

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS


**ESTUDO DO DESEMPENHO DO REATOR "AIR-LIFT" DE  
CIRCULAÇÃO EXTERNA NO TRATAMENTO DE ÁGUAS  
RESIDUÁRIAS POR LODO ATIVADO.**

PARECER

Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida por TÂNIA MARIA ALBERTE e aprovada pela Comissão Julgadora em 07.02.98. Campinas, 07 de fevereiro de 1997

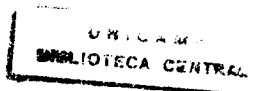
**Tânia Maria Albete**  
Engenheira de Alimentos

**Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre**  
Orientador

  
Prof. Dr. RANULFO MONTE ALEGRE  
Presidente da Banca

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas para a obtenção do título de mestre em Engenharia de Alimentos.

CAMPINAS /SP  
Dezembro de 1996



UNIDADE	BC
N.º CHAMADA	T/UNICAMP
	AL14e
V.	Ex
TOMBO DC/	30107
PROC.	281197
C	<input type="checkbox"/> D <input type="checkbox"/> Y <input type="checkbox"/>
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	13-05-97
N.º CPD	

CM-00 099238-5

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA  
BIBLIOTECA DA F.E.A. - UNICAMP

AL14e

Alberte, Tânia Maria

Estudo do desempenho do reator "Air-lift" de circulação externa no tratamento de águas residuárias por lodo ativado / Tânia Maria Alberte. --Campinas, SP: [s.n.], 1996.

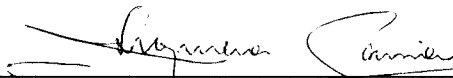
Orientador: Ranulfo Monte Alegre

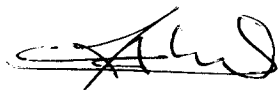
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1. Reator "Air-lift" 2. Águas residuais - Tratamento biológico.
3. Processo de lodo ativado. I. Monte Alegre, Ranulfo. .  
II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos. III. Título.

## BANCA EXAMINADORA

  
Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre - Orientador

  
Prof<sup>a</sup> Dra. Terezinha de Jesus Garcia Salva - Membro

  
Prof. Dr. Fernando Antonio Cabral - Membro

Prof<sup>a</sup> Dra. Lucia Regina Durrant - Membro

*A minha mãe Zuleika, meu pai  
Milton e minha irmã Maria Clara*

## **AGRADECIMENTOS**

Em especial, ao professor Ranulfo Monte Alegre pela dedicação, paciência e amizade.

Aos professores e funcionários da Faculdade de Engenharia de Alimentos.

Ao CNPq pelo auxílio financeiro.

A Mônica, Josi, Silmara, Edson, com carinho, pela amizade, apoio e incentivo desde o início e pelos inúmeros momentos de descontração e alegria compartilhados. Vocês são realmente “especiais”!

Aos colegas e amigos que colaboraram de alguma maneira durante o desenvolvimento deste trabalho: Mônica, Josi, Marta, Vanessa, Hosi, Tati, Suse e toda turma de 94. Em especial, ao pessoal do laboratório : Cate, Álvaro, Simone, Ássima, Mauro, Marcelo, Romildo, Jorge, pelo companheirismo e espírito de equipe.

Aos meus familiares, pela confiança, apoio, amor e carinho que sempre me dedicaram.

## Índice

	Página
Resumo.....	i
Summary.....	ii
1. Introdução.....	1
2. Objetivo e justificativa.....	3
3. Revisão bibliográfica.....	4
3.1. Reator “air-lift”.....	4
3.2. Tipos de reatores “air-lift”.....	7
3.3. Reatores “air-lift” em processos fermentativos.....	18
4. Materiais e Métodos.....	34
4.1. Materiais.....	34
4.1.1. Substrato sintético.....	34
4.1.2. Aclimação do lodo.....	35
4.1.3. Manutenção do lodo aclimatado.....	36
4.1.4. Reator “air-lift”.....	36
4.1.4.1. Construção do reator “air-lift”.....	36
4.2. Métodos.....	38
4.2.1. Operação do reator “air-lift”.....	38
4.2.2. Determinação dos parâmetros cinéticos.....	39
4.2.2.1. Determinação da constante de velocidade de redução de DQO (K).....	39
4.2.3. Métodos analíticos.....	40
4.2.3.1. Demanda química de oxigênio (DQO).....	40
4.2.3.2. Concentração de biomassa seca (SSV).....	41

4.2.3.3. Determinação do coeficiente de transferência de massa, $K_{La}$ pelo método de oxidação de sulfito.....	41
4.2.3.4. Determinação do "gas hold-up".....	43
4.2.3.5. Determinação de pH.....	43
4.2.3.6. Índice Volumétrico de Lodo (IVL).....	44
5. Resultados e discussão.....	45
5.1 Aclimação e características de sedimentação do lodo.....	45
5.2 Coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_{La}$ ) e de retenção de gás ( $E_g$ ).....	46
5.3 Eficiência do processo de redução de DQO em reator "air-lift" de circulação externa. ....	49
5.4 Reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador.....	57
5.5 Reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador.....	65
6. Conclusões.....	74
7. Sugestões.....	75
8. Referências Bibliográficas.....	76
Apêndice .....	80
Apêndice A.....	81
Apêndice B.....	82
Apêndice C.....	86
Apêndice D.....	91

## LISTA DE FIGURAS

- FIGURA 3.1 - Variação do “gas hold-up” em coluna de bolhas ( $E_g$ ) e em reatores “air-lift” no tubo de aeração ( $E_g$ )r.....10
- FIGURA 3.2 - Variação dos coeficientes de transferência de massa em reatores “air-lift” e colunas de bolhas em função da potência do gás no reator.....11
- FIGURA 3.3 - Exemplo de otimização do perfil de transferência de oxigênio .....21
- FIGURA 3.4 - Diagrama esquemático do reator “air-lift”.....23
- FIGURA 3.5 - Reator “air-lift” convencional de reciclo externo com tubo uniforme de aeração .....25
- FIGURA 3.6 - Reator “air-lift” modificado de reciclo externo com tubo convergente-divergente como tubo de aeração .....26
- FIGURA 4.1 -: Reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador ( $V=1550\text{ml}$ ) .....37
- FIGURA 5.1 - Curva de sedimentação de lodo ativado. ....45
- FIGURA 5.2 - Variação dos coeficientes de transferência de oxigênio ( $K_{la}$ ) e retenção de gás ( $E_g$ ) em reator “air-lift” de circulação externa.....47



- FIGURA 5.3 - Variação da eficiência de redução de DQO com a vazão de alimentação de água residuária sintética .....53
- FIGURA 5.4- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=3h; V=1350ml) .....58
- FIGURA 5.5- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=7,23; V=1550ml) .....59
- FIGURA 5.6- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=5,29h; V=1350ml) .....60
- FIGURA 5.7- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=4,1h; V=1350ml) .....61
- FIGURA 5.8- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=4,1h; V=1350ml) .....62
- FIGURA 5.9- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=5,1h; V=1550ml) .....68
- FIGURA 5.10- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=3,83h; V=1550ml) .....68

- FIGURA 5.11- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=4,53h; V=1550ml) .....69
- FIGURA 5.12- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=6,1h; V=1550ml) .....69
- FIGURA 5.13- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=4,5h; V=1550ml) .....70
- FIGURA 5.14- Curva padrão para análise de DQO .....81
- FIGURA 5.15- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=5,9h; V=1550ml) .....91
- FIGURA 5.16- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=4,1h; V=1350ml) .....92
- FIGURA 5.17- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=3,2h; V=1550ml) .....93
- FIGURA 5.18- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa (th=4,1h; V=1350ml) .....94

## LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1 - Legenda para os dados do “gas hold-up”na Figura 3.1 .....	12
TABELA 3.2 - Legenda para os dados do coeficiente de transferência de oxigênio na Figura 3.2.....	13
TABELA 3.3 - Concentração de massa em diferentes taxas de diluição no reator “air-lift” tubo convergente-divergente .....	27
TABELA 4.1 - Composição de água residuária sintética .....	34
TABELA 4.2 - Aclimação de lodo de tratamento de água residuária de indústria avícola em substrato sintético .....	35
TABELA 5.1 - Coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_{La}$ ) retenção de gás ( $E_g$ ) em reator “air-lift”de circulação externa...-	46
TABELA 5.2 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa sem sedimentador ( Exp 01 e 02) .....	50
TABELA 5.3 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa sem sedimentador ( Exp 03 e 04) .....	51

TABELA 5.4 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa sem sedimentador ( Exp 05 e 06) .....	52
TABELA 5.5 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador ( Exp 07 e 08) .....	55
TABELA 5.6 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador ( Exp 08 e 09) .....	56
TABELA 5.7 - Parâmetros cinéticos e condições de operação para redução de DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa sem sedimentador .....	63
TABELA 5.8 - Parâmetros cinéticos e condições de operação para redução de DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador .....	73
TABELA 5.9 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa sem sedimentador ( $\eta = 65,4\%$ ) .....	86
TABELA 5.10 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador ( $\eta = 66,3\%$ ) .....	87

**TABELA 5.11 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador ( $\eta = 30,3\%$ ) .....88**

**TABELA 5.12 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador ( $\eta = 75,0\%$ ) .....89**

**TABELA 5.13 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador ( $\eta = 69,0\%$ ) .....90**

## Nomenclatura

$A_d$  = área transversal do tubo de reciclo ( $m^2$ )

$A_r$  = área transversal do tubo de aeração ( $m^2$ )

$AR$  = área do tubo de aeração ( $m^2$ )

$AR^*$  = razão entre as áreas

$C$  = concentração de oxigênio no líquido ( $mg.l^{-1}$ )

$C_o$  = parâmetro de distribuição

$D$  = taxa de diluição ( $h^{-1}$ )

$D^*$  = diâmetro da coluna (m)

$DBO$  = demanda bioquímica de oxigênio ( $mg\ DBO.l^{-1}$ )

$DQO$  = demanda química de oxigênio ( $mg\ DQO.l^{-1}$ )

$(dS/dt)$  = taxa de consumo de substrato

$E_g$  = coeficiente de retenção de gás ("gas hold-up")

$(E_g)_d$  = coeficiente de retenção de gás no tubo de reciclo

$(E_g)_r$  = coeficiente de retenção de gás no tubo de aeração

$F$  = vazão de alimentação ( $ml.h^{-1}$  ou  $l.h^{-1}$ )

$f$  = fator de conversão da coluna de líquido em atmosfera ( $mCA/atm$ )

$GR$  = velocidade superficial do gás ( $cm.s^{-1}$ )

$H$  = constante Henry

$H^*$  = altura do reator (m)

$H_l$  = altura do líquido no reator ( $cmCA$ )

$IVL$  = índice volumétrico de lodo ( $ml.g^{-1}$ )

$K$  = constante de velocidade de redução de DQO ( $h^{-1}$ )

$k$  = constante de velocidade de redução de DQO ( $l/h.mg$ )

$K_{la}$  = coeficiente de transferência de oxigênio ( $h^{-1}$ )

$(K_{la})_T$  = coeficiente global de transferência de massa ( $h^{-1}$ )

$K_v$  = coeficiente de transferência de oxigênio na fase gasosa ( $h^{-1}$ )

$N$  = normalidade da solução de tiosulfato (N)

$N_v$  = fluxo de oxigênio (moles/tempo.l)  
 $OD$  = oxigênio dissolvido (%)  
 $p$  = pressão parcial de oxigênio na bolha (mmHg)  
 $p$  = pressão atmosférica (mmHg)  
 $p^*$  = pressão parcial do oxigênio em equilíbrio com C (mmHg)  
 $p_e$  = pressão parcial de oxigênio na entrada (mmHg)  
 $P_g$  = potência do gás (KW)  
 $p_s$  = pressão parcial do oxigênio na saída (mmHg)  
 $P_t$  = pressão total no reator (mmHg)  
 $Q$  = vazão de ar ( $ml \cdot min^{-1}$  ou  $l \cdot h^{-1}$ )  
 $q$  = taxa específica de consumo de substrato ( $h^{-1}$ )  
 $QD$  = fluxo de gás no tubo de reciclo ( $m^3 \cdot h^{-1}$ )  
 $Q_o$  = vazão de alimentação de substrato ( $ml \cdot h^{-1}$ )  
 $QS$  = fluxo de gás no dispersor ( $m^3 \cdot h^{-1}$ )  
 $r$  = raio da partícula em suspensão (mm)  
 $S$  = concentração de substrato ( $mg \cdot l^{-1}$  ou  $g \cdot l^{-1}$ )  
 $S_o$  = concentração de substrato na alimentação ( $mg \cdot l^{-1}$  ou  $g \cdot l^{-1}$ )  
 $SSV$  = sólidos suspensos voláteis ou biomassa seca ( $mg \cdot l^{-1}$ )  
 $t$  = tempo (s, min ou h)  
 $th$  = tempo de retenção hidráulica (h)  
 $U_{BT}$  = velocidade terminal das bolhas ( $m \cdot s^{-1}$ )  
 $(U_g)_r$  = velocidade superficial do gás no tubo de aeração ( $m \cdot s^{-1}$  ou  $cm \cdot s^{-1}$ )  
 $(U_l)_r$  = velocidade superficial do líquido no tubo de aeração ( $m \cdot s^{-1}$  ou  $cm \cdot s^{-1}$ )  
 $U_{sg}$  = velocidade superficial do gás no tubo de aeração ( $m \cdot s^{-1}$  ou  $cm \cdot s^{-1}$ )  
 $U_{sl}$  = velocidade superficial do líquido no tubo de aeração ( $m \cdot s^{-1}$  ou  $cm \cdot s^{-1}$ )  
 $V$  = volume do reator "air-lift" (ml)  
 $v$  = velocidade de sedimentação ( $cm \cdot min^{-1}$ )  
 $V_1$  = volume gasto de tiosulfato (litro)  
 $V_2$  = volume da amostra (litro)

VD = volume da dispersão ( $m^3$ )

X = concentração celular ou biomassa seca ( $mg.l^{-1}$  ou  $g.l^{-1}$ )

Xo = concentração inicial de biomassa seca ( $mg.l^{-1}$  ou  $g.l^{-1}$ )

Y = rendimento de lodo (%)



## Letras gregas

$\eta$  = eficiência do processo de redução de DQO (%)

$\eta^*$  = eficiência de transferência de oxigênio (%)

$\mu$  = taxa específica de crescimento ( $\text{h}^{-1}$ )

$\theta_h$  = tempo de retenção hidráulica (h)

$\Delta P$  = diferença de pressão entre os tubos de aeração e reciclo  
(cmCA)

## **Siglas**

ALFB = reator “air-lift” de leito fluidizado

ALR-TCD = reator “air-lift” de tubo convergente-divergente

TPR = reator de leito fluidizado tri-fásico

DBO = demanda bioquímica de oxigênio

DQO = demanda química de oxigênio

IVL = índice volumétrico de lodo

OD = oxigênio solvido

## RESUMO

---

O processo de tratamento de água residuária por lodo ativado foi realizado em um reator "air-lift" de circulação externa, usando um esgoto sintético com demanda química de oxigênio (DQO) de aproximadamente  $1.040 \text{ mgDQO.l}^{-1}$ . O propósito deste trabalho foi conduzir uma investigação sobre o potencial do reator "air-lift" no tratamento de águas residuárias. A concentração de sólidos na mistura líquida variou de 1200 a 3000  $\text{mg.l}^{-1}$ . Após a adaptação de lodo ativado em substrato sintético, foram feitos experimentos no reator "air-lift" de circulação externa com volume útil de 1,55 litros e diâmetro nominal de 1,5 polegadas, de forma contínua até estado estacionário quando então foi determinada a eficiência do processo ( $\eta$ ), a constante de velocidade de redução da demanda química de oxigênio (K), variando-se a vazão de ar de 198 a 474  $\text{ml.min}^{-1}$  e tempo de retenção hidráulica de 3 a 7 horas.

O coeficiente de transferência de oxigênio determinado com solução de sulfito variou de 105,41 a 221,38  $\text{h}^{-1}$  e o coeficiente de retenção de gás, (gas hold-up -  $E_g$ ) de 2,13 a 4,10 para as vazões de ar utilizadas. Com vazão de alimentação de água residuária sintética no reator "air-lift" de 330,8  $\text{ml.h}^{-1}$  e DQO inicial 1040  $\text{mgDQO.l}^{-1}$ , obteve-se, após 4,1h de operação, DQO final de 150  $\text{mgDQO.l}^{-1}$  e concentração de biomassa seca de 400  $\text{mg.l}^{-1}$ . Esses resultados indicam o potencial do processo de tratamento de águas residuárias por lodo ativado no reator "air lift", uma vez que foi possível atingir 85,6% de redução de DQO, embora tenha ocorrido seleção da microflora durante os experimentos.

## SUMMARY

---

The wastewater treatment process in activated sludge was carried out in an air-lift reactor with external loop using a synthetic wastewater with a chemical oxygen demand of  $1040\text{mgDQO.l}^{-1}$  approximately. The purpose of this work was to conduct an investigation about the air-lift reactor potential in wastewater treatment process. The suspended solids concentration changed from  $1200$  to  $3000\text{mg.l}^{-1}$ . After adaptation of activated sludge in synthetic wastewater experiments were carried out in  $1,5$  liters air-lift reactor with external loop and nominal diameter of  $1.5\text{in}$ . The reactor was operated in continuous form until steady-state conditions when the efficiency of process ( $\eta$ ) and substrate removal rate constant ( $K$ ) was determined, with gas flow rate from  $198$  to  $474\text{ml.min}^{-1}$  and hydraulic residence time from  $3$  to  $7$  hours.

The oxygen transfer coefficient was determined with sulfite solution ranged from  $105.41$  to  $221.38\text{ h}^{-1}$  and gas hold-up ranged from  $2.13$  to  $4.10$  for gas flow rate used. Using a synthetic wastewater feed solution in air-lift reactor of  $330\text{ml.h}^{-1}$  and chemical oxygen demand of  $1040\text{mgDQO.l}^{-1}$ , final chemical oxygen demand  $150\text{mgDQO.l}^{-1}$  and final solids concentration of  $400\text{mg.l}^{-1}$  were obtained. These results indicate the potential of the wastewater treatment process by activated sludge in air-lift reactor, with chemical oxygen demand removal rate of  $85.6\%$  although a sludge selection occurred during the experiments.

# 1 - INTRODUÇÃO

---

Dentre os processos de tratamento de águas residuárias, os sistemas de lodo ativado têm sido amplamente utilizados devido ao fato de serem facilmente aplicáveis a efluentes cuja remoção de carga segue cinética de primeira ordem e por permitirem redução da carga poluidora até limites de lançamento com custos moderados. Deste modo, tem-se estudado um aprimoramento destes tratamentos, objetivando reduzir os custos, principalmente com aeração, bem como reduzir a área dispendida na sua construção, que tem limitado sua aplicação principalmente nos grandes centros, onde a disponibilidade de área, na grande maioria das vezes, não existe.

O tratamento de águas residuárias por processos aerados ganha um novo impulso com a utilização de reatores "air-lift". Este tipo de reator, que é uma invenção mecanicamente simples, tornou-se uma alternativa bastante viável para processos fermentativos aeróbicos, como produção de ácido itacônico por *Aspergillus terreus*, fermentação de meio de cultura newtoniano e não newtoniano, fermentação anaeróbica (tendo a vantagem de funcionar como separador), em particular na produção de álcool etílico, tratamento de águas residuárias por batelada, etc..

Nestes reatores, destacam-se a menor demanda de energia, uma vez que o "air-lift" não requer agitação mecânica, facilidade de construção em escala industrial, principalmente pela ausência de partes móveis e geometria simples, além de terem grande relação altura x diâmetro, razão pela qual podem ser construídos em pequenas áreas.

Somado a estes fatos, está o desempenho deste tipo de reator que permite obter altas taxas de utilização de substrato. Suas condições operacionais como vazão de ar e pressão, podem ser alterados para manter o desempenho do reator, quando a corrente de alimentação sofre alterações.

Os reatores “air-lift” são caracterizados por uma circulação de fluido em um modelo cíclico definido, através de canais construídos com este propósito. A diferença de densidade entre o líquido contendo bolhas de ar na seção de fluxo ascendente (“riser”) e do líquido na seção de fluxo descendente (“downcomer”) promove a circulação do fluido no reator.

Variações do reator “air-lift” tem sido desenvolvidas, como diferenças na geometria do reator contando com reatores cilíndricos e retangulares, reciclo externo ou tubos concêntricos, tipos de separadores gás-líquido e estudos de eficiência de transferência de oxigênio em diferentes regiões do mesmo.

A baixa solubilidade do oxigênio em água e seus baixos coeficientes de transferência em caldo de cultura, fazem do reator “air-lift” um ótimo recurso a ser utilizado em processos de tratamento de água residuária, pois se a transferência de oxigênio é mais alta neste reator, a concentração de lodo pode ser maior que as utilizadas em processos de lodo ativado convencionais e assim sendo, o tempo de tratamento é menor, tornando o processo mais eficiente e com menor custo. A tecnologia já existente de construção de caixa d'água e perfuração de poços artesianos pode ser facilmente adaptada para construção deste tipo de reator, o que torna ainda mais atrativa a sua utilização.

## 2 - OBJETIVOS E JUSTIFICATIVA

---

Neste trabalho pretendeu-se estudar o desempenho de um reator “air-lift” no tratamento de águas residuárias por processo de lodo ativado, de modo a determinar parâmetros cinéticos como taxa específica de crescimento ( $\mu$ ), constante de velocidade de redução de DQO (K), coeficiente de morte celular ( $k_d$ ), rendimento celular (Y), eficiência da redução de DQO, coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_{la}$ ) e o coeficiente de retenção de gás (“hold-up” -  $E_g$ ).

As vantagens do reator “air-lift” quando comparado a reatores convencionais vão desde os custos de implantação até a operação. O reator “air-lift” destaca-se por ser de simples construção, requerer baixa quantidade de energia por não conter partes móveis e poder ser construído em áreas com restrição de espaço. Entretanto, as maiores vantagens do reator “air-lift” em relação a reatores convencionais são: maior transferência de oxigênio, com menor custo e menor área.

### 3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

---

#### 3.1 - Reator “air-lift”

Grande número de reações químicas, biológicas e processos de tratamento de efluentes envolvem manejo de sistemas de três fases (gás-líquido-sólido). As partículas sólidas são microrganismos na forma de grânulos, suportes enzimáticos ou partículas catalizadoras. Reações químicas envolvem o uso de gás como hidrogênio, amônia ou ar (oxigênio). Os sistemas biológicos aeróbicos usam essencialmente ar para fornecer o oxigênio dissolvido. A reação ocorre em fase aquosa contendo gás dissolvido, o qual tem um íntimo contato com as partículas sólidas. Esses processos de tratamento de efluentes são desenvolvidos em sua grande maioria em reatores convencionais (tanques agitados), colunas de bolhas e mais recentemente, reatores “air-lift”.

Reatores “air-lift” vêm se tornando uma alternativa bastante viável para processos fermentativos aeróbicos, devido às altas taxas de transferência de massa obtidas, facilidade de construção em escala industrial, principalmente por não conter partes móveis, refletindo custos de investimento e operação baixos, devido à baixa quantidade de energia requerida para sua operação.

De acordo com estudos realizados por BLENKE (1979), citado por FURIGO (1986), o fermentador “air-lift” pertence à família dos “loop-reactors”, os quais são reatores bioquímicos, no qual uma direção definida



de circulação é produzida. Este reator pode ser melhor explicado e definido, tendo-se como uma forma primária desse equipamento a coluna de bolhas, que está diretamente ligada a seu desenvolvimento histórico.

A agitação em reatores tipo colunas de bolhas é menos eficiente que a agitação mecânica em tanques agitados clássicos, mas justifica-se o seu uso pela ausência de partes móveis (que provocam, muitas vezes, o rompimento de micélios) e baixo custo, em contrapartida ao misturador mecânico, com acessórios de controle. O que distingue um reator "air-lift" de uma coluna de bolhas é a recirculação orientada do líquido através do "downcomer" (tubo de reciclo). Este "downcomer" pode ser conseguido pela inserção de um tubo central ou linha de reciclo externa ("loop reactor") na coluna de bolhas, onde o ar é aspergido, que orientará o movimento do líquido.

Segundo SIEGEL et al. (1994) o movimento do fluido é devido a diferença de densidade da seção de fluxo ascendente (riser) e a seção de fluxo descendente ("downcomer"). A origem do movimento é a zona onde o gás é injetado, criando a diferença de densidade do fluido. Esta zona apresenta fluxo ascendente concorrente em ambas as fases, líquido e gás. No topo do reator está o separador gás-líquido onde as bolhas de gás desprendem-se para fora da fase líquida. O "downcomer" é a zona onde o líquido recircula carregando parte das bolhas para a origem.

Segundo BELLO et al. (1985) a auto-produção de circulação de líquido nos reatores "air-lift" tem mostrado dar vantagens adicionais a eles, por exemplo, aumento da transferência de calor comparado à coluna de bolhas.

Nota-se uma fase mais antiga da literatura que trata da agitação de sistemas pela injeção de gás. Desta destacam-se, citados por FURIGO (1986): QUILLEN (1954) que fez recomendações quanto ao volume de gás necessário para agitações de diferentes intensidades; LAMONT (1958) preocupou-se com a energia transferida do gás para o líquido na agitação por ar e relacionou, teoricamente, esta potência com a altura do fluido, sua massa específica, a pressão atmosférica e o volume do ar utilizado e SHIÜGERL & LÜCKE (1977) que estudaram o comportamento de biorreatores de coluna de bolhas com meio de cultura de leveduras, na ausência de células. Estes últimos autores mostraram que em um biorreator de coluna de bolhas, na ausência de anti-espumantes e com meios de cultura de baixa viscosidade, podem ser conseguidas altas taxas de transferência de oxigênio com emprego de pequena energia, concluindo que a coluna de bolhas é um reator econômico, especialmente para culturas aeróbicas. MERCHUK e STEIN (1981) estudaram a variação do aumento de volume pela retenção de gás ( “gás hold-up” ) em reator “air-lift”, através de uma técnica manométrica e a influência da velocidade superficial do gás na velocidade de circulação do líquido.

POLLARD e SHEARER (1977) mostraram um desenvolvimento matemático para calcular o aumento de volume pela retenção do gás ( “gas hold-up”), o coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_{la}$ ) e a potência requerida em reator “air-lift” . Quando comparado o reator “air-lift” com tanque agitado convencional, o consumo de potência caiu de 1,9 para 0,5 Kw/m<sup>3</sup> e o  $K_{la}$  aumentou de  $2 \cdot 10^{-4}$  m.s<sup>-1</sup> para  $3,4 \cdot 10^{-4}$  m.s<sup>-1</sup>, além da não necessidade de utilização de bombas ou agitadores internos para misturar o líquido.

### 3.2 - Tipos de reatores “air-lift”

As formas dos reatores “air-lift” podem ser retangulares ou cilíndricas e com circulação interna ou externa. No caso de circulação interna, o gás pode ser injetado no tubo central ou ânulo.

GASNER (1974) fez uma análise teórica com objetivo de melhorar a performance da transferência de massa em projeto de reator “air-lift” em cilindros concêntricos, resultando no desenvolvimento do reator retangular de canal fino para transferência de massa. Esta análise foi feita de forma a minimizar a coalescência de bolhas e maximizar o “bubble entrainment”. Este projeto teve inúmeras vantagens mecânicas sobre o projeto convencional como o fato de não haver partes móveis e requerer uma única fonte de força, o compressor. Para este estudo GASNER (1974) construiu um reator “air-lift” em escala piloto de 20 galões de capacidade, constituído de seção retangular (8 x 12 x 48 polegadas - L x C x A), contendo um anteparo vertical disposto no centro. A aeração era feita através de um tubo disposto horizontalmente no fundo do reator, que direcionava a saída de ar de forma a minimizar a coalescência e promover o movimento descendente do líquido. Para determinar o coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_{i a}$ ), utilizou solução 0,1N de sulfito de sódio e cobalto como catalizador, obtendo 0,39 mmol de  $O_2/l.h$  para velocidade superficial do ar no reator de  $1 \text{ cm.min}^{-1}$ . Embora não tenha utilizado velocidades de ar maiores, GASNER (1974) estimou que o coeficiente de transferência de oxigênio poderia chegar a 140 mmol de  $O_2/l.h$  aumentando a velocidade de ar, sem haver contudo a coalescência de bolhas. O tratamento convencional de águas residuárias por lodo ativado admite carga máxima de 12,5 lb DBO/1000 pé<sup>3</sup>.dia, que corresponde a  $K_{i a}$  de 0,25 mmol de  $O_2/l.h$ ; os processos de estabilização por contato carga máxima de

30 lbDBO/1000 pe<sup>3</sup>.dia e  $K_{la}$  de 0,6 mmol de O<sub>2</sub>/l.h e lagoas aeradas carga de 50 lb DBO/1000 pe<sup>3</sup>.dia e  $K_{la}$  de 1,0 mmol de O<sub>2</sub>/l.h. Aumentando o coeficiente de transferência de oxigênio é possível reduzir o volume do reator e minimizar os custos de aeração e operação.

ORAZEM e ERICKSON (1979) estudaram a transferência de oxigênio em reator "air-lift" de um e dois estágios (uma coluna sobre a outra). O tipo de reator idealizado por eles consistia de um tubo dividido em duas seções por um defletor, sendo o ar aspergido em uma das seções, o que causava movimento do líquido no reator devido à diferença de densidade do fluido entre as seções. Utilizando solução de sulfito, observaram um aumento de 40% no "gas hold-up" e 54% no coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_{la}$ ) no reator de dois estágios, comparado com o de um, para a mesma velocidade superficial do ar (2.262 cm.min<sup>-1</sup>). Com velocidade do ar de 2.778 cm.min<sup>-1</sup>, obtiveram o maior valor do "gas hold-up" (0,575) e com velocidade de ar de 2728cm.min<sup>-1</sup> obtiveram  $K_{la}$  da ordem de 1.500 h<sup>-1</sup>. A reprodutibilidade dos experimentos mostrou desvios de 6% entre os valores, que atribuíram a provável coalescência no reator de dois estágios.

Dois tipos de reatores "air-lift" de tubos concêntricos e reciclo externo foram investigados por BELLO et al. (1985), que analisaram a diferença de pressão entre os tubos ("gas hold-up") e o coeficiente de transferência de massa  $K_{la}$ . Para obtenção de dados para o "gas hold-up" no tubo de aeração e de reciclo, bem como do coeficiente global de transferência de massa, BELLO et al. (1985) utilizaram quatro reatores "air-lift" de reciclo externo com razão  $A_d/A_r$  (área transversal do tubo de reciclo / área transversal do tubo de aeração) de 0,11 - 0,69 e em três reatores "air-lift" tubos concêntricos com  $A_d/A_r$  de 0,13, 0,35 e 0,56. Os resultados foram

comparados com o reator coluna de bolhas ( $A_d/A_r = 0$ ) para solução de NaCl  $0,15 \text{ Kmol.m}^{-3}$  e água. Pela comparação dos dois reatores, um de tubos concêntricos e outro com reciclo externo, foi observado que a diferença de pressão (“gas hold-up”) entre o ramo de reciclo e o ramo de aeração diminuiu de 25 a 30% quando a razão  $A_d/A_r$  aumentou de 0 a 0,69, isto é, o aumento da velocidade do gás no reator aumenta com o aumento da relação  $A_d/A_r$ . Os principais parâmetros que afetaram o “gas hold-up” do tubo de aeração em reator “air-lift” foram: velocidade superficial do gás  $(U_g)_r$  e velocidade superficial do líquido  $(U_l)_r$  no tubo de aeração, bem como a relação  $A_d/A_r$ . Outros parâmetros considerados foram: tensão superficial, viscosidade do líquido e concentrações iônicas. As Figuras 3.1 e 3.2 e respectivas Tabelas 3.1 e 3.2 mostram resultados do “gas hold-up”  $[(E_g)_r]$  no tubo de aeração (“riser”) e coeficiente global de transferência de massa  $(K_{ia})_T$  para vários tipos de reator “air-lift” e coluna de bolhas estudados por vários autores.

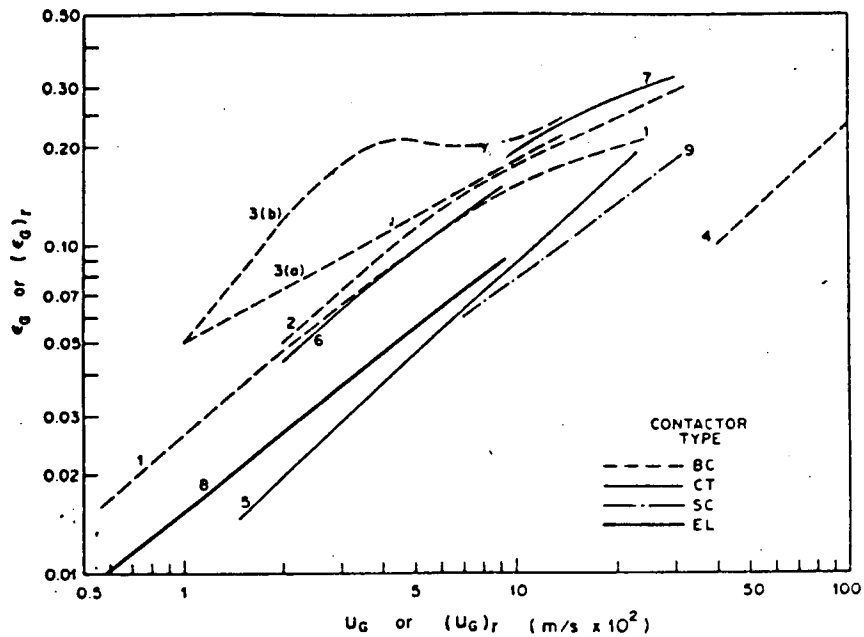


FIGURA 3.1 - Gas hold-up em coluna de bolhas ( $E_g$ ) e em reatores "air-lift" no tubo de aeração ( $E_g$ )<sub>r</sub> em função da velocidade superficial do gás. BC - coluna de bolhas; CT - reator "air lift" de tubos concêntricos; EL - reator "air-lift" de reciclo externo; SC - reator "air-lift" cilíndrico "split".  
( Fonte: BELLO et al., 1985 )

TABELA 3.1 - Legenda para os dados do “gas hold-up” na

Figura 3.1:

No	Referência	Tipo de reator	Ad/Ar	Líquido	Tipo de difusor
1	Yoshida e Akita <sup>6</sup>	BC	–	água	furo simples
2	Kastanek et al. <sup>7</sup>	BC	–	água	prato perfurado
3	Deckwer et al. <sup>8</sup>	BC	–	água	ejetor
4	Hills <sup>9</sup>	BC	–	água	prato poroso
5	Chakravart et al. <sup>10</sup>	CT	3,94 1,87 0,83	água	prato perfurado
6	Gabbani <sup>11</sup>	CT	0,29	água	aerador anelar
7	Hatch <sup>3</sup>	CT	1,12	meio de fermentação	aerador anelar
8	Onken e Weiland <sup>5</sup>	EL	0,25	água	prato poroso
9	Orazem et al. <sup>12</sup>	SC	1,0	solução de Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	furo simples

BC<sup>a</sup>, coluna de bolhas; CT, reator “air-lift” de tubos concêntricos; EL, reator “air-lift” de reciclo externo; SC, reator “air-lift” cilíndrico “split”.

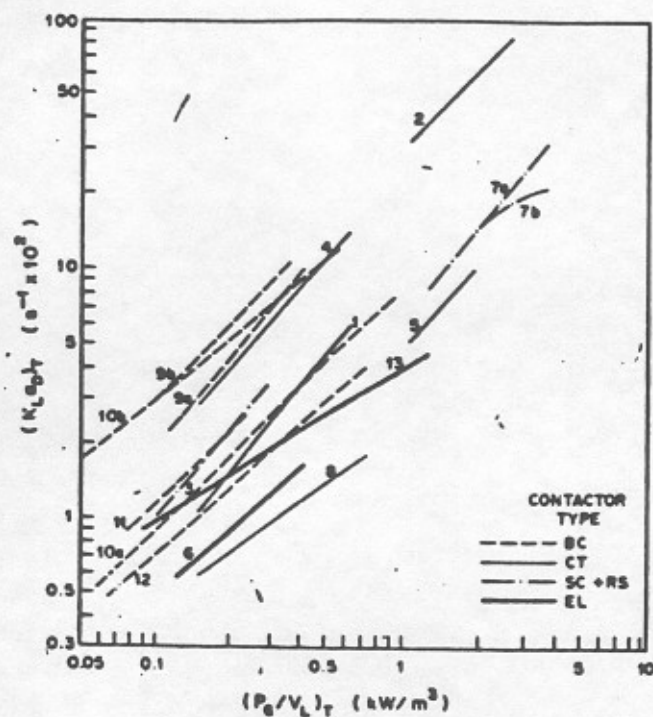


FIGURA 3.2 - Coeficientes de transferência de massa em reatores "air-lift" e colunas de bolhas em função da força pneumática de entrada do gás. BC - coluna de bolhas; CT - reator "air lift" de tubos concêntricos; EL - reator "air-lift" de reciclo externo; SC - reator "air-lift" cilíndrico "split" ; RS - reator "air-lift" retangular "split" .  
( Fonte: BELLO et al., 1985 )



TABELA 3.2 - Legenda para os dados do coeficiente de transferência de oxigênio na Figura 3.2:

No	Referência	Tipo de reator	Ad/Ar	Líquido	Tipo de difusor
1	Gabbani <sup>11</sup>	CT	0,29	água	aerador anelar
2	Fukuda et al. <sup>13</sup>	CT	0,38-1,67	solução de Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	pratos perfurados
3	Gasner <sup>14</sup>	RS	1,0	solução de Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	modelo em U
4	Botton et al. <sup>15</sup>	CT	1,14	solução de Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	anel concêntrico 3 anéis
		CT	0,09	solução de Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	concêntricos
5	Hatch <sup>3</sup>	CT	1,12	meio de fermentação	anel
6	Lin et al. <sup>4</sup>	EL	0,11	meio de fermentação	tubo perfurado
7	Orazem e Erickson <sup>16</sup>	SC	1,0	solução de Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	furo simples
		SC (dois estágios)	1,0		
8	Sinclair e Ryder <sup>17</sup>	CT	3,0	água	anel concêntrico
9	Schugerl	BC	—	água	prato perfurado
		BC	—	água	prato poroso
		BC	—	água	ejetor
10	Deckwer et al.	BC	—	água	ejetor
11	Kastaneck	BC	—	água	prato poroso
		BC	—	água	prato perfurado
12	Yoshida e Akita	BC	—	água	furo simples
13	Onken e Weiland	EL	0,25	água	prato poroso

BC<sup>a</sup>, coluna de bolhas; CT, reator "air-lift" de tubos concêntricos; EL, reator "air-lift" de reciclo externo; SC, reator "air-lift" cilíndrico "split": Altura do líquido claro<sup>b</sup>.

O "gas hold-up" pôde ser correlacionado por BELLO et al. (1985) segundo a seguinte equação:

$$(Eg)_r = 0,16 (Ug/UI)^{0,57} (1 + Ad/Ar)$$

Onde:

$(Eg)_r$  = gas hold-up;

$(Ug)$  = velocidade do ar no tubo vazio ( $m.s^{-1}$ );

$(UI)$  = velocidade do líquido ( $m.s^{-1}$ );

$Ad$  = área transversal do tubo de reciclo ( $m^2$ );

$Ar$  = área transversal do tubo de aeração ( $m^2$ ).

Enquanto o "gas hold-up" no tubo de reciclo do reator "air-lift" de reciclo externo foi muito menor que no tubo de aeração ( 0-50% ), no reator "air-lift" de tubos concêntricos com a mesma taxa de fluxo de gás, o "gas hold-up" na seção de reciclo foi cerca de 80-95% daquele no tubo de aeração. Esta grande diferença entre eles nos dois tipos de reator foi explicada em termos da geometria, velocidade de circulação do líquido e tamanho das bolhas no tubo de reciclo, entre outros. Para as condições do trabalho desenvolvido, para reator de reciclo externo, o "gas hold-up" do tubo de reciclo  $(Eg)_d$  foi encontrado ser função somente do "gas hold-up" do tubo de aeração  $(Eg)_r$  (BELLO et al., 1985).

$$(Eg)_d = 0,79 (Eg)_r - 0,057$$

Para reator tubos concêntricos:

$$(Eg)_d = 0,89 (Eg)_r$$

Segundo BELLO et al. (1985) , o coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_{la}$ ) aumentou em ambos os tipos de reatores “air-lift”, com o aumento da força pneumática de injeção do gás por unidade de volume de líquido no reator  $(P_g/VD)_T$ . Também em ambos os reatores, o  $K_{la}$  aumentou com o aumento da velocidade superficial do gás e decresceu com o aumento de  $Ad/Ar$ . A este último fato, atribuiu-se:

- o efeito da variação da velocidade do líquido com  $Ad/Ar$ ;
- a quantidade relativa da transferência de massa no tubo de reciclo, ou seja, o efeito do volume neste tubo.

SIEGEL e MERCHUK (1987) estudaram a transferência de massa entre as três partes de reator “air-lift”: tubo de aeração (fluxo ascendente), tubos de reciclo (descendente) e separador gás-líquido com relação ao coeficiente global de transferência de massa ( $K_{la}$ ). Estudaram a transferência de massa da fase gasosa para a fase líquida em vinte tipos de reatores de diferentes geometrias e demonstraram que o separador exerce importante papel no valor do  $K_{la}$  , que está diretamente relacionado a força pneumática do gás por unidade de volume do líquido no reator  $(P_g/VD)$  e pela velocidade do gás no tubo de aeração. Desenvolveram uma técnica indireta para medir a velocidade de recirculação do gás no tubo de reciclo e deste modo a vazão do gás neste tubo.

$$GR = [ (QS + QD) / AR ]$$

Onde:

GR = velocidade superficial do gás;

QD = fluxo do gás no tubo de reciclo;

AR = área do tubo de aeração;

QS = fluxo do gás no dispersor.

A partir daí, SIEGEL e MERCHUK (1987) calcularam a razão entre a vazão do gás no tubo de reciclo e de aeração (QD/QR). Os resultados dos experimentos de transferência de massa demonstraram que o parâmetro (QD/QR) tem influência sobre a eficiência da transferência de oxigênio do gás para o líquido, uma vez que esta é função da geometria e condições de operação. Os resultados alcançados estavam em concordância com aqueles apresentados por GASNER, ORAZEM e ERICKSON e WANG et al., citados por SIEGEL e MERCHUK (1987), para uma diferença significativa na eficiência da aeração de reator “air-lift” e sistemas convencionais de aeração, como torres de aeração e tanques agitados convencionais. Nos reatores “air-lift” (cilíndricos ou retangulares) estudados, observou-se uma inibição da coalescência de bolhas no tubo de aeração e/ou um aumento da população de bolhas no tubo de reciclo, fatores esses que provocaram um acréscimo do valor de  $K_{la}$  com aumento da taxa de entrada do gás. Através da análise dos resultados concluíram que:

- o separador gás-líquido exerce importante papel no comportamento do reator “air-lift”;
- um aumento no volume do separador gás-líquido causa uma redução no coeficiente global de transferência de massa. Entretanto, isto é contrabalanceado por um aumento no volume de líquido aerado, com aumento da eficiência de transferência de oxigênio do gás para o líquido. Deste modo, o reator “air-lift” pode ser otimizado para uma transferência de oxigênio requerida e um dado volume de líquido no reator;

- a razão (QD/QR) e velocidade do líquido no tubo de aeração (UL) são parâmetros significativos e o aumento deste último causa um decréscimo no valor do  $K_{la}$ .

- o reator permite obter alta transferência de oxigênio com baixa potência requerida. Aumentando a vazão de ar ocorre pequeno decréscimo na eficiência de aeração, em contraste ao que ocorre nos reatores convencionais de processos fermentativos e tratamento de águas residuárias, isto é, aumento da vazão de ar causa decréscimo da transferência de oxigênio.

MERCHUK et al. (1992) estudaram o coeficiente de transferência de oxigênio em diferentes regiões do reator "air-lift". Utilizaram um reator de 200 litros no qual colocaram um eletrodo de oxigênio dissolvido 50 cm acima da alimentação de ar, outro 50 cm abaixo do nível do líquido e outro 30 cm abaixo do nível de líquido na seção de reciclo. Utilizando velocidade superficial de ar de  $3,4 \text{ cm.s}^{-1}$ , concluíram que o valor do coeficiente de transferência de oxigênio não foi afetado pela posição do eletrodo, isto é, o valor de  $K_{la}$  foi aproximadamente o mesmo em todas as seções do reator.

### 3.3 - Reatores “air-lift” em processos fermentativos

SHAMLOU et al. (1994) estudaram um modelo para o “gas hold-up” e a taxa de circulação de líquido em reatores “air-lift” de tubos concêntricos, baseado em um modelo de fluxo direcional e um balanço de energia que leva em conta as interações físicas entre o líquido, as bolhas de gás e o caminho do líquido associado com as bolhas. Um reator “air-lift” de tubos concêntricos de 250 litros foi usado para obter dados do gás “hold-up” e da velocidade de circulação de líquido para fermentação de uma cultura de meio newtoniano (*Saccharomyces cerevisiae*) e não newtoniano (*Saccharopolyspora erythraea*). O “gas hold-up” ( $E_g$ ) e a velocidade superficial de circulação de líquido ( $U_{sl}$ ), são dois dos mais importantes parâmetros que caracterizam a hidrodinâmica de reatores agitados pneumaticamente, uma vez que influenciam a transferência de massa e de calor na coluna. A análise hidrodinâmica dos reatores “air-lift” é difícil porque estes dois parâmetros são interdependentes e não podem ser preditos separadamente. Uma alternativa para facilitar esta análise foi o desenvolvimento de equações para o  $E_g$  e  $U_{sl}$  baseadas em observações experimentais:

$$E_g = a (U_{sg})^b$$

$$U_{sl} = c (U_{sg})^d$$

Onde:

$U_{sg}$  - velocidade superficial do gás na entrada da coluna, que pode ser expressa em termos da potência de gás na entrada pelo volume da coluna ( $P_g/V$ ).

No estudo realizado por SHAMLOU et al.(1994), um novo modelo para o “gas hold-up” e circulação de líquido foi apresentado. O modelo foi baseado em interações físicas simples entre o líquido, a bolha e o caminho do líquido associado com as bolhas. Algumas observações teóricas foram feitas para formulação do modelo. Foi considerado um gás introduzido na forma de pequenas bolhas na base de uma coluna de líquido. A redução de pressão sobre as bolhas ao longo da coluna causa aumento das mesmas e por sua vez promove aumento da circulação do líquido ao redor da coluna por dois mecanismos:

- o movimento do líquido é causado pelo transporte do líquido no caminho das bolhas ascendentes;

- o fluxo de líquido no meio da coluna ocorre pela circulação natural, devido à diferença de densidade da mistura gás-líquido no centro e aquela perto da parede do tanque. Na coluna de bolhas esta diferença sempre ocorre porque o aumento das bolhas tende a concentrar-se mais em direção ao eixo da coluna. Em um reator “air-lift” de tubos concêntricos, as diferenças do “gas hold-up” entre o centro e a região da parede aumentam significativamente pela presença do tubo de aspiração central (draft tube), o qual aumenta a circulação global do líquido.

A determinação do “gas hold-up” pôde ser feita a partir da equação ( SHAMLOU et al., 1994 ):

$$Eg = \frac{Usg}{(C_o + 1)(Usl + Usg) + U_{BT}}$$

Esta equação requer conhecimento da velocidade superficial total do líquido ( $U_{sl}$ ) e velocidade terminal das bolhas na origem ( $U_{BT}$ ).

Onde:

$U_{sg}$  = velocidade superficial do gás na entrada da coluna no tubo de aeração;

$U_{sl}$  = velocidade superficial total do líquido;

$U_{BT}$  = velocidade terminal das bolhas na origem;

$C_o$  = parâmetro de distribuição;

$E_g$  = coeficiente "gas hold-up".

Observou-se (SHAMLOU et al. , 1994 ) que o "gas hold-up" teve considerável aumento para velocidades de gás maiores que  $0,2 \text{ m.s}^{-1}$  . Isto pode ser explicado pela mudança na hidrodinâmica do fluxo na coluna. Dados experimentais indicaram que não há ponto agudo no qual a mudança do regime do fluxo ocorre. Como a velocidade do gás aumenta gradualmente, o "gas hold-up" e a circulação do líquido tornam-se progressivamente menos sensíveis com o aumento do fluxo de gás, indicando uma mudança no regime do fluxo de borbulhamento homogêneo até fluxo turbulento agitado.

Tentando melhorar o entendimento das interações entre os vários parâmetros que governam o fenômeno de transferência de oxigênio em reatores "air-lift", TRYSTRAM e PIGACHE (1993) estudaram a modelagem e simulação de um fermentador "air-lift" em escala industrial usado para produção de fermento láctico. A modelagem dinâmica do biorreator não foi fácil, uma vez que os aspectos microbianos da fermentação, bem como o de transferência de oxigênio do processo não tinham até então sido eficientemente analisados em conjunto, de modo a



otimizar o desenho e construção com o melhor controle do reator. Utilizaram um fermentador "air-lift" de 120 m<sup>3</sup> para produção do fermento e controlaram a concentração de lactose, pH, taxa de amônia, vazão de gás na entrada e saída do reator, CO<sub>2</sub>, "gas hold-up", temperatura e oxigênio dissolvido (OD) em dois locais diferentes do reator. Vários experimentos foram realizados para estabelecer a qualidade da simulação e o tratamento dos dados experimentais forneceu uma boa exatidão do modelo, com erro menor que  $\pm 10\%$ . Um exemplo da simulação é mostrado na Figura 3.3, onde a variável medida foi o oxigênio dissolvido, em diferentes condições de operação (vazão de ar e nível do líquido). O comportamento da curva obtida (Figura 3.3) é similar para dados experimentais e simulados. Os resultados obtidos permitiram aumentar a produtividade em 15% e o rendimento (Kg fermento/Kg lactose) em 6% em plantas industriais.

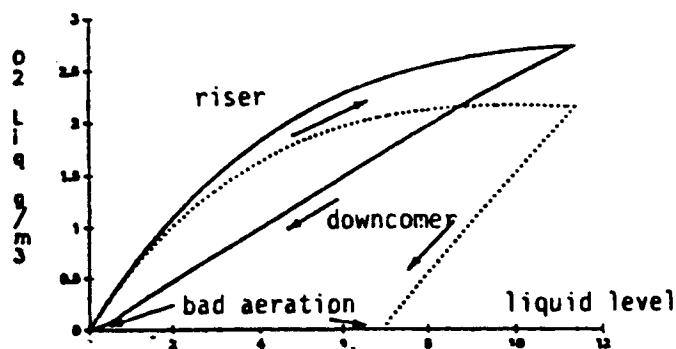


FIGURA 3.3 - Exemplo de otimização do perfil de transferência de oxigênio.

( Fonte: TRYSTRAM e PIGACHE, 1993 )

A aplicação de reatores “air-lift” em processos de fermentação industrial vem sendo cada vez maior em comparação aos tanques agitados clássicos, uma vez que o reator “air-lift” não requer agitação mecânica e a quantidade de energia requerida por ele é cerca de 1/3 da requerida pelos tanques agitados (OKABE et al., 1993). Uma outra vantagem é o fato de que a ausência desta agitação mecânica evita que micélios sejam destruídos pela força da pá na agitação dos tanques.

Baseados nestes fatos, vários autores vêm pesquisando o uso de reator “air-lift” em processos fermentativos, como OKABE et al. (1993) que utilizaram um reator “air-lift” para produção de ácido itacônico por *Aspergillus terreus*. OKABE et al.(1993) utilizaram o reator com tubo modificado “draft tube”, Figura 3.4, para que o reator funcionasse como o de tubos concêntricos.

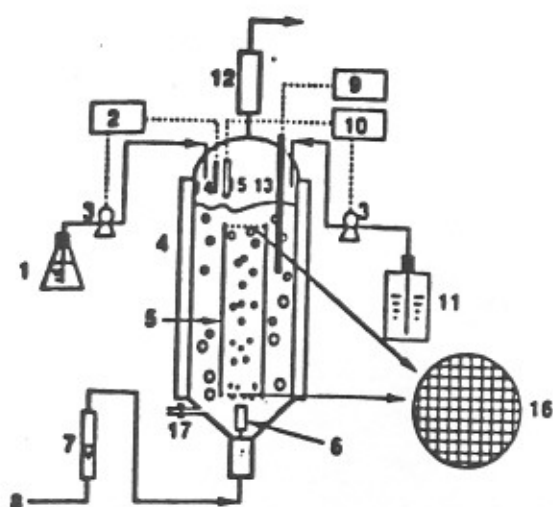


FIGURA 3.4 - Diagrama esquemático do reator "air-lift".

1- reservatório de anti-espumante; 2- Controlador de anti-espumante; 3- Bomba; 4- Camisa de água; 5- Tubo de aeração; 6- Difusor de ar; 7- Rotâmetro; 8- Compressor; 9- Medidor de oxigênio dissolvido; 10- Controle de nível; 11- Tanque de água esterilizada; 12- Condensador; 13- Sonda de oxigênio dissolvido; 14- Sensor de anti-espumante; 15- Sensor de nível; 16- Peneira de aço inoxidável.

( Fonte: OKABE et al., 1993 ).

O reator consistiu basicamente de três partes: o fundo cônico segurando o dispersor de ar, uma parte cilíndrica contendo o "draft tube" e o topo com separador gás-líquido. Com exceção do dispersor todas as partes do reator foram feitas com vidro. O topo e o fundo do "draft tube" foram cobertos com peneiras inoxidáveis de furos quadrados de quatro milímetros de aresta, para quebrar bolhas grandes e prevenir formação de grandes pellets de micélio, melhorando a transferência de oxigênio. A amostragem foi realizada na parte inferior do reator e o seu corpo tinha

medição de oxigênio dissolvido. Enquanto em reator convencional a velocidade de rotação não podia ultrapassar os 300 rpm para manter os micélios do fungo intactos, sem o que a produção de ácido itacônico não ocorria, com taxa de aeração de 0,5 vvm o coeficiente de transferência de oxigênio observado foi de  $450 \text{ h}^{-1}$  e as concentrações finais de ácido e glicose foram 55 e  $22 \text{ g.l}^{-1}$ , respectivamente. No reator "air-lift" obteve-se  $K_{La}$  de  $2.430 \text{ h}^{-1}$  para taxa de aeração de 2 vvm, o que permitiu obter concentração final de ácido de  $63 \text{ g.l}^{-1}$ , com rendimento de 0,53 g/g, além da redução do tempo de fermentação de 7 para 4 dias. Apesar de não ter encontrado explicação satisfatória para este alto rendimento de ácido itacônico, OKABE et al.(1993) observaram que utilizando telas no tubo interno não havia formação de pelletes dos micélios, como no reator convencional, mas sem conjuntos de hifas poucos densos, o que permitiu uma melhor transferência de oxigênio aos microrganismos.

GHOST e BHATTACHRYYA (1993) estudaram o efeito da concentração de oxigênio no cultivo de levedura de pão em reator "air-lift". O reator por eles idealizado consistia de um tubo ou câmara principal de reação, no qual havia uma derivação em circuito fechado (by pass) onde era feita a aeração, que por sua vez promovia a recirculação do líquido entre os dois ramos pela diferença de densidade. A Figura 3.5 mostra reator "air-lift" de reciclo externo (convencional) e a Figura 3.6 reator "air-lift" de tubo convergente-divergente( ALR-TCD).

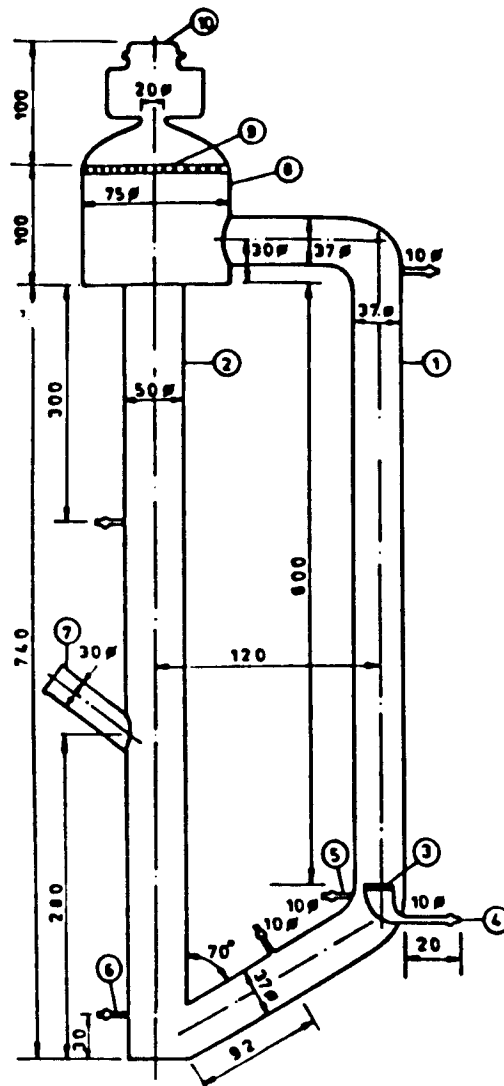


FIGURA 3.5 - Reator "air-lift" convencional de reciclo externo com tubo uniforme de aeração.

- 1- Tubo de aeração; 2- Tubo de reciclo; 3- Aerador com vidro sinterizado;
- 4- Entrada de gás; 5- Amostragem; 6- Dreno; 7- Ponto de sonda; 8- Separador gás-líquido; 9- Prato perfurado ; 10- saída de gás.

( Fonte: GHOST e BHATTACHRYYA, 1993 ).

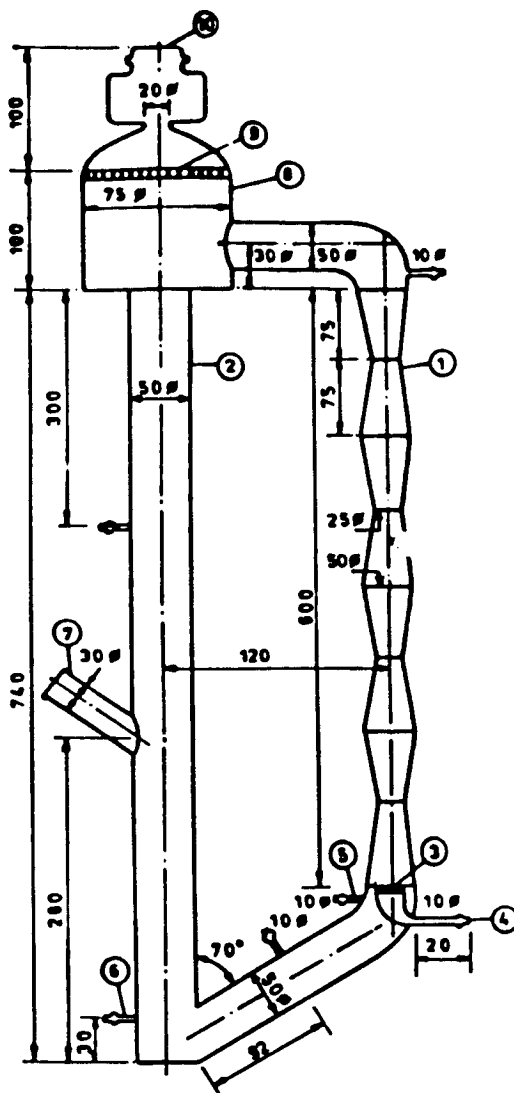


FIGURA 3.6 - Reator "air-lift" modificado de reciclo externo com tubo convergente-divergente como tubo de aeração.

- 1- Tubo de aeração; 2- Tubo de reciclo; 3- Aerador com vidro sinterizado;  
 4- Entrada de gás; 5- Amostragem; 6- Dreno; 7- Ponto de sonda; 8-  
 Separador gás-líquido; 9- Prato perfurado ; 10- saída de gás.

( Fonte: GHOST e BHATTACHRYYA, 1993 ).

A principal diferença entre o reator “air-lift” convencional e o reator ALR-TCD idealizado por GHOST e BHATTACHRYYA (1993), está na construção do tubo de aeração. No primeiro caso (Figura 3.5 ), o tubo de aeração era uniforme e no modificado ( Figura 3.6 ), tinha um tubo convergente-divergente como o tubo de aeração. A alimentação do substrato foi feita de forma contínua, com taxa de diluição variando na faixa de 0,08 a 0,165 h<sup>-1</sup> e para cada experimento determinaram a concentração celular e de glicose após o estado estacionário ter sido atingido. A taxa de diluição (D) definida como o vazão de líquido por volume de líquido no reator (F/V) variou de acordo com a vazão de alimentação que esteve entre 160 e 330 ml.h<sup>-1</sup> . A concentração de glicose em estado estacionário e concentração celular (X) foram obtidas a diferentes taxas de diluição. As concentrações medidas são mostradas na Tabela 3.3:

TABELA 3.3 - Concentração de massa em diferentes taxas de diluição no reator “air-lift” tubo convergente-divergente.

S (g/l)	D (1/h)	1/D	X (g/l)	OD (%)
0,25	0,080	12,50	16,60	21
0,15	0,100	10,00	18,30	30
0,10	0,120	8,33	20,00	40
0,09	0,140	7,14	23,00	50
0,05	0,164	6,09	24,30	60
2,00	0,175	5,70	22,50	60
5,50	0,175	5,70	20,15	60
9,40	0,175	5,70	14,95	60

S, substrato residual; D, taxa de diluição; X, concentração celular; OD, porcentagem de oxigênio dissolvido.

( Fonte: GHOST e BHATTACHRYYA, 1993 )

Pode-se ver que a produção de massa celular com a taxa de diluição  $D$  não seguiu o modelo cinético proposto por Monod. No sistema convencional, quando  $D$  aumenta  $X$  permanece constante, mas a produtividade ( $DX$ ) aumenta. Neste estudo, para um aumento de  $D$ , houve um aumento de  $X$ . A taxa ótima de diluição encontrada foi de  $0,165 \text{ h}^{-1}$  com produção de massa celular máxima de  $24,3 \text{ g.l}^{-1}$ . Devido ao aumento gradativo de  $X$  com  $D$ , houve uma maior demanda de oxigênio, razão pela qual o ar foi enriquecido com oxigênio puro. A variação da saturação de oxigênio foi de 21 a 60%, sendo que com 60% de oxigênio a concentração de massa celular aumentou de 46,39% quando a taxa de diluição aumentou de  $0,080$  e  $0,164 \text{ h}^{-1}$  respectivamente.

HEIJNEM et al. (1992) estudaram o efeito de pequenas partículas com  $r = 0,1 \text{ mm}$  em suspensão, nas quais ocorreu imobilização de células formando biofilmes e do tempo de retenção hidráulica sobre a formação destes biofilmes em reator "air-lift". Mostraram que pequenas partículas brutas têm melhor formação de biofilme em baixo tempo de retenção hidráulica, como consequência do fato de que o crescimento de células em suspensão foi mínimo a partir destas condições. O processo de formação de biofilme constou de três fases: crescimento de células individuais até formação de colônias; crescimento das micro-colônias até pequenos biofilmes e crescimento do biofilme. A principal vantagem deste tipo de processo de tratamento foi a possibilidade de manter alta concentração de biomassa no reator, o que foi possível pela facilidade de separação ou sedimentação das partículas. Devido à grande área de superfície de contato partículas/líquido ( $2.000 - 400 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ) biofilmes de fina espessura foram formados, não havendo então problemas de difusão de



oxigênio no reator. Estas características permitiram aplicar alta carga volumétrica (10 Kg DQO/m<sup>3</sup> dia) combinada com uma baixa carga de lodo (0,3 Kg DQO/Kg massa microbiana.dia), obtendo boa nitrificação mesmo em temperatura baixa e baixa produção de lodo com pequena área requerida. Observaram que a formação de biofilmes em reator “air-lift” é diferente da formação de biofilme em sistemas convencionais, sendo função das variáveis:

- área de contato relativamente alta;
- condições de fluxo turbulento;
- geometria esférica do biofilme;
- mudança na área superficial do biofilme durante a formação

do mesmo.

O fenômeno de formação de biofilmes sobre estas pequenas partículas no reator “air lift”, operado em regime turbulento, foi de óbvia importância para performance do processo, especialmente a lavagem do biofilme devido ao cisalhamento que pode ter um efeito dominante. A partir disso, realizaram estudos em relação a: efeito do tipo de suporte; efeito do tempo de retenção hidráulica e dinâmica dos processos de formação de biofilmes. Os suportes utilizados foram ensaiados sobre as seguintes condições: velocidade superficial do gás de 3,8 cm.s<sup>-1</sup> ; temperatura de 35°C; concentração do suporte de 125 g.l<sup>-1</sup> e tempo de retenção hidráulica de 1 ou 2 horas. O efeito do tempo de retenção hidráulica ( $\theta_h$ ) na formação do biofilme mostrou que sempre haverá competição entre microrganismos crescendo em suspensão e no biofilme. Variando o tempo de retenção hidráulica, observaram maior crescimento dos biofilmes em baixos tempos de retenção hidráulica, enquanto que com valores altos a biomassa em suspensão foi lavada. A máxima quantidade de biomassa acumulada no reator “air lift” dependeu das características do

suporte e da taxa de separação entre o biofilme e o suporte (HEIJNEM et al. 1992).

As características hidrodinâmicas da coluna de bolhas e do reator "air lift" dependem do regime do fluxo que ocorre na coluna. Se a velocidade superficial do gás for relativamente baixa, com distribuição uniforme de pequenas bolhas, o regime de fluxo é chamado de borbulhamento homogêneo. Este tipo de fluxo é desejado, particularmente em situações onde a transferência de massa gás-líquido é importante, devido a maior área de contato das bolhas. Muitos reatores "air lift" industriais operam em condições nas quais a vazão de gás é alta para manter o fluxo de bolhas. Como a vazão de gás aumenta, um fluxo turbulento é desenvolvido. Os reatores "air-lift" e coluna de bolhas são geralmente desenhados para operar neste regime de fluxo. Em altas vazões de gás, observa-se uma transição do fluxo turbulento a fluxo lento (slug flux) onde as bolhas crescem o bastante para ocupar aproximadamente o diâmetro da coluna ( SHAMLOU et al., 1994 ).

Um critério que geralmente é assumido, o de mistura perfeita da fase líquida, foi mostrado ser verdadeiro por SIEGEL e MERCHUK (1992). Para os casos onde isto não pode ser considerado, um novo método para valores locais de  $K_{la}$  em cada região do reator foi apresentado. Usualmente é feito o critério de que o reator "air-lift" comporta-se como um tanque agitado ideal, entretanto mostraram que a mistura no reator é diferente em cada região do mesmo, sendo pouco misturado perto do tubo de aeração e tubo de reciclo e bem misturado no separador gás-líquido. Como consequência, o  $K_{la}$  foi afetado pela altura do reator e desenho do separador gás-líquido. Diferentes posições da sonda de medida de oxigênio dissolvido foram testadas, bem como dois métodos de medidas de  $K_{la}$  (método de oxidação com sulfito e esgotamento do oxigênio dissolvido com

nitrogênio), que mostraram a variação deste coeficiente com a posição da sonda.

LELE e JOSHI (1992) apresentaram um estudo de modelagem de reator "air-lift" de reciclo externo a funcionar como um reator "air-lift" de leito fluidizado ( ALFB ), pela fluidização de partículas leves no "downcomer". O reator "air-lift" de leito fluidizado mostrou baixo nível de rompimento de células e alto grau de flexibilidade operacional. A simulação dos resultados foi feita para um sistema ar-água em reator de  $100\text{m}^3$  . Foram estudados efeitos de vários parâmetros de operação: densidade de sólidos, uso de mistura de ar com oxigênio e o desenho do reator variando-se a razão entre área do "riser" e do "downcomer" (  $A_r/A_d$  ) e razão entre a altura do reator (  $H^*$  ) e diâmetro da coluna (  $D^*$  ) (  $H^*/D^*$  ). O ALFB foi muito mais atrativo que o reator tri-fásico convencional (TPR ), devido a baixa energia requerida e baixo rompimento de células. A potência requerida pelo ALFB foi muito menor ( menor que  $0,5\text{KW.m}^{-3}$  ) comparada ao TPR (  $4-10\text{KW.m}^{-3}$  ) para as mesmas condições. O rompimento de células no ALFB foi de duas a três vezes menor que no TPR. Como a razão  $H^*/D^*$  variou de 5 a 80, com aumento contínuo da velocidade do gás, um valor ótimo de  $H^*/D^*$  foi encontrado que resultou em altíssima taxa de circulação de líquido. O  $K_{la}$  foi estudado em relação a alguns parâmetros operacionais como: concentração de produto, velocidade superficial do gás, densidade do sólido e composição do gás. Observou-se que quando a concentração do produto aumentava a velocidade de circulação diminuía para uma velocidade de gás constante. O  $K_{la}$  entre a fase sólida e a líquida não mudou significativamente com o aumento do diâmetro da partícula. O coeficiente global de transferência de massa passa por um máximo quando a concentração do produto aumenta, isso porque, como a concentração de

produto aumenta o  $K_{la}$  aumenta como consequência do aumento da área de contato entre sólido-líquido até certo limite, diminuindo a seguir. Variando-se a densidade do sólido foi observado que o  $K_{la}$  passa por um ponto de máximo em valores crescentes de densidade das partículas para então cair para valores de densidade de sólidos ( valor ótimo encontrado foi de  $700\text{Kg.m}^{-3}$  em  $0,05\text{m.s}^{-1}$  de velocidade do gás ). Foi observado ser satisfatória a performance do ALFB com substituição de 50% do oxigênio puro por ar. Com base nos dados obtidos, simulação e modelo matemático utilizado, os autores recomendaram que o “scale-up” do reator fosse feito utilizando a metodologia por eles desenvolvida.

HSU et al. (1977) estudaram a transferência de oxigênio em reatores tipo coluna e mediram o “gas hold-up” através do volume ocupado pelo gás após fechadas as entradas de gás e líquido. Observaram que o “gas hol-up” aumentava com a taxa de aeração e diminuía com o aumento da velocidade do líquido. Inserindo um misturador estático (Koch mixer) no reator, observaram maior aumento do “hold-up”, uma vez que este misturador retinha por muito mais tempo as bolhas de ar. O coeficiente de transferência de oxigênio, utilizando misturador estático e aeração com oxigênio puro, aumentou com o aumento da taxa de aeração, porém, a eficiência da transferência do oxigênio diminuiu. Utilizando telas com furos de 1/16 de polegada na base da coluna e misturador, obtiveram valores mais altos do “gas hold-up” e do coeficiente de transferência de oxigênio, aumentando significativamente a transferência do oxigênio em comparação a coluna aerada.

STEJSKAL e POTUCEK (1985) construíram um reator “air-lift” de tubos concêntricos que foi operado com água e solução de poliácridamida. Comparando valores do  $K_{la}$  com e sem misturador estático

no tubo central, onde o ar era aspergido, observaram que este valor aumentava não só com o aumento da velocidade do ar, mas também com a presença do misturador estático, porém o consumo de potência aumentou com a utilização de misturadores estáticos. A dependência do valor de  $K_{la}$  com a velocidade do ar se mostrou linear, enquanto o "gas hold-up" foi linear até o limite de  $0,03 \text{ m.s}^{-1}$ , porém ambos decresceram com o aumento da viscosidade do líquido. O valor do  $K_{la}$  variou na faixa de  $0,95$  a  $2,30 \text{ h}^{-1}$  para a água e  $0,90$  a  $2,60 \text{ h}^{-1}$  para a solução de poliacrilamida.

Com o propósito de conduzir uma investigação preliminar do potencial do reator "air-lift" para tratamento de águas residuárias por lodo ativado em batelada sequencial, SIEGEL et al. (1994) construíram um reator "air lift" de 200 litros, usando como solução alimentadora esgoto sintético de  $1.050 \text{ mgDQO.l}^{-1}$ . O abastecimento do reator em batelada foi feito com água residuária sintética e lodo de esgoto sanitário previamente aclimatado, o qual permaneceu no reator pelos diversos ciclos do processo. A isto seguiram-se estágios do processo aerado que foram realizados em um mesmo reator. A concentração de sólidos suspensos na mistura líquida foi mantida em aproximadamente  $2.500 \text{ mg.l}^{-1}$ . A performance do reator foi considerada excelente com uma redução de DQO de 99,6% com média final de sólidos suspensos no efluente de  $4,9 \text{ mg.l}^{-1}$  e índice volumétrico de lodo (IVL) de  $67,2 \text{ ml.g}^{-1}$  de sólidos suspensos. Estes resultados preliminares demonstraram o potencial do reator "air-lift", tendo sido obtido um efluente de alta qualidade. Os resultados indicaram que cargas orgânicas altas podem ser tratadas com tempo de aeração reduzido e o número de ciclos diários aumentados.

## 4 - MATERIAIS E MÉTODOS

---

### 4.1 - Materiais

#### 4.1.1 - Substrato sintético

Para a realização do experimento, foi usada como água residuária sintética ( substrato sintético ), uma modificação da receita empregada por SIEGEL et al.,1994, segundo Tabela 4.1:

TABELA 4.1 - Composição de água residuária sintética.

Componente	Concentração(g.l <sup>-1</sup> )
Glicose	18,30
Caseína hidrolizada	1,67
Uréia	4,32
Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	3,77
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	2,00
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	0,50
FeSO <sub>4</sub> .6H <sub>2</sub> O	0,29

#### 4.1.2 - Aclimação do lodo

Coletou-se lodo na corrente de reciclo do sistema de tratamento do abatedouro de aves Pena Branca. Esse lodo era composto por população mista de bactérias, protozoários, rotíferos, fungos, etc., determinados após exame microscópico. Para a aclimação do lodo a consumir o substrato sintético, uma amostra de 3 litros deste lodo foi colocada em uma caixa tipo aquário de seis litros com aeração. Diariamente a aeração era interrompida e após a sedimentação do lodo, 500ml do líquido sobrenadante era retirado e substituído por uma mistura de água residuária e substrato sintético, em proporções variáveis, conforme Tabela 4.2:

TABELA 4.2 - Aclimação de lodo de tratamento de água residuária de indústria avícola em substrato sintético:

Fase	Água residuária (%)	Substrato sintético(%)
1	80	20
2	60	40
3	40	60
4	20	80
5	0	100

Após a fase 5 ou 5<sup>o</sup> dia, o lodo foi alimentado apenas com substrato sintético diluído 1/5 até que o volume do reator fosse trocado três vezes. O lodo assim adaptado foi mantido por alimentação e descarte até a conclusão do experimento.

### **4.1.3 - Manutenção do lodo aclimatado**

O lodo aclimatado foi mantido em caixa construída de vidros planos com pedras porosas no fundo. Diariamente 1 ou 1,5 litros do volume eram retirados e igual volume de água residuária sintética ( item 4.1.1 ) diluída 1/5 era adicionado à caixa. Quando necessário, parte do volume da caixa era retirado sem prévia sedimentação dos sólidos suspensos, de forma a manter a concentração dos mesmos aproximadamente constante, monitorando através do índice volumétrico de lodo (IVL ), conforme item 4.2.3.6.

### **4.1.4 - Reator “air lift”**

#### **4.1.4.1 - Construção do reator “air-lift ”**

O reator com volume útil de 1350 ml, foi contruído de tubos PVC. O corpo principal constava de tubo de 1,5 polegadas de diâmetro nominal e 1,35 m de altura, com extremidade inferior rosqueada e tapada com “caps”. O reciclo do líquido foi feito por uma derivação com tubo de 0,5 polegadas de diâmetro nominal.

Posteriormente foram adaptados ao reator um separador de bolhas (separador gás-líquido) e um sedimentador conforme Figura 4.1.



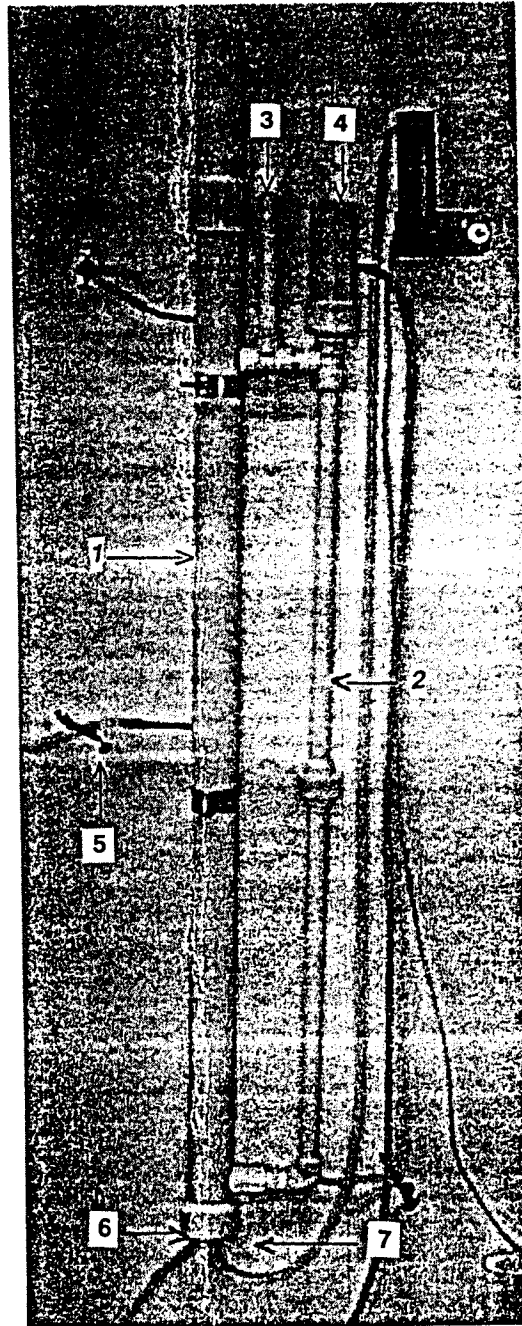


FIGURA 4.1.-: Reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador ( $V=1550\text{ml}$ ). 1 - corpo do reator; 2 - linha reciclo; 3 - separador de bolhas; 4 - sedimentador; 5 - tomada de amostras; 6 - alimentação; 7 - aeração.

## **4.2.- Métodos**

### **4.2.1 - Operação do reator “air lift”**

O reator “air lift” foi operado de forma contínua e a cada ciclo de operação o experimento foi interrompido, após o estado estacionário ter sido atingido.

A aeração foi promovida por um mini compressor que injetava ar na extremidade inferior do reator através de pedras porosas, cuja vazão foi controlada por rotâmetro. A alimentação de substrato foi feita também pelo “caps” inferior, com auxílio de uma bomba peristáltica e um temporizador. Foram usadas diferentes vazões de ar e de alimentação de substrato a cada experimento, sendo que as vazões de ar variaram de 198 a 474 ml.min<sup>-1</sup> e as de alimentação de 174 a 480 ml.h<sup>-1</sup>. A temperatura manteve-se em 27°C ± 1°C e o pH da mistura no reator foi controlado na faixa de 6,2 a 8,0.

Para cada experimento, foram coletadas amostras no reator, a intervalos regulares de tempo por uma tomada de amostra na parte média do reator.

O tempo de operação do reator variou a cada experimento, de acordo com a vazão de alimentação utilizada, tomando-se o cuidado de se manter uma margem de segurança de três vezes o tempo de residência, para assegurar que o estado estacionário fosse atingido.

## 4.2.2 - Determinação dos parâmetros cinéticos

Os parâmetros cinéticos determinados foram: taxa específica de consumo de substrato (  $q$  ) e constante de velocidade de redução da demanda química de oxigênio (  $K$  ).

### 4.2.2.1 - Determinação da constante de velocidade de redução de DQO ( $K$ )

Para a determinação da constante de velocidade de redução de DQO utilizou-se as equações (5) e (6) derivadas do balanço de substrato. Do balanço de substrato temos:

$$Q_0 S_0 = Q_0 S + ( dS/dt )V \quad (1)$$

de onde :

$$Q_0 (S_0 - S) = ( dS/dt )V \quad (2)$$

Dividindo a equação (2) por  $X$  e  $V$ , temos:

$$( S_0 - S ) / ( X t_h ) = 1/X ( dS/dt ) = q \quad (3)$$

onde :

$t_h = V/Q_0$  é o tempo de retenção hidráulica.

$q$  = taxa de específica de consumo de substrato.

Para a cinética de redução de DQO de primeira ordem, temos:

$$dS/dt = kS \quad (4)$$

Substituindo (4) em (3):

$$q = (S_0 - S) / (X \cdot t_h) = kS \quad (5)$$

onde:

$$k = K / X \quad (6)$$

### **4.2.3 - Métodos analíticos**

#### **4.2.3.1 - Demanda química de oxigênio**

Para determinação de DQO utilizou-se o método da ampôla , onde o agente oxidante é o dicromato de potássio em ácido sulfúrico, tendo como catalizador o sulfato de prata. A curva padrão foi construída utilizando-se soluções de diferentes concentrações de biftalato de potássio e está mostrada no Apêndice A ( American Public Health Association, APHA, "Standard Methods", 1985).

#### **4.2.3.2 - Concentração de biomassa seca ( S.S V )**

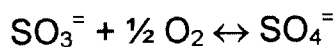
Para obtenção da biomassa seca, amostras do líquido do reator foram centrifugadas a 3000 rpm por 15 min., o sobrenadante foi separado para posterior análise de DQO e o precipitado foi ressuspenso em água destilada e centrifugado nas mesmas condições. Esta operação foi repetida três vezes, sendo que o último precipitado foi levado à estufa à vácuo e seco a 60°C até peso constante. A massa de lodo das amostras foi determinada então por gravimetria.

#### **4.2.3.3.- Determinação do coeficiente de transferência de massa, $K_{la}$ pelo método de oxidação de sulfito.**

O coeficiente de transferência de massa,  $K_{la}$  , foi determinado pelo método de oxidação de sulfito.

O reator cheio com solução de sulfito 0,5N foi aerado com vazões de ar variando de 125 a 474 ml.min<sup>-1</sup> .

O princípio do método está baseado na seguinte reação:

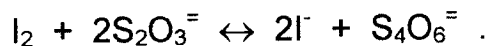


que é uma reação de cinética de ordem zero.

Para determinar o oxigênio transferido, alíquotas de 5ml do líquido do reator reagiram com iodo em excesso ( 20 ml; 0,1 N ).



O excesso de iodo foi determinado com solução ( 0,1N ) de tiosulfato de sódio.



Assim, o fluxo de oxigênio foi determinado pela equação abaixo:

$$N_v = N.V_1 / 4.t.V_2 \quad (7)$$

Onde:

N = normalidade da solução de tiosulfato;

V<sub>1</sub> = volume gasto de tiosulfato ( litros );

t = intervalo de tempo entre uma amostra e outra ( minutos );

V<sub>2</sub> = volume da amostra ( litros );

N<sub>v</sub> = fluxo de oxigênio (moles por minuto.litro).

A partir daí, determinou-se K<sub>v</sub> pela equação abaixo:

$$N_v = K_v.p \quad (8)$$

onde;

p é a pressão parcial de oxigênio nas bolhas de ar;

K<sub>v</sub> é o coeficiente de transferência de oxigênio com respeito a fase gasosa.

O  $K_{la}$  foi determinado pela equação abaixo:

$$K_{la} = H.K_v \quad (9)$$

onde H é a constante de Henry

Uma dedução para o cálculo do coeficiente de transferência de massa pode ser encontrada no Apêndice B.

#### **4.2.3.4 - Determinação do “gas hold-up” ( $E_g$ )**

Foram feitas tomadas de pressão na altura média do tubo de aeração e de reciclo e as respectivas pressões foram lidas em um manômetro inclinado a 30°, utilizando água como fluido manométrico. Foram utilizadas vazões de ar compreendidas entre 125 e 474 ml.min<sup>-1</sup>. O  $E_g$  foi calculado pelo quociente da diferença de pressão entre os tubos ( $\Delta P$ -cmCA) e a coluna de líquido no reator sem aeração (HI - cmCA).

#### **4.2.3.5.- Determinação de pH**

O pH foi determinado com potenciômetro digital.

#### 4.2.3.6 - Índice volumétrico de lodo (IVL)

O índice volumétrico de lodo foi determinado pela sedimentação de 1000ml de suspensão de lodo do reator “air-lift” em proveta de 1.000ml por 30 minutos. Anotou-se então o volume de lodo sedimentado, lido em ml. A concentração da biomassa foi determinada usando uma amostra da suspensão do reator, e o IVL foi expresso como o volume em ml ocupado por 1g de sedimento do sólido seco (GRAY, 1990).

$$IVL = V/SSV.1.000 \quad (\text{ml/g}) \quad (10)$$

Onde:

V = volume do lodo sedimentado;

SSV = concentração de sólidos (biomassa) na mistura líquida do reator.



## 5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

---

### 5.1 - Aclimação e características de sedimentação do

#### lodo

O lodo proveniente do abatedouro de aves Pena Branca, foi aclimatado conforme o item 4.1.2. Após aclimatado, o lodo apresentou cor parda e o exame em microscópio mostrou uma população mista de bactérias isoladas, filamentosas, protozoários, rotíferos, fungos, etc.. O pH foi controlado na faixa de 6,2 a 8,0. Seu monitoramento foi feito através do índice volumétrico de lodo, IVL (item 4.2.3.6) que variou de 33 a 110ml.g<sup>-1</sup>.

A Figura 5.1 mostra um exemplo de sedimentação em proveta de 1000ml, cuja velocidade de sedimentação (  $v$  ) foi de 0,46 cm.min<sup>-1</sup>.

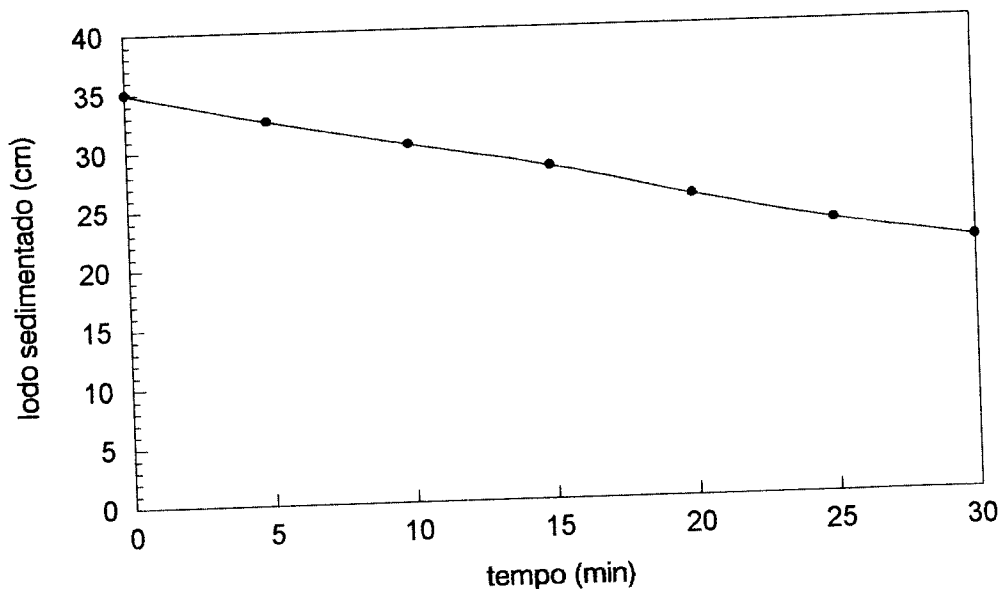


FIGURA 5.1 - Curva de sedimentação de lodo ativado.

## 5.2 - Coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_{ia}$ ) e de retenção de gás ( $E_g$ ).

A Tabela 5.1 mostra valores de  $K_{ia}$  determinados pelo método de oxidação de sulfito (item 4.2.3.3) e de coeficiente de retenção de gás ( $E_g$ ) determinado pela diferença de pressão ( $\Delta P$ ) entre os ramos central e de reciclo conforme item 4.2.3.4.

TABELA 5.1 - Coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_{ia}$ ) e retenção de gás ( $E_g$ ) em reator "air-lift" de circulação externa.

Q (ml.min <sup>-1</sup> )	$K_{ia}$ (h <sup>-1</sup> )	$\Delta P^*$ (cm CA)	$E_g \cdot 10^{-3}$
125	51,51	0,175	1,59
198	105,41	0,235	2,13
287	147,41	0,300	2,72
383	198,45	0,375	3,41
474	221,38	0,450	4,09

\* $\Delta P$  - centímetros de coluna de água

Pela Figura 5.2 observa-se que o  $K_{la}$  e o  $E_g$  aumentaram com a vazão de ar. O  $K_{la}$  aumentou linearmente com a vazão de ar na faixa de 198 a 383  $\text{ml}\cdot\text{min}^{-1}$  de ar, apresentando valor menor que o esperado para 474  $\text{ml}\cdot\text{min}^{-1}$ , provavelmente porque a partir deste valor, ocorra coalescência de bolhas. Em relação ao  $E_g$ , este, teve aumento linear com as vazões de ar utilizadas.

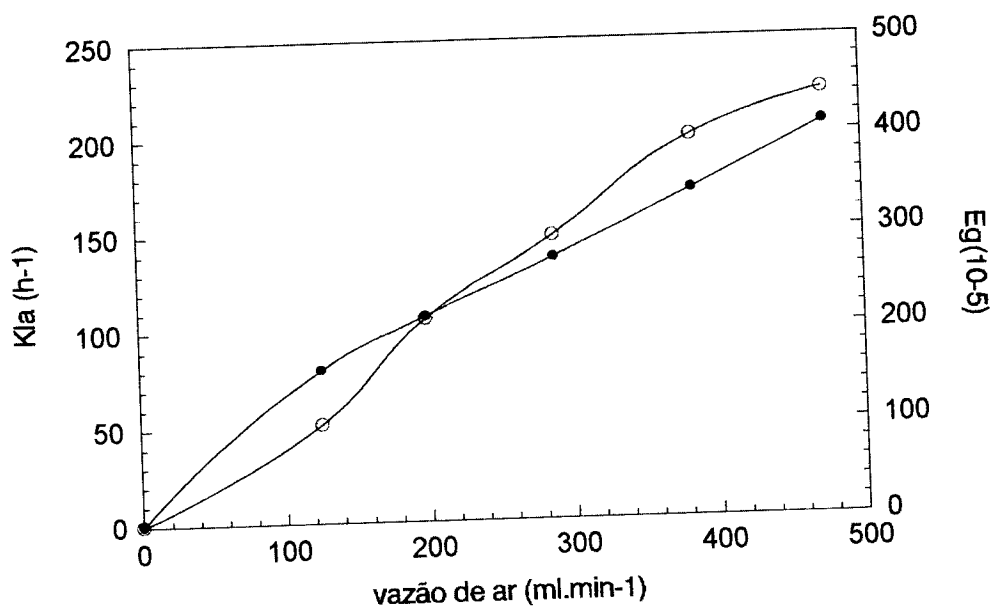


FIGURA 5.2 - Variação dos coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_{la}$ ) e de retenção de gás ( $E_g$ ) em reator "air-lift" de circulação externa em relação à vazão de ar (o  $K_{la}$  ; •  $E_g$ ).

Dados de literatura confirmam o aumento do  $K_{la}$  e  $E_g$  com o aumento da vazão de ar (SIEGEL et al., 1994). GASNER (1974) utilizando reator "air-lift" retangular de canal fino, determinou  $K_{la}$  pelo método de oxidação de sulfito obtendo 0,39  $\text{mmolO}_2 / \text{l}\cdot\text{h}$  para velocidade superficial do ar de 1  $\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$ , estimando que para velocidades maiores poderia chegar a 140  $\text{mmolO}_2 / \text{l}\cdot\text{h}$  sendo que no tratamento convencional o valor alcançado foi

de  $0,25\text{mmolO}_2/\text{l.h.}$  ORAZEM & ERICKSON (1979), compararam um reator “air-lift” de dois estágios com o de um estágio obtendo um  $K_{\text{la}}$  de  $1500\text{h}^{-1}$  e  $E_g$  de  $0,575$  para velocidades de ar  $2778$  e  $2728\text{ cm.s}^{-1}$  respectivamente. OKABE et al. (1993) obtiveram  $K_{\text{la}}$  de  $2430\text{h}^{-1}$  e STEJSKAL & POTUCEK (1985) obtiveram  $K_{\text{la}}$  na faixa de  $0,95\text{-}2,30\text{h}^{-1}$ .

### 5.3 - Eficiência do processo de redução de DQO em reator "air-lift" de circulação externa.

Foram feitos vários ensaios no reator "air-lift" de circulação externa, operado de forma contínua, onde variou-se a vazão de ar, vazão de alimentação ou tempo de retenção hidráulica, concentração da água residuária sintética (DQO inicial), mantendo-se constante o volume de líquido no reator (com sedimentador  $V=1.550\text{ml}$ , sem sedimentador  $V=1.350\text{ml}$ ). A eficiência do tratamento ( $\eta$ ) foi avaliada em termos de percentagem de redução de DQO, como sendo a conversão do substrato pela fórmula:

$$\eta = [ (S_0 - S) / S_0 ] \cdot 100$$

A temperatura foi de  $27 \pm 1^\circ\text{C}$  e o pH variou de 6,2 a 8,0.

Comparando-se os resultados da Tabela 5.2, para o experimento 01 e 02, observa-se que para uma mesma vazão de alimentação de  $330,8\text{ml}\cdot\text{min}^{-1}$  de água residuária sintética, um mesmo volume de mistura líquida no reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador ( $V=1350\text{ml}$ ) e conseqüentemente um mesmo tempo de retenção hidráulica de 4,1 horas, atingiu-se uma eficiência de redução de DQO de 85,60% com vazão de ar de  $198\text{ml}\cdot\text{min}^{-1}$  (experimento 01) e de 69,20% para uma vazão de ar de  $474\text{ml}\cdot\text{min}^{-1}$  (experimento 02). Daí, deduz-se que a vazão de ar pode ser, nas condições do processo descrito, reduzida mantendo-se uma alta eficiência de redução de DQO e reduzindo-se os custos de operação.

As Tabelas 5.3 e 5.4 mostram condições operacionais do reator “air-lift” de circulação externa sem sedimentador, após ter sido atingido estado estacionário, para os experimentos 03-04 e 05-06, respectivamente.

TABELA 5.2 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa sem sedimentador.

	Condições de operação	
	Experimento 01	Experimento 02
V	1350ml	1350ml
S <sub>0</sub>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>
S	150mgDQO.l <sup>-1</sup>	320mgDQO.l <sup>-1</sup>
X <sub>0</sub>	2230mg.l <sup>-1</sup>	1505mg.l <sup>-1</sup>
X	400mg.l <sup>-1</sup>	430mg.l <sup>-1</sup>
Q	198ml.min <sup>-1</sup>	474ml.min <sup>-1</sup>
F	330,8ml.h <sup>-1</sup>	330,8ml.h <sup>-1</sup>
th	4,1h	4,1h
η	85,6%	69,2%

TABELA 5.3- Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador.

Condições de operação		
	Experimento 03	Experimento 04
V	1350ml	1350ml
S <sub>0</sub>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>
S	270mgDQO.l <sup>-1</sup>	170mgDQO.l <sup>-1</sup>
X <sub>0</sub>	2169g.l <sup>-1</sup>	1725mg.l <sup>-1</sup>
X	240mg.l <sup>-1</sup>	181mg.l <sup>-1</sup>
Q	287ml.min <sup>-1</sup>	287ml.min <sup>-1</sup>
F	174,8ml.h <sup>-1</sup>	255ml.h <sup>-1</sup>
th	7,2h	5,3h
η	74%	83,65%

TABELA 5.4 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador.

Condições de operação		
	Experimento 05	Experimento 06
V	1350ml	1350ml
S <sub>0</sub>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>
S	185mgDQO.l <sup>-1</sup>	420mgDQO.l <sup>-1</sup>
X <sub>0</sub>	2267g.l <sup>-1</sup>	1378mg.l <sup>-1</sup>
X	486mg.l <sup>-1</sup>	470mg.l <sup>-1</sup>
Q	287ml.min <sup>-1</sup>	287ml.min <sup>-1</sup>
F	330,8ml.h <sup>-1</sup>	450ml.h <sup>-1</sup>
th	4,1h	3,0h
η	82,2%	60%



Nos experimentos de 03 a 06, para uma mesma vazão de ar de  $287\text{ml}\cdot\text{min}^{-1}$ , DQO inicial de  $1040\text{mgDQO}\cdot\text{l}^{-1}$  e diferentes vazões de alimentação de água residuária sintética de  $174,8$  a  $450\text{ml}\cdot\text{h}^{-1}$  tem-se que a eficiência de redução de DQO do processo cresce com o aumento da vazão de alimentação até um máximo de  $83,65\%$  ( $255\text{ml}\cdot\text{h}^{-1}$ ) e a partir daí cai até um valor de  $60\%$  de redução de DQO ( $450\text{ml}\cdot\text{h}^{-1}$ ). Este fato pode ser melhor observado pela Figura 5.3.

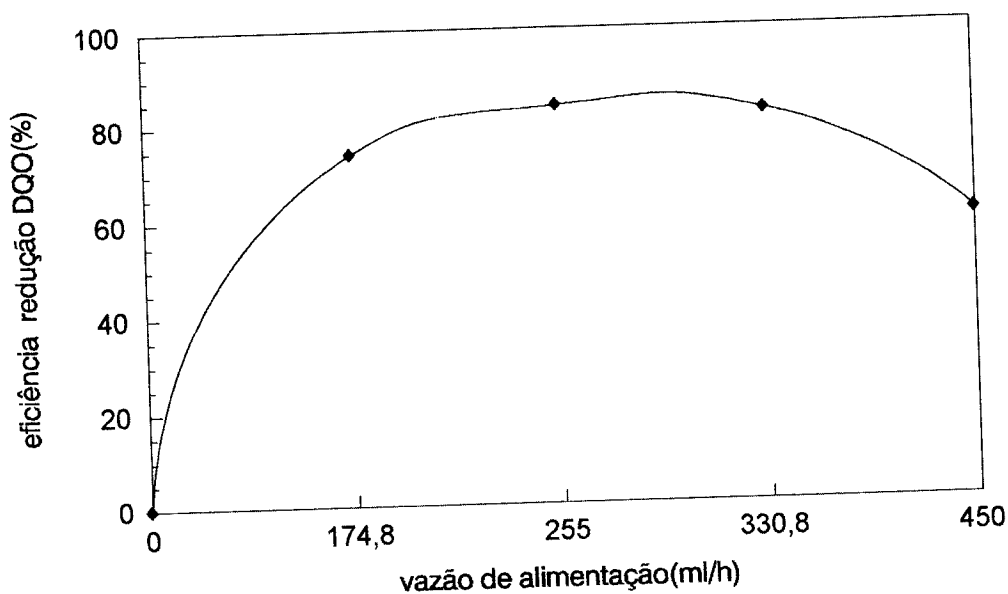


FIGURA 5.3 - Variação da eficiência de redução de DQO com vazão de alimentação de água residuária sintética.

A Tabela 5.5 apresenta resultados dos experimentos 07 e 08 realizados em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador ( $V=1550\text{ml}$ ), para uma mesma vazão de alimentação de água residuária sintética de  $340\text{ml.h}^{-1}$  e vazão de ar de  $278\text{ml.min}^{-1}$ , variando-se a concentração inicial de DQO da água residuária sintética utilizada de  $1040\text{mgDQO.l}^{-1}$  e  $2415\text{mgDQO.l}^{-1}$ , respectivamente. Observa-se que para estas condições atingiu-se eficiência de redução de DQO de 67% para o experimento realizado com concentração inicial de  $1040\text{mgDQO.l}^{-1}$  (experimento 07) e 79% de eficiência de redução de DQO para experimento com concentração inicial de DQO de  $2415\text{mgDQO.l}^{-1}$  (experimento 08).

Apesar da concentração final de biomassa seca do experimento 07 ter sido mais alta que a do experimento 08,  $1664$  e  $820\text{mg.l}^{-1}$ , respectivamente, a eficiência de redução de DQO no experimento 08 foi 12% maior que a do experimento 07 o que pode ser explicado pelo fato de que os microrganismos tivessem entrado em respiração endógena e autólise durante o experimento 07 elevando assim o valor quantificado pelo método da biomassa seca.

Observando os resultados dos experimentos 08 e 09 mostrados na Tabela 5.6, tem-se que em concentrações altas de DQO inicial de  $2415\text{mgDQO.l}^{-1}$ , um mesmo volume do reator de  $1550\text{ml}$ , vazão de ar constante em  $287\text{ml.min}^{-1}$  e vazões de alimentação de água residuária sintética de  $340$  e  $255\text{ml.h}^{-1}$ , respectivamente, o valor da eficiência de redução de DQO no experimento 08 é de 79% enquanto que a eficiência de redução de DQO do experimento 09 é de 60%. Como a vazão de alimentação do experimento 09 era mais baixa que a do experimento 08,

pode ter ocorrido morte celular e assim a eficiência de redução foi menor.

Demais resultados encontram-se no Apêndice C.

TABELA 5.5 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador.

Condições de operação		
	Experimento 07	Experimento 08
V	1550ml	1550ml
S <sub>0</sub>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>	2415mgDQO.l <sup>-1</sup>
S	343mgDQO.l <sup>-1</sup>	499mgDQO.l <sup>-1</sup>
X <sub>0</sub>	3000g.l <sup>-1</sup>	1810mg.l <sup>-1</sup>
X	1664mg.l <sup>-1</sup>	820mg.l <sup>-1</sup>
Q	287ml.min <sup>-1</sup>	287ml.min <sup>-1</sup>
F	340ml.h <sup>-1</sup>	340ml.h <sup>-1</sup>
th	4,5h	4,5h
η	67%	79%

TABELA 5.6 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador.

Condições de operação		
	Experimento 08	Experimento 09
V	1550ml	1550ml
S <sub>0</sub>	2415mgDQO.l <sup>-1</sup>	2415mgDQO.l <sup>-1</sup>
S	499mgDQO.l <sup>-1</sup>	977mgDQO.l <sup>-1</sup>
X <sub>0</sub>	1810mg.l <sup>-1</sup>	2100mg.l <sup>-1</sup>
X	820mg.l <sup>-1</sup>	1045mg.l <sup>-1</sup>
Q	287ml.min <sup>-1</sup>	287ml.min <sup>-1</sup>
F	340ml.h <sup>-1</sup>	255ml.h <sup>-1</sup>
th	4,5h	6,1h
η	79%	60%

#### **5.4 - Reator “air-lift” de circulação externa sem sedimentador.**

As Figuras 5.4 a 5.6 mostram curvas de redução de DQO de água residuária sintética e biomassa seca de experimentos onde a vazão de ar foi mantida constante em  $287\text{ml}\cdot\text{min}^{-1}$  e diferentes vazões de alimentação de água residuária sintética, utilizando reator “air-lift” de circulação externa sem sedimentador (item 4.1.4.1). Pela Figura 5.4 observa-se rápida redução de DQO, sendo o estado estacionário atingido em cerca de sete horas. A curva de biomassa seca mostra oscilação até tempo de sete horas permanecendo aproximadamente constante para tempos mais elevados. Pela Figura 5.5 observa-se que o estado estacionário foi atingido após 23 horas de operação, sendo que neste experimento a concentração inicial de biomassa era de 2,6 vezes maior que a concentração de biomassa seca do experimento da Figura 5.4. A curva de DQO (Figura 5.5) mostra uma queda mais lenta, até que o estado estacionário fosse atingido, quando comparada com a curva de DQO da Figura 5.4. A Figura 5.6 mostra que ambas as curvas, concentração de DQO e biomassa seca, têm comportamento semelhante às da Figura 5.4, sendo o estado estacionário atingido em cerca de sete horas de operação. Nestas três figuras os valores de DQO inicial são diferentes devido às condições do lodo no início de cada experimento; as concentrações iniciais de DQO são maiores que a da água residuária sintética, o que pode ser explicado pelo fato do lodo encontrar-se em processo de respiração endógena e autólise no reator usado para sua manutenção. Nos experimentos das Figuras 5.4 a 5.6, tomando a concentração inicial da água residuária sintética como  $1040\text{mgDQO}\cdot\text{l}^{-1}$ , as eficiências de redução de DQO foram 59,61%, 74,04% e 83,65% respectivamente.

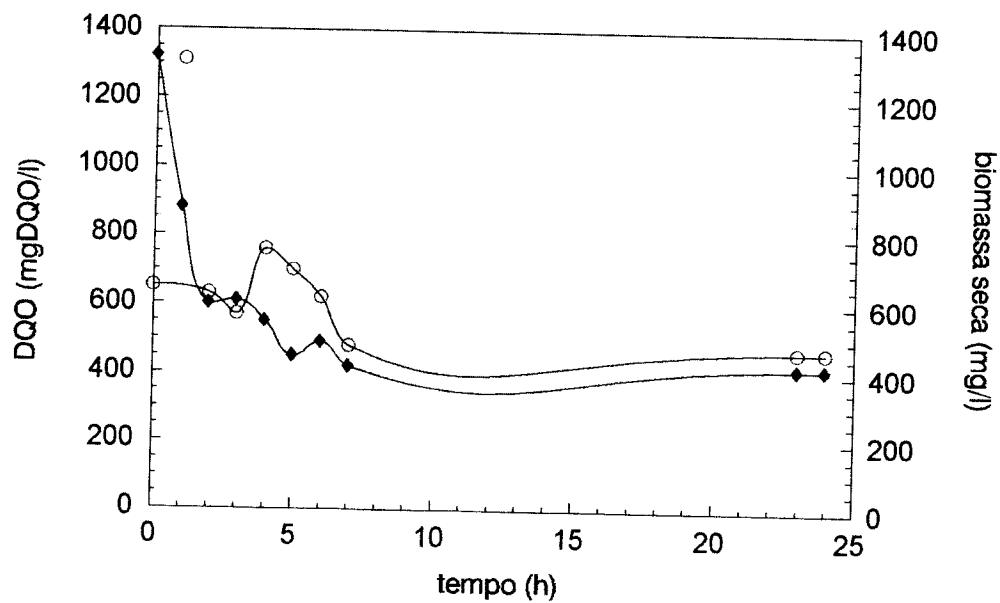


FIGURA 5.4- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador ( $t_h=3h$ ;  $V=1350ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$  ;  $F=450ml.h^{-1}$  ;  $S_0=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca ♦ DQO).

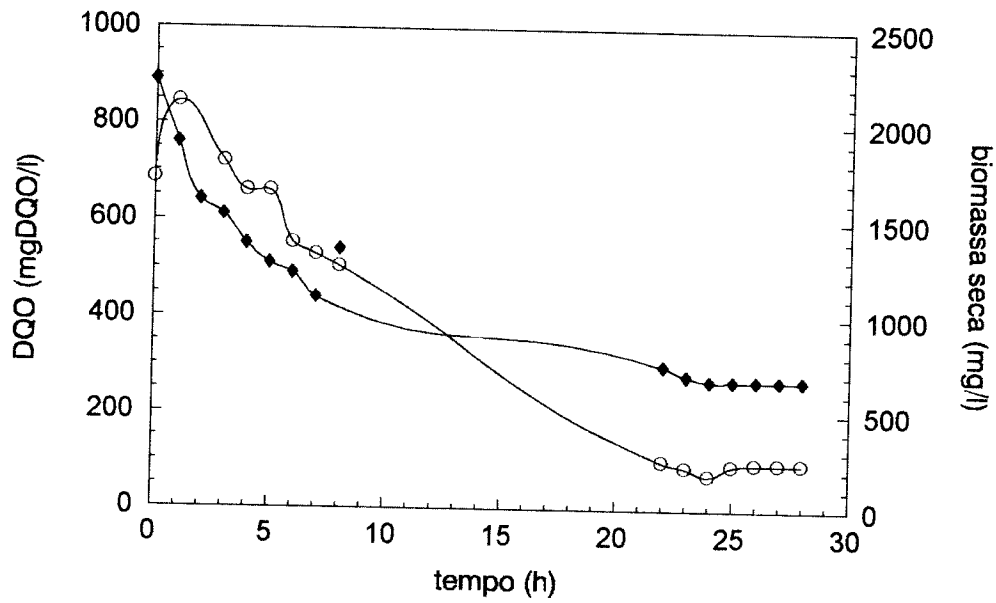


FIGURA 5.5-Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador ( $t_h=7,23h$ ;  $V=1350ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$ ;  $F=174,8ml.h^{-1}$ ;  $S_0=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (oBiomassa seca♦ DQO).

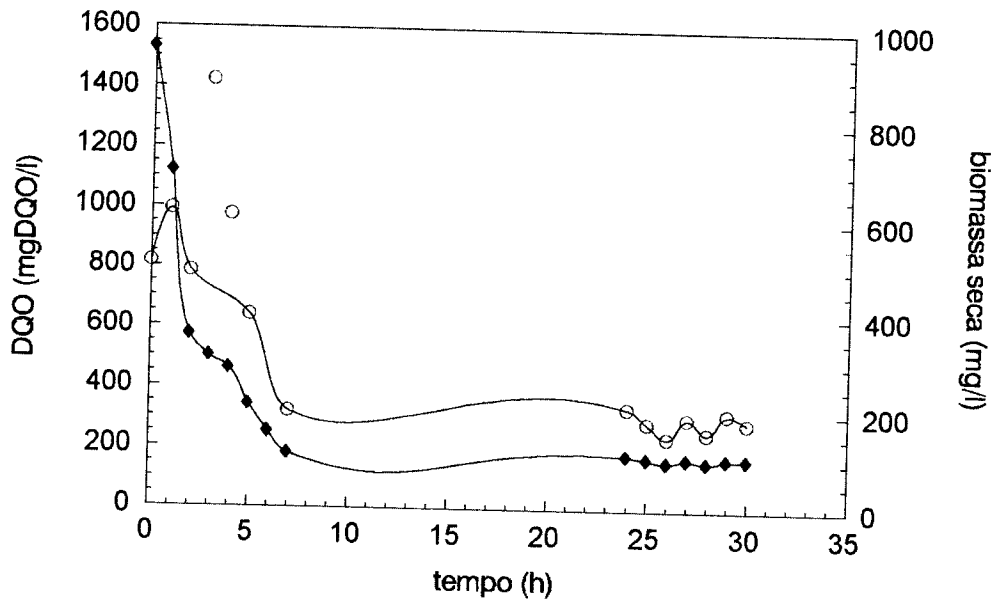


FIGURA 5.6- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador ( $t_h=5,29h$ ;  $V=1350ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$ ;  $F=255ml.h^{-1}$ ;  $S_0=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (○Biomassa seca, ◆ DQO).

As Figuras 5.7 e 5.8 mostram curvas de redução de DQO de água residuária sintética e biomassa seca de experimentos onde a vazão de alimentação foi mantida constante em  $330,8 ml.min^{-1}$  e diferentes vazões de ar, utilizando reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador (item 4.1.4.1). De modo semelhante ao que ocorreu nos experimentos das Figuras 5.4 a 5.6, observa-se que o estado estacionário foi atingido em cerca de sete horas, independente da vazão de ar utilizada, com exceção da curva de concentração de DQO da Figura 5.7 que apresenta outro patamar após 25 horas, inferior ao do intervalo de 7 a 24 horas de operação. No caso do experimento da Figura 5.7, quando utilizou-se a menor vazão de ar, a eficiência de redução de DQO foi de 85,6% e no caso do experimento da Figura 5.8 foi de 65,4%.



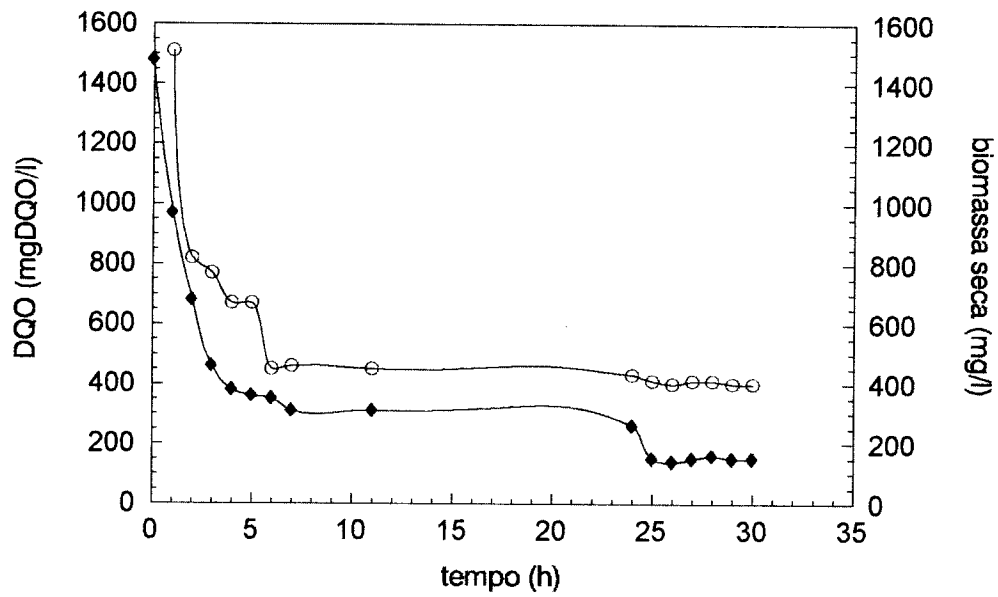


FIGURA 5.7- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador ( $t_h=4,1h$ ;  $V=1350ml$ ;  $Q=198ml.min^{-1}$ ;  $F=330,8ml.h^{-1}$ ;  $S_0=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca,  $\circ$  DQO).

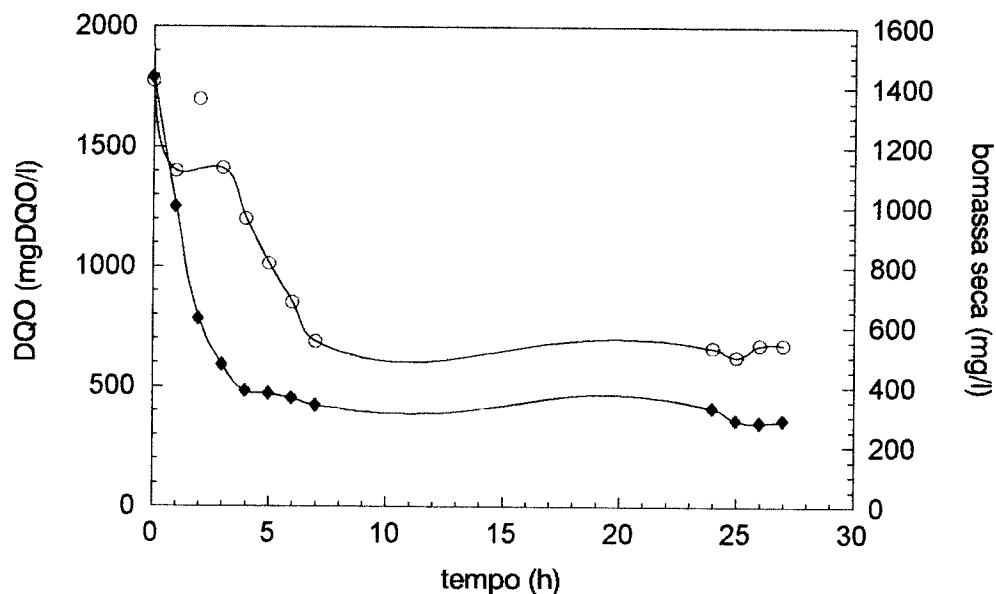


FIGURA 5.8- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador ( $t_h=4,1h$ ;  $V=1350ml$ ;  $Q=383ml.min^{-1}$ ;  $F=330,8ml.h^{-1}$ ;  $S_o=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca,  $\circ$  DQO).

Dos experimentos das Figuras 5.4 a 5.8 a maior eficiência de redução de DQO foi obtida no experimento da Figura 5.7, o que mostrou que o aumento da vazão de ar não acarretou aumento da eficiência de redução de DQO e esta não guardou uma relação linear com a vazão de alimentação. Os resultados de outros experimentos são mostrados no Apêndice D.

A Tabela 5.7 mostra parâmetros cinéticos e condições de operação utilizando reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador. O valor da constante de velocidade de redução de DQO e a taxa específica de consumo de substrato foram determinadas conforme item 4.2.2.1.

TABELA 5.7 - Parâmetros cinéticos e condições de operação para redução de DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador (V=1350 ml ).

S (mg/l)	X (mg/l)	Q (ml/h)	F (ml/min)	th (h)	q (1/h)	K (1/h)	η (%)	Figura
420	470	287	450	3	0,439	0,492	59,61	5.4
270	240	287	174,8	7,2	0,443	0,394	74,04	5.5
170	181	287	255	5,3	0,908	0,967	83,65	5.6
150	400	198	330,8	4,1	0,545	1,454	85,58	5.7
360	540	383	330,8	4,1	0,308	0,463	65,38	5.8
185	486	287	330,8	4,1	0,431	0,1,13	82,21	5.16●
320	430	474	330,8	4,1	0,411	0,551	69,23	5.18●

$S_0 = 1040 \text{mgDQO.l}^{-1}$ ;

- As Figuras encontram-se no Apêndice D.

Observou-se que durante os experimentos ocorreu uma seleção da microflora que compunha o lodo, alterando as características de sedimentação e o aspecto visual, isto é, a cor do lodo passou de marrom para amarelo claro, em alguns casos para cor branca, com aspecto aveludado característico de microrganismos filamentosos, conforme comprovado por exames ao microscópio, embora os valores de tempo de retenção hidráulica adotados estivessem dentro da faixa de valores utilizados nos processos de lodo ativado convencional (RAMALHO, 1983). Esta seleção pode ter ocorrido devido ao fato do reator não conter sedimentador sendo os microrganismos de maior tempo de duplicação lavados. Essa alteração qualitativa e quantitativa do lodo, impediu a determinação do rendimento ( $Y$ ) e coeficiente de morte celular ( $K_d$ ) no intervalo de tempo estudado, sendo que a concentração de biomassa seca no estado estacionário permaneceu em valor muito menor que nos processos de lodo ativado convencional, que é de 2000 a 3000mg.l<sup>-1</sup> (RAMALHO, 1983). A variação da constante de velocidade de redução de DQO deveu-se à qualidade da microflora remanescente no reator, quando considerou-se ter sido atingido o estado estacionário. Como o coeficiente de transferência de oxigênio teve valor alto em comparação aos processos convencionais de tratamento de águas residuárias por lodo ativado (0,25mmolO<sub>2</sub>/l.h -GASNER, 1974) , certamente a concentração de oxigênio dissolvido no líquido manteve-se em valores mais altos que nos processos convencionais, o que também influenciou o valor da constante de redução de DQO.

Observando-se os valores da Tabela 5.7 verifica-se que as maiores eficiências de redução de DQO foram obtidas com as menores vazões de ar, o que indica que houve boa mistura de líquido no reator. Observando os tempos de retenção hidráulica quando a vazão de ar

permaneceu em  $287\text{ml}\cdot\text{min}^{-1}$ , a maior eficiência (83,65%) foi obtida com tempo de 5,3 horas e concentração de biomassa seca final de  $181\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ .

### **5.5 - Reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador**

As Figuras 5.9 e 5.10 mostram curvas de redução de DQO de água residuária sintética e biomassa seca de experimentos onde a vazão de ar foi mantida constante em  $287\text{ml}\cdot\text{min}^{-1}$  e diferentes vazões de alimentação de água residuária sintética, utilizando reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador (item 4.1.4.1). Pela Figura 5.9 observa-se rápida redução de DQO, sendo o estado estacionário atingido em cerca de 14 horas. A curva de biomassa seca mostra oscilações chegando a uma média de  $1373,3\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$  (amostras dos tempos de 24, 25 e 26 horas) ao final do experimento. Pela Figura 5.10 observa-se uma lenta queda de concentração de DQO após 20 horas de operação atingindo estado estacionário a partir de 28 horas enquanto que a concentração de biomassa seca apresentou dois patamares com valores médios de 2100 e  $1700\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$  reduzindo-se ao final do experimento a um valor médio de  $534\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$  evidenciando uma seleção da cultura uma vez que se observa que a partir de 28 horas a concentração de biomassa seca continua em queda e a redução de DQO permanece constante.

Pela Figura 5.11 o estado estacionário foi atingido a partir de 29 horas de operação, com valor médio de concentração de DQO remanescente de  $499\text{mgDQO}\cdot\text{l}^{-1}$  em 52 horas, ocorrendo uma elevação dos

valores após esse período. Este experimento foi realizado com concentração inicial de DQO de  $2415\text{mgDQO.l}^{-1}$  e portanto com uma eficiência de redução de 79%. A curva de concentração de biomassa seca mostra uma queda até período de 52 horas, onde então o estado estacionário foi atingido, com valor médio de concentração de biomassa seca de  $580\text{mg.l}^{-1}$ .

A Figura 5.12 mostra curva de redução de DQO de água residuária sintética com concentração inicial de DQO de  $2415\text{mgDQO.l}^{-1}$  e biomassa seca de experimento onde a vazão de ar foi mantida constante em  $287\text{ml.min}^{-1}$  e vazão de alimentação de  $400\text{ml.h}^{-1}$ , utilizando reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador. Observa-se que o estado estacionário foi atingido a partir de 25 horas de operação, com o valor médio de concentração de DQO remanescente de  $977\text{mgDQO.l}^{-1}$  em 57 horas, ocorrendo uma elevação dos valores de concentração de DQO após esse período. A eficiência do processo foi de 60%. A curva de concentração de biomassa seca mostra uma elevação nos valores de concentração até o período de 32 horas, após o qual ocorre uma queda acentuada nos valores de concentração de biomassa até um estado estacionário no período de 48 a 57 horas com valor médio de concentração de  $1045\text{mg.l}^{-1}$ . Após esse período é observada nova queda dos valores de biomassa em contrapartida a altos valores de DQO remanescente, indicando que os microrganismos entraram em processo de respiração endógena e autólise. Paralelamente observou-se uma fase de aspecto oleoso no tubo de centrífuga após centrifugação das amostras que separava o sobrenadante do precipitado, fator este que pode ter causado interferência na análise de DQO, uma vez que o sobrenadante ficava carregado de fragmentos celulares, podendo

provocar erros na leitura da DQO, o que explicaria a elevação dos valores de DQO nas Figuras 5.11 e 5.12 após determinados períodos de tempo.

A Figura 5.13 mostra curva de redução de DQO de água residuária sintética com concentração inicial de DQO de  $1040\text{mgDQO.l}^{-1}$  e de biomassa seca de experimento onde a vazão de ar foi mantida constante em  $287\text{ml.min}^{-1}$  e vazão de alimentação de  $340\text{ml.h}^{-1}$ , utilizando reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador (item 4.1.4.1). Observa-se que o estado estacionário foi atingido a partir de 45 horas de operação com valor médio de concentração de DQO remanescente de  $343\text{mg.DQO.l}^{-1}$ , com eficiência de 67% de redução de DQO. A curva de biomassa seca também apresenta um patamar em 45 horas de operação, onde o estado estacionário foi atingido, com valor médio de concentração de biomassa seca de  $1664\text{mg.l}^{-1}$ .

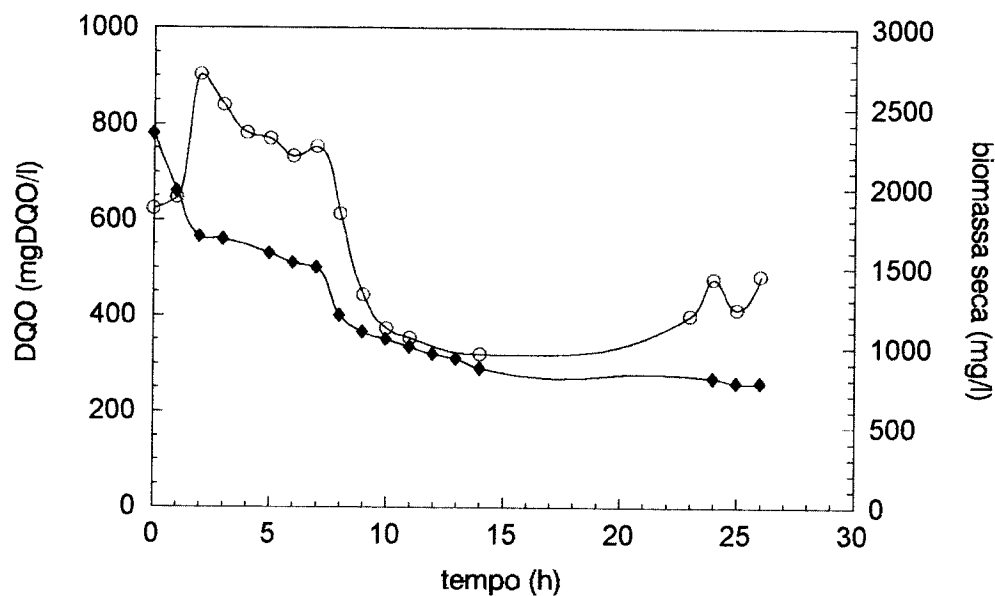


FIGURA 5.9- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador ( $t_h=5,1h$ ;  $V=1550ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$ ;  $F=300ml.h^{-1}$ ;  $S_0=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca,  $\blacklozenge$  DQO).

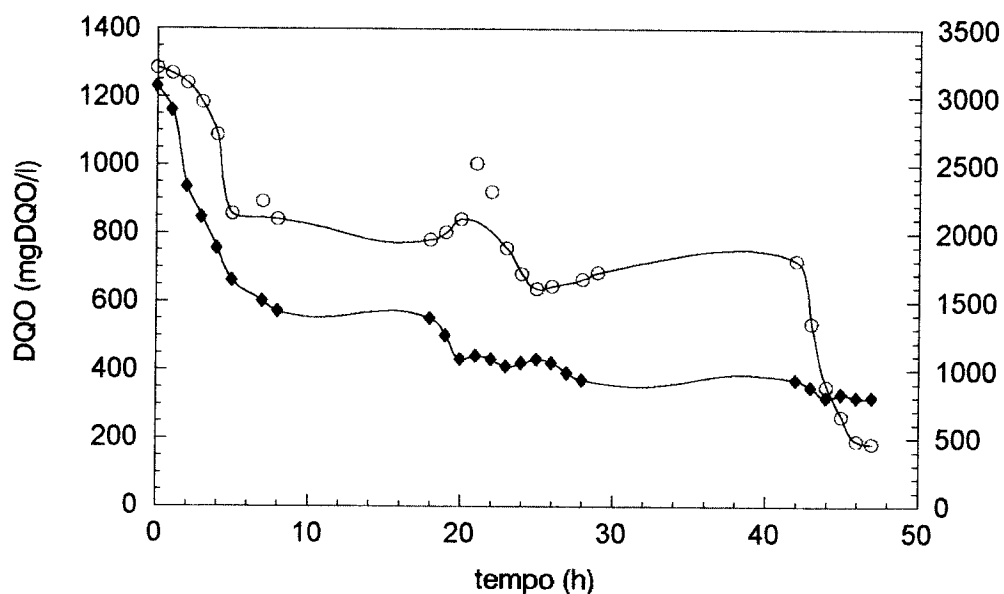


FIGURA 5.10-Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador ( $t_h=3,83h$ ;  $V=1550ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$ ;  $F=400ml.h^{-1}$ ;  $S_0=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca,  $\blacklozenge$  DQO).



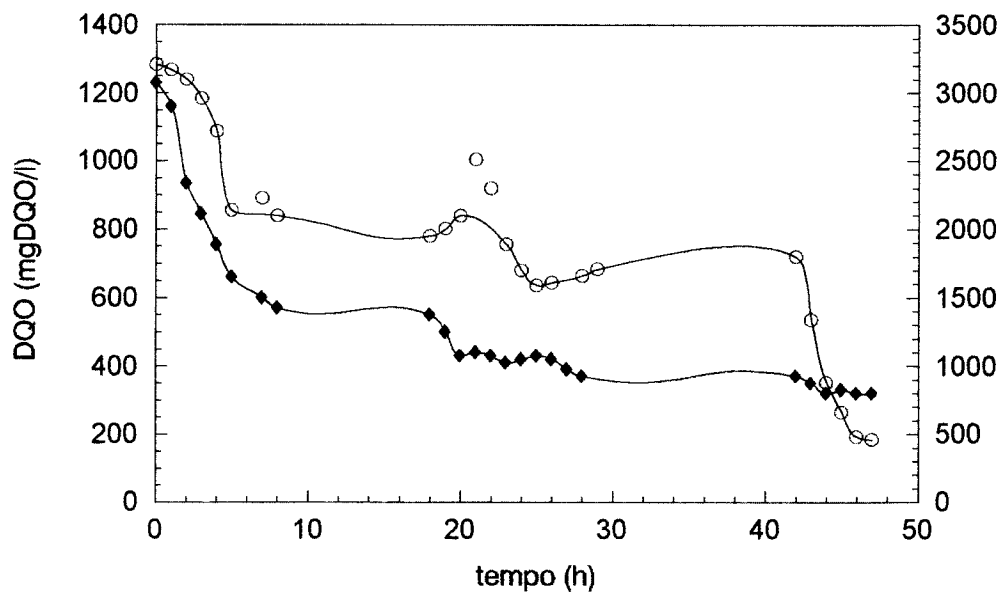


FIGURA 5.11- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador ( $t_h=4,53h$ ;  $V=1550ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$ ;  $F=340ml.h^{-1}$ ;  $S_0=2415mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca,  $\blacklozenge$  DQO).

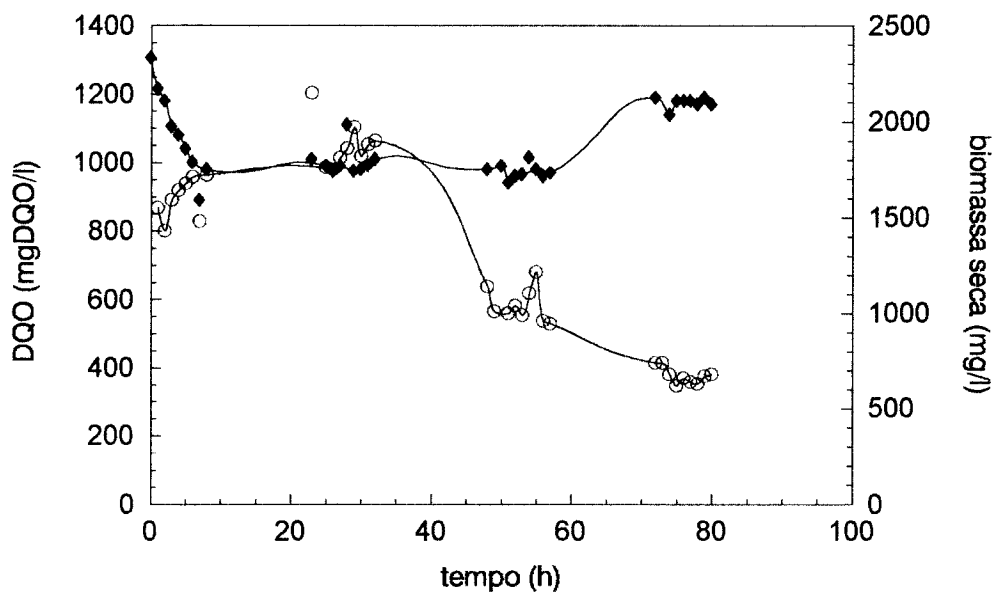


FIGURA 5.12- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador ( $t_h=6,1h$ ;  $V=1550ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$ ;  $F=255ml.h^{-1}$ ;  $S_0=2415mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca,  $\blacklozenge$  DQO).

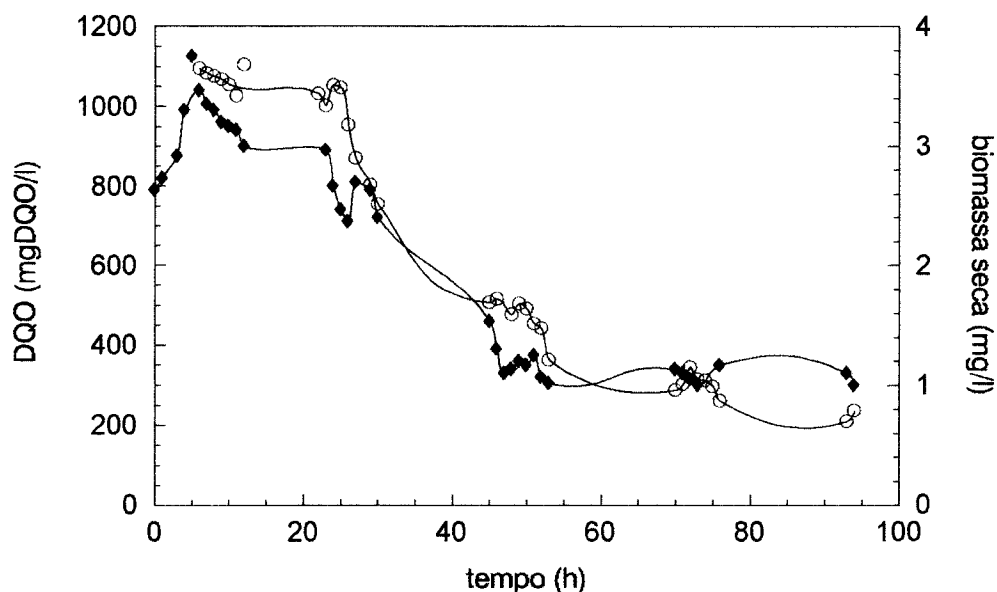


FIGURA 5.13- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift "de circulação externa com sedimentador ( $t_h=4,5h$ ;  $V=1550ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$ ;  $F=340ml.h^{-1}$  ;  $S_0=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca,  $\diamond$  DQO).

Dos experimentos das Figuras 5.9 a 5.13, a maior eficiência de redução de DQO foi no experimento da Figura 5.11, 79% de redução de DQO.

De modo semelhante ao que foi observado nos experimentos das Figuras 5.4 a 5.8, os experimentos das Figuras 5.9 a 5.13 também apresentaram uma seleção da microflora que compunha o lodo, alterando de igual modo as características de sedimentação e o aspecto visual do lodo. Apesar de apresentar um sedimentador, este não teve área suficientemente grande para que a sedimentação e retorno do lodo

ocorressem no reator. Devido à esta seleção, os microrganismos de maior tempo de duplicação foram lavados, causando alteração quantitativa e qualitativa do lodo, impedindo a determinação do rendimento celular ( $Y$ ) e do coeficiente de morte celular ( $K_d$ ) no intervalo de tempo estudado, apesar das concentrações de biomassa seca no reator com sedimentador serem mais altas que no reator sem sedimentador, Tabelas 5.8 e 5.7, respectivamente.

Observa-se pela Tabela 5.8 e Figuras 5.11 e 5.13 que em valores iguais de vazão de ar, alimentação e diferentes concentrações iniciais de DQO, obteve-se uma eficiência e velocidade de redução de DQO maior para o experimento da Figura 5.11. Tem-se então que, para estas condições experimentais, foi possível tratar maior carga poluidora de água residuária sintética em reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador.

De igual forma ao observado com o reator sem sedimentador, os valores obtidos para a constante de velocidade de redução de DQO foram altas em comparação aos processos convencionais de lodo ativado porém, excluindo o experimento da Figura 5.12, a variação de  $K$  foi menor que nos experimentos sem sedimentador.

A Tabela 5.8 mostra que a concentração de biomassa seca no reator com sedimentador, em média foi mais alta que no reator sem sedimentador (Tabela 5.7), porém isto não implicou em que a eficiência de redução de DQO fosse maior em reator com sedimentador, pois, a média das eficiências de redução de DQO obtida dos valores da Tabela 5.7 é 74,24%, enquanto que a média dos valores da Tabela 5.8, exceto o experimento com alimentação de substrato de  $480\text{ml}\cdot\text{min}^{-1}$ , é 69,41%. Esta

diferença de eficiência, provavelmente tenha sido devido ao fato de que parte do lodo permaneceu no sedimentador, em forma de nata espessa sobrenadando o líquido, isto é, ocorreu flotação de minúsculos flocos de lodo que acumularam-se no sedimentador. Embora a concentração de biomassa seca no reator tenha sido mais alta que no reator sem sedimentador, a parte interna da nata de lodo no sedimentador pode ter entrado em processo de respiração endógena, uma vez que a transferência de substrato e oxigênio na mesma, ocorria por mecanismo de difusão. Assim, o substrato foi consumido nas camadas externas da nata, não atingindo as internas.

HEIJNEM et al. (1992) utilizaram um reator "air-lift" no qual colocaram partículas finas de materiais como basalto, mais densas que a água. Sobre estas partículas desenvolveu-se um biofilme e estas sedimentaram-se rapidamente na seção de reciclo do reator não havendo perda de biomassa. Observaram que a espessura do biofilme sobre as partículas variou com o tempo de retenção hidráulica.

Uma solução para evitar a perda de biomassa na saída do reator e conseqüentemente seleção da microflora, seria usar membranas para filtrar o efluente e reter a biomassa no reator.

Resultados de outros experimentos em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador são mostrados no Apêndice D.

TABELA 5.8 - Parâmetros cinéticos e condições de operação para redução de DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador ( V=1550ml ).

S (mg/l)	X (mg/l)	Q (ml/h)	F (ml/min)	th (h)	q (1/h)	K (1/h)	$\eta$ (%)	Figura
260	1373	287	300	5,1	0,111	0,588	75	5.9
320	534	287	400	3,8	0,352	0,587	69,23	5.10
499*	820	287	340	4,5	0,519	0,853	79,34	5.11
977*	1045	287	255	6,1	0,225	0,241	59,54	5.12
343	1664	287	340	4,5	0,093	0,451	67,02	5.13
350	577	287	260	5,9	0,202	0,331	66,35	5.15•
725	972	287	480	3,2	0,101	0,136	30,29	5.17•

$S_0=1040\text{mgDQO.l}^{-1}$  ;  $*S_0=2415\text{mgDQO.l}^{-1}$

• Figuras no Apêndice D.

## 6 - CONCLUSÕES

---

1) - Foi possível reduzir a concentração de DQO da água residuária sintética em reator "air-lift" de circulação externa utilizando lodo ativado, atingindo valores de eficiência de remoção na faixa de 59,61% a 85,60%.

2) - Em ambos os casos, utilizando reator "air-lift" de circulação externa com e sem sedimentador, ocorreu seleção da flora microbiana dentro do reator.

3) - Em alguns experimentos observou-se que o processo não permaneceu em estado estacionário devido a seleção que ocorreu na microflora.

4) - Apesar da concentração média de biomassa seca ter sido maior no reator com sedimentador, a eficiência deste não foi boa porque ocorreu flotação do lodo e por sua área ser menor do que a necessária.

5) - Para evitar seleção da microflora seria necessário maior área de sedimentação e um sistema de desgaseificação para evitar a flotação do lodo.

6) - O coeficiente de transferência de oxigênio determinado pelo método de oxidação do sulfito apresentou valores altos, variando linearmente com a vazão de ar na faixa utilizada.

## 7 - SUGESTÕES

---

- 1) - Utilização de um sedimentador de área maior e desaerador de lodo no sedimentador.
- 2) - Utilização de esponja para filtração do lodo no sedimentador.
- 3) - Imobilização do lodo em partículas em suspensão (suporte).
- 4) - Testar o reator “air-lift” de tubos concêntricos.
- 5) - Pressurização do reator para aumentar o valor do coeficiente de transferência de oxigênio.

## 8 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

---

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA). Standard methods for the examination of water and wastewater, 16 th ed. Washington. 1985.

BELLO, R. A., ROBINSON, C. W., MOO-YOUNG, M. Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coeficient in airlift contactors. Biotechnology and Bioengineering, 27(3): .369-381, 1985.

BLENKE, H. Loop reactors. Advances in Biochemical Engineering, 3: 121-214. Springer-Verlog, New York, 1979.

FURIGO, A. J. Características hidrodinâmicas e de transferência de massa em contadores air-lift. Tese de mestrado. Faculdade de Engenharia Química, UNICAMP, Campinas, 152p, 1986.

GASNER, L. L. Development and Application of the Thin Channel Rectangular Air-lift mass Transfer Reactor Fermentation and Wastewater Treatment System. Biotechnology and Bioengineering, 16(9): 1179-1195, 1974.

GHOSH, T. K. & BHATTACHARYYA, B. C. Effect of inlet oxygen concentration on continuous cultivation of baker's yeast in a converging-diverging tube air-lift fermentor. Journal of Fermentation and Bioengineering; 76(2): 153-156, 1993.



- GRAY, N. F. Activated Sludge Theory and Practice. Oxford University Press, New York, 272p, 1990.
- HEIJNEN, J. J., LOOSDRECHT, M.C.M., MULDER, A. & TIJHUIS, L.. Formation of Biofilms in a Biofilm Air-lift Suspencion Reactor. Biotechnology and Bioengineering, 38(647-654): 1992.
- HSU, K. H., ERICKSON, L. E. & FAN, L. T. Pressure Drop, Gas Hold up and Transfer in Tower Systems. Biotechnology and Bioengineering, 19: 247-269, 1977.
- LAMONT, A. G. M. Air Agitation and Pachuca Tanks. Canadian Journal of Chemical Engineering. 36(4): 153-160, 1958.
- LELE, S. & JOSHI, J. B. Modelling of Air-lift Fluidized Bed: Optmization of Mass Transfer whit Respect to Design and Operational Parameters. The Chemical Journal, 49: 89-105, 1992.
- MERCHUK, J. C., OSEMBERG,G., SIEGEL, M.& SHACHAM, M.. A Method for Evaluation of Mass Transfer Coefficients in the Different Regions of Air-lift Reactors. Chemical Engineering Science, 47(9-11): 2221-2226, 1992.
- MERCHUK, J. C. & STEIN, Y. Local Hold-up and Liquid Velocity in Air-lift Reactors. AICHE Journal, 27: 377-388, 1981.
- OKABE, M., OHTA, N. & PARK, Y. S. Itaconic Acid production in an Air-lift bioreactor using a moditied draft tube. Journal of Fermentation and Bioengineering, 76(2): 117-122, 1993.

- ORAZEM, M. E. & ERICKSON, L. E. Oxygen Transfer Rates and Efficiencies in One and Two Stage Air-lift Towers. Reactor: Effectas Geometry and Gas Recirculation. Biotechnology and Bioengineering,21: 69-88, 1979.
- POLLARD , R. & SHEARER, C. J. The Application of Chemical Engineering Concepts to the Design of Fermenters. The Chemical Engineer, 107-110, 1977.
- QUILLEN, C.S. Liquid mixing. Chemical Engineering. 61: 177-224, 1954.
- RAMALHO, R.S. Introduction to wastewater treatment processes. 2<sup>a</sup> ed., New York: Academic Press, 580p, 1983.
- SHAMLOU, P.A., POLLARD, D. J., ISON, A. P. & LILLY, M. D. Gas Hold-up and Liquid Circulation Rate in Concentric-Tube Air-Lift Bioreactors. Chemical Engineering Science, 49(3): 303-312, 1994.
- SHÜGERL, K. & LÜCKE, J. Buble Column Bioreactors. Advances in Biochemical Engineering, 7: 1-87. Springer-Verlog, New York, 1977.
- SIEGEL, M.H. & MERCHUK, J.C. Mass Transferin a Rectangular Air-lift Reactor: Effectas Geometry and Gas Recirculation. Biotechnology and Bioengineering, 32(9): 1128-1137, 1987.

SIEGEL, M.H., MERCHUK, J.C., OSEMBERG, G. & SHACHAM, M. A method for evaluation of mass transfer coefficients in the different regions of air-lift reactors. Chemical Engineering Science, 47(9-11): 2221-2226, 1992.

SIEGEL, M.H., BRENNER, A. & MERCHUK, J.C. Gas hold-up, mass transfer, and treatment efficiency of up flow sludge blanket sequencing batch air-lift reactor for the treatment of high strength domestic wastewaters. Trans. I Cheme, (72 B), 1994.

STEJSKAL, J. & POTUCEK, F. Oxygen Transfer in Liquids. Biotechnology and Bioengineering, 27: 503-508, 1985.

TRYSTRAM, G. & PIGACHE, S. Modeling and simulation of a large scale air-lift fermenter. European Symposium on Computer Aided Process Engineering - 2 S171-176; 1993.

## **APÊNDICE**

## APÊNDICE A

Curva padrão para análise de DQO.

mgDQO.l <sup>-1</sup>	ABS
25	0.002
100	0.017
500	0.088
700	0.128
900	0.174

$$y=ax+b$$

$$a=0,002$$
$$b=-0,0004$$
$$R=0,9987$$

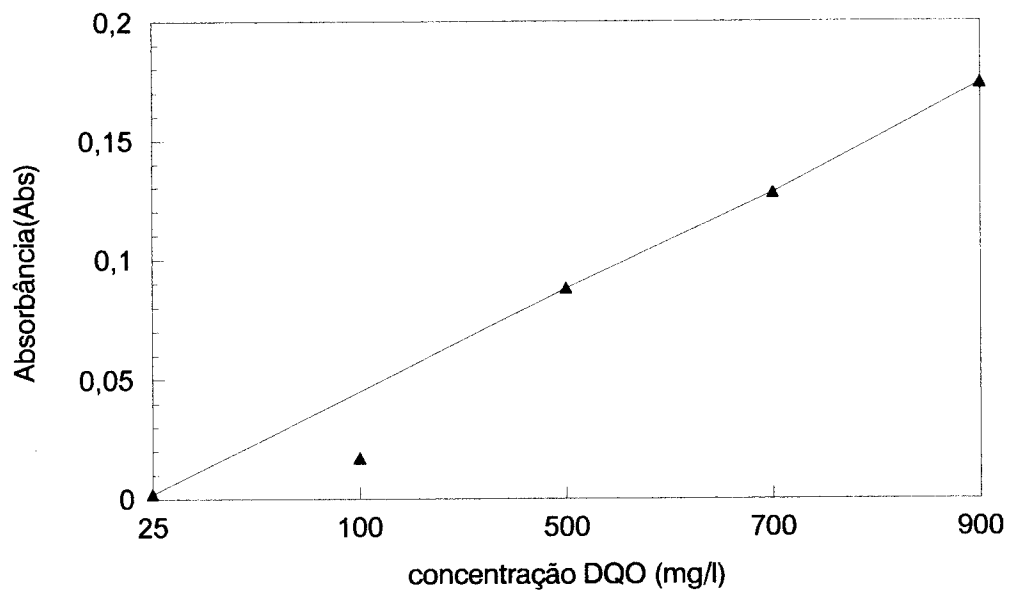


FIGURA 5.14 - Curva padrão para análise de DQO.

## APÊNDICE B

O fluxo de oxigênio pode ser determinado pela equação abaixo:

$$N_v = \frac{N \cdot V_1}{4 \cdot t \cdot V_2} \quad (1)$$

onde:

N - normalidade da solução de triossulfato;

V<sub>1</sub> - volume gasto de triossulfato (litros);

t - intervalo de tempo entre uma amostra e outra (minutos);

V<sub>2</sub> - volume da amostra (litros);

N<sub>v</sub> - fluxo de oxigênio (moles/tempo.litro).

O fluxo de oxigênio também é dado por:

$$N_v = K_v(p - p^*) \quad (2)$$

onde:

*p* é a pressão parcial de oxigênio na bolha;

*p*<sup>\*</sup> é a pressão parcial de oxigênio (hipotética) que estaria em equilíbrio com C.

Como a reação do sulfito com o oxigênio é uma reação de ordem zero, a concentração “ C ” de oxigênio no líquido é zero. Assim,  $p^* = 0$ , pois  $p^* = H \cdot C$ . Portanto, temos:

$$N_v = K_v \cdot p \quad (3)$$

Para o nosso caso, podemos usar a média aritmética entre a pressão parcial de oxigênio na entrada e saída do reator, para calcular  $p$ .

$$p = \frac{p_e + p_s}{2} \quad (4)$$

onde:

$p_e$  - pressão parcial de oxigênio na entrada;

$p_s$  - pressão parcial de oxigênio na saída.

e:

$$p_e = \left( P_t + \frac{H_L}{f} \right) \cdot 0,21 \quad (5)$$

$$P_s = P_t \cdot 0,21 - P_t \cdot 0,21 \cdot \eta \quad (6)$$

$$\eta = \frac{\text{Oxigenio consumido}}{\text{Oxigenio fornecido}}$$

$$\eta = \frac{N_v \cdot V}{F \cdot 0,21 \cdot \frac{1}{22,4}} \quad (7)$$

onde:

V - volume de líquido no reator;

F - vazão de ar;

H<sub>L</sub> - altura do líquido no reator;

f - fator de conversão da coluna de líquido em atmosfera, para água ele vale 10,3 (mca/atmosfera);

P<sub>t</sub> - pressão total no reator igual a pressão atmosférica no nosso caso;

η - eficiência de transferência de oxigênio.

Pela lei de HENRY:

$$p = HC \quad (8)$$

onde:

H- constante de HENRY;

p- pressão atmosférica;

C- concentração de saturação de oxigênio para água destilada em condições padrão (1atm).

Multiplicando e dividindo a equação por H, tem-se:

$$N_v = K_v \cdot p \cdot H/H \quad (9)$$



onde:

$$p/H = C \quad (10)$$

$$K_v \cdot H = K_{Ia} \quad (11)$$

Então:

$$N_v = K_v \cdot H \cdot C = K_{Ia} \quad (12)$$

Assim;

$$K_{Ia} = H \cdot K_v \quad (13)$$

## APÊNDICE C

TABELA 5.9 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador.

Condições de operação	
V	1350ml
S <sub>0</sub>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>
S	360mgDQO.l <sup>-1</sup>
X <sub>0</sub>	2187mg.l <sup>-1</sup>
X	540mg.l <sup>-1</sup>
Q	383ml.min <sup>-1</sup>
F	330,8ml.h <sup>-1</sup>
th	4,1h
η	65,4%

TABELA 5.10 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador.

Condições de operação	
V	1550ml
S <sub>0</sub>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>
S	350mgDQO.l <sup>-1</sup>
X <sub>0</sub>	2530mg.l <sup>-1</sup>
X	577mg.l <sup>-1</sup>
Q	287ml.min <sup>-1</sup>
F	260ml.h <sup>-1</sup>
th	5,9h
η	66,3%

TABELA 5.11 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador.

Condições de operação	
V	1550ml
S <sub>0</sub>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>
S	725mgDQO.l <sup>-1</sup>
X <sub>0</sub>	1210mg.l <sup>-1</sup>
X	972mg.l <sup>-1</sup>
Q	287ml.min <sup>-1</sup>
F	480ml.h <sup>-1</sup>
th	3,2h
η	30,3%

TABELA 5.12 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador.

Condições de operação	
V	1550ml
S <sub>0</sub>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>
S	260mgDQO.l <sup>-1</sup>
X <sub>0</sub>	2680mg.l <sup>-1</sup>
X	1373,3mg.l <sup>-1</sup>
Q	287ml.min <sup>-1</sup>
F	300ml.h <sup>-1</sup>
th	5,1h
η	75%

TABELA 5.13 - Eficiência do tratamento de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de circulação externa com sedimentador.

Condições de operação	
V	1550ml
S <sub>0</sub>	1040mgDQO.l <sup>-1</sup>
S	320mgDQO.l <sup>-1</sup>
X <sub>0</sub>	3060mg.l <sup>-1</sup>
X	534mg.l <sup>-1</sup>
Q	287ml.min <sup>-1</sup>
F	400ml.h <sup>-1</sup>
th	3,8h
η	69%

## APÊNDICE D

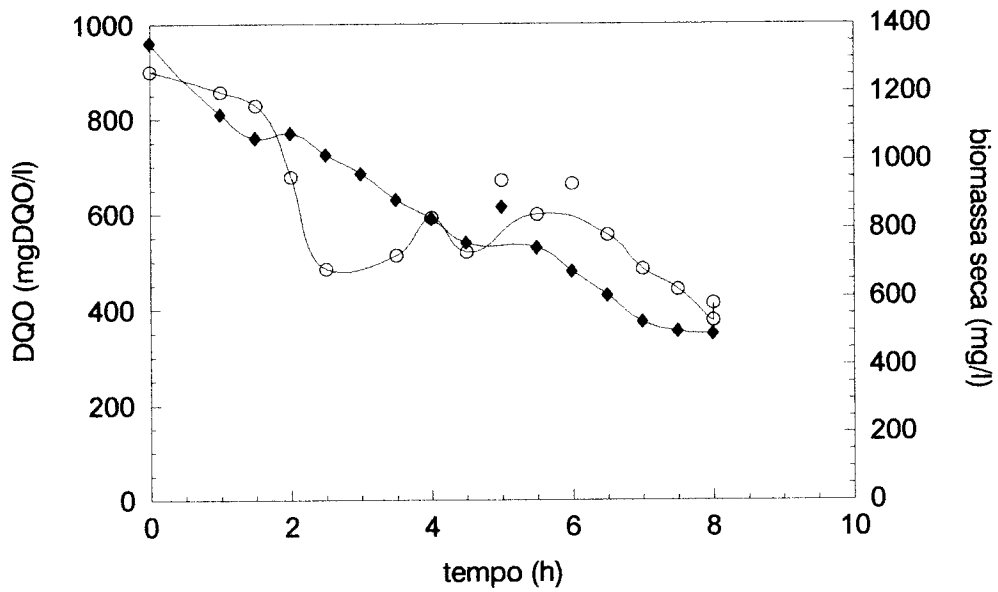


FIGURA 5.15- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa ( $t_h=5,9h$ ;  $V=1550ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$ ;  $F=260ml.h^{-1}$ ;  $S_0=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca,  $\blacklozenge$  DQO).

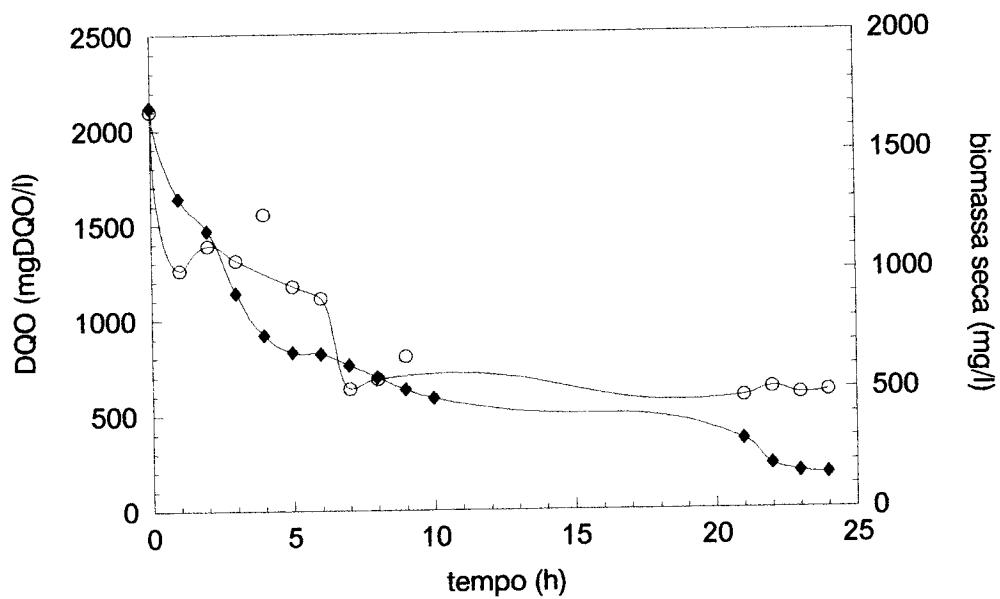


FIGURA 5.16- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador ( $t_h=4,1h$ ;  $V=1350ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$ ;  $F=330,8ml.h^{-1}$ ;  $S_0=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca,  $\blacklozenge$  DQO).



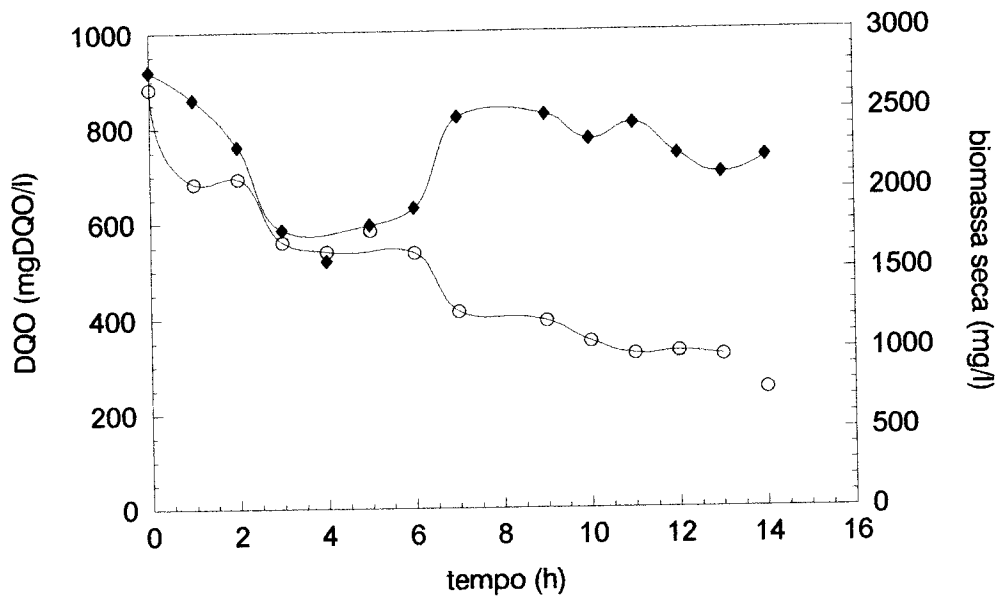


FIGURA 5.17- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador ( $t_h=5,9h$ ;  $V=1550ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$ ;  $F=480ml.h^{-1}$ ;  $S_0=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca,  $\diamond$  DQO).

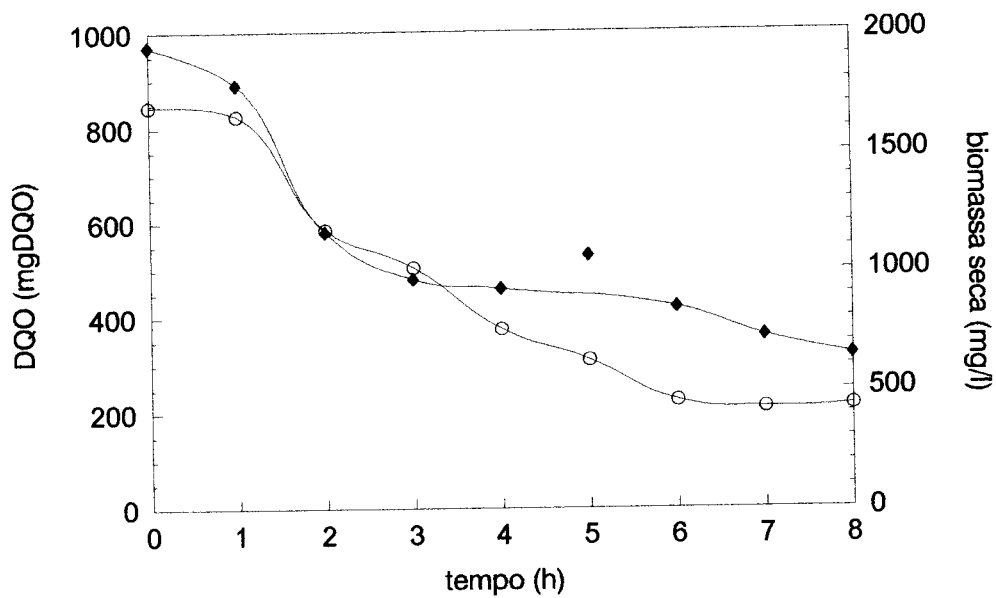


FIGURA 5.18- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa sem sedimentador ( $t_h=4,1h$ ;  $V=1350ml$ ;  $Q=474ml.min^{-1}$ ;  $F=330,8ml.h^{-1}$ ;  $S_0=1040mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca, ♦ DQO).

# ERRATA

- 1 -) Página 30, onde lê-se SIEGEL et al. leia-se MERCHUK et al. (1992).
- 2-) Página 33, no primeiro parágrafo, onde lê-se 0,95 a 2,30 h<sup>-1</sup> leia-se 1,13 a 1,4 h<sup>-1</sup> e onde lê-se 0,90 a 2,6 leia-se 0,95 a 2,3 h<sup>-1</sup>.
- 3 -) Página 66, o valor médio da concentração de biomassa seca da Figura 11 é 820 mg/l.
- 4 -) Página 69, a Figura 5.11 deve ser substituída pela figura abaixo:

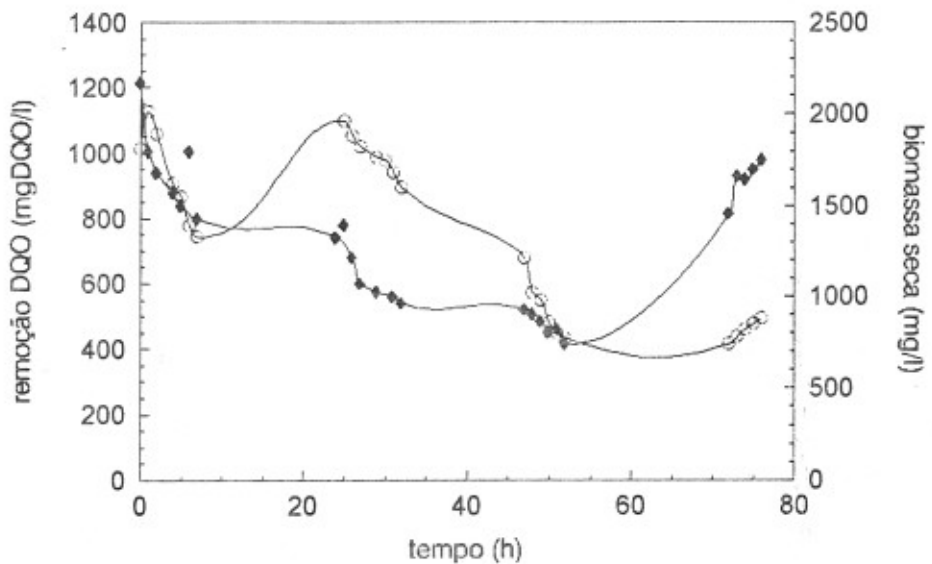


FIGURA 5.11- Variação da biomassa seca (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de circulação externa com sedimentador ( $t_h=4,53h$ ;  $V=1550ml$ ;  $Q=287ml.min^{-1}$ ;  $F=340ml.h^{-1}$ ;  $S_0=2415mgDQO.l^{-1}$ ) (o Biomassa seca,  $\diamond$  DQO).