelmente baixas ou transformados em substâncias inofensivas. No entanto, algumas águas residuárias são descarregadas nos corpos receptores como rios, lagos, lagoas e oceanos, sem o devido tratamento.

A natureza e a concentração dos poluentes, num despejo, dependem de sua fonte. Existem duas fontes a saber: a doméstica, e a industrial.

Os resíduos domésticos são denominados esgoto e compõem-se de: lixo, águas de lavagem e excrementos. O esgoto doméstico em função de sua origem, contém uma população variada de microorganismos do solo e intestinais, aeróbios e anaeróbios (facultativos e obrigatórios). A população microbiana do esgoto pode fornecer um inóculo de cultura mista para os processos biológicos de tratamento de resíduos industriais. Os esgotos domésticos podem ser controlados com a capacidade de auto-depuração dos corpos receptores e com os processos biológicos de tratamento existentes.

Os resíduos industriais compõem uma situação, na maioria das vezes, mais complexa, pois contém muitos produtos tó-

xicos e difíceis de serem removidos em plantas de tratamento convencionais. Normalmente são extremamente danosos aos organismos vivos dos corpos receptores, podendo também matar os microorganismos utilizados no tratamento aeróbio e anaeróbio.

Todas as águas residuárias afetam, de alguma maneira, a vida normal de um corpo receptor. Quando esse efeito é suficiente para tornar o curso d'água inaceitável do ponto de vista de sua utilização, diz-se que está contaminado ou poluído. Os rios, entretanto, podem assimilar certa quantidade de resíduos antes de chegarem a estar poluídos. Geralmente, quanto mais caudalosos, rápidos e isolados eles forem, mais capazes serão de tolerar certas quantidades de águas residuárias. Porém, um volume excessivo de qualquer tipo de contaminante produz prejuízos também nesses cursos d'água.

Portanto, qualificar um corpo receptor como poluído significa afirmar que ele apresenta uma quantidade excessiva de um ou vários contaminantes específicos, que podem ser: sais inorgânicos, ácidos ou bases, matéria orgânica, sólidos em suspensão, água em temperatura elevada, produtos químicos tóxicos, microorganismos, materiais radiativos e compostos que produzem espuma e cor.

Fazendo uma abordagem específica da presença de matéria orgânica, objeto deste estudo, sabe-se que ela provoca o consumo do oxigênio dissolvido na água, fator esse que constitui a maior indicação da contaminação de um corpo receptor. Isso provoca o desenvolvimento de maus odores. Os peixes e a maioria da vida aquática sofrem asfixia pela falta de oxigênio. A matéria orgânica que destrói este gás apresenta teores de carboidratos, proteínas e lipídeos. A presença de tais componentes configura uma das mais comuns situações poluidoras, motivo pe-

lo qual, no presente trabalho, será privilegiada a poluição química, em especial a orgânica.

Seguindo as tendências mais modernas para o tratamento biológico das águas residuárias, optou-se pela digestão anaeróbia, que apresenta vantagens significativas sobre os processos aeróbios.

Serão salientadas aquelas que se apresentam como preponderantes para nossa escolha:

- baixo consumo de energia;
- possibilidade de trabalho com cargas orgânicas elevadas;
- menor produção de lodo biológico para a disposição final;
- possibilidade de recuperação e utilização do gás produzido.

Associado à digestão anaeróbia, escolheu-se o reator de leito fluidizado, que é a mais recente tecnologia para o tratamento de águas residuárias.

A seguir será feito um detalhamento do processo anaeróbio e da operação unitária, fluidização; serão descritas também as concepções para reatores de leito fluidizado.

### 1.3 DIGESTÃO ANAERÓBIA

O objetivo de qualquer processo de estabilização de resíduos é satisfazer a demanda de oxigênio do resíduo, de uma maneira controlada.

O tratamento biológico aeróbio promove estabilização pelo suprimento de oxigênio à população heterogênea de microorga-

nismos. Os produtos finais podem ser: resíduos diluídos, células de microorganismos e dióxido de carbono. O carbono biodegradável é geralmente oxidado a dióxido de carbono, via ciclo do ácido cítrico, produzindo um composto de alta energia (21). Isto normalmente resulta num rápido crescimento celular e grande produção de lodo em relação à quantidade de matéria orgânica consumida.

No tratamento anaeróbio, entretanto, o resíduo é degradado na ausência total de oxigênio e um dos produtos é o metano. A produção deste gás está diretamente relacionada com a redução da demanda química de oxigênio (DQO) (4, 12, 34, 40, 45, 61, 76). Uma vez que não é adicionado um agente oxidante (oxigênio), a única maneira de reduzir a DQO é através da remoção da matéria orgânica do resíduo, o que implica na formação de metano e dióxido de carbono, que deixa o sistema na forma de gás. Portanto, apenas quantidades limitadas de energia são úteis para o crescimento celular, resultando uma baixa velocidade de crescimento e pequena produção de lodo (19, 21, 24, 34).

Esta remoção da matéria orgânica pode ser representada da seguinte maneira:



Uma vez que o gás produzido libera energia quando combinado com oxigênio, isto pode ser um atrativo para a utilização do processo anaeróbio no tratamento de resíduos orgânicos.

No passado, a utilização de processos anaeróbios res-

tringia-se ao tratamento do lodo de águas residuárias municipais, com a intenção de atingir a estabilização e a redução no volume de sólidos (28, 68).

A digestão anaeróbia tornou-se importante como meio de apoio ao processo aeróbio de lodos ativados, completando a degradação e facilitando a disposição da matéria orgânica resultante, que, no final deste processo, após a desidratação, pode ser usada como adubo orgânico.

Além de coadjuvante do processo aeróbio, o tratamento anaeróbio também pode ser aplicado diretamente, para a remoção de resíduos orgânicos solúveis, diluídos ou concentrados (4, 6, 9, 11, 17, 28, 29, 31, 33, 34, 45, 57, 63, 68).

O processo anaeróbio apresenta vantagens sobre o aeróbio para o tratamento de resíduos porque pode produzir energia líquida útil, na forma de metano, enquanto o processo aeróbio consome energia. Outra vantagem é a baixa produção de sólidos biológicos para a disposição final (4, 12, 28, 68).

No processo de tratamento anaeróbio são usados microorganismos sob condições anaeróbias para estabilizar a matéria orgânica pela sua capacidade de conversão de substâncias orgânicas complexas em metano e dióxido de carbono (16, 28, 32, 45, 46, 74, 81). Este processo pode ser descrito em duas etapas (9, 12, 28, 39, 45, 51, 61, 74, 81). Na primeira etapa, a matéria orgânica complexa, composta de proteínas, carboidratos e lipídeos, é convertida em compostos orgânicos simples, predominantemente ácidos voláteis, por um grupo de bactérias facultativas e anaeróbias denominadas "acidogênicas". Na segunda etapa, os compostos orgânicos simples são fermentados a metano e dióxido de carbono por um grupo de bactérias substrato-especí-

ficas, estritamente anaeróbias, denominadas "metanogênicas".

O primeiro estágio de conversão levado a efeito pelas bactérias "acidogênicas" é caracterizado por uma pequena estabilização da DQO ou da DBO da matéria orgânica em suspensão ou em solução. Nesta fase, uma pequena mudança de forma acontece, uma porção é convertida em produto final como ácidos orgânicos e, outra porção em novas células (45).

No segundo estágio da fermentação metanogênica é que a estabilização verdadeira ocorre; isto é diretamente proporcional à quantidade de metano produzido (12, 61).

Estes passos podem ser representados esquematicamente (51) de acordo com a Figura 1.

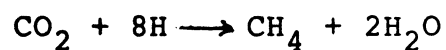
As bactérias metanogênicas compreendem várias espécies diferentes de organismos, estritamente anaeróbios (16, 25, 44, 45, 51, 61, 74, 81).

Cada espécie apresenta requerimentos específicos e pode fermentar apenas um grupo relativamente restrito de compostos orgânicos simples (16, 32, 45). Por esta razão, várias espécies de organismos metanogênicos podem ser requeridas para a fermentação completa, até mesmo destes substratos. Uma mudança na predominância das bactérias acidogênicas, no reator, pode causar condições adversas como a formação de produtos finais que requeiram um grupo de bactérias metanogênicas que não está presente em número suficiente, podendo ocorrer dificuldades na digestão dos ácidos voláteis gerados.

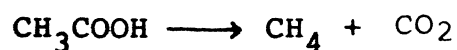
Se a mudança naquela população não for rápida, a digestão prossegue vagarosamente; mas, em condições de rápidas mudanças, ocorre um grande aumento nos produtos finais, inibindo o metabolismo das bactérias metanogênicas.

Uma vez que a estabilização dos resíduos é proporcional à fermentação metanogênica, é necessário que se conheça quais as fontes de metano.

1. Redução do CO<sub>2</sub>:



2. Fermentação do ácido acético:



Esquemáticamente pode ser:

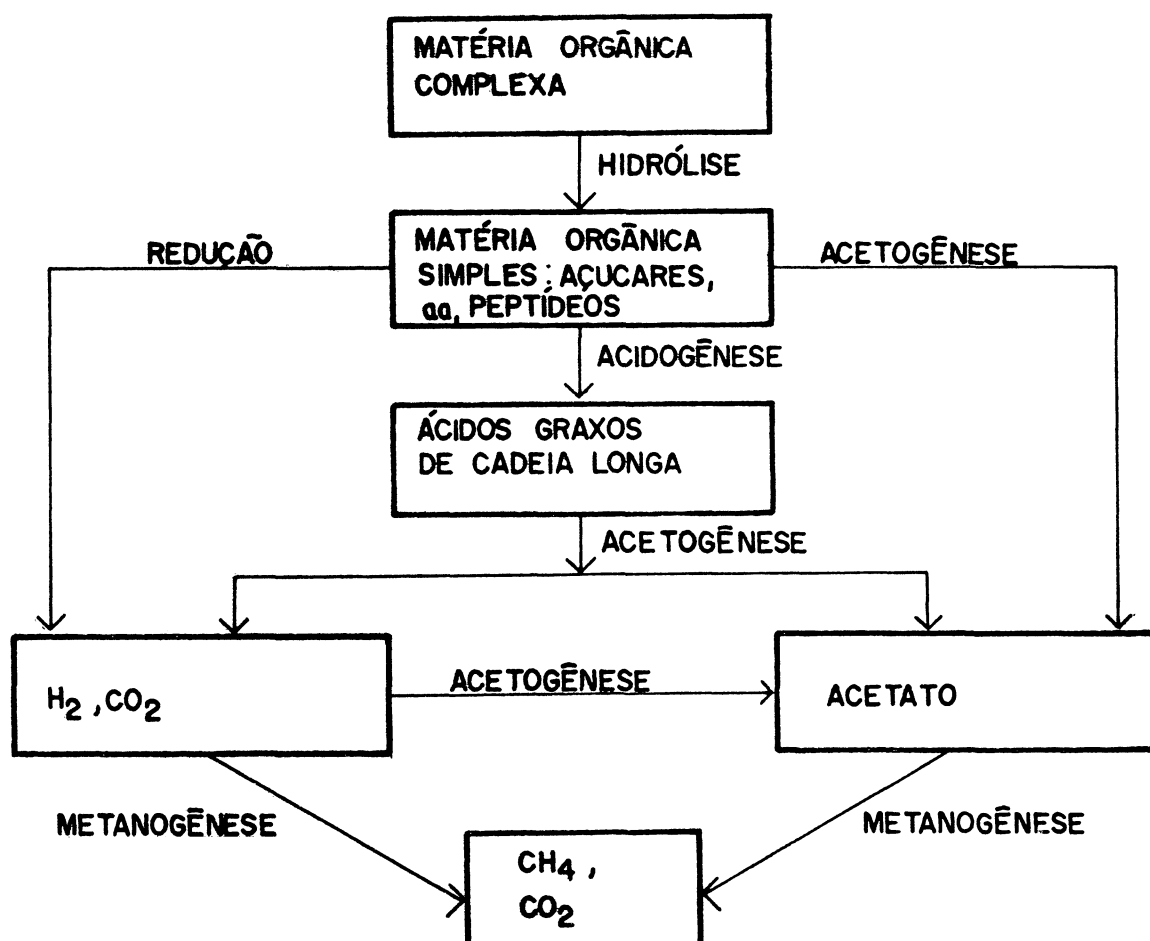
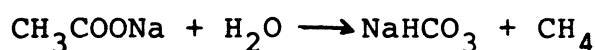
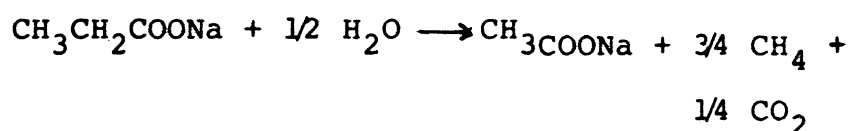


FIG. (1)

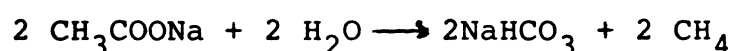
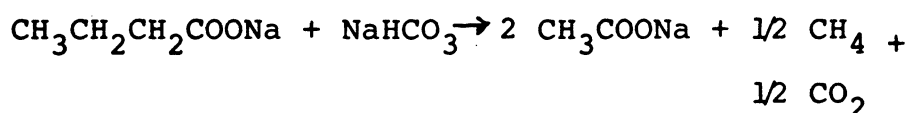
McCarty e colaboradores (47) determinaram que o ácido acético é o mais importante ácido volátil intermediário na digestão anaeróbia e é a fonte primária de produção de gás.

A partir de substratos complexos como carboidratos, proteínas e lipídeos a fermentação de outros produtos intermediários como o ácido propiônico e o ácido butírico, pode ser representada pelas seguintes equações:

- propionato:



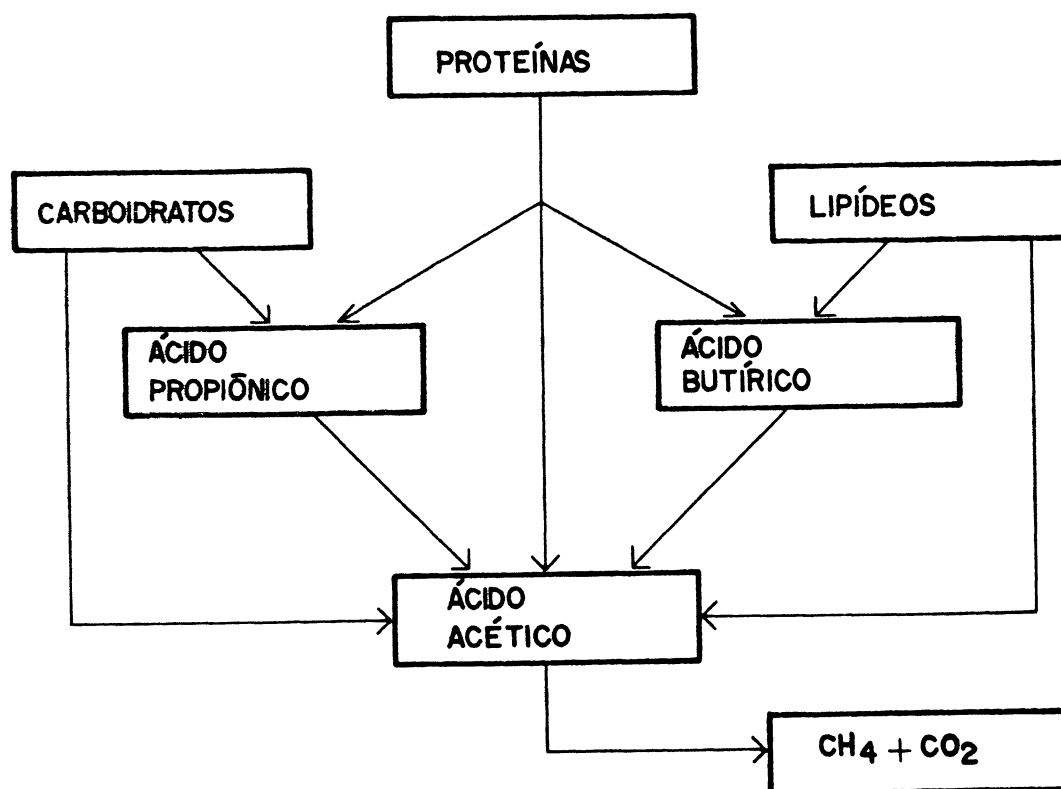
- butirato:



Observando-se as reações apresentadas para a produção de metano, nota-se que:

- para a fermentação do ácido acético é requerido apenas um grupo de bactérias metanogênicas;
- para os ácidos propiônico e butírico, que são fermentados via ácido acético, são necessários dois passos de reação, cada um deles levado a efeito por um grupo diferente de bactérias metanogênicas.

A degradação da matéria orgânica pode ser representada, esquematicamente (47), da seguinte maneira:



Nota-se que o ácido acético é o intermediário predominante; pode ser formado diretamente pela fermentação de carboidratos, proteínas e lipídeos, ou também, como um intermediário na fermentação metanogênica dos ácidos propiônico e butírico.

O ácido propiônico é formado pela fermentação metanogênica de carboidratos e proteínas assim como, o ácido butírico é formado a partir de proteínas e lipídeos.

Segundo McCarty e colaboradores (47) o ácido butírico em solução pode ser resultante da síntese de ácidos com menor comprimento de cadeia, durante condições de desbalanceamento da digestão anaeróbia.

Os fatores que causam desbalanceamento podem ser classificados como (46):

- temporários;
- permanentes.

Para os temporários podemos salientar:

- operação do reator antes que as bactérias metanogênicas apresentem-se em crescimento suficiente;
- mistura inadequada do volume do reator;
- diminuição da temperatura de trabalho; a temperatura é muito importante nos sistemas biológicos, pois as velocidades das reações bioquímicas são diretamente afetadas pela temperatura. Na digestão anaeróbia essa influência merece atenção especial, pois as bactérias anaeróbias são muito sensíveis a tais variações; mesmo uma pequena variação pode interromper completamente a produção de metano com o conseqüente acúmulo de ácidos. Quando a temperatura do meio for menor do que 35°C, as bactérias metanogênicas apresentarão um tempo de geração muito longo em relação ao das acidogênicas (12, 61). Esse fato pode implicar na inibição dos organismos metanogênicos, uma vez que os ácidos voláteis continuarão a ser produzidos mas não haverá correspondência no consumo por parte das metanogênicas. Ou, de outra forma, as bactérias metanogênicas não fermentarão os ácidos voláteis formados tão rápido quanto eles estiverem sendo produzidos;
- aumento da carga orgânica ( $\text{Kg DQO/m}^3$  dia); o aumento nas taxas de aplicação de substrato aumenta a taxa de produção de metano até que uma taxa de utilização máxima seja alcançada. Para uma dada carga orgânica, uma concentração maior de substrato e tempo de retenção

mais longo produz um volume maior de metano do que em concentração mais baixa de substrato e tempo de retenção mais curto. Entretanto, existe um limite prático para a carga orgânica e a concentração de substrato onde o sistema torna-se sobrecarregado (12, 73).

Sem dúvida, o volume de gás produzido é o primeiro indicador do bom ou mau funcionamento do processo de digestão anaeróbia. Quando ocorre um desbalanceamento do processo, o primeiro sinal é a redução do volume de gás, o que ocorre antes mesmo da elevação na concentração dos ácidos voláteis (73). Isto indica que os problemas do processo em geral refletem-se mais acentadamente nas bactérias metanogênicas, ocorrendo, portanto, reduções bruscas na produção de gás, e somente após isso, os ácidos voláteis passam a ser acumulados, pois continuam sendo formados sem serem consumidos.

Segundo McCarty (45) o passo limitante do tratamento anaeróbio é a fermentação metanogênica, devido ao delicado e lento crescimento das bactérias responsáveis pelo segundo estágio da fermentação, pois são incapazes de adaptar-se rapidamente às mudanças do meio.

Para os permanentes podem ser salientados (73):

- substâncias tóxicas como os metais pesados e os cianetos;
- pesticidas;
- solventes orgânicos.

A intensidade do efeito tóxico depende da concentração do material em digestão.

As concentrações tóxicas destes materiais inibem as bactérias metanogênicas provocando, como consequência, um aumento na concentração dos ácidos voláteis.

O desbalanceamento temporário pode ser corrigido pelo controle do pH. Na digestão anaeróbia, a faixa de pH ótimo é o resultado das diversas reações que ocorrem no processo, estando esta faixa entre 6,8 e 7,3 ou ainda nos limites entre 6,5 e 7,5 (29, 34, 61, 73).

Se o processo funcionar nas condições de neutralidade, o pH é mantido relativamente neutro, no entanto, se algum fator for alterado e ocorrer uma diminuição no valor do pH isto precisa ser imediatamente corrigido para evitar a diminuição da atividade biológica do sistema, que apresenta como consequência a diminuição na produção de gás (36, 73). Evidentemente, deve-se também corrigir a causa da diminuição do pH, através da análise de outros parâmetros como: temperatura, carga orgânica e alcalinidade, que segundo McCarty (45), para um adequado funcionamento da digestão anaeróbia deve encontrar-se em torno de 2.500 mg/l.

Por outro lado, o desbalanceamento permanente não pode ser controlado pelo pH, a não ser que a causa inicial seja removida.

#### 1.4 FLUIDIZAÇÃO - O REATOR DE LEITO FLUIDIZADO

O reator biológico de leito fluidizado (RBLF) é um sistema que pode ser altamente eficiente (3, 4, 14, 22, 31, 34,

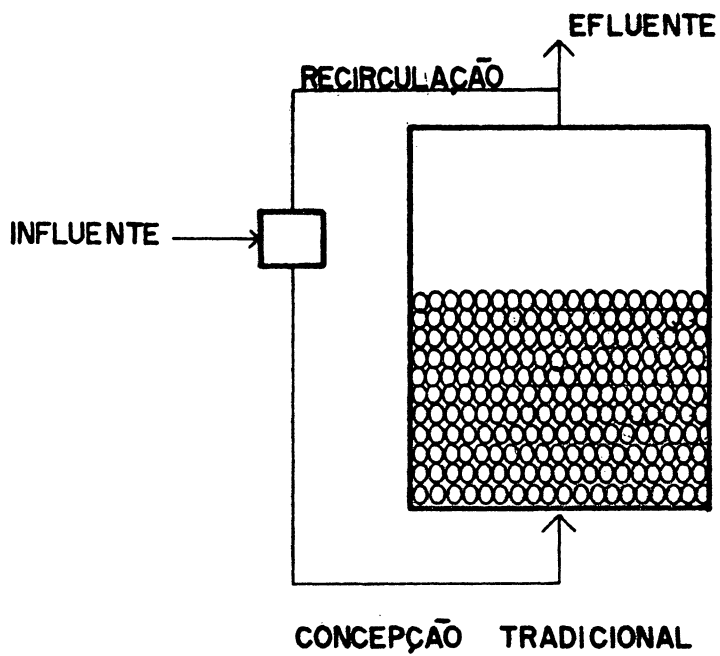


FIG. (2A)

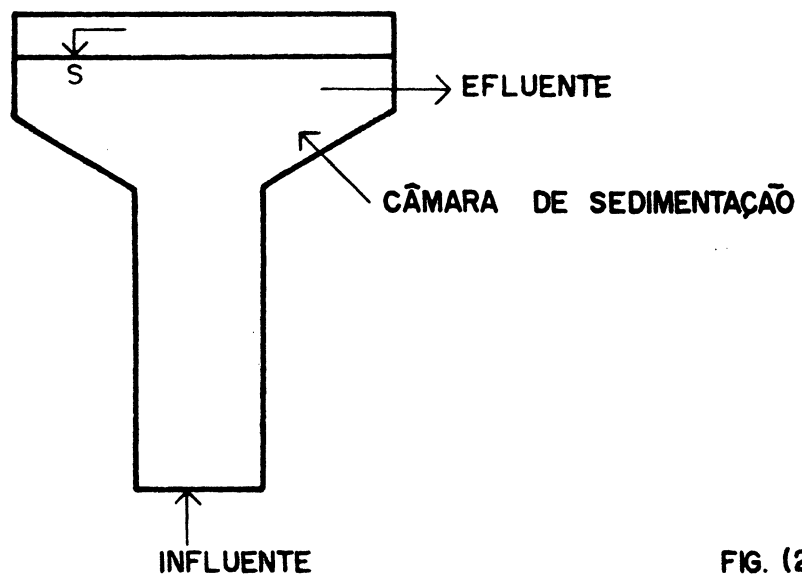


FIG. (2B)

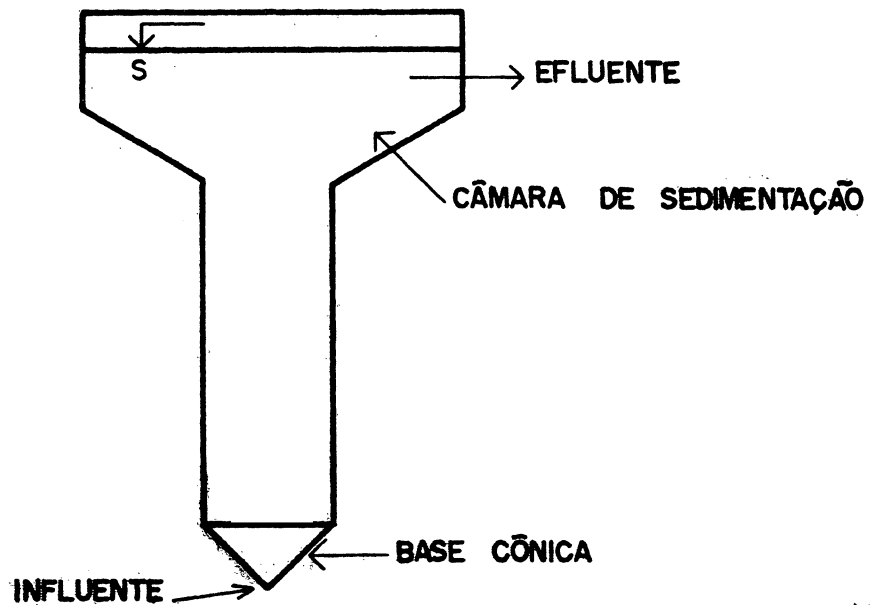


FIG. (2C)

37, 39, 60), embora seja complicado mecanicamente (33,67), que encontra aplicação em diversas áreas de tratamento das águas residuárias. Este reator foi satisfatoriamente empregado no tratamento de águas residuárias industriais (4, 8, 29, 34, 37, 66), matadouros (14, 15), dês-nitrificação (22, 26, 27, 31, 33, 75), por processo anaeróbio (4, 9, 19, 29, 34, 37, 68, 76), assim como aeróbio (18, 56).

As configurações do RBLF podem ser mais compatíveis com as necessidades dos processos modernos e serão bem enquadradas nos processos integrados, nos quais os passos individuais forem mutuamente interativos.

#### 1.4.1 Características de Construção

Os RBLF podem ser apresentados fundamentalmente de duas maneiras:

- cilíndrico ou em coluna (Figura 2a) (22, 31, 33, 68)
- cônico (Figura 3) (4, 30, 57, 58).

O reator em coluna tem sido muito utilizado e para ele são desenvolvidos muitos estudos de modelamento matemático (1, 30, 41, 42, 43, 59, 60, 65, 69, 77, 78, 80). NO entanto, algumas modificações foram adaptadas às concepções originais de projeto, para melhorar o seu desempenho. Alguns reatores tiveram incluída uma secção expandida, no topo (Figura 2b) que funciona como câmara de sedimentação de sólidos (4, 27, 34, 79); outros ainda (Figura 2c), tornaram cônica a base para facilitar a distribuição do fluxo (26, 71, 75). Um reator em coluna pode apresentar alguns problemas funcionais, como o empacota-

mento do leito de partículas sólidas (slug) (4, 41, 30), bem como a formação de canais preferenciais dentro do leito, o que prejudica a fluidização.

O reator cônico diferencia-se do reator de coluna pela sua própria configuração que se assemelha a um tronco de cone invertido (Figura 3), ao invés de apresentar uma secção transversal constante, como a de uma coluna. Desta maneira, ocorre uma expansão gradual do leito a partir da região de entrada, na base relativamente pequena do reator, até o diâmetro maior. Se a secção transversal de entrada for suficientemente pequena e a expansão gradual (ângulo de poucos graus, aproximadamente 60°) (37), o fluxo pode tornar-se estável ao longo do reator.

O reator cônico reduz a velocidade superficial pelo aumento da secção transversal, promovendo um incremento na faixa de velocidade de fluidização e reduzindo instabilidades como "empacotamento" do leito e "canalização".

A secção transversal cônica permite uma ampla faixa de vazões sem perda de material sólido do leito, desde que a velocidade do fluido diminua com a altura do reator. Tipicamente, quando a vazão aumenta, o leito progride de um "estado fixo" para uma fluidização "incipiente" até a expansão do leito. Esta expansão ocorre pela ação da velocidade de entrada do líquido (resíduo a ser tratado), denominada: velocidade mínima de fluidização.

A sequência da expansão do leito pode ser vista esquematicamente na Figura 3 (58).

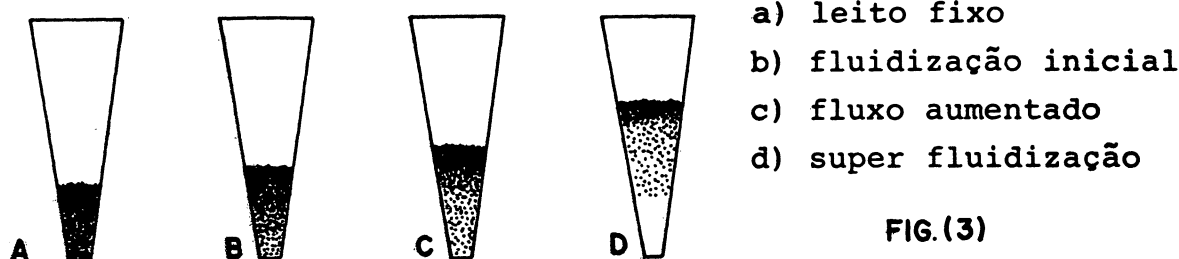


FIG.(3)

Entretanto, se for aplicada uma alta vazão de entrada, ao invés de um leito fluidizado, com área de secção transversal constante, o leito expandirá para regiões com maior secção transversal e, em vazões de entrada muito altas, a porção inferior do reator poderá ficar relativamente livre de fluidização. Isto pode ocorrer quando a velocidade do líquido influente exceder grandemente a velocidade de sedimentação das partículas do suporte sólido, naquele ponto.

A expansão gradual da coluna de suporte resulta da introdução estável do "alimento", sem turbilhonamento, nem canalização.

#### 1.4.2 Características Dinâmicas

A aplicação da tecnologia do leito fluidizado para o tratamento de águas residuárias é uma inovação da tecnologia tradicional, em Engenharia Sanitária.

As primeiras referências para o uso do leito granular fluidizado datam de 1974, com os trabalhos de: Jeris, Beer e Mueller (31) e de Jeris e Owens (33), que desenvolveram um sistema para a remoção de nitrogênio em uma coluna contendo um leito de partículas sólidas (areia) com um diâmetro de 0,6mm e coeficiente de uniformidade de 1,5. Com este equipamento, demonstraram uma alta eficiência para a desnitrificação, tratando 136.000 l/dia com uma capacidade de remoção de 99% (33). Em outro estudo, com o mesmo tipo de equipamento, mas preenchido com carvão ativado, demonstraram que um tempo de retenção hidráulico entre 15 e 20 min é suficiente para remover 257-424 lbN inorg/dia/1000 pés<sup>3</sup> (31), ou 4,15Kg N<sub>inorg</sub>/dia/m<sup>3</sup>.

O conceito básico do processo é a passagem da água residual em sentido ascendente, por um leito de partículas sólidas de pequeno diâmetro, a uma velocidade suficiente para fornecer movimento ou fluidizar as partículas.

A areia é o material suporte para a biomassa mais frequente usado por ser mais barata e mais resistente (3, 4, 9, 18, 22, 29, 33, 34, 56, 66), embora outros materiais também sejam utilizados, como: bolinhas de óxido de alumínio (68, 78); carvão moído (4); carvão ativado (14, 66, 76, 78); terra diatomácea (57); grânulos de vidro poroso (37) e material plástico poroso (79).

Quando a velocidade do líquido que passa pelo leito de partículas é aumentada de zero, a perda de pressão ao longo do leito também aumenta, mas as partículas permanecem inicialmente estáticas. Contudo, quando a velocidade do líquido alcança um nível tal em que o gradiente de perda de pressão é igual ao peso das partículas, qualquer aumento na velocidade resulta na expansão do leito, com conseqüente movimento das partículas.

Nesse estado de transição, diz-se que o leito está no ponto de fluidização incipiente, e a correspondente velocidade superficial é denominada velocidade mínima de fluidização. Um aumento na velocidade do líquido resulta num acréscimo na expansão do leito, no movimento das partículas e uma distância média maior entre elas.

A magnitude da velocidade mínima de fluidização depende da densidade das partículas e do seu tamanho. Tal densidade deve ser maior do que a do líquido, para garantir que as partículas fluidizadas permaneçam no reator. Para que isso ocorra a vazão é ajustada de forma a manter as partículas em movimen-

to, mas é mantida suficientemente baixa para evitar que sejam carreadas com o efluente.

A expansão do leito é controlada pela velocidade vertical do fluxo de entrada, obtida pela recirculação do resíduo líquido ou pela injeção de gás. No estado fluidizado as partículas não mantêm uma posição fixa no leito.

A fluidização do meio fornece uma grande área de superfície específica por unidade de volume do reator, o que permite a aderência e crescimento de um filme fino, que formará com as partículas do suporte sólido a biopartícula.

A grande área de superfície específica do suporte fornece altas concentrações de biomassa (3, 4, 8, 14, 22, 27, 31, 33, 37, 40, 65), permitindo a aplicação de elevadas cargas orgânicas e pequenos tempos de retenção hidráulico (4, 14, 22, 27, 33, 37, 40, 68), para o mesmo grau de tratamento de outros sistemas atestadamente eficientes (4, 11, 20, 27, 38, 40, 52, 54).

A área de superfície específica para a areia, no sistema de leito fluidizado está em torno de  $3.000 \text{ m}^2/\text{m}^3$  para partículas com diâmetro médio geométrico igual a  $0,3\text{mm}$  (segundo Bull, Sterrit e Lester(8), a partir de dados de Cooper) (4,29,65).

Comparando-se este dado com os referentes a outros tipos de sistemas de tratamento, pode-se notar a acentuada diferença no oferecimento de área para suporte da biomassa por volume do reator (4, 40, 62, 65):

- filtro percolador:  $80 \text{ m}^2/\text{m}^3$
- reator biológico com placas rotativas:  $160 \text{ m}^2/\text{m}^3$
- filtro anaeróbio:  $207 \text{ m}^2/\text{m}^3$ .

Sob o ponto de vista biológico, os microorganismos aderidos às partículas suspensas são heterotróficos, isto é, ne-

cessitam de uma fonte externa de carbono para realizarem os seus processos metabólicos, e podem incluir organismos aeróbios, facultativos ou anaeróbios estritos, encontrados normalmente no esgoto sanitário.

O crescimento do biofilme sobre a partícula é muito importante para este sistema de tratamento. Quando se forma a biopartícula, a densidade do meio diminui e o leito expande mais facilmente, com menor vazão aplicada (3, 27, 30, 60, 70).

Atualmente, os reatores de leito fluidizado estão sendo aplicados em duas áreas principais de tratamento de águas residuárias: a desnitrificação (9, 22, 26, 27, 31, 33, 75), e a remoção de carga orgânica com reatores aeróbios (3, 14, 15, 31, 56) e anaeróbios (4, 19, 29, 34, 37, 38, 54, 68).

Em virtude do que foi exposto, podem-se salientar alguns fatores que contribuem para a efetividade do processo de leito fluidizado:

- os reatores de filme fixo, por recirculação interna mantêm elevados tempos de retenção celular, o que permite a diminuição do tempo de retenção hidráulico (58);
- o uso do leito fluidizado previne o acúmulo de biomassa e permite facilidade de remoção e adição de material ativo (3, 4, 31, 33, 58, 69);
- o RBLF vem sendo avaliado, também, para o uso: na produção enzimática de hidrogênio (58), na degradação microbiológica de resíduos líquidos da destilação do carvão e do petróleo (15, 66), no tratamento anaeróbio de águas residuárias contendo fenol (76), na produção de penicilina (18) e na hidrólise da celulose (35);

- o RBLF proporciona um contato máximo entre o resíduo líquido a ser tratado e as partículas do leito;
- a velocidade de fluidização permite o controle e a otimização da espessura do biofilme;
- o sistema de leito fluidizado utiliza pouca quantidade de meio suporte, em função da grande área de superfície específica do leito (4, 33, 34, 56, 58, 68).

As desvantagens deste sistema são:

- a quantidade de energia utilizada para produzir a expansão do leito;
- os problemas hidráulicos relacionados com a manutenção da vazão, para garantir a distribuição do fluxo no interior do reator;
- a fina camada biológica formada sobre o suporte, que pode ser carregada com o efluente do reator, se a vazão para fluidização não for estritamente controlada.

#### 1.5 COMPARAÇÃO DO REATOR DE LEITO FLUIDIZADO COM OUTROS MÉTODOS DE TRATAMENTO ANAERÓBIO

Entre os processos de tratamento, a digestão anaeróbia é um dos que têm sido mais frequentemente utilizado. Na última década, em especial, foi preferido em substituição aos processos aeróbios, pois tornou-se uma tecnologia simples para tratar uma variedade de águas residuárias (17, 28, 40, 45, 67, 76).

A digestão anaeróbia era considerada um processo de tratamento lento, em função do longo tempo de retenção hidráulico necessário para a estabilização da matéria orgânica. Nesta clas-

se pode-se enquadrar a digestão convencional representada pela fossa séptica e pelos digestores de modelo indiano e chinês. O tempo de retenção hidráulico estabelecido para estes métodos de tratamento situa-se entre 25 e 50 dias (53). Esta característica tornava o processo inviável economicamente.

Baseado em alguns estudos importantes que permitiram um melhor entendimento da microbiologia e da bioquímica do processo (9, 16, 25, 32, 36, 44, 45, 46, 47, 51, 72) e no desenvolvimento de novos tipos de reatores de alta taxa (3, 20, 31, 33, 38, 40, 45, 54), o processo anaeróbio pode ser reavaliado.

O desenvolvimento de reatores que funcionam utilizando filme fixo de bactérias, promoveu um acentuado progresso no sentido de resolver o problema do tempo necessário para o tratamento de águas residuárias, visando a redução dos custos.

O primeiro reator desenvolvido para funcionar com fixação de biomassa foi o filtro anaeróbio, concebido por McCarty (45). Este tipo de reator é preenchido com suporte sólido, que pode ser pedra britada ou peças de material plástico. Sobre o material do suporte ocorre a aderência dos microorganismos. A formação do biofilme (filme aderido) aumenta a superfície de contato entre o resíduo influente e a biomassa responsável pela degradação da matéria orgânica, também promove a diminuição do tempo de retenção hidráulico necessário para a redução da carga poluidora, representada em termos de matéria orgânica solúvel (3, 4, 15, 17, 22, 29, 33, 68). O tempo de retenção hidráulico para este método de tratamento pode ser de 24 horas (11).

Os reatores que utilizam filme fixo podem apresentar uma alta eficiência (3, 4, 22, 29, 34, 40, 54, 56, 67, 68, 76) em

função do aumento do tempo de retenção de sólidos o que proporciona maior economia e graus de estabilidade do efluente e do lodo, que não podem ser obtidos em sistemas com crescimento suspenso.

Todos os sistemas modernos de tratamento anaeróbio em alta taxa são baseados em alguma espécie de princípio de imobilização do lodo para reter os sólidos viáveis, o mais possível (Tabela 1).

Tabela 1. Princípios de imobilização aplicados em sistemas modernos de tratamento anaeróbio de alta taxa.

Princípios de Imobilização	Sistema de Tratamento
1. <u>Lodo bacteriano aderido</u>	
a) a materiais empacotados estacionários (filme aderido)	- filtro anaeróbio de fluxo ascendente; - filtro anaeróbio de fluxo descendente.
b) a materiais particulados (filme aderido)	- reatores de leito fluidizado - reatores biológicos de leito expandido - sistema de leito flutuante - reator anaeróbio expandido por gás
2. <u>Agregação do lodo bacteriano</u> (granulação, floculação)	- filtro anaeróbio de fluxo ascendente - reator anaeróbio de leito de lodo com fluxo ascendente.

Entre eles um dos métodos de tratamento mais utilizado é o reator de leito de lodo com fluxo ascendente, sem fixação da biomassa sobre o suporte sólido (20). Este sistema foi de-

envolvido na Holanda, e os primeiros trabalhos foram publicados em fins de 1979. Com este tipo de reator é possível trabalhar com cargas orgânicas de até 40 Kg DQO/m<sup>3</sup> dia, sendo, entretanto, as mais comuns até 20 Kg DQO/m<sup>3</sup> dia (53).

O fator mais importante com relação às cargas potenciais de um sistema de tratamento anaeróbio é o contato entre o lodo retido e o resíduo influente sob todas as possíveis condições operacionais. Considerando isto, os sistemas que utilizam filme em leito expandido, como o reator de leito fluidizado, são bastante eficientes, podendo receber cargas orgânicas de até 80KG DQO/m<sup>3</sup>.dia (37), ficando evidente a superioridade deste reator em relação à do reator de leito de lodo.

A fluidização permite que a área de superfície específica de cada grão do suporte sólido torne-se útil para a formação de colônias de bactérias. Permitindo alcançar concentrações muito altas de biomassa com relativamente pequena espessura de filme biológico, devido à elevada relação entre a área de superfície específica das partículas e o volume do reator (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) (4, 8, 33, 40, 59, 67, 68). Esta característica diminui os problemas de entupimento e "empacotamento" que costuma ocorrer em outros sistemas, em consequência do aumento da massa celular. Um exemplo para este fato, é o que acontece frequentemente, em reatores de filme fixo como o filtro anaeróbio e o filtro percolador (aeróbio), que apresenta problemas relacionados ao aumento na perda de pressão ao longo da coluna. Isto ocorre em função do acúmulo de biomassa entre as partículas do suporte.

Os processos estacionários de filme fixo, para minimizar a perda de pressão e o entupimento pelos sólidos, normalmente são preenchidos com partículas de suporte de grande ta-

manho, que limitam a área de superfície livre por unidade de volume do reator.

O reator de leito fluidizado oferece a vantagem do controle hidrodinâmico da espessura do biofilme (3, 31, 50, 67) e fatores de densidade que permitem o aumento na concentração de biomassa. O aumento na espessura do filme biológico diminui a massa específica, apresentando como consequência uma maior expansão do leito (3, 27, 30, 60, 70).

A agitação do meio influencia significativamente a digestão anaeróbia, uma vez que zonas hidráulicas mortas podem ser extremamente prejudiciais às reações envolvidas no processo. O favorecimento da movimentação do meio é uma das vantagens do reator de leito fluidizado, pois as partículas mudam de posição no leito, constantemente. Esta movimentação é proporcionada pela vazão influente do resíduo, o que aumenta a possibilidade de contato entre a matéria orgânica a ser decomposta e a biomassa presente no reator.

Desde que uma concentração celular suficientemente grande pode ser retida no reator, a possibilidade para o tratamento de resíduos é aumentada, além de apresentar a possibilidade de trabalhar com elevadas cargas orgânicas com tempos de retenção hidráulicos bem menores do que outros sistemas também eficientes.

O aspecto modular do reator de leito fluidizado é particularmente atrativo, principalmente quando comparado com uma instalação de tratamento aeróbio, o sistema de lodos ativados. O tempo de retenção hidráulico conseguido em reatores de leito fluidizado pode ser reduzido a minutos (1,3,14,15,22,31,59,60).

Na verdade, o reator de leito fluidizado combina os me-

lhores detalhes dos sistemas de lodos ativados e filtro percolador, oferecendo a estabilidade e a facilidade de operação deste filtro e a grande eficiência de operação dos lodos ativados (31,65).

A digestão anaeróbia definitivamente apresenta um grande potencial para o tratamento de águas residuárias com baixa concentração, oferece grande resistência a cargas choque e pode utilizar instalações compactas que proporcionam tratamento eficiente a baixo custo; estes fatores podem tornar-se bastante atrativos para países em desenvolvimento, além do fato da produção de gás (5, 17, 28, 54, 61, 67).

A crise energética estimulou o aumento do interesse pelas bactérias anaeróbias para a produção de metano como fonte alternativa de energia a partir de resíduos domésticos, industriais, da agricultura e de sólidos urbanos. O alto custo dos derivados de petróleo tornou a biogênese do metano economicamente mais compatível do que poderia ter sido no passado. Uma vez que o metano pode ser produzido pela fermentação de matéria orgânica de ocorrência natural, a aplicação destas bactérias pode contribuir para a produção de uma fonte de energia suplementar, facilmente transportável, que é não poluente e renovável (10).

O metano produzido possui algumas vantagens em relação aos combustíveis fósseis, sendo que a principal está relacionada à queima, a qual não produz aldeídos nem outros produtos reativos, que na atmosfera sob a ação da luz, possam originar outros tóxicos irritantes e "smog" (10). Este gás apresenta um elevado poder calorífico (53) e encontra usos variados como combustível ou como insumo para a indústria química (10,17).

No Paraná alguns esforços têm sido realizados para se empregar sistemas de tratamento que utilizem o processo anaeróbio para a degradação de resíduos, com a intenção da produção de biogás. No Município de Piraí do Sul, está sendo realizado, experimentalmente, o tratamento de águas residuárias e resíduos municipais sólidos, assim como agrícolas. O resultado é o fornecimento de energia, na forma de biogás, para 286 casas (67). Outro exemplo é o da Companhia Lorenz, localizada no Município de Umuarama, que utiliza um sistema de tratamento anaeróbio com reator de leito de lodo com fluxo ascendente, construído para diminuir o tamanho da estação de tratamento. Este sistema chegou a atingir 95,7% de eficiência no período de março a maio de 1988 (dados obtidos a partir de contato com técnicos da SUREHMA).

Considerando as limitações de capital para o investimento na área de tratamento de águas residuárias, a abordagem para a solução do problema está relacionada com o tipo de tecnologia aplicada, levando em conta fatores técnicos e econômicos dos sistemas de tratamento existentes, assim como a viabilidade da tecnologia escolhida, a capacidade nacional para o desenvolvimento e a otimização desta tecnologia.

Portanto, é nosso interesse utilizar as mais atuais concepções em termos de sistemas de tratamento de águas residuárias e desenvolver um equipamento compacto, eficiente e que justifique o custo para a sua implantação, pela recuperação de energia na forma de metano. Uma vez que todo sistema implantado com o fim de remover a carga poluidora de um efluente industrial é, geralmente, oneroso, pois requer aplicação de capital que não reverterá em lucro, é comum o empresário

optar pelo não tratamento.

A princípio, tentou-se dimensionar um equipamento e determinar um modelamento matemático cinético para a otimização do mesmo. A necessidade de operação ininterrupta durante todo o período de adaptação do inóculo e coleta de dados (que exigiria um mínimo de oito meses), colocou-nos frente ao problema da confiabilidade do sistema construído: a operação constante necessitava acompanhamento integral (24 horas/dia). No entanto, esta condição não podia ser aplicada ao nosso caso, fator que determinou o desenvolvimento gradativo, de um sistema de controle com acentuada confiabilidade. Para cada falha ocorrida, inclusive falta de energia elétrica, os prejuízos foram significativos, principalmente em termos de tempo, exigindo a retomada do processo nos seus passos iniciais:

- substituição e readaptação do inóculo;
- mudanças nas características do equipamento, com a correção e desenvolvimento de sistemas de segurança para a prevenção de novas falhas.

Tais limitações obrigaram a restrição do objetivo inicial da pesquisa.

O objetivo passou a ser a otimização de um reator biológico (reator de leito fluidizado) com a finalidade de proporcionar condições adequadas para as reações bioquímicas, consequentes do metabolismo complexo dos microorganismos que compõem a cultura mista de bactérias, presentes no inóculo e que são responsáveis pela degradação da matéria orgânica. Para tal foi realizado um estudo da automação da unidade, cuja eficiência foi observada a partir da resposta do processo biológico no reator.

O reator estudado apresenta as seguintes características:

- capaz de diminuir a carga poluidora da água residuária alimentada;
- de tamanho compacto, para justificar a sua instalação em lugar de um sistema de lodos ativados, por exemplo, atestadamente eficiente;
- capaz de produzir gás, em quantidades utilizáveis, como fonte de energia para o aquecimento do sistema ou qualquer outra utilização dentro da planta industrial;
- apresenta confiabilidade, em tal nível, que permite operação ininterrupta, fazendo-se necessário apenas, a verificação diária do seu funcionamento.

Para iniciarmos este trabalho fez-se necessário um levantamento bibliográfico sobre digestão anaeróbia e fluidização, a fim de estabelecer a viabilidade da implantação de um reator de leito fluidizado em processo anaeróbio, comparando-o com outros sistemas em utilização.

No segundo e terceiro capítulos, serão descritos, discutidos e analisados o funcionamento do equipamento projetado e construído para esta pesquisa, assim como o acompanhamento da eficiência do sistema.

Ao final, pretende-se afirmar a confiabilidade desse sistema, conseguida pela automação da unidade.

Este trabalho apresenta dados referentes apenas à fase de adaptação do inóculo.

## CAPÍTULO II

### 2 MATERIAIS E MÉTODOS

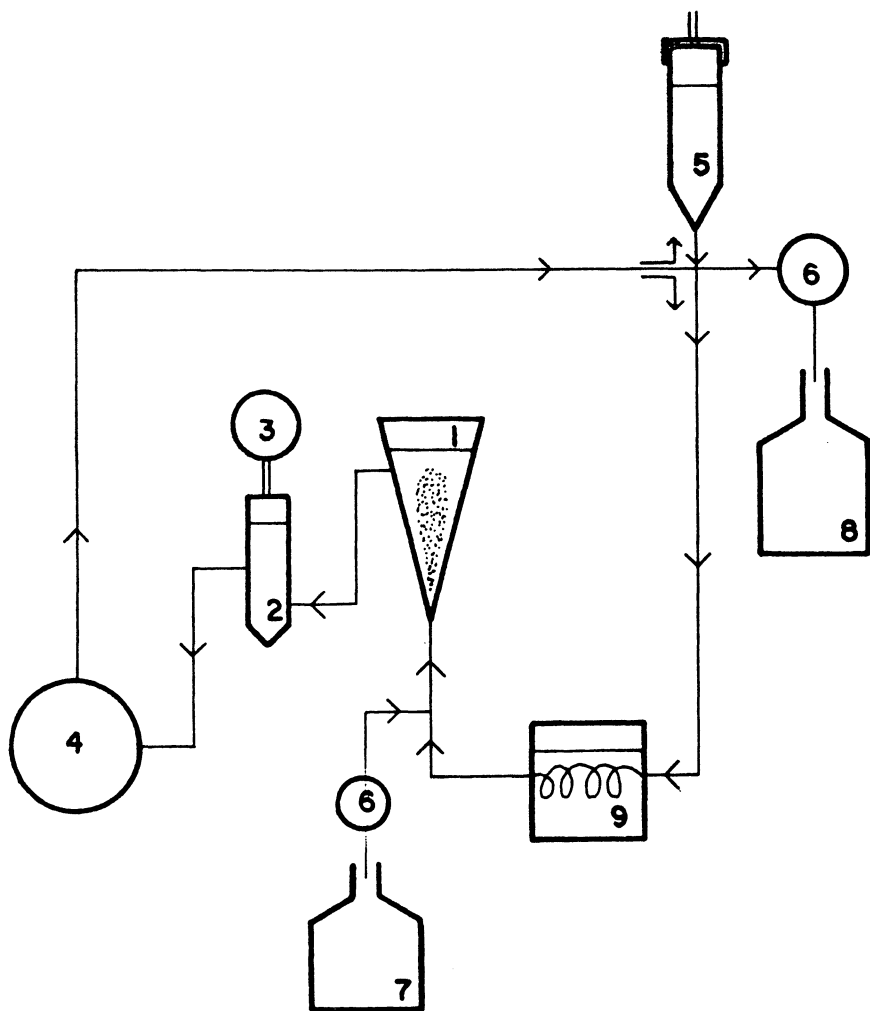
#### 2.1 DESCRIÇÃO E ANÁLISE DO EQUIPAMENTO CONSTRUÍDO

##### 2.1.1 Esquema de Funcionamento e Considerações Gerais sobre o Equipamento Construído

O esquema da Figura 4 demonstra, em linhas gerais, o princípio de funcionamento do equipamento desenvolvido para o tratamento de efluentes industriais através de reator de leito fluidizado.

Face à complexidade dos tópicos que serão abordados adiante, torna-se necessário o entendimento do princípio básico de funcionamento deste equipamento. O reator trabalha com um fluxo de material líquido capaz de favorecer a fluidização das partículas componentes do suporte sólido. Esse fluxo é obtido por meio de diferença de altura entre o reservatório estabilizador e o reator. Descendo do reservatório, o líquido passa por um trocador de calor por serpentina. Sua temperatura é estabilizada e, em seguida, é injetado pela parte inferior do reator, com velocidade controlada.

Ao sair do reator, o material efluente desce por um decantador de sólidos, sendo, em seguida, bombeado intermitentemente, para um ponto de cruzamento situado logo abaixo do



- 1- REATOR
- 2- DECANTADOR DE SÓLIDOS
- 3- SISTEMA PARA MEDIÇÃO DO GÁS PRODUZIDO
- 4- BOMBA DE RECALQUE
- 5- RESERVATÓRIO SUPERIOR
- 6- BOMBA PERISTÁLTICA
- 7- RESERVATÓRIO PARA ALIMENTO
- 8- RESERVATÓRIO PARA EFLUENTE
- 9- TROCADOR DE CALOR

FIG. (4)

reservatório estabilizador, tornando a descer para o reator, por gravidade. A este sistema fechado de alimentação e fluxo constante dá-se o nome de "Sistema de Recirculação". É ele que garante uma vazão constante de entrada de líquido no reator, permitindo a fluidização das partículas de suporte.

Durante o processo de tratamento do resíduo ocorre a produção de gás, que é coletado no decantador, quantificado através de um medidor automático e liberado no ambiente.

O bombeamento de recalque é feito intermitentemente. O efluente do reator acumula-se dentro do decantador até que este atinja um nível máximo, em que é acionado o recalque. A cada disparo da bomba, o efluente é elevado ao reservatório superior (uma quantidade variável entre 200 e 500 ml).

A alimentação do reator é feita através de uma bomba peristáltica que injeta resíduo de cervejaria no circuito de recirculação, pouco abaixo da entrada do reator. A mesma bomba peristáltica que injeta alimento, retira efluente do ponto de cruzamento, situado logo abaixo do reservatório superior. O funcionamento dessa bomba é intermitente, sendo acionada durante 1 minuto a cada 10 minutos, através de um sistema temporizador programado.

Algumas considerações se fazem necessárias para a compreensão das soluções adotadas para a concepção deste sistema de tratamento:

- o período dos experimentos programados, consideravelmente longo, necessitava de um funcionamento perfeito e ininterrupto do sistema de recirculação, durante meses;
- a concepção de um equipamento em escala piloto era in-

viável, a não ser que esse equipamento tivesse sido montado dentro da planta industrial produtora dos resíduos a serem tratados. Desta forma, foi desenvolvido um equipamento em escala semi-piloto, capaz de operar e produzir os resultados necessários a esta pesquisa, sem precisar de grandes quantidades de alimento ;

- a confiabilidade do sistema de recirculação deve ser muito grande, face aos pequenos volumes envolvidos (o do reator, somado aos do decantador e de toda a recirculação não chega a 15 litros), pois mesmo mínimos vazamentos podem por a perder o trabalho de adaptação e desenvolvimento do inóculo, destruindo meses de pesquisa. O problema da confiabilidade tornou-se mais sério quando se tem em mente o fato de que não haviam condições de treinar alguém capaz de solucionar pequenos defeitos ou apenas de informar acerca deles. Mesmo que isso fosse conseguido, a observação dar-se-ia apenas durante o dia, e uma falha ocorrida durante a noite causaria sérios danos.

Desta forma, ficaram caracterizados os maiores problemas enfrentados no decorrer desta pesquisa. Várias vezes houve interrupção por vazamentos que provocaram a perda total da cultura adaptada. Muitos meses foram gastos com testes e com o projeto de novos dispositivos para elevar a confiabilidade do sistema a níveis exigidos pela pesquisa.

### 2.1.2 O Reator: Dimensões

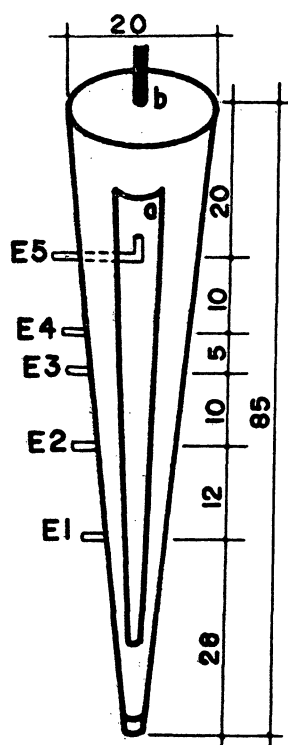
Foi escolhida a configuração cônica, para a construção do reator, em função das características que proporcionam algumas facilidades em relação ao reator cilíndrico, entre elas:

- com o crescente aumento da secção transversal, ocorre uma redução na velocidade superficial diminuindo a possibilidade de empacotamento do leito de partículas;
- o fluxo pode tornar-se estável ao longo do reator;
- pode ser aplicada uma ampla faixa de vazões, sem perda de material do leito;
- pode ser conseguida uma expansão gradual do leito, sem que ocorra turbilhonamento e/ou canalização.

O reator foi construído em PVC opaco com um visor transparente, também em PVC, para que se pudesse avaliar as condições de fluidização. O diâmetro da base era 2,54 centímetros, com o diâmetro do topo igual a 20 centímetros. A altura era de 85 centímetros.

Durante o período de estudo trabalhou-se com um volume útil igual a 7,0 litros, inundado.

A Figura 5 mostra detalhes desta unidade.



E1, E2, E3, E4 = TOMADAS PARA AMOSTRAGEM

E5 - SAÍDA PARA O DECANTADOR DE SÓLIDOS

a. VISOR DE PVC TRANSPARENTE

b. ABERTURA SUPERIOR PARA MANUTENÇÃO

- unidades em centímetros

FIG.(5)

### 2.1.3 Suporte Sólido

Como suporte sólido, utilizou-se areia (3, 4, 59, 60) por ser um material mais facilmente encontrado e mais barato, uma vez que se pretende aplicar a performance do reator deste estudo em escala industrial. Inicialmente, foi estabelecida a densidade das partículas, de acordo com a técnica para a determinação da densidade de sólidos; o valor encontrado foi: 2,56 g/cm<sup>3</sup>.

O segundo passo foi a determinação do diâmetro médio das partículas, pois estas não são homogêneas. A medida mais prática do tamanho da partícula é baseada em análise em peneiras; assim, o diâmetro da malha da peneira é a medida mais simples do tamanho da partícula. Para propósitos práticos, utiliza-se o diâmetro médio geométrico ( $\bar{d}_g$ ) de todas as partículas retidas entre duas peneiras adjacentes, sendo os diâmetros para a malha de cada peneira, respectivamente:  $d_1$  e  $d_2$ . A fórmula utilizada pode ser:

$$\bar{d}_g = \sqrt{d_1 \cdot d_2}$$

Como a maioria das partículas naturais são distribuídas geometricamente, a média geométrica representa melhor o resultado do que a aritmética (6).

Os seguintes passos constituíram a preparação das partículas do suporte sólido:

- lavagem para a remoção da argila;
- secagem em estufa com lâmpadas, temperatura média de 60°C;
- moagem em moinhos de bolas, para facilitar a classificação em menor diâmetro;

- classificação em peneira com agitação mecânica;
- lavagem para a remoção dos sólidos muito finos.

Como não eram conhecidas a vazão influente para proporcionar a fluidização e a velocidade do líquido influente, foram usados para teste, alguns diâmetros obtidos após a classificação, em cada série de duas peneiras. As peneiras utilizadas foram:

20 mesh	=	0,840 mm
30 mesh	=	0,590 mm
40 mesh	=	0,420 mm
60 mesh	=	0,250 mm
120 mesh	=	0,125 mm

Optou-se por utilizar o material classificado entre as peneiras com 40 e 60 mesh; as partículas obtidas apresentaram um diâmetro médio geométrico de 0,320 mm. Tal escolha está baseada no fato de que esses sólidos apresentavam as melhores características para o trabalho, isto é, não eram carregados pela vazão do líquido influente, nem requeriam uma velocidade elevada para a obtenção da fluidização, pois a velocidade superficial apropriada, através de um leito fluidizado é aquela que, simplesmente suspende as partículas maiores, mas não carrega as menores. É importante considerar, ainda, que o meio deve ser selecionado para assegurar a fluidização, sem que ocorra perda do suporte com o efluente.

Outro fator que conduziu a escolher o diâmetro das partículas foram os trabalhos de Shieh (59,60), que analisa a espessura do biofilme relacionado ao tamanho das partículas. Foi demonstrado que existe um tamanho ótimo de partícula para um dado conjunto de operações que maximiza a taxa de con-

versão do substrato. A expansão excessiva do leito associada ao uso de partículas pequenas provoca uma diminuição na concentração de biomassa com implicações na eficiência do reator. Por outro lado, a concentração de biomassa diminui com o aumento do tamanho das partículas do meio, o que resulta também na diminuição da taxa de conversão do substrato.

Foram produzidos 2.840 g de areia no diâmetro desejado. Inicialmente, o volume do leito era equivalente a 20% do volume útil do reator (4); mas, em função da constatação do arraste de partículas para o decantador de sólidos, reduziu-se o volume do leito para 10%. A partir desta alteração, observou-se que não houve carreamento significativo de suporte sólido.

A diminuição no volume de partículas foi influenciada, também, pela possibilidade de desgaste na bomba de recalque, promovido pelos sólidos arrastados que não tivessem facilitada a sua deposição no decantador de sólidos.

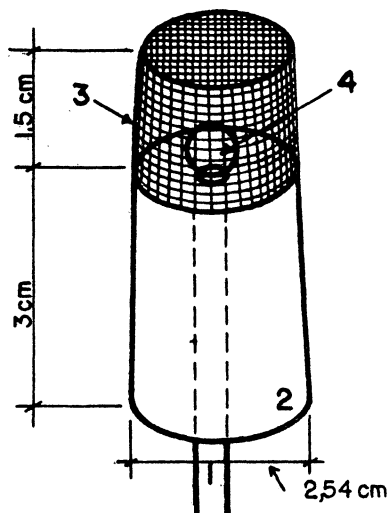
#### 2.1.4 Distribuição do Fluxo

A água residuária era introduzida no reator por um tubo com diâmetro igual a 0,5 centímetros. O fluxo era distribuído através de uma camada, com aproximadamente quatro centímetros, de pedras de aluvião, para desfavorecer a formação de canais preferenciais. Isto prejudicaria o desenvolvimento das bactérias, com conseqüente perda da eficiência do sistema, pois o fluxo do material líquido não estaria em contato com toda a massa de partículas do leito.

### 2.1.5 Válvula de Retenção

Por questão de segurança, foi necessário dotar o reator com uma válvula capaz de deter o avanço das partículas para a tubulação de entrada, no caso de qualquer parada programada ou acidental. Isto poderia ocasionar entupimentos na tubulação, inviabilizando o novo acionamento da recirculação; também poderia causar sérios prejuízos, no caso de vazamentos na tubulação anterior à entrada do reator.

Após várias tentativas, desenvolveu-se uma válvula simples, construída com o auxílio de: uma rolha de borracha, uma esfera de vidro e uma tela de nylon, semi-rígida (Figura 6).



- 1- TUBO DE ALIMENTAÇÃO COM 0,5 cm DE DIÂMETRO INTERNO
- 2- ROLHA DE BORRACHA PARA VEDAR A BASE DO REATOR
- 3- TELA DE NYLON
- 4- BOLA DE VIDRO

FIG. (6)

A rolha de borracha teve sua ponta escavada e polida de forma a ficar com a superfície côncava, sendo que, no centro dessa concavidade, está o orifício para a colocação do tubo de alimentação.

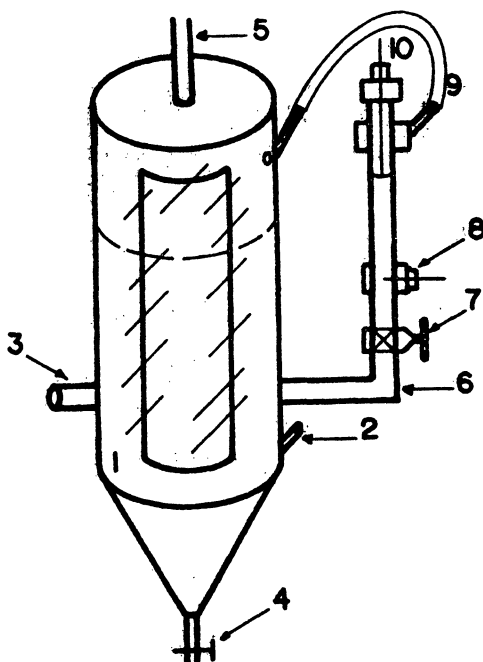
Uma pequena esfera de vidro foi colocada encerrada em uma cúpula feita com rede de nylon, colada à rolha de bor-

racha. Esta válvula rudimentar mostrou-se eficiente para deter o avanço do material do reator para o tubo de alimentação. A rede tem a dupla função de evitar a saída da esfera de vidro da válvula e impedir que as pedras de aluvião do distribuidor de fluxo atrapalhem a vedação do orifício pela esfera.

### 2.1.6 Decantador de Sólidos - Separador de Fases

Esse decantador (Figura 7) foi concebido para desempenhar uma função tripla:

- facilitar a decantação dos materiais sólidos que por ventura escapem do reator, impedindo que os mesmos atinjam a bomba de recalque, ocasionando desgaste;
- armazenar efluente de forma a permitir o funcionamento intermitente da bomba de recalque;
- promover a separação do biogás produzido, da fase líquida.



- 1- DECANTADOR DE SÓLIDOS-SEPARADOR DE FASES
- 2-ENTRADA DE EFLUENTE DO REATOR
- 3-SAIDA PARA BOMBA DE RECALQUE
- 4.TOMADA PARA A REMOÇÃO DOS SÓLIDOS SEDIMENTADOS
- 5-SAÍDA DO GÁS
- 6- VASO COMUNICANTE
- 7- REGISTRO PARA INTERROMPER A COMUNICAÇÃO NO CASO DE REPAROS.
- 8- ELETRODO IMERSO DO SENSOR DE NÍVEL
- 9- MANGUEIRA DE COMUNICAÇÃO
- 10- ELETRODO DE DISPARO DO SENSOR DE NÍVEL

FIG.(7)

O decantador possui um fundo cônico, com uma inclinação de 45º, para facilitar a deposição de sólidos; uma entrada de efluente do reator, situada na parte lateral inferior da peça; uma saída para tomada da bomba de recalque; uma saída inferior para retirada de sólidos acumulados; uma saída superior para coleta de gás e um sistema de vasos comunicantes lateral, no qual estão montados os eletrodos sensores para o disparo da bomba de recalque. Este sistema de vasos comunicantes permite eventuais reparos nos eletrodos sem a necessidade de se interferir no interior do decantador.

Um registro pode fechar a comunicação da parte interna com o decantador, e uma pinça pode facilmente trancar a mangueira de borracha que faz a comunicação gasosa.

Dois eletrodos de aço inox estão adaptados em um dos vasos comunicantes. O primeiro fica permanentemente imerso no meio líquido enquanto que o segundo ocasiona o disparo da bomba de recalque, quando o nível do decantador chega a tocá-lo.

## 2.1.7 Sistema de Recirculação

### 2.1.7.1 Gravidade x bombeamento contínuo

A forma escolhida de manter um fluxo contínuo na entrada do reator foi a GRAVIDADE, em detrimento do bombeamento contínuo, o qual apresenta os seguintes problemas, que se buscou evitar:

- maior possibilidade de falha na bomba;
- dificuldade de efetuar a medição de vazão do reator:  
(os medidores de baixas vazões encontrados normalmente no mercado são imprecisos, além de serem confeccionados em latão, metal este que, possuindo em sua composição o cobre, não pode ser usado em contato di-

- reto com o material recirculante. Os íons cobre são inibidores do metabolismo dos microorganismos ;
- dificuldade de montar um sistema de segurança capaz de interromper o funcionamento da bomba, em caso de vazamentos. Seria necessário instalar sensores em todos os pontos prováveis de vazamento para evitar perdas de cultura .

Constatou-se que é mais fácil proteger o reator contra possíveis falhas dessa natureza, quando se opera um sistema por gravidade.

Utilizando um reservatório superior de pequena capacidade, pode-se limitar as perdas por vazamentos à soma dos volumes contidos no reservatório superior e na tubulação de alimentação.

Em caso de falhas elétricas que impeçam o funcionamento normal da bomba de recalque, o conjunto reator-decantador opera como um reservatório fechado. A vazão de entrada pára quando a pressão interna for igual à pressão exercida pela coluna de líquido alimentado ao reator.

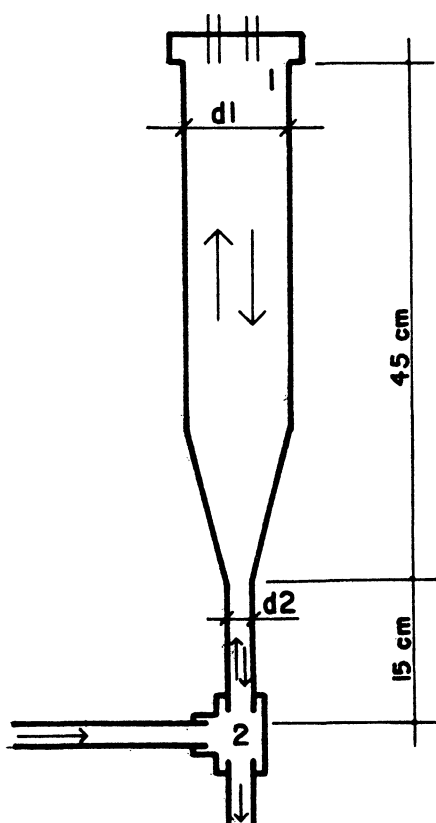
#### 2.1.7.2 Bombeamento intermitente: escolha da bomba

Para o recalque intermitente, necessitamos de uma bomba de baixa vazão, que tenha bom desempenho nos primeiros segundos de atuação, isto porque uma bomba comercial eleva com muita facilidade volumes entre 200 e 500 ml, retirados do decantador de sólidos.

Escolheu-se uma bomba centrífuga, marca Schneider, modelo Mini-Max, dotada de motor de 1/3 HP, com núcleo enrolado, própria para funcionamento intermitente. O motor com núcleo

enrolado é desejável porque a corrente requerida para a partida não chega a ser duas vezes e meia maior que a corrente de plena carga. Num motor com partida capacitiva (núcleo tipo gaiola de esquilo), a corrente necessária à partida chega a ser seis vezes superior à corrente de plena carga. Esta característica não é desejável, pois necessita-se partir e parar a bomba até quatro vezes em um minuto, o que facilitaria o desgaste das peças de controle e do próprio motor.

### 2.1.7.3 O reservatório superior



1.-RESERVATÓRIO SUPERIOR

2.-PONTO DE CRUZAMENTO

d1- 6,0 cm

d2- 1,27 cm

FIG. (8)

O reservatório superior consiste de um tubo de 6,0cm de diâmetro, com 40 cm de comprimento, cuja função é armazenar uma pequena quantidade de líquido para estabilizar a diferença de nível até a entrada do reator (Figura 8).

O material bombeado entra no reservatório vindo da própria coluna que conduz ao reator, do ponto de cruzamento existente 15 cm abaixo do reservatório superior. Este artifício evita a formação de bolhas de ar pela agitação da superfície do líquido.

A capacidade do reservatório é 1,27 litros. Entretanto, somente a metade é utilizada para evitar transbordamentos.

A diferença de altura média entre o nível de líquido do reservatório superior e a base do reator é de 2,80 m, o que promove pressão suficiente para a circulação necessária ao experimento.

Até o 46º dia do experimento, foi utilizado outro reservatório com capacidade de 12 litros, que foi substituído pelo modelo atual face à disparidade com o volume do reator, igual a 7,0 litros. Esta disparidade fazia com que o tempo de retenção fosse muito maior no reservatório do que no reator, podendo, portanto, ocasionar problemas na interpretação dos resultados, pelo crescimento indesejável de células no reservatório.

#### 2.1.7.4 Controle e disparo da bomba de recalque

Para facilitar o entendimento do circuito de controle da bomba de recalque, far-se-á uma pequena descrição de seus componentes principais.

O circuito sensor de nível, é um circuito eletrônico capaz de detectar a condução elétrica entre dois eletrodos. No

vaso comunicante ligado ao decantador de sólidos, estão colocados dois eletrodos de aço inox, um dos quais imerso e o outro colocado de forma a ser alcançado pelo líquido quando o nível do decantador chegar ao máximo desejado. Neste momento, o circuito detecta a variação de condução elétrica enviando um sinal para o disparo da bomba de recalque através de um relê interno.

Os relês temporizados são circuitos eletrônicos que controlam o acoplamento de um relê interno, o qual pode ser simples ou duplo. Eles funcionam oferecendo um período de tempo regulável decorrido entre a energização do circuito e o posterior acoplamento do relê.

Um exemplo de funcionamento para um tempo de 10 segundos, pode ser observado na figura abaixo (Figura 9).

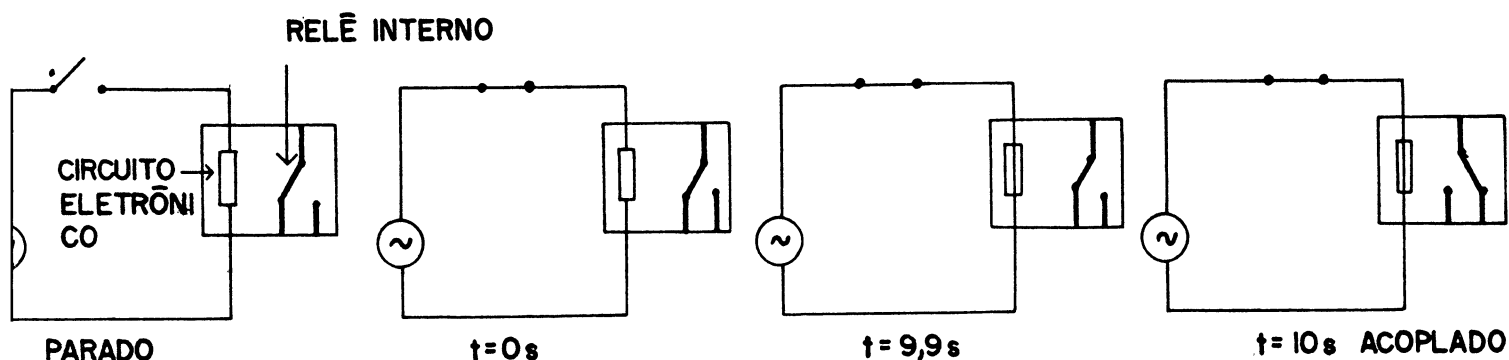


FIG.(9)

Após o acoplamento, o relê temporizado ficará indefinidamente nesta posição, até que seja aberta a alimentação de energia, que o prepara para uma nova atuação. Chama-se a esta interrupção de energia de "rearme" do relê temporizado.

Foram utilizados os seguintes relês temporizados:

- $T_1$  - marca Coel, modelo PE, com regulagem de 0 a 5 segundos, regulado em 2 segundos;
- $T_2$  - marca Coel, modelo P2E, com regulagem de 0 a 15 segundos, regulado em 4 segundos;
- $T_3$  - marca Pextron, modelo TMA-1X, com regulagem de 0 a 60 segundos, regulado em 10 segundos;
- $T_4$  - marca Pextron, modelo TMB, com regulagem de 0 a 10 segundos, regulado em 1 segundo.

Para disparo da bomba de recalque, foi utilizado um relê (RB), simples, marca Siemens, modelo 3TB-42-12-OA tripolar, 10A por contato, os quais foram ligados em paralelo para aumentar a vida útil e a segurança do disparo da bomba de recalque, possuindo também dois contatos auxiliares para controle.

Para efetuar a transferência de gases armazenados no decantador para o sistema de medição, foi utilizada uma válvula solenóide marca Asca, modelo 8262.

#### 2.1.7.4.1 Circuito de controle de disparo da bomba de recalque

A Figura 13 representa o circuito de comando da bomba de recalque, em operação normal, na posição "descanso". Nesta situação, o nível de líquido no decantador é baixo, não chegando a tocar o eletrodo superior do sensor de nível (SN). Gradativamente, a entrada do efluente do reator eleva o nível do decantador de sólidos. Quando o nível alcançar o eletrodo superior, ocorrerá o disparo da sequência de controle da bomba de recalque.

Na Figura 10, observa-se a energia passando por SN,  $T_3$ ,  $T_2$ ,  $T_4$  e alcançando a válvula solenóide ( $SL_1$ ), que abre, libe-

rando o gás acumulado no decantador para o sistema de medição. Após um segundo de abertura da válvula, o relê temporizado  $T_4$  comuta, desligando a válvula, que fecha imediatamente e transfere a energia para  $T_1$  e RB, o qual promove a ligação da bomba de recalque.

A Figura 11 salienta a configuração do comando no instante de partida da bomba.

Com o funcionamento da bomba, o nível de líquido do decantador cai, deixando de ter contato com o eletrodo superior. Isto faz com que o sensor de nível (SN) volte à configuração "aberta", de acordo com a Figura 12. Neste momento, pode-se verificar que toda a energia utilizada pelo circuito é originária da alimentação do relê da bomba (RB). Esta energia flui através dos contatos de RB para a bomba e também para o contato de  $T_1$  de onde passa para  $T_2$  e segue até o acoplador magnético de RB.

Pode-se concluir que qualquer tentativa de acoplamento, de  $T_1$  ou  $T_2$  provoca o desligamento de RB, o qual suspende o fornecimento de energia para  $T_1$  e  $T_2$ . Portanto, quando  $T_1$  tenta acoplar, ao término de dois segundos, provoca a queda de RB, que paraliza a bomba de recalque, voltando à posição de descanso (Figura 13).

Uma vez que  $T_4$  está regulado em um segundo e  $T_1$  em dois segundos, o tempo total de atuação da solenóide e da bomba chega a três segundos.  $T_2$  está regulado em quatro segundos. Portanto, não chega a comutar, em condições normais, por causa do término do bombeamento ter ocorrido após três segundos da sua energização.

O circuito possui dois relês temporizados cuja função é garantir segurança em casos de mau funcionamento ou falta de

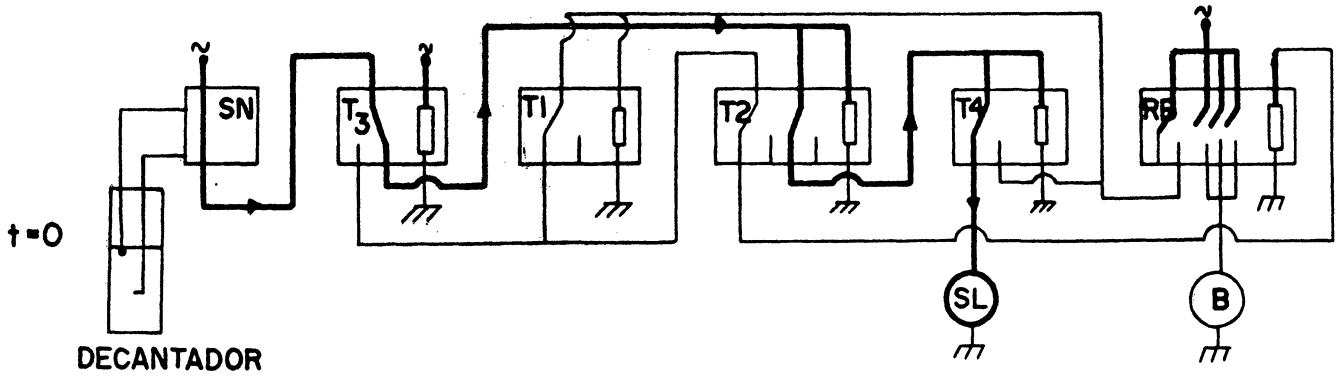


FIG. (10)

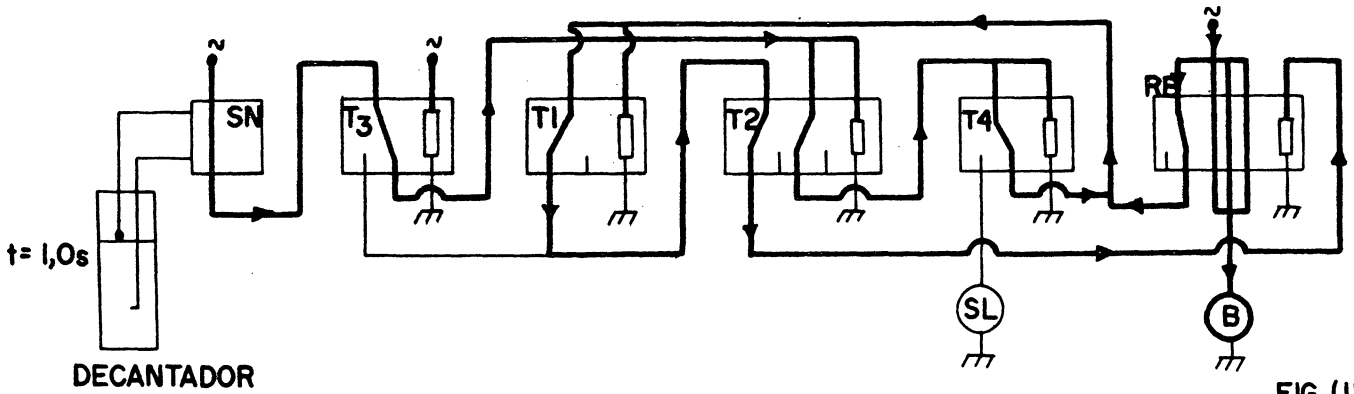


FIG. (11)

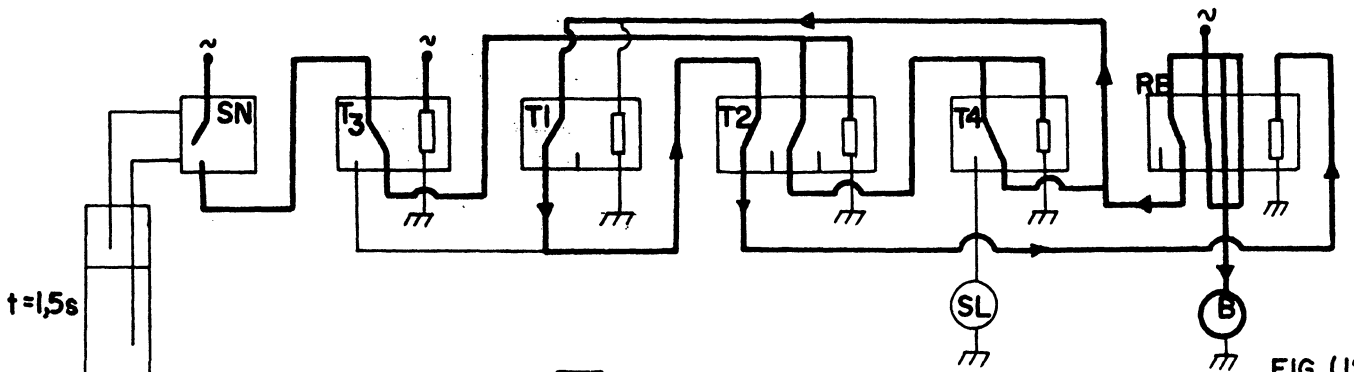


FIG. (12)

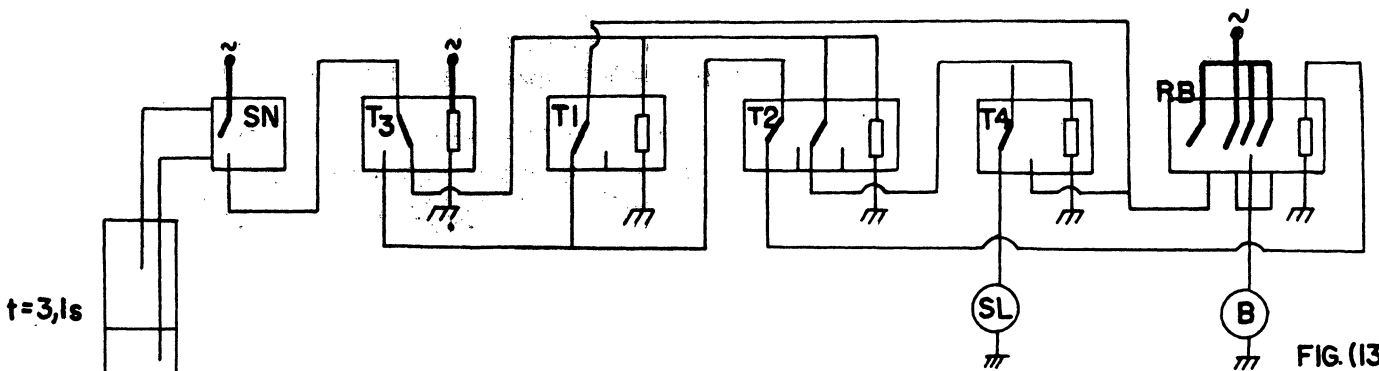
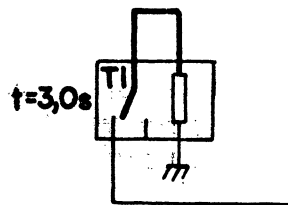


FIG. (13)

DECANTADOR

energia elétrica.

Quando houver falta de energia, o sistema de tratamento continuará a receber o líquido proveniente do reservatório superior, até que a pressão acumulada no seu interior seja igual à pressão de entrada. Ocorrerá então a parada da recirculação. Sem energia, o relê temporizado  $T_3$  rearmará para atuar quando do retorno da energia. Isto acontecendo,  $T_3$  estará desacoplado, permitindo a passagem de energia por  $T_2$  diretamente ao RB.

A bomba será atuada diretamente sem a abertura da válvula solenóide, o que evitará a transferência do acúmulo de pressão para o medidor de gás, desregulando-o.

Ao término de 10 segundos,  $T_3$  acoplará, transferindo o controle para a forma "normal" de funcionamento.  $T_3$  permanecerá acoplado indefinidamente, até a ocorrência de nova falha de energia.

Este circuito de controle pode ser considerado seguro, pois foi desenvolvido para evitar vários problemas que poderiam ocorrer. Faremos uma análise destes problemas, a seguir:

- O sensor de nível não atua: toda a recirculação pára por falta de recalque e equilíbrio da pressão;
- O sensor de nível atua, mas não desliga: passa a existir uma linha extra de alimentação de energia, proveniente do próprio SN, que passa através de  $T_3$ , alcança  $T_2$ ,  $T_4$  e  $T_1$ , mantendo-os energizados. Quando  $T_1$  acoplar, desligará a bomba, porém sem que ocorra o rearme de qualquer relê temporizado. O fluxo no sistema será interrompido pelo equilíbrio das pressões.

Os relês temporizados podem apresentar os seguintes defeitos:

- não acoplar após o tempo regulado;
- não desacoplar quando for cortada sua alimentação, o que pode ser causado por "colagem" dos contatos do relê.

A seguir, será feito um estudo, caso a caso, para ambos os defeitos.

- Relê temporizado  $T_1$ : se não acoplar ao término de dois segundos, a bomba permanecerá ligada até o terceiro segundo, quando a soma dos tempos da bomba e da válvula solenóide atingir quatro segundos. Neste ponto,  $T_2$  tentará acoplar. Em virtude da sua ligação em série com  $T_1$ , o efeito será o mesmo. A tentativa de acoplamento retira energia do acoplador magnético de RB, que desarma, interrompendo a energia do circuito. O equipamento continuará a funcionar, apenas com o tempo de acionamento da bomba aumentado de dois para três segundos. Caso o relê temporizado  $T_1$  não desacople, mesmo após a retirada de energia, impedirá o acionamento da bomba de recalque, o que provocará a paralização do equipamento por equilíbrio de pressão.
- Relê temporizado  $T_4$ : uma vez que a energia que chega em  $T_4$  passa por  $T_2$ , se esse relê temporizado apresentar falha no acoplamento,  $T_2$  retirará a energia, impedindo a abertura permanente da válvula solenóide; se o relê for mantido acoplado indefinidamente não ocorrerá abertura da válvula solenóide. Entretanto, a circulação continuará operando. Os gases armazenados no decantador de sólidos, terminarão por impedir o acionamento da bomba de recalque, paralizando a re-

circulação pelo equilíbrio das pressões.

- Relê temporizado  $T_2$ : por ser um aparelho que só atua em caso de mau funcionamento em outro componente, a possibilidade da ocorrência de defeitos é pequena. Para verificar o seu funcionamento, pode-se aumentar o tempo regulado por  $T_1$  para 4 segundos. Poder-se-há desta forma, observá-lo interrompendo a alimentação da bomba quando o tempo total desde o disparo da válvula solenóide atingir 4 segundos. Esta verificação deverá ser feita diariamente.
- Relê temporizado  $T_3$ : este relê mantém-se permanentemente acoplado, sendo rearmado somente em casos de falta de energia ou pela parada intencional para coleta de amostras. As possibilidades de ocorrência de defeito são mínimas. A verificação de funcionamento deverá ser diária, bastando para isso desligar e religar a chave geral do circuito, simulando-se falta de energia.

Se houver falha elétrica na bomba de recalque, a sequência de operação será semelhante ao caso de falha no sensor de nível, ou seja, o sensor permanecerá fechado, mantendo a energia em  $T_1$ ,  $T_2$  e  $T_4$ , evitando o rearme. Com a válvula solenóide fechada, o equipamento será paralisado pelo equilíbrio das pressões.

A válvula solenóide utilizada é um modelo de alta confiabilidade, projetada para o trabalho com ar ou vapor, em alta pressão. Dotada de uma bobina com classe de isolamento F, capaz de operar em elevadas temperaturas. Devido ao seu superdimensionamento, podemos desconsiderar a possibilidade de falhas elétricas ou mecânicas.

### 2.1.8 Medição da Vazão

Durante o experimento, foram utilizadas vazões de recirculação entre 300 e 2000 ml/minuto. Como todos os medidores encontrados no mercado não apresentavam precisão para vazões tão pequenas, teve-se de buscar uma solução mais adequada aos interesses em questão.

Um medidor de vazão instantânea do tipo "orifício" foi projetado e construído com as seguintes dimensões: (Figura 14)

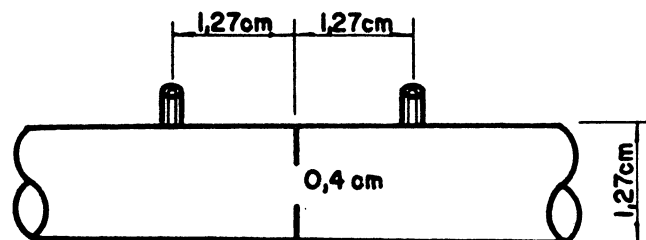
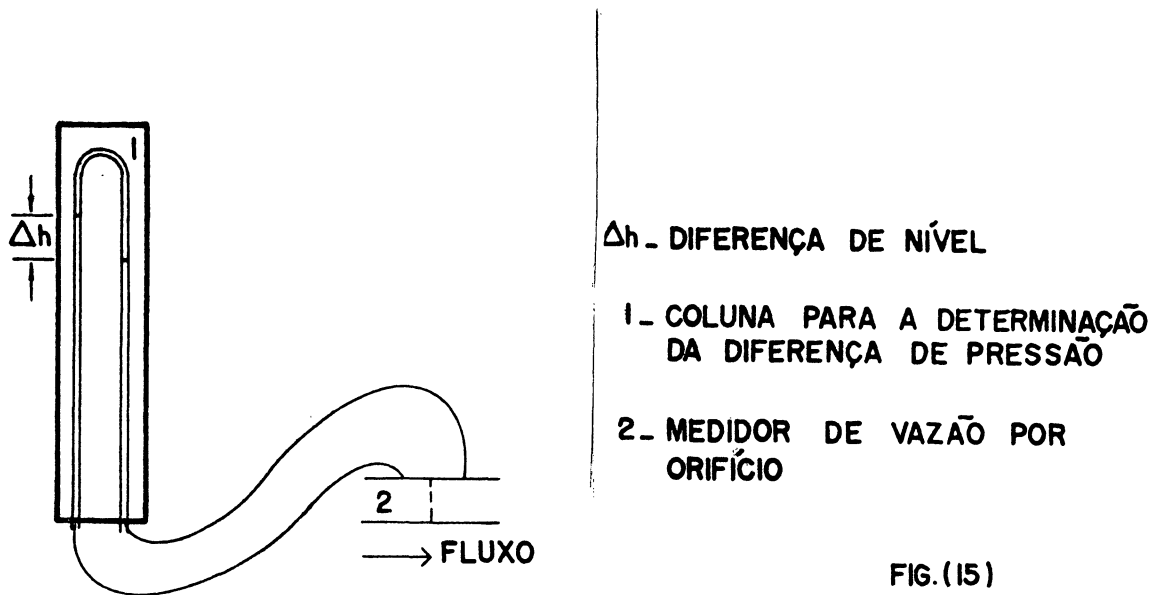


FIG. (14)

Feito a partir de um tubo de PVC comum, de diâmetro interno igual a 1,27 cm no qual foi montada uma obstrução em forma de anel, com diâmetro de passagem de 4 mm, com duas tomadas de pressão para medição, cada uma delas separada da parede da obstrução por uma distância de 1,27 cm; este medidor atendeu plenamente as necessidades.

O princípio de medição baseia-se numa perda de carga, com conseqüente diminuição de pressão, ocasionada pela obstrução. Pode-se medir a diferença de pressão, ocasionada através das tomadas anterior e posterior ao orifício bastando para isso a adaptação de uma coluna de medição interligada às duas tomadas (Figura 15).



A vazão pode ser determinada da seguinte forma (83):

$$Q_t = \frac{C_c \cdot A_d}{\sqrt{1 - C_c^2 \cdot m^2}} \sqrt{\frac{2 (P_1 - P_2)}{\rho}}$$

onde

$C_c$  = Coeficiente de contração do fluido

$A_d$  = Área do orifício

$m$  = Relação de áreas =  $(d/D)^2$

$Q_t$  = Vazão teórica

$\rho$  = Densidade do fluido

$P_1 - P_2$  pode ser expresso da seguinte maneira:

$$P_1 - P_2 = \Delta h \cdot \rho$$

Considerando que os valores de  $C_c$ ,  $A_d$  e  $m$  são fixos, pode-se substituir:

$$\frac{C_c \cdot A_d}{1 - C_c^2 \cdot m^2} = C$$

Pode-se então admitir que a vazão prática será igual a:

$$Q = C \sqrt{2 \Delta h}$$

onde  $C$  = constante do medidor.

Este medidor foi previamente ensaiado, para determinação de  $C$ . Após um levantamento detalhado de vazões, obteve-se um

Valor eficaz de  $C$ , para  $\Delta h$  superior a 15 cm. Notou-se, entretanto, uma diminuição nos valores de  $C$ , para vazões mais baixas, com  $\Delta h$  menores que 15 cm.

Dispostos a obter o máximo possível de precisão, resolveu-se criar uma equação capaz de produzir o valor de  $C$  desejado, válida apenas para pequenas vazões.

Como resultado final, obteve-se:

$$C = 200,7867 \quad \text{para } \Delta h > 15,0 \text{ cm}$$

$$C = 181,0574 + \Delta h \cdot 1,9344 \quad \text{para } \Delta h \leq 8,5 \text{ cm}$$

$$C = 197,5 + 0,5057 \Delta h \quad \text{para } 8,5 < \Delta h \leq 15,0 \text{ cm}$$

Com a aplicação destas fórmulas, obteve-se uma precisão acentuada, com erros inferiores a 2%, aceitáveis ao experimento em estudo.

#### 2.1.9 Controle e Estabilidade da Temperatura

O reator do presente estudo trabalha com um fluxo constante de líquido, injetado pela sua extremidade inferior. Para facilitar a visualização do seu interior, foi descartada a manutenção de temperatura através de banho no qual fosse imerso o próprio reator. Por este motivo, decidiu-se utilizar o próprio fluxo de entrada para manter a temperatura dentro do reator.

Foi construído um trocador de calor com uma serpentina de seis metros de comprimento, em tubo de alumínio, de diâmetro interno igual a 0,95 cm.

O material circulante passa através desta serpentina, a qual é imersa em um banho comum, recebendo calor antes de ingressar no interior do reator. Desta maneira, pode-se garantir

a manutenção da temperatura do reator sem a necessidade de banhos de grandes proporções, aproximando-nos do sistema mais racional a ser utilizado em instalações industriais.

Para evitar uma variação muito grande da temperatura, foi instalado na tubulação de saída do trocador de calor o sensor de um termostato eletrônico, seguido de um termômetro químico que permite monitorar a temperatura regulada.

O sensor do termostato foi colocado embutido em um tubo de alumínio que teve sua parede escavada para torná-la o mais fina possível, permitindo uma transferência de calor rápida entre o líquido circualnte e o sensor. Obteve-se desta maneira, uma estabilidade de temperatura suficiente para evitar choques na cultura, que poderiam ser ocasionados pela variação constante de  $1^{\circ}\text{C}$ . A temperatura de entrada variou de  $\pm 0,4^{\circ}\text{C}$ .

As paredes externas do reator foram recobertas com espuma de polietileno em manta, folhas de alumínio delgado e uma camada fina de filme de PVC esticável, visando diminuir a perda de calor para o ambiente.

Formou-se um pequeno gradiente de temperatura dentro do reator, com uma temperatura de entrada de  $36^{\circ}\text{C}$  e saída em  $34,5^{\circ}\text{C}$ . Estas temperaturas mantiveram-se com pequenas variações durante todo o período do experimento.

Para evitar problemas, foi montado um segundo termostato, eletromecânico, marca Robertshaw, modelo 5860, com escala de  $30$  a  $120^{\circ}\text{C}$ , cujo sensor foi colocado imerso no banho. Regulado para  $40^{\circ}\text{C}$ , este termostato ficou permanentemente ligado durante o experimento, permitindo o controle de temperatura pelo aparelho eletrônico. Representa um sistema de segurança, pois em caso de problema com o aparelho mais preciso, ou mesmo em ca-

so de parada não prevista da recirculação, será este termostato eletromecânico o dispositivo que vai evitar o maior aquecimento do banho, que poderia ter conseqüências danosas à cultura.

Inicialmente, devido à necessidade de confiabilidade, desenvolveu-se um trocador de calor compacto, com aquecimento por placas imersas em água, à qual foi adicionada uma pequena quantidade de bicarbonato de sódio para facilitar a ionização e a condução. Entretanto, devido a sérios problemas ocasionados por corrosão na serpentina, este sistema foi abandonado, sendo substituído por aquecimento padrão, com resistências.

A experiência não desaconselha o uso de aquecimento por placas. Apenas não houve condições de tempo e de capital para a substituição da serpentina de alumínio por outra de aço inox.

A grande vantagem do aquecimento por placas é a ausência de resistências, que garante confiabilidade ao banho. O primeiro trocador funcionou durante cerca de três anos, até apresentar problemas de perfuração da serpentina por corrosão eletrolítica.

#### 2.1.10 Medidor de Gás

O medidor de gás consiste num sistema de coluna de medição - garrafa de equilíbrio de pressão (Figura 16), cuja saída de gases foi automatizada, por meio de um sensor de nível, um contador de pulsos e duas válvulas solenóides. A primeira válvula já foi descrita anteriormente, pois é a que faz a transferência de gás do interior do decantador para o medidor. A segunda é uma pequena válvula que é aberta a cada vez que um vo-

lume determinado for acumulado dentro do medidor.

A cada disparo do sistema de recirculação a válvula solenóide principal abre. Os gases transferidos com o tempo, serão acumulados no medidor, ocasionando um desnivelamento entre a coluna e a garrafa, empurrando para cima o nível da garrafa de equilíbrio.

Dentro da garrafa de equilíbrio existem dois eletrodos, da mesma maneira que no decantador de sólidos. Um sensor de nível dispara a abertura da válvula de saída cada vez que o volume acumulado fizer o nível da garrafa atingir o eletrodo emerso. Um temporizador permite que a válvula de saída permaneça aberta durante seis segundos, tempo suficiente para a expulsão do gás e a consequente estabilização do nível do sistema coluna-garrafa, preparando-o para nova medição. Um contador de pulsos registra o número de medições.

O eletrodo emerso pode ter sua posição regulada através de parafuso de rosca milimétrica, permitindo ao sistema um ajuste com grande variação do volume medido a cada vez.

A solução existente dentro do medidor é saturada de cloreto de sódio, a 5% de ácido sulfúrico, utilizando alaranjado de metila como corante.

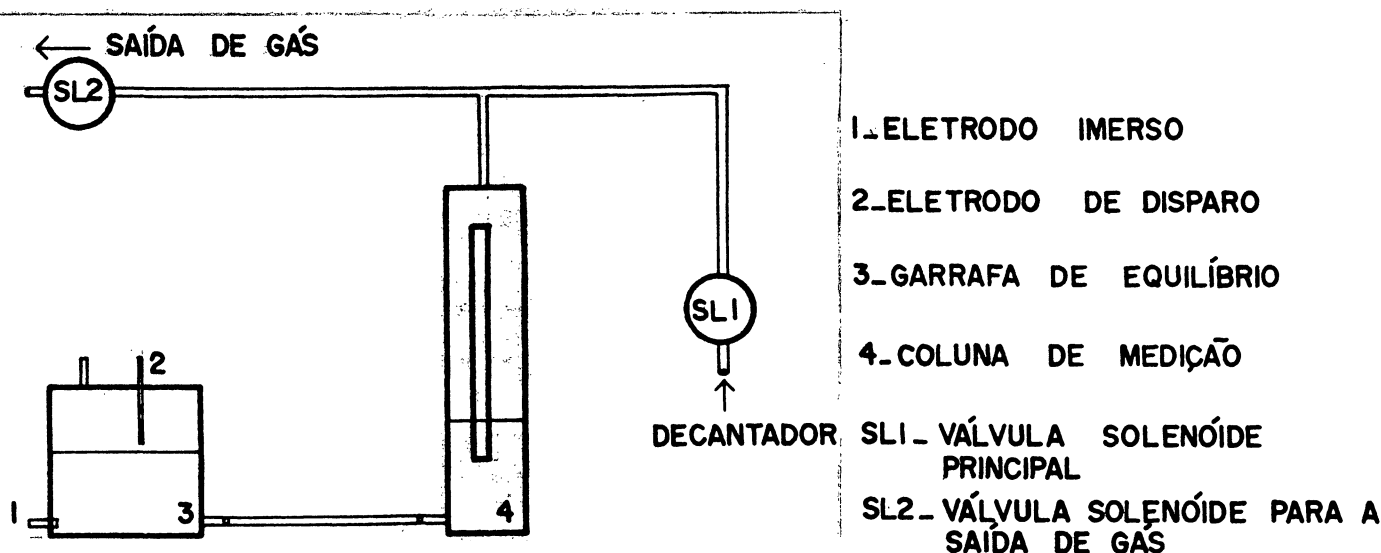


FIG. (16)

O circuito de controle do medidor é:

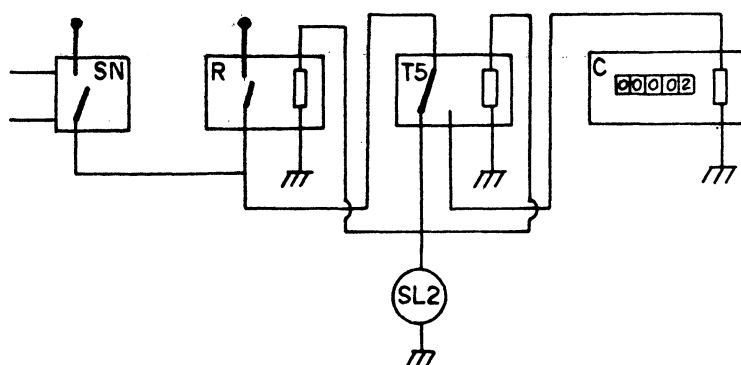


FIG. (17)

onde:

- T<sub>5</sub> = relê temporizado marca Pextron, modelo TMB, regulado em seis segundos
- Sl<sub>1</sub> = válvula solenóide de transferência, marca Asca, modelo 8262
- Sl<sub>2</sub> = válvula solenóide de saída, marca Brastemp, modelo único
- SN = sensor de nível
- C = contador de pulsos, marca Coel, modelo F518-65
- R = relê auxiliar marca Siemens, modelo 3TB-42-12-OA

### 2.1.11 Sistema de Alimentação e Retirada de Efluentes

Foi utilizada uma bomba peristáltica marca Milan, modelo P-203, com dois canais, cedida pela SUREHMA, na qual foram substituídos o cabeçote e o motor.

Em função da necessidade de serem injetados pequenos vo-

lumes de alimento, e pelo fato de não se conseguir uma boa regulagem da bomba para pequenas vazões, optou-se pela utilização de um temporizador que aciona a bomba peristáltica uma vez a cada dez minutos.

Este temporizador utilizado foi construído a partir de um rádio-relógio, que teve seus circuitos alterados de forma a comandar a bomba na forma descrita.

A bomba opera com dois canais. O primeiro injeta alimento retirado de um reservatório colocado no interior de uma geladeira, com temperatura mantida em 4°C. O segundo canal retira material recirculante diretamente do circuito de recirculação, colocando-o em outro recipiente também contido na mesma geladeira.

## 2.2 Características do Despejo

O resíduo industrial orgânico foi proveniente de uma cervejaria localizada na Região Metropolitana de Curitiba. A coleta de cada batelada foi realizada por pessoal da própria indústria, no ponto de união final dos efluentes, após equalização e adição de ácido e base para a correção do pH. O intervalo das amostras componentes do volume total foi de uma hora durante 24 horas. Este resíduo apresentou as seguintes características médias:

DQO	=	1687,00 mg/l
DBO	=	1286,00 mg/l
SSV	=	263,00 mg/l
N <sub>total</sub>	=	76,00 mg/l
PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	=	8,2 mg/l
pH	=	10,65

Solicitou-se que fossem adicionados dois litros de fermento, recuperado do processo industrial, a cada batelada de 40 litros, para aumentar a concentração em DQO. Este fato é justificado porque esperava-se trabalhar com cargas orgânicas elevadas, o que acarretaria o consumo de grandes volumes de resíduo, tornando-se necessário receber e armazenar um volume inadequado e inviável para as condições de trabalho.

O resíduo concentrado apresentou DQO média igual a 32788 mg/l, que foi diluída para as concentrações específicas em cada carga orgânica aplicada. Este material foi armazenado em câmara fria para evitar a sua deterioração, que pode ocorrer rapidamente.

### 2.3 Inoculação

Para a inoculação do reator, procedeu-se da seguinte maneira: a cultura mista de bactérias a ser adaptada ao resíduo líquido de cervejaria foi conseguida no frigorífico Yukyjrushi, retirada de lagoa anaeróbia. O material coletado foi passado por uma peneira de malha fina para a retirada de pêlos e outros sólidos maiores, provenientes do processo do frigorífico, antes de ser adicionado ao reator. Agiu-se desta forma com o fim de evitar entupimentos no sistema de tratamento, pois tal material torna-se massa compacta quando submetido à pressão. Os pontos de estrangulamento são os mais suscetíveis a esse problema, entre eles o tubo de alimentação com 0,5cm de diâmetro interno que fica na base do reator; a última tomada de efluente, no reator, que conduz o material em recirculação para o decantador de sólidos e, ainda, a entrada da bomba de recalque.

O reator foi inoculado com um volume calculado, equiva-

lente à concentração de sólidos suspensos voláteis de 10.000 mg/l, considerada como ideal para o início da operação, conforme indicação dos técnicos da SUREHMA, do Núcleo de Pesquisa e Desenvolvimento, experientes em tratamento de efluentes.

O inóculo apresentou as seguintes características:

- SST = 79700 mg/l
- SSF = 31300 mg/l
- SSV = 48400 mg/l

Os sólidos suspensos voláteis representam uma medida indireta da concentração de microorganismos.

#### 2.4 Acompanhamento da adaptação do inóculo

As análises físico-químicas foram realizadas no laboratório do ISAM/PUC, de acordo com técnicos do Standard Methods (82).

Para acompanhar o desenvolvimento e a adaptação da cultura mista de bactérias ao resíduo de cervejaria, foram realizadas as seguintes análises:

- Temperatura de entrada
- Temperatura nos pontos E<sub>3</sub> e E<sub>4</sub>
- pH
- Alcalinidade total
- Acidez volátil
- SST
- SSF
- SSV
- DQO
- DBO
- Nitrogênio total

- Fosfato total
- Vazão

O pH e a temperatura foram determinados diariamente, pois são fundamentais para o controle das condições do meio.

A vazão, da mesma forma, foi controlada diariamente. A velocidade de entrada do fluido, representada pela vazão hidráulica adicionada da vazão de alimento, foi mantida um pouco abaixo da velocidade mínima de fluidização. Isto quer dizer: até que ocorra a fixação completa dos microorganismos às partículas do suporte é fundamental não permitir que a vazão de fluidização seja estabelecida, pois esta velocidade impede que na fase inicial, as células sejam adsorvidas pelo suporte.

Nesta fase do estudo, as análises mais frequentes foram as de alcalinidade total e acidez volátil. Os dois valores oscilaram, mas a relação alcalinidade total/acidez volátil, apresentou um valor médio igual a 33,7 . Esta relação foi o parâmetro básico de controle do processo.

Para a manutenção das condições de tamponamento do meio costuma-se adicionar bicarbonato de sódio, na proporção de 5 a 10% do volume de alimento. No presente estudo esta adição foi mantida apenas até o 43º dia. Observou-se que o sistema foi capaz de manter o tamponamento sem o favorecimento externo, pois nas cargas mais elevadas, que exigiram o aumento da concentração do resíduo influente, a relação alcalinidade total/acidez volátil manteve-se acima de 20.

As análises de DBO, nitrogênio e fósforo serviram para avaliar a necessidade da adição de nutrientes. De acordo com a relação DBO: N:P, que deve ser de 100:5:1, concluiu-se em função das análises, que os valores estavam muito próximos dos ideais. Portanto, não foi necessário adicionar nutrientes ao

meio

O pH apresentou um valor médio de 8,1.

Não foi possível determinar a composição do gás produzido por falta de condições operacionais, tanto do cromatógrafo da SUREHMA, como também do aparelho do Instituto de Saneamento Ambiental/ISAM-PUC.

## CAPÍTULO III

### 3 DISCUSSÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS

O experimento foi iniciado determinando-se as condições de trabalho, com um equipamento (reator de leito fluidizado), que satisfizessem um grau de confiabilidade compatível com as necessidades do estudo, pois, era exigido deste equipamento, que trabalhasse ininterruptamente com o mínimo possível de falhas.

O RBFL foi um sistema difícil de operar, pois tornou-se necessário dotá-lo de uma série de detalhes (controles) bastante sofisticados para garantir o seu desempenho. Entretanto, quando foram superadas as dificuldades que se apresentaram, em todos os pontos passíveis de falhas elétricas, mecânicas e/ou hidráulicas, o equipamento passou a responder adequadamente.

Nesta fase do estudo não foi permitido o estabelecimento da velocidade mínima de fluidização para impedir que as células fossem carregadas com o fluxo, prejudicando a possibilidade de formação da biopartícula. Entretanto, ocorreu uma expansão do leito de 10,6%, característica da diminuição da densidade das partículas do suporte sólido, o que indica uma tendência à formação de biofilme.

### 3.1 TEMPERATURA

O controle de temperatura por sensor eletrônico mostrou-se eficiente.

A variação de temperatura, entre o primeiro e o trigésimo primeiro dia, manteve-se em  $35^{\circ}\text{C} \pm 0,4$ , apresentando um valor médio igual a  $34,9^{\circ}\text{C}$ . A partir do trigésimo segundo dia até o quadragésimo quinto, ocorreu uma acentuada variação, tendo sido registradas temperaturas de  $30^{\circ}\text{C}$  até  $36^{\circ}\text{C}$ . Concluiu-se que esta oscilação fora provocada por danos causados ao sensor eletrônico durante reparos no trocador de calor. Após ter-se resolvido esse problema, a temperatura manteve-se em  $36^{\circ}\text{C} \pm 0,4$ , apresentando um valor médio de  $36,1^{\circ}\text{C}$ . Para este cálculo, foram excluídos os valores mais afastados de  $36^{\circ}\text{C}$  (temperatura do alimento à entrada do reator), que são não significativos, pois representam uma situação anormal, determinada pelo entupimento do tubo de alimentação, provocado pelo acúmulo de sólidos em recirculação pelo sistema.

Deve-se salientar que não houveram variações significativas de temperatura em períodos de tempo inferiores a uma hora. Os diferentes valores apresentados são decorrentes de alterações acentuadas da temperatura ambiental, que alteraram as características de transferência de calor do reator para o ambiente.

Escolheu-se trabalhar na faixa mesofílica por dois motivos: o primeiro, representado pelo menor consumo de energia para garantir a manutenção da temperatura do meio e, o segundo, relacionado com a obtenção de dados que pudessem ser comparados com os da literatura.

No décimo oitavo dia do estudo, foi feita uma alteração da temperatura de entrada de 35°C para 36°C, em consequência da constatação de que no ponto E<sub>4</sub>, a temperatura do meio sofria uma redução para 32°C, nas noites mais frias. Como se pretendia trabalhar na faixa entre 35°C ± 0,5, esta mudança fez-se necessária. Observou-se que no decorrer do estudo, a temperatura média no ponto E<sub>4</sub> foi mantida em 34,5°C (Figura 18).

### 3.2 pH

A literatura indica que a melhor faixa de pH para as bactérias anaeróbias está entre 6,8 e 7,2 (29, 31, 61, 73). Entretanto, em nosso caso, este limite não foi atingido. O pH do meio variou entre 8,7 e 7,6, sendo que o primeiro valor foi determinado no quadragésimo quarto dia do estudo e o valor mais baixo, ocorreu em alguns dias correspondentes à aplicação de carga orgânica mais elevada.

Observou-se que a variação nesta faixa de pH teve pouca, ou nenhuma influência sobre o metabolismo das bactérias metanogênicas, consideradas as mais sensíveis às variações do meio. Isto pode ser explicado pelo valor da relação alcalinidade total/acidez volátil ter sido igual a 4,69 com um pH igual a 8,7 para a primeira análise do meio, enquanto que no octagésimo quarto dia o valor da relação foi de 45 com pH igual a 7,6.

(Figura 18)

### 3.3 ALCALINIDADE TOTAL E ACIDEZ VOLÁTIL

A alcalinidade total representa a capacidade de tamponamento do sistema, enquanto a acidez volátil refere-se à concentração de ácidos orgânicos liberados no meio em consequên-

cia do metabolismo das bactérias acidogênicas.

As faixas de variação da alcalinidade total e da acidez volátil estiveram entre 227 e 1552 mg/l e entre 60 e 9,6 mg/l respectivamente.

O sistema manteve-se tamponado durante o tempo de aclimação. O pH apresentou um valor médio de 8,1 e a relação alcalinidade total/acidez volátil apresentou 33,7. Este foi o principal parâmetro de controle, sendo que a partir do décimo sétimo dia, o seu valor não foi inferior a 20.

Cabe salientar que o tamponamento do sistema foi mantido, mesmo após ter sido suspensa a adição de bicarbonato de sódio (Figura 18).

#### 3.4 REMOÇÃO DE DQO E PRODUÇÃO DE GÁS

A Tabela 2 mostra a eficiência do sistema para a remoção da DQO. Para o último ensaio realizado com uma carga orgânica de 1,7 Kg DQO/m<sup>3</sup>dia, a remoção da DQO foi de 94,72%.

A produção de gás foi de 0,62 l/dia.

### 3.5 DETERMINAÇÃO E CONTROLE DA VAZÃO

O fluxo de entrada foi controlado por uma abraçadeira, que diminuía a secção transversal da mangueira de látex da alimentação. Este artifício foi utilizado em substituição às pinças de Hoffmann, normalmente usadas para esse fim. Estas pinças alteram a secção circular da mangueira facilitando o entupimento pelos sólidos em circulação, enquanto a abraçadeira apenas diminui o diâmetro. Após esta substituição, foi observado que a vazão foi mantida com maior regularidade.

Para que a vazão pudesse ser determinada, instalou-se o medidor (Figura 14), ligado a um desvio anterior à entrada do trocador de calor. Com auxílio de um registro promovia-se o desvio de fluxo. Passando pelo medidor o escoamento do líquido provocava uma diferença de pressão que era lida na coluna (Figura 15), como uma diferença de altura ( $\Delta h$ ). Com este valor registrado, utilizando-se a fórmula  $Q=c\sqrt{2\Delta h}$ , podia-se determinar a vazão de entrada.

Teoricamente, o medidor de vazão provoca uma perda de carga no fluxo. Entretanto, com a retomada da alimentação normal, observou-se que não ocorria alteração no intervalo entre dois acionamentos da bomba de recalque. Isto provou que a perda de carga era desprezível.

Não existia interesse no funcionamento constante do medidor devido à possibilidade de entupimento do orifício pelos sólidos em suspensão que pudessem ser carregados, uma vez que este sistema estaria recebendo o material de alimentação do reator.

Para a determinação diária da vazão, usou-se uma analogia

com o tempo decorrido entre dois acionamentos consecutivos da bomba de recalque.

## CONCLUSÃO E RECOMENDAÇÕES

Os resultados experimentais obtidos não permitiram uma avaliação da cinética completa do processo. Entretanto, estes resultados foram suficientes para demonstrar que o equipamento foi eficiente e atingiu os objetivos pré-estabelecidos relacionados ao controle da vazão, recirculação do efluente do reator, prevenção contra falhas de natureza hidráulica e/ou elétrica, manutenção da temperatura do sistema e medição de gás.

Foi conseguida uma boa adaptação do inóculo, comprovada pelo valor médio da relação alcalinidade total/acidez volátil que foi 33,7. A manutenção da temperatura interna do reator, na média de 34,5°C, foi um fator preponderante para a estabilidade do metabolismo da cultura mista de bactérias.

Apesar da baixa carga orgânica conseguida (1,7Kg DQO/m<sup>3</sup> dia), pois os dados são referentes apenas à fase de adaptação do inóculo, ficou demonstrada a eficiência do sistema em termos de remoção da DQO (Tabela 2). No octagésimo sétimo dia, foi conseguida uma eficiência de remoção igual a 94,76%, para uma DQO de saída igual a 932 mg/l. Este fator confirma a tendência da grande aplicabilidade do reator de leito fluidizado em processo anaeróbio.

A Tabela 3 demonstra a eficiência do sistema em função da análise dos parâmetros de controle como vazão, temperatura, pH e relação alcalinidade total/acidez volátil.

Tabela 2. Eficiência do processo nos diversos ensaios da adaptação do inóculo.

Ensaio	(Kg DQO/m <sup>3</sup> dia) Carga Org.	DQO entrada (mg/l)	DQO saída (mg/l)	% Rem. DQO
1	0,05	2000	--	--
2	0,10	2000	--	--
3	0,30	7694	3265	57,56
4	0,40	9762	3715	61,94
5	0,70	9762	3236	66,85
6	1,20	15133	2771	81,69
7	1,70	17803	941	94,72

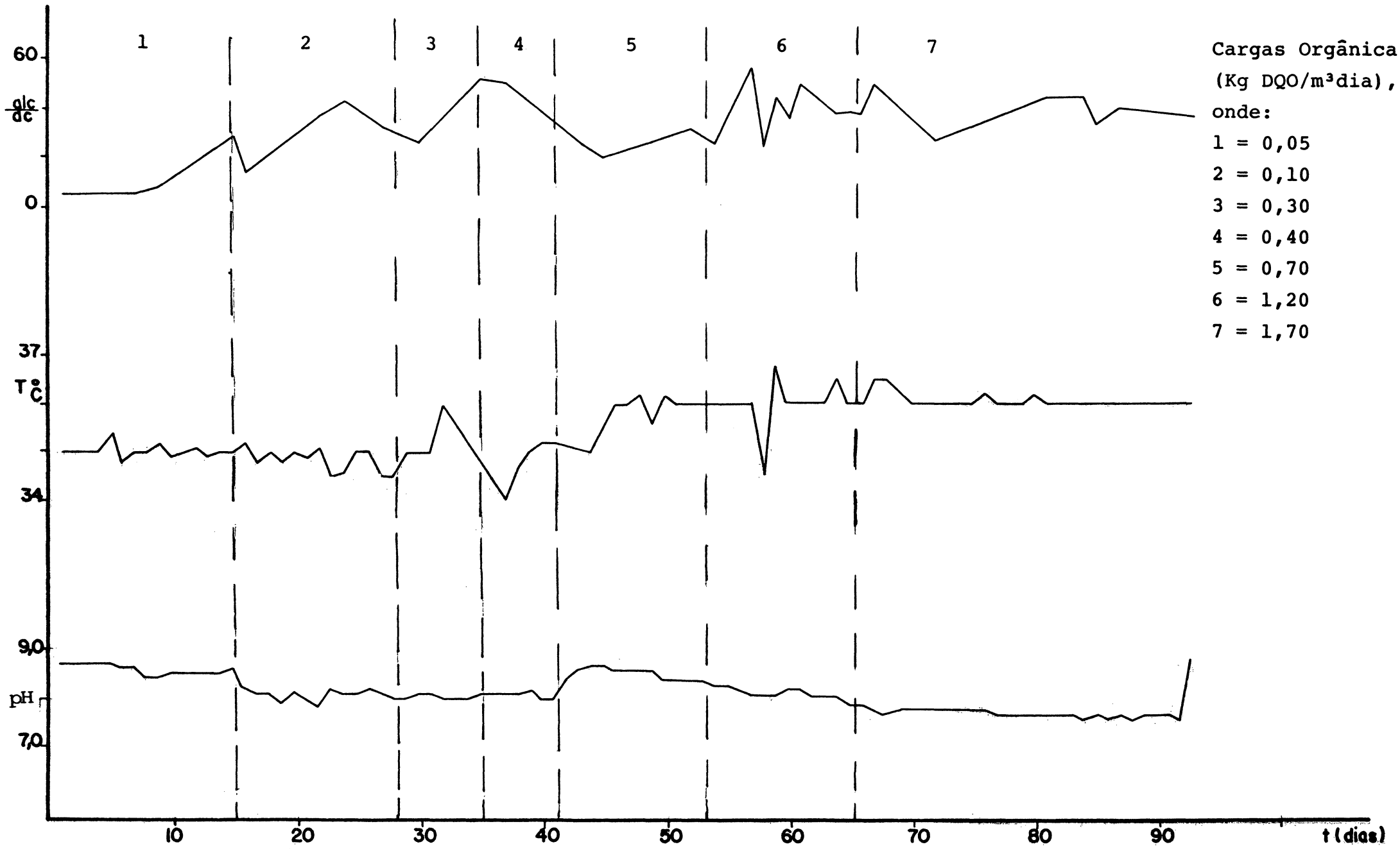
Tabela 3. Média dos parâmetros de controle

Ensaio	Temp.entrada (°C)	pH meio	Alc/Ac*	Vazão de entrada (ml/dia)
1	35,02	8,56	11,67	**
2	34,84	8,06	31,30	**
3	35,30	8,03	42,20	**
4	34,01	8,31	32,67	571,10
5	36,00	8,50	32,40	511,32
6	35,98	8,15	45,13	565,97
7	36,07	7,73	36,83	592,30

\* Alcalinidade total/acidez volátil

\*\* Dificuldade para estabilizar a vazão em função da circulação do sólidos em todo o sistema.

Recomenda-se o prosseguimento do estudo, com mudança de escala para o reator; aplicação de cargas orgânicas mais elevadas para determinar-se o modelo cinético completo; avaliação da tratabilidade de outros tipos de resíduos líquidos e também o estudo da estabilidade do processo pelo aumento da concentração dos ácidos voláteis.



## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

01. ANDREWS, G.F. Fluidized-bed fermenters: a steady-state analysis. Biotechnology and Bioengineering. XXIV(9):2013-30, September, 1982.
02. BAILEY, J.E. & OLLIS, D.F. Biochemical engineering fundamentals. USA, Mc Graw-Hill, 1977. p-683-702.
03. BARBARA, M.; FLOOD, F. & JERRIS, J. Fluidized bed improve treatment, cut costs. Water and Wastes Engineering, 17(6): 35-7, June, 1980.
04. BOENING, P.H. & LARSEN, V.F. Anaerobic fluidized bed whey treatment. Biotechnology and Bioengineering, XXIV:2539-56, 1982.
05. ——. Comparison of anaerobic kinetic models by COD, TOC and TVS (inédito):1-26, 1984.
06. BOENING, P.H. & PFEFFER, J.T. Settling of heterogeneous nonspherical suspensions. (inédito):1-23, 1984.
07. BLUM, D.J.W. et alii. Anaerobic treatment of coal conversion, WPCF, 58(2):122-31. February, 1986.
08. BULL, M.A.; STERRIT, R.M. & LESTER, J.N. Response of the anaerobic fluidized bed reactor to transient changes in process parameters. Water research, 17(11):1563-68, 1983.
09. ——. The distribution of bacterial activity in an anaerobic fluidized bed reactor. Water Research, 18(8):1017-20, 1984.
10. CAMARGO, E.B. Piruficação e utilização do biogás. International Seminar on Anaerobic Treatment in Tropical Countries. São Paulo, 25-29 de agosto de 1986. n.p.
11. CAMPOS, J.R.; FORESTI, E. & CAMACHO, R.D.P. Wastewater anaerobic treatment of food processing industries: two study cases. International Seminar on Anaerobic Treatment in Tropical Countries. São Paulo, 25-29 de agosto da 1986. n.p.
12. CHEN, Y.R. & HASHIMOTTO, A.G. Kinetics of methane fermentation. Biotechnology and Bioengineering Symp. (8):269-82, 1978.

13. CHIN, K.K. Anaerobic treatment kinetics of palm oil sludge. Water research, 15:199-202, 1981.
14. CHUN, T.L. et alii. Treatment of slaughterhouse wastewater using fluidized bed reactor. Water sci. Tech., 19:1-10, 1987.
15. —. Chemical/bio-fluidized bed treatment of slaughterhouse wastewater. Journal of Environmental Engineering, 112, (4):718-25, August, 1986.
16. COOKSON, J.T. & BURBANK Jr, N.C. Isolation and identification of anaerobic and facultative bacteria present in the digestion process. Journal WPCF, 37(6):822-44, June, 1965.
17. CRAVEIRO, A.M.; SOARES, H.M. & SCHIDELL, W. Technical aspects and cost estimation for anaerobic systems treating vinasse and brewery/soft-drinks wastewaters. International Seminar on Anaerobic Treatment in Tropical Countries. São Paulo, 25-29 de agosto de 1986. n.p.
18. DEOK, K.O. et alii. Production of penicillin in a fluidized bed bioreactor: control of cell growth and penicillin production by phosphate limitation. Biotechnology and bioengineering, 32:569-73, 1988.
19. DIAZ-BAEZ, M.C. A study of factors affecting attachment in the startup and operation of anaerobic fluidized bed reactors. Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion. Bologna, Italy, may 22-26, 1988. p.105-108.
20. DOLFING, J. Granulation in UASB Reactors. International Seminar on Anaerobic Treatment in Tropical Countries. São Paulo, 25 a 29 de agosto de 1986. n.p.
21. FROSTELL, B. Wastewater: energy for the future? Water and Wastes Engineering, 16(6):39-41, June 1980.
22. GASSER, R.F.; OWENS, R.W.; & JERRIS, J.S. Nitrate removal from wastewater using fluid bed technology. (Compêndio sem título), p.1202-207, 1975.
23. GELPERIN, N.I. & EINSTEIN, V.G. The analogy between Fluidized bed and liquids. In: DAVIDSON, J.F. & RICHARDSON, D. Fluidization. London, Academic Press, 1971. p.541-67.
24. GOSH, S. & CONRAD, J.R. Anaerobic Process. Journal WPCF, 47(6): 1278-300, June 1975.
25. GOODWIN, S. & HICKEY, R.F. Anaerobic process. Journal WPCF, 60(6):831-37, June 1988.
26. HANCHER, C.W.; TAYLOR, P.A. & NAPIER, J.M. Operation of a fluidized bed reactor for denitrification. Biotechnology and Bioengineering Symp., (8):361-78, 1978.

27. HARADA, H. ANDO, H. & MOMONOI, K. Process analysis of fluidized bed biofilm reactor for denitrification. Wat.Sci.Tech. 19:151-62, 1987.
28. HANSENBOHLER, A. Biogas from waste water. Sulzer Technological Review, 3:9-12, 1983.
29. HICKEY, R.F. & OWENS, R.W. Methane generation from high-strength industrial wastes with anaerobic biological fluidized bed. Biotechnology and Bioengineering Symp., (11):399-413, 1981.
30. HSU, H.W. Characteristics of tapered fluidized reactor: two phases systems. Biotechnology and Bioengineering Symp., (8):1-11, 1978.
31. JERIS, J.S.; BEER, C. & MUELLER, J.A. High rate biological denitrification using a granular fluidized bed. Journal WPCF, 46(9):2113-28, September 1974.
32. JERIS, J.S. & Mc CARTY, P.L. The biochemistry of methane fermentation using C-Tracers. Journal WPCF, 37(2):178-92, February 1965.
33. JERIS, J.S. & OWENS, R.W. Pilot-scale, high rate denitrification. Journal WPCF, 47(8):2943-57, August 1975.
34. JORDENING, H.J.; PELLEGRINI, A.; BUCHHOLZ, K. Fluidized bed reactor for purification of waste water with high calcium content. Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion. Bologna, Italy, May 22-26, 1988. p.289-94.
35. KARUBE, I. et alii. Hidrolysis of cellulose in a cellulase-bead fluidized bed reactor. Biotechnology and Bioengineering, XIX (8):1183-91, August 1977.
36. KEEFER, C.E. & URTEG, H.C. Digestion of volatile acids. Journal WPCF, 35(3):334-43, March 1963.
37. KEIM, P. et alii. Process control in anaerobic fluidized bed reactors using porous glass granules for microbial colonization. Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion. Bologna, Italy, May 22-26, 1988. p.203-206.
38. KENNEDY, K.J. & GUIOT, S.R. Anaerobic upflow sludge bed-filter Development and application. International Seminar on Anaerobic Treatment in Tropical Countries. São Paulo, 25-29 de agosto de 1986. n.p.
39. KUGELMAN, I.J. & Mc CARTY, P.L. Cation toxicity and stimulation in anaerobic waste treatment. Journal WPCF, 37(1):97-115, January 1965.
40. LAQUIDARA, M.J.; BLANC, F.C.; & SHANGHNESSY, J.C. Development of biofilm, operating characteristics and operational control in the anaerobic rotating biological contactor process. Journal WPCF, 58(2):107-14, February 1986.

41. LEVA, M. Fluidization. New York, Mc Graw-Hill, 1959. p.15-41.
42. —. —. —. p.42-77.
43. —. —. —. p.77-113
44. MAH, R.A. & SMITH, M.R. Methanogenic bacteria. Reprinted from the prokaryotes: A Handbook on Habitats, Isolation and Identification of Bacteria. USA, Springer-Verlag, 1981. p.943-77.
45. Mc CARTY, P.L. Anaerobic treatment of soluble wastes. For presentation at the special lecture series on advances in water quality improvement, The University of Texas, April 4-7, 1966.
46. Mc CARTY, P.L. & BROSSEAU, M.H. Effect of high concentration of individual volatile acids on anaerobic treatment. (Compêndio sem título), p.283-95, 1975.
47. Mc CARTY, P.L.; JERIS, J.S. & MURDOCH, W. Individual volatile acids in anaerobic treatment. Journal WPCF; 35(12):1501-15, December 1963.
48. NEMEROW, N.L. Aguas residuales industriales: teorías, aplicaciones y tratamiento. Madrid, H.Blume, 1977. p.1-8.
49. —. —. —. p.137-9.
50. NGIAN, K.F. & MARTIN, W.R.B. Biologically active fluidized beds: mechanistic considerations. Biotechnology and Bioengineering, XXII: 1007-14, 1980.
51. NOVAES, R.F.V. Microbiology of anaerobic digestion. International Seminar on Anaerobic Treatment in Tropical Countries. São Paulo, 25-29 de agosto de 1986. n.p.
52. PATZA, M.G.B.; RODA, L.S.A. & PAWLOWSKY, U. Digestão anaeróbia de despejos de cervejaria em reator de leito de lodo granulado. Curitiba, SUREHMA - Núcleo de Pesquisa e Desenvolvimento/Serviço de Tecnologia Ambiental, s.d. p.06-31.
53. PAWLOWSKY, U. Reaproveitamento de resíduos industriais. Curitiba, SUREHMA, outubro de 1983. p.2-60.
54. POL, H. & LETTINGA, G. New technologies for the anaerobic wastes treatment. International Seminar on Anaerobic Treatment in Tropical Countries. São Paulo, 25-29 de agosto de 1986. p.12.
55. ROSICH, A.F. & CASTERS, D.J. Inhibition kinetics of nitrification in continuous-flow reactor. Journal WPCF, 58(3):220-226, March 1986.

56. RYHINER, G.; PETROZZI, S. & DUNN, I.J. Operation of a three-phase biofilm fluidized-bed sand bed reactor for anaerobic wastewater treatment. Biotechnology and Bioengineering, 32:677-88, 1988.
57. SCHRAA, G. & JEWELL, W.L. Conversion of soluble organics with the thermophilic anaerobic attached film expanded bed process. Third European Symposium on Anaerobic Digestion. s.l., 216-27, 1983.
58. SCOTT, C.D. & HANCHER, C.W. Use of a tapered fluidized bed as a continuous bioreactor. Biotechnology and Bioengineering, XVIII:1393-1403, 1976.
59. SHIEH, W.K. Suggested kinetic model for the fluidized-bed biofilm reactor. Biotechnology and Bioengineering, XXII (3):667-676, March 1980.
60. SHIEH, W.K.; SUTTON, P.M. & KOS, P. Predicting reactor biomass concentration in a fluidized bed system. Journal WPCF, 53 (11):1574-84, November 1981.
61. SMITH, R.J. The anaerobic digestion of livestock wastes and prospects for methane production. Agricultural Engineering Department. Iowa State, November 1973.
62. SONG, Ki-Ho & YOUNG, J.C. Media design factors for fixed filters. Journal WPCF, 58(2):115-21, February 1986.
63. SORLINI, C. et alii. Preliminary research on support matrices to utilize in anaerobic expanded bed digesters. Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion. Bologna, Italy, May 22-26, 1988. p. 331-34.
64. SPEECE, R.E.; PARKIN, G.F. & BHATTCHARYA, S.K. Modelling toxic response of anaerobic treatment. International Seminar on Anaerobic Treatment in Tropical Countries. São Paulo, 25-29 de agosto de 1986. p.13.
65. STATHIS, T.C. Fluidized bed for biological wastewater treatment. Journal of the Environmental Engineering Division, 106(EE1):227-41, February 1980.
66. SUIDAN, M.T.; PFEFFER, J.T. & NAKHLA, G.F. Anaerobic expanded-bed GAC reactor for the treatment of biologically inhibiting wastes generated during coal and petroleum distillation. AWPC, 249-57, 1988.
67. SWITZEMBAUM, M.S. & GRADY Jr., C.P.L. Anaerobic treatment of domestic wastewater. Journal WPCF, 58(2):102-6, February 1986.
68. SWITZEMBAUM, M.S. & JEWELL, W.J. Anaerobic attached-film expanded-bed reactor treatment. Journal WPCF, 52(7):1953-65, July 1980.

69. TONG, C.C. & LIANG, S.F. Concentration multiplicity in a draft tube fluidized-bed bioreactor involving two limiting substrates. Biotechnology and Bioengineering, 31:24-34, 1988.
70. TSEZOS, M. & BENEDEK, A. A method for the calculation of biological film volume in a fluidized bed biological reactor. Water Research, 14(6):689-93, 1980.
71. VALLAT, I. & MONSAN, P. Maltodextrin hidrolisis in a fluidized-bed immobilized ensime reactor. Biotechnology and Bioengineering, XXX:151-9, 1986.
72. VERRIER, D.; MORTIER, B; & ALBAGNAC, G. Initial adhesion of methanogenic bacteria to polymers. Biotechnology Letters, 9(10):735-40, September 1987.
73. VIEIRA, S.M.M. & SOUZA, M.E. Métodos analíticos para o acompanhamento da digestão anaeróbica. Engenharia: Fontes Alternativas, 3(15):26-36, julho/agosto, 1981.
74. ZOETMEYER, R.J. et alii. Influence of temperature on the anaerobic acidification of glucose in a mixed culture form part of a two-stage digestion process. Water Research, 16:313-21, 1982.
75. WALKER, J.R. et alii. Biological treatment of nitrate wastewater using fluidized-bed bioreactors. Biotechnology and Bioengineering Symp. (11):415-27, 1981.
76. WANG, Y.T.; SUIDAN, M.T. & RITTMAN, B.E. Anaerobic treatment of phenol by an expanded-bed reactor. Journal WPCF, 58(3):227-33, March 1986.
77. ——. Kinetics of methanogens in as expanded-bed reactor. Journal of Environmental Engineering, 112(1):155-69, 1986.
78. WEBER Jr., W.J. & MORRIS, J.C. Kinetics of adsorption in columns of fluidized media. Journal WPCF, 37(4):425-43, April 1965.
79. WEILAND Jr, W.J. & BÜTTGENBACH, L. Study of different fluidized bed reactors using porous plastic materials as supports. Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion. Bologna, Italy, May 22-26, 345-49, 1988.
80. WEN, C.Y. & FAN, L.S. Some remarks on the correlation of bed expansion in liquid-solid fluidized beds. Ind.Eng.Chem. Process Des.Develop., 13(2):194-97, 1974.
81. ---, Applied microbiology, in: Anaerobic digestion. s.n.t., p.247-59.
82. Standard Methods for Examination of Wastewater, APHA, AWWA, WPCF. 15th.ed. Washington, DC, 1980.
83. WHITTAKER, S. Introduction to fluid mecanics. USA, Prentice Hall, 1968. p.334-35.