

# Experimentos em digestão anaeróbia de esgotos urbanos

Paulo Cesar Accioli Nobre (1)

Marisa O. Guimarães (1)

## Resumo

Os altos custos dos processos aeróbios de alta taxa têm dificultado a expansão da oferta de tratamento de esgotos em áreas urbanas do Estado de São Paulo, especialmente as de maior porte.

Justifica-se, portanto, um esforço dirigido à absorção e desenvolvimento de tecnologia que aproveitando as vantagens climáticas das regiões subtropicais e tropicais resulte em economia de investimento e operação.

O presente trabalho descreve uma etapa deste esforço, dentro da Sabesp, compreendendo o projeto e operação de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo de 3,7 m<sup>3</sup>, instalado na ETE-Leopoldina, em São Paulo.

A análise de dados médios de 15 meses de operação mostra que o reator pode produzir efluente com DQO e DBO totais de 200 mg/l e 50 mg/l, de forma estável e independente dos tempos de detenção hidráulicos, na faixa de 18 a 8 h.

A análise-comportamento das taxas de utilização de substrato, medida em DQO total ou solúvel, indica também que o fator que limitou o rendimento do reator é o projeto de seu sistema de separação sólido-líquido e não processo biológico que se desenvolve no seu interior.

The high costs of the high rate aerobic treatment processes has impaired the treatment capacity expansion in urban areas of State of São Paulo, particularly in the bigger cities.

Therefore, a effort directed toward to assimilate and develop technologies which take advantage, of the subtropical and tropical climates to save investment and operational costs.

This work describe a step in the process conducted at Sabesp, comprised of design and operation of a 3,7 m<sup>3</sup>, UASB type anaerobic reactor, installed at the Leopoldina Treatment Plant, São Paulo, Brazil.

The analysis of a 15 month period average data show reactor effluents with total COD and BOD of 200 mg/l and 50 mg/l, respectively, with little

variation when the hydraulic detention time ranged from 18 h to 8 h.

The behaviour of the Substrate Utilization Rate — measured as total and soluble COD — indicated that the limiting factor as the removal of COD is concerned is the reactor solid — liquid separator design and not the biological process itself, at the experiment conditions.

## 1 Situação presente do tratamento de esgotos no Estado de São Paulo

São Paulo é o mais populoso (29 milhões para um total de 134 milhões) e o mais urbanizado Estado brasileiro (89% da população vive em cidades), concentrando grande parte da produção industrial (55 bilhões de dólares, correspondendo a 61% do total nacional em 1980).

A Capital, junto com as 37 outras cidades circunvizinhas, constitui a Região Metropolitana, com uma população total de 15 milhões de habitantes, responsável por 31% da produção industrial brasileira.

Outras cidades no Estado têm populações variando de 150 a 730.000 habitantes. Entre estas 209 têm população superior a 50.000 habitantes, 250 população inferior a 5.000 habitantes e 75 um valor entre estes extremos.

Quase toda cidade no Estado de São Paulo tem rede coletora atendendo a 55% da população, em média.

As altas taxas de crescimento urbano (aproximadamente 4,5% ao ano) junto com a escassez de fontes de recursos financeiros, numa região ainda em rápido desenvolvimento (PNB per capita de 3.800 dólares), são os fatores mais influentes na crônica deficiência dos sistemas de esgotos, apesar de alguns progressos já alcançados.

Na grande maioria das situações este serviço é limitado à coleta, com apenas 28% das cidades no Estado servidas por tratamento de esgotos de algum tipo. Em pouco menos de um terço destas se tem tratamento primário e, nas demais, as lagoas de estabilização são dominantes.

Exceção feita às lagoas de estabilização, muito favorecidas pela intensa

radiação solar e altas temperaturas médias, os seguintes fatores, além dos já mencionados, têm dificultado a expansão dos sistemas de tratamento de esgotos:

— Os altos custos de investimento dos processos de tratamento aeróbios convencionais;

— Os custos operacionais elevados, especialmente o custo da energia consumida.

A ocorrência destas restrições não é uniforme no Estado, embora estejam presentes em situações diversas, em pequenas, médias e grandes áreas urbanas. Quando a solução por lagoas de estabilização é abandonada por falta de áreas adequadas ou por outras razões, os fatores já mencionados surgem para dificultar, até a inviabilidade, a aplicação das tecnologias aeróbias convencionais.

No caso da Região Metropolitana de São Paulo, tem-se a ilustração desta dura realidade. O Plano Diretor elaborado em 1975/76, uma era de crescimento econômico acelerado, particularmente no Brasil e em São Paulo, apresentou uma solução de tratamento de esgotos através do sistema de lodos ativados, oferecendo, em estágios sucessivos, uma capacidade final de 94 m<sup>3</sup>/s até o ano 2000. Buscando economia de escala esta capacidade foi distribuída em três estações, implantadas dentro da área urbana, tratando 63 m<sup>3</sup>/s, 15 m<sup>3</sup>/s e 17 m<sup>3</sup>/s. O primeiro estágio deveria estar concluído em 1983, com uma capacidade total de 14,5 m<sup>3</sup>/s.

Entretanto, o período de grave recessão econômica que se iniciou em 1979 tornou completamente irrealista aquela solução. Sem desconsiderar que 230 milhões de dólares foram gastos em estações de tratamento, para se chegar à capacidade final, uma soma adicional de 1,8 milhão de dólares seria necessária, um valor completamente fora do alcance para as fontes de recursos disponíveis.

Desta forma tornou-se indispensável rever o Plano Diretor, para voltar a buscar soluções de maior racionalidade e que, portanto, se aproveitem de vantagens geográficas e climáticas existentes na Região Metropolitana.

A situação descrita acima justificou um esforço dirigido ao desenvolvimen-

(1) Engenheiros da Sabesp

to de novas tecnologias de tratamento, mais adequadas às condições do Estado e do país como um todo.

Os processos anaeróbios de alta taxa, em rápido desenvolvimento a partir dos anos 70, estão merecendo particular atenção. Estes processos criaram um valor intermediário entre os tradicionais níveis primário e secundário de tratamento, com custo de implantação substancialmente menor que os dos tratamentos aeróbios convencionais, em regiões de clima tropical e subtropical.

Dentro de um programa de aumento eficaz da oferta de tratamento de esgotos esta nova tecnologia pode se converter em importante ferramenta para uma primeira etapa de redução substantiva de cargas poluidoras, com custo de implantação em torno de 600 dólares/kg DBO removida/dia, comparado a 1.100 dólares/kg DBO removida/dia, para processo dos lodos ativados.

Os efluentes de processos anaeróbios devem ser submetidos a tratamento adicional para atingir padrões elevados de qualidade, e para isso estão em desenvolvimento processos de pós-tratamento que deverão levar a efluentes com características superiores ao secundário convencional, abrindo amplas possibilidades para reusos diversos.

As ações empreendidas pela Sabesp visando ao desenvolvimento de know-how necessário ao emprego destas novas tecnologias compreendem o projeto e operação de unidades em escala-piloto e em escala plena de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente e Manto de Lodo (Rafa) e de processos de pós-tratamento, tais como filtros biológicos aeróbios, filtros biológicos aeróbios submersos e filtro rápido de areia grossa (lavagem com ar e água).

Este trabalho descreve os resultados obtidos com um Rafa em escala-piloto, tratando esgoto urbano bruto, e que são reveladores das potencialidades do processo.

## 2 Experimentos em digestão anaeróbia - Rafa piloto de 3,7 m<sup>3</sup>

### ● Propósitos

Este reator foi implantado em ETE primária, a Estação de Tratamento de Leopoldina, que recebe esgotos com características muito próximas às que são típicas dos esgotos da RMSP.

Ao se construir esta pequena unidade pretendia-se dar início ao programa, com alguns objetivos específicos, tais como:

— verificar se esgoto urbano, com contribuição industrial importante e pouco controlada, pode ser tratado por

um processo anaeróbio de alta taxa, em operação estável;

— experimentar procedimentos de partida e identificar dificuldades.

### ● Características de projeto do reator

As principais características de projeto do reator são apresentadas a seguir e na Fig. 1:

— TH de projeto: 2,5 h

— Profundidade: 3,65 m

— Velocidade ascensional

média máxima (na seção principal): 1,30 m/h

— velocidade média na entrada da câmara de decantação: 2,30 m/h

— taxa de aplicação superficial no decantador: 0,9 m/h.

O reator foi inoculado com lodo digerido (11,5 kg em sólidos voláteis), oriundos dos digestores anaeróbios convencionais da ETE-Leopoldina.

Na operação subsequente podem ser identificados três períodos, a seguir descritos:

### ● Períodos de operação

**1.º período** — Partida (1.º, 2.º e 3.º meses de operação).

O reator foi alimentado com esgoto decantado, e a temperatura mantida na faixa de 25°C a 30°C.

Nos primeiros 80 dias o TDH ficou em torno de 18 h, e o fator de carga FC perto de 0,10 kg DQO aplicada/kg SSV no reator.

A remoção de DQO total, entretanto, não superou 30%, ficando em média inferior a 20%.

A massa de lodo inoculada inicialmente (11 kg em sólidos voláteis) não aumentou significativamente no período e permaneceu pouco expandida, ocupando uma altura inferior a 0,60 m, a contar do fundo.

O pouco contato resultante entre o afluente e manto lodo contribuiu, aparentemente, para a pequena remoção de DQO verificada.

Tanto é que após o 81.º dia, com a adição de mais lodo digerido (32,5 kg em sólidos voláteis), a qualidade do efluente em DQO total e solúvel começou a melhorar significativamente (Figs. 2 e 3).

O tempo de detecção hidráulico (TDH) após o 81.º foi reduzido para 6 h.

**2.º período** — Partida (4.º, 5.º e 6.º meses de operação).

A alimentação continuou a ser feita com esgoto decantado, aumentando-se o tempo de detenção para 18 h, com a intenção de evitar uma grande perda inicial de lodo.

Este procedimento mostrou-se em uma análise posterior, injustificado e a partir do 91.º dia (4.º mês) o TDH foi fixado em 10 h. Com o novo tem-

po de detenção não aumentou significativamente o arraste de sólidos.

No 139.º dia (5.º mês) o TDH foi reduzido para 8 h, sem alteração de uma tendência gradativa de melhoria da qualidade do efluente. Ao final do período a DQO solúvel do efluente tornou-se inferior a 100 mg/l, valor em torno do qual deveria oscilar até o 15.º mês.

O perfil do lodo realizado no 4.º mês de operação mostrou uma massa de 39 kg SV retida no reator. No 6.º mês a massa estimada era de 29 kg SV.

A perda de sólidos neste intervalo refletiu-se na DQO total do efluente, que cresceu a valor médio superior a 350 mg/l, sem haver acréscimo, entretanto, da DQO solúvel que se manteve em torno de 100 mg/l.

A remoção de DBO<sub>5</sub> variou entre 57% e 42%.

**3.º período** — Esgoto bruto (7.º ao 15.º mês de operação).

A análise posterior dos dados indica que entre o 5.º e 6.º meses de operação, o comportamento do reator adquiriu algumas características que se mantiveram razoavelmente constantes a partir daí:

— a DQO solúvel do efluente caiu abaixo de 100 mg/l (Fig. 3).

— a percentagem de metano no gás superou 75% (Fig. 10).

No período que se iniciou no 7.º mês, a alimentação passou a ser feita com esgoto bruto a temperatura ambiente, crescendo consideravelmente a DQO do afluente.

A DQO total do efluente, entretanto, continuou a diminuir e em consequência o rendimento de remoção superou 70% em quase todo o período.

O TDH, que no início do período era de 8 h, foi aumentado para 18 h com a preocupação de se evitar a perda de sólidos que começou logo após o início da alimentação com esgoto bruto.

Posteriormente, o TDH foi reduzido para 12 h e 10 h, mantendo-se a qualidade do efluente em termos de DQO total e solúvel. (Figs. 2 e 3).

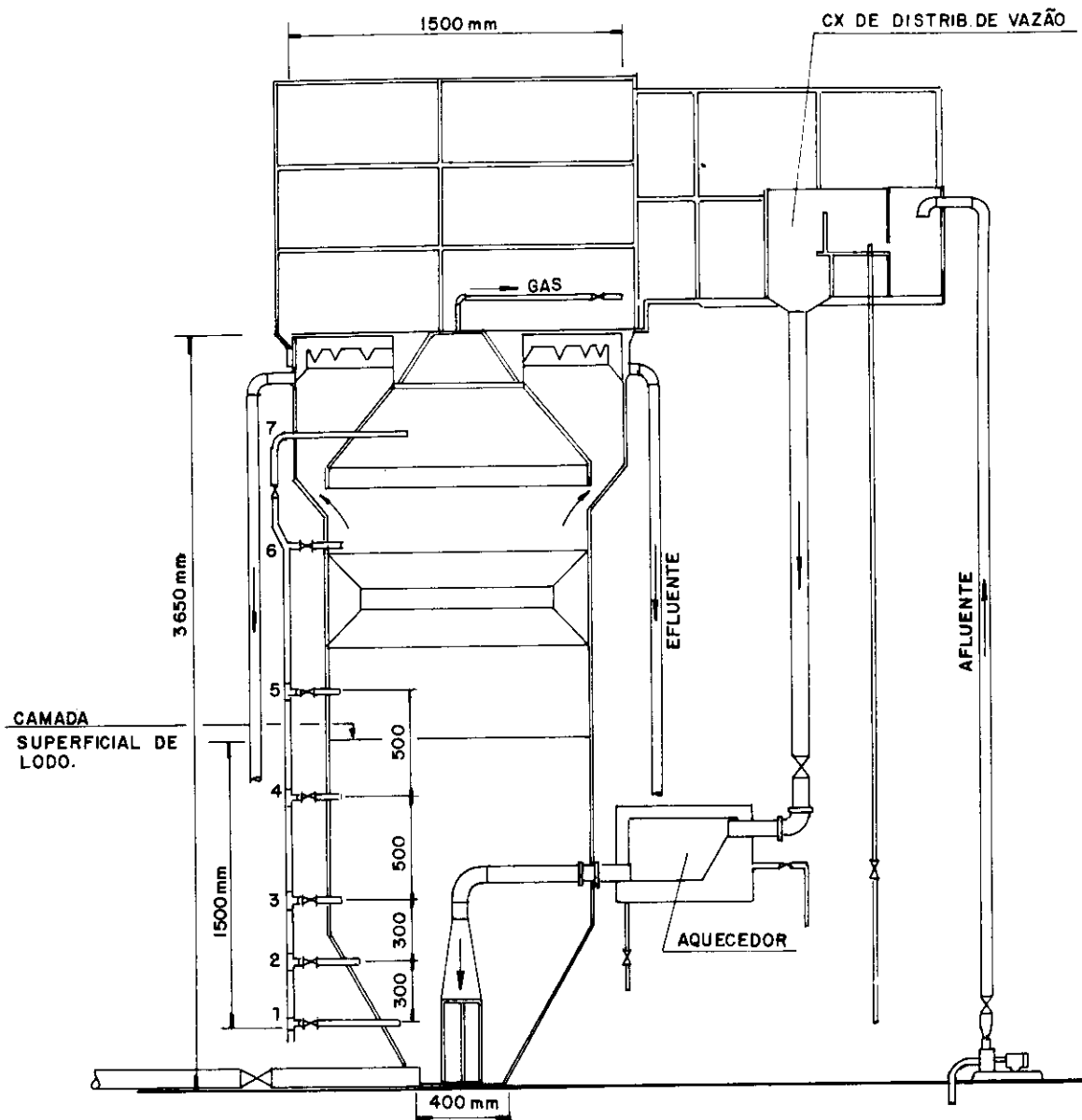
A remoção de DBO<sub>5</sub> esteve em torno de 80%, com extremos em 60% (7.º mês) e 91% (14.º mês), (Fig. 4).

## Resultados e comentários

Analisados em conjunto, os resultados obtidos da operação da piloto de 3,7 m<sup>3</sup> até o momento permitem algumas apreciações sobre os objetivos pretendidos.

— Partida do reator.

O procedimento que se procurou adotar na partida foi de aumento gradual de vazão afluente, limitando-se o fator de carga FC, ao máximo de 0,10



$3,7 \text{ m}^3$  (VOLUME ÚTIL)  
 $1,14 \text{ m}^2$  (CÂMARA DE DECANTAÇÃO)  
 $1,13 \text{ m}^2$  (ÁREA DA SEÇÃO TRANSVERSAL)

Figura 1 — Reator Piloto de  $3,7 \text{ m}^3$

kg DQO/kg SSV/dia. Estabeleceu-se também como critério que aumentos de carga seriam feitos apenas quando a Emax atingisse 50%.

No decorrer do experimento, entretanto, outros indicadores foram considerados para decidir sobre qual procedimento adotar.

A perda excessiva de lodo, por exemplo, sinalizava para redução de vazão; a porcentagem de metano no gás maior que 70% indicava o contrário.

Nos três primeiros meses o reator operou com uma pequena quantidade de lodo ( $3 \text{ kg SV/m}^3$ ). Reinoculado com lodo digerido até ter  $10 \text{ kg SV/m}^3$  (81.º dia), o processo de partida foi reinicia-

do, com a redução gradual dos TDH de 18 h até 8 h.

Observou-se então uma queda progressiva da DQO solúvel do efluente até  $100 \text{ mg/l}$ , valor em torno do qual se manteve até o 15.º mês.

A estabilidade nos valores de DQO solúvel do efluente e na porcentagem de metano no gás alcançada no 6.º mês foi tomada como indicativa do fim do período de partida.

A duração efetiva deste período, entretanto, poderia ter sido de apenas três meses, caso o reator contivesse desde o início quantidade suficiente de lodo.

— Remoção de DQO e DBO

Terminado o período de partida, do 7.º ao 13.º mês, as eficiências de remoção de DQO e DBO mostraram-se elevadas, em média 73% e 78%, respectivamente.

Mais importante que as eficiências, entretanto, são os valores absolutos de DQO e DBO do efluente, constantes e estáveis, em torno de  $200 \text{ mg/l}$  e  $50 \text{ mg/l}$ , respectivamente. (Figs. 2 e 4).

No 6.º, 14.º e 15.º mês, a DQO total do efluente se eleva, em razão do descarte de lodo via efluente. Tanto é assim que nestes meses a DQO solúvel se mantém em torno de  $100 \text{ mg/l}$ . (Figs. 2 e 3).

Definiu-se como eficiência máxima de processo (Emax) a relação:

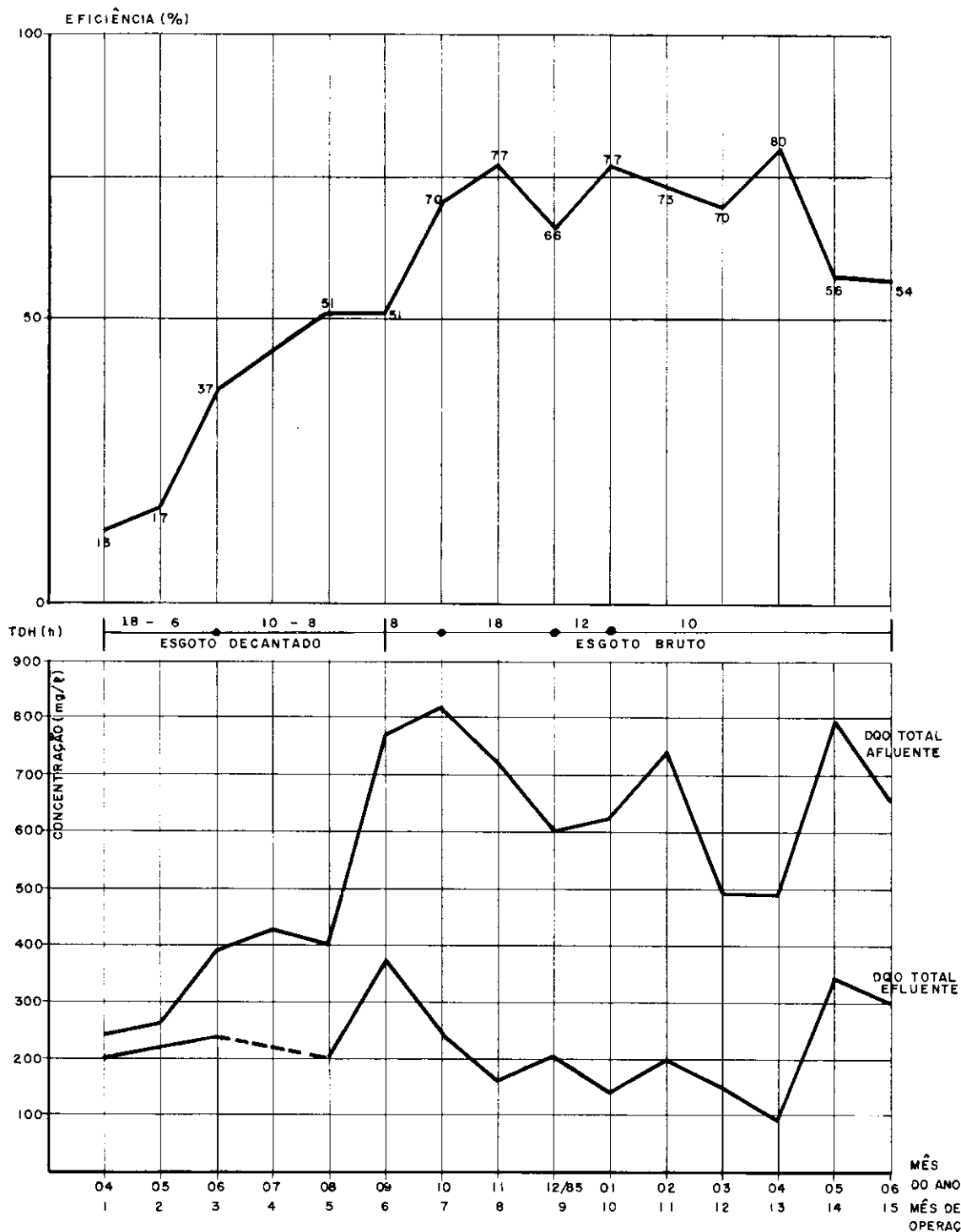


Figura 2 — Remoção de DQO total

$$E_{max} = \frac{DQO \text{ total do afluente} - DQO \text{ solúvel do efluente}}{DQO \text{ total do afluente}}$$

Esta é a eficiência a ser atingida idealmente, caso todos os sólidos inertes e resultantes do processo biológico pudessem ser removidos.

No controle das condições de processo o acompanhamento da  $E_{max}$  é de grande importância. Na Fig. 3 tem-se a evolução deste índice e fica clara uma divisão de períodos: até o 6.º mês partida do reator, com  $E_{max}$  subindo de 34% até 90% e daí em diante mantendo-se entre 85% e 91%.

— Remoção de DQO versus fatores de carga

Ao longo do período experimental a remoção de DQO total e a remoção máxima (DQO total afluente — DQO solúvel efluente) não mostraram qualquer correlação com os TDH, que variavam de 18 a 6 h.

Os gráficos das Figs. 5 e 6 apresentam curvas que correlacionam fatores de carga (FC), que foram registrados durante o experimento, com Taxas de Utilização de Substrato (TUS), expressas de duas formas:

— Fig. 5 correlaciona a TUS, expressa como a relação entre massa de DQO total removida por dia (i. é, DQO total afluente — DQO total efluente) e a massa de sólidos suspensos voláteis no reator (kg DQO total removido / kg SSV/dia).

— Na Fig. 6 TUX máx. é calculada como a relação entre a massa removida máxima de DQO (igual a DQO total afluente — DQO solúvel efluente) e a massa de sólidos suspensos voláteis no reator (kg DQO máx. removido / kg SSV/dia).

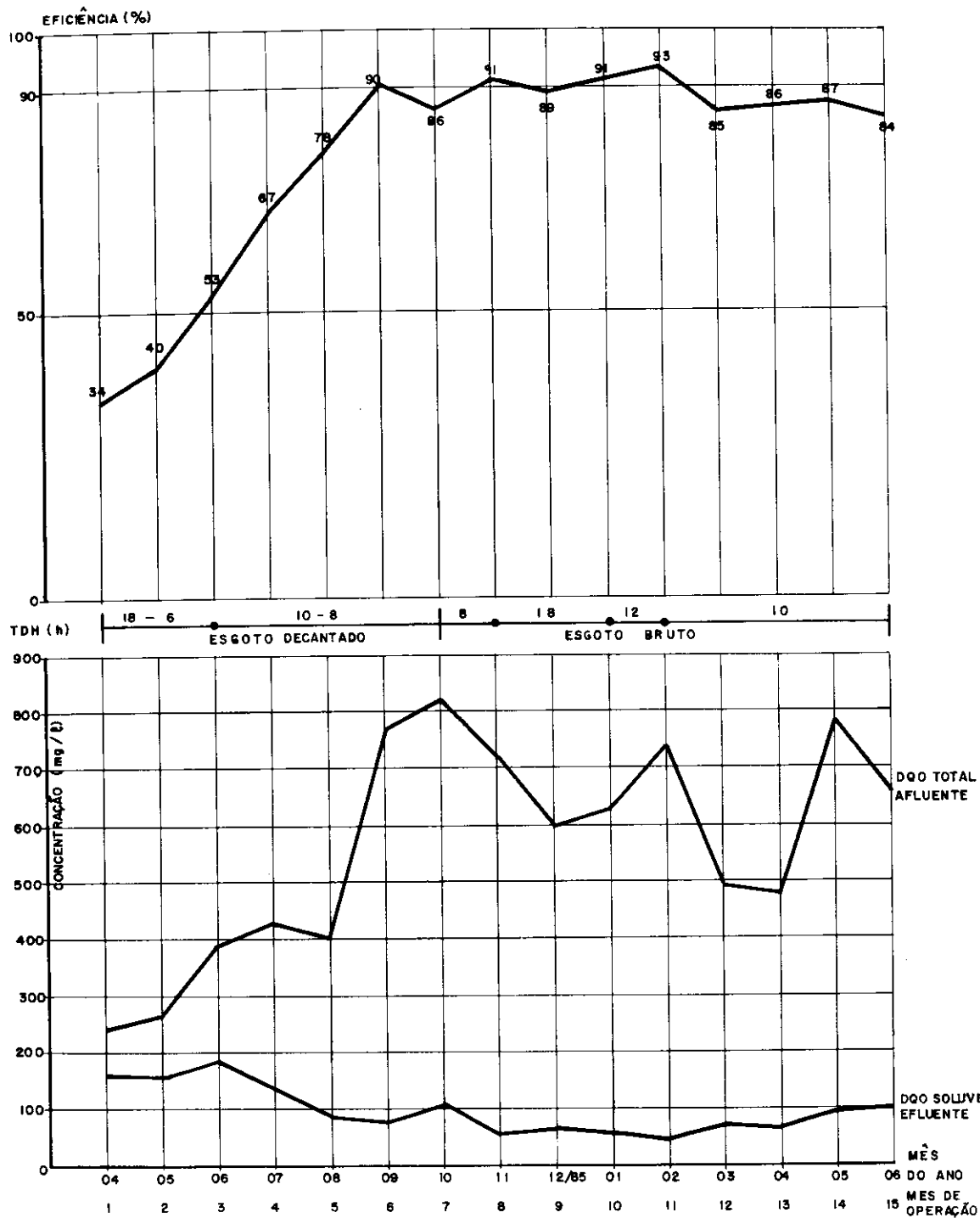


Figura 3 — Remoção máxima de DQO

Dentro da faixa de FC registrados (0,11 a 0,30 kg DQO total/kg SSV/dia), a TUS medida em DQO total parece tender para um valor próximo a 0,15 DQO total removida/kg SSV/dia. (Fig. 5).

A DQO total do efluente sofreu durante o experimento grandes acréscimos devido à perda temporária de sólidos do manto (enquanto a DQO solúvel efluente mantinha-se estável), resultando em redução expressiva nos valores de DQO total removida (DQO total afluente—DQO total efluente).

A perda de sólidos do manto via efluente parece ser ditada pelas ca-

racterísticas do manto floculento formado e pelo projeto do reator que o contém. No caso em questão, a massa de lodo retido oscilou entre um máximo de 11,5 kg SV/m<sup>3</sup> e 7,8 kg SV/m<sup>3</sup>, e nos períodos de decréscimo acentuado desta massa a DQO total do efluente foi fortemente aumentada (6.º, 14.º e 15.º meses).

A TUS máx., por sua vez, não é afetada pelos sólidos presentes no efluente, e em consequência reflete mais o desempenho do processo biológico em curso, e menos as condicionantes impostas pelo reator.

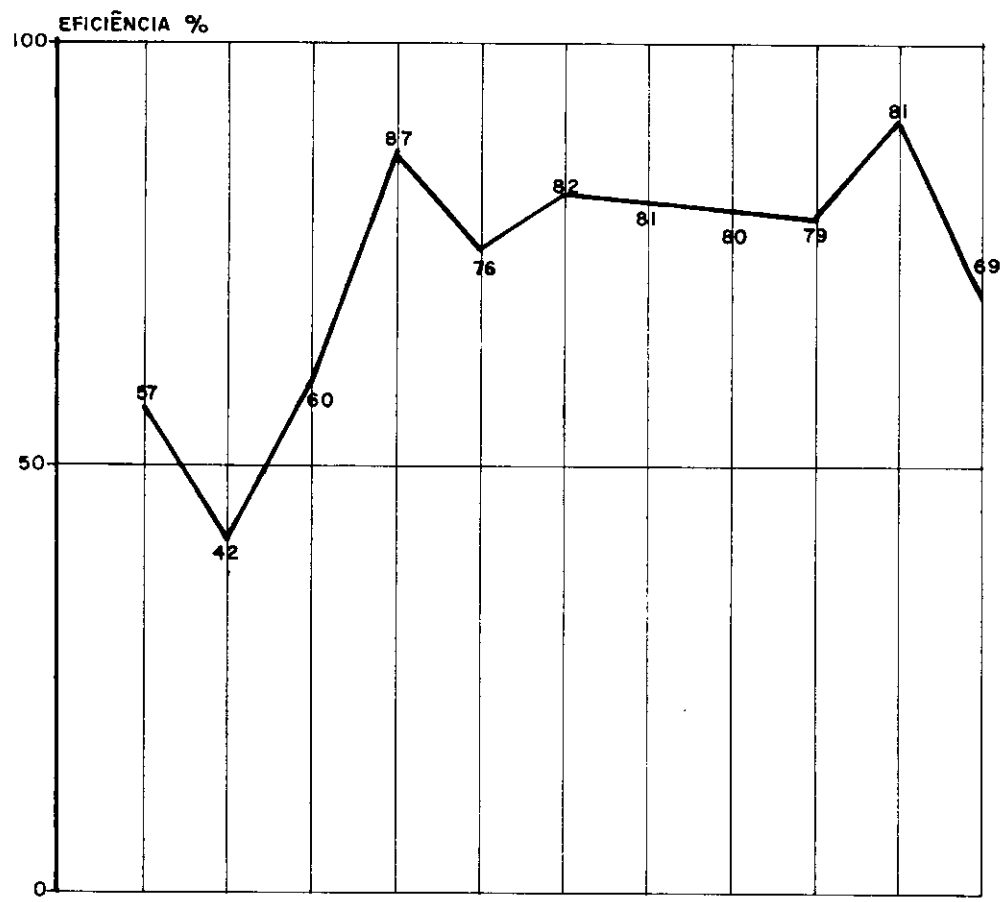
O gráfico de TUX máx. x FC apre-

senta uma tendência claramente linear, na faixa de valores experimentados, indicando um potencial crescente de desempenho. (Fig. 6).

As diferenças apontadas entre as duas curvas TUS x FC (Figs. 5 e 6) levam a crer que uma melhoria na eficiência de separação de sólidos no efluente resultaria em aumentos adicionais da remoção de DQO total, uma vez que a capacidade do processo biológico não parece esgotada.

#### Comportamento do manto do lodo

O manto que se desenvolve no reator é constituído de lodo de flocos



TDH (h) | 10 - 8 | 8 | 18 | 12 | 10

ESGOTO DECANTADO | ESGOTO BRUTO

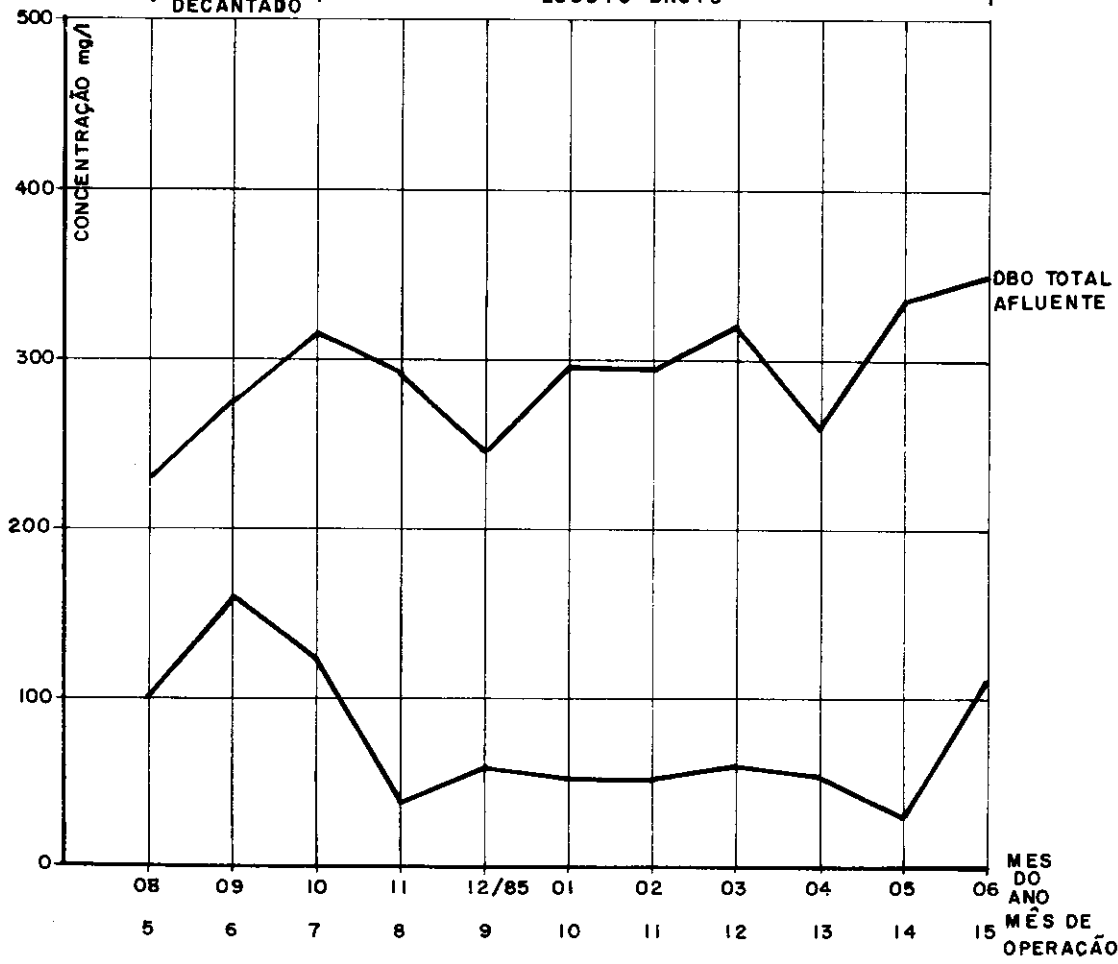


Figura 4 — Remoção de DBO's

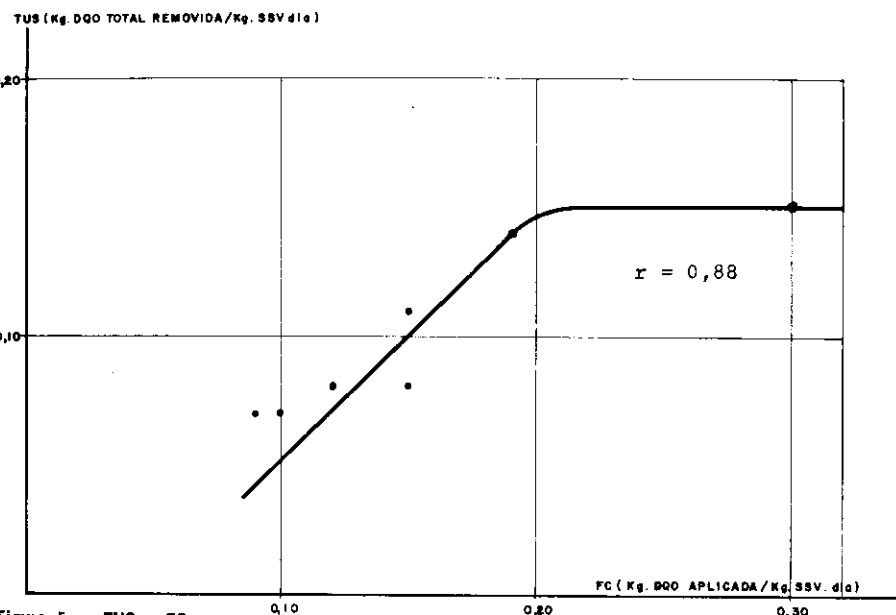
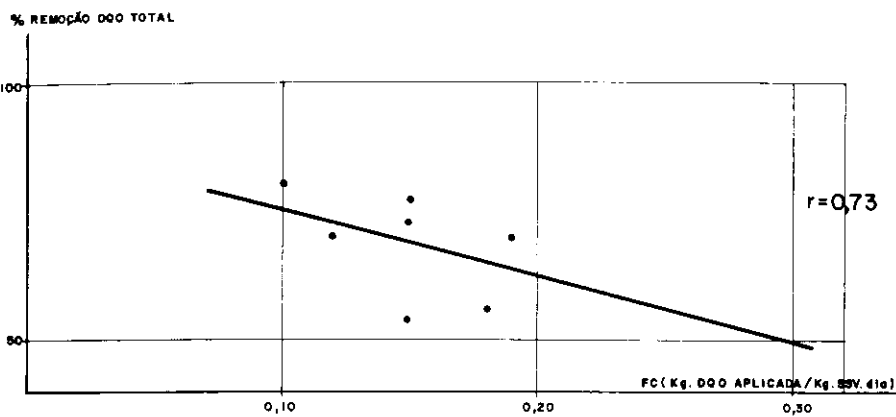


Figura 5 — TUS x FC

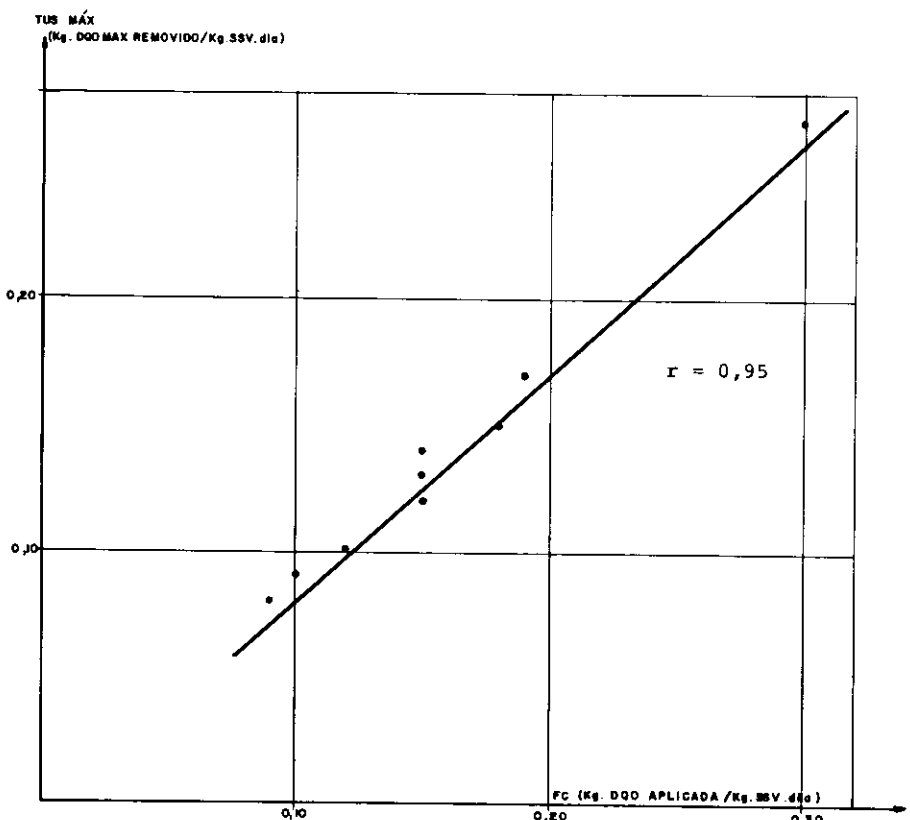


Figura 6 — TUS max x FC

bem individualizados, com índices volumétricos (IVI) variando de 20 ml/g nas camadas mais baixas (Fig. 7 — ponto de amostragem 2) até 50 ml/g (ponto 4 — Fig. 8) nas camadas mais altas.

As transformações ocorridas no manto de lodo, ao longo do período, ficam evidenciadas a partir de algumas características medidas e descritas a seguir.

Os perfis de lodo em 2 momentos, 4.º e 13.º meses de operação, apresentam diferenças significativas.

No 4.º mês, o perfil foi realizado logo após o reator ser renocolado com lodo digerido, e mostrava uma distribuição quase uniforme da massa contida no reator, ao longo do perfil, com concentrações em torno de 10 kg/m<sup>3</sup> (Fig. 11).

No segundo momento, no 13.º mês, o perfil já apresentava a massa concentrada nas camadas mais baixas do manto (1 metro a contar do fundo) e concentrações de sólidos variando entre 8 kg SV/m<sup>3</sup> nos pontos mais altos e 22 kg SV/m<sup>3</sup> nos pontos mais baixos.

A evolução do IVL nos pontos 2 e 4 nas Figs. 7 e 8 é corrente com as transformações ocorridas no perfil do lodo.

No 4.º mês os IVL nos 2 pontos eram elevados e tinham valores semelhantes, 80 ml/g e 90 ml/g, respectivamente, indicando um manto uniforme e com lodo de características de sedimentabilidade sofríveis.

No 13.º mês os IVL reduzem-se acentuadamente nos 2 pontos (ponto 4, 45 ml/g e ponto 2, 25 ml/g) em decorrência do processo de seleção do lodo, e o manto apresenta-se muito mais estatificado.

Outra medida das características do lodo realizada foi a das relações Nitrogênio Total e Fósforo Total nos sólidos voláteis do lodo. (N/SSV e P/SSV).

A relação N/SSV nos pontos 2 e 4 decresceu de um valor inicial em torno de 6%, para um valor próximo a 5% no 10.º mês de operação para voltar a crescer até 7% ao final do experimento. (Figs. 7 e 8) Esperava-se um crescimento mais uniforme e contínuo e desta forma não se têm hipóteses para explicar este comportamento.

A relação P/SSV se mostrou relativamente insensível, não apresentando tendências discerníveis.

A Fig. 9 mostra a variação das massas de lodo retidas pelo reator ao longo do tempo, constatando-se que:

— a massa de lodo retida ao longo do tempo variou entre dois valores próximos, 42 kg SV e 35 kg SV, num

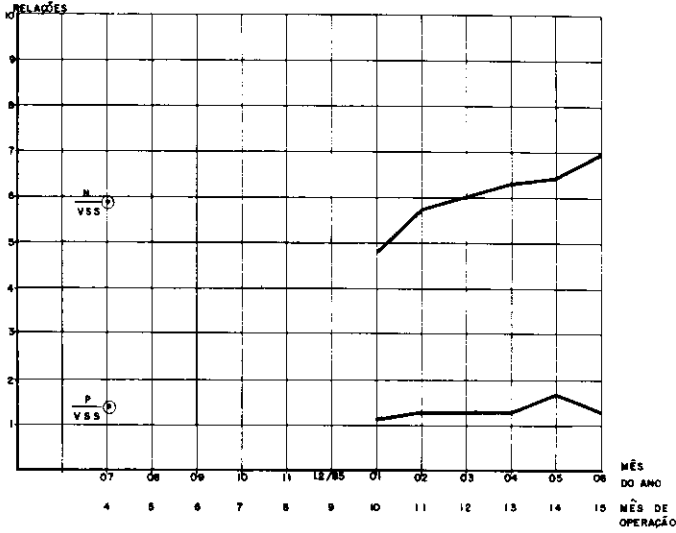
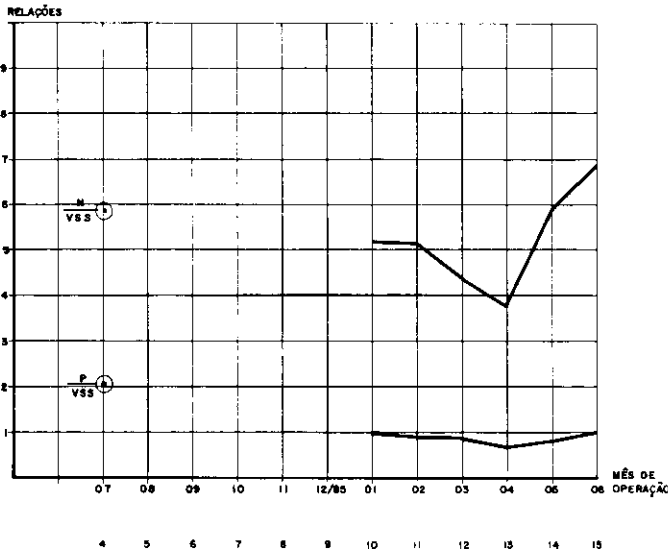
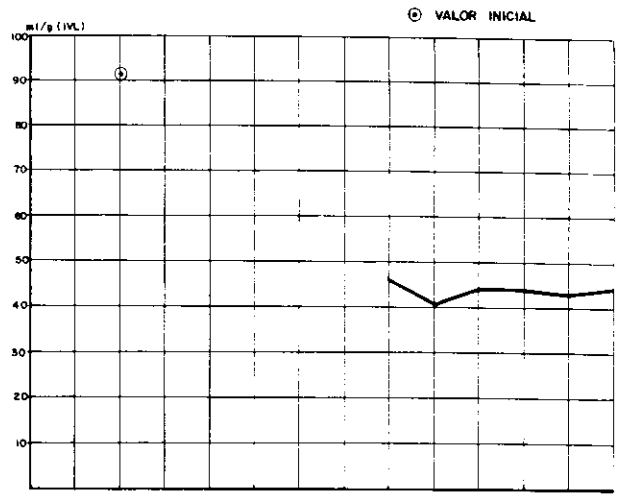
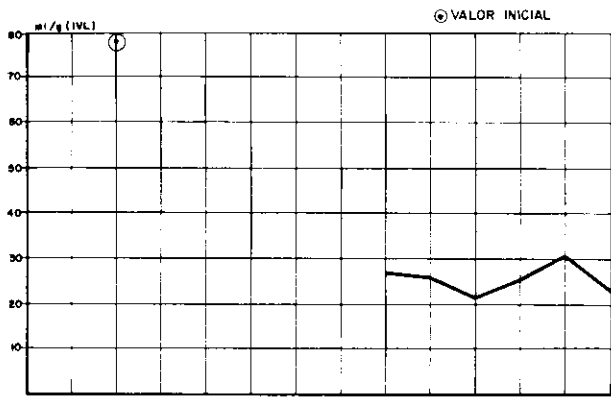


Figura 7 — Características do lodo — Ponto 2

Figura 8 — Características do lodo — Ponto 4

comportamento quase cíclico, e sem relação com outros parâmetros, tal como tempo de detenção;

— a concentração média máxima retida foi de 11,5 kg SV/m<sup>3</sup>, muito próxima a valores relatados em outros experimentos.

Este último resultado é de grande importância para a definição da carga máxima suportável pelo reator.

Modificações de projeto que permitissem um aumento de massa retida poderiam, eventualmente contribuir para um incremento da carga máxima aplicável. Esta suposição, entretanto, não é segura visto que uma maior retenção de sólidos inertes, por exemplo, reduziria a atividade específica do lodo, e em consequência a carga máxima aplicável ao reator.

**Balanco massa**

A Tabela 1 apresenta resultados de balanço de massas em relação a DQO total com os resultados obtidos no 5.º a 15.º meses.

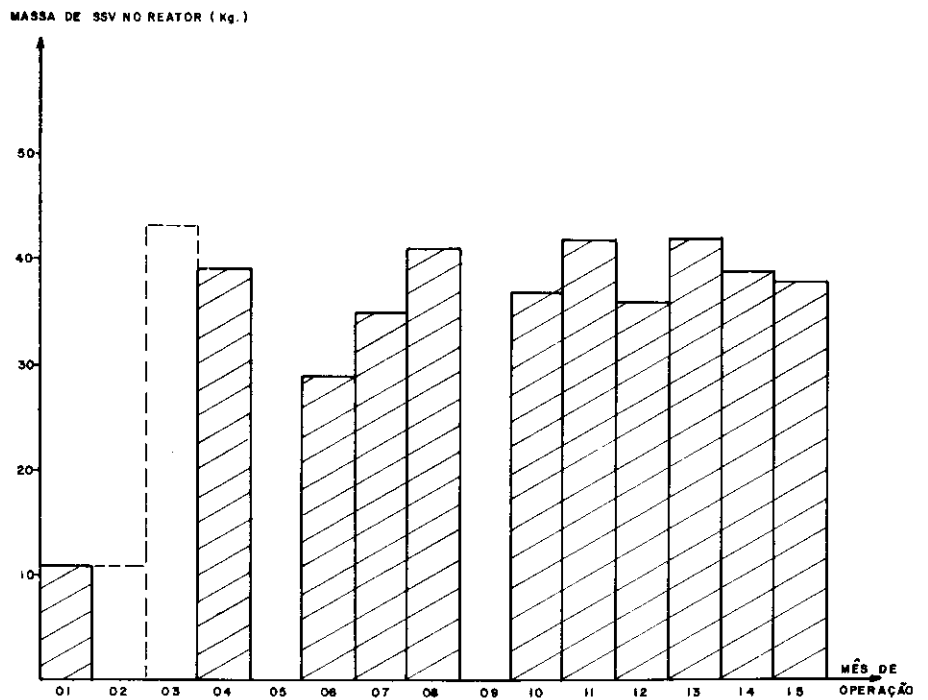


Figura 9 — Massa de lodo retido no reator



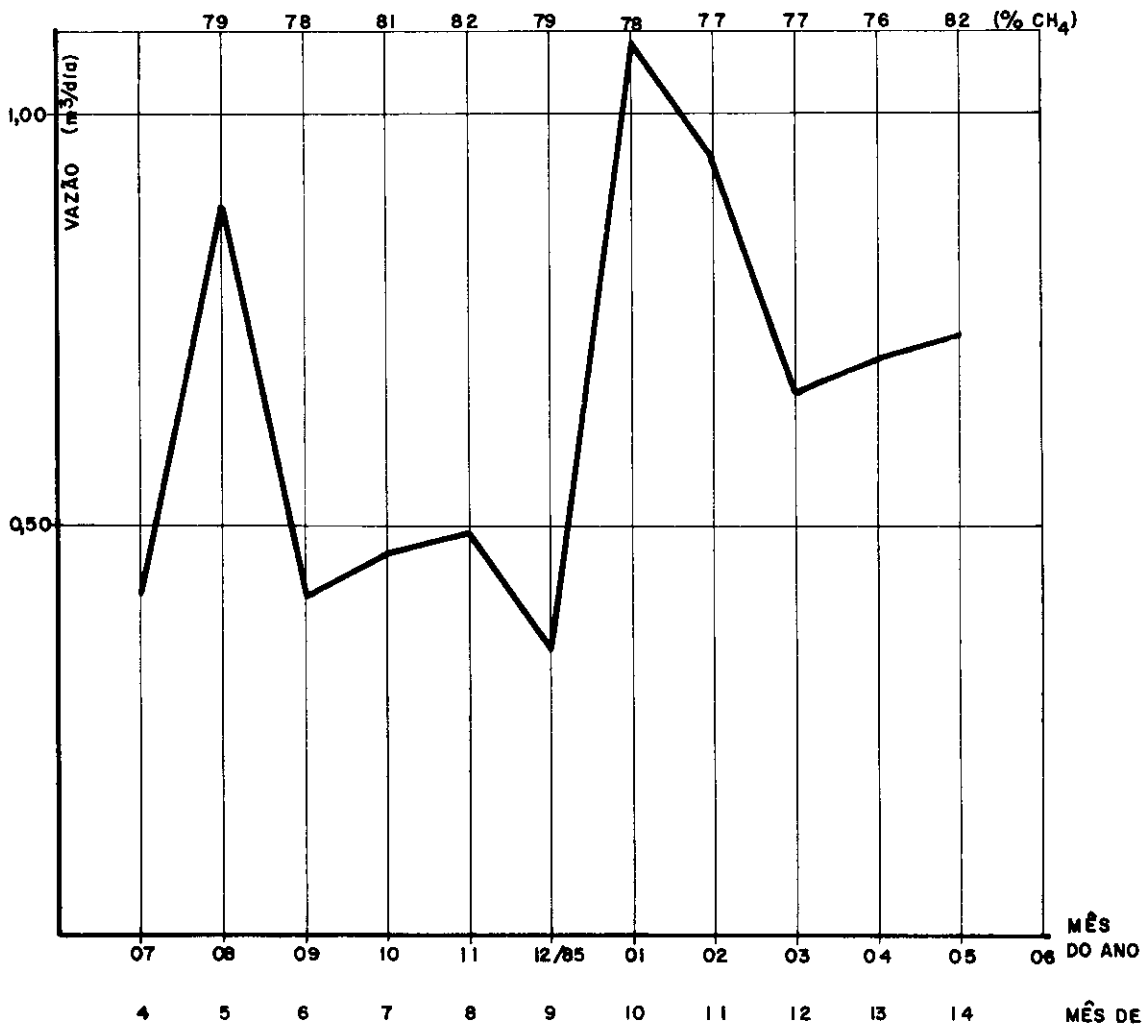
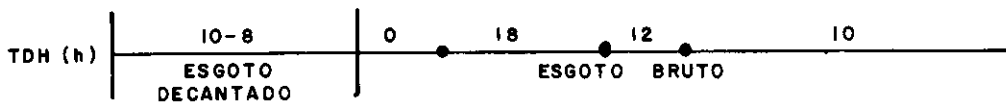
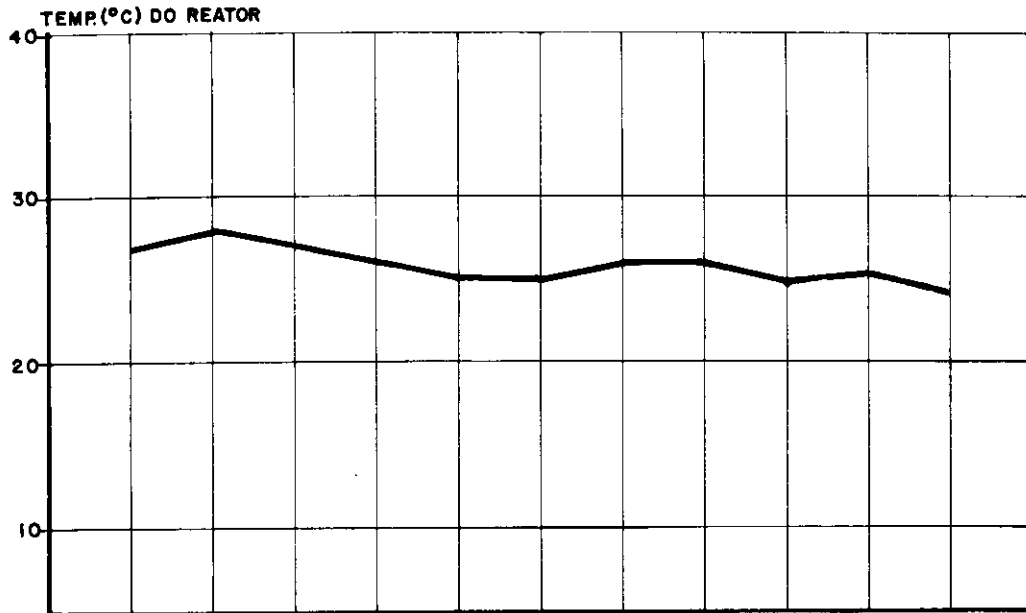
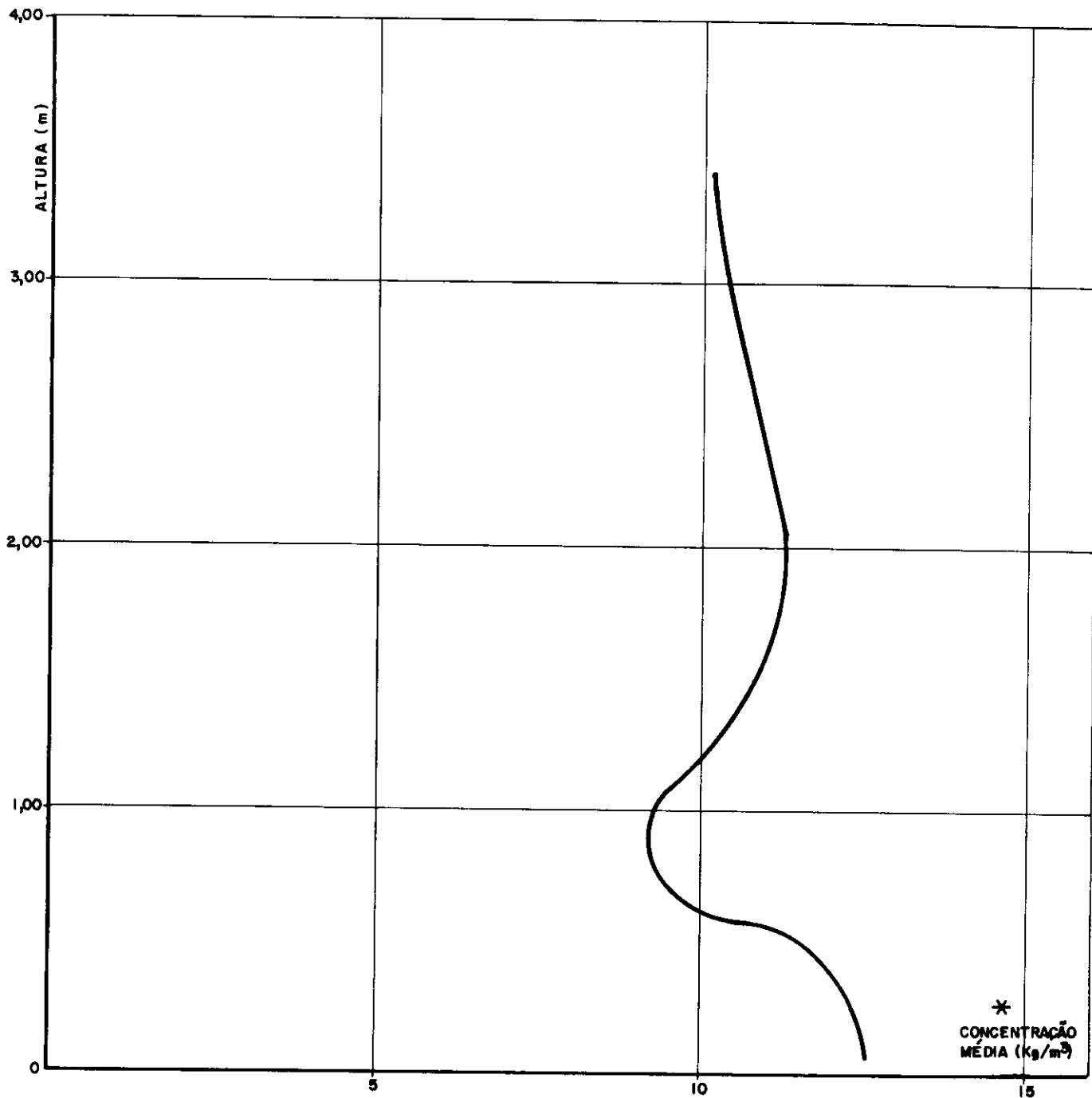


Figura 10 — Produção de biogás



\*  
CONCENTRAÇÃO  
MÉDIA (Kg/m<sup>3</sup>)

\* SÓLIDOS VOLÁTEIS (SV)

MASSA DE SV NO REATOR: 39 Kg.

Figura 11 — Perfil do lodo — 7/85

Em média, neste período, 65% da DQO total removida foi convertida a metano e 35% retida no reator, associada ao lodo.

Este resultado deve ser comparado ao de processos aeróbios de alta taxa (tratando esgotos urbanos), em que 40% da DQO removida é convertida a produtos finais e 60% fica associada ao lodo.

Produção de gás

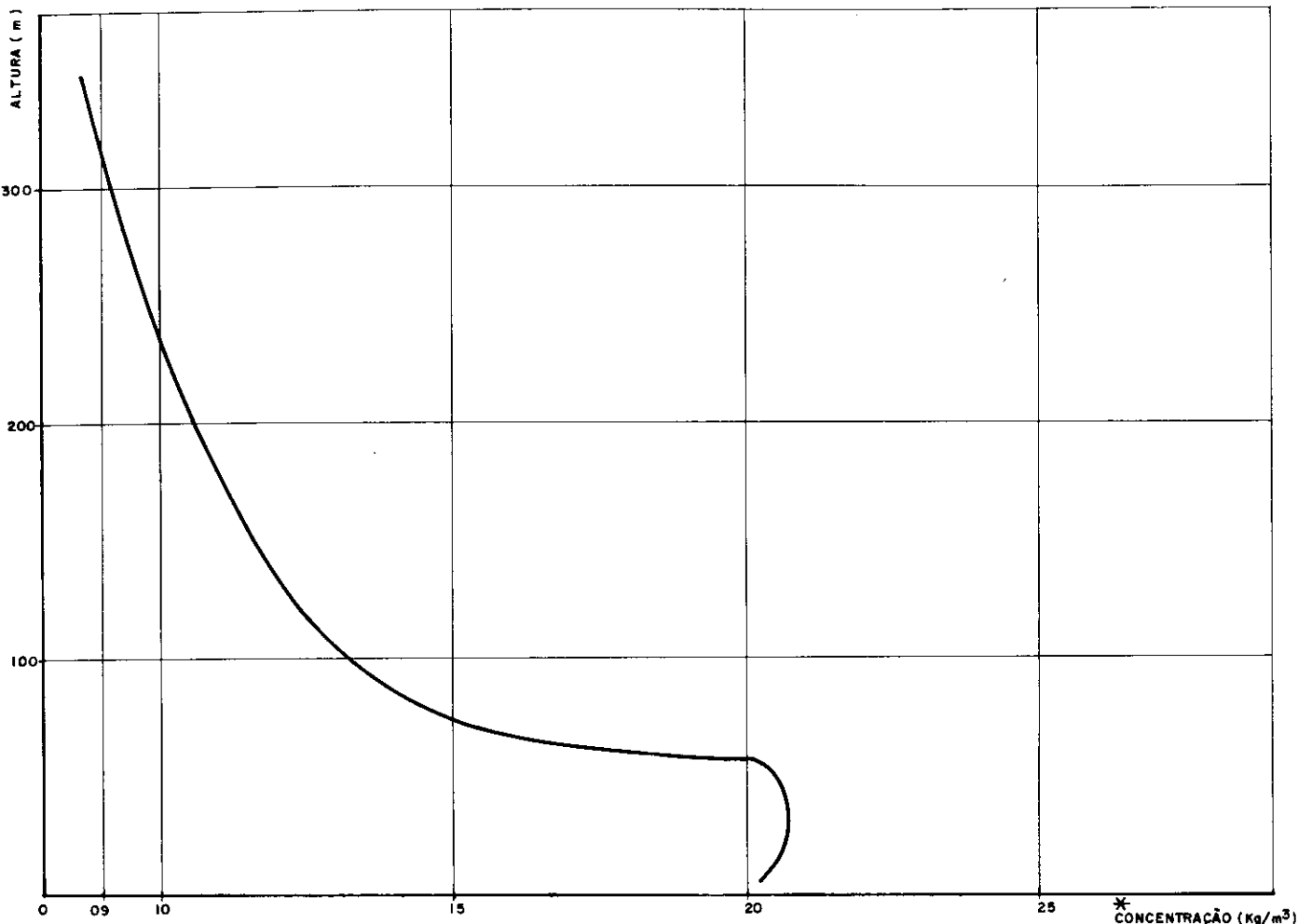
A produção de biogás variou de 54 l/m<sup>3</sup> até 118 l/m<sup>3</sup>, com porcentagem de metano de 73% a 82%. (Fig. 10).

Na estimativa da produção de gás metano, foi considerado o metano dissolvido no efluente, admitindo-se 100% de saturação, no período do 5.º ao 14.º mês.

Outros resultados

— Acidez — Alcalinidade: foram realizadas análises a partir do 6.º mês até o 15.º, com os seguintes resultados:

● acidez manteve-se sempre muito próxima a 50 mgCaCO<sub>3</sub>/l



\* SÓLIDOS VOLÁTEIS (SV)

MASSA DE SV NO REATOR : 4,2 Kg

Figura 12 — Perfil do lodo — 4/86

Tabela 1 — Balanços de Massas

MÊS DE OPERAÇÃO	DQO (kg/dia)			
	afluente	efluente	CH <sub>4</sub> -DQO	Lodo
5º	4,6	3,3	2,8	0,0
6º	8,7	4,3	2,2	2,2
7º	6,8	2,0	2,3	2,5
8º	3,8	0,9	1,8	1,1
9º	4,2	1,4	1,5	1,3
10º	5,4	1,2	3,1	1,1
11º	6,4	1,7	2,7	2,0
12º	4,3	1,3	2,2	0,8
13º	4,2	1,1	2,2	0,9
14º	6,9	3,0	2,3	1,6
15º	5,6	2,6	3,0	0,0

● a alcalinidade variou entre 200 a 250 mgCaCO<sub>3</sub>/l

● resultou uma relação acidez/alcalinidade entre 0,17 e 0,23.

No período em que foram feitas essas determinações o processo já se

mostrava estável, e os valores obtidos refletem esta estabilidade.

— Ácidos voláteis cromatográficos: do 10.º ao 15.º mês foram feitas algumas determinações de ácidos voláteis por método cromatográfico do

conteúdo do reator (ponto 6), com os seguintes resultados:

● a concentração de ácido acético manteve-se sempre menor que 3 mg HAC/l do 1.º ao 14.º mês, enquanto a soma das concentrações de outros ácidos (propiónico, butírico, iso-butírico, valérico e iso-valérico) oscilava entre 11 e 114 mg HAC/l. No 15.º mês um acréscimo maior da concentração destes ácidos até 164 mg HAC/l foi acompanhado de um aumento de ácido acético até 18 mg HAC/l, indicando uma possível sobrecarga do reator, também constatável no pequeno aumento da DQO solúvel do efluente neste mês.

### 3 Bibliografia

1. ZEEUW, Willem — Acclimatization of anaerobic sludge for UASB — reactor start - up - 1984.
2. NUCCI, N. L., et. al., "Anaerobic Treatment — Research, Development and Perspectives in the State of São Paulo, Brazil, Proceedings of the Seminar/Workshop ANAEROBIC TREATMENT OF SEWAGE, at University of Massachusetts, 1985.