

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

ESTUDO DO TRATAMENTO DE ÁGUAS
RESIDUÁRIAS POR LODO ATIVADO EM REATOR
“AIR-LIFT” DE TUBOS CONCÊNTRICOS

PARECER

Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida por **Tânia Maria Alberte** aprovada pela Comissão Julgadora em 13 de março de 2003.

Campinas, 13 de março de 2003.


Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre
Presidente da Banca

TÂNIA MARIA ALBERTE

Engenheira de Alimentos
Mestre em Engenharia de Alimentos

Prof. Dr. RANULFO MONTE ALEGRE

Orientador

Tese de doutorado apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas, como parte integrante para obtenção do título de Doutora em Engenharia de Alimentos.

Campinas – SP

Janeiro, 2003

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

UNIDADE	80
Nº CHAMADA	TUNICAMP AL14e
V	EX
TOMBO BCI	54529
PROC.	16-124103
C	☐
D	☒
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	02/07/03
Nº CPD	

CM00186554-2

B13 ID 29-1961

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

AL14e Alberte, Tânia Maria
 Estudo do tratamento de águas residuárias por lodo ativado
 em reator "air-lift" de tubos concêntricos / Tânia Maria Alberte.
 – Campinas, SP: [s.n.], 2003.

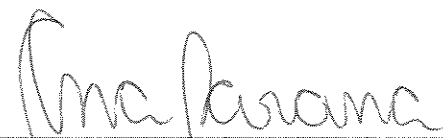
Orientador: Ranulfo Monte Alegre
 Tese (doutorado) – Universidade Estadual de Campinas.
 Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1.Tratamento de efluentes. 2.Águas residuais.
 3.Biorreatores. 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.ª Dr.ª Ana Cláudia Barana - Membro

Prof. Dr. Carlos Gomes da Neve Mendes – Membro

Prof. Dr. Fernando Antônio Cabral – Membro



Prof. Dr. José Euclides Stipp Paterniani – Membro



Prof. Dr. Ricardo Verthein Tavares de Macedo - Membro



Prof. Dr. Vanildo Luiz Del Bianchi - Membro

200322245

*À minha mãe Zuleika e meu pai Milton, que sempre me incentivaram a seguir
adiante. Dedico a vocês minha conquista, com respeito e muito amor.*

*A você Clara, que me deu não somente amor de irmã, mas principalmente
dedicação e incentivo.*

*“Ainda hei de encontrar uma ilha
sem dono de propriedade
sem dono da verdade
sem fanáticos do cifrão
sem políticos, sem polícia
sem torturas, sem prisão.
E se não existir tal lugar no mapa
Se não existir nenhuma tribo assim
Habitarei em mim.”*

F. Vianna

AGRADECIMENTOS

Em especial, ao Professor Dr. Ranulfo Monte Alegre, meu orientador, mestre e amigo. Obrigada por me orientar durante todos estes anos, sempre indicando-me o caminho correto a seguir, mantendo-me firme frente aos obstáculos e contando sempre com sua dedicação à pesquisa e compromisso com a verdade. Obrigada pela paciência e respeito com que me tratou desde o início e, acima de tudo, obrigada por dar-me, durante todos estes anos, exemplos de firmeza de caráter e dignidade. Sejam quais forem os caminhos a serem percorridos de hoje em diante, sempre terei muito orgulho de ter sido sua orientada. Mais uma vez, obrigada por tudo!

Com amor, aos meus pais, Zuleika e Milton! Obrigada por acreditarem que eu conseguiria, transmitindo-me assim a confiança e coragem necessárias para continuar a caminhada. Obrigada por estarem sempre ao meu lado, confortando-me frente aos fracassos e vibrando comigo em cada vitória conquistada. Essa “vitória” também é de vocês!

À minha irmã Maria Clara, pelo carinho e amor incondicional que sempre me dedicou. Pela compreensão nos momentos difíceis, procurando, mesmo de longe, amenizar minha ansiedade e nervosismo em cada telefonema, com seu bom humor e alto astral. Você é especial!

Aos meus sobrinhos, Felipe, Pedro e Cadú, sempre me fazendo rir e recarregando minhas “baterias” de alegria e amor! Ao meu cunhado Cleonir, pelo apoio e dedicação que sempre ofereceu a mim e à minha família.

Ao Adriano, pelo incentivo constante, compreensão e sorriso amigo, sempre mostrando-me que eu era capaz. Obrigada por ter sido tão companheiro!

Para minha madrinha “Tinda” (*in memória*). Sei que deve estar feliz por esta conquista. Obrigada pelo carinho!

Aos professores membros da Banca Examinadora que com sua experiência científica e conceituada qualificação profissional enriqueceram as discussões da tese.

À FAPESP, pelo apoio financeiro.

Ao amigo Jean Carlos Alanis, sempre presente com uma palavra amiga e de incentivo. Valeu!

Às amigas: Silmara Frederico, Simone Flôres, Nicole Anlicoara, Márcia Rizzatto, Luíza H. Meller, Inês Abécisia, Josivanda Gouveia, Sylvia Costa, Mônica Prado, Alessandra Lopes, Àssima Gonçalves, Sirlene de Souza, Izabel Freitas. Obrigada pelo apoio, carinho, compreensão e inúmeros momentos de descontração e alegria que tornaram esta jornada mais leve e frutífera.

Aos colegas do Laboratório de Processos Fermentativos e Tratamento de Resíduos: Adriana, Álvaro, Àssima, Cris, David, Everly, Jean, Marcelo, Maurício, Mauro, Raquel, Rodenei, Romildo e Simone.

Ao Sr. Aparecido, D^a Maria e demais funcionários do Departamento de Engenharia de Alimentos.

Enfim, a todos amigos e aos que contribuíram, de alguma maneira, para a realização deste trabalho. Muito obrigada a vocês, não importa quantos e quais nomes tenham.

ÍNDICE

Lista de Figuras	xvii
Lista de Tabelas	xxiii
Nomenclatura	xxix
Resumo	xxxiii
Abstract	xxxiv
Introdução	01
Objetivos	03
Capítulo 1: Revisão Bibliográfica	05
1.1. Lodo Ativado.....	07
1.1.1. Histórico.....	07
1.1.2. Lodo ativado no Brasil.....	11
1.1.3. Lodo ativado convencional (fluxo contínuo).....	12
1.1.4. Microrganismos no processo de lodo ativado.....	13
1.1.5. Requisitos de nutrientes.....	15
1.1.6. Representação dos sólidos microbianos (biomassa).....	16
1.1.7. Relação alimento/microrganismo.....	17
1.1.8. Aeração nos sistemas de lodo ativado.....	18
1.1.9. Controle de pH em sistemas de lodo ativado.....	18
1.1.10. Sedimentação em processos de lodo ativado.....	19
1.2. Reatores “air-lift”.....	21
1.2.1. Introdução.....	21
1.2.2. Transferência de massa.....	23
1.2.2.1. Princípios de transferência de massa.....	25
1.2.2.2. Transferência de massa gás-líquido em sistemas celulares.....	26
1.2.3. Características hidrodinâmicas e de transferência de massa em diferentes tipos de reatores “air-lift”.....	30
1.2.4. Reatores “air-lift” em processos fermentativos.....	43
Capítulo 2: Lodo Ativado	61
2.1. Introdução.....	63

2.2. Metodologia e estratégia experimental.....	64
2.2.1. Materiais.....	64
2.2.1.1. Adaptação do lodo ativado.....	64
2.2.1.2. Manutenção do lodo aclimatado.....	65
2.2.1.3. Água residuária.....	65
2.2.2. Métodos analíticos.....	69
2.2.2.1. Determinação do Índice Volumétrico de Lodo.....	69
2.2.2.2. Demanda Química de Oxigênio (DQO) do substrato sintético.....	70
2.2.2.3. Concentração de biomassa (SSV).....	70
2.2.2.4. Determinação de oxigênio dissolvido.....	71
2.2.2.5. Determinação de pH.....	71
2.2.2.6. Determinação da velocidade de sedimentação do lodo.....	71
2.3. Resultados e Discussão.....	72
2.3.1. Características do lodo.....	72
2.3.1.1. Aclimação e características de sedimentação do lodo.....	72
2.3.2. Relação F/M.....	81
2.3.3. Monitoramento de pH.....	81
2.3.4. Requisitos de nutrientes.....	82
2.3.5. Concentração de oxigênio dissolvido.....	83
2.3.6. Resultados gerais.....	83
2.4. Considerações parciais.....	85
Capítulo 3: Reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente.....	87
3.1. Introdução.....	89
3.2. Metodologia e estratégia experimental.....	91
3.2.1. Materiais.....	91
3.2.1.1. Água residuária e biomassa.....	91
3.2.1.2. Reator “air-lift” de tubo concêntrico operado a pressão ambiente.....	91
3.2.1.3. Modificações da geometria do reator “air-lift”	93
3.2.1.3.1. Fase 1.....	95

3.2.1.3.2. Fase 2.....	95
3.2.1.3.3. Fase 3.....	95
3.2.1.3.4. Fase 4.....	96
3.2.1.3.5. Fase 5.....	97
3.2.2. Métodos.....	99
3.2.2.1. Operação do reator “air-lift”.....	99
3.2.2.2. Determinação dos parâmetros cinéticos.....	100
3.2.2.2.1. Determinação da constante de velocidade de redução de DQO (K).	100
3.2.2.2.2. Determinação do coeficiente de morte (kd) e rendimento celular (Y)	101
3.2.2.3. Métodos analíticos.....	102
3.2.2.3.1. Determinação da eficiência de redução de DQO.....	102
3.3. Resultados e Discussão.....	103
3.3.1. Ensaio em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente.....	103
3.3.2. Fase 01.....	104
3.3.2.1. Eficiência do processo.....	104
3.3.2.2. DQO remanescente e concentração de biomassa	105
3.3.3. Fase 02.....	107
3.3.3.1. Eficiência do processo.....	107
3.3.3.2. DQO remanescente e concentração de biomassa.....	110
3.3.4. Fase 03.....	113
3.3.4.1. Eficiência do processo.....	114
3.3.4.2. DQO remanescente e concentração de biomassa.....	115
3.3.5. Fase 04.....	122
3.3.5.1. Eficiência do processo.....	122
3.3.5.2. DQO remanescente e concentração de biomassa.....	131
3.3.6. Fase 05.....	131
3.3.6.1. Eficiência do processo.....	131
3.3.6.2. DQO remanescente e concentração de biomassa.....	136
3.3.7. Fase 06.....	142

3.3.7.1. Eficiência do processo.....	143
3.3.7.2. DQO remanescente e concentração de biomassa.....	150
3.4. Considerações parciais.....	165
Capítulo 4: Reator “air-lift” de tubos concêntricos operado com variação de pressão.....	167
4.1. Introdução.....	169
4.2. Metodologia e estratégia experimental.....	170
4.2.1. Materiais.....	170
4.2.1.1. Água residuária sintética e biomassa.....	170
4.2.1.2. Reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado.....	171
4.2.2. Métodos.....	173
4.2.2.1. Operação do reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado.....	173
4.2.2.2. Determinação dos parâmetros cinéticos.....	174
4.2.2.3. Métodos analíticos.....	174
4.3. Resultados e Discussão.....	175
4.3.1. Eficiência do processo.....	176
4.3.2. DQO remanescente e concentração de biomassa.....	179
4.4. Considerações parciais.....	189
Capítulo 5: Características hidrodinâmicas e de transferência de massa em reator “air-lift” de tubos concêntricos.....	191
5.1. Introdução.....	193
5.2. Metodologia e estratégia experimental.....	195
5.2.1. Métodos.....	195
5.2.1.1. Tempo médio de residência em reator “air-lift” de tubos concêntricos..	195
5.2.1.2. Coeficiente de transferência de Massa (K_{la}) em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente.....	195
5.2.1.3. Taxa de transferência de oxigênio (N_v) em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado com variação de pressão.....	196
5.2.1.4. Coeficiente de retenção de gás, “gas hold-up” (E_g) para reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente.....	198

5.2.1.5. Velocidade superficial do gás	199
5.3. Resultados e Discussão.....	200
5.4. Considerações parciais.....	216
Conclusões Gerais.....	217
Referências Bibliográficas.....	219
Apêndice A.....	223
Apêndice B.....	227
Apêndice C.....	239
Apêndice D.....	253

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1.1. Gradiente das concentrações próximo à interface gás-líquido.....	25
FIGURA 1.2. Resistências de transferência de oxigênio em sistemas celulares..	27
FIGURA 1.3. “Hold-up” de “riser” (ϵ) como função da velocidade de circulação do gás em diferentes pressões.....	41
FIGURA 1.4. Medida dos valores de K_{la} em diferentes posições da sonda para medida de oxigênio dissolvido.....	41
FIGURA 1.5. Coeficiente de transferência de massa como função da velocidade do gás para diferentes pressões no sistema.....	43
FIGURA 1.6. Diagrama esquemático do reator “air-lift”	49
FIGURA 2.1. Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº 02) com boas características, onde se observa um protozoário.....	73
FIGURA 2.2. Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº 02) com boas características, onde se observa uma colônia de ciliados pedunculados.....	75
FIGURA 2.3. Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº 02) com boas características, onde se observa grande população de bactérias..	75
FIGURA 2.4. Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº 05) com boas características, onde se observa um protozoário ao centro.....	77
FIGURA 2.5. Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº 05) com boas características, onde se observa grande população de bactérias..	77
FIGURA 2.6. Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº 06) onde se observa um rotífero (<i>Epiphanes senta</i>).....	79
FIGURA 2.7. Curva de sedimentação de lodo ativado.....	81
FIGURA 3.1. Foto do reator “air-lift” de tubos concêntricos.....	93
FIGURA 3.2. Esquema do reator “air-lift” de tubos concêntricos (Fase 3).....	96
FIGURA 3.3. Mini bomba centrífuga (1) e válvula solenóide (2) acopladas ao corpo do reator “air-lift” de tubos concêntricos.....	97
FIGURA 3.4. Esquema do reator “air-lift” de tubos concêntricos (Fase 5).....	99

FIGURA 3.5. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 1).....	106
FIGURA 3.6. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 2).....	107
FIGURA 3.7. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 5).....	110
FIGURA 3.8. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 3).....	111
FIGURA 3.9. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 4).....	112
FIGURA 3.10. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 6).....	113
FIGURA 3.11. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 9).....	116
FIGURA 3.12. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 10).....	117
FIGURA 3.13. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 8).....	118
FIGURA 3.14. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 7).....	119
FIGURA 3.15. Relação entre q (h^{-1}) e S_e (mgDQO.L^{-1}).....	121
FIGURA 3.16. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 11).....	125

FIGURA 3.17. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 12).....	126
FIGURA 3.18. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 13).....	127
FIGURA 3.19. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 14).....	128
FIGURA 3.20. Relação entre q (h^{-1}) e S_e (mgDQO.L^{-1}).....	129
FIGURA 3.21. Relação entre eficiência de redução de DQO (%) e vazão de alimentação (mL.h^{-1}).....	135
FIGURA 3.22. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 15).....	137
FIGURA 3.23. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 17).....	138
FIGURA 3.24. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 16).....	139
FIGURA 3.25. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 18).....	140
FIGURA 3.26. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 19).....	140
FIGURA 3.27. Relação entre q (h^{-1}) e S_e (mgDQO.L^{-1}).....	142
FIGURA 3.28. Relação entre eficiência de redução de DQO (%) e concentração inicial da água residuária sintética (mgDQO.L.h^{-1}).....	146
FIGURA 3.29. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 20).....	151

FIGURA 3.30. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 21).....	153
FIGURA 3.31. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 22).....	153
FIGURA 3.32. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 23).....	154
FIGURA 3.33. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 24).....	155
FIGURA 3.34. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 25).....	157
FIGURA 3.35. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 26).....	157
FIGURA 3.36. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 27).....	158
FIGURA 3.37. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 28).....	160
FIGURA 3.38. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 29).....	160
FIGURA 3.39. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Experimento 30).....	162
FIGURA 3.40. Relação entre q (h^{-1}) e S_e (mgDQO.L^{-1}).....	164
FIGURA 3.41. Relação entre μ (h^{-1}) e q (h^{-1}).....	164
FIGURA 4.1. Esquema do reator “air-lift” de tubos concêntricos.....	172

FIGURA 4.2. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (Experimento 1).....	180
FIGURA 4.3. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (Experimento 2).....	181
FIGURA 4.4. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (Experimento 3).....	182
FIGURA 4.5. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (Experimento 4).....	183
FIGURA 4.6. Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (Experimento 5).....	185
FIGURA 4.7. Relação entre q (h^{-1}) e S_e (mgDQO.L^{-1}).....	188
FIGURA 5.1. Absorbância do traçador ($F=290 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=125 \text{ mL.min}^{-1}$; $V=2050 \text{ mL}$).....	201
FIGURA 5.2. Absorbância do traçador ($F=370 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=287 \text{ mL.min}^{-1}$; $V=2050 \text{ mL}$).....	201
FIGURA 5.3. Absorbância do traçador ($F=470 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=198 \text{ mL.min}^{-1}$; $V=2050 \text{ mL}$).....	202
FIGURA 5.4. Absorbância do traçador ($F=660 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=474 \text{ mL.min}^{-1}$; $V=2050 \text{ mL}$).....	202
FIGURA 5.5. Absorbância do traçador ($F=850 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=474 \text{ mL.min}^{-1}$; $V=2050 \text{ mL}$).....	203
FIGURA 5.6. Coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da vazão de ar.....	205
FIGURA 5.7. Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e retenção de gás (E_g) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da vazão de ar.....	207
FIGURA 5.8. Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e retenção de gás (E_g) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da velocidade superficial de gás.....	208

FIGURA 5.9. Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e taxa de transferência de oxigênio (N_v) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da vazão de ar ($P=1900$ mmHg).....	212
FIGURA 5.10. Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e taxa de transferência de oxigênio (N_v) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da vazão de ar ($P=1520$ mmHg).....	213
FIGURA 5.11. Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e taxa de transferência de oxigênio (N_v) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da vazão de ar ($P=1140$ mmHg).....	213
FIGURA C1. Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q=1000$ mL.min ⁻¹).....	242
FIGURA C2. Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q=800$ mL.min ⁻¹).....	245
FIGURA C3. Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q=600$ mL.min ⁻¹).....	248
FIGURA C4. Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q=1200$ mL.min ⁻¹).....	251
FIGURA D1. Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q=200$ mL.min ⁻¹).....	257
FIGURA D2. Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q=400$ mL.min ⁻¹).....	260
FIGURA D3. Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q=600$ mL.min ⁻¹).....	263
FIGURA D4. Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q=800$ mL.min ⁻¹).....	265
FIGURA D5. Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q=1000$ mL.min ⁻¹).....	267
FIGURA D6. Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q=1200$ mL.min ⁻¹).....	270
FIGURA D7. Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q=1300$ mL.min ⁻¹).....	272

LISTA DE TABELAS

TABELA 1.1. Características geométricas do biorreator “air-lift” de tubos concêntricos.....	39
TABELA 1.2. Concentração de massa em diferentes taxas de diluição no reator “air-lift” tubo convergente-divergente.....	51
TABELA 2.1. Composição do substrato sintético para aclimação do lodo.....	64
TABELA 2.2. Composição média de água residuária industrial – Abatedouro de Aves Pena Branca (1).....	66
TABELA 2.3. Composição de água residuária sintética (2).....	66
TABELA 2.4. Composição de água residuária sintética (3)	67
TABELA 2.5. Composição de água residuária sintética (4)	67
TABELA 2.6. Composição de água residuária sintética (5)	68
TABELA 2.7. Composição de água residuária sintética (6)	68
TABELA 2.8. Composição da solução de micronutrientes.....	69
TABELA 2.9. Divisão do intervalo de tempo (horas) de alimentação do lodo em Erlenmeyer.....	83
TABELA 2.10. Características do lodo aclimatado em água residuária (composições nº 1, 2, 5 e 6), DQO da alimentação e pH da suspensão de lodo.	84
TABELA 2.11. Relação entre a concentração da água residuária sintética e biomassa em Erlenmeyer utilizado para manutenção do lodo (composição nº 5)	85
TABELA 2.12. Relação entre a concentração da água residuária sintética e biomassa em Erlenmeyer utilizado para manutenção do lodo (composição nº 6)	86
TABELA 3.1. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 1 (experimentos 1 e 2).....	104
TABELA 3.2. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 2 (experimentos 3 e 4).....	108

TABELA 3.3. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 2 (experimentos 5 e 6).....	109
TABELA 3.4. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimentos 7 e 8).....	114
TABELA 3.5. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimentos 9 e 10).....	115
TABELA 3.6. Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos.....	120
TABELA 3.7. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimentos 11 e 12).....	123
TABELA 3.8. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimentos 13 e 14).....	124
TABELA 3.9. Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos.....	128
TABELA 3.10. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimento 15).....	132
TABELA 3.11. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimentos 16 e 17).....	133
TABELA 3.12. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimentos 18 e 19).....	134
TABELA 3.13. Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos.....	141
TABELA 3.14. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimentos 20 e 21).....	144

TABELA 3.15. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimentos 22 e 23).....	145
TABELA 3.16. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimento 24).....	147
TABELA 3.17. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimentos 25, 26 e 27).....	148
TABELA 3.18. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 5 (experimentos 28, 29 e 30).....	149
TABELA 3.19. Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos.....	163
TABELA 4.1. Composição de água residuária sintética (nº 6).....	170
TABELA 4.2. Composição de solução de micronutrientes.....	171
TABELA 4.3. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado. Água residuária nº 6 (experimentos 1 e 2).....	176
TABELA 4.4. Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado. Água residuária nº 6 (experimentos 3, 4 e 5).....	177
TABELA 4.5. Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado.....	187
TABELA 5.1. Variáveis e parâmetros de operação.....	200
TABELA 5.2. Coeficiente de transferência de oxigênio e vazão de alimentação de ar em reator “air-lift” de tubos concêntricos, operado a pressão ambiente (eletrodo no sedimentador)	204
TABELA 5.3. Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}), “gas hold-up” (E_g), taxa de transferência de oxigênio (N_v), velocidade superficial de gás (V_{sg}) e vazões de ar (Q) em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente (eletrodo na saída do tubo de aeração).....	206

TABELA 5.4. Valores dos coeficientes de transferência de oxigênio (K_{la}) em duas diferentes regiões do reator “air-lift”.....	209
TABELA 5.5. Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e taxa de transferência de oxigênio (N_v) em função da vazão de ar e pressão do reator....	211
TABELA 5.6. Taxa de transferência de oxigênio sem variação de pressão (N_v), taxa de transferência de oxigênio com variação de pressão (N_v) _p , vazões de ar e valores de pressão em reator “air-lift” de tubos concêntricos.....	214
TABELA A.1. Valores da concentração de saturação de oxigênio (C_s) ₇₆₀ em água à 1 atm (Ramalho, 1983).....	225
TABELA A.2. Valores de pressão de vapor da água (Ramalho, 1983).....	225
TABELA B.1. Cálculo do tempo médio de residência das partículas no reator “air-lift” de tubos concêntricos (F -660 mL.h ⁻¹ ; Q -474 mL.min ⁻¹).....	229
TABELA B.2. Cálculo do tempo médio de residência das partículas no reator “air-lift” de tubos concêntricos (F -370 mL.h ⁻¹ ; Q -287 mL.min ⁻¹)	231
TABELA B.3. Cálculo do tempo médio de residência das partículas no reator “air-lift” de tubos concêntricos (F -470 mL.h ⁻¹ ; Q -198 mL.min ⁻¹).....	233
TABELA B.4. Cálculo do tempo médio de residência das partículas no reator “air-lift” de tubos concêntricos (F -850 mL.h ⁻¹ ; Q -474 mL.min ⁻¹).....	235
TABELA B.5. Cálculo do tempo médio de residência das partículas no reator “air-lift” de tubos concêntricos (F -290 mL.h ⁻¹ ; Q -125 mL.min ⁻¹).....	237
TABELA C.1. Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos com eletrodo instalado na entrada do sedimentador (Q - 1000 mL.min ⁻¹).....	241
TABELA C.2. Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos com eletrodo instalado na entrada do sedimentador (Q - 800 mL.min ⁻¹).....	243
TABELA C.3. Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos com eletrodo instalado na entrada do sedimentador (Q - 600 mL.min ⁻¹).....	246
TABELA C.4. Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos com eletrodo instalado na entrada do sedimentador (Q - 1200 mL.min ⁻¹).....	249

TABELA D.1. Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q = 200 \text{ mL.min}^{-1}$).....	255
TABELA D.2. Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q = 400 \text{ mL.min}^{-1}$).....	258
TABELA D.3. Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q = 600 \text{ mL.min}^{-1}$).....	261
TABELA D.4. Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q = 800 \text{ mL.min}^{-1}$).....	264
TABELA D.5. Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q = 1000 \text{ mL.min}^{-1}$).....	266
TABELA D.6. Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q = 1200 \text{ mL.min}^{-1}$).....	268
TABELA D.7. Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q = 1300 \text{ mL.min}^{-1}$).....	271

NOMENCLATURA

A – área do tubo de aeração (m^2)
Ad – área transversal do “downcomer” ou tubo de reciclo (m^2)
Ar – área transversal do “riser” ou tubo de aeração (m^2)
A/M – relação alimento/microrganismo (dia^{-1})
ALFB – reator “air-lift” de leito fluidizado
ALR-TCD – reator “air-lift” tubo convergente-divergente
CB – coluna de bolhas
C – concentração de oxigênio no líquido (mg.L^{-1})
c – concentração do soluto na região líquida (Kg.m^{-3})
 c_i - concentração de soluto no líquido na interface (Kg.m^{-3})
Cg – concentração de oxigênio no gás (mg.L^{-1})
 C_s – concentração de saturação de oxigênio (mg.L^{-1})
Co – parâmetro de distribuição
D – taxa de diluição (h^{-1})
 D^* - diâmetro da coluna (m)
DBO – demanda bioquímica de oxigênio (mgDBO.L^{-1})
DQO – demanda química de oxigênio (mgDQO.L^{-1})
(dS/dt) – taxa de consumo de substrato
Eg – coeficiente de retenção de gás (“gas hold-up”) ;
(Eg_d) - coeficiente de retenção de gás no tubo de reciclo
(Eg_r) - coeficiente de retenção de gás no tubo de aeração
(Eg_s) - coeficiente de retenção de gás na região de subida
(Eg_d) - coeficiente de retenção de gás na região de descida
(Eg_T) - coeficiente de retenção de gás global
F – vazão de alimentação (mL.h^{-1})
F/M – food/microorganism rate (dia^{-1})
GR – velocidade de recirculação do gás (m.s^{-1})
H – constante de Henry
 H^* - altura do reator (m)
 He – número de Henry ($\text{m}^3 \cdot \text{atm.Kgmol}^{-1}$)

HL – altura do líquido no reator (cmCA)
 IDL – índice de densidade de lodo (mL.g^{-1})
 IVL – índice volumétrico de lodo (mL.g^{-1})
 K – constante de velocidade de redução de DQO ($\text{L.mgSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$)
 k – constante específica de redução de substrato (h^{-1})
 K_d – coeficiente de morte celular (h^{-1})
 K_G – coeficiente de transferência de massa na face gasosa ($\text{Kgmol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}.\text{atm}^{-1}$)
 K_L – coeficiente de transferência de massa na face líquida ($\text{Kgmol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}.\text{atm}^{-1}$)
 K_{la} – coeficiente de transferência de oxigênio (h^{-1})
 K_v – coeficiente de transferência de oxigênio na fase gasosa (h^{-1})
 N_A – fluxo molar ($\text{Kgmol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$)
 N_v – taxa de transferência de oxigênio ($\text{mmoles O}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$)
 $(N_v)_p$ – taxa de transferência de oxigênio em reator pressurizado ($\text{mmoles O}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$)
 OD – oxigênio dissolvido ($\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$ ou %)
 P – pressão absoluta (mmHg ou Kgf.cm^2)
 p – pressão parcial do oxigênio na bolha (mmHg)
 p^* – pressão parcial de oxigênio em equilíbrio com C (mmHg)
 p_i – pressão de oxigênio na interface gás-líquido (mmHg)
 P_g/VD – força pneumática do gás por unidade de volume do líquido no reator (KW.m^{-3})
 PHB – polihidroxibutirato
 P^v – pressão de vapor da água (mmHg)
 Q – vazão de ar (mL.min^{-1})
 q – taxa específica de consumo de substrato (h^{-1})
 QD – vazão de gás no tubo de reciclo ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$)
 QLr – vazão de líquido no tubo de aeração ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$)
 QLd – vazão de líquido no tubo de reciclo ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$)
 QR – vazão de gás no tubo de aeração ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$)
 QS – vazão do gás no dispersor ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$)
 r – raio da partícula em suspensão (mm)
 S – substrato residual (mg.L^{-1} ou g.L^{-1})
 SS – sólidos em suspensão (mgSS.L^{-1})

S_0 – concentração de DQO na alimentação (mgDQO.L^{-1});
 S_e – concentração de DQO do efluente (mgDQO.L^{-1})
 $SSTA$ – sólidos em suspensão no tanque de alimentação (mg.L^{-1})
 SSV – sólidos suspensos voláteis (mgSSV.L^{-1})
 t – tempo médio (h)
 t_h – tempo de retenção hidráulica (h)
 TPR – reator tri-fásico convencional
 U_{BT} – velocidade terminal das bolhas na origem (m.s^{-1})
 $(U)_r$ – velocidade superficial do líquido no tubo de aeração (m.s^{-1})
 $(U)_d$ – velocidade superficial do líquido no tubo de reciclo (m.s^{-1})
 $(U_g)_r$ – velocidade superficial do gás no tubo de aeração (m.s^{-1})
 U_{sg} – velocidade superficial do gás na entrada da coluna (m.s^{-1})
 U_{sL} – velocidade superficial do líquido na entrada da coluna (m.s^{-1})
 V – volume do reator (L)
 v – velocidade de sedimentação do lodo (cm.s^{-1})
 VL_r – velocidade linear do líquido no tubo de aeração (m.s^{-1})
 VL_d – velocidade linear do líquido no tubo de reciclo (m.s^{-1})
 Vol – volume da dispersão gás-líquido (m^3)
 Vol_g – volume ocupado pela fase gasosa (m^3)
 V_s – velocidade superficial (cm.s^{-1})
 V_{sg} – velocidade superficial do gás (cm.s^{-1})
 V_u – volume útil (L)
 X – concentração final de biomassa (mgSSV.L^{-1})
 X_0 – concentração inicial de biomassa (mgSSV.L^{-1})
 Y – rendimento de lodo
 ΔP – variação de pressão (cmCA)
 ΔX_v – produção líquida de biomassa no reator (g.dia^{-1})
 η - eficiência de redução de DQO (%)
 μ - taxa específica de crescimento celular (h^{-1})

RESUMO

Reatores “air-lift” são uma classe especial de coluna de bolhas, sendo recentemente utilizados em processos químicos, bioquímicos e em tratamento de águas residuárias. Neste trabalho, estudou-se o desempenho de um reator “air-lift” de tubos concêntricos no tratamento de água residuária sintética utilizando lodo ativado. O reator construído de aço-inox, com tubos de aeração e reciclo de 1,2 e 1,5 m respectivamente, foi alimentado com água residuária sintética, sendo o lodo separado em sedimentador na parte superior do reator e reciclado ao mesmo. A pressão manométrica no reator variou de 0 a 1,2 Kgf.cm⁻², vazão de ar de 200 a 1600 mL.min⁻¹ e vazão de substrato de 200 a 400 mL.h⁻¹. Para cada taxa de alimentação, vazão de ar e pressão, o reator foi operado de forma contínua até que o estado estacionário hidráulico e microbiológico fossem atingidos. As amostras foram retiradas na altura média do reator e análises da Demanda Química de Oxigênio (DQO) e biomassa (quantificada como sólidos suspensos voláteis - SSV) foram feitas de acordo com métodos descritos pelo “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (1985). Os três parâmetros, vazão de alimentação, vazão de ar e pressão, variaram gradativamente, além da concentração de DQO do substrato (1100 a 8600 mgDQO.L⁻¹), de forma que foi possível aumentar a concentração de lodo no reator (SSV) de 1010 a 15000 mgSSV.L⁻¹, sendo este último valor cerca de cinco vezes maior que os de processos convencionais de lodo ativado, que é de 2000 a 3000 mgSSV.L⁻¹ (Ramalho, 1983). Isto permitiu aumentar a eficiência de redução de DQO de 47 a 87%, respectivamente para reator operado a pressão ambiente e com variação de pressão. O coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) aumentou com o aumento da vazão de ar até o limite de 1000 mL.min⁻¹ (5,41 h⁻¹), decrescendo para vazões superiores a esta, possivelmente devido à coalescência de bolhas. O coeficiente de retenção de gás (E_g) foi determinado e, para as vazões de ar testadas (200 a 1400 mL.min⁻¹), variou de $2,08 \cdot 10^{-3}$ a $12,95 \cdot 10^{-3}$, proporcionalmente às vazões de ar utilizadas.

ABSTRACT

Air lift reactors are a special class of bubble columns and are been recently used in chemical and biochemical processes, as well as in wastewater treatment. In this work, it was studied the performance of a concentric tube air lift reactor in the synthetic wastewater treatment by activated sludge. The reactor was constructed of stainless steel, 1.2 m high of riser and 1.5 m high of downcomer. It was fed with synthetic wastewater and the sludge was separated in a sedimentator in the top of reactor and recycled. The manometric pressure varied from 0 to 1.2 kgf.cm⁻², the air flow rate from 200 to 1,600 mL.min⁻¹ and the feed solution from 200 to 400 mL.h⁻¹. To each feed solution of synthetic wastewater rate, air flow rate and pressure, the reactor was operated in continuous form until the hidraulic and microbiological steady-state was reached. The samples were collected in the half of the reactor. Chemical oxygen demand (COD) and volatils solids concentration (VSS) was determinated according to in Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1985). Feed solution rate, air flow rate and pressure ranged gradually, as well as concentration of feed synthetic wastewater (1,100 of 8,600 mgCOD.L⁻¹), and then it was possible to increase the sludge concentration in the reactor (VSS) from 1,010 to 15,000 mgVSS⁻¹, being this last value five times bigger than the concentration of activated sludge processes from 2,000 to 3,000 mgVSS⁻¹ (Ramalho, 1983). This permitted to increase the efficiency of COD reduction from 47 to 87%, respectively reactor operated with atmospheric pressure and 0.8 kgf.cm⁻² of pressure. The oxygen transfer coefficient (k_{la}) increased with the air flow rate until 1,000 mL.min⁻¹ (5.41h⁻¹), decreasing to upper flow rate, possibly due to the bubble coalescence. The gas hold-up (E_g) was determinated and to air flow rate used (200 to 1,400 mL.min⁻¹) its value ranged from $2.08 \cdot 10^{-3}$ to $12.95 \cdot 10^{-3}$.

INTRODUÇÃO

O acelerado desenvolvimento ocorrido nos últimos anos, em decorrência da implantação de uma sociedade eminentemente industrial, tem gerado graves problemas ambientais. A atual preocupação com o bem estar funcional do meio ambiente, traz a necessidade da implantação de novas técnicas de tratamento de efluentes, de tal forma que o crescimento e o desenvolvimento industrial possam ser compatíveis com a preservação dos recursos naturais.

O tratamento biológico de águas residuárias pelo processo de lodo ativado convencional e suas modificações têm sido amplamente utilizados devido as suas características de estabilidade, fácil operação, 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. Porém, quando a concentração da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) é alta, a aplicação dos mesmos torna-se limitada, em vista do alto consumo de energia necessária na transferência de oxigênio do ar à água em tratamento, que poderá inviabilizar a sua implantação, bem como a necessidade de grande área necessária à sua construção, que tem limitado sua aplicação, principalmente nos grandes centros, onde a disponibilidade de área, na grande maioria das vezes, não existe.

Desta forma, vem-se estudando novas alternativas para o tratamento de águas residuárias. Os métodos convencionais de colunas de bolhas, nos quais o ar é aspergido em uma quantidade de líquido, estão sendo muito utilizados em indústrias químicas e em processos biotecnológicos. O desenvolvimento significativo dos processos biotecnológicos nos últimos anos tem levado à necessidade de inúmeras modificações das colunas de bolhas, sendo os reatores "air-lift" uma das formas mais importantes das classes de colunas de bolhas, sendo portanto investigados para uma variedade de processos químicos e biológicos.

A agitação em reatores tipo colunas de bolhas é menos eficiente do 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) que 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 orientando o movimento do líquido.

Assim, o estudo de reatores “air-lift” no tratamento de águas residuárias justifica-se por dispensar agitadores mecânicos (facilidade de construção e operação) e por apresentar altas taxas de transferência de oxigênio, que é uma de suas características. Neste tipo de reator, com o aumento da taxa de transferência de oxigênio, a concentração de lodo pode ser maior que as utilizadas em processos convencionais de tratamento e assim, ou o tempo de tratamento é menor, ou o volume do reator pode ser diminuído, tornando o processo mais eficiente e com menor custo.

OBJETIVOS

O presente trabalho teve como objetivos principais:

Estudar o desempenho de um reator “air-lift” de tubos concêntricos no tratamento de águas residuárias utilizando lodo ativado.

Determinar parâmetros cinéticos como taxa específica de consumo de substrato (q), taxa específica de crescimento (μ), constante de velocidade de redução de DQO (K), coeficiente de morte celular (K_d), rendimento celular (Y), eficiência de redução de DQO (η) e comparar com dados de literatura.

Determinar características hidrodinâmicas como coeficiente de transferência de oxigênio (K_{La}) e coeficiente de retenção de gás (“gas hold-up” – E_g), estudando-se os efeitos dos mesmos no desempenho do reator “air-lift” de tubos concêntricos.

Avaliar a eficiência do reator na redução de DQO através da variação de pressão.

CAPÍTULO 1

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

1.1. LODO ATIVADO

1.1.1. HISTÓRICO

A capacidade microbiana em catabolizar diferentes compostos, utilizando-os como fontes nutricionais e energéticas, possibilitou o uso de agentes microbiológicos como solução aos problemas gerados pelo lançamento de rejeitos no meio ambiente. Recentemente, tem-se observado maior interesse no desenvolvimento de sistemas biológicos (biorreatores) capazes de promover degradação de poluentes recalcitrantes e perigosos ao meio ambiente, pela ação de determinadas espécies de microrganismos (Vazoller *et al.*, 1989).

Os processos de tratamento estão relacionados ao metabolismo microbiano que selecionam. Assim, a versatilidade metabólica de bactérias e fungos é atualmente explorada pelo menos em duas áreas de maior impacto para o saneamento ambiental: tratamento biológico de resíduos líquidos e sólidos e biorremediação (Vazoller *et al.*, 1989; Alexander, 1994).

A evolução tecnológica do biotratamento tem resultado em diversas soluções para as águas residuárias, porém mais restritas para os resíduos sólidos. Os obstáculos ao desenvolvimento de novos processos biotecnológicos podem ser identificados pela falta de conhecimento dos fundamentos dos sistemas biológicos empregados na “purificação” dos ambientes afetados por poluentes. Assim, processos aeróbicos tradicionais, como processos de lodo ativado, são operados com parâmetros químicos e físicos rudimentares, se comparados a outros processos biotecnológicos empregados na produção de bens de consumo. A pequena compreensão dos sistemas biológicos não impede sua aplicação com bons resultados para o ambiente, mas, com certeza, não permite a exploração máxima do potencial microbiano (Alexander, 1994).

Com a finalidade de aumentar a eficiência no tratamento de águas residuárias, iniciou-se nas primeiras décadas do século passado o

desenvolvimento do tratamento secundário, que se caracterizou pelo uso de processos biológicos para obter remoção mais completa do material orgânico. Foi na busca de um sistema eficiente de tratamento secundário, que o processo de lodo ativado, pesquisado pela primeira vez por Arden & Lockett em 1914 na Inglaterra, foi assim chamado por envolver a produção de uma massa microbiana capaz de estabilizar aerobicamente um resíduo. Os microrganismos oxidam a matéria orgânica em presença de oxigênio, transformando-a em CO_2 , H_2O e novas células. É um dos processos mais utilizados no tratamento biológico de águas residuárias domésticas e industriais. A grande contribuição de Arden & Lockett foi a constatação de que a adição deste lodo a outra batelada de resíduo resultava em aceleração notável do processo de remoção de material orgânico com crescimento adicional de lodo. A capacidade de acelerar a remoção do material orgânico de águas residuárias fez com que o lodo biológico fosse chamado de lodo ativado. Na versão original o sistema de lodo ativado operava em regime de bateladas, a água era introduzida em um reator biológico onde se encontrava o lodo ativado e depois de encher o reator, o conteúdo era aerado, resultando na degradação dos compostos solúveis da água residuária. A aeração era então interrompida e, através de sedimentação, separava-se a biomassa da água residuária tratada. Após a descarga da água depurada introduzia-se nova batelada de água residuária bruta e iniciava-se novo ciclo de tratamento. A primeira mudança no desenvolvimento do sistema de lodo ativado foi a transformação do regime de batelada em regime contínuo através da adição de um decantador de lodo ao reator biológico (Moreira, 2001).

O processo de lodo ativado consiste na agitação de mistura de águas residuárias com volume de lodo biologicamente ativo, mantido em suspensão na presença de quantidade adequada de oxigênio, durante o tempo necessário para elaborar e flocular grande parte de substâncias, seguidas de decantação para separar o lodo produzido. A atividade do lodo é assegurada e mantida pela aeração adequada, que pode ser feita com ar comprimido (ar difuso) ou por meios mecânicos como aeração mecânica por escovas, rotores, turbinas, etc. (Metcalf & Eddy, 1991).

O reator biológico opera com uma mistura de água residuária e lodo ativado, que é denominada licor misto. No licor misto, os flocos de lodo são mantidos em suspensão através da agitação provocada pelo sistema de aeração, que também fornece o oxigênio necessário para a oxidação do material orgânico. No sistema, há uma descarga de lodo ativado, porque sem ela o crescimento contínuo do lodo no reator provocaria aumento de sua concentração. Na prática, a concentração de lodo não pode exceder determinado valor, garantindo o funcionamento adequado do decantador de lodo como unidade de separação de fases. Quando esse valor da concentração é atingido haverá descarte de lodo, de tal modo que, no reator biológico, se mantenha constante a concentração, isto é, a descarga é igual ao crescimento do lodo. A produção de lodo em excesso dá uma dimensão extra ao sistema de lodo ativado; além do tratamento da água residuária, existe a necessidade de encontrar um método adequado para o tratamento e disposição final do excesso de lodo, que na prática geralmente é submetido a um processo de estabilização, cujo objetivo é reduzir a fração de material biodegradável no lodo e assim evitar a putrefação do mesmo. Em seguida, remove-se grande parte da água do lodo, obtendo-se um produto final sólido ou semi-sólido, que pode ser usado na agricultura, ser enterrado ou incinerado (Moreira, 2001).

Na década de 50, introduziu-se um processo adicional ao da remoção do material orgânico nos sistemas de lodo ativado, a nitrificação, denominação para oxidação biológica de amônia a nitrato, tendo o oxigênio como agente oxidante. A nitrificação era aplicada para reduzir a demanda de oxigênio dos efluentes que continham amônia. Observou-se que a nitrificação do sistema de lodo ativado era perfeitamente possível, porém era necessário aumentar a idade do lodo (diminuir a descarga de excesso de lodo), dado o lento crescimento das bactérias responsáveis pela oxidação da amônia, implicando na necessidade de tempo de permanência longo no reator biológico. Na década de 60, ficou claro que o tratamento secundário ainda não era suficiente para remoção eficiente da poluição das águas de superfície. Estabeleceu-se que a descarga de grandes quantidades de nutrientes (nitrogênio e fósforo), junto com os efluentes de sistemas municipais de lodo ativado, tendiam a causar sério desequilíbrio ecológico nos corpos

receptores. Esse fenômeno, chamado de eutrofização, se devia ao crescimento exagerado da flora aquática, que se desenvolvia na presença de teores elevados de macronutrientes. Nas primeiras unidades construídas para a remoção biológica de nitrogênio, o efluente nitrificado do sistema de lodo ativado era descarregado em um segundo sistema, este não aerado, ao qual se adicionava material orgânico, geralmente na forma de metanol. Desse modo, tinha-se dois sistemas com lodos diferentes, sendo que no primeiro ocorria a nitrificação e no segundo a desnitrificação. Nos sistemas de lodo único, o reator biológico se divide em zonas aerada (nitrificação) e não aerada (desnitrificação). A remoção de fósforo se efetiva através de descarga junto com o excesso de lodo, já que a remoção adicional é possível através da introdução de uma fase anaeróbia no reator biológico do sistema de lodo ativado, passando para a fase aerada que faz com que se desenvolva massa de lodo rica em fósforo, sendo assim possível a remoção de fosfato da fase líquida. O mecanismo da remoção do fósforo através do “enriquecimento” do lodo com fósforo só recentemente ficou esclarecido satisfatoriamente (Wentzel *et al.*, 1990).

Após a descoberta do sistema de lodo ativado, vários pesquisadores fizeram contribuições importantes, que melhoraram o desempenho do sistema tanto em termos de eficiência de remoção quanto em termos de capacidade de tratamento por unidade de volume do sistema, além de aumentar a estabilidade operacional dos sistemas (van Haandel & Marais, 1999).

O sistema de lodo ativado é amplamente utilizado em nível mundial para o tratamento de despejos domésticos e industriais, em situações em que são necessárias elevada qualidade do efluente e reduzidos requisitos de área (von Sperling, 1997). O lodo ativado pode ser operado de forma convencional, mistura completa, com oxigênio puro, com aeração escalonada, em reator batelada sequencial, entre outros. Todos os tratamentos por lodo ativado apresentam digestão aeróbia e muitos estudos têm sido realizados com o intuito de aprimorar cada vez mais esse tipo de tratamento, reduzindo custos, principalmente com aeração, diminuição da área dispendida na sua construção, etc.

A posição de destaque que o sistema de lodo ativado já ocupava tradicionalmente foi consolidada nas últimas décadas graças ao desenvolvimento

de variantes do sistema, capazes de remover, além do material orgânico, os macronutrientes nitrogênio e fósforo. Mais recentemente, a incorporação de sistemas anaeróbicos para o pré-tratamento de águas residuárias e a estabilização do lodo gerado, resultou em uma importante redução do investimento necessário e dos custos operacionais. Temperaturas acima de 20°C facilitam tanto a remoção dos nutrientes quanto a aplicação da digestão anaeróbia. Todavia, na prática, os sistemas de lodo ativado nas regiões de clima quente geralmente são projetados a partir da pesquisa e experiências acumuladas em regiões de clima frio, visando a remoção de material orgânico e dos sólidos em suspensão. O uso de critérios de projetos ultrapassados e inadequados para as condições operacionais específicas tem três desvantagens: 1) a qualidade do efluente final é bem abaixo da desejada; 2) não se prevê o desenvolvimento de processos que à temperatura ambiente na região tropical são praticamente inevitáveis, como nitrificação, o que resulta em instabilidade operacional; 3) não se aproveitam as vantagens da temperatura elevada. Não surpreende que, sob estas condições, o custo do tratamento seja elevado e sejam numerosos os sistemas que têm desempenho insatisfatório (van Haandel & Marais, 1999).

A grande preocupação da maioria dos pesquisadores é aliar custos reduzidos e alta eficiência no tratamento de águas residuárias, já que a questão de preservação ambiental nunca esteve tão evidente; assim, técnicas alternativas de tratamento devem ser desenvolvidas.

1.1.2. LODO ATIVADO NO BRASIL

Atualmente dispõe-se de sistemas de lodo ativado capazes de realizar o tratamento de águas residuárias, descarregando efluente livre de sólidos em suspensão, de material orgânico biodegradável e dos macronutrientes. Milhares destes sistemas têm sido construídos em diversos países, sendo que a maioria está localizada em países de clima frio ou moderado, na Europa e na América do Norte. Nas regiões de clima quente destaca-se a África do Sul, onde se encontra

em operação grande número de sistemas de lodo ativado para tratar águas residuárias municipais. No Brasil, há mais de uma dezena de sistemas de lodo ativado de grande porte para o tratamento de esgoto municipal, além de grande número de sistemas para o tratamento de águas residuárias industriais. Quanto ao desempenho dos sistemas de lodo ativado no Brasil, observa-se que, infelizmente, existem algumas unidades que descarregam efluente de péssima qualidade. Isto pode ser atribuído, em parte, à falta de verbas para a operação e manutenção adequadas, porém frequentemente o problema se deve ao uso de critérios inadequados do projeto do sistema de lodo ativado. Como no Brasil a experiência com esses sistemas ainda é limitada, os critérios de projetos muitas vezes são adaptações daqueles desenvolvidos nas regiões de clima temperado, onde operam a maioria dos sistemas existentes (van Haandel & Marais, 1999).

No Brasil, os esforços desenvolvidos para a elucidação da microbiologia ambiental são incipientes quando comparados àqueles dos países desenvolvidos. Porém, existe grande interesse às linhas de pesquisa que contemplem a avaliação microbiológica de biorreatores aplicados ao tratamento de resíduos, não somente pela sua importância intrínseca, mas também devido ao melhor conhecimento da diversidade microbiana existente nos ecossistemas brasileiros (Ponezi *et al.*, 2000).

1.1.3. LODO ATIVADO CONVENCIONAL (FLUXO CONTÍNUO)

No sistema convencional de lodo ativado, para se economizar energia para a aeração, parte da matéria orgânica em suspensão, sedimentável, é retirada antes do tanque de aeração, através do decantador primário. Assim, os sistemas de lodos ativados convencionais têm como parte integrante o tratamento primário. No sistema convencional, a idade do lodo é usualmente da ordem de 4 a 10 dias, e o tempo de retenção hidráulica no reator, da ordem de 6 a 8 horas. Com esta idade do lodo, a biomassa retirada do sistema no lodo excedente requer ainda uma etapa de estabilização, por conter ainda elevado teor de matéria orgânica

armazenada nas suas células. Há ainda uma variante, similar conceitualmente aos lodos ativados convencionais, mas com uma maior carga de DBO por unidade de volume do reator. Esta variante, denominada aeração modificada ou lodos ativados de altíssima carga, possui as mesmas unidades do sistema convencional. No entanto, devido às maiores cargas aplicadas, os volumes das unidades são menores, implicando em economias do ponto de vista de custo de implantação, mas trazendo uma operação mais sensível (von Sperling, 1997).

1.1.4. MICRORGANISMOS NO PROCESSO DE LODO ATIVADO

Em sistemas de lodo ativado, embora o meio ambiente seja aquático, os organismos presentes não são necessariamente os mesmos de ambientes naturais de águas doces, isso porque o processo apresenta características específicas, como turbulência, por causa da aeração, e turbidez devido ao material em suspensão (Gray, 1990).

Apenas a microfauna é encontrada nesses processos, pois a turbulência não permite o desenvolvimento de organismos maiores e a turbidez do meio provoca a ausência de luz, evitando o desenvolvimento de algas. Na sua microbiota normalmente são encontrados vários tipos de bactérias, entre elas as filamentosas, formando a biomassa e, às vezes, fungos e leveduras. As bactérias são organismos sapróbicos consumidores primários que degradam a matéria orgânica do despejo, promovendo a sua estabilização. Um exame microscópico do lodo revela que este é formado por uma população heterogênea de microrganismos, os quais mudam continuamente em resposta a variação na composição do resíduo e condições do meio. Microrganismos presentes são bactérias, protozoários, fungos, algas e rotíferos. Destes, bactérias são possivelmente os mais importantes, sendo encontrados em todos os tipos de tratamento biológico, sendo as principais formadoras de flocos. Além destas, ocorrem as nitrificadoras (*Nitrobacter* e *Nitrosomonas*) e as filamentosas. As filamentosas são necessárias à formação de um bom floco, porém, quando em

quantidade excessiva, provocam o intumescimento, má decantação e lodo filamentoso. Assim, nos exames microscópicos para o acompanhamento do processo de lodo ativado é importante observar o desenvolvimento relativo das bactérias filamentosas e tomar providências para evitar sua proliferação, antes que se estabeleça um lodo intumescido, de difícil recuperação. Como representantes da microfauna, encontram-se protozoários e micrometazoários. A presença de microfauna é um importante indício de funcionamento do processo, e, como um observador experiente pode identificá-la com certa facilidade, é utilizada como indicador biológico. A identificação de bactérias é um processo em geral mais lento e oneroso em relação à dos protozoários, o que dificulta sua utilização como indicadores. Para serem utilizadas nas estações de tratamento, os métodos de análise devem ser simples (Vazoller *et al.*, 1989).

A determinação quantitativa e qualitativa da microfauna vem sendo há anos realizada no controle do processo de lodo ativado. Entretanto, ainda se encontra pouco desenvolvida como instrumento de diagnóstico, pois, na prática, aparecem problemas de amostragem, de contagem e de aproveitamento dos dados obtidos devido a complexidade das interações. A população de bactérias (decompositoras primárias) fixam um substrato complexo, geralmente variável em quantidade e qualidade. A partir destes microrganismos decompositores vive uma fauna de consumidores primários, também sujeitos à predação entre si (protozoários). As interações, tanto de competição quanto de predação, são muito diversificadas. O aspecto do lodo ao microscópio em geral pode ser descrito da seguinte forma: as bactérias se agregam formando flocos biológicos, que também congregam bactérias filamentosas. Na superfície destes flocos fixam-se os protozoários sésseis, ciliados pedunculares ou peritríquias. Há protozoários que vivem em estreita ligação com os flocos, alimentando-se destes e mantendo-se sempre em torno deles, sem estarem porém, fisicamente ligados a eles. Por último, existem os ciliados livres natantes, que se movem no espaço entre os flocos, os flagelados e as amebas, podendo estes dois últimos estarem preferencialmente tanto na superfície do floco quanto no espaço entre eles, dependendo da espécie. Os micrometazoários (rotíferos e pequenos vermes) também se locomovem, em geral, no espaço entre os flocos. A determinação precisa de todas as espécies

presentes é difícil de ser realizada num trabalho de controle. Assim, utilizam-se contagens simplificadas de microfauna, arranjadas em classes ou grandes grupos. A natureza da microfauna presente é característica da idade do lodo, que é o tempo médio de permanência do lodo no reator. É também característica da saprobiedade, a qualidade da água refletida pelas espécies que constituem a comunidade presente, de acordo com a matéria orgânica biodegradável, expressa em DBO (Demanda Bioquímica de Oxigênio), que representa o resultado analítico da quantidade de oxigênio necessário para oxidar biologicamente uma determinada quantidade de matéria orgânica ao longo de cinco dias de incubação a 20°C. Assim, uma determinada comunidade é indicadora do nível sapróbico de determinado meio (Vazoller *et al.*, 1989).

1.1.5. REQUISITOS DE NUTRIENTES

Os microrganismos responsáveis pela estabilização da matéria orgânica necessitam de nutrientes como carbono, fósforo e nitrogênio para suas atividades metabólicas, além de outros elementos em concentrações diminutas. Para que o sistema de tratamento remova a DBO ou, em outras palavras, o carbono orgânico, é necessário que este seja o nutriente limitante no meio, e os demais nutrientes estejam presentes em concentrações acima da mínima requerida pelos microrganismos. No esgoto doméstico tal condição é usualmente satisfeita, enquanto que em um certo despejo industrial pode haver falta de um determinado nutriente, fazendo com que a biomassa não se desenvolva como desejado. A quantidade de N e P requerida depende da composição da biomassa. Expressando-se a composição típica de uma célula bacteriana em termos das fórmulas empíricas $C_5H_7O_2N$ ou $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$ (Metcalf & Eddy, 1991), tem-se que a biomassa sintetizada no tratamento contém aproximadamente 12,3% de nitrogênio e 2,6% de fósforo. Segundo Eckenfelder (1989), citado por von Sperling (1997), o resíduo celular após a respiração endógena possui em torno de 7% de nitrogênio e 1% de fósforo. O nitrogênio, para que seja utilizado pelos

microrganismos, deve apresentar-se em uma forma assimilável pelos mesmos, como amônia e nitrato. O nitrogênio orgânico deve primeiro sofrer uma hidrólise para tornar-se disponível para a biomassa. Valores usualmente citados na literatura são de uma relação $DBO_5:N:P$ de 100:5:1, no entanto, deve-se ter em mente que tais valores se aplicam apenas a lodos ativados convencionais (von Sperling, 1997).

1.1.6. REPRESENTAÇÃO DOS SÓLIDOS MICROBIANOS (BIOMASSA)

O tratamento de águas, para fins gerais e, especificamente, o tratamento de águas residuárias tem por objetivo a retirada e/ou transformação seletiva de materiais estranhos à água, impurezas no estado gasoso (CO_2), outras no estado sólido (sílica) e outras no estado líquido (óleos). É interessante conhecer o total de matéria que não é água e para tanto o teste que procura medir este total é o teste de sólidos ou sólidos totais.

A unidade de massa das células microbianas é normalmente expressa em termos de *sólidos em suspensão* (SS), uma vez que a biomassa é constituída de sólidos que se encontram suspensos no reator. Entretanto, nem toda a massa de sólidos participa da conversão do substrato orgânico, havendo uma fração inorgânica que não desempenha funções em termos do tratamento biológico. Assim, a biomassa é frequentemente expressa em termos de *sólidos suspensos voláteis* (SSV). Estes representam a fração orgânica da biomassa, já que a matéria orgânica pode ser volatilizada, ou seja, convertida a gás por combustão, oxidação (von Sperling, 1997).

1.1.7. RELAÇÃO ALIMENTO/MICROORGANISMO

A relação A/M (alimento/microorganismo) ou F/M (food/microorganism rate) ou ainda carga de lodo é um conceito bastante utilizado por operadores de sistemas de lodo ativado e baseia-se no conceito de que a quantidade de alimento ou substrato disponível por unidade de massa dos microrganismos é relacionada com a eficiência do sistema. Assim, pode-se entender que quanto maior a carga de DBO fornecida a um valor unitário de biomassa (elevada relação F/M), menor será a eficiência na assimilação deste substrato mas, por outro lado, menor será também o volume requerido para o reator. Inversamente quanto menos DBO for fornecida às bactérias (baixa relação F/M), maior será a avidéz pelo alimento, implicando em maior eficiência na redução da DBO, conjuntamente com o requisito de maior volume para o reator. Na situação em que a quantidade de alimento é baixa, passa a prevalecer o mecanismo de respiração endógena. O objetivo do seu controle é o de se manter constante esta relação, de forma a garantir remoção uniforme de substrato. A relação F/M assume geralmente os seguintes valores: 0,3 a 0,8 KgDBO₅.KgSSV⁻¹.dia⁻¹, para lodo ativado convencional (von Sperling, 1997) e pode ser expressa por:

$$F/M = DQO \times Q_{alim} / SSTA \times V_u \quad (1.1)$$

Onde:

DQO = demanda química de oxigênio (mg.L⁻¹);

Q_{alim} = vazão de alimentação do sistema (dia⁻¹);

SSTA = concentração de sólidos em suspensão voláteis do tanque de aeração (mg.L⁻¹);

V_u = volume útil do tanque de aeração (L).

1.1.8. AERAÇÃO NOS SISTEMAS DE LODO ATIVADO

A aeração no sistema de lodo ativado é aplicada principalmente para efetuar a transferência de oxigênio atmosférico para o licor misto, onde é consumido para oxidação de material orgânico e, eventualmente, amônia. Ao mesmo tempo, a agitação provocada pela aeração deve provocar turbulência suficiente para manter o lodo ativado em suspensão (Haandel & Marais, 1999).

Para se manter um bom tratamento de resíduo pelo método de lodo ativado, a presença de oxigênio dissolvido no tanque de aeração é de fundamental importância. Uma vez conhecida a faixa de operação do processo em quantidade de oxigênio dissolvido, uma queda desta variável poderá trazer como consequência um efluente pobre e, por outro lado, excesso poderá acarretar excesso de nitrificação. Para bom funcionamento do processo de lodo ativado, a concentração de oxigênio dissolvido deve estar entre 1–3 mgOD.L⁻¹ no reator (Ramalho, 1983).

1.1.9. CONTROLE DE pH EM SISTEMAS DE LODO ATIVADO

O valor do pH não indica a quantidade de ácidos (isto é dado pelo teste de acidez) e nem de álcalis (isto é dado pelo teste de alcalinidade) dos resíduos. Indica sim, uma intensidade de acidez e de alcalinidade. Os organismos presentes no tratamento biológico de resíduos são exigentes em relação ao pH, pois normalmente são inibidos em pH superior a 9 e inferior a 6, ou seja, a faixa boa para crescimento de microrganismos no processo de lodo ativado é de 6,5 a 8,5. Baixos valores de pH provocam aparecimento de fungos, podendo também ocorrer desfloculação e crescimento de fungos filamentosos (Silva, 1977).

1.1.10. SEDIMENTAÇÃO EM PROCESSOS DE LODO ATIVADO

Quando se tem elevada concentração de sólidos, estes tendem a formar um manto que se sedimenta como uma massa única de partículas. Observa-se uma nítida interface de separação entre a fase sólida e a fase líquida, e o nível da interface se move para baixo como resultado da separação da manta de lodo. Para que a manta se mova para baixo, o líquido inferior tende a se mover para cima. Neste processo, a velocidade de sedimentação da interface é utilizada no dimensionamento dos decantadores. Em coluna de sedimentação totalmente homogênea com suspensão de elevada concentração de sólidos, forma-se, após reduzido intervalo de tempo e em condições de repouso, uma nítida interface. À medida em que a interface se move para baixo, o líquido sobrenadante torna-se clarificado, ao mesmo tempo em que se estabelece uma camada no fundo da coluna, de concentração mais elevada. Muitos problemas associados com o processo de lodo ativado envolvem pouca sedimentabilidade. Por essa razão, um método rápido de avaliar a sedimentabilidade é vital para assegurar boa separação do lodo no reator. O problema mais típico de sedimentação é o intumescimento filamentosos ("bulking"). Os lodos (flocos) não sedimentam ou apenas decantam muito lentamente e grande quantidade passa para o efluente, sendo perdida e causando a elevação da DBO. Dois índices podem ser usados para assegurar a qualidade da sedimentação do lodo: o índice de volume do lodo (IVL) e o índice de densidade de lodo (IDL), sendo o primeiro mais largamente utilizado. O IVL ou índice de Mohlman ou ainda índice de intumescimento é expresso como sendo o volume (em mL) ocupado por 1g de sedimento do sólido suspenso após 30 minutos de sedimentação. Um alto IVL indica sedimentabilidade pobre e em geral um lodo com IVL acima de 120 mL.g^{-1} tem propriedade ruim de sedimentação. Um lodo com boas características de sedimentação teria IVL abaixo de 80 mL.g^{-1} em torno de 50 mL.g^{-1} (Gray, 1990).

As formas mais apropriadas de se tratar lodos com problemas de intumescimento, dependendo do grau, são as seguintes:

- aumento da concentração de oxigênio no tanque de aeração, visto que bactérias filamentosas, responsáveis pelo intumescimento, desenvolvem-se melhor que as formadoras de flocos a níveis baixos de oxigênio dissolvido (0,1 a 0,5 mg.L⁻¹);
- corte no suprimento de oxigênio dissolvido por algumas horas, visto que as bactérias filamentosas resistem menos à ausência de oxigênio;
- redução na carga aplicada, visto que elevadas cargas favorecem o intumescimento;
- adição de cloro ao lodo de retorno (5 a 60 mg.L⁻¹).

1.2. REATORES “AIR-LIFT”

1.2.1 - 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 de carga poluidora até limites de lançamento com custos moderados. Deste modo, o aprimoramento destes tratamentos têm sido estudado, objetivando reduzir seus custos, principalmente com aeração, bem como reduzir a área dispendida na sua construção, que tem limitado sua aplicação principalmente nos grandes centros urbanos.

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 catalisadoras. Os sistemas biológicos aeróbicos usam essencialmente ar para fornecer o oxigênio dissolvido aos microrganismos e a reação ocorre em fase aquosa contendo gás dissolvido, o qual tem íntimo contato com as partículas sólidas. Esses processos de tratamento de efluentes são feitos em sua grande maioria em reatores convencionais (tanques agitados) e colunas de bolhas.

De acordo com estudos realizados por Blenke (1979), citado por Furigo (1986), o fermentador “air-lift” pertence à família dos “loop-reactors”, que são reatores bioquímicos, no qual uma direção definida de circulação é produzida. Este reator pode ser melhor explicado e definido, tendo-se como sua forma primária a coluna de bolhas, que está diretamente ligada a seu desenvolvimento histórico.

A literatura mais antiga trata da agitação de sistemas pela injeção de gás, como reportado por Furigo (1986): Quillen (1954) 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 Shiugeri & Lucke (1977) que estudaram o comportamento de biorreatores de coluna de bolhas utilizando leveduras como meio de cultura. Estes últimos autores mostraram que em 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⁻³ e o K_{la} aumentou de 2.10^{-4} m.s⁻¹ para $3,4.10^{-4}$ m.s⁻¹, além da não necessidade da utilização de bombas ou agitadores internos para misturar o líquido.

A produção de ácido itacônico (Okabe *et al.*, 1993), de *Sacharomyces cerevisiae* (Ghosh & Bhattacharyya, 1993; Shamlou *et al.*, 1994) e de bactérias lácticas (Trystam & Pigache, 1993), bem como o tratamento de águas residuárias com utilização de partículas imobilizadas (Heijnen *et al.*, 1992) têm sido estudados em reatores “air-lift”. Inúmeros estudos sobre as diferentes geometrias dos reatores “air-lift” (Gasner, 1974; Orazem & Erickson, 1979; Bello *et al.*, 1985; Siegel & Merchuck, 1987) foram realizados mostrando que a maior vantagem destes reatores é a maior transferência de oxigênio e alto coeficiente de retenção de bolhas (“gas Hold-up”).

De acordo com Chisti *et al.* (1986) e Royse (1987), citados por Tavares & Pradella (2000), o tipo mais comum de biorreator usado em fermentações aeróbicas, o tanque agitado e aerado, não é a melhor configuração para cultivo microbiano devido ao elevado cisalhamento provocado em células sensíveis, a

elevada energia mecânica requerida e portanto elevados gastos e dissipação de calor no meio, dificuldade de operação asséptica, necessidade de complexos selos mecânicos para prevenir contaminação do biorreator por espécies microbianas indesejáveis e elevado custo de confecção em relação a outros tipos de biorreatores.

Teoricamente, os biorreatores “air-lift” podem ser empregados para qualquer tipo de processo envolvendo sistemas gás-líquido ou gás-meio. Doran, 1991 (citado por Tavares & Pradella, 2000), em seu trabalho com células vegetais, concluiu que os biorreatores “air-lift” proporcionam as melhores condições de cultivo para baixa densidade celular em relação aos biorreatores convencionais mecanicamente agitados, devido ao baixo cisalhamento provocado às células e ao completo suprimento de oxigênio requerido pelas células vegetais.

1.2.2 – TRANSFERÊNCIA DE MASSA

A transferência de oxigênio a partir do ar é importante em muitos processos de tratamento de águas residuárias e também em processos industriais, principalmente aqueles que envolvem atividade biológica. A solubilidade do oxigênio é muito baixa, da ordem de 7 a 10 ppm em temperaturas e pressões ambientes, quando dispositivos convencionais são utilizados (Gonçalves, 1999).

1.2.2.1 - PRINCÍPIOS DA TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Quando um gás é transferido para um líquido através de uma interface que os separa, a resistência de transferência de massa em cada fase causa um gradiente de concentração como mostra a Figura 1.1 (Perry, 1986).

A concentração do material difundido nas duas adjacentes à interface geralmente são desiguais e relacionadas cada uma com a lei do equilíbrio de fases termodinâmico.

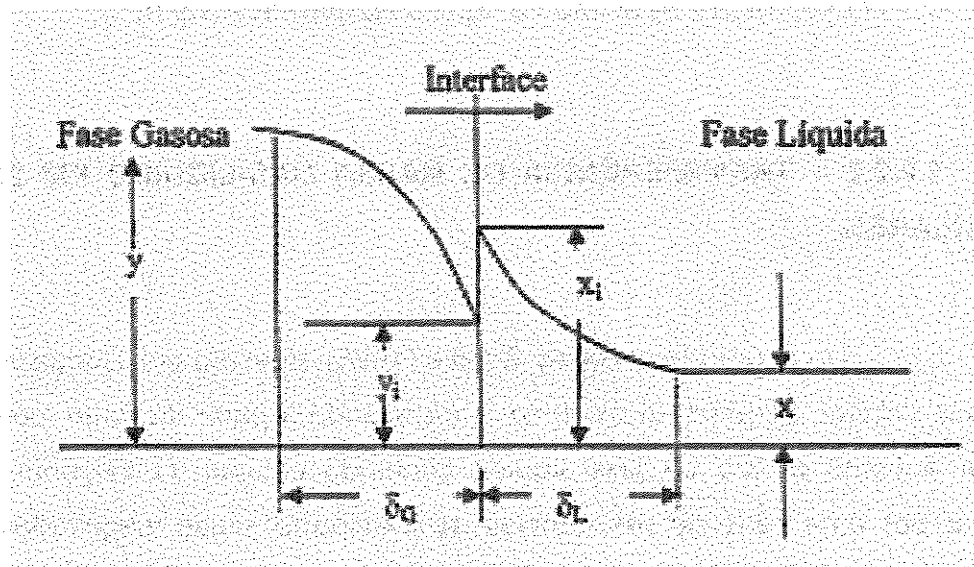


FIGURA 1.1: Gradiente das concentrações próximo à interface Gás-Líquido (Perry, 1986).

Para o sistema no qual as concentrações do soluto nas fases gasosa e líquida são diluídas, a taxa de transferência pode ser expressa pela equação que prediz que a taxa de transferência de massa é proporcional à diferença entre a concentração da solução e na interface gás-líquido. Portanto:

$$N_A = k_G (p - p_i) = k_L (c_i - c) \quad (1.2)$$

Onde:

N_A = densidade de fluxo molar ($\text{Kgmol.m}^{-2}\text{s}^{-1}$);

k_G = coeficiente de transferência de massa na face gasosa do sistema ($\text{Kgmol.m}^{-2}\text{s}^{-1}\text{atm}^{-1}$);

p = pressão (atm);

p_i = pressão de oxigênio na interface gás-líquido (atm);

k_L = coeficiente de transferência de massa na face líquida (m.s^{-1});

c = concentração do soluto na região líquida (Kg.m^{-3});

c_i = concentração de soluto no líquido na interface (Kg.m^{-3}).

1.2.2.2 – TRANSFERÊNCIA DE MASSA GÁS-LÍQUIDO EM SISTEMAS CELULARES

De acordo com Bailey & Ollis (1986), descrito por Gonçalves (1999), um gás solúvel, geralmente oxigênio, é transferido a partir da fonte, como bolhas de ar subindo dentro da fase líquida contendo células. O oxigênio necessita passar por uma série de resistências de transporte, cujas magnitudes relativas dependem da hidrodinâmica da bolha, temperatura, densidade e atividade celular, composição da solução, fenômeno interfacial e outros fatores.

As diferentes resistências descritas abaixo são mostradas na Figura 1.2, onde:

- 1-) Difusão a partir do volume de gás para a interface gás-líquido;
- 2-) Transposição da interface gás-líquido;
- 3-) Difusão de um soluto através de uma região líquida não misturada, adjacente a uma bolha dentro do volume líquido bem misturado;
- 4-) Transporte de um soluto através do líquido para a segunda região líquida não misturada em torno da célula;
- 5-) Transporte através da segunda região líquida não misturada, associada com as células;

- 6-) Transporte difusivo dentro do floco celular, micélio ou partícula;
- 7-) Transporte através do envoltório da célula e para o local de reação intramolecular.

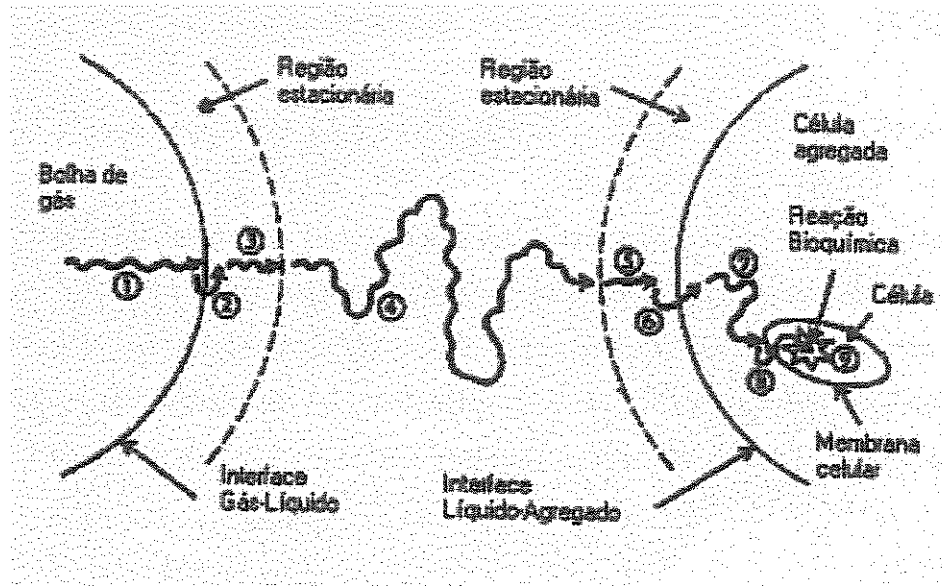


FIGURA 1.2: Resistências de transferência de oxigênio em sistemas celulares.

Quando o organismo tem a forma de células individuais, a sexta resistência desaparece. Células microbianas por si mesmas possuem algumas tendências em adsorver as interfaces. Desta forma, provavelmente as células juntam-se preferencialmente nas vizinhanças da interface gás-líquido e o oxigênio em difusão passa através de uma quantidade de líquido onde não há mistura, apenas uma região líquida. Nesta situação, a concentração de oxigênio dissolvido no líquido não é suficiente para suprir a respiração do microrganismo.

Em um estado estacionário, a taxa de transferência de oxigênio na interface gás-líquido é igual a taxa de transferência através do filme do lado líquido. Considerando c_g e c_l como as concentrações de oxigênio no gás e no líquido, respectivamente, pode-se escrever a taxa de transferência por meio das seguintes equações:

$$N_A = \text{kg mol O}_2/\text{m}^2.\text{s} = k_g(c_g - c_{gi}) \quad (\text{lado do gás}) \quad (1.3)$$

$$N_A = \text{kg mol O}_2/\text{m}^2.\text{s} = k_l(c_l - c_i) \quad (\text{lado do líquido}) \quad (1.4)$$

Uma vez que as concentrações interfaciais não são usualmente medidas de transferência de massa, frequentemente são usadas expressões de transferência de massa em termos do coeficiente de transferência de massa global k_{LA} e a diferença de concentração global $(c_i^* - c_l)$, onde c_i^* é a concentração da fase líquida em equilíbrio com a pressão parcial de oxigênio na fase gasosa.

$$H.e.c_i^* = c_g \quad (1.5)$$

Sendo:

$$H.e = H'/(RT) \text{ e } H' = P_a C_g \quad (1.6)$$

Onde:

P_a = pressão ambiente;

$H.e$ = número de Henry ($\text{m}^3.\text{atm.Kgmol}^{-1}$)

H' = constante de Henry

C_g = concentração de oxigênio no gás (kg.m^{-3})

C_l = concentração de oxigênio no líquido (kg.m^{-3})

Em termos destas quantidades globais, a taxa molar do soluto é dada por :

$$N = k_{LA} (c_i^* - c_l) \quad (1.7)$$

1.2.3 – CARACTERÍSTICAS HIDRODINÂMICAS E DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM DIFERENTES 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 reatores “air-lift” de cilindros concêntricos, resultando no desenvolvimento do reator de canal retangular 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, construiu-se um reator “air-lift” em escala piloto de 20 galões de capacidade, 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_{la}), utilizou solução de sulfito de sódio 0,1N e cobalto como catalisador, obtendo 0,39 mmol de $O_2 \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$ para velocidade superficial do ar no reator de 1 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 $O_2 \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$ 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 lbDBO.1000pé⁻³.dia⁻¹, que corresponde a K_{la} de 0,25 mmol de $O_2 \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$; os processos de estabilização por contato admitem carga máxima de 30 lbDBO.1000pé⁻³.dia⁻¹ e K_{la} de 0,6 mmol de $O_2 \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$ e para lagoas aeradas, carga de 50 lbDBO.1000pé⁻³.dia⁻¹ e K_{la} de 1,0 mmol de $O_2 \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$. 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 de 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 e ar, observaram que em velocidade superficial de gás (V_{sg}) variando de 720 a 1200 $\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$, não houve diferença significativa para os valores de K_{la} entre os dois tipos de reator. Para velocidades superiores, 1200 a 2728 $\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$, houve diferença significativa entre os dois reatores, sendo que o de dois estágios atingiu um K_{la} de 1500 h^{-1} . Para velocidade superficial de gás de 2262 $\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$, houve um aumento de 54% no K_{la} do reator de dois estágios, comparado com o de um estágio, para a mesma velocidade superficial do ar. Em velocidade de 2262 $\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$, observou-se um aumento de 40% entre o coeficiente de retenção de gás (“gas hold-up - E_g) para o reator de um e dois estágios. Isto pode ser devido a uma maior coalescência de bolhas no reator de um estágio causando aumento do tamanho das mesmas e assim um rápido escape para a fase de dispersão. Para V_{sg} de 2728 $\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$, obtiveram, em reator de dois estágios, o maior valor do “gas hold-up” (0,575), possivelmente devido ao maior “entranhamento” das bolhas no reator causado pela alta turbulência desenvolvida no mesmo.

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, foram utilizados quatro reatores “air-lift” de reciclo externo com razão Ad/Ar (área transversal do tubo de reciclo/área transversal do tubo de aeração) de 0,11 a 0,69 e três reatores “air-lift” tubos concêntricos com Ad/Ar de 0,13, 0,35 e 0,56. Os resultados foram comparados com o reator coluna de bolhas ($Ad/Ar=0$) para solução de NaCl 0,15 $\text{kmoL}\cdot\text{m}^{-3}$ 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 Ad/Ar aumentou de 0 a 0,69, isto é, o aumento da velocidade do gás no reator aumenta com o aumento da relação Ad/Ar. 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 Ad/Ar. Outros parâmetros considerados foram: tensão superficial, viscosidade do líquido e concentrações iônicas.

Bello *et al.* (1985) obtiveram a seguinte equação:

$$(Eg)_r = 0,16 (U_g/U_l)^{0,57} \cdot (1 + Ad/Ar) \quad (1.8)$$

Onde:

$(Eg)_r$ = “gas hold-up”;

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

(U_l) = 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 nos dois tipos de reatores 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).

Para reator de reciclo externo:

$$(Eg)_d = 0,79.(Eg)_r - 0,057 \quad (1.9)$$

Para reator de tubos concêntricos:

$$(Eg)_d = 0,89.(Eg)_r \quad (1.10)$$

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 $(P_g/VD)_T$, e com o aumento da velocidade superficial do gás decrescendo com o aumento de Ad/Ar . A este último fato, atribuiu-se:

- o efeito da variação da velocidade do líquido com a razão 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.

$$GR = [(QS + QD)/AR] \quad (1.11)$$

Onde:

GR = velocidade superficial do gás no tubo de aeração ($m.s^{-1}$);

QD = vazão do gás no tubo de reciclo ($m^3.s^{-1}$);

QS = vazão do gás no dispersor ($m^3.s^{-1}$);

AR = área do tubo de aeração (m^2).

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 este 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 inibição da coalescência de bolhas no tubo de aeração e/ou aumento da população de bolhas no tubo de reciclo, fatores esses que provocaram 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”;
- o aumento no volume do separador gás-líquido causa redução no coeficiente global de transferência de massa. Entretanto, isto é contrabalanceado pelo 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 dada 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 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, enquanto que nos reatores convencionais de processos fermentativos e tratamento de águas residuárias, o 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 uma 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.

Dados de literatura mostram que dependendo da geometria, das condições de operação, entre outros, pode ocorrer a coalescência de bolhas, que diminuiria o valor do K_{la} . Para minimizar este fato, deve-se aumentar a razão área do “downcomer” e área do “riser” aumentando-se assim a velocidade de circulação do líquido no reator. Alguns autores mostraram que reatores de coluna alta teriam altos K_{la} e diâmetros estreitos tem mostrado problemas de aumento da coalescência de bolhas, mudando o fluxo de borbulhante para filetes de bolhas (fluxo lento), o que acarretaria em aumento do diâmetro das bolhas e consequente diminuição do valor do K_{la} (Siegel & Merchuk, 1987).

Segundo Contreras *et al.* (1998), o “gas hold-up” (E_g) e a velocidade de circulação de líquido (U_l) são os parâmetros mais estudados em reatores “air-lift”, ênfase que atesta a sua importância. A diferença de E_g entre o “riser” e o “downcomer” em reatores “air-lift” determina a velocidade superficial do líquido (U_l) induzida, a qual influencia na velocidade das bolhas no “riser” e o próprio E_g . A U_l e E_g , juntos, afetam o comportamento da mistura, transferência de massa e calor, a taxa de ruptura de microrganismos e a habilidade do reator em manter os sólidos em suspensão. Esta relação entre o E_g do “riser” e “downcomer” é influenciada pela geometria e fatores operacionais, mas a natureza desta dependência não está totalmente clara.

Baseado no princípio da continuidade, o “hold-up” do “riser” e do “downcomer” em reator “air-lift” foram relatados por Contreras *et al.* (1998), observando-se que o fluxo de líquido no “riser” do reator “air-lift” pode ser expresso por:

$$Q_{Lr} = U_{lr} \cdot A_r \quad \text{e} \quad Q_{Ld} = U_{ld} \cdot A_d \quad (1.12)$$

Onde:

QLr = vazão de líquido no “riser” ($\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$);

QLd = vazão de líquido no “downcomer” ($\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$);

Uld = velocidade superficial do líquido no “downcomer” ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$);

Ulr = velocidade superficial do líquido no “riser” ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$);

Ar = área do “riser” (m^2);

Ad = área do “downcomer” (m^2);

VLr = velocidade linear do líquido no “riser” ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$);

VLd = velocidade linear do líquido no “downcomer” ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$).

Pelo fato de todo líquido existente no “downcomer” circular através do “riser”, tem-se:

$$QLr = QLd \quad (1.13)$$

Portanto:

$$Ulr \cdot Ar = Uld \cdot Ad \quad (1.14)$$

A equação 1.14 pode ser escrita em termos da velocidade linear do líquido em várias zonas:

$$VLr \cdot Ar(1 - Er) = VLd \cdot Ad(1 - Ed) \quad (1.15)$$

Então:

$$Ed = (VLr \cdot Ar / VLd \cdot Ad) \cdot Er - [(VLr \cdot Ar / VLd \cdot Ad) - 1] \quad (1.16)$$

Onde:

VLr = velocidade linear do líquido no “riser” ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$);

VLd = velocidade linear do líquido no “downcomer” ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$).

Ar e Ad = área do “riser” e área do “downcomer” (m^2);

Ed = coeficiente de retenção (“hold-up”) do tubo de reciclo (“downcomer”);

Er = coeficiente de retenção (“hold-up”) do tubo de aeração (“riser”).

Esta equação mostra uma relação explícita entre o coeficiente de retenção do “riser” e do “downcomer” e é de uso generalizado, podendo ser aplicada para qualquer tipo de reator “air-lift” independente da fase líquida ou gasosa utilizada.

A equação 1.16 pode ser simplificada e escrita como:

$$E_d = \alpha \cdot E_r - \beta \quad (1.17)$$

Onde:

$$\alpha = V_{Lr} \cdot A_r / V_{ld} \cdot A_d \quad (1.18)$$

$$\beta = \alpha - 1 \quad (1.19)$$

Em muitos casos, α e β não variam com a taxa de fluxo de gás; conseqüentemente, uma dependência linear é observada. O E_d é sempre menor que o E_r . O valor de α é unitário ou muito maior e β é sempre menor que zero. Expressões do tipo:

$$E_d = \alpha E_r \quad (1.20)$$

são teoricamente incorretas, mas são várias vezes reportadas na literatura.

Na análise de sistemas envolvendo transferência de *momentum* e massa, é frequente o aparecimento de variáveis hidrodinâmicas, como velocidades e “gas hold-up”, mas as variáveis geométricas e físicas do sistema determinam, em última análise, a eficiência do contato gás-líquido. O modelo desenvolvido por Furigo (1986) para o “hold-up” foi utilizado na medida experimental do próprio E_g e a partir de dados experimentais foi sugerida uma correlação para representá-lo, bem como um modelo matemático para representar o E_g na iminência da circulação do líquido, o qual seria útil no desenvolvimento do balanço de energia, necessário ao modelo da velocidade de ascensão do líquido.

Segundo Furigo (1986), o “gas hold-up” (E_g) de mistura gás-líquido pode ser definido como a fração volumétrica de gás na dispersão. Assim, se para um determinado volume (Vol) de dispersão gás-líquido e se Vol_g for o volume ocupado pela fase gasosa, o E_g pode ser definido por:

$$E_g = Vol_g / Vol \quad (1.21)$$

Esta grandeza deve ser determinada pois é imprescindível no cálculo da velocidade intersticial do gás e do líquido, necessárias para a modelagem do

sistema e consequentemente para a obtenção do coeficiente de transferência de massa.

Nos biorreatores com tubos concêntricos, alguns parâmetros geométricos, como a distância do tubo interno à base do reator e a distância do tubo interno ao nível de líquido, afetam a retenção gasosa, a circulação líquida e a transferência de massa. Extensos estudos sobre a hidrodinâmica dos biorreatores “air-lift” e a influência da geometria do sistema nos fluxos das diferentes fases envolvidas mostram a importância da geometria no aumento de escala destes biorreatores.

No trabalho realizado por Gouveia *et al.* (2000), investigou-se as influências das relações geométricas e das condições operacionais na hidrodinâmica e na transferência de oxigênio em biorreator “air-lift” de 0,006 m³ de volume útil, construído em vidro com tubos concêntricos ($Ad/Ar = 0,52$). Foram utilizados água como fase líquida e ar como fase gasosa em todos os ensaios. Foram estudadas as influências das distâncias da base do reator até o limite inferior do tubo interno (d_1) e do limite superior do tubo interno até o nível de líquido (d_2) sobre as variáveis retenção gasosa (E_g) e tempo de mistura (t_m), bem como a velocidade de circulação de líquido e a transferência de oxigênio. As variáveis tempo de mistura e retenção gasosa foram determinadas para diferentes valores de velocidade superficial de gás na região de ascensão, na faixa de 0,011 a 0,040 m.s⁻¹ (V_{sg}). As distâncias d_1 e d_2 foram variadas na faixa de 0,025 - 0,045 m e 0 - 0,04 m, respectivamente. A retenção gasosa foi determinada para a região de subida (E_{gs}) e para a região de descida (E_{gd}) pelo método manométrico, enquanto que a retenção global (E_{gt}) foi determinada pelo método de expansão de volume. As medidas geométricas do reator “air-lift” com tubos concêntricos encontram-se na Tabela 1.1.

Os tempos de mistura (t_m) e de circulação (t_c) e a velocidade do líquido (V_{ld}) foram determinados segundo método descrito por Margaritis & Sheppard, (1981), e o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (KI_a) foi determinado pelo método do sulfito modificado (Vilaça *et al.*, 2000).

TABELA 1.1: Características geométricas do biorreator “air-lift” de tubos concêntricos:

DIMENSÃO	SÍMBOLO	VALOR (m)
Diâmetro da região de subida	Ds	0,057
Diâmetro da região de descida	Dd	0,080
Distância do tubo interno à base do reator	D1	0,025; 0,035; 0,045
Distância do tubo interno ao nível do líquido	D2	0; 0,020; 0,040
Comprimento do tubo interno	Hd	0,37
Distância entre os dois pontos de aquisição de pressão	d	0,13
Comprimento do tubo externo	Hs	0,60

(Fonte: Gouveia *et al.*, 2000)

Foi observado que as retenções gasosas nas regiões de subida e descida aumentaram quando a distância do tubo interno à base do reator (d1) diminuiu, provavelmente devido à diminuição da velocidade do líquido, que ocorre quando d1 diminui. Também foi observado que as retenções gasosas na subida e descida diminuem quando a distância do tubo interno ao nível do líquido (d2) aumenta, provavelmente devido ao aumento da velocidade do líquido nesta situação. Observou-se que quanto maior a distância do tubo interno ao nível do líquido (d2), menor é o tempo de mistura (t_m) para uma mesma distância d1. Da mesma forma, à medida que d1 aumenta, o t_m também diminui para uma mesma d2. O KI_a apresentou maiores valores para d1=0,045 m e d2=0,040 m, que está diretamente

relacionado aos menores valores do t_m que causou altas velocidades de circulação líquida para essa geometria (Gouveia *et al.*, 2000).

Reatores “air-lift” são muito utilizados em indústrias químicas e em muitos casos eles são operados em pressões elevadas para alcançarem concentrações de gases suficientemente altas para as reações envolvidas. Baseado nestes aspectos, Letzel & Stankiewicz (1999), investigaram experimentalmente o efeito de pressões elevadas sobre o “gas hold-up”, o coeficiente de transferência de massa (Kl_a) e a velocidade de circulação de líquido em reator “air-lift” de reciclo externo. O reator foi construído com “riser” de 0,15 m de diâmetro e 1,22 m de altura, com aerador de 0,1 m de diâmetro com 200 anéis de 0,5 mm de diâmetro, colocado no fundo do reator. O reator foi colocado dentro de um compartimento fechado, para posterior pressurização. A fase líquida foi água desmineralizada e a fase gasosa foi nitrogênio ou ar pressurizado. O “hold-up” (E_g) foi determinado pelo método de diferença de pressão, através de sensor de pressão e o coeficiente de transferência de massa (Kl_a) por sonda de oxigênio, contando o reator para isto, com eletrôdo de oxigênio pressurizado. A velocidade do líquido não excedeu a $0,2 \text{ m.s}^{-1}$ para prevenir a interferência de bolhas nas amostras. A Figura 1.3 mostra o E_g no “riser” em diferentes pressões como função da velocidade do líquido no reator. Foi observado que os dados obtidos aproximaram-se daqueles obtidos em colunas de bolhas. Em ambos os casos, um claro efeito da pressão do sistema foi observado, sendo este efeito menos pronunciado no reator “air-lift” do que em reatores de coluna de bolhas, devido, provavelmente, ao fato de que no reator com reciclo, a velocidade de circulação do líquido aumenta com o aumento da pressão.

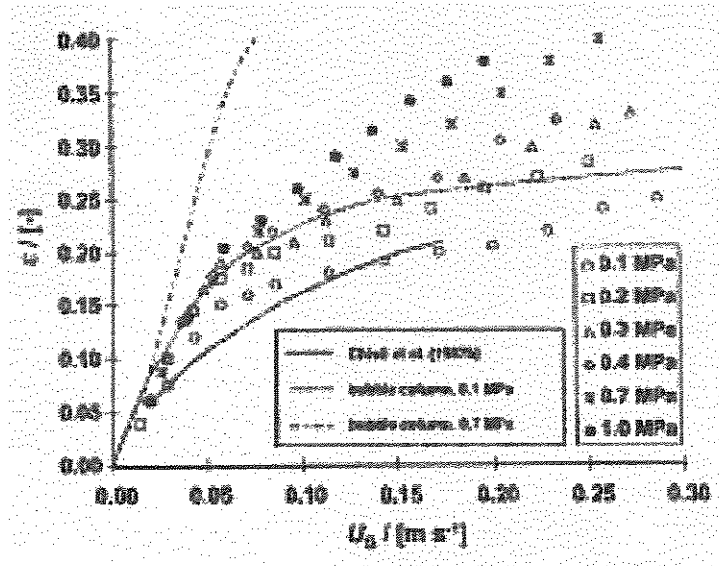


FIGURA 1.3: “Hold-up” do “riser” (ϵ) como função da velocidade de circulação do gás (U_g) em diferentes pressões. (Fonte: Letzel e Stankeiwicz, 1999)

Em relação ao coeficiente de transferência de oxigênio, a suposição de mistura perfeita, que é perfeitamente aceita no caso de coluna de bolhas, foi testada em relação ao reator “air-lift” e experimentos foram realizados para sua confirmação. Os resultados experimentais apresentados na Figura 1.4 confirmaram esta suposição.

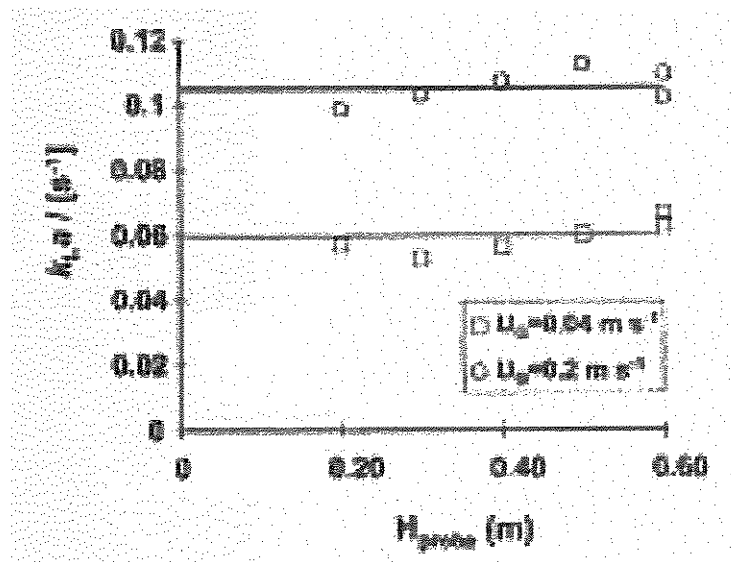


FIGURA 1.4: Medida dos valores de $K_L a$ em diferentes posições da sonda para medida de oxigênio dissolvido. (Fonte: Letzel e Stankeiwicz, 1999)

A Figura 1.5 mostra curvas de valores de $K_L a$ para pressões de 0,1, 0,2, 0,3 e 0,4 MPa. Observou-se um aumento significativo dos coeficientes de transferência de massa com a pressão do sistema, porém este aumento foi menos acentuado do que nos reatores sem reciclo, coluna de bolhas. De acordo com os dados obtidos, uma clara influência da pressão do sistema sobre o E_g e $K_L a$ foi encontrada. O aumento observado dos valores de E_g e $K_L a$ foram menores do que aqueles encontrados nos reatores sem reciclo (coluna de bolhas), devido ao fato de que no reator “air-lift” a velocidade de circulação aumenta com a pressão.

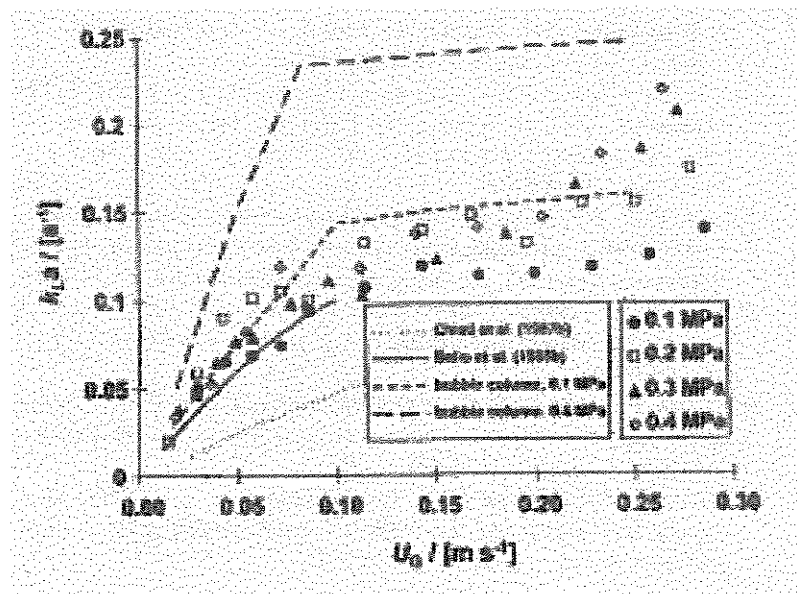


FIGURA 1.5: Coeficiente de transferência de massa como função da velocidade do gás para diferentes pressões no sistema. (Fonte: Letzel e Stankeiwicz, 1999)

1.2.4 – REATORES “AIR-LIFT” EM PROCESSOS FERMENTATIVOS

Shamlou *et al.*, 1994, propuseram um modelo matemático para o “gas hold-up” e a taxa de circulação de líquido em reatores “air-lift” de tubos concêntricos, baseado em 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.

Shamlou *et al.*, 1994, apresentaram um novo modelo matemático para o “gas hold-up” e circulação de líquido, 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, considerando o gás introduzido na forma de pequenas bolhas na base da 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 as bolhas tendem 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” pode ser feita a partir da equação (Shamlou *et al.*, 1994):

$$E_g = \frac{U_{sg}}{(C_o + 1)(U_{sl} + U_{sg}) + U_{BT}} \quad (1.24)$$

Esta equação requer o 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 ($m.s^{-1}$);

U_{sl} = velocidade superficial total do líquido no “riser” ($m.s^{-1}$);

U_{BT} = velocidade terminal das bolhas na origem ($m.s^{-1}$);

C_o = parâmetro de distribuição;

E_g = coeficiente de retenção de gás (“gas hold-up”).

Observou-se que o “gas hold-up” teve considerável aumento para velocidades de gás maiores que $0,2 m.s^{-1}$, o que foi 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, contudo, 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, provavelmente devido a uma mudança no regime do fluxo de borbulhamento homogêneo até fluxo turbulento agitado (Shamlou *et al.*, 1994).

Tentando melhorar o entendimento das interações entre os vários parâmetros que governam o fenômeno de transferência de oxigênio em reatores “air-lift”, Trystam 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 $120 m^3$ para produção do fermento e controlaram a concentração de lactose, pH, concentração de amônia, vazão de gás na entrada e saída do reator, CO_2 , “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 boa exatidão do modelo, com erro menor que $\pm 10\%$. Os resultados obtidos permitiram aumentar a produtividade em 15% e o rendimento (Kg fermento/Kg lactose) em 6% em plantas industriais.

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* utilizando um reator com tubo modificado (“draft tube” - Figura 1.6), para que o reator funcionasse como o de tubos concêntricos.

O reator consistia 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 a formação de grandes “pelletes” de micélio, melhorando a transferência de oxigênio. A amostragem foi realizada na parte inferior do reator e o seu corpo tinha vários pontos de medição de oxigênio dissolvido.

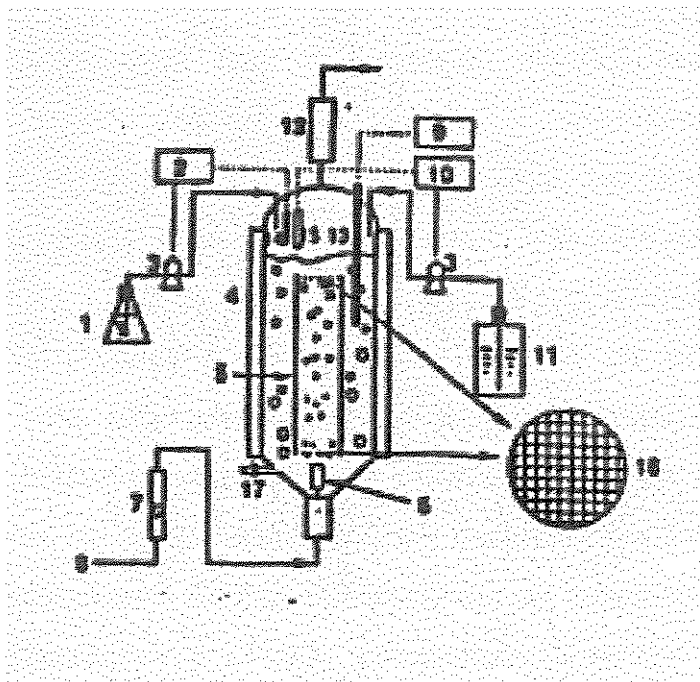


FIGURA 1.6 - Diagrama esquemático do reator "air-lift": 1- reservatório de anti-espumante; 2- Dosador de anti-espumante; 3- Bomba; 4- Camisa de água; 5- Tubo de aeração; 6- Difusor de ar; 7-Rotâmetro; 8- Compressor; 9- Medidor de oxigênio dissolvido; 10- Controle de nível; 11- Tanque de água esterilizada; 12- Condensador; 13- Sonda de oxigênio dissolvido; 14- Sensor de anti-espumante; 15- Sensor de nível; 16- Peneira de aço inoxidável; 17- Tomada de amostra. (Fonte: Okabe *et al.*, 1993).

Enquanto que 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 h^{-1} e as concentrações finais de ácido e glicose foram 55 e 22 g.L^{-1} , respectivamente. No reator "air-lift" obteve-se K_{La} de 2.430 h^{-1} para taxa de aeração de 2 vvm, o que permitiu obter concentração final de ácido de 63 g.L^{-1} , com rendimento de $0,53 \text{ g.g}^{-1}$, 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 sim

conjuntos de hifas pouco 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 principal diferença entre o reator “air-lift” convencional e o reator “air-lift” tubo convergente-divergente (ALR-TCD) idealizado por Ghost e Bhattachryya (1993), está na construção do tubo de aeração. No primeiro caso, o tubo de aeração era uniforme e, no modificado, tinha um tubo com seções convergentes-divergentes 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 0,175 h⁻¹ e para cada experimento determinaram a concentração celular e de glicose após o estado estacionário ter sido atingido. A Tabela 1.2 mostra os resultados obtidos.

TABELA 1.2 - Concentração de massa em diferentes taxas de diluição no reator “air-lift” tubo convergente-divergente.

S (g.L ⁻¹)	D (h ⁻¹)	1/D	X (g.L ⁻¹)	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 aumento de D , a concentração de células passou por um máximo, sendo que houve um aumento de X . A taxa ótima de diluição encontrada foi de $0,164 \text{ h}^{-1}$ com produção de massa celular máxima de $24,3 \text{ g.L}^{-1}$. Devido ao aumento gradativo de X com D , houve 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 saturação 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.

Heijnen *et al.* (1992) estudaram o efeito de pequenas partículas, com raio de $0,1 \text{ mm}$ 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 em pequenas partículas brutas ocorreu 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 ($10 \text{ KgDQO}.\text{m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$) combinada com baixa carga de lodo ($0,3 \text{ KgDQO}.\text{Kg}^{-1}\text{massa microbiana}.\text{dia}^{-1}$), obtendo boa eficiência de 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 redução da lavagem do biofilme devido ao cisalhamento que pode ter 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 $3,8 \text{ cm.s}^{-1}$, temperatura de 35°C , concentração do suporte de 125 g.L^{-1} e tempo de retenção hidráulica de 1 ou 2 horas. O efeito do tempo de retenção hidráulica 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 quantia de biomassa acumulada no reator dependeu das características do suporte e da taxa de separação entre o biofilme e o suporte (Heijnen *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 do líquido. Muitos reatores “air lift” industriais operam em condições nas quais a vazão de gás é suficiente para manter o fluxo de bolhas, sendo que estes reatores “air-lift” e coluna de bolhas são geralmente desenhados para operar neste regime de fluxo. Em altas vazões de gás, observa-se a 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 determinações de valores locais de K_{la} em cada região do reator foi apresentado. Usualmente impõe-

se o critério de que o reator “air-lift” comporta-se como um tanque agitado ideal, entretanto estes autores mostraram que a mistura no reator é diferente em cada região do mesmo, sendo pouco misturado perto do tubo de aeração e do tubo de reciclo e bem misturado no separador gás-líquido. Como consequência, o valor de 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 para funcionar como 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 m^3 e 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 a razão entre a altura do reator (H^*) e o diâmetro da coluna (D^*) (H^*/D^*). O ALFB foi muito mais atrativo que o reator tri-fásico convencional (TPR), devido à 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 ($4\text{-}10 \text{ KW.m}^{-3}$) 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. A variação do K_{la} foi estudada 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 do produto

aumenta, o valor do 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 valor do K_{la} passa por um ponto de máximo em valores crescentes de densidade das partículas para então cair para valores altos de densidade de sólidos (valor ótimo encontrado foi de 700 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 ar por oxigênio puro. 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 hold-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 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 do misturador, obtiveram os valores mais altos do “gas hold-up” e do coeficiente de transferência de oxigênio, aumentando significativamente a transferência do oxigênio em comparação à coluna aerada.

Stejskal e Potucek (1985) construíram um reator “air-lift” de tubos concêntricos que foi operado com água e solução de poliacrilamida. 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 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.

A produção de proteinase usando fungo filamentosso *Humicola lutea* 120-5 foi estudada sobre condições de fermentação contínua e em batelada em reator “air-lift” por Aleksieva & Peeva, 2000. Em comparação com reatores tipo tanque agitado, a performance do processo em ambas fermentações foi similar com respeito a utilização de substrato, biomassa e concentração de enzima. O reator “air-lift” foi construído de vidro com volume de 500 mL, com tubo concêntrico, taxa de aeração de 4 a 8 vvm para manter o oxigênio dissolvido na faixa de 30 a 40% da concentração de saturação. Uma significativa diferença foi obtida no comportamento do crescimento do *H. Lutea*, cultivado em reator “air-lift” e tanque agitado no sistema de batelada e contínuo. No caso do reator mecanicamente agitado, o fungo cresceu sob a forma de um emaranhado de hifas, devido a dificuldade técnica do cultivo. No reator “air-lift”, o crescimento se deu na forma de pequenos “pelletes”, o que previniu o sistema da formação do emaranhado de hifas, dificultando a produção da pectinase.

Cada vez mais microrganismos e células animais estão sendo usadas para obtenção de produtos como insulina, antibióticos e polímeros. Para tanto, a pesquisa sobre coluna de bolhas (CB) tem sido muito grande, apesar das mesmas apresentarem algumas desvantagens, como coalescência de bolhas, pequeno tempo de residência do gás e hidrodinâmica complexa. Um dos mais promissores reatores para superar algumas das desvantagens das CB e que alcançam altas taxas de transferência de oxigênio e baixo consumo de energia são os reatores “air-lift”. Como a solubilidade do oxigênio é baixa em soluções aquosas, a disponibilidade do mesmo pode tornar-se crítica para as células em um período de tempo relativamente curto, assim, a performance do sistema biológico pode ser aumentada pelo aumento da solubilidade do oxigênio. Neste sentido, a aplicação do campo magnético tem-se mostrado muito positiva. Para tanto, Raja *et al.* (1997), estudaram o efeito do campo magnético sobre a performance de fermentações em coluna de bolhas e reator “air-lift”. Duas colunas idênticas foram utilizadas, uma com aplicação do campo magnético e outra sem aplicação do campo, ambas com 700 mm de altura e 90 mm de diâmetro, que posteriormente foram transformadas em reator “air-lift” pela inserção de um tubo interno de 44 mm de diâmetro e 400 mm de altura. Foi estudada a biodegradação de fenol em

ambos os tipos de reatores, com campo magnético aplicado lateralmente nos mesmos, mostrando que a biodegradação foi muito mais rápida em reator “air-lift” que na coluna de bolhas, para as mesmas condições do processo e intensidade de campo magnético. O tempo para a degradação completa do fenol na coluna de bolhas foi de 480 min, enquanto que no reator “air-lift” foi de 425 min, o que pode ser devido ao maior tempo de contato permitido no reator “air-lift”.

Tavares & Pradella (2000) estudaram a performance do reator “air-lift” na produção de polihidroxibutirato (PHB), pela bactéria *Ralstonia eutropha* DSM 545, em termos de constantes de tempo de mistura, transferência e consumo de oxigênio. Os ensaios foram conduzidos em duas etapas: a primeira etapa (fermentação em batelada) foi responsável pelo crescimento bacteriano e, na segunda, limitou-se o fornecimento de nitrogênio pelo corte do fornecimento de amônia ao biorreator, adicionando-se apenas solução de açúcar e iniciando, dessa forma, a fase de acúmulo do PHB. Os cálculos das constantes de tempo foram baseados nos dados da fase de acúmulo, onde, em cada ensaio, uma vazão específica era aplicada ao biorreator e mantida constante até o final do mesmo. De acordo com os dados obtidos, foi possível verificar que para, velocidades superficiais de gás (V_s) inferiores a aproximadamente $0,11 \text{ m.s}^{-1}$, a constante de tempo de transferência de oxigênio é maior que a constante de tempo de consumo de oxigênio. Isso significa que a velocidade de consumo de oxigênio era maior que a velocidade de transferência de oxigênio e portanto o processo estava limitado em termos de oxigênio para acúmulo de produto. Para V_s maiores que $0,11 \text{ m.s}^{-1}$, o sistema não é limitado, entretanto, para V_s da ordem de $0,10 \text{ m/s}$ ocorreu acúmulo de PHB de forma tão eficiente quanto em V_s superiores, mostrando que em limitações brandas de oxigênio, houve acúmulo satisfatório de PHB. Quanto à mistura, foi observado que não houve limitação na faixa de vazão de ar estudada.

Os reatores mecanicamente agitados consistem de um tanque cilíndrico com relação altura/diâmetro variando de 1 e 3, munidos de um eixo e agitadores. Os tanques contêm normalmente chicanas para evitar a formação de “vortex”. Dependendo do microrganismo e das propriedades do meio, uma adequada combinação das dimensões do biorreator e vários tipos de agitadores são escolhidos, sendo o mais comum dos biorreatores utilizados em fermentações

aeróbias, o tanque agitado e aerado que, segundo Chisti *et al.* (1986) e Royse (1987), citado por Tavares *et al.* (2000), não é a melhor configuração para cultivo microbiano devido, principalmente, ao elevado cisalhamento provocado em células sensíveis e à necessidade de complexos selos mecânicos para prevenir contaminação do reator por espécies microbianas indesejáveis. Outro fator considerável é o elevado custo de confecção em relação a alguns outros tipos de reatores. Tavares *et al.* (2000) compararam a performance dos biorreatores “air-lift” com os agitados e aerados quanto ao acúmulo de polihidroxibutirato (PHB), pela bactéria *Ralstonia eutropha* DSM 545. Os ensaios foram conduzidos em duas etapas, sendo a primeira para produção de massa celular e a segunda sob limitação da fonte de nitrogênio e alimentação da fonte de carbono, através de uma solução concentrada de glicose e frutose, ambas na proporção de 189,9 g.L⁻¹ com vazão constante, para o acúmulo do biopolímero PHB. No caso do biorreator “air-lift”, uma vazão variável de ar foi utilizada para manter a concentração de oxigênio dissolvido na fase de crescimento, em torno de 20% da concentração de saturação e, na fase de acúmulo de PHB, uma taxa de aeração constante de 3,0 vvm. No biorreator agitado, a taxa de aeração foi mantida constante em 0,5 vvm, pois o controle do sistema foi programado para manter o valor de oxigênio em torno de 40% da concentração de saturação, através da variação da agitação do mesmo. O biorreator “air-lift” tinha 15 L de volume total. A produtividade global (gPHB.L⁻¹.h⁻¹) nos biorreatores foi de 1,05 e 0,75 para reator agitado e aerado e reator “air-lift”, respectivamente. É interessante observar que, no biorreator “air-lift”, o valor do oxigênio dissolvido em relação a saturação (pO₂) permaneceu em zero, enquanto que no biorreator agitado este valor se manteve em 40% da saturação. Mesmo estando com baixo aporte de oxigênio dissolvido (pO₂=0,0), o biorreator “air-lift” conseguiu atingir produtividade bem próxima ao biorreator agitado e aerado. Provavelmente, a baixa quantidade de oxigênio estimulou o acúmulo de PHB, mesmo quando a velocidade específica de respiração permaneceu elevada, pois ainda existia uma quantidade mínima de oxigênio para que o microrganismo respirasse. Em termos de K_{la}, seus valores permaneceram constantes em ambos os reatores na fase de acúmulo de PHB.

Para caracterizar hidrodinamicamente um reator “air-lift” de circulação externa, Pedrini *et al.* (2000) determinaram a velocidade de circulação do líquido e o “gas hold-up” para uma faixa de velocidade de gás entre 0 e 0,015 m.s⁻¹. As correlações encontradas na literatura para o “gas hold-up” (Eg), embora representem bem esta variável para faixa de vazão maior que a utilizada neste estudo, não concordaram com os resultados experimentais obtidos. A velocidade de circulação de líquido mostrou ser influenciada pela diferença do Eg entre o “riser” e o “downcomer”, pelo Eg no “riser” e pela altura do biorreator. O biorreator “air-lift” foi testado com fermentações em batelada utilizando *Sacharomyces cerevisae* em meio de cultura contendo glicose como substrato. Os resultados para a velocidade específica de crescimento na fase exponencial em duas repetições foram de 0,23 h⁻¹ e 0,19 h⁻¹, resultados muito próximos aos obtidos para a mesma levedura em reator agitado clássico, de 0,22 h⁻¹, em estudos realizados por Oliveira (1995), citado por Pedrini *et al.*, 2000.

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 1050 mgDQO.L⁻¹ e lodo de esgoto sanitário previamente aclimatado, o qual permaneceu no reator pelos diversos ciclos do processo. A concentração de sólidos suspensos na mistura líquida foi mantida em aproximadamente 2.500 mg.L⁻¹, o que permitiu obter uma redução de DQO de 99,6%, média final de sólidos suspensos no efluente de 4,9 mg.L⁻¹ e índice volumétrico de lodo (IVL) de 67,2 mL.g⁻¹. Os resultados indicaram que cargas orgânicas altas podem ser tratadas com tempo de aeração reduzido e número de ciclos diários aumentados.

CAPÍTULO 02

LODO ATIVADO

2.1 - INTRODUÇÃO

O processo de tratamento de águas residuárias por lodo ativado é, no momento, o processo mais frequentemente utilizado devido ao seu baixo custo, facilidade de operação e versatilidade, podendo tratar esgotos domésticos e industriais. É a forma mais comum de tratamento disponível que, no entanto, requer alto grau de controle operacional e manutenção para que se obtenha máxima eficiência como resultado. Trata-se de um processo fermentativo aeróbico contínuo com reciclo de biomassa, que se constitui em um inóculo permanente e aclimatado. Desde sua concepção no final do século XIX e seu subsequente desenvolvimento em larga escala por Arden e Lockett na Inglaterra em 1913, esse tipo de processo vem sofrendo aperfeiçoamentos.

A grande preocupação da maioria dos pesquisadores é aliar custos reduzidos e alta eficiência no tratamento de águas residuárias, já que a questão de preservação ambiental nunca esteve tão evidente. Assim, técnicas alternativas de tratamento devem ser desenvolvidas.

O objetivo deste capítulo é descrever a aclimação e manutenção do lodo ativado em reator de bancada, testando várias composições em diferentes concentrações de água residuária, bem como selecionar as melhores para utilização em experimentos no reator “air-lift”. Estes resultados foram utilizados nos capítulos subsequentes.

2.2 – METODOLOGIA E ESTRATÉGIA EXPERIMENTAL

2.2.1 - MATERIAIS

2.2.1.1 - ADAPTAÇÃO DO LODO ATIVADO

Através da utilização da semente de lodo “Polyseed” (HACH), promoveu-se a adaptação e manutenção do lodo. Esta semente de lodo foi diluída em 500 mL de água destilada e mantida sob constante aeração por 24 horas. Para aclimação do lodo em substrato sintético, este lodo foi colocado em Erlenmeyer de 6 litros, com pedras porosas no fundo para promover a aeração.

Diariamente, este lodo era alimentado com substrato sintético em proporções variáveis (diluição 1:20, 1:15, 1:10, 1:7,5, 1:5, respectivamente Fase 1, 2, 3, 4 e 5) conforme Tabela 2.1.

TABELA 2.1 - Composição do substrato sintético para aclimação de lodo:

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

Após a fase 5 ou quinto dia, o lodo foi alimentado apenas com substrato sintético, inicialmente diluído 1/5. O lodo assim aclimatado foi mantido até a conclusão dos experimentos.

2.2.1.2 - MANUTENÇÃO DO LODO ACLIMATADO

O lodo aclimatado, composto por população mista de bactérias, protozoários e rotíferos, foi mantido em Erlenmeyer de 6 litros com pedras porosas no fundo para promover aeração. Diariamente 1 litro do volume era retirado e igual volume de água residuária sintética inicialmente diluída 1/5 era adicionado ao Erlenmeyer. Quando necessário, parte do volume era retirado sem prévia sedimentação dos sólidos suspensos, de forma a manter a concentração dos mesmos aproximadamente constante, que foi monitorada através do índice volumétrico de lodo (IVL).

2.2.1.3 - ÁGUA RESIDUÁRIA

Para a manutenção do lodo e realização de experimentos em reator “air-lift”, várias composições de água residuária sintética foram testadas, bem como água residuária industrial proveniente do Abatedouro de Aves Pena Branca (Jaguariúna, SP), objetivando a obtenção de melhores resultados. As várias composições e concentrações de alguns componentes testados são mostradas, em ordem cronológica, a seguir.

TABELA 2.2 - Composição média de água residuária industrial - Abatedouro de Aves Pena Branca, Jaguariúna, SP (1).

Parâmetros	Concentração (mg.L ⁻¹)
DQO	1774±190
N inorgânico	8,6±2,5
N orgânico	85,4±6,5
NTK	94,0±4,7
Fósforo	3,7±2,3
Óleos e graxas	266±120
Alcalinidade total	944±120
Cloretos	152±8
Sólidos totais	2133±620
Sólidos suspensos	882±60
Sólidos dissolvidos	1251±600

Temperatura=23,7±1,1; pH=6,93±0,12

Fonte: Moreira, 2001

TABELA 2.3 – Composição de água residuária sintética (2).

Componente	Concentração (g.L ⁻¹)
Lactose	9,2
Glicose	9,2
Caseína hidrolisada	1,67
Uréia	4,32
Na ₂ HPO ₄ .7H ₂ O	3,77
KH ₂ PO ₄	2,00
MgSO ₄ .7H ₂ O	0,50
FeSO ₄ .6H ₂ O	0,29

TABELA 2.4 - Composição de água residuária sintética (3).

Componente	Concentração (g.L ⁻¹)
Glicose	1,2
Extrato de Levedura	9,2
KH ₂ PO ₄	1,3
NH ₄ Cl	0,45
MgSO ₄ .7H ₂ O	0,125
MnSO ₄	0,005
CaCl ₂	0,005
FeSO ₄ .7H ₂ O	0,005

TABELA 2.5 - Composição de água residuária sintética (4).

Componente	Concentração (g.L ⁻¹)
Extrato de carne	10
Extrato de Levedura	5
Peptona	10
Glicose	20
Tween 80	1
Citrato de sódio	2
Acetato de amônio	2
Acetato de sódio	3
Na ₂ HPO ₄	2
MgSO ₄ .7H ₂ O	0,10
MnSO ₄	0,05

TABELA 2.6 - Composição de água residuária sintética (5).

Componente	Concentração (g.L ⁻¹)
Lactose	5
Glicose	5
Uréia	5
Caseína hidrolisada	1
Na ₂ HPO ₄ .7H ₂ O	2,3
K ₂ HPO ₄	1,8
(NH ₄) ₂ HPO ₄	0,2
MgSO ₄ .7H ₂ O	0,4
MnSO ₄ .7H ₂ O	0,05
FeSO ₄ .6H ₂ O	0,05

TABELA 2.7 - Composição de água residuária sintética (6).

Componente	Concentração (g.L ⁻¹)
Lactose	9
Glicose	9
Uréia	4,32
Caseína hidrolisada	1,67
Na ₂ HPO ₄ .7H ₂ O	5
K ₂ HPO ₄	1,8
(NH ₄) ₂ HPO ₄	0,2
MgSO ₄ .7H ₂ O	0,5
MnSO ₄ .7H ₂ O	0,05
FeSO ₄ .6H ₂ O	0,05

Diariamente, 10 mL de solução de cloreto de cálcio (2,5g/500mL) eram adicionados ao lodo do Erlenmeyer, bem como 3 mL de solução de micronutrientes (diluição 1:20.000) com composição mostrada na Tabela 2.8.

TABELA 2.8. - Composição da solução de micronutrientes.

Componente	Concentração (g.L ⁻¹)
MnSO ₄ .H ₂ O	16,66
ZnSO ₄ .7H ₂ O	4,00
CoSO ₄ .7H ₂ O	5,60
CuSO ₄ .5H ₂ O	5,00

2.2.2 – MÉTODOS ANALÍTICOS

2.2.2.1 - DETERMINAÇÃO DO ÍNDICE VOLUMÉTRICO DE LODO

O índice volumétrico do lodo (IVL) foi determinado e controlado no Erlenmeyer contendo o lodo aclimatado, bem como no reator “air-lift”, durante a realização dos experimentos, a fim de se controlar o crescimento e características de sedimentação do lodo. O IVL foi determinado pela sedimentação de 1000 mL de suspensão de lodo da suspensão do reator, em proveta de 1000 mL por 30 minutos. Anotou-se então o volume de lodo sedimentado, lido em mL. A concentração da biomassa (quantificada como SSV) 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).

$$IVL = V/SSV.1000 \quad (mL.g^{-1}) \quad (2.1)$$

Onde:

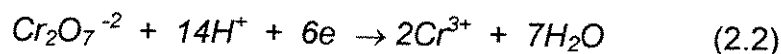
V = volume do lodo sedimentado (mL);

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

2.2.2.2 - DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO (DQO) DO SUBSTRATO SINTÉTICO

Para determinação de DQO, utilizou-se o método colorimétrico. O método baseia-se na reação da amostra com quantidade conhecida de dicromato de potássio na presença de ácido sulfúrico, por 2 horas a 150°C em bloco digestor. O material orgânico da amostra é oxidado e, como resultado, o dicromato amarelo reage gerando Cr^{+3} de cor verde. Sulfato de prata em meio ácido é o catalisador (APHA, 1985).

A reação envolvida no processo segue abaixo:



A DQO foi determinada pela absorbância (620nm) da amostra digerida sendo expressa em mgDQO.L^{-1} .

2.2.2.3 - CONCENTRAÇÃO DA BIOMASSA (SSV)

Para obtenção da biomassa, 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 a vácuo e seco a 60°C até peso

constante. A massa de lodo das amostras foi determinada por gravimetria e expressa em mgSSV.L^{-1} .

2.2.2.4 - DETERMINAÇÃO DE OXIGÊNIO DISSOLVIDO

O oxigênio dissolvido foi determinado pelo uso de eletrodo de oxigênio dissolvido Modelo 810 da Orion, expresso em $\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$.

2.2.2.5 - DETERMINAÇÃO DE pH

A determinação do pH foi feita com potenciômetro digital.

2.2.2.6 - DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO DO LODO

A velocidade de sedimentação foi determinada em proveta de vidro de 1000 mL. Para tanto, seguiu-se a seguinte metodologia:

- homogeneizou-se a suspensão através da mistura em toda a proveta;
- interrompeu-se a mistura permitindo-se a sedimentação;
- mediu-se a altura da interface em diferentes intervalos de tempo;
- parou-se a medição após a sedimentação completa da mistura;
- plotou-se em gráfico: altura da interface x tempo ;
- determinou-se a velocidade de sedimentação da interface através da inclinação do trecho retilíneo da curva.

2.3 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

Vários testes foram feitos com lodo aclimatado em Erlenmeyer pela utilização de água residuária com composições e concentrações variadas, conforme descrito no item 2.2.1.3. Foram realizados testes com composições variadas de água de maceração de milho, extrato de levedura e melaço, porém não foram obtidos resultados satisfatórios de adaptação.

Em relação às diferentes composições testadas, melhores resultados foram alcançados utilizando as formulações 2, 5 e 6, sendo que as formulações 5 e 6 mostraram-se mais eficientes, sendo portanto utilizadas na maior parte dos experimentos.

2.3.1 - CARACTERÍSTICAS DO LODO

2.3.1.1 - ACLIMATAÇÃO E CARACTERÍSTICAS DE SEDIMENTAÇÃO DO LODO

Foram testadas seis diferentes composições de água residuária para aclimação e manutenção do lodo em Erlenmeyer, sendo as composições de número 1, 2, 5 e 6 utilizadas em experimentos do reator “air-lift” de tubos concêntricos.

De modo geral, após aclimatado, o lodo apresentou cor parda e o exame ao microscópio (realizado rotineiramente) mostrou população mista de bactérias isoladas, filamentosas, flocos, protozoários, rotíferos (Figuras 2.1, 2.2, 2.3, 2.4, 2.5 e 2.6), sendo que as melhores condições de adaptação e manutenção do lodo ativado foram obtidas com a utilização das águas residuárias número 05 e 06. Assim, estas composições foram utilizadas em maior número de experimentos em reator “air-lift”.

Problemas ocorridos:

Em virtude dos problemas ocorridos em relação a composição do lodo, que por várias vezes sofria alterações da concentração de microrganismos (biomassa) no meio, dificultando a recuperação e utilização do lodo em experimentos no reator “air-lift”, medidas foram tomadas para a solução destes problemas:

- variação da concentração de substrato;
- diminuição do pH pela utilização de solução de ácido cítrico (mg.L^{-1});
- acréscimo de solução de cloreto de cálcio ($2,5\text{g}/500\text{mL}$);
- acréscimo de solução de micronutrientes (Tabela 2.8 - item 2.2.1.3).

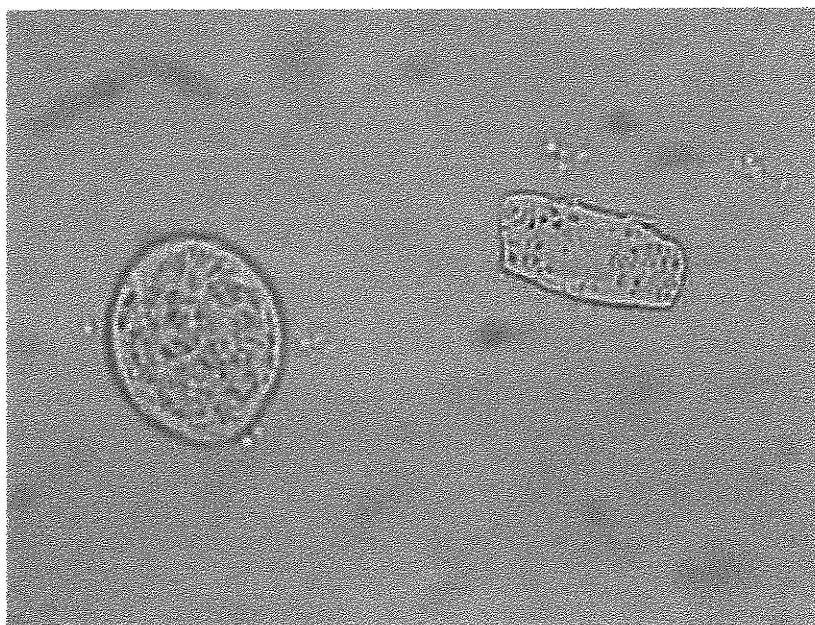


FIGURA 2.1: Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº 02) com boas características, onde se observa um protozoário.

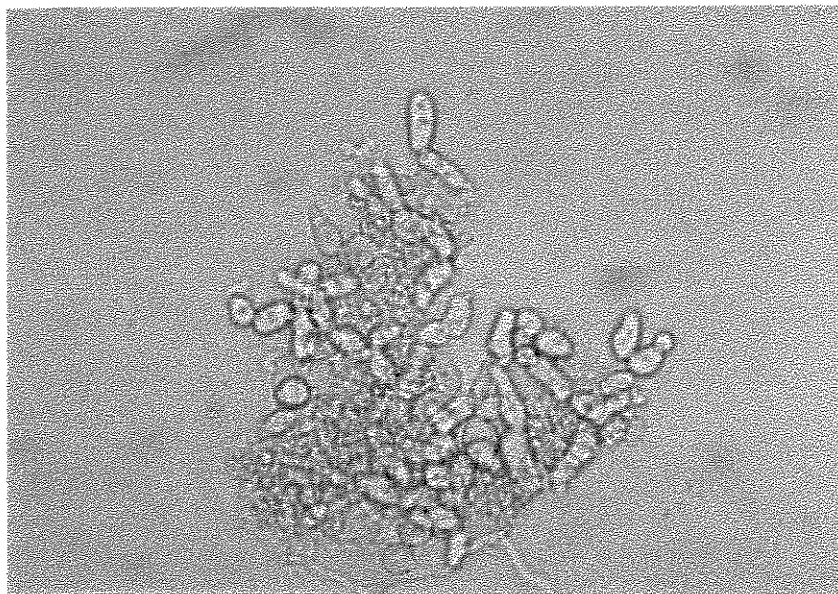


FIGURA 2.2: Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº 02) com boas características, onde se observa uma colônia de ciliados pedunculados.

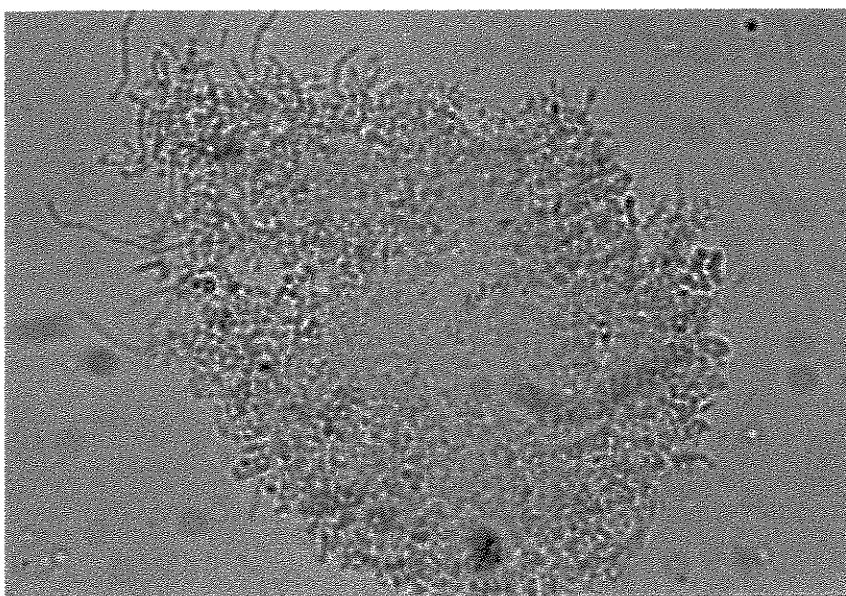


FIGURA 2.3: Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº02) com boas características, onde se observa grande população de bactérias.

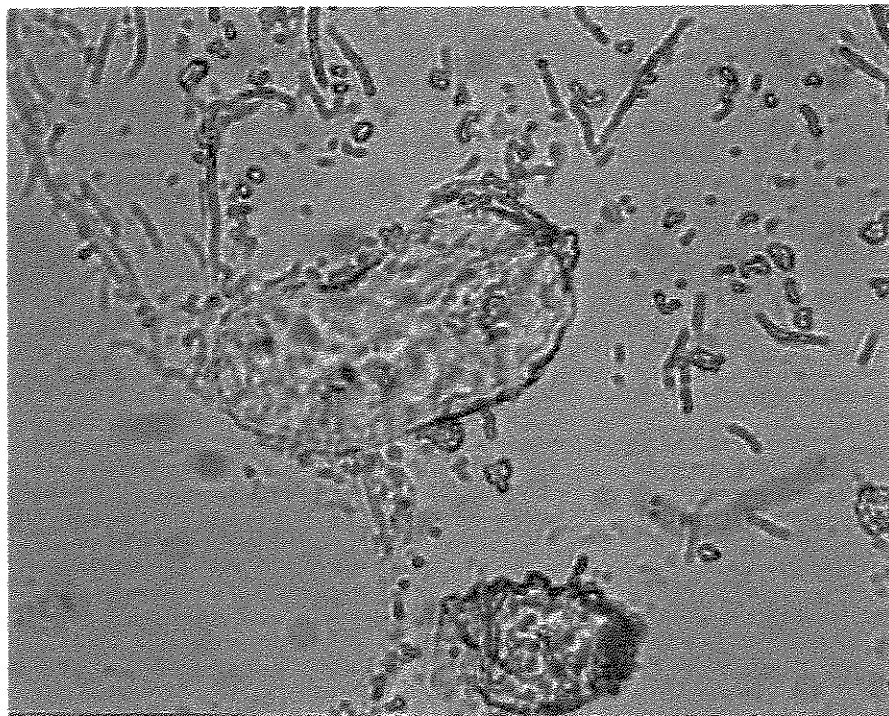


FIGURA 2.4: Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº 05) com boas características, onde se observa um protozoário ao centro do campo.

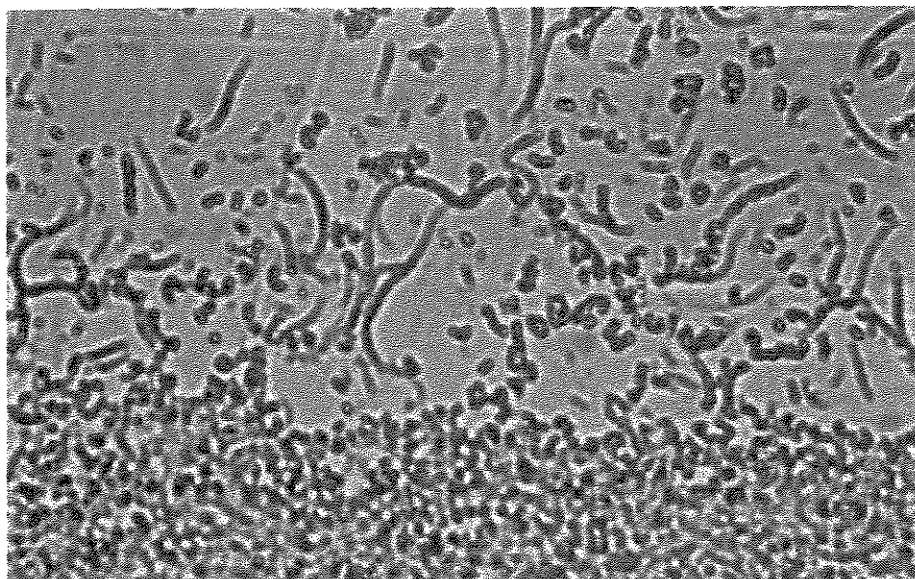


FIGURA 2.5: Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº 05) com boas características, onde se observa grande população de bactérias.

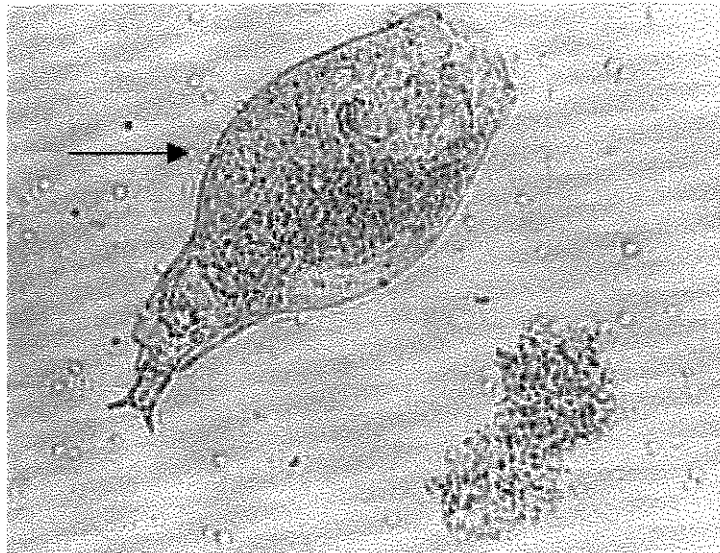


FIGURA 2.6: Lodo aclimatado com utilização de água residuária sintética (nº 06) com boas características, onde se observa um rotífero (*Epiphanes senta*) ao centro do campo.

A Figura 2.7 mostra um exemplo de gráfico de sedimentação do lodo aclimatado e cultivado em Erlenmeyer de 6 L, pela utilização da água residuária sintética nº 05, em proveta de 1000 mL, cuja velocidade de sedimentação (v) foi de $0,48\text{cm.min}^{-1}$.

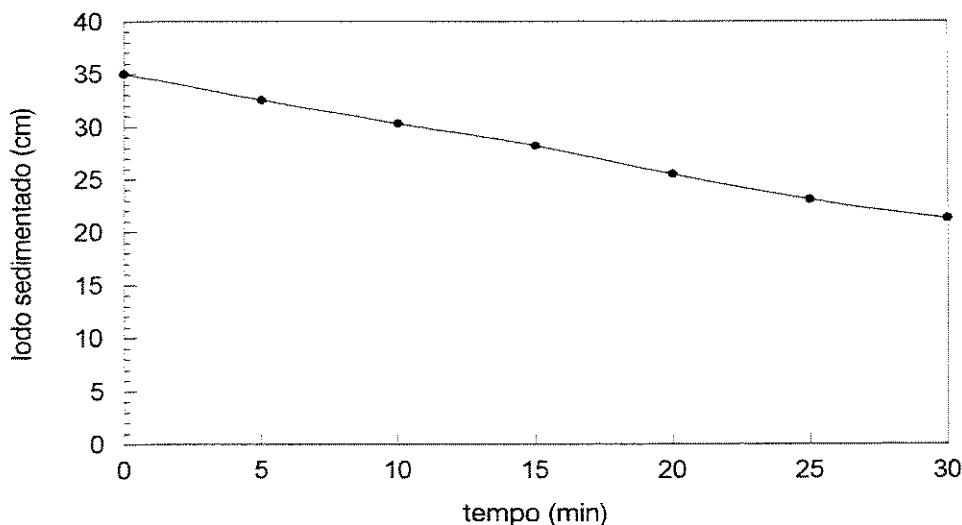


FIGURA 2.7 - Curva de sedimentação de lodo ativado.

2.3.2 - RELAÇÃO F/M

A relação F/M, conforme descrita no item 1.1.7, é uma medida de controle operacional dos sistemas de lodo ativado e portanto foi controlada no Erlenmeyer utilizado para a manutenção do lodo aclimatado, variando de 0,20 a 0,40 dia⁻¹, de acordo com a concentração de substrato utilizada para a manutenção do lodo, bem como dos descartes de biomassa promovidos pelo monitoramento do IVL.

2.3.3 - MONITORAMENTO DE pH

O pH do lodo ativado variou de 6,4 a 8,4 observando-se que maiores valores de pH foram encontrados quando o lodo encontrava-se filamentoso ou quando ocorreram quedas abruptas da biomassa, sendo então controlado pelo acréscimo de solução de ácido cítrico (mg.L⁻¹).

2.3.4 - REQUISITOS DE NUTRIENTES

A composição da água residuária sintética para alimentação e manutenção do lodo ativado foi testada variando-se, principalmente, as concentrações de carbono, fósforo e nitrogênio, comprovadamente os nutrientes mais limitantes na composição das águas residuárias para a elaboração e manutenção da biomassa. Foram testadas seis composições diferentes de água residuária (item 2.2.3), sendo as composições nº 05 e 06 utilizadas em maior número de experimentos no reator “air-lift” de tubos concêntricos.

Objetivando aumento da concentração de biomassa celular no lodo mantido em Erlenmeyer de 6 L, bem como a concentração inicial da biomassa nos experimentos em reator “air-lift”, aumentou-se gradativamente a concentração da água residuária sintética utilizada para sua manutenção, variando-a de 950 a 3500 mgDQO.L⁻¹ e 1100 a 8648 mgDQO.L⁻¹, respectivamente água residuária sintética nº 05 e 06, mantendo-se constante a vazão de alimentação em 1000 mL.dia⁻¹.

Foi monitorado o intervalo de tempo de alimentação do lodo, observando-se variações de pH, IVL, concentração de DQO e biomassa no lodo. Os testes foram realizados da seguinte forma: a cada 10 dias alterava-se o intervalo de alimentação da água residuária sintética (nº 05 e 06), monitorando-se diariamente os parâmetros acima citados, mantendo-se constante a concentração de DQO da água residuária utilizada na alimentação. Os intervalos de tempo testados foram: 24, 12 e 8 horas.

A Tabela 2.9 mostra a divisão do número de dias empregados na realização do experimento e do intervalo de tempo utilizado na alimentação da água residuária sintética para manutenção do lodo em Erlenmeyer.

TABELA 2.9: Divisão do intervalo de tempo (horas) de alimentação do lodo no Erlenmeyer.

Nº dias	Intervalo tempo (horas)
1 – 10	24
11 – 20	12
21 – 30	8

Foi observado que os resultados mais elevados de concentração de biomassa ocorreram em intervalos de tempo de 12 horas de alimentação. A partir desta observação, passou-se a promover a alimentação do lodo do Erlenmeyer a cada 12 horas, até a conclusão dos experimentos.

2.3.5 - CONCENTRAÇÃO DE OXIGÊNIO DISSOLVIDO

A concentração de oxigênio dissolvido da suspensão no Erlenmeyer utilizado para a manutenção do lodo variou de 1,2 a 3,7 mgOD.L⁻¹, estando portanto, dentro do padrão recomendado em literatura, que é de 1 a 3 mgOD.L⁻¹ (Ramalho, 1983).

2.3.6 – RESULTADOS GERAIS

A Tabela 2.10 apresenta resultado geral das características do lodo aclimatado e mantido em Erlenmeyer de 6 litros, pela utilização de diferentes concentrações e composições de água residuária (composições nº 1, 2, 5 e 6).

TABELA 2.10: Características do lodo aclimatado em água residuária
(composições nº 1, 2, 5 e 6), DQO da alimentação e pH da
suspensão de lodo:

Composição	DQO (mg.L ⁻¹)	SSV (mg.L ⁻¹)	PH	OD (mg.L ⁻¹)	F/M (dia ⁻¹)	IVL (mL.g ⁻¹)
Nº 01	1500-2000	1000-3000	6,3-8,5	1,8-3,1	0,2-0,4	150-600
Nº 02	4000-6000	760-1360	6,5-7,8	1,5-3,0	1,1-1,31	30-160
Nº 05	950-3800	1500-3070	6,5-8,5	1,5-3,0	0,125-0,25	30-100
Nº 06	1175-8684	984-5700	6,5-8,4	1,2-3,7	0,30-0,40	34-120

2.4 – CONSIDERAÇÕES PARCIAIS

1-) De modo geral, o lodo foi aclimatado e mantido com bons resultados em Erlenmeyer de 6 litros pela utilização de água residuária sintética.

2-) Dentre as composições de água residuária sintética utilizadas para aclimação e manutenção do lodo, as formulações número 05 e 06 foram as que apresentaram melhores resultados, sendo portanto utilizadas em maior número de experimentos no reator “air-lift” de tubos concêntricos.

3-) O aumento gradual da concentração da água residuária sintética utilizada para manutenção do lodo provocou aumento da concentração da biomassa, com exceção da concentração de 1900 mgDQO.L⁻¹, fato este que pode ser observado pelas Tabelas 2.11 e 2.12, respectivamente, águas residuárias nº 05 e 06.

TABELA 2.11: Relação entre a concentração da água residuária sintética e biomassa em Erlenmeyer utilizado para manutenção do lodo (composição nº 05):

Concentração do substrato – *DQO (mg.L ⁻¹)	Concentração da biomassa – *SSV (mg.L ⁻¹)
950	1500
1900	1470
2500	2750
3800	3070

* - Valores médios.

TABELA 2.12: Relação entre a concentração da água residuária sintética e biomassa em Erlenmeyer utilizado para manutenção do lodo (composição nº 06):

Concentração do substrato – *DQO (mg.L ⁻¹)	Concentração da biomassa – *SSV (mg.L ⁻¹)
1175	984
2350	1570
5210	2235
8684	5700

* - Valores médios.

CAPÍTULO 03

REATOR “AIR-LIFT” DE TUBOS CONCÊNTRICOS OPERADO A PRESSÃO AMBIENTE

3.1 – INTRODUÇÃO

Os métodos convencionais de tratamento de águas residuárias de coluna de bolha, nos quais o ar é aspergido, é agora melhorado com a utilização de reatores “air-lift”. O desenvolvimento significativo dos processos biotecnológicos nos últimos anos tem levado à necessidade de inúmeras modificações das colunas de bolhas. Uma das formas mais importantes das classes de colunas de bolhas são os reatores “air-lift” que têm sido investigados para uma grande variedade de processos químicos e biológicos (Masry e Abasaeed, 1998).

Quando são usados em processos biológicos, têm a vantagem, em relação a reatores convencionais, de contarem com altos coeficientes de transferência de oxigênio e da sua geometria oferecer inúmeros benefícios, incluindo construção e operação simples, baixa potência requerida por não conterem partes móveis e circulação direcionada do fluido (Wang Bang *et al.*, 1998).

Nestes reatores, o movimento do fluido é devido à diferença de densidade da seção de fluxo ascendente (“riser”) e a seção de fluxo descendente (“downcomer”), cuja 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, e 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. A auto-produção de circulação de líquido nos reatores “air-lift” tem mostrado ser vantajosa como, por exemplo, no aumento da transferência de calor comparado à coluna de bolhas (Siegel *et al.*, 1994; Raja *et al.*, 1997).

A baixa solubilidade do oxigênio em água e os baixos coeficientes de transferência em caldos de cultura fazem dos reatores “air-lift” um ótimo recurso a ser utilizado em processos de tratamento de águas residuárias, pois se a transferência de oxigênio é mais alta neste tipo de reator, a concentração de lodo pode ser maior que as utilizadas em processos convencionais de tratamento, e, assim sendo, o tempo de tratamento é menor ou o volume do reator pode ser diminuído, tornando o processo mais eficiente e com menor custo.

Este capítulo teve como objetivo mostrar a determinação dos parâmetros cinéticos como taxa específica de consumo de substrato (q), taxa específica de crescimento (μ), constante de velocidade de redução de DQO (K), coeficiente de morte celular (K_d), rendimento celular (Y) e eficiência de redução de DQO (η) em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente. Os resultados obtidos foram comparados com dados de literatura.

3.2 – METODOLOGIA E ESTRATÉGIA EXPERIMENTAL

3.2.1 – MATERIAIS

3.2.1.1 – ÁGUA RESIDUÁRIA E BIOMASSA

Através da utilização da semente de lodo “Polyseed” (HACH), promoveu-se a adaptação e manutenção do lodo conforme itens 2.2.1 e 2.2.2.

Para a realização de experimentos em reator “air-lift” de tubos concêntricos, operado a pressão ambiente, foram utilizadas quatro diferentes composições de água residuária, denominadas nº 1, 2, 5 e 6, conforme descritas no item 2.2.1.3.

3.2.1.2 – REATOR “AIR-LIFT” DE TUBOS CONCÊNTRICOS OPERADO A PRESSÃO AMBIENTE

O reator “air-lift” de tubos concêntricos utilizado para o processo de tratamento de água residuária por lodo ativado foi construído em aço-inox, encamisado, primeiramente com volume útil de 2050 mL, contando com dois tubos verticais concêntricos: 40 mm e 50 mm de diâmetro e 1200 mm e 1500 mm de altura, respectivamente tubos de aeração e reciclo, bem como sedimentador com saída de líquido.

A aeração foi promovida por um dispersor de ar instalado na extremidade inferior do reator e o fluxo de ar foi controlado por rotâmetro, bem como a alimentação de água residuária, também feita pelo “caps” inferior com auxílio de bomba peristáltica. O reator foi fechado no topo e na base, sendo que na parte superior contava com uma saída de gases e um manômetro para posterior controle da pressão, bem como um separador de bolhas e tubo de equalização de pressão. O reator ainda contava com uma saída lateral para tomada de amostras. (Figura 3.1 – foto do reator “air-lift” de tubos concêntricos).

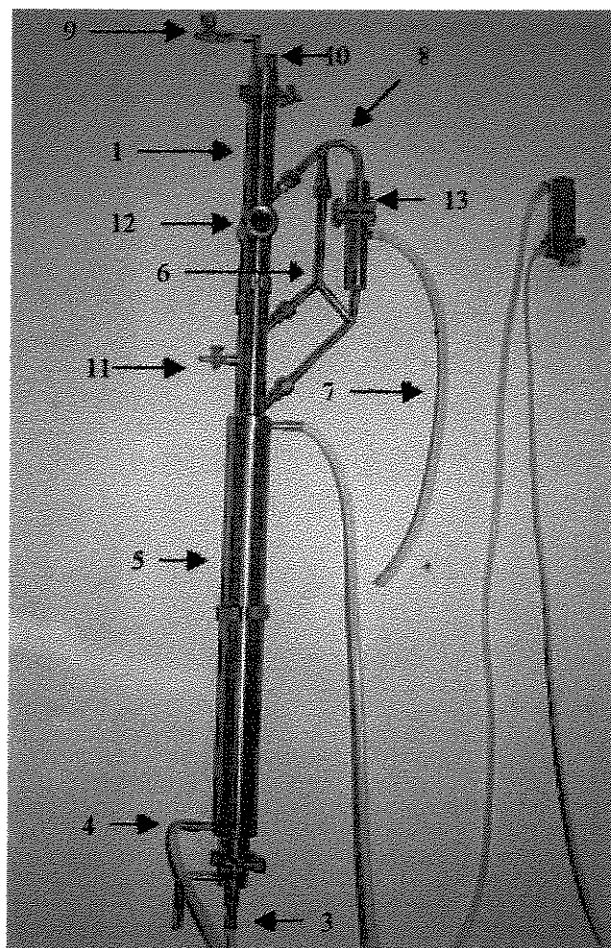


FIGURA 3.1: Foto do reator “air-lift” de tubos concêntricos: 1- corpo do reator; 2- tubo de aeração; 3- difusor de ar; 4- alimentação; 5- camisa para controle de temperatura; 6- separador de bolhas; 7- saída de líquidos; 8- tubo de equalização; 9- saída de gases; 10- acoplamento para manômetro; 11- tomada de amostras; 12- visor; 13- sedimentador.

3.2.1.3 – MODIFICAÇÕES DA GEOMETRIA DO REATOR “AIR-LIFT”

O reator “air-lift” contou com algumas modificações em sua geometria a fim de melhorar a performance hidrodinâmica do mesmo no tratamento da água

residuária sintética por lodo ativado. As modificações são apresentadas segundo ordem cronológica e denominadas, respectivamente, fases 1, 2, 3, 4 e 5.

3.2.1.3.1 - Fase 1

- ♦ retirada do tubo de equalização de pressão e separador de bolhas;
- ♦ adaptação de um sedimentador acoplado ao corpo do reator com saída lateral de líquido;
- ♦ corte de 10cm no tubo de aeração, para uma melhor movimentação do líquido no reator;
- ♦ modificação da altura do dispersor de ar, sendo este colocado diretamente no tubo de aeração, para evitar acúmulo de lodo no “caps” inferior.

3.2.1.3.2 - Fase 2

- ♦ modificação do volume e ângulo de inclinação do sedimentador;
- ♦ volume do reator: $V = 2500 \text{ mL}$;
- ♦ colocação de uma “esponja” na entrada do sedimentador, para evitar turbulência do líquido no sedimentador.

3.2.1.3.3 - Fase 3

- ♦ mudança da linha de reciclo do lodo sedimentado ao corpo do reator para evitar estagnação do lodo na curva (ou cotovelo) junto ao corpo do reator, de forma a facilitar o reciclo do mesmo.

O reator assim modificado é mostrado na Figura 3.2.

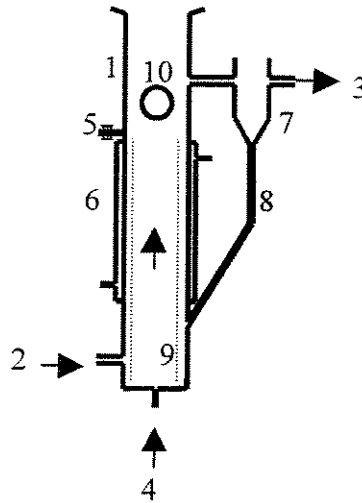


FIGURA 3.2 - Esquema do reator “air-lift” de tubos concêntricos: 1—corpo do reator (“downcomer”); 2—alimentação de substrato sintético; 3—saída de líquido; 4—entrada de ar; 5—tomada de amostra; 6—camisa de refrigeração; 7—sedimentador; 8—linha de reciclo; 9—tubo de aeração (“riser”); 10—visor.

3.2.1.3.4 - Fase 4

- ♦ colocação de uma mini bomba centrífuga, que foi adaptada entre o sedimentador e o reator, de forma que o retorno de lodo fosse feito de forma forçada. Esta mini-bomba operou de forma intermitente sendo 30 segundos ligada e 15 minutos desligada;

- ♦ adaptação de uma válvula solenóide para controle do nível de líquido no reator.

A Figura 3.3 mostra as modificações realizadas nesta fase.

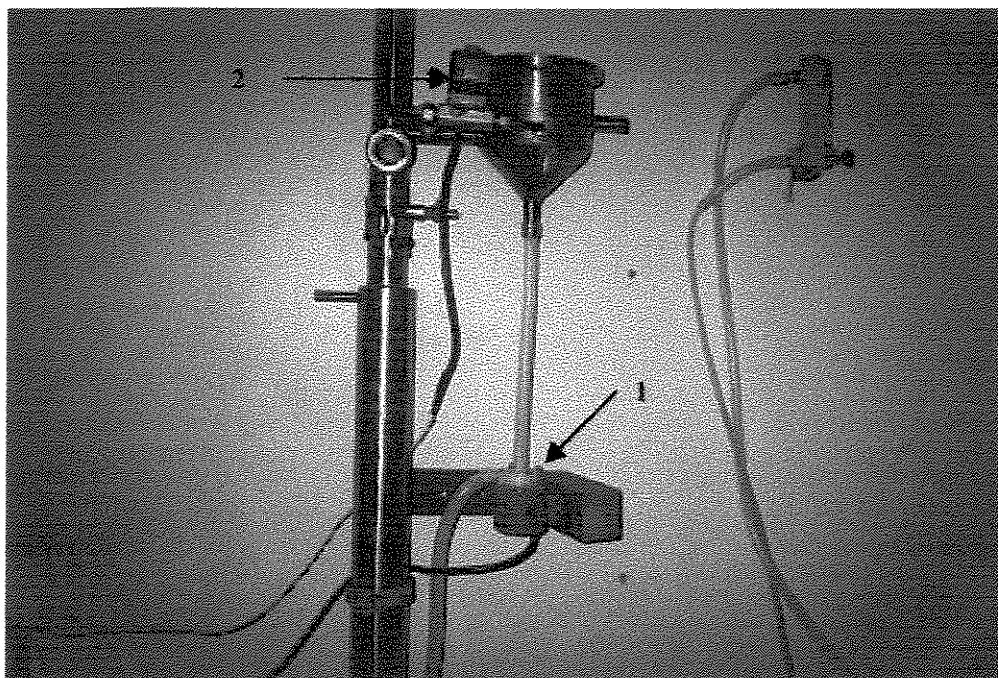


FIGURA 3.3 – Mini bomba centrífuga (1) e válvula solenóide (2) acopladas ao corpo do reator “air-lift” de tubos concêntricos.

3.2.1.3.5 - Fase 5

♦ colocação de um segundo sedimentador, acoplado à saída do primeiro sedimentador, de mesmo volume que o anterior com linha de reciclo de lodo conectada à linha de reciclo de lodo do primeiro sedimentador. Este segundo sedimentador teria o papel de proporcionar maior área de sedimentação para o lodo e assim diminuir a perda de biomassa na saída do reator.

O esquema do reator assim modificado é mostrado à seguir, na Figura 3.4.

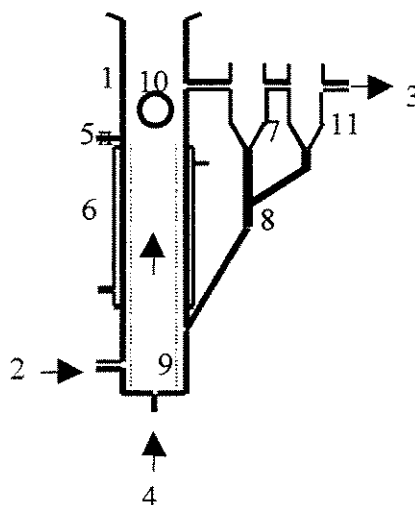


FIGURA 3.4 - Esquema do reator “air-lift” de tubos concêntricos: 1—corpo do reator (“downcomer”); 2—alimentação de substrato sintético; 3—saída de líquido; 4—entrada de ar; 5—tomada de amostra; 6—camisa de refrigeração; 7—1º sedimentador; 8—linha de reciclo; 9—tubo de aeração (“riser”); 10—visor; 11—2º sedimentador.

3.2.2 – MÉTODOS

3.2.2.1 – OPERAÇÃO DO REATOR “AIR-LIFT”

O reator “air-lift” foi operado de forma contínua até que fosse atingido o “estado estacionário”, ou seja, um estado de equilíbrio dinâmico com oscilações dentro de faixas aceitáveis.

A aeração foi promovida por injeção de ar através de um mini-compressor na extremidade inferior do reator através de pedra porosa, bem como a alimentação, que foi feita com auxílio de bomba peristáltica e um temporizador. As vazões de ar, controladas por rotâmetro, variaram para cada fase dos experimentos de 200 a 1400 mL.min⁻¹ e as de alimentação de 180 a 850 mL.h⁻¹.

Para cada experimento, foram coletadas amostras do reator a intervalos regulares de tempo, sendo que o tempo total de operação do reator variou, a cada

experimento, de acordo com a vazão de alimentação utilizada, tomando-se o cuidado de manter-se uma margem de segurança maior que três vezes o tempo de residência, para assegurar que o estado estacionário hidráulico fosse atingido.

3.2.2.2 – DETERMINAÇÃO DOS PARÂMETROS CINÉTICOS

Os parâmetros cinéticos determinados foram: taxa específica de consumo de substrato (q), taxa específica de crescimento (μ), constante de velocidade de redução da demanda química de oxigênio (K), coeficiente de morte celular (K_d), rendimento de biomassa (Y).

3.2.2.2.1- Determinação da constante de velocidade de redução de DQO (K)

Para a determinação da constante de velocidade de redução de DQO, foi utilizada a equação do balanço de massa para o substrato (Ramalho, 1983), considerando que a remoção do substrato segue cinética de primeira ordem. Assim:

$$(S_0 - S)/(th) = K.S \quad (3.1)$$

Onde:

$th = V/Q_0$ é o tempo de retenção hidráulica (h);

S_0 = concentração de DQO da alimentação (mgDQO.L^{-1});

S = concentração de DQO do efluente (mgDQO.L^{-1});

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

Dividindo ambos os membros da equação (3.1) pela concentração de lodo, tem-se:

$$q = (S_0 - S)/(X.th) = k.S \quad (3.2)$$

Onde:

q = taxa específica de consumo de substrato (h^{-1});

$k = K/X$, constante específica de redução de substrato ($L.mgSSV^{-1}.h^{-1}$).

Desta forma, a constante k será determinada pela inclinação da curva de q contra S_e .

3.2.2.2- Determinação do coeficiente de morte (k_d) e rendimento celular (Y)

Para a determinação do rendimento de lodo e coeficiente de morte utilizou-se o balanço para sólidos suspensos voláteis.

$$\Delta X_v = Y(S_o - S)Q_o - k_d.X.V \quad (3.3)$$

Dividindo a equação (3.3) por XV , após rearranjo, tem-se :

$$\Delta X_v/X.V = Y(S_o - S)/X.th - k_d \quad (3.4)$$

Ou:

$$\mu = Y.q - k_d \quad (3.5)$$

Onde:

- ΔX_v = produção líquida de biomassa no reator ($g.dia^{-1}$)
- $\Delta X_v/X.V = \mu$, taxa específica de crescimento celular (h^{-1})
- k_d = coeficiente de decaimento ou morte celular (h^{-1}).

Graficando-se μ contra q , determina-se Y da tangente a curva e k_d da interseção da curva com o eixo das ordenadas.

3.2.2.3 – MÉTODOS ANALÍTICOS

Os métodos analíticos utilizados foram descritos no item 2.2.2 e seguem os procedimentos do APHA (1985), com exceção do oxigênio dissolvido (item 2.2.2.4), sendo os mesmos: Demanda Química de Oxigênio (DQO), Concentração de Biomassa (SSV), pH e Índice Volumétrico de Lodo (IVL).

3.2.2.3.1 – DETERMINAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE REDUÇÃO DE DQO (η)

A eficiência de redução de DQO foi determinada tomando-se os valores da concentração inicial (S_o) e final (S_e) da água residuária, sendo os valores de S_e tomados quando considerou-se “estado estacionário” atingido. A eficiência do tratamento (η) foi avaliada em termos de percentagem de redução de DQO, calculada pela fórmula:

$$\eta = [(S_o - S_e)/S_o].100 \quad (3.6)$$

3.3 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

3.3.1 – ENSAIOS EM REATOR “AIR-LIFT” DE TUBOS CONCÊNTRICOS OPERADO A PRESSÃO AMBIENTE

Os resultados estão aqui apresentados, segundo ordem cronológica de acordo com as modificações feitas na geometria do reator e denominadas, respectivamente, Fase 1, 2, 3, 4 e 5, bem como pela utilização de diferentes concentrações e composições da água residuária utilizada na alimentação do reator (item 2.2.1.3).

O erro experimental para as análises de DQO (mgDQO.L^{-1}) e biomassa celular (mgSSV.L^{-1}) das Fases 1, 2, 3 e 4 variou de 0,0098% a 6,08% para a DQO e 0,0294% a 1,96% para a biomassa, sendo que apenas duas amostras apresentaram erro ao redor de 10%.

Foram feitos vários ensaios no reator “air-lift” de tubos concêntricos, operado de forma contínua a pressão ambiente, onde variou-se a vazão de ar (Q), vazão de alimentação (F) ou tempo de retenção hidráulica (t_h), concentração da água residuária sintética (DQO inicial – S_0), mantendo-se constante o volume de líquido no reator. Os valores de S_e foram tomados quando considerou-se “estado estacionário” atingido, porém, em alguns experimentos ocorreram problemas hidrodinâmicos, como entupimento da linha de reciclo de lodo do sedimentador ao reator, o que causou alterações na microflora que compunha o lodo e morte de microrganismos, impedindo o prosseguimento dos experimentos e, conseqüentemente, que fosse atingido um estado de equilíbrio dinâmico (estado estacionário). A eficiência do tratamento (η) foi avaliada em termos de percentagem de redução de DQO.

3.3.2 - FASE 01

3.3.2.1 – Eficiência do processo

Após algumas modificações da geometria do reator, experimentos foram feitos utilizando água residuária de composição nº 01 (item 2.2.1.3, Tabela 2.2). Resultados de experimentos 01 e 02 são mostrados na Tabela 3.1, ambos com tempo de retenção hidráulica de 6,83 horas e $1000 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$ e $1200 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$ de vazão de ar, respectivamente. Observou-se no primeiro experimento, eficiência de redução de DQO de 54,8% e, no segundo, 46,8%. Assim, pode-se ver que o aumento da vazão de ar não implicou necessariamente, nas condições de processo descritas, em aumento de redução de DQO.

TABELA 3.1 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária nº 1.

	Experimento 01	Experimento 02
V	2050 mL	2050 mL
S_0	$1815 \text{ mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$	$1920 \text{ mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$
S_e	$720 \text{ mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$	$1020 \text{ mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$
X_0	$2750 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$	$1870 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$
X	960 mg/L	$840 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$
Q	$1000 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$	$1200 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$
F	$300 \text{ mL} \cdot \text{h}^{-1}$	$300 \text{ mL} \cdot \text{h}^{-1}$
th	6,83 h	6,83 h
η	54,8%	46,8%

S_0 =concentração inicial de DQO na água residuária; S_e =concentração final de DQO na água residuária; X_0 =concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de água residuária; th=tempo de retenção hidráulica; η =eficiência de redução de DQO.

3.3.2.2 – DQO remanescente e concentração de biomassa

As Figuras 3.5 e 3.6 mostram que a concentração de biomassa dentro do reator “air-lift” diminuiu após o mesmo entrar em operação, o que pode representar uma seleção de microrganismos, pois observou-se que durante os experimentos ocorreram alterações das características de sedimentação do lodo e seu aspecto visual, isto é, sua cor passou de marrom para amarelo claro, embora os valores de tempo de retenção hidráulica adotados estivessem dentro da faixa de valores utilizados nos processos de lodo ativado convencional. Esta seleção ocorreu devido ao fato do reator contar com um sedimentador muito pequeno, 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 no final dos experimentos permaneceu em valor menor que nos processos de lodo ativado convencional, de 2000 a 3000 mg.L⁻¹ (Ramalho, 1983).

Para evitar a lavagem do lodo no reator, modificou-se a geometria do mesmo conforme descrito no item 3.2.1.3.

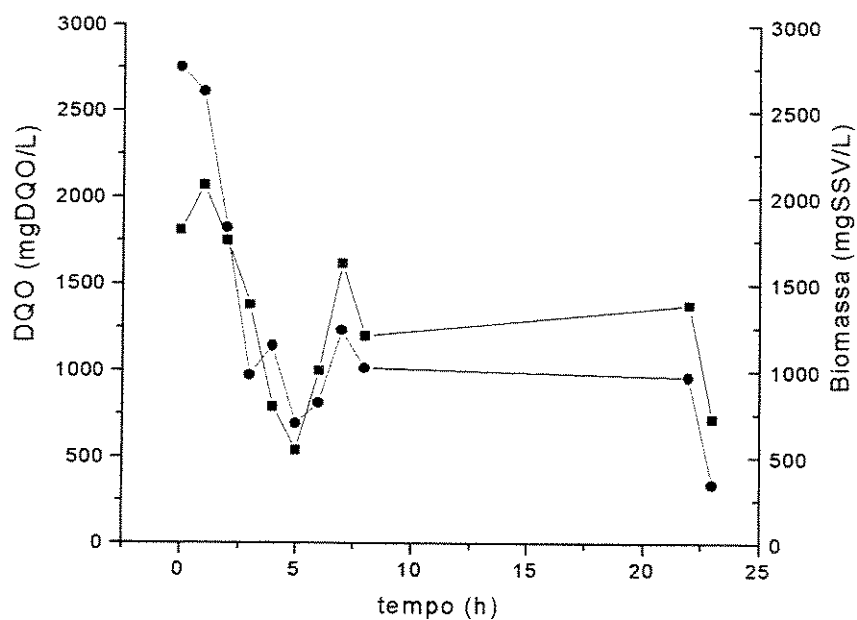


FIGURA 3.5 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO de água residuária (mgDQO.L^{-1}) tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=6,83\text{h}$; $V=2050\text{ mL}$; $Q=1000\text{ mL.min}^{-1}$; $F=300\text{ mL.h}^{-1}$; $S_o=1815\text{ mgDQO.L}^{-1}$) (• Biomassa, ■ DQO). Experimento 01. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,0430 a 0,6487%; SSV (mgSSV.L^{-1}) 0,0426 a 0,7988%.

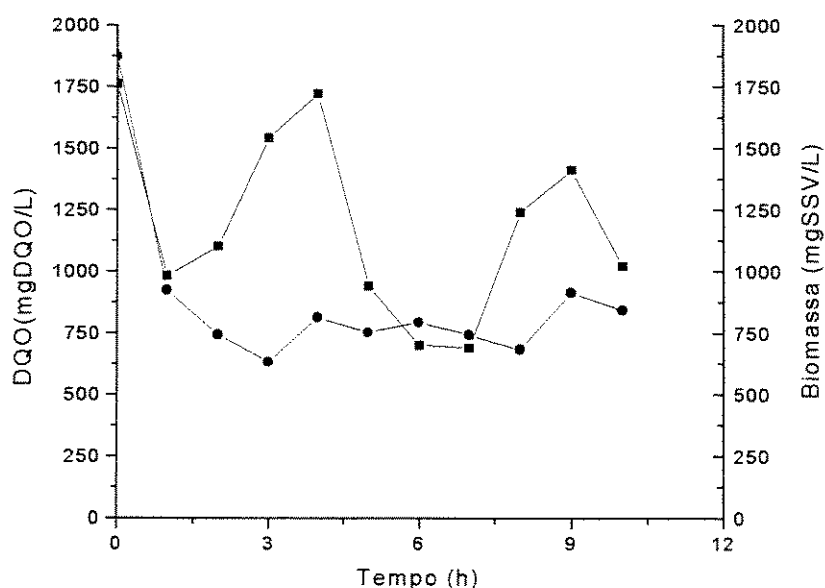


FIGURA 3.6 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO de água residuária (mgDQO.L^{-1}) tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=6,83\text{h}$; $V=2050\text{ mL}$; $Q=1200\text{ mL.min}^{-1}$; $F=300\text{ mL.h}^{-1}$; $S_o=1920\text{ mgDQO.L}^{-1}$) (• Biomassa, ■ DQO). Experimento 02. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,0692 a 1,1722%; SSV (mgSSV.L^{-1}) 0,0488 a 0,8174%.

3.3.3 - FASE 02:

Após a modificação do volume e do ângulo de inclinação no sedimentador, para diminuir a perda de massa celular do reator, foram feitos experimentos utilizando composição nº 02 de água residuária sintética diluída (item 2.2.1.3, Tabela 2.3).

3.3.3.1 – Eficiência do processo:

Comparando-se os resultados da Tabela 3.2, para os experimentos 03 e 04, tem-se que, para uma mesma vazão de alimentação de 300 mL.h^{-1} de água residuária sintética, volume de 2500 mL e, conseqüentemente, um mesmo tempo

de retenção hidráulica de 8,3 horas, atingiu-se eficiência de redução de DQO de 69,2% com vazão de ar de 1000 mL.min^{-1} (experimento 03) e de 44,6% para vazão de ar de 1200 mL.min^{-1} (experimento 04), confirmando o comportamento observado nos experimentos 01 e 02. Desse modo, deduz-se que a vazão de ar pode ser, nas condições do processo descrito, reduzida, mantendo-se melhor eficiência de redução de DQO.

TABELA 3.2 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 02.

	Experimento 03	Experimento 04
V	2500 mL	2500 mL
S ₀	1658 mgDQO.L ⁻¹	4480 mgDQO.L ⁻¹
S _e	510 mgDQO.L ⁻¹	2480 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	1500 mg.L ⁻¹	1350 mg.L ⁻¹
X	1150 mg/L	1160 mg.L ⁻¹
Q	1000 mL.min ⁻¹	1200 mL.min ⁻¹
F	300 mL.h ⁻¹	300 mL.h ⁻¹
th	8,3 h	8,3 h
η	69,2%	44,6%

S₀=concentração inicial de DQO na água residuária; S_e=concentração final de DQO na água residuária; X₀=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de água residuária; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

A Tabela 3.3, apresenta resultados dos experimentos 05 e 06 realizados em reator “air-lift” com sedimentador aumentado (V=2500 mL), utilizando tempo de retenção hidráulica de 5 horas e concentração inicial de DQO da água residuária sintética de 6090 mgDQO.L⁻¹ e 1800 mgDQO.L⁻¹, respectivamente. Observa-se que para estas condições, atingiu-se eficiência de redução de DQO de 60,9% para o experimento realizado com concentração inicial de 6090

mgDQO.L⁻¹ (experimento 05) e 23,4% de eficiência de redução de DQO para experimento com concentração de DQO de 1800 mgDQO.L⁻¹ (experimento 06). A concentração da água residuária sintética do experimento 06 era menor que a do experimento 05, para mesma vazão de alimentação e taxa de aeração, mas, mesmo assim, a eficiência de redução de DQO foi mais alta no experimento 05. Em ambos os casos ocorreu redução da concentração de lodo, uma vez que ocorria entupimento da linha de reciclo de lodo ao reator e, conseqüentemente, respiração endógena e autólise celular. Este fato também corroborou para as baixas eficiências de redução de DQO obtidas.

TABELA 3.3 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 02.

	Experimento 05	Experimento 06
V	2500 mL	2500 mL
S ₀	6090 mgDQO.L ⁻¹	1800 mgDQO.L ⁻¹
S _e	2380 mgDQO.L ⁻¹	1370 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	1060 mg.L ⁻¹	2050 mg.L ⁻¹
X	1320 mg/L	940 mg.L ⁻¹
Q	1000 mL.min ⁻¹	1000 mL.min ⁻¹
F	500 mL.h ⁻¹	500 mL.h ⁻¹
th	5 h	5 h
η	60,9%	23,4%

S₀=concentração inicial de DQO na água residuária; S_e=concentração final de DQO na água residuária; X₀=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de água residuária; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

3.3.3.2 - DQO remanescente e concentração de biomassa

Os resultados de tratamento da água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” permitiram obter o gráfico da Figura 3.7 (experimento 05), onde nota-se que nas primeiras 4 horas do processo a concentração celular aumentou até o máximo de $2170 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ para então cair até $1290 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ em 24 horas de operação, sendo de $1320 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ seu valor no final do experimento. Já a redução da DQO oscilou nas primeiras 24 horas, quando então as curvas de DQO e biomassa atingiram oscilações menores, com concentração de DQO atingindo valores de aproximadamente $2400 \text{ mgDQO.L}^{-1}$.

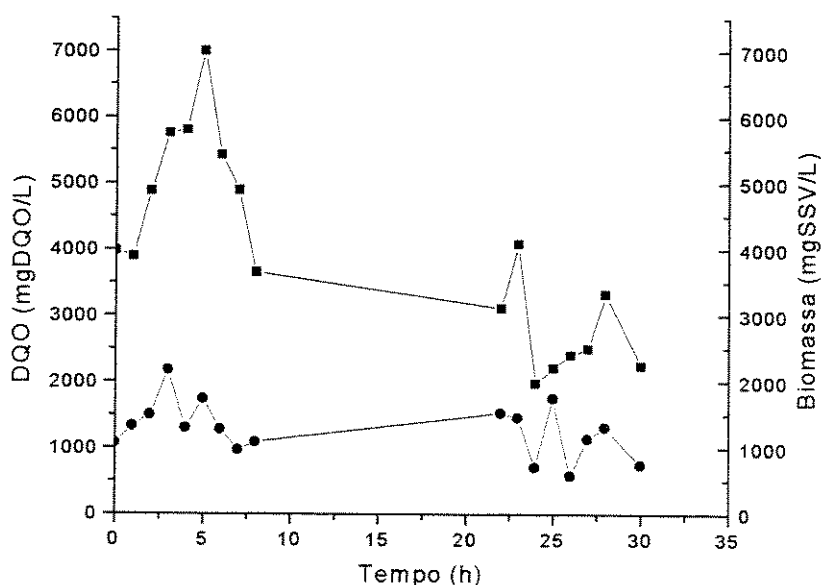


FIGURA 3.7 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=5$ h; $V=2500 \text{ mL}$; $Q=1000 \text{ mL.min}^{-1}$; $F=500 \text{ mL.h}^{-1}$; $S_o=6090 \text{ mgDQO.L}^{-1}$) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 05. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,0091 a 0,1186%; SSV (mgSSV.L^{-1}) 0,0731 a 0,8454%.

As Figuras 3.8, 3.9 e 3.10 mostram valores de concentração de DQO e biomassa dos experimentos 03, 04 e 06, nas quais nota-se que a concentração de biomassa dentro do reator diminuiu após o reator entrar em operação, o que pode ser devido ao grande acúmulo de lodo na linha de reciclo de lodo do

sedimentador à entrada no “caps” inferior do corpo do reator, o que levou a nova mudança na geometria do reator, denominada de Fase 03.

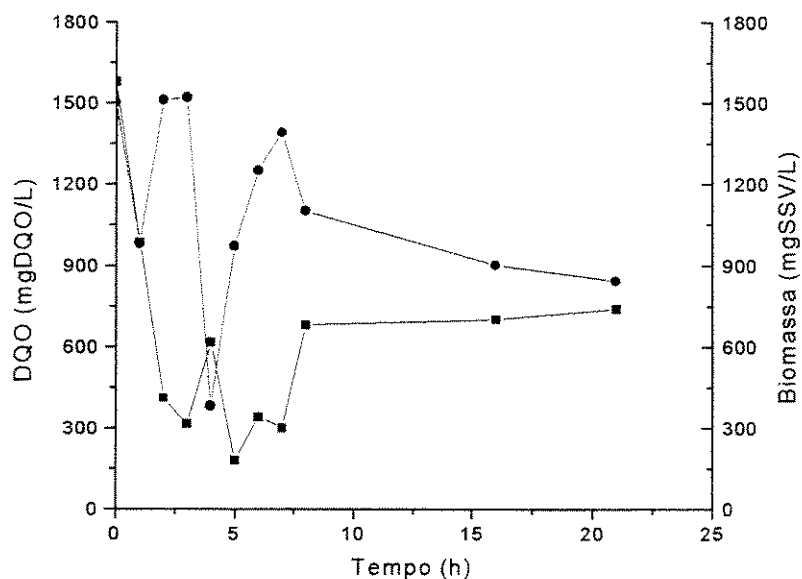


FIGURA 3.8 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=8,3$ h; $V=2500$ mL; $Q=1000$ mL.min^{-1} ; $F=300$ mL.h^{-1} ; $S_o=1658$ mgDQO.L^{-1}) (• Biomassa, ■ DQO). Experimento 03. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,0508 a 6,0857%; SSV (mgSSV.L^{-1}) 0,0294 a 1,8161%.

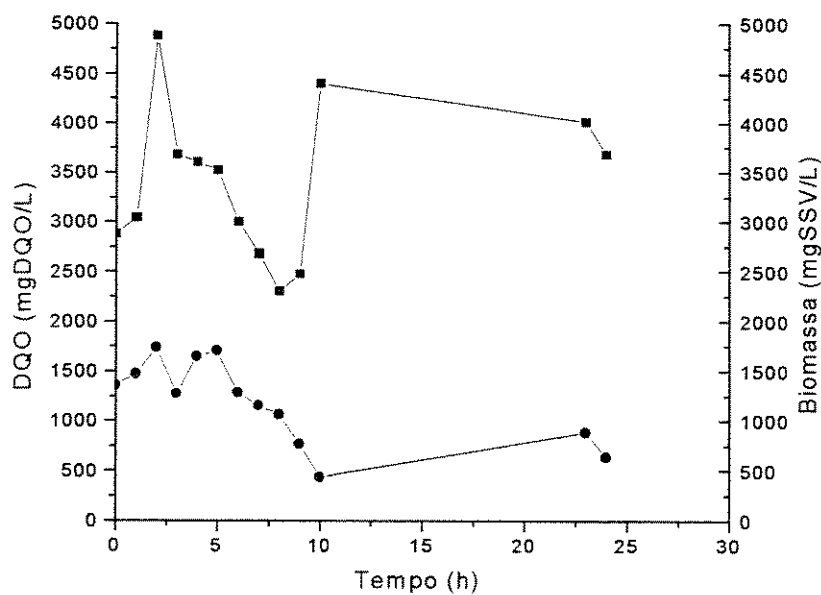


FIGURA 3.9 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=8,3$ h; $V=2500$ mL; $Q=1200$ mL.min^{-1} ; $F=300$ mL.h^{-1} ; $S_o=4480$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 04. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,0549 a 0,6487%; SSV (mgSSV.L^{-1}) 0,0426 a 0,79884%.

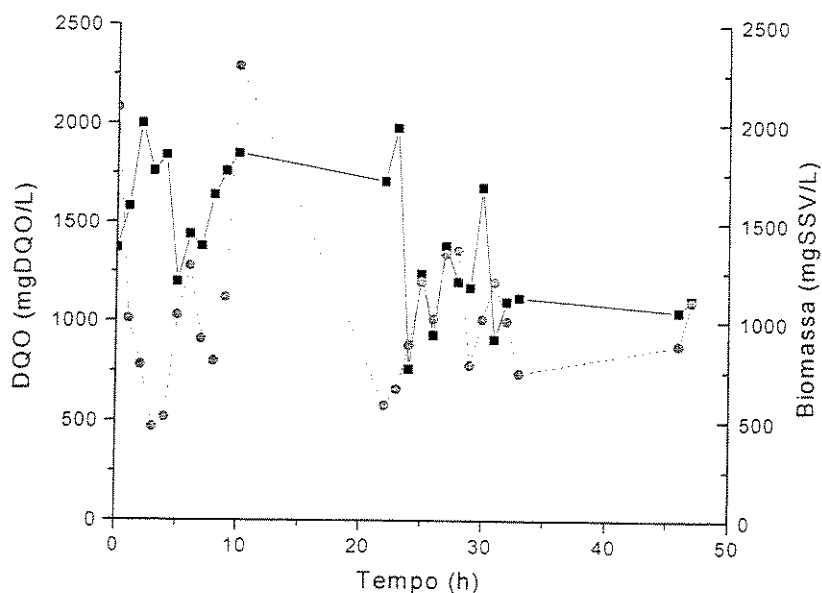


FIGURA 3.10 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de tubos concêntricos ($t_h=5$ h; $V=2500$ mL; $Q=1000$ mL.min^{-1} ; $F=500$ mL.h^{-1} ; $S_o=1800$ mgDQO.L^{-1}) (• Biomassa, ■ DQO). Experimento 06. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,0276 a 1,3831%; SSV (mgSSV.L^{-1}) 0,0694 a 1,2668%.

3.3.4 - FASE 03

Nesta fase, modificou-se a linha de reciclo na saída do sedimentador ao seu corpo para melhorar a homogeneização da suspensão no reator e evitar acúmulo de lodo no fundo do sedimentador, o que acarretava acúmulo e morte do lodo neste local, prejudicando a performance do reator.

Para os experimentos desta fase, utilizou-se como água residuária sintética a composição nº 05, conforme descrita no item 2.2.3.1, Tabela 2.6.

3.3.4.1 - Eficiência do processo

A Tabela 3.4 mostra as condições de operação e eficiência de redução de DQO dos experimentos 07 e 08. No experimento 07, com tempo de retenção hidráulica de 6,25 horas, vazão de alimentação de 400 mL.h⁻¹ e vazão de ar de 1000 mL.min⁻¹, atingiu-se eficiência de remoção de DQO de 47,6%, enquanto que no experimento 08, que teve tempo de retenção hidráulica de 7,6 horas, vazão de alimentação de 330 mL.h⁻¹ e vazão de ar de 1200 mL.min⁻¹, atingiu-se eficiência de 42,85%.

TABELA 3.4 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator "air-lift" de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 05.

	Experimento 07	Experimento 08
V	2500 mL	2500 mL
S ₀	2100 mgDQO.L ⁻¹	2100 mgDQO.L ⁻¹
S _e	1100 mgDQO.L ⁻¹	1200 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	2080 mg.L ⁻¹	1010 mg.L ⁻¹
X	1200 mg.L ⁻¹	780 mg.L ⁻¹
Q	1000 mL.min ⁻¹	1200 mL.min ⁻¹
F	400 mL.h ⁻¹	330 mL.h ⁻¹
th	6,25 h	7,6 h
η	47,62%	42,85%

S₀=concentração inicial de DQO na água residuária; S_e=concentração final de DQO na água residuária; X₀=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de água residuária; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

Comparando-se os resultados da Tabela 3.5 observa-se que no experimento 09, quando o reator foi operado com tempo de retenção hidráulica de 10 horas, vazão de ar de 800 mL.min^{-1} , atingiu-se eficiência de 46,4%, enquanto que o experimento 10 com tempo de retenção hidráulica de 5 horas e vazão de ar de 1000 mL.min^{-1} atingiu eficiência de 34,5%. Assim, pode-se observar que para vazão de ar mais baixa, a eficiência do tratamento aumentou em 11%.

TABELA 3.5 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 05.

	Experimento 09	Experimento 10
V	2500 mL	2500 mL
S_0	$1100 \text{ mgDQO.L}^{-1}$	$1100 \text{ mgDQO.L}^{-1}$
S_e	590 mgDQO.L^{-1}	720 mgDQO.L^{-1}
X_0	1500 mg.L^{-1}	1680 mg.L^{-1}
X	1200 mg.L^{-1}	1180 mg.L^{-1}
Q	800 mL.min^{-1}	1000 mL.min^{-1}
F	250 mL.h^{-1}	500 mL.h^{-1}
th	10 h	5 h
η	46,36%	34,54%

S_0 =concentração inicial de DQO na água residuária; S_e =concentração final de DQO na água residuária; X_0 =concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de água residuária; th=tempo de retenção hidráulica; η =eficiência de redução de DQO.

3.3.4.2 - DQO remanescente e concentração de biomassa

As Figuras 3.11 e 3.12 mostram curvas de concentração de DQO em água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos e biomassa dos experimentos 09 e 10, onde a vazão de ar do experimento na Figura 3.11 foi de

800 mL.min⁻¹ e a do experimento na Figura 3.12 de 1000 mL.min⁻¹, tendo como vazões de alimentação 250 mL.h⁻¹ e 500 mL.h⁻¹, respectivamente. Por estas figuras, observa-se redução da concentração de DQO, sendo que menores oscilações nas curvas de DQO ocorreram, em ambos os experimentos, a partir de 24 horas de reação. Nota-se comportamento semelhante das curvas de redução de DQO e biomassa para os dois experimentos, sendo a concentração inicial da água residuária sintética a mesma (1100 mgDQO.L⁻¹) cujos experimentos partiram com concentração de biomassa de 1500 e 1680 mgSSV.L⁻¹, respectivamente. Nestas figuras, os valores de DQO iniciais são diferentes dos da água residuária de alimentação, devido às condições do lodo no início de cada experimento, sendo que as concentrações iniciais de DQO são maiores que da água residuária sintética, o que é explicado devido ao fato do lodo encontrar-se em processo de respiração endógena e autólise no reator usado para sua manutenção.

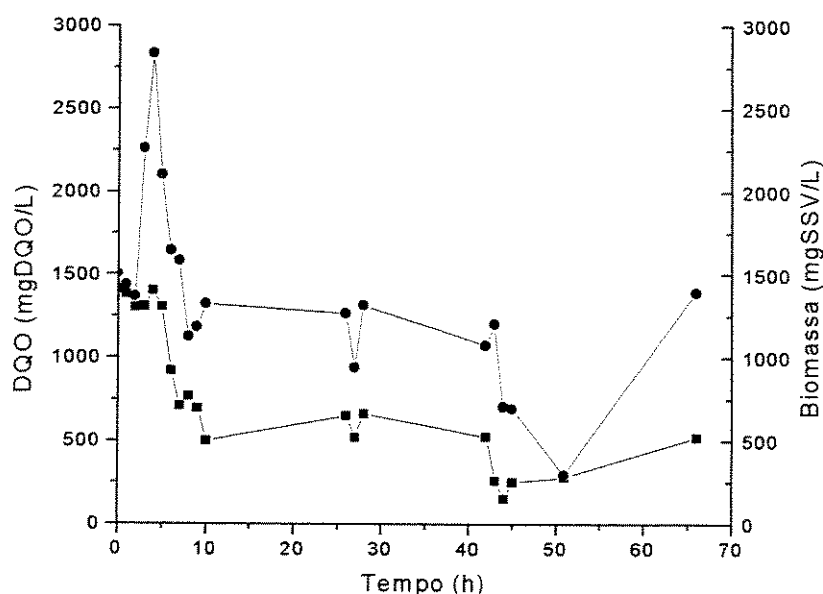


FIGURA 3.11 - Concentração de biomassa (mgSSV.L⁻¹) e DQO (mgDQO.L⁻¹) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (th=10 h; V=2500 mL; Q = 800 mL.min⁻¹; F=250 mL.h⁻¹; S₀=1100 mgDQO.L⁻¹) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 09. Desvio: DQO (mgDQO.L⁻¹) 0,0321 a 1,4338%; SSV (mgSSV.L⁻¹) 0,0295 a 0,8382%.

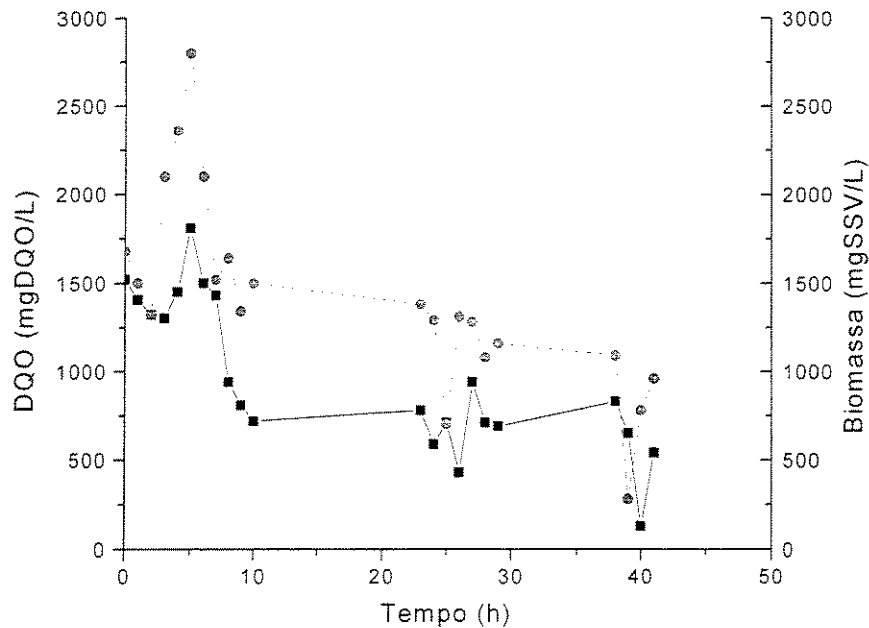


FIGURA 3.12 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=5$ h; $V=2500$ mL; $Q=1000$ mL.min^{-1} ; $F=500$ mL.h^{-1} ; $S_o=1100$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 10. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,0592 a 1,36401%; SSV (mgSSV.L^{-1}) 0,0296 a 1,5835%.

Pelas Figuras 3.11 e 3.12 observa-se que as menores oscilações nas curvas de DQO e biomassa alcançadas em cerca de 24 horas de reação, não permaneceram até a conclusão do experimento, como era esperado, talvez devido ao fato do lodo ter entrado em respiração endógena e autólise bem como lavagem de lodo. Em ambos os experimentos, nota-se que a concentração celular não aumentou, dificultando o cálculo dos parâmetros Y e k_d .

Comportamento semelhante ao das Figuras 3.11 e 3.12 é mostrado nas Figuras 3.13 e 3.14 (experimentos 08 e 07, respectivamente), onde um estado de equilíbrio dinâmico, com oscilações menores nas curvas de DQO e biomassa é atingido, após 30 horas no experimento da Figura 3.13. A vazão de ar do experimento da Figura 3.14 foi mantida em 1000 mL.min^{-1} e a do experimento da Figura 3.13 em 1200 mL.min^{-1} , com valores de 330 mL.h^{-1} e 400 mL.h^{-1} para

vazão de alimentação, ambos experimentos com concentração de DQO de 2100 mgDQO.L⁻¹. Pela curva de biomassa da Figura 3.13, percebe-se que esta mostra um patamar alcançado em torno de 24 horas e um segundo em torno de 35 horas de reação. A concentração inicial de biomassa do experimento da Figura 3.14 foi cerca de duas vezes maior que a do experimento da Figura 3.13 e as eficiências de redução de DQO foram 47,62% e 42,85% respectivamente, confirmando o fato de que maior eficiência foi alcançada em vazão de ar mais baixa.

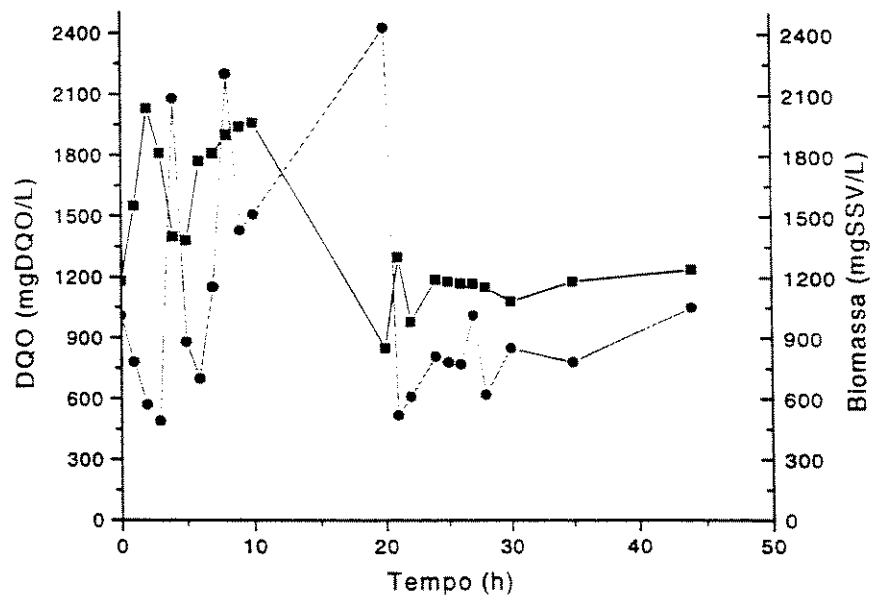


FIGURA 3.13 - Concentração de biomassa (mgSSV.L⁻¹) e DQO (mgDQO.L⁻¹) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (th=7,6 h; V=2500 mL; Q=1200 mL.min⁻¹; F=330 mL.h⁻¹; S₀=2100 mgDQO.L⁻¹) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 08.

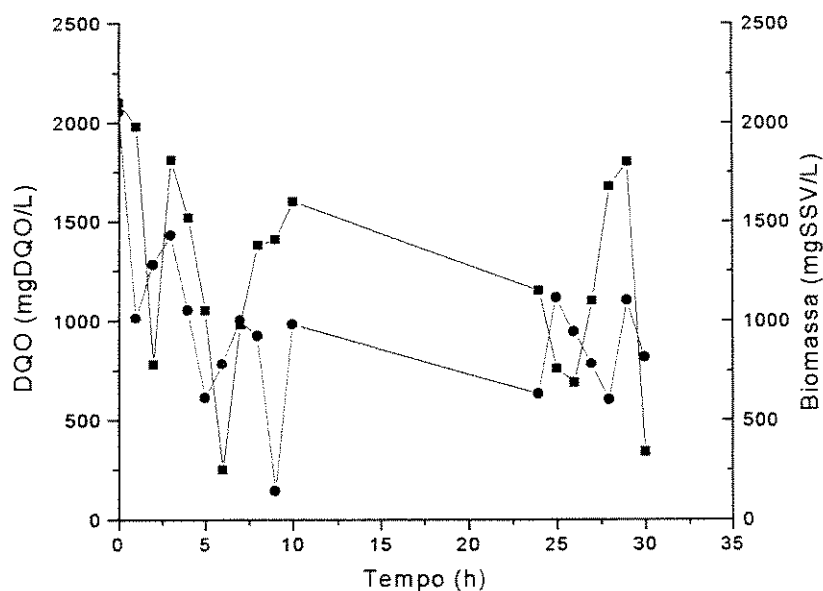


FIGURA 3.14 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=6,25$ h; $V=2500$ mL; $Q=1000$ mL.min^{-1} ; $F=400$ mL.h^{-1} ; $S_o=2100$ mgDQO.L^{-1}) (• Biomassa, ■ DQO). Experimento 07. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,0416 a 0,4525%; SSV (mgSSV.L^{-1}) 0,0625 a 1,9581%.

Nos experimentos 07, 08, 09 e 10, Figuras 3.11 a 3.14, maiores eficiências de redução de DQO foram obtidas nos experimentos das 07 e 09, mostrando que o aumento da vazão de ar não acarretou aumento da eficiência de redução de DQO e esta não guardou relação com a vazão de alimentação. Nestes experimentos, não se observa a manutenção de um estado de equilíbrio nas curvas de DQO e biomassa até o final dos experimentos, ocorrendo flutuações nas curvas, comportamento este contrário ao esperado no planejamento dos experimentos. As curvas de biomassa apresentaram grandes flutuações, ficando a concentração celular dentro do reator em valores menores que os encontrados em processos convencionais de lodo ativado (2000 a 3000 mgSSV.L^{-1}). Pelo monitoramento do volume de lodo sedimentado por 30 minutos em proveta de 1000 mL, foram promovidos descartes de biomassa ao longo dos experimentos, com finalidade de atingir um estado de equilíbrio nas condições do experimento.

Este fato é observado nas quedas abruptas nas curvas de concentração de biomassa, nos tempos de 21 a 22 horas e 20 a 21 horas, respectivamente, para os experimentos 07 e 08.

A Tabela 3.6 mostra parâmetros cinéticos e condições de operação utilizando reator “air-lift” de tubos concêntricos no tratamento de água residuária sintética por lodo ativado. Os parâmetros cinéticos foram determinados conforme item 3.2.2.2.

TABELA 3.6 - Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos:

S_o	S_e	X_o	X	Q	th	q	μ	η	Fig.
1100	590	1500	1200	800	10	0,039	0,028	46,36	3.11
1100	720	1680	1180	1000	5,0	0,065	0,006	34,54	3.12
2100	1200	1010	780	1200	7,6	0,149	0,047	42,85	3.13
2100	1100	2080	1200	1000	6,2	0,134	0,021	47,62	3.14

$S = \text{mgDQO.L}^{-1}$; $X = \text{mgSSV.L}^{-1}$; $Q = \text{mL.min}^{-1}$; $th = \text{h}$; $q = \text{h}^{-1}$; $\mu = \text{h}^{-1}$; $\eta = \%$.

Observando-se os valores da Tabela 3.6, verifica-se que maiores eficiências de redução de DQO foram obtidas com menores vazões de ar, o que indica que houve boa mistura de líquido no reator, enquanto que com altas vazões de ar, pode ter ocorrido superoxidação, o que teria reduzido a massa de lodo gerada.

A Figura 3.15 mostra valores de q e S_e para os experimentos das Figuras 3.11 a 3.14, através dos quais determinou-se o valor da constante de velocidade de redução de DQO (k), conforme item 3.2.2.2.1. O valor de k calculado foi de $0,0043 \text{ dia}^{-1}$ ($R=0,99955$), menor que o esperado, porém está dentro da faixa encontrada em literatura para indústrias químicas que é de $0,0029\text{-}0,018 \text{ dia}^{-1}$ (Ramalho, 1983). Este valor calculado para os experimentos poderia ser maior,

uma vez que foi utilizado substrato sintético com alta concentração de glicose e lactose, que são compostos de fácil degradação.

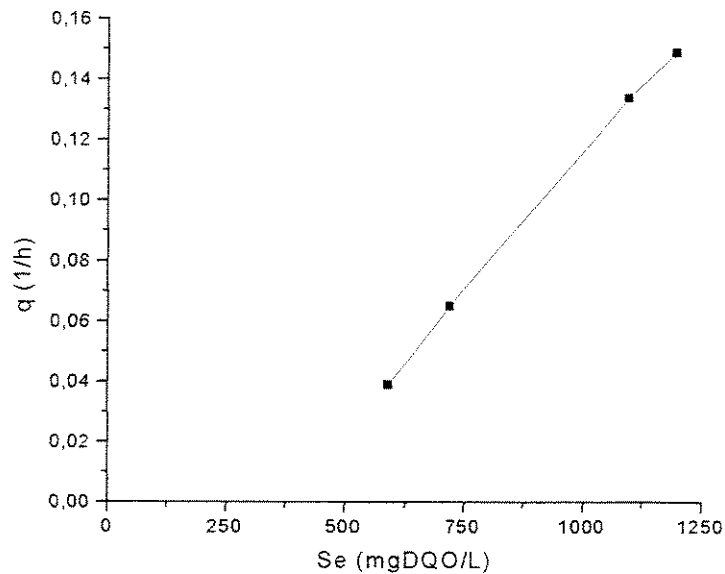


FIGURA 3.15 - Relação entre q (h^{-1}) e S_e ($mgDQO.L^{-1}$)

Os baixos valores de concentração de biomassa apresentados pelas Figuras 3.11, 3.12, 3.13 e 3.14 dificultaram a obtenção dos parâmetros Y e K_d .

Novos experimentos foram feitos, utilizando-se vazões de ar menores que as anteriormente utilizadas, uma vez que a eficiência do processo não guardou, necessariamente, relação com o aumento das vazões de ar utilizadas, podendo-se portanto, nas condições dos processos descritas, diminuir a vazão de ar e custos com aeração e evitar condição de superoxidação.

3.3.5 – FASE 4

Nesta fase, adaptou-se uma mini-bomba centrífuga entre o sedimentador e o corpo do reator para “forçar” o retorno do lodo ao corpo do reator. Em todos os experimentos utilizou-se água residuária sintética de composição nº 05.

3.3.5.1 - Eficiência do processo

A Tabela 3.7 apresenta resultados dos experimentos 11 e 12 com tempo de retenção hidráulica de 5 e 7,5 horas e 800 e 400 mL.min⁻¹ de vazão de ar, respectivamente. A maior eficiência alcançada foi obtida com a menor vazão de ar, sendo de 42% a eficiência de redução de DQO para experimento 11 e 48,34% para o experimento 12. Assim, pode-se observar que, novamente, o aumento de vazão de ar não acarretou necessariamente em aumento da eficiência de redução de DQO. Apesar do experimento 12 atingir maior eficiência de redução de DQO, houve grande queda da concentração celular no reator, ao contrário do experimento 11, onde a concentração celular aumentou ao longo do experimento. Os valores de concentração para a determinação dos parâmetros foram escolhidos quando supôs-se ter atingido estado de equilíbrio dinâmico, com oscilações menores nas curvas de redução de DQO e nas curvas de biomassa.

TABELA 3.7 - Condições de operação e eficiência de redução da DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética n^o 05.

	Experimento 11	Experimento 12
V	2500 mL	2500 mL
S ₀	2100 mgDQO.L ⁻¹	2100 mgDQO.L ⁻¹
S _e	1227 mgDQO.L ⁻¹	1086 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	1050 mg.L ⁻¹	2400 mg.L ⁻¹
X	1483 mg.L ⁻¹	1743 mg.L ⁻¹
Q	800 mL.min ⁻¹	400 mL.min ⁻¹
F	500 mL.h ⁻¹	330 mL.h ⁻¹
th	5 h	7,5 h
η	42%	48,3%

S₀=concentração inicial de DQO na água residuária; S_e=concentração final de DQO na água residuária; X₀=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de água residuária; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

Pela Tabela 3.8, experimentos 13 e 14, observa-se que a eficiência da redução da concentração de DQO dos experimentos foi praticamente a mesma, 30% para o experimento 13 e 32% para o experimento 14, apesar das diferentes vazões de ar e tempos de retenção hidráulica utilizados, sendo eles 600 e 400 mL.min⁻¹ e 5 e 7,5 horas, respectivamente.

TABELA 3.8 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética n^o 05.

	Experimento 13	Experimento 14
V	2500 mL	2500 mL
S ₀	1100 mgDQO.L ⁻¹	1100 mgDQO.L ⁻¹
S _e	770 mgDQO.L ⁻¹	750 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	2220 mg.L ⁻¹	2010 mg.L ⁻¹
X	1770 mg.L ⁻¹	1638 mg.L ⁻¹
Q	600 mL.min ⁻¹	400 mL.min ⁻¹
F	500 mL.h ⁻¹	330 mL.h ⁻¹
th	5 h	7,5 h
η	30%	32%

S₀=concentração inicial de DQO na água residuária; S_e=concentração final de DQO na água residuária; X₀=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de água residuária; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

Pelos resultados até então apresentados, o aumento da vazão de ar era inversamente proporcional a eficiência atingida. Já nos experimentos 13 e 14, para vazões de ar bastante distintas, (600 e 400 mL.min⁻¹), a eficiência permaneceu praticamente constante.

3.3.5.2 - DQO remanescente e concentração de biomassa

Pela Figura 3.16, experimento 11, observa-se oscilações nas curvas de concentração de DQO e biomassa, enquanto que, no experimento 12 da Figura 3.17, observa-se menor oscilação dos valores de DQO e biomassa, obtendo-se um pequeno patamar entre 24 e 32 horas de operação, porém houve maior crescimento celular no experimento da Figura 3.16 que no da Figura 3.17.

Ambos experimentos contaram com descarte de lodo para a manutenção da concentração celular no reator, através do monitoramento de seu volume sedimentado em proveta de 1000 mL (IVL).

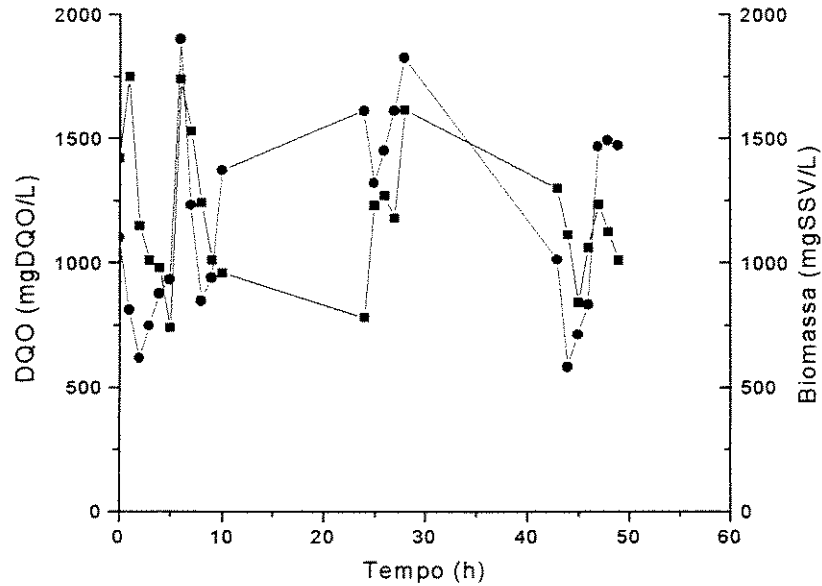


FIGURA 3.16 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=5$ h; $V=2500$ mL; $Q=800$ mL.min^{-1} ; $F=500$ mL.h^{-1} ; $S_o=2100$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 11. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,0287 a 1,5372%; SSV (mgSSV.L^{-1}) 0,0826 a 1,7825%.

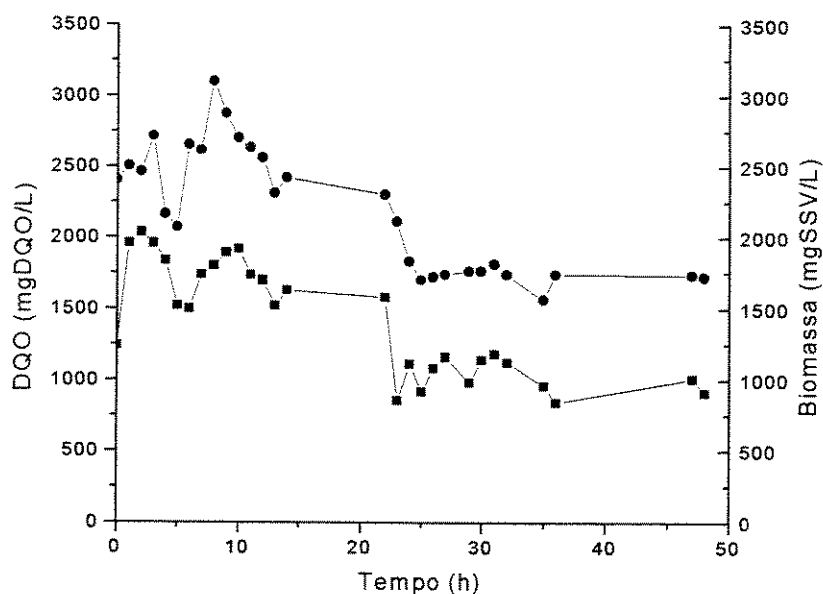


FIGURA 3.17 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=7,5$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL. min^{-1} ; $F=330$ mL. h^{-1} ; $S_o=2100$ mgDQO. L^{-1}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 12. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,0255 a 0,9111%; SSV (mgSSV.L^{-1}) 0,0802 a 0,9842%.

As Figuras 3.18 e 3.19 mostram valores de concentração de DQO e biomassa, para os experimentos 13 e 14. Nestas figuras, observa-se que a concentração de biomassa dentro do reator “air-lift” diminuiu após o mesmo entrar em operação, tendendo a um equilíbrio das curvas na Figura 3.18.

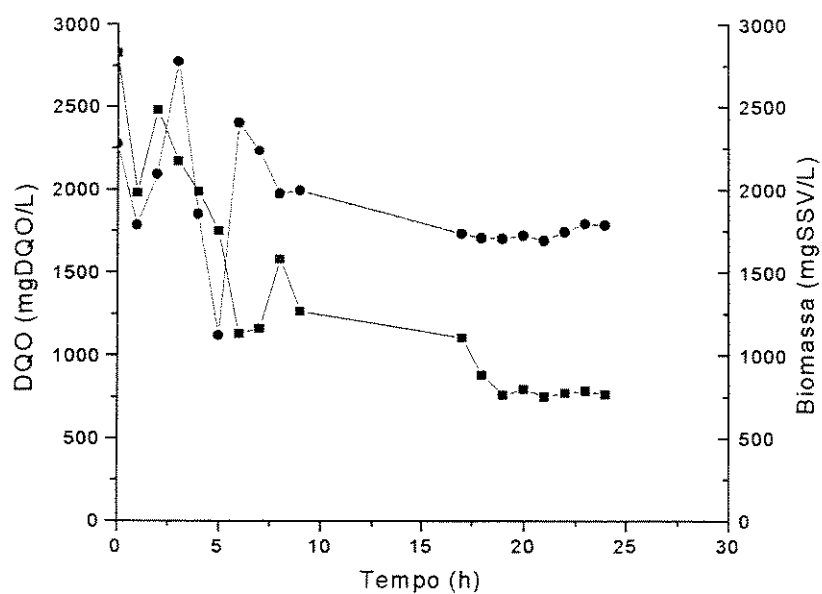


FIGURA 3.18 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=5$ h; $V=2500$ mL; $Q=600$ mL.min^{-1} ; $F=500$ mL.h^{-1} ; $S_o=1100$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 13. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,0451 a 0,9276%.

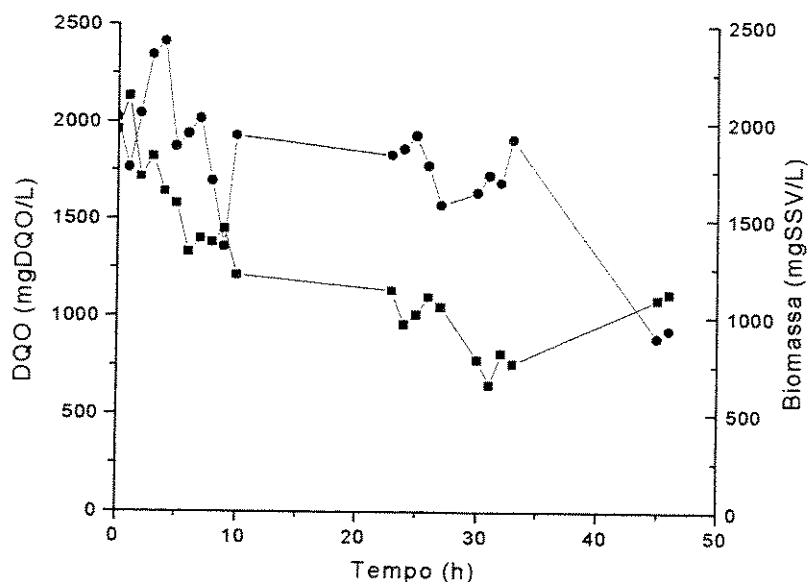


FIGURA 3.19 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=7,5$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min^{-1} ; $F=330$ mL.h^{-1} ; $S_o=1100$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 14.

A Tabela 3.9 mostra parâmetros cinéticos e condições de operação utilizando reator “air-lift” de tubos concêntricos no tratamento de água residuária sintética por lodo ativado. Os parâmetros cinéticos foram determinados conforme item 3.2.2.2.

TABELA 3.9 - Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos:

S_o	S_e	X_o	X	Q	t_h	q	μ	η	Fig.
2100	1227	1050	1483	800	5	0,117	0,023	42	3.16
2100	1086	2400	1743	400	7,5	0,077	0,047	48	3.17
1100	770	2220	1770	600	5	0,037	—	30	3.18
1100	750	2010	1683	400	7,5	0,029	0,015	32	3.19

$S = \text{mgDQO.L}^{-1}$; $X = \text{mgSSV.L}^{-1}$; $Q = \text{mL.min}^{-1}$; $t_h = \text{h}$; $q = \text{h}^{-1}$; $\mu = \text{h}^{-1}$; $\eta = \%$.

A Figura 3.20 mostra a curva de q contra S_e para os experimentos das Figuras 3.16 a 3.19, através dos quais determinou-se o valor da constante de velocidade de redução de DQO (k), conforme item 3.2.2.2.1, cujo valor (k) calculado foi de $0,00408 \text{ dia}^{-1}$, que é muito próximo ao valor calculado anteriormente e, do mesmo modo, está dentro da faixa encontrada em literatura (Ramalho, 1983).

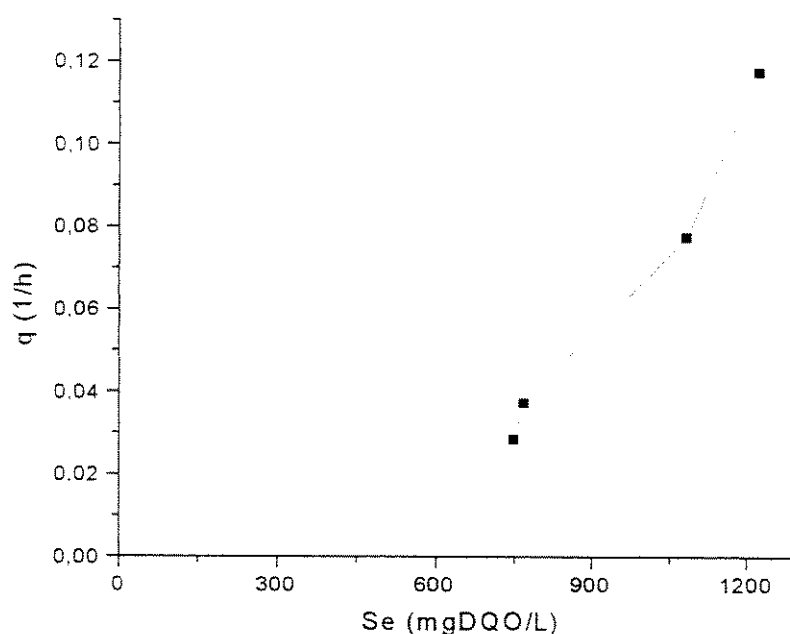


FIGURA 3.20 - Relação entre q (h^{-1}) e S_e (mgDQO.L^{-1}).

Observa-se, pelas figuras apresentadas, que o estado de equilíbrio com oscilações pequenas não se manteve ao longo dos experimentos, o que dificultou a obtenção dos parâmetros cinéticos Y e k_d .

3.3.6 – FASE 5

Nesta fase, adaptou-se um segundo sedimentador ao reator (acoplado ao primeiro), para evitar a lavagem do lodo no reator durante a realização dos experimentos, fazendo com que os flocos de lodo tivessem tempo maior para sedimentar e então retornar ao corpo do reator, esperando-se que os microrganismos de maior tempo de duplicação não fossem “lavados” do reator. Para tanto, operou-se o reator “air-lift” utilizando água residuária sintética de concentração 1900 mgDQO.L⁻¹ (composição nº 05) e vazão de ar de 400 mL.min⁻¹ em todos os experimentos. Variou-se a vazão de alimentação de água residuária no reator de 200 a 400 mL.h⁻¹, de modo a melhorar a eficiência de redução de DQO bem como obter os parâmetros cinéticos desejados.

3.3.6.1 – Eficiência do processo

A Tabela 3.10 apresenta condições de operação, eficiência de redução de DQO e biomassa para o experimento 15, com tempo de retenção hidráulico de 6,25 horas, quando se obteve eficiência de redução de DQO de 51,07%.

TABELA 3.10 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 05.

	Experimento 15
V	2500 mL
S ₀	1900 mgDQO.L ⁻¹
S _e	930 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	1380 mgSSV.L ⁻¹
X	1175 mgSSV.L ⁻¹
Q	400 mL.min ⁻¹
F	400 mL.h ⁻¹
th	6,25 h
η	51,07%

So=concentração inicial de DQO na água residuária sintética; Se=concentração final de DQO na água residuária sintética; Xo=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de líquido; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

A Tabela 3.11 apresenta resultados dos experimentos 16 e 17, com tempo de retenção hidráulico de 7,14 e 8,33 horas. A maior eficiência de redução de DQO foi obtida com a menor vazão de alimentação, sendo de 56,3% para o experimento 17 e 53,57% para o experimento 16, apesar da concentração celular no reator ter sido mais alta no experimento 16.

TABELA 3.11 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator "air-lift" de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 05.

	Experimento 16	Experimento 17
V	2500 mL	2500 mL
S ₀	1900 mgDQO.L ⁻¹	1900 mgDQO.L ⁻¹
S _e	865 mgDQO.L ⁻¹	830 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	1539 mgSSV.L ⁻¹	2110 mgSSV.L ⁻¹
X	1015 mgSSV.L ⁻¹	953 mgSSV.L ⁻¹
Q	400 mL.min ⁻¹	400 mL.min ⁻¹
F	350 mL.h ⁻¹	300 mL.h ⁻¹
th	7,15 h	8,33 h
η	53,57%	56,31%

So=concentração inicial de DQO na água residuária sintética; Se=concentração final de DQO na água residuária sintética; Xo=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de líquido; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

Pela Tabela 3.12, referente aos experimentos 18 e 19 observou-se eficiência de redução de DQO de 76,64% para o experimento realizado com vazão de alimentação de 250 mL.h⁻¹ (experimento 18) e 68,42% para o experimento realizado com vazão de alimentação de 200 mL.h⁻¹ (experimento 19). Assim, tem-se que para as condições do processo descrito, a eficiência de redução de DQO no reator aumentou em 8,42%, mantendo-se a vazão de ar e concentração de DQO da água residuária constantes e variando-se a vazão de alimentação, sem que o lodo apresentasse aspecto filamentososo, ou que fosse lavado do reator, como ocorrido em experimentos anteriores.

TABELA 3.12 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 05.

	Experimento 18	Experimento 19
V	2500 mL	2500 mL
S ₀	1900mgDQO.L ⁻¹	1900 mgDQO.L ⁻¹
S _e	600 mgDQO.L ⁻¹	440 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	1480 mgSSV.L ⁻¹	2030 mgSSV.L ⁻¹
X	1694 mgSSV.L ⁻¹	1674 mgSSV.L ⁻¹
Q	400 mL.min ⁻¹	400 mL.min ⁻¹
F	200 mL.h ⁻¹	250 mL.h ⁻¹
th	12,5 h	10 h
η	68,42%	76,84%

So=concentração inicial de DQO na água residuária sintética; Se=concentração final de DQO na água residuária sintética; Xo=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de líquido; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

Comparando-se os resultados dos experimentos 15 e 19, observou-se que no experimento 19 com tempo de retenção hidráulico de 10 horas, vazão de ar de 400 mL.min⁻¹ e concentração da água residuária de 1900 mgDQO.L⁻¹, atingiu-se eficiência de redução de DQO de 76,84%, enquanto que no experimento 15 com tempo de retenção hidráulico de 6,25 horas, mesma vazão de ar e concentração da água residuária, a eficiência foi de 51,07%. Assim, pode-se observar que para vazão de alimentação mais baixa, a eficiência do processo aumentou em 22,39%.

Pelos valores apresentados nesta fase, observou-se que a eficiência do tratamento aumentou com o aumento da vazão de alimentação da água residuária sintética até o valor de 250 mL.h^{-1} , sendo que, a partir deste valor, observou-se comportamento inversamente proporcional ao aumento da vazão de alimentação da água residuária no reator, fato que pode ser observado pela Figura 3.21 que mostra a relação estabelecida, para as condições descritas no processo, entre a eficiência de redução de DQO e a vazão de alimentação da água residuária sintética no reator “air-lift” de tubos concêntricos.

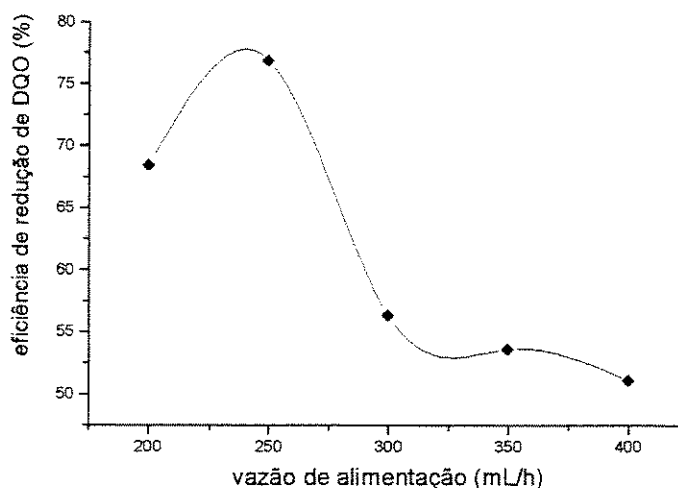


FIGURA 3.21 – Relação entre eficiência de redução de DQO (%) e vazão de alimentação (mL.h^{-1}).

As eficiências de redução de DQO alcançadas nos experimentos desta fase confirmam o fato anteriormente observado, onde maiores eficiências foram alcançadas em vazão de ar de 400 mL.min^{-1} . Desse modo, deduz-se que, para as condições dos processos descritos, pode-se operar o reator em vazões de ar mais baixas, havendo boa mistura no líquido reacional, mantendo-se melhor eficiência de redução de DQO.

Os valores de concentrações para determinação dos parâmetros foram escolhidos nos experimentos de 15 a 19, quando supôs-se ter atingido estado de equilíbrio dinâmico, com oscilações menores nas curvas de redução de DQO e concentração de biomassa.

3.3.6.2 - DQO remanescente e concentração de biomassa

Pela Figura 3.22, observa-se curvas de concentração de DQO e biomassa para o experimento 15, tendo vazão de ar de $400 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$, concentração da água residuária sintética de $1900 \text{ mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$ e vazão de alimentação de $400 \text{ mL} \cdot \text{h}^{-1}$. Observa-se um estado com menores oscilações na curva de DQO em torno de 48 horas de reação e em 28 horas para a curva de biomassa.

Não se observou crescimento celular acentuado até o estabelecimento do estado estacionário, sendo observada apenas pequena elevação dos valores de concentração de biomassa em torno de 7 horas de reação. Apesar da concentração de biomassa diminuir dentro do reator ao longo do experimento, a curva de concentração de DQO apresentou comportamento decrescente, mesmo em baixas concentrações de biomassa, podendo este fato ser atribuído a boa qualidade da flora microbiana remanescente.

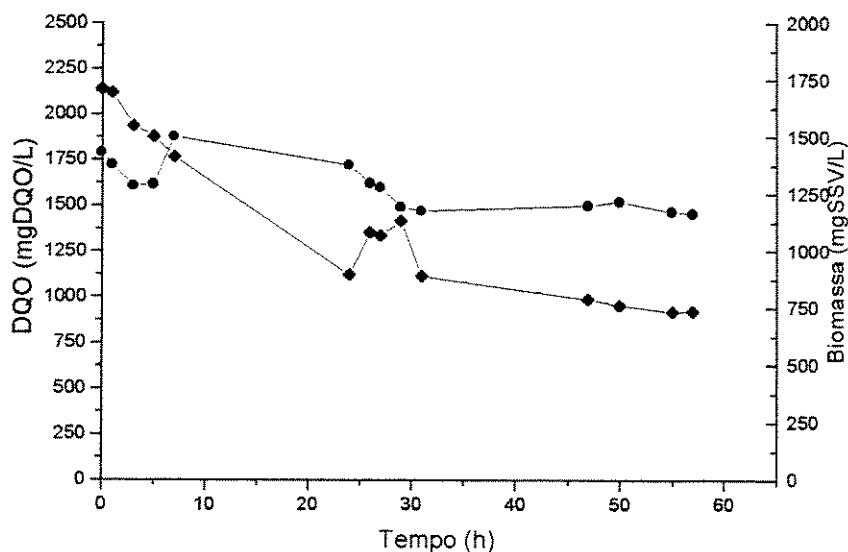


FIGURA 3.22 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=6,25$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min^{-1} ; $F=400$ mL.h^{-1} ; $S_o=1900$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ◆ DQO). Experimento 15. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,0562 a 0,2431%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,0942 a 0,5321%.

Com base nos valores apresentados pela Figura 3.22, novos experimentos foram realizados, objetivando-se diminuição da perda de massa no reator por “wash out” e assim aumentar a eficiência do tratamento aumentando a concentração de biomassa. Para tanto, alterou-se a vazão de alimentação da água residuária sintética.

As Figuras 3.23 e 3.24, mostram curvas de concentração de DQO e biomassa para os experimentos 17 e 16, respectivamente. Pela Figura 3.23, observa-se que a partir da 50ª hora de operação, ocorreram menores oscilações nos valores de DQO, quando então considerou-se atingido o estado estacionário. A curva de concentração de biomassa apresenta um patamar em torno de 32 horas de operação do reator, com pequenas oscilações até a conclusão do experimento. Pela Figura 3.24, o estado estacionário foi alcançado após 50 horas de reação para a curva de DQO, sendo que a concentração de biomassa

apresentou um patamar a partir de 30 horas de reação, observando-se uma ascendência suave a partir da 45ª hora de operação do reator.

Apesar dos valores de concentração de biomassa no reator serem mais baixos que os esperados, observa-se queda acentuada para os valores de concentração de DQO nas Figuras 3.23 e 3.24, dada a boa qualidade da flora microbiana remanescente no reator, permitindo que ocorresse o equilíbrio esperado de concentração de DQO e biomassa.

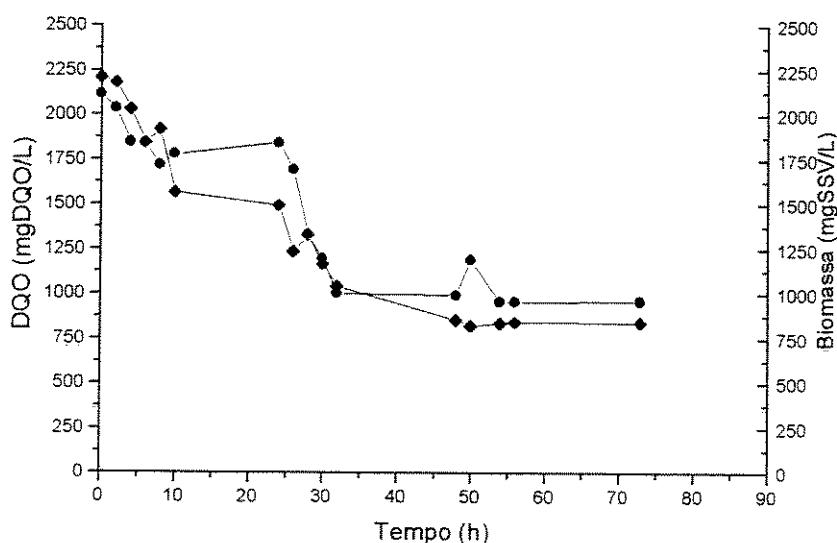


FIGURA 3.23 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de tubos concêntricos ($t_h=8,33$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min^{-1} ; $F=300$ mL.h^{-1} ; $S_o=1900$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ◆ DQO). Experimento 17. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,0745 a 0,3541%.

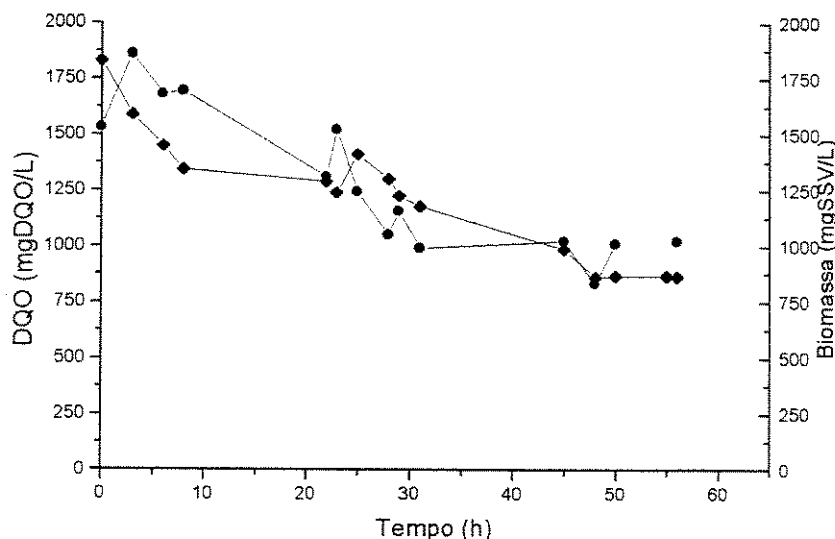


FIGURA 3.24 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de tubos concêntricos ($t_h=7,14$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min^{-1} ; $F=350$ mL.h^{-1} ; $S_o=1900$ mgDQO.L^{-1}) (• Biomassa, ♦ DQO). Experimento 16.

As Figuras 3.25 e 3.26 mostram curvas de concentração de DQO e biomassa para os experimentos 18 e 19, respectivamente. A Figura 3.26, apresenta menores oscilações nos valores de concentração de DQO a partir da 55ª hora de operação, o que pode ser considerado um estado de equilíbrio (estado estacionário). Pela Figura 3.25, observa-se que as curvas de concentração de DQO e biomassa tiveram comportamento esperado, ou seja, redução de concentração de DQO e aumento de biomassa, atingindo o estado de equilíbrio em torno de 55 horas de reação. A curva de biomassa da Figura 3.26, apresentou menores oscilações a partir de 74 horas de operação.

Ambos experimentos contaram com descarte de lodo para a manutenção da concentração celular, monitorado pelo volume em proveta de 1000 mL. Este fato pode ser evidenciado pelas quedas abruptas nas curvas de biomassa.

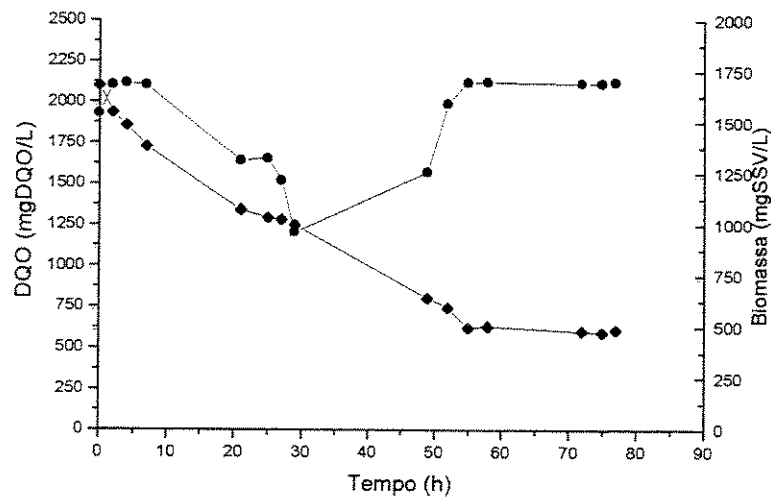


FIGURA 3.25 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária tratada por lodo ativado em reator “air-lift” ($t_h=12,5\text{h}$; $V=2500\text{ mL}$; $Q=400\text{ mL.min}^{-1}$; $F=200\text{ mL.h}^{-1}$; $S_o=1900\text{ mgDQO.L}^{-1}$) (• Biomassa, ♦ DQO). Experimento 18. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,4284-5,8731%; SSV (mgSSV.L^{-1}) 0,0421-1,3563%.

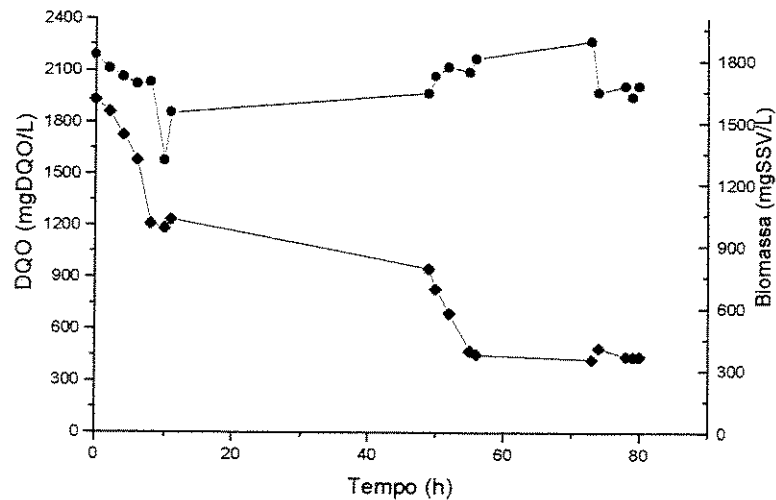


FIGURA 3.26 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária tratada por lodo ativado em reator “air-lift” ($t_h=10\text{ h}$; $V=2500\text{ mL}$; $Q=400\text{ mL.min}^{-1}$; $F=250\text{ mL.h}^{-1}$; $S_o=1900\text{ mgDQO.L}^{-1}$) (• Biomassa, ♦ DQO). Experimento 19. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,0340 a 1,0670%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,0732 a 1,3450%.

O comportamento apresentado pelas Figuras 3.25 e 3.26 mostrou estar de acordo com o esperado para os experimentos em reator “air-lift” de tubos concêntricos, apesar da concentração de biomassa no reator ter permanecido em valores abaixo dos recomendados em literatura, 2000 a 3000 mgSSV.L⁻¹ (Ramalho, 1983). Analisando-se as curvas de concentração de DQO e biomassa de ambos experimentos, percebe-se que as quedas nos valores de concentração de DQO foram acompanhadas por elevações nos valores nas curvas de biomassa, até que o estado estacionário fosse atingido.

A Tabela 3.13 mostra parâmetros cinéticos e condições de operação. Os parâmetros cinéticos foram determinados conforme item 3.2.2.2.

TABELA 3.13 - Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (Q = 400 mL.min⁻¹):

S _o	S _e	X _o	X	th	q	μ	η	Fig
1900	930	1380	1175	6,25	0,1265		51,07	3.22
1900	830	2110	953	8,33	0,1346		56,26	3.23
1900	865	1530	1015	7,14	0,1428		53,57	3.24
1900	600	1480	1694	12,5	0,0776	0,01	68,42	3.25
1900	440	2030	1675	10,0	0,0698	0,0055	76,84	3.26

S = mgDQO.L⁻¹; X = mgSSV.L⁻¹; th = h; q = h⁻¹; μ = h⁻¹; η = %.

A Figura 3.27 mostra a curva de q contra S_e para os experimentos das Figuras 3.23 a 3.26, através dos quais extraiu-se o valor da constante de velocidade de redução de DQO (k), conforme item 3.2.2.2.1. O valor de k determinado foi de 0,00456 dia⁻¹ (R=0,9697), menor que o esperado, porem está dentro da faixa encontrada em literatura para indústrias químicas que é de 0,0029 a 0,018 dia⁻¹ (Ramalho, 1983). Este valor calculado para os experimentos deveria ser maior, uma vez que foi utilizado substrato sintético com alta concentração de glicose e lactose, que são compostos de fácil degradação.

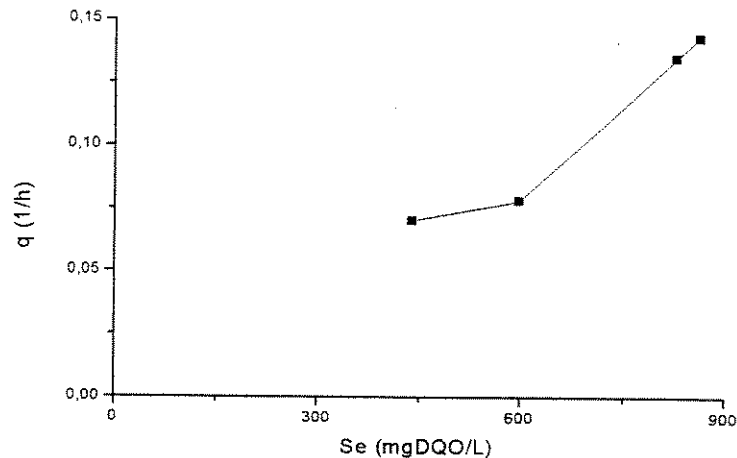


Figura 3.27 – Relação entre q (h^{-1}) e S_e ($mgDQO.L^{-1}$).

Observa-se, pelas figuras apresentadas, que a concentração de biomassa não teve aumento como esperado, com exceção aos experimentos das Figuras 3.25 e 3.26, o que dificultou a obtenção dos parâmetros Y e K_d .

3.3.7 – FASE 06

Através da análise dos resultados anteriores, onde atingiu-se melhores resultados das curvas de DQO e biomassa, bem como ajustou-se algumas condições operacionais (vazão de ar e alimentação), após a modificação da geometria do reator pela adaptação do segundo sedimentador, realizou-se experimento mais longo que os realizados anteriormente.

Para a realização deste experimento, as condições iniciais do processo foram alteradas após o estabelecimento do estado estacionário nas curvas de DQO e biomassa, identificando assim cada fase do experimento.

Desta forma, operou-se o reator “air-lift” de tubos concêntricos com água residuária sintética nº 05 e vazão de ar constante em todos os experimentos ($400 mL.min^{-1}$). A vazão de alimentação de água residuária sintética foi de $250 mL.h^{-1}$.

em todos os experimentos, com exceção do experimento 25, que contou com vazão de 350 mL.h^{-1} . Nesta fase, o reator foi operado de forma ininterrupta, onde a concentração inicial de água residuária sintética era alterada, variando de $950 - 2380 \text{ mgDQO.L}^{-1}$, após o estabelecimento de um estado de equilíbrio onde menores oscilações nas curvas de redução de DQO e biomassa eram observados, identificando assim cada etapa do experimento.

Periodicamente, como ocorrido nos demais experimentos, exames microscópicos do lodo do reator eram realizados para a verificação da presença de microrganismos filamentosos, bem como testes de pH e concentração de oxigênio dissolvido dentro do reator eram feitos, onde o pH variou de 6,28 a 8,70 e a concentração de oxigênio dissolvido de $0,80$ a $1,2 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$.

3.3.7.1 – Eficiência do processo

A Tabela 3.14 apresenta condições de operação, eficiência de redução de concentração de DQO e biomassa para os experimentos 20 e 21, ambos com vazão de ar de 400 mL.min^{-1} , tempo de retenção hidráulico de 10 horas e concentração da água residuária sintética de 950 e $1270 \text{ mgDQO.L}^{-1}$, respectivamente. A maior eficiência de redução de DQO foi obtida com concentração de água residuária de $1270 \text{ mgDQO.L}^{-1}$, sendo de 72% para o experimento 21 e 55,8% para o experimento 20, com concentração de 950 mgDQO.L^{-1} .

TABELA 3.14 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 05.

	Experimento 20	Experimento 21
V	2500 mL	2500 mL
S ₀	950 mgDQO.L ⁻¹	1270 mgDQO.L ⁻¹
Se	520 mgDQO.L ⁻¹	358 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	1580 mgSSV.L ⁻¹	1510 mgSSV.L ⁻¹
X	1510 mgSSV.L ⁻¹	2190 mgSSV.L ⁻¹
Q	400 mL.min ⁻¹	400 mL.min ⁻¹
F	250 mL.h ⁻¹	250 mL.h ⁻¹
th	10 h	10 h
η	55,8%	72%

So=concentração inicial de DQO na água residuária sintética; Se=concentração final de DQO na água residuária sintética; Xo=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de líquido; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

A Tabela 3.15 apresenta resultados dos experimentos 22 e 23, com tempo de retenção hidráulico de 10 horas, vazão de ar mantida em 400 mL.min⁻¹ e concentração da água residuária de 1784 e 1900 mgDQO.L⁻¹. Observa-se que as eficiências de redução de DQO entre os experimentos 22 e 23 foram praticamente iguais (77,7 e 78%, respectivamente experimentos 22 e 23), bem como a concentração final de biomassa do reator (2387 e 2300 mgSSV.L⁻¹, experimentos 22 e 23). Assim, tem-se que, para as condições do processo descrito, a eficiência de redução de DQO no reator não sofreu alteração significativa em relação ao aumento da concentração inicial de DQO da água residuária sintética, fato contrário ao observado nos experimentos 20 e 21, onde o aumento da

concentração inicial de DQO da água residuária sintética acarretou aumento de eficiência de redução de DQO.

TABELA 3.15 – Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 05.

	Experimento 22	Experimento 23
V	2500 mL	2500 mL
S ₀	1784 mgDQO.L ⁻¹	1900 mgDQO.L ⁻¹
S _e	398 mgDQO.L ⁻¹	420 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	1560 mgSSV.L ⁻¹	1540 mgSSV.L ⁻¹
X	2387 mgSSV.L ⁻¹	2300 mgSSV.L ⁻¹
Q	400 mL.min ⁻¹	400 mL.min ⁻¹
F	250 mL.h ⁻¹	250 mL.h ⁻¹
th	10 h	10 h
η	77,7%	78%

So=concentração inicial de DQO na água residuária sintética; Se=concentração final de DQO na água residuária sintética; Xo=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de líquido; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

Pelos valores apresentados nas Tabelas 3.14 e 3.15 (experimentos 20 e 21, 22 e 23, respectivamente) tem-se que, para as condições do processo descrito, partindo-se de mesma vazão de ar, vazão de alimentação e concentração inicial de biomassa no reator (média de 1548 mgSSV.L⁻¹), observa-se que a eficiência de redução de DQO foi diretamente proporcional ao aumento da concentração de água residuária sintética até o valor de 1900 mgDQO.L⁻¹.

Este fato pode ser observado pela Figura 3.28, que mostra a relação estabelecida para as condições acima descritas, entre eficiência de redução de concentração de DQO (%) e concentração inicial de água residuária sintética (mgDQO.L^{-1}) no reator “air-lift” de tubos concêntricos.

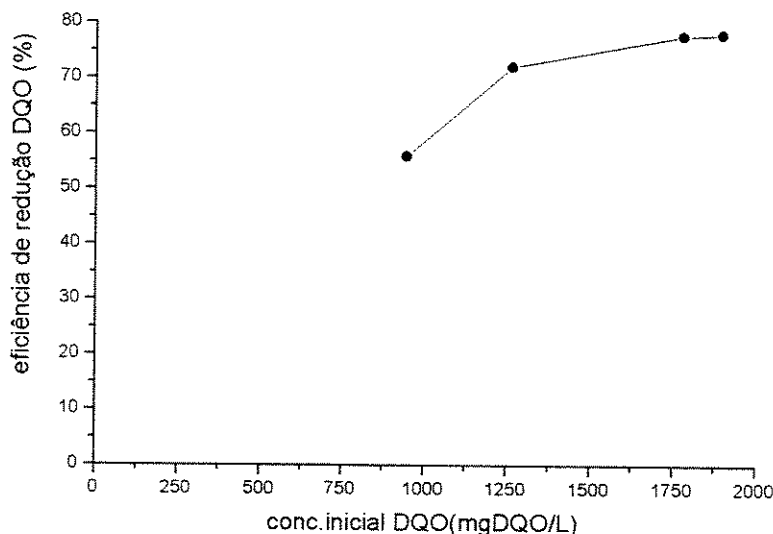


FIGURA 3.28 – Relação entre eficiência de redução de DQO (%) e concentração inicial da água residuária sintética (mgDQO.L^{-1}).

As eficiências de redução de DQO alcançadas nos experimentos acima descritos confirmam o fato observado anteriormente, onde maiores eficiências foram alcançadas em concentrações altas de água residuária sintética na alimentação, sugerindo que, para estas condições de operação, a concentração de DQO poderia ser aumentada.

A Tabela 3.16 mostra resultados do experimento 24, com vazão de ar de 400 mL.min^{-1} , tempo de retenção hidráulico de 10 horas e concentração inicial de DQO de $2210 \text{ mgDQO.L}^{-1}$, sendo a eficiência de redução de DQO de 76,15%.

TABELA 3.16 – Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 05.

	Experimento 24
V	2500 mL
S ₀	2210 mgDQO.L ⁻¹
Se	527 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	1710 mgSSV.L ⁻¹
X	2184 mgSSV.L ⁻¹
Q	400 mL.min ⁻¹
F	250 mL.h ⁻¹
Th	10 h
η	76,15%

So=concentração inicial de DQO na água residuária sintética; Se=concentração final de DQO na água residuária sintética; Xo=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de líquido; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

Comparando-se os resultados dos experimentos 23 e 24, observa-se que o aumento da concentração inicial de DQO da água residuária sintética não acarretou aumento da eficiência de redução de DQO, sendo também a concentração final de biomassa dentro do reator maior no experimento 23 (2300 mgSSV.L⁻¹) que a concentração final de biomassa do experimento 24 (2184 mgSSV.L⁻¹).

Pela Tabela 3.17, observa-se resultados dos experimentos 25, 26 e 27, sendo todos realizados com vazão de ar de 400 mL.min⁻¹, concentração inicial de água residuária sintética de 2380 mgDQO.L⁻¹ e diferentes tempos de retenção hidráulica de 7,4 horas para o experimento 25 e 10 horas para os experimentos 26 e 27.

TABELA 3.17 – Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 05.

	Experimento 25	Experimento 26	Experimento 27
V	2500 mL	2500 mL	2500 mL
S ₀	2380 mgDQO.L ⁻¹	2380 mgDQO.L ⁻¹	2380 mgDQO.L ⁻¹
S _e	648 mgDQO.L ⁻¹	937 mgDQO.L ⁻¹	697 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	2200 mgSSV.L ⁻¹	2830 mgSSV.L ⁻¹	1810 mgSSV.L ⁻¹
X	2830 mgSSV.L ⁻¹	3010 mgSSV.L ⁻¹	2670 mgSSV.L ⁻¹
Q	400 mL.min ⁻¹	400 mL.min ⁻¹	400 mL.min ⁻¹
F	350 mL.h ⁻¹	250 mL.h ⁻¹	250 mL.h ⁻¹
th	7,14 h	10 h	10 h
η	73%	60,63%	70,71%

So=concentração inicial de DQO na água residuária sintética; Se=concentração final de DQO na água residuária sintética; Xo=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de líquido; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

Comparando-se os resultados apresentados pela Tabela 3.17, tem-se que maior eficiência de redução de DQO (73%) foi alcançada no experimento 25, com vazão de alimentação de 350 mL.h⁻¹. Observa-se também que as concentrações de biomassa dentro do reator (2670 a 3010 mgSSV.L⁻¹) estão dentro da faixa indicada para processos de lodo ativado convencional, sendo de 2000 a 3000 mgSSV.L⁻¹ (Ramalho, 1983).

A Tabela 3.18 mostra resultados dos experimentos 28, 29 e 30, onde procurou-se aumentar a concentração de DQO da água residuária na alimentação no reator, bem como a concentração inicial de biomassa, mantendo-se a vazão de

ar ($400 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$) e de alimentação ($250 \text{ mL} \cdot \text{h}^{-1}$) constantes. As eficiências de redução de DQO obtidas foram 63%, 54% e 24%, respectivamente experimentos 28, 29 e 30, sendo observadas mudanças nas características físicas do lodo dentro do reator no decorrer dos experimentos, apresentando aspecto filamentosos, difícil sedimentação e cor amarelo claro. Exames ao microscópio mostraram presença de elevado número de bactérias filamentosas, o que prejudicou o andamento dos experimentos nas condições descritas.

TABELA 3.18 – Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos. Água residuária sintética nº 05.

	Experimento 28	Experimento 29	Experimento 30
V	2500 mL	2500 mL	2500 mL
S ₀	1900 mgDQO.L ⁻¹	2110 mgDQO.L ⁻¹	2375 mgDQO.L ⁻¹
S _e	710 mgDQO.L ⁻¹	977 mgDQO.L ⁻¹	1810 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	3870 mgSSV.L ⁻¹	4080 mgSSV.L ⁻¹	4285 mgSSV.L ⁻¹
X	4115 mgSSV.L ⁻¹	4296 mgSSV.L ⁻¹	3880 mgSSV.L ⁻¹
Q	400 mL.min ⁻¹	400 mL.min ⁻¹	400 mL.min ⁻¹
F	250 mL.h ⁻¹	250 mL.h ⁻¹	250 mL.h ⁻¹
th	10 h	10 h	10 h
η	63%	54,63%	24%

So=concentração inicial de DQO na água residuária sintética; Se=concentração final de DQO na água residuária sintética; Xo=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação de líquido; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO.

3.3.7 2 – DQO remanescente e concentração de biomassa

Nesta fase, operou-se o reator utilizando água residuária sintética nº 05, com concentração variando de 950 a 2380 mgDQO.L⁻¹, vazão de alimentação de 180 a 300 mL.h⁻¹ e vazão de ar de 400 mL.min⁻¹ em todos os experimentos, de modo a melhorar a eficiência de redução de DQO bem como obter os parâmetros cinéticos desejados.

A Figura 3.29 mostra curvas de concentração de DQO e biomassa para o experimento 20, tendo vazão de ar de 400 mL.min⁻¹, concentração da água residuária sintética de 950 mgDQO.L⁻¹ e vazão de alimentação de 250 mL.h⁻¹. Observa-se um patamar de concentração na curva de DQO a partir de 69 horas de reação e em 48 horas para a curva de biomassa.

A concentração de biomassa permaneceu praticamente constante até o estabelecimento do estado estacionário, sendo observada apenas uma pequena elevação dos valores de concentração de biomassa em torno de 56 horas de reação. Apesar de não se observar aumento acentuado na concentração de biomassa dentro do reator ao longo do experimento, a curva de concentração de DQO apresenta comportamento decrescente, mesmo em baixas concentrações de biomassa, podendo este fato ser atribuído a qualidade da flora microbiana remanescente.

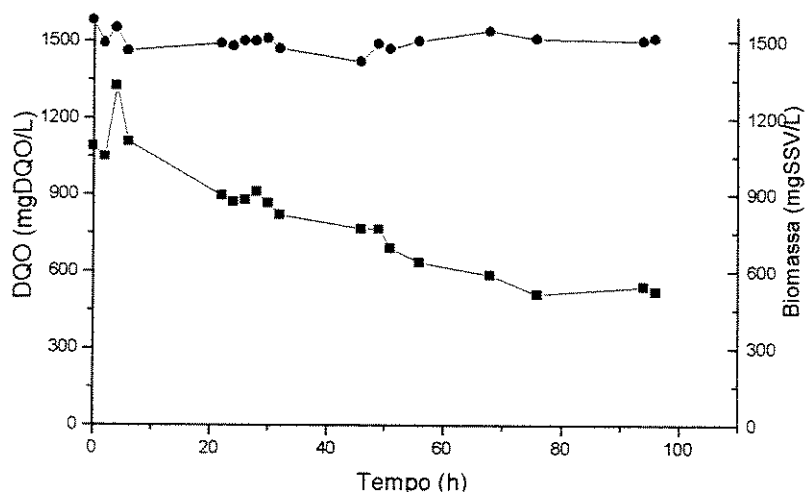


FIGURA 3.29 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=10$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min^{-1} ; $F=250$ mL.h^{-1} ; $S_o=950$ mgDQO.L^{-1}) (• Biomassa, ■ DQO). Experimento 20. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,04552 a 0,20321%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,06732 a 0,72102%.

Com base nos valores apresentados pela Figura 3.29, novos experimentos foram realizados, objetivando-se diminuição da concentração final de DQO e aumento da concentração de biomassa dentro do reator, de forma a obter-se os parâmetros cinéticos desejados. Para tanto, aumentou-se a concentração da água residuária sintética.

A Figura 3.30 mostra curvas de concentração de DQO e biomassa para o experimento 21, onde observa-se que, a partir da 46ª hora de operação, ocorreram menores oscilações nos valores de DQO, quando então considerou-se atingido o estado estacionário, ficando a concentração final de DQO em torno de 358 mgDQO.L^{-1} . A curva de concentração de biomassa apresenta pequeno patamar em torno de 50 horas de operação do reator, com menores oscilações nos valores de concentração de biomassa. Pela mesma curva, observa-se um segundo patamar em torno de 70 horas de operação, quando considerou-se estado estacionário atingido, ficando a concentração final média de biomassa em torno de 2190 mgSSV.L^{-1} .

Pela Figura 3.31, experimento 22, observa-se um primeiro patamar na curva de concentração de DQO alcançado em torno de 66 horas de operação, com pequenas oscilações até o final do experimento, mas a curva de biomassa mostra patamar a partir de 235 horas de operação, quando considerou-se estado estacionário atingido, sendo a concentração final de DQO de 398 mgDQO.L^{-1} e biomassa $2387 \text{ mgSSV.L}^{-1}$. Foram feitos descartes de lodo (monitorado pelo volume de lodo em proveta de 1000 mL) baixando-se a concentração de biomassa dentro do reator de $2190 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ (experimento 21) para $1560 \text{ mgSSV.L}^{-1}$. Este fato pode ser evidenciado pelas quedas abruptas apresentadas pelas curvas de concentração de biomassa.

Os experimentos desta fase foram feitos de forma ininterrupta, sendo a concentração de DQO da água residuária sintética da alimentação alterada após o estado estacionário ser atingido, o que pode ser observado entre os experimentos 21 e 22, onde a concentração de DQO da alimentação aumentou de 1270 para $1784 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ (experimentos 21 e 22), acarretando em aumento dos valores na curva de concentração de DQO do experimento 22, a partir da 24ª hora de operação.

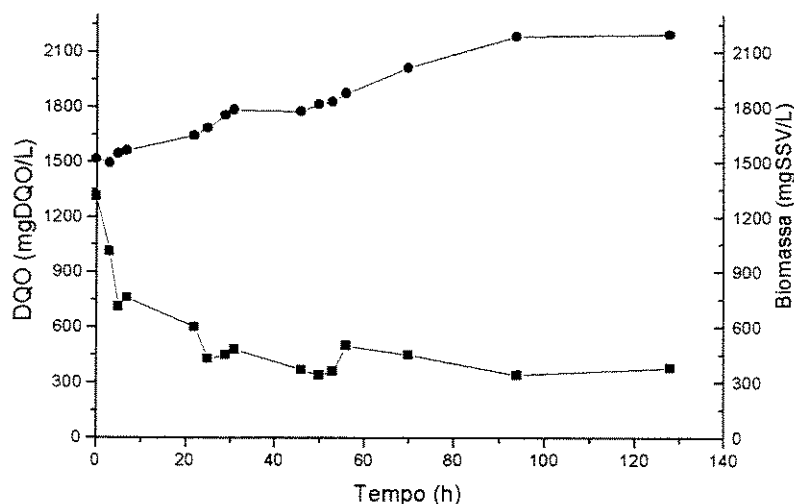


FIGURA 3.30 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de tubos concêntricos ($t_h=10$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min $^{-1}$; $F=250$ mL.h $^{-1}$; $S_o=1270$ mgDQO.L $^{-1}$) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 21. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,06582 a 0,47212%

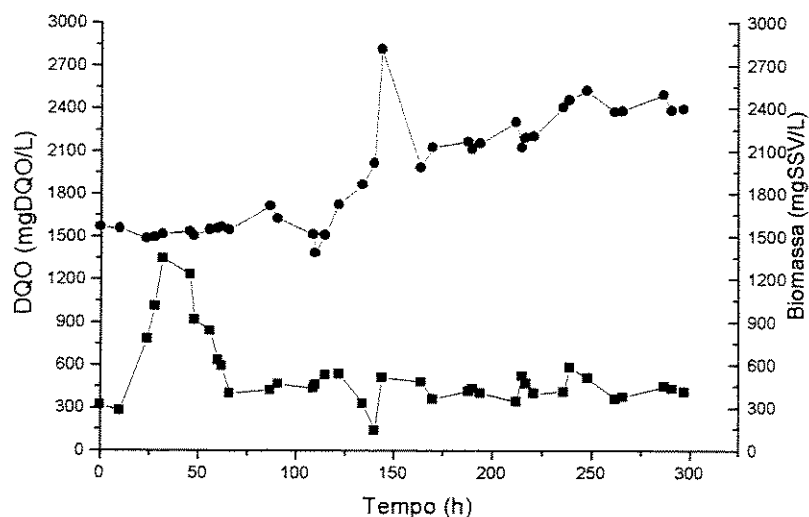


FIGURA 3.31 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de tubos concêntricos ($t_h=10$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min $^{-1}$; $F=250$ mL.h $^{-1}$; $S_o=1784$ mgDQO.L $^{-1}$) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 22. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,06392 a 0,7255%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,07631 a 0,87021%.

A Figura 3.32 (experimento 23), mostra curvas de concentração de DQO e biomassa para experimento realizado no reator “air-lift” de tubos concêntricos com concentração inicial de água residuária sintética de $1900 \text{ mgDQO.L}^{-1}$, vazão de ar de 400 mL.min^{-1} , vazão de alimentação de 250 mL.h^{-1} e concentração inicial de biomassa de $1540 \text{ mgSSV.L}^{-1}$.

As curvas de concentração de DQO e biomassa apresentam comportamento semelhante, em relação ao estabelecimento do estado estacionário, em torno de 101 horas de operação do reator, ficando a concentração final de DQO em torno de 420 mgDQO.L^{-1} e de biomassa em $2300 \text{ mgSSV.L}^{-1}$.

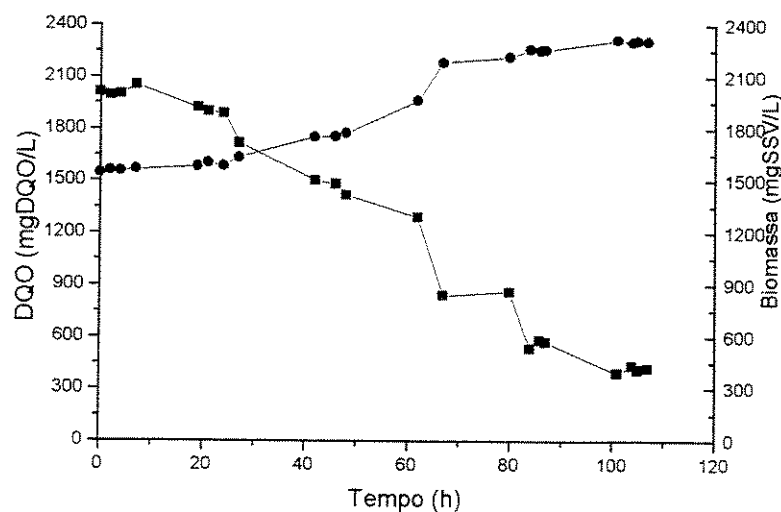


FIGURA 3.32 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=10 \text{ h}$; $V=2500 \text{ mL}$; $Q=400 \text{ mL.min}^{-1}$; $F=250 \text{ mL.h}^{-1}$; $S_o=1900 \text{ mgDQO.L}^{-1}$) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 23. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,06652 a 0,77325%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,07554 a 0,63735%.

A Figura 3.33 (experimento 24) mostra curvas de concentração de DQO e biomassa, sendo que a curva de DQO apresenta queda lenta, sendo que menores oscilações ocorreram a partir da 130ª hora de operação, com concentração final de 527 mgDQO.L⁻¹. A curva de biomassa apresenta valores decrescentes nas primeiras 6 horas de experimento. A partir de então, observa-se aumento dos valores de concentração de biomassa, sendo um estado estacionário atingido a partir da 80ª hora de operação, atingindo concentração final média de biomassa igual a 2184 mgSSV.L⁻¹.

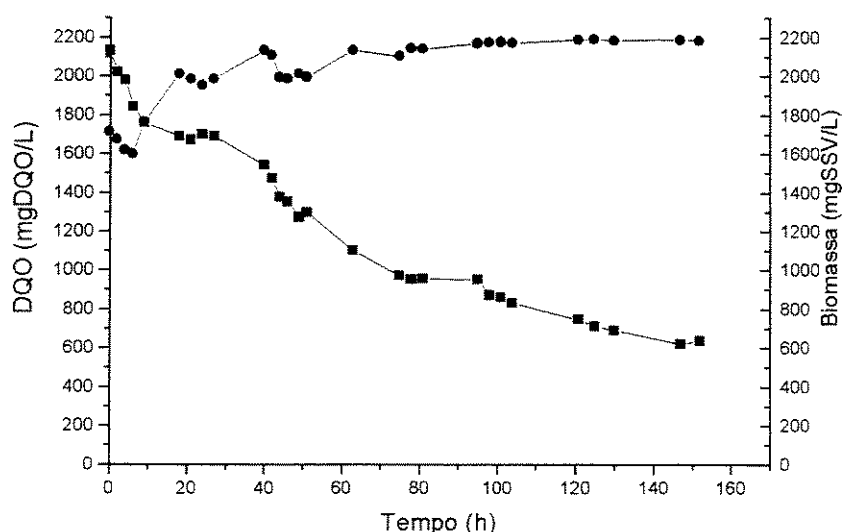


FIGURA 3.33 - Concentração de biomassa (mgSSV.L⁻¹) e DQO (mgDQO.L⁻¹) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos (th=10 h; V=2500 mL; Q=400 mL.min⁻¹; F=250 mL.h⁻¹; So=2210 mgDQO.L⁻¹) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 24.

As Figuras 3.34, 3.35 e 3.36 mostram curvas de concentração de DQO e biomassa para os experimentos 25, 26 e 27, respectivamente, com mesma concentração de água residuária na alimentação de 2380 mgDQO.L⁻¹, vazão de

alimentação de 250 mL.h^{-1} nos experimentos 26 e 27 e 350 mL.h^{-1} no experimento 25 e vazão de ar constante de 400 mL.min^{-1} .

Pela Figura 3.34 (experimento 25) observa-se um primeiro patamar na curva de concentração de DQO e biomassa em torno de 78 horas de operação do reator, com menores oscilações de seus valores e um segundo patamar em torno de 150 horas, quando então considerou-se estado estacionário atingido.

Pelas Figuras 3.35 e 3.36 (experimentos 26 e 27, respectivamente), observa-se estado estacionário com menores oscilações nas curvas de concentração de DQO em torno de 125 horas de operação do reator para o experimento 26 e de 78 horas para o experimento 27. Observa-se que a Figura 3.35, experimento 26, apresenta um patamar de concentração de biomassa a partir da 100ª hora de operação sendo a concentração final média de biomassa de $3010 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ e para a Figura 3.36 (experimento 27), o estado estacionário foi alcançado em torno de 62 horas de operação, com concentração final média de biomassa de $2670 \text{ mgSSV.L}^{-1}$.

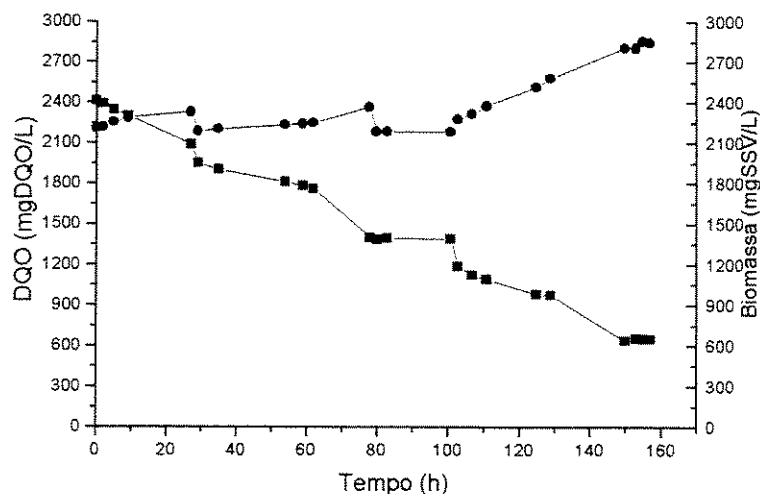


FIGURA 3.34 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=7,14$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min^{-1} ; $F=350$ mL.h^{-1} ; $S_o=2380$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 25. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,03452 a 0,98653%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,08921 a 1,0243%.

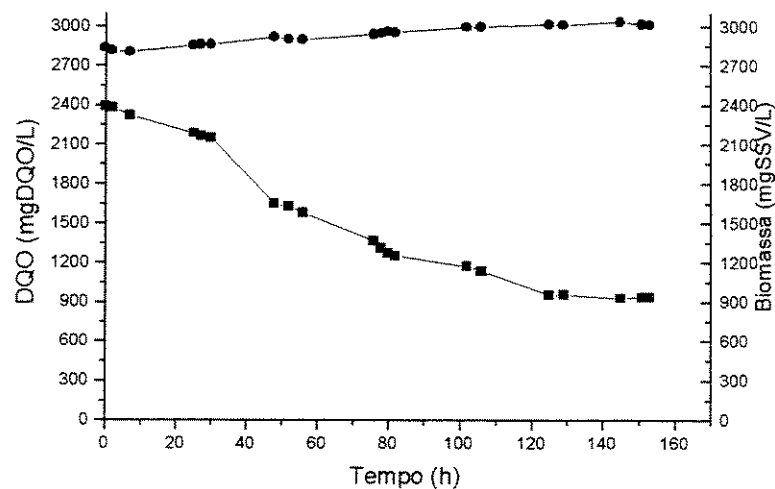


FIGURA 3.35 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=10$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min^{-1} ; $F=250$ mL.h^{-1} ; $S_o=2380$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 26. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,5485 a 2,8432%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,06213 a 1,2563%.

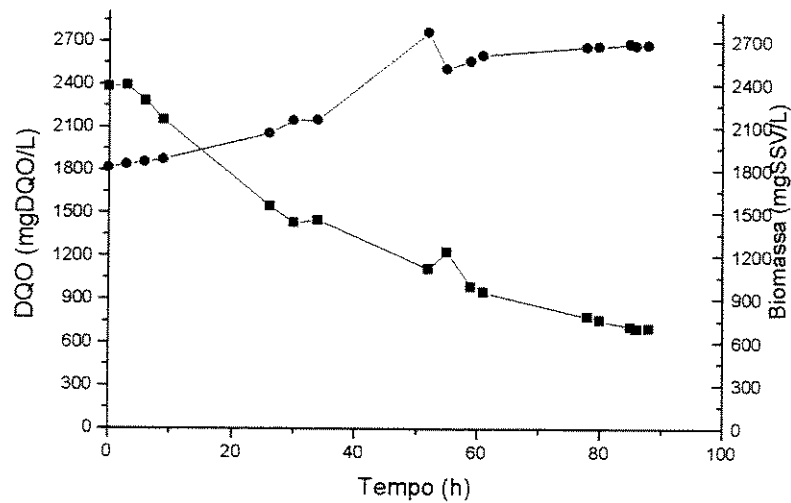


FIGURA 3.36 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=10$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min^{-1} ; $F=250$ mL.h^{-1} ; $S_o=2380$ mgDQO.L^{-1}) (• Biomassa, ■ DQO). Experimento 27. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,34282 a 2,76321%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,06281 a 0,89743%.

Dos experimentos 25, 26 e 27, para a mesma concentração da água residuária sintética e vazão de ar, a maior eficiência de redução de DQO (73%) foi atingida no experimento 25, tendo vazão de alimentação de 350 mL.h^{-1} . Nestes experimentos utilizando-se concentração de DQO na alimentação de 2380 mgDQO.L^{-1} , as eficiências de redução foram de 73%, 60,6% e 70,7%, respectivamente.

As Figuras 3.37 e 3.38, experimentos 28 e 29 respectivamente, mostram curvas de concentração de DQO e biomassa para experimentos realizados com concentração de água residuária na alimentação de 1900 mgDQO.L^{-1} para o experimento 28 e 2110 mgDQO.L^{-1} para o experimento 29, vazão de ar de 400 mL.min^{-1} e vazão de alimentação de 250 mL.h^{-1} .

Pela Figura 3.37, as menores oscilações na curva de DQO foram observadas a partir de 78 horas de operação, atingindo concentração final de 710 mgDQO.L⁻¹ (63%) em 85 horas de operação, quando considerou-se estado estacionário alcançado. A curva de biomassa apresenta um suave aumento de seus valores, sendo alcançado patamar em 80 horas de operação, com concentração final média de 4115 mgSSV.L⁻¹.

Pela curva de concentração de DQO do experimento 29 (Figura 3.38), observa-se pequeno patamar ao redor de 25 horas de operação, ocorrendo decréscimo dos valores até atingir estado estacionário em torno de 77 horas. Comportamento semelhante ocorreu em relação à curva de biomassa do experimento, ficando a concentração final média de biomassa dentro do reator em torno de 4273 mgSSV.L⁻¹.

Pode-se observar, pela Figura 3.38, aumento significativo dos valores de concentração de DQO nas 12 primeiras horas de experimento, conseqüente do aumento provocado na concentração da água residuária sintética de alimentação, ocorrido entre o experimento 28 e 29, passando de 1900 mgDQO.L⁻¹ (experimento 28) para 2110 mgDQO.L⁻¹ (experimento 29).

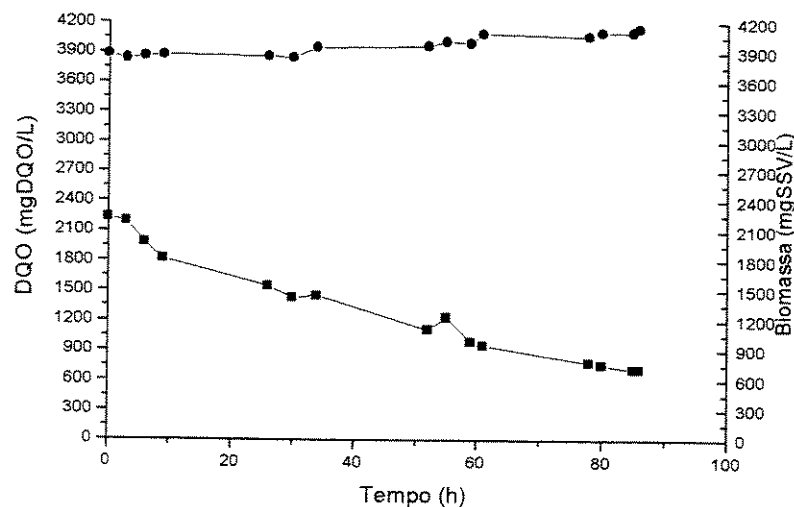


FIGURA 3.37 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de tubos concêntricos ($t_h=12,5$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min^{-1} ; $F=200$ mL.h^{-1} ; $S_o=1900$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 28.

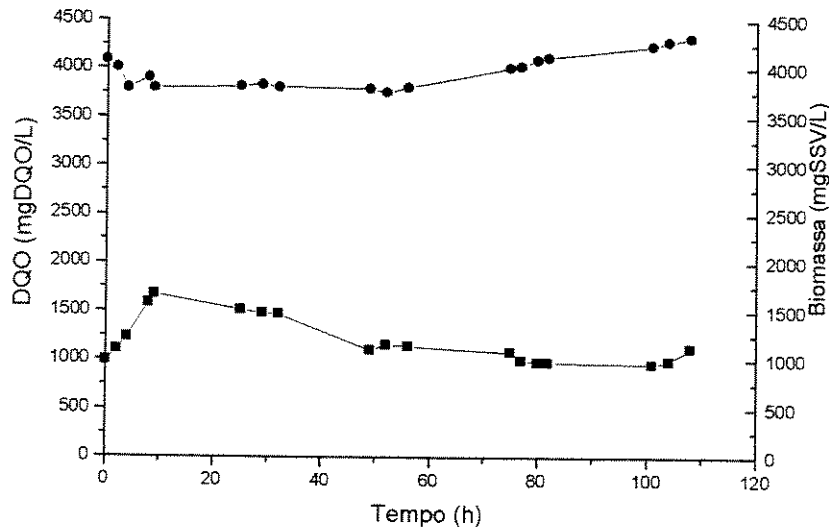


FIGURA 3.38 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator "air-lift" de tubos concêntricos ($t_h=12,5$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min^{-1} ; $F=200$ mL.h^{-1} ; $S_o=2110$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 29.

Apesar da concentração de biomassa no reator durante o experimento 28 ser menor que a do experimento 29 ($4115 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ e $4273 \text{ mgSSV.L}^{-1}$, respectivamente), maior eficiência de redução de DQO foi alcançada no experimento 28 (63%) em relação ao experimento 29 (54%), indicando boa qualidade da microflora no reator.

A Figura 3.39 apresenta curvas de concentração de DQO e biomassa para o experimento 30, com vazão de ar de 400 mL.min^{-1} , vazão de 180 mL.h^{-1} e concentração da água residuária sintética de $2375 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ na alimentação. A curva de concentração de DQO apresenta um pequeno patamar em torno de 49 horas de operação, com pequenas oscilações até 81ª hora quando considerou-se estado estacionário atingido. A curva de concentração de biomassa apresenta valores decrescentes ao longo do experimento, ficando a concentração final de biomassa em torno de $3880 \text{ mgSSV.L}^{-1}$, concentração esta mais baixa que a inicial, de $4285 \text{ mgSSV.L}^{-1}$. Este fato deve-se, possivelmente, as mudanças nas características do lodo durante o experimento, apresentando grande quantidade de células em suspensão na água de saída do reator, mudanças na coloração de marrom para amarelo claro, bem como difícil sedimentação e grande quantidade de filamentos observados em exame ao microscópio. Isto poderia explicar os altos valores de concentração de DQO durante o experimento, acarretando assim baixa eficiência de redução de DQO do experimento (24%).

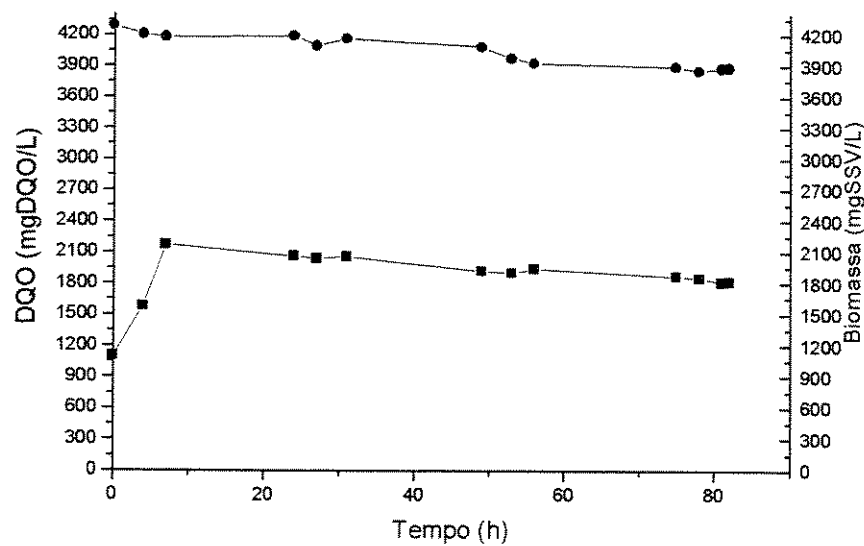


FIGURA 3.39 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($t_h=12,5$ h; $V=2500$ mL; $Q=400$ mL.min^{-1} ; $F=200$ mL.h^{-1} ; $S_o=2375$ mgDQO.L^{-1}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 30. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,08582 a 1,47255%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,09361 a 0,89035%.

O comportamento apresentado pelas figuras nesta fase mostram que a concentração celular ao final dos experimentos está de acordo com o esperado, permanecendo dentro dos valores recomendados em literatura (Ramalho, 1983). Analisando-se as curvas de concentração de DQO e biomassa desta fase, percebe-se que as maiores quedas nos valores de concentração de DQO são acompanhadas por elevações nos valores nas curvas de biomassa, até que o estado estacionário, onde as oscilações de valores em ambas as curvas são menores, fosse atingido.

A Tabela 3.19 mostra parâmetros cinéticos e condições de operação. Os parâmetros cinéticos foram determinados conforme item 3.2.2.2.

TABELA 3.19 - Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos ($Q = 400 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$):

S_o	S_e	X_o	X	th	q	μ	η	ΔX_v	Fig
950	520	1580	1510	10	0,0284	—	55,8	—	3.29
1270	358	1510	2190	10	0,0416	0,0038	72	0,504	3.30
1784	398	1560	2387	10	0,0581	0,004	77,7	0,567	3.31
1900	420	1540	2300	10	0,0644	0,0046	78	0,636	3.32
2210	527	1710	2184	10	0,0776	0,0076	76,15	1,003	3.33
2380	648	2200	2830	7,14	0,0858	0,0045	73	0,762	3.34
2380	937	2830	3010	10	0,0480	0,0027	60,63	0,480	3.35
2380	697	1810	2670	10	0,0890	0,0074	70,71	1,184	3.36
1900	710	3870	4115	12,5	0,0231	0,035	63	8,640	3.37
2110	977	4080	4296	12,5	0,0211	0,0044	54	1,140	3.38
2375	1810	4285	3880	12,5	0,0117	—	24	—	3.39

$S = \text{mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$; $X = \text{mgSSV} \cdot \text{L}^{-1}$; $F = \text{mL} \cdot \text{h}^{-1}$; $th = h$; $q = \text{h}^{-1}$; $\mu = \text{h}^{-1}$; $\eta = \%$; $\Delta X_v = \text{g} \cdot \text{dia}^{-1}$.

A Figura 3.40 mostra a curva de q contra S_e para os experimentos desta fase, através dos quais extraiu-se o valor da constante de velocidade de redução de DQO (k). O valor de k calculado foi de $0,00316 \text{ dia}^{-1}$ ($R=0,94983$), menor que o esperado, porem está dentro da faixa encontrada em literatura para indústrias químicas que é de $0,0029\text{-}0,018 \text{ dia}^{-1}$ (Ramalho, 1983).

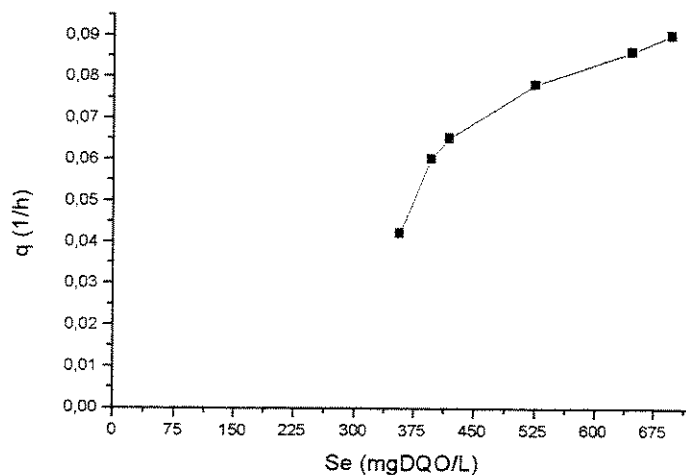


FIGURA 3.40 – Relação entre q (h^{-1}) e S_e (mgDQO.L $^{-1}$).

A Figura 3.41 mostra a relação entre μ e q . O valor de Y e K_d , são respectivamente, 0,1172 e 0,04 dia $^{-1}$ ($R = 0,95415$), que são menores que os valores encontrados em literatura para as indústrias químicas, respectivamente, 0,31 – 0,72 e 0,05 – 0,18 dia $^{-1}$, Y e K_d (Ramalho, 1983).

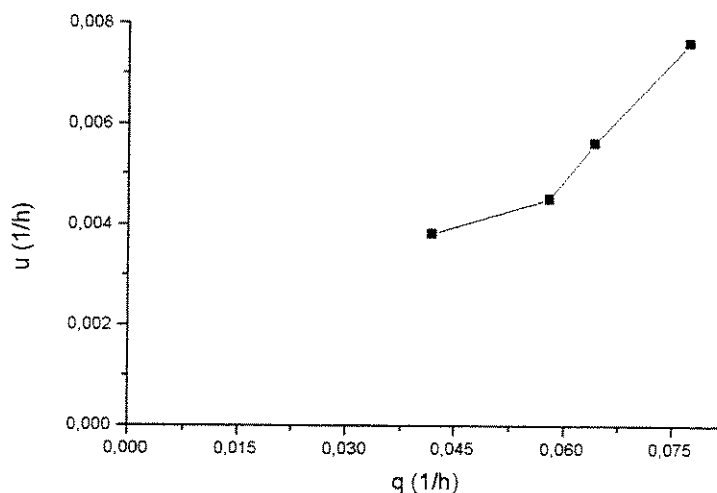


FIGURA 3.41 – Relação entre μ (h^{-1}) e q (h^{-1}).

3.4 – CONSIDERAÇÕES PARCIAIS

1-) Foram feitas várias modificações na geometria do reator a fim de melhorar a performance hidrodinâmica do mesmo no tratamento da água residuária por lodo ativado. As modificações foram apresentadas em ordem cronológica e denominadas Fases 1, 2, 3, 4, 5, e 6. A cada modificação, novos ensaios foram feitos, bem como análises de concentração de DQO e biomassa. Os ensaios contaram com variações na vazão de alimentação do reator ($200-850 \text{ mL.h}^{-1}$), vazão de ar ($200-1200 \text{ mL.min}^{-1}$), concentração de DQO da água residuária na alimentação ($950-3300 \text{ mgDQO.L}^{-1}$) e concentração inicial de lodo no reator ($1010-2410 \text{ mgSSV.L}^{-1}$);

2-) Das várias modificações feitas e variáveis testadas, melhores resultados foram obtidos com vazões de ar mais baixas (até 400 mL.min^{-1}), mostrando que o aumento da vazão de ar não acarretou necessariamente aumento da eficiência de redução de DQO no reator;

3-) Experimentos longos foram feitos com vazão de ar constante (400 mL.min^{-1}), vazão de alimentação de 200 a 350 mL.h^{-1} e concentração de DQO da água residuária sintética da alimentação variando de 950 a $2380 \text{ mgDQO.L}^{-1}$. A concentração de biomassa dentro do reator aumentou significativamente, variando de 2000 a $4000 \text{ mgSSV.L}^{-1}$, alcançando em alguns experimentos valores acima dos apresentados em literatura ($2000-3000 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ – Ramalho, 1983).

4-) Foi possível a obtenção de parâmetros cinéticos como constante de redução de DQO (k), rendimento celular (Y) e coeficiente de morte celular (k_d) na maioria dos experimentos.

CAPÍTULO 4

REATOR “AIR-LIFT” DE TUBOS CONCÊNTRICOS OPERADO COM VARIAÇÃO DE PRESSÃO

INTRODUÇÃO

Os biorreatores “air-lift” são muito utilizados em processos químicos e biotecnológicos, apresentando vantagens para indústrias e pesquisas devido às suas características hidrodinâmicas, as quais podem ser facilmente modificadas pela seleção de um conjunto de parâmetros geométricos. Estes biorreatores não são agitados mecanicamente, o que reduz os gastos com energia, bem como o cisalhamento de células durante os processos.

Em muitos casos, os reatores “air-lift” são operados em pressões elevadas para alcançarem concentrações de gases suficientemente altas para as reações envolvidas em indústrias químicas. Para isso, é importante o conhecimento da influência da pressão sobre a hidrodinâmica e transferência de massa no reator. Muitos estudos foram realizados sobre a influência de pressões elevadas em colunas de bolhas, porém em relação ao efeito do aumento de pressão sobre reatores “air-lift”, não há estudos conclusivos na literatura (Letzel & Stankiewicz, 1999).

O objetivo deste capítulo é investigar experimentalmente o efeito da variação de pressão (0-1,2 Kgf.cm⁻²) sobre a performance do reator “air-lift” de tubos concêntricos no tratamento de água residuária sintética utilizando lodo ativado, de modo a aumentar a transferência de oxigênio no reator, permitindo trabalhar com maior concentração de lodo tornando o processo mais eficiente, bem como a obtenção de parâmetros cinéticos como taxa específica de consumo de substrato (q), taxa específica de crescimento (μ), constante de velocidade de redução de DQO (K), coeficiente de morte celular (K_d), rendimento celular (Y) e aumentar a eficiência de redução de DQO (η), comparando com dados de literatura.

4.2 – METODOLOGIA E ESTRATÉGIA EXPERIMENTAL

4.2.1 – MATERIAIS

4.2.1.1 – Água residuária sintética e biomassa

Para a obtenção de lodo aclimatado à água residuária sintética, utilizou-se semente de lodo marca “Polyseed”, conforme item 2.1.

Para a realização de experimentos em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado, foi utilizada água residuária sintética nº 06, conforme composição apresentada no item 2.3, descrita na Tabela 4.1 abaixo.

TABELA 4.1. - Composição de água residuária sintética (nº 06)

Componente	Concentração(g.L ⁻¹)
Lactose	9,00
Glicose	9,00
Uréia	4,32
Caseína hidrolisada	1,67
Na ₂ HPO ₄ .7H ₂ O	5,00
K ₂ HPO ₄	1,80
(NH ₄) ₂ HPO ₄	0,20
MgSO ₄ .7H ₂ O	0,50
MnSO ₄ .7H ₂ O	0,05
FeSO ₄ .6H ₂ O	0,05

Diariamente, 10mL de solução de cloreto de cálcio (2,5g.500mL⁻¹) era adicionado ao lodo do reator de bancada, bem como 3 mL de solução de micronutrientes (diluição 1:20.000) com composição mostrada na Tabela 4.2.

TABELA 4.2. - Composição da solução de micronutrientes.

Componente	Concentração (g.L ⁻¹)
MnSO ₄ .H ₂ O	16,66
ZnSO ₄ .7H ₂ O	4,00
CoSO ₄ .7H ₂ O	5,60
CuSO ₄ .5H ₂ O	5,00

4.2.1.2 – Reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado

Nesta última etapa do projeto, algumas modificações na geometria do reator “air-lift” foram feitas a fim de melhorar a performance hidrodinâmica do mesmo no tratamento da água residuária sintética. As modificações feitas para a pressurização do reator são listadas abaixo:

- ♦ remoção do segundo sedimentador da estrutura do reator.
- ♦ colocação de uma tampa com rosca no “caps” superior do corpo do reator, contando com uma saída de gases e um manômetro (0-2 Kgf.cm⁻²) para controle da pressão dentro do reator.
- ♦ colocação de uma tampa com rosca no sedimentador e tubo de equalização de pressão ligando o “caps” superior do corpo do reator ao do sedimentador.
- ♦ colocação de um sistema de controle de nível ligado para acionar a válvula na saída de líquido no sedimentador.
- ♦ adaptação de uma válvula de controle de pressão para evitar flutuações da pressão dentro do reator.
- ♦ colocação de um rotâmetro ligado a linha de ar e ao corpo do reator para controlar a vazão de ar dentro do reator.

Um esquema do reator assim modificado é mostrado à seguir, na Figura 4.1.

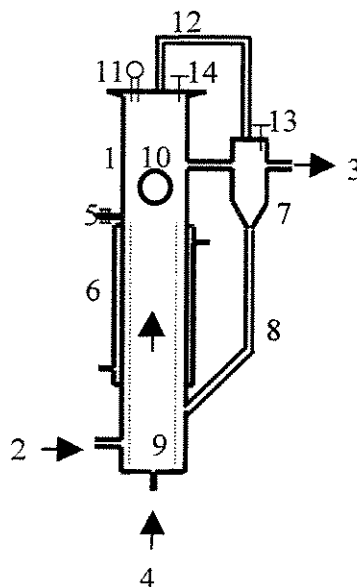


FIGURA 4.1: Esquema do reator “air-lift” de tubos concêntricos: 1–corpo do reator (“downcomer”); 2–alimentação de substrato sintético; 3–saída de líquido; 4–entrada de ar; 5–tomada de amostra; 6–camisa de refrigeração; 7–sedimentador; 8–linha de reciclo; 9–tubo de aeração (“riser”); 10–visor; 11–manômetro; 12–tubo de equalização; 13–sistema de controle de nível do líquido (solenóide); -14–válvula de segurança.

4.2.2 – MÉTODOS

4.2.2.1 – Operação do reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado

O reator “air-lift” foi operado de forma contínua até que fosse atingido o “estado estacionário”.

A aeração foi promovida por injeção de ar na extremidade inferior do reator através de pedra porosa, bem como a alimentação, que também foi realizada na parte inferior com auxílio de bomba peristáltica e um temporizador. As vazões de ar, controladas por rotâmetro, variaram de 800 a 1600 mL.min⁻¹ e as de alimentação de 200 a 380 mL.h⁻¹. A pressão dentro do reator variou de 0,8 a 1,2 Kgf.cm⁻², controlada pela válvula de segurança.

Para cada experimento, foram coletadas amostras do reator a intervalos regulares de tempo através da tomada de amostras na parte média do mesmo. O tempo de operação do reator variou, a cada experimento, de acordo com a vazão de alimentação utilizada, concentração inicial da água residuária sintética e pressão dentro do reator, tomando-se o cuidado de manter-se uma margem de segurança maior que três vezes o tempo de residência, para assegurar que o estado estacionário fosse atingido. Desta forma, esperava-se atingir uma condição em que a massa de lodo e concentração de DQO apresentassem oscilações uniformes em intervalos regulares de tempo, que alguns autores referem-se como “estado estacionário”.

Para a realização destes experimentos, as condições iniciais do processo foram alteradas após o estabelecimento do estado estacionário nas curvas de DQO e biomassa, identificando assim cada fase do experimento, mantendo-se constante o volume de líquido no reator (3,5 L) e a vazão de ar (1600 mL.min⁻¹), controlada por rotâmetro. A vazão de alimentação variou de 200 – 380 mL.h⁻¹ e a concentração de DQO da água residuária sintética de 2350 – 8684 mgDQO.L⁻¹. A pressão interna do reator variou de 0,725 – 1,2Kgf.cm⁻².

4.2.2.2 - Determinação dos parâmetros cinéticos

Os parâmetros cinéticos determinados foram: taxa específica de consumo de substrato (q), taxa específica de crescimento (μ), constante de velocidade de redução da demanda química de oxigênio (K), coeficiente de morte celular (K_d), rendimento de biomassa (Y), estando os mesmos descritos conforme item 3.2.2.2.

4.2.2.3 – Métodos analíticos

Os métodos analíticos utilizados foram descritos no item 2.2.2 e seguem os procedimentos do APHA (1995), com exceção do oxigênio dissolvido (item 2.2.2.4), sendo os mesmos: Demanda Química de Oxigênio (DQO), Concentração de Biomassa (SSV), pH e Índice Volumétrico do Lodo (IVL).

4.3 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta etapa do projeto, novos ensaios em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado foram feitos, onde as condições do processo foram alteradas após o estabelecimento do estado estacionário nas curvas de DQO e biomassa celular, identificando assim cada fase do experimento, objetivando-se uma diminuição da concentração final de DQO e aumento da biomassa celular dentro do reator, de forma a obter-se os parâmetros cinéticos desejados.

Pelos resultados dos experimentos apresentados no Capítulo 03, utilizando água residuária sintética com concentrações variáveis de 950 a 1900 mgDQO.L⁻¹, observou-se que maiores eficiências de redução de DQO, bem como concentrações de biomassa, foram obtidas em concentração de 1900 mgDQO.L⁻¹, podendo-se então, nas condições descritas, aumentar a concentração da água residuária no reator. Para tanto, nesta fase, operou-se o reator “air-lift” de tubos concêntricos de forma ininterrupta, com variação da pressão manométrica interna de 0,725 a 1,2 Kgf.cm⁻², com vazão de ar constante em todos os experimentos (1600 mL.min⁻¹), sendo que a vazão de alimentação de água residuária sintética variou de 200 a 380 mL.h⁻¹. A concentração de DQO da água residuária sintética era alterada, variando de 2350 a 8684 mgDQO.L⁻¹, após o estabelecimento do estado de equilíbrio, identificando assim cada etapa do experimento. Periodicamente, como ocorrido nos demais experimentos, exames microscópicos do lodo do reator eram feitos para a verificação da presença de microrganismos filamentosos, cisalhamento ou ruptura da estrutura celular devido a alta pressão a que o lodo foi submetido dentro do reator, bem como testes de pH e IVL do lodo.

Além disso, controlou-se a relação F/M, uma vez que esta relação é um parâmetro muito útil para avaliação das mudanças nas condições do lodo no reator, devido às modificações nas condições do processo como: variação da pressão interna do reator, concentração de DQO da água residuária de alimentação, vazão e concentração inicial da biomassa dentro do reator.

4.3.1 – Eficiência do processo

A Tabela 4.3 apresenta condições operacionais e eficiência de redução de DQO para os experimentos 1 e 2, ambos com vazão de ar de 1600 mL.min^{-1} , tempo de retenção hidráulica de 17,5 horas, concentração de DQO da água residuária sintética de 2350 e 3535 mgDQO.L^{-1} e pressão de operação de 0,725 e 0,8 Kgf.cm^{-2} , respectivamente.

TABELA 4.3 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado.

	Experimento 1	Experimento 2
P	0,725 Kgf.cm^{-2}	0,8 Kgf.cm^{-2}
V	3500 mL	3500 mL
S_0	2350 mgDQO.L^{-1}	3535 mgDQO.L^{-1}
Se	1667 mgDQO.L^{-1}	1197 mgDQO.L^{-1}
X_0	5700 mgSSV.L^{-1}	5239 mgSSV.L^{-1}
X	4288 mgSSV.L^{-1}	4270 mgSSV.L^{-1}
Q	1600 mL.min^{-1}	1600 mL.min^{-1}
F	200 mL.h^{-1}	200 mL.h^{-1}
th	17,5 h	17,5 h
η	29,06%	66,14%

So=concentração inicial de DQO da água residuária sintética; Se=concentração final de DQO da água residuária sintética; X_0 =concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação da água residuária sintética; th=tempo de retenção hidráulica; η =eficiência de redução de DQO; P= pressão manométrica do reator.

Analisando-se os resultados da Tabela 4.3, para a mesma vazão de ar e de alimentação, alterando-se a concentração inicial de DQO da água residuária sintética de 2350 para 3535 mgDQO.L^{-1} e pressão interna do reator de 0,725 para 0,8 Kgf.cm^{-2} (experimentos 1 e 2, respectivamente), observa-se aumento da

eficiência de redução de DQO de 37,08%, ou seja, o aumento da concentração de DQO do afluente e pressão no reator acarretou aumento da eficiência do processo, apesar da biomassa no reator permanecer aproximadamente a mesma em ambos experimentos, indicando boa atividade da microflora que compunha o lodo no reator.

Pela Tabela 4.4 observa-se resultados dos experimentos 3, 4 e 5, sendo todos realizados com vazão de ar de 1600 mL.min⁻¹, tempos de retenção hidráulica de 9,21 horas e diferentes valores de concentração de DQO da água residuária sintética, sendo 3535, 5210 e 8684 mgDQO.L⁻¹, experimentos 3, 4 e 5, respectivamente, bem como diferentes valores de pressão dentro de reator: 0,8 Kgf.cm⁻² para os experimentos 3 e 4 e 1,2 Kgf.cm⁻² para o experimento 5.

TABELA 4.4 - Condições de operação e eficiência de redução de DQO de tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado:

	Experimento 3	Experimento 4	Experimento 5
P	0,8 Kgf.cm ⁻²	0,8 Kgf.cm ⁻²	1,2 Kgf.cm ⁻²
V	3500 mL	3500 mL	3500 mL
S ₀	3535 mgDQO.L ⁻¹	5210 mgDQO.L ⁻¹	8684 mgDQO.L ⁻¹
Se	468 mgDQO.L ⁻¹	675 mgDQO.L ⁻¹	2542 mgDQO.L ⁻¹
X ₀	3200 mgSSV.L ⁻¹	3350 mgSSV.L ⁻¹	6060 mgSSV.L ⁻¹
X	4000 mgSSV.L ⁻¹	5708 mgSSV.L ⁻¹	15587 mgSSV.L ⁻¹
Q	1600 mL.min ⁻¹	1600 mL.min ⁻¹	1600 mL.min ⁻¹
F	380 mL.h ⁻¹	380 mL.h ⁻¹	380 mL.h ⁻¹
th	9,21 h	9,21 h	9,21 h
η	86,76%	87,05%	70,72%

So=concentração inicial de DQO da água residuária sintética; Se=concentração final de DQO da água residuária sintética; Xo=concentração inicial de biomassa; X=concentração final de biomassa; Q=vazão de ar; F=vazão de alimentação da água residuária sintética; th=tempo de retenção hidráulica; η=eficiência de redução de DQO; P= pressão manométrica do reator.

Observando-se os resultados dos experimentos 2 e 3 nas Tabelas 4.3 e 4.4, tem-se que, para mesma vazão de ar e de concentração de DQO, observa-se eficiência de redução de DQO de 66,14% para o experimento realizado com vazão de alimentação de 200 mL.h⁻¹ (experimento 2) e 86,76% para o experimento realizado com vazão de 380 mL.h⁻¹ (experimento 3), ou seja, a eficiência de redução de DQO aumentou de 20,62% quando variou-se a vazão de alimentação, sem que o lodo apresentasse aspecto filamentososo, apesar da concentração da biomassa no reator ser menor no experimento 3 (4000 mgSSV.L⁻¹) que no experimento 2 (4270 mgSSV.L⁻¹).

Em relação aos experimentos 3 e 4 (Tabela 4.4), a maior eficiência de redução de DQO foi obtida com concentração de água residuária de 5210 mgDQO.L⁻¹, sendo de 87,05% para o experimento 4 e 86,76% para o experimento 3, com concentração de 3535 mgDQO.L⁻¹. Observa-se também um aumento acentuado do valor médio da biomassa no reator ao longo do experimento 4 (5708 mgSSV.L⁻¹) em relação ao experimento 3 (4000 mgSSV.L⁻¹).

Comparando-se os resultados na Tabela 4.4 dos experimentos 4 e 5, observa-se que o aumento da concentração inicial de DQO da água residuária sintética não acarretou aumento da eficiência de redução de DQO, apesar da concentração final de biomassa dentro do reator ser maior no experimento 5, 15587 mgSSV.L⁻¹, em relação a concentração final de biomassa do experimento 4, que foi de 5708 mgSSV.L⁻¹.

Avaliando-se os resultados apresentados nesta fase de operação do reator “air-lift” de tubos concêntricos com variação de pressão (Tabela 4.3 e 4.4), tem-se que maior eficiência de redução de DQO (87,05%) foi alcançada no experimento 4, com vazão de alimentação de 380 mL.h⁻¹, concentração da água residuária sintética de 5210 mgDQO.L⁻¹ e pressão do reator de 0,8 Kgf.cm². Observa-se também que as concentrações de biomassa dentro do reator (4000 a 15587 mgSSV.L⁻¹) alcançaram valores muito superiores da faixa encontrada para processos de lodo ativado convencional, sendo de 2000 a 3000 mgSSV.L⁻¹ (Ramalho, 1983).

4.3.2 - DQO remanescente e concentração de biomassa

Nesta etapa, operou-se o reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado utilizando água residuária sintética com concentração variando de 2350 a 8684 mgDQO.L⁻¹ e vazão de ar de 1600 mL.min⁻¹ em todos os experimentos. Variou-se a vazão de alimentação de água residuária no reator de 200 a 380 mL.h⁻¹, bem como a pressão interna do reator em 0,725 a 1,2 Kgf.cm⁻², de modo a aumentar a transferência de oxigênio e melhorar a eficiência de redução de DQO, bem como obter os parâmetros cinéticos desejados.

Na Figura 4.2, observa-se curvas de concentração de DQO e biomassa para o experimento 1, com concentração da água residuária sintética de 2350 mgDQO.L⁻¹, vazão de alimentação de 200 mL.h⁻¹ e pressão interna do reator de 0,725 Kgf.cm⁻², observando-se menores oscilações nos valores de concentração na curva de DQO em torno de 50 horas de reação e em 49 horas para a curva de biomassa.

Não se observou crescimento celular acentuado até o estabelecimento do estado estacionário, sendo observada apenas uma pequena elevação dos valores de concentração de biomassa em torno da 68^a hora de reação. Apesar da concentração de biomassa diminuir dentro do reator ao longo do experimento, a curva de DQO apresenta comportamento decrescente, mesmo em menores concentrações de biomassa, mostrando que o reator estava sendo operado em condições de aeração extendida, onde o excesso de lodo também é oxidado.

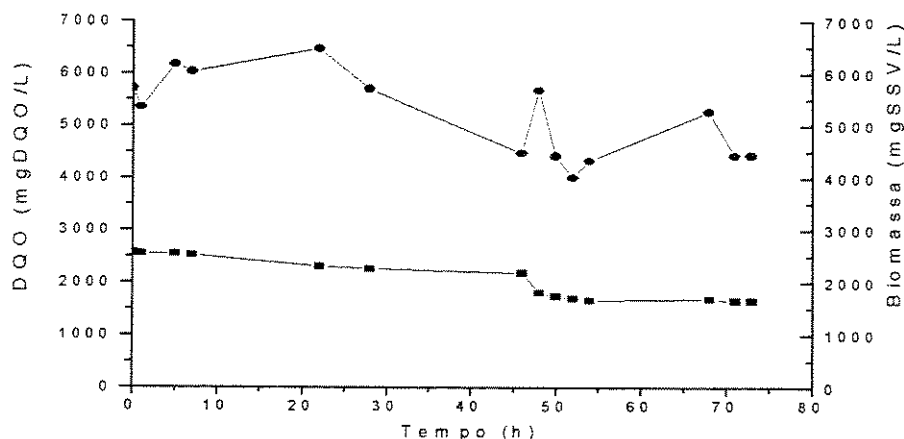


FIGURA 4.2 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h=17,5$ h; $V=3500$ mL; $Q=1600$ mL.min^{-1} ; $F=200$ mL.h^{-1} ; $S_o=2350$ mg.L^{-1} ; $P=0,725$ Kgf.cm^{-2}) (● Biomassa, ■ DQO). Experimento 1. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) 0,06552 a 0,19201%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,09375 a 0,67232%.

A Figura 4.3, mostra curvas de concentração de DQO e biomassa para o experimento 2. Observa-se que a partir da 40ª hora de operação, ocorreram menores oscilações nos valores de DQO até o final do experimento, ficando a concentração final de DQO em torno de 1197 mgDQO.L^{-1} . A curva de concentração de biomassa apresenta menores oscilações nos valores de concentração de biomassa a partir de 88 horas de operação do reator, ficando a concentração final média de biomassa dentro do reator em torno de 4270 mgSSV.L^{-1} .

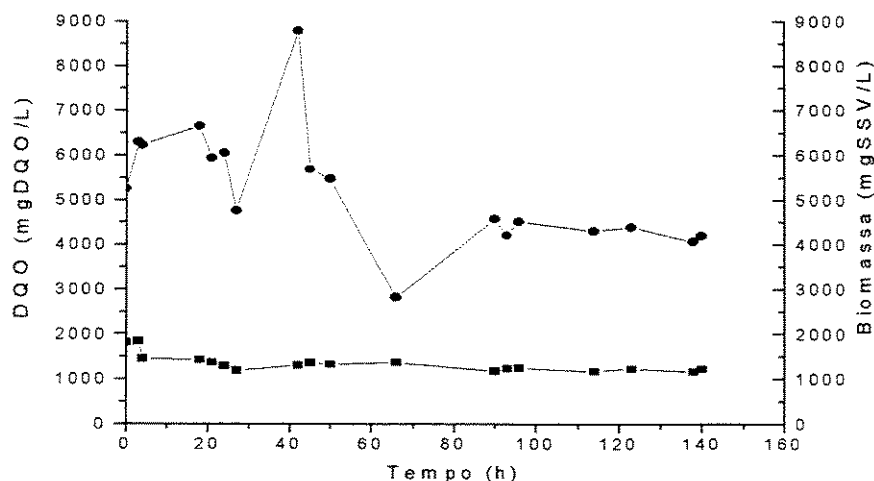


FIGURA 4.3 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h=17,5$ h; $V=3500$ mL; $Q=1600$ mL.min^{-1} ; $F=200$ mL.h^{-1} ; $S_o=35350$ mg.L^{-1} ; $P=0,8$ Kgf.cm^{-2}) (• Biomassa, ■ DQO). Experimento 2. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,04752 a 0,39221%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,06945 a 0,76562%.

Pela Figura 4.4, experimento 3, observa-se um pequeno patamar da concentração de DQO alcançado em torno de 62 horas de operação do reator, com pequenas oscilações até o final do experimento, sendo a concentração final de DQO de 468 mgDQO.L^{-1} . A concentração de biomassa apresentou oscilações menores a partir de 130 horas de operação do reator, quando considerou-se atingido estado estacionário, sendo a concentração média final de biomassa no reator de $4000 \text{ mgSSV.L}^{-1}$, pois foi feito descarte de lodo (monitorado pelo IVL), reduzindo-se então a concentração de biomassa dentro do reator de 4270 (experimento 2) para $3200 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ (experimento 3), mantendo-se a concentração inicial de alimentação da água residuária sintética em $3535 \text{ mgDQO.L}^{-1}$, o que pode ser evidenciado pelo aumento dos valores na curva de concentração de DQO do experimento 3, a partir da 18ª hora de operação.

Ambos experimentos, 2 e 3, contaram com descartes de lodo ao longo da operação do reator, monitorado pelo controle do volume de lodo sedimentado em

proveta de 1000 mL, para manutenção da concentração celular dentro do reator. Este fato pode ser evidenciado pelas quedas abruptas apresentadas pelas curvas de concentração de biomassa.

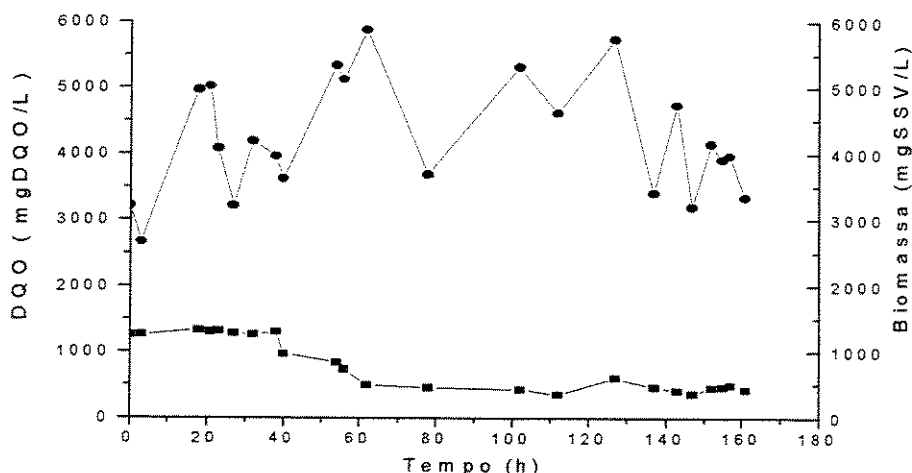


FIGURA 4.4 - Concentração de biomassa (SSV) e DQO de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h = 9,21h$; $V = 3500ml$; $Q = 1600mL.min^{-1}$; $F = 380mL.h^{-1}$; $S_o = 3535mg.L^{-1}$; $P = 0,8Kgf/cm^2$) (● Biomassa seca, ■ DQO). Experimento 3. Desvio: DQO ($mgDQO.L^{-1}$) – 0,06954 a 0,57677%.

A Figura 4.5 (experimento 4) mostra curvas de concentração de DQO e biomassa para experimento realizado no reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com concentração inicial de água residuária sintética de $5210mgDQO.L^{-1}$, vazão de alimentação de $380mL.h^{-1}$, concentração inicial de biomassa de $3350mgSSV.L^{-1}$ e pressão interna do reator de $0,8 Kgf/cm^2$.

A curva de concentração de DQO atingiu estado estacionário em torno de 60 horas de operação do reator, ficando a concentração final de DQO em torno de $675mgDQO.L^{-1}$. A curva de biomassa atingiu o estado estacionário em torno de 70 horas, ficando a concentração de biomassa dentro do reator em $5708mgSSV.L^{-1}$.

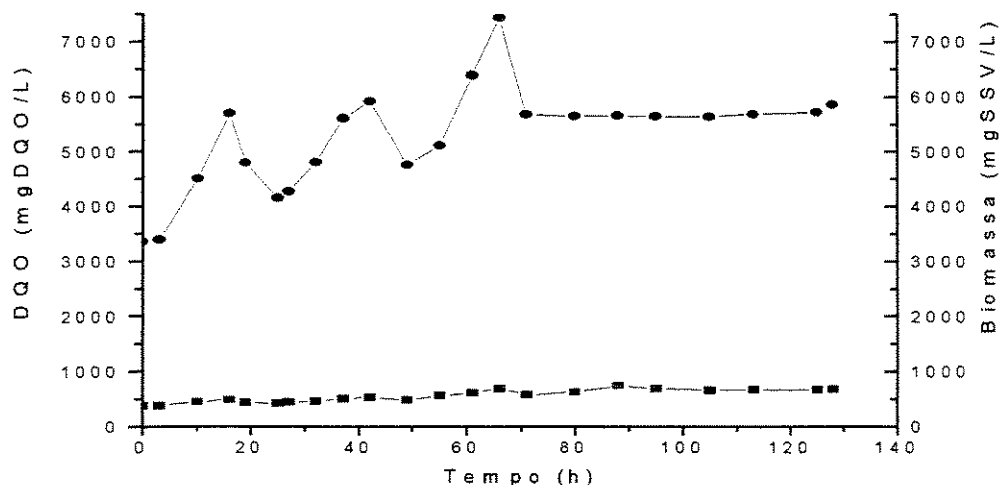


FIGURA 4.5 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h=9,21$ h; $V=3500$ mL; $Q=1600$ mL.min^{-1} ; $F=380$ mL.h^{-1} ; $S_o=5210$ mg.L^{-1} ; $P=0,8$ Kgf.cm^{-2}) (• Biomassa, ■ DQO). Experimento 4. Desvio: DQO (mgDQO.L^{-1}) – 0,0773 a 0,33245%; SSV (mgSSV.L^{-1}) – 0,07944 a 0,6447%.

Dos experimentos 2 e 3, para a mesma concentração inicial da água residuária sintética de 3535 mgDQO.L^{-1} , mesma vazão de ar de 1600 mL.min^{-1} e pressão interna do reator de $0,8$ Kgf.cm^{-2} , a maior eficiência de redução de DQO (86,76%) foi atingida no experimento 3, com vazão de alimentação de 380 mL.h^{-1} , enquanto no experimento 2 a eficiência de redução da concentração de DQO foi de 66,14%, para vazão de alimentação de 200 mL.h^{-1} .

Em relação aos experimentos 3 e 4, para pressão interna do reator de $0,8$ Kgf.cm^{-2} e vazão de alimentação de 380 mL.h^{-1} , a maior eficiência de redução de DQO foi obtida no experimento 4 (87,05%) utilizando-se concentração inicial de DQO de 5210 mgDQO.L^{-1} , enquanto que no experimento 3 obteve-se eficiência de 86,76% com concentração inicial de DQO de 3535 mgDQO.L^{-1} .

Analisando-se as curvas de concentração de DQO e biomassa dos experimentos de 1 a 4, percebe-se que maiores quedas nos valores nas curvas de

DQO foram acompanhadas por elevações nos valores nas curvas de biomassa, até que o estado estacionário, onde as oscilações de valores em ambas as curvas eram menores, foi atingido.

A Figura 4.6 apresenta curvas de concentração de DQO e biomassa para o experimento 5. A curva de concentração de DQO apresenta um pequeno patamar em torno de 25 horas de operação até a 100^a hora, a partir da qual apresenta pequena elevação de seus valores até a 162^a hora, quando considerou-se estado estacionário atingido, ficando a concentração final de DQO em torno de 2542 mgDQO.L⁻¹. Já em relação a curva de biomassa, esta apresentou comportamento crescente até o final do experimento, atingindo valores muito superiores aos alcançados até então, ficando sua concentração final em torno de 15587 mgSSV.L⁻¹. Apesar da alta concentração inicial de DQO da água residuária sintética utilizada neste experimento (8684 mgDQO.L⁻¹), não observou-se a presença de microrganismos filamentosos no lodo, permanecendo o mesmo com boa sedimentação (confirmada pela determinação do IVL), cor “marron-pardo”, boa movimentação e composição típica dos microrganismos. Apesar do comportamento crescente na curva de concentração de DQO, a eficiência do tratamento foi de 70,72%. Assim como no experimento anterior, o experimento 5 contou com descartes de lodo (monitorado pelo volume de lodo sedimentado em proveta de 1000 mL) para manutenção da concentração da biomassa.

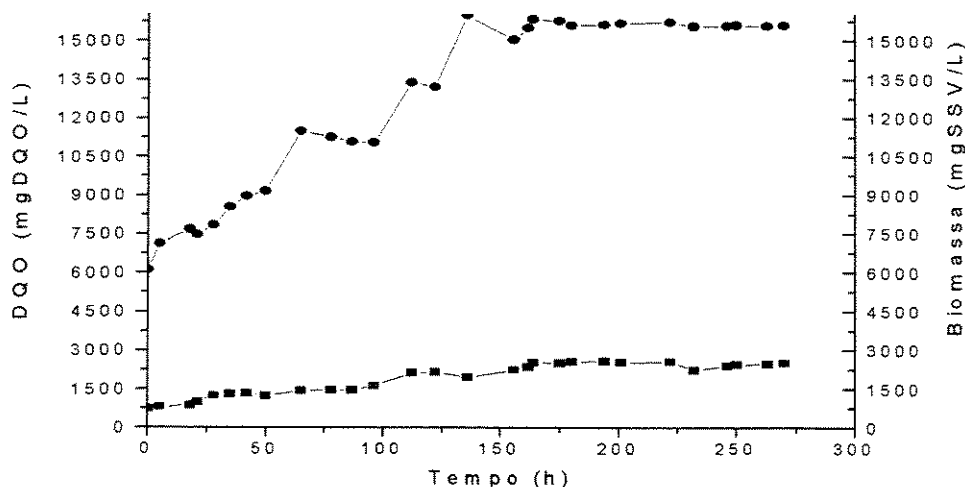


FIGURA 4.6 - Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h=9,21$ h; $V=3500$ mL; $Q=1600$ mL.min^{-1} ; $F=380$ mL.h^{-1} ; $S_o=8684$ mg.L^{-1} ; $P=1,2$ Kgf.cm^{-2}) (● Biomassa seca, ■ DQO). Experimento 5.

Pode-se observar, pela Figura 4.6, aumento significativo dos valores de concentração de DQO no experimento 5, consequente do aumento provocado na concentração da água residuária sintética de alimentação, ocorrido entre o experimento 4 e 5, passando de 5210 mgDQO.L^{-1} (experimento 4) para 8684 mgDQO.L^{-1} (experimento 5).

Apesar da concentração de biomassa dentro do reator durante o experimento 4 ser menor que a do experimento 5 (5708 mgSSV.L^{-1} e 15567 mgSSV.L^{-1} , respectivamente), maior eficiência de redução de DQO foi alcançada no experimento 4 (87,05%) em relação ao experimento 5 (70,72%), indicando boa qualidade da microflora no reator.

Foi possível aumentar a concentração de biomassa dentro do reator após sua pressurização, quando comparada aos demais experimentos (Capítulo 03), apresentando também queda acentuada dos valores de concentração de DQO,

bem como o estabelecimento de um estado estacionário com flutuações muito pequenas em seus valores.

O comportamento apresentado pelas figuras nesta etapa mostra que a concentração celular ao final dos experimentos está, de modo geral, muito acima dos valores encontrados na literatura que é de 2000 a 3000 mgSSV.L⁻¹ (Ramalho, 1983), ficando na faixa de 4000 a 15600 mgSSV.L⁻¹, bem como valores mais altos que os obtidos por Campos *et al.* (2000) que utilizaram reator “air-lift” com lodo ativado, operado em sistema de batelada com concentração de biomassa de 12 gSSV.L⁻¹. Os altos valores de concentração de biomassa celular alcançados devem-se a pressurização do reator, que possibilitou maior transferência de oxigênio, como apresentado em experimentos do Capítulo 05, confirmada por dados de literatura, como citados por Letzel & Stankiewicz (1999). Observou-se influência clara da pressão sobre a transferência de oxigênio, sendo que se a transferência de oxigênio é mais alta no reator pressurizado, a concentração de lodo pode ser maior que as utilizadas em processos convencionais de tratamento, e sendo assim, o tempo de tratamento é menor ou o volume do reator pode ser diminuído, tornando o processo mais eficiente e com menor custo.

Na Tabela 4.5 estão os parâmetros cinéticos e as condições de operação para o reator “air-lift” de tubos concêntricos operado com variação de pressão. Os parâmetros cinéticos foram determinados conforme item 3.2.2.2.

TABELA 4.5 – Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado:

S_o	S_e	X^o	X	th	q	k	μ	η	ΔX_v	P	Fig
2350	1667	5700	4288	17,5	0,0092	$1,32 \cdot 10^{-4}$	0,0157	29,06	5,64	0,72	4.2
3535	1197	5230	4270	17,5	0,0313	$6,30 \cdot 10^{-4}$	0,0060	66,14	1,20	0,8	4.3
3535	468	3200	4000	9,21	0,0833	$4,26 \cdot 10^{-3}$	0,0210	86,76	6,98	0,8	4.4
5210	675	3350	5708	9,21	0,0863	$3,07 \cdot 10^{-3}$	0,0280	87,05	13,3	0,8	4.5
8684	2542	6060	1559	9,21	0,0430	$4,04 \cdot 10^{-4}$	0,0005	70,72	0,60	1,2	4.6

$S = \text{mgDQO.L}^{-1}$; $X = \text{mgSSV.L}^{-1}$; $th = h$; $q = h^{-1}$; $k = \text{L.mgSSV}^{-1}.\text{dia}^{-1}$; $\mu = h^{-1}$; $\eta = \%$; $\Delta X_v = g.\text{dia}^{-1}$; $P = \text{Kgf.cm}^{-2}$.

A Figura 4.7 mostra a curva da taxa específica de consumo de substrato (q) contra S^e para os experimentos referentes as Figuras 4.2 a 4.5, através dos quais extraiu-se o valor da constante de velocidade de redução de DQO (k), conforme item 3.2.2.2.1. O valor de k calculado foi de $0,0017 \text{ dia}^{-1}$ ($R=0,97269$), menor que o esperado, sendo que na literatura para indústrias químicas o valor encontrado é de $0,0029\text{-}0,018 \text{ dia}^{-1}$ (Ramalho, 1983).

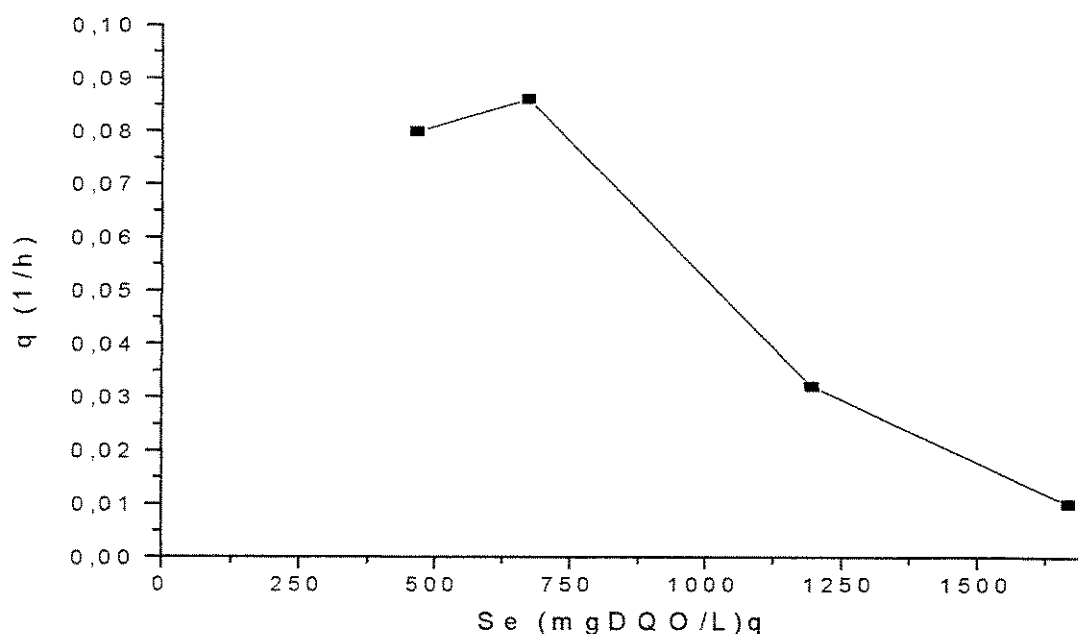


FIGURA 4.7 – Relação entre q (1/h) e S_e (mgDQO/L).

Pela Tabela 4.5, observam-se que foram alcançados altos valores de concentração de biomassa final no reator, sendo que o sistema possivelmente estava operando sob aeração extendida, dificultando o cálculo de k para esta fase (item 3.2.2.2.1), dentro de valores encontrados em literatura (Figura 4.7). Desta forma, calculou-se valores individuais de k para cada experimento, de forma a melhorar o entendimento do processo, valores estes também apresentados na Tabela 4.5 ($k = L.mgSSV^{-1}.dia^{-1}$).

O valor de Y e K_d , calculados conforme item 3.2.2.2.2, são respectivamente, 0,18 e 0,19 dia^{-1} ($R = 0,7830$). Os valores de Y e K_d são menores que os valores encontrados em literatura para as indústrias químicas, respectivamente, 0,31 – 0,72 e 0,05 – 0,18 dia^{-1} , Y e K_d (Ramalho, 1983).

4.4 – CONSIDERAÇÕES PARCIAIS

1-) O reator foi operado com variação de pressão (0,725 a 1,2 Kgf.cm²) e variação da concentração inicial de DQO da água residuária (2300 a 8684 mgDQO.L⁻¹), mantendo-se constante a vazão de ar em 1600 mL.min⁻¹. A concentração da biomassa celular dentro do reator aumentou significativamente em relação às anteriores, variando de 4000 a 15587 mgSSV.L⁻¹, ficando muito acima dos valores anteriormente encontrados (2000 a 3000 mgSSV.L⁻¹).

2-) Os resultados experimentais mostraram que a pressurização do reator acarretou melhora na eficiência do tratamento com consequente aumento da biomassa e diminuição da DQO remanescente, sendo que a eficiência de redução de DQO variou, em média, de 60 a 87% para o reator pressurizado.

CAPÍTULO 05

CARACTERÍSTICAS HIDRODINÂMICAS E DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM REATOR “AIR-LIFT” DE TUBOS CONCÊNTRICOS

5.1 - INTRODUÇÃO

A revisão bibliográfica do processo biológico de lodo ativado revela que a taxa de transferência de oxigênio é baixa, razão pela qual as plantas convencionais de tratamento de águas residuárias por lodo ativado são comumente projetadas para carga orgânica de 200 KgDBO.m^{-3} ($12,5 \text{ lbDBO.1000pé}^{-3}.\text{dia}^{-1}$). Isto corresponde a uma taxa de transferência de oxigênio de aproximadamente $0,25 \text{ mmoles de O}_2\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$, o que contrasta com valores alcançados em fermentações industriais, onde as taxas de transferência de massa são muito altas, como, por exemplo, $100 \text{ mmoles de O}_2\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ em produção de proteína. Esta discrepância de valores não é totalmente explicada. Os processos de lodo ativado são processos fermentativos, envolvendo concentração variável de alimentação, fluxo de água residuária variável, população mista de microrganismos. A melhora da transferência de massa nos processos de tratamento de águas residuárias tem sido estudada, o que reduziria o volume do reator bem como a área requerida, além dos custos de capital e de operação (Gasner, 1974).

O coeficiente de retenção de gás ("gas hold-up" – E_g), a velocidade de circulação de líquido e o coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) são os parâmetros mais importantes usados na determinação das características hidrodinâmicas dos reatores "air-lift". Estes parâmetros são importantes em relação às variações operacionais e modificações da geometria do reator.

Nos reatores "air-lift", uma quantidade mínima de oxigênio deve ser mantida para uma atividade metabólica apropriada das células. O coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (K_{la}) é o parâmetro que caracteriza a transferência de massa gás-líquido nos biorreatores, porém, a taxa de transferência de massa em reatores "air-lift" é influenciada pelas propriedades físico-químicas das duas fases de mistura, velocidade superficial do gás, velocidade do líquido e gás "hold-up". O desenho e "scale-up" de biorreatores geralmente contemplam o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e os parâmetros físicos e operacionais do

sistema, como velocidade superficial do gás, velocidade de circulação do líquido, viscosidade e potência requerida por unidade de volume de líquido no reator (Vilaça *et al.*, 2000).

O objetivo deste capítulo é estudar características hidrodinâmicas, como coeficiente de retenção de gás (“gas hold-up” – E_g), velocidade superficial do ar (V_{sg}) e tempo médio de residência, bem como o coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente e taxa de transferência de oxigênio (N_v) para o reator operado com variação de pressão. Estes resultados foram comparados com valores da literatura.

5.2 – METODOLOGIA E ESTRATÉGIA EXPERIMENTAL

5.2.1 – MÉTODOS

5.2.1.1 – Tempo Médio de Residência em Reator “air-lift” de tubos concêntricos

Para a medida do tempo médio de residência das partículas de lodo dentro do reator “air-lift” (t), foram feitos vários testes utilizando solução de azul de metileno a 2% como traçador, operando o reator de forma contínua, onde variou-se a vazão de ar de 125 a 474 mL.min⁻¹ e a vazão de alimentação de 290 a 850 mL.h⁻¹, mantendo-se constante a concentração da solução de azul de metileno nos diversos experimentos realizados, bem como o volume de líquido no reator (2050 mL – Fase 01).

5.2.1.2 – Coeficiente de transferência de massa (K_{la}) em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente

Para a determinação do coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) no reator “air-lift”, foi utilizado eletrodo de oxigênio dissolvido (ATI ORIUM, modelo 810 – USA) para as medidas de concentração de oxigênio (mgO₂.L⁻¹) e o reator (V=2500 mL) foi operado com água de torneira. O método consiste em retirar totalmente o oxigênio dissolvido na água pela adição de 30 mL de solução de sulfito de sódio e 10 mL de solução de sulfato de cobre e em seguida promover aeração, registrando a leitura da concentração de oxigênio. O eletrodo foi instalado em duas posições dentro do reator, sendo primeiramente na entrada do sedimentador (tomando-se o cuidado de não haver turbulência no líquido do separador) e posteriormente na entrada do tubo de aeração, sempre na mesma posição e, em todos os dias, era feita a sua calibração. Quando o eletrodo marcava valores bem próximos a zero, a entrada de ar era liberada e o cronômetro disparado. Os valores de concentração de oxigênio foram tomados a

pequenos intervalos regulares de tempo e, à medida que os incrementos de concentração diminuíam, o intervalo de tempo para a leitura de concentração de oxigênio dissolvido aumentava. O mesmo procedimento foi realizado instalando-se também o eletrodo na saída do tubo de aeração.

De acordo com Ramalho (1983), a concentração de saturação em cada temperatura foi corrigida pela pressão local medida todos os dias utilizando barômetro. No Apêndice A encontram-se as Tabelas 1 e 2 que permitiram fazer a correção da concentração de saturação de oxigênio em água, bem como a correção da pressão.

Assim:

$$C_s = (C_s)_{760} \times (P - P_v)/(760 - P_v) \quad (5.1)$$

O K_{la} foi obtido através da inclinação da reta de $\ln(C_s - C)$ x tempo.

$$dC/dt = K_{la}(C_s - C) \quad (5.2)$$

Integrando a equação acima:

$$\ln(C_s - C) = K_{la} \times t + const \quad (5.3)$$

5.2.1.3 – Taxa de transferência de oxigênio (N_v) em reator "air-lift" de tubos concêntricos operado com variação de pressão

O fluxo ou taxa de transferência de oxigênio (N_v) foi determinado no reator "air-lift" pressurizado, utilizando-se os resultados do coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}), medidas de oxigênio dissolvido ($\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$) e várias vazões de ar ($\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$), determinadas conforme item 5.2.1.2, onde a pressão dentro do reator é dada pelo manômetro acoplado ao topo do reator.

Para esta determinação, foram feitas as seguintes considerações:

* os valores do coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) em reator operado a pressão atmosférica foram extrapoladas para condições de operação (volume de líquido, geometria, vazão de ar, temperatura de operação) anteriormente utilizadas;

* no reator pressurizado ocorre, para as mesmas vazões de ar anteriormente utilizadas, uma diminuição do diâmetro da bolha de gás no interior do reator, podendo assim causar alterações nos valores do K_{la} ;

* desprezou-se, para efeito de cálculo, a variação do diâmetro das bolhas no interior do reator.

Através dos valores calculados para coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) para o reator operado a pressão ambiente, sendo as mesmas vazões de ar e temperatura anteriormente considerados, corrigiu-se a concentração de saturação de oxigênio pelos valores de pressão lidos no manômetro acoplado ao topo do reator (0 – 2 Kgf.cm⁻²).

Assim, esta correção foi feita pela equação abaixo descrita (Ramalho, 1983):

$$Cs = (Cs)_{760} \times (P - P^v) / (760 - P^v) \quad (5.4)$$

Sendo:

$$P = P_{man} + P_{atm} \quad (5.5)$$

Onde P é a pressão absoluta (mmHg).

O fluxo de oxigênio pode ser dado por:

$$Nv = Kv(p - p^*) \quad (5.6)$$

Onde :

- Nv = taxa ou fluxo de oxigênio (moles O₂.L⁻¹.h⁻¹);
- p = pressão parcial de oxigênio na bolha;
- p^* = pressão parcial de oxigênio (hipotético) que estaria em equilíbrio com

a concentração de oxigênio no líquido (C).

Com a adição de sulfito na água no início do ensaio, a concentração “C” de oxigênio no líquido é zero, portanto:

Pela Lei de Henry:

$$p = HC \quad (5.7)$$

Então, p^* é zero, portanto:

$$N_v = K_v \times p \quad (5.8)$$

Multiplicando e dividindo a equação acima pela constante de Henry (H):

$$N_v = K_v \times H \times C = K_{lx} \times C_s \quad (5.9)$$

Assim:

$$N_v = K_{lx} \times C_s \quad (5.10)$$

5.2.1.4 - Coeficiente de retenção de gas, gas hold-up (Eg) para reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente

A fim de obter-se o “gas hold-up” para várias condições de funcionamento do reator “air-lift”, operou-se o reator a temperatura de $24 \pm 2^\circ\text{C}$, fixando-se a altura inicial de líquido (água destilada) e variando-se a vazão de gás, que provocava circulação de líquido no reator e assim todo o tubo central (“riser”) do reator era tomado pela mistura líquido-gás.

Para a determinação do coeficiente de retenção de gás, “gas hold-up–Eg”, mediu-se o volume da água remanescente para cada vazão de ar utilizada ($200\text{--}1300 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$), após extravasamento da água do reator quando o mesmo era aerado. O Eg foi calculado pelo quociente da diferença de pressão ($\Delta P\text{-cmCA}$) do

sistema aerado e não aerado pela pressão da coluna de líquido do reator sem aeração. (HL-cmCA).

5.2.1.5 - Velocidade superficial do gás (Vsg)

A velocidade superficial do gás no reator foi determinada pela utilização da equação mostrada abaixo, sendo que a vazão de ar no reator variou de 200 a 1300 mL.min⁻¹.

Assim:

$$V_{sg} = Q/A \quad (5.11)$$

Onde:

- Q = vazão de ar (mL.min⁻¹);
- A = área do tubo de aeração (10,74 cm²).

5.3 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

Alguns resultados do tempo médio (item 5.2.1.1), tempo espacial (th) e vazões de ar e alimentação utilizadas, estão apresentados na Tabela 5.1. Demais cálculos encontram-se no Apêndice B.

TABELA 5.1 - Variáveis e parâmetros de operação.

F	Q	th	t	Figura
290	125	7,07	7,24	5.1
370	287	5,54	4,96	5.2
470	198	4,36	5,16	5.3
660	474	3,10	3,78	5.4
850	474	2,41	3,21	5.5

Q - vazão de ar ($\text{mL} \cdot \text{min}^{-1}$); F - vazão de alimentação ($\text{mL} \cdot \text{h}^{-1}$); th - (h); t - tempo médio (h).

As Figuras referentes aos experimentos realizados são mostrados à seguir.

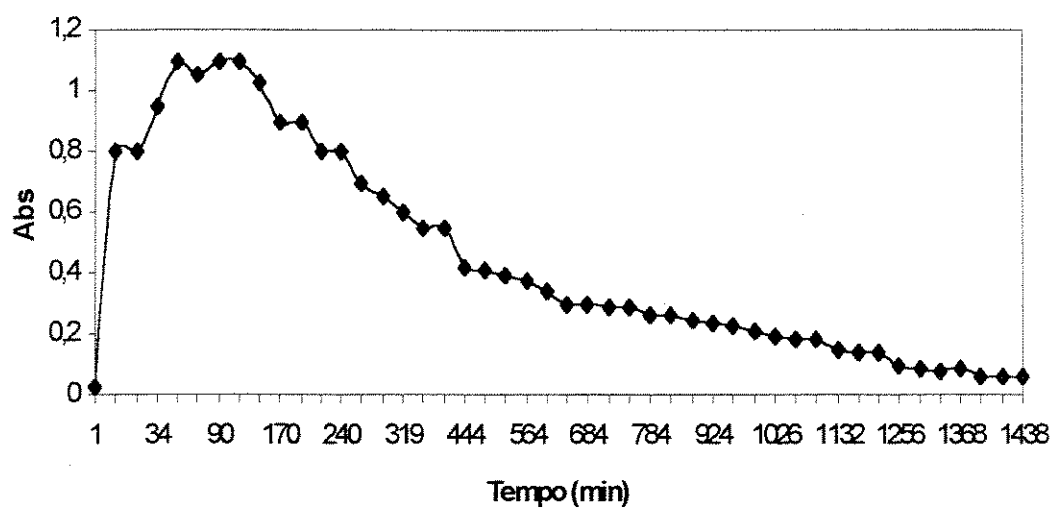


FIGURA 5.1 - Absorbância do traçador ($F=290 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=125 \text{ mL.min}^{-1}$; $V=2050 \text{ mL}$).

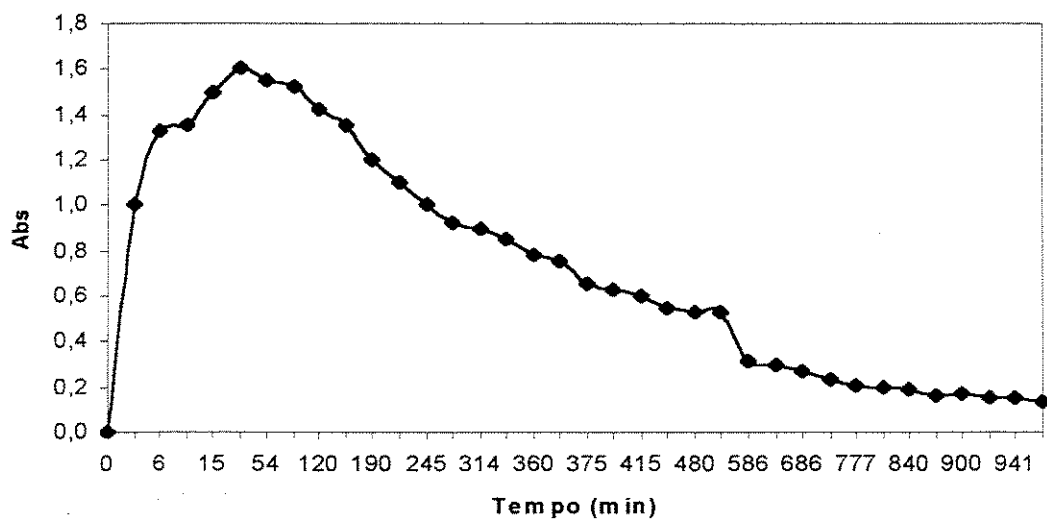


FIGURA 5.2 - Absorbância do traçador ($F=370 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=287 \text{ mL.min}^{-1}$; $V=2050 \text{ mL}$).

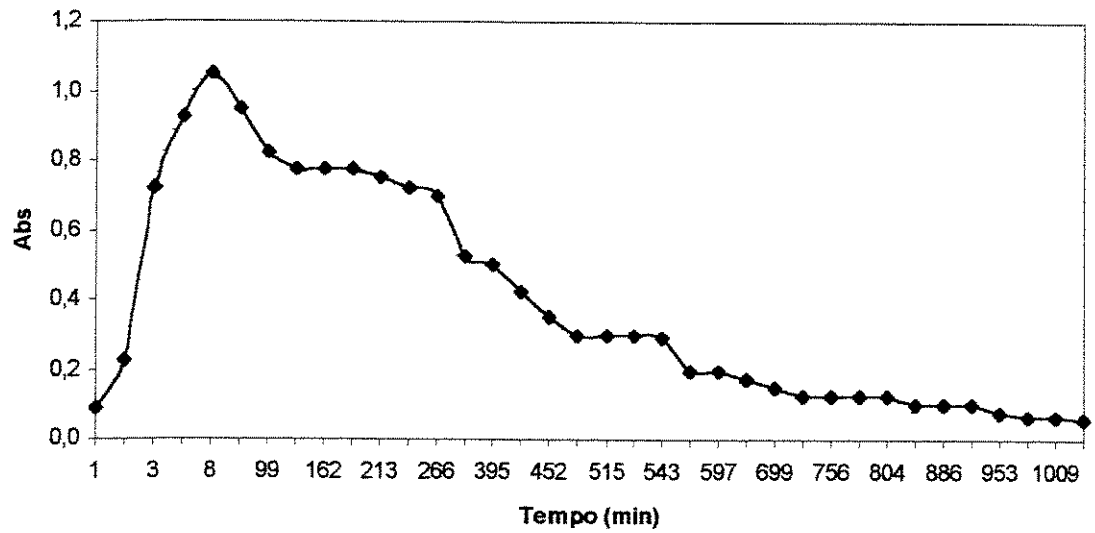


FIGURA 5.3 - Absorbância do traçador ($F=470 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=198 \text{ mL.min}^{-1}$; $V=2050 \text{ mL}$).

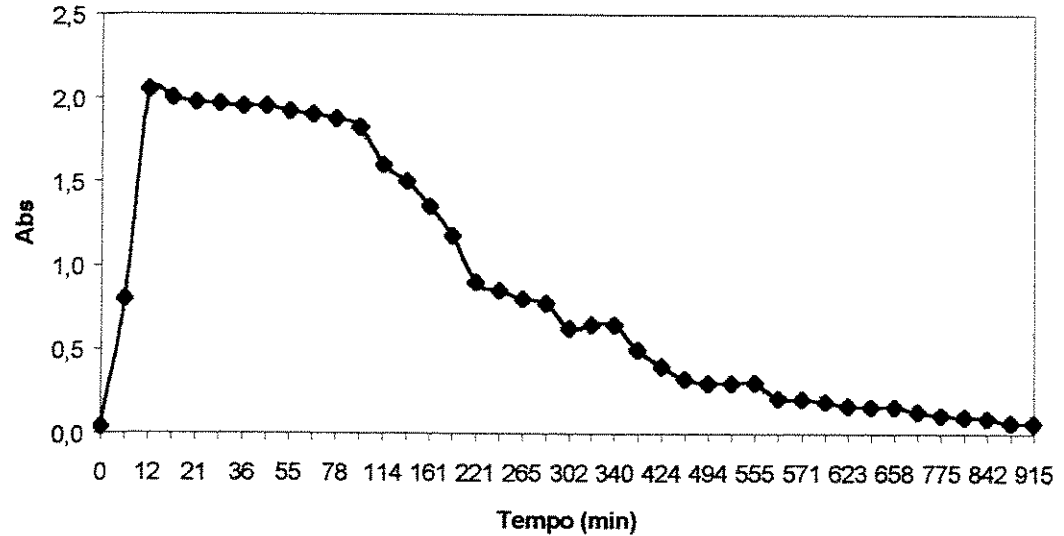


FIGURA 5.4 - Absorbância do traçador ($F=660 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=474 \text{ mL.min}^{-1}$; $V=2050 \text{ mL}$).

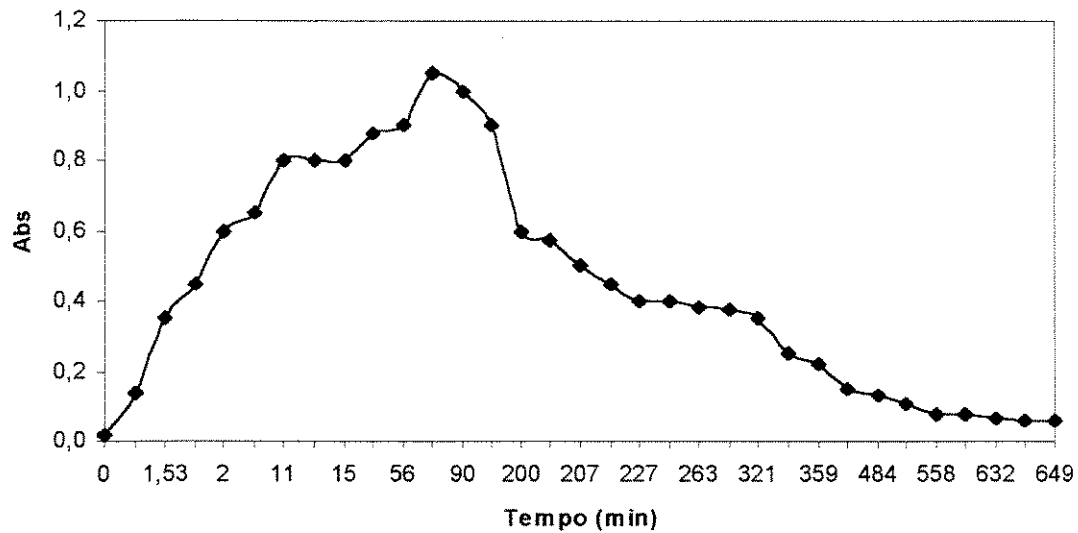


FIGURA 5.5 - Absorbância do traçador ($F=850 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=474 \text{ mL.min}^{-1}$; $V=2050 \text{ mL}$).

Os efeitos de parâmetros físicos, como velocidade superficial e vazão de ar sobre o coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e coeficiente de retenção de gás (E_g), foram investigados em experimentos realizados em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente e, posteriormente, com variação de pressão.

A Tabela 5.2 apresenta valores de K_{la} determinados conforme item 5.2.1.2, para reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente, sendo o eletrodo de oxigênio dissolvido instalado na entrada do sedimentador.

TABELA 5.2: Coeficiente de transferência de oxigênio e vazão de alimentação de ar em reator “air-lift” de tubo concêntrico, operado a pressão ambiente (eletrodo no sedimentador):

Q (mL.min ⁻¹)	K _{la} (h ⁻¹)
200	0,2078
400	0,2108
600	0,2166
800	0,7806
1000	1,9608
1200	1,8912
1300	1,7874

Pela Figura 5.6, observa-se que os valores de K_{la} aumentaram abruptamente para vazões de ar acima de 500 mL.min⁻¹, apresentando valores menores que os esperados para valores acima de 1000 mL.min⁻¹ de ar, mostrando que, a partir deste valor, provavelmente ocorre coalescência de bolhas, o que causa redução do valor de K_{la}. O Apêndice C mostra as concentrações de oxigênio dissolvido na água para determinação dos valores de K_{la} com eletrodo instalado na entrada do sedimentador.

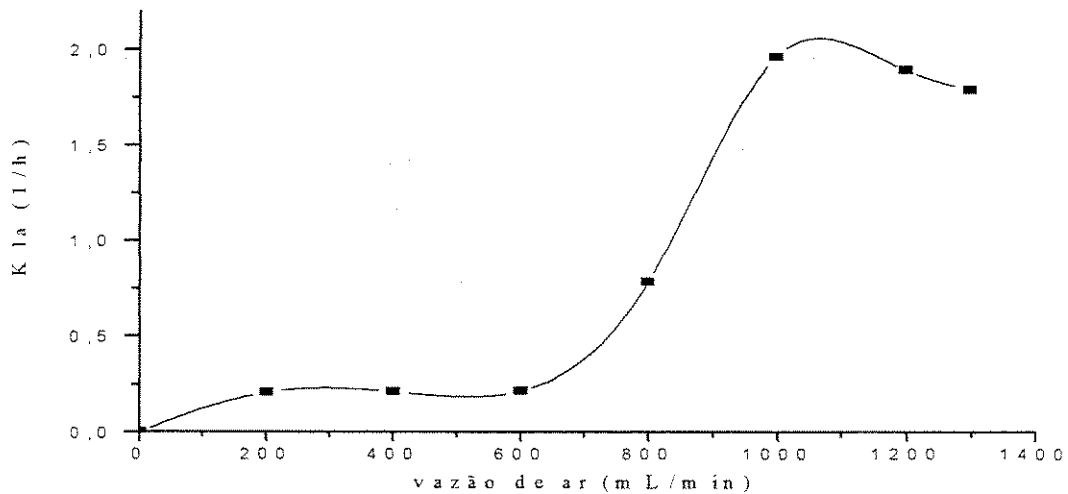


FIGURA 5.6: Coeficiente de transferência de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da vazão de ar.

A Tabela 5.3 apresenta valores de K_{La} , E_g , taxa de transferência de oxigênio (N_v) e velocidade superficial de gás (V_{sg}) para experimentos em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração.

TABELA 5.3 - Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}), “gas hold-up” (E_g), taxa de transferência de oxigênio (N_v), velocidade superficial de gás (V_{sg}) e vazões de ar (Q) em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente (eletrodo na saída do tubo de aeração):

Q	K_{la}	N_v	ΔP	E_g	V_{sg}
200	3,00	0,79	0,30	2,08	0,31
400	3,66	0,96	0,98	6,80	0,62
600	3,92	1,03	1,16	8,05	0,93
800	4,62	1,21	1,41	9,80	1,24
1000	5,40	1,41	1,83	12,70	1,55
1200	4,80	1,26	1,84	12,77	1,82
1300	4,68	1,23	1,87	12,95	2,02
1400	4,63	1,21	1,87	12,95	2,17

Q (mL.min⁻¹); K_{la} (h⁻¹); N_v (mmolesO₂.L⁻¹.h⁻¹); ΔP (cmCA); $E_g.10^{-3}$; V_{sg} (cm.s⁻¹)

Pela Figura 5.7, observa-se variações do K_{la} e E_g com o aumento das vazões de alimentação de ar, sendo que, para a curva do K_{la} observa-se decréscimo nos valores do mesmo em vazões de ar superiores a 1000 mL.min⁻¹, o que pode ser explicado pelo aumento da coalescência de bolhas no tubo central, que causa aumento no diâmetro das bolhas e consequentemente diminuição da área interfacial, com consequente decréscimo dos valores de K_{la} .

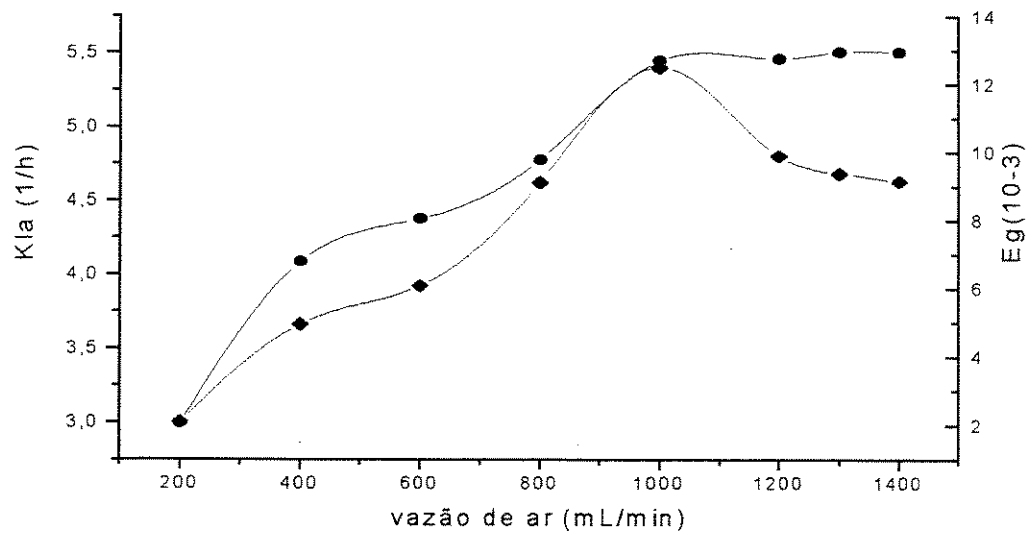


FIGURA 5.7 - Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e retenção de gás (E_g) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da vazão de ar. (K_{la} ♦; E_g ●).

As curvas do coeficiente de transferência de massa (K_{la}), de retenção de gás (E_g) em função da velocidade superficial do gás (V_{sg}) tem o mesmo comportamento observado em relação a vazão de ar, como pode ser observado na Figura 5.8.

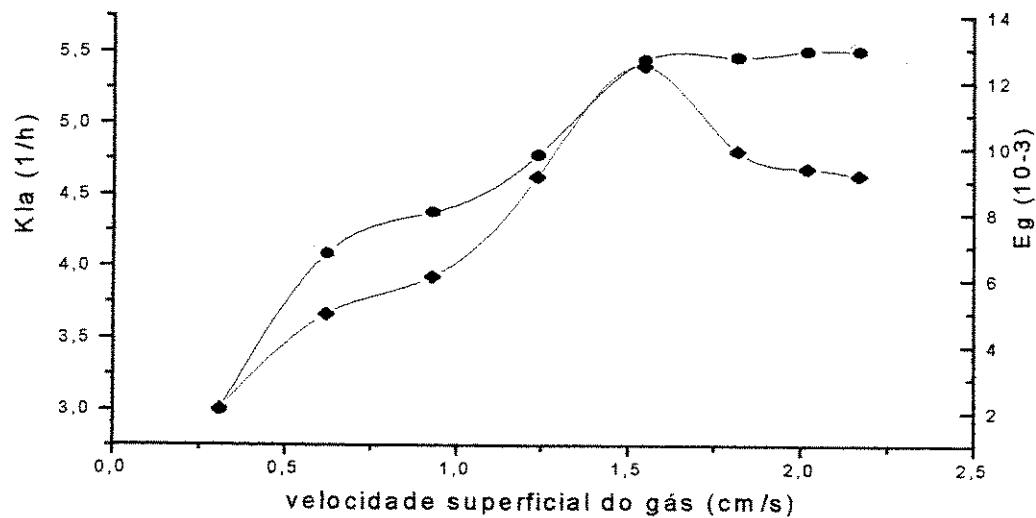


FIGURA 5.8 - Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{La}) e retenção de gás (E_g) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da velocidade superficial de gás. (K_{La} ♦; E_g •)

Pode-se observar, pelas Figuras 5.7 e 5.8, que o K_{La} aumenta com o aumento da V_{sg} e da vazão de alimentação de ar, bem como o E_g até certo limite, a partir do qual o valor do K_{La} diminui e o E_g permanece constante, o que está em concordância com trabalhos citados em literatura (Wang *et al.*, 1998; Masry & Abasaeed, 1998; Bello *et al.*, 1985; Siegel *et al.*, 1994).

Outra observação a ser feita é em relação a provável mudança do regime do fluxo do líquido dentro do reator, como explicado por Shamlou *et al.* (1994): em velocidade superficial de gás relativamente baixa, com distribuição uniforme de pequenas bolhas na coluna, o regime é referido como “borbulhamento homogêneo” (bolhas sobem no tubo de aeração com pequenas interações entre elas), havendo relativo aumento da área interfacial. Em contrapartida, para taxas de fluxo de gás mais altas, ocorre regime de transição e posteriormente turbulento onde as bolhas crescem o bastante para ocupar aproximadamente o diâmetro da coluna, provocando decréscimo dos valores de K_{La} .

A Tabela 5.4 mostra valores de K_{la} determinados em duas regiões diferentes do reator “air-lift” de tubos concêntricos, sendo elas: sedimentador do reator e saída do tubo de aeração.

TABELA 5.4 - Valores dos coeficientes de transferência de oxigênio, K_{la} (h^{-1}) em duas diferentes regiões do reator “air-lift”:

Q (mL.min ⁻¹)	K_{la} (h ⁻¹)	K_{la} (h ⁻¹)
	(sedimentador)	(tubo aeração)
200	0,20	3,00
400	0,21	3,66
600	0,22	3,92
800	0,78	4,62
1000	1,96	5,40
1200	1,89	4,80

Anteriormente, havia a impossibilidade da tomada de valores de concentração de oxigênio dissolvido para o cálculo do K_{la} na saída do tubo de aeração, pela interferência de pequenas bolhas de ar que aderiam ao eletrodo, sendo então os valores medidos no sedimentador. Posteriormente, conseguiu-se adaptar o método para a obtenção de valores de oxigênio dissolvido na saída do tubo de aeração, conseguindo acoplar o eletrodo em uma tal posição onde não houvesse interferência das bolhas no eletrodo, o que dificultaria a leitura da sonda.

Observa-se que maiores valores de K_{la} foram obtidos para medidas realizadas na saída do tubo de aeração do reator em relação aos valores obtidos para medidas de K_{la} no sedimentador do reator.

Comparando-se ainda os valores de fluxo de oxigênio (N_v), mostrados na Tabela 5.3, tem-se que estes valores são muito maiores do que os valores citados em literatura para tratamento de águas residuárias. Segundo Gasner (1974), as plantas convencionais de tratamento de águas residuárias por lodo ativado são comumente projetadas para DBO de 12,5 lbDBO.1000pé⁻³.dia⁻¹, o que

corresponde a taxa de transferência de oxigênio de aproximadamente 0,25 mmoles de O_2 $L^{-1}.h^{-1}$. Os valores aqui obtidos são muito maiores que os reportados em literatura, o que justifica a utilização deste tipo de reator em processos de tratamento de águas residuárias por lodo ativado.

As determinações dos gradientes de concentração de oxigênio dissolvido usados nas determinações dos valores de K_{la} na saída do tubo de aeração, quando o reator foi operado a pressão ambiente encontram-se no Apêndice D.

Os efeitos de parâmetros físicos, como vazão de alimentação de ar e pressão de operação do reator sobre a taxa de transferência de oxigênio (N_v), foram estimados conforme equações 5.3 e 5.4. A Tabela 5.5 apresenta valores de K_{la} e taxa de transferência de oxigênio (N_v) em função da vazão de ar e pressão.

TABELA 5.5 - Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e taxa de transferência de oxigênio (N_v) em função da vazão de ar e pressão do reator:

Q (mL.min ⁻¹)	K_{la} (h ⁻¹)	P (mmHg)	N_v (mmolesO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹)
200	3,00	1900	2,00
		1520	1,60
		1140	1,20
400	3,66	1900	2,45
		1520	1,95
		1140	1,45
600	3,92	1900	2,62
		1520	2,10
		1140	1,56
800	4,62	1900	3,10
		1520	2,46
		1140	1,83
1000	5,40	1900	3,61
		1520	2,89
		1140	2,14
1200	4,80	1900	3,40
		1520	2,70
		1140	2,02
1300	4,68	1900	3,13
		1520	2,50
		1140	1,86

Pela Tabela 5.5, observam-se variações da taxa de transferência de oxigênio (N_v) com o aumento das vazões de alimentação de ar e variações de pressão (1900 – 1140 mmHg), sendo que N_v sofreu decréscimo em vazões de ar superiores a 1000 mL.min⁻¹. Este fato pode ser explicado, possivelmente, devido a um aumento na coalescência de bolhas no tubo central, que causaria decréscimo dos valores de K_{la} e consequentemente dos valores de N_v . Este fato pode ser confirmado pelas Figuras 5.9, 5.10 e 5.11.

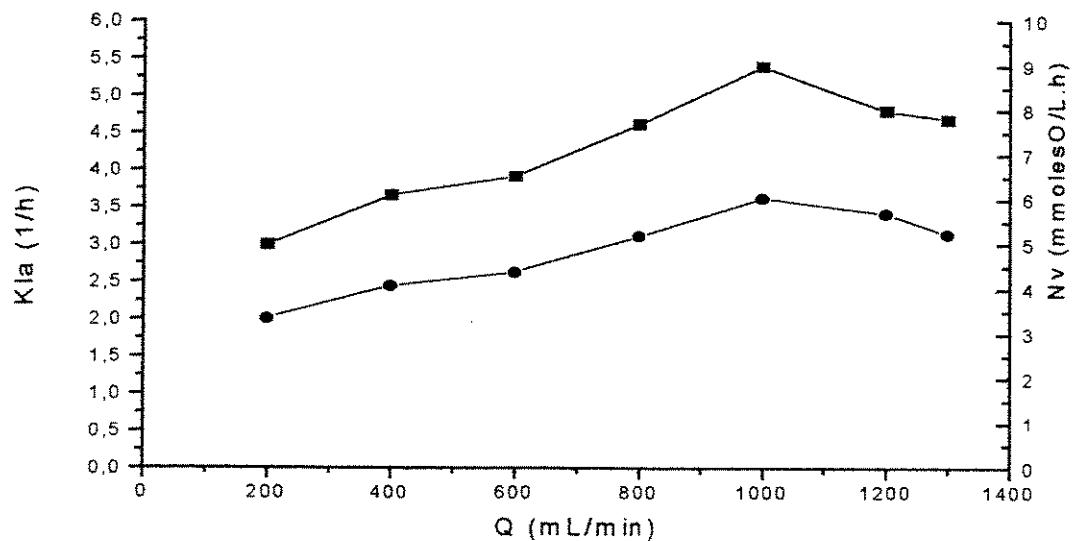


FIGURA 5.9 - Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e taxa de transferência de oxigênio (N_v) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da vazão de ar ($P=1900$ mmHg). (K_{la} ♦; N_v •).

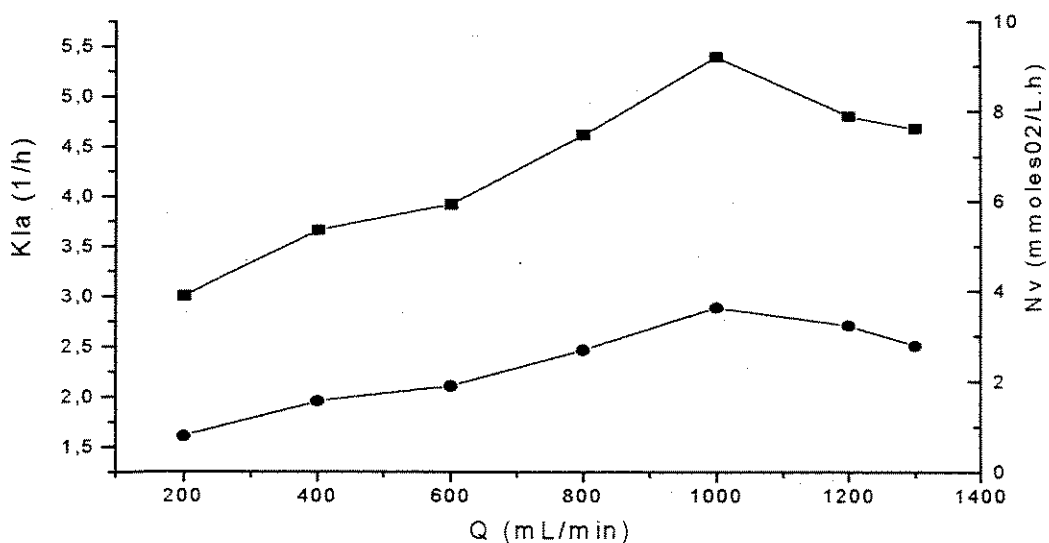


FIGURA 5.10 - Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{La}) e taxa de transferência de oxigênio (N_v) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da vazão de ar (P=1520 mmHg). (K_{La} ♦; N_v •).

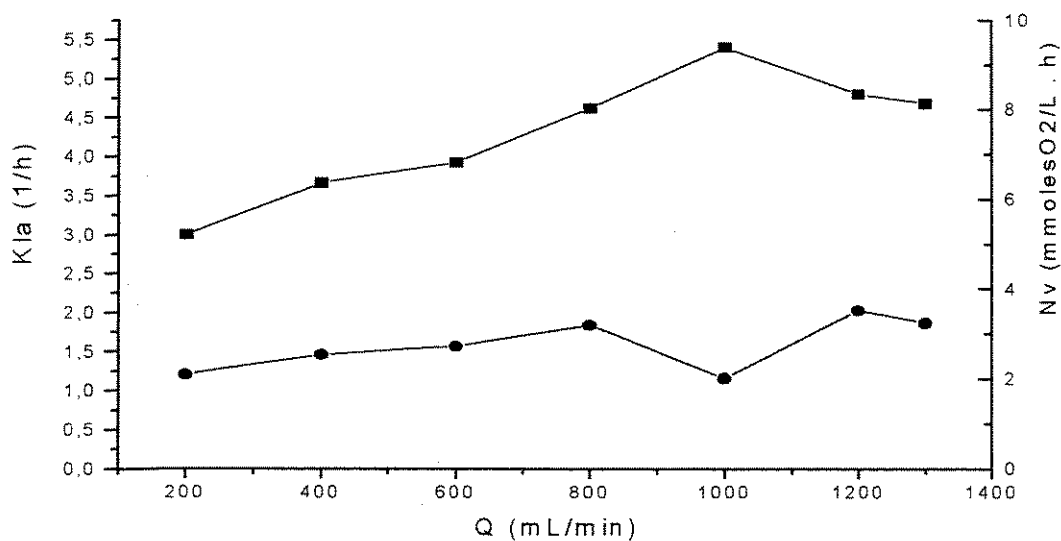


FIGURA 5.11 - Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{La}) e taxa de transferência de oxigênio (N_v) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da vazão de ar (P=1140 mmHg). (K_{La} ♦; N_v •).

A Tabela 5.6 mostra valores da taxa de transferência de oxigênio (N_v) em reator “air-lift” sem variação de pressão e com variação de pressão (1140 a 1900 mmHg), para as mesmas vazões de ar (200 a 1300 mL.min⁻¹).

TABELA 5.6 - Taxa de transferência de oxigênio sem variação de pressão (N_v), taxa de transferência de oxigênio com variação de pressão (N_{vp}), vazões de ar e valores de pressão em reator “air-lift” de tubos concêntricos:

Q (mL.min ⁻¹)	N_v (mmolesO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹)	P (mmHg)	N_{vp} (mmolesO ₂ .L ⁻¹ .h ⁻¹)
200	0,79	1900	2,00
		1520	1,60
		1140	1,20
400	0,96	1900	2,45
		1520	1,95
		1140	1,45
600	1,03	1900	2,62
		1520	2,10
		1140	1,56
800	1,21	1900	3,10
		1520	2,46
		1140	1,83
1000	1,41	1900	3,61
		1520	2,89
		1140	2,14
1200	1,26	1900	3,40
		1520	2,70
		1140	2,02
1300	1,23	1900	3,13
		1520	2,50
		1140	1,86

Observa-se que os maiores valores de N_v foram alcançados para o reator pressurizado (N_{vp}), quando comparados aos valores obtidos em reator operado a pressão atmosférica.

Comparando-se ainda os valores de fluxo de oxigênio (N_v), mostrados na Tabela 5.6 com valores citados em literatura para tratamento de águas residuárias (Gasner, 1974), a utilização de reatores “air-lift” de tubos concêntricos em processos de tratamento de águas residuárias por lodo ativado se justifica, pois sendo a taxa de transferência de oxigênio (N_v) mais alta neste reator, a concentração de lodo pode ser maior que as utilizadas em processos de lodo ativado convencionais e, assim sendo, a taxa de aplicação de substrato deverá ser maior ou o volume do reator deverá ser menor, tornando o processo mais eficiente e com menor custo.

5.4 –CONSIDERAÇÕES PARCIAIS

1-) Foi possível determinar o coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente. Este, aumentou de acordo com o aumento das vazões de ar utilizadas, até o valor de 1000 mL.min^{-1} , apresentando valor menor que o esperado para 1200 mL.min^{-1} de ar, mostrando que, a partir deste valor, ocorre coalescência de bolhas.

2-) O coeficiente de retenção de gás (E_g), foi determinado no reator e, para as vazões de ar testadas ($200 - 1400 \text{ mL.min}^{-1}$), variou de $2,08$ a $12,95.10^{-3}$, proporcionalmente às vazões de ar utilizadas.

3-) Comparando-se ainda os valores de fluxo de oxigênio (N_v) obtidos após pressurização, tem-se que estes valores são muito maiores do que os valores citados em literatura para tratamento de resíduos ($0,25 \text{ mmoles de O}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$). Os valores aqui obtidos são muito maiores que os reportados em literatura (até $3,61 \text{ mmoles de O}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$), justificando a utilização de reatores “air-lift” de tubos concêntricos em processos de tratamento de águas residuárias por lodo ativado.

CONCLUSÕES GERAIS

As conclusões gerais deste trabalho foram:

Foi possível aclimatar e manter lodo ativado com bons resultados em Erlenmeyer de 6 litros pela utilização de água residuária sintética. Foram testadas diferentes composições e concentrações de água residuária, onde as que melhores resultados apresentaram foram as composições 05 e 06, utilizadas portanto em maior número de experimentos no reator “air-lift” de tubos concêntricos.

O reator “air-lift” de tubos concêntricos foi construído e operado de forma contínua com utilização de lodo ativado e água residuária, com objetivo de obtenção de parâmetros cinéticos, sendo que o mesmo contou com várias modificações em sua geometria a fim de melhorar sua performance hidrodinâmica no tratamento da água residuária. O reator foi operado a pressão ambiente e com variação de pressão (0-1,2 Kgf.cm⁻²). Os resultados experimentais mostraram que a pressurização do reator acarretou melhora na eficiência do tratamento com consequente aumento da biomassa e diminuição da DQO remanescente.

Foi possível determinar o coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e coeficiente de retenção de gás (E_g) em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente, sendo o K_{la} estimado para reator operado com variação de pressão. Ambos, K_{la} e E_g , aumentaram proporcionalmente as vazões de ar utilizadas; o K_{la} aumentou até vazões de ar 1000 mL.min⁻¹, apresentando valor menor que o esperado para 1200 mL.min⁻¹ de ar, mostrando que a partir deste valor, ocorre coalescência de bolhas.

Os valores de fluxo de oxigênio (N_v) obtidos após pressurização do reator, são muito maiores do que os valores citados em literatura para tratamento de resíduos, justificando a utilização de reatores “air-lift” de tubos concêntricos em processos de tratamento de águas residuárias por lodo ativado.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALEKSIEVA, P. & PEEVA, L. Investigation of acid proteinase biosynthesis by the fungus *Humicola lutea* 120-5 in an airlift biorreactor. Enzyme and Microbial Technology, **26**: 402-405, 2000.
- ALEXANDER, M. Biodegradation and biorremediation. New York: Academic Press, 1994, 302p.
- 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 coefficient 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.
- CAMPOS, J. L., MENDEZ, R. & LEMA, J. M. Operation of nitrifying activated sludge air lift (NASA) reactor without biomass carrier. Water Science and Technology, **41** (4-5): 113-120, 2000.
- CONTRERAS, A., CHISTI, Y. & MOLINA, E. A reassessment of relationship between riser and downcomer gas hold-ups in airlift reactors. Chemical Engineering Science, **53** (24): 4151-4154, 1998.
- 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.
- GONÇALVES, M. A. B. Estudo da transferência de oxigênio em reatores tipo air-lift utilizando venturi e peças cisalhantes. Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia de Alimentos – UNICAMP, Campinas, 1999.

- GOUVEIA, E. R., HOKKA, C. O. & BADINO, J. Estudos hidrodinâmicos e de transferência de oxigênio em biorreator airlift. XIII Congresso Brasileiro de Engenharia Química – COBEQ, Águas de São Pedro, S.P., 2000.
- GRAY, N. F. Activated Sludge Theory and Practice. Oxford University Press, New York, 272p, 1990.
- HAANDEL VAN, A.C. & MARAIS, G.V. R. O comportamento do sistema de lodo ativado-teoria e aplicações para projetos e operação. Epgraf, 472p., 1999.
- HEIJNEN, J. J., LOOSDRECHT, M.C.M., MULDER, A. & TIJHUIS, L. Formation of biofilms in a biofilm air-lift suspension reactor. Biotechnology and Bioengineering, **38**: 647-654, 1992.
- HSU, K. H., ERICKSON, L. E. & FAN, L. T. Pressure drop, gas hold up and mass transfer in tower systems. Biotechnology and Bioengineering, **19**: 247-269, 1977.
- KORPIJARVI, J., OINAS, P. & REUNANEN, J. Hidrodinamics and massa transfer in an air lift reactor. Chemical Engineering Science, **54** (6): 2255-2262, 1999.
- LELE, S. & JOSHI, J. B. Modelling of air-lift fluidized bed: Optmization of mass transfer with respect to design and operational parameters. The Chemical Journal, **49**: 89-105, 1992.
- LETZEL, M. & STANKIEWICZ, A. Gas hold-up and mass transfer in gas-lift reactors operated at elevated pressures. Chemical Engineering Science, **54**: 5153-5157, 1999.
- LEVENSPIEL, O. Engenharia das Reações Químicas. Ed. Edgard Blucher Ltda.
- MASRY, W. A. & ABASAEED, A. E. On the scale-up of external loop airlift reactors: Newtonian systems. Chemical engineering Science, **53**: 4085-4094, 1998.
- 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.
- MOREIRA, M. P. Desempenho do reator batelada sequencial nos processos de nitrificação e desnitrificação. Tese de Doutorado, Faculdade de Engenharia de Alimentos – UNICAMP, Campinas, S.P., 2001.

- OKABE, M., OHATA, N. & PARK, Y. S. Itaconic Acid production in an air-lift bioreactor using a modified 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 tower. reactor: Effects of geometry and gas recirculation. Biotechnology and Bioengineering, 21: 69-88, 1979.
- PEDRINI, M. R. S., SOUZA, J. A. R. & FURIGO, J. Estudos hidrodinâmicos e fermentativos em um biorreator airlift com circulação externa. Simpósio Nacional de Fermentações - SINAFERM, 2000.
- PERRY, R. H. Chemical Engineer's Handbook. Sixth Edition, Mc Graw-Hill International Editions, cap. 10-7, 1986.
- POLLARD, R. & SHEARER, C. J. The application of chemical engineering concepts to the design of fermenters. The Chemical Engineer, 107-110, 1977.
- PONEZI, A. N., DUARTE, M. C. T., COURACCI, B. & FIGUEIREDO, R. F. Tratamento de Efluentes Líquidos por Lodo Ativado por Batelada (LAB): tratabilidade e microbiologia. Simpósio Nacional de Fermentações - SINAFERM, 2000.
- RAJA, R., SONOLIKAR, R. L., SAHEB, P. S. Influence of magnetic field on the performance of bubble columns and airlift biorreactor with submersed microorganisms. Chemical Engineering Science, 52 (21/22): 4155-4160, 1997
- RAMALHO, R.S. Introduction to wastewater treatment processes. 2ª ed., New York: Academic Press, 1983, 580p.
- 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.
- SIEGEL, M.H., BRENNER, A. & MERCHUK, J.C. Gas hold-up, mass transfer and treatment efficiency of up flow sludge blanket sequencig batch air-lift reactor for the treatment of high strength domestic wastewater. Trans. I Cheme, (72 B), 1994.
- SIEGEL, M.H. & MERCHUK, J.C. Mass transfer in a rectangular air-lift reactor: effects geometry and gas recirculation. Biotechnology and Bioengineering, 32 (9): 1128-1137, 1987.

APÊNDICE A

TABELA A.1: Valores da concentração de saturação de oxigênio (C_s)₇₆₀ em água a 1 atm (Ramalho, 1983):

Temperatura (°C)	O ₂ (mg.L ⁻¹)
0	14,6
5	12,8
10	11,3
15	10,2
20	9,2
25	8,4
30	7,6
35	7,1
40	6,6

TABELA A.2: Valores de pressão de vapor da água (Ramalho, 1983):

Temperatura (°C)	P ^V (mmHg)
0	4,579
5	6,543
10	9,202
15	12,788
20	17,535
25	23,756
30	31,824
35	42,175
40	55,324

APÊNDICE B

TABELA B.1 - Cálculo do tempo médio de residência das partículas no reator "air-lift" de tubos concêntricos ($F=660 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=474 \text{ mL.min}^{-1}$):

t	C(t)	Δt	E(t)	t.E(t)	t.E(t). Δt
0	0,0400	0	0,0000704	0	0
5	0,8000	5	0,0014082	0,007041	0,035205
12	2,0500	7	0,0036085	0,043302	0,303116
20	2,0000	8	0,0035205	0,07041	0,563281
21	1,9750	1	0,0034765	0,073007	0,073007
26	1,9650	5	0,0034589	0,089931	0,449657
36	1,9500	10	0,0034325	0,12357	1,235698
44	1,9500	8	0,0034325	0,15103	1,208238
55	1,9200	11	0,0033797	0,185883	2,04471
65	1,9000	10	0,0033445	0,217391	2,173913
78	1,8750	13	0,0033005	0,257437	3,346682
89	1,8250	11	0,0032125	0,285909	3,145001
114	1,6000	25	0,0028164	0,32107	8,026756
143	1,5000	29	0,0026404	0,377574	10,94966
161	1,3500	18	0,0023763	0,382591	6,88664
200	1,1750	39	0,0020683	0,41366	16,13272
221	0,9000	21	0,0015842	0,350114	7,352403
254	0,8500	33	0,0014962	0,380039	12,54128
265	0,8000	11	0,0014082	0,373174	4,104911
281	0,7750	16	0,0013642	0,383339	6,133427
302	0,6250	21	0,0011002	0,332248	6,977205
322	0,6500	20	0,0011442	0,368421	7,368421
340	0,6500	18	0,0011442	0,389016	7,002288
394	0,5000	54	0,0008801	0,34677	18,72558
424	0,4000	30	0,0007041	0,298539	8,95617
462	0,3250	38	0,0005721	0,264302	10,04348

494	0,3000	32	0,0005281	0,26087	8,347826
526	0,3000	32	0,0005281	0,277768	8,888576
555	0,3025	29	0,0005325	0,295525	8,570212
556	0,2100	1	0,0003697	0,205527	0,205527
571	0,2050	15	0,0003609	0,206046	3,090697
609	0,1900	38	0,0003344	0,203679	7,739799
623	0,1650	14	0,0002904	0,180945	2,533234
644	0,1600	21	0,0002816	0,181377	3,808907
658	0,1600	14	0,0002816	0,185319	2,594473
731	0,1300	73	0,0002288	0,167277	12,21121
775	0,1100	44	0,0001936	0,150062	6,602711
809	0,1000	34	0,0001760	0,142405	4,841753
842	0,0905	33	0,0001593	0,134133	4,426391
881	0,0650	39	0,0001144	0,100801	3,931236
915	0,0600	34	0,0001056	0,096638	3,285689

t = 226,858min

TABELA B.2 - Cálculo do tempo médio de residência das partículas no reator "air-lift" de tubos concêntricos ($F=370 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=287 \text{ mL.min}^{-1}$):

t	C(t)	Δt	E(t)	t.E(t)	t.E(t). Δt
0	0,0000	0	0,0000000	0	0
2	1,0000	2	0,0015649	0,00313	0,00626
6	1,3250	4	0,0020736	0,012441	0,049765
11	1,3500	5	0,0021127	0,023239	0,116197
15	1,5000	4	0,0023474	0,035211	0,140845
36	1,6000	21	0,0025039	0,090141	1,892958
54	1,5500	18	0,0024257	0,130986	2,357746
82	1,5250	28	0,0023865	0,195696	5,479499
120	1,4250	38	0,0022300	0,267606	10,16901
151	1,3500	31	0,0021127	0,319014	9,889437
190	1,2000	39	0,0018779	0,356808	13,91549
207	1,1000	17	0,0017214	0,356338	6,057746
245	1,0000	38	0,0015649	0,383412	14,56964
251	0,9250	6	0,0014476	0,363341	2,180047
314	0,9000	63	0,0014085	0,442254	27,86197
360	0,8500	46	0,0013302	0,478873	22,02817
360	0,7750	0	0,0012128	0,43662	0
365	0,7500	5	0,0011737	0,428404	2,142019
375	0,6500	10	0,0010172	0,381455	3,814554
399	0,6250	24	0,0009781	0,390258	9,366197
415	0,6000	16	0,0009390	0,389671	6,234742
445	0,5500	30	0,0008607	0,38302	11,49061
480	0,5250	35	0,0008216	0,394366	13,80282
530	0,5250	50	0,0008216	0,435446	21,7723
586	0,3100	56	0,0004851	0,284288	15,92013
619	0,3000	33	0,0004695	0,29061	9,590141

686	0,2650	67	0,0004147	0,284491	19,06092
737	0,2300	51	0,0003599	0,265274	13,52897
777	0,2100	40	0,0003286	0,255352	10,21408
813	0,2000	36	0,0003130	0,25446	9,160563
840	0,1850	27	0,0002895	0,243192	6,566197
872	0,1650	32	0,0002582	0,225164	7,205258
900	0,1700	28	0,0002660	0,239437	6,704225
941	0,1500	41	0,0002347	0,220892	9,056573
941	0,1500	0	0,0002347	0,220892	0
967	0,1300	26	0,0002034	0,196729	5,114961
					T = 297,46min

TABELA B.3 - Cálculo do tempo médio de residência das partículas no reator "air-lift" de tubos concêntricos ($F=470 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=198 \text{ mL.min}^{-1}$):

t	C(t)	Δt	E(t)	t.E(t)	t.E(t). Δt
1	0,0900	0	0,0002179	0,000218	0
2	0,2250	1	0,0005448	0,00109	0,00109
3	0,7250	1	0,0017554	0,005266	0,005266
5	0,9250	2	0,0022397	0,011199	0,022397
8	1,0500	3	0,0025424	0,020339	0,061017
60	0,9500	52	0,0023002	0,138015	7,176755
99	0,8250	39	0,0019976	0,19776	7,712651
129	0,7750	30	0,0018765	0,24207	7,262107
162	0,7750	33	0,0018765	0,303995	10,03184
192	0,7750	30	0,0018765	0,360291	10,80872
213	0,7500	21	0,0018160	0,386804	8,122881
224	0,7250	11	0,0017554	0,39322	4,325424
266	0,7000	42	0,0016949	0,450847	18,93559
347	0,5250	81	0,0012712	0,441102	35,72924
395	0,5000	48	0,0012107	0,478208	22,954
435	0,4250	40	0,0010291	0,447639	17,90557
452	0,3500	17	0,0008475	0,383051	6,511864
515	0,3000	63	0,0007264	0,374092	23,5678
515	0,3000	0	0,0007264	0,374092	0
522	0,3000	7	0,0007264	0,379177	2,654237
543	0,2900	21	0,0007022	0,381283	8,006949
569	0,2000	26	0,0004843	0,275545	7,164165
597	0,2000	28	0,0004843	0,289104	8,094915
607	0,1750	10	0,0004237	0,257203	2,572034
699	0,1500	92	0,0003632	0,253874	23,35642
737	0,1250	38	0,0003027	0,223063	8,476392
756	0,1250	19	0,0003027	0,228814	4,347458
779	0,1250	23	0,0003027	0,235775	5,422821

804	0,1250	25	0,0003027	0,243341	6,083535
851	0,1000	47	0,0002421	0,206053	9,684504
886	0,1000	35	0,0002421	0,214528	7,508475
917	0,1000	31	0,0002421	0,222034	6,883051
953	0,0800	36	0,0001937	0,1846	6,645617
993	0,0650	40	0,0001574	0,156283	6,251332
1009	0,0650	16	0,0001574	0,158801	2,540823
1091	0,0600	82	0,0001453	0,158499	12,9969
t = 309,824min					

TABELA B.4 - Cálculo do tempo médio de residência das partículas no reator "air-lift" de tubos concêntricos (F-850 mL.h⁻¹; Q-474 mL.min⁻¹):

t	C(t)	Δt	E(t)	t.E(t)	t.E(t).Δt
0	0,0150	0	0,0000551	0	0
1	0,1400	1	0,0005147	0,000515	0,000515
1,53	0,3500	0,53	0,0012868	0,001969	0,001043
1,88	0,4500	0,35	0,0016544	0,00311	0,001089
2	0,6000	0,12	0,0022059	0,004412	0,000529
5	0,6500	3	0,0023897	0,011949	0,035846
11	0,8000	6	0,0029412	0,032353	0,194118
13	0,8000	2	0,0029412	0,038235	0,076471
15	0,8000	2	0,0029412	0,044118	0,088235
30	0,8750	15	0,0032169	0,096507	1,44761
56	0,9000	26	0,0033088	0,185294	4,817647
60	1,0500	4	0,0038603	0,231618	0,926471
90	1,0000	30	0,0036765	0,330882	9,926471
170	0,9000	80	0,0033088	0,5625	45
200	0,6000	30	0,0022059	0,441176	13,23529
200	0,5750	0	0,0021140	0,422794	0
207	0,5000	7	0,0018382	0,380515	2,663603
215	0,4500	8	0,0016544	0,355699	2,845588
227	0,4000	12	0,0014706	0,333824	4,005882
239	0,4000	12	0,0014706	0,351471	4,217647
263	0,3800	24	0,0013971	0,367426	8,818235
288	0,3750	25	0,0013787	0,397059	9,926471
321	0,3500	33	0,0012868	0,413051	13,6307
326	0,2500	5	0,0009191	0,299632	1,498162
359	0,2200	33	0,0008088	0,290368	9,582132
446	0,1500	87	0,0005515	0,245956	21,39816

484	0,1300	38	0,0004779	0,231324	8,790294
523	0,1050	39	0,0003860	0,201893	7,873842
558	0,0800	35	0,0002941	0,164118	5,744118
624	0,0800	66	0,0002941	0,183529	12,11294
632	0,0650	8	0,0002390	0,151029	1,208235
632	0,0600	0	0,0002206	0,139412	0
649	0,0600	17	0,0002206	0,143162	2,43375
t = 192,501min					

TABELA B.5 - Cálculo do tempo médio de residência das partículas no reator "air-lift" de tubos concêntricos ($F=290 \text{ mL.h}^{-1}$; $Q=125 \text{ mL.min}^{-1}$):

t	C(t)	Δt	E(t)	t.E(t)	t.E(t). Δt
1	0,0250	0	0,0000440	0,0000440	0
7	0,8000	6	0,0014068	0,009848	0,059085
19	0,8000	12	0,0014068	0,026729	0,320748
34	0,9500	15	0,0016706	0,056799	0,851988
52	1,1000	18	0,0019343	0,100586	1,81054
63	1,0500	11	0,0018464	0,116324	1,279565
90	1,1000	27	0,0019343	0,17409	4,700441
103	1,1000	13	0,0019343	0,199237	2,590079
143	1,0250	40	0,0018025	0,257751	10,31002
170	0,9000	27	0,0015826	0,269049	7,264318
193	0,9000	23	0,0015826	0,30545	7,02534
206	0,8000	13	0,0014068	0,289799	3,767387
240	0,8000	34	0,0014068	0,33763	11,47942
265	0,7000	25	0,0012309	0,3262	8,154993
305	0,6500	40	0,0011430	0,34862	13,94482
319	0,6000	14	0,0010551	0,336575	4,712047
350	0,5500	31	0,0009672	0,338509	10,49378
384	0,5500	34	0,0009672	0,371393	12,62736
444	0,4200	60	0,0007386	0,327923	19,67538
487	0,4100	43	0,0007210	0,351118	15,09805
525	0,3900	38	0,0006858	0,360051	13,68192
564	0,3700	39	0,0006506	0,366962	14,3115
591	0,3400	27	0,0005979	0,353351	9,540472
668	0,3000	77	0,0005275	0,352401	27,13489
684	0,3000	16	0,0005275	0,360842	5,773471
725	0,2900	41	0,0005100	0,369722	15,15862
744	0,2900	19	0,0005100	0,379412	7,208821

784	0,2600	40	0,0004572	0,35845	14,33802
821	0,2600	37	0,0004572	0,375367	13,88858
904	0,2400	83	0,0004220	0,381522	31,66631
924	0,2350	20	0,0004132	0,381838	7,636766
942	0,2250	18	0,0003957	0,372712	6,708812
982	0,2100	40	0,0003693	0,362636	14,50542
1026	0,1900	44	0,0003341	0,3428	15,08319
1040	0,1850	14	0,0003253	0,338333	4,736666
1096	0,1800	56	0,0003165	0,346915	19,42722
1132	0,1500	36	0,0002638	0,298591	10,74929
1189	0,1400	57	0,0002462	0,292718	16,68493
1216	0,1400	27	0,0002462	0,299365	8,08286
1256	0,1000	40	0,0001758	0,220866	8,834649
1291	0,0900	35	0,0001583	0,204319	7,15116
1326	0,0800	35	0,0001407	0,186541	6,528918
1368	0,0850	42	0,0001495	0,204477	8,588039
1396	0,0650	28	0,0001143	0,159565	4,467828
1409	0,0600	13	0,0001055	0,148663	1,932615
1438	0,0600	29	0,0001055	0,151722	4,399951

t = 434,386min

APÊNDICE C

TABELA C.1 - Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos com eletrodo instalado na entrada do sedimentador ($Q=1000 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$; $C_s=7,818127$).

C	Cs - C	t	Ln (Cs - C)
0,68	7,138127	0	1,965450
0,98	6,838127	1	1,922514
1,51	6,308127	2	1,841839
1,99	5,828127	3	1,762696
2,58	5,238127	4	1,655964
2,97	4,848127	5	1,578592
3,33	4,488127	6	1,501435
3,68	4,138127	7	1,420243
4,00	3,818127	8	1,339760
4,21	3,608127	9	1,283189
4,42	3,398127	10	1,223224
4,58	3,238127	11	1,174995
4,78	3,038127	12	1,111241
5,02	2,798127	13	1,028950
5,10	2,718127	14	0,999943
5,18	2,638127	15	0,970069
5,22	2,598127	16	0,954791
5,33	2,488127	17	0,911530
5,34	2,478127	18	0,907503
5,34	2,478127	19	0,907503
5,42	2,398127	20	0,874688
5,47	2,348127	21	0,853618
5,50	2,318127	22	0,840759
5,53	2,288127	23	0,827734
5,60	2,218127	24	0,796663

5,61	2,208127	25	0,792145
5,61	2,208127	26	0,792145
5,61	2,208127	27	0,792145
5,61	2,208127	28	0,792145
5,64	2,178127	29	0,778465
5,64	2,178127	30	0,778465
5,64	2,178127	31	0,778465
5,62	2,198127	33	0,787606
5,62	2,198127	34	0,787606
5,67	2,148127	36	0,764596

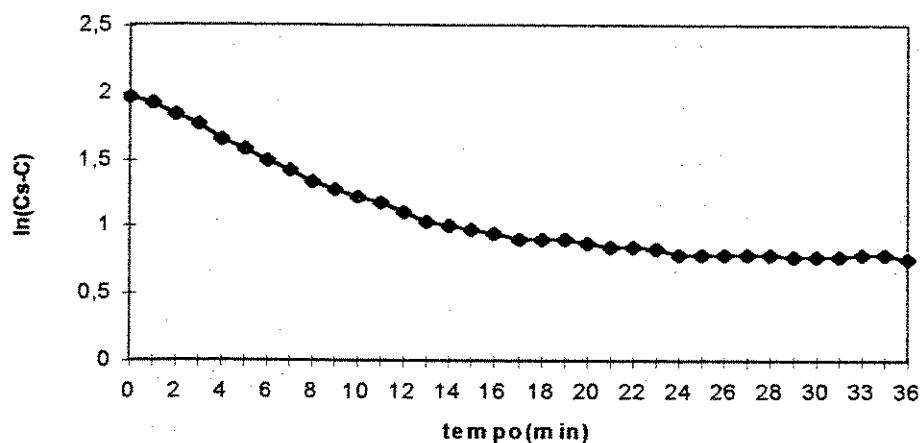


FIGURA C.1 - Variação da concentração de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q = 1000 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$).

TABELA C.2 - Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos com eletrodo instalado na entrada do sedimentador ($Q=800 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$; $C_s=7,818127$).

C	$C_s - C$	T	$\ln (C_s - C)$
2,80	5,018127	0	1,613057
2,86	4,958127	1	1,601028
3,21	4,608127	2	1,527821
3,70	4,118127	3	1,415398
3,91	3,908127	4	1,363058
4,06	3,758127	5	1,323921
4,34	3,478127	6	1,246494
4,41	3,408127	7	1,226163
4,63	3,188127	8	1,159434
4,73	3,088127	9	1,127565
4,82	2,998127	10	1,097988
4,96	2,858127	11	1,050166
4,98	2,838127	12	1,043144
5,12	2,698127	13	0,992558
5,17	2,648127	14	0,973853
5,29	2,528127	15	0,927479
5,32	2,498127	16	0,915541
5,36	2,458127	17	0,899400
5,37	2,448127	18	0,895323
5,37	2,448127	19	0,895323
5,40	2,418127	20	0,882993
5,41	2,408127	21	0,878849
5,41	2,408127	23	0,878849
5,48	2,338127	25	0,849350
5,55	2,268127	26	0,818954

5,58	2,238127	27	0,805639
5,61	2,208127	28	0,792145
5,59	2,228127	29	0,801161
5,60	2,218127	30	0,796663
5,60	2,218127	31	0,796663
5,60	2,218127	32	0,796663
5,61	2,208127	33	0,792145
5,61	2,208127	34	0,792145
5,65	2,168127	35	0,773864
5,68	2,138127	36	0,759930
5,68	2,138127	39	0,759930
5,69	2,128127	40	0,755242
5,69	2,128127	41	0,755242
5,69	2,128127	42	0,755242
5,70	2,118127	43	0,750532
5,70	2,118127	46	0,750532
5,71	2,108127	47	0,745800
5,70	2,118127	50	0,750532
5,70	2,118127	51	0,750532
5,72	2,098127	56	0,741045
5,72	2,098127	58	0,741045

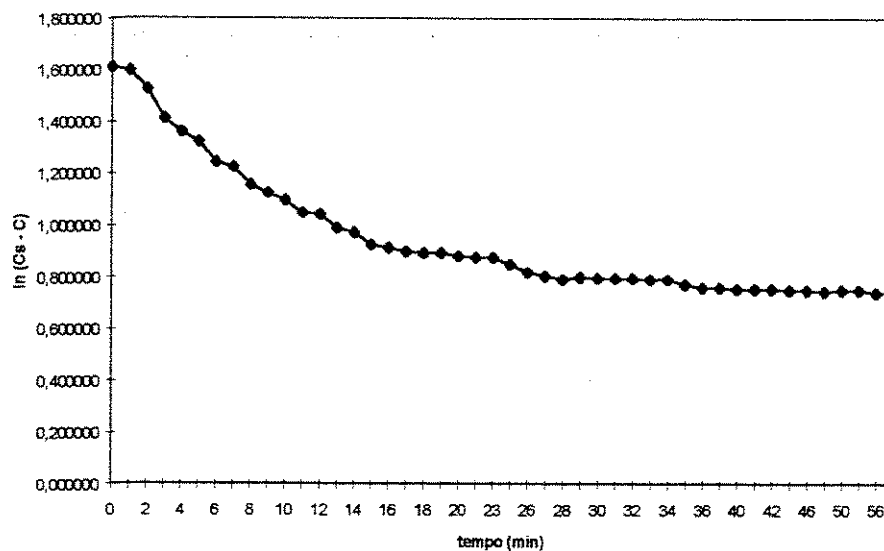


FIGURA C.2 - Variação da concentração de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q = 800 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$).

TABELA C.3 - Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos com eletrodo instalado na entrada do sedimentador ($Q=600 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$; $C_s=7,852355$).

C	$C_s - C$	t	$\ln (C_s - C)$
2,43	5,422355	0	1,690530
2,77	5,082355	1	1,625775
2,98	4,872355	2	1,583577
3,34	4,512355	3	1,506819
3,47	4,382355	4	1,477586
3,85	4,002355	5	1,386883
4,04	3,812355	6	1,338247
4,07	3,782355	7	1,330347
4,33	3,522355	8	1,259130
4,45	3,402355	9	1,224468
4,56	3,292355	10	1,191603
4,58	3,272355	11	1,185510
4,63	3,222355	12	1,170113
4,65	3,202355	13	1,163887
4,75	3,102355	14	1,132162
4,75	3,102355	15	1,132162
4,75	3,102355	16	1,132162
4,77	3,082355	17	1,125694
4,81	3,042355	18	1,112632
4,88	2,972355	19	1,089355
4,98	2,872355	20	1,055132
5,02	2,832355	21	1,041109
4,92	2,932355	22	1,075806
4,91	2,942355	23	1,079210
4,93	2,922355	24	1,072390
4,96	2,892355	25	1,062071

4,93	2,922355	26	1,072390
4,88	2,972355	27	1,089355
4,87	2,982355	28	1,092713
4,85	3,002355	29	1,099397
4,86	2,992355	30	1,096061
4,99	2,862355	31	1,051645
4,91	2,942355	32	1,079210
5,00	2,852355	33	1,048145
4,99	2,862355	34	1,051645
4,93	2,922355	35	1,072390
4,97	2,882355	36	1,058608
4,94	2,912355	37	1,068962
4,95	2,902355	38	1,065523
4,89	2,962355	39	1,085985
4,93	2,922355	40	1,072390
5,05	2,802355	41	1,030460
5,00	2,852355	42	1,048145
5,02	2,832355	43	1,041109
4,95	2,902355	44	1,065523
4,96	2,892355	45	1,062071
4,99	2,862355	46	1,051645
4,93	2,922355	47	1,072390
4,94	2,912355	48	1,068962
4,79	3,062355	49	1,119184
4,86	2,992355	50	1,096061
4,85	3,002355	51	1,099397
4,85	3,002355	52	1,099397
4,84	3,012355	53	1,102722
4,83	3,022355	54	1,106036
4,84	3,012355	55	1,102722
4,83	3,022355	56	1,106036

4,73	3,122355	57	1,138588
4,78	3,072355	58	1,122444
4,77	3,082355	59	1,125694
4,76	3,092355	60	1,128933
4,76	3,092355	61	1,128933
4,72	3,132355	62	1,141785
4,75	3,102355	63	1,132162
4,68	3,172355	64	1,154474
4,71	3,142355	65	1,144973
5,22	2,632355	85	0,967879
5,18	2,672355	100	0,982960
5,32	2,532355	112	0,929150
5,37	2,482355	115	0,909208

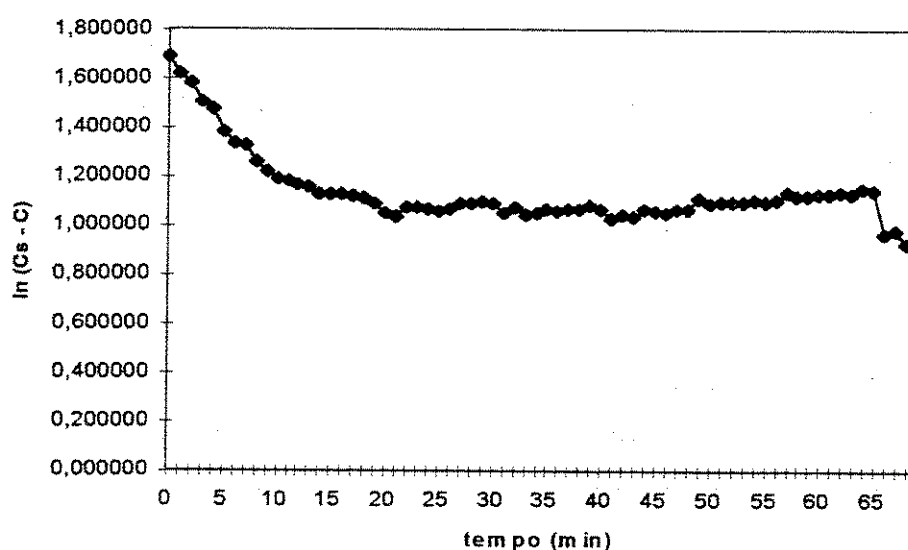


FIGURA C.3 - Variação da concentração de oxigênio em reator “air-lift” de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q = 600 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$).

TABELA C.4 - Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos com eletrodo instalado na entrada do sedimentador ($Q=1200 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$; $C_s=7,852355$).

C	$C_s - C$	t	$\ln (C_s - C)$
0,65	7,202355	0	1,974408
0,68	7,172355	1	1,970234
0,71	7,142355	2	1,966043
0,95	6,902355	3	1,931863
1,43	6,422355	4	1,859785
1,54	6,312355	5	1,842509
1,92	5,932355	6	1,780421
2,73	5,122355	7	1,633614
2,99	4,862355	8	1,581523
3,03	4,822355	9	1,573262
3,47	4,382355	10	1,477586
3,78	4,072355	11	1,404222
4,00	3,852355	12	1,348685
4,21	3,642355	13	1,292631
4,54	3,312355	14	1,197659
4,78	3,072355	15	1,122444
5,30	2,552355	16	0,937017
5,32	2,532355	17	0,929150
5,36	2,492355	18	0,913228
5,37	2,482355	19	0,909208
5,40	2,452355	20	0,897049
5,43	2,422355	21	0,884740
5,47	2,382355	22	0,868090
5,54	2,312355	23	0,838267
5,59	2,262355	24	0,816406

5,62	2,232355	25	0,803057
5,63	2,222355	26	0,798568
5,62	2,232355	27	0,803057
5,64	2,212355	28	0,794058
5,64	2,212355	29	0,794058
5,60	2,252355	30	0,811976
5,61	2,242355	31	0,807527
5,62	2,232355	32	0,803057
5,61	2,242355	33	0,807527
5,63	2,222355	34	0,798568
5,65	2,202355	35	0,789527
5,64	2,212355	36	0,794058
5,65	2,202355	37	0,789527
5,65	2,202355	38	0,789527
5,70	2,152355	39	0,766563
5,67	2,182355	40	0,780405
5,65	2,202355	41	0,789527

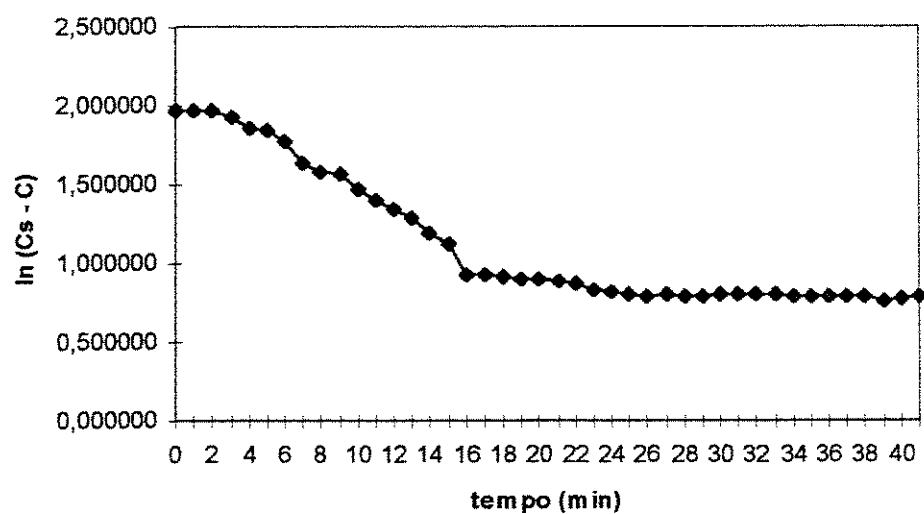


FIGURA C.4 - Variação da concentração de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos em relação ao tempo ($Q = 1200 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$).

APÊNDICE D

TABELA D.1 - Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q=200 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$; $C_c=C_s=8,331846$).

C	$C_c - C$	t	$\ln(C_c - C)$
1,30	7,031846	0	1,950449
1,70	6,631846	1	1,891883
1,74	6,591846	2	1,885833
1,80	6,531846	3	1,876690
2,04	6,291846	4	1,839254
2,52	5,811846	5	1,759898
3,01	5,321846	6	1,671820
3,46	4,871846	7	1,583473
3,84	4,491846	8	1,502264
4,22	4,111846	9	1,413872
4,66	3,671846	10	1,300695
5,00	3,331846	11	1,203526
5,30	3,031846	12	1,109172
5,62	2,711846	13	0,997630
5,93	2,401846	14	0,876238
5,97	2,361846	15	0,859443
6,40	1,931846	16	0,658476
6,59	1,741846	17	0,554945
6,77	1,561846	18	0,445868
7,04	1,291846	19	0,256072
7,06	1,271846	20	0,240469
7,19	1,141846	21	0,132646
7,29	1,041846	22	0,040994
7,38	0,951846	23	-0,049352
7,51	0,821846	24	-0,196202
7,53	0,801846	25	-0,220839
7,59	0,741846	26	-0,298614
7,63	0,701846	27	-0,354041
7,73	0,601846	28	-0,507754
7,74	0,591846	29	-0,524509
7,78	0,551846	30	-0,594486
7,83	0,501846	31	-0,689462
7,87	0,461846	32	-0,772524
7,91	0,421846	33	-0,863115
8,03	0,301846	34	-1,197839
8,03	0,301846	35	-1,197839
8,08	0,251846	36	-1,378938
8,09	0,241846	37	-1,419455

8,05	0,281846	38	-1,266395
8,08	0,251846	39	-1,378938
8,08	0,251846	40	-1,378938
8,09	0,241846	41	-1,419455
8,09	0,241846	42	-1,419455
8,10	0,231846	43	-1,461682
8,09	0,241846	44	-1,419455
8,11	0,221846	45	-1,505772
8,12	0,211846	46	-1,551896
8,15	0,181846	47	-1,704596
8,15	0,181846	48	-1,704596
8,17	0,161846	49	-1,821111
8,21	0,121846	50	-2,104998
8,20	0,131846	51	-2,026121
8,20	0,131846	52	-2,026121
8,19	0,141846	53	-1,953014
8,20	0,131846	54	-2,026121
8,23	0,101846	55	-2,284294
8,22	0,111846	56	-2,190633
8,23	0,101846	57	-2,284294
8,26	0,071846	58	-2,633232
8,26	0,071846	59	-2,633232
8,26	0,071846	60	-2,633232
8,26	0,071846	61	-2,633232
8,26	0,071846	62	-2,633232
8,28	0,051846	63	-2,959479
8,29	0,041846	64	-3,173761
8,29	0,041846	65	-3,173761
8,29	0,041846	66	-3,173761
8,29	0,041846	67	-3,173761
8,29	0,041846	68	-3,173761
8,29	0,041846	69	-3,173761
8,29	0,041846	70	-3,173761

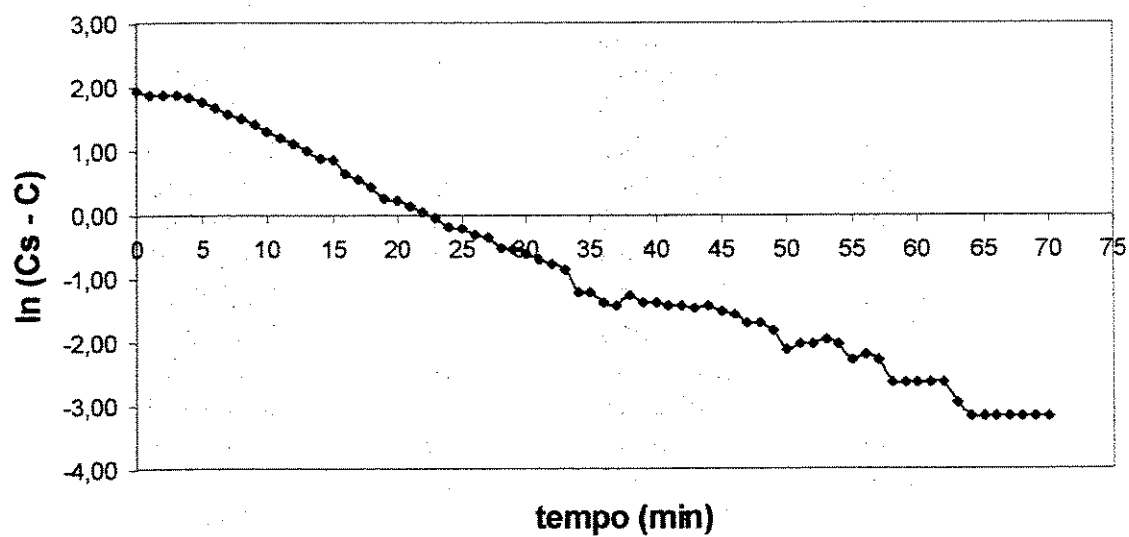


FIGURA D.1 – Variação da concentração de oxigênio em relação ao tempo ($Q = 200 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$).

TABELA D.2 - Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q=400 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$; $C_c=C_s=7,840946$).

C	$C_c - C$	t	$\ln (C_c - C)$
0,33	7,510946	0	2,016361
0,85	6,990946	1	1,944616
0,94	6,900946	2	1,931659
1,56	6,280946	3	1,837521
2,22	5,620946	4	1,726500
2,85	4,990946	5	1,607626
3,58	4,260946	6	1,449491
3,93	3,910946	7	1,363779
4,42	3,420946	8	1,229917
4,85	2,990946	9	1,095590
5,30	2,540946	10	0,932537
5,56	2,280946	11	0,824590
5,88	1,960946	12	0,673427
6,07	1,770946	13	0,571514
6,27	1,570946	14	0,451678
6,43	1,410946	15	0,344261
6,57	1,270946	16	0,239762
6,68	1,160946	17	0,149235
6,75	1,090946	18	0,087045
6,83	1,010946	19	0,010887
6,93	0,910946	20	-0,093271
6,97	0,870946	21	-0,138175
6,98	0,860946	22	-0,149723
7,03	0,810946	23	-0,209554
7,06	0,780946	24	-0,247249
7,11	0,730946	25	-0,313415
7,11	0,730946	26	-0,313415
7,14	0,700946	27	-0,355324
7,16	0,680946	28	-0,384272
7,16	0,680946	29	-0,384272
7,16	0,680946	30	-0,384272
7,20	0,640946	31	-0,444810
7,20	0,640946	32	-0,444810
7,22	0,620946	33	-0,476511
7,22	0,620946	34	-0,476511
7,24	0,600946	35	-0,509250
7,25	0,590946	36	-0,526030
7,27	0,570946	37	-0,560460

7,27	0,570946	38	-0,560460
7,28	0,560946	39	-0,578130
7,29	0,550946	40	-0,596118
7,27	0,570946	41	-0,560460
7,29	0,550946	42	-0,596118
7,29	0,550946	43	-0,596118
7,29	0,550946	44	-0,596118
7,33	0,510946	45	-0,671491
7,36	0,484946	46	-0,723717
7,36	0,480946	47	-0,732000
7,38	0,460946	48	-0,774474
7,40	0,440946	49	-0,818832
7,42	0,420946	50	-0,865250
7,45	0,390946	51	-0,939185
7,46	0,380946	52	-0,965097
7,49	0,350946	53	-1,047122
7,52	0,320946	54	-1,136482
7,57	0,270946	55	-1,305835
7,58	0,260946	56	-1,343441
7,61	0,230946	57	-1,465570
7,63	0,210946	58	-1,556152
7,64	0,200946	59	-1,604718
7,68	0,160946	60	-1,826685
7,71	0,130946	61	-2,032969
7,75	0,090946	62	-2,397487
7,76	0,080946	63	-2,513971
7,79	0,050946	64	-2,976985
7,80	0,040946	65	-3,195496
7,80	0,040946	66	-3,195496
7,81	0,030946	67	-3,475505
7,83	0,010946	68	-4,514763
7,80	0,040946	69	-3,195496
7,81	0,030946	70	-3,475505
7,81	0,030946	71	-3,475505
7,81	0,030946	72	-3,475505
7,80	0,040946	73	-3,195496
7,81	0,030946	74	-3,475505

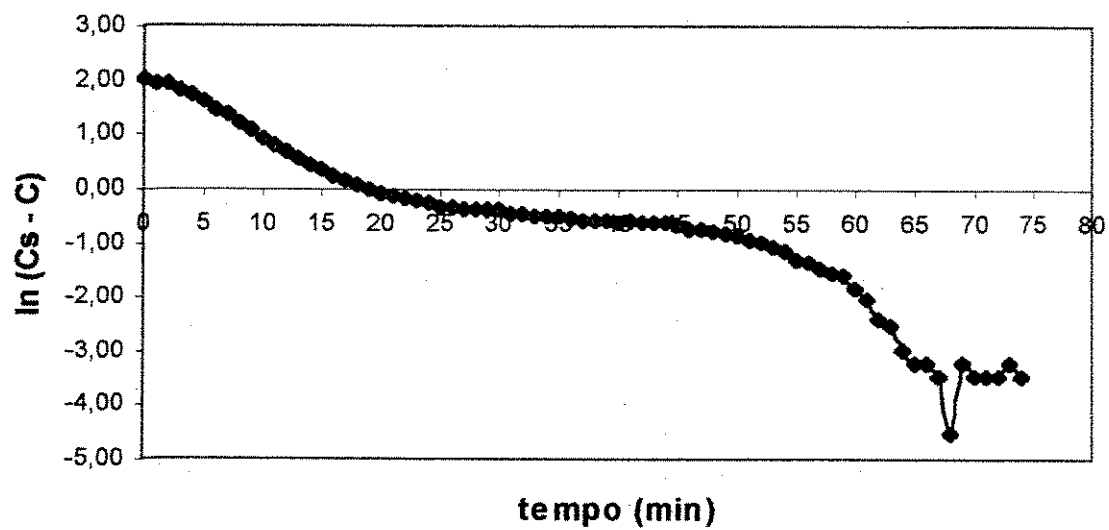


FIGURA D.2 – Variação da concentração de oxigênio em relação ao tempo
($Q = 400 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$).

TABELA D.3 - Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q=600 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$; $C_c=C_s=7,818127$).

C	$C_c - C$	t	$\ln (C_c - C)$
1,68	6,138127	0	1,814520
2,38	5,438127	1	1,693435
3,01	4,808127	2	1,570308
3,59	4,228127	3	1,441759
3,99	3,828127	4	1,342376
4,59	3,228127	5	1,171902
5,09	2,728127	6	1,003615
5,57	2,248127	7	0,810097
5,93	1,888127	8	0,635585
6,15	1,668127	9	0,511701
6,38	1,438127	10	0,363342
6,57	1,248127	11	0,221644
6,73	1,088127	12	0,084458
6,84	0,978127	13	-0,022116
6,94	0,878127	14	-0,129964
7,01	0,808127	15	-0,213036
7,08	0,738127	16	-0,303640
7,16	0,658127	17	-0,418358
7,21	0,608127	18	-0,497372
7,21	0,608127	19	-0,497372
7,26	0,558127	20	-0,583169
7,26	0,558127	21	-0,583169
7,29	0,528127	22	-0,638419
7,29	0,528127	23	-0,638419
7,32	0,498127	24	-0,696900
7,32	0,498127	25	-0,696900
7,33	0,488127	26	-0,717180
7,37	0,448127	27	-0,802679
7,37	0,448127	28	-0,802679
7,38	0,438127	29	-0,825247
7,37	0,448127	30	-0,802679
7,42	0,398127	31	-0,920984
7,40	0,418127	32	-0,871970
7,39	0,428127	33	-0,848336
7,40	0,418127	34	-0,871970
7,42	0,398127	35	-0,920984
7,42	0,398127	36	-0,920984
7,45	0,368127	37	-0,999328
7,43	0,388127	38	-0,946423
7,43	0,388127	39	-0,946423

7,44	0,378127	40	-0,972525
7,46	0,358127	41	-1,026868
7,46	0,358127	42	-1,026868
7,46	0,358127	43	-1,026868
7,44	0,378127	44	-0,972525
7,46	0,358127	45	-1,026868
7,46	0,358127	46	-1,026868
7,46	0,358127	47	-1,026868
7,46	0,358127	48	-1,026868
7,49	0,328127	49	-1,114355
7,49	0,328127	50	-1,114355
7,49	0,328127	51	-1,114355
7,49	0,328127	52	-1,114355
7,49	0,328127	53	-1,114355
7,53	0,288127	54	-1,244354
7,49	0,328127	55	-1,114355
7,51	0,308127	56	-1,177244
7,50	0,318127	57	-1,145305
7,51	0,308127	58	-1,177244
7,51	0,308127	59	-1,177244
7,55	0,268127	60	-1,316295
7,59	0,228127	61	-1,477853
7,56	0,258127	62	-1,354304
7,57	0,248127	63	-1,393815
7,58	0,238127	64	-1,434952
7,58	0,238127	65	-1,434952
7,60	0,218127	66	-1,522678
7,63	0,188127	67	-1,670639
7,65	0,168127	68	-1,783036
7,65	0,168127	69	-1,783036
7,68	0,138127	70	-1,979582
7,65	0,168127	71	-1,783036
7,66	0,158127	72	-1,844357
7,68	0,138127	73	-1,979582
7,71	0,108127	74	-2,224450
7,72	0,098127	75	-2,321494
7,71	0,108127	76	-2,224450
7,75	0,068127	77	-2,686383
7,78	0,038127	78	-3,266835
7,80	0,018127	79	-4,010358
7,80	0,018127	80	-4,010358
7,81	0,008127	81	-4,812576
7,79	0,028127	82	-3,571029
7,80	0,018127	83	-4,010358
7,80	0,018127	84	-4,010358
7,80	0,018127	85	-4,010358
7,79	0,028127	86	-3,571029

7,78	0,038127	87	-3,266835
7,8	0,018127	88	-4,010358
7,8	0,018127	89	-4,010358

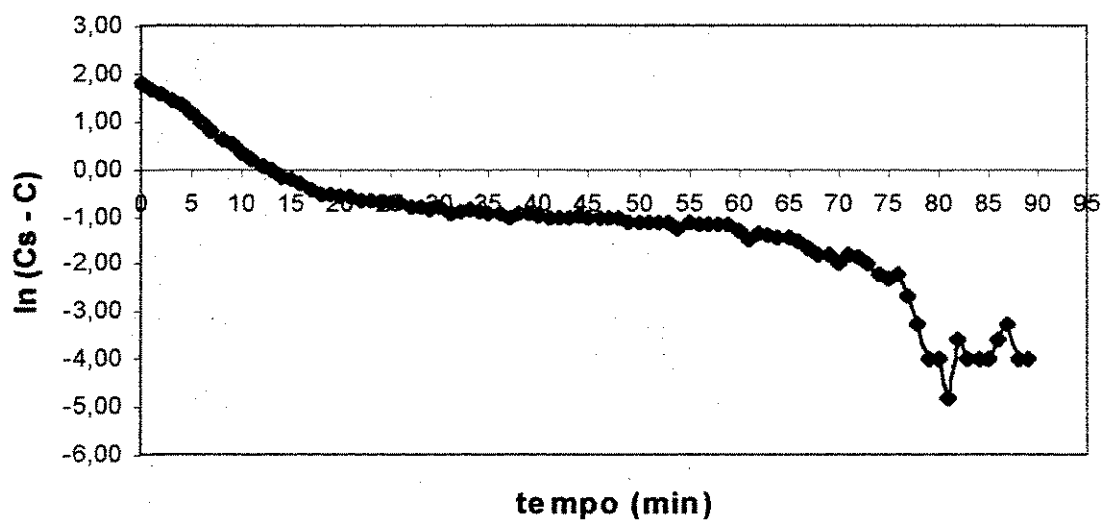


FIGURA D.3 – Variação da concentração de oxigênio em relação ao tempo
($Q = 600 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$).

TABELA D.4 - Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q=800 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$; $C_c=C_s=7,818127$).

C	$C_c - C$	t	$\ln (C_c - C)$
0,46	7,358127	0	1,995805
1,09	6,728127	1	1,906297
1,71	6,108127	2	1,809620
2,05	5,768127	3	1,752347
3,07	4,748127	4	1,557750
3,81	4,008127	5	1,388324
4,68	3,138127	6	1,143626
5,20	2,618127	7	0,962459
5,78	2,038127	8	0,712031
6,17	1,648127	9	0,499639
6,44	1,378127	10	0,320725
6,68	1,138127	11	0,129384
6,85	0,968127	12	-0,032392
6,99	0,828127	13	-0,188589
7,13	0,688127	14	-0,373782
7,19	0,628127	15	-0,465013
7,23	0,588127	16	-0,530813
7,27	0,548127	17	-0,601248
7,34	0,478127	18	-0,737879
7,34	0,478127	19	-0,737879
7,36	0,458127	20	-0,780609
7,40	0,418127	21	-0,871970
7,40	0,418127	22	-0,871970
7,41	0,408127	23	-0,896177
7,42	0,398127	24	-0,920984
7,45	0,368127	25	-0,999328
7,46	0,358127	26	-1,026868
7,46	0,358127	27	-1,026868
7,44	0,378127	28	-0,972525
7,48	0,338127	29	-1,084334
7,51	0,308127	30	-1,177244
7,48	0,338127	31	-1,084334
7,51	0,308127	32	-1,177244
7,51	0,308127	33	-1,177244
7,51	0,308127	34	-1,177244
7,51	0,308127	35	-1,177244
7,51	0,308127	36	-1,177244
7,51	0,308127	37	-1,177244
7,52	0,298127	38	-1,210236
7,52	0,298127	39	-1,210236

7,53	0,288127	40	-1,244354
7,52	0,298127	41	-1,210236
7,53	0,288127	42	-1,244354
7,53	0,288127	43	-1,244354
7,55	0,268127	44	-1,316295
7,56	0,258127	45	-1,354304
7,57	0,248127	46	-1,393815
7,57	0,248127	47	-1,393815
7,57	0,248127	48	-1,393815
7,56	0,258127	49	-1,354304
7,57	0,248127	50	-1,393815

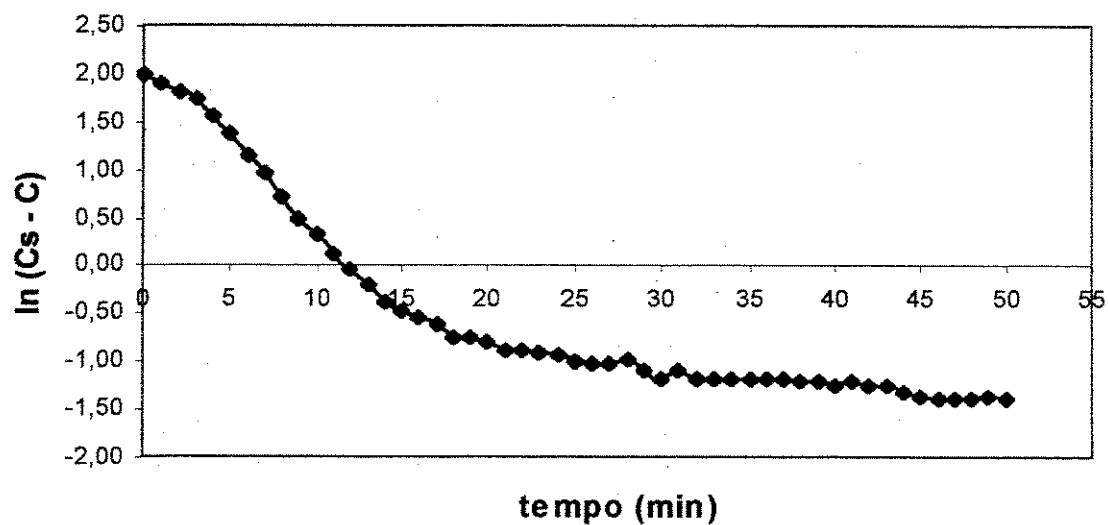


FIGURA D.4 – Variação da concentração de oxigênio em relação ao tempo
(Q - 800mL.min⁻¹).

TABELA D.5 - Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q=1000 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$; $C_c=C_s=7,818127$).

C	$C_c - C$	t	$\ln (C_c - C)$
1,62	6,198127	0	1,824247
2,73	5,088127	1	1,626910
3,50	4,318127	2	1,462822
4,44	3,378127	3	1,217321
5,08	2,738127	4	1,007274
5,64	2,178127	5	0,778465
6,11	1,708127	6	0,535397
6,51	1,308127	7	0,268596
6,70	1,118127	8	0,111655
6,93	0,888127	9	-0,118641
7,09	0,728127	10	-0,317280
7,22	0,598127	11	-0,513952
7,34	0,478127	12	-0,737879
7,40	0,418127	13	-0,871970
7,46	0,358127	14	-1,026868
7,54	0,278127	15	-1,279678
7,55	0,268127	16	-1,316295
7,59	0,228127	17	-1,477853
7,62	0,198127	18	-1,618848
7,64	0,178127	19	-1,725259
7,67	0,148127	20	-1,909686
7,67	0,148127	21	-1,909686
7,67	0,148127	22	-1,909686
7,67	0,148127	23	-1,909686
7,68	0,138127	24	-1,979582
7,69	0,128127	25	-2,054734
7,69	0,128127	26	-2,054734
7,71	0,108127	27	-2,224450
7,71	0,108127	28	-2,224450
7,71	0,108127	29	-2,224450
7,70	0,118127	30	-2,135996
7,71	0,108127	31	-2,224450
7,71	0,108127	32	-2,224450
7,71	0,108127	33	-2,224450
7,71	0,108127	34	-2,224450
7,71	0,108127	35	-2,224450
7,70	0,118127	36	-2,135996
7,71	0,108127	37	-2,224450

7,70	0,118127	38	-2,135996
7,70	0,118127	39	-2,135996
7,71	0,108127	40	-2,224450
7,75	0,068127	41	-2,686383
7,74	0,078127	42	-2,549421
7,76	0,058127	43	-2,845127
7,79	0,028127	44	-3,571029
7,78	0,038127	45	-3,266835
7,77	0,048127	46	-3,033914
7,78	0,038127	47	-3,266835
7,78	0,038127	48	-3,266835

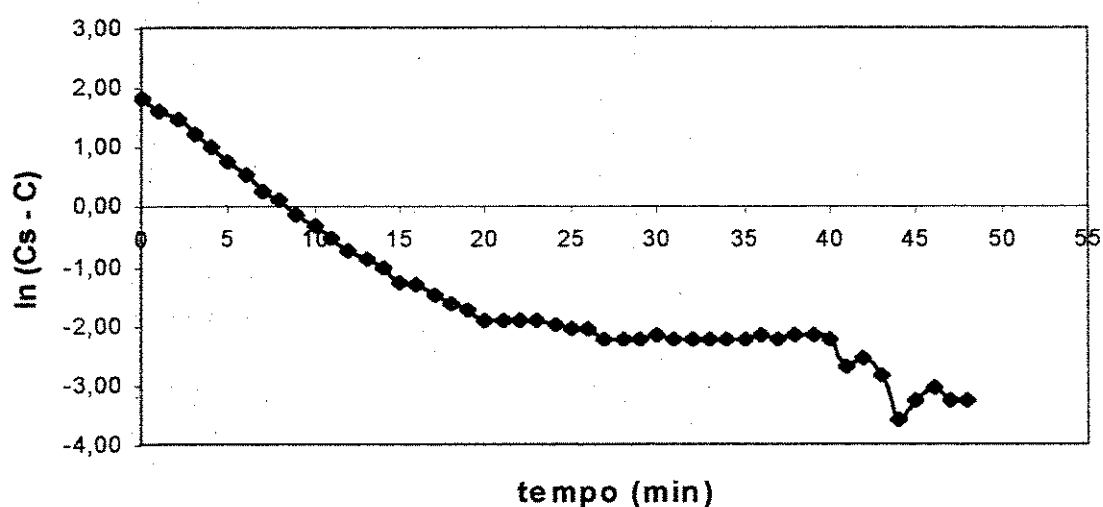


FIGURA D.5 – Variação da concentração de oxigênio em relação ao tempo
($Q = 1000 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$).

TABELA D.6 - Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q=1200 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$; $C_c=C_s=8,331846$).

C	$C_c - C$	t	$\ln (C_c - C)$
0,69	7,641846	0	2,033639
1,11	7,221846	1	1,977111
1,37	6,961846	2	1,940445
2,68	5,651846	3	1,731982
3,89	4,441846	4	1,491070
4,92	3,411846	5	1,227253
5,35	2,981846	6	1,092543
5,91	2,421846	7	0,884530
6,30	2,031846	8	0,708945
6,58	1,751846	9	0,560670
6,91	1,421846	10	0,351956
7,07	1,261846	11	0,232576
7,21	1,121846	12	0,114975
7,26	1,071846	13	0,069382
7,37	0,961846	14	-0,038901
7,47	0,861846	15	-0,148679
7,47	0,861846	16	-0,148679
7,49	0,841846	17	-0,172158
7,50	0,831846	18	-0,184108
7,54	0,791846	19	-0,233388
7,55	0,781846	20	-0,246098
7,59	0,741846	21	-0,298614
7,61	0,721846	22	-0,325944
7,61	0,721846	23	-0,325944
7,63	0,701846	24	-0,354041
7,61	0,721846	25	-0,325944
7,61	0,721846	26	-0,325944
7,61	0,721846	27	-0,325944
7,67	0,661846	28	-0,412723
7,66	0,671846	29	-0,397726
7,65	0,681846	30	-0,382952
7,66	0,671846	31	-0,397726
7,65	0,681846	32	-0,382952
7,65	0,681846	33	-0,382952
7,64	0,691846	34	-0,368392
7,65	0,681846	35	-0,382952
7,67	0,661846	36	-0,412723
7,66	0,671846	37	-0,397726

7,68	0,651846	38	-0,427947
7,68	0,651846	39	-0,427947
7,68	0,651846	40	-0,427947
7,72	0,611846	41	-0,491275
7,75	0,581846	42	-0,541550
7,78	0,551846	43	-0,594486
7,91	0,421846	44	-0,863115
7,90	0,431846	45	-0,839686
7,91	0,421846	46	-0,863115
7,92	0,411846	47	-0,887106
8,01	0,321846	48	-1,133682
8,11	0,221846	49	-1,505772
8,15	0,181846	50	-1,704596
8,21	0,121846	51	-2,104998
8,30	0,031846	52	-3,446847
8,29	0,041846	53	-3,173761
8,30	0,031846	54	-3,446847
8,31	0,021846	55	-3,823742
8,31	0,021846	56	-3,823742
8,32	0,011846	57	-4,435773
8,31	0,021846	58	-3,823742
8,31	0,021846	59	-3,823742
8,32	0,011846	60	-4,435773
8,32	0,011846	61	-4,435773

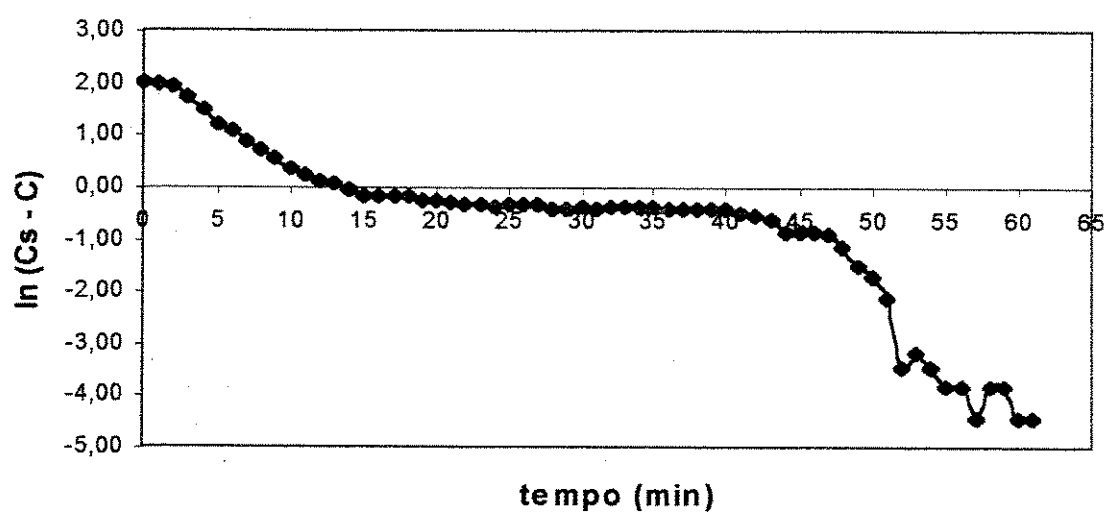


FIGURA D.6 – Variação da concentração de oxigênio em relação ao tempo
($Q = 1200 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$).

TABELA D.7 - Cálculo do coeficiente de transferência de oxigênio em reator "air-lift" de tubos concêntricos com eletrodo instalado na saída do tubo de aeração ($Q=1300 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$; $C_c=C_s=7,818127$).

C	$C_c - C$	t	$\ln (C_c - C)$
0,36	7,458127	0	2,009304
0,88	6,938127	1	1,937032
1,56	6,258127	2	1,833881
2,94	4,878127	3	1,584761
3,90	3,918127	4	1,365614
4,78	3,038127	5	1,111241
5,48	2,338127	6	0,849350
5,92	1,898127	7	0,640868
6,54	1,278127	8	0,245396
6,76	1,058127	9	0,056500
6,97	0,848127	10	-0,164725
7,15	0,668127	11	-0,403277
7,25	0,568127	12	-0,565410
7,32	0,498127	13	-0,696900
7,41	0,408127	14	-0,896177
7,44	0,378127	15	-0,972525
7,48	0,338127	16	-1,084334
7,51	0,308127	17	-1,177244
7,55	0,268127	18	-1,316295
7,58	0,238127	19	-1,434952
7,60	0,218127	20	-1,522678
7,64	0,178127	21	-1,725259
7,65	0,168127	22	-1,783036
7,67	0,148127	23	-1,909686
7,70	0,118127	24	-2,135996
7,70	0,118127	25	-2,135996
7,71	0,108127	26	-2,224450
7,71	0,108127	27	-2,224450
7,75	0,068127	28	-2,686383
7,78	0,038127	29	-3,266835
7,78	0,038127	30	-3,266835
7,80	0,018127	31	-4,010358
7,79	0,028127	32	-3,571029
7,80	0,018127	33	-4,010358
7,81	0,008127	34	-4,812576
7,80	0,018127	35	-4,010358
7,81	0,008127	36	-4,812576

7,79	0,028127	37	-3,571029
7,80	0,018127	38	-4,010358
7,81	0,008127	39	-4,812576
7,81	0,008127	40	-4,812576

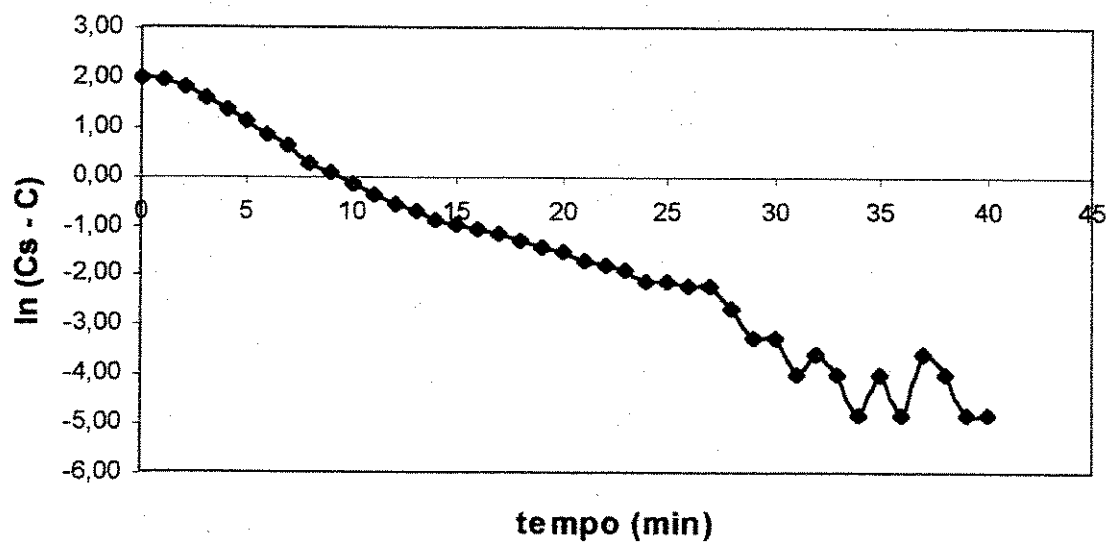


FIGURA D.7 – Variação da concentração de oxigênio em relação ao tempo
($Q = 1300 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$).