

Emprego de reator anaeróbico de fluxo ascendente com manto de lodo para tratamento de despejos líquidos provenientes de laticínios

LUIZ DI BERNARDO

Docente do Depto. de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos — EESC — USP

RUBEN D.P. CAMACHO

Engenheiro, Mestre em Hidráulica e Saneamento

PAULO FRAGIACOMO

Químico do Laboratório de Saneamento da EESC-USP

MARIA A.P. VIUDES

Químico do Laboratório de Saneamento da EESC-USP

Este é o relato da experiência realizada numa instalação piloto, constituída de reator anaeróbico de fluxo ascendente com manto de lodo, para tratamento dos despejos líquidos de um laticínio. Com base nessa experiência, foram construídos os sistemas de tratamento de algumas indústrias, cujas principais características e resultados de operação são apresentados e discutidos neste trabalho.

A té há um pouco, o processo de digestão anaeróbia era exclusivamente usado na estabilização de lodo produzido nos diferentes estágios de uma estação de tratamento convencional. Os avanços recentes no conhecimento do processo, principalmente nas duas últimas décadas, como a compreensão da microbiologia,

bioquímica, cinética da degradação da matéria orgânica e influência das condições ambientais, possibilitaram o desenvolvimento de uma nova biotecnologia anaeróbia de alta taxa. Através do uso de reatores, não convencionais, o processo anaeróbico passou a ser aplicado ao tratamento de substratos diluídos. No Brasil, em especial na Escola de Engenharia de São Carlos — USP, o reator anaeróbico de fluxo ascendente com manto de lodo passou a ser estudado com profundidade, tanto em escala piloto como em protótipos (1, 2, 3, 4, 5, 6). Com base em alguns desses estudos, foi efetuada uma investigação experimental para o tratamento de despejos líquidos provenientes de laticínios, utilizando-se do reator UASB. Assim, o presente trabalho tem por objetivo fornecer informações a respeito da investigação experimental realizada em instalação piloto e de apresentar os resultados de operação dos reatores UASB de dois laticínios.

CARACTERÍSTICAS DO REATOR UASB

Descrição

A Figura 1 mostra, de forma esquemática, um reator do tipo UASB. Basicamente, são consideradas essenciais as seguintes características no sistema:

- Fluxo ascensional, de modo que o afluente tenha contato com a massa de microrganismos no leito e manto de lodo
- distribuição uniforme do afluente no fundo do reator para evitar ocorrência de correntes preferenciais ou zonas mortas
- zona apropriada de separação das fases gás — líquido — sólido, através de placas defletoras localizadas no interior do reator
- formação de lodo anaeróbico com velocidade de sedimentação elevada.
- recirculação e agitação do lodo, obtidas através da ascensão das bolhas de gás formado no leito e manto de lodo

Parâmetros de Projeto e Operação

a) Carga orgânica volumétrica (COV)

Também denominada de taxa de carregamento orgânico, a carga orgânica volumétrica é dada por:

$$\text{Onde: } \text{COV} = \frac{S_0}{\theta}$$

COV: carga orgânica volumétrica (kg DQO/m³ .d)

S₀: DQO do afluente (kg/m³)

θ : tempo de detenção hidráulico (d)

Para temperaturas de até 40°C, tem sido recomendado um valor de COV inferior a 25 kg DQO/m³ .d.

b) Tempo de detenção hidráulico (θ)

O inverso do tempo de detenção hidráulico fornece a taxa de carregamento hidráulico, (TCH), ou seja:

$$\text{TCH} = \frac{Q_a}{V_R}$$

Onde:

V_R: volume total do reator (m³)

Q_a: vazão afluente (m³ / d)

TCH: taxa de carregamento hidráulico ($\frac{\text{m}^3/\text{d despejo}}{\text{m}^3 \text{ do reator}}$)

Para um despejo líquido com temperatura de 30°C, COV da ordem de 25 kg DQO/m³.d e eficiência de remoção de DQO entre 80 e 90%, tem sido recomendado um valor máximo de TCH igual a 4 m³/d/m³, muito embora a literatura relate o emprego de um valor de até 8 m³/d/m³.

c) Distribuição

A distribuição do afluente está relacionada com a carga orgânica volumétrica e a velocidade ascensional. Em geral, para valores de COV inferiores a 5kg DQO/d.m³ e velocidade ascensional menor que 24 m/d, é sugerida uma distribuição do afluente no fundo de um ponto para cada 2 a 5 m² de área.

d) Características do lodo

O crescimento bacteriano na digestão anaeróbia é baixo, sendo cerca de 80% da DQO do afluente convertida em metano. Em geral, a produção de lodo é da ordem de 0,1 kg lodo/kg DQO, com 5 a 10% de matéria sólida. Uma das principais características do reator é o desenvolvimento de um lodo com alta atividade específica, onde são reportados fatores de carga aplicada ao lodo da ordem de 1 kg DQO/d/kg SSV.

A granulação é vagarosamente obtida no lodo anaeróbio e constitui uma etapa importíssima no processo. O leito de lodo, constituído de grânulos, possui um valor de IVL entre 10 e 20ml/g enquanto que, o lodo floculado, do manto de lodo, possui um valor de IVL entre 20 e 40 ml/g. Na prática, a altura do leito e manto de lodo varia entre 1,5 e 4,5m.

e) Separador de fases — Decantador

O desempenho do separador de gás/sólido depende da área superficial da interface, que deve ser dimensionada de forma que o gás aderido ao lodo possa escapar facilmente, pois, caso contrário, o lodo flutuante da abertura irá passar através da abertura entrando na câmara de sedimentação. As placas defletoras devem ter ângulo superior a 50° para facilitar o direcionamento das bolhas. Com a superposição das placas defletoras, da ordem de 10 a 15cm, busca-se, também, evitar que o gás entre câmara de sedimentação.

A abertura da fenda entre as placas defletoras deve ser dimensionada de modo que a velocidade do líquido não supere 4m/h e ser preferencialmente da ordem de 2m/h.

A taxa de escoamento superficial no decantador deve ser inferior a 24

m³/m².d., embora ocasionalmente possam ocorrer valores de até 48 m³/m².d.

f) Partida do reator

Um dos principais problemas que ainda permanece na aplicação do tratamento anaeróbio e particularmente do reator de manta de lodo, está no aperfeiçoamento da partida ou entrada em operação do processo quando é utilizado como inóculo lodo de esgoto digerido ou outro qualquer de baixa atividade. Isto é devido ao considerável tempo necessário para se obter um lodo altamente ativo e sedimentável (lodo granular) a partir de um inóculo de qualidade pobre.

A partida do reator é considerada como a base da aceitabilidade do processo manta de lodo (UASB) quando aplicado a despejos diluídos. Dentre os fatores a levar em conta no processo de "granulação" durante a partida do reator, destacam-se:

- fatores ambientais: disponibilidade de nutrientes essenciais, temperatura, pH, tipo e despejo (composição, biodegradabilidade, presença de matéria orgânica e inorgânica finamente dispersa, presença de cátions bivalentes e composto inibitórios).

- tipo e quantidade de inóculo (lodo) utilizado

- procedimento seguido no incremento da taxa de carregamento orgânico

As sugestões apresentadas por Lettinga⁽⁸⁾ para se cultivar uma biomassa altamente ativa em um período de 6 a 12 semanas, são as seguintes:

- quantidade de inóculo utilizado: 10 — 15 kg SSV/m³ de reator

- carga inicial aplicada ao lodo: 0,05 — 0,1 kg DQO/kg SSV.d

- aumentar a carga aplicada ao lodo até terem sido degradados 80% ou mais dos ácidos voláteis

- permitir a "lavagem" do lodo volumoso com características pobres de sedimentabilidade

- evitar a remoção do lodo mais denso

g) Produção de gás

A produção de gás está relacionada, principalmente, com a carga orgânica volumétrica se as demais características do reator forem, apropriadas.

$$\text{P.G.} = \frac{\text{V.G.R.}}{\text{C.O.V.}}$$

Onde:

C.O.V: carga orgânica volumétrica (kg DQO/m³ .d)

V.G.R: volume de gás produzido por dia por volume do reator (m³ gás/d/m³ do reator)

P.G.: produtividade de gás (m³ gás/kg DQO)

Em geral, a porcentagem de metano no biogás varia entre 65 e 85%. O valor da PG é bastante variável na literatura, tendo sido reportados valores desde 0,15 até 0,50 m³ gás/kg DQO afluente.

ESTUDO EM INSTALAÇÃO PILOTO

Descrição da instalação

No laticínio, onde foi desenvolvido o estudo na instalação piloto, existiam unidades de pré-tratamento dos despejos líquidos, constando de caixa de gordura e caixa de regularização de vazão. Foi aproveitado tanque de regularização de vazão, transformado em poço de sucção e reator tipo UASB, conforme mostra, esquematicamente, a Figura 2, que constava de:

- tanque de recepção do efluente da caixa, de gordura, de onde o despejo era recalado para a caixa de nível constante, provida de extravasor

- funil, onde o despejo líquido, com vazão ajustada e solução de barilha, eram misturadas, antes de entrar na parte inferior do reator.

■ reator, com 1,11 x 1,11m em planta e altura total de 2,44m; o sistema separador de fases foi construído em chapa de aço, revestida com epoxi; a coleta do efluente era feita através de três tubos de 25,4mm de diâmetro, providos de orifícios; o gás era coletado por meio de tubulação de 12,7mm de diâmetro e conduzido para um recipiente cheio de água; o volume útil total do reator era de 2,7m³.

O laticínio produz, basicamente, queijos do tipo minas, provolone, ricota e mussarela, e processa um volume de leite compreendido entre 5.000 e 10.000 litros de leite por dia.

Metodologia

Partida do Reator

Foi utilizado, como inóculo, lodo digerido anaerobicamente, proveniente do sistema de tratamento de um laticínio da região. Foi usado um volume da ordem de 800 litros de lodo, que correspondeu a cerca de 30% do volume total do reator.

Operação do reator

O reator foi operado desde outubro de 1985 até fevereiro de 1986, variando-se o tempo de detenção hidráulico (taxa de carregamento hidráulico), conforme mostra o Quadro 1.

O pH do afluente ao reator era constantemente corrigido, de modo que no efluente do reator resultasse sempre superior a 6,5. O controle da vazão foi feito volumetricamente, através do uso de erlemmeyer de 100 ml. O volume de gás não foi medido e tampouco analisado para a determinação da porcentagem de CH₄.

A coleta de amostras do afluente e efluente do reator foi feita da seguinte forma: a cada 6 horas coletava-se um volume de 200 ml do afluente (no dia anterior) e do efluente, no dia que aparece no Quadro 1. As amostras eram preservadas em geladeira (4°C) e posteriormente, misturadas de modo a se obter uma amostra, de certa forma representativa tanto do afluente como do efluente, do reator. Com essas amostras, foram efetuadas determinações de DQO, pH, alcalinidade e sólidos.

Resultados

Remoção de DQO

O Quadro 2 apresenta os dados da DQO do afluente e efluente do reator (amostras compostas) e a eficiência de remoção.

Outros parâmetros

Os Quadros 3 e 4 apresentam os dados de alcalinidade total, sólidos totais, voláteis e fixos, pH, sólidos sedimentares, sólidos voláteis e sólidos suspensos.

DISCUSSÃO E CONCLUSÕES

A partida do reator foi realizada com sucesso, o que pode ser verificado ao se analisar os dados dos Quadros 2, 3 e 4. Antes da instalação do inóculo no reator, foram feitas observações microscópicas do lodo anaeróbio, que revelava a presença de grande quantidade de bactérias anaeróbias e teor de SSV da ordem de 20 g/l; a carga inicial aplicada ao lodo, foi em torno de 0,2 kg DQO/kg SSV.d. Muitos problemas decorrentes do mau funcionamento do reator resultam da partida inadequada, conforme constatado por Camacho (3). Durante aproximadamente 1 mês, o tempo de detenção hidráulico foi mantido igual a 36 horas, ou seja, TCH igual a 0,67 m³/d.m³, porém, verifica-se no Quadro 1, que a COV aumentou, desde 1,6 até 3,2 kg DQO/m³.d nesse período, devido ao aumento da DQO do afluente. Aconteceu que, no início, a indústria processava cerca de 5.000 litros de leite por dia, que aumentou progressivamente até 10.000 no final da investigação experimental.

A remoção de DQO foi aumentando com o tempo, o que pode ser verificado no Quadro 2, até atingir cerca de 60% quando TCH era de 0,67 m³/m³.d. Após a alteração de TCH para 1 m³/m³.d., houve um período

de adaptação, com redução da remoção de DQO; porém, após 2 semanas, a eficiência retornou ao valor anterior. O valor de TCH igual a 1m³/m³.d foi mantido até o final da investigação experimental, porém, é evidente, uma vez mais (Quadro 1) o aumento do valor de COV, pois com o aumento do volume de leite processado diariamente, cresceu o valor da DQO do despejo bruto. Entretanto, a remoção de DQO continuou aumentando e, no final do experimento, alcançava 83% considerando a amostra do efluente não filtrado e 86% da amostra filtrada.

Com respeito ao pH e alcalinidade, é notória no Quadro 3 a necessidade do uso de alcalizante, já que o pH do despejo bruto era da ordem de 4,0. A correção do pH foi feita com o uso de carbonato de sódio (barrilha) procurando-se manter o pH do efluente do reator sempre superior a 6,5. Porém, devido à inabilidade dos funcionários da indústria que controlavam a instalação e ao uso contínuo de papel comprador, o pH, medido potencioneticamente, permaneceu, algumas vezes, abaixo do valor mínimo estipulado inicialmente. No entanto, esse fato parece não ter afetado significativamente o funcionamento da instalação, principalmente no início, pois é provável que o lodo de inóculo possuísse alcalinidade suficiente para neutralizar os ácidos orgânicos formados nesse período.

Na época da investigação, não foram efetuadas medições de ácidos voláteis pelas dificuldades existentes no laboratório; assim, os valores que aparecem na última coluna do Quadro 3 foram calculados a partir da seguinte equação:

onde: A B: alcalinidade a bicarbonato (mg/l Ca CO₃)

A T: alcalinidade total (mg/l Ca CO₃)

A V: ácidos voláteis (mg/l acetato)

O Quadro 4 mostra como variou o teor dos diferentes tipos de sólidos no afluente e efluente do reator. A quantidade elevada de sólidos no efluente, principalmente quando o era de 24 horas decorreu do carreamento do lodo, resultante, talvez, da baixa altura da zona de leito e manta de lodo e à elevada produção de gás, que embora a vazão não fosse medida, o borbulhamento no recipiente com água era muito acentuado. É interessante observar no Quadro 4 a variação do teor de sólidos sedimentáveis, tanto no afluente como efluente do reator. De certa forma, no final do experimento, com $\Theta = 24$ horas, pode-se dizer que o reator encontrava-se em equilíbrio, com baixo teor de sólidos sedimentáveis, embora esse parâmetro fosse elevado no afluente.

As principais conclusões do trabalho experimental na instalação piloto foram:

a) o reator anaeróbio de manta de lodo com fluxo ascendente pode ser usado com sucesso para o tratamento de despejos líquidos provenientes de laticínios;

b) o pH do despejo bruto deve ser corrigido para valores superiores a 7 (de preferência acima de 8) para que o efluente apresente um pH próximo do neutro;

c) o inóculo utilizado, com carga aplicada da ordem de 0,2 kg DQO/d. kg SSV, foi apropriada para a partida do reator;

d) a carga orgânica volumétrica, entre 1,6 e 9,8 kg DQO/d. por m³ do reator não afetou a eficiência de remoção de DQO e

e) a taxa de carregamento hidráulico não deverá superar 1,0m³/d. por m³ do reator.

Dentre as recomendações, destacam-se a necessidade do aumento da altura da zona do leito e manta de lodo para, no mínimo, 2 metros, e ser utilizado um método apropriado para controle do pH e alcalinidade no processo.

APLICAÇÃO DA TECNOLOGIA

Com base na investigação experimental realizada, foi empregada a tecnologia no tratamento dos despejos líquidos provenientes de dois laticínios, cujas principais características de projeto e funcionamento são discutidas a seguir. Os quadros 6, 7, 8 e 9 apresentam os dados relativos aos dos despejos e instalações de tratamento.

O sistema de tratamento do Laticínio A entrou em operação no mês de junho de 1988 e do Laticínio B em julho de 1987. O Quadro 10 apresenta dados de operação do Laticínio A.

O Quadro 11 apresenta os dados de operação do Laticínio B.

O acompanhamento do funcionamento das instalações de dois laticínios mostrou que o processo exige cuidados operacionais, principalmente na partida, e controle apropriado do pH. Apesar de não ter sido mencionado, o reator UASB do Laticínio A teve que ser esvaziado em duas ocasiões, devido a problemas operacionais (desajuste na vazão de despejo e descontrole do pH) que perduraram por alguns dias. Somente após a conscientização dos responsáveis, pela necessidade de atenção contínua no funcionamento do sistema de tratamento, é que foram obtidos resultados satisfatórios, apesar ainda do tempo relativamente curto de funcionamento com dados de operação (21/9/88). Não resta a menor dúvida a respeito da aplicabilidade do reator UASB, o que pode ser comprovado mediante observação dos dados constantes dos Quadros 10 e 11.

5 — BIBLIOGRAFIA

1 — Anrain, E. *Estudo sobre a aplicabilidade de reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo no tratamento de efluentes de fecularia* — Dissertação de mestrado — Biblioteca da EESC-USP, 1983.

2 — Belli, P. & Foresti, E. *Remoção de coliformes em um reator anaeróbio piloto* — Anais do XIX Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental-Santiago — Chile, nov. 1984.

3 — Camacho, R.D.P. *Desempenho de um Reator Anaeróbio de Manta de Lodo Protótipo no Tratamento de Efluentes Líquidos de uma Indústria de Conservas Alimentícias Vegetais* — Dissertação de Mestrado — Biblioteca da EESC-USP, 1986.

4 — Campos, J.R. *Uso de outros tipos de reatores anaeróbios para tratamento de efluentes líquidos* — Encontro de Especialistas em Digestão Anaeróbia. São Paulo, 1986.

5 — Del Nery, V. *Utilização de lodo anaeróbio imobilizado em gel no estudo de partida de reatores de fluxo ascendente com manta de lodo* — Dissertação de Mestrado — Biblioteca da EESC-USP, 1987.

6 — Fernandes, J.A. *Estudo sobre a aplicabilidade de um reator UASB-AF no tratamento de águas residuárias de indústria de conservas de tomates* — Dissertação de Mestrado — Biblioteca EESC-USP, 1985.

7 — Hidron Engenharia S/C Ltda. — Projetos hidráulicos dos sistemas de tratamento das águas residuárias industriais: Laticínios Catupiry de Bebedouro e Santa Fé do Sul; Laticínio Miguel Peta de São Sebastião da Grama.

8 — Lettinga, G. et al. *Design operation and economy of anaerobic treatment* — IAWPR — Specialized Seminar on Anaerobic Treatment Copenhagen, June, 1982.

Quadro 1
PARÂMETROS DE OPERAÇÃO

DATA	θ (h)	TCH (m ³ /d.m ³)		COD (kg DQO/m ³ .d)
		INÍCIO	DE OPERAÇÃO	
14/10/85				
21/10/85	1,6	0,67	1,6	
30/10/85	1,6	0,67	1,7	
06/11/85	1,6	0,67	2,3	
12/11/85	1,6	0,67	2,9	
20/11/85	3,6	0,67	3,2	
27/11/85	2,4	1,00	4,8	
03/12/85	2,4	1,00	7,6	
11/12/85	2,4	1,00	9,8	
17/12/85	2,4	1,00	8,6	
27/12/85	2,4	1,00	8,7	
06/01/86	2,4	1,00	8,2	
21/01/86	2,4	1,00	9,8	
29/01/86	2,4	1,00	8,7	
15/02/86	2,4	1,00	8,2	

Quadro 2
Remoção de DQO

DATA	DQO (mg/l)		REMOÇÃO DE DQO (%)	
	AFLUENTE	EFLUENTE	NÃO FILTRADA	FILTRADA
21/10/85	2416	2368	2	-
30/10/85	2585	1624	37	-
06/11/85	3450	1830	47	-
12/11/85	4316	1740	60	-
20/11/85	4762	1720	64	-
27/11/85	4768	2532 (2264)	47	53
03/12/85	7561	3151 (2123)	58	72
11/12/85	9792	3384 (2368)	66	76
17/12/85	8616	2822 (2000)	67	77
27/12/85	8716	2790 (1950)	68	78
06/01/86	8190	2375 (1720)	71	79
21/01/86	9760	2240 (1680)	77	83
29/01/86	8700	1614 (1453)	81	83
15/02/86	8200	1380 (1110)	83	86

(*) DQO da amostra filtrada

Quadro 3
Resultados de pH, alcalinidade e ácidos voláteis do afluente e efluente

DATA	pH		ALCALINIDADE (mg/l Ca CO ₃)				ÁCIDOS VOLÁTEIS (AV) (mg/l)	
	AF. corrig.	EF.	TOTAL (AT)		BICARBONATO (AB)		AF.	EF.
			AF.	EF.	AF.	EF.		
21/10/85	6,6	5,8	403	766	74	142	464	879
30/10/85	6,7	5,9	798	643	373	173	598	662
06/11/85	6,6	6,1	490	567	26	162	653	570
12/11/85	7,4	6,6	740	636	87	87	920	773
20/11/85	6,8	5,4	112	921	0	196	764	1021
27/11/85	6,5	5,3	589	749	0	23	1003	1022
03/12/85	6,8	5,2	599	665	0	51	960	864
11/12/85	7,3	5,6	478	916	0	150	1417	1141
17/12/85	7,3	5,8	694	1108	2	389	975	1012
27/12/85	7,8	6,9	-	-	-	-	-	-
06/01/86	8,2	7,1	900	850	273	131	883	1012
21/01/86	7,9	6,8	1875	915	1470	300	570	865
29/01/86	7,8	7,2	1983	1252	1460	625	736	883
15/02/86	7,9	7,1	-	-	-	-	-	-

Quadro 4
Resultados de sólidos

DATA	SÓLIDOS TOTAIS (mg/l)		SÓLIDOS VOLÁTEIS TOTAIS (mg/l)		SÓLIDOS FÍXOS TOTAIS (mg/l)		SÓLIDOS SUSPENSOS TOTAIS (mg/l)		SÓLIDOS SUSPENSOS VOLÁTEIS (mg/l)		SÓLIDOS SUSPENSOS FÍXOS (mg/l)		SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS (mg/l)	
	AF.	EF.	AF.	EF.	AF.	EF.	AF.	EF.	AF.	EF.	AF.	EF.	AF.	EF.
30/10/85	5618	4760	4271	3646	1347	1114	690	220	600	182	90	38	12,5	0,70
06/11/85	3480	2555	2710	1442	770	1113	871	212	814	201	57	11	36	0,05
12/11/85	4373	2542	2706	1406	1667	1136	1593	236	1409	208	184	28	54	0,20
20/11/85	7857	6806	5133	3837	2724	2969	1280	873	1208	763	72	110	14	4,0
27/11/85	8530	6940	6369	4994	2161	1946	1563	631	1470	565	93	66	25	6,5
03/12/85	9256	4002	6754	2666	2502	1366	2504	966	2318	852	186	114	60	10,0

11/12/85	7797	5105	5458	2647	2339	2458	3601	932	3413	804	188	128	165	11,0
17/12/85	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	100	10,0
27/12/85	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	42	0,8
06/01/86	7050	3531	3645	1649	3405	1882	2004	815	1817	731	187	84	20	0,5
21/01/86	7154	5450	3535	2362	3619	3088	2822	617	2612	562	210	95	15	0,3
29/01/86	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	17	0,4
15/02/86	9235	2957	5845	1450	3390	1507	1678	885	1432	762	246	123	23	0,2

- Área em planta (m ²)	3,60	11,82
- Largura (m)	1,50	2,42
- Comprimento (m)	2,44	4,88
- Correção de pH (barrilha)	sim	sim
- Número de módulos para separação de fases	1	2
- Volume de inóculo usado (m ³) (lodo anaeróbico)	8	24
- Número de entradas no reator	4	8

Quadro 5
Resultados de amostras do lodo anaeróbico

DATA	e (h)	SST (mg/l)	SSV (mg/l)	SSF (mg/l)
12/11/85	3,6	28470	21800	6670
11/12/85	2,4	15547	12745	2802
06/01/86	2,4	23850	20206	3644

Quadro 6
Características dos despejos líquidos

CARACTERÍSTICA	LATICÍNIO	
	A	B
Volume de leite processado (l/d)	10.000	25.000
Volume de despejo líquido gerado (m ³ /d)	10,1	34,61
DQO média do afluente (mg/l)	6500	3100
pH	4,0 - 6,0	4,0 - 6,0
Teor de sólidos sedimentáveis (ml/l)	10 - 160	6 - 46
Tempo de processamento (h)	6 - 12	8 - 24

Quadro 7
Unidades de pré-tratamento

UNIDADE	LATICÍNIO	
	A	B
- Cesto metálico para remoção de sólidos graxos	sim	sim
- Volume do tanque de retenção (m ³)	1,0	3,0
- Vazão total recalçada à caixa de gordura (m ³ /h)	2	3
- Vazão de retorno da caixa de gordura ao tanque de retenção (m ³ /h) no regime normal de operação	1,55	1,5

Quadro 8
Parâmetros de projeto e características das instalações

PARÂMETRO	LATICÍNIO	
	A	B
Tempo de detenção hidráulico (h)	3,6	3,6
Taxa de carregamento hidráulico (m ³ /dm ²)	0,67	0,67
Carga orgânica volumétrica (Kg DQO/d, m ³)	4,4	2,1
Volume total do reator	15,20	52,0
Altura da zona de lodo (m)	2,30	2,40
Altura da zona de sedimentação (m)	1,70	1,80

Quadro 9
Metodologia recomendada para operação

ETAPA	θ (d)	DURAÇÃO (semana)	VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO DO REATOR (m ³ /d)	
			A	B
1*	2,5	1	0,61	2,08
2*	1,2	2	1,27	4,33
3*	6	3	2,53	8,67
4*	3	3	5,07	17,33
5*	1,5	regime normal	10,10	34,61

Quadro 10
Dados de operação do reator UASB do Laticínio A

PARÂMETRO	DATA	
	(**) 16/08/88	21/09/88
pH do afluente ao reator UASB	6,3	8,4
pH do efluente do reator UASB	6,4	7,0
DQO do afluente (mg/l)	3040	4520
DQO do efluente não filtrado (mg/l)	3290	2100
DQO do efluente filtrado (mg/l)	1860	1760
DBO ₅ do afluente (mg/l)	2500	2630
DBO ₅ do efluente filtrado (mg/l)	1360	1430
Alcalinidade total do afluente (mg/l CaCO ₃)	510	1330
Alcalinidade total do efluente (mg/l CaCO ₃)	1720	1960
Sólidos sedimentáveis do afluente (ml/l)	8	0,2
Sólidos sedimentáveis do efluente (ml/l)	50	0,1
Sólidos suspensos totais do afluente (mg/l)	673	927
Sólidos suspensos totais do efluente (mg/l)	1900	271
Sólidos suspensos voláteis do afluente (mg/l)	617	793
Sólidos suspensos voláteis do efluente (mg/l)	1570	226
Sólidos suspensos fixos do afluente (mg/l)	56	134
Sólidos suspensos fixos do efluente (mg/l)	330	45
(*) Sólidos suspensos totais do lodo (g/l)	311	298
(*) Sólidos suspensos fixos do lodo (g/l)	250	230
(*) Sólidos suspensos voláteis do lodo (g/l)	61	68
(*) Observações microscópicas do lodo	presença de grande quantidade de bacilos e ausência completa de microrganismos aeróbios	

(*) amostra coletada no leito de lodo afluente.
(**) 1 semana após início de operação em regime normal

Quadro 11
dados de operação do REA Uasb do Laticínio b

PARÂMETRO	DATA			
	03/09/87	16/09/87	29/10/87	16/09/88
pH do afluente ao reator UASB	5,8	5,8	6,9	6,4
pH do efluente ao reator UASB	6,9	6,7	7,6	7,2
DQO do afluente (mg/l)	1650	1560	1520	1366
DQO do efluente (mg/l) não filtrado	650	470	510	221
Alcalinidade total do afluente (mg/l CaCO ₃)	-	-	78	87

Alcalinidade total do efluente (mg/l CaCO ₃)	-	-	800	543
Nitrogênio total do afluente (mg/l N)	-	-	42	192
Fosforo total (mg/l - P)	-	-	7,3	33,6
Nitrogênio total do efluente (mg/l - N)	-	-	26,5	78
Fosforo total do efluente (mg/l - P)	-	-	4,8	19,8
Sólidos sedimentáveis do afluente (ml/l)	-	-	6	8
Sólidos sedimentáveis do efluente (ml/l)	-	-	0,4	0,2
Sólidos suspensos totais do afl. (mg/l)	-	-	-	290
Sólidos suspensos totais do efl. (mg/l)	-	-	-	57
Sólidos suspensos voláteis do afl. (mg/l)	-	-	-	-
Sólidos suspensos voláteis do efl. (mg/l)	-	-	-	55
Sólidos suspensos fixos do afluente (mg/l)	-	-	-	10
Sólidos suspensos fixos do efluente (mg/l)	-	-	-	2
Observações microscópicas do lodo coletado no leito	-	-	cistos de protozoários; muitas bactérias	Bacilos em grande quantidade; ausência de microrganismos anaeróbicos.
Sólidos suspensos totais no lodo (g/l)	-	-	-	136
Sólidos suspensos voláteis no lodo (g/l)	-	-	-	46
Sólidos suspensos fixos no lodo (g/l)	-	-	-	90

Figura 1
Desenho esquemático de um reator UASB

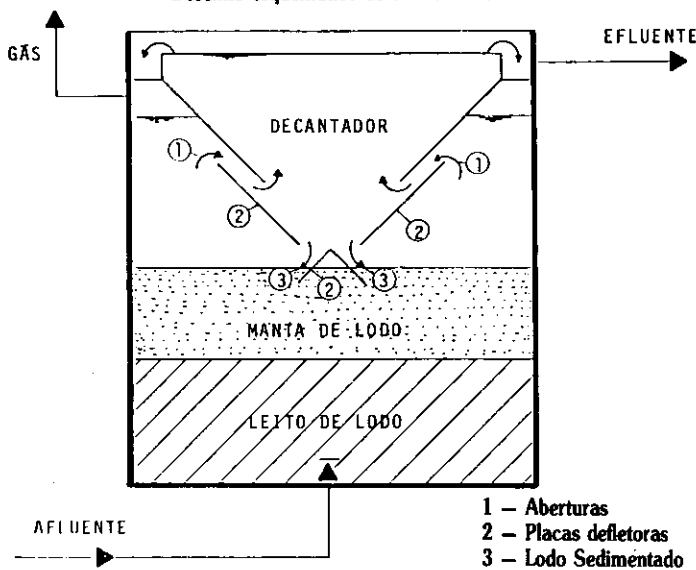


Figura 4
Reator UASB do Laticínio B

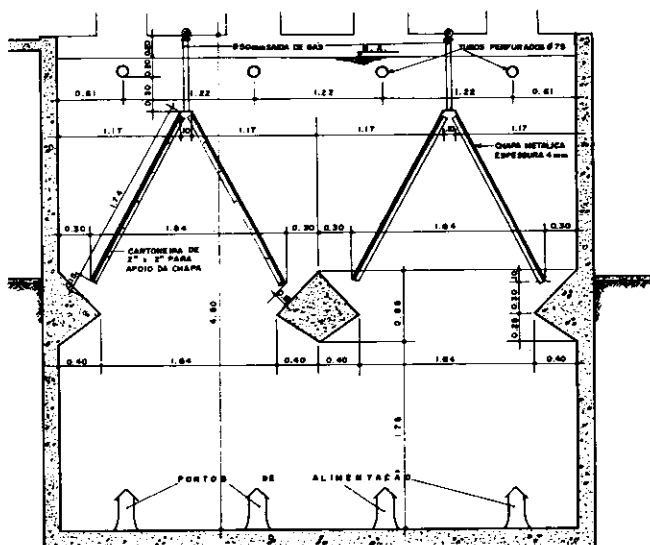


Figura 2
Esquema da instalação piloto

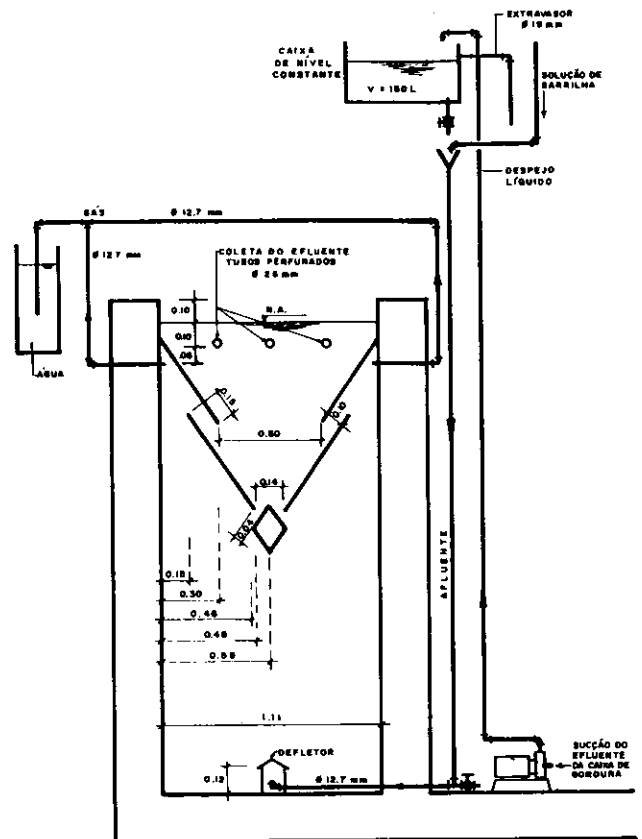


Figura 3
Reator UASB do Laticínio A

