



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

**Remoção de Material Carbonáceo e Nitrificação em
Reator “Air-lift” de Tubos Concêntricos Pressurizado
utilizando Lodo Ativado**

Jean Carlo Alanis

Engenheiro Químico
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 Doutor em Engenharia de Alimentos

Campinas/2004

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

AL12r Alanis, Jean Carlo
Remoção de material carbonáceo e nitrificação em reator
“Air-lift” de tubos concêntricos pressurizado utilizando lodo
ativado / Jean Carlo Alanis. – Campinas, SP: [s.n.], 2004.

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

1.Nitrificação. 2.Águas residuais – Purificação – Processo de
lodo ativado. I.Alegre, Ranulfo Monte. II.Universidade
Estadual de Campinas.Faculdade de Engenharia de Alimentos.
III.Título.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre - Orientador

Prof^a. Dr. Hamilton Roberto Fortes Bavutti - Membro

Prof. Dr^a. Lúcia Regina Durrant – Membro

Prof. Dr. Mauro de Paula Moreira – Membro

Prof. Dr^a. Meuris Gurgel Carlos da Silva - Membro

Prof. Dr. Ricardo Verthein Tavares de Macedo - Membro

Prof. Dr. Vanildo Luiz Bianchi – Membro

Aos meus amados pais, Gilberto e Eudeuza, pelo exemplo de vida, amor, honestidade, humildade, carinho e tudo mais que me foi dado ao longo desses anos. A cada conquista, o incentivo de vocês foi essencial, já que é de vocês que vem a minha força, inspiração e razão para ir cada vez mais longe. A vocês, meu eterno agradecimento, amor e respeito. Amo vocês.

À minha querida irmã, Gislaine (Gigi), pelo incentivo, carinho, amizade. Você sempre foi e será muito amada por mim.

"Em toda luta por um ideal se tropeça por adversários e se criam inimizades. O homem sábio não os ouve e nem se detém a contá-los. Segue sua rota irreduzível em sua fé, imperturbável em sua ação, porque quem marcha em direção à luz não pode ver o que ocorre nas sombras."

(Autor Desconhecido)

AGRADECIMENTOS

A Deus por todas as conquistas, pela paciência, sabedoria e força concedidas nas horas em que mais precisei. Hoje realmente sei, que tudo posso Naquele que me fortalece. Amém.

Ao Professor Dr. Ranulfo Monte Alegre pela orientação, pelo exemplo de caráter, honestidade, paciência e amizade. Nesses anos de convivência, você mostrou que sábio não é aquele que proclama palavras de sabedoria, mas sim aquele que demonstra sabedoria em seus atos. Obrigado por esses anos de dedicação e atos de sabedoria, que o tornaram especial e único.

Aos meus pais, Gilberto e Eudeuza, por acreditarem e me incentivarem a sempre ir em busca de meus sonhos. Agradeço pelos aplausos nas vitórias e pela mão estendida nos tropeços, pelas palavras de carinho na hora em que a saudade batia e por me fazer sentir sempre amado. Infinitos agradecimentos seriam poucos para expressão minha gratidão, por isso, essa conquista é dedicada a vocês. Amo muito vocês.

À minha irmã Gislaine (Gigi), pelo carinho e amor incondicional que sempre me dedicou. Obrigado pelo incentivo e por sempre me mostrar que eu era capaz. Seu apoio foi fundamental. Amo você.

Aos amigos Ilka Castro e Maurício Assumpção por estarem sempre presentes nas horas em que mais precisei, por serem pessoas iluminadas e abençoadas com os mais sublimes dons que um ser humano possa ter, pela transparência, colo, sorrisos mil, alto astral, carinho, amizade, choro, conselhos e uma lista infindável de coisas que adorei viver com vocês. Vocês são especiais !

Aos amigos Ana Claudia Seixas, Classius Ferreira (Caco), Hamilton Bavutti, Márcia Rizzatto, Tânia Alberte, Walter Costenaro, Tadeu Biazon, Vladimir Silva

(Vlad) e Áurea por compartilharem a magia de uma amizade sincera, pelo carinho, pela alegria de seus sorrisos, a leveza de suas almas, por tudo aquilo que um amigo tem direito, pela cumplicidade e pela alegria que tornaram essa caminhada mais leve e descontraída.

Aos meus avós paternos, Aniano e Umbelina, por sempre acreditarem em mim, pela preocupação e amor. Á vocês, toda minha admiração e amor.

Aos meus avós maternos Antônio (*in memoriam*) e Ana Maria (*in memoriam*) pela humildade, carinho, amor, exemplos de caráter, pela saudade que sinto de vocês. Sei que devem estar felizes por esta conquista, já que sempre torceram por mim. Á vocês, minhas saudades, amor e admiração.

Á toda minha família pela motivação e interesse, em especial às tias Lucilene e Meirilce pela preocupação, amor, carinho e força. Vocês são pessoas iluminadas e abençoadas que toda família deveria ter, por isso, agradeço a Deus por esse privilégio. Obrigado por tudo. Amo vocês !

Aos colegas do Laboratório de Tratamento de Resíduos e Processos Fermentativos : Adriana, Cristhiane, Beatriz, Lucielen, Tatiana, Rafael (pelas “ajudas”), Rodenei, Maurício, David, Vítor e Dona Maria.

Aos professores Membros da Banca Examinadora pelas preciosas dicas e correções que ajudaram a melhorar este trabalho.

Ao CNPq pelo apoio financeiro.

Enfim, a todos os amigos e aos que contribuíram de alguma maneira para a realização deste trabalho, não importando quantos e quais nomes tenham.

A você que é especial

*“Foi assim...Como ver o mar,
A primeira vez que meus olhos se viram no seu olhar,
Não tive a intenção de me apaixonar,
Mera distração, e já era, momento de se gostar...”*

Durante os 4 anos de doutorado, algumas vezes, minha ausência foi parcial ou total, mas saiba que em momento algum, meu coração e mente deixaram de lembrar-te. Por isso, venho através destas palavras agradecer a compreensão e paciência que você teve ao longo desta jornada, e dizer que consigo colocar-me em seu lugar para entender melhor a situação.

Sei que muitas foram às vezes que seus olhos me buscaram, e eu estava ausente, mas com o coração apertado, pois um olhar amigo sempre nos faz bem.

Por muitas vezes não choramos ou rimos juntos, não te dei o beijo que queria dar e me furtei em dizer que te amava. E você sabe o quanto é importante compartilharmos isso com quem amamos.

Muitas vezes você quis me abraçar, contar um acontecimento, dividir uma dúvida, e encontrou apenas a casa vazia, mas nem por isso desistiu de mim.

Muitas vezes você buscou o meu sorriso e eu estava cheio de pressa, compromissos, experimentos, análises a serem feitas, reator que não funcionava, lodo que não colaborava, aulas para preparar. Até parece que tudo conspirava contra.

O tempo era curto, rápido, ingrato e não me esperava, mas você, ao seu modo, compreendia e torcia por mim, mesmo eu estando envolvido com meus problemas e afazeres. Eu sempre soube que sem você, sem sua compreensão, sua força, não teria chegado até aqui.

Mas saiba que nos momentos em que ficamos juntos, estava de corpo em alma ao seu lado, procurando compensar de alguma forma minhas ausências.

Sei do fundo do meu coração que foi você que me incentivou a caminhar e agora, quando realizo meu sonho e compartilho com você minha alegria quero sorrir, chorar, te beijar, te olhar e dizer sempre, Te amo muito. Sei que o tempo perdido e as coisas não vividas não voltam mais, e isso me entristece um pouco, mas a dádiva de ter você ao meu lado faz com que isso seja nada, pois com você, meu mundo se torna muito mais feliz.

“Na vida, nos deparamos com pessoas comuns, mas que se fazem especiais, acolhendo-nos com um sorriso transparente, mesmo quando o semblante parece cansado...Especiais sim, por serem capazes de conquistar o outro com humildade.”

“Você, é algo assim,
É tudo pra mim, é mais que eu esperava,
Você é mais do que sei, é mais que pensei,
É como eu sonhava...”

ÍNDICE

Lista de Figuras.....	xvii
Lista de Tabelas.....	xxi
Nomenclatura.....	xxiv
Resumo.....	xxviii
Abstract.....	xxix
1. INTRODUÇÃO.....	01
2. OBJETIVOS.....	03
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	05
3.1. Lodo Ativado.....	05
3.2. População Microbiana Presente nos Lodos Ativados.....	11
3.3. Crescimento Bacteriano.....	22
3.4. Parâmetros de Controle e Variações do Processo de Lodos Ativados.....	24
3.4.1. Relação F/M (A/M) ou fator carga.....	24
3.4.2. Concentração de Sólidos em Suspensão Voláteis no Tanque de Aeração (SSVTA ou X_V).....	26
3.4.3. Tempo de Detenção Hidráulica (t_h).....	28
3.4.4. Idade do Lodo ou Tempo de Retenção Celular (θ_c).....	29
3.4.5. Índice Volumétrico de Lodo ou Índice de Mohlman (IVL).....	31
3.4.6. Aeração nos Sistemas de Lodos Ativados.....	36
3.4.7. Necessidade de Nutrientes.....	37

3.4.8. Temperatura.....	39
3.4.9. Influência do pH.....	40
3.5. Reatores “air-lift”.....	41
3.5.1. Antecedentes históricos dos biorreatores.....	41
3.5.2. Aplicações dos reatores “air-lift” em processos fermentativos.....	43
3.5.3. Vantagens do uso de reatores “air-lift”.....	56
3.5.4. Transferência de oxigênio e respiração microbiana.....	58
3.5.5. Características Hidrodinâmicas e de Transferência de Massa em Reatores “Air-lift”.....	62
3.5.6. Influência da variação de pressão sobre microrganismos.....	69
3.5.7. Características Hidrodinâmicas e de Transferência de Massa para o Reator “Air-lift” de Tubos Concêntricos utilizado nos experimentos.....	77
3.5.7.1. Tempo Médio de Residência em Reator “air-lift” de tubos concêntricos.....	78
3.5.7.2. Coeficiente de transferência de massa (K_{la}) em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente.....	79
3.5.7.3. Taxa de transferência de oxigênio (N_v) em reator “air-lift” de tubos concêntricos operado com variação de pressão.....	81
3.5.7.4. Coeficiente de retenção de gás, gas hold-up (E_g) para reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente.....	84
3.5.7.5. Velocidade superficial do gás (V_{sg}).....	84
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	91
4.1. Materiais.....	91
4.1.1. Aclimação do Lodo Ativado.....	91
4.1.2. Manutenção do Lodo Aclimatado.....	92
4.1.3. Água Residuária.....	92

4.1.4. Construção do Reator “Air-lift”	94
4.2. Métodos.....	98
4.2.1. Determinação do Índice Volumétrico de Lodo (IVL).....	99
4.2.2. Determinação de pH.....	101
4.2.3. Demanda Química de Oxigênio (DQO).....	101
4.2.4. Determinação da Concentração de Nitrito (NO_2^-).....	101
4.2.5. Determinação da Concentração de Nitrato (NO_3^-).....	102
4.2.6. Determinação da Concentração de Nitrogênio Total.....	102
4.2.7. Concentração da Biomassa (SSV).....	102
4.2.8. Liofilização do Lodo Ativado.....	103
4.2.9. Operação do reator “air-lift”	103
4.2.10. Determinação da Constante de velocidade de Redução de DQO (K).....	104
4.2.11. Determinação do Coeficiente de Morte (k_d) e Rendimento Celular (Y).....	105
4.2.12. Determinação da Eficiência de Redução de DQO (η).....	106
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	107
5.1. Aclimação e Manutenção do Lodo.....	107
5.2. Influência da Pressão no Comportamento do Lodo Ativado.....	111
5.3. Experimentos em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado.....	121
5.3.1. Estratégias Experimentais.....	121
5.3.1.1. Experimento 01.....	122
5.3.1.2. Experimento 02.....	129
5.3.1.3. Experimento 03.....	135

5.3.1.4. Experimento 04.....	142
5.3.1.5. Experimento 05.....	151
5.3.1.6. Experimento 06.....	161
5.3.1.7. Experimento 07.....	168
5.3.2. Parâmetros Cinéticos.....	175
6. CONCLUSÕES.....	179
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	181
Apêndice A.....	191

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Predominância Relativa entre microrganismos aeróbios.....	13
Figura 3.2 - Curva de crescimento bacteriano.....	22
Figura 3.3 – Teste de IVL.....	32
Figura 3.4 - Esquema do reator “air-lift” utilizado nos experimentos.....	53
Figura 3.5 - Resistências associadas à dissolução e ao consumo do oxigênio.....	59
Figura 3.6 - Fotografias das bolhas através de técnicas modernas e aparelhagem especial onde em (A) as bolhas de ar estão na fase líquida dispersas em água e (B) bolhas dispersas em solução de água/butanol.....	65
Figura 3.7 - Reator Pressurizado (autoclave modificada) utilizado nos experimentos de BRANCO et al. (1981).....	73
Figura 3.8 - “Hold-up” do “riser” (ϵ) como função da velocidade de circulação do gás (U_G) em diferentes pressões.....	75
Figura 3.9 - Medida dos valores de K_{La} em diferentes posições da sonda para medida de oxigênio dissolvido.....	76
Figura 3.10 - Coeficiente de transferência de massa como função da velocidade do gás para diferentes pressões no sistema.....	77
Figura 3.11 - 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.....	86
Figura 3.12 - 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.....	86
Figura 4.1 - Esquema do reator “air-lift” de tubos concêntricos.....	95
Figura 4.2 – Reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado.....	97
Figura 4.3 - Detalhes do manômetro, válvula de segurança, sedimentador, tubo de equalização de pressão e sistema de controle de nível do reator “air-lift” pressurizado.....	99

Figura 5.1 - Lodo aclimatado em erlenmeyer com água residuária sintética à pressão ambiente com boas características, com a presença de flocos de bactérias e alguns protozoários.....	109
Figura 5.2 - Lodo aclimatado em erlenmeyer com água residuária sintética à pressão ambiente, na qual se observa uma população de bactérias agrupadas em flocos.....	109
Figura 5.3 - Lodo “flotado” devido à presença de microbolhas aderidas aos flocos dificultando a sedimentação para o calculo do IVL.....	113
Figura 5.4 - Lodo ativado pressurizado com destaque para um floco bacteriano à esquerda e um protozoário à direita, indicando excelente floculação.....	115
Figura 5.5 - Lodo ativado pressurizado com boa aparência destacando a presença de um rotífero (<i>Philodina roseolla</i>) no centro do campo.....	115
Figura 5.6 - Lodo ativado pressurizado em boas condições, onde se observa um rotífero (<i>Ephifanes senta</i>) à esquerda do campo.....	117
Figura 5.7 - Lodo ativado pressurizado com destaque para dois rotíferos (<i>Rotaria citrinus</i>) à esquerda do campo.....	117
Figura 5.8 - Lodo ativado pressurizado com floco de bactéria à esquerda, e no centro do campo, observa-se a presença de protozoários.....	119
Figura 5.9 - Perda de biomassa do lodo ativado no interior do reator decorrente da contaminação da água residuária sintética, onde se observa a ausência de flocos de bactérias.....	125
Figura 5.10 - Concentração de biomassa (mgSSV/L) e DQO (mgDQO/L) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (experimento 01).....	128
Figura 5.11 - Concentração de biomassa (mgSSV/L) e DQO (mgDQO/L) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (experimento 02).....	132
Figura 5.12 - Lodo aclimatado com água residuária sintética com boas características, utilizado no experimento 02, onde se observa flocos de bactérias.....	135
Figura 5.13 - Lodo ativado durante o experimento 03 com boas condições de sedimentação e população microbiana heterogenia, onde se observa diversidade de flocos.....	139

Figura 5.14 - Concentração de biomassa (mgSSV/L) e DQO (mgDQO/L) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (experimento 03).....	141
Figura 5.15 - Lodo ativado pressurizado utilizado no experimento 04 em boas condições, com flocos de bactérias e protozoários espalhados pelo campo.....	145
Figura 5.16 - Concentração de biomassa (mgSSV/L) e DQO (mgDQO/L) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (experimento 04).....	147
Figura 5.17 - Variação da concentração de nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal durante o experimento 04.....	148
Figura 5.18 : Aspecto do lodo ativado ao final do experimento 04 apresentando indícios de microrganismos filamentosos e flocos.....	153
Figura 5.19 - Lodo ativado com aspecto filamentoso após mudança na receita original da água residuária sintética, com um rotífero no centro do campo.....	153
Figura 5.20 - Floco de bactérias do lodo recuperado sem a presença de microrganismos filamentosos, indicando boas condições.....	155
Figura 5.21 - Concentração de biomassa (mgSSV/L) e DQO (mgDQO/L) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (experimento 05).....	158
Figura 5.22 - Variação da concentração de nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal durante o experimento 05.....	160
Figura 5.23 - Concentração de biomassa (mgSSV/L) e DQO (mgDQO/L) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (experimento 06).....	164
Figura 5.24 - Concentração de biomassa (mgSSV/L) e DQO (mgDQO/L) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (experimento 06).....	165
Figura 5.25 - Variação da concentração de nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal durante o experimento 06.....	166
Figura 5.26 - Concentração de biomassa (mgSSV/L) e DQO (mgDQO/L) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado (experimento 07).....	171

Figura 5.27 - Variação da concentração de nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal durante o experimento 07.....	173
Figura 5.28 - Relação entre q (h^{-1}) e S_e ($mgDQO.L^{-1}$).....	177
Figura 5.29 - Relação entre μ (h^{-1}) e q (h^{-1}).....	178

Lista de Tabelas

Tabela 3.1 – Principais gêneros de bactérias encontradas em processos de lodos ativados e suas respectivas funções.....	16
Tabela 3.2 – Agrupamentos de organismos de diversos gêneros presentes em sistemas de lodos ativados.....	17
Tabela 3.3 - Microrganismos indicadores das condições de depuração em sistemas de lodos ativados.....	20
Tabela 3.4 - Interpretação aproximada do resultado do IVL.....	33
Tabela 3.5 - Concentração de massa em diferentes taxas de diluição no reator “air-lift” tubo convergente-divergente.....	46
Tabela 3.6 - Características geométricas do biorreator “air-lift” de tubos concêntricos.....	68
Tabela 3.7 : Composição do substrato utilizado nos experimentos.....	72
Tabela 3.8 - Alguns resultados do tempo médio, tempo espacial (t_h) e vazões de ar e alimentação utilizadas nos experimentos.....	78
Tabela 3.9 - 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).....	81
Tabela 3.10 - 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).....	85
Tabela 3.11 - 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	87
Tabela 3.12 - 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...	89
Tabela 4.1 – Variação da composição do substrato sintético utilizado na fase de aclimação de lodo.....	91
Tabela 4.2 - Composição de água residuária sintética utilizada na manutenção do lodo e realização dos experimentos e a que proporcionou melhores resultados.....	93

Tabela 4.3 - Composição da solução de micronutrientes utilizada para melhorar as condições do lodo.....	93
Tabela 5.1 - Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizados com lodo ativado (experimento 01).....	127
Tabela 5.2 - Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado (experimento 02).....	131
Tabela 5.3 - Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado (experimento 03).....	138
Tabela 5.4 - Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado (experimento 04).....	143
Tabela 5.5 - Velocidade de reação da etapa de nitrificação do experimento 04 para nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal.....	150
Tabela 5.6 - Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado (experimento 05).....	157
Tabela 5.7 - Velocidade de reação da etapa de nitrificação do experimento 05 para nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal.....	160
Tabela 5.8 - Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado (experimento 06).....	163
Tabela 5.9 - Velocidade de reação da etapa de nitrificação do experimento 06 para nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal.....	167
Tabela 5.10 - Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado (experimento 07).....	170

Tabela 5.11 - Velocidade de reação da etapa de nitrificação do experimento 07 para nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal.....	174
Tabela 5.12 - Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator "air-lift" de tubos concêntricos pressurizado.....	176
Tabela A.1 - Valores da concentração de saturação de oxigênio (C_s) ₇₆₀ em água a 1 atm (Ramalho, 1983)	193
Tabela A.2 - Valores de pressão de vapor da água (Ramalho, 1983)	193

NOMENCLATURA

- A – área do tubo de aeração (m^2);
A_d – área transversal do “downcomer” ou tubo de reciclo (m^2);
A_r – área transversal do “riser” ou tubo de aeração (m^2);
A/M – relação alimento/microrganismo (d^{-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 ($Kg.m^{-3}$);
C_g – concentração de oxigênio no gás ($mg.L^{-1}$);
C_s – concentração de saturação de oxigênio ($mg.L^{-1}$);
C_o – parâmetro de distribuição;
D – taxa de diluição (h^{-1});
D_{eq} = diâmetro equivalente da bolha (m);
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;
E = eficiência do processo (%);
E_g – coeficiente de retenção de gás (“gas hold-up”) ;
E_{gd} - coeficiente de retenção de gás no tubo de reciclo
E_{gs} - coeficiente de retenção de gás na região de subida;
E_{gd} - coeficiente de retenção de gás na região de descida;
E_{gt} - coeficiente de retenção de gás global;
F – vazão de alimentação ($mL.h^{-1}$);
f_b = fração biodegradável dos sólidos em suspensão voláteis;
F/M – food/microorganism rate (d^{-1});
GR – velocidade de recirculação do gás ($m.s^{-1}$);

H – constante de Henry;
 H* - altura do reator (m)
 He – número de Henry ($\text{m}^3 \cdot \text{atm} \cdot \text{Kgmol}^{-1}$);
 HL – altura do líquido no reator (cmCA);
 IDL – índice de densidade de lodo ($\text{mL} \cdot \text{g}^{-1}$);
 VL – índice volumétrico de lodo ($\text{mL} \cdot \text{g}^{-1}$);
 K – constante de velocidade de redução de DQO (d^{-1});
 k – constante específica de redução de substrato ($\text{L} \cdot \text{mgDQO}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$);
 K_d – coeficiente de morte celular (d^{-1});
 K_G – coeficiente de transferência de massa na face gasosa ($\text{Kgmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}$);
 K_L - coeficiente de transferência de massa na face líquida ($\text{Kgmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}$);
 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 ($\text{Kgmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$);
 N_v – taxa de transferência de oxigênio ($\text{mmoles O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$);
 (N_v)_p - taxa de transferência de oxigênio em reator pressurizado ($\text{mmoles O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$);
 OD – oxigênio dissolvido ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ ou %);
 P – pressão absoluta (mmHg ou $\text{Kgf} \cdot \text{cm}^2$);
 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/V_D – força pneumática do gás por unidade de volume do líquido no reator ($\text{KW} \cdot \text{m}^{-3}$);
 PHB – polihidroxibutirato;
 P^v – pressão de vapor da água (mmHg);
 Q_{Alim} = vazão de alimentação do sistema ($\text{L} \cdot \text{d}^{-1}$);
 Q – vazão de ar ($\text{mL} \cdot \text{min}^{-1}$);
 Q_a = vazão do afluente ($\text{L} \cdot \text{d}^{-1}$);
 q – taxa específica de consumo de substrato (d^{-1});
 Q_d = vazão de descarte de lodo ($\text{L} \cdot \text{d}^{-1}$);
 QD – vazão de gás no tubo de reciclo ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);

Q_e = vazão do efluente tratado ($L.d^{-1}$);
 Q_{ex} = vazão de lodo excedente ($L.d^{-1}$);
 QL_r – vazão de líquido no tubo de aeração ($m^3.h^{-1}$);
 QL_d - vazão de líquido no tubo de reciclo ($m^3.h^{-1}$);
 QR – vazão de gás no tubo de aeração ($m^3.h^{-1}$);
 QS – vazão do gás no dispersor ($m^3.h^{-1}$);
 r – raio da partícula em suspensão (mm);
 S = superfície da bolha (m^2);
 S – substrato residual ($mg.L^{-1}$ ou $g.L^{-1}$);
 SS – sólidos em suspensão ($mgSS.L^{-1}$);
 S_0 – concentração do Substrato Total Afluente ($mgDQO.L^{-1}$);
 S_e – concentração do Solúvel 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 trifásico convencional;
 U_{BT} – velocidade terminal das bolhas na origem ($m.s^{-1}$);
 U = taxa de utilização do substrato pelos microrganismos;
 UFC – unidade formadora de colônia;
 $(UI)_r$ – velocidade superficial do líquido no tubo de aeração ($m.s^{-1}$);
 $(UI)_d$ – velocidade superficial do líquido no tubo de reciclo ($m.s^{-1}$);
 U_g – velocidade superficial do gás ($m.s^{-1}$);
 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_d = concentração de sólidos suspensos voláteis no descarte do lodo (mgSSV.L^{-1});
 X_e = concentração de sólidos suspensos voláteis no efluente tratado (mgSSV.L^{-1});
 X_v = concentração de sólidos em suspensão voláteis (mg.L^{-1});
 X_0 – concentração inicial de biomassa (mgSSV.L^{-1});;
 Y – rendimento celular;
 ΔP – variação de pressão (cmCA);
 Δh = distância entre os sensores (m);
 ΔX_v – produção líquida de biomassa no reator (g.d^{-1});
 η - eficiência de redução de DQO (%);
 μ - taxa específica de crescimento celular (d^{-1});;
 θ_C = tempo de residência celular (idade do lodo) (d);
 θ_{ct} = tempo de retenção celular baseado no sistema total (d);
 ρ_L = densidade do líquido, kg.m^{-3} .

RESUMO

Após a descoberta do sistema de lodo ativado, vários pesquisadores contribuíram de forma primordial para o aperfeiçoamento dos sistemas, tanto em termos de eficiência de remoção, como na capacidade de tratamento por unidade de volume do sistema, além de aumentarem a estabilidade operacional do mesmo.

A finalidade do presente trabalho consistiu num estudo de métodos de tratamento de águas residuárias em reator “air-lift” pressurizado construído em aço inox, com tubos de aeração e reciclo de 1,2 e 1,5 m respectivamente. O reator foi alimentado com água residuária sintética com concentrações variáveis ao longo de sete experimentos realizados e o lodo separado em sedimentador localizado na parte superior para ser recirculado ao sistema. O reator foi operado continuamente até que o estado estacionário hidráulico e crescimento microbiano fossem atingidos a cada variação na concentração do substrato. A pressão manométrica no reator foi de $1,25 \text{ kg}_f \cdot \text{cm}^{-2}$, a vazão de ar entre 1300 (experimentos 1, 2, 3 e 4) a $500 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$ (experimentos 5, 6 e 7), e vazão de substrato de aproximadamente $380 \text{ mL} \cdot \text{h}^{-1}$. A metodologia utilizada nas análises está descrita no “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (1995). Foram analisados a Demanda Química de Oxigênio (DQO), concentração da biomassa (sólidos suspensos voláteis – SSV), Nitrito, Nitrato, Nitrogênio Total e Amoniacal. A concentração de DQO do substrato variou inicialmente de 2890 a $8700 \text{ mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$, o que significa que o reator foi operado com concentração de lodo igual à concentração obtida em sedimentadores convencionais de lodo, tratando água residuária com DQO muito além do limite usual dos lodos ativados convencionais. Esse aumento na concentração de DQO do substrato possibilitou um aumento significativo da concentração de biomassa no reator em até $10500 \text{ mgSSV} \cdot \text{L}^{-1}$. Com este aumento, verificou-se um incremento na eficiência de redução da DQO em até 99%.

Palavras chaves : Sistemas de Lodos Ativados, Reator “Air-lift”, remoção de macronutrientes, águas residuárias sintéticas.

ABSTRACT

After the discovery of activated sludge system, several researchers made important contribution to improve systems not only in efficiency, but also in treatment capability per unit of system volume, besides they increase operational stability of the system. The objective of this work was to study methods of wastewater treatment in pressurized air lift reactor built in stainless steel with downcomer and recycle of 1,2 and 1,5 m respectively. Reactor was feed with synthetic wastewater in concentrations that varied during seven experiments and sludge was separated in sedimentator at upper part for being recycled to the system. Reactor was carried out continuously until hydraulic stationary state and microbial growth were reached out each variation on substrate concentration. Manometric pressure in reactor was $1,25 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2}$, air flow rate from 1300 (experiments 1, 2, 3 and 4) to $500 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$ (experiments 5, 6 and 7) and substrate flow rate about to $380 \text{ mL} \cdot \text{h}^{-1}$. The samples were analyzed by methodology described on “Standard Methods for Examination of Water and Wastewater” (1995). Chemical Oxygen Demand (COD), biomass concentration (Volatile Suspended Solids – VSS), nitrite, nitrate, total and ammoniacal nitrogen were analyzed. COD concentration of the substrate varied initially from 2890 to $8700 \text{ mg COD} \cdot \text{L}^{-1}$ and the reactor was operated with sludge concentration equal to obtained in conventional sludge sedimentator utilizing high COD concentration a significant increase of biomass concentration on reactor about $10500 \text{ mg VSS} \cdot \text{L}^{-1}$ was observed. With this increase it was verified an increment in efficiency that reach about 99%.

Keywords: activated sludge systems, air lift reactor, macronutrients removal, synthetic wastewater.

1 - INTRODUÇÃO

O processo de tratamento de águas residuárias por lodo ativado é, no momento, o processo mais freqüentemente usado devido o seu baixo custo, facilidade de operação e versatilidade, podendo tratar esgotos domésticos e industriais. De 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 principal função dos processos biológicos de tratamento de águas residuárias é remover a matéria orgânica biodegradável através de reações metabólicas de oxidação e síntese celular. A maioria desses processos, como lodos ativados, lagoas aeradas, lagoas de estabilização, são basicamente cultivos contínuos de populações de microrganismos em um tanque de aeração ou reator, com reciclo de parte dos microrganismos formados, onde o substrato é a matéria orgânica causadora de poluição. Os microrganismos oxidam a matéria orgânica em presença de oxigênio, transformando-a basicamente em CO_2 e H_2O com conseqüente surgimento de novos microrganismos.

A utilização do sistema biológico de tratamento de águas residuárias por lodo ativado convencional e algumas de suas modificações, são os processos que melhor resolvem problemas de disposição de efluentes líquidos, dadas suas características estáveis e operação simplificada. No entanto, a aplicação dos mesmos torna-se limitada quando a concentração da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) é alta, em razão do alto consumo de energia requerida na transferência de oxigênio do ar à água residuária, inviabilizando, em algumas situações, a implantação destes.

O processo de lodo ativado pode ser operado de forma convencional, mistura completa, com oxigênio puro, com aeração escalonada, em reator

batelada seqüencial, reatores “air-lift”, dentre 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 e diminuindo a área dispendida na sua construção, etc.

Um reator “air-lift” dispensa agitadores mecânicos e apresenta alta taxa de transferência de oxigênio, que é uma de suas características. Com o aumento da taxa de transferência de oxigênio, a concentração de lodo (sólidos voláteis) também pode ser aumentada, e conseqüentemente a concentração de DBO ou vazão de alimentação do reator uma vez que, com aumento da concentração de lodo no interior do reator, será necessário aplicar maior massa de substrato (DBO) para manter o lodo ativo, aumentando assim a eficiência de tratamento, contrariamente ao que ocorre no processo convencional de lodo ativado.

Todos os sistemas e/ou processos biológicos de tratamento de águas residuárias utilizados até o momento, limitam-se a reproduzir processos naturais, à exceção do tratamento com utilização de oxigênio puro, cujo custo impede sua aplicação em escala industrial.

Assim, a utilização de reatores “air-lift” no tratamento de águas residuárias representa um passo além dos processos naturais, uma vez que suas características (alta taxa de transferência de oxigênio e alta concentração de sólidos voláteis no reator) permitem tratar efluentes líquidos com maior eficiência em menor área e com volume menor de reator. Além disso, de acordo com a atual preocupação com o bem estar funcional do meio ambiente, de forma que o crescimento e o desenvolvimento industrial possam ser compatíveis com a preservação dos recursos naturais, novas técnicas de tratamento dos efluentes se fazem necessárias, a fim de que seja possível aliar baixos custos à eficiência e à qualidade ambiental.

2 – OBJETIVOS

Este trabalho teve como objetivos principais :

- Avaliar o desempenho de um reator “air-lift” de tubos concêntricos no tratamento de águas residuárias com lodo ativado;
- Verificar quais os benefícios de operar um reator sob pressão em relação à biomassa e eficiência de remoção de DQO;
- Determinar parâmetros cinéticos como coeficiente de morte microbiano (k_d), taxa específica de consumo de substrato (q), rendimento celular (Y), eficiência de redução de DQO (η), taxa específica de crescimento (μ) e constante de velocidade de remoção de DQO (K);
- Avaliar a eficiência do reator “air-lift” em relação a nitrificação.

3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 - LODO ATIVADO

O processo de lodos ativados consiste essencialmente da agitação de uma mistura de águas residuárias com um certo volume de lodo biologicamente ativo, mantido em suspensão por uma aeração adequada e durante um tempo suficiente para converter uma porção biodegradável daqueles resíduos ao estado inorgânico, enquanto o remanescente é convertido em lodo adicional. O processo biológico de tratamento, é um fenômeno de degradação bacteriana, tal como se observa nos cursos d'água. No processo de tratamento emprega-se uma elevada população microbiana (biomassa) confinada num dado equipamento (reator), sendo o oxigênio fornecido de maneira intensiva (aeradores). Assim, a remoção da carga orgânica é realizada através de uma microflora altamente heterogênea que metaboliza as substâncias orgânicas, levando a produtos de metabolismo, CO₂ e H₂O (PESSOA & JORDÃO, 1982).

O marco inicial do processo de tratamento utilizando lodo ativado é datado provavelmente de 3 de abril de 1914, quando pesquisadores ingleses, Edward Arden e Willian Lockett, apresentaram à Sociedade de Química Industrial de Londres, um resumo do trabalho intitulado "Experiências sobre a Oxidação do Esgoto sem a Intervenção de Filtros". Sua concepção surgiu da necessidade de um tratamento mais eficaz que o existente na época (Tratamento Primário) que depurava parcialmente, por um simples motivo : grande parte da matéria orgânica nas águas residuárias não é sedimentável, e, portanto, não afetada pelo tratamento primário. Esses pesquisadores notaram que a aeração de águas residuárias resultava na remoção de matéria orgânica, formando flocos macroscópicos de microrganismos que podiam ser separados através de simples

decantação, obtendo-se assim um lodo biológico. A adição deste lodo biológico a uma outra batelada de água residuária resultava numa aceleração do processo de remoção e um crescimento deste lodo. Esta capacidade de acelerar a remoção do material orgânico fez com que este lodo biológico recebesse a denominação de lodo ativado. A partir desses resultados, os processos biológicos de tratamento de águas residuárias foram definidos como cultivos contínuos de população de microrganismos em um tanque ou reator, com reciclo de parte dos microrganismos formados, onde o substrato é a matéria orgânica causadora da poluição. A principal função deste tratamento é remover a matéria orgânica biodegradável através de reações metabólicas de oxidação e síntese celular. Os microrganismos oxidam a matéria orgânica na presença de oxigênio, transformando-a basicamente em CO₂, H₂O com conseqüente surgimento de novos microrganismos. De uma maneira simplificada, trata-se de um processo fermentativo aeróbio contínuo com reciclo da biomassa, que se constitui num inóculo permanente e aclimatado (GANCZARCZYK, 1983).

Na versão original, proposta por Arden & Lockett, 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).

De acordo com GRADY & LIM (1980) os microrganismos ao ingressarem no reator biológico encontram condições ambientais favoráveis ao seu desenvolvimento. Há alimento disponível (matéria orgânica) e oxigênio dissolvido fornecido pelos aeradores, além de nutrientes básicos encontrados nas águas

residuárias (nitrogênio, fósforo, cálcio, etc.). Outros fatores ambientais, como temperatura adequada, permitem a esses organismos se reproduzirem mais rapidamente, agrupando-se em colônias (flocos) que permanecem em suspensão devido à turbulência causada pelos dispositivos de aeração. De uma forma geral, o lodo é constituído por colônias de microrganismos em suspensão, em um líquido que contém, em solução, matéria orgânica que lhes serve de alimento, nutrientes básicos e oxigênio dissolvido.

BARBUSINSKI & KOSCIELNIAK (1997) reportaram que durante a digestão aeróbia, consideráveis mudanças ocorrem nas estruturas físicas e no aspecto dos flocos, as quais estão diretamente ligadas com as propriedades de sedimentação e capacidade de desaguamento. O tamanho do floco e da distribuição da partícula são considerados dois importantes fatores no desaguamento de lodo e a presença de pequenas partículas no lodo provocam um desaguamento de baixa eficiência. A capacidade de desaguamento diminui com a diminuição do tamanho das partículas, medido como superfície específica de área. Foram analisadas as características físicas da estabilização aeróbia de duas diferentes plantas de tratamento de águas residuárias, uma planta era de tratamento de esgoto municipal e a outra de uma indústria química. Os parâmetros analisados foram : determinação do tamanho do floco e a superfície específica do lodo, bem como a estrutura interna dos flocos através do uso de microscopia eletrônica. O período inicial da digestão foi caracterizado por uma considerável redução do tamanho do floco e da superfície do lodo. Durante os 4 primeiros dias, o diâmetro médio dos flocos diminuiu em aproximadamente a metade, ou seja, de 125 para 65 mm, chegando a 22 mm no quadragésimo dia da digestão aeróbia e a superfície específica dos flocos variou de 110 (início dos experimentos) a 125 m²/g (final dos experimentos). Em relação à força de dispersão do floco durante o período inicial, houve uma diminuição na superfície específica do lodo devido à mudanças na estrutura interna e porosidade dos flocos como uma resposta às mudanças nas condições ambientais. Porém, a partir do décimo sexto dia a superfície específica do lodo adquiriu um significativo aumento atingindo o valor de 135 m².g⁻¹.

Para HORAN (1990) o processo de lodos ativados pode ser definido como um sistema no qual uma massa biológica que cresce e floclula é continuamente circulada e colocada em contato com a matéria orgânica do despejo líquido afluyente ao sistema, em presença de oxigênio. O oxigênio é normalmente proveniente de bolhas de ar injetado, através de difusores dentro da mistura lodo/líquido, sob condições de turbulência, ou por aeradores mecânicos de superfície, ou outros tipos de unidades de aeração. O processo possui uma unidade de aeração seguida por uma unidade de separação de sólidos, onde o lodo separado é parcialmente retornado ao tanque de aeração para mistura com as águas residuárias e o restante é descartado do sistema.

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. O volume de informações existentes sobre os aspectos básicos dos processos por lodos ativados, nos campos da engenharia e microbiologia, possibilita a adoção de diferentes tipos de reatores biológicos, com elevado desempenho e eficiência na redução da demanda química de oxigênio (ALEXANDER, 1994).

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, ocasionava 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 (WENTZEL *et al.*, 1990).

O sistema de lodo ativado é mundialmente utilizado para o tratamento de despejos domésticos e industriais, em situações onde há necessidade de elevada qualidade do efluente e reduzidos requisitos de área. O lodo ativado pode ser operado de forma convencional, mistura completa, com oxigênio puro, com aeração escalonada, em reator batelada seqüencial, 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. (SPERLING, 1997).

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 à 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 (HAANDEL & MARAIS, 1999).

De acordo com estudos realizados por RAO BHAMIDIMARRI *et al* (1987), os compostos poluentes sintéticos possuem estruturas bastante complexas e desconhecidas para o metabolismo bacteriano. A biodegradação de algumas moléculas orgânicas xenobióticas pode ocorrer pelos processos biológicos aeróbios, e sua completa estabilização depende das velocidades das reações realizadas pelos microrganismos. Este potencial microbiano tem sido ilustrado pela capacidade de espécies bacterianas, presentes nos biorreatores aeróbios em degradar detergentes como os alquilbenzenos sulfonados lineares (LAS) e ramificados (BAS). O passo limitante da degradação microbiana desses detergentes é a separação do radical alquila do anel benzeno sulfonado, pois a reação de degradação dos ácidos graxos resultantes ocorre via microbiana comum. O anel aromático sulfonado é degradado posteriormente, a dióxido de carbono, água e sulfato.

Mais recentemente, a atenção de vários pesquisadores esta voltada para a problemática de compostos xenobióticos altamente tóxicos ao meio ambiente. A atividade combinada de bactérias nos biorreatores resulta na estabilização de poluentes aromáticos halogenados e nitroaromáticos. Os microrganismos

responsáveis pela biodegradação de tais compostos podem ser selecionados de diferentes fontes naturais. Esta ação microbiana é de extrema importância para as tecnologias da biorremediação, inclusive. A grande questão está em como os microrganismos se adaptam à utilização de moléculas xenobióticas, a fim de suprir suas necessidades de carbono e energia. Existem evidências de que compostos halogenados não são incomuns a vida microbiana. Foram identificados cerca de 1.500 organohalogenados naturais, e alguns cloroaromáticos são produzidos por fungos. A adaptação das bactérias a esses poluentes ambientais tem sido verificada em vários estudos sobre as comunidades microbianas, que após incubações, são capazes de degradar compostos como as bifenilas policloradas (PCB's) (ORHON *et.al*, 2002).

3.2 – POPULAÇÃO MICROBIANA PRESENTE NOS LODOS ATIVADOS

Os processos por lodos ativados incorporam uma variedade de espécies microbianas e, portanto, uma versatilidade metabólica enorme. Alguns processos apresentam espécies bacterianas capazes de degradar compostos complexos e artificialmente sintetizados, ao mesmo tempo em que outros, possuem bactérias que apenas degradam moléculas orgânicas simples, como o ácido acético, produzindo metano (MARAIS & EKAMA, 1976).

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).

A composição da água residuária pode selecionar os grupos microbianos nos processos de tratamento por lodos ativados. A constituição do esgoto sanitário, por exemplo, cujos valores de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) são menores, é cerca de 65% proteínas, 25% carboidratos, 10% lipídios e o restante corresponde a frações inorgânicas como minerais e metais. Estas características possibilitam o desenvolvimento de diferentes heterótrofos no meio, em sua maioria bactérias entéricas, o que é razoável frente ao nicho ecológico formado nos reatores empregados no tratamento de esgotos sanitários. Outros compostos orgânicos mais complexos podem estar presentes no esgoto sanitário em pequenas concentrações, o que resultaria na seleção de tipos microbianos aptos a degradar tais moléculas orgânicas. Do mesmo modo, a presença de nitrogênio sob a forma amoniacal poderia facilitar o crescimento de bactérias nitrificantes, e o produto metabólico, o nitrato, certamente favoreceria o surgimento de bactérias desnitrificantes (ARCEIVALA, 1981).

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 sapróbios consumidores primários que degradam a matéria orgânica do despejo, promovendo a sua estabilização (VAZOLLER *et al.*, 1989).

Os tipos microbianos dos lodos ativados são encontrados naturalmente nos ecossistemas aquáticos, e se estabelecem no biorreator através das condições de operação, como características e quantidade da matéria orgânica presente na água residuária, agitação, disponibilidade de oxigênio dissolvido e interações microbianas. No início do processo, observa-se a presença de amebas e flagelados, posteriormente substituídos por protozoários holozóicos, como por exemplo, os ciliados livre-natantes. A fase ideal do sistema é atingida quando se observa a presença de ciliados sésseis e micrometazoários, como os rotíferos e

nematóides. O emprego prático da avaliação dos tipos de protozoários e micrometazoários presentes no biorreator é de extrema importância, uma vez que análises microscópicas simples podem indicar as condições de operação do sistema (GRADY & LIM, 1980). A Figura 3.1 apresenta a predominância dos microrganismos em relação à carga orgânica aplicada.

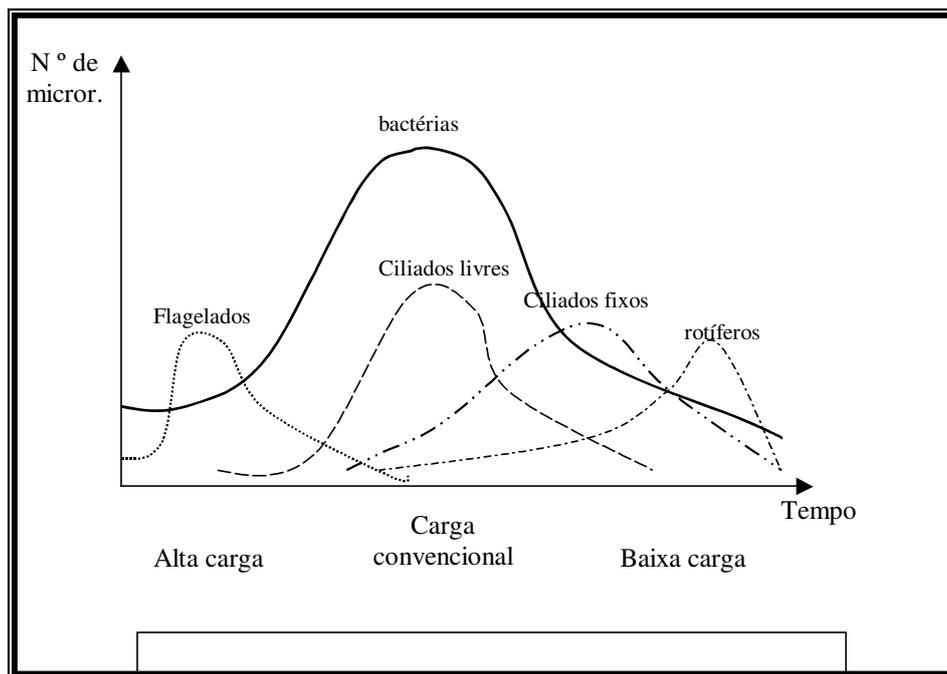


Figura 3.1 : Predominância Relativa entre microrganismos aeróbios (FORESTI, 1998)

De acordo com BICH (1972) os principais microrganismos encontrados nos processos por lodos ativados são :

- **Bactérias** : constituem a maior parte dos flocos de lodo ativado. São responsáveis pela oxidação da matéria orgânica e transformação de nutrientes, produzindo polissacarídeos e outros materiais poliméricos que auxiliam na floculação da biomassa microbiana. As bactérias mais freqüentes no lodo ativado, além da *Zoogloea ramigera*, considerada por muito tempo a única responsável

pela floculação, pertencem aos gêneros *Achromobacterium*, *Chromobacterium* (*Flavobacterium*) e *Pseudomonas*. São bastonetes gram-negativos, com ação proteolítica. Dentre as bactérias filamentosas, a *Sphaerotilus natans* é a mais comum em lodo ativado, caracterizando-se pela presença de bainha e ramificação falsa. Um crescimento excessivo destas bactérias dificulta a decantação do lodo, causando um estado chamado intumescimento filamentososo do lodo. Por isso, é necessário um controle constante da concentração de filamentosos como prevenção de um problema que, se não corrigido a tempo, pode levar à perda de sólidos em suspensão pelo efluente. Há outras bactérias que podem estar presentes no processo, como *Thiotrix*, *Beggiatoa* e *Nocardia*, além de outras espécies.

- **Fungos** : são organismos pluricelulares aeróbios e não fotossintéticos, quando presentes em lodos ativados possuem formas filamentosas e ramificadas. Distinguem-se das bactérias e dos actinomicetos pelas maiores dimensões e pelas verdadeiras ramificações e septos dos filamentos. Não são muito comuns em lodo ativado embora alguns fungos filamentosos são ocasionalmente observados em flocos de lodo ativado, quando presentes, em geral são Deuteromicetos (fungos imperfeitos). Com maior frequência são encontradas espécies do gênero *Geotrichum*, *Penicillium*, *Cladosporium*, etc. Quando se desenvolvem em excesso, também são passíveis de provocar intumescimento do lodo. Podem predominar em processos onde ocorra acentuada queda de pH, toxidez elevada e deficiência de nitrogênio. Para a estabilização da matéria orgânica, são tão eficientes quanto às bactérias, mas sua presença como organismos predominantes no lodo dificulta a sedimentação do lodo no sedimentador.

- **Protozoários** : são microrganismos unicelulares variando de poucos microns até 50 a 60 microns e providos de um núcleo bem separado do citoplasma através da membrana nuclear. Depois das bactérias, os protozoários são os organismos mais numerosos do lodo ativado, quando se têm boas condições de operação do

processo. O principal grupo encontrado são os ciliados, representando cerca de 5% do peso seco dos sólidos em suspensão presentes no tanque de aeração. Estudos comprovaram que na ausência de protozoários, um grande número de bactérias não flocculam e conseqüentemente não sedimentam, seguindo para o efluente final. A ação predatória por parte dos protozoários é o principal mecanismo pelo qual, bactérias livres são removidas do efluente.

- **Metazoários** : dentre os metazoários, somente os micrometazoários têm condições para se desenvolverem num ambiente com turbulência provocado pelos aeradores dos processos de lodos ativados. Os mais freqüentes são os rotíferos, em particular os pertencentes aos gêneros *Philodina* e *Rotária*, que geralmente são associados a lodos de sistemas com bom nível de depuração. A presença de rotíferos, associados ou não aos nematóides, é um excelente indício de boa eficiência do sistema de lodos ativados. Os rotíferos são organismos pluricelulares que estão na superfície dos flocos e são bastante sensíveis a substâncias tóxicas e às variações da carga orgânica, desenvolvem-se em lodos envelhecidos, bem oxigenados, bem flocculados, em sistemas altamente eficientes e em condições de carga (DBO) muito baixa e com características de oxidação total.

As bactérias presentes nos processos por lodos ativados pertencem a diferentes gêneros, e em sua grande maioria são heterótrofas. Algumas espécies de bactérias filamentosas são também heterótrofas, removendo a matéria orgânica do meio, e outras são capazes de oxidar compostos reduzidos de enxofre, com formação intracelular de grânulos de enxofre elementar, como é o caso dos gêneros *Thiothrix sp* e *Beggiatoa sp*. Estas bactérias podem ser encontradas na estrutura dos flocos ou livres, e são em geral, os organismos responsáveis pela ocorrência de intumescimento do lodo. O crescimento em abundância das filamentosas, como efeito de algum desequilíbrio operacional do sistema, forma uma macroestrutura semelhante a uma rede, que interfere na sedimentação e compactação do floco bacteriano, além da competição com as demais espécies bacterianas pelo substrato orgânico. A existência de outros

metabolismos bacterianos também pode ser exemplificada pelas espécies quimioautótrofas *Nitrosomonas sp* e *Nitrobacter sp*. A primeira oxida a amônia a nitrito, e a segunda, nitrito a nitrato. As atividades combinadas desses dois organismos efetuam a conversão completa da amônia a nitrato nos processos aeróbios (FORESTI, 1998). Na Tabela 3.1 encontram-se os principais gêneros de bactérias presentes nos processos de lodos ativados.

Tabela 3.1 – Principais gêneros de bactérias encontradas em processos de lodos ativados e suas respectivas funções.

Gêneros	Funções
Pseudomonas	Remove carboidratos e promove desnitrificação.
Zooglea	Formação de flocos
Bacillus	Degradação de proteínas.
Athrobacter	Degradação de carboidratos.
Nocardia	Crescimento filamentosos, formação de espuma.
Acinetobacter	Remoção de fósforo.
Nitrosomonas	Nitrificação.
Nitrobacter	Nitrificação
Achromobacter	Desnitrificação.

Fonte : HORAN (1990)

Nos tanques de aeração são encontrados protozoários e micrometazoários, indicados como clarificadores do meio. As bactérias constituem a base nutricional dos protozoários, e estes, em conjunto com as próprias bactérias, são consumidos pelos micrometazoários (BICH, 1972). A Tabela 3.2 apresenta os agrupamentos de microrganismos de diversos gêneros.

Tabela 3.2 – Agrupamentos de organismos de diversos gêneros presentes em sistemas de lodos ativados.

Grandes Grupos	Gêneros Frequentes
Classe Ciliata	
a) ciliados livres-natantes	<i>Paramecium, Colpidium, Litonotus, Trachelophyllum, Amphileptus, Chilodonella</i>
b) ciliados pedunculados	<i>Vorticella, Operculária, Epstylis, Charchesium e as suctórias Acineta e Podophrya.</i>
c) ciliados livres, predadores do floco	<i>Aspidisca, Euplotes, Stylonychia, Oxytricha.</i>
Classe Mastigophora - flagelados	<i>Bodo, Cercobodo, Mona sp, Oicomona sp, Euglena sp, Cercomona sp, Peranema</i>
Classe Sarcodina - amebas	<i>Amoeba, Arcella, Actinophrys, Vanhilkampfi, Astramoeba, Difflugia, Cochliopodium.</i>
Classe Rotífera - rotíferos	<i>Philodina, Rotaria, Epidhanes.</i>
Classe Nematoda - nematóides	<i>Rhabditis</i>
Filo Anelida - anelídeos	<i>Aelosoma</i>

Fonte : VAZOLLÉR *et al.* (1989).

De acordo com PIKE & CURDS (1971), os principais organismos encontrados no sistema de lodo ativado podem ser separados em 4 grandes grupos : organismos formadores de flocos, saprófitos, predadores e organismos

particulares. Os organismos formadores de flocos são os mais importantes no processo, pois sem eles o lodo não pode ser separado do efluente tratado. São representados principalmente pela bactéria *Zooglea ramigera*, no entanto, há uma grande variedade de bactérias formadoras de flocos.

Os organismos saprófitos são aqueles responsáveis pela degradação da matéria orgânica. É formado principalmente por bactérias, inclusive as formadoras de flocos, e podem ser subdivididos em dois grupos : primários e secundários. Os primários são responsáveis pela degradação do substrato original e o secundário utiliza os metabólitos formados para sua sobrevivência, indicando uma interação de comensalismo entres estes indivíduos. Os saprófitos são *Bacillus* Gram-negativos, representados também por fungos, leveduras e protozoários flagelados. O grupo dos predadores é representado pelos protozoários. Estes microrganismos representam cerca de 5% da biomassa sólida do sistema de lodos ativados. Os ciliados predominam neste grupo, tanto em número como em forma, e atuam de maneira importante na formação dos flocos e eliminação das bactérias dispersas no meio, tornando a comunidade estável. Os organismos particulares são representados por aqueles que dificultam a operação do sistema, como é o caso de algumas bactérias e fungos filamentosos que causam problemas de sedimentação do lodo quando presentes em grande número. Este fenômeno é conhecido como “bulking filamentoso”, e os principais microrganismos envolvidos são as bactérias *Sphaerotilus natans* e o fungo *Geotrichium* (GRADY & LIM, 1980).

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) fixa um substrato complexo, geralmente variável em quantidade e qualidade. A partir destes microrganismos decompositores vive uma fauna de

consumidores primários, também sujeitos a 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 peritriquias. 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 saprobicidade, 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. A Tabela 3.3 apresenta os principais microrganismos indicadores das condições de depuração em sistemas de lodos ativados (VAZOLLER *et al.*, 1989).

Tabela 3.3 - Microrganismos indicadores das condições de depuração em sistemas de lodos ativados.

Microrganismos	Características do Processo
Predominância de flagelados e rizópodes	Lodo jovem característico de início de operação ou TRC* baixo
Predominância de flagelados	Deficiência de aeração, má depuração e sobrecarga orgânica
Predominância de ciliados pedunculares e livres	Boas condições de depuração
Presença de Arcella (rizópode com teca)	Boa depuração
Presença de Aspidisca costata (ciliado livre)	Nitrificação
Presença de Trachelophyllum (ciliado livre)	TRC* alto
Presença de Vorticella microstoma (ciliado pedunculado) e baixa concentração de ciliados livres	Efluente de má qualidade
Predominância de anelídeos do gênero Aelosoma	Excesso de oxigênio dissolvido
Predominância de filamentos	Intumescimento do lodo**

Fonte : VAZOLLÉR *et al.* (1989).

(*) Tempo de retenção celular, dia.

(**) Para caracterizar o intumescimento do lodo é necessário avaliar os flocos.

As espécies microbianas reagem aos fatores de seleção do meio (tróficos e físico-químicos), individualmente, segundo as suas características próprias. O fato de a microfauna sofrer a ação simultânea de todos os parâmetros do processo e de subsistir em condições não ideais, torna-a um indicador extremamente sensível. A microfauna é indicadora, portanto, do conjunto de parâmetros de funcionamento do processo de lodos ativados, uma vez que sua natureza varia

com o nível de depuração, com a presença de substâncias tóxicas etc., dentro do tanque de aeração (BICH, 1972).

Os microrganismos nos sistemas de lodos ativados podem atuar de maneira particular, ou seja, realizando reações de transformação de certas moléculas por mecanismos específicos de seu metabolismo. Assim, biorreatores podem ser operados de modo a selecionar a atividade de uma bactéria em particular. Alguns exemplos são os sistemas biológicos que favorecem prioritariamente a nitrificação, ou aqueles que conduzem a desnitrificação. A composição dos resíduos poluentes, somada às modificações na operação ou construção dos biorreatores constituem a base para a seleção do microrganismo em questão. Outro exemplo importante é o sistema de lodo ativado modificado, operado para a remoção de nutrientes. Os esgotos domésticos, por exemplo, possuem quantidades em excesso de fósforo e nitrogênio, que nos processos biológicos de tratamento não são consumidas pelo crescimento microbiano. Portanto, o residual não utilizado será lançado diretamente nos corpos receptores, ocasionando eutrofização do meio, toxicidade pela amônia e prejuízos aos sistemas de abastecimento. O sistema projetado para a remoção de nutrientes seleciona em biorreatores bactérias capazes de remover fosfatos do meio, bem como promove a nitrificação e desnitrificação (TYAGI & VEMBU, 1990).

Em trabalho realizado por CORDI *et al* (2003), o objetivo foi identificar as diferenças na microbiota de sistemas de lodos ativados submetidos ao processo de adaptação natural aos efluentes têxteis, papaleiros e queijeiros durante 30 dias. A análise qualitativa dos protozoários foi realizada em microscópio e os organismos do Filo *Protozoa* foram separados nas classes : *sarcodina*, *ciliata*, *mastigophora*, *rotífera*, *nemátoda* e Filo *Anelida*. A caracterização do lodo foi feita através da determinação de pH, sólidos suspensos (SS) e contagem bacteriana (UFC). Para todos os sistemas analisados foram observadas somente bactérias gram-negativas, de morfologia cocos, diplococos e bastonetes. Quanto à análise dos protozoários, foram observadas diferenças significativas, havendo

predominância da classe *Mastigophora* no lodo adaptado ao efluente papaleiro, enquanto que para o efluente têxtil observou-se maior quantidade de protozoários da classe *Ciliata*, comprovando que essas diferenças indicam que a população microbiana presente depende diretamente dos substratos.

3.3 – CRESCIMENTO BACTERIANO

O crescimento microbiano em culturas puras, pode ser observado segundo o modelo da curva de MONOD (1949) citado por VAZOUILLÉR *et al* (1989). Caso um pequeno número de bactérias seja colocado num reator tipo batelada e alimentado com substrato suficiente para o crescimento destes microrganismos, uma curva de crescimento bacteriano pode ser obtida, como mostra a Figura 3.2.

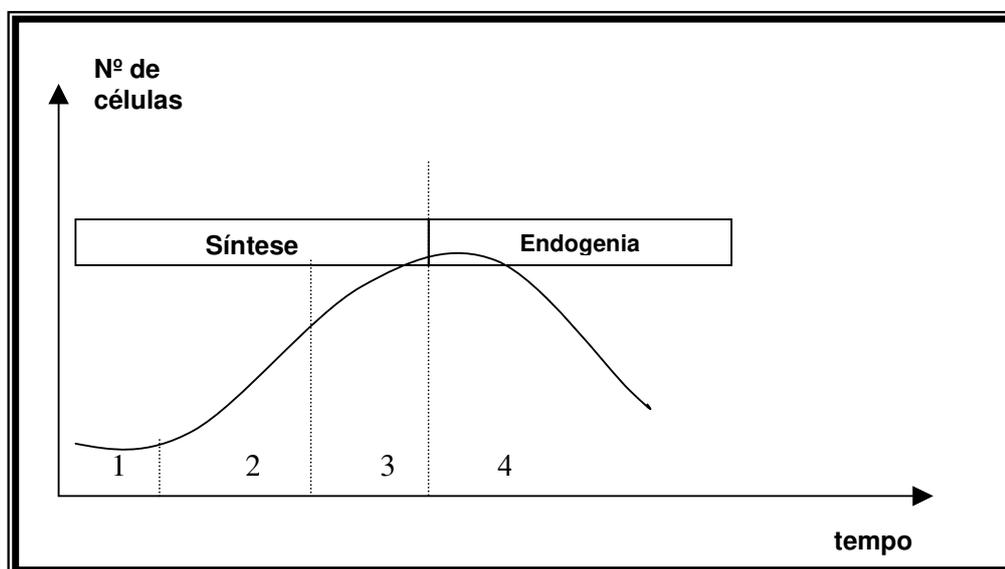


Figura 3.2 : Curva de crescimento bacteriano (FORESTI, 1998)

1- Adaptação (fase Lag) : é uma fase de adaptação enzimática das bactérias ao novo substrato;

2- Crescimento rápido ou crescimento exponencial (fase Log): nesta fase as células se dividem em uma taxa constante. Há excesso de substrato no meio, fazendo com que o crescimento das bactérias não tenha o substrato como fator limitante de crescimento;

3- Crescimento estacionário : a velocidade de crescimento, que era máxima na fase anterior, passa a diminuir, uma vez que o substrato disponível começa a se tornar limitante e já existe acúmulo considerável de excreções tóxicas. O número de células se mantém constante, devido à morte de algumas células, ocasionada pela falta de substrato. A velocidade diminui a tal ponto que chega a ser nula, devido ao esgotamento do substrato ou acúmulo de substâncias tóxicas em níveis incompatíveis com o desenvolvimento bacteriano.

4- Crescimento negativo (fase do declínio) : a falta de substrato é agravante e a morte das células é superior à divisão celular, causando diminuição no número de células no reator. Ocorre a diminuição do número de microrganismos (velocidade de crescimento negativa) causada pela sua morte ou lise.

Na fase estacionária ou de declínio, o microrganismo consome suas reservas protoplasmáticas (consumo de suas próprias reservas), sendo este processo conhecido como metabolismo endógeno. Estas duas fases podem ser também chamadas de fases endógenas. Embora a curva de crescimento tenha sido descrita para culturas puras, é também aplicável para culturas mistas, como aquelas de lodos ativados (VAZOLLER *et al*, 1989).

Neste processo, a depuração biológica ocorre no tanque de aeração, alimentado com o despejo a ser tratado (afluente). O lodo biológico encontra-se misturado ao meio líquido e, em sua maior parte, é formado por uma população mista de bactérias agregadas sob a forma de flocos (ALVARENGA & ALEM SOBRINHO, 1977).

3.4 – Parâmetros de Controle e Variações do Processo de Lodos Ativados

O processo de lodos ativados em suas diversas variações apresenta alguns parâmetros de controle que são também, utilizados para seu dimensionamento através de métodos empíricos.

3.4.1 – Relação F/M (A/M) ou fator carga

É o principal parâmetro de projetos pelos métodos empírico e racional do processo de lodos ativados. A taxa F/M (Food-to-Microorganism ratio), como também é chamada, estabelece a relação entre o alimento disponível no afluente ($F = \text{food}$), expresso em termos de carga orgânica, e a massa de microrganismos ($X_v \equiv \text{SSVTA}$) presente no reator biológico. Sua unidade é $\text{kgDBO}_5/\text{kgSSV}\cdot\text{dia}$. Essa relação baseia-se no conceito de que a quantidade de alimento ou substrato disponível por unidade de massa de microrganismos é relacionada com a eficiência do sistema. Deste modo, 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 avidez pelo alimento, acarretando maior eficiência na remoção da DBO, requerendo no entanto, maior volume para o reator. Na situação onde a quantidade de alimento fornecida é baixa, prevalece o mecanismo de respiração endógena, característico de sistemas de aeração prolongada. Durante o processo de respiração endógena, a bactéria utiliza seu conteúdo citoplasmático para sua sobrevivência. O que resta do metabolismo endógeno são cápsulas celulares, que são muito leves e resistentes à sedimentação, promovendo características pobres de sedimentação do lodo. O objetivo do seu controle é manter constante esta relação para que a remoção do

substrato seja uniforme. Para sistemas que utilizam lodo ativado convencional a relação F/M assume geralmente os valores de 0,3 a 0,8 kgDBO₅/kgSSV.dia e para sistemas operando em aeração prolongada essa relação esta situada entre 0,08 a 0,15 kgDBO₅/kgSSV.dia. Quando se têm valores de F/M maiores que 0,6 dia⁻¹, existe a predominância de um tipo de microrganismo de natureza filamentosa. Este tipo de crescimento não permite uma boa sedimentação do lodo, permanecendo em suspensão quase que indefinidamente (intumescimento do lodo). A relação F/M pode ser expressa por (SPERLING, 1997) :

$$F/M = \frac{DQO \times Q_{Alim}}{SSV \times V_U} \quad (3.1)$$

Onde :

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

Q_{Alim} = vazão de alimentação do sistema (L.dia⁻¹);

SSV ou X_v = concentração de sólidos em suspensão voláteis (mg.L⁻¹);

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

Ou pode ser representada da seguinte forma :

$$F/M = \frac{S_0}{t_h \cdot X_V} \quad (3.2)$$

Onde :

S₀ = DBO afluente ou concentração de DQO (mg.L⁻¹);

t_h = tempo de detenção hidráulico do tanque de aeração = V_U/Q_a (d);

V_U = volume útil do tanque de aeração (L);

Q_a = vazão do afluente (L.d⁻¹);

X_V = concentração de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração (mgSSV.L⁻¹).

METCALF & EDDY (1991) descrevem que a relação da razão de alimento – microrganismo com a taxa específica de utilização (U), é dada pela equação :

$$U = \frac{(F / M).E}{100} \quad (3.3)$$

Onde :

U = taxa de utilização do substrato pelos microrganismos;

E = eficiência do processo (%).

Substituindo-se a equação (3.2) na equação (3.3) com a definição $E = [(S_0 - S)/S_0].100$ obtém-se :

$$U = \frac{(S_0 - S)}{t_h \cdot X_v} \quad (3.4)$$

Onde :

S_0 = DBO afluente ou concentração de DQO (mg.L^{-1});

S = DBO efluente ou concentração de DQO (mg.L^{-1});

X_v = concentração de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração (mgSSV.L^{-1});

t_h = tempo de detenção hidráulico do tanque de aeração.

3.4.2 – Concentração de Sólidos em Suspensão Voláteis no Tanque de Aeração (SSVTA ou X_v) :

Este parâmetro, assim como a taxa F/M, é adotado no desenvolvimento do projeto pelo método empírico. A concentração de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração representa a massa biológica ativa na degradação da

matéria orgânica. O produto de X_V ou SSVTA pelo volume do tanque de aeração resulta na massa total de microrganismos (M) disponível para oxidar a matéria orgânica dos despejos expressa em $\text{kgSSV}\cdot\text{m}^{-3}$ ou $\text{mgSSV}\cdot\text{L}^{-1}$. A concentração de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração para sistemas com recirculação de lodo pode ser expressa da seguinte forma (SPERLING, 1997):

$$X_V = \frac{Y \cdot (S_0 - S) \cdot \theta_C}{1 + K_d \cdot f_b \cdot \theta_C} \cdot t_h \quad (3.5)$$

Onde :

X_V = concentração de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração ($\text{mgSSV}\cdot\text{L}^{-1}$);

S_0 = Concentração do substrato total afluente (DQO ou DBO) ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$);

S = Concentração do substrato solúvel efluente (DQO ou DBO) ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$);

K_d = coeficiente de morte celular (d^{-1});

f_b = fração biodegradável dos sólidos em suspensão voláteis;

θ_C = tempo de residência celular (idade do lodo) (d);

t_h = tempo de retenção hidráulica (d).

Y = rendimento celular

O conceito de fração biodegradável (f_b) é omitido em diversos textos técnicos, usualmente direcionados a lodos ativados do tipo convencional. No entanto, a sua inclusão é importante no sentido de se obter um modelo unificado, tanto para lodos ativados convencional, quanto para aeração prolongada. É comum a utilização do termo X_b (sólidos biodegradáveis) que representa o produto de f_b e X_V (SPERLING, 1997).

É conveniente manter o teor de sólidos em suspensão no tanque de aeração em torno de 2000 a 3500 $\text{mgSSV}\cdot\text{L}^{-1}$. Alta concentração de lodo ativo, além de requerer maior quota de substâncias nutritivas, impede a sedimentação e

diminui o nível de oxigênio dissolvido. Por outro lado, um lodo pobre em sólidos em suspensão, ou constituído de flocos pouco consistentes é considerado pouco eficiente na biodegradação, pois neste caso, os flocos são leves podendo ser arrastados para a superfície pela aeração, assim, sua distribuição no interior do tanque não é homogênea (BRITTO, 1994).

3.4.3 – Tempo de Retenção Hidráulica (t_h) :

Num sistema com recirculação de sólidos, como o de lodos ativados, os sólidos são separados e concentrados no sedimentador secundário, retornando posteriormente ao reator. O líquido, por outro lado, apesar da circulação, não sofre alteração quantitativa, assim, o que se retém no sistema são apenas os sólidos devido à separação e adensamento. De uma maneira simples podemos demonstrar o tempo de detenção hidráulica como (SPERLING, 1997):

$$t_h = \frac{\text{volume.de.líquido.no.sistema}}{\text{volume.de.líquido.retirado.do.sistema.por.unidade.de,tempo}} \quad (3.6)$$

Como o volume de líquido que entra é o mesmo que sai, pode-se generalizar :

$$t_h = \frac{V}{Q_a} \quad (3.7)$$

Onde :

t_h = tempo de retenção hidráulica (d);

V = volume do reator ou tanque de aeração (L);

Q_a = vazão do resíduo afluyente ($L.d^{-1}$).

3.4.4 – Idade do Lodo ou Tempo de Retenção Celular (θ_c) :

A idade do lodo representa o tempo médio de retenção celular ou ainda, o tempo médio que uma partícula (lodo biológico) permanece no sistema de tratamento (tanque de aeração – sistema de separação – retorno do lodo). Para lodos ativados com idade acima de 10 dias, ocorre a desfloculação e um aumento da turbidez do efluente. Geralmente a idade do lodo é controlada pela variação da taxa de descarte do excesso de sólidos do processo. O lodo adensado na linha de recirculação ou os sólidos suspensos no tanque de aeração também podem ser descartados. Para uma boa sedimentabilidade do lodo, a idade mínima necessária é de 3 dias, pois abaixo deste valor a mesma é considerada insatisfatória. De uma maneira simples, representa a relação entre a massa de lodo presente no reator e a massa diária de lodo extraída da estação (HORAN, 1990). O tempo de retenção celular pode ser definido de duas maneiras, dependendo do volume a ser considerado (METCALF & EDDY, 1991) :

a-) Baseado no volume do tanque de aeração :

$$\theta_c = \frac{V \cdot X_v}{Q_d \cdot X_d + Q_e \cdot X_e} \quad (3.8)$$

Onde :

θ_c = tempo de retenção celular, baseado no volume do tanque de aeração (d);

V = volume do tanque de aeração (L);

X_v = concentração de sólidos em suspensão voláteis no tanque de aeração (mgSSV.L^{-1});

Q_d = vazão de descarte de lodo (L.d^{-1});

X_d = concentração de sólidos suspensos voláteis no descarte do lodo (mgSSV.L^{-1});

Q_e = vazão do efluente tratado (L.d^{-1});

X_e = concentração de sólidos suspensos voláteis no efluente tratado (mgSSV.L^{-1}).

b-) Com base no volume total do sistema :

$$\theta_{ct} = \frac{X_t}{Q_d \cdot X_d + Q_e \cdot X_e} \quad (3.9)$$

Onde :

θ_{ct} = tempo de retenção celular baseado no sistema total (d);

X_t = massa total de sólidos suspensos voláteis no sistema, incluindo os sólidos no tanque de aeração, sedimentador e instalações de retorno de lodo (g).

Os projetos de reatores devem ser baseados no θ_c apresentado pela equação (3.8), supondo que toda a conversão do substrato ocorra no tanque de aeração. Em sistemas que possuam tanques de sedimentação separados e linhas de retorno do lodo, a equação (3.9) pode ser utilizada para determinar a quantidade de sólidos a ser descartada. O volume de sólidos contido no tanque de sedimentação pode ser determinado pela medida da profundidade da manta de lodo e a concentração de sólidos na linha de retorno. Quando a retirada do lodo excedente é realizada diretamente no reator ou no efluente do reator tem-se (SPERLING, 1997) :

$$\theta_c = \frac{V}{Q_{ex}} \quad (3.10)$$

Onde :

V = volume de reator (L);

Q_{ex} = vazão de lodo excedente (L.d⁻¹).

Há outras formas de cálculo da idade do lodo e a escolha de uma delas irá depender da conveniência dos dados obtidos (SPERLING, 1997) :

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot \frac{F}{M} \cdot \frac{E}{100} - k_d = Y \cdot U - k_d \quad (3.11)$$

onde :

Y = rendimento celular (g de células produzidas/g de matéria orgânica removida);

k_d = coeficiente de morte celular (d^{-1}).

Ou :

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot \frac{(S_0 - S)}{X_v \cdot t_h} - k_d \cdot f_b \quad (3.12)$$

3.4.5 – Índice Volumétrico de Lodo ou Índice de Mohlman (IVL)

O bom funcionamento de um sistema de lodo ativado é baseado não só na fase de aeração, como também na decantação. Para que haja uma eficaz sedimentação, a biomassa deve estar corretamente floculada. Os microrganismos apresentam a propriedade, em certas condições, de se aglutinar em flocos (biofloculação). Durante a fase de crescimento exponencial, as bactérias encontram-se dispersas no substrato e na fase de crescimento estacionário, se aglomeram em flocos. Com elevada idade de lodo, mesmo a sedimentabilidade apresentado-se no conjunto, constata-se o início de uma floculação traduzida por uma diminuição do floco e aumento do número de bactérias dispersas. Ao contrário, com baixa idade de lodo, o floco muito hidrófilo sedimenta mal e o número de microrganismos livres aumenta rapidamente (WUHRMANN, 2003).

Quando se tem elevada concentração de sólidos, estes tendem a formar um manto que 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 (Figura 2.3). 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 homogeneizada com suspensão de elevada concentração de sólidos, forma-se, após reduzido intervalo de tempo e em condições de repouso, uma nítida interface. À medida 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 (GRAY,1990).

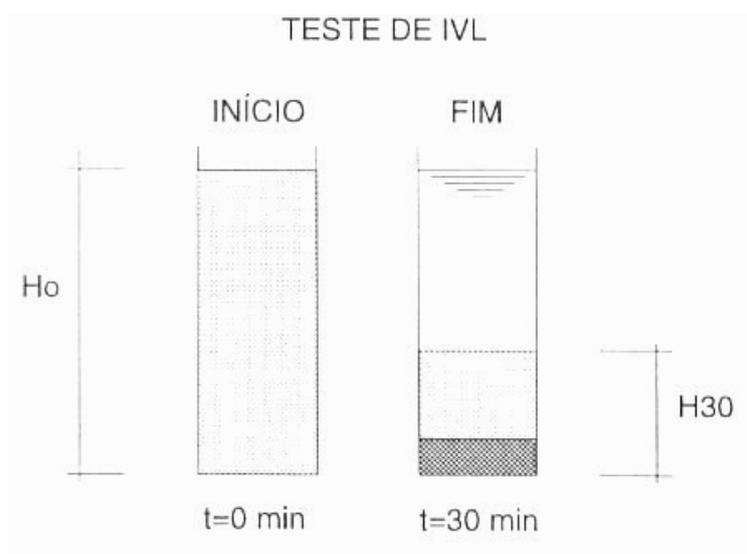


Figura 3.3 – Teste de IVL (SPERLING, 1997).

O índice volumétrico de lodo (IVL) é definido como o volume em mL ocupado por 1 g dos sólidos em suspensão no tanque de aeração (SSTA), em

peso seco, após sedimentação de 30 minutos em cilindro graduado de 1.000 mL, com os resultados em mL.g⁻¹ (RAMALHO, 1983) :

$$IVL = \frac{mLdoLodo \times 1.000(mg / L)}{conc.SST(mg / L)} \quad (3.13)$$

De acordo com SPERLING (1997), a interpretação do IVL se faz no sentido de que, quanto maior o seu valor, pior é a sedimentabilidade do lodo, ou seja, o lodo ocupa um maior valor no decantador secundário como se observa na Tabela 3.4 :

Tabela 3.4 : Interpretação aproximada do resultado do IVL

Sedimentabilidade	Faixa de Valores do IVL (mL.g⁻¹)
Ótima	0 – 50
Boa	50 – 100
Média	100 – 200
Ruim	200 – 300
Péssima	> 300

Fonte : SPERLING (1997)

Alguns autores como, DICK & VESILIND (1969) citado por YAMASSAKI (1996) descreveram que é questionável o uso do IVL para medir a qualidade de sedimentação, pois é difícil descrever com exatidão a sedimentação de dois lodos com a mesma concentração de IVL inicial usando apenas um ponto na curva de sedimentação, já que os mesmos podem apresentar sedimentações diferentes.

O problema mais típico de sedimentação é o intumescimento filamentoso (“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 (GRAY, 1990).

As formas mais apropriadas de se tratar lodos com problemas de intumescimento, dependendo do grau, são as seguintes (GANCZARCZY, 1983) :

- 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 $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$);
- 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}).

Um aumento no índice do lodo pode ser devido à predominância de microrganismos filamentosos e as causas mais prováveis para este problema são (CORDI, 2003) :

- aeração insuficiente;
- presença de descargas tóxicas;
- eventual início de processo putrefativo;
- choque por pH ou carga orgânica;
- deficiência de nutrientes, principalmente nitrogênio e fósforo;
- excesso de açúcares.

Juntamente com os esforços que visam a melhoria da qualidade no processo de lodos ativados, verifica-se maior preocupação com o controle das

características da sedimentabilidade do lodo. Na verdade, o estudo da sedimentabilidade é tão antigo quanto o clássico artigo em que MOHLMAN (1934), descreve o índice volumétrico de lodo (IVL). Como resultados, alguns fatores importantes foram relacionados com a determinação do IVL (DICK & VESILIND, 1969) :

- o cilindro graduado de 1.000 mL é muito estreito, e suas paredes certamente influenciam a sedimentação. Além desse aspecto, o próprio material da proveta (vidro ou plástico) apresenta efeitos diversos. Testes realizados em provetas e recipientes de diferentes tamanhos mostraram que os “IVLs” obtidos variaram de modo apreciável, para mais ou para menos, em relação à proveta padrão;
- a concentração do lodo tem grande influência no ensaio da sedimentação, observou-se que à medida que a concentração do lodo aumenta, o IVL aumenta rapidamente, até um valor limite desta concentração, a partir do qual o índice diminui. Em concentrações elevadas, o resultado não espelha absolutamente um quadro real, por exemplo, um lodo com 10.000 mg.L^{-1} que não chegue a sedimentar nos 30 minutos, assim, o valor lido na proveta será o próprio volume inicial, ou seja, 1.000 mL, e o IVL calculado será de 100 mL.g^{-1} , um valor indicativo de boas condições de sedimentabilidade, mas que não retrata a realidade do ensaio realizado;
- As relações de viscosidade e resistência do lodo, típicas das suas características reológicas, não se mostram correlacionadas com os valores de IVL;
- A temperatura influencia nos resultados uma vez que, afeta a viscosidade da amostra. Dois lodos com mesmo IVL podem não ser similares se os testes forem realizados a temperaturas diferentes;

- A profundidade inicial da amostra influencia de modo marcante os resultados, ressaltando a importância dos ensaios serem realizados em proveta padrão;
- A agitação leve que algumas variações do ensaio já propõem, da ordem de 1 rpm, apresenta resultados de IVL mais baixos, quase inferiores a 100, embora ainda dependentes da concentração de Sólidos Suspensos Totais (SST) da amostra. Estes resultados são na verdade mais realistas, levando-se em conta que a sedimentação real ocorre em condições de baixa agitação.

3.4.6 – Aeração nos Sistemas de Lodos Ativados

O oxigênio é utilizado em todas as fases do processo de degradação aeróbia da matéria orgânica : na síntese celular, na oxidação, na respiração endógena e na nitrificação. A prática tem mostrado que existe uma quantidade de O_2 , relacionada com a carga orgânica dos despejos. Assim, para lodo ativado convencional, necessita-se em média de 1,5 a 2,0 $kgO_2.kgDBO^{-1}$, e para aeração prolongada entre 2,0 e 2,5 $kgO_2.kgDBO^{-1}$ e valores maiores ou iguais a 3,0 $kgO_2.kgDBO^{-1}$ quando houver nitrificação ($\theta_c > 20$ dias) (FORESTI, 1998).

A aeração em sistemas de lodos ativados 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 promovida pela aeração ocasiona turbulência suficiente para manter o lodo ativado em suspensão (HAANDEL & MARAIS, 1999).

Para se obter eficiência relevante no tratamento de resíduo pelo método de lodo ativado, a presença de oxigênio dissolvido no tanque de aeração é de fundamental importância. Determinada 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 1,0 e 3,0 mgOD.L⁻¹ no reator (RAMALHO, 1983).

Se a concentração de oxigênio dissolvido atingir valores abaixo de 1 mg/L, pode ocorrer, além de fenômenos putrefativos, condições favoráveis ao desenvolvimento de microrganismos filamentosos. De uma maneira geral, os sistemas de aeração possuem 3 objetivos básicos (WUHRMANN, 2003) :

- introdução de oxigênio e sua difusão na massa líquida;
- promover agitação na massa líquida de forma a manter os sólidos em suspensão evitando sua sedimentação;
- manter um contato específico entre o oxigênio do meio, a matéria orgânica e os flocos biológicos, garantindo uma homogeneização da massa líquida em qualquer ponto do reator.

3.4.7 – Necessidade de Nutrientes

Para favorecer o crescimento e o desenvolvimento dos microrganismos, é necessário que a água residuária a ser tratada contenha certa quantidade de elementos nutritivos que são indispensáveis para a microfauna. A carência de tais elementos juntamente com o desajuste de alguns outros fatores (pH, baixo nível de O.D.) pode às vezes favorecer a multiplicação de microrganismos filamentosos.

Por outro lado, um excesso de alguns nutrientes, como o nitrogênio e o fósforo, pode provocar no efluente depurado o desenvolvimento anormal de algas, podendo levar o corpo receptor a processos de eutrofização (WUHRMANN, 2003).

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 certos despejos industriais 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 $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$, tem-se que a biomassa sintetizada no tratamento contém aproximadamente 12,3% de nitrogênio e 2,6% de fósforo. Estes valores são típicos, não possuem quantidades fixas, pois a quantidade e distribuição da percentagem do nitrogênio e fósforo no tecido celular variam com a idade da célula e com as condições ambientais (METCALF & EDDY, 1991).

Para a degradação biológica aeróbia dos despejos, é necessário uma quantidade apropriada de certos nutrientes incluindo nitrogênio, fósforo, cálcio, magnésio e vitaminas. Muitos desses nutrientes são necessários em quantidades pequenas (traços), e usualmente estão presentes nos esgotos. No entanto, muitos despejos industriais apresentam deficiência de nitrogênio e fósforo. Caso exista esta deficiência, é necessário a adição destes compostos no reator biológico através do cálculo da quantidade necessária (RAMALHO, 1983).

Segundo 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.

3.4.8 – Temperatura

A temperatura tem grande influência no metabolismo microbiano, afetando as taxas de oxidação da matéria orgânica carbonácea e nitrogenada. As possibilidades e velocidades de desenvolvimento e de reprodução dos microrganismos são estritamente ligadas as condições de temperatura, já que a velocidade das reações bioquímicas dobra a cada incremento de 10 °C na temperatura até o limite de 30 °C proporcionando um maior contato entre moléculas e reagentes. Para a maior parte dos microrganismos a temperatura ideal oscila entre 15 e 35 °C. Nas reações biológicas, a tendência de aumento das taxas mantém-se aproximadamente até uma certa temperatura ótima. Acima desta, a taxa decresce, devido à destruição das enzimas nas temperaturas elevadas. A faixa de temperatura torna-se importante por ser um fator seletivo da biomassa, podendo ocasionar mudanças na mesma e na tendência de variação com a temperatura (SPERLING, 1997).

A adaptação dos microrganismos a mudanças súbitas de temperatura parece ser bem mais lenta nas temperaturas mais elevadas. Por exemplo, observou-se ser necessário vários meses para a aclimação da biomassa a uma

mudança de 5 °C na faixa de temperatura de 30 °C, enquanto apenas duas semanas para adaptação similar na faixa de 15 °C (WINKLER, 1981).

3.4.9 – Influência do pH

Para manter em atividade os microrganismos presentes no tratamento biológico, é necessário a manutenção do pH dentro de um intervalo que favoreça o crescimento e a manutenção desta microfauna bem como, a degradação da matéria orgânica pelos mesmos. O valor do pH não fornece a quantidade de ácidos, isto é dado pelo teste de acidez ou de álcalis 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).

O tratamento biológico de águas residuárias por lodo ativado convencional e suas modificações, são os processos que melhor resolvem problemas de disposição de efluentes líquidos, dadas suas características de estabilidade e fácil operação, porém a aplicação dos mesmos torna-se limitada quando a concentração de DBO é alta, dado o alto consumo de energia gasta na transferência de oxigênio do ar à água em tratamento, o que pode inviabilizar a implantação destes. Os reatores tipo “air-lift” são caracterizados por recirculação interna de líquido e altas taxas de transferência de massa, o que tem justificado sua aplicação em processos fermentativos aeróbios, uma vez que são obtidos rendimentos de bioconversão maiores que em fermentadores convencionais, com menor potência instalada. A aplicação destes reatores em tratamento de águas

residuárias pode reduzir custos variáveis (custos operacionais), além da menor necessidade de área para sua construção, porque com o aumento da transferência de oxigênio, a concentração de massa celular no reator poderá ser aumentada com o fim de aumentar a taxa de degradação de material poluente presente na água (ALBERTE, 2003)

3.5 – reatores “air-lift”

3.5.1 - Antecedentes históricos dos biorreatores

Historicamente, os biorreatores eram conhecidos como fermentadores, e estavam exclusivamente direcionados ao cultivo de células ou microrganismos, com vistas a produzir metabólitos secundários, alcalóides, antibióticos, enzimas, aminoácidos, entre outros. Atualmente, suas aplicações diversificaram-se, sendo possível encontrar este tipo de equipamento em diversas áreas, inclusive no tratamento de águas residuárias. A palavra fermentador está relacionada etimologicamente com fermentação que, na sua raiz latina, deriva de *fermentare*, cujo significado é ferver, isto é, produzir bolhas de ar, numa alusão ao fato dos fermentadores serem destinados a processos fermentativos como, por exemplo, a produção de álcool, onde as leveduras regeneram NAD (nicotinamida adenina dinucleotídeo) a partir de sua forma reduzida NADH, com produção de etanol e CO₂, na qual este último, pela aparição de bolhas, dá a idéia de fazer ferver o meio líquido nutritivo (LEVEAU & BOUIX, 1985).

Na década de 40, em plena Segunda Guerra Mundial, o número de feridos e mutilados durante o conflito era enorme. A humanidade via-se frente à necessidade de produzir antibióticos em grandes quantidades para enfrentar esta

situação. Isto significava um grande desafio, pois os processos de obtenção de antibióticos existentes até aquele momento, baseados no crescimento superficial de fungos, não podiam suprir a nova demanda. Foi neste instante que os conhecimentos da área de engenharia de processos, oriundos dos processos químicos tradicionais, entraram em cena para dar subsídios à produção em larga escala de um produto obtido pela ação de um material de caráter biológico: a penicilina (descoberta em 1928 por Alexander Fleming), produzida pelo fungo *Penicillium chrysogenum*. A colaboração entre profissionais da área de engenharia e da área biológica permitiu que as primeiras tentativas de produção de antibióticos em larga escala fossem realizadas. Inicialmente, estas tentativas foram conduzidas em frascos de vidro afixados sobre plataformas oscilatórias com o objetivo de promover uma boa homogeneização do meio líquido e a transferência de oxigênio, substância essencial à sobrevivência e atividade de organismos aeróbios. No entanto, este tipo de procedimento logo passou a apresentar dois problemas básicos : a transferência de oxigênio não era suficiente e as condições dos ensaios não eram reprodutíveis. Assim, evoluiu-se aos poucos para jarros agitados e mais tarde para os fermentadores (ou biorreatores) aerados e agitados mecanicamente, utilizados até hoje em grande parte dos processos bioquímicos industriais. Já em 1947 surgiam os primeiros fermentadores produzidos em série, pela empresa New Brunswick nos Estados Unidos. A partir deste ano, a evolução gradativa no layout e na tecnologia empregada na concepção dos fermentadores, possibilitou a conquista de excelentes resultados nos processos biotecnológicos (BAILEY & OLLIS, 1986).

Inicialmente, e pelo fato de serem destinados a usos industriais, esses fermentadores eram de grande capacidade : de 20 a 4.000 mil litros de meio líquido nutritivo. Em decorrência disso, deviam ter eficientes sistemas de oxigenação, agitação mecânica do meio líquido, monitoramento do pH, da temperatura e da formação de espuma, tudo o que os converte em verdadeiras obras da engenharia e da automatização, que asseguram a parte biótica (microrganismos) sobreviverem nesse ambiente abiótico artificial, visando

umentar seus rendimentos (biomassa, metabólicos secundários, antibióticos, etc.), porém com altos custos de instalação. Hoje, é possível encontrar formas compactas e modernas desses reatores com rendimento similar ou superior aos seus antecessores de grandes volumes. Em relação às suas aplicações, os biorreatores modernos estão presentes em diversos segmentos industriais despertando interesse em muitos pesquisadores, já que os processos biotecnológicos nunca estiveram tão evidentes (ALBERTE, 2003).

3.5.2 – Aplicações dos reatores “air-lift” em processos fermentativos

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 definido, tendo-se como sua forma primária a coluna de bolhas, que está diretamente ligada a seu desenvolvimento histórico. O que distingue um reator “air-lift” de reator tipo coluna de bolhas é a circulação 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.

Segundo SIEGEL *et al.* (1994) o movimento do fluido é devido a diferença de densidade da seção de fluxo ascendente (“riser”) e a seção descendente (“downcomer”). A origem do movimento é a zona onde o gás é injetado criando a diferença de densidade do fluido. 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 perto do aspersor de gás.

A literatura mais antiga que trata da agitação de sistemas pela injeção de gás é reportada 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 Shiugerl & 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 antiespumantes 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 & 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.

BELLO *et al.* (1985) reportaram que a autoprodução da circulação de líquido nos reatores “air-lift” tem mostrado vantagens como, por exemplo, aumento da transferência de calor comparado à coluna de bolhas.

Em processos fermentativos industriais vem sendo cada vez maior a aplicação de reatores “air-lift” 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. Uma outra vantagem é o fato de que a ausência de agitação mecânica evita que micélios sejam destruídos pela força da pá na agitação dos tanques. Este tipo de reator, que é uma invenção mecanicamente simples, tornou-se uma alternativa bastante viável para processos fermentativos aeróbios, como a produção de ácido

itacônico por *Aspergillus terreus*, fermentação de meio de cultura Newtoniano e não Newtoniano, fermentação anaeróbica (tendo a vantagem de funcionar como separador de gás), em particular na produção de álcool etílico, tratamento de águas residuárias por batelada, etc. Somado a estes fatos, está o desempenho deste tipo de reator que permite obter altas taxas de utilização de substrato. Suas condições operacionais como, vazão de ar e pressão, podem ser alteradas para manter o desempenho do reator, quando a corrente de alimentação sofre alguma alteração. Com a introdução dos reatores “air-lift” no tratamento de águas residuárias por processos aerados, os métodos tradicionais de tratamento passaram a ser constantemente questionados (OKABE *et. al*, 1993).

Pesquisadores como GHOST & BHATTACHRYYA (1993) analisaram o efeito da concentração de oxigênio no cultivo de levedura de pão em reator “air-lift”. O reator consistia de um tubo ou câmara principal de reação com 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 diferença principal entre o reator “air-lift” convencional e o reator “air-lift” tubo convergente-divergente (ALR-TCD) 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 3.5 mostra os resultados obtidos.

Tabela 3.5 - 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; O.D, porcentagem de oxigênio dissolvido. (GHOST & BHATTACHRYYA, 1993).

Nota-se que a produção de massa celular com a taxa de diluição (D) não acompanhou o modelo cinético proposto por Monod. No sistema convencional, quando D aumenta X permanece constante, mas a produtividade (DX) aumenta. Para aumento de D, a concentração de células passou por um máximo, sendo que houve um aumento de X. A taxa de diluição ótima foi de 0,164 h⁻¹ com produção de massa celular máxima de 24,3 g.L⁻¹. Com o aumento gradativo de X com D, houve maior demanda de oxigênio, razão pela qual o ar foi enriquecido com oxigênio puro.

Em trabalho realizado por PEDRINI *et al.* (2003), os autores reportaram as vantagens da utilização de reatores “air-lift” com circulação externa na produção de vinagre de maçã. Este reator pneumático consistia de uma torre com elevada relação altura/diâmetro e com ligação entre o líquido do topo e da base do equipamento. O gás foi injetado pela base do equipamento através de um distribuidor formando uma dispersão gás-fluido. As bolhas de gás subiam através do líquido contido no tanque contatando-o e deslocando-o, provocando, assim, turbulência e uma autocirculação dirigida. O gás foi retirado do topo do equipamento. A turbulência gerada e a grande distância que as bolhas de gás

tinham que atravessar, em contato com o líquido, promoveram altos níveis de transferência de oxigênio, o que favoreceu a produção de vinagre de maçã. Os objetivos foram satisfatoriamente alcançados, já que a produção de vinagre usando o biorreator “air-lift” em escala laboratorial apresentou características físico-químicas e sensoriais similares aos vinagres produzidos industrialmente em um menor tempo, reduzindo, assim, o custo da produção.

ALEKSIEVA & PEEV (2000) pesquisaram a produção de proteinase usando fungo filamentosos *Humicola lutea* 120-5 sob condições de fermentação contínua e em batelada em reator “air-lift. Se comparado com reatores tipo tanque agitado, o desempenho do processo em ambas fermentações foi semelhante em relação à utilização de substrato, biomassa e concentração de enzima. O reator foi construído em vidro e volume de 500 mL, com tubo concêntrico e taxa de aeração de 4 a 8 vvm para manter o oxigênio dissolvido na faixa de 30 a 40% da concentração de saturação. Obteve-se uma diferença significativa no comportamento do crescimento do *Humicola lutea* 120-5, cultivado em reator “air-lift” e tanque agitado no sistema de batelada e contínuo. Em 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 “pellets”, o que evitou a formação do emaranhado de hifas, dificultando a produção da pectinase.

Em 1992, HEIJNEM *et al.* publicaram resultados de um estudo sobre imobilização de células (lodo ativado) sobre partículas de raio 0,1 mm, em reator tipo “air-lift”. Observaram que a espessura do biofilme formado sobre as partículas de suporte era função do tempo de retenção hidráulica, sendo que partículas ásperas apresentaram maior adesão do biofilme de células imobilizadas. Nas 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. A formação do biofilme imobilizado deu-se em três etapas: crescimento de células individuais até

formação de colônias sobre partículas de suporte, crescimento das microcolônias até pequenos biofilmes e finalmente crescimento do biofilme. A principal vantagem deste processo foi a possibilidade de manter alta concentração de biomassa no reator, devido a facilidade de sedimentação das partículas de suporte com células imobilizadas, uma vez que a área de suporte variou de 400 a 2000 m²/m³, não ocorrendo problemas de transferência de oxigênio, dada a fina espessura de biofilme imobilizado sobre as partículas. Estas características permitiram aplicar alta carga volumétrica (10 KgDQO.m⁻³.dia⁻¹) combinada com baixa carga de lodo (0,3 KgDQO.Kg⁻¹massa microbiana.dia⁻¹), obtendo boa eficiência de nitrificação mesmo em temperatura baixa e baixa produção de lodo suspenso com pequena área requerida. Observaram ainda, 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 importante para melhorar a 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 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.

Uma bem sucedida e necessária aplicação dos biorreatores é no tratamento biológico de águas residuárias, pois o acelerado desenvolvimento ocorrido nos últimos anos, fruto de uma sociedade totalmente industrial, tem gerado graves problemas ambientais. Desta forma, 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. Por exemplo, 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 (ALBERTE, 2003).

Os reatores “air-lift” (ALR) se destacam quando o tipo de tratamento é realizado através de processos aerados. Estes se mostraram reatores de grande potencial para uma ampla variedade de processos biológicos e químicos. Possuem como vantagens em relação aos reatores convencionais, uma menor demanda de energia por não necessitarem de agitação, “scale up” de fácil implantação devido a sua geometria simples, necessitam de pequenas áreas para sua instalação, já que possuem alta relação altura x diâmetro (ALBERTE, 1997).

A baixa solubilidade do oxigênio em água e seus baixos coeficientes de transferência em caldo de cultura fazem do reator “air-lift” um ótimo recurso a ser utilizado em processos de tratamento de água residuária, pois se a transferência

de oxigênio é mais alta neste reator, a concentração de lodo pode ser maior que as utilizadas em processos de lodo ativado convencionais e assim sendo, o tempo de tratamento é menor, tornando o processo mais eficiente e com menor custo (FURIGO, 1986).

Trabalhos desenvolvidos por CAMPOS *et. al.* (2000) comprovaram que uma análise da partícula do floco indica que a maioria dos flocos possui pequenos diâmetros, mas os que contem a maior parte da biomassa são os que apresentam diâmetros maiores. A retenção das partículas com baixos diâmetros pode ser explicada pelo balanço entre a velocidade superficial do líquido e a velocidade terminal de sedimentação. Os experimentos foram realizados em um reator “air-lift” sem suporte de biomassa com efluente contendo uma carga de amônia na ordem de $4,1 \text{ kgN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, a qual foi totalmente convertida a nitrato. O reator foi alimentado com meio sintético contendo $1,178 \text{ g (NH}_4)_2\text{SO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$; $0,956 \text{ g NH}_4\text{Cl} \cdot \text{L}^{-1}$; $1 \text{ g NaCl} \cdot \text{L}^{-1}$; $0,33 \text{ g KH}_2\text{PO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$; $0,062 \text{ g MgSO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$. Estas concentrações foram dobradas no 118º dia de operação e as condições de operação foram: temperatura em $23 \text{ }^\circ\text{C}$ e pH mantido em 7,8 com adição de bicarbonato. Durante os 118 dias de experimento, observou-se que a concentração da biomassa aumentou até o 70º dia e entre o 70º e 110º estabilizou-se em $8 \text{ g SSV} \cdot \text{L}^{-1}$ devido à grande quantidade de amostras tomadas durante o experimento, chegando a $12 \text{ gSSV} \cdot \text{L}^{-1}$ no 118º dia. O índice volumétrico de lodo (IVL) estabilizou-se em $17 \text{ mL} \cdot \text{gSSV}^{-1}$ no 20º dia, isto significa que a densidade do lodo foi praticamente constante á partir deste dia ($100 \text{ gSSV/L}_{\text{partícula}}$). O diâmetro médio das partículas que continham a maior parte da biomassa total aumentou de 220 para $360 \text{ }\mu\text{m}$ durante o tempo de operação do reator. No início dos experimentos, observou-se que usando um separador de três fases, semelhante a um reator “air-lift” com biofilme em suspensão (BAS), havia um alto nível de turbulência na zona de sedimentação. Resolveu-se o problema usando um funil separador invertido, obtendo assim, uma alta eficiência de sedimentação. Altas concentrações de biomassa causam efeitos negativos sobre as características hidrodinâmicas do reator, já que altos “hold-up” de sólidos

diminuem o coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}). No entanto, neste trabalho, fazendo uso do reator “air-lift”, o aumento da concentração da biomassa não causou forte influência sobre o K_{la} . Os valores de K_{la} foram medidos em função da velocidade do gás (v_g) em duas diferentes condições ($X= 8 \text{ gSSV.L}^{-1}$ e $d_v= 270 \text{ }\mu\text{m}$; $X= 12 \text{ gSSV.L}^{-1}$ e $d_v= 360 \text{ }\mu\text{m}$) e os valores obtidos foram semelhantes. Em relação à baixa densidade dos grânulos suas velocidades de sedimentação foram altas devido ao alto diâmetro dos mesmos. A desvantagem do uso de partículas com grandes diâmetros esta na formação de zonas anaeróbias dentro dos grânulos.

Com a finalidade de investigar o potencial do reator “air-lift” no tratamento de águas residuárias por lodo ativado em batelada seqüencial, SIEGEL *et al.* (1994) construíram um reator “air-lift” de 200 litros, usando, como solução alimentadora, esgoto sintético de $1050 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ 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 $4,9 \text{ mg.L}^{-1}$ e índice volumétrico de lodo (IVL) de $67,2 \text{ mL.g}^{-1}$. Os resultados indicaram que cargas orgânicas altas podem ser tratadas com tempo de aeração reduzido e número de ciclos diários aumentados.

ALBERTE (2003) realizou experimentos em reator “air-lift” projetado no Laboratório de Tratamento de Resíduos da Faculdade de Engenharia de Alimentos (UNICAMP) que consistia de dois tubos concêntricos em posição vertical com aeração promovida por dispersores de ar colocados na parte inferior do tubo central. O ar ao ser aspergido não só transferia o oxigênio necessário à respiração do lodo biológico, como também promovia a circulação do líquido, ascensão no tubo interno e descida no espaço anelar entre os tubos, dada a diferença de densidade da mistura de líquido e bolhas de ar no tubo interno e líquido no espaço entre os tubos. Assim, o reator dispensou agitadores mecânicos

e apresentou alta taxa de transferência de oxigênio, que é uma de suas características. Com o aumento da taxa de transferência de oxigênio, a concentração de lodo (sólidos voláteis) também pode ser aumentada, e conseqüentemente a concentração de DBO ou vazão de alimentação do reator, uma vez que com aumento da concentração de lodo no interior do reator, foi necessário aplicar maior massa de substrato (DBO) para manter o lodo ativo, aumentando assim a eficiência de tratamento, contrariamente ao que ocorre no processo convencional de lodo ativado. O reator possuía 1,2 m de coluna de líquido e foi operado à pressão ambiente, 0,8 e 1,2 kgf.cm⁻². Na pressão ambiente a concentração de lodo no interior do reator atingiu valores da ordem de 2.500 a 3.000 mg.L⁻¹, com pressão de 0,8 kgf.cm⁻² foi possível atingir concentrações de 5.000 a 6.000 mg.L⁻¹, porém com pressão de 1,2 kgf.cm⁻² atingiu-se concentrações de 11.000 a 13.000 mg.L⁻¹, com concentração de DQO na alimentação do reator de 8.300 mg.L⁻¹, o que significa que o reator foi operado com concentração de lodo igual à concentração obtida em sedimentadores convencionais de lodo, tratando água com DQO muito além do limite usual dos lodos ativados convencionais. Outra observação foi que durante todo o tempo de operação em pressão de 1,2 kgf.cm⁻², não foi necessário fazer descarte de lodo, indicando que todo lodo gerado foi autoconsumido (o que é característico de tratamento com oxigênio puro).

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, por isso, são investigados para uma variedade de processos químicos e biológicos (SENTHILNATHAN & GANCZARCZYK, 1998).

De acordo com GEBARA *et al.* (2000), os reatores “air-lift” surgem como uma nova tecnologia objetivando o tratamento de águas residuárias de forma mais distribuída. Alguns inconvenientes dos processos convencionais, tais como a necessidade de grandes áreas, são eliminados com o emprego desta tecnologia. Os experimentos foram desenvolvidos em dois reatores “air-lift” com altura de 6 e 12 m, diâmetro externo de 250 mm e interno de 200 mm, tendo areia como meio suporte para o crescimento do biofilme como mostra a Figura 3.4.

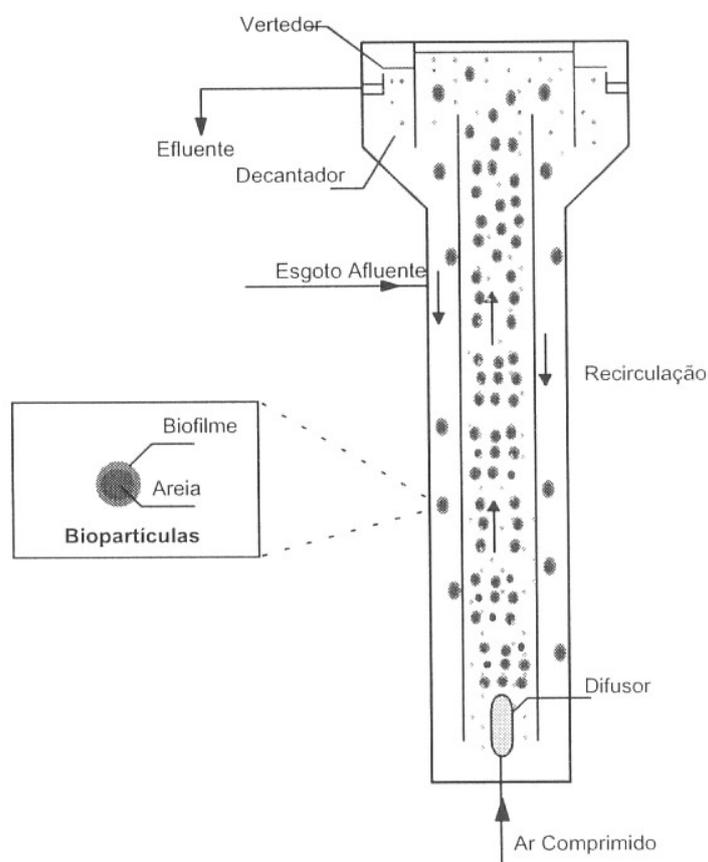


Figura 3.4 : Esquema do reator “air-lift” utilizado nos experimentos (GEBARA, 2000)

Os ensaios realizados utilizaram concentração de areia de 50 g.L^{-1} e tempo de detenção hidráulica (TDH) de 1 e 8 horas. O monitoramento empregou amostragem composta duas vezes por semana, com ensaios de nitrogênio, DBO,

DQO e sólidos suspensos. O nitrogênio alterna-se entre vários estados de oxidação, sendo um fator importante na análise do desempenho deste tipo de reator. No esgoto afluente, o nitrogênio apresenta-se na forma de amônia e nitrogênio orgânico. Já no esgoto efluente, apresenta-se na sua forma mais oxidada, nitrito (NO_2^-), nitrato (NO_3^-) e nitrogênio gasoso (N_2). Inicialmente, o reator foi operado com um TDH de 1 hora durante 45 dias, com valores de nitrito e nitrato muito baixos, mostrando que houve pouca oxidação do nitrogênio. Em relação à remoção da DBO e DQO foram obtidos resultados insatisfatórios (redução de cerca de 60% em média), constatando-se ainda a formação de lodo filamentososo na superfície do decantador, indicando sobrecarga do reator. Relatam ainda que a baixa eficiência não pôde ser corrigida com o aumento de injeção de ar devido ao carreamento do meio suporte. Uma explicação para essa baixa remoção é que a configuração dos reatores construídos se mostrou inadequada para o TDH de 1 hora. Tendo em vista esses resultados, o reator passou a ser operado com TDH de 8 horas, indicando uma melhora acentuada nos valores obtidos e oxidação do nitrogênio e da DBO. A DBO média do esgoto afluente ficou em torno de 400 mg.L^{-1} , no reator de 12 m foi de 75 mg.L^{-1} e no de 6 m, 50 mg.L^{-1} . Estes resultados aparentemente não estão de acordo com o esperado, pois quanto maior a altura do reator, mais eficiente seria a remoção da carga orgânica aplicada. No entanto, verificou-se que a remoção de DBO foi de 81% no reator 1 (12 m) e de 87,5% no reator 2 (6 m), o que sem dúvida é um resultado promissor. Em relação ao nitrogênio, constatou-se uma grande oxidação, pois os valores de nitrato estão elevados, cerca de 55%. Se não é um índice satisfatório em termos de nitrificação, é um resultado animador, já que não houve pré-tratamento do esgoto afluente. Com os reatores operando com TDH de 8 horas foi possível utilizar vazões de ar menores, de forma a não ultrapassar os limites de fluidização homogênea no tubo interno e não causar instabilidades na região de separação do ar. Com esse tempo, torna-se inviável a implantação do sistema em larga escala, ou seja, no tratamento de grandes volumes de águas residuárias.

Cada vez mais, microrganismos e células animais estão sendo usados para obtenção de produtos como insulina, antibióticos e polímeros. Para tanto, a pesquisa sobre coluna de bolhas (CB) tem sido extensa, 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 incrementada pelo aumento da solubilidade do oxigênio (ALBERTE, 2003).

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”.

Todos os sistemas e/ou processos biológicos de tratamento de águas residuárias utilizados até o momento, limitam-se a reproduzir processos naturais, à exceção do tratamento com utilização de oxigênio puro, cujo custo impede sua aplicação em escala industrial. O reator “air-lift” representa um passo além dos

processos naturais, uma vez que suas características (alta taxa de transferência de oxigênio e alta concentração de sólidos voláteis no reator) permitem tratar efluentes líquidos com maior eficiência em menor área e com volume menor de reator. Os estudos realizados até o momento permitem prever sua ampliação de escala (“scale up”), mas que deverá passar por uma escala intermediária (escala piloto), para confirmar as observações de laboratório bem como, determinar outros parâmetros que em escala de laboratório não é possível fazê-lo (FURIGO, 1986).

3.5.3 – Vantagens do uso de reatores “air-lift”

Em relação às vantagens, a primeira delas, é a simples construção, pois a sua manutenção é fácil e barata. Como não há partes mecânicas móveis necessárias para agitação, há redução do perigo de contaminação, pois facilita a limpeza e esterilização. A injeção do gás serve para duas funções, aeração e agitação, eliminando o gasto adicional de energia para a agitação e promovendo um aumento na capacidade de transferência de massa e calor. Em processos biológicos, uma outra vantagem dos “air-lift” sobre a coluna de bolhas e os reatores de tanque agitado é relacionada à força de cisalhamento. O grau de agitação requerido para a transferência de oxigênio causa, em muitos casos, danos aos microrganismos devido ao alto grau de cisalhamento do agitador (STR) e aerador (coluna de bolhas). Uma região de alto cisalhamento existe perto do agitador ou aerador, o qual decresce com o aumento da distância dos mesmos. A falta de uniformidade na área de cisalhamento expõe os microrganismos a uma variação de meio ambiente e de áreas de “stress” o qual pode afetá-los adversamente. Além disso, a energia mecânica necessária para realizar a transferência de massa em STR é elevada e antieconômica, sendo também dissipada no fluido na forma de calor, que precisa ser removido para o controle de temperatura. O campo de cisalhamento no “air-lift” é homogêneo, o qual é

relativamente constante através do reator. Além do mais, há total direcionalidade do escoamento do líquido, mesmo que movimentos randômicos possam ser sobrepostos no mesmo. Um fluxo menos turbulento parece ter um efeito positivo na produção de células sensíveis ao cisalhamento. O aumento da produtividade em reatores “air-lift” em relação ao reator de tanque agitado está associado ao alto coeficiente de transferência de massa obtido nestes reatores. Diversos trabalhos confirmam que o fermentador do tipo “air-lift” fornece resultados satisfatórios com a diminuição do tempo de fermentação e na redução de custos do processo (ALBERTE, 2003).

Apesar de todo o empenho de pesquisadores, os investimentos na área de tratamento de resíduos industriais continuam longe da realidade e seguindo a passos lentos. No Brasil, assim como no restante do mundo, faz-se necessário o incentivo ao desenvolvimento de novos métodos alternativos e financeiramente viáveis para tratamento desses resíduos. 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. Deste modo, técnicas alternativas de tratamento devem ser desenvolvidas (BRAGA & PENA, 2001).

De acordo com GEBARA (2000), esses reatores utilizam uma pequena área em planta e oxidam a matéria orgânica com alta eficiência e baixo consumo relativo de energia. Tratando-se de um processo aeróbio de alta eficiência em volumes compactos, a altura do reator, bem como o tempo de detenção hidráulico (TDH) são alguns dos fatores importantes no tratamento. Surgiram em resposta aos inconvenientes dos tratamentos convencionais, como grande volume do reator, grande área de sedimentação, emissão de odores e aerossóis.

BELLO *et al.* (1985) reportaram que a auto-produção da circulação de líquido nos reatores “air-lift” tem mostrado vantagens, como por exemplo, aumento da transferência de calor comparado à coluna de bolhas. E estes reatores se

destacam quando o tipo de tratamento é realizado através de processos aerados. Estes se mostraram reatores de grande potencial para uma ampla variedade de processos biológicos e químicos. Possuem como vantagens em relação aos reatores convencionais, uma menor demanda de energia por não necessitarem de agitação, “scale up” de fácil implantação devido a sua geometria simples, necessitam de pequenas áreas para sua instalação, já que possuem alta relação altura x diâmetro.

3.5.4 – Transferência de oxigênio e respiração microbiana

O objetivo central de um sistema de agitação e aeração é o fornecimento de oxigênio para a manutenção de uma dada atividade respiratória de um certo conjunto de microrganismos. Assim, o que se visa é transferir o oxigênio da fase gasosa para o líquido, fazer com que este oxigênio dissolvido chegue as células suspensas penetrando nas mesmas e, finalmente, seja consumido na reação. De acordo com BAILEY & OLLIS (1986), 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 3.5.



Figura 3.5 : Resistências associadas à dissolução e ao consumo do oxigênio (BAILEY & OLLIS, 1986).

Para as diferentes resistências apresentadas na Figura 3.5 têm-se :

- 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.

Conforme sugere a Figura 3.5, essa questão pode ser dividida em três problemas distintos. O primeiro diz respeito à dissolução, ou transferência do oxigênio do gás para o líquido, o segundo a eventual difusão do oxigênio até a

celula e, finalmente, o problema do consumo do oxigênio. No que se refere à resistência 4, ou seja, aquela associada à difusão do oxigênio até as células, espera-se que o líquido seja suficientemente agitado, a fim de que possa ocorrer o transporte convectivo e, desta forma, imagina-se que esta resistência possa ser desprezada. No caso de líquidos extremamente viscosos essa hipótese pode não se verificar. Em relação à transferência do oxigênio para o líquido, pode-se imaginar uma primeira resistência (resistência 1) devido a uma película gasosa estagnada, através da qual o oxigênio deve difundir. A seguir, pode-se imaginar uma resistência na interface gás-líquido (resistência 2) e, finalmente, a resistência associada à película líquida estagnada ao redor da bolha de gás (resistência 3). Dados da literatura apontam que a resistência do lado da fase gasosa pode ser desprezada, em razão da intensa movimentação das moléculas de oxigênio. Da mesma forma, a resistência devido à interface é comumente considerada desprezível, a menos que se empreguem substâncias que possam aderir a essa superfície e, desta forma, provocar um aumento nesta resistência, como é o caso de alguns antiespumantes. Conclui-se, portanto, que a resistência dominante refere-se àquela associada à película líquida, resistência esta que é função da difusividade do oxigênio no líquido, assim como devido à espessura desta película. No lado do consumo de oxigênio, pode-se imaginar uma resistência devido à película em torno da célula (resistência 5), outra devido à resistência imposta pela membrana celular (resistência 6), a resistência devido à difusão do oxigênio no citoplasma (resistência 7) e, finalmente, aquela associada à velocidade da reação de consumo final deste oxigênio (resistência 8). Tendo em vista as diminutas dimensões das células, assim como a enorme área exposta ao meio líquido, a resistência 5 pode ser desprezada. Da mesma forma, a resistência 6, pois a membrana celular não deve opor resistência à difusão do oxigênio, pois o oxigênio penetra na célula por simples difusão, não havendo sistemas de transportes para este elemento. No que se refere à resistência 7, pode-se considerá-la também pouco significativa, tendo em vista novamente a área exposta pela célula ao meio ambiente. Em células eucarióticas, talvez possa existir alguma dificuldade para o oxigênio atingir as membranas internas das mitocôndrias, onde

estão localizados os sistemas enzimáticos e as proteínas responsáveis pela respiração. Nas bactérias, a localização desses sistemas é na membrana citoplasmática, motivo pelo qual não há razão para considerar essa resistência. Assim, do lado do consumo de oxigênio, a resistência mais significativa ficaria por conta da velocidade da reação enzimática da respiração (resistência 8), ou seja, na dependência da atividade e concentração dos complexos enzimáticos e protéicos que efetuam esta operação, além de toda atividade biológica da célula, o que incide na disponibilidade de elétrons a serem transportados pela cadeia respiratória, com a concomitante utilização do ATP gerado para a síntese de novas moléculas. No que tange à atividade e concentração dos complexos protéicos responsáveis pela respiração, não se tem condições simples de interferência. Pode-se perceber que a tarefa de projetar adequadamente um sistema de transferência de oxigênio reside em obter-se uma eficiente dissolução deste elemento no meio líquido, deixando para as células a situação de não limitação para que possam consumir este substrato de forma plena, dentro das características biológicas próprias de cada espécie (BAILEY & OLLIIS, 1996).

Teoricamente, os biorreatores “air-lift” podem ser empregados para qualquer tipo de processo envolvendo sistemas gás-líquido ou gás-meio. Utilizando células vegetais, TAVARES *et al* (2000) concluíram 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.

Os métodos convencionais de tratamento de águas residuárias de coluna de bolhas 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 & 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).

3.5.5 – Características Hidrodinâmicas e de Transferência de Massa em Reatores “Air-lift”

Algumas variações do reator “air-lift” têm sido desenvolvidas, como diferenças na geometria do reator contando com reatores cilíndricos e retangulares, reciclo externo ou tubos concêntricos, tipos de separadores gás-líquido e estudos de eficiência de transferência de oxigênio em diferentes regiões do mesmo. No caso de circulação interna, o gás pode ser injetado no tubo central ou ânulo (MERCHUK *et al.*, 1992).

POLLARD & 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 $2 \cdot 10^{-4}$ m.s⁻¹ para $3,4 \cdot 10^{-4}$ m.s⁻¹, além da não necessidade da utilização de bombas ou agitadores internos para misturar o líquido.

Nos reatores “air-lift”, o movimento do fluido é causado pela 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 região possui fluxo ascendente concorrente em ambas as fases (líquido e gás), e no topo do reator está localizado o separador gás-líquido onde as bolhas de gás desprendem-se da fase líquida. O “downcomer” é a região onde o líquido recircula, carregando parte das bolhas para a origem (SIEGEL *et al.*, 1994; RAJA *et al.*, 1997).

De acordo com CAMARASA *et al.* (2001) desenvolveram um estudo que tinha como objetivo obter um modelo hidrodinâmico generalizado para reator “air-lift” em escala industrial. Este modelo foi adaptado através de dados experimentais obtidos de uma planta piloto operando com água/butanol como fase líquida. Segundo os autores, os reatores “air-lift” constituem uma importante classe modificada dos reatores de coluna de bolhas, caracterizada por 3 partes distintas, “riser” (seção de fluxo ascendente), separador gás-líquido e “downcomer” (seção de fluxo descendente). A circulação do líquido é conseguida pela injeção de ar na parte inferior do “riser”, criando uma diferença de densidade entre o “riser” e o “downcomer”. O emprego de reatores “air-lift” implica no desenvolvimento de um modelo que inclua transferência de massa, cinética de reação, configuração do fluxo e a hidrodinâmica. No entanto, a modelagem das reações neste tipo de reator é um tanto quanto difícil, principalmente porque a complexidade hidrodinâmica aumenta com a não coalescência de misturas líquidas orgânicas encontradas em resíduos industriais. Uma excelente predição dos parâmetros hidrodinâmicos (gás hold-up e a velocidade de circulação do líquido) pode ser obtida através de modelos complexos baseados em sistemas de equações e dados experimentais. Os experimentos foram conduzidos em reator “air-lift” de reciclo externo, onde o corpo do reator (“downcomer”) foi confeccionado em vidro com diâmetro interno de 0,23 m e altura de 3,5 m, separador de gás em aço inoxidável com altura de 0,9 m e diâmetro de 1,2 m e tubo de aeração (“riser”) em vidro com diâmetro de 0,15 m. A velocidade superficial do ar variou de 5 mm.s⁻¹ a

11 cm.s⁻¹ e foi controlada por dois rotômetros e esta dentro da faixa de velocidade utilizada em industrias. Como fase líquida foram utilizadas soluções de butanol (0,1 % vol.) e água e os experimentos foram conduzidos à temperatura ambiente e pressão atmosférica. Um método manométrico comum foi utilizado para medir o gás “hold-up” médio e o “hold-up” em diferentes regiões do tubo de aeração. A velocidade de circulação da fase líquida foi medida utilizando-se um aparelho de ultra-som posicionado no corpo do reator. Desprezando o atrito nas paredes e a contribuição da aceleração no balanço e com a densidade do ar muito menor que a do líquido ($\rho_G \ll \rho_L$), o gás “hold-up” pode ser deduzido pela expressão :

$$Eg = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_L \cdot g \cdot \Delta h} \quad (3.13)$$

Onde :

ρ_L = densidade do líquido, kg.m⁻³;

ΔP = diferença de pressão estática entre dois sensores de pressão, Pa;

Δh = distância entre os sensores, m.

Em relação ao tamanho das bolhas, foram utilizadas técnicas fotográficas ultramodernas para avaliar melhor o efeito causado pelas mesmas dentro do reator. Os resultados obtidos estão apresentados na Figura 3.6 onde (A) representa os testes com água e (B) com mistura de água/butanol.

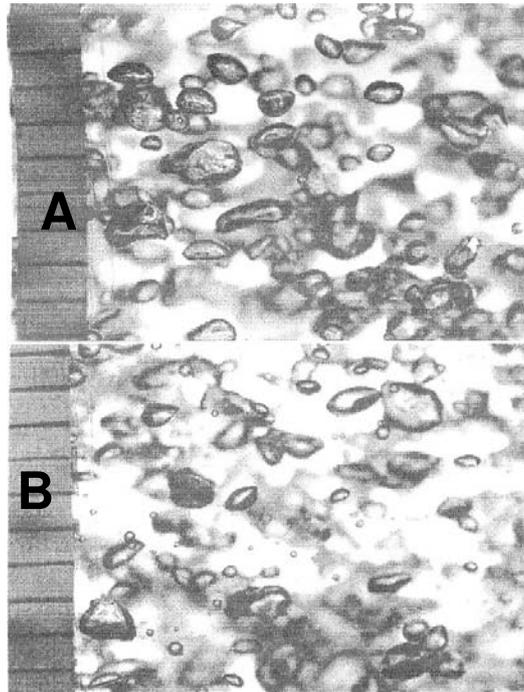


Figura 3.6 - Fotografias das bolhas através de técnicas modernas e aparelhagem especial onde em (A) as bolhas de ar estão na fase líquida dispersas em água e (B) bolhas dispersas em solução de água/butanol (CAMARASA *et al.*, 2001).

Para simplificar, assumiu-se que o tamanho das bolhas seria constante em relação a sua localização na coluna. Os valores encontrados foram de 2 a 2,5 mm na solução líquida de água/butanol e variaram de 3 a 4 mm quando em água pura. Assumindo que as bolhas são esferas e usando o valor médio do diâmetro das mesmas e o valor local do gás “hold-up” calculado pelo modelo, é possível estimar a área interfacial gás-líquido a uma dada velocidade superficial do gás :

$$a = \frac{6.Eg}{D_{eq}} \quad (3.14)$$

Onde :

a = área interfacial gás-líquido, m;

Eg = gás “hold-up”

$$D_{eq} = \text{diâmetro equivalente da bolha} = 2 \sqrt{\frac{S}{\pi}}, \text{ m};$$

S = superfície da bolha, m².

O cálculo da área interfacial é necessário para uma modelagem completa do reator que considera fenômenos de transferência de massa. O diâmetro das bolhas é aproximadamente independente da velocidade superficial do gás, a dependência da área interfacial e o gás “hold-up” com a velocidade superficial do gás (U_G). Em reatores “air-lift”, a principal dificuldade é elaborar um modelo matemático que descreva o gás “hold-up” como função da superfície do líquido e a velocidade do ar. De fato, o fluxo de ar determina tanto o gás “hold-up” quanto a taxa de fluxo do líquido assim, o sistema hidrodinâmico contém duas variáveis (gás “hold-up” e a velocidade de circulação do líquido), as quais requerem dois grupos de equações. Uma modelagem dimensional hidrodinâmica é geralmente baseada num balanço entre forças de fluxo e resistência. As forças de fluxo são geradas pela diferença de pressão hidrostática resultante da diferença do “hold-up” no “riser” e no “downcomer”. A força de resistência é dada pela pressão total do líquido ao longo do circuito do fluxo causado pela fricção, contração, perdas por expansão.

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 têm 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 conseqüente diminuição no valor do K_{la} (SIEGEL & MERCHUK, 1987).

No trabalho realizado por GOUVEIA *et al.* (2000) citado por ALBERTE (2003), 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 ($A_d/A_r = 0,52$). Utilizou-se água, como fase líquida, e ar como fase gasosa em todos os ensaios. Foi analisada a influência 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 (U_G). 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 3.6.

Tabela 3.6 : Características geométricas do biorreator “air-lift” de tubos concêntricos

Dimensão	Símbolo	Valor (m)
Diâmetro da região de subida	D_s	0,057
Diâmetro da região de descida	D_d	0,080
Distância do tubo interno à base do reator	d_1	0,025; 0,035; 0,045
Distância do tubo interno ao nível do líquido	d_2	0; 0,020; 0,040
Comprimento do tubo interno	H_d	0,37
Distância entre os dois pontos de aquisição de pressão	D	0,13
Comprimento do tubo externo	H_s	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 (d_1) diminuiu, provavelmente devido à diminuição da velocidade do líquido, que ocorre quando d_1 diminui. Também foi observado que as retenções gasosas na subida e descida diminuem quando a distância do tubo interno ao nível do líquido (d_2) 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 (d_2), menor é o tempo de mistura (t_m) para uma mesma distância d_1 . Da mesma forma, à medida que d_1 aumenta, o t_m também diminui para uma mesma d_2 . O K_{la} apresentou maiores valores para $d_1 = 0,045$ m e $d_2 = 0,040$ 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 citado por ALBERTE, 2003).

3.5.6 – Influência da variação de pressão sobre microrganismos

A idéia de realizar uma pesquisa sobre a influência da pressão de ar em um sistema de tratamento biológico nasceu por volta de 1970, tendo como fundamento à preocupação de pesquisadores em aumentar a eficiência ou a velocidade do processo de estabilização mediante a presença de maior quantidade de oxigênio. Os processos aeróbios de estabilização sofrem, via de regra, uma importante limitação devido a escassez de oxigênio na água, devido a sua baixa solubilidade nesse meio. Desta forma, a própria água constitui uma barreira aos processos aeróbios microbiológicos, sendo esta a principal razão pela qual um resíduo a ser tratado de modo aeróbio deva ser ou totalmente seco, formado de partículas de grandes superfícies com espaços intersticiais para a penetração do ar, ou ao contrário bastante solúvel, garantindo estreito contato entre as moléculas orgânicas e o oxigênio dissolvido no meio líquido. Maiores dificuldades são, por outro lado, encontradas no tratamento aeróbio de material em estado semi-sólido, isto é, lodo orgânico altamente hidratado, pois a água intersticial dificulta a circulação da água contendo oxigênio e este, sempre em baixa concentração, se esgota rapidamente dos espaços entres as partículas. Para aumentar o conteúdo de oxigênio dissolvido na água há duas possibilidades (BRANCO *et al*, 1981) :

- utilização de baixas temperaturas para aumentar a solubilidade do oxigênio;
- utilização de um ambiente de pressão elevada, aumentando-se assim, a solubilidade do oxigênio.

A primeira hipótese por definição é incompatível com o processo biológico, uma vez que o metabolismo microbiano é proporcional à temperatura. A concentração de oxigênio dissolvido no meio aumentaria, porém, o seu consumo devido à atividade metabólica dos microrganismos se reduziria. Foi assim que surgiu o interesse de alguns pesquisadores em avaliar os efeitos da variação da

pressão sobre microrganismos baseados em um tratamento, desenvolvido em 1979, conhecido como “deep-shaft” (JOHNSON & EYRING., 1970).

Datam de 1884, na França, as primeiras experiências de laboratório visando demonstrar os efeitos de alta pressão hidrostática sobre organismos marinhos. Estas foram motivadas pela observação em 1882-1883 da existência de seres vivos em profundidades de até 6.000 m. À medida que equipamentos capazes de observar esses efeitos eram construídos, informações de caráter empírico eram obtidas levando a descoberta de que pressões da ordem de 5.000 a 15.000 psi, à temperatura ambiente, provocam a coagulação da albumina do ovo, inativação de enzimas, vírus e toxinas, assim como, a morte de bactérias e leveduras. Generalizou-se assim, a idéia de que altas pressões hidrostáticas desnaturavam proteínas, a ponto de não se pesquisar o contrário, isto é, o retardamento ou até a reversão da desnaturação de proteínas por efeito de pressões um pouco mais baixas associadas às vezes, a temperaturas elevadas. Todo processo biológico tem uma temperatura ótima, onde a velocidade de reação é máxima e esta temperatura varia com o processo específico, as condições específicas e os microrganismos específicos. De maneira similar, todo processo tem uma pressão ótima sujeita aos mesmos fatores que os da temperatura (BRANCO *et al*, 1981).

Durante muitos anos, a pressão foi desprezada por bioquímicos e microbiologistas, devido à idéia de que seria impossível a vida em ambientes com pressões diferentes da pressão atmosférica. Atualmente, há grande interesse por parte de pesquisadores em introduzir a pressão como uma variável nos processos biotecnológicos. Esse interesse aconteceu devido à descoberta de vida microbiana em ambientes sob altas pressões tais como, o fundo do mar. O trabalho desenvolvido por ONKEN & LIEFKE. (1990) teve como objetivo principal, investigar a viabilidade do uso de câmaras hiperbáricas em cultivo de células como uma forma de incrementar a taxa de transferência de oxigênio (TTO). Inicialmente uma cultura de *Saccharomyces cerevisiae* foi submetida a uma

pressão de 1,0 MPa e durante o cultivo, foi possível reduzir a limitação de oxigênio e conseqüentemente um aumento na biomassa. Os melhores resultados, após um progressivo aumento na pressão (1 a 1,5 MPa), foram conseguidos após a adaptação das células às condições hiperbáricas. Acima do valor de pressão de 1.5 MPa, observou-se uma drástica inibição das atividades celulares. Resultados semelhantes foram obtidos em cultivo com oxigênio puro numa mesma pressão parcial, apresentando efeito negativo devido à instabilidade da pressão do oxigênio sobre a pressão total do reator. Verificou-se também, os efeitos da pressão do ar, pressão parcial de oxigênio e dióxido de carbono sobre a fisiologia celular.

Os efeitos da pressão sobre um sistema biológico devem, pois, exercer-se de distintas maneiras, entre as quais se destacam (GILLE *et al.* 1995) :

- efeitos devido à maior solubilização do oxigênio na água, ou na água residuária;
- efeitos devido a um provável aumento do metabolismo bacteriano, acelerando o consumo do substrato (remoção da DBO, p. ex.);
- efeitos antagônicos sobre os mecanismos da floculação biológica.

Em relação a este último efeito tem-se que a elevação da pressão aumenta a freqüência de choques entre as partículas (bactérias) o que proporciona uma maior floculação. Por outro lado, a introdução de energia (pressão) no sistema, ativando o metabolismo dos microrganismos, produz maior “energia biológica” e maior resistência a biofloculação. Muitos outros fatores podem ser alterados em sistemas biológicos por efeito de elevadas pressões hidrostáticas. Entre eles incluem-se mudanças de pH, maior ionização da água, alteração da viscosidade, perda de algumas características estruturais, o volume específico parcial de compostos presentes e volume equivalente parcial de sais. Nos experimentos de BRANCO *et al.* (1981), a solução usada como substrato possuía a seguinte composição como apresenta a Tabela 3.7 :

Tabela 3.7 : Composição do substrato utilizado nos experimentos

Substância	Concentração (mg.L ⁻¹)
Peptona	150,0
Extrato de carne	100,0
Glicose	350,0
KH ₂ PO ₄	4,0
Na ₂ HPO ₄ .7H ₂ O	18,8
NaCl	10,0
KCl	5,0
CaCl	5,0
MgSO ₄ .7H ₂ O	7,2
FeCl ₃ .6H ₂ O	2,5

Fonte : BRANCO *et al* (1981).

A diluição foi feita com água destilada e apresentava uma DBO₅ de aproximadamente 350 mg.L⁻¹. A cultura mista de microrganismos foi obtida de um reator biológico, em escala de laboratório, operando com o mesmo substrato e que teve seu inóculo obtido do esgoto doméstico. A unidade utilizada para suportar pressões em seu interior consistia de uma “autoclave modificada” conforme a Figura 3.9. A capacidade do tanque de aeração era de 4,5 L sendo o volume de trabalho de 4 L. A unidade foi preenchida com o substrato até o volume de 4 L e submetida a uma aeração sob pressão. Como fonte de ar, um compressor foi usado e o ar era introduzido na massa líquida através de 4 difusores de pedra porosa, localizados na parte inferior. O escape de ar era feito através de uma válvula reguladora de pressão localizada na tampa da autoclave, permitindo a circulação de ar e o ambiente de pressão desejado e a massa líquida era misturada através de agitador magnético. Foram realizadas seis bateladas com variação da concentração do substrato de 620 a 1.200 mg.L⁻¹ em termos de DQO.

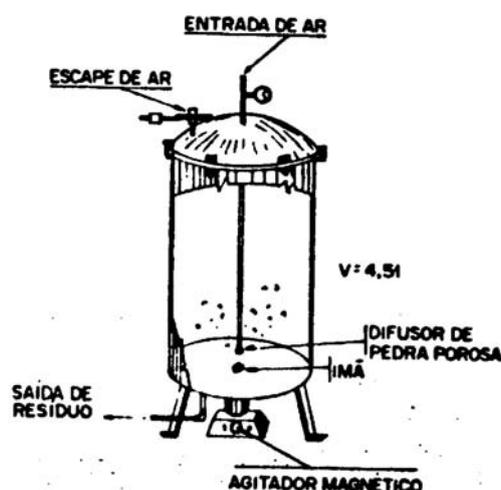


Figura 3.7 : Reator Pressurizado (autoclave modificada) utilizado nos experimentos (BRANCO *et al.*, 1981)

Os experimentos realizados possuíam as seguintes características :

- dois experimentos com carga orgânica inicial ($DBO_5 = 350 \text{ mg.L}^{-1}$), um com aeração em pressão atmosférica e outro com pressão ($2 \text{ kg}_f.\text{cm}^{-2}$) e ambos os experimentos sem reposição de carga, ajuste de pH para estudos comparativos;
- dois experimentos com carga orgânica ($DBO_5 = 350 \text{ mg.L}^{-1}$), ambos com aeração sob pressão ($2,5 \text{ kg}_f.\text{cm}^{-2}$), reposição de carga e controle de pH;
- dois experimentos com carga orgânica concentrada ($DBO_5 = 750 \text{ mg.L}^{-1}$), ambos com aeração sob pressão ($2,5 \text{ kg}_f.\text{cm}^{-2}$) e reposição de carga, sendo um com ajuste de pH e o outro sem.

Os resultados obtidos surpreenderam os pesquisadores, pois a remoção da matéria orgânica atingiu valores além dos esperados, no entanto, a precariedade dos equipamentos e a metodologia empregada nas análises não permitiram uma confiabilidade nos resultados obtidos. Em relação aos dados microscópicos, o efeito da pressão melhorou o desempenho microbiano em relação às atividades

enzimáticas e conseqüentemente na remoção da matéria orgânica. Apesar da impossibilidade de se realizar a medição de oxigênio dissolvido (OD) variando com o tempo, a sua concentração no reator esteve sempre superior a 9 mg.L^{-1} , comprovando a eficácia de ambientes pressurizados em aumentar a concentração de oxigênio dissolvido no meio.

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 gás “hold-up”, o coeficiente de transferência de massa (K_{la}) 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 (K_{la}) por sonda de oxigênio, contando o reator para isto, com eletrodo 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 3.8 0 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.

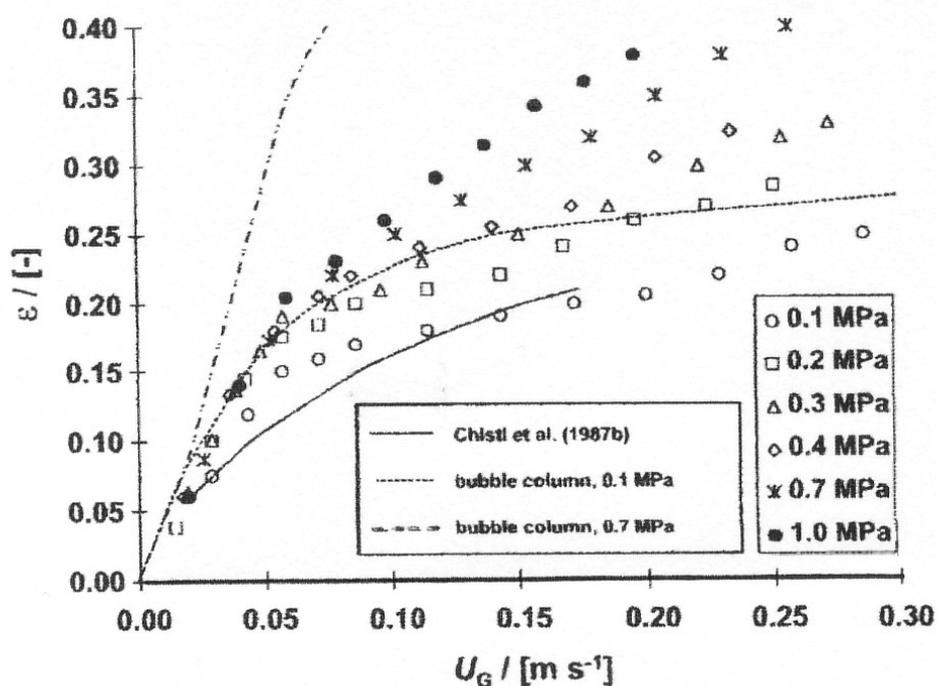


Figura 3.8 : “Hold-up” do “riser” (ϵ_g) como função da velocidade de circulação do gás (U_G) em diferentes pressões. (LETZEL & STANKEIWICZ, 1999).

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 3.9 confirmaram esta suposição.

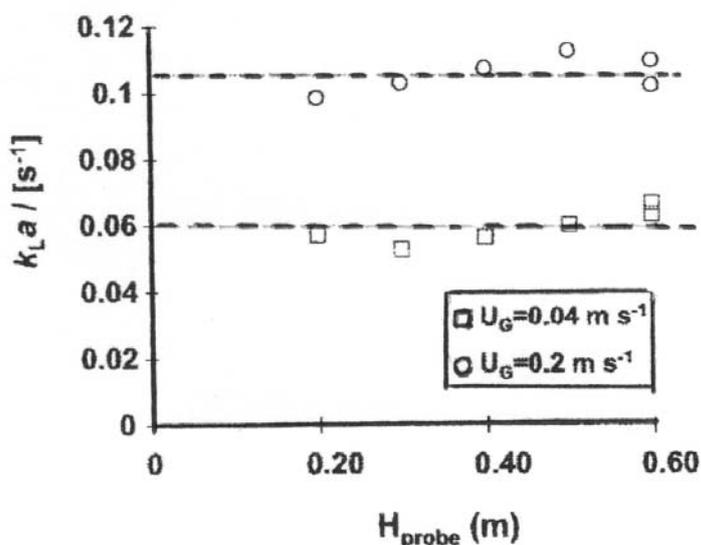


Figura 3.9 : Medida dos valores de K_{La} em diferentes posições da sonda para medida de oxigênio dissolvido (LETZEL & STANKEIWICZ, 1999).

A Figura 3.10 apresenta as curvas de valores de K_{La} 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_{La} foi encontrada. O aumento observado dos valores de (E_g) e K_{La} 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.

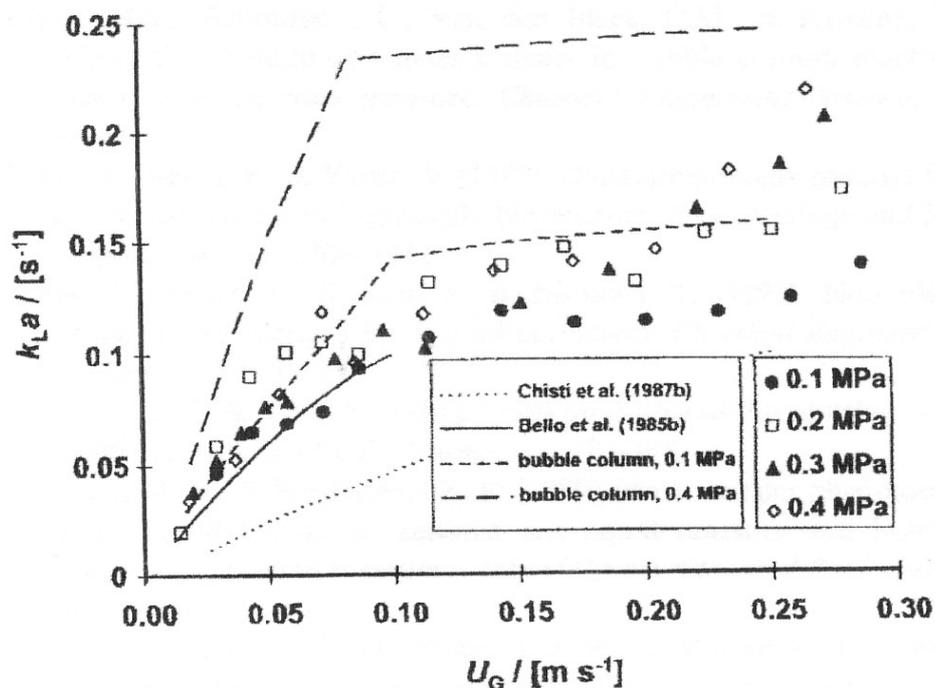


Figura 3.10 : Coeficiente de transferência de massa como função da velocidade do gás para diferentes pressões no sistema (LETZEL & STANKEIWICZ, 1999).

3.5.7 – Características Hidrodinâmicas e de Transferência de Massa para o Reator “Air-lift” de Tubos Concêntricos utilizado nos experimentos (ALBERTE, 2003)

O reator empregado neste projeto foi anteriormente utilizado por ALBERTE (2003) que determinou as características hidrodinâmicas e de transferência de massa. Assim sendo, os dados obtidos serão aproveitados já que nenhuma mudança foi realizada na estrutura do reator.

3.5.7.1 - 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), vários testes foram realizados utilizando solução de azul de metileno a 2% como traçador, operando o reator de forma contínua, onde variou-se a vazão de ar (Q) de 125 a 474 mL.min⁻¹ e a vazão de alimentação (F) 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) sem o sedimentador. Os resultados obtidos encontram-se na Tabela 3.8 :

Tabela 3.8 : Alguns resultados do tempo médio, tempo de retenção hidráulico (t_h) e vazões de ar e alimentação utilizadas nos experimentos

F	Q	t_h	t
290	125	7,07	7,24
370	287	5,54	4,96
470	198	4,36	5,16
660	474	3,10	3,78
850	474	2,41	3,21

Q - vazão de ar (mL.min⁻¹); F - vazão de alimentação (mL.h⁻¹); t_h - (h); t - tempo médio (h). ALBERTE (2003).

3.5.7.2 - 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”, utilizou-se eletrodo de oxigênio dissolvido (ATI ORIUM, modelo 810 – USA) para as medidas de concentração de oxigênio ($\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$) e o reator ($V=2500$ mL) operado com água. O método consistiu 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 diminuía, 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 A1 e A2 que permitiram realizar a correção da concentração de saturação de oxigênio em água, bem como a correção da pressão.

Assim :

$$C_s = (C_s)_{760} \times (P - P_v)/(760 - P_v) \quad (3.15)$$

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

$$dC/dt = K_{la}(C_s - C) \quad (3.15)$$

Integrando a equação acima:

$$\ln(C_s - C) = K_{la} \times t + \text{const} \quad (3.16)$$

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

Tabela 3.9 - 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

Fonte : ALBERTE (2003)

3.5.7.3 - 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 (mgO₂.L⁻¹) e várias vazões de ar (mL.min⁻¹), determinadas conforme item 3.5.7.2, 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 ($0 - 2 \text{ Kgf.cm}^{-2}$).

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

$$C_s = (C_s)_{760} \times (P - P^v) / (760 - P^v) \quad (3.17)$$

Sendo :

$$P = P_{\text{man}} + P_{\text{atm}} \quad (3.18)$$

Onde P é a pressão absoluta (mmHg).

O fluxo de oxigênio pode ser dado por :

$$N_v = K_v(p - p^*) \quad (3.19)$$

Onde :

- N_v = taxa ou fluxo de oxigênio ($\text{moles O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$);
- 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 :

$$p = HC \quad (3.20)$$

Onde :

H = constante de Henry

Então, p^* é zero, portanto :

$$N_v = K_v \times p \quad (3.21)$$

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

$$N_v = K_v \times H \times C = K_{l_a} \times C_s \quad (3.22)$$

Assim :

$$N_v = K_{l_a} \times C_s \quad (3.23)$$

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

Para obtenção do “gas hold-up” para várias condições de funcionamento, 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.

Na determinação do coeficiente de retenção de gás, “gas hold-up” (Eg), mediu-se o volume da água remanescente para cada vazão de ar utilizada (200–1300 mL.min⁻¹), após extravasamento da água do reator quando o mesmo era aerado. O Eg foi calculado pelo quociente da diferença de pressão (ΔP -cmCA) do sistema aerado e não aerado pela pressão da coluna de líquido do reator sem aeração (HL-cmCA).

3.5.7.5 - Velocidade superficial do gás (Vsg)

Determinou-se a velocidade superficial do gás no reator pela utilização da equação 3.24, sendo que a vazão de ar no reator variou de 200 a 1300 mL.min⁻¹.

Assim :

$$V_{sg} = Q/A \quad (3.24)$$

Onde :

Q = vazão de ar (mL.min⁻¹);

A = área do tubo de aeração (10,74 cm²).

Para a determinação dos valores de K_{la} , E_g , taxa de transferência de oxigênio (N_v) e velocidade superficial de gás (V_{sg}) no reator “air-lift” de tubos concêntricos operado a pressão ambiente, o eletrodo foi instalado na saída do tubo de aeração. Os valores obtidos encontram-se na Tabela 3.10.

Tabela 3.10 - 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 ($\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$); K_{la} (h^{-1}); N_v ($\text{mmolesO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$); ΔP (cmCA); $E_g\cdot 10^{-3}$; V_{sg} ($\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$) (ALBERTE. 2003).

Pela Figura 3.11, 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} há decréscimo nos valores do mesmo em vazões de ar superiores a $1000 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$, o que pode ser explicado pelo aumento da coalescência de bolhas no tubo central, que causa aumento no diâmetro das bolhas e conseqüentemente diminuição da área interfacial, com conseqüente decréscimo dos valores de K_{la} .

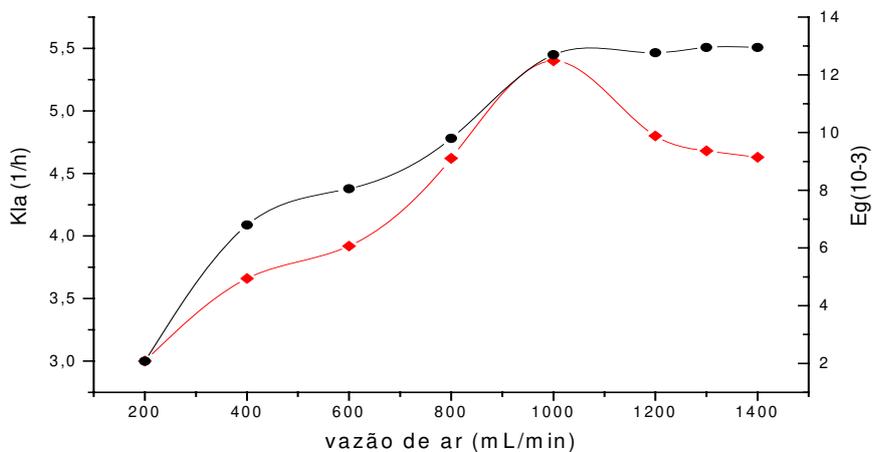


Figura 3.11 - Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e retenção de gás (E_g) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da vazão de ar (K_{la} ♦; E_g ●).

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}) têm o mesmo comportamento observado em relação à vazão de ar, como pode ser observado na Figura 3.12.

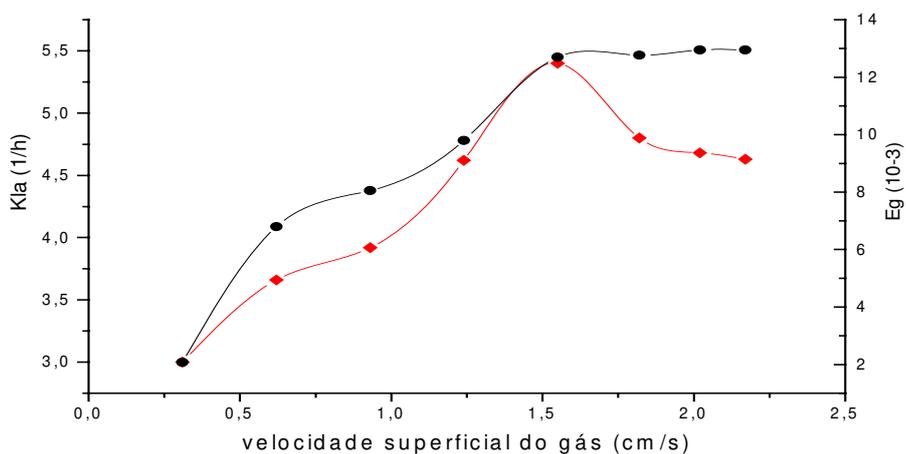


Figura 3.12 - Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{la}) e retenção de gás (E_g) em reator “air-lift” de tubos concêntricos em função da velocidade superficial de gás (K_{la} ♦; E_g ●).

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 3.16 e 3.17. A Tabela 3.11 apresenta valores de K_{l_a} e taxa de transferência de oxigênio (N_v) em função da vazão de ar e pressão.

Tabela 3.11 - Coeficiente de transferência de oxigênio (K_{l_a}) e taxa de transferência de oxigênio (N_v) em função da vazão de ar e pressão do reator

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

Fonte : ALBERTE (2003)

Como forma de comparação entre os dados obtidos em relação à operação com e sem pressurização, a Tabela 3.12 é apresentada mostrando 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 3.12 - 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

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

Fonte : ALBERTE (2003)

Observa-se que os maiores valores de N_v foram alcançados para o reator pressurizado (N_{v_p}), 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 3.12 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 (ALBERTE, 2003).

4 – MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 - MATERIAIS

4.1.1 – Aclimação do Lodo Ativado

Através da utilização da semente de lodo “Polyseed” (marca HACH), promoveu-se a aclimação e manutenção do lodo. Foram utilizadas 3 cápsulas desta semente, as quais foram diluídas em 500 mL de água destilada e a suspensão mantida sob constante aeração durante 24 horas. Para a aclimação do lodo ao substrato sintético, utilizou-se erlenmeyer de 6 litros e mantido sob aeração com auxílio de bombas de aquário. Este lodo foi alimentado diariamente com o substrato sintético em concentrações variáveis (diluição 1:30, 1:20, 1:10, 1:7, 1:5) correspondendo respectivamente às fases 1, 2, 3, 4 e 5, conforme a Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Variação da composição do substrato sintético utilizado na fase de 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.

4.1.2 – Manutenção do Lodo Aclimatado

O lodo aclimatado, constituído por população mista de bactérias, protozoários e rotíferos, foi mantido em erlenmeyer de 6 litros com um sistema de aeração composto por bombas de aquário e pedras porosas para promover aeração. Diariamente, aproximadamente 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 descartado, sem prévia sedimentação dos sólidos suspensos, de forma a manter a concentração dos mesmos aproximadamente constante. Esse procedimento de aclimação e manutenção foi realizado por ALBERTE (2003) e o lodo resultante utilizado também neste projeto.

4.1.3 – Água Residuária

Para manutenção do lodo e realização dos experimentos no reator “air-lift” foi utilizada água residuária sintética, bem como água residuária industrial proveniente do Abatedouro de Aves Pena Branca (Jaguariúna – SP), como forma de melhorar a composição do lodo. Das várias concentrações e composições testadas por ALBERTE (2003) a apresentada a seguir (Tabela 4.2) foi a que proporcionou melhores resultados sendo, portanto, utilizada nos experimentos.

Tabela 4.2 - Composição de água residuária sintética utilizada na manutenção do lodo e realização dos experimentos

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

Fonte : ALBERTE, 2003.

A cada 15 dias, 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 4.3.

Tabela 4.3 - Composição da solução de micronutrientes utilizada para melhorar as condições do lodo

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

Fonte : ALBERTE, 2003

4.1.4 – Construção do Reator “Air-lift”

O reator “air-lift” de tubos concêntricos utilizado nos experimentos foi construído em aço-inox, dotado de sistema de encamisamento, com um volume útil de 3500 mL e dois tubos verticais concêntricos com dimensões de 40 e 50 mm de diâmetro e 1200 e 1500 mm de altura, constituindo os tubos de aeração e reciclo respectivamente. A saída do líquido estava localizada no sedimentador que possuía um sistema de controle de nível através de uma válvula solenóide. A pressurização foi obtida através do uso de tampa com rosca na parte superior do corpo do reator e sedimentador. A tampa localizada no corpo do reator possuía um manômetro ($0 - 2 \text{ kg}_f.\text{m}^{-2}$) para leitura da pressão interna, tubo de equalização de pressão entre o corpo do reator e o sedimentador, válvula de controle de pressão (válvula de segurança) para evitar variações brusca de pressão no interior do reator. A tampa do sedimentador possuía um controlador de nível (válvula solenóide). A Figura 4.1 apresenta um esquema do reator “air-lift” utilizado nos experimentos.

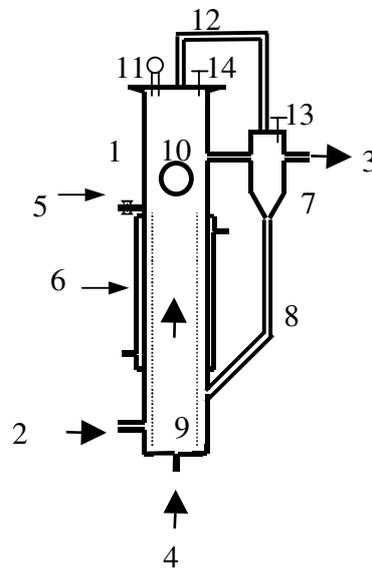


Figura 4.1: Esquema do reator “air-lift” de tubos concêntricos : 1) corpo do reator; 2) alimentação; 3) saída de líquido; 4) entrada de ar; 5) tomada de amostra; 6) camisa de refrigeração; 7) sedimentador; 8) linha de reciclo; 9) tubo de aeração; 10) visor; 11) manômetro; 12) tubo de equalização; 13)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

As Figuras 4.2 e 4.3 apresentam fotos em detalhes do reator “air-lift” de tubos concêntricos para melhor visualização do reator.

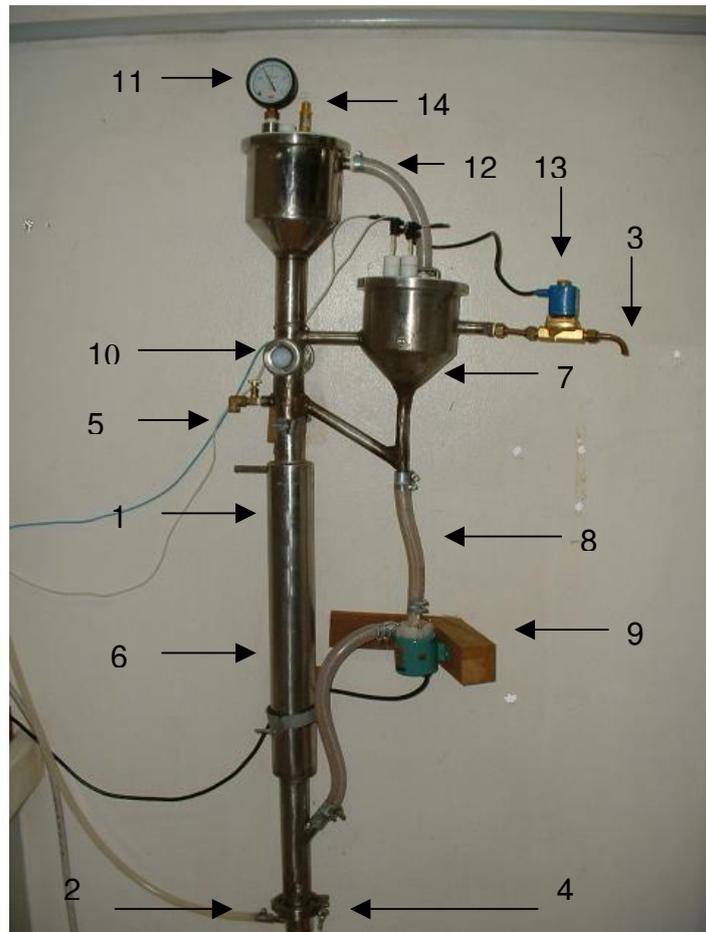


Figura 4.2 – Reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado : 1-) corpo do reator; 2-) alimentação; 3-) saída de líquido; 4-) entrada de ar; 5-) tomada de amostra; 6-) camisa de refrigeração; 7-) sedimentador; 8-) linha de reciclo; 9-) mini bomba centrífuga; 10-) visor; 11-) manômetro; 12-) tubo de equalização; 13-) sistema de controle de nível do líquido (solenóide); 14-) válvula de segurança.



Figura 4.3 : Detalhes do manômetro, válvula de segurança, sedimentador, tubo de equalização de pressão e sistema de controle de nível do reator “air-lift” pressurizado.

4.2 – MÉTODOS ANALÍTICOS

4.2.1 – Determinação do Índice Volumétrico de Lodo (IVL)

O índice volumétrico de lodo foi determinado pela sedimentação de 1000 mL de suspensão de lodo do reator em proveta graduada de 1000 mL durante 30 minutos. Ao final deste tempo, o volume do lodo sedimentado era lido em mL, pois o IVL é definido como o volume ocupado por 1 g de lodo após decantação de 30 minutos, ou seja :

$$IVL = \frac{(V \times 1000)}{SSV} \quad (4.1)$$

Onde :

V = volume do lodo sedimentado, (mL.L⁻¹);

SSV = concentração de sólidos em suspensão voláteis na mistura líquida do reator, (mg.L⁻¹).

4.2.2 – Determinação de pH

A determinação do pH foi realizada em potenciômetro digital.

4.2.3 – Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Para a determinação de DQO utilizou-se reagente HACH para a digestão da amostra em bloco digestor a 150 °C e a leitura em espectrofotômetro a 620 nm. Sendo esta expressa em mgDQO.L⁻¹

4.2.4 – Determinação da Concentração de Nitrito (NO₂⁻)

Determinou-se a concentração de nitrito através de espectrofotômetro a 585 nm, após reação com reagente HACH, usando curva padrão previamente estabelecida e o resultado expresso em mgNO₂⁻.L⁻¹.

4.2.5 – Determinação da Concentração de Nitrato (NO_3^-)

A determinação da concentração de nitrato foi realizada em espectrofotômetro a 500 nm, após reação com reagente HACH, utilizando curva padrão previamente estabelecida e o resultado expresso em $\text{mgNO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$.

4.2.6 – Determinação da Concentração de Nitrogênio Total

Para a determinação da concentração de nitrogênio total foi utilizado reagente HACH e a leitura em espectrofotômetro a 410 nm, utilizando curva padrão previamente estabelecida com resultado expresso em $\text{mgN}_T \cdot \text{L}^{-1}$.

4.2.7 – Concentração da Biomassa (SSV)

A determinação da concentração da biomassa era realizada diariamente das amostras retiradas do líquido do reator. Estas eram centrifugadas durante 15 minutos a 3.000 rpm, o sobrenadante separado para análises de DQO, nitrito, nitrato, nitrogênio total e a parte sedimentada, ressuspensa em água destilada e centrifugada nas mesmas condições. Esse procedimento de lavagem do sedimentado foi repetido por três vezes para em seguida, ser levado a estufa a vácuo a 65 °C até peso constante. A massa de lodo foi determinada por gravimetria e expressa em $\text{mgSSV} \cdot \text{L}^{-1}$.

4.2.8 – Liofilização do Lodo Ativado

Com o propósito de conservar uma amostra do lodo aclimatado cerca de 100 mL de lodo foi submetido a um processo de liofilização. Essa alíquota foi coletada e deixada em repouso para a sedimentação do lodo e retirada do sobrenadante, no intuito de concentrar a biomassa. Foram testadas duas formas de liofilização, uma com protetor criogênico (glicerol) e outra sem este protetor. O processo teve um tempo de duração de 24 horas, de forma a garantir uma completa liofilização da amostra. O lodo liofilizado foi conservado em frasco fechado ao abrigo da umidade.

4.2.9 – Operação do reator “air-lift”

O reator foi operado de modo contínuo até que um estado estacionário fosse alcançado. Para isso, foi preenchido com aproximadamente 3,5 L de lodo aclimatado e aerado por injeção de ar na extremidade inferior do reator com pedra porosa, utilizando um compressor de ar. As vazões de ar foram controladas por rotâmetro e variaram de 500 a 1.300 mL.min⁻¹ fazendo com que a pressão dentro do reator atingisse valor de 1,25 kg_f.cm⁻², controlada através de válvula de segurança. A alimentação com água residuária sintética foi feita na parte inferior do reator com auxílio de bomba peristáltica e temporizador permanecendo 380 mL.h⁻¹ para todos os experimentos.

A cada experimento foram coletadas amostras do reator em intervalos regulares de tempo. O tempo de operação do reator variou, a cada experimento, de acordo com a concentração inicial da água residuária sintética, 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”.

Após estabelecido o “estado estacionário”, um novo experimento era iniciado mudando-se a concentração da água residuária e mantendo-se constante o volume do lodo no interior do reator, a pressão interna e a vazão de alimentação.

4.2.10 – Determinação da Constante de velocidade de Redução de DQO (K)

De acordo com RAMALHO (1983) para a determinação da constante de velocidade de redução de DQO é necessário a equação do balanço de massa para o substrato e considerando que a taxa de remoção do substrato segue uma cinética de primeira ordem, sendo o modelo de Monod num primeiro instante utilizado :

$$\frac{(S_0 - S_e)}{t_h} = K.S_e \quad (4.2)$$

Onde :

S_0 = concentração de DQO da alimentação (mgDQO.L⁻¹);

S_e = concentração de DQO do efluente (mgDQO.L⁻¹);

t_h = tempo de detenção hidráulica (d);

K = constante de velocidade de remoção de DQO (d⁻¹).

Dividindo-se pela concentração de lodo ambos os membros da equação 4.2 obtêm-se :

$$q = \frac{(S_0 - S_e)}{(X.t_h)} = k.S_e \quad (4.3)$$

Onde :

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

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

X = concentração final de biomassa ($mg.L^{-1}$)

Sendo que a constante k será determinada pela inclinação da curva de q *versus* S_e . Nos experimentos onde a equação de Monod de cinética de primeira ordem, não se ajustarem, a equação de Michaelis-Menten será aplicada.

4.2.11 – Determinação do Coeficiente de Morte Celular (k_d) e Rendimento Celular (Y)

Utilizando-se o balanço para sólidos suspensos voláteis, foram determinados o rendimento de lodo e o coeficiente de morte :

$$\Delta X_v = Y.(S_0 - S_e).Q_a - k_d.X.V \quad (4.4)$$

Onde :

ΔX_v = produção líquida de biomassa no reator ($g.d^{-1}$);

X = concentração final de biomassa ($mgSSV.L^{-1}$);

V = volume do reator (L);

Q_a = vazão afluyente ($L.d^{-1}$)

Para simplificação divide-se a equação (4.4) por XV :

$$\frac{\Delta X_v}{X.V} = \frac{Y.(S_0 - S_e)}{X.t_h} - k_d \quad (4.5)$$

Ou :

$$\mu = Y.q - k_d \quad (4.6)$$

Onde :

ΔX_v = produção líquida de biomassa no reator (g.d^{-1});

$\Delta X_v/X.V = \mu$, taxa específica de crescimento microbiano (d^{-1});

Determina-se Y da tangente da curva e k_d da interseção da curva com o eixo das ordenadas, graficando-se μ *versus* q.

4.2.12 – Determinação da Eficiência de Redução de DQO (η)

A eficiência de redução de DQO foi determinada tomando-se os valores da concentração inicial (S_0) e final (S_e) da água residuária. Os valores de S_e foram obtidos quando se considerou “estado estacionário” atingido. A eficiência do tratamento (η) foi avaliada em termos de percentagem de redução de DQO, calculada pela fórmula :

$$\eta = \left[\frac{(S_0 - S_e)}{S_0} \right] \times 100 \quad (4.7)$$

5 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 – Aclimação e Manutenção do Lodo

Durante o período de aclimação do lodo foram realizadas análises microscópicas com o intuito de verificar suas condições gerais. O exame microscópico revelou uma população heterogênea de microrganismos, a qual era composta por bactérias (isoladas ou em flocos), protozoários e rotíferos.

Nas fases de aclimação e manutenção do lodo utilizou-se água residuária sintética, cuja composição encontra-se no item 4.1.3. A adaptação do lodo à água residuária sintética aconteceu da maneira esperada e num período de aproximadamente 45 dias, na qual uma concentração satisfatória de biomassa (3500 mg/L) foi atingida, possibilitando o início dos experimentos no reator. Após o início dos experimentos, a concentração inicial passou a 5200 mg/L no reator (experimento 01).

De maneira geral, o lodo durante este período apresentou coloração parda e odor característico de lodos ativados em boas condições, uma população mista e equilibrada de microrganismos, excelente sedimentabilidade e IVL. Apenas 3,5 L do lodo aclimatado foram transferidos para o reator, o restante permaneceu em erlenmeyer sob aeração e alimentado diariamente com água residuária sintética em concentrações semelhantes às utilizadas durante os experimentos. Essa alíquota extra de lodo foi mantida por uma questão de segurança, caso algum imprevisto viesse a ocorrer com o lodo no reator. À medida que a concentração de DQO era variada, o lodo, por alguns dias, sentia as mudanças, observado através da sua sedimentabilidade. As Figuras 5.1 e 5.2 apresentam as características do lodo aclimatado à pressão ambiente, antes dos experimentos serem iniciados.

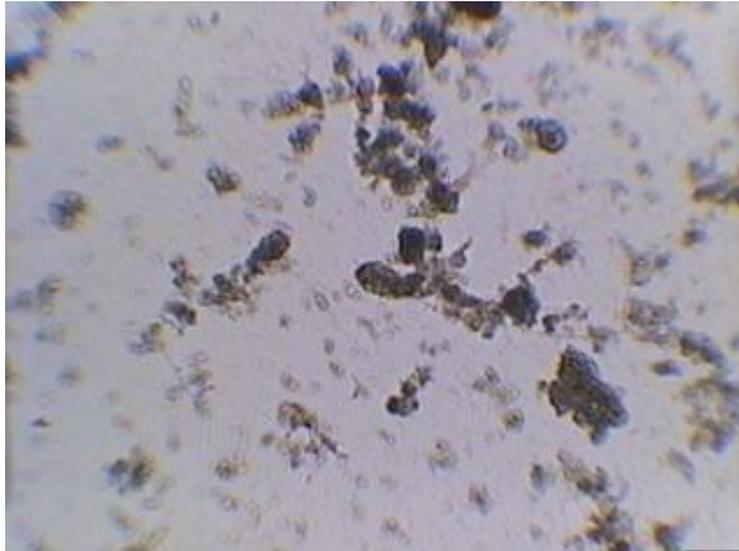


Figura 5.1 : Lodo aclimatado em erlenmeyer com água residuária sintética à pressão ambiente com boas características, com a presença de flocos de bactérias e alguns protozoários.

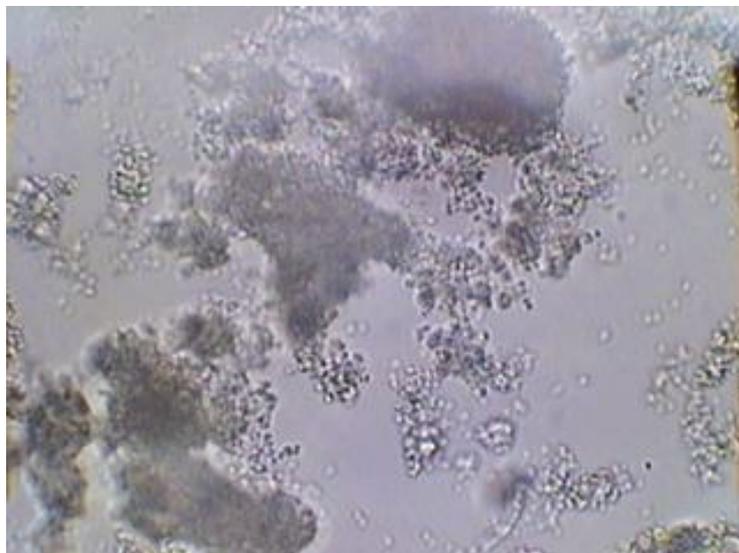


Figura 5.2 : Lodo aclimatado em erlenmeyer com água residuária sintética à pressão ambiente, na qual se observa uma população de bactérias agrupadas em flocos.

5.2 – Influência da Pressão no Comportamento do Lodo Ativado

Para a realização dos experimentos, o reator foi operado sob pressão no intuito de aumentar a transferência de oxigênio e remoção de DQO. Em relação ao lodo ativado, observou-se um incremento na concentração de biomassa com uma homogeneização e aumento na formação dos flocos microbianos, isto é, sob o efeito da pressão os flocos adquiriram tamanho e formato uniformes, menores que os flocos do lodo mantido no erlenmeyer, e em maiores quantidades. Este é um dos fatos que justifica o aumento na eficiência de remoção da DQO remanescente já que, possuindo tamanhos reduzidos, a área de contato superficial é maior, ocasionando maior transferência de oxigênio e conseqüentemente maior remoção de DQO.

De acordo com BRANCO (1981) um sistema coloidal (suspensão de bactérias) floclula com maior rapidez quando submetido à pressão, pois esta promove maior possibilidade do encontro das partículas no interior do reator. Porém, há um efeito contrário, segundo a teoria de McKiney da floclulação, que diz que “o fornecimento de energia ao sistema leva à maior energia metabólica, maior capacidade de locomoção, portanto, menor possibilidade de floclulação”. De fato, a elevação da pressão aumenta a freqüência de choques entres as partículas (bactérias) proporcionando maiores oportunidades de floclulação e a atividade metabólica microbiana, comprovada pelo aumento da concentração de biomassa e redução na DQO remanescente. Porém ao longo dos experimentos não se observou diminuição na capacidade de formação de flocos, como descrito pelo autor, pelo contrário, houve uma melhora considerável. O único inconveniente da pressurização do reator acontecia na medida do Volume de Lodo Sedimentado (VLS), devido à presença de microbolhas acopladas aos flocos, que dificultavam a sua sedimentação. O problema foi resolvido com o auxílio de um kitassato e uma trompa de vácuo onde a amostra era adicionada e submetida à agitação sob

vácuo. A Figura 5.3 apresenta o efeito causado pela presença das microbolhas aderidas aos flocos de lodo durante a coleta das amostras.



Figura 5.3 : Lodo “flotado” devido à presença de microbolhas aderidas aos flocos dificultando a sedimentação para o cálculo do IVL.

Em relação às espécies encontradas, apesar de não ter sido realizada uma caracterização do lodo utilizado, pode-se observar uma população bastante heterogeneia composta por bactérias, protozoários e contrariando as observações de BRANCO (1981), até mesmo rotíferos. As Figuras 5.4, 5.5, 5.6, 5.7 e 5.8 apresentam aspectos do lodo ativado pressurizado, com destaque para algumas espécies.

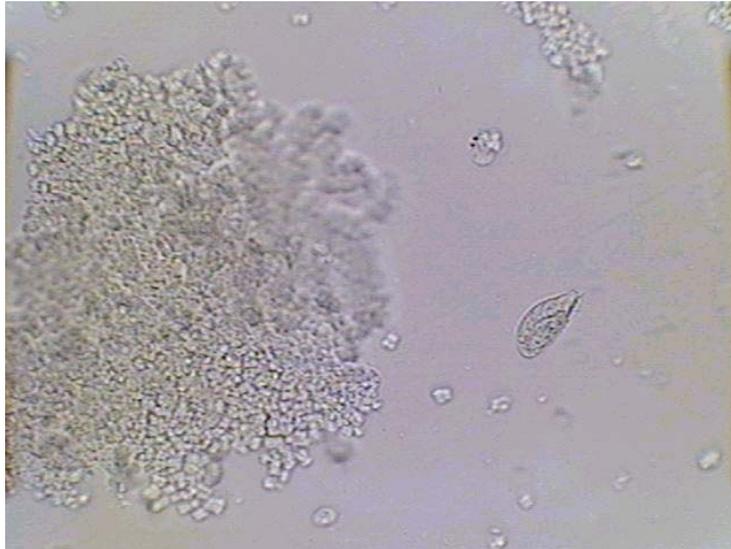


Figura 5.4 : Lodo ativado pressurizado com destaque para um floco bacteriano à esquerda e um protozoário à direita, indicando excelente floculação.



Figura 5.5 : Lodo ativado pressurizado com boa aparência destacando a presença de um rotífero (*Philodina roseolla*) no centro do campo.



Figura 5.6 : Lodo ativado pressurizado em boas condições, onde se observa um rotífero (*Ephifanes senta*) à esquerda do campo.



Figura 5.7 : Lodo ativado pressurizado com destaque para dois rotíferos (*Rotaria citrinus*) à esquerda do campo.

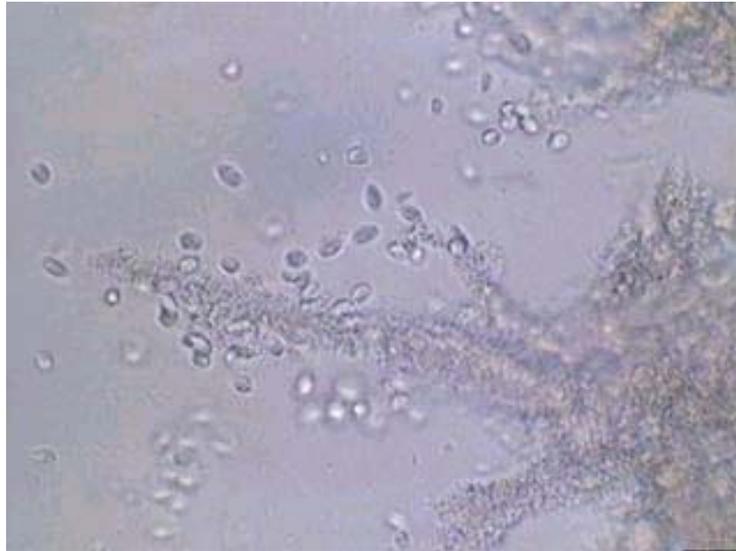


Figura 5.8 : Lodo ativado pressurizado com floco de bactéria à esquerda, e no centro do campo, observa-se a presença de protozoários.

Os altos valores de concentração de biomassa celular alcançados devem-se a pressurização do reator, que possibilitou maior transferência de oxigênio, 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 esta 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.

De uma maneira geral, a pressurização do reator “air-lift” contribuiu para a obtenção de bons resultados no que diz respeito à remoção da DQO e melhora na transferência de oxigênio. Esses resultados confirmam as observações de GILLE

et al. (1995) que estudaram os efeitos da pressão sobre lodos ativados e concluíram que :

- a-) há uma melhora considerável quanto a solubilização de oxigênio na água ou no líquido residuário;
- b-) aumento do metabolismo bacteriano, o qual acelera o consumo de substrato, refletindo diretamente na remoção da DQO remanescente.

5.3 – Experimentos em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado

5.3.1 – Estratégias Experimentais

Nesta etapa do projeto, foram realizados 7 experimentos nos quais, as condições de operação do processo eram alteradas à medida que o estado estacionário nas curvas de DQO e biomassa se estabelecia. Nestas condições, um novo experimento se iniciava com o objetivo de monitorar o aumento da biomassa celular e diminuição da concentração de DQO para a obtenção dos parâmetros cinéticos. Paralelamente, acompanhou-se a variação das concentrações de nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal a partir do 4º experimento, pois mudanças na composição e concentração da água residuária sintética foram realizadas, principalmente no que diz respeito à concentração de uréia, acréscimo de sulfato de amônia e de manganês ao substrato original.

Durante os experimentos o reator “air-lift” foi operado de modo contínuo e pressurizado, variando-se a concentração (S_0), composição da água residuária e a vazão de ar (Q), permanecendo inalteradas a vazão de alimentação (F) em 380 mL.h^{-1} , a pressão manométrica no interior do reator ($P = 1,25 \text{ kg}_f.\text{cm}^{-2}$) e o volume de líquido no reator (3,5 L). A temperatura de operação ficou em torno de 23 a 28

°C, sendo considerada temperatura ambiente e a água residuária sintética mantida em banho termostaticado em temperaturas que variaram de 4 a 5 °C.

As mudanças na concentração da água residuária refletiram diretamente sobre a concentração de biomassa que alcançou valores, em alguns casos, próximos a 15000 mgSSV.L⁻¹, correspondendo a valores superiores a faixa usualmente encontrada em processos de lodo ativado convencional que é de 2000 a 3000 mgSSV.L⁻¹ (RAMALHO, 1983). Em relação aos valores das concentrações iniciais de DQO (S₀), estes variaram de 2890 a 8700 mgDQO.L⁻¹ ao longo dos experimentos realizados.

5.3.1.1 – Experimento 01

Neste experimento, o reator foi operado sem interrupções nas seguintes condições :

- Pressão (P) : 1,25 kg_f.cm⁻²;
- Vazão de ar (Q) : 1300 mL.min⁻¹;
- Vazão de alimentação (F) : 380 mL.h⁻¹;
- Concentração de DQO da água residuária sintética (S₀) = 8635 mgDQO.L⁻¹.

Nesta fase buscou-se a reprodução dos resultados obtidos por ALBERTE (2003) que trabalhou nas mesmas condições, com exceção da pressão que era de 1,20 kg_f.cm⁻². No entanto, os resultados não foram semelhantes, pois se obteve eficiência de remoção em torno de 99,5% e concentração máxima de biomassa próxima a 12000 mgSSV.L⁻¹ ao passo que, nos resultados obtidos por ALBERTE (2003) a eficiência permaneceu em torno de 70%, porém a concentração de biomassa atingiu valores próximos a 16000 mgSSV.L⁻¹. Apesar da alta concentração de biomassa, os valores da relação F/M ficaram acima dos encontrados na literatura (0,6 >F/M> 0,3) (Tabela 5.1), pois foram utilizadas altas

concentrações de água residuária ($8636 \text{ mgDQO.L}^{-1}$) e a concentração de biomassa atingiu valor de $8500 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ no estado estacionário. Assim, a razão F/M para este experimento foi de $2,64 \text{ d}^{-1}$, e de acordo com RAMALHO (1983), nesse valor há predominância de microrganismos de natureza filamentosa que provoca intumescimento do lodo e dificulta a sedimentação. No entanto, através de análises microscópicas e testes de sedimentabilidade, não constatou-se a presença de tais microrganismos.

O experimento foi conduzido durante 24 dias, com o reator operando em perfeitas condições e as características do lodo dentro da normalidade em relação ao volume de lodo sedimentado, microrganismos, etc. No entanto, no 25º dia, o experimento teve que ser interrompido por causa de uma contaminação bacteriana da água residuária sintética, ocasionando rápida perda de biomassa e diminuição na remoção de DQO. O pH do lodo que ao longo do experimento permaneceu na faixa de 6,8 a 7,0, após a contaminação reduziu-se a 4,6. Na ocasião não se determinou que tipo de microrganismo causou a contaminação. A Figura 5.10 evidencia ausência de flocos de bactérias em virtude da contaminação.

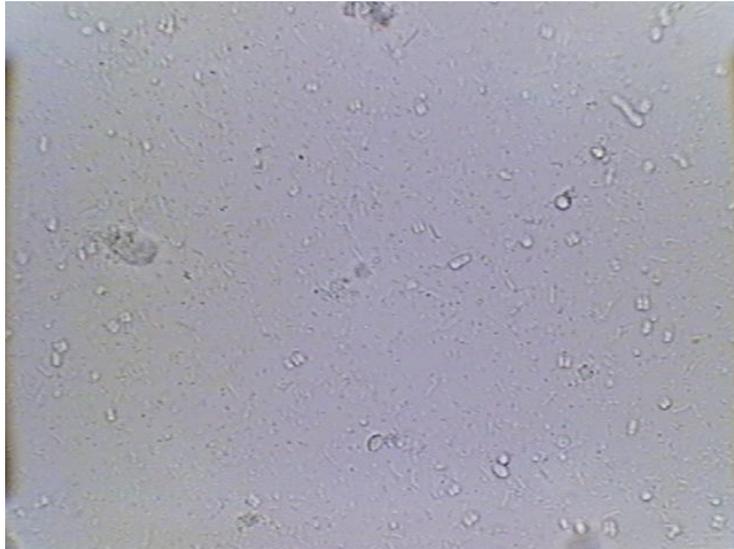


Figura 5.9 : Perda de biomassa do lodo ativado no interior do reator decorrente da contaminação da água residuária sintética, onde se observa a ausência de flocos de bactérias.

O lodo foi descartado, o reator lavado com solução de ácido nítrico 5% e posteriormente com soda caustica 10% e enxaguado várias vezes para a retomada dos experimentos. A Tabela 5.1 apresenta as condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO no experimento 01.

Tabela 5.1 : Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizados com lodo ativado

Experimento 01	
Variáveis	Resultados
P	1,25 kg _f .cm ⁻²
V	3500 mL
S _o	8635 mgDQO.L ⁻¹
S _e	40 mgDQO.L ⁻¹
X _o	5200 mgSSV.L ⁻¹
X	8500 mgSSV.L ⁻¹
Q	1300 mL.min ⁻¹
F	380 mL.h ⁻¹
t _h	9,21 h
η	99,5%
q	0,0789 h ⁻¹
μ	0,02105 h ⁻¹
F/M	2,64 d ⁻¹
IVL	47 mL.g ⁻¹
pH	6,8 – 7,0

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; t_h = tempo de retenção hidráulica; η = eficiência de redução de DQO; P = pressão manométrica do reator; IVL = Índice Volumétrico de Lodo.

Pela Tabela 5.1 observa-se que mesmo operando com alta concentração de DQO, atingiu-se eficiência de remoção 99,5%, reduzindo-a de 8635 para 40 mgDQO.L⁻¹ num tempo de detenção hidráulica de 9,21 h e vazão de alimentação de 380 mL.h⁻¹. A concentração da biomassa atingiu o valor de 11759 mgSSV.L⁻¹, cujo valor esta acima do indicado para sistemas de lodo ativado convencional que

é de 2000 a 3000 mgSSV.L⁻¹ (RAMALHO,1983). O IVL calculado no estado estacionário está, de acordo com SPERLING (1997), dentro da faixa ótima para lodo ativado convencional que correspondendo de 0 a 50 mL.g⁻¹.

O monitoramento da concentração de biomassa e remoção de DQO, realizado através de coletas e análises diária, permitiram obter o gráfico da Figura 5.10.

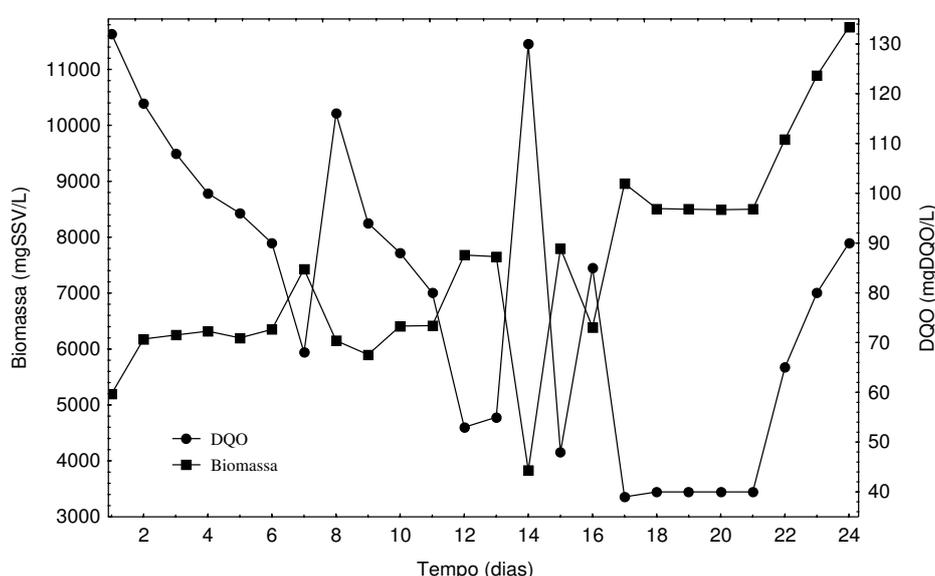


Figura 5.10 : Concentração de biomassa (mgSSV/L) e DQO (mgDQO/L) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h = 9,21$ h; $V = 3500$ mL; $Q = 1300$ mL.min⁻¹; $F = 380$ mL.h⁻¹; $S_o = 8635$ mgDQO.L⁻¹).

Através da Figura 5.10 nota-se que a concentração de biomassa no início do experimento (5200 mgSSV.L⁻¹) até o sétimo dia apresentou um ligeiro aumento apesar de pequenas oscilações, atingindo o valor de 8500 mgSSV.L⁻¹ no estado estacionário. No décimo quarto dia houve uma queda acentuada na concentração em virtude de um descarte que a reduziu de 7650 para 3830 mgSSV.L⁻¹. No final do experimento observa-se um pico de crescimento com elevação da concentração a 11759 mgSSV.L⁻¹, no entanto, foi necessário a interrupção do

experimento por causa de uma contaminação já mencionada. Em relação à redução de DQO, observa-se nitidamente a variação direta da mesma com a variação na concentração da biomassa, atingindo o valor de 40 mgDQO.L⁻¹ no estado estacionário, e no final do experimento, apesar de uma concentração de biomassa no valor de 11759 mgSSV.L⁻¹ a concentração final de DQO teve ligeiro aumento, passando de 40 a 90 mgDQO.L⁻¹. Neste caso, devido à alta concentração de biomassa pode ter ocorrido morte celular, refletindo nos resultados das análises de DQO.

5.3.1.2 – Experimento 02

Este experimento caracterizou-se pela mudança na concentração de DQO da água residuária sintética, passando de 8635 para 2890 mgDQO.L⁻¹. As demais condições de operação do reator mantiveram-se inalteradas.

A concentração inicial de biomassa foi de 5945 mgSSV.L⁻¹ e ao longo do experimento sofreu algumas oscilações, terminando no vigésimo quinto dia em aproximadamente 5129 mgSSV.L⁻¹. Nesse período realizou-se apenas um descarte de lodo porque o objetivo de aumentar a concentração de biomassa foi mantido, no entanto, sem muito sucesso. Porém, mesmo sem atingir valores expressivos de biomassa, a eficiência na remoção de DQO ficou em torno de 97,7%, com valor final da concentração de DQO em 65 mgDQO.L⁻¹. A relação F/M novamente ficou acima dos valores encontrados na literatura, porém, se comparado ao experimento 01 (2,64 d⁻¹) houve uma redução, já que a concentração da água residuária sintética foi menor e a concentração da biomassa como apresentados na Tabela 5.2. De acordo com SPERLING (1997), o crescimento bacteriano é função da disponibilidade de substrato no meio, isto é, quando o substrato apresenta-se em baixa concentração, a taxa de crescimento específica (μ) é proporcionalmente reduzida. Neste experimento, a diminuição da

concentração de DQO da água residuária implicou na queda da taxa de crescimento específico, quando comparado com o experimento anterior, onde a concentração era maior.

A Tabela 5.2 apresenta as condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO experimento 02.

Tabela 5.2 : Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado

Experimento 02	
Variáveis	Resultados
P	1,25 kg _f .cm ⁻²
V	3500 mL
S _o	2890 mgDQO.L ⁻¹
S _e	65 mgDQO.L ⁻¹
X _o	5945 mgSSV.L ⁻¹
X	5420 mgSSV.L ⁻¹
Q	1300 mL.min ⁻¹
F	380 mL.h ⁻¹
t _h	9,21 h
η	97,7%
q	0,0598 h ⁻¹
μ	0,01522 h ⁻¹
F/M	1,38 d ⁻¹
IVL	42 mL.g ⁻¹
pH	6,5 – 7,0

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; t_h = tempo de retenção hidráulica; η = eficiência de redução de DQO; P = pressão manométrica do reator; IVL = Índice Volumétrico de Lodo.

Pela Tabela 5.2, pode-se observar que a faixa de pH manteve-se praticamente semelhante à encontrada no experimento 01, assim como, o valor do IVL (42 mL.g⁻¹).

O experimento foi conduzido normalmente até o vigésimo quinto dia com coletas diárias de biomassa e efluente para análises de concentração de biomassa e DQO remanescente. Nesse período, o estado estacionário foi atingido, com concentração final de DQO de 65 mgDQO.L⁻¹ e concentração de biomassa de 5420 mgSSV.L⁻¹, resultando em eficiência de 97,7% de redução de DQO. A Figura 5.11 apresenta a evolução do experimento destacando a concentração de biomassa e de DQO remanescente.

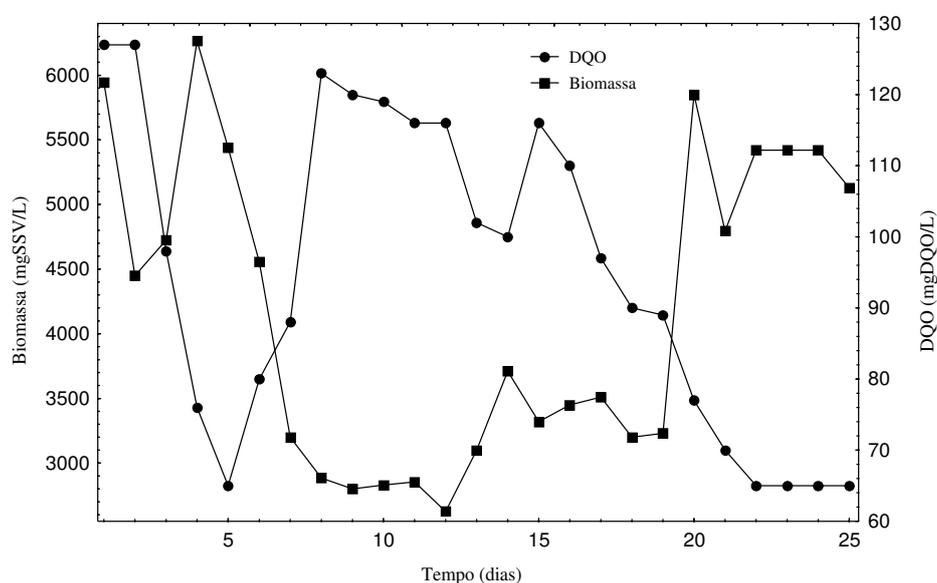


Figura 5.11 : Concentração de biomassa (mgSSV.L⁻¹) e DQO (mgDQO.L⁻¹) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h = 9,21$ h; $V = 3500$ mL; $Q = 1300$ mL.min⁻¹; $F = 380$ mL.h⁻¹; $S_o = 2890$ mgDQO.L⁻¹).

Analisando a Figura 5.11, observa-se que, durante todo experimento a concentração da biomassa permaneceu abaixo de 5000 mgSSV.L⁻¹, comportamento totalmente diferente do experimento anterior onde esta concentração ficou acima deste valor. Essa situação é um reflexo direto da diminuição da concentração de DQO da água residuária que pode ter levado o lodo a um processo de respiração endógena, pois o reator estava operando em condições de aeração extendida, onde o excesso de lodo também era oxidado ou então, ocorreu perda de biomassa. No entanto, apesar da diminuição na concentração celular dentro do reator, a curva de concentração de DQO apresentou algumas oscilações ao longo do experimento, mas de uma maneira geral, um comportamento decrescente prevaleceu devido a ação da flora microbiana remanescente.

Através das curvas de concentração de DQO e biomassa dos experimentos 01 e 02, percebe-se que as quedas nos valores de concentração de DQO foram acompanhadas por elevações nos valores da concentração celular até que o estado estacionário fosse atingido.

Periodicamente, como ocorrido no experimento anterior, exames microscópicos do lodo do reator eram realizados para verificar a presença de microrganismos filamentosos, no entanto, não constatou-se a presença deste tipo de microrganismo. O lodo continuou apresentando boa sedimentação (confirmada pela determinação do IVL), cor "marrom-pardo", boa movimentação e composição típica dos microrganismos, como se pode observar na Figura 5.12.



Figura 5.12 : Lodo aclimatado com água residuária sintética com boas características, utilizado no experimento 02, onde se observa flocos de bactérias.

Após o estado estacionário ser alcançado no vigésimo quinto dia, os parâmetros cinéticos foram determinados e um novo experimento foi iniciado.

5.3.1.3 - Experimento 03

Neste experimento as condições de operação do reator foram mantidas e somente a concentração da água residuária foi alterada, passando de 2890 (experimento 02) para 3860 mgDQO.L⁻¹. Nesta concentração, a relação F/M ficou acima dos valores encontrados na literatura como apresentando na Tabela 5.3, no entanto, não se observou a presença de microrganismos filamentosos. De acordo com SPERLING (1997), esta relação baseia-se no conceito de que a quantidade de substrato disponível por unidade de massa dos microrganismos é relacionada com a eficiência do sistema, assim, quanto maior a carga de DQO fornecida a um valor unitário de biomassa (elevada F/M), menor será a eficiência na assimilação deste substrato. Porém, mesmo operando com relação F/M alta a eficiência em

nenhum instante foi prejudicada. Pelo contrário, se analisarmos o experimento 02, onde a eficiência atingiu 97,7% e a relação F/M $1,38 \text{ d}^{-1}$, e este experimento com 98,6% e $1,73 \text{ d}^{-1}$ para a eficiência e relação F/M, respectivamente, vê-se que os valores obtidos para a eficiência estão acima dos índices usualmente encontrados para sistemas de lodos ativados convencionais que é de 85 a 95% (RAMALHO, 1983). O IVL foi controlado com descartes periódicos de biomassa com a finalidade de atingir um estado de equilíbrio nas condições do experimento, cujo valor médio foi de $30,5 \text{ mL.g}^{-1}$. Dados da literatura indicam que valores usuais de IVL para concentrações de biomassa no intervalo de 800 a $3500 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ estão entre 150 a 35 mL.g^{-1} (RAMALHO, 1983). No entanto de acordo com SPERLING (1997), os valores ótimos estão entre 0 a 50 mL.g^{-1} (valor típico - 45 mL.g^{-1}) e bons entre 50 a 100 mL.g^{-1} (valor típico - 75 mL.g^{-1}).

Os valores de pH permaneceram no intervalo de 6,8 a 7,0, ao longo de todo experimento. A Tabela 5.3 apresenta as condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do experimento 03.

Tabela 5.3 : Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado :

Experimento 03	
Variáveis	Resultados
P	1,25 kg _f .cm ⁻²
V	3500 mL
S _o	3860 mgDQO.L ⁻¹
S _e	55 mgDQO.L ⁻¹
X _o	3840 mgSSV.L ⁻¹
X	5800 mgSSV.L ⁻¹
Q	1300 mL.min ⁻¹
F	380 mL.h ⁻¹
t _h	9,21 h
η	98,6%
q	0,0530 h ⁻¹
μ	0,01302 h ⁻¹
F/M	1,73 d ⁻¹
IVL	30,5 mL.g ⁻¹
pH	6,8 – 7,0

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; t_h = tempo de retenção hidráulica; η = eficiência de redução de DQO; P = pressão manométrica do reator; IVL = Índice Volumétrico de Lodo.

Pelos valores apresentados na Tabela 5.3 tem-se que, para as condições do processo descrito, partindo-se da mesma vazão de ar, vazão de alimentação e tempo de retenção hidráulica dos experimentos anteriores, observa-se que a eficiência de redução da concentração de DQO manteve-se em valor próximo aos encontrados nos experimentos 01 e 02. No experimento 01 para uma concentração inicial de DQO de 8635 mgDQO.L⁻¹ e concentração de biomassa

média de 7397 mgSSV.L⁻¹ a eficiência de remoção foi de 99,5%. Para o experimento 02, com a redução na concentração, passando de 8635 a 2890 mgDQO.L⁻¹ para uma concentração celular média de 3840 mgSSV.L⁻¹, a eficiência sofreu pequena redução atingindo o valor de 97,7%. No experimento 03 aumentou-se a concentração da água residuária sintética para 3860 mgDQO.L⁻¹, ocasionando aumento da concentração de biomassa em valores médios de 5780 mgSSV.L⁻¹ e aumento na eficiência de remoção para 98,6%. As análises microscópicas diárias revelaram um lodo em perfeitas condições com uma população microbiana heterogênea sem a presença de microrganismos filamentosos, como pode ser observado através da Figura 5.13.

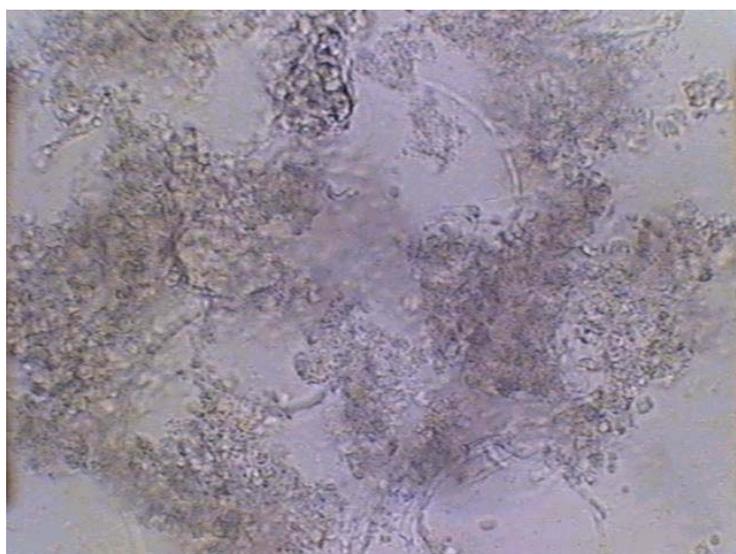


Figura 5.13 : Lodo ativado durante o experimento 03 com boas condições de sedimentação e população microbiana heterogênea, onde se observa diversidade de flocos.

A Figura 5.14 mostra curvas de concentração de DQO e biomassa para o experimento 03.

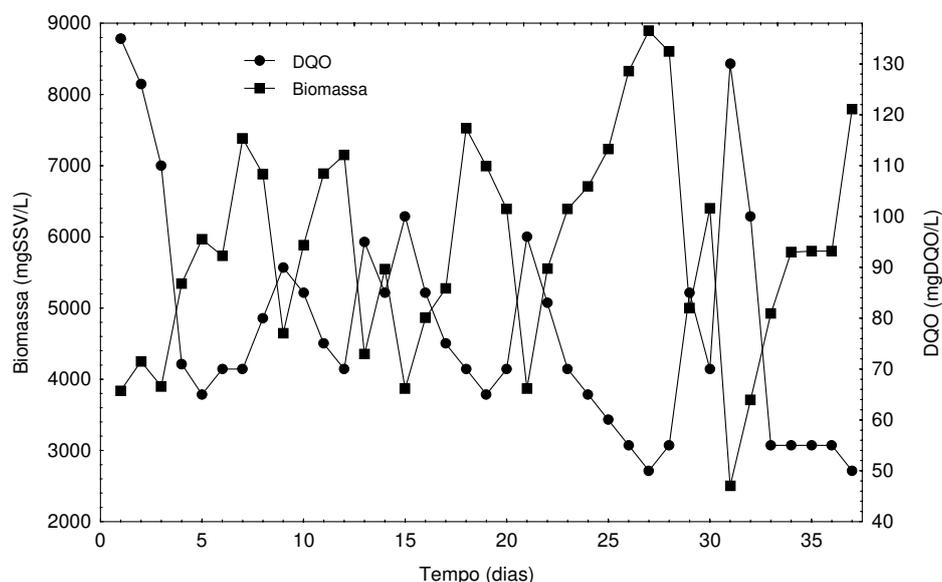


Figura 5.14 : Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h = 9,21 \text{ h}$; $V = 3500 \text{ mL}$; $Q = 1300 \text{ mL.min}^{-1}$; $F = 380 \text{ mL.h}^{-1}$; $S_o = 3860 \text{ mgDQO.L}^{-1}$).

Pela Figura 5.14, observa-se um patamar na curva de concentração de DQO alcançado em torno do trigésimo terceiro dia e a curva de biomassa a partir do trigésimo quarto dia de operação, quando considerou-se o estado estacionário atingido, sendo a concentração final de DQO de 55 mgDQO.L^{-1} e biomassa $5800 \text{ mgSSV.L}^{-1}$. Foram realizados descartes de lodo (monitorado pelo volume de lodo em proveta de 1000 mL) que podem ser evidenciados pelas oscilações apresentadas nas curvas de concentração de biomassa. No trigésimo primeiro dia, houve uma redução drástica na concentração de biomassa devido a problemas operacionais na bomba de alimentação, deixando o lodo sem alimentação durante a madrugada. No entanto, a recuperação do lodo foi rápida permitindo a continuidade do experimento. Se comparada com as Figuras 5.10 e 5.11 a Figura 5.14 apresenta maiores oscilações nas curvas de concentração de biomassa e DQO. Por estas curvas, percebe-se que as maiores elevações nos valores de concentração de DQO são acompanhadas por incrementos nos valores nas curvas de biomassa até que o estado estacionário fosse atingido. A concentração

de biomassa média (5780 mgSSV.L⁻¹) permaneceu acima do usualmente encontrado na literatura situado na faixa de 2000 a 3000 mgSSV.L⁻¹. Com o estado estacionário atingido e a eficiência de remoção de DQO acima dos valores encontrados para lodo ativado convencional, deu-se início a um novo experimento com aumento na concentração e mudanças na composição da água residuária sintética.

5.3.1.4 - Experimento 04

Este experimento foi marcado por alterações na composição original da água residuária sintética, através do acréscimo à receita de sulfato de amônia (10 gramas a cada litro de solução) e de manganês (0,05 gramas a cada litro de solução), bem como a duplicação da quantidade de uréia passando de 8,64 a 17,28 gramas por litro de solução. Esta mudança na composição original teve como objetivo verificar o comportamento do lodo em relação à quantidade de nitrogênio presente, em outras palavras, observar se o processo de remoção de nitrogênio estava ocorrendo durante os experimentos. As condições de operação do reator “air-lift” permaneceram inalteradas, com exceção da concentração e composição da água residuária sintética. A Tabela 5.4 apresenta as condições de operação do reator e alguns parâmetros cinéticos obtidos ao longo do experimento.

Tabela 5.4 : Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado :

Experimento 04	
Variáveis	Resultados
P	1,25 kg _f .cm ⁻²
V	3500 mL
S _o	4200 mgDQO.L ⁻¹
S _e	40 mgDQO.L ⁻¹
X _o	5815 mgSSV.L ⁻¹
X	5650 mgSSV.L ⁻¹
Q	1300 mL.min ⁻¹
F	380 mL.h ⁻¹
t _h	9,21 h
η	99,0%
q	0,0491 h ⁻¹
μ	0,01179 h ⁻¹
F/M	1,19 d ⁻¹
IVL	33,6 mL.g ⁻¹
pH	6,9 – 7,2

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; t_h = tempo de retenção hidráulica; η = eficiência de redução de DQO; P = pressão manométrica do reator; IVL = Índice Volumétrico de Lodo.

Assim como nos experimentos anteriores, observa-se através da Tabela 5.4 que a eficiência de redução da DQO manteve-se próximo aos encontrados nos experimentos anteriores.

Em relação à concentração de biomassa, os valores obtidos não ficaram muito acima dos valores citados na literatura (2000 a 3000 mgSSV.L⁻¹) com média

de 4935 mgSSV.L⁻¹ para este experimento. O mesmo aconteceu com os valores finais da concentração de DQO (S_e) que oscilaram concomitantemente de acordo com a variação na concentração celular, atingindo no estado estacionário o valor de 40 mgDQO.L⁻¹. Estas situações estão diretamente relacionadas com as alterações na receita original, obrigando os microrganismos a se adaptarem a mudança de composição do substrato. A relação F/M teve pequena queda se comparada com os experimentos anteriores, mas mesmo assim, permaneceu alta em relação aos citados na literatura para lodo ativado, ficando em 1,19 d⁻¹. O índice volumétrico de lodo (IVL) obtido foi de 33,6 mL.g⁻¹, com pequeno aumento em relação ao experimento anterior (30,5 mL.g⁻¹), permanecendo na faixa de 0 a 50 mL.g⁻¹ para lodos considerados de ótimo índice. O pH pela primeira vez ficou acima de 7,0 (Tabela 5.4) devido às mudanças realizadas, no entanto, dentro da faixa de pH para lodo ativado.

Apesar das alterações na composição original da água residuária, não foram observados problemas de adaptação dos microrganismos. As análises microscópicas revelaram uma população mista, composta por bactérias, protozoários e rotíferos como nos experimentos anteriores. A Figura 5.15 apresenta o lodo ativado em perfeitas condições mesmo após as mudanças na composição da água residuária.

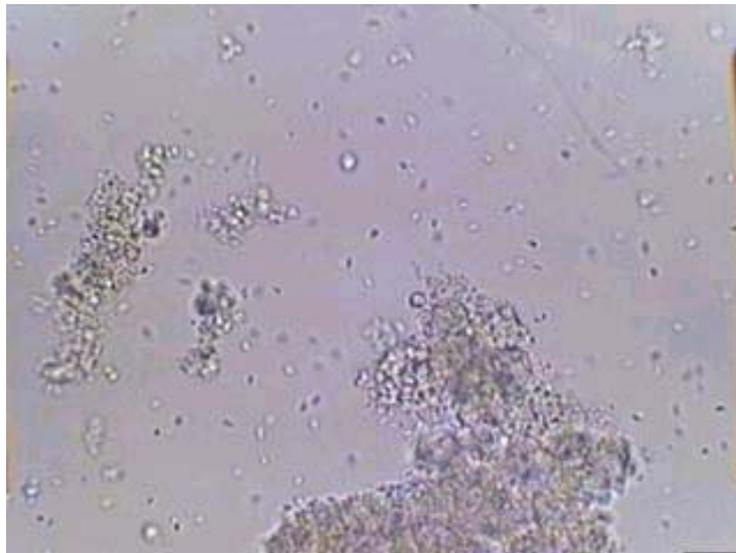


Figura 5.15 : Lodo ativado pressurizado utilizado no experimento 04 em boas condições, com flocos de bactérias e protozoários espalhados pelo campo.

O experimento teve duração de vinte e cinco dias, sendo o estado estacionário atingido a partir do vigésimo dia. O monitoramento da concentração de biomassa e DQO permitiram obter o gráfico da Figura 5.16.

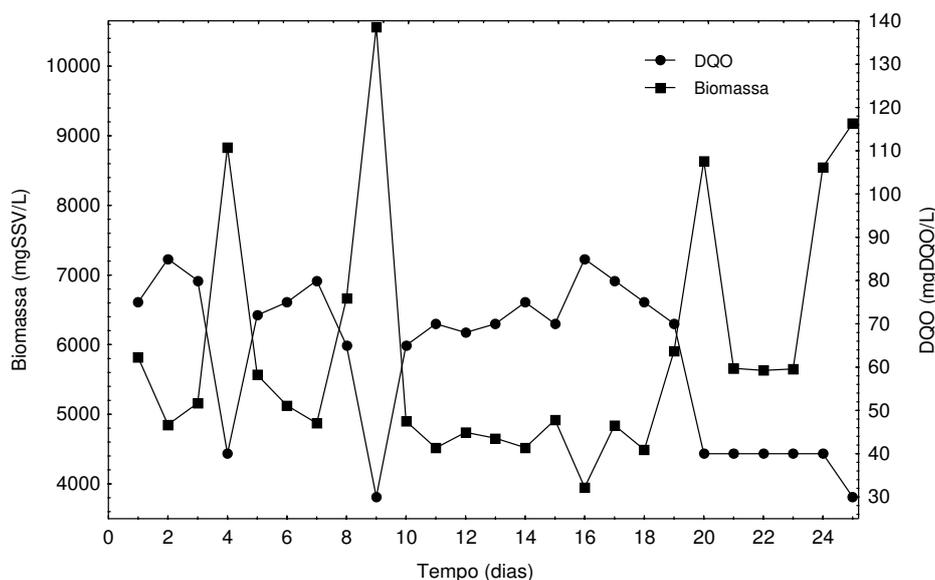


Figura 5.16 : Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h = 9,21 \text{ h}$; $V = 3500 \text{ mL}$; $Q = 1300 \text{ mL.min}^{-1}$; $F = 380 \text{ mL.h}^{-1}$; $S_o = 4200 \text{ mgDQO.L}^{-1}$).

Na Figura 5.16 observa-se nítida relação entre a concentração de biomassa e de DQO, onde as quedas nos valores de concentração de biomassa foram acompanhadas por elevações nos valores das curvas de DQO, até que o estado estacionário se estabelecesse. Nesse ponto, a concentração de DQO permaneceu em 40 mgDQO.L^{-1} e a de biomassa em $5650 \text{ mgSSV.L}^{-1}$, aproximadamente igual à concentração inicial que era de $5815 \text{ mgSSV.L}^{-1}$.

Como houve mudança na composição original da água residuária sintética com o intuito de verificar se ocorriam processo de nitrificação no interior do reator, análises de nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal foram feitas, e este monitoramento está representado na Figura 5.17.

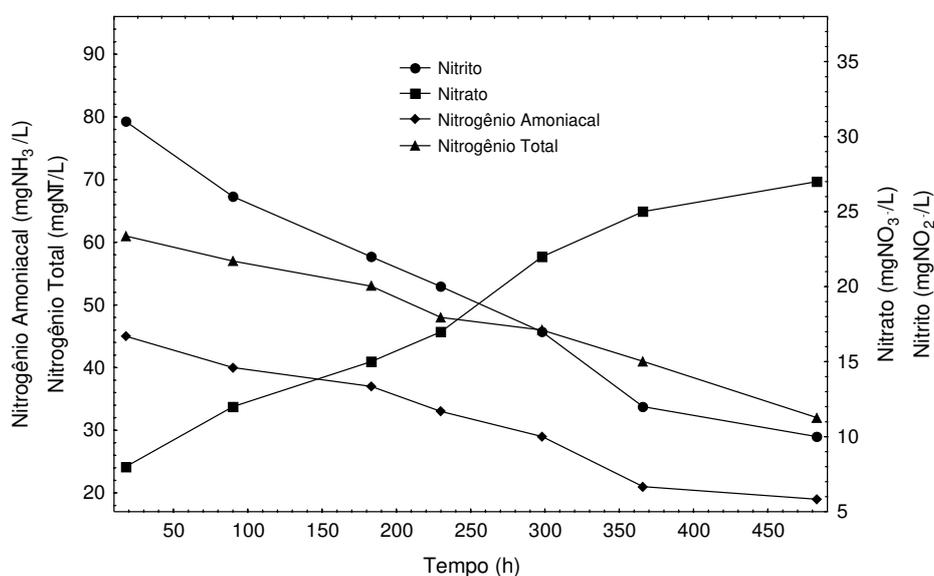


Figura 5.17 : Variação da concentração de nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal durante o experimento 04.

Analisando a Figura 5.17 nota-se que reações de nitrificação ocorreram ao longo do experimento com diminuição da concentração de nitrito, nitrogênio total e amoniacal, ao passo que, a concentração de nitrato aumentou, comprovando o processo de nitrificação.

Para SPERLING (1997), a temperatura, pH, concentração de oxigênio dissolvido (OD) e substâncias inibidoras são fatores ambientais que influenciam diretamente na taxa de crescimento de microrganismos nitrificantes e, como consequência, a taxa de oxidação da amônia. Ainda de acordo com este autor, a nitrificação ocorre numa faixa de 5 a 50°C, mas a temperatura ótima encontra-se na faixa de 25 a 36°C. Quanto ao pH, a taxa de nitrificação apresenta-se seu ótimo na faixa de 7,2 a 8,0. O oxigênio dissolvido no reator é um pré-requisito indispensável para a ocorrência da nitrificação, sendo a concentração de OD crítica, abaixo da qual a nitrificação não se processa, encontra-se em torno de 0,2 mgOD.L⁻¹. No entanto, valores mais elevados devem ser mantidos no tanque de aeração, para garantir que em pontos de acesso mais difícil do oxigênio, como no interior dos flocos do lodo ativado, seja mantida uma concentração superior a

critica. A nitrificação requer maior garantia da presença de oxigênio do que a remoção da matéria carbonácea. Na remoção da matéria carbonácea, a fase de absorção, que precede o metabolismo, pode armazenar energia de alguma forma até que o oxigênio se torne disponível novamente. Em contraste, a nitrificação cessa no instante em que o oxigênio se reduz abaixo do nível crítico. Por outro lado, o reinício da nitrificação é bastante rápido, tão logo o O.D seja elevado. No que diz respeito às substâncias tóxicas, estas podem inibir seriamente o crescimento das bactérias nitrificantes, principalmente *Nitrosomonas*, que é mais sensível. Atualmente são conhecidas inúmeras substâncias que influenciam diretamente nos processos de nitrificação, assim, recomenda-se um pré-tratamento dos resíduos para eliminar estes compostos.

De acordo com o exposto acima, as condições de operação do reator “air-lift” contribuíram para que as etapas de nitrificação ocorressem. Neste experimento, dos fatores ambientais que influenciam na nitrificação, somente as substâncias tóxicas não exerceram algum tipo de atividade, já que a água residuária era sintética e, portanto, não estavam presentes. Em relação ao pH, a faixa em que permaneceu ao longo do experimento (6,9 a 7,2) favoreceu a nitrificação e em alguns momentos atingindo a faixa ótima que é de 7,2 a 8,0. A temperatura de operação do reator “air-lift” variou de 23 a 25°C, correspondendo a valores próximos da faixa ótima de temperatura citada pelo autor (25 a 36°C), sendo assim, mais um fator contribuinte para as reações de nitrificação. A concentração de oxigênio dissolvido (OD) não foi medida durante o experimento, e a única informação a respeito foi citada por ALBERTE (2003) em seus experimentos e os valores variaram de 0,8 a 1,2 mgO₂.L⁻¹, no entanto, as medidas foram realizadas com o reator operando em pressão ambiente com vazão de ar de 400 mL.min⁻¹.

Da Figura 5.17 foi possível calcular a velocidade de reação para o nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal para o experimento 04 através da inclinação das curvas e os resultados encontram-se na Tabela 5.5.

Tabela 5.5 : Velocidade de reação da etapa de nitrificação do experimento 04 para nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal.

Resíduos Nitrogenados	Velocidade de reação (mg.L.d ⁻¹)
Nitrito	1,30
Nitrato	1,01
Nitrogênio Amoniacal	1,15
Nitrogênio Total	1,15

Nitrito = mgNO₂⁻.L⁻¹; nitrato = mgNO₃⁻.L⁻¹; nitrogênio amoniacal = mgNH₃.L⁻¹; nitrogênio total = mgN_T.L⁻¹

Através dos resultados apresentados na Tabela 5.5, percebe-se que a velocidade de reação do nitrito é maior se comparada com as demais. Isto evidencia que a oxidação biológica da amônia a nitrito através da ação de bactérias nitrificantes do gênero *Nitrosomonas*, é efetiva e posteriormente sua conversão a nitrato pela ação das *Nitrobacter*, já que ambos os gêneros são estritamente aeróbios. As conversões do nitrogênio total e amoniacal seguem na mesma ordem atingindo um valor final de 32,0 e 19,0 mg.L⁻¹, respectivamente, partindo de um valor inicial de 61 mgN_T.L⁻¹ e 45 mgNH₃.L⁻¹, respectivamente. As concentrações iniciais para o nitrito e nitrato foram respectivamente de 31,0 e 8,0 e as finais 10 mgNO₂⁻.L⁻¹ (nitrito) e 27 mgNO₃⁻.L⁻¹ (nitrato). De acordo com SPERLING (1997), a taxa de crescimento dos microrganismos nitrificantes, principalmente *Nitrosomonas*, é lenta e inferior à dos microrganismos responsáveis pela estabilização da matéria carbonácea. Assim, em um sistema de tratamento biológico em que se objetiva a nitrificação, o tempo de residência celular, ou idade do lodo, deve ser tal, que propicie o desenvolvimento das bactérias nitrificantes, antes que sejam “varridas” do sistema. O sistema é controlado, portanto, pelo organismo de crescimento mais lento, no caso, *Nitrosomonas*. As bactérias do gênero *Nitrobacter* têm taxa de crescimento maior, razão pela qual quase não há acúmulo de nitrito no sistema. Deste modo, pode-se explicar as maiores taxas de conversão de nitrito em relação às demais substâncias. Durante o experimento não observou-se variações nos valores de pH

que pudessem afetar as reações de nitrificação, pois em pH abaixo de 6, a atividade dos microrganismos é sensivelmente afetada, particularmente as bactérias do gênero *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, ambos ativos no processo de nitrificação. Na prática, muitas águas residuárias têm pH na faixa entre 7,0 e 8,0, mas no sistema de lodo ativado, o pH tende a diminuir devido ao consumo de alcalinidade causada pela nitrificação e pelo aumento da acidez devido à liberação de dióxido de carbono na oxidação de material orgânico. Desse modo, dificilmente o pH do sistema terá valor superior a 8,0 e inferior a 7,0 (HAANDEL & MARAIS, 1999).

5.3.1.5 - Experimento 05

Para a realização do experimento 05, optou-se em reduzir a quantidade de uréia, uma vez que a alta concentração de nitrogênio da receita da água residuária usada no experimento 04 pareceu prejudicar a qualidade do lodo, que não apresentou taxa de crescimento celular como observado nos experimentos anteriores. No último experimento a quantidade de uréia foi duplicada em relação à receita original passando a 17,28 g por litro, neste, sua quantidade foi estabelecida em um valor aleatório ficando 25% a mais do que a presente na composição original, ou seja, passou de 8,64 a 10,8 g por litro de água residuária sintética. Outra mudança foi na vazão de ar que antes era de 1300 mL/min passando a 500 mL/min, pois suspeitava-se que o reator estava operando em condições de aeração extendida com a vazão até então utilizada. As demais condições permaneceram inalteradas, como a pressão manométrica ($P = 1,25 \text{ kgf.cm}^{-2}$) e vazão de alimentação ($F = 380 \text{ mL.h}^{-1}$). As Figuras 5.18 e 5.19 apresentam as condições do lodo ativado com alguns microrganismos filamentosos que surgiram após a mudança na receita original da água residuária.



Figura 5.18 : Aspecto do lodo ativado ao final do experimento 04 apresentando indícios de microrganismos filamentosos e flocos.



Figura 5.19 : Lodo ativado com aspecto filamentosos após mudança na receita original da água residuária sintética, com um rotífero no centro do campo.

Após nova mudança na composição da água residuária, o lodo ativado necessitou de aproximadamente uma semana para estar novamente em condições ideais para início do quinto experimento. A Figura 5.20 apresenta uma fotografia de um floco do lodo um dia antes do início do experimento 05.

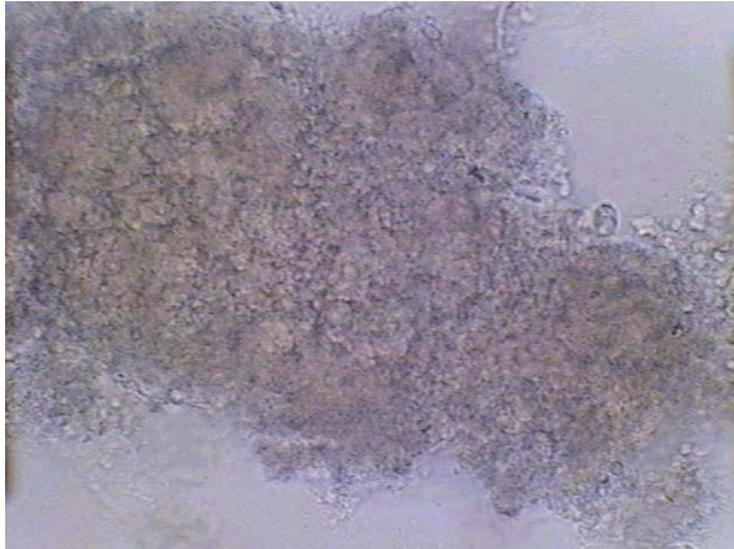


Figura 5.20 : Floco de bactérias do lodo recuperado sem a presença de microrganismos filamentosos, indicando boas condições.

O experimento 05 foi o de menor duração se comparado com os demais e as condições de operação do reator, bem como alguns parâmetros cinéticos que encontram-se na Tabela 5.6.

Tabela 5.6 : Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado :

Experimento 05	
Variáveis	Resultados
P	1,25 kg _f .cm ⁻²
V	3500 mL
S _o	5400 mgDQO.L ⁻¹
S _e	55 mgDQO.L ⁻¹
X _o	3850 mgSSV.L ⁻¹
X	6130 mgSSV.L ⁻¹
Q	500 mL.min ⁻¹
F	380 mL.h ⁻¹
t _h	9,21 h
η	99,0%
q	0,0455 h ⁻¹
μ	0,010716 h ⁻¹
F/M	1,10 d ⁻¹
IVL	49 mL.g ⁻¹
pH	6,8 – 7,1

S_o = concentração inicial de DQO da água residuária sintética; S_e = concentração final de DQO da água residuária sintética; X_o = concentração inicial de biomassa; X = concentração final de biomassa; Q = vazão de ar; F = vazão de alimentação da água residuária sintética; t_h = tempo de retenção hidráulica; η = eficiência de redução de DQO; P = pressão manométrica do reator; IVL = Índice Volumétrico de Lodo.

Apesar da concentração final de biomassa ter atingido o valor de 12779 mgSSV.L⁻¹, ao longo do experimento, os valores desta variável não chegaram a números expressivos tendo como valor médio 3290 mgSSV.L⁻¹, próximo aos valores encontrados na literatura. De acordo com a Tabela 5.6, o IVL permaneceu dentro da faixa considerada ótima e a relação F/M sofreu pequena queda, se comparada com experimentos anteriores, devido às modificações efetuadas na

composição da água residuária, no entanto, ainda acima dos valores encontrados na literatura. O pH não sofreu modificações significativas, permanecendo nos valores esperados.

Os valores da concentração de DQO oscilaram durante todo experimento, ficando acima de 50 mgDQO.L⁻¹ até o décimo nono dia, quando atingiu 45 mgDQO.L⁻¹ como pode ser observado na Figura 5.21.

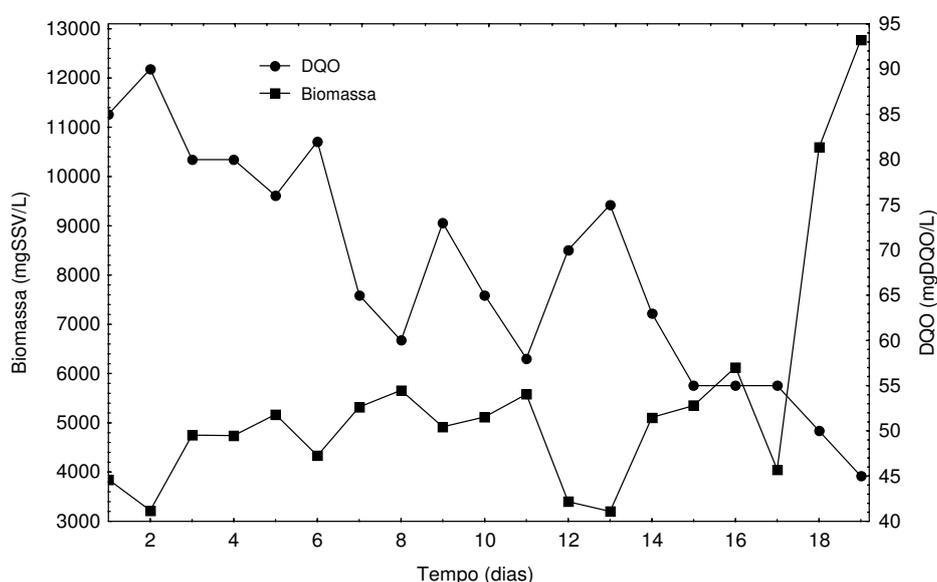


Figura 5.21 : Concentração de biomassa (mgSSV.L⁻¹) e DQO (mgDQO.L⁻¹) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h = 9,21$ h; $V = 3500$ mL; $Q = 500$ mL.min⁻¹; $F = 380$ mL.h⁻¹; $S_o = 5400$ mgDQO.L⁻¹).

Através da Figura 5.21 percebe-se que a concentração de biomassa não atingiu valores expressivos, ficando praticamente abaixo de 6000 mgSSV.L⁻¹ durante todo experimento. Um outro fato observado é que não foi possível obter um patamar para a concentração de biomassa, pois muitas oscilações ocorreram. Já para a concentração de DQO um patamar foi atingido a partir do décimo quinto dia, no entanto, no décimo sétimo a concentração foi diminuindo até atingir o valor de 45 mgDQO.L⁻¹.

Assim como nos experimentos anteriores, periodicamente exames microscópicos do lodo do reator eram feitos para verificar a presença de microrganismos filamentosos, no entanto, não constatou-se mais a presença deste tipo de microrganismo. O lodo continuou apresentando boa sedimentação (confirmada pela determinação do IVL), cor "marrom-pardo", boa movimentação e composição típica de microrganismos. Durante o experimento realizaram-se alguns descartes acompanhados de exames diários do volume do lodo através do monitoramento de seu volume sedimentado em proveta de 1000 mL, pois a intenção era atingir uma concentração de biomassa homogênea para que o estado estacionário fosse atingido. No entanto, o delta de variação de concentração de biomassa não foi constante, fazendo com que as oscilações dificultassem a formação de um patamar, caracterizando o estado estacionário.

Em relação aos processos de nitrificação, as curvas de concentração de nitrito, nitrato, nitrogênio amoniacal e total, apresentadas na Figura 5.22, adquiriram um comportamento diferente do experimento 04, com inclinações semelhantes no início do experimento, porém, com taxas de reações diferentes.

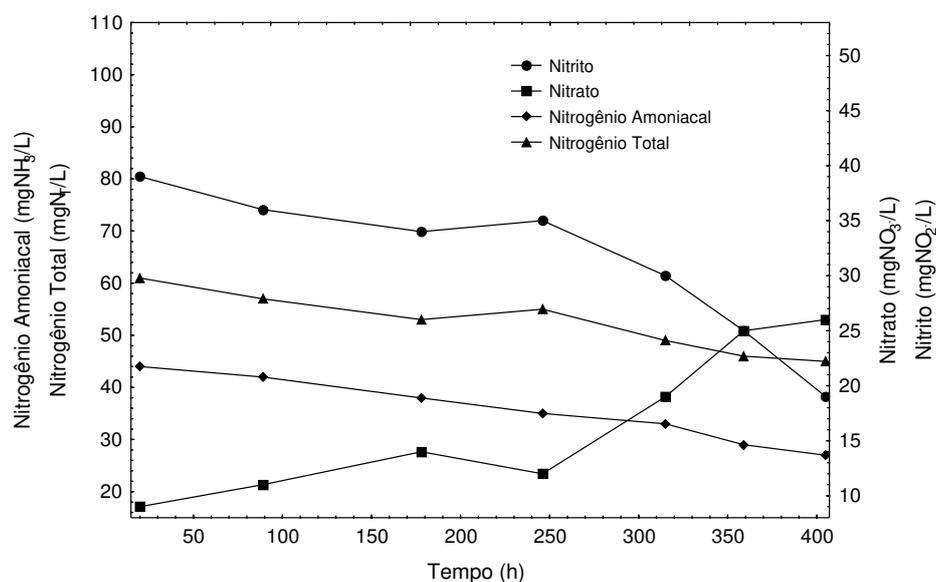


Figura 5.22 : Variação da concentração de nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal durante o experimento 05.

Analisando a Figura 5.22, observa-se que reações de nitrificação ocorreram, já que houve consumo de nitrito e nitrogênio amoniacal. As taxas de conversão para este experimento foram menores que as do experimento anterior, ficando os maiores valores para o nitrogênio total e o amoniacal, como pode ser observado na Tabela 5.7.

Tabela 5.7 : Velocidade de reação da etapa de nitrificação do experimento 05 para nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal.

Resíduos Nitrogenados	Velocidade de reação (mg.L ⁻¹ .d ⁻¹)
Nitrito	0,77
Nitrato	0,77
Nitrogênio Amoniacal	1,22
Nitrogênio Total	0,91

Nitrito = mgNO₂⁻.L⁻¹; nitrato = mgNO₃⁻.L⁻¹; nitrogênio amoniacal = mgNH₃.L⁻¹; nitrogênio total = mgN_T.L⁻¹

As concentrações de nitrogênio total e amoniacal atingiram valor final de 45,0 e 27,0 mg.L⁻¹, respectivamente, partindo de um valor inicial de 61 mgN_T.L⁻¹ e 44 mgNH₃.L⁻¹. Para o nitrito e nitrato foram, respectivamente, 39,0 e 9,0 e as finais 19 mgNO₂⁻.L⁻¹ e 26 mgNO₃⁻.L⁻¹. Em relação às curvas de nitrogênio total e amoniacal, nota-se que a velocidade de conversão foi praticamente a mesma ao longo do experimento, ao passo que, variações consideráveis de velocidade marcaram as curvas de nitrito e nitrato, principalmente, a partir de 250 horas de experimento, com taxas de conversões mais significativas. A partir deste ponto, as taxas de conversões, que antes eram de 0,77 mg.L⁻¹.d⁻¹ para ambos, passaram a 2,12 mgNO₂⁻.L⁻¹.d⁻¹ e 2,76 mgNO₃⁻.L⁻¹.d⁻¹.

Em relação ao pH, não foram observadas variações bruscas que pudessem comprometer as reações de nitrificação, permanecendo, de uma maneira geral, nos valores esperados.

5.3.1.6 - Experimento 06

Este experimento foi conduzido durante 83 dias com o reator operando em perfeitas condições e o lodo ativado sem qualquer contaminação ou presença de microrganismos filamentosos. No entanto, por uma questão de segurança, novamente, a composição da água residuária foi modificada, com aumento de 15% apenas da concentração da uréia em relação à quantidade presente na receita original.

A concentração inicial de biomassa foi de 4160 mgSSV.L⁻¹ e ao longo do experimento sofreu algumas oscilações, terminando no octogésimo terceiro dia em aproximadamente 13175 mgSSV.L⁻¹, correspondendo ao valor mais alto obtido em relação aos demais experimentos. O IVL foi controlado com descartes periódicos de biomassa com a finalidade de atingir um estado de equilíbrio nas condições do

experimento, cujo valor médio foi de 55,0 mL.g⁻¹. Com uma concentração celular acima dos valores usuais para sistemas de lodos ativados convencionais, a eficiência na remoção de DQO ficou em torno de 99,2%, com valor final da concentração de DQO em 45 mgDQO.L⁻¹ no estado estacionário. A relação F/M novamente ficou acima dos valores encontrados na literatura, e se comparada à do experimento 05 (1,10 d⁻¹) houve aumento considerável, atingindo o valor de 2,95 d⁻¹, representando o valor mais alto até o momento para os experimento e sem a presença de microrganismos filamentosos. Os valores de pH permaneceram no intervalo de 6,9 a 7,2, ao longo de todo experimento e a Tabela 5.8 apresenta as condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do experimento 06.

Tabela 5.8 : Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado

Experimento 06	
Variáveis	Resultados
P	1,25 kg _f .cm ²
V	3500 mL
S _o	5100 mgDQO.L ⁻¹
S _e	45 mgDQO.L ⁻¹
X _o	4160 mgSSV.L ⁻¹
X	4560 mgSSV.L ⁻¹
Q	500 mL.min ⁻¹
F	380 mL.h ⁻¹
t _h	9,21 h
η	99,2%
q	0,0417 h ⁻¹
μ	0,00957 h ⁻¹
F/M	2,95 d ⁻¹
IVL	55 mL.g ⁻¹
pH	6,9 – 7,2

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; t_h = tempo de retenção hidráulica; η = eficiência de redução de DQO; P = pressão manométrica do reator; IVL = Índice Volumétrico de Lodo.

A Figura 5.23 apresenta a evolução do experimento, destacando a concentração de biomassa e de DQO remanescente até o trigésimo quinto dia de experimento e a Figura 5.24 a variação da concentração de biomassa e de DQO remanescente até o octogésimo terceiro dia. Nesse período, atingiu-se um patamar nas curvas por duas vezes, a primeira no trigésimo terceiro dia (Figura

5.23), com concentração de DQO de 45 mgDQO.L^{-1} e de biomassa em $3250 \text{ mgSSV.L}^{-1}$, e a segunda vez, no septuagésimo oitavo dia (Figura 5.24), com concentração de DQO em 45 mgDQO.L^{-1} e de biomassa em $4560 \text{ mgSSV.L}^{-1}$, sendo este considerado o estado estacionário.

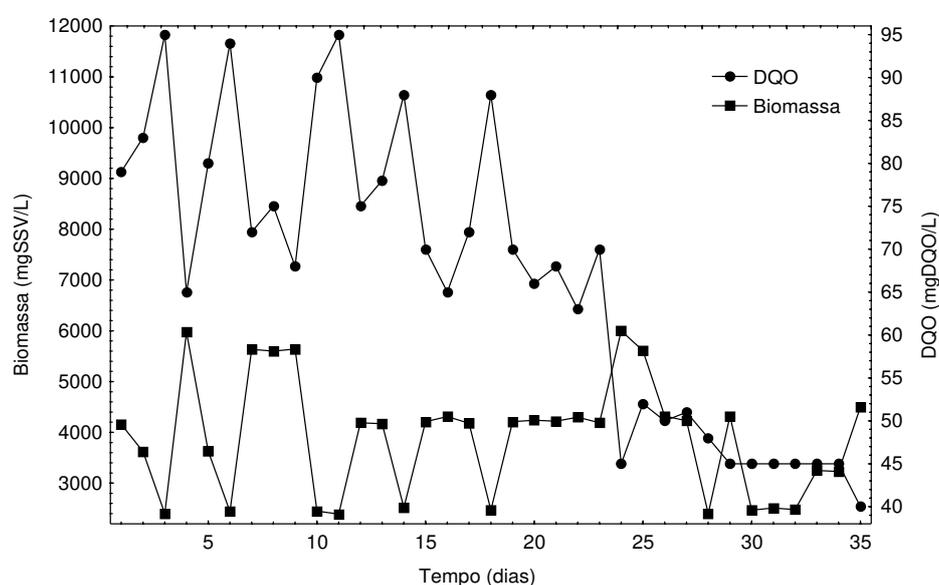


Figura 5.23 : Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h = 9,21 \text{ h}$; $V = 3500 \text{ mL}$; $Q = 500 \text{ mL.min}^{-1}$; $F = 380 \text{ mL.h}^{-1}$; $S_o = 5100 \text{ mgDQO.L}^{-1}$).

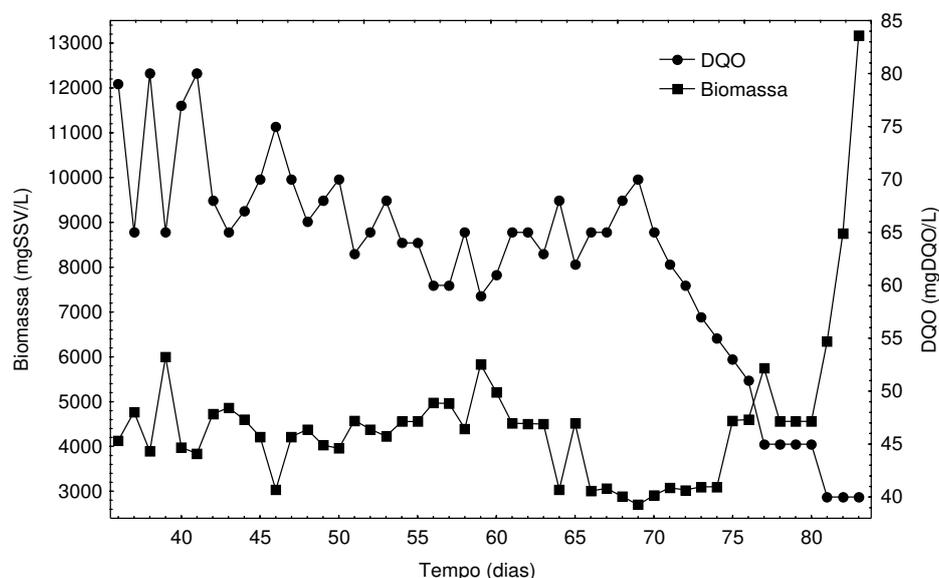


Figura 5.24 : Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h = 9,21 \text{ h}$; $V = 3500 \text{ mL}$; $Q = 500 \text{ mL.min}^{-1}$; $F = 380 \text{ mL.h}^{-1}$; $S_o = 5100 \text{ mgDQO.L}^{-1}$).

Em relação ao IVL, até o trigésimo quinto dia foram feitos descartes para que o volume de lodo no reator permanecesse em 150 mL, a partir do trigésimo sexto, o volume de lodo descartado foi menor para garantir um aumento na concentração de biomassa e um volume de lodo de 200 mL.

Através das Figuras 5.23 e 5.24 percebe-se que a concentração de biomassa não atingiu valores expressivos, ficando praticamente abaixo de 6000 mgSSV/L durante todo experimento e com algumas oscilações em virtude dos descartes efetuados. A concentração de DQO acompanhou diretamente as variações na concentração celular, abrindo uma exceção a partir do septuagésimo dia, quando a concentração começou a diminuir sem aumento de concentração de biomassa, podendo este fato ser atribuído à qualidade da flora microbiana remanescente que mesmo não tão alta, foi capaz de reduzir a concentração de DQO.

Periodicamente, como ocorrido nos experimentos anteriores, exames microscópicos do lodo do reator eram realizados para verificar a presença de microrganismos filamentosos, no entanto, não constatou-se a presença deste tipo de microrganismo. O lodo continuou apresentando boa sedimentação (confirmada pela determinação do IVL), cor "marrom-pardo", boa movimentação e composição típica dos microrganismos.

Em relação aos processos de nitrificação, as curvas de concentração de nitrito, nitrato, nitrogênio amoniacal e total estão representadas na Figura 5.25.

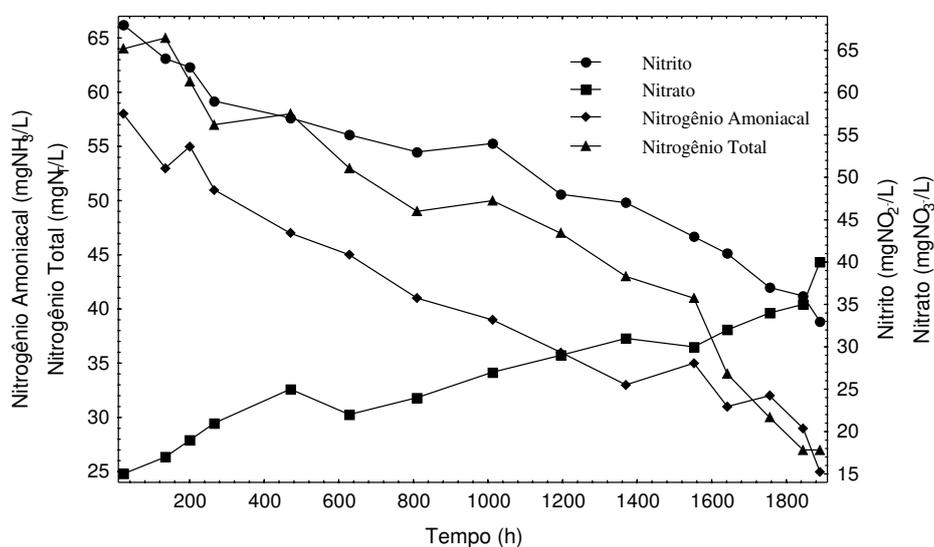


Figura 5.25 : Variação da concentração de nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal durante o experimento 06.

Na Figura 5.25 observa-se que o processo de nitrificação ocorreu devido à redução da concentração de nitrito e conseqüentemente, aumento na concentração de nitrato. Neste experimento, as condições de operação favoreceram tais processos como, por exemplo, em relação ao pH, cuja faixa em que permaneceu ao longo do experimento foi de 6,9 a 7,2 e em alguns momentos atingindo a faixa ótima que é de 7,2 a 8,0. A temperatura de operação do reator

“air-lift” variou de 24 a 27 °C. As curvas e concentração de nitrito, nitrogênio total e amoniacal tiveram, praticamente, o mesmo comportamento em relação às oscilações ao longo do experimento. Em relação às concentrações iniciais têm-se 68,0 mgNO₂⁻.L⁻¹, 15,0 mgNO₃⁻.L⁻¹, 58,0 mgNH₃.L⁻¹ e 64,0 mgN_T.L⁻¹ e para as concentrações no estado estacionário de nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal têm-se, respectivamente, 33,0 mgNO₂⁻.L⁻¹, 40,0 mgNO₃⁻.L⁻¹, 25,0 mgNH₃.L⁻¹ e 27,0 mgN_T.L⁻¹. Se comparado com os demais experimentos (04 e 05), a conversão de nitrito a nitrato neste experimento apresentou diferenças, como pode ser observado através da Figura 5.25. No experimento 04, partiu-se de uma concentração de nitrito em 31 mgNO₂⁻.L⁻¹ para uma concentração final de nitrato em 27 mgNO₃⁻.L⁻¹, no experimento 05, iniciou-se com 39 mgNO₂⁻.L⁻¹ de nitrito e terminou-se com uma concentração final de nitrato em 26 mgNO₃⁻.L⁻¹. Neste experimento, partiu-se de uma concentração de nitrito em 68 mgNO₂⁻/L, atingindo-se no final uma concentração de 40 mgNO₃⁻.L⁻¹.

Da Figura 5.25 foi possível calcular a velocidade de reação para o nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal para o experimento 06 através da inclinação média das curvas e os resultados encontram-se na Tabela 5.9.

Tabela 5.9 : Velocidade de reação da etapa de nitrificação do experimento 06 para nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal.

Resíduos Nitrogenados	Velocidade de reação (mg.L⁻¹.d⁻¹)
Nitrito	0,47
Nitrato	0,27
Nitrogênio Amoniacal	0,40
Nitrogênio Total	0,47

Nitrito = mgNO₂⁻.L⁻¹; nitrato = mgNO₃⁻.L⁻¹; nitrogênio amoniacal = mgNH₃.L⁻¹; nitrogênio total = mgN_T.L⁻¹

A velocidade ou taxa de nitrificação foi menor que as taxas dos experimentos 04 e 05 como se pode comprovar através das Tabela 5.5., 5.7 e 5.9. Este fato pode, possivelmente, ser explicado pela redução na quantidade de uréia

presente na água residuária e os resultados obtidos ficaram acima das concentrações estipuladas em legislação para águas residuárias tratadas.

5.3.1.7 - Experimento 07

Neste último experimento, o reator “air-lift” foi operado de modo contínuo e pressurizado, variando-se a concentração da água residuária sintética (S_0) e mantendo inalteradas a vazão de alimentação (F) em 380 mL.h^{-1} , a pressão manométrica no interior do reator ($P = 1,25 \text{ kg}_f.\text{cm}^{-2}$), o volume de líquido no reator (3,5 L) e a vazão de ar (Q) em 500 mL.min^{-1} . A temperatura de operação ficou em torno de 23 a 26 °C, sendo considerada temperatura ambiente e a água residuária sintética mantida em banho termostatzado em temperaturas que variaram de 4 a 5 °C. A concentração da água residuária sintética foi de aproximadamente $8700 \text{ mgDQO.L}^{-1}$, correspondendo a uma concentração similar ao experimento 01, interrompido por causa de contaminação da água residuária sintética. Assim como no primeiro experimento, a alta concentração da água residuária possibilitou uma elevada concentração celular, fazendo com que eficiência na redução de DQO atingisse o valor de 99,4 %. Operando com concentração de $8700 \text{ mgDQO.L}^{-1}$, a concentração média para a biomassa ficou aproximadamente em $7500 \text{ mgSSV.L}^{-1}$, acima dos valores atingidos nos últimos experimentos, comprovando assim, que uma alta concentração de água residuária, propicia uma elevada concentração celular, pois quando o substrato apresenta-se em baixa concentração, a taxa de crescimento específica (μ) é proporcionalmente reduzida. No início, a concentração de biomassa era de $6700 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ e ao longo do experimento sofreu algumas oscilações, porém, permanecendo na maior parte do tempo, acima dos $6500 \text{ mgSSV.L}^{-1}$ terminando num valor máximo de $14664 \text{ mgSSV.L}^{-1}$. O IVL foi controlado com descartes periódicos de biomassa com a finalidade de atingir um estado de equilíbrio nas condições do experimento, cujo valor médio foi de $53,0 \text{ mL.g}^{-1}$.

A razão F/M para este experimento foi de $3,02 \text{ d}^{-1}$, no estado estacionário, a mais elevada dentre os experimentos, e de acordo RAMALHO (1983), nesse valor há predominância de microrganismos de natureza filamentosa que provoca intumescimento do lodo, dificultando sua sedimentação.

No entanto, periodicamente, exames microscópicos do lodo do reator eram realizados para verificar a presença de microrganismos filamentosos, no entanto, não constatou-se a presença deste tipo de microrganismo. O lodo continuou apresentando boa sedimentação (confirmada pela determinação do IVL), cor "marrom-pardo", boa movimentação e composição típica dos microrganismos. Para o pH, os valores permaneceram dentro da faixa esperada variando de 6,9 a 7,3. A Tabela 5.10 apresenta as condições de operação do reator e alguns parâmetros cinéticos obtidos ao longo do experimento.

Tabela 5.10 : Condições de operação, alguns parâmetros cinéticos e eficiência de redução de DQO do tratamento de água residuária sintética em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado com lodo ativado

Experimento 07	
Variáveis	Resultados
P	1,25 kg _f .cm ⁻²
V	3500 mL
S _o	8700 mgDQO.L ⁻¹
S _e	56 mgDQO.L ⁻¹
X _o	6700 mgSSV.L ⁻¹
X	7500 mgSSV.L ⁻¹
Q	500 mL.min ⁻¹
F	380 mL.h ⁻¹
t _h	9,21 h
η	99,4%
q	0,0639 h ⁻¹
μ	0,0163 h ⁻¹
F/M	3,02 d ⁻¹
IVL	53 mL.g ⁻¹
pH	6,9 – 7,3

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; t_h = tempo de retenção hidráulica; η = eficiência de redução de DQO; P = pressão manométrica do reator; IVL = Índice Volumétrico de Lodo.

Pelos valores apresentados na Tabela 5.10 tem-se que, para as condições do processo descrito, partindo-se da mesma vazão de ar, vazão de alimentação e tempo de retenção hidráulica dos experimentos anteriores, observa-se que a eficiência de redução de DQO foi proporcional aos valores obtidos nos experimentos anteriores. A concentração de DQO no estado estacionário atingiu o

valor de 56 mgDQO.L^{-1} e a de biomassa, para o mesmo período, $7500 \text{ mgSSV.L}^{-1}$, valor próximo ao do experimento 01. No entanto, para o experimento 01 a concentração atingiu valores mais baixos no estado estacionário ficando em 40 mgDQO.L^{-1} para concentração de celular aproximadamente semelhante, como pode ser observado através da Figura 5.26.

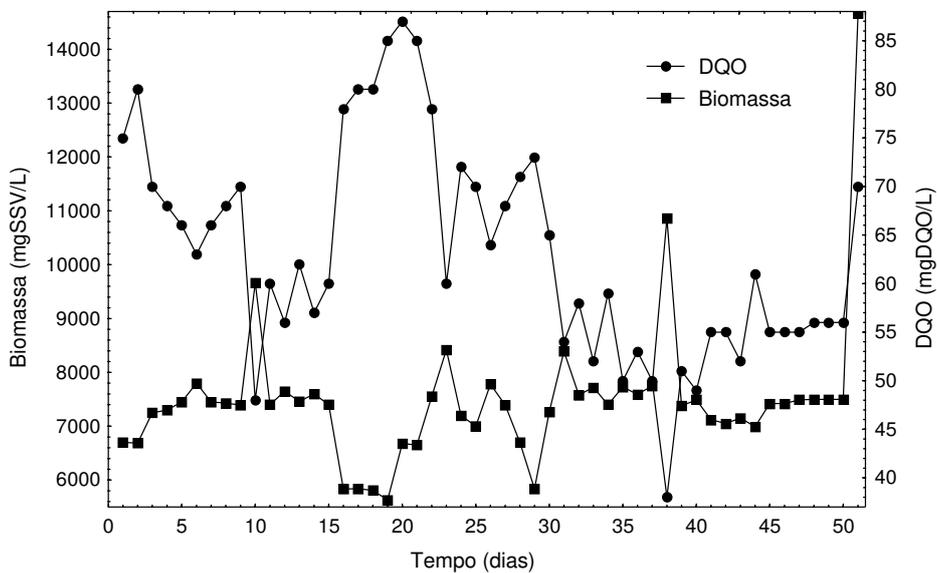


Figura 5.26 : Concentração de biomassa (mgSSV.L^{-1}) e DQO (mgDQO.L^{-1}) de água residuária sintética tratada por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado ($t_h = 9,21 \text{ h}$; $V = 3500 \text{ mL}$; $Q = 500 \text{ mL.min}^{-1}$; $F = 380 \text{ mL.h}^{-1}$; $S_0 = 8700 \text{ mgDQO.L}^{-1}$).

Analisando a Figura 5.26, observa-se que praticamente, durante todo experimento a concentração da biomassa permaneceu acima de $6000 \text{ mgSSV.L}^{-1}$, comportamento totalmente diferente do experimento anterior onde esta concentração ficou abaixo deste valor. Em relação à redução de concentração de DQO, observa-se nitidamente a relação da mesma com a variação na concentração da biomassa ao longo do experimento, atingindo o valor de 56

mgDQO.L⁻¹ no estado estacionário. Essa redução nos valores de DQO de 8700 mgDQO.L⁻¹ a 56 mgDQO.L⁻¹ (estado estacionário), corresponde a eficiência de 99,4 %. No final, apesar de uma concentração de biomassa no valor de 14664 mgSSV.L⁻¹ a redução da DQO teve ligeiro aumento, passando a concentração de DQO remanescente de 56 a 70 mgDQO.L⁻¹. Neste caso, devido à alta concentração de biomassa ocorreu morte celular, refletindo nos resultados das análises de DQO.

O comportamento apresentado pela Figura 5.26 nesta etapa mostra que a concentração celular ao final dos experimentos está, de modo geral, muito acima dos valores encontrados na literatura citada que é de 2000 a 3000 mgSSV.L⁻¹, ficando na faixa de 4135 a 14664 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, 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.

Durante o experimento realizaram-se alguns descartes, acompanhados de exames diários do volume do lodo através do monitoramento de seu volume sedimentado em proveta de 1000 mL, pois a intenção era atingir uma concentração de biomassa homogênea para que o estado estacionário fosse atingido. No entanto, o delta de variação de concentração de biomassa não foi constante, fazendo com que as oscilações dificultassem a obtenção de um patamar, caracterizando o estado estacionário que foi atingido no quadragésimo quinto dia.

Em relação aos processos de nitrificação, as curvas de concentração de nitrito, nitrato, nitrogênio amoniacal e total estão representadas na Figura 5.27.

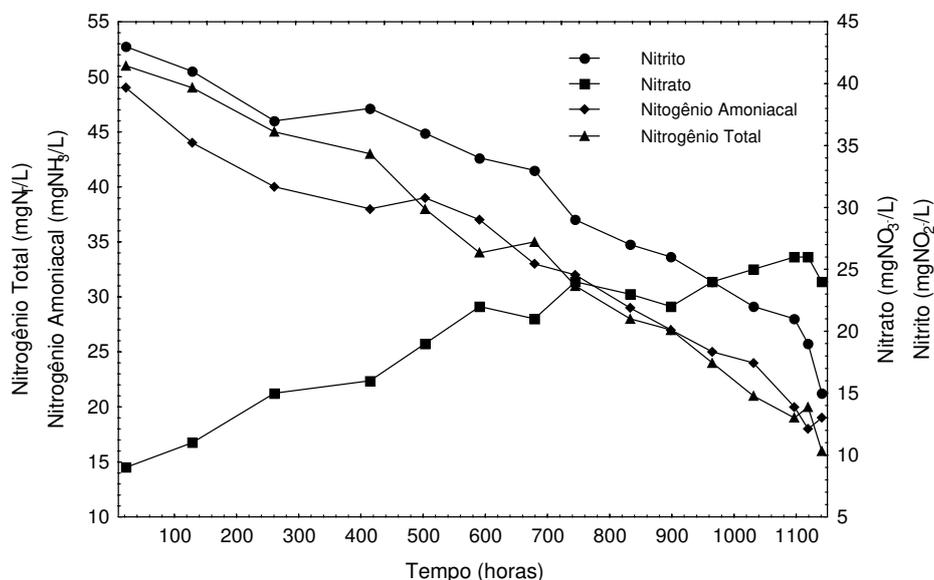


Figura 5.27 : Variação da concentração de nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal durante o experimento 07.

A Figura 5.27 apresentou um comportamento semelhante ao da Figura 5.25 (experimento 06) no que diz respeito às oscilações nas curvas. Pelas características das curvas nota-se que as taxas de reação ou velocidade de reação para o nitrito, nitrato e nitrogênio total tiveram comportamento semelhante, tanto nas inclinações, quanto pelas oscilações ao longo do experimento. Ao passo que a curva de nitrogênio amoniacal apresentou maior velocidade de reação em comparação ao valor obtido no experimento 06, o que pode ser comprovada pelos dados apresentados na Tabela 5.11.

Tabela 5.11 : Velocidade de reação da etapa de nitrificação do experimento 07 para nitrito, nitrato, nitrogênio total e amoniacal.

Resíduos Nitrogenados	Velocidade de reação (mg.L ⁻¹ .d ⁻¹)
-----------------------	---

Nitrito	0,60
Nitrato	0,60
Nitrogênio Amoniacal	0,90
Nitrogênio Total	0,60

Nitrito = $\text{mgNO}_2^- \cdot \text{L}^{-1}$; nitrato = $\text{mgNO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$; nitrogênio amoniacal = $\text{mgNH}_3 \cdot \text{L}^{-1}$; nitrogênio total = $\text{mgN}_T \cdot \text{L}^{-1}$

Analisando a Tabela 5.11 nota-se, através das velocidades de reação, que realmente a curva de concentração de nitrogênio amoniacal apresentou um comportamento diferenciado das demais, já que as velocidades para o nitrito, nitrato e nitrogênio total são de iguais valores. No experimento anterior, a velocidade de reação do nitrogênio amoniacal também apresentou o mesmo tipo de comportamento, no entanto, houve semelhança com a taxa de reação de nitrito. Os valores iniciais do estado estacionário das concentrações de nitrito, nitrato, nitrogênio amoniacal e total para o experimento 07 foram de 43,0 e 15,0 $\text{mgNO}_2^- \cdot \text{L}^{-1}$, 9,0 e 26,0 $\text{mgNO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$, 49,0 e 19,0 $\text{mgNH}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, 51,0 e 16,0 $\text{mgN}_T \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente.

De uma maneira geral, as condições de operação do reator “air-lift” contribuíram para que processos de nitrificação ocorressem. Em relação ao pH, a faixa em que permaneceu ao longo do experimento (6,9 a 7,3) favoreceu a nitrificação e em alguns momentos atingindo a faixa ótima que é de 7,2 a 8,0. A temperatura de operação do reator “air-lift” variou de 25 a 26°C, correspondendo a valores próximos a faixa ótima de temperatura citada pela literatura (25 a 36°C), sendo assim, mais um fator contribuinte para as reações de nitrificação. O reator operou de forma contínua em perfeitas condições durante 51 dias até o estabelecimento do estado estacionário, quando então, o experimento foi interrompido.

5.3.2 – Parâmetros Cinéticos

Ao longo dos experimentos, além do monitoramento da redução de DQO remanescente e concentração de biomassa, os parâmetros cinéticos como, a taxa específica de consumo de substrato (q), taxa específica de crescimento (μ), constante de velocidade de redução de DQO (K), o coeficiente de morte celular (k_d) e o rendimento de biomassa foram determinados, como descrito anteriormente, nos itens 4.2.10 e 4.2.11.

A Tabela 5.12 apresenta os valores de parâmetros encontrados ao longo dos experimentos.

Tabela 5.12 : Parâmetros cinéticos e condições de operação para tratamento de água residuária sintética por lodo ativado em reator “air-lift” de tubos concêntricos pressurizado.

Parâmetros	Experimentos						
	01	02	03	04	05	06	07
S_o	8635	2890	3860	4200	5400	5100	8700
S_e	40	65	55	40	55	45	56
X_o	5200	5420	3840	5815	3850	4160	6700
X	8500	5129	5800	5650	6130	4560	7500
t_h	9,21	9,21	9,21	9,21	9,21	9,21	9,21
q	0,0890	0,0598	0,0530	0,0491	0,0455	0,0417	0,0639
μ	0,02105	0,01522	0,01302	0,01179	0,010716	0,00957	0,0163
η	99,5	97,7	98,6	99,0	99,0	99,2	99,4
ΔX_v	0,626	0,273	0,264	0,353	0,230	0,151	0,428
P	1,25	1,25	1,25	1,25	1,25	1,25	1,25
Q	1300	1300	1300	1300	500	500	500

S =mgDQO.L⁻¹; X =mgSSV.L⁻¹; t_h =h; q =h⁻¹; μ =h⁻¹; η =%; ΔX_v =g.dia⁻¹; P =Kgf.cm²; Q =mL.min⁻¹

Analisando a Tabela 5.12 nota-se que os maiores valores, tanto para a taxa específica de consumo de substrato (q) quanto para a taxa específica de crescimento celular (μ), correspondem aos experimentos com maior concentração da água residuária. O mesmo pode ser dito em relação à concentração no estado estacionário de biomassa. Para as eficiências de redução de DQO, uma observação interessante é que não ocorreu queda da eficiência com menores vazões de ar, o que indica que houve excelente mistura de líquido no reator, enquanto que, com altas vazões, pode ter ocorrido superoxidação, o que teria reduzido a massa de lodo gerada.

Com os parâmetros cinéticos determinados graficou-se q versus S_e para a determinação do valor da constante de velocidade de redução de DQO (k) como apresentado na Figura 5.28.

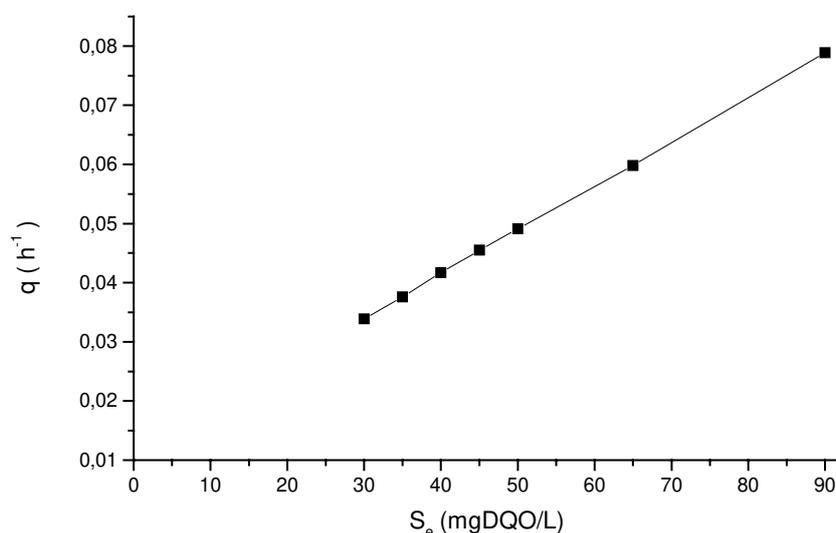


Figura 5.28 : Relação entre q (h^{-1}) e S_e (mgDQO.L $^{-1}$)

O valor de k determinado foi de $0,290 \text{ L.mg}^{-1}.\text{d}^{-1}$ ($R^2 = 0,99987$) correspondendo a valor acima da faixa encontrada na literatura para indústrias químicas que é de $0,0029$ a $0,018 \text{ d}^{-1}$ (RAMALHO, 1983). A explicação para o valor acima do usualmente encontrado na literatura é que na composição da água residuária encontram-se em altas concentrações, compostos de fácil degradação como a glicose e a lactose. Como pode-se observar através da Figura 5.28, a interseção da curva formada com o eixo das abscissas esta muito próximo de zero e com valor negativo, indicando que quase todo substrato foi removido, sem a presença da fração não biodegradável (S_n). No entanto, este fato é pouco provável, sendo que a melhor explicação, foi devido a erros durante as análises dos resultados.

Para a determinação do rendimento de lodo (Y) e do coeficiente de morte celular (K_d) graficou-se μ versus q , como apresentado na Figura 5.29.

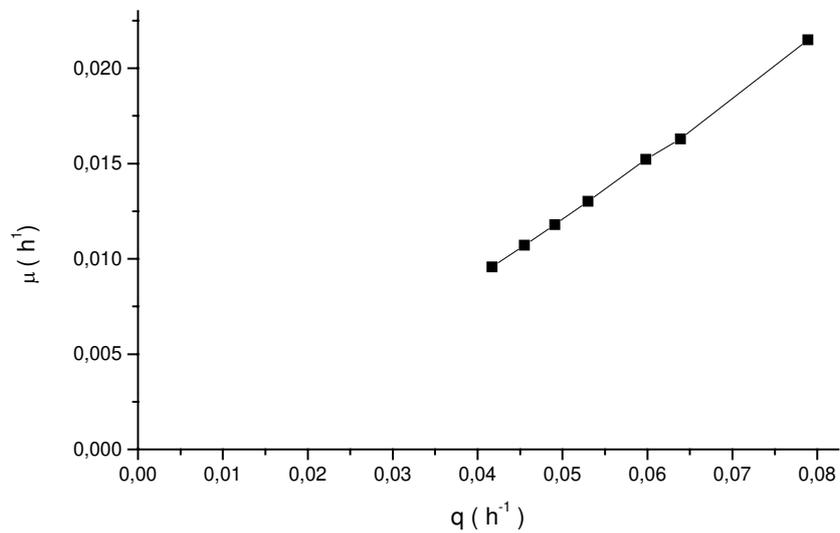


Figura 5.29 : Relação entre μ (h⁻¹) e q (h⁻¹)

O valor de Y e K_d encontrados são respectivamente, 0,279 e 0,0926 d⁻¹ ($R^2 = 0,99947$), estando dentro da faixa usualmente encontrada na literatura para as indústrias químicas que é de 0,31 a 0,72 d⁻¹ para Y e 0,05 a 0,18 d⁻¹ para K_d (RAMALHO, 1983).

Conclusões

6 – Conclusões

Através das condições de operação do reator, bem como, dos resultados obtidos, chegou-se às seguintes conclusões :

- ✓ Foi possível a aclimatação e manutenção do lodo com bons resultados através da utilização de água residuária sintética;
- ✓ A concentração de biomassa no reator variou paralelamente com a concentração de DQO da água residuária, ou seja, houve um aumento considerável na concentração celular nos experimentos onde a concentração da água residuária foi alta, como por exemplo, experimentos 01 e 07 com concentrações de 8635 e 8700 mgDQO.L⁻¹, respectivamente;
- ✓ Os resultados obtidos mostraram que a pressurização do reator acarretou um efeito positivo com aumento da biomassa e diminuição da DQO remanescente, sendo que a eficiência de redução de DQO variou, em média, de 97 a 99,0%. O reator foi operado a 1,25 kgf.cm⁻² de pressão manométrica, não sendo verificados danos aos microrganismos presentes, pelo contrário, a pressurização melhorou a formação dos flocos, contribuiu para uma melhor transferência de oxigênio e conseqüentemente aumento de sua eficiência;
- ✓ Foi possível a obtenção dos parâmetros cinéticos como constante de redução de DQO (k), rendimento celular (Y) e coeficiente de morte celular (k_d) dos experimentos realizados. Os resultados obtidos ficaram acima das expectativas, se comparados com dados da literatura;

Conclusões

- ✓ Verificou-se através dos resultados que processos de nitrificação ocorreram com redução nas concentrações de nitrito, nitrogênio amoniacal e total e subsequente aumento na concentração de nitrato;

- ✓ A velocidade ou taxa de reação de nitrificação variou ao longo dos experimentos de acordo com a concentração e principalmente com a composição da água residuária sintética;

- ✓ Os resultados obtidos comprovaram a eficiência de reatores “air-lift” pressurizado no tratamento de água residuária sintética em altas concentrações, justificando o emprego deste tipo de reatores em processo de tratamento de águas residuárias por lodo ativado.

7 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALBERTE, T. M. Estudo do Tratamento de Águas Residuárias por Lodo Ativado em Reator “Air-lift” de Tubos Concêntricos. **Tese de Doutorado**. Faculdade de Engenharia de Alimentos – UNICAMP, Campinas, 272pp., 2003.

ALBERTE, T. M. Estudo do desempenho do reator “Air-Lift” de circulação externa no tratamento de águas residuárias por lodo ativado. **Tese de mestrado**. Faculdade de Engenharia de Alimentos - UNICAMP, Campinas, 163pp., 1997.

ALEKSIEVA, P. & PEEVA, L. Investigation of acid proteinase biosynthesis by the fungus *Humicola lutea* 120-5 in an airlift biorreactor. *Enzyme and Microbial Technology*, vol. 26, pp.402-405, 2000.

ALEXANDER, M. **Biodegradation and biorremediation**. New York: Academic Press, 302p., 1994

ALVARENGA, E. C. ALEM SOBRINHO, P. Fundamentos teóricos dos reatores biológicos e sua aplicação ao tratamento de águas residuárias. **Revista DAE**, vol. 113, pp.53-61, 1977.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 19^o Th. ed., Washington, D.C., 1995.

ARCEIVALA, S. J. **Wastewater treatment and disposal**. Marcel Dekker, New York, 892pp., 1981.

BAILEY, J. E., OLLIS, D. F. **Biochemical Engineering Fundamentals**. 2a ed, McGraw-Hill Book Co, New York, 1986.

BARBUSINSKI, K., KOSCIELNIAK, H. Activated Sludge Floc Structure During Aerobic Digestion. **Water Science Technology**, vol. 36, n. 11, pp.107-114, 1997.

BELLO, R. A., ROBINSON, C. W., MOO-YOUNG, M. Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in air–lift contactor. **Biotechnology and Bioengineering**, vol. 27, n. 3, pp.369-381, 1985.

BICH, H., Ciliated Protozoa – An Illustrated Guide to the Species Used as Biological Indicators in Freshwater Biology. Genebra, OMS, 198pp., 1972.

BLENKE, H. Loop Reactors. **Advances in Biochemical Engineering**. Springer-Verlog, vol. 3, pp.369-381, New York, 1979.

BRAGA, C. M. P., PENA, R. T. **Tratamento de Esgotos com Controle de Sólidos Efluentes e de Descarte de Lodo**. Artigo técnico. Intech do Brasil, São Paulo, 2001.

BRANCO, S. M. SANTOS, M. L. F. FILHO, P. M. Tratamento aeróbio sob pressão. **XI Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária**, Fortaleza – CE, 1981.

BRITTO, E. R. **Introdução à biologia sanitária.**, Editora ABES, Rio de Janeiro, 200pp., 1994.

CAMARASA, E. CARVALHO, E. MELEIRO, L. A. C. MACIEL, R. DOMINGUES, A. WILD, G. POCIN, S. MIDOUX, N. BOUILLARD, J. A hydrodynamic model for air-lift reactors. **Chemical Engineering and Processing**, vol. 40, pp.121-128, 2001.

CAMPOS, J. L., LEMA, J. M., MENDEZ, R. Operation of a Nitrifying Activated Sludge Airlift (NASA) Reactor without Biomass Carrier. **Water Science and Technology**, vol.41, n° 4-5, pp.113-120, 2000.

CORDI, L., SPIER, K. F., ASSALIN, M., ALMEIDA, E., MORAES, S. G., DURÁN, N. Impacto da Microbiota do lodo ativado durante a aclimação com diferentes efluentes industriais. **XIV Simpósio Nacional de Fermentações – SINAFERM**, Florianópolis, SC, 2003

DICK, R. I. VESILIND, P. A. The Sludge Volume Index – What is its ? **Journal WPCF**, 1969.

FORESTI, E. “**Notas da aula de Processos e Operações em Tratamento de Resíduos SHS-705**”. Pós Graduação em Hidráulica e Saneamento na Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, 1998.

FURIGO, A., J. Características Hidrodinâmicas e de Transferência de Massa em contadores air-lift. **Tese de mestrado**. Faculdade de Engenharia Química, UNICAMP, Campinas, 152pp., 1986.

GANCZARCZYK, J. J., **Activated Sludge Process – Theory and Practice**, Marcel Dekker, New York, 1983.

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.

GEBARA, D., SOBRINHO, M. D., MATSUMOTO, T. Avaliação do desempenho de reatores “air-lift” no tratamento de esgoto sanitário. **XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Porto Alegre – RS, 2000.

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.

GILLE, G. SIGLER, K. Oxidative stress and living cells. **Folia Microbiol**, vol. 40, pp.131-152, 1995.

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.

GRADY, C. P. L., LIM, H. Biological wastewater treatment : theory and application. Marcel Dekker Inc., New York, 1980.

GRAY, N. F. **Activated Sludge Theory an 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**. Ed. Epgraf, 472pp., 1999.

HEIJNEN, J. J., LOOSDRECHT, M.C. M., MULDER, A. and TIJHUSIS, L. Formation of Biofilms in Air-lift Suspension Reactor. **Biotechnology and Bioengineering**, vol. 38, pp.647-654, 1992.

HORAN, N. J. **Biological wastewater treatment systems : Theory and operation**. John Wiley & Sons, Chilchester, 310pp., 1990.

JOHNSON, F. H. EYRING, H. The kinetic basis of pressure effects in biology an chemistry. in : **High Pressure Effects on Cellular Process**. Academic Press, New York, pp.1-44, 1970.

LETZEL, M. & STANKIEWICZ, A. Gas hold-up and mass transfer in gas-lift reactors operated at elevated pressures. **Chemical Engineering Science**, vol. 54, pp.5153-5157, 1999.

LEVEAU, J. BOUIX, M. **Bioengenharia**. Ed. Manole, São Paulo, pp.124-175, São Paulo, 1985.

MARAIS, G. R., EKAMA, G. A. The activated sludge process – steady state behaviour. **Water S.A.**, 2(4), pp.164-200, 1976.

MASRY, W. A. & ABASAEED, A. E. On the scale-up of external loop airlift reactors: Newtonian systems. **Chemical engineering Science**, vol. 53, pp.4085-4094, 1998.

MERCHUK, J. C., OSEMBERG G., SIEGEL, M., SHACHAM, M. A., A method for evaluation with respect to design and operational parameters. **The Chemical Journal**, vol.49, p.89-105, 1992.

MERCHUK, J. C., STEIN, Y. Local hold-up and liquid velocity in air-lift reactors. **AIChE Journal**, vol. 27, pp.377-388, 1981.

METCALF & EDDY. Wastewater engineering : treatment, disposal and reuse. Metcalf & Eddy Inc., 3^a ed., 1334pp., 1991.

MOHLMAN, M. The Sludge Index. **Sew. Works J.** vol 6 (1), pp.119, 1934.

MONOD, J. The growth of bacterial culture. Annual. **Review of Microbiology**, vol. 3, pp.371-394, 1949.

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., OHTA, N., PARK, Y. S., Itaconic Acid production in air-lift bioreactor using a modified draft tube. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, vol. 76, n. 2, pp.117-122, 1993.

ONKEN, U. LIEFKE, E. Effect of total and partial pressure (oxygen and carbon dioxide) on aerobic microbial processes. **Adv. Biochem. Eng. Biotechnol**, vol. 40, pp.137-169, 1990.

ORHON, D., DULKADIROGLU, H., DOGRUEL, S. KABDASLI, I., SOZEN, S. BABUNA, F. G. Ozonization Application in Activated Sludge Systems for Textile Mill Effluent. **Water Science and Technology**, vol. 45, pp.305-313, 2002

PEDRINI, M. R. S., FURIGO JR, A., SOUZA, J. A. R., SOARES, H. M. Produção de Vinagre de Maçã em Biorreator “Air-lift”. **Tese de Doutorado**. Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC, Florianópolis, 185pp., 2003.

PESSOA, C. A., JORDÃO, E. P. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 2^a ed., Associação Brasileira de Engenharia Ambiental e Sanitária, Rio de Janeiro, 97pp., 1982.

PIKE, E. B., CARRINGTON, E. G. Recent Developments in the Study of Bacteria in the Activated Sludge Process. **Water Pollut Control.**, vol.71, n.6, pp.583-605, 1967.

PIKE, E. B. CURDS, C. R. **Microbial ecology of the activated sludge process**. Academic Press, New York, pp.123-147, 1971.

PIPES, W. O. Bulking of Activated Sludge. *Adv. Appl. Microbiol.*, vol.9, pp.185-234, 1972.

POLLARD, R. & SHEARER, C. J. The application of chemical engineering concepts to the design of fermenters. **The Chemical Engineer**, pp.107-110, 1977.

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**, vol. 52 (21/22), pp.4155-4160, 1997

RAMALHO, R. S., **Introduction to wastewater treatment process**. 2^o th edition, New York : Academic Press, 580pp., 1983.

RAO BHAMIDIMARRI, S. M., GREENFIELD, P. F., BELL, P. R. F., Oxidation of refractory organic in attached growth systems : initial bacterial adsorption, **J. Ferment. Technol.**, vol.65, pp.449-452, 1987.

SENTHILNATHAN, P. R., GANCZARCZYK, J. J., Determination of biomass in activated sludge containing large quantities of carbonaceous solid carriers. **Water Pollutant Research**, vol. 23, n. 2, pp.279, 1998.

SIEGEL, M. H., MERCHUK, J. C. Gas hold-up, mass transfer, and treatment efficiency of up flow sludge blanket sequence bath air-lift reactor for the treatment of high strength domestic wastewaters. **Trans. I Cheme**, vol. 72, n. 9, B, 1994.

SIEGEL, M.H., MERCHUK, J.C. Mass transfer in a rectangular air-lift reactor: effects geometry and gas recirculation. **Biotechnology and Bioengineering**, vol.32 (9), pp.1128-1137, 1987.

SILVA, M. O. S., Análises Físico-químicas para controle de estações de Tratamento de Esgotos. São Paulo : **CETESB**, 225pp., 1977

SPERLING, VON M. **Lodos ativados**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, 415pp., 1997.

TAVARES, L. Z.; SILVA, E. S.; PRADELLA, J. G. C.; BONOMI, A. Comparação da produtividade de polihidroxibutirato em biorreator air-lift agitado e aerado. **Anais do Simpósio Nacional de Fermentações- SINAFERM**, 2000.

TYAGI, R. D., VEMBU, K., **Wastewater Treatment by Immobilized Cells**. CRC Press : Boston, 281pp., 1990.

VAZOLLER, R. F., GARCIA, M. R. GARCIA, Jr. A. D. & NETO, J. V. **Lodos Ativados (Série Manuais/Secretaria do Meio Ambiente)**, CETESB, 23pp., 1989.

WANG BANG, I. N., HAMI, D. & AIME, B. Gas liquid mass transfer in a new phase air lift reactor. **Journal Chemical Technology and Biotechnology**, vol. 72, pp.137-142, 1998.

WENTZEL, M. C., EKAMA, G. A., DOLD, P. L. & MARAIS. G. V. R. Biological excess phosphorous removal – steady state process design. **Water S. A.**, vol. 16 (1), pp.29-47, 1990.

WINKLER, M. **Biological treatment of wastewater**. Ellis Horwood Publishers, Chichester, 301pp., 1981.

WUHRMANN, P. Contribution to problem of biofloculation in activated sludge process. **Adv. in Wat. Pol. Res**, vol. 25, pp.167-172, 2003.

YAMASSAKI, C., M. Estudo sobre a aplicabilidade da cinética do tratamento biológico a reatores de lodos ativados por batelada. **Tese de Mestrado**. Faculdade de Engenharia Civil - UNICAMP, Campinas, 185pp., 1996.

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