

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
“JÚLIO DE MESQUITA FILHO”
INSTITUTO DE BIOCÊNCIAS, LETRAS E CIÊNCIAS EXATAS
CAMPUS DE SÃO JOSÉ DO RIO PRETO

Gisele Ferreira Bueno

**INFLUÊNCIA DA PARALISAÇÃO ESCALONADA DA AERAÇÃO NA
EFICIÊNCIA DO TRATAMENTO AERÓBIO DA MANIPUEIRA EM BATELADA**

São José do Rio Preto

2009

Gisele Ferreira Bueno

**INFLUÊNCIA DA PARALISAÇÃO ESCALONADA DA AERAÇÃO NA
EFICIÊNCIA DO TRATAMENTO AERÓBIO DA MANIPUEIRA EM BATELADA**

Dissertação apresentada ao Instituto de Biociências,
Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual
Paulista “Júlio Mesquita Filho”, Câmpus de São José do
Rio Preto, para obtenção do título de mestre em
Engenharia e Ciência de Alimentos, área de Ciência e
Tecnologia de Alimentos.

Orientador: Prof. Dr. Vanildo Luiz Del Bianchi

Co-orientadora: Prof^a. Dr^a. Aline Thaís Bruni

São José do Rio Preto

2009

Gisele Ferreira Bueno

**INFLUÊNCIA DA PARALISAÇÃO ESCALONADA DA AERAÇÃO NA
EFICIÊNCIA DO TRATAMENTO AERÓBIO DA MANIPUEIRA EM BATELADA**

Dissertação apresentada para obtenção do título de Mestre em Engenharia e Ciência de Alimentos, na área de Ciência e Tecnologia de Alimentos do Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio Mesquita Filho”, Câmpus de São José do Rio Preto.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Vanildo Luiz Del Bianchi
Professor Doutor
UNESP – São José do Rio Preto

Prof^a. Dr^a. Tânia Maria Alberte
Professora Doutora

Prof. Dr. Fernando Leite Hoffmann
Professor Doutor
UNESP – São José do Rio Preto

São José do Rio Preto, 10 de agosto de 2009.

Dedico este trabalho aos meus pais José Luiz e Georgina e minha avó Maria, pelo amor,
incentivo, confiança e por sempre torcer pelo meu sucesso.

A vocês meu eterno agradecimento, amor e respeito.

AGRADECIMENTOS

Ao programa de Pós-Graduação e ao Departamento de Engenharia e Tecnologia de Alimentos (DETA), pela ajuda nos momentos em que precisei e toda infra-estrutura.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) pelo apoio financeiro.

A todos os funcionários do DETA e da Pós-Graduação, em especial, Betinha, Newton, Luiz, Sueli e Tânia por todo auxílio concedido.

Ao Prof. Dr. Vanildo Luiz Del Bianchi pela orientação, paciência e acima de tudo pela sua amizade e carinho, mais do que orientador é um grande amigo, quem eu admiro e estimo muito.

A Prof^ª. Dr^ª Aline Thaís Bruni, pela co-orientação, atenção, ensinamentos e sugestões que contribuíram muito para o enriquecimento deste trabalho.

Aos membros da banca examinadora da qualificação, Prof^ª. Dr^ª Tânia Maria Alberte e Prof. Dr. Crispin Humberto Garcia Cruz, pelas sugestões e críticas, que contribuíram muito para este trabalho.

Aos colegas de laboratório, Natália, Gleyce, Rodrigo, Carlos, Zé, Wesley, Nalbert, Rafael, Fernanda Carnielo e em especial Fernanda Ferraz, pelo carinho, amizade e por contribuir com este trabalho.

Aos colegas de pós, Crislene, Adriana, Gabriel, Catharina, Vidiany, Juliana, Aline de Grandi, Aline Teodoro, Luana, Michele e Marcos, pelo apoio e por tornar essa empreitada bem mais agradável.

Aos meus amigos, Karin, Valéria, Tatiana, Silvio, Luis Virgílio, Adriana, Daniela e em especial ao Raphael pelo apoio, conselhos e por momentos de descontração.

Aos meus pais e avó, pelo amor, confiança, lições de vida, compreensão e apoio, mais que fundamentais para que esse trabalho pudesse acontecer.

Aos meus irmãos, Henrique, Leonardo e Arthur, pelo amor e carinho.

A minha família pelo apoio e presença constante.

A Deus, por colocar tantas pessoas maravilhosas em minha vida e me acompanhar em todos momentos.

A todos que de alguma forma contribuíram para que esse trabalho se tornasse uma realidade.

Muito obrigada a todos!

SUMÁRIO

LISTA DE ABREVIATURAS E SIMBOLOS.....	ix
LISTA DE FIGURAS.....	x
LISTA DE TABELAS.....	xv
RESUMO.....	xviii
ABSTRACT.....	xix
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	3
2.1 Objetivo geral.....	3
2.2 Objetivos específicos.....	3
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
3.1 Mandioca.....	4
3.2 Tratamento biológico de efluentes.....	6
3.2.1 Tratamento Biológico Aeróbio.....	6
3.2.2 Microbiologia de lodos ativados.....	8
3.2.1.1 Bactérias.....	9
3.2.1.2 Relação A/M.....	10
3.2.1.3 Formação do floco do lodo.....	11
3.3 Sistema de batelada.....	14
4. MATERIAL E SISTEMAS DE ESTUDOS.....	17
4.1 Local da pesquisa.....	17
4.2 Água residuária.....	17
4.3 Inóculo.....	17
4.4 Reator.....	17
4.5 Pontos de coleta das amostras.....	18
4.6 Análises físico-químicas.....	18
4.6.1 Demanda Química de Oxigênio (DQO).....	18
4.6.2 pH.....	19
4.6.3 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos.....	19
4.6.4 Turbidez.....	19
4.6.5 Determinação do Índice Volumétrico de Lodo (IVL).....	19

4.6.6 Determinação da relação A/M.....	19
4.6.7 Cálculo da porcentagem de redução de DQO.....	19
4.7 Dinâmica do processo.....	20
4.8 Tratamento estatístico dos dados.....	21
4.8.1 Análise de Componentes Principais – PCA	21
5. RESULTADOS.....	27
5.1 Concentração de 2.500 mg DQO L ⁻¹	27
5.1.1 Reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	27
5.1.1.1 Resultados de DQO.....	27
5.1.1.2 pH.....	29
5.1.1.3 Turbidez.....	31
5.1.1.4 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos.....	33
5.1.1.5 IVL.....	37
5.1.1.6 A/M.....	38
5.1.2 Reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	39
5.1.2.1 Resultados de DQO.....	39
5.1.2.2 pH.....	41
5.1.2.3 Turbidez.....	42
5.1.2.4 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos.....	44
5.1.2.5 IVL.....	49
5.1.2.6 A/M.....	50
5.1.3 Reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	51
5.1.3.1 Resultados de DQO.....	51
5.1.3.2 pH.....	53
5.1.3.3 Turbidez.....	55
5.1.3.4 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos.....	57
5.1.3.5 IVL.....	61
5.1.3.6 A/M.....	62
5.1.4 Reator com aeração constante.....	63
5.1.4.1 Resultados de DQO, pH e turbidez.....	63
5.1.4.2 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos.....	66
5.1.4.3 IVL e A/M.....	68
5.2 Concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	69

5.2.1.Reatores com 8, 12 e 16 horas de paralisação da aeração.....	69
5.2.1.1 Resultados de DQO.....	69
5.2.1.2 pH.....	71
5.2.1.3 Turbidez.....	72
5.2.1.4 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos.....	74
5.2.1.5 IVL.....	78
5.2.1.6 A/M.....	80
5.3 Concentração de 10.000 mg DQO L ⁻¹	81
5.3.1.Reator com 12horas de paralisação da aeração.....	81
5.3.1.1 Resultados de DQO, pH e turbidez.....	81
5.3.1.2 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos.....	83
5.3.1.3 IVL e A/M.....	85
5.4 Concentração de 3.200 mg DQO L ⁻¹	87
5.4.1 Reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	87
5.4.1.1 Resultados de DQO, pH e turbidez.....	87
5.4.1.2 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos.....	89
5.4.1.3 IVL e A/M.....	92
5.5 Resultados Quimiométricos.....	94
5.5.1 Concentração de 2.500 mg DQO L ⁻¹	94
5.5.2 Concentração de 6.000, 10.000 e 3.200 mg DQO L ⁻¹	99
6. DISCUSSÃO.....	104
6.1 Redução de DQO.....	104
6.2 pH.....	105
6.3 Turbidez.....	105
6.4 Sólidos suspensos.....	106
6.5 IVL.....	107
6.6 A/M.....	108
7. CONCLUSÕES.....	110
8. SUGESTÕES PARA PRÓXIMOS TRABALHOS.....	111
9. REFERÊNCIAS	112

LISTA DE ABREVIATURAS SIGLAS E SÍMBOLOS

DQO	Demanda Química de Oxigênio
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
A/M	Relação Alimento/Microrganismo
IVL	Índice Volumétrico de Lodo
RBN	Remoção Biológica de Nutrientes
TCS	tetraclorosalicilanilida
NaOH	Hidróxido de sódio
SST	Sólidos suspensos totais
SBR	Reator em batelada sequencial (Sequential Batch reactor)
EPS	Exopolissacarídeo
FTU	Formazin Turbidity Unit
NTU	Nephelometric Turbidity Unit
η	Eficiência de redução de DQO (%)
S_o	Concentração de DQO na alimentação (mg DQO L ⁻¹)
S_e	Concentração de DQO do efluente (mg DQO L ⁻¹)
F	Tempo de funcionamento da aeração
P	Tempo de parada da aeração
Sólidos Tot	Sólidos totais
Sólidos Sus	Sólidos suspensos
Sólidos Dis	Sólidos dissolvidos
CONAMA	Conselho Nacional de Meio Ambiente
pH	Potencial Hidrogeniônico
HCN	Ácido cianídrico
TRH	Tempo de retenção hidráulica

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Reator aeróbio em batelada seqüencial.....	18
Figura 2. Ilustração da criação do novo sistema de eixos constituído pelas componentes principais.....	22
Figura 3. Comportamento médio da entrada do afluente nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	29
Figura 4. Comportamento médio da saída do efluente nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	29
Figura 5. Comportamento médio do pH de entrada dos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	31
Figura 6. Comportamento médio do pH de saída dos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	31
Figura 7. Comportamento médio da turbidez na entrada do afluente nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	33
Figura 8. Comportamento médio da turbidez na saída do efluente nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	33
Figura 9. Comportamento médio dos sólidos totais nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	34
Figura 10. Comportamento médio dos sólidos suspensos nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	34
Figura 11. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	35
Figura 12. Comportamento médio dos sólidos totais na saída nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	35
Figura 13. Comportamento do IVL nos três reatores de 8 horas de paralisação da aeração...	37
Figura 14. Comportamento da relação A/M nos três reatores de 8 horas de paralisação da aeração.....	38
Figura 15. Comportamento médio da DQO de entrada do afluente nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	40
Figura 16. Comportamento médio da DQO da saída do efluente nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	40
Figura 17. Comportamento médio do pH de entrada nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	42

Figura 18. Comportamento médio do pH de saída dos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	42
Figura 19. Comportamento médio da turbidez na entrada do afluente nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	44
Figura 20. Comportamento médio da turbidez na saída do efluente nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	44
Figura 21. Comportamento médio dos sólidos totais nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	46
Figura 22. Comportamento médio dos sólidos suspensos nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	46
Figura 23. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	47
Figura 24. Comportamento médio dos sólidos totais da saída nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	48
Figura 25. Comportamento médio dos sólidos suspensos da saída nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	48
Figura 26. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos da saída nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	49
Figura 27. Comportamento do IVL nos três reatores de 12 horas de paralisação da aeração.....	50
Figura 28. Comportamento da relação A/M nos três reatores de 12 horas de paralisação da aeração.....	51
Figura 29. Comportamento médio da DQO de entrada do afluente nos reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	53
Figura 30. Comportamento médio da DQO de saída do efluente nos reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	53
Figura 31. Comportamento médio do pH de entrada do afluente nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	55
Figura 32. Comportamento médio do pH de saída do efluente nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	55
Figura 33. Comportamento médio da turbidez na entrada do afluente nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	57
Figura 34. Comportamento médio da turbidez na saída do efluente nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	57

Figura 35. Comportamento médio dos sólidos totais nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	59
Figura 36. Comportamento médio dos sólidos suspensos nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	59
Figura 37. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	59
Figura 38. Comportamento médio dos sólidos totais da saída nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	60
Figura 39. Comportamento médio dos sólidos suspensos da saída nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	61
Figura 40. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos da saída nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	61
Figura 41. Comportamento do IVL nos três reatores de 16 horas de paralisação da aeração.....	62
Figura 42. Comportamento da relação A/M nos três reatores de 16 horas de paralisação da aeração.....	63
Figura 43. Comportamento médio da DQO de entrada e saída do resíduo no reator com aeração constante.....	65
Figura 44. Comportamento médio do pH de entrada e saída do resíduo no reator com aeração constante.....	65
Figura 45. Comportamento médio da turbidez de entrada e saída do resíduo no reator com aeração constante.....	65
Figura 46. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos no reator com aeração constante.....	66
Figura 47. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos da saída no reator com aeração constante.....	67
Figura 48. Comportamento do IVL e da relação A/M no reator com aeração constante.....	68
Figura 49. Comportamento médio da DQO de entrada do afluente nos três reatores com concentração de 6.000 mg L ⁻¹	70
Figura 50. Comportamento médio da DQO da saída do efluente nos três reatores com concentração de 6.000 mg L ⁻¹	70
Figura 51. Comportamento médio do pH de entrada nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	72

Figura 52. Comportamento médio do pH da saída nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	72
Figura 53. Comportamento médio da turbidez na entrada do afluente nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	74
Figura 54. Comportamento médio da turbidez na saída do efluente nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	74
Figura 55. Comportamento médio dos sólidos totais nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	76
Figura 56. Comportamento médio dos sólidos suspensos nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	76
Figura 57. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	76
Figura 58. Comportamento médio dos sólidos totais da saída nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	77
Figura 59. Comportamento médio dos sólidos suspensos da saída nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	78
Figura 60. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos da saída nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	78
Figura 61. Comportamento médio do IVL nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	79
Figura 62. Comportamento médio da relação A/M nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹	80
Figura 63. Comportamento médio da DQO de entrada e saída do resíduo no reator com concentração de 10.000 mg DQO L ⁻¹	82
Figura 64. Comportamento médio do pH de entrada e saída do resíduo no reator com concentração de 10.000 mg DQO L ⁻¹	82
Figura 65. Comportamento médio da turbidez de entrada e saída do resíduo no reator com concentração de 10.000 mg DQO L ⁻¹	83
Figura 66. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos no reator com concentração de 10.000 mg DQO L ⁻¹	84
Figura 67. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos da saída no reator com concentração de 10.000 mg DQO L ⁻¹	85
Figura 68. Comportamento do IVL no reator com concentração de 10.000 mg DQO L ⁻¹	86

Figura 69. Comportamento da relação A/M no reator com concentração de 10.000 mg DQO L ⁻¹	86
Figura 70. Comportamento médio da DQO de entrada e saída do resíduo no reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	88
Figura 71. Comportamento médio do pH de entrada e saída do resíduo no reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	89
Figura 72. Comportamento médio da turbidez de entrada e saída do resíduo no reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	89
Figura 73. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos no reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	90
Figura 74. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos da saída no reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	91
Figura 75. Comportamento do IVL no reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	92
Figura 76. Comportamento da relação A/M no reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	93
Figura 77. Gráfico dos “scores (a) e loadings (b)” referentes à PCA.....	95
Figura 78. Visão tridimensional dos “scores” referentes à PCA.....	95
Figura 79. Gráfico dos “scores (a) e loadings (b)” referentes à PCA.....	97
Figura 80. Visão tridimensional dos “scores” referentes à PCA.....	97
Figura 81. Gráfico dos “scores (a) e loadings (b)” referentes à PCA.....	99
Figura 82. Visão tridimensional dos “scores” referentes à PCA.....	100
Figura 83. Gráfico dos “scores (a) e loadings (b)” referentes à PCA.....	101
Figura 84. Visão tridimensional dos “scores” referentes à PCA.....	102

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Concentração de DQO e variações do tempo em que foram realizadas as análises, onde F é o tempo de funcionamento e P é igual ao tempo de parada da aeração, com um tempo de corrida de 24 horas.....	20
Tabela 2. Modelo da matriz de dados.....	26
Tabela 3. Resultados de DQO (mg L^{-1}) e % de redução de DQO dos reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	28
Tabela 4. Valores de pH da entrada e saída dos três reatores com 8 horas de paralisação.....	30
Tabela 5. Valores de turbidez da entrada e saída do resíduo nos três reatores com 8 horas de paralisação.....	32
Tabela 6. Sólidos totais, suspensos e totais na saída dos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	36
Tabela 7. Valores de IVL nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	37
Tabela 8. Valores de A/M nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.....	38
Tabela 9. Resultados de DQO (mg L^{-1}) e % de redução de DQO dos reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	39
Tabela 10. Valores de pH da entrada e saída dos três reatores com 12 horas de paralisação.....	41
Tabela 11. Valores de turbidez da entrada e saída do resíduo nos três reatores com 12 horas de paralisação.....	43
Tabela 12. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos dos três reatores com paralisação de 12 horas da aeração.....	45
Tabela 13. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída dos três reatores com paralisação de 12 horas da aeração.....	47
Tabela 14. Valores de IVL nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	49
Tabela 15. Valores de A/M nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.....	50
Tabela 16. Resultados de DQO (mg L^{-1}) e % de redução de DQO dos reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	52
Tabela 17. Valores de pH da entrada e saída dos três reatores com 16 horas de paralisação.....	54
Tabela 18. Valores de turbidez da entrada e saída do resíduo nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	56

Tabela 19. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos dos três reatores com paralisação de 16 horas da aeração.....	58
Tabela 20. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída dos três reatores com paralisação de 16 horas da aeração.....	60
Tabela 21. Valores de IVL nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	61
Tabela 22. Valores de A/M nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.....	62
Tabela 23. Resultados de DQO (mg L^{-1}) e % de redução de DQO, pH e Turbidez da entrada e saída do reator com aeração constante.....	64
Tabela 24. Comportamento médio dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos no reator com aeração constante.....	66
Tabela 25. Comportamento médio dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída no reator com aeração constante.....	67
Tabela 26. Comportamento médio do IVL e A/M no reator com aeração constante.....	68
Tabela 27. Resultados de DQO (mg L^{-1}) e % de redução de DQO dos reatores com concentração de $6.000 \text{ mg DQO L}^{-1}$	69
Tabela 28. Valores de pH da entrada e saída dos três reatores com concentração de 6.000 mg L^{-1}	71
Tabela 29. Valores de turbidez da entrada e saída do resíduo nos três reatores com concentração de $6.000 \text{ mg DQO L}^{-1}$	73
Tabela 30. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos dos três reatores com concentração de $6.000 \text{ mg DQO L}^{-1}$	75
Tabela 31. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída dos três reatores com concentração de $6.000 \text{ mg DQO L}^{-1}$	77
Tabela 32. Valores de IVL nos três reatores com concentração de 6.000 mg L^{-1}	79
Tabela 33. Valores de A/M nos três reatores com concentração de $6.000 \text{ mg DQO L}^{-1}$	80
Tabela 34. Resultados de DQO (mg L^{-1}) e % de redução de DQO, pH e turbidez da entrada e saída do reator com paralisação de 12 horas e concentração de $10.000 \text{ mg DQO L}^{-1}$	81
Tabela 35. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos do reator com concentração de $10.000 \text{ mg DQO L}^{-1}$	83
Tabela 36. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída do reator com concentração de $10.000 \text{ mg DQO L}^{-1}$	84
Tabela 37. Valores de IVL e A/M no reator com concentração de $10.000 \text{ mg DQO L}^{-1}$	85

Tabela 38. Resultados de DQO (mg L^{-1}) e % de redução de DQO, pH e Turbidez da entrada e saída do reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	87
Tabela 39. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos do reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	90
Tabela 40. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída do reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	91
Tabela 41. Valores de IVL e A/M do reator com 19 horas de paralisação da aeração.....	92

RESUMO

O processamento da mandioca para a produção da farinha ou fécula gera um resíduo líquido denominado manipueira, altamente tóxico, pois possui um glicosídeo que é enzimaticamente hidrolisável a cianeto. Também é altamente poluente devido ao alto teor de matéria orgânica, que pode chegar a 100 g DQO L⁻¹. Este trabalho teve por objetivo avaliar a eficiência de reatores aeróbios com paradas escalonadas da aeração no tratamento da manipueira. Para tanto, foram utilizados reatores cilíndricos de polietileno tereftalato (31 cm de altura x 9 cm de diâmetro), com capacidade total de 2 litros e 1,5 litros de volume de trabalho, com uma relação diâmetro-altura do líquido de 1:2,5, inoculados com lodo ativado. Foram efetuadas as análises de turbidez, pH, demanda química de oxigênio (DQO), sólidos totais, suspensos e dissolvidos, índice volumétrico de lodo (IVL) e relação alimento/microrganismo (A/M). Os reatores foram operados com tempo de corrida de 24 horas e concentrações de manipueira de aproximadamente 2.500, 6.000 e 10.000 mg DQO L⁻¹. Foram utilizadas paralisações de aeração de 8, 12 e 16 horas, cada uma com três dinâmicas diferentes de tempos de parada. Também operou-se um reator com 19 horas de paralisação da aeração, com apenas uma dinâmica. Os melhores resultados nas dinâmicas de parada dentro dos reatores com DQO de 2.500 mg L⁻¹ foram: com o tempo de 8 horas a variável F16P8, com uma redução média de DQO de 98,4%; com o tempo 12 horas a variável F6P6, que obteve uma redução média de 98,6% e no reator com 16 horas de paralisação a variável F4P8, com uma redução de 91,4%. Estas variáveis foram aplicadas nos reatores com concentração de DQO de 6.000 mg L⁻¹ e o melhor resultado, encontrado nesta concentração, foi o reator com o tempo de parada de 12 horas na aeração com a variável de F6P6, obtendo uma redução média de 86%. Esta variável foi então aplicada na concentração de DQO de 10.000 mg L⁻¹, obtendo-se uma redução média de 60%. Com o tempo de 19 horas de paralisação da aeração, foi aplicada a concentração de DQO de aproximadamente de 3.200 mg L⁻¹ sendo obtida uma redução média de DQO de 77%. Concluí-se que a paralisação intermitente da aeração em até 12 horas mostrou-se como uma alternativa viável para o tratamento aeróbio da manipueira, pois não afetou sua eficiência e possibilitou uma redução ao gasto energético.

Palavras-chaves: lodo ativado, manipueira, paralisação da aeração

ABSTRACT

The cassava processing for the flour and/or starch production generates a liquid waste called manipueira, which is highly toxic because of a glycoside enzymatically hydrolysable to cyanide. It is also highly pollutant due the high content of organic matter, which can reach 100 g COD L^{-1} . The objective of this work was to evaluate the efficiency of aerobic reactors with staggered stoppages over the aeration in the manipueira treatment. To this verification, cilindric reactors of polyethylene terephthalate (31 cm in height x 9 cm in diameter) were utilized, with a total capacity of 2.0 liters and 1.5 liters of work volume, a diameter-height relation of 1:2.5 and an inoculation with activated sludge. Analysis of turbidity, pH, COD (Chemical Oxygen Demand), Suspended, Soluble and Total Solids, Sludge Volumetric Index (SVI) and Food to Microorganism (F/M) were effectuated. The reactors were operated with running of 24 hours and manipueira concentrations of approximately 2,500, 6,000 e 10,000 mg L^{-1} . Aeration stops of 8, 12, 16 hours were utilized, each one with three different stop dynamics. A reactor was also operated with stop aeration of 19 hours with just one dinamic. The best results over the dinamic stops for the reactors with the 2,500 mg L^{-1} COD were: with the time of 8 hours, the variable F16P8 with an average COD reduction of 98.4%; with the time of 12 hours, the variable F6P6, which obtained an average of 98.6% and in the reactor with 16 hours of paralyzation the variable F4P8 had a reduction of 91.4%. These variables were applied in the reactors with a COD concentration of 6,000 mg L^{-1} and a reduction of 86% was the best result found at this concentration to the reactor with the stoppage time of 12 hours with the variable of F6P6. This variable was then applied in the concentration of 10,000 mg L^{-1} COD, obtaining an average reduction of 60%. With 19 hours of stoppage aeration, a COD concentration of approximately 3,200 mg L^{-1} was applied, being obtained an average COD reduction of 77%. It is concluded that the intermittent paralyzation of the aeration in over 12 hours was shown as a viable alternative for the aerobic manipueira treatment, because it doesn't affect the efficiency and allows the possibility of a reduction in the energetic costs.

Key-words: activated sludge, cassava wastewater, stoppage aeration

1. INTRODUÇÃO

O problema da poluição ambiental iniciou-se na revolução industrial e intensificou-se com a expansão populacional humana, com o desenvolvimento de cidades sem planejamento adequado, causando conseqüentemente um impacto negativo sobre todos os seres envolvidos.

Neste milênio, um dos grandes desafios é evitar a falta de água no mundo e uma das principais causas de deterioração dos rios, lagos e oceanos é a poluição por poluentes industriais e agrícolas e pelos esgotos municipais, sendo o homem o grande causador dessa problemática ambiental.

A mandioca, cientificamente chamada de “*Manihot esculenta*”, é uma cultura amplamente difundida por todo o território nacional e sua grande importância deve-se ao seu alto valor nutritivo em carboidratos. De fácil adaptação, a mandioca é cultivada em todos os estados brasileiros, situando-se entre os nove primeiros produtos agrícolas do País, em termos de área cultivada, e o sexto em valor de produção.

Sua utilização pode ser realizada de duas maneiras: uma direta, pelo consumo culinário, e outra, industrial, pela qual se produz a farinha de mandioca e se efetua a extração da fécula. Devido à pequena quantidade processada, as utilizações culinárias não geram resíduos significativos. Já sua utilização industrial causa sérios problemas ambientais, pois mesmo as pequenas unidades fabris, que geralmente se instalam em um mesmo município ou região, podem gerar quantidades significativas de resíduos.

Após ser ralada e lavada, a mandioca passa por um processo de prensagem na industrialização, gerando um efluente líquido denominado manipueira. Esse líquido de cor amarela-leitosa é altamente tóxico, pois possui o glicosídeo linamarina, que é enzimaticamente hidrolisável a cianeto. Também é altamente poluente devido ao alto teor de matéria orgânica, que pode chegar a 100 g DQO L^{-1} e em muitos casos é descartada *in natura* nos cursos d'água acarretando um problema ambiental que merece atenção.

O tratamento biológico de resíduos tem como função a remoção da matéria orgânica do efluente industrial, seja através do metabolismo de oxidação e de síntese das células ou por diferente via metabólica e com produção de gases. Este tipo de tratamento é utilizado normalmente devido à quantidade de matéria orgânica facilmente biodegradável contida na composição de diversos resíduos, principalmente os de origem agroindustrial.

Os processos biológicos são caracterizados de acordo com o modo de contato entre a matéria orgânica e a microbiota na presença ou ausência de oxigênio molecular.

Na ausência de oxigênio, algumas linhas de pesquisa têm sido desenvolvidas com o objetivo de reduzir a carga poluidora da manuseira, como, por exemplo, a biodigestão anaeróbia utilizando reatores de fluxo ascendente ou lagoas de estabilização.

Outro processo utilizado é o tratamento aeróbio, considerado por alguns, como vantajoso, devido à não necessidade de um sistema complementar ao tratamento, ao espaço físico reduzido, ao controle simples, à melhor eficiência na redução da carga orgânica, à redução da concentração de nitrogênio e fósforo, entre outros.

O sistema de lodo ativado tem sido vastamente utilizado, e tem como princípio de funcionamento a retenção de um volume considerável de biomassa ativa, constituída por bactérias e protozoários, no interior de um tanque onde o oxigênio é fornecido para o metabolismo aeróbio. A biomassa é mantida em suspensão através de um sistema de agitação, que pode ser também o responsável pela aeração.

Atualmente, muitos pesquisadores estão descobrindo novas formas de utilização do tratamento biológico por lodo ativado, valorizando suas vantagens e diminuindo os efeitos das suas desvantagens, desde a utilização em associação com tratamento anaeróbio até sistemas de batelada seqüencial ou batelada alimentada, nos quais todas as etapas que norteiam o tratamento ocorrem em um mesmo local, com a duração de cada etapa previamente definida.

Assim, é necessário viabilizar um sistema que mantenha os mesmos níveis de eficiência de um processo aeróbio tradicional, mas que minimize as desvantagens que esse sistema apresenta, como, por exemplo, ações que viabilizam uma economia no consumo de energia.

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Este trabalho teve como objetivo geral avaliar o comportamento do tratamento aeróbio do efluente proveniente da industrialização da mandioca (manipueira) quando submetido à paralisação da aeração em diferentes escalas.

2.2 Objetivos específicos

Como objetivos específicos, este trabalho visou:

1. Avaliar a eficiência do tratamento em termos de redução de DQO em diferentes estágios de paralisação e concentração do efluente.
2. Acompanhar o comportamento do pH e turbidez do efluente.
3. Monitorar a relação A/M e o IVL.
4. Analisar a massa microbiana em termos de massa seca.
5. Introduzir a técnica de quimiometria para avaliar quais são as variáveis mais relevantes no sistema empregado.
6. Usar a técnica para inferir quais características do lodo são determinantes no que diz respeito à eficiência do reator.

3. REVISÃO DA LITERATURA

3.1 Mandioca

A mandioca, *Manihot esculenta Crantz*, é um arbusto com crescimento vertical, com folhas palmadas que contém de cinco a sete lóbulos, de cor verde azulada, com altura que pode variar de 1,50 a 2,40 metros, pertencente à família *Euphorbiaceae* (NUNES; GABLE; MARTINS, 2005).

Com uma produção acima de 170 milhões de toneladas, a mandioca constitui uma das principais explorações agrícolas do mundo. Entre as tuberosas, perde apenas para a batata (EMBRAPA, 2008).

O Brasil ocupa a segunda posição na produção mundial de mandioca (13,46% do total), que é cultivada em todos os continentes, tendo papel importante na alimentação humana e animal, como matéria-prima em inúmeros produtos industriais e na geração de emprego e de renda. Estima-se que na fase de produção primária e no processamento de farinha e fécula são gerados um milhão de empregos diretos (EMBRAPA, 2008).

A produção nacional da cultura, projetada para o ano de 2009, é superior a 26 milhões de toneladas de raízes, numa área plantada de 1,89 milhões de hectares, com rendimento médio de 14,059 t/ha (IBGE, 2009).

Dentre os principais Estados produtores destacam-se: Pará (17,9%), Bahia (16,7%), Paraná (14,5%), Rio Grande do Sul (5,6%) e Amazonas (4,3%), que respondem por 59% da produção do país. A Região Nordeste sobressai-se com uma participação de 34,7% da produção nacional, porém com rendimento médio de apenas 10,6 t/ha. As demais regiões participam com 25,9% (Norte), 23,0% (Sul), 10,4% (Sudeste) e 6,0% (Centro-Oeste). As Regiões Norte e Nordeste destacam-se como principais consumidoras, sob a forma de farinha. No Sul e Sudeste, com rendimentos médios de 18,8 t/ha e 17,1 t/ha, respectivamente, a maior parte da produção é para a indústria, principalmente no Paraná, São Paulo e Minas Gerais. Na região Centro-Oeste, destaca-se a produção de Mato Grosso do Sul, cuja produção se destina, basicamente, para a industrialização, em particular, de fécula (EMBRAPA, 2008).

A mandioca é uma planta cianogênica, ou seja, contém compostos cianícos e também as enzimas capazes de degradar estes compostos e liberar ácido cianídrico (HCN). O principal composto cianíco é a linamarina, presente em todos os órgãos da planta, que ocorre em todas as variedades e em concentrações variadas. A síntese desses compostos sugere a existência de

um elaborado mecanismo de defesa contra pragas e moléstias, pois a enzima e o substrato só entram em contato liberando HCN após a ruptura da membrana celular (LORENZI; PERESSIN, 1989; CEREDA, 2000). A linamarina também é solúvel em água, de modo que no processamento artesanal ou industrial das raízes é quase totalmente eliminada nas águas de prensagem ou residuais, tornando os derivados da mandioca praticamente inócuos, mas gerando efluentes líquidos poluentes e perigosos. Altas temperaturas também degradam o composto, eliminando o HCN (LORENZI; PERESSIN, 1989).

No Brasil, cerca de 60% da produção de mandioca é empregada para a elaboração de farinha, sendo o restante utilizado para consumo humano ou animal (DEL BIANCHI; CEREDA, 1999).

A industrialização da mandioca pode causar sérios problemas ambientais, pois mesmo as pequenas unidades fabris, que geralmente se instalam em um mesmo município ou região, podem gerar quantidades significativas de resíduos (ALMEIDA, 2005).

Durante as etapas de processamento da mandioca os principais resíduos gerados são: (1) sólidos, como casca marrom, entrecasca, descarte, crueira, fibra, bagaço e varredura; e (2) resíduos líquidos como a água de lavagem, água de extração de fécula e a manipueira (FEIDEN, 2001).

Segundo Cereda;Takahashi (1996), a água de lavagem das raízes, uma vez separados os sólidos suspensos, constitui-se basicamente de água captada pela indústria, contendo ainda, em suspensão ou dissolução, baixo teor de matéria orgânica e de ácido cianídrico originários da mandioca e carreados pela água devido à maceração ou quebra das raízes. A água de extração da fécula, resultante da concentração do leite de amido, geralmente é reciclada durante o processo e que, por isso, não necessita de maiores cuidados. Já a manipueira (água vegetal ou de prensa) gerada na prensagem da massa ralada para obtenção da farinha, carrega a maioria das substâncias solúveis do tubérculo, inclusive a linamarina, responsável pela liberação do cianeto, e que possui DQO e DBO extremamente elevadas (FEIDEN, 2001).

Segundo Del Bianchi (1998), a produção de farinha de mandioca pode gerar cerca de 400 litros de manipueira para cada tonelada de raiz processada. Assim, uma indústria de médio porte, que processa 20 toneladas de mandioca/dia, gera 200 mil litros de manipueira/mês para 500 toneladas de raiz processada.

A manipueira é o resíduo mais problemático por possuir elevada carga de poluente e efeito tóxico, devido ao glicosídeo cianogênico linamarina, causando sérios problemas ao ambiente quando lançados em cursos d'água (BARANA, 2000; CEREDA, 2000).

O efluente de cor amarelo-leitosa possui uma composição química variada que está associada à variedade da mandioca utilizada, ao período da safra, à fertilidade do solo, entre outros fatores. Os valores da concentração da carga orgânica, expressos em DQO (demanda química de oxigênio), podem chegar a 100 g L^{-1} (CORDEIRO, 2006).

3.2 Tratamento biológico de efluentes

Os processos de tratamento biológico são concebidos de forma a acelerar os mecanismos de degradação que ocorrem naturalmente nos corpos receptores. Assim, a decomposição dos poluentes orgânicos degradáveis é alcançada, em condições controladas, em intervalos de tempo menores do que nos sistemas naturais. A essência do tratamento biológico é a remoção da matéria orgânica por reações bioquímicas, realizadas por microrganismos. Uma grande variedade de microrganismos toma parte no processo: bactérias, protozoários, fungos etc. Eles convertem a matéria orgânica em gás carbônico, água e material celular (crescimento e reprodução dos microrganismos). Essa decomposição biológica do material orgânico requer a presença de oxigênio como componente fundamental dos processos aeróbios, além da manutenção de outras condições ambientais favoráveis, como temperatura, pH, tempo de contato, etc (VON SPERLING, 1996).

Atualmente, muitas pesquisas tem sido desenvolvidas mesclando os vários tipos de tratamento biológico, utilizando as vantagens que cada um pode oferecer para melhorar a eficiência do tratamento.

Zupancic; Ros (2008) utilizaram dois reatores acoplados para o tratamento de esgoto, sendo o primeiro anaeróbio, com um tempo de residência de cinco dias e outro aeróbio com um tempo de residência de dez dias. Eles obtiveram uma remoção da DQO de até 55%, e uma remoção de 53 % de sólidos.

Silva; Nour (2005) utilizaram um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio no tratamento de esgoto doméstico e conseguiram reduções de até 73,3%.

3.2.1 Tratamento Biológico Aeróbio

O processo de tratamento biológico aeróbio foi desenvolvido na Inglaterra em 1913, e vem sendo amplamente utilizado para o tratamento de esgotos domésticos e/ou afluentes industriais, tanto em sua forma original como em várias formas modificadas. O princípio de

funcionamento baseia-se na retenção de um volume considerável de biomassa ativa, denominada lodo ativado, constituído principalmente por bactérias e protozoários, no interior de um tanque onde o oxigênio é fornecido para o metabolismo aeróbio, sendo a biomassa mantida em suspensão através de um sistema de agitação (BENTO, 2000).

Essa biomassa é responsável pelo processo de biodegradação da matéria orgânica nas águas residuárias, onde são produzidas novas células (lodo), CO₂, produtos do metabolismo microbiano e água como produtos finais do processo (CAMPOS, 1987).

Algumas linhas de pesquisa têm sido desenvolvidas com o objetivo de reduzir a carga poluidora da manipueira, utilizando o tratamento aeróbio, considerado, por alguns, como vantajoso, devido a alguns fatores elencados a seguir:

- ✓ não é necessário um sistema complementar ao tratamento;
- ✓ há redução de espaço físico;
- ✓ o controle é simples;
- ✓ há melhor eficiência na redução da carga orgânica;
- ✓ há redução da concentração de nitrogênio e fósforo, entre outros.

Pela via aeróbia, o oxigênio contido no ar atmosférico é usado pelos microrganismos contidos no meio para decomposição da matéria orgânica. Para acelerar e controlar este processo, é necessário o emprego de mecanismos que promovam uma adequada oxigenação e normalmente, para isso, são empregados equipamentos que demandam energia.

Mais de 80% das estações de tratamento biológico de águas residuárias são baseadas no princípio do processo de lodo ativado, que produzem um efluente de acordo com os padrões legais e gera um impacto ambiental mínimo (TIZGHADAM; DAGOT; BAUDU, 2008).

Segundo Alberte (2003), o sistema de lodo ativado é amplamente utilizado para o tratamento de despejos domésticos e industriais, em situações em que é necessária elevada qualidade do efluente, além de 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 outros estudos têm sido realizados com o intuito de aprimorar cada vez mais esse tipo de tratamento, reduzindo custos principalmente com aeração e com a diminuição da área dispendida na sua construção.

3.2.2 Microbiologia de lodos ativados

Na microbiota de lodos ativados são encontradas bactérias, fungos, protozoários, algas, rotíferos, nematóides e até larvas de insetos (BRANCO, 1986; VAZOLLER et al., 1989).

Nos sistemas de lodos ativados procura-se intensificar a proliferação de certos microrganismos, especialmente bactérias que, além da propriedade de oxidar aerobicamente a matéria orgânica e a amônia, possuem a característica especial de formarem massas capazes de adsorver partículas em suspensão. Essa característica é fundamental no tratamento da fase líquida do esgoto contendo finas partículas em suspensão. A formação dessas massas de maior tamanho e densidade, chamadas de flocos biológicos, confere à biomassa suspensa capacidade de rápida sedimentação (BENTO, 2000).

Para o tratamento de esgoto doméstico, um lodo marrom escuro, com cheiro de úmido, é indicativo de lodo saudável, com aglomerado de densos flocos de bactérias e protozoários ciliados (LOW et al., 2000). A presença de protozoários ciliados é indicativa da boa qualidade do efluente e sua presença é aceita como indicador de uma população sadia no sistema de tratamento (SALVADÓ; GRACIA; AMIGÔ, 1995).

Os fungos não são comumente encontrados em sistemas de lodos ativados operados corretamente (VAZOLLER et al., 1989). Seu aparecimento pode ser estimulado se prevalecerem determinadas condições, tais como: pH próximo de 5, presença de grande quantidade de carboidrato e deficiência de nutrientes, podendo também ocorrer desfloculação e o crescimento excessivo de fungos filamentosos, causando a situação de intumescimento do lodo, também conhecido como *bulking* (SILVA, 1977; CETESB, 1991).

Uma forma de diminuir a incidência de fungos no reator é a adição de fósforo. Branco (1967), estudando a dinâmica de populações microbianas no tratamento aeróbio da manipueira, observou que a predominância de fungos filamentosos nos flocos do lodo era substituída por bactérias com a adição de fósforo.

Dentre os microrganismos encontrados têm-se os protozoários, organismos eucariotos, que não apresentam diferenciação celular, reproduzem-se por divisão binária, sendo três os principais grupos: as amebas, os flagelados e os ciliados, sendo os últimos mais freqüentemente encontrados (VON SPERLING, 1997).

Segundo Madoni; Davoli; Gibin (1994), esses microrganismos contribuem no tratamento de águas residuárias através dos seguintes mecanismos:

- a. Removendo bactérias e contribuindo para a clarificação do efluente;
- b. Degradando a matéria orgânica e, conseqüentemente, reduzindo a DBO do efluente;
- c. Produzindo polissacarídeos e mucoproteínas que contribuem na floculação do material suspenso;
- d. Interagindo com os demais organismos e mantendo o equilíbrio ecológico do sistema;
- e. Indicando as condições do lodo e a qualidade do efluente final;
- f. Reduzindo a produção de lodo através da ingestão de bactérias floculadas.

Organismos ciliados são normalmente encontrados nos sistemas de lodo ativado, e seu papel principal no processo de purificação é o fato de os mesmos se alimentarem das bactérias dispersas e outros organismos (LEE et al., 2004).

Apesar dos protozoários serem, depois das bactérias, os mais abundantes componentes da microbiota nos sistemas de tratamento de esgotos, outros organismos microscópicos também podem surgir, como os micrometazoários. No processo de lodo ativado, eles são representados pelos rotíferos, anelídeos, nematóides e tardígrados, sendo os primeiros os mais freqüentes. Esses organismos possuem lenta taxa de crescimento, surgindo apenas em sistemas onde os sólidos ficam retidos por longos períodos de tempo (BENTO, 2000).

Segundo Wanner (1994), os microrganismos presentes no lodo ativado podem ser classificados, de forma geral, em dois grandes grupos:

- 1- Decompositores: constituem cerca de 95% da população microbiana e são, na maioria, bactérias, alguns fungos e também certos protozoários. Estes microrganismos são responsáveis pela degradação bioquímica dos substratos;
- 2- Consumidores: alimentam-se de bactérias e protozoários, incluindo a microbiota, composta por protozoários e metazoários microscópicos. Possuem papel secundário na degradação da matéria orgânica, mas são de grande importância na manutenção do balanço ecológico do sistema.

3.2.1.1 Bactérias

As bactérias são microrganismos unicelulares procariontes, que possuem parede celular e divisão binária, sendo de grande importância no estudo de sistemas de lodos ativados (VON SPERLING, 1997).

A bactéria *Zooglea ramigera*, cuja principal característica está na grande quantidade de massa gelatinosa que suas colônias são capazes de produzir, foi por muito tempo considerada a espécie mais importante no processo de floculação de lodos ativados. Sabe-se que é possível obter floculação por inúmeras espécies de bactérias e que essa característica de produzir floculação não está relacionada com propriedades especiais de um ou alguns tipos de bactérias, mas com determinadas condições do ambiente em que estas se encontram (BRANCO, 1986).

No lodo ativado, as populações de bactérias (decompositores primários) fixam um substrato complexo, geralmente variável em qualidade e quantidade. A partir desses organismos, forma-se uma fauna de consumidores primários, também sujeitos a predação entre si (protozoários). As interações, tanto de competição quanto de predação, são muito diversificadas (CETESB, 1991).

Segundo Bento (2000), no tratamento biológico de despejos, as bactérias são as principais responsáveis pela degradação. No processo de lodos ativados, elas desempenham três papéis básicos: a oxidação da matéria carbonácea, a nitrificação e a formação dos flocos que confere a capacidade de sedimentabilidade ao lodo.

3.2.1.2 Relação A/M

De acordo com Bento (2000), parte do lodo produzido nos sistemas deve ser descartada periodicamente para a manutenção da qualidade de microrganismos desejáveis ao processo. Os microrganismos crescem e multiplicam-se de acordo com a quantidade de alimento (substrato) disponível no resíduo. O sucesso da operação de um sistema de lodos ativados consiste na manutenção de um balanço entre a quantidade de microrganismos e a quantidade de alimento, além de uma boa oxigenação. Este balanço é geralmente relacionado à carga do processo, que é expressa pela relação A/M (alimento/ microrganismo).

A relação A/M (alimento/microrganismo) ou também denominado F/M (food/microrganism rate) ou ainda carga de lodo é um conceito bastante utilizado por operadores de sistemas de lodo ativado e baseia-se no conceito de que a quantidade de alimento ou substrato disponível por unidade de massa dos microrganismos é relacionada com a eficiência do sistema. Assim, pode-se entender que quanto maior a carga de DQO fornecida a um valor unitário de biomassa (elevada relação A/M) menor será o volume requerido para o reator. Inversamente, quanto menos DQO for fornecida às bactérias (baixa relação A/M)

maior será a avidéz pelo alimento, implicando em maior eficiência na redução da DQO, conjuntamente com o requisito de maior volume para o reator. O objetivo do seu controle é o de se manter constante esta relação, de forma a garantir remoção uniforme de substrato. A relação A/M assume geralmente os valores de 0,3 a 0,8 d⁻¹ (VON SPERLING, 1997).

3.2.1.3 Formação do floco do lodo

Os flocos biológicos que formam o lodo ativado apresentam uma estrutura heterogênea formada por microrganismos ativos na degradação dos componentes de esgoto e material orgânico e inerte adsorvido, enzimas microbianas excretadas e células mortas (BRANCO, 1986; VON SPERLING, 1997; CETESB, 1997). O tamanho do floco é regulado pelo balanço entre as forças de coesão e as tensões de cisalhamento causadas pela aeração e agitação artificial (LA REVIÉRE, 1977 apud VON SPERLING, 1997).

Segundo Jenkins; Richard; Daigger (1993), os flocos ideais são grandes, densos, compactos e com aspecto resistente. Nestes flocos verifica-se um equilíbrio entre os microrganismos formadores de flocos e os filamentos. O lodo com essas características normalmente apresenta IVL (índice volumétrico de lodo) entre 80-120 mL/g, e, quando sedimenta, produz um sobrenadante pouco turvo.

Muitos problemas associados com o processo de lodo ativado envolvem pouca sedimentabilidade. Por essa razão, um método rápido de avaliar a sedimentabilidade é vital para assegurar boa separação do lodo no reator. O problema mais típico de sedimentação é o intumescimento 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 (ALBERTE, 2003).

Jenkins; Richard; Daigger (1993) definiram intumescimento de lodo como uma falha na macroestrutura originada pelo seu excesso, relacionando o aparecimento deste problema com a presença excessiva de microrganismos filamentosos.

Segundo Yuan; Bogaert; Verstraete (2000) existe a hipótese de que a proliferação de microrganismos filamentosos em alguns sistemas de remoção biológica de nutrientes (RBN) seja reforçada pela transição de organismos heterótrofos entre condições anóxicas e aeróbias.

Novák et al. (1993) referem-se ao termo intumescimento de lodo para definir uma fase em que a taxa de sedimentação do lodo é baixa e a compactação dos flocos é fraca, sem

qualquer relação com as causas. Daigger (1996) considera um sistema com intumescimento de lodo quando este apresenta IVL igual ou superior a 150 mL/g.

As principais conseqüências do intumescimento do lodo são as dificuldades na sedimentação e na manutenção de sua concentração ideal ao tratamento, a baixa taxa de desidratação do lodo excedente e o excesso de carga hidráulica no processamento deste (WANNER, 1994).

No sistema de lodos ativados, há uma descarga de lodo, porque sem ela o crescimento contínuo do lodo não pode exceder determinado valor, garantindo o funcionamento adequado do decantador de lodo como unidade de separação de fases. A produção de lodo em excesso dá uma dimensão extra ao sistema de lodo ativado: além do tratamento da água residuária, existe a necessidade de encontrar um método adequado para o tratamento e disposição final do excesso do mesmo (ALBERTE, 2003).

Devido às novas exigências das leis ambientais, que são cada vez mais estritas em relação à disposição final do excesso de lodo produzido pelo sistema aeróbio, vêm aumentando as pesquisas que tratam sobre este problema (LIU; TAY, 2001).

Segundo Zhao e Kugel (1997), o tratamento do excesso do lodo pode ser de 25 % a 65 % do custo total operacional do processo, ficando o restante do custo dividido entre a manutenção do processo e a energia consumida.

Recentemente algumas técnicas de redução de lodo estão sendo desenvolvidas baseadas na oxidação química e no desacoplamento metabólico (LIU, 2003). Métodos para oxidação química, como tratamento térmico alcalino, cloração e ozônio, têm recebido atenção intensiva nos últimos anos (YANG; XIE; LIU, 2003).

Yang; Xie; Liu (2003) estudaram a eficácia de quatro compostos químicos na redução da produção do excesso de lodo e constataram que o composto *m-clorofenol* foi o mais eficiente, conseguindo uma redução mínima de 86% do lodo. A incorporação do composto químico tetraclorosalicilanilida (TCS) reduziu em cerca de 40% o crescimento do lodo (CHEN; MO; LIU, 2002).

O excesso de lodo foi eficientemente transformado em solução pela incubação anaeróbia a 60°C depois da adição de NaOH a uma concentração de 0,01 N. Sob estas condições, aproximadamente 40% do lodo tornaram-se solução em 4 dias, os sólidos ficaram mais densos pela floculação e um líquido claro foi obtido (SAIKI et al., 1999). Já Chang; Ma; Lo (2002) estudaram quatro concentrações diferentes de NaOH, constatando que a concentração de 40 meq/l foi a mais eficiente.

Utilizando o método de congelamento e descongelamento, Chu et al. (1999) estudaram a capacidade de redução de densidade microbiológica, transformando a estrutura dos flocos em formas mais compactas, reduzindo a água contida no lodo.

O efeito da cloração nos valores de redução de lodo, na formação de trialometanos, na sedimentabilidade do lodo e na qualidade no efluente foram analisados e a técnica de cloração reduziu em até 65% a produção do lodo. No entanto, resultou em uma má sedimentabilidade e no aumento da DQO (SABY; DJAFER; CHEN, 2002).

Produção baixa de lodo foi observada na aeração com oxigênio puro no processo lodo ativado. Isto implica que alta concentração de oxigênio dissolvido pode promover uma redução de lodo. Comparado com a aeração do processo lodo ativado convencional, a produção pode ser reduzida em mais de 54% utilizando-se oxigênio puro (LIU, 2003).

Abassi; Dullstein; Rabiger (1999) estudaram os efeitos do oxigênio dissolvido na produção em excesso de lodo e seus resultados mostraram que o excesso de produção de lodo foi reduzida de 0,28 para 0,2 mg SST mg⁻¹ DBO quando a concentração de oxigênio dissolvido no reator foi aumentada de 1,8 para 6,0 mg L⁻¹. Isto defende a idéia básica de que uma alta concentração de oxigênio dissolvido pode promover a redução de lodo.

Benefício adicional de alta concentração de oxigênio dissolvido no processo biológico inclui repressão no crescimento filamentosos, habilidade de manter concentração da biomassa alta no tanque de aeração, melhoramento da sedimentação e adensamento do lodo, alta eficiência na transferência O₂ e maior estabilidade na operação (LIU, 2003).

Na ausência de O₂ dissolvido, foi observado que uma fração significativa da população heterotrófica mista no lodo ativado pode usar nitrato como acceptor final de elétron em vez de oxigênio (COPP; DOLD, 1998). Este mecanismo é conhecido como respiração anóxica ou desnitrificação. Os mesmos autores estudaram o crescimento de produção de lodo ativado sob condições anóxicas, obtendo valores inferiores em 38% quando comparado com condições aeróbias.

De fato, existem fortes evidências de que a produção menor de lodo pode ser esperada em condições anóxicas ou na etapa de desnitrificação do sistema biológico (COPP; DOLD, 1998; HAO et al., 2001; KOCH; KUHN; SIEGRIST, 2001; PENG et al., 2001).

Saby; Djafer; Chen (2003) estudaram o efeito do potencial de óxido-redução com zonas sem aeração na produção de excesso de lodo no processo lodo ativado. Foi intercalado no sistema aerado um tanque sem aeração paralelo no qual o lodo passava e depois retornava ao tanque de aeração e constataram que esse sistema produzia menos lodo do que no processo

de referência, além de uma eficiência melhor na DQO e na estabilização do lodo.

3.3 Sistema de Batelada

Atualmente, inovações no processo de lodo ativado têm sido desenvolvidas, como, por exemplo, processos com bio-membrana, batelada seqüencial (TIZGHADAM; DAGOT; BAUDU, 2008).

Os processos em batelada seqüencial – SBR consistem em um tratamento realizado em um tanque unitário ou em tanques paralelos, onde são realizadas as etapas de enchimento, reação, sedimentação, drenagem e de descanso, segundo programação do processo (ALMEIDA, 2005). Com a utilização de uma única unidade para o tratamento de efluente, as etapas do processo passam a ser simplesmente seqüências do tempo e não unidades separadas onde os processos ocorrem paralelamente, como acontece nos sistemas de fluxo contínuo (BENTO, 2000).

O tratamento de efluentes por lodos ativados em sistema batelada seqüencial vem sendo extensivamente estudado pela comunidade científica e implantado por indústrias interessadas em se beneficiarem com suas vantagens: flexibilidade operacional, economia de espaço, boa estratégia para indústrias de produção sazonal ou descontínua, fornecimento de um efluente de boa qualidade e um alto grau de eficiência de remoção de matéria orgânica (TEMPS; PAWLOWSKY, 2000).

Segundo Chang; Hao (1996), este sistema tem uma eficiência média de 91% de remoção da carga orgânica. Este sistema tem sido muito utilizado no tratamento de esgoto doméstico devido à economia de energia (UMBLE; KETCHUM, 1997).

Foi observado que as características físicas do floco têm um papel muito importante no SBR (JANG et al., 2003). O SBR produz flocos com boa sedimentabilidade e conseqüentemente separação entre o sólido (biomassa) e o líquido tratado. Isto porque, durante o mecanismo de floculação, as células suspensas no lodo ativado interagem, de uma forma ainda não definida, com a carga negativa de exopolissacarídeos (EPS) formados.

Segundo Bento (2000), no processo de lodo ativado com aeração prolongada, a biomassa permanece no sistema por um período mais longo, cerca de 18 a 30 dias, recebendo a mesma carga de DBO que o sistema convencional. Desse modo, a disponibilidade de alimento para a biomassa é menor do que no sistema convencional. Para que a biomassa permaneça mais tempo no sistema, é necessário que o reator seja maior (o tempo de detenção do líquido fica em torno de 16 a 24 horas). Portanto, há menor quantidade de matéria orgânica

por unidade de volume do tanque de aeração. Conseqüentemente, para sobreviverem, as bactérias passam a utilizar a matéria orgânica componente de suas células para os seus processos metabólicos, ou seja, entram na fase de crescimento endógeno. Isto corresponde a uma estabilização da biomassa, ocorrendo no próprio tanque de aeração (METCALF; EDDY, 1991; VON SPERLING, 1997).

O processo intermitente é composto por um reator de mistura completa onde ocorrem todas as etapas do tratamento. Isso é realizado através do estabelecimento de ciclos de operação com durações definidas. A massa biológica permanece no reator durante todos os ciclos, eliminando dessa forma a necessidade de decantadores. De acordo com Von Sperling (1997) e Van Haandel; Marais (1999), os ciclos normais de tratamento são:

1. Enchimento do reator com água residuária bruta ou decantada. No reator há uma camada de lodo e os aeradores podem estar ligados ou não;
2. Tratamento da água residuária (remoção da matéria orgânica e dos sólidos em suspensão) com reator cheio e os aeradores ligados;
3. Sedimentação do lodo no reator (separação dos sólidos em suspensão do esgoto tratado). Nesta etapa os aeradores ficam desligados;
4. Descarga do efluente tratado e eventualmente de lodo em excesso.

A duração usual de cada ciclo pode ser alterada em função das variações da vazão afluente, das necessidades do tratamento e das características do esgoto e da biomassa no sistema.

Há algumas modificações nos sistemas de fluxo intermitente, relacionadas tanto à forma de operação (alimentação contínua e esvaziamento descontínuo), quanto à seqüência e duração dos ciclos associados a cada fase do processo. Estas variações permitem simplificações adicionais no processo ou a remoção biológica de nutrientes (VON SPERLING, 1997).

Sirianuntapiboon; Sadahiro; Salee (2007) utilizaram um reator em batelada seqüencial para tratar água residuária de indústria têxtil e conseguiram reduções de até 98% da matéria orgânica.

Lamine; Ghrabi (2007) utilizaram um reator em batelada seqüencial com ciclos de doze horas, sendo destas, cinco com paralisação da aeração e outras cinco com aeração e encontraram reduções de 90% da DQO e valores de IVL menores que 100 mL/g.

O processo aerado intercalado talvez seja hoje uma solução de baixo custo no problema do excesso de produção do lodo no processo lodo ativado e também no gasto com energia.

4. MATERIAL E SISTEMAS DE ESTUDOS

4.1. Local da pesquisa

A pesquisa foi realizada no Laboratório de Bioprocessos do Departamento de Engenharia e Tecnologia de Alimentos da Universidade Estadual Paulista (UNESP), Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas, campus de São José do Rio Preto-SP.

4.2. Água residuária

A manipueira utilizada foi proveniente da empresa “Plaza Indústria e Comércio Ltda”, Fábrica de farinha de mandioca localizada em Santa Maria da Serra, São Paulo, sendo coletada no sistema de decantação de manipueira da empresa, durante o período de produção da fábrica e transportada em galões para o laboratório da UNESP de São José do Rio Preto, que foram deixados em repouso para sedimentação do amido, o qual foi retirado. O sobrenadante foi armazenado em garrafas do tipo PET (polietileno tereftalato) de 2 litros e armazenado a – 5° C.

Para a realização da alimentação do reator, a manipueira foi diluída de acordo com as concentrações iniciais de DQO desejada.

4.3. Inóculo

O inóculo do reator foi à base de esterco de porco obtido de uma fazenda de pequeno porte, sendo este previamente aclimatado à manipueira segundo Umsza-Guez (2004).

4.4. Reator

Os reatores aeróbios eram cilíndricos de polietileno tereftalato (31 cm de altura x 9 cm de diâmetro), com capacidade total de 2 litros e 1,5 litros de volume de trabalho, com uma relação diâmetro-altura do líquido de 1:2,5 e com tempo de corrida de 24 horas.

O reator foi mantido à temperatura ambiente e a alimentação e retirada do efluente realizada manualmente.

A aeração foi feita por meio de aeradores de aquário, através da pedra porosa para facilitar a formação das bolhas. Os tempos de aeração foram pré-determinados e controlados através do uso de um temporizador.

A Figura 1 mostra o modelo dos reatores utilizados.

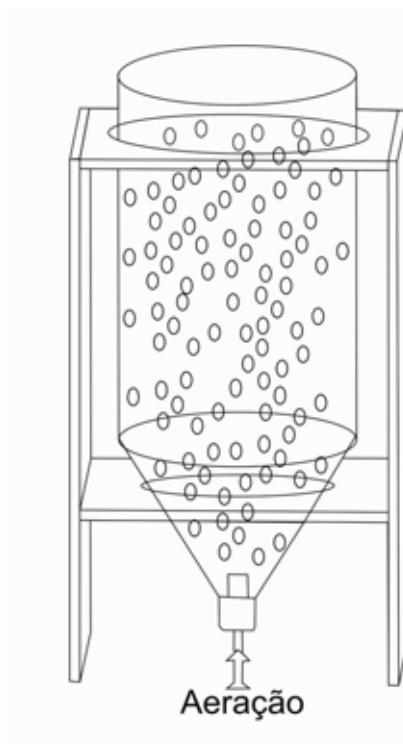


FIGURA 1. Reator aeróbio em batelada seqüencial.

4.5. Pontos de coleta das amostras

As amostras foram coletadas antes da entrada no reator (alimentação) e após o tempo de corrida de 24 horas dentro do reator (saída).

4.6 Análises físico-químicas

4.6.1 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Para realização das análises de DQO, foi utilizado o método colorimétrico de refluxo fechado, utilizando um digestor e um espectrofotômetro (Hach Co.), segundo metodologia da APHA (1995).

4.6.2 pH

Para esta determinação, foi utilizado um pHmetro PM 608 da marca Analion Indústria e Comércio Ltda, seguindo a metodologia descrita em APHA (1995).

4.6.3 Sólidos totais (ST), suspensos (SUS) e dissolvidos (DIS)

A determinação da quantidade de sólidos totais, suspensos e dissolvidos foi realizada em estufa a 105° C, segundo metodologia descrita em APHA (1995).

4.6.4 Turbidez

Para a determinação da turbidez foi utilizado primeiramente um aparelho que fornecia os valores em NTU. Porém, devido a problemas no mesmo, foi substituído por um espectrofotômetro (Hach Co.), sendo fornecidos os valores em FTU.

4.6.5 Determinação do índice volumétrico de lodo (IVL)

A determinação do índice volumétrico de lodo foi realizada em Cone Imhoff, seguindo a metodologia utilizada por APHA (1995) e Silva (1977).

4.6.6 Determinação da relação A/M

O cálculo foi realizado segundo metodologia da APHA (1995).

4.6.7 Cálculo da porcentagem de redução de DQO

$$\eta = \frac{S_o - S_e}{S_o} \times 100$$

4.7 Dinâmica do processo

A pesquisa consistiu em aumentar a carga orgânica da entrada de manipeira em diferentes tempos de parada da aeração avaliando a eficiência na estabilização do processo.

Cada etapa durou no mínimo 40 dias, até a verificação da estabilização do reator às novas condições.

Com o intuito de comparação, foi mantido um reator com aeração contínua durante todo o tempo de corrida de 24 horas.

Foram utilizadas concentrações de DQO de 2.500, 3.200, 6.000 e 10.000 mg L⁻¹. As variáveis de parada, dentro dos reatores com DQO de 2.500 mg L⁻¹, que apresentaram os melhores resultados foram aplicadas nos reatores com DQO de 6.000 mg L⁻¹ e a variável que apresentou o melhor resultado destes foi aplicada no reator com DQO de 10.000 mg L⁻¹, como pode ser observado na Tabela 1.

Para avaliar o potencial máximo da paralisação da aeração, foi aplicado um reator com paralisação da aeração por 19 horas e com uma carga orgânica de 3.200 mg L⁻¹.

TABELA 1. Concentração de DQO e variações do tempo em que foram realizadas as análises, onde F é o tempo de funcionamento e P é igual ao tempo de parada da aeração, com um tempo de corrida de 24 horas.

Tempo de parada	DQO 2.500 mg L ⁻¹	DQO 6.000 mg L ⁻¹	DQO 10.000 mg L ⁻¹	DQO 3.200 mg L ⁻¹
8 horas	A F 4 - P 2			
	B F 8 - P 4	F 16 - P 8	-	-
	C F 16 - P 8			
12 horas	A F 4 - P 4			
	B F 6 - P 6	F 6 - P 6	F 6 - P 6	-
	C F 12 - P 12			
16 horas	A F 2 - P 4			
	B F 4 - P 8	F 4 - P 8	-	-
	C F 8 - P 16			
19 horas	-	-	-	F4 - P4 - F15' - P4 - F15' P4 - F15' - P4 - F15' - P3

4.8 Tratamento estatístico dos dados

A estatística multivariada é frequentemente utilizada no tratamento de dados analíticos.

Este trabalho introduziu um estudo envolvendo quimiometria sobre os resultados obtidos. A análise quimiométrica pode ser definida como o processo no qual dados (por exemplo, números em uma tabela) são transformados em informação utilizada para tomada de decisões (Beebe; Pell; Seasholtz, 1998). Os dados foram avaliados por meio da análise de componentes principais, uma técnica de aprendizagem não supervisionada que tem como objetivo diminuir a dimensão do sistema por meio de decomposição de uma matriz de dados; tal processo calcula novas variáveis (eixos) a partir das variáveis originais.

4.8.1 Análise de Componentes Principais – PCA

As componentes principais (PC), também chamadas de fatores, são frutos da combinação linear entre as variáveis. A combinação é feita de forma que o máximo de informação seja expresso em um número o mais reduzido possível de componentes. Grupos de variáveis que possuem correlação (fornecem a mesma informação) são substituídos por sua combinação linear que resulta nas componentes principais (equação 1).

$$\mathbf{p}_i = \sum_{j=1}^{\nu} c_{i,j} x_j, \quad (1)$$

na qual \mathbf{p}_i é a i -ésima componente principal e $c_{i,j}$ é o coeficiente da variável x_j , e há ν variáveis. A primeira componente principal de um conjunto de dados corresponde à combinação linear das variáveis que dão o melhor ajuste dos dados quando eles são diagramados no espaço de dimensões ν . A variância dos dados é maximizada para que estes tenham seu maior desvio ao longo da primeira componente. A segunda componente principal e todas as subseqüentes são definidas em função da máxima variância dos dados ainda não quantificados pelas componentes principais anteriores. Todas as componentes principais são ortogonais entre si. As distâncias entre as amostras são usadas para definir similaridades e diferenças. Num sistema multivariado, a correlação entre muitas variáveis é um problema que deve ser solucionado devido à Redundância no conjunto de informações. A solução para

resolver o problema de correlação é introduzir um novo conjunto de variáveis de menor número e informação semelhante.

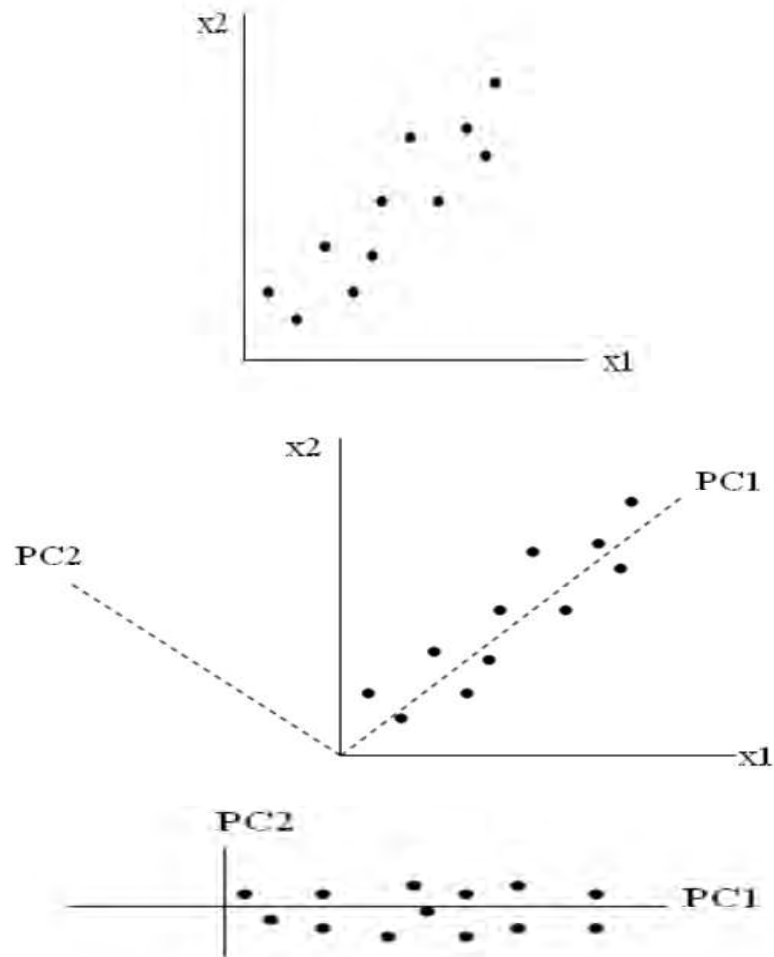


FIGURA 2. Ilustração da criação do novo sistema de eixos constituído pelas componentes principais.

Para que seja conhecido o grau de colaboração das variáveis para a construção de cada componente principal, a matriz de dados $M(n, m)$ para n composto e m variáveis é decomposta em duas matrizes: S dos “scores” que seriam as coordenadas relativas às novas componentes e a matriz L dos “loadings”, a última fornece os coeficientes da combinação linear que indicam o peso das variáveis antigas referentes às componentes principais geradas.

$$M = SL^T \quad (2)$$

As colunas da matriz L representam as componentes principais em sua ordem (por exemplo, a PC1 é representada pela primeira coluna de L , a PC2 pela segunda e assim por

diante). A análise das componentes principais (PCA) serve para conhecer a relação entre as variáveis (os descritores) e a contribuição destas para a construção das componentes, mas neste ponto ainda não é estudada a correlação entre as variáveis e a propriedade que se deseja prever. Os resultados da PCA podem ser expressos em tabelas ou por gráficos em virtude da baixa dimensão das componentes. A representação gráfica da análise das componentes principais é possível em virtude da redução dimensional (PC) dos eixos onde é expressa a variância.

É também útil conhecer quais as variáveis contribuem mais para cada componente principal (dado fornecido pelos coeficientes $c_{i,j}$ da Equação (1)).

Os dados foram auto-escalados porque as variáveis possuem diferentes unidades, e organizados numa matriz como mostra a Tabela 3. As variáveis utilizadas foram pH, DQO e a sua porcentagem de redução, turbidez, IVL, F/M e os sólidos totais, suspensos, dissolvidos e totais na saída. As eficiências de cada análise foram também adicionadas à coluna das variáveis. Os dados foram dispostos em duas matrizes, na qual a primeira matriz continha 50 linhas e 27 colunas e a segunda 26 linhas e 28 colunas.

As linhas são representativas das amostras do sistema enquanto as variáveis estão dispostas nas colunas. As amostras foram divididas da seguinte maneira:

Reatores com DQO de 2.500 mg L⁻¹ e com 8 horas de paralisação da aeração:

- 1-) rA_n_8h, n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice A significa que o reator tem a variável de F 4 - P 2.
- 2-) rB_n_8h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice B significa que o reator tem a variável de F 8 - P 4.
- 3-) rC_n_8h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice C significa que o reator tem a variável de F 16 - P 8.

Reatores com DQO de 2.500 mg L⁻¹ e com 12 horas de paralisação da aeração:

- 1-) rA_n_12h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice A significa que o reator tem a variável de F 4 - P 4.
- 2-) rB_n_12h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice B significa que o reator tem a variável de F 6 - P 6.
- 3-) rC_n_12h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice C significa que o reator tem a variável de F 12 - P 12.

Reatores com DQO de 2.500 mg L⁻¹ e com 16 horas de paralisação da aeração:

1-) rA_n_16h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice A significa que o reator tem a variável de F 2 - P 4.

2-) rB_n_16h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice B significa que o reator tem a variável de F 4 - P 8.

3-) rC_n_16h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice C significa que o reator tem a variável de F 8 - P16.

Reator com DQO de 2.500 mg L⁻¹ e com 24 horas de aeração:

rA_n_24h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice A significa que o reator tem a variável de aeração constante.

Reatores com DQO de 6.000 mg L⁻¹ e com 8, 12 e 16 horas de paralisação da aeração:

1-) rA_n_8h, n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice A significa que o reator tem a variável de F 16 - P 8, com 8 horas de paralisação.

2-) rB_n_12h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice B significa que o reator tem a variável de F 6 – P6, com 12 horas de paralisação.

3-) rC_n_16h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice C significa que o reator tem a variável de F 4 – P8, com 16 horas de paralisação.

Reator com DQO de 10.000 mg L⁻¹ e com 12 horas de paralisação da aeração:

1-) rA_n_12h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice A significa que o reator tem a variável de F 6 – P6, com 12 horas de paralisação.

Reator com DQO de 3.200 mg L⁻¹ e com 19 horas de paralisação da aeração:

1-) rA_n_19h , n=1 a 5, para cada análise realizada. O índice A significa que o reator tem a variável de 19 horas de paralisação.

Para adequar a matriz de dados às variáveis sólidos totais (Tot), suspensos (Sus), dissolvidos (Dis), IVL e A/M, para as quais foram computadas somente 5 análises, as variáveis pH, DQO e turbidez foram dispostas da seguinte forma:

- pH1_E e pH1_S, que equivalem as 5 primeiras análises de cada reator, pH2_E e pH2_S que equivalem da 6º á 10º análise e pH3_E e pH3_S, que equivalem da 11º a 15º análise do reator.
- DQO1_E e DQO1_S, que equivalem as 5 primeiras análises de cada reator, DQO2_E e DQO2_S que equivalem da 6º á 10º análise e DQO3_E e DQO3_S, que equivalem da 11º a 15º análise do reator.
- Tur1_E e Tur1_S, que equivalem as 5 primeiras análises de cada reator, Tur2_E e Tur2_S que equivalem da 6º á 10º análise e Tur3_E e Tur3_S, que equivalem da 11º a 15º análise do reator.
- Já as variáveis de sólidos totais (Tot), suspensos (Sus), dissolvidos (Dis) e sólidos totais saída (Sólido Tot. S) equivalem a 5 análises, da mesma forma que o IVL e A/M.

A última coluna representa uma variável de classe, cuja utilidade consiste em facilitar a visualização dos dados, por meio de atribuição de cores. Os tempos de parada da aeração foram separados em classes:

1. reatores com DQO de 2.500 mg L⁻¹ e com 8 horas de paralisação da aeração;
2. reatores com DQO de 2.500 mg L⁻¹ e com 12 horas de paralisação da aeração;
3. reatores com DQO de 2.500 mg L⁻¹ e com 16 horas de paralisação da aeração;
4. reator com DQO de 2.500 mg L⁻¹ e com aeração constante;
5. reatores com DQO de 6.000 mg L⁻¹ e com 8,12 e 16 horas de paralisação da aeração;
6. reator com DQO de 10.000 mg L⁻¹ e com 12 horas de paralisação da aeração;
7. reator com DQO de 3.200 mg L⁻¹ e com 19 horas de paralisação da aeração.

TABELA 2. Modelo da matriz de dados

Amostras	V₁	V_n
Reatores A, B e C com 8 horas de paralisação da aeração (DQO de 2.500 mg L ⁻¹)	--	--
Reatores A, B e C com 12 horas de paralisação da aeração (DQO de 2.500 mg L ⁻¹)	--	--
Reatores A, B e C com 16 horas de paralisação da aeração (DQO de 2.500 mg L ⁻¹)	--	--
Reator A com aeração constante (DQO de 2.500 mg L ⁻¹)	--	--
Reatores A, B e C com 8, 12 e 16 horas de paralisação da aeração (DQO de 6.000 mg L ⁻¹)	--	--
Reator A com 12 horas de paralisação da aeração (DQO de 10.000 mg L ⁻¹)	--	--
Reator A com 19 horas de paralisação da aeração (DQO de 3.200 mg L ⁻¹)	--	--

(*) V_n representa cada uma das variáveis

No caso específico deste trabalho, o objetivo da análise quimiométrica foi verificar, por meio da análise de componentes principais, quais as variáveis mais importantes para individualizar os perfis do efluente dos reatores, identificando quais de suas características são mais importantes para descrever as maiores eficiências durante os processos supramencionados. O objetivo principal foi estabelecer um comportamento dessas variáveis para se determinar qual é o melhor reator para o tratamento do resíduo decorrente do processamento da farinha de mandioca.

5. RESULTADOS

5.1 Concentração de 2.500 mg DQO L⁻¹

Nestes experimentos, a alimentação dos reatores foi em média de 2.500 mgDQO L⁻¹ com um tempo de corrida de 24 horas. Esperou-se nos primeiros sete dias a fase em que ocorre a chamada aclimatação do lodo biológico, ou seja, os microrganismos passam a assimilar gradativamente a manipueira até tornarem-se adaptados a ela. A seguir, estão apresentados os resultados obtidos para cada variável analisada, avaliando-se ainda por meio da quimiometria todas elas simultaneamente para se determinar aquelas que exercem maior influência no desempenho do reator.

Os resultados foram separados inicialmente por tempos de aeração e concentração de DQO.

5.1.1 Reatores com 8 horas de paralisação da aeração

5.1.1.1 Resultados de DQO

A análise de DQO, demanda química de oxigênio, acaba sendo o método mais empregado para se avaliar a eficiência do tratamento. Nos valores deste método, constam não só a matéria orgânica facilmente degradável, mas também a matéria orgânica de difícil degradação.

A análise de DQO fornece maiores detalhes sobre a degradação da matéria orgânica e os resultados obtidos estão na Tabela 3 e Figuras 3 e 4.

TABELA 3. Resultados de DQO (mg L^{-1}) e % de redução da mesma dos reatores com 8 horas de paralisação da aeração

DQO dos reatores com 8 horas de paralisação								
Reator F4P2			Reator F8P4			Reator F16P8		
Entrada	Saída	%	Entrada	Saída	%	Entrada	Saída	%
2563	3,5	99,8	2113	76	96,4	2353	60	97,5
2677	19	97,1	2124	50	97,6	2194	28.5	98,7
2550	24	99	2194	57	97,4	2637	29	98,9
2701	24	99,1	2404	125	94,8	2467	43.5	98,2
2602	41	98,4	2647	25	99	2466	51.5	97,9
2511	79	96,8	2590	15	99,4	2373	54.5	97,7
2649	8	99,6	2637	8	99,7	2365	45.5	98
2709	54	98	2716	25	99,1	2325	25	98,9
2644	68	97,4	2467	10	99,6	2716	55	98
2605	49	98,1	2466	30	98,8	2211	35.5	98,4
2434	98	95,9	2373	28	98,8	2502	38.5	98,5
2623	51	98	2365	36	98,5	2538	29	98,9
2620	7,5	99,7	2325	47	98	2241	33	98,5
2673	54	97,9	2413	106	95,6	2271	29.5	98,7
2643	38	98,5	1413	30	97,9	2559	14	99,5

É possível observar, no primeiro reator com paralisação de 8 horas - F4P2, que a redução máxima da DQO do efluente foi de 99,8%, e a redução média foi de 98,2 %.

Esse resultado é semelhante ao encontrado no reator F8P4 onde a redução máxima da DQO foi de 99,7%, e a redução média foi de 98%.

Já o reator F16P8, apresentou o melhor resultado, com uma diferença mínima, onde a redução máxima da DQO do efluente foi de 99,5%, e a redução média de 98,4 %.

Os três reatores apresentaram resultados semelhantes tanto na entrada do afluente quanto à saída do efluente e a redução da DQO foi acima de 98%, sendo que no reator F16P8 a redução foi maior e com a vantagem da paralisação ocorrer uma vez durante todo o período de parada, gerando, portanto uma redução maior do custo com energia.

Na Figura 3, pode ser observado o comportamento da entrada da DQO nos três reatores, enquanto que a Figura 4 mostra o comportamento da saída do efluente nos reatores.

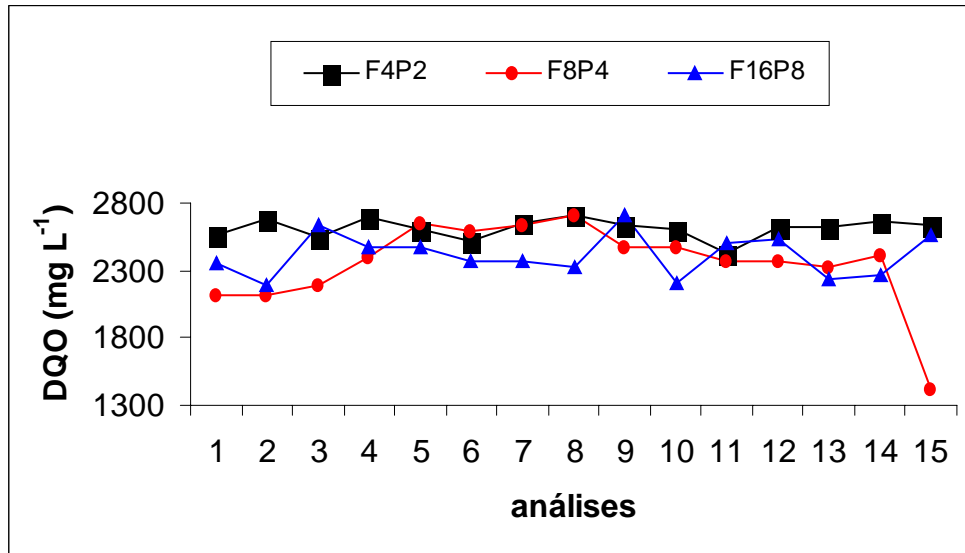


FIGURA 3. Comportamento médio da entrada do afluentes nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

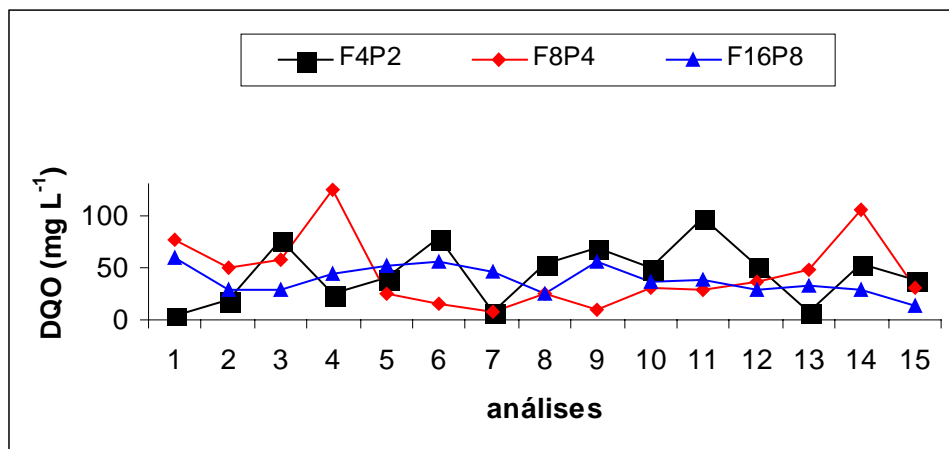


FIGURA 4. Comportamento médio da saída do efluente nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

5.1.1.2 pH

Na Tabela 4 e nas Figuras 5 e 6 estão apresentados os valores de pH da entrada e saída do resíduo dos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

Com relação ao pH, os três reatores obtiveram valores semelhantes, com entrada oscilando entre 4,3 a 5,8, e a saída de 7,3 a 8,5, sendo observada portanto uma elevação nos valores do pH da saída com relação à entrada, sem qualquer correção.

TABELA 4. Valores de pH da entrada e saída dos três reatores com 8 horas de paralisação

pH de 8 horas					
Reator F4P2		Reator F8P4		Reator F16P8	
Entrada	Saída	Entrada	Saída	Entrada	Saída
4,9	8	5,8	8,1	5,5	7,7
5	7,7	5,5	8,1	5,5	8,3
4,9	7,4	5,5	8,3	4,4	7,5
4,8	7,4	4,8	7,5	5	7,6
4,8	7,5	5,2	8,3	5	7,9
4,5	7,4	5,4	8,5	5	7,6
4,3	7,6	4,4	7,7	4,9	7,9
4,3	8,1	4,9	7,5	4,7	7,5
5	7,7	5	7,7	4,9	7,5
5	7,7	5	8	5,1	7,4
5,3	8,1	5	7,3	4,9	7,2
5	7,9	4,9	7,7	5,4	7,8
4,9	7,8	4,7	7,7	5,6	8
4,7	7,8	4,9	7,4	5,6	8,2
4,8	7,9	5,6	8	5,4	7,9

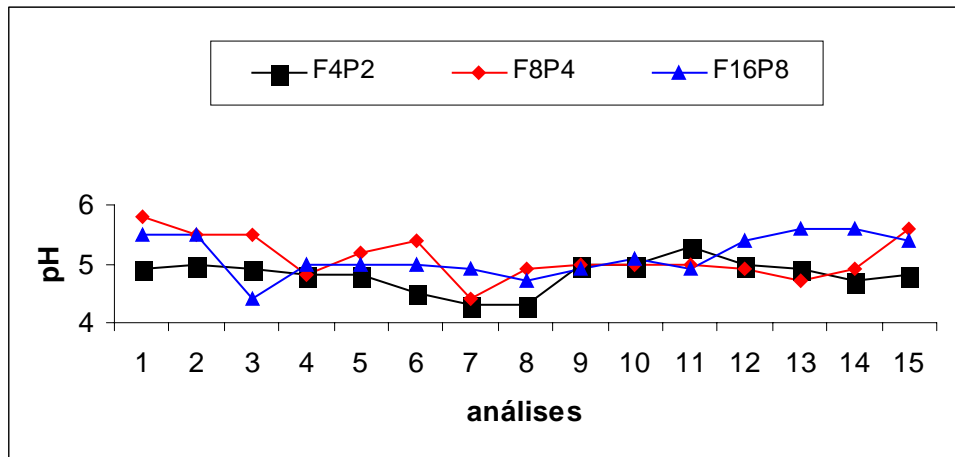


FIGURA 5. Comportamento médio do pH de entrada dos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

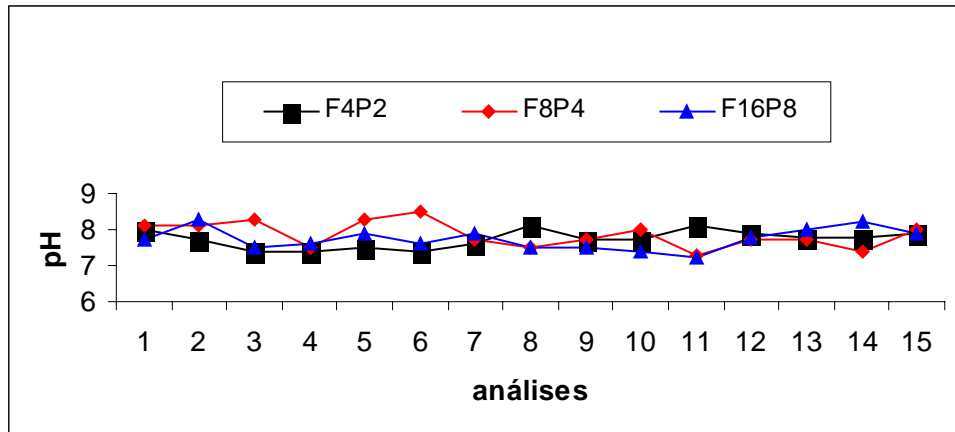


FIGURA 6. Comportamento médio do pH de saída dos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

5.1.1.3 Turbidez

A Tabela 5 apresenta os valores de turbidez para os três reatores com 8 horas de paralisação. A turbidez da água é causada por materiais suspensos e coloidais, tais como lodo, argila, minúsculos materiais orgânicos e inorgânicos, plânctons e outros organismos microscópicos (APHA, 1995).

TABELA 5. Valores de turbidez da entrada e saída do resíduo nos três reatores com 8 horas de paralisação

Turbidez de 8 horas					
Reator F4P2		Reator F8P4		Reator F16P8	
Entrada	Saída	Entrada	Saída	Entrada	Saída
30	6	34	6,8	20	18
40	15	11	6,8	40	40
24	13	4	6,5	18	7,5
19	5	15	10	16	17
15	2,5	7	7	6	6
25	4,5	17	6	23	7
28	3	18	5	31	8
28	4,5	19	5,5	5	11
29	3,8	16	3	19	19
30	2,1	6	2,5	6	18
30	3	23	5	4,5	21
28	3,5	31	4	6	10
25	4	3,5	5	6,5	6
23	4,5	13	6,7	5	7,5
27	2,5	18	4,5	12	9

De acordo com os dados apresentados na Tabela 5, observa-se que a turbidez variou nas entradas dos reatores de 4 a 40 NTU. Isso se deve à diferença na concentração de sólidos dos diferentes lotes de manipueira, e a saída de variou 2,1 a 40 NTU, sendo que o reator F4P2 apresentou uma melhor redução do material particulado, que já se encontrava em baixos valores.

As Figuras 7 e 8 mostram que mesmo com a paralisação da aeração os reatores mantiveram baixos valores de turbidez, e no reator F4P2 todos os valores de turbidez para o efluente foram inferiores aos do afluente.

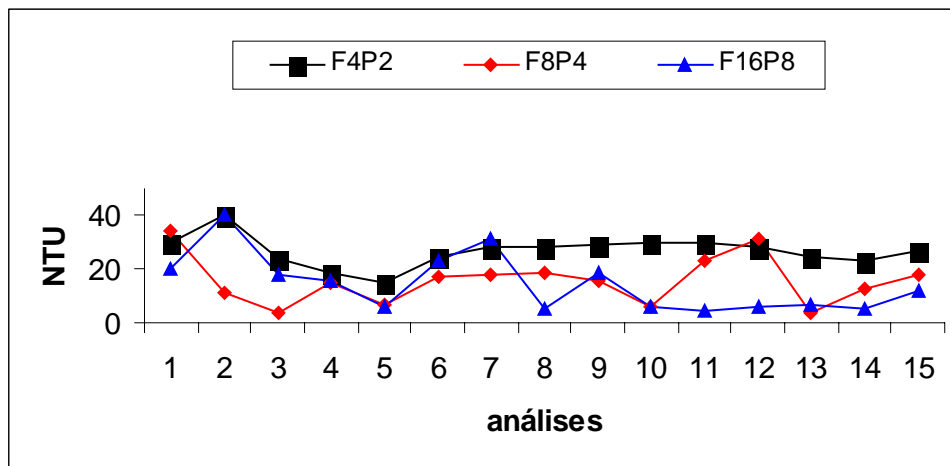


FIGURA 7. Comportamento médio da turbidez na entrada do afluente nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

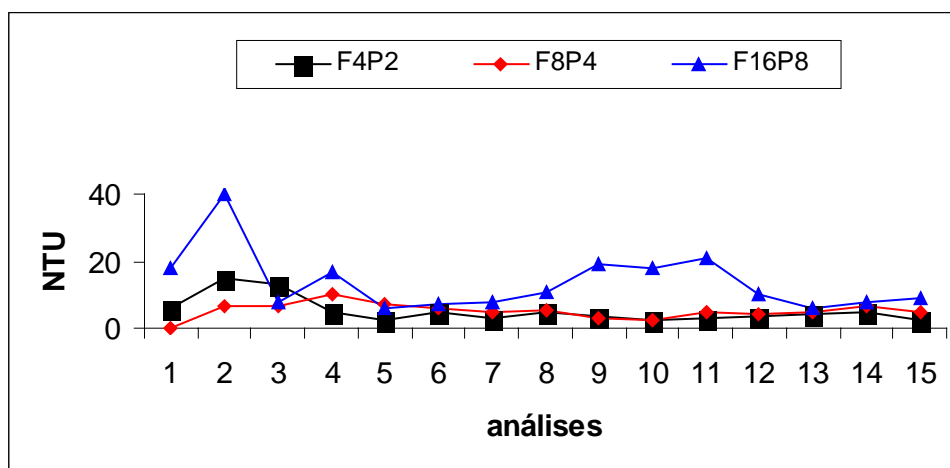


FIGURA 8. Comportamento médio da turbidez na saída do efluente nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

5.1.1.4 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos

Na Tabela 6 são apresentados os valores de sólidos totais, suspensos e dissolvidos do lodo ativado contido no reator e sólidos totais da saída do reator (lodo descartado antes da alimentação para manter o nível de massa microbiana). Para a realização desta análise foi utilizada uma balança analítica, por isso, se justifica a utilização dos algarismos significativos.

Observa-se que os valores de sólidos totais do reator F16P8 foram inferiores aos demais, enquanto que o reator F8P4 foram maiores.

Nos sólidos suspensos, o reator F16P8 manteve os valores inferiores quando comparado aos outros reatores, sendo que o F8P4 continuou com os maiores resultados.

Os sólidos dissolvidos foram muito semelhantes, porém o reator F4P2 apresentou os menores e mais homogêneos resultados.

Já nos sólidos totais da saída, os maiores valores foram encontrados no reator F16P8, sendo os menores valores encontrados no reator F4P2.

Os resultados obtidos nos diferentes ciclos de paralisação foram muito próximos, como podem ser vistos nas Figuras 9, 10, 11 e 12.

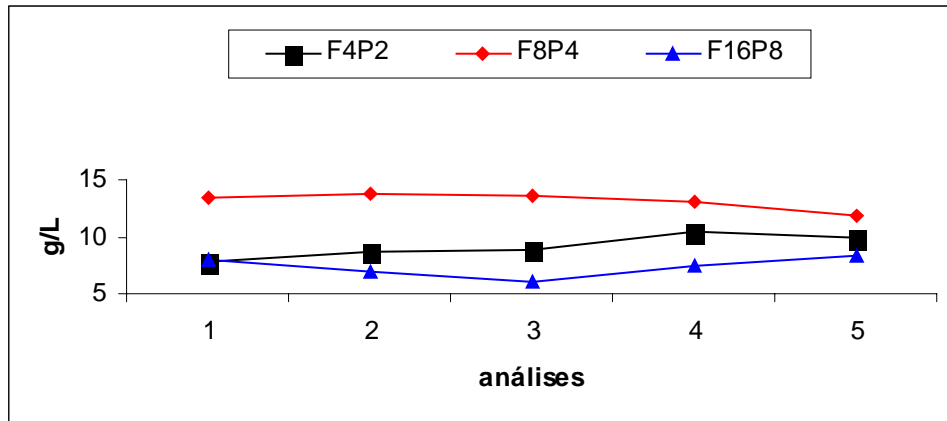


FIGURA 9. Comportamento médio dos sólidos totais nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

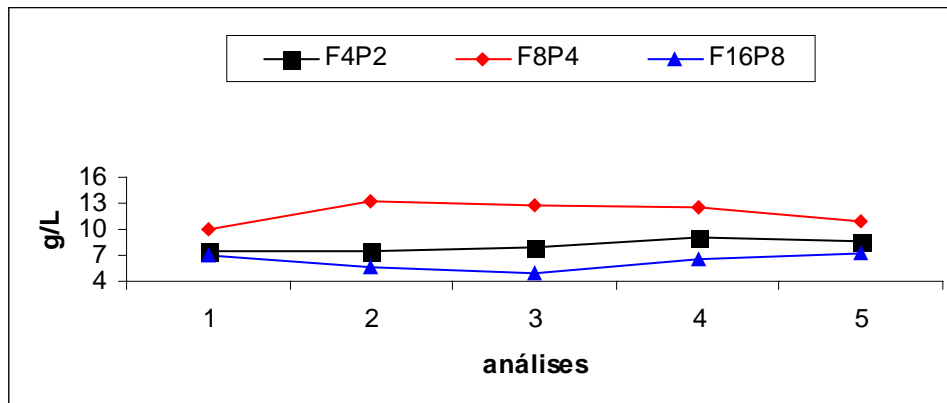


FIGURA 10. Comportamento médio dos sólidos suspensos nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

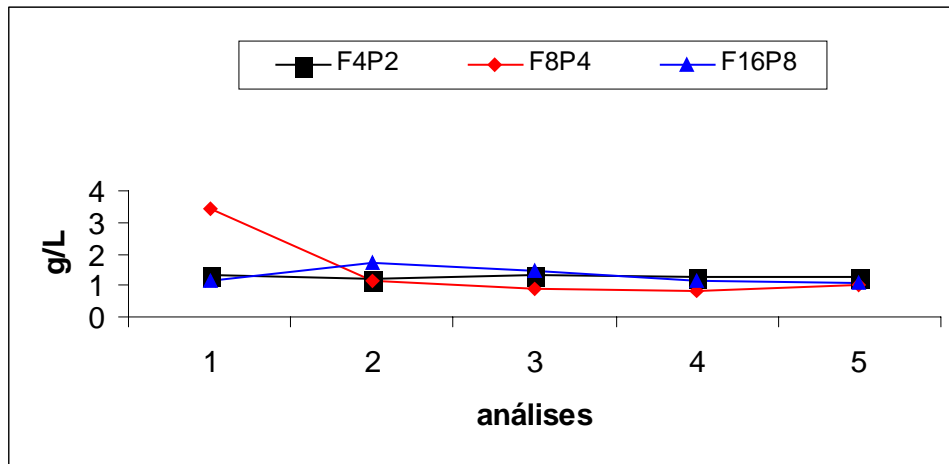


FIGURA 11. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

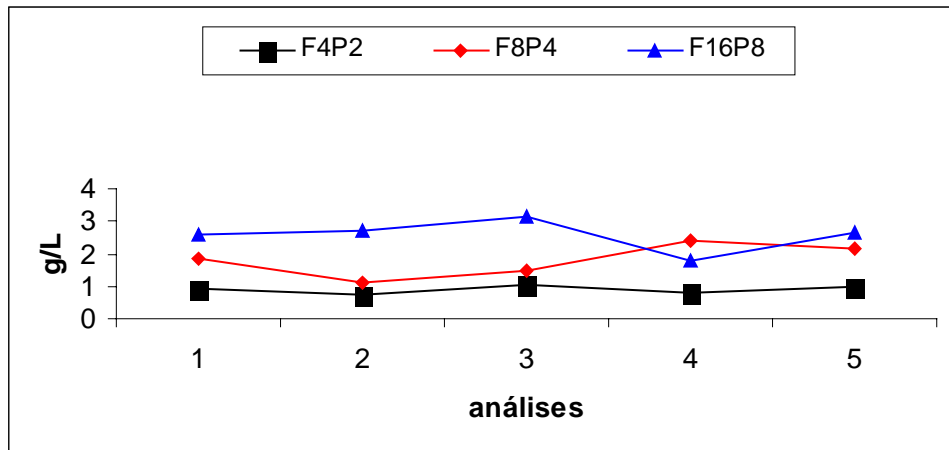


FIGURA 12. Comportamento médio dos sólidos totais na saída nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

TABELA 6. Sólidos Totais, Suspensos e Totais Saída dos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração.

	Reator 8 horas sólidos g/L											
	Reator F4P2			Reator F8P4			Reator F16P8					
	SÓLIDOS TOTALS	SÓLIDOS DISSOLVIDOS	SÓLIDOS TOTALS	SÓLIDOS SUSPENSOS	SÓLIDOS TOTALS	SÓLIDOS DISSOLVIDOS	SÓLIDOS TOTALS	SÓLIDOS SUSPENSOS	SÓLIDOS TOTALS	SÓLIDOS DISSOLVIDOS	SÓLIDOS SUSPENSOS	SÓLIDOS TOTALS
7,831	7,348	1,345	0,943	13,457	9,958	3,427	1,826	8,043	6,999	1,149	2,554	
8,736	7,445	1,206	0,721	13,830	13,154	1,145	1,129	6,899	5,650	1,706	2,701	
8,797	7,995	1,314	1,050	13,549	12,829	0,861	1,500	6,054	4,985	1,490	3,151	
10,422	9,108	1,239	0,774	13,078	12,492	0,847	2,392	7,527	6,652	1,153	1,793	
9,8854	8,718	1,272	0,975	11,789	11,024	1,039	2,145	8,263	7,246	1,089	2,619	

5.1.1.5 IVL

Na Tabela 7 são apresentados os valores de IVL obtidos nos três reatores de 8 horas de paralisação da aeração.

TABELA 7. Valores de IVL nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração
reator 8 horas IVL --mL/g

Reator F4P2	Reator F8P4	Reator F16P8
43,6	24,6	57,5
41,3	23,9	69,6
31,6	25,9	62,3
32,6	28,2	38,7
30	28,8	42,2

Observa-se, na Figura 13, que nos três reatores os valores de IVL obtidos foram menores que 100 mL/g, estando portanto dentro da faixa considerada ótima segundo Ramalho (1983), para tratamento de esgoto doméstico, comprovando uma boa estabilidade do lodo. O reator F8P4 apresentou valores inferiores e mais estáveis quando comparado aos outros dois.

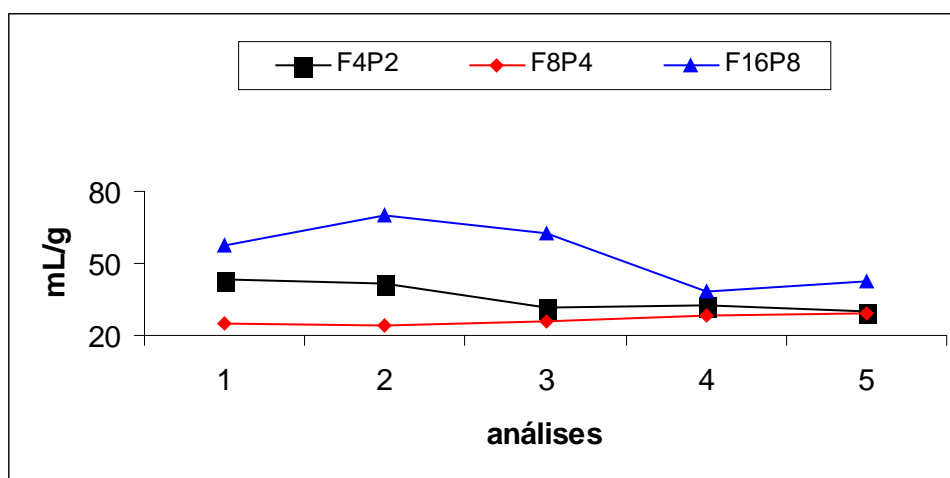


FIGURA 13. Comportamento do IVL nos três reatores de 8 horas de paralisação da aeração.

5.1.1.6 A/M

Na Tabela 8 são apresentados os valores de A/M obtidos nos três reatores de 8 horas de paralisação da aeração.

TABELA 8. Valores de A/M nos três reatores com 8 horas de paralisação da aeração

reator 8 horas A/M d ⁻¹		
Reator F4P2	Reator F8P4	Reator F16P8
0,3	0,2	0,2
0,3	0,2	0,3
0,3	0,2	0,4
0,2	0,2	0,2
0,2	0,2	0,3

Pela Figura 14, nota-se que os valores inferiores e mais estáveis de A/M foram do reator F8P4, assim como os encontrados no IVL.

Nos três reatores, os valores encontrados foram semelhantes e se mantiveram entre os valores considerados ótimos (Ramalho, 1983).

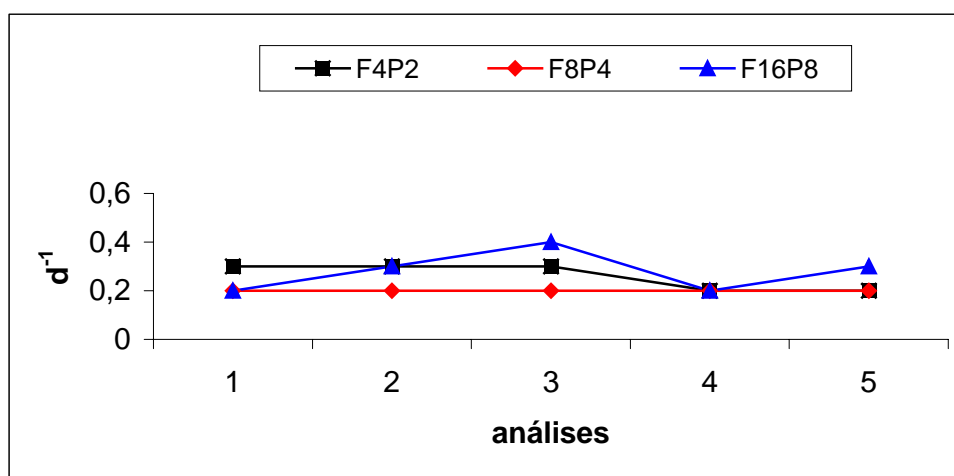


FIGURA 14. Comportamento da relação A/M nos três reatores de 8 horas de paralisação da aeração.

5.1.2 Reatores com 12 horas de paralisação da aeração

5.1.2.1 Resultados de DQO

A Tabela 9 apresenta os resultados da DQO de entrada e saída e suas respectivas reduções nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

TABELA 9. Resultados de DQO (mg L^{-1}) e % de redução de DQO dos reatores com 12 horas de paralisação da aeração

DQO de 12 horas								
Reator F6P6			Reator F4P4			Reator F12P12		
Entrada	Saída	%	Entrada	Saída	%	Entrada	Saída	%
2572	12,5	99,5	2572	26	99	2620	289	89
		99			97,9			69,9
2386	25	99,7	2398	50	97,8	2056	618	69,9
2623	8,5	97,7	2226	49	99	2304	694	68,7
2671	61,5	98,7	2623	27	99,4	2104	658	94,9
2362	30	97,8	2671	16	99	2748	138	93,3
2710	59,5	98,6	2701	28	99,6	2324	155	89,4
2511	34	98,5	2797	11	99,7	2108	223	93,9
2655	39,5	97,8	2580	7,5	99,7	2184	134	85,1
2814	62	99,4	2776	7	99,7	2544	378	73
2684	15,5	98,1	2688	7	99,1	2308	625	94,7
2738	52,5	99	2737	25	98,9	2604	136	95,3
3684	35,5	98,7	2745	30	98,3	2664	126	91,4
3393	42,5	98,7	2664	46	98,2	2348	202	89,2
3692	48,5	98,7	2596	47	98,9	2216	239	90,5
3563	45,5		2374	26		2264	214	

Na Tabela 9, observa-se, no primeiro reator com paralisação de 12 horas – F6P6, que a redução máxima da DQO do efluente foi de 99,7%, e a redução média foi de 98,6 % da DQO do efluente.

Esse resultado é semelhante ao encontrado no reator F4P4, onde a redução máxima da DQO do efluente foi 99,7%, e a redução média foi de 98,9%.

Já o reator F12P12, apresentou um resultado inferior, com a redução máxima da DQO do efluente de 95,3%, e com uma redução média de 85,8 %.

Os dois reatores, F6P6 e F4P4, apresentaram resultados semelhantes tanto na entrada do afluente quanto na saída do efluente e a redução da DQO foi acima de 98%, sendo que, no reator F4P4, a redução foi ligeiramente maior, porém tem a desvantagem de que as paralisações ocorrerem em três ciclos durante todo o tempo de corrida.

Na Figura 15, pode ser observado o comportamento da entrada da DQO nos três reatores, enquanto que a Figura 16 mostra o comportamento da saída do efluente nos mesmos.

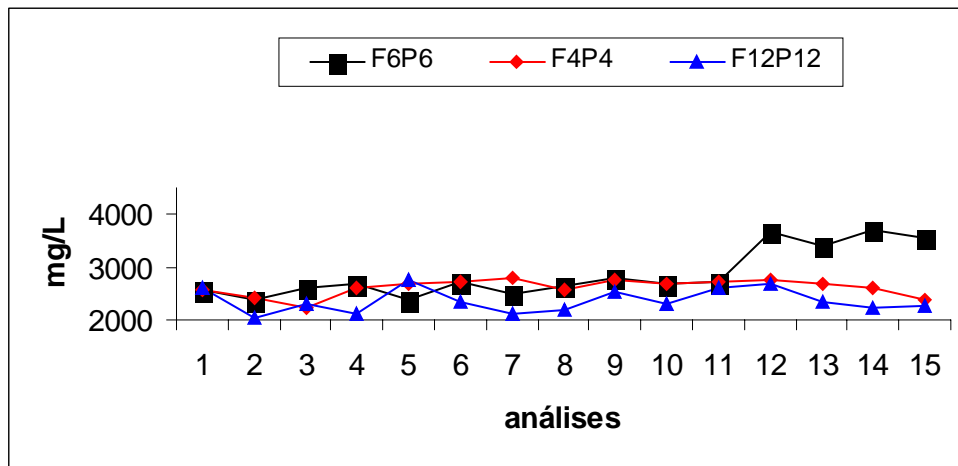


FIGURA 15. Comportamento médio da DQO de entrada do afluente nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

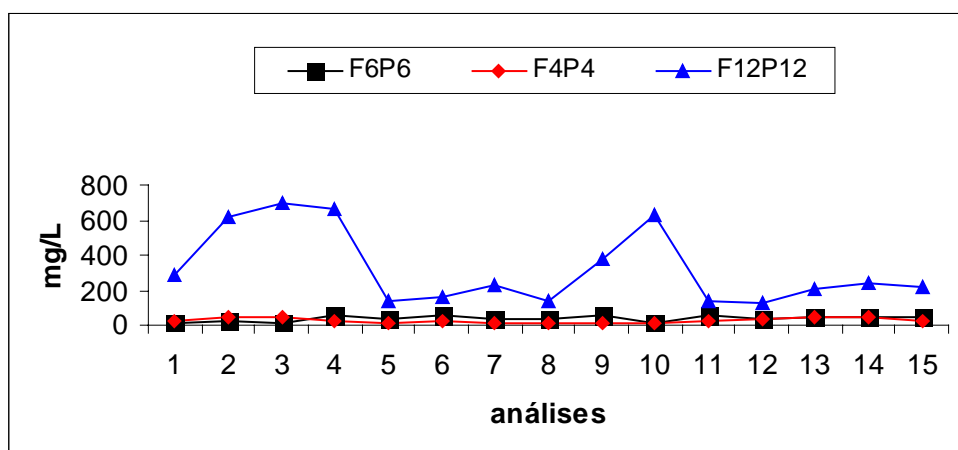


FIGURA 16. Comportamento médio da DQO da saída do efluente nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

5.1.2.2 pH

Na Tabela 10 e Figuras 17 e 18 são apresentados os valores de pH da entrada e saída do resíduo dos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

Com relação ao pH, nos três reatores foram encontrados valores semelhantes, com a entrada oscilando entre 4,3 a 5,6 e a saída de 7,1 a 8,4 sendo observada, portanto uma elevação nos valores do pH da saída, com relação à entrada, sem qualquer correção.

TABELA 10. Valores de pH da entrada e saída dos três reatores com 12 horas de paralisação

pH de 12 horas					
Reator F6P6		Reator F4P4		Reator F12P12	
Entrada	Saída	Entrada	Saída	Entrada	Saída
4,9	8	5,2	7,7	4,5	7,8
		4,8	8	4,6	7,6
4,4	7,4	5,2	7,6	4,4	8
4,5	7,1	5,2	7,8	4,6	7,6
4,5	7,5	5,6	7,9	4,6	7,8
4,6	7,5	4,5	8,1	4,4	8,2
4,5	7,2	4,5	7,5	5,2	8,4
4,4	7,6	4,8	7,6	5,1	8,2
4,5	7,4	5,2	7,6	5,2	8,2
4,3	7,2	4,8	7,6	5,2	7,8
4,7	7,9	4,7	7,9	5	8,2
4,2	7,2	5	8,2	4,6	7,5
4,2	7,8	4,8	7,7	5,5	7,7
4,3	7,6	4,7	7,9	4,6	7,5
4,5	7,4	4,7	7,5	4,4	7,6
4,6	7,3				

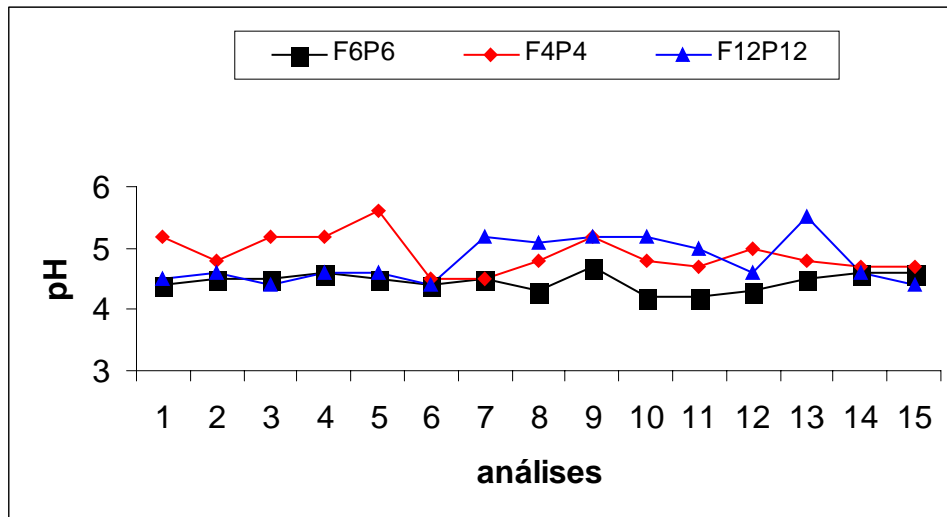


FIGURA 17. Comportamento médio do pH de entrada nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

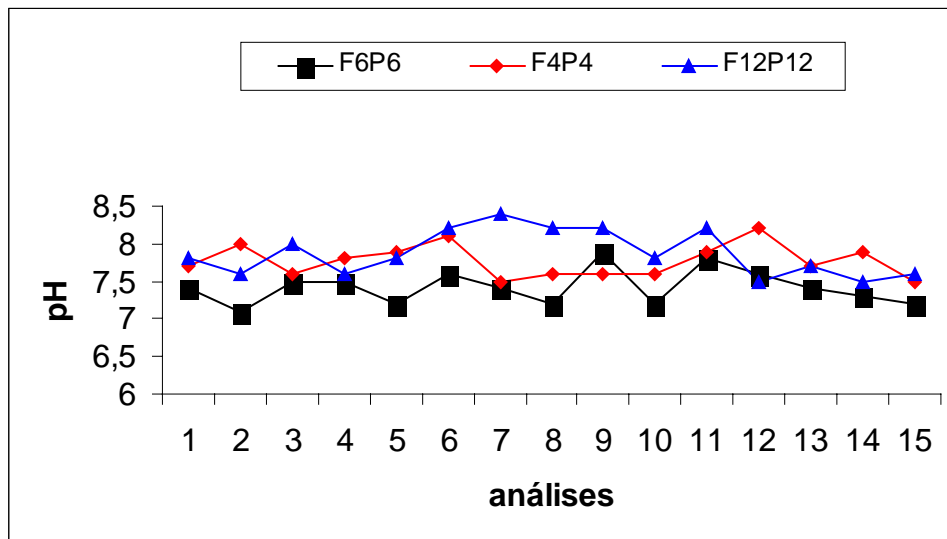


FIGURA 18. Comportamento médio do pH de saída dos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

5.1.2.3 Turbidez

A Tabela 11 apresenta os valores de turbidez para os três reatores com 12 horas de paralisação.

Devido a um problema com o aparelho, as análises que começaram ser feitas em NTU nos reatores com 8 horas de paralisação da aeração, com a utilização de outro aparelho a leitura passou a ser determinada por FTU, a partir dos reatores de 12 horas e 16 horas.

TABELA 11. Valores de turbidez da entrada e saída do resíduo nos três reatores com 12 horas de paralisação

Turbidez de 12 horas					
Reator F6P6		Reator F4P4		Reator F12P12	
Entrada	Saída	Entrada	Saída	Entrada	Saída
4,5	3,4	6,5	8,5	54	54
6	4,5	4	9	35	36
6,5	3,8	5	7	26	32
5	3,5	10	9,5	28	28
12	4	10	12	32	33
10	9	10	10	27	49
6,5	5,8	6	9,5	33	46
4,5	4,3	6,5	8,5	45	36
5	4	5,5	7,5	32	34
10	10	6	9	15	36
10	5	10	10	46	41
6	5,8	6	12	20	39
10	10	5,6	10	24	32
9	6	6	10	49	36
5,2	6,5	4,8	8,5	57	56

De acordo com os dados apresentados na Tabela 11, observa-se que a turbidez oscilou na entrada dos reatores de 4 a 57 FTU. Isso se deve à diferença na concentração de sólidos dos diferentes lotes de manipueira, e a saída variou de 3,4 a 56 FTU, sendo que o reator F6P6 apresentou melhores resultados na redução do material particulado, que já se encontrava em baixos valores na entrada do reator.

As Figuras 19 e 20 mostram que mesmo com a paralisação da aeração durante 12 horas, os reatores foram eficazes na manutenção de baixos valores da turbidez.

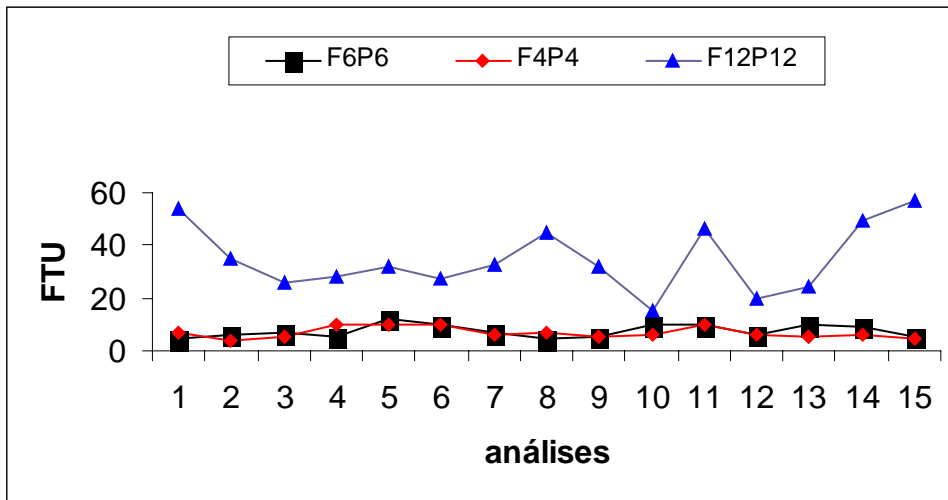


FIGURA 19. Comportamento médio da turbidez na entrada do afluente nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

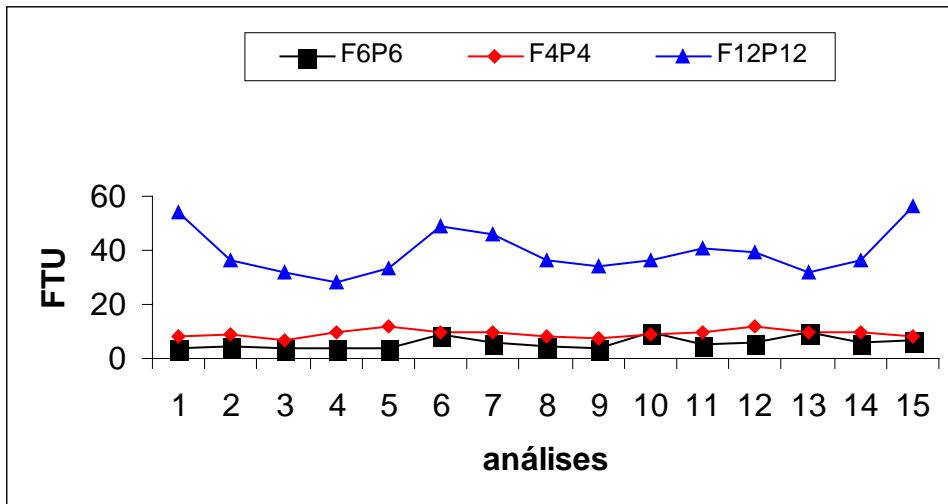


FIGURA 20. Comportamento médio da turbidez na saída do efluente nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

5.1.2.4 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos

Na Tabela 12 são apresentados os valores de sólidos totais, sólidos suspensos e dissolvidos dos três reatores com paralisação da aeração de 12 horas.

TABELA 12. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos dos três reatores com paralisação de 12 horas da aeração

Sólidos 12 horas								
Reator F6P6			Reator F4P4			Reator F12P12		
Sólidos Totais	Sólidos Suspensos	Sólidos Dis.	Sólidos Totais	Sólidos Suspensos	Sólidos Dis.	Sólidos Totais	Sólidos Suspensos	Sólidos Dis.
6,310	5,598	1,356	8,623	7,567	1,122	2,172	1,140	1,235
6,739	5,905	1,294	7,396	6,207	0,687	2,480	1,196	1,558
7,571	6,638	1,472	6,065	5,277	1,877	2,017	1,702	1,313
8,050	6,984	1,448	6,628	5,463	1,669	2,096	1,081	1,328
8,909	7,776	1,503	6,838	5,893	1,586	2,408	1,604	0,911

Os valores de sólidos totais do reator F12P12 foram bem inferiores aos demais, enquanto que o reator F6P6 obteve o maior valor de biomassa.

O baixo valor de sólidos totais no reator F12P12 indica que o volume menor de biomassa interfere significativamente na eficiência da redução da DQO, visto que este reator apresentou reduções de DQO muito inferiores quando comparado aos outros dois reatores com ciclos de 12 horas de paralisação.

Nos sólidos suspensos, o reator F12P12 manteve os valores inferiores quando comparado aos outros reatores, sendo que o F6P6 continuou com os maiores resultados.

Os sólidos dissolvidos foram muito semelhantes, porém o reator F4P4 apresentou maiores resultados.

Os resultados obtidos nos diferentes ciclos, F6P6 e F4P4, foram muito próximos, como podem ser vistos nas Figuras 21, 22 e 23.

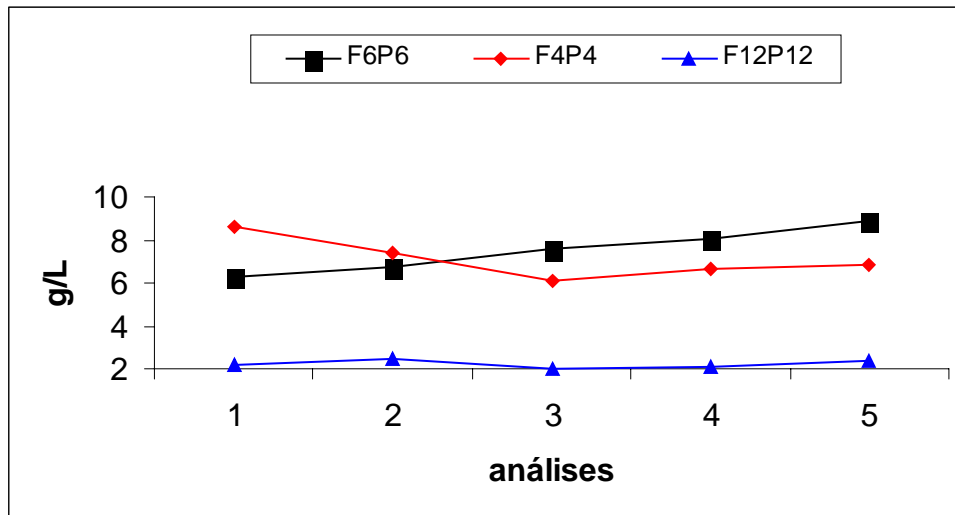


FIGURA 21. Comportamento médio dos sólidos totais nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

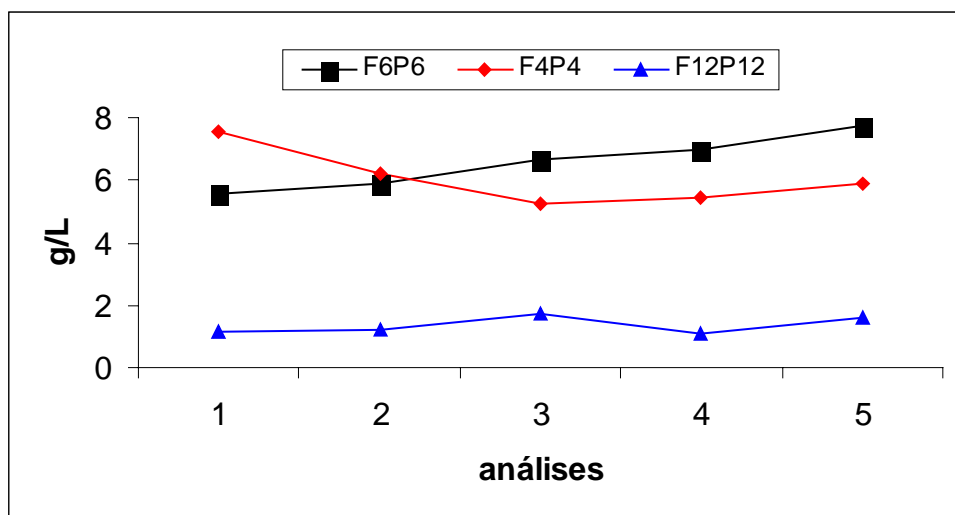


FIGURA 22. Comportamento médio dos sólidos suspensos nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

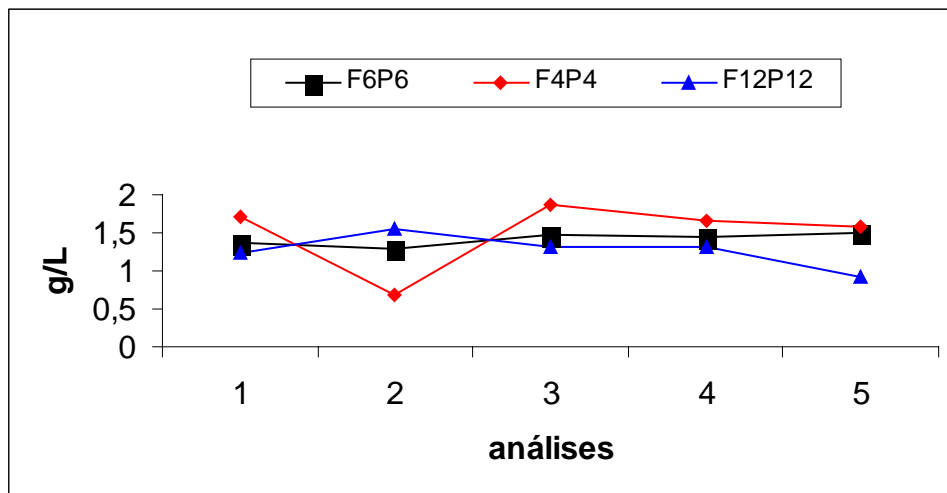


FIGURA 23. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

TABELA 13. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída dos três reatores com paralisação de 12 horas da aeração

Sólidos Saída 12 horas								
Reator F6P6			Reator F4P4			Reator F12P12		
Sólidos Totais Saída	Sólidos Suspensos Saída	Sólidos Dissolvidos Saída	Sólidos Totais Saída	Sólidos Suspensos Saída	Sólidos Dissolvidos Saída	Sólidos Totais Saída	Sólidos Suspensos Saída	Sólidos Dissolvidos Saída
2,892	2,219	0,559	3,004	2,334	0,713	2,217	1,190	0,512
2,131	1,495	0,470	2,869	2,352	0,551	2,062	1,547	0,378
3,818	3,278	0,592	1,665	1,291	0,394	1,816	1,162	0,683
1,465	1,149	0,315	3,398	2,380	0,633	1,831	1,354	0,501
1,299	0,811	0,355	3,547	2,714	0,584	1,540	1,008	0,410

Nos sólidos totais da saída, os maiores valores de descarte foram encontrados no reator F4P4, sendo os menores valores encontrados no reator F12P12.

Nos sólidos suspensos da saída o reator F12P12 manteve os valores inferiores, sendo que o F4P4 se manteve com os maiores resultados.

Os sólidos dissolvidos da saída foram semelhantes, porém o reator F12P12 apresentou os maiores resultados, enquanto que o reator F6P6 apresentou os menores resultados.

As Figuras 24, 25 e 26 mostram do comportamento dos sólidos na saída dos reatores.

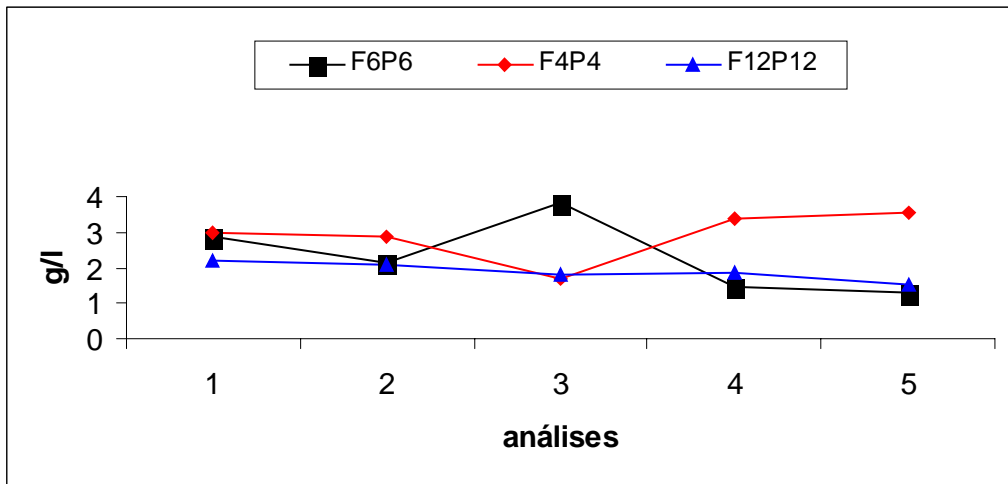


FIGURA 24. Comportamento médio dos sólidos totais da saída nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

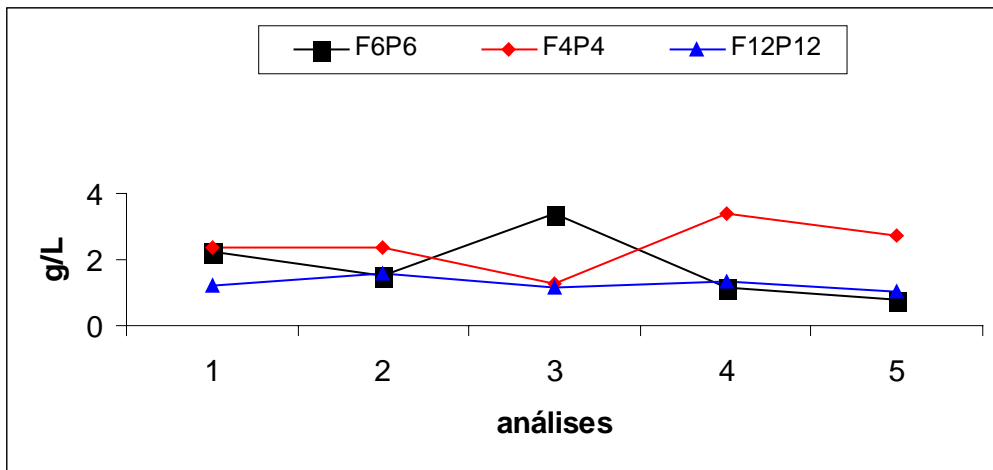


FIGURA 25. Comportamento médio dos sólidos suspensos da saída nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

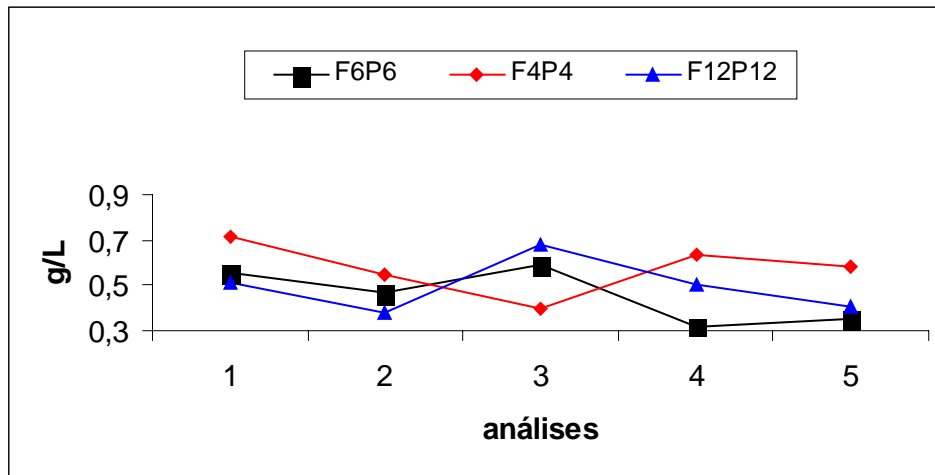


FIGURA 26. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos da saída nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração.

5.1.2.5 IVL

Na Tabela 14 estão apresentados os valores de IVL obtidos nos três reatores de 12 horas de paralisação da aeração.

TABELA 14. Valores de IVL nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração

reator 12 horas IVL --mL/g		
Reator F6P6	Reator F4P4	Reator F12P12
46	38,4	207,2
50,5	51,4	193,5
42,3	45	213,2
38,5	45,5	200,4
37,3	42,6	199,3

Observa-se, na Tabela 14, que em dois reatores, F6P6 e F4P4, os valores de IVL obtidos foram de até 51 mL/g, estando portanto dentro da faixa considerada ótima pela literatura, sendo que o reator F6P6 apresentou valores inferiores. Estes valores baixos podem indicar que a massa microbiana se encontra aclimatada ao substrato.

Já o reator F12P12 obteve resultados muito acima do considerado como ótimo, isto possivelmente foi causado pelo baixo valor da biomassa presente no reator e alta carga

orgânica utilizada na alimentação, gerando dessa forma o intumescimento do lodo, provocado por fungos filamentosos.

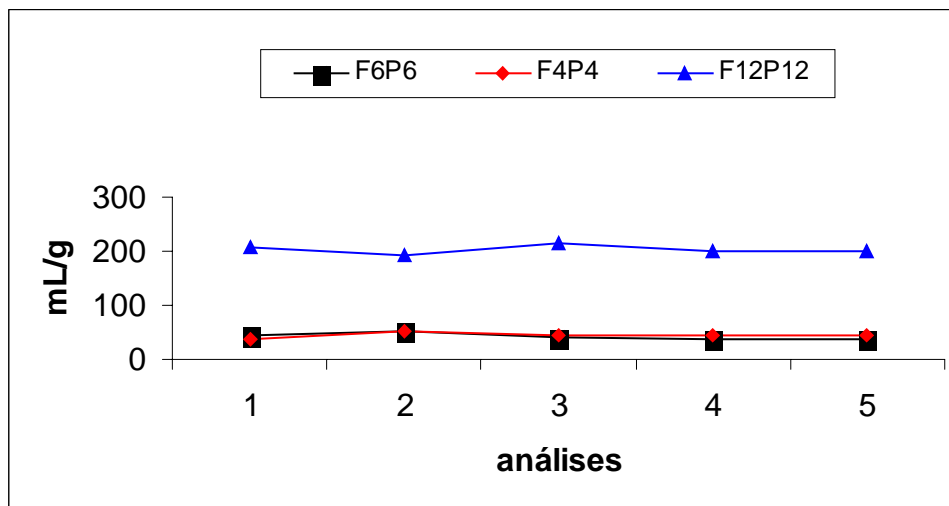


FIGURA 27. Comportamento do IVL nos três reatores de 12 horas de paralisação da aeração.

5.1.2.6 A/M

Na Tabela 15 são apresentados os valores de A/M obtidos nos três reatores de 12 horas de paralisação da aeração.

TABELA 15. Valores de A/M nos três reatores com 12 horas de paralisação da aeração

reator 12 horas A/M d ⁻¹		
Reator F6P6	Reator F4P4	Reator F12P12
0,5	0,4	2
0,5	0,2	2,3
0,6	0,5	2,6
0,5	0,4	2
0,3	0,4	1

Pela Figura 28, nota-se que os mais baixos valores de A/M foram obtidos no reator F4P4. Nos ciclos F6P6 e F4P4, os valores encontrados foram semelhantes e se mantiveram entre os valores considerados ótimos segundo Ramalho (1983).

Porém, no reator F12P12, os valores encontrados foram acima do indicado, possivelmente devido à alta concentração de matéria orgânica presente no reator e a progressiva perda de lodo devido a filimentação deste. Esta perda ocorreu por causa do arraste de lodo na hora do esvaziamento do reator, já que este se encontrava disperso e leve, afetando assim os valores desta relação.

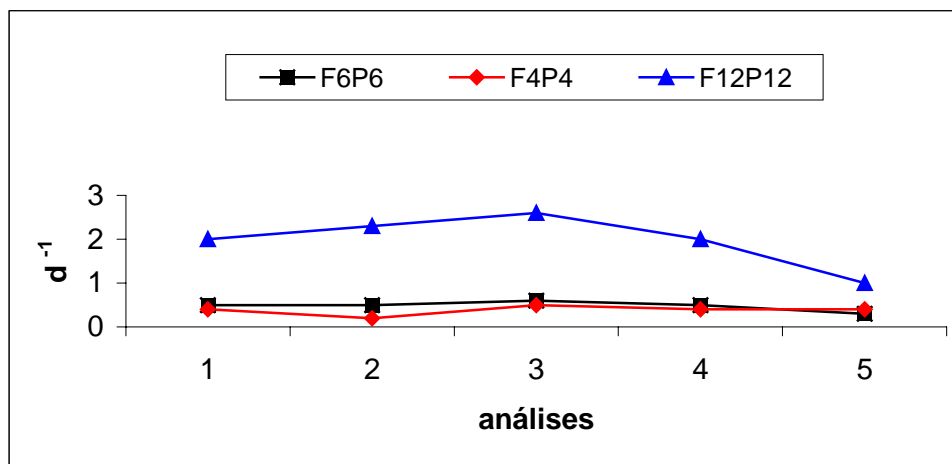


FIGURA 28. Comportamento da relação A/M nos três reatores de 12 horas de paralisação da aeração.

5.1.3 Reatores com 16 horas de paralisação da aeração

5.1.3.1 Resultados de DQO

A Tabela 16 apresenta os resultados da DQO de entrada e saída e suas respectivas reduções nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

Observa-se, no primeiro reator com paralisação de 16 horas – F2P4, que a redução máxima da DQO do efluente foi 98,4%, e a redução média foi de 91,1 %.

Esse resultado é inferior ao encontrado no reator F4P8 onde a redução máxima da DQO do efluente foi 98,5%, e a redução média foi de 94,1%.

Já o reator F8P16 apresentou um resultado inferior com a redução máxima da DQO do efluente de 96,3%, e com uma redução média de 84,4 %.

Os dois reatores, F2P4 e F4P8, apresentaram resultados semelhantes na redução da DQO, com valores acima de 90%, sendo que no reator F4P8 a redução foi ligeiramente maior e possui a vantagem das paralisações ocorrerem em dois ciclos durante todo o período de corrida.

TABELA 16. Resultados de DQO (mg L^{-1}) e % de redução de DQO dos reatores com 16 horas de paralisação da aeração

DQO de 16 horas								
Reator F2P4			Reator F4P8			Reator F8P16		
Entrada	Saída	%	Entrada	Saída	%	Entrada	Saída	%
2436	296	87,8	2804	56	98	2292	161	93
2280	129	94,3	2348	242	89,7	3320	122	96,3
2068	343	83,4	2960	122	95,9	2620	117	95,5
2138	376	82,4	2280	154	93,2	2056	128	93,7
3846	152	96	2474	37,5	98,5	2316	335	85,5
3181	643,5	79,8	2201	59,5	97,3	2304	222	90,4
2474	39	98,4	2604	50,5	98	2104	234	88,8
2201	46,5	97,9	2397	87	96,4	2248	385	82,9
2604	92,5	96,4	2800	80,5	97,1	2276	542	76,2
2397	38,3	98,4	2789	86,5	96,9	2216	663	70
2800	488	82,6	2443	87	69,4	2108	429	79,6
2789	129	95,4	2216	145	93,4	2324	382	83,5
2534	500	80,3	2551	84,5	96,7	2748	280	89,8
2590	112	95,7	2534	122	95,2	2064	746	71,3
2369	42,5	98,2	2590	98,5	96,2	2664	793	70,2

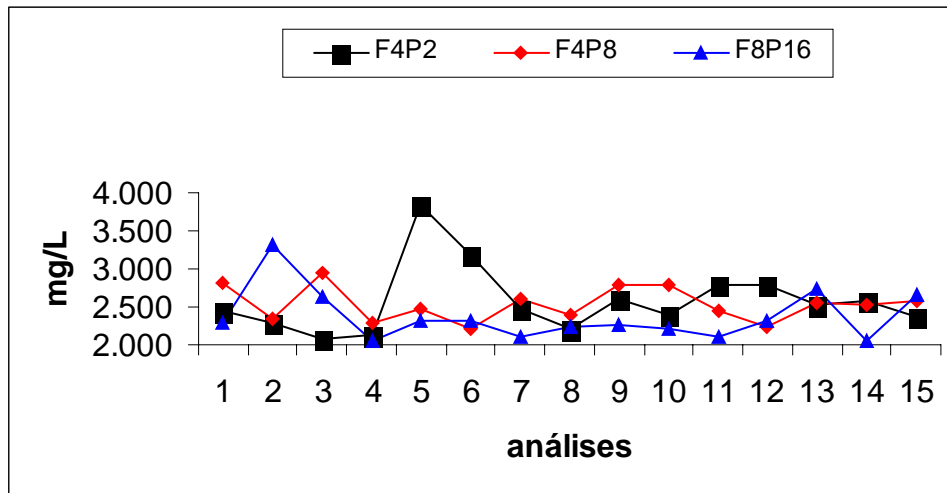


FIGURA 29. Comportamento médio da DQO de entrada do afluentes nos reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

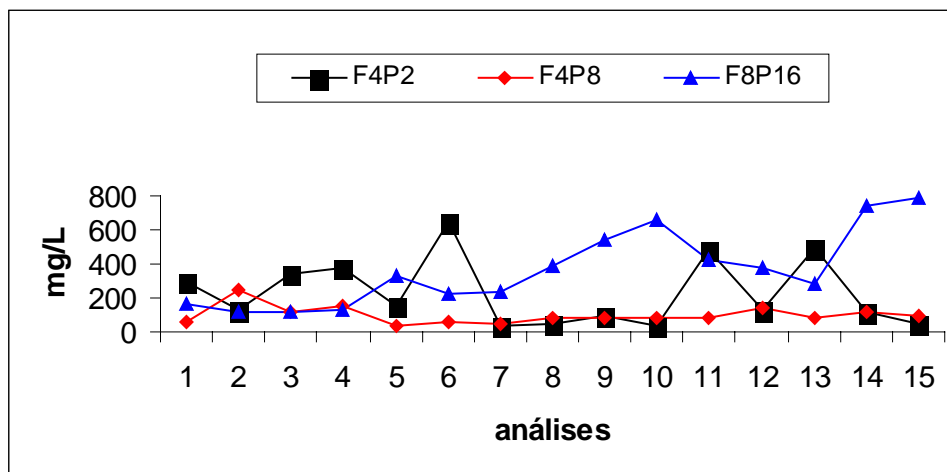


FIGURA 30. Comportamento médio da DQO de saída do efluente nos reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

5.1.3.2 pH

Na Tabela 17 estão apresentados os valores de pH da entrada e saída do resíduo dos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

TABELA 17. Valores de pH da entrada e saída dos três reatores com 16 horas de paralisação

pH de 16 horas					
Reator F2P4		Reator F4P8		Reator F8P16	
Entrada	Saída	Entrada	Saída	Entrada	Saída
4,6	7,4	4,6	7,5	4,8	7,5
4,6	7,7	4,6	7,4	4,5	7,9
4,4	7,7	4,4	7,4	4,6	8
4,5	8,2	4,5	7,6	4,5	7,9
6,4	8	6,4	7,5	4,4	8
4,6	8,3	4,6	7,4	4,4	7,9
5,2	7,6	5,2	8	4,6	7,9
5,9	8,2	5,9	8,2	4,6	7,9
5,6	7,8	5,6	7,7	4,6	7,7
4,4	7,5	4,7	7,6	4,4	7,9
5,1	7,6	5,1	7,8	5,2	8
5,8	8,1	5,8	8,1	5,1	8,4
5,8	8,4	5,8	8,1	5	7,5
4,5	7,6	4,5	7,4	5,5	7,7
4,9	7,9	4,9	7,4	4,4	7,5

Com relação ao pH, os três reatores obtiveram valores semelhantes, com valor da entrada do pH entre 4,4 a 6,4 e a saída de 7,4 a 8,4 sendo observada, portanto, uma elevação nos valores do pH da saída, sem qualquer correção.

Nas Figuras 31 e 32 é mostrado o comportamento do pH de entrada e saída do resíduo obtido nos três reatores de 16 horas de paralisação da aeração.

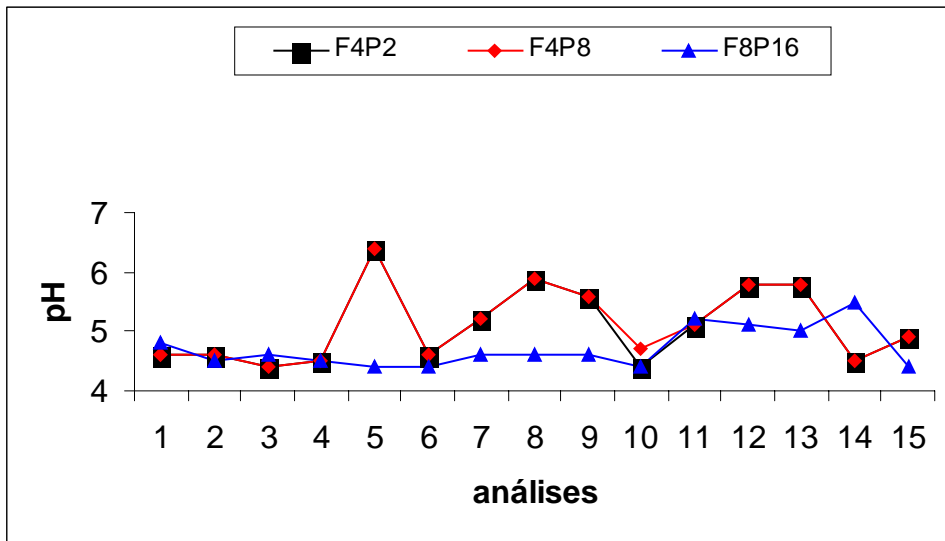


FIGURA 31. Comportamento médio do pH de entrada do afluente nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

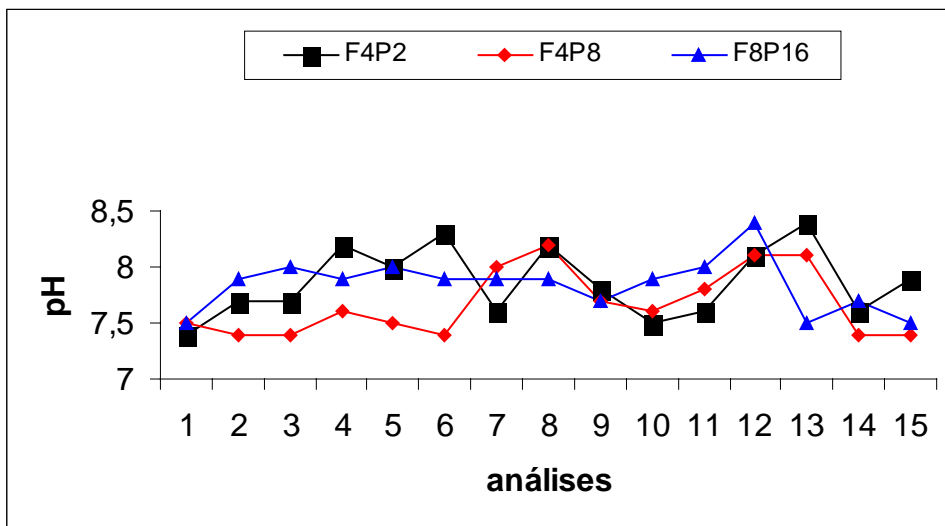


FIGURA 32. Comportamento médio do pH de saída do efluente nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

5.1.3.3 Turbidez

A Tabela 18 apresenta os valores de turbidez para os três reatores com 16 horas de paralisação com alimentação em média de DQO de 2500 mg L⁻¹.

TABELA 18. Valores de turbidez da entrada e saída do resíduo nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração

Turbidez de 16 horas					
Reator F2P4		Reator F4P8		Reator F8P16	
Entrada	Saída	Entrada	Saída	Entrada	Saída
5	29	50	54	26	27
4	32	42	34	28	29
26	21	15	20	27	26
15	73	29	20	33	23
29	29	24	13	45	30
24	17	19	10	32	33
19	52	78	18	65	28
78	33	48	19	49	36
60	49	40	61	57	22
48	40	63	32	149	33
40	56	48	42	55	33
63	42	17	26	61	34
43	65	30	31	63	39
48	68	43	31	61	28
30	106	69	33	24	31

Observou-se que a turbidez variou nas entradas dos reatores de 4 a 149 FTU e a saída de oscilou 13 a 106 FTU, sendo que o reator F8P16 apresentou melhores valores e nas análises em que ocorreram aumento da turbidez, este foi mínimo, como pode ser observado na Tabela 18.

As Figuras 33 e 34 mostram que, mesmo com a paralisação da aeração durante 16 horas, os reatores mantiveram baixos valores de turbidez, porém, ocorreu, em grande parte das análises, um aumento no valor quando comparado ao da entrada. Os três reatores quando comparados aos reatores testados anteriormente obtiveram resultados inferiores, já que nos reatores de 8 ou 12 horas isso não ocorreu, ou ocorrendo em poucas análises.

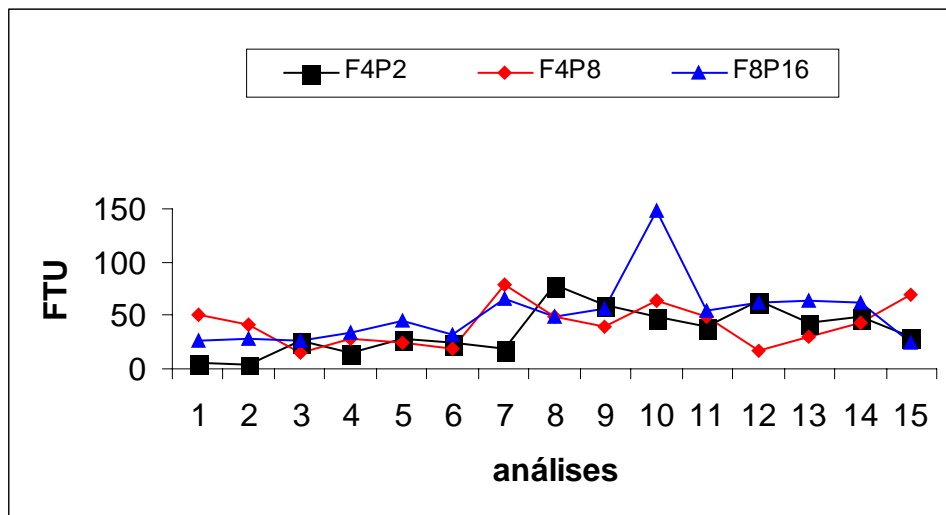


FIGURA 33. Comportamento médio da turbidez na entrada do afluente nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

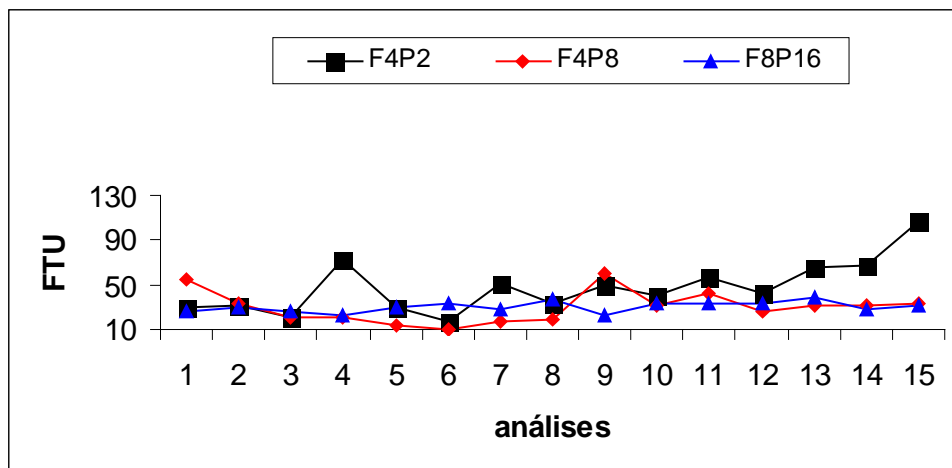


FIGURA 34. Comportamento médio da turbidez na saída do efluente nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

5.1.3.4 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos

Na Tabela 19 estão apresentados os valores de sólidos totais, sólidos suspensos e dissolvidos dos três reatores com paralisação da aeração de 16 horas.

TABELA 19. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos dos três reatores com paralisação de 16 horas da aeração

Sólidos 16 horas								
Reator F2P4			Reator F4P8			Reator F8P16		
Sólidos Totais	Sólidos Suspensos	Sólidos Dissolvidos	Sólidos Totais	Sólidos Suspensos	Sólidos Dissolvidos	Sólidos Totais	Sólidos Suspensos	Sólidos Dissolvidos
2,379	1,768	0,768	5,667	4,813	1,468	3,105	2,018	1,108
3,345	2,124	1,290	4,854	3,195	1,611	3,176	1,676	1,430
4,760	3,222	1,571	5,965	4,448	1,111	2,315	1,128	1,283
5,018	3,576	1,865	4,885	3,741	1,587	2,334	1,215	1,151
3,616	1,585	2,152	3,298	2,132	1,540	2,487	1,292	1,260

Os valores de sólidos totais do reator F8P16 foram inferiores aos demais, enquanto que no F4P8 ocorreu o maior valor de biomassa presente no reator.

O valor de sólidos totais no reator F8P16 indica que o volume menor de biomassa interfere significativamente na eficiência da redução da DQO, visto que este reator apresentou reduções de DQO inferiores quando comparado aos outros dois reatores com ciclos de 16 horas de paralisação.

Nos sólidos suspensos, o reator F8P16 manteve os valores inferiores quando comparado aos outros, sendo que o F4P8 continuou com os maiores resultados.

Os sólidos dissolvidos foram semelhantes, porém o reator F2P4 apresentou valores maiores.

O comportamento dos reatores nos diferentes ciclos de paralisação de 16 horas podem ser vistos nas Figuras 35, 36 e 37.

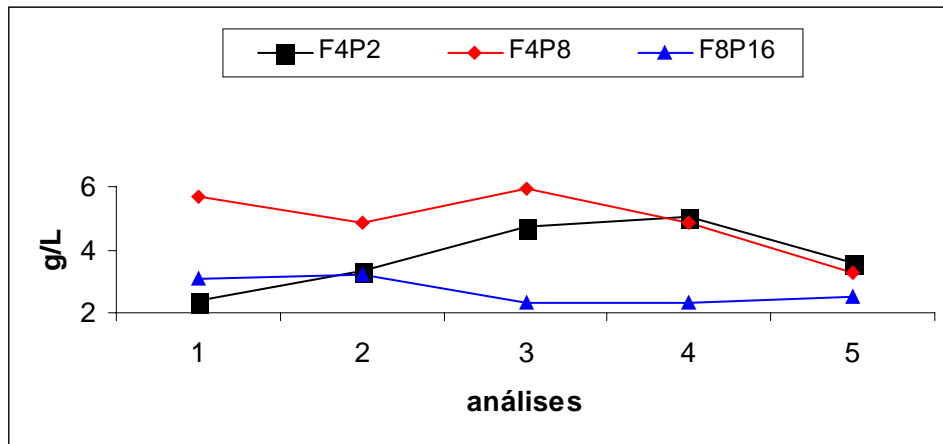


FIGURA 35. Comportamento médio dos sólidos totais nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

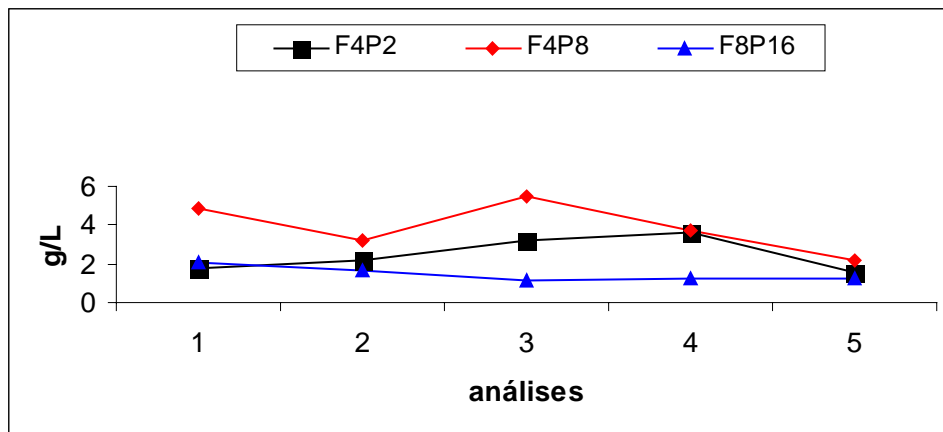


FIGURA 36. Comportamento médio dos sólidos suspensos nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

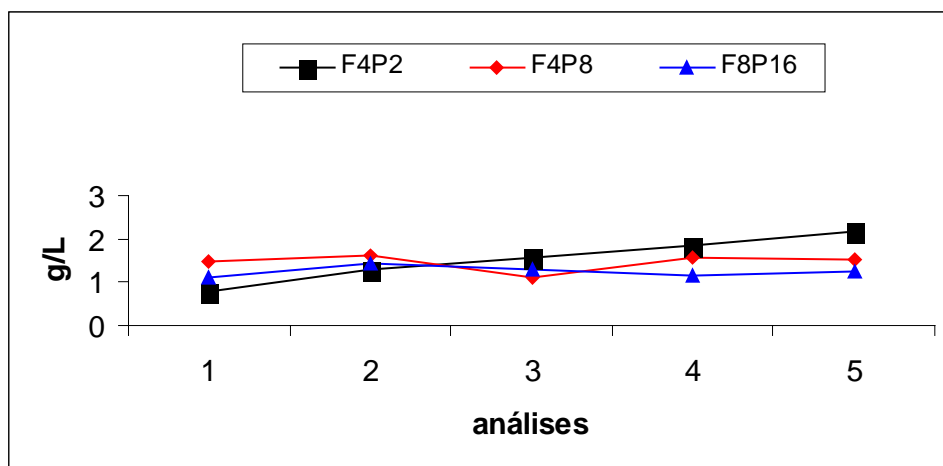


FIGURA 37. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

TABELA 20. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída dos três reatores com paralisação de 16 horas da aeração

Sólidos Saída 16 horas								
Reator F2P4			Reator F4P8			Reator F8P16		
Sólidos Totais Saída	Sólidos Suspensos Saída	Sólidos Dissolvidos Saída	Sólidos Totais Saída	Sólidos Suspensos Saída	Sólidos Dissolvidos Saída	Sólidos Totais Saída	Sólidos Suspensos Saída	Sólidos Dissolvidos Saída
8,366	5,918	2,170	5,367	5,074	0,209	2,153	1,243	0,699
2,190	1,767	0,478	3,999	3,701	0,121	2,161	1,468	0,644
3,018	2,560	0,408	3,489	3,118	0,308	2,304	1,600	0,643
8,289	5,261	3,136	3,791	3,618	0,142	3,055	2,036	1,082
3,022	1,575	1,644	2,872	2,415	0,457	1,137	0,629	0,530

Observando a Tabela 20, nos sólidos totais da saída, os maiores valores de descarte foram encontrados no reator F2P4, sendo os menores valores no reator F8P16.

Nos sólidos suspensos da saída, o reator F8P16 manteve os valores inferiores, sendo que o F4P8 obteve os maiores descartes.

Com relação aos sólidos dissolvidos da saída, o reator F2P4 apresentou os maiores resultados no descarte, enquanto que o reator F8P16 manteve os menores resultados.

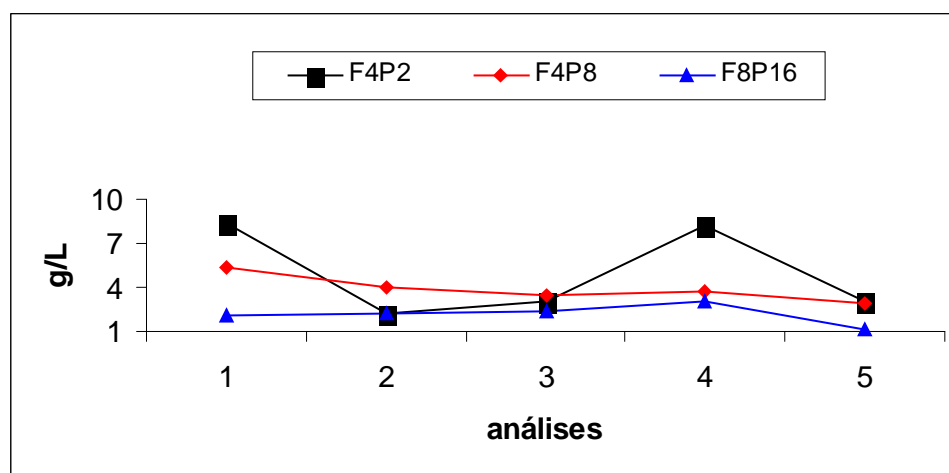


FIGURA 38. Comportamento médio dos sólidos totais da saída nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

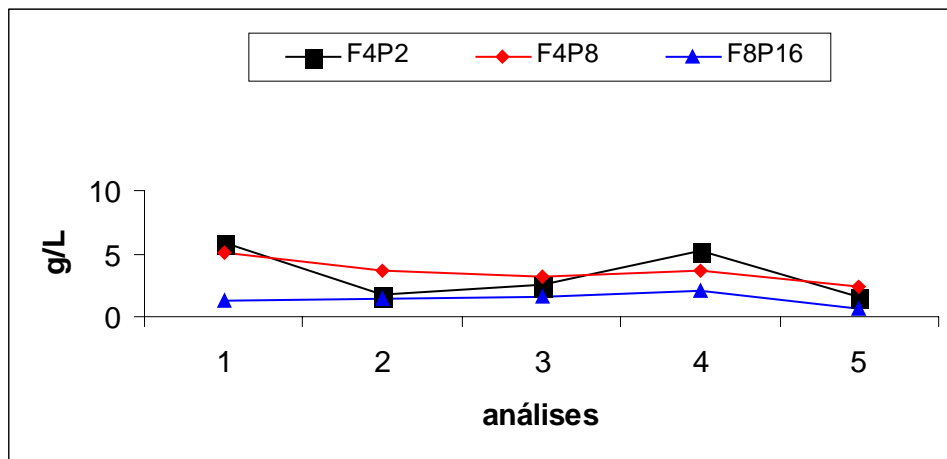


FIGURA 39. Comportamento médio dos sólidos suspensos da saída nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

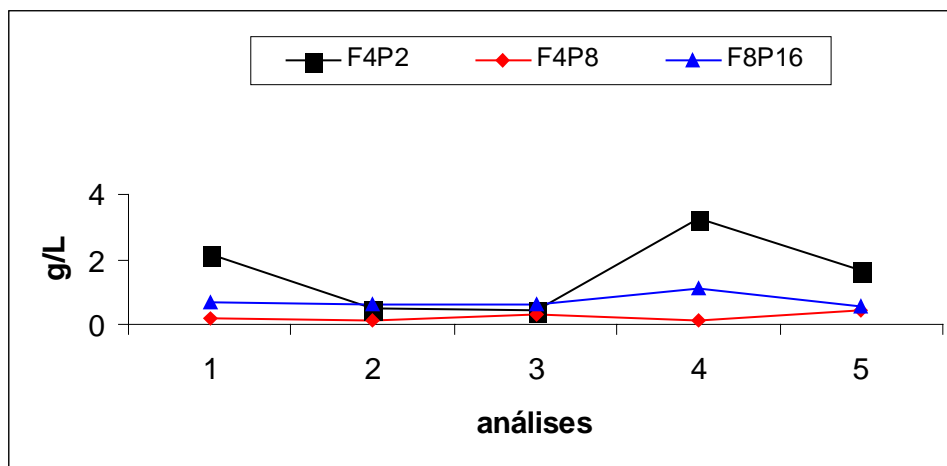


FIGURA 40. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos da saída nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

5.1.3.5 IVL

Na Tabela 21 são apresentados os valores de IVL obtidos nos três reatores de 16 horas de paralisação da aeração.

TABELA 21. Valores de IVL nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração.

reator 16 horas IVL --mL/g		
Reator F2P4	Reator F4P8	Reator F8P16
47,4	26,3	80,3
92,5	52,9	98,8
71,4	68	66,8
79,7	73,8	77,3
83	69,6	103,9

Analisando a Figura 41, nota-se que em dois reatores, F2P4 e F4P8, os valores de IVL obtidos foram menores que 100 mL/g, estando portanto dentro da faixa considerada ótima segundo Ramalho (1983).

Já o reator F8P16 obteve um resultado acima do considerado como ótimo.

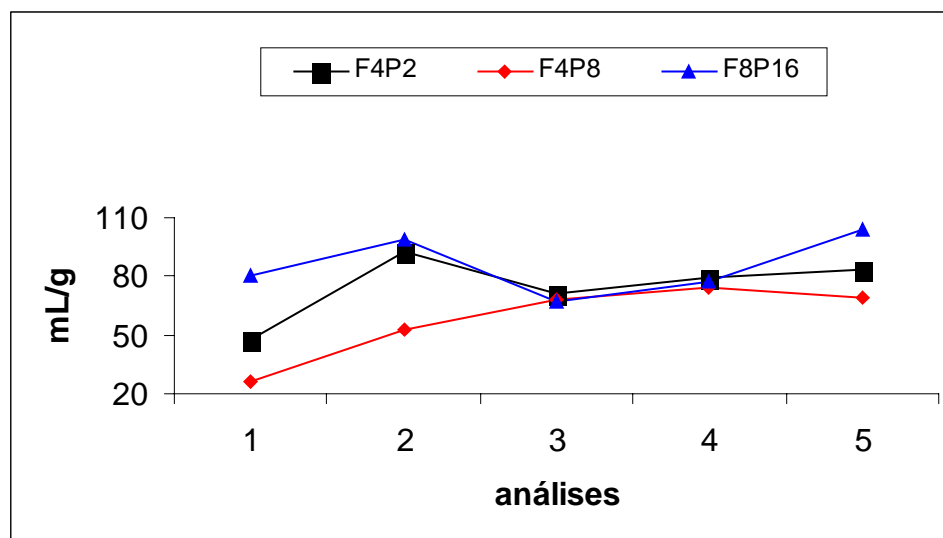


FIGURA 41. Comportamento do IVL nos três reatores de 16 horas de paralisação da aeração.

5.1.3.6 A/M

Na Tabela 22 estão apresentados os valores de A/M obtidos nos três reatores de 16 horas de paralisação da aeração.

Pela Figura 42, nota-se que os valores inferiores de A/M foram do reator F4P8. Nos ciclos F4P8 e F8P16, os valores encontrados se mantiveram entre os valores considerados ótimos segundo Ramalho (1983).

Porém, no reator F2P4, os valores encontrados foram acima do indicado, possivelmente devido à alta concentração de matéria orgânica presente no reator e a progressiva perda de lodo devido a filamentação deste.

TABELA 22. Valores de A/M nos três reatores com 16 horas de paralisação da aeração

reator 16 horas A/M d ⁻¹		
Reator F2P4	Reator F4P8	Reator F8P16
0,2	0,2	0,7
1,1	0,4	0,7
0,7	0,9	0,7
0,8	0,3	0,8
1,3	0,6	0,7

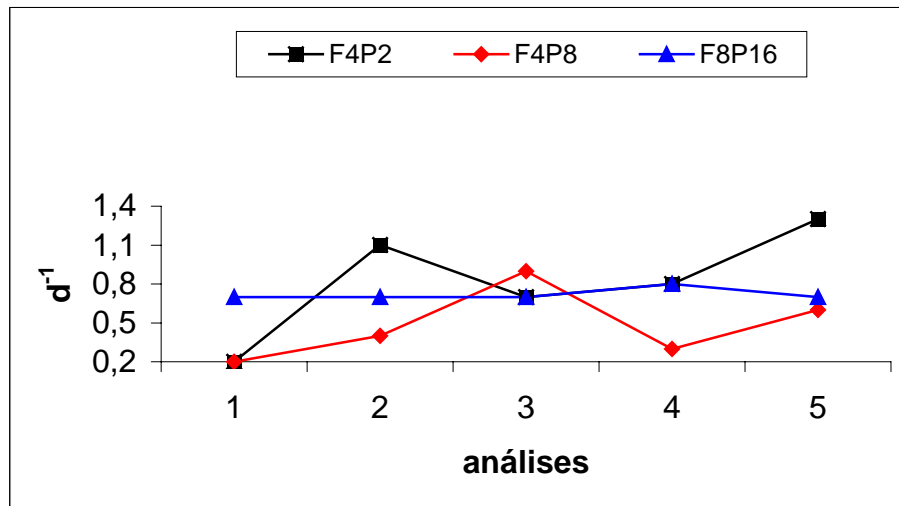


FIGURA 42. Comportamento da relação A/M nos três reatores de 16 horas de paralisação da aeração.

5.1.4 Reator com aeração constante

5.1.4.1 Resultados de DQO, pH e Turbidez

A Tabela 23 apresenta os resultados da DQO, pH e Turbidez de entrada e saída do reator com aeração constante em um tempo de corrida de 24 horas.

Analisando a Tabela 23, observa-se que no reator com aeração constante que a redução máxima da DQO do efluente foi 99,8% e a redução média foi de 98,4 %. Esses resultados são semelhantes aos encontrados nos reatores com 8 e 12 horas. Isto pode indicar que as paralisações não influenciaram a eficiência da redução da DQO no tratamento, sendo para este mais importante o comportamento do lodo ativado presente no reator.

Com relação ao pH, o reator obteve valores da entrada oscilando entre 4,4 a 6,4 e a saída de 7,9 a 8,6. Esses resultados foram semelhantes a todos os reatores de 8, 12 e 16 horas de paralisação, mostrando que a mesma não influenciou negativamente na elevação nos valores do pH da saída, com relação à entrada.

Analisando a turbidez, nota-se que a entrada do reator variou de 4,5 a 69 FTU e a saída de oscilou entre 5,5 a 63 FTU. Esses valores se enquadram dentro dos valores obtidos nos reatores de 8 e 12 horas de paralisação. Isso mostra que mesmo com a ausência da aeração os reatores foram eficazes na redução e/ou manutenção dos baixos valores de turbidez encontrados, se equiparando com reator de aeração constante.

TABELA 23. Resultados de DQO (mg L^{-1}) e % de redução de DQO, pH e Turbidez da entrada e saída do reator com aeração constante.

Reator 24 horas						
DQO			pH		Turbidez	
Entrada	Saída	%	Entrada	Saída	Entrada	Saída
2452	50	98	4,4	7,9	5	23
2348	34,5	98,5	4,7	8	3,5	21
2716	44,5	98,4	4,6	7,9	9	23
2488	32,5	98,7	4,4	8,3	5,5	5,5
2952	51	98,3	4,5	8,6	4,5	7,5
2396	29,5	98,7	6,4	8,3	5,5	8
2448	6,5	99,7	4,6	8,2	5	7
2960	18,5	99,3	5,2	8,4	26	10
2436	36	98,5	5,9	8,5	48	57
2780	4	99,8	5,6	8,1	40	43
3846	56	98,5	4,7	8,1	63	42
2474	36,5	98,5	5,1	8,2	43	63
3010	70	97,7	5,8	8,6	48	35
2226	83,5	96,2	5,8	8,4	17	46
2369	42,5	98,2	4,9	8	69	42

Nas Figuras 43, 44 e 45 podem ser observados o comportamento da DQO, pH e turbidez no reator com aeração constante.

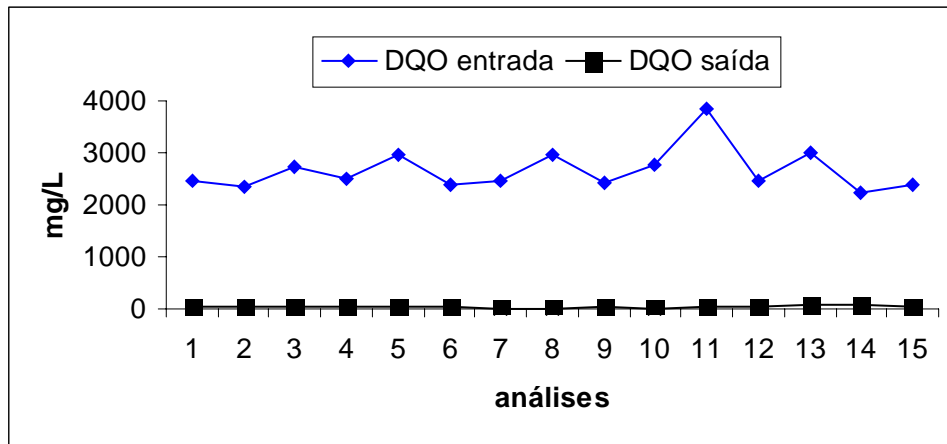


FIGURA 43. Comportamento médio da DQO de entrada e saída do resíduo no reator com aeração constante.

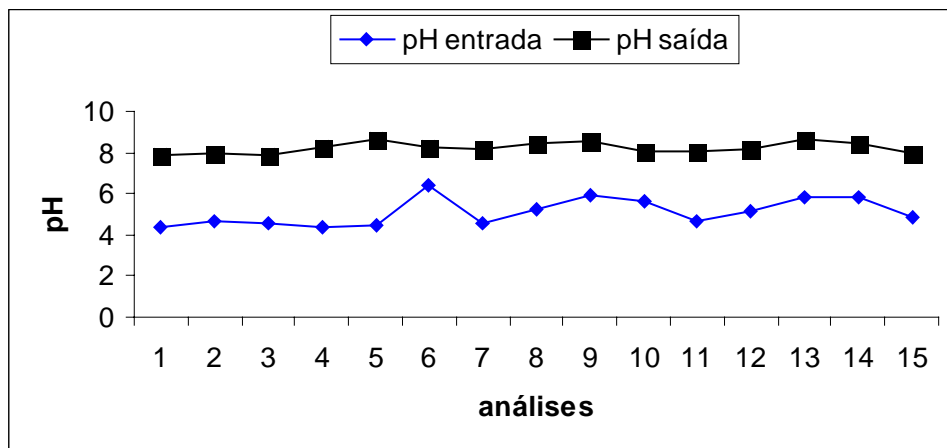


FIGURA 44. Comportamento médio do pH de entrada e saída do resíduo no reator com aeração constante.

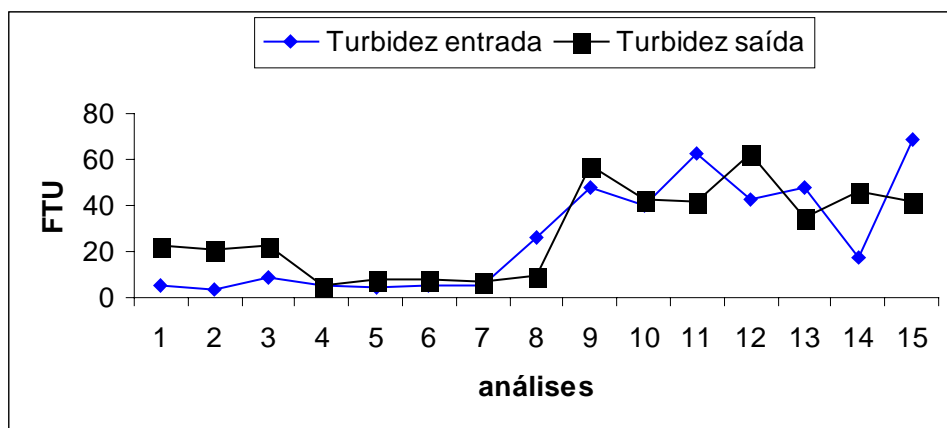


FIGURA 45. Comportamento médio da turbidez de entrada e saída do resíduo no reator com aeração constante.

5.1.4.2 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos

Na Tabela 24 são apresentados os valores de sólidos totais, sólidos suspensos e dissolvidos no reator com aeração constante.

TABELA 24. Comportamento médio dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos no reator com aeração constante

Reator 24 horas Sólidos g/L		
SÓLIDOS TOTAIS	SÓLIDOS SUSPENSOS	SÓLIDOS DISSOLVIDOS
8,847	8,252	1,601
2,805	1,475	1,731
4,011	2,796	1,590
3,938	2,822	1,515
6,721	5,327	2,175

Os valores de sólidos totais oscilaram de 2,805 a 8,847 g/L, sendo esses valores semelhantes a todos os reatores de 12, 16 horas de paralisação (Tabela 24).

Nos sólidos suspensos e dissolvidos, o reator manteve a semelhança nos valores quando comparado aos outros reatores com 12 e 16 horas de paralisação (Figura 46).

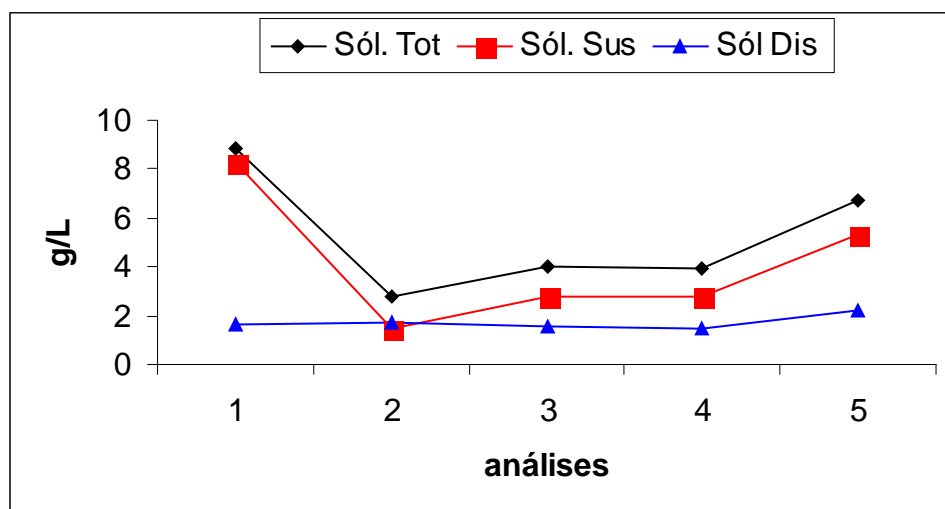


FIGURA 46. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos no reator com aeração constante.

TABELA 25. Comportamento médio dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída no reator com aeração constante

Sólidos Saída g/L		
SÓLIDOS TOTAIS SAÍDA	SÓLIDOS SUSPENSOS SAÍDA	SÓLIDOS DISSOLVIDOS SAÍDA
2,390	2,069	0,390
1,139	1,000	0,370
3,010	2,490	0,686
2,448	2,061	0,485
0,822	0,505	0,330

Nos sólidos da saída (Tabela 25), observa-se que os valores são maiores quando comparados aos reatores com 12 e 16 horas de paralisação da aeração. Isso indica que no reator com aeração constante houve uma maior produção de lodo ativado, sendo este descartado para a manutenção dos níveis indicados para o bom funcionamento do reator.

O comportamento dos sólidos no reator com aeração constante pode ser visto na Figura 47.

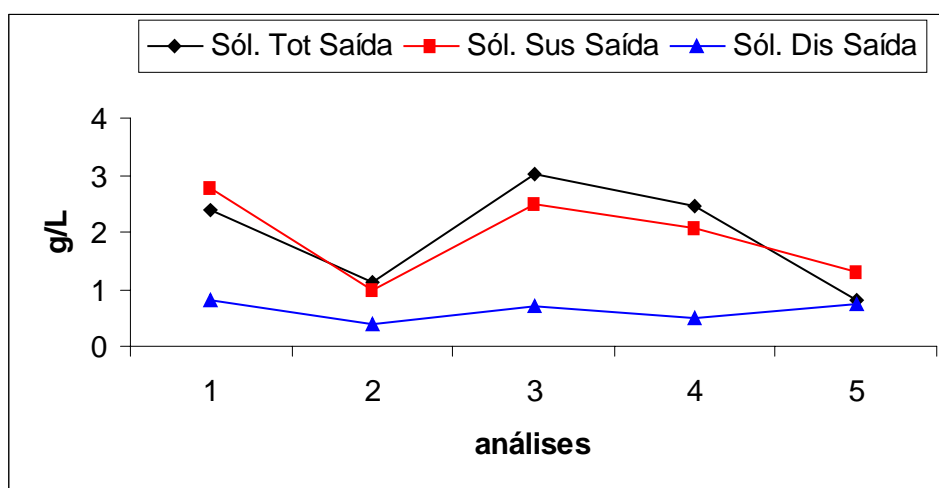


FIGURA 47. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos da saída no reator com aeração constante.

5.1.4.3 IVL e A/M

Na Tabela 26 são apresentados os valores de IVL e A/M no reator com aeração constante.

TABELA 26. Comportamento médio do IVL e A/M no reator com aeração constante

Reator 24 horas	
IVL - mL/g	A/M - d ⁻¹
23,5	0,2
38,4	0,3
67,3	0,7
81,2	0,8
38,7	0,5

Observa-se, na Figura 48, que o reator com aeração constante obteve resultados considerados dentro da faixa ótima, os valores de IVL encontrados foram de até 81,2 mg L⁻¹ e a relação A/M com valores de até 0,8 d⁻¹. Esses resultados são similares aos encontrados na maioria dos reatores com 12 e 16 horas de paralisação da aeração.

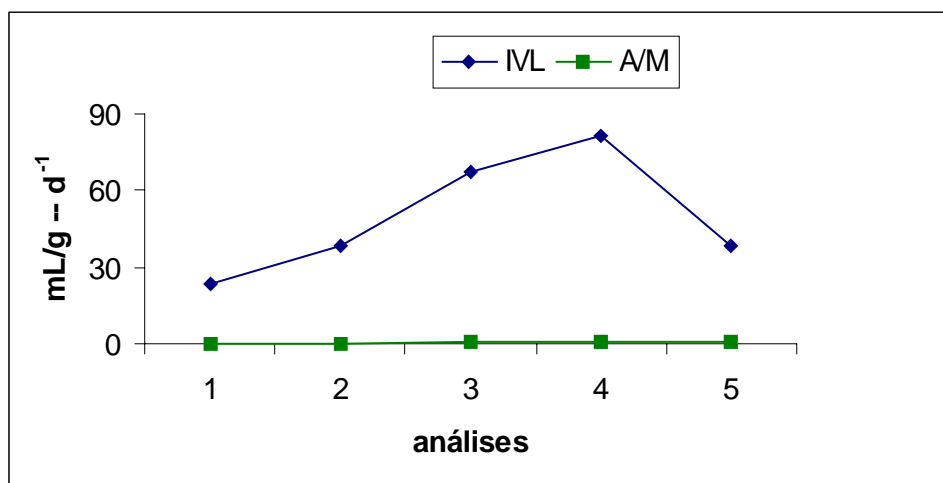


FIGURA 48. Comportamento do IVL e da relação A/M no reator com aeração constante.

5.2 Concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹

Nos experimentos, a alimentação dos reatores foram em média de 6.000 mg DQO L⁻¹ com um tempo de corrida de 24 horas.

As dinâmicas de paralisação que apresentaram os melhores resultados, dentro dos reatores de DQO de 2.500 mg L⁻¹, foram aplicados nos reatores com DQO de 6.000 mg L⁻¹, sendo então escolhidas as variáveis: oito horas de paralisação, F16P8; doze horas de paralisação, F6P6 e dezesseis horas de paralisação, F4P8.

5.2.1 Reatores com 8, 12 e 16 horas de paralisação da aeração

5.2.1.1 Resultados de DQO

A Tabela 27 apresenta os resultados da DQO de entrada e saída e suas respectivas reduções nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

TABELA 27. Resultados de DQO (mg L⁻¹) e % de redução de DQO dos reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

DQO dos reatores com concentração de 6.000 mg L ⁻¹								
Reator F16P8 (8h)			Reator F6P6 (12h)			Reator F4P8 (16h)		
Entrada	Saída	%	Entrada	Saída	%	Entrada	Saída	%
7290	1570	78,5%	5420	1515	72,0%	6355	105	98,4%
9530	2050	78,5%	7290	1085	85,1%	6670	840	87,4%
6370	2315	63,6%	9530	2160	77,3%	6730	1580	76,5%
5850	1800	69,2%	5850	990	83,0%	6305	2190	65,3%
7030	2375	66,2%	7520	1390	81,5%	6525	1880	71,2%
6365	1835	71,2%	6170	1570	74,5%	5560	1460	73,7%
7520	2720	63,8%	7560	1485	80,0%	7165	1105	84,6%
6170	1625	73,7%	6630	120	98,2%	6735	1700	74,7%
6610	1545	76,6%	7005	500	92,9%	8020	1670	79,2%
6470	1275	80,3%	6995	450	93,6%	4685	1550	66,9%
5965	1470	75,3%	6960	1260	81,9%	4995	1580	68,4%
6655	1915	71,2%	7575	305	96,0%	8245	1120	86,4%
6565	1045	84,0%	6580	285	95,7%	8240	1170	86,3%
6465	1780	72,5%	6240	1145	81,6%	6230	2185	64,9%
6630	2605	60,0%	6070	199	96,7%	6085	1850	69,6%

Pela Tabela 27, observa-se, no primeiro reator com paralisação de 8 horas – F16P8, que a redução máxima da DQO do efluente foi de 84%, e a redução média foi de 72,2%.

No reator F6P6, com doze horas de paralisação, a redução máxima da DQO de saída foi de 96,7%, e a redução média de 86%, sendo este o melhor resultado encontrado com a concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

Já para o reator F4P8, com dezesseis horas de paralisação, a redução máxima da DQO de saída foi de 98,4%, e a redução média foi de 76,8%.

Os dois reatores, F16P8 e F4P8, apresentaram resultados próximos e a redução da DQO foi acima de 70%.

Na Figura 49, pode ser observado o comportamento da entrada da DQO nos três reatores, enquanto que a Figura 50 mostra o comportamento da saída do efluente nos reatores.

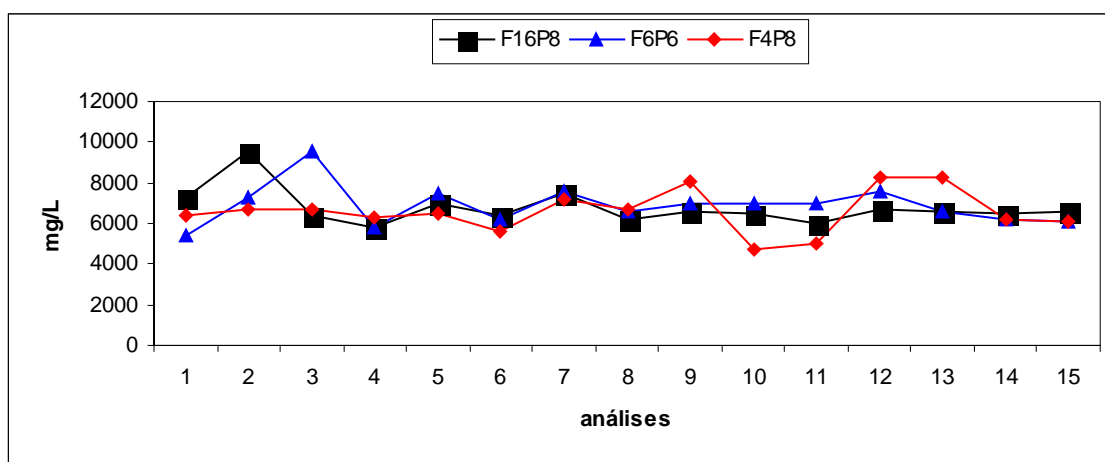


FIGURA 49. Comportamento médio da DQO de entrada do aflente nos três reatores com concentração de 6.000 mg L⁻¹.

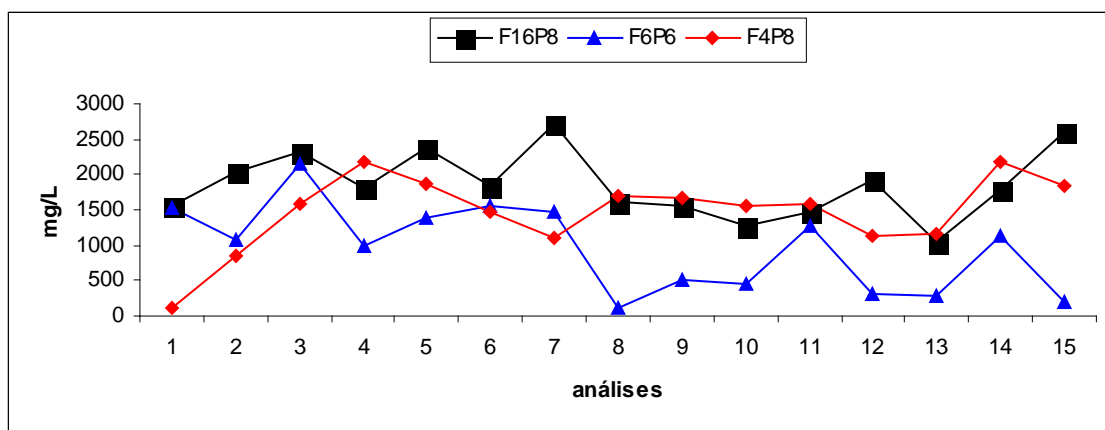


FIGURA 50. Comportamento médio da DQO da saída do efluente nos três reatores com concentração de 6.000 mg L⁻¹.

5.2.1.2 pH

Na Tabela 28, são apresentados os valores de pH da entrada e saída do resíduo dos três reatores com concentração de 6.000 mg L⁻¹.

Com relação ao pH, nos três reatores foram encontrados valores semelhantes, com a entrada oscilando entre 4,0 a 4,9 e a saída de 6,9 a 8,6, sendo observada, portanto, uma elevação nos valores do pH da saída, com relação à entrada, sem qualquer correção

TABELA 28. Valores de pH da entrada e saída dos três reatores com concentração de 6.000 mg L⁻¹.

pH dos reatores com concentração de 6.000 mg L ⁻¹					
Reator F16P8 (8h)		Reator F6P6 (12h)		Reator F4P8 (16h)	
Entrada	Saída	Entrada	Saída	Entrada	Saída
4,9	7,8	4,9	8,3	4,6	8,0
4,8	7,4	4,8	8,2	4,6	7,4
4,8	7,6	4,7	8,4	4,6	7,6
4,7	7,6	4,7	8,2	4,6	7,4
4,7	7,3	4,7	8,2	4,6	7,6
4,7	8,2	4,7	8,3	4,6	7,6
4,8	7,9	4,8	8,2	4,6	8,1
4,7	7,8	4,7	8,2	4,6	7,8
4,8	7,3	4,6	8,6	4,5	6,9
4,7	7,6	4,6	8,3	4,1	6,9
4,7	7,5	4,7	8,6	4,1	7,2
4,7	7,5	4,6	8,6	4,1	6,9
4,7	7,7	4,6	8,6	4,1	7,1
4,7	7,5	4,6	8,3	4,0	7,3
4,6	7,3	4,6	8,2	4,5	7,0

As Figuras 51 e 52 mostram o comportamento do pH de entrada e saída do resíduo obtido nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

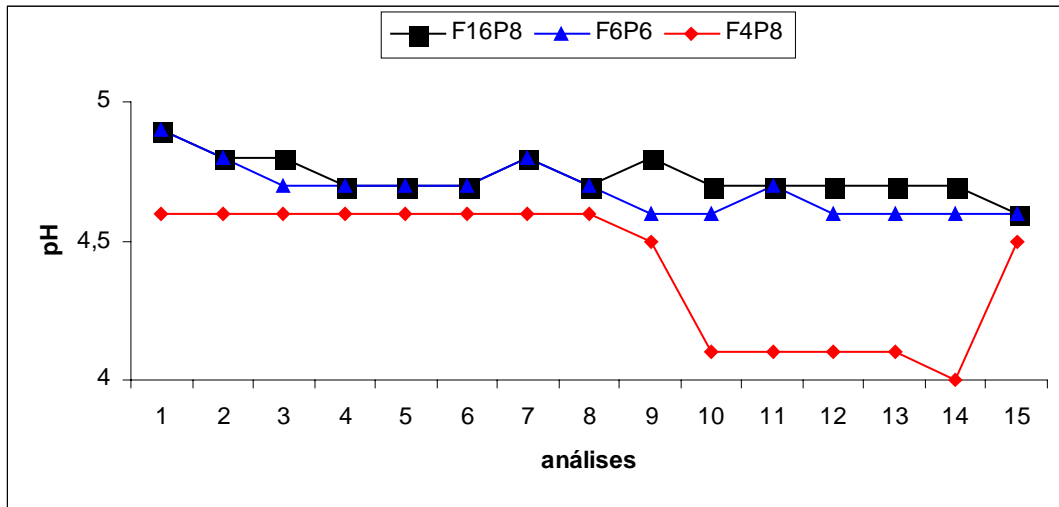


FIGURA 51. Comportamento médio do pH de entrada nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

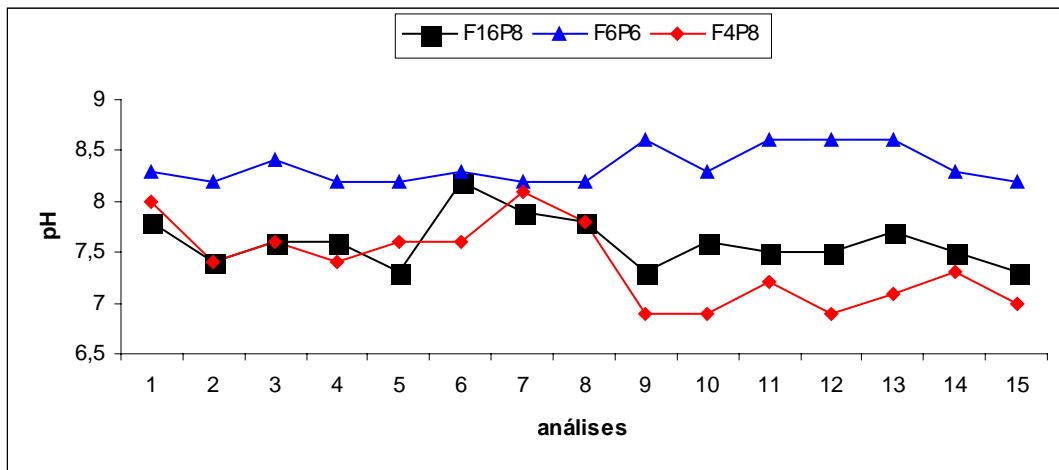


FIGURA 52. Comportamento médio do pH da saída nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

5.2.1.3 Turbidez

A Tabela 29 apresenta os valores de turbidez para os três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

TABELA 29. Valores de turbidez da entrada e saída do resíduo nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

Turbidez dos reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹					
Reator F16P8 (8h)		Reator F6P6 (12h)		Reator F4P8 (16h)	
Entrada	Saída	Entrada	Saída	Entrada	Saída
35	461	29	327	68	320
29	461	35	237	71	217
35	402	60	225	43	213
60	206	42	349	61	329
42	363	26	461	131	461
124	388	42	406	68	376
84	244	40	460	96	421
106	455	23	371	88	447
53	330	37	461	92	461
40	461	37	355	46	461
44	461	22	276	27	461
37	432	25	461	65	436
50	420	33	461	92	461
38	420	38	367	81	461
45	342	45	318	77	461

De acordo com os dados apresentados na Tabela 29, observa-se que a turbidez oscilou na entrada dos reatores de 22 a 131 FTU. Isso se deve à diferença na concentração de sólidos dos diferentes lotes de manipueira, e a saída variou de 206 a 461 FTU, sendo que em todos os reatores ocorreu um aumento nos valores da turbidez, mesmo com a paralisação da aeração durante 8 horas.

As Figuras 53 e 54 mostram o comportamento da turbidez de entrada e saída do resíduo obtido nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

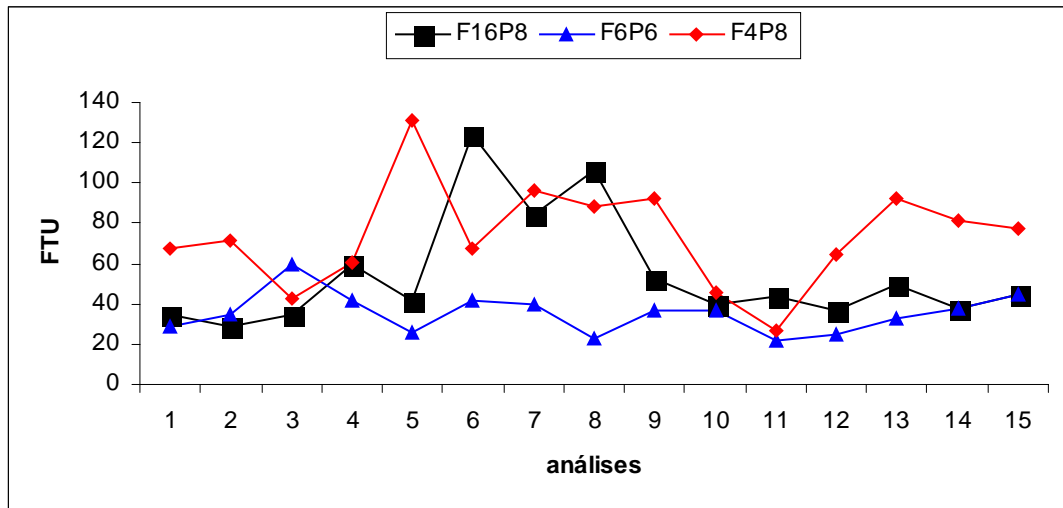


FIGURA 53. Comportamento médio da turbidez na entrada do afluente nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

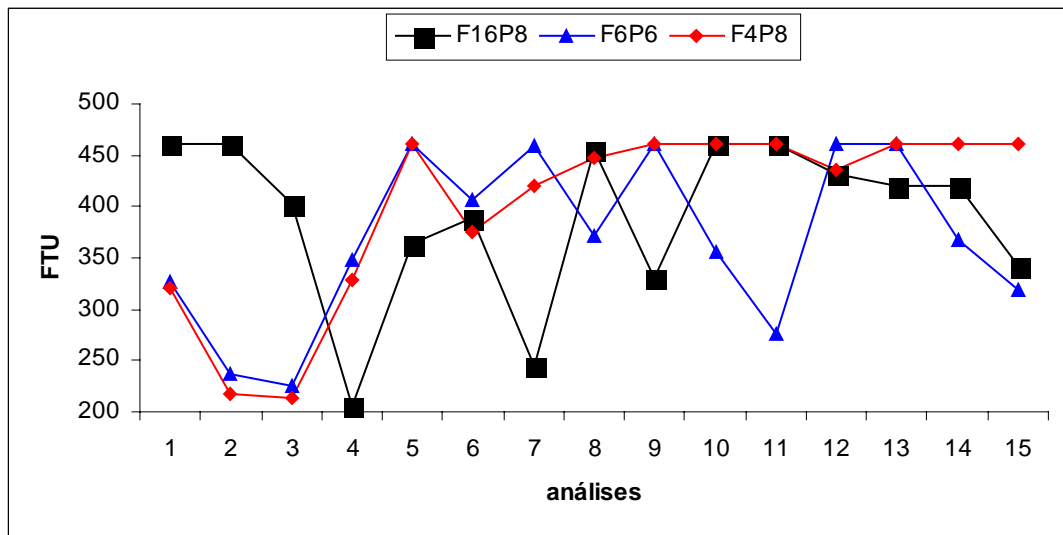


FIGURA 54. Comportamento médio da turbidez na saída do efluente nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

5.2.1.4 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos

Na Tabela 30 são apresentados os valores de sólidos totais, sólidos suspensos e dissolvidos dos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

TABELA 30. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos dos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

Sólidos (g/L) do reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹								
Reator F16P8 (8h)			Reator F6P6 (12h)			Reator F4P8 (16h)		
Sólidos Totais	Sólidos Suspensos	Sólidos Dis.	Sólidos Totais	Sólidos Suspensos	Sólidos Dis.	Sólidos Totais	Sólidos Suspensos	Sólidos Dis.
10.1590	9.0450	1.1060	6,4860	4,2330	2,4409	7,9740	5,2020	2,6950
7.8370	7.0500	1.0713	6,1990	4,0800	2,1131	9,8620	6,2090	3,6531
7.3910	5.3740	2.0120	6,2000	4,1020	2,1714	7,4710	5,2380	2,2432
6.1100	4.5280	1.8106	6,5460	5,3090	1,2640	8,3900	6,1270	2,2073
10.5510	8.1400	2.3744	7,1520	5,5970	1,5765	7,3640	5,0300	2,4379

Os valores de sólidos totais do reator F6P6 foram inferiores aos demais, enquanto que o reator F16P8 obteve o maior valor de sólidos.

O baixo valor de sólidos totais no reator F6P6 indica que a concentração menor de biomassa às vezes não interfere na eficiência da redução da DQO, visto que este reator apresentou reduções de DQO superiores quando comparado aos outros dois reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

Em relação aos sólidos suspensos, o reator F16P8 manteve os valores superiores quando comparado aos outros reatores, sendo que o F6P6 continuou com os menores valores.

Os sólidos dissolvidos foram muito semelhantes, porém o reator F4P8 apresentou maiores resultados.

Os resultados obtidos nos diferentes ciclos, F16P8 e F4P8 foram muito próximos, como podem ser vistos nas Figuras 55, 56 e 57.

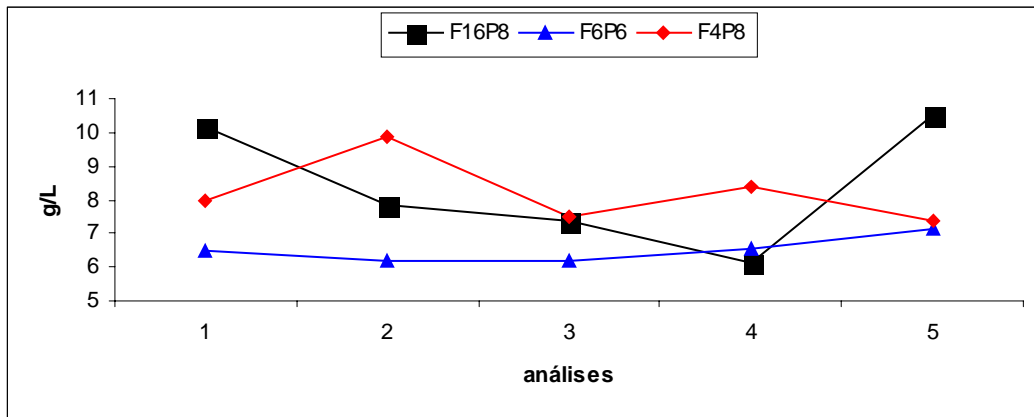


FIGURA 55. Comportamento médio dos sólidos totais nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

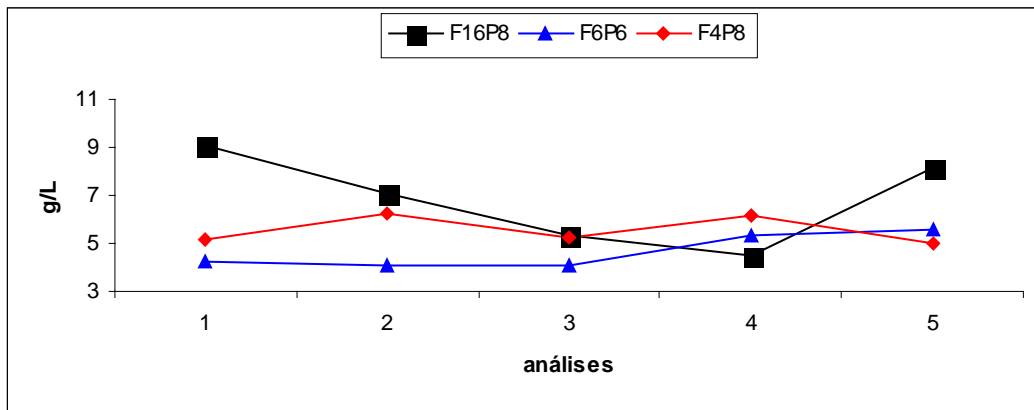


FIGURA 56. Comportamento médio dos sólidos suspensos nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

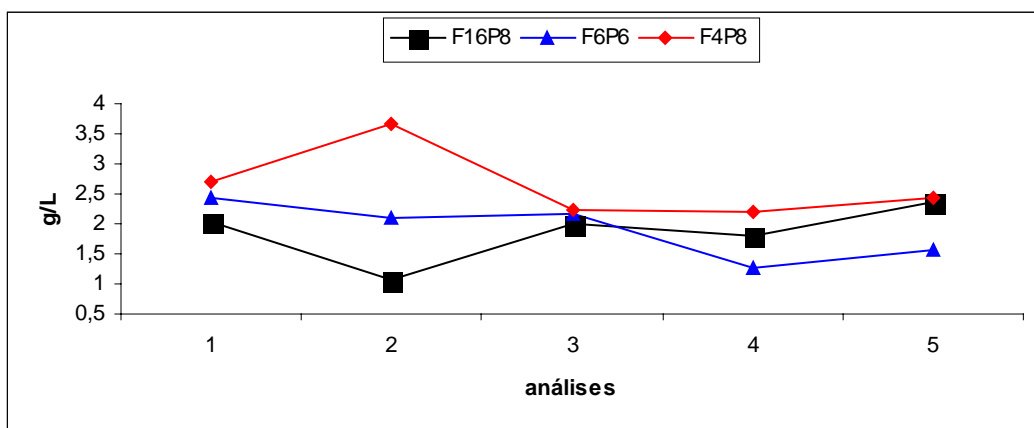


FIGURA 57. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

TABELA 31. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída dos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

Sólidos Saída (g/L) do reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹								
Reator F16P8 (8h)			Reator F6P6 (12h)			Reator F4P8 (16h)		
Sólidos Totais Saída	Sólidos Suspensos Saída	Sólidos Dissolvidos Saída	Sólidos Totais Saída	Sólidos Suspensos Saída	Sólidos Dissolvidos Saída	Sólidos Totais Saída	Sólidos Suspensos Saída	Sólidos Dissolvidos Saída
10,3680	8,0320	2,1615	7,1770	5,2230	1,8987	5,9040	4,3540	1,6783
8,7750	7,0540	1,6851	5,3780	3,3220	2,0416	5,3000	3,2500	2,3145
7,5900	4,3420	3,1610	4,0120	2,0710	2,0792	4,1320	2,0140	2,1887
3,3850	1,8980	1,8623	2,7760	1,5870	1,2661	5,5490	3,4770	2,1340
3,7200	2,0020	1,8952	4,9630	3,5750	1,4432	4,4720	3,0710	1,4898

Nos sólidos totais da saída, os maiores valores de descarte foram encontrados no reator F16P8, sendo os menores valores encontrados no reator F6P6.

Nos sólidos suspensos da saída o reator F6P6 manteve os valores inferiores, sendo que o F16P8 se manteve com os maiores resultados.

Os sólidos dissolvidos da saída foram semelhantes, porém o reator F16P8 apresentou os maiores resultados, enquanto que o reator F6P6 apresentou os menores resultados.

As Figuras 58, 59 e 60 mostram do comportamento dos sólidos na saída dos reatores.

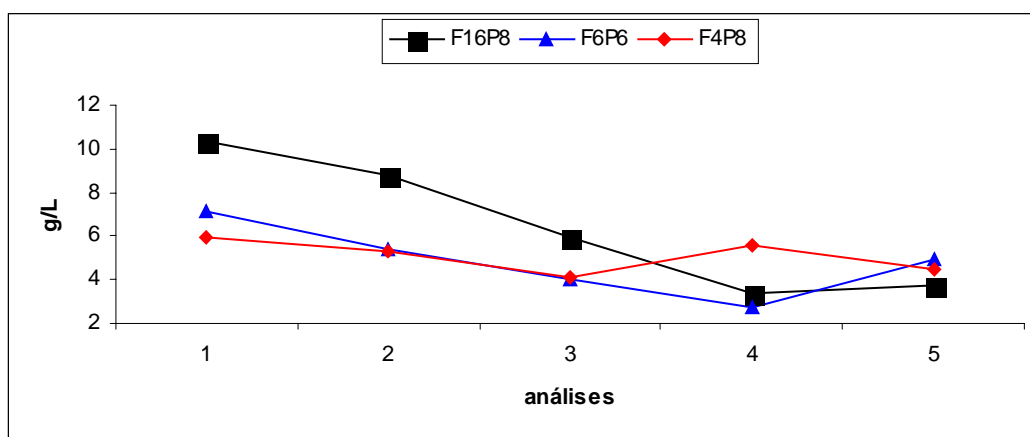


FIGURA 58. Comportamento médio dos sólidos totais da saída nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

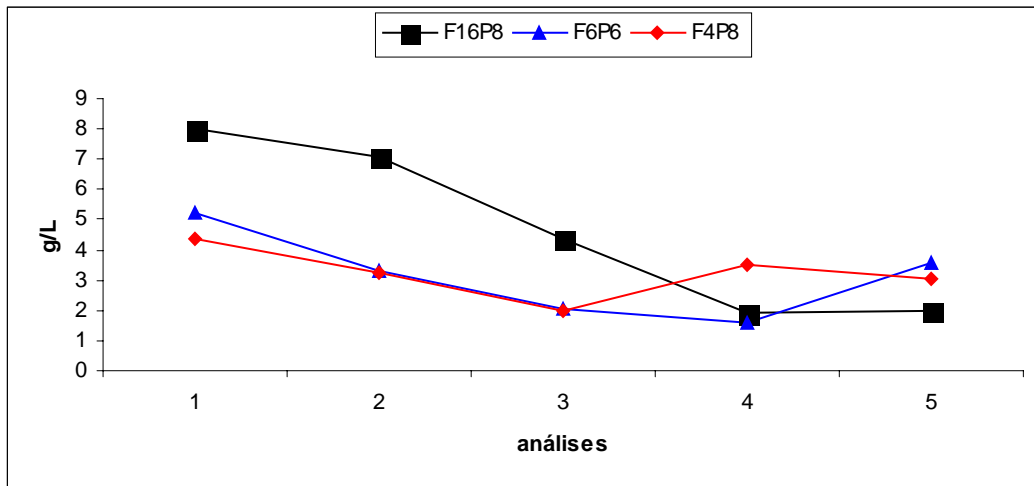


FIGURA 59. Comportamento médio dos sólidos suspensos da saída nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

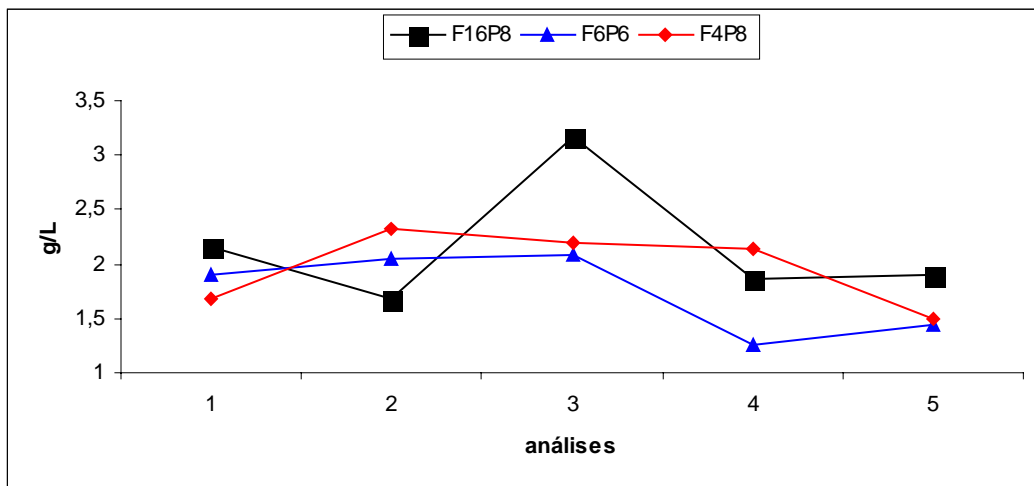


FIGURA 60. Comportamento médio dos sólidos dissolvidos da saída nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

5.2.1.5 IVL

Na Tabela 32 estão apresentados os valores de IVL obtidos nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

TABELA 32. Valores de IVL nos três reatores com concentração de 6.000 mg L⁻¹.

IVL dos reatores com concentração de 6.000 mg DQO L ⁻¹		
Reator F16P8 (8h)	Reator F6P6 (12h)	Reator F4P8 (16h)
79,7	126,4	107,8
102,0	120,9	83,1
101,4	100	112,4
106,4	106	92,9
78,6	118,8	100,3

Observa-se, na Tabela 32, que em dois reatores, F16P8 e F4P8, os valores em média de IVL foram de até 100 mL/g, estando portanto dentro da faixa considerada ótima pela literatura.

Já o reator F6P6 obteve resultados muito acima do considerado como ótimo, com uma média de 114 mL/g, possivelmente causados pelo baixo valor de sólidos presente no reator, sendo que este foi o reator que apresentou menor quantidade de lodo e alta carga orgânica utilizada na alimentação, gerando dessa forma o intumescimento do lodo, provocado por fungos filamentosos.

Mesmo com os valores de IVL estando acima do indicado, ele não prejudicou a eficiência do tratamento, já que este foi o reator que apresentou a melhor redução de matéria orgânica, em média de 86%.

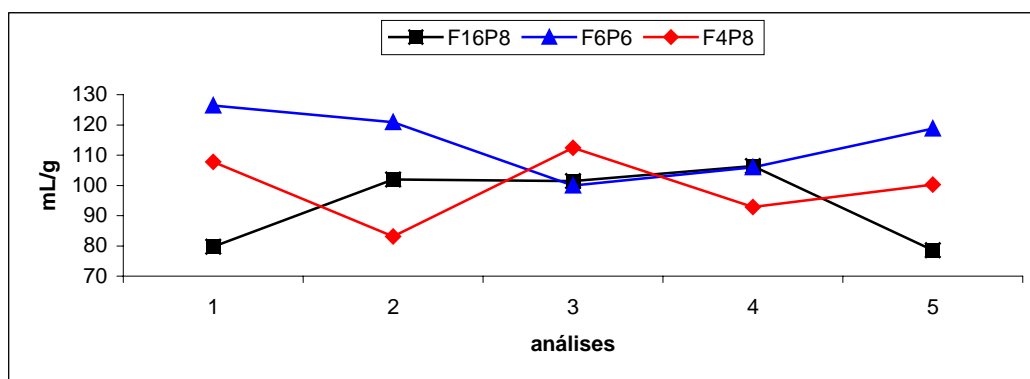


FIGURA 61. Comportamento médio do IVL nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

5.2.1.6 A/M

Na Tabela 33 são apresentados os valores de A/M obtidos nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

TABELA 33. Valores de A/M nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.
A/M (d⁻¹) dos reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹

Reator F16P8 (8h)	Reator F6P6 (12h)	Reator F4P8 (16h)
0,6	1,3	1,4
0,7	1,4	1,4
1,4	1,1	0,9
1,3	1,2	1,0
0,7	1,2	1,1

Pela Figura 62, nota-se que os valores inferiores, em média, 0,9 d⁻¹, de A/M foram do reator F16P8. Nos ciclos F6P6 e F4P8, os valores encontrados foram acima do indicado.

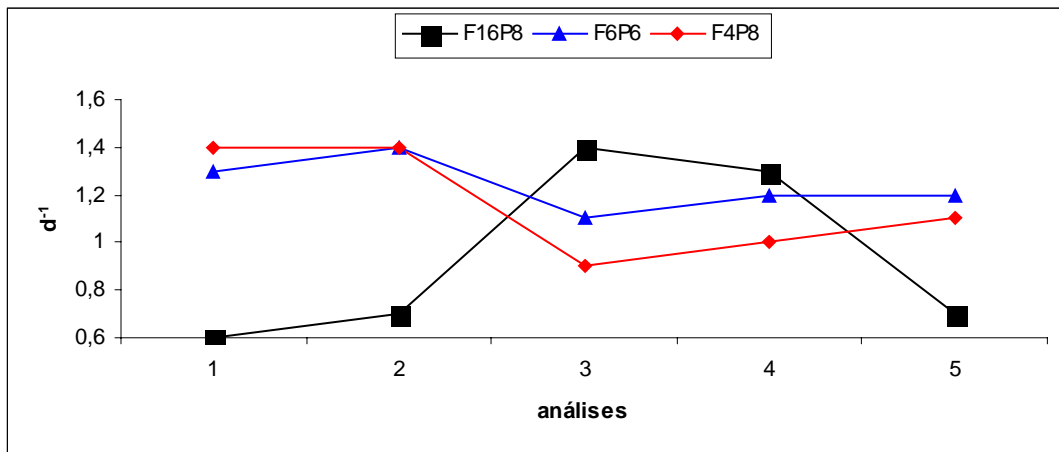


FIGURA 62. Comportamento médio da relação A/M nos três reatores com concentração de 6.000 mg DQO L⁻¹.

5.3 Concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹

Nos experimentos, a alimentação do reator foi em média de 10.000 mg DQO L⁻¹ com um tempo de corrida de 24 horas.

Dentre os reatores com DQO de 6.000 mg L⁻¹, foi escolhida a variável que apresentou os melhores resultados de redução de DQO, sendo então aplicada a variável com doze horas de paralisação, F6P6.

5.3.1 Reator com 12 horas de paralisação da aeração

5.3.1.1 Resultados de DQO, pH e Turbidez

A Tabela 34 apresenta os resultados da DQO, pH e Turbidez de entrada e saída do reator e sua respectiva redução com paralisação da aeração durante 12 horas e concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

TABELA 34. Resultados de DQO (mg L⁻¹) e % de redução de DQO, pH e turbidez da entrada e saída do reator com paralisação de 12 horas e concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

Reator com concentração de 10.000 mg DQO L ⁻¹						
DQO (F6P6)			pH (F6P6)		Turbidez (F6P6)	
Entrada	Saída	%	Entrada	Saída	Entrada	Saída
8770	2735	68,8%	4,5	7,5	74	461
9365	2415	74,2%	4,5	7,8	170	461
9025	3110	65,5%	4,5	7,7	115	461
9175	4855	47,0%	4,5	7,7	170	461
9560	3670	61,6%	4,5	7,6	139	461
9050	3865	57,3%	4,5	7,4	155	461
9300	4595	50,6%	4,5	7,7	150	461
9275	4650	49,9%	4,5	7,3	158	461
10665	3135	70,6%	4,5	5,8	212	461
10330	5580	43,1%	4,1	7,5	85	461
10665	3135	70,6%	4,0	5,2	201	461
11030	6350	42,4%	4,4	5,4	230	461
11210	3765	66,4%	4,4	5,1	211	461
11660	4355	62,6%	4,4	5,2	208	461
10770	3215	70,1%	4,4	5,1	190	461

Observa-se no reator que a redução máxima da DQO do efluente foi de 74,2%, e a redução média foi de 60 %.

Com relação ao pH, o reator obteve valores da entrada oscilando entre 4,0 a 4,5 e a saída de 5,1 a 7,8. Esses resultados são semelhantes a todos os reatores com paralisação, mostrando que a mesma não influenciou negativamente na elevação nos valores do pH da saída, com relação à entrada.

Analisando a turbidez, nota-se que a entrada do reator variou de 74 a 230 FTU e a saída manteve o valor máximo da leitura do aparelho de 461 FTU. Esses valores mostram que o reator com esta concentração de matéria orgânica não conseguiu ser eficaz na redução do material particulado, gerando uma elevação no mesmo durante o processo.

Nas Figuras 63, 64 e 65 podem ser observados os comportamentos da DQO, pH e da turbidez no reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

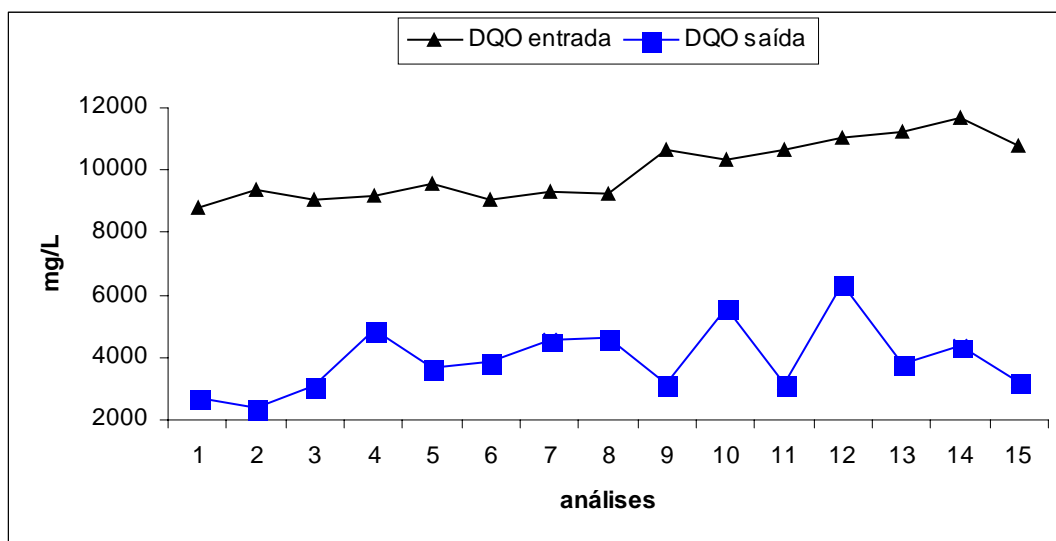


FIGURA 63. Comportamento médio da DQO de entrada e saída do resíduo no reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

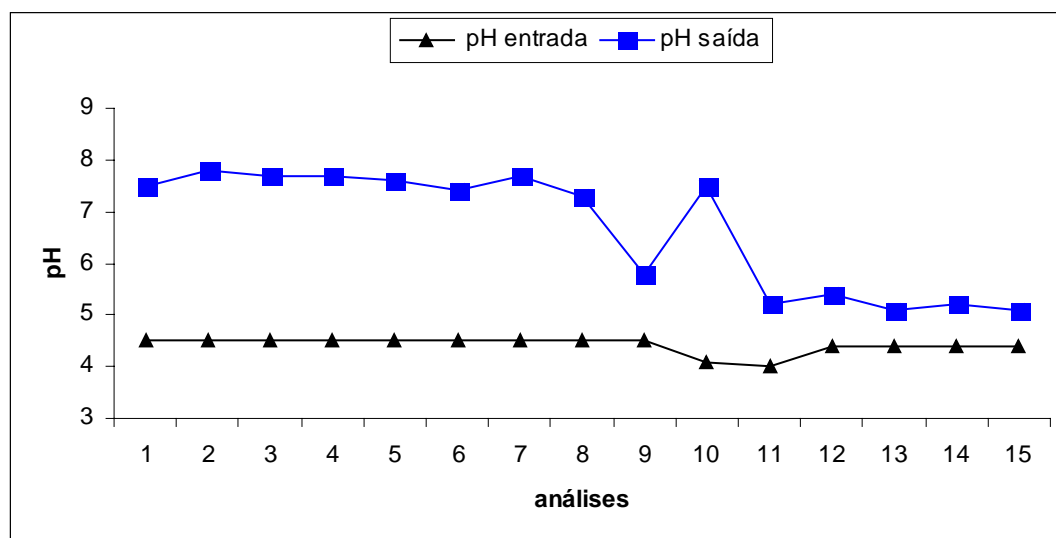


FIGURA 64. Comportamento médio do pH de entrada e saída do resíduo no reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

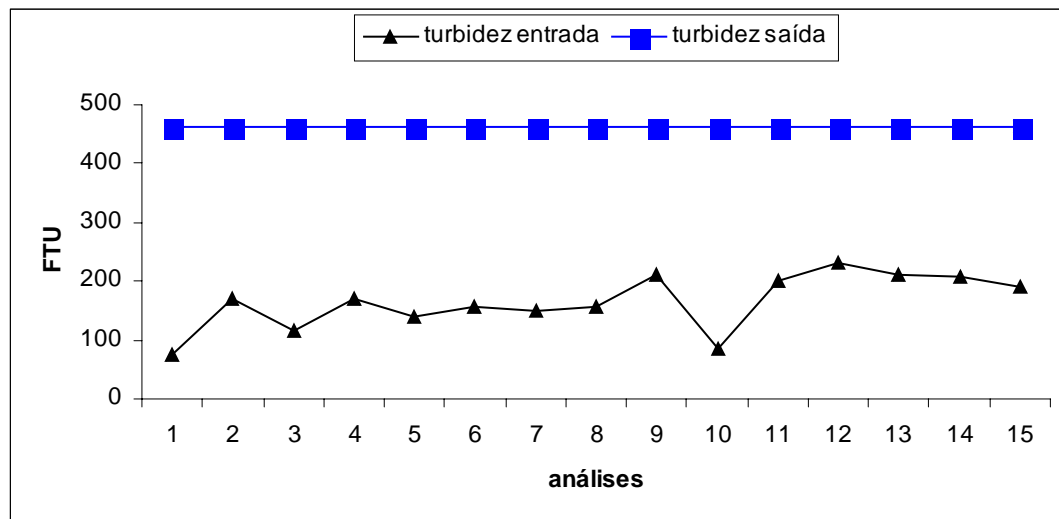


FIGURA 65. Comportamento médio da turbidez de entrada e saída do resíduo no reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

5.3.1.2 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos

Na Tabela 35 são apresentados os valores de sólidos totais, sólidos suspensos e dissolvidos do reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

TABELA 35. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos do reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

Sólidos (g/L) do reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹		
Sólidos Totais	Sólidos Suspensos	Sólidos Dissolvidos
7,1590	4,1430	3,0134
7,5940	3,3730	4,2659
12,4640	7,0180	5,4686
9,1070	5,1590	3,9193
16,3010	9,2680	7,1860

Os valores de sólidos totais oscilaram de 16,30 a 7,15 g/L (Figura 66) sendo esses valores maiores quando comparados com os reatores com DQO de 3.200 e 6.000 mg L⁻¹.

Em relação aos sólidos suspensos, o reator foi semelhante nos valores quando comparado com o reator com 16 horas de paralisação com DQO de 6.000 mg L⁻¹. Já em relação aos sólidos dissolvidos, os resultados foram maiores do que todos os reatores com DQO de 3.200 e 6.000 mg L⁻¹.

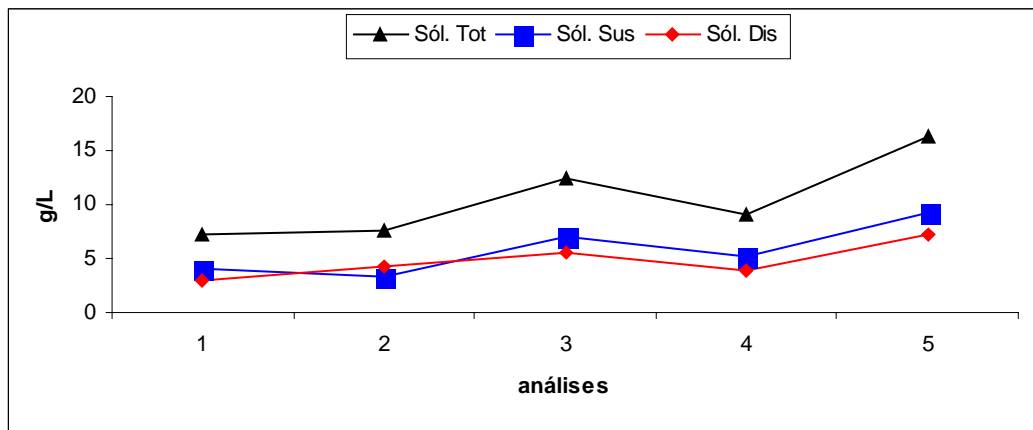


FIGURA 66. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos no reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

Os valores de sólidos totais saída oscilaram de 5,93 a 7,79 g/L (Tabela 36) sendo esses valores maiores quando comparados com os reatores com DQO de 3.200 e 6.000 mg L⁻¹.

Em relação aos sólidos suspensos, o reator foi semelhante nos valores quando comparado com os reatores com 12 e 16 horas de paralisação com DQO de 6.000 mg L⁻¹. Já em relação aos sólidos dissolvidos, os resultados foram maiores do que todos os reatores com DQO de 3.200 e 6.000 mg L⁻¹, o comportamento dos sólidos na saída do reator pode ser observado na Figura 67.

TABELA 36. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída do reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

Sólidos Saída (g/L) do reator com concentração de 10.000 mg L ⁻¹		
Sólidos Totais Saída	Sólidos Suspensos Saída	Sólidos Dissolvidos Saída
5,9370	2,6850	3,3527
6,3400	3,2520	3,1412
7,9740	4,1740	3,7482
7,7110	5,3490	2,4887
7,7930	3,0340	4,7850

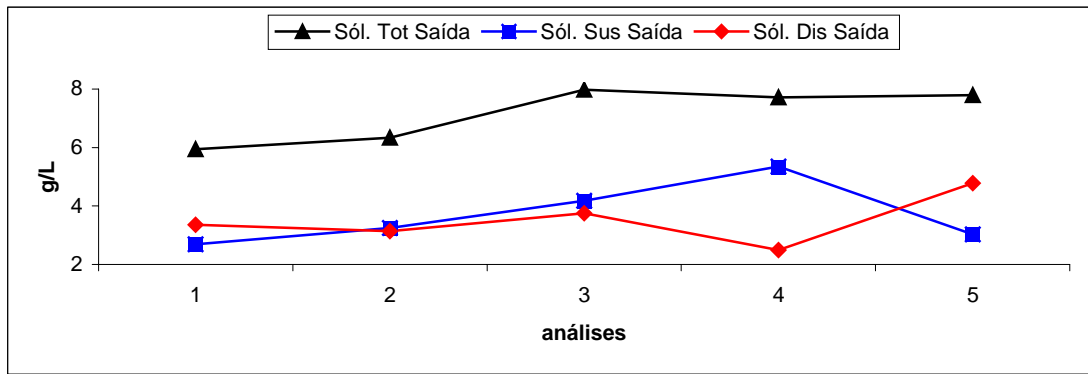


FIGURA 67. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos da saída no reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

5.3.1.3 IVL e A/M

Na Tabela 37 estão apresentados os valores de IVL e A/M no reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

TABELA 37. Valores de IVL e A/M no reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

IVL e A/M do reator com 12 horas de paralisação	
IVL - mL/g	A/M - d ⁻¹
125,7	2,2
105,3	2,3
63,4	1,4
99,9	1,8
46,0	1,1

Observa-se, na Figura 68, que o reator com DQO de 10.000 mg L⁻¹ obteve no início do processo valores elevados de IVL acima do considerado como ideal, porém com o decorrer do processo, provavelmente devido à aclimação total do lodo com o substrato, esses valores foram considerados dentro da faixa ótima. A relação A/M (Figura 69) também iniciou com valores acima do ideal e durante o processo diminuiu, obtendo uma média de 1,7 d⁻¹.

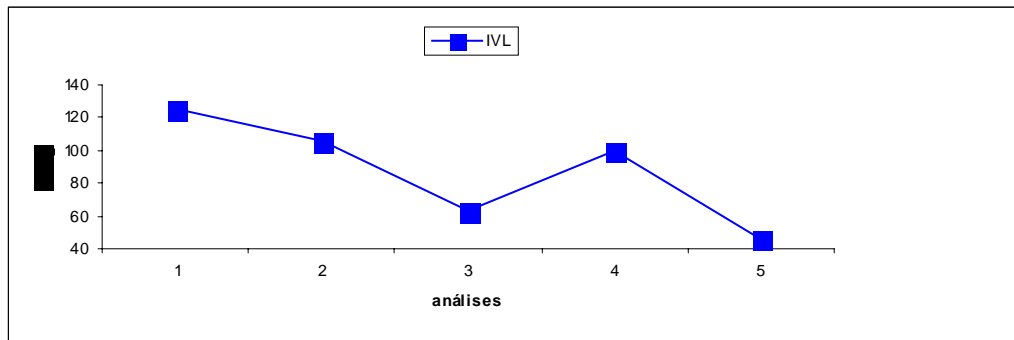


FIGURA 68. Comportamento do IVL no reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

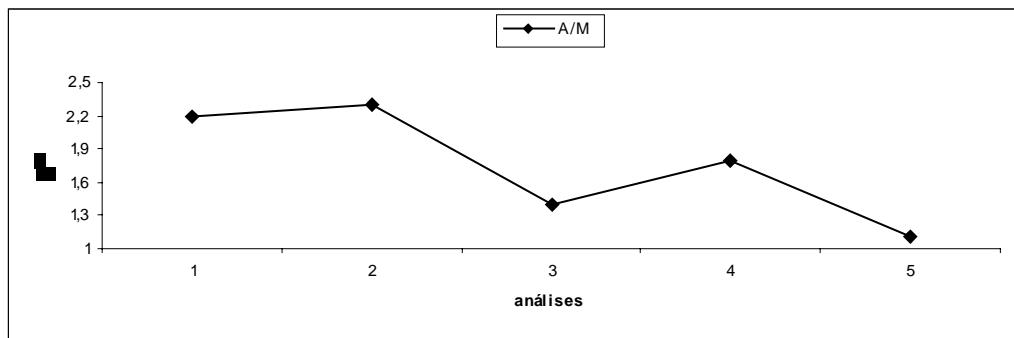


FIGURA 69. Comportamento da relação A/M no reator com concentração de 10.000 mg DQO L⁻¹.

5.4 Concentração de 3.200 mg DQO L⁻¹

Nestes experimentos, a alimentação do reator foi, em média, 3.245 mg DQO L⁻¹ com um tempo de corrida de 24 horas e com paralisação da aeração de 19 horas.

A paralisação pelo período de 19 horas ocorreu da seguinte forma: F4 - P4 - F15 min - P4 - F15 min - P4 - F15 min - P4 - F15 min - P3.

5.4.1 Reator com 19 horas de paralisação da aeração

5.4.1.1 Resultados de DQO, pH e Turbidez

A Tabela 38 apresenta os resultados da DQO, pH e Turbidez de entrada e saída do reator e sua respectiva redução com concentração de DQO 3.200 mg L⁻¹.

TABELA 38. Resultados de DQO (mg L⁻¹) e % de redução de DQO, pH e Turbidez da entrada e saída do reator com 19 horas de paralisação da aeração

Reator com 19 horas de paralisação						
DQO (P19)			pH (P19)		Turbidez (P19)	
Entrada	Saída	%	Entrada	Saída	Entrada	Saída
3461	692	80,0%	4,8	7,7	58	301
3951	857	78,3%	4,8	8,1	54	286
3279	1505	54,1%	4,7	7,4	28	246
3423	882	74,2%	4,8	7,4	34	268
3027	864	71,4%	4,9	8,0	23	311
2992	1116	62,7%	4,6	8,5	20	301
2845	962	66,2%	4,8	8,4	31	310
3703	469	87,3%	4,7	8,2	28	252
3766	903	76,0%	4,7	7,8	28	266
3489	770	77,9%	4,6	7,6	30	268
3696	1053	71,5%	4,7	8,2	51	270
3279	374	88,6%	4,6	8,2	71	269
2264	420	81,4%	4,7	7,7	76	219
2614	112	95,7%	4,7	7,9	40	157
2884	210	92,7%	4,6	7,5	31	156

Nota-se que, no reator com paralisação da aeração durante 19 horas, a redução

máxima da DQO do efluente foi de 95,7%, e a redução média foi de 77,2 %. Esse resultado foi similar aos encontrados nos reatores com concentração de DQO de 6.000 mg L⁻¹, 8 horas de paralisação, e redução média de 72,2% e 16 horas de paralisação, e redução média de 76,8%.

Com relação ao pH, o processo obteve valores da entrada oscilando entre 4,6 a 4,9 e a saída de 7,4 a 8,5. Esses resultados foram semelhantes a todos os tratamentos com 8, 12 e 16 horas de paralisação, com 2.500, 6.000 e 10.000 mg DQO L⁻¹, mostrando que a ausência de aeração não influenciou negativamente na elevação nos valores do pH da saída, com relação à entrada.

Com relação à turbidez, a entrada do reator variou de 20 a 76 FTU e a saída oscilou entre 157 a 311 FTU. Isso mostra que a paralisação da aeração nos reatores afetaram a turbidez, já que ocorreu uma elevação nos valores em relação à entrada em todas as análises.

Nas Figuras 70, 71 e 72, podem ser observados os comportamentos da DQO, do pH e da turbidez no reator com 19 horas de paralisação da aeração.

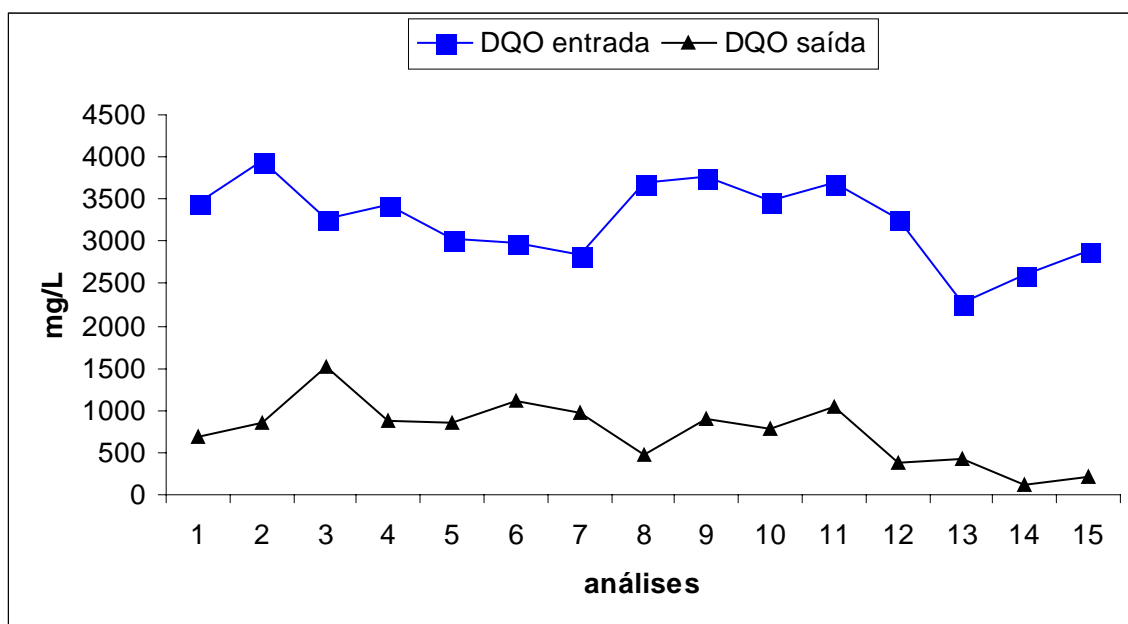


FIGURA 70. Comportamento médio da DQO de entrada e saída do resíduo no reator com 19 horas de paralisação da aeração.

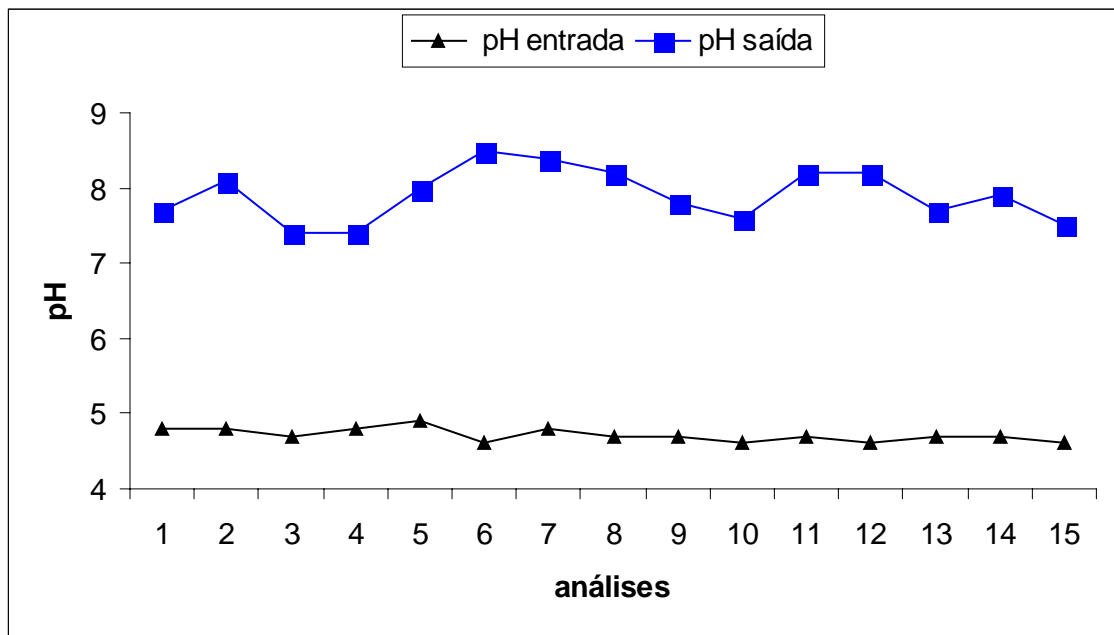


FIGURA 71. Comportamento médio do pH de entrada e saída do resíduo no reator com 19 horas de paralisação da aeração.

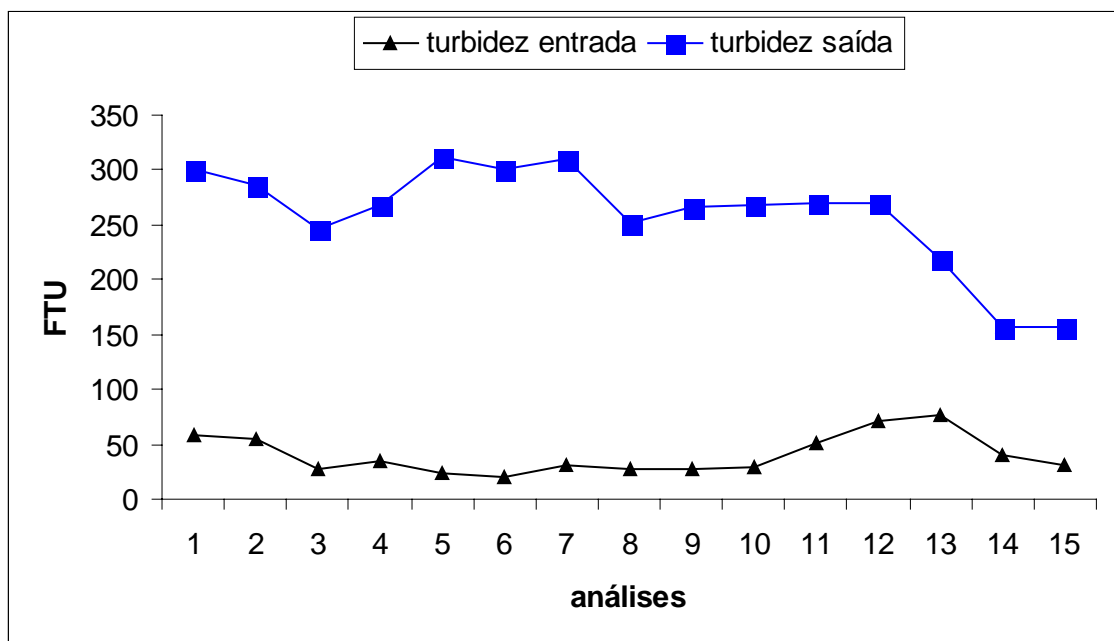


FIGURA 72. Comportamento médio da turbidez de entrada e saída do resíduo no reator com 19 horas de paralisação da aeração.

5.4.1.2 Sólidos totais, suspensos e dissolvidos

Na Tabela 39, são apresentados os valores de sólidos totais, sólidos suspensos e dissolvidos do reator com 19 horas de paralisação da aeração.

TABELA 39. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos do reator com 19 horas de paralisação da aeração.

Sólidos (g/L) do reator com 19 horas de paralisação		
Sólidos Totais	Sólidos Suspensos	Sólidos Dissolvidos
9,7350	9,0040	1,0020
9,1180	7,0840	1,9700
6,9510	6,0820	1,0330
6,1100	4,0550	1,6780
6,0820	4,0320	2,0560

Os valores de sólidos totais oscilou de 9,73 a 6,08 g/L, (Figura 73) sendo esses valores semelhantes ao reator com 8 horas de paralisação e DQO de 6.000 mg L⁻¹.

Em relação aos sólidos suspensos, o reator manteve a semelhança nos valores quando comparado com o reator com 8 horas de paralisação. Já em relação aos sólidos dissolvidos, os resultados foram semelhantes com o reator de 12 horas de paralisação e DQO de 6.000 mg L⁻¹.

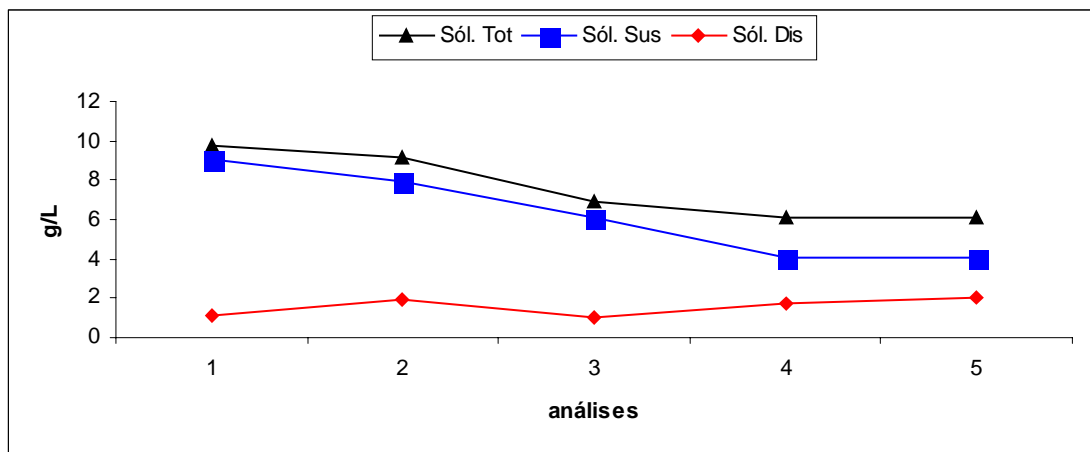


FIGURA 73. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos no reator com 19 horas de paralisação da aeração.

TABELA 40. Valores dos sólidos totais, suspensos e dissolvidos da saída do reator com 19 horas de paralisação da aeração

Sólidos Saída (g/L) do reator com 19 horas de paralisação		
Sólidos Totais Saída	Sólidos Suspensos Saída	Sólidos Dissolvidos Saída
3,8480	2,7370	1,1240
4,5420	3,0820	1,9100
4,0400	3,2620	0,9620
3,5690	2,1020	1,5950
2,3390	1,9820	1,0880

Em relação aos sólidos na saída dos reatores (Tabela 40), observa-se que os valores são menores quando comparados aos reatores de paralisação da aeração com DQO de 6.000 e 10.000 mg L⁻¹. Isso pode indicar que no reator com um maior tempo de paralisação da aeração gera uma menor produção de lodo ativado.

O comportamento dos sólidos no reator com 19 horas de paralisação da aeração pode ser visto na Figura 74.

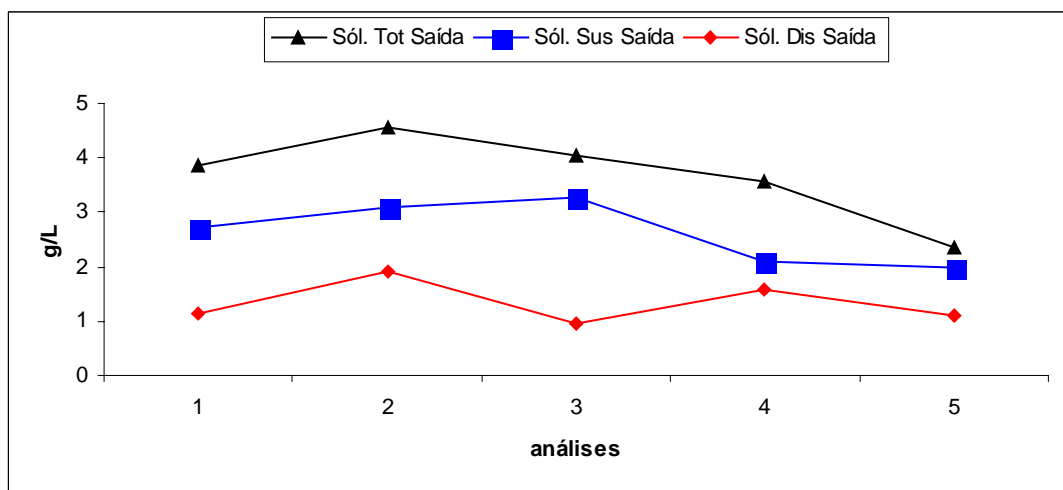


FIGURA 74. Comportamento médio do sólido totais, suspensos e dissolvidos da saída no reator com 19 horas de paralisação da aeração.

5.4.1.3 IVL e A/M

Na Tabela 41, estão apresentados os valores de IVL obtidos do reator com 19 horas de paralisação da aeração.

TABELA 41. Valores de IVL e A/M do reator com 19 horas de paralisação da aeração
IVL e A/M do reator com concentração de 3.200 mg L⁻¹ - (19h)

IVL - mL/g	A/M - d ⁻¹
83,3	0,8
82,2	0,6
111,7	0,5
119,4	0,6
124,9	0,7

Observa-se, na Figura 75, que o reator com 19 horas de paralisação da aeração no início do tratamento obteve resultados considerados dentro da faixa ótima, porém, com o passar do tempo, os valores de IVL se elevaram consideravelmente, chegando até 124,9 mg L⁻¹ e a relação A/M se manteve com os valores considerados dentro da faixa ótima com uma média de 0,6 d⁻¹. Esses resultados são melhores que os encontrados na maioria dos reatores com 8, 12 e 16 horas de paralisação da aeração com DQO de 6.000 e 10.000 mg L⁻¹.

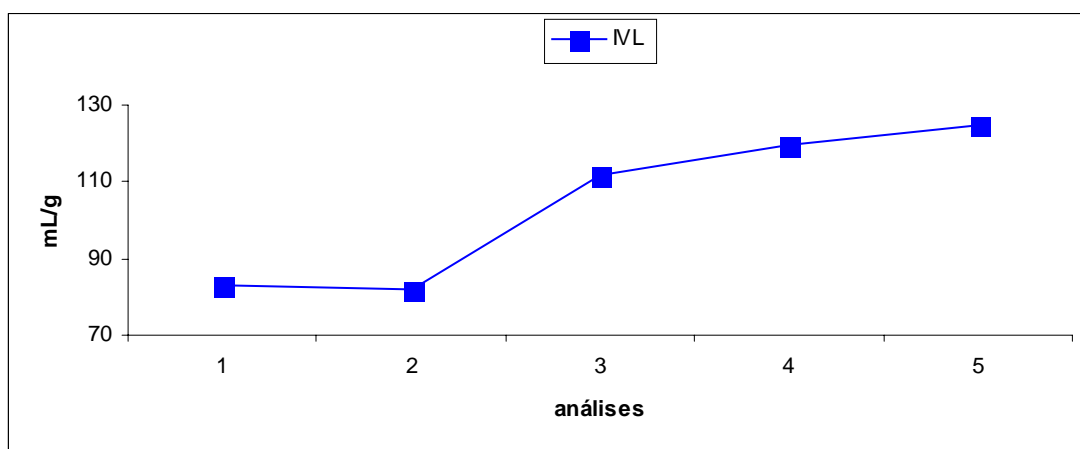


FIGURA 75. Comportamento do IVL no reator com 19 horas de paralisação da aeração.

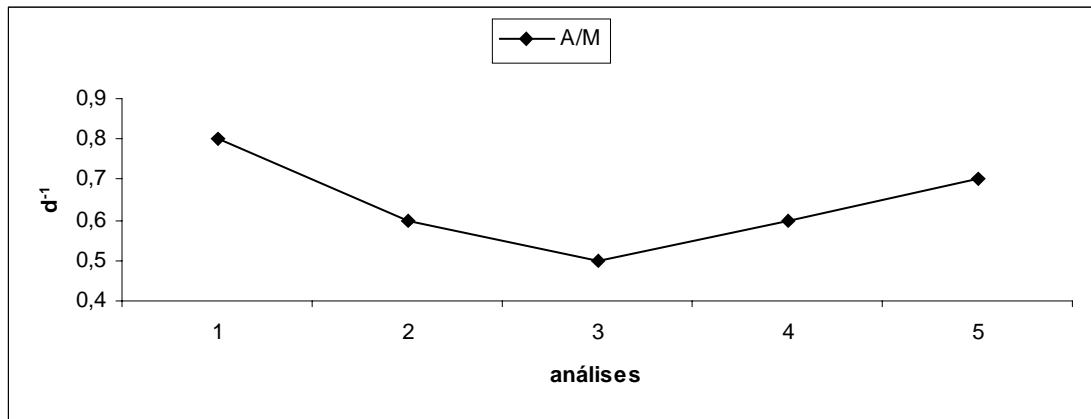


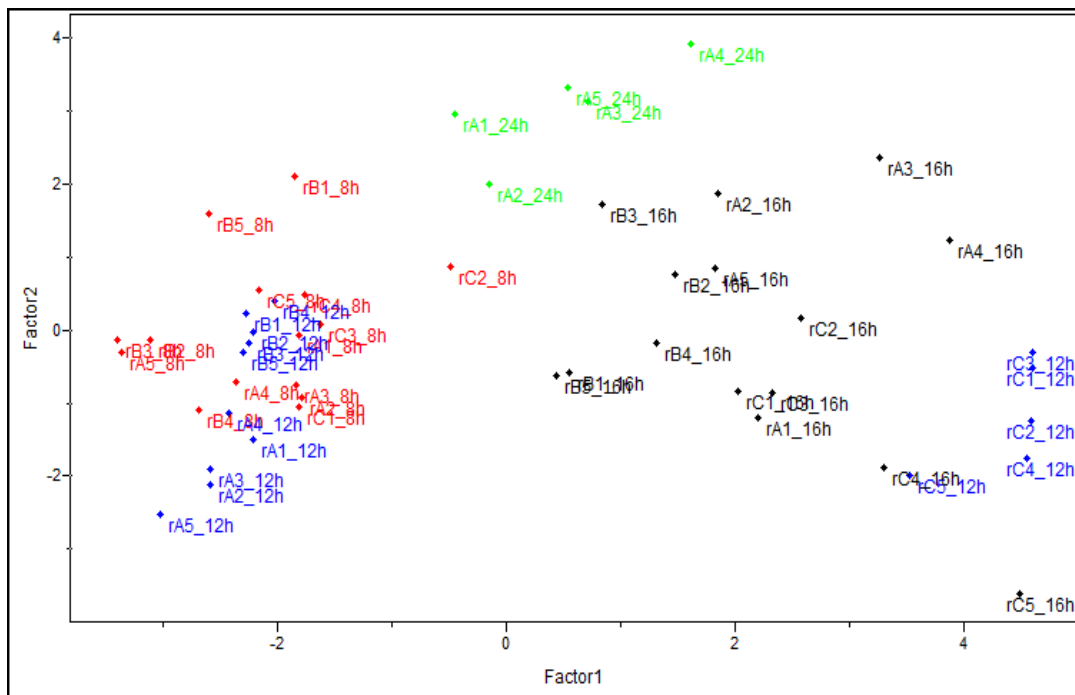
FIGURA 76. Comportamento da relação A/M no reator com 19 horas de paralisação da aeração.

5.5 Resultados Quimiométricos

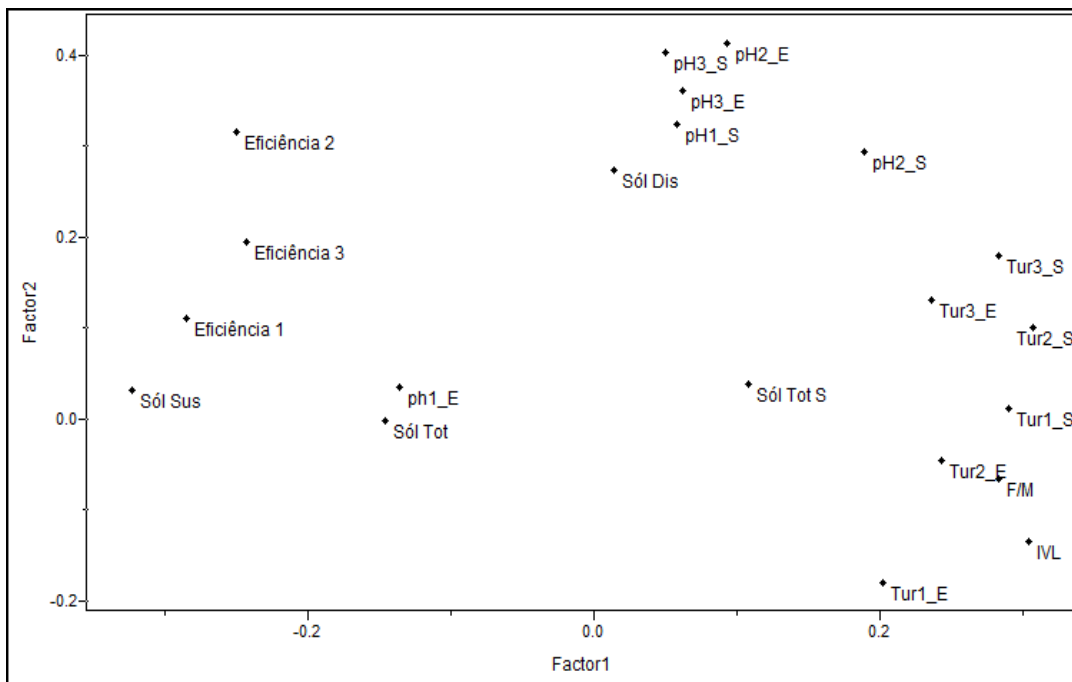
5.5.1 Concentração de 2.500 mg DQO L⁻¹

Nos resultados que são apresentados a seguir, os reatores de 8 horas de paralisação estão representados pela cor vermelha, os de 12 horas pela cor azul, os de 16 horas pela cor preta e o de 24 horas pela cor verde, todos eles com DQO de 2.500 mg L⁻¹.

Das variáveis originais, as DQO de entrada e saída foram retiradas do conjunto, sendo recolocadas como eficiência. Esta é obtida por meio da subtração do valor da DQO de saída daquele correspondente à DQO de entrada, dividido pelo valor da DQO de entrada. O resultado final é multiplicado por 100 para que a eficiência seja representada em porcentagem (item 4.6.7).



(a)



(b)

FIGURA 77. Gráfico dos *scores* (a) e *loadings* (b) referentes à PCA.

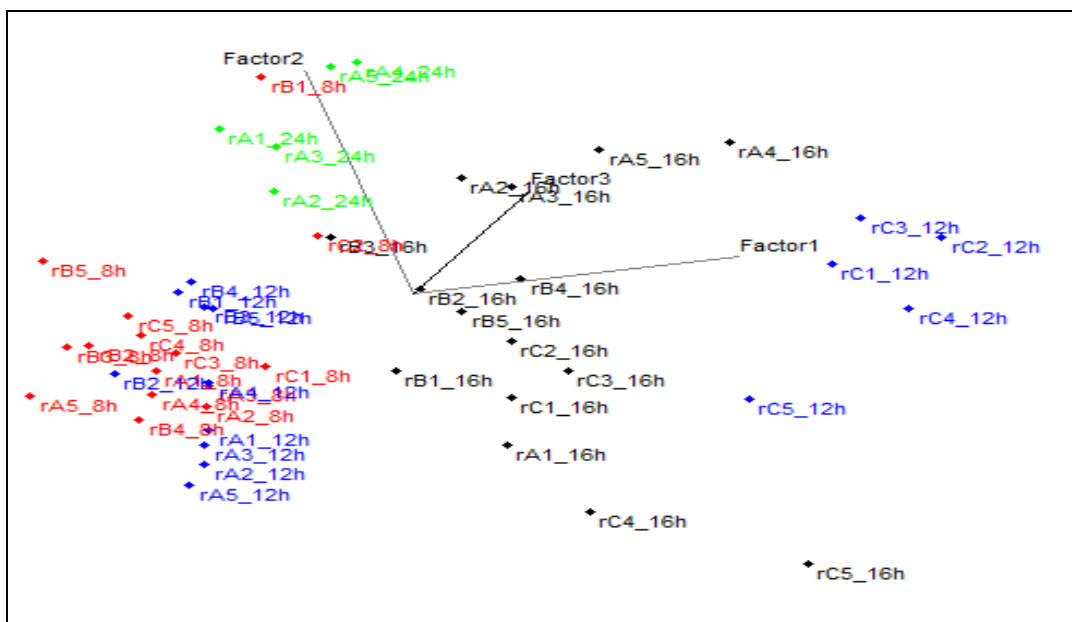
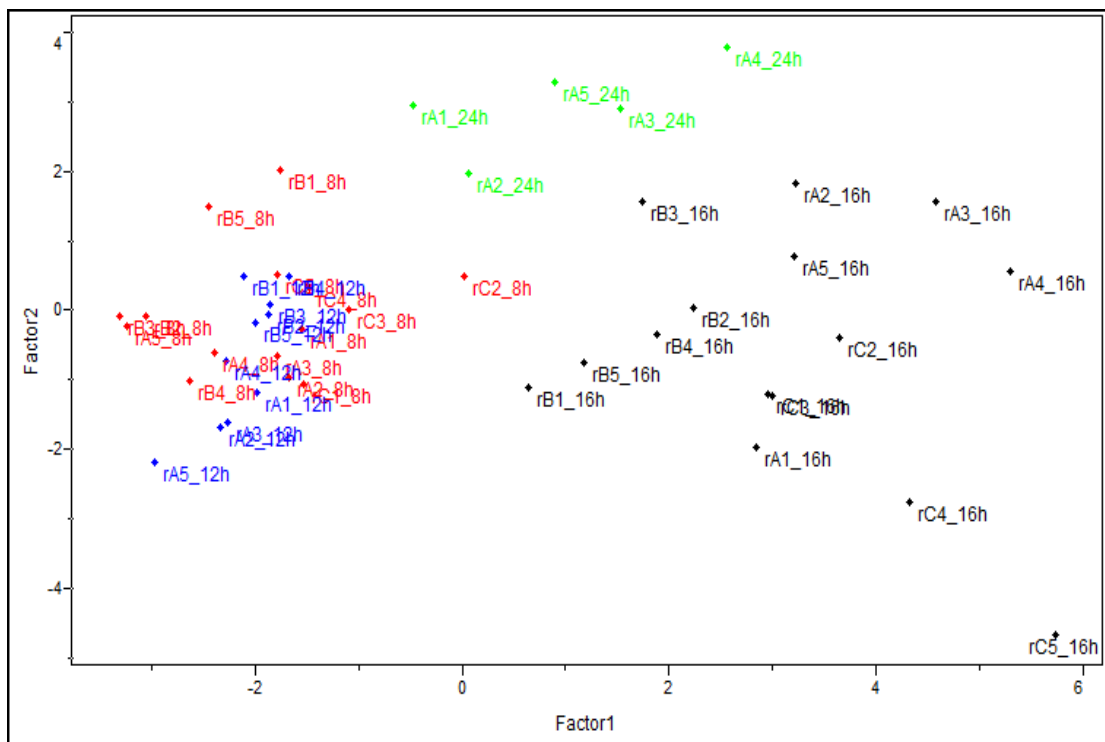


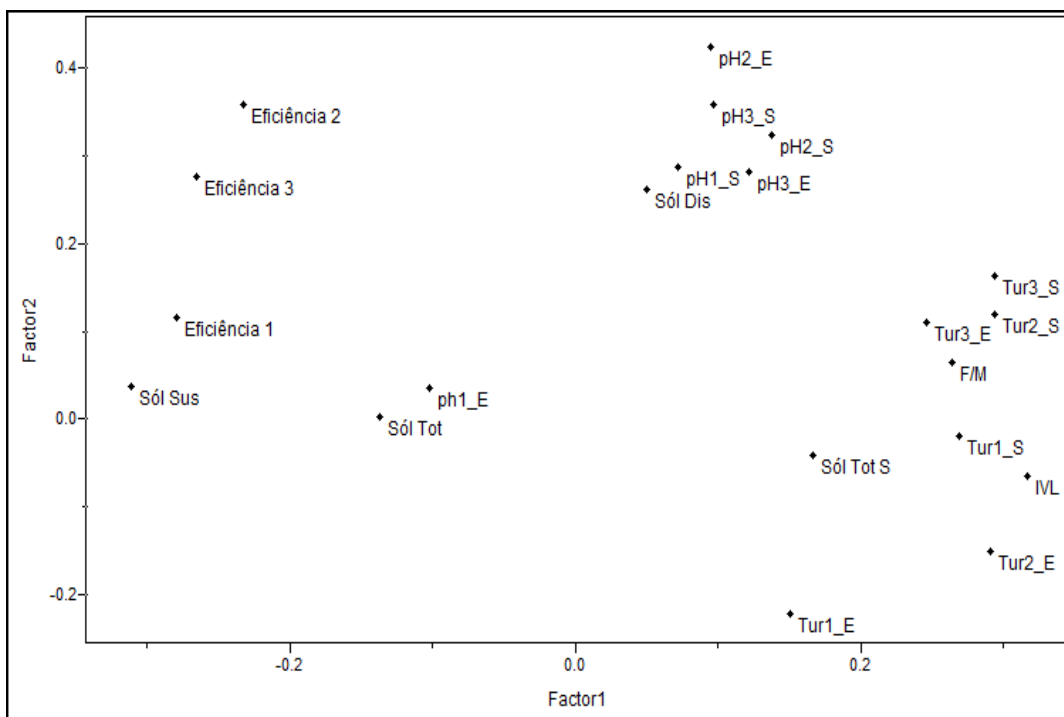
FIGURA 78. Visão tridimensional dos “scores” referentes à PCA.

Observa-se, de acordo com os resultados bidimensionais (Figura 77), que o reator C de 12 horas de paralisação (F12P12) não apresentou resultados similares aos outros reatores de 12 horas, situando-se mais próximos dos valores obtidos nos reatores de 16h. Pela visão tridimensional (Figura 78), observa-se porém que este grupo de amostras também não se

confunde com o de 16 horas, o que indica um comportamento anômalo dessas medidas. Isto pode ser explicado pelo fato deste reator ter apresentado resultados totalmente discrepantes de IVL e A/M daqueles indicados pela literatura, demonstrando que o lodo encontrado no reator não estava com uma boa sedimentabilidade, devido a filimentação e baixo valor de biomassa, causando também um aumento do valor da relação alimento/microrganismo, que estava fora dos padrões considerados pela literatura como ideais. Por esse motivo, as amostras referentes a esse reator foram retiradas dos dados e a análise foi refeita, conforme indicam as Figuras 79 (a e b) e 80.



(a)



(b)

FIGURA 79. Gráfico dos scores (a) e loadings (b) referentes à PCA.

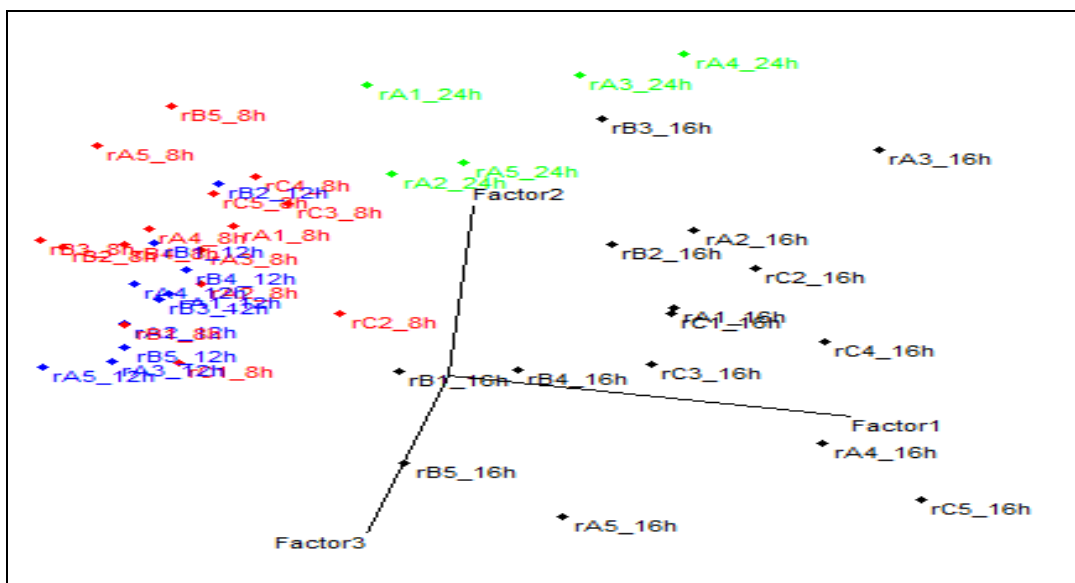


FIGURA 80. Visão tridimensional dos “scores” referentes à PCA.

Observou-se pelos resultados bidimensionais (Figura 79-b), que as variáveis que mais influenciaram os resultados obtidos na classificação dos reatores foram aquelas correspondentes às eficiências 1, 2 e 3, que representam respectivamente as 5 primeiras análises, da 6ª à 10ª análise e da 11ª à 15ª análise.

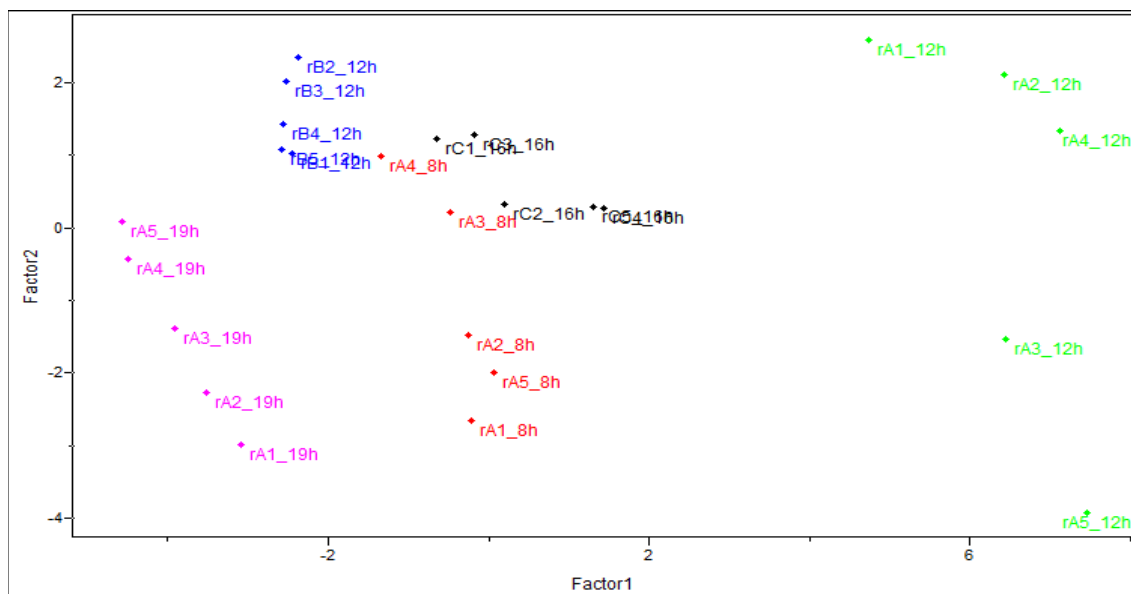
Este resultado indica que mesmo a paralisação de até 16 horas nas condições pré-determinadas e utilizadas não afetou a eficiência do tratamento de redução da DQO dos reatores e os valores obtidos se equiparam aos valores do reator com 24 horas de aeração. Assim, no contexto deste trabalho, esse resultado é muito bom, pois representa que com um maior tempo de paralisação os mesmos resultados de eficiência são obtidos, havendo, portanto, uma significativa redução de gasto energético.

Todos os reatores de 16 horas apresentaram resultados similares, porém o reator B demonstrou um melhor comportamento, devido possivelmente aos melhores resultados de IVL e A/M encontrados.

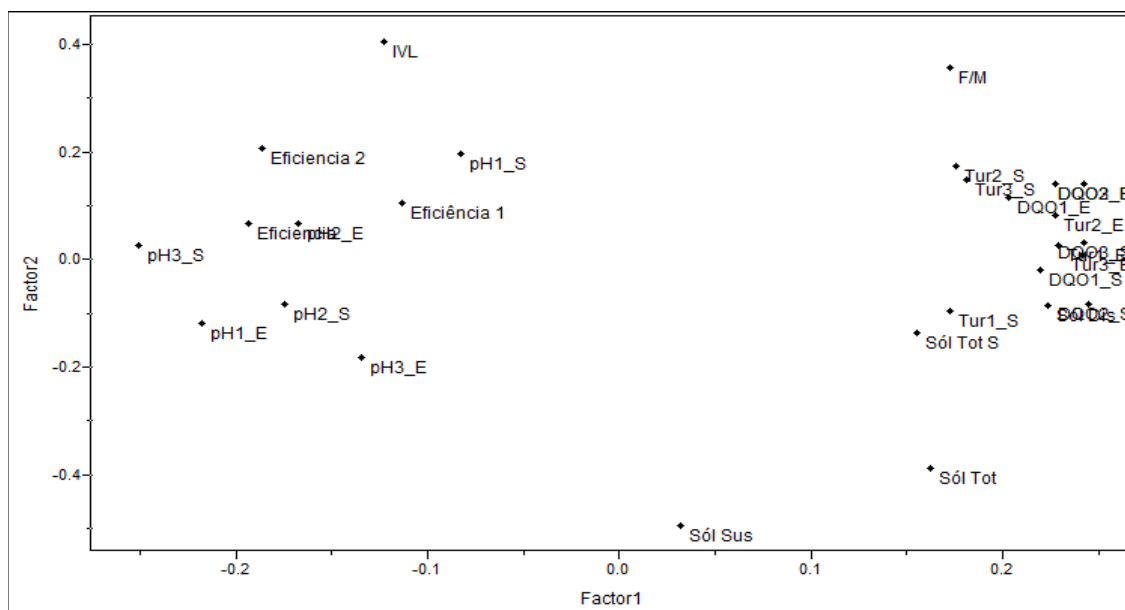
O reator de 24 horas obteve resultados semelhantes em algumas variáveis com relação aos outros reatores. Porém, foram encontrados resultados inferiores de pH quando comparados aos obtidos nos reatores de 8 e 12 horas. Isso pode ser observado no Gráfico 79b correspondente aos “*loadings*”, no qual se verifica que o pH é a variável que mais influencia na separação das amostras deste reator.

5.5.2 Concentração de 6.000, 10.000 e 3.200 mg DQO L⁻¹

Nos resultados que são apresentados a seguir os reatores de 8 horas estão representados pela cor vermelha, os de 12 horas pela cor azul, os de 16 horas pela cor preta, todos eles com DQO de 6.000 mg L⁻¹. O reator com 12 horas, com DQO de 10.000 mg L⁻¹ é representado pela cor verde e o reator com 19 horas, com DQO de 3.200 mg L⁻¹ está representado pela cor rosa.

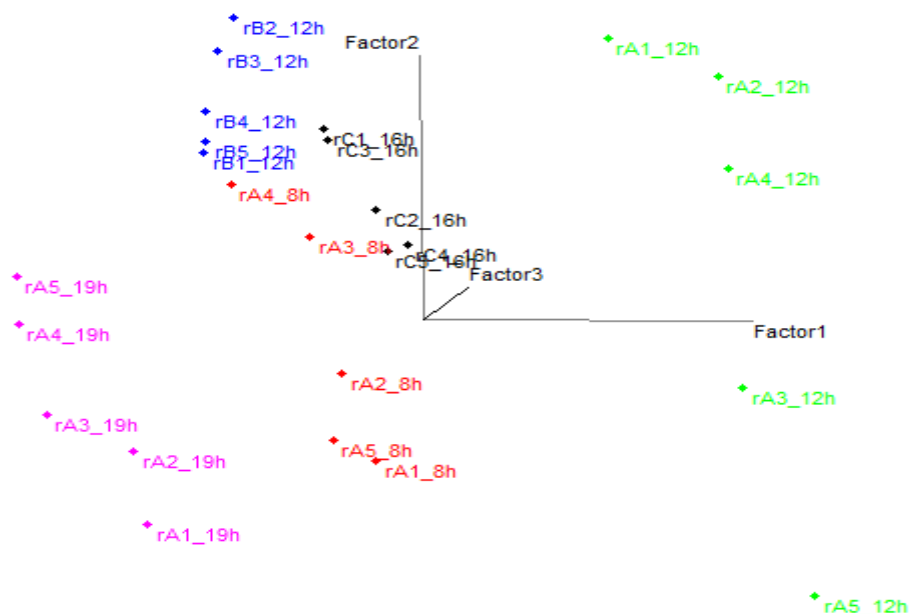


(a)



(b)

FIGURA 81. Gráfico dos *scores* (a) e *loadings* (b) referentes à PCA.

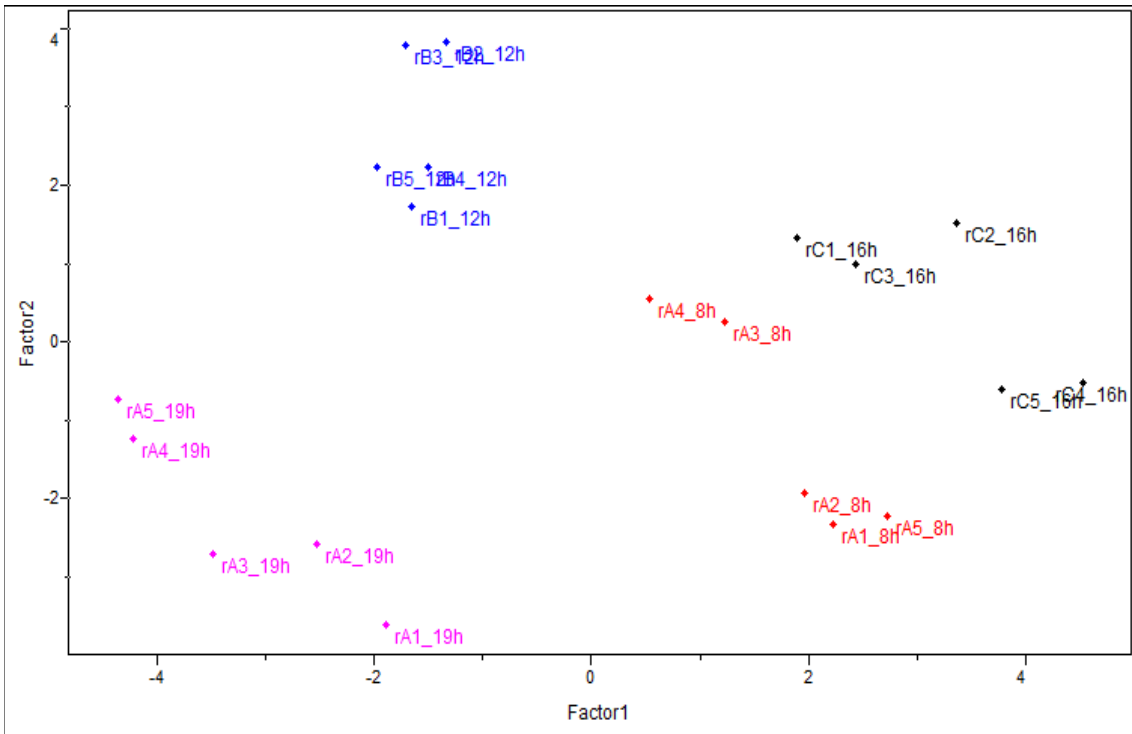


(c)

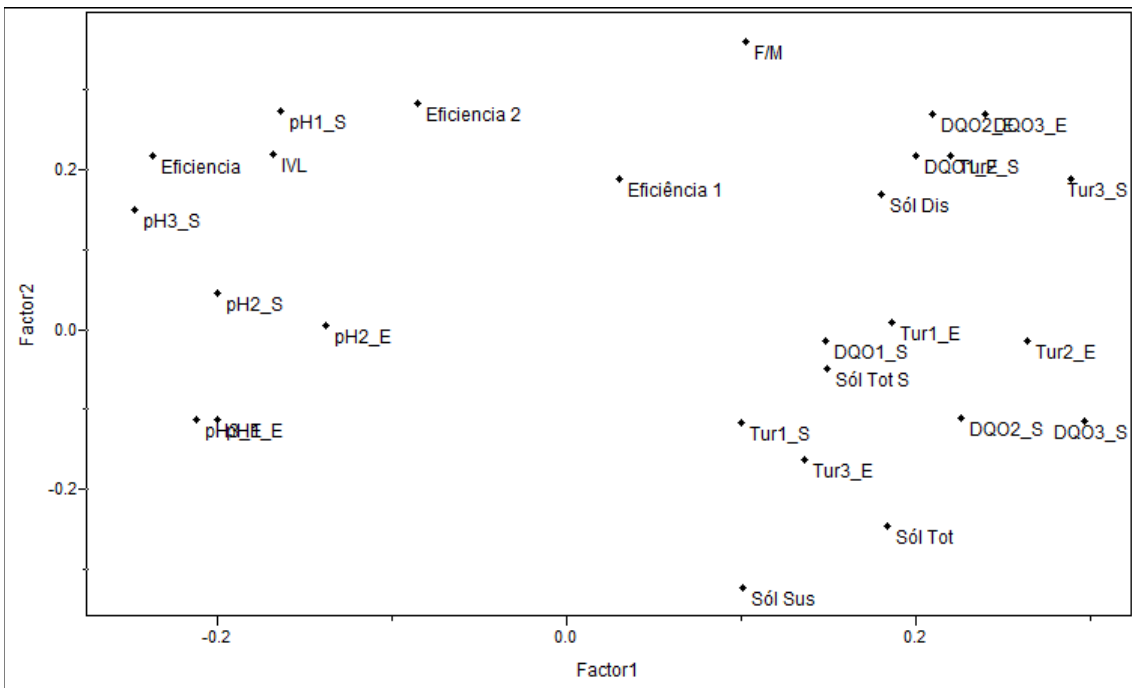
FIGURA 82. Visão tridimensional dos “scores” referentes à PCA.

Observa-se, de acordo com os resultados bidimensionais, (Figura 81 (a)), que o reator de 12 horas de paralisação (F6P6) com DQO de 10.000 mg L^{-1} , não apresentou resultados similares aos outros reatores, encontrando-se distante dos outros grupos de amostras. Isto pode ser explicado pelo fato deste reator ter apresentado valores de DQO de entrada bem acima dos outros reatores, e conseqüentemente a DQO de saída também foi alta. Além disso, os valores de turbidez foram bem elevados quando comparados com os outros. Os valores de sólido total e total saída também apresentaram valores mais elevados, o que gerou um aumento na relação A/M, contribuindo também para que este reator se distanciasse dos demais.

Por esse motivo, as amostras referentes a esse reator foram retiradas dos dados e a análise foi refeita, conforme indicam as Figura 83 (a, b) e 84.



(a)



(b)

FIGURA 83. Gráfico dos *scores* (a) e *loadings* (b) referentes à PCA.

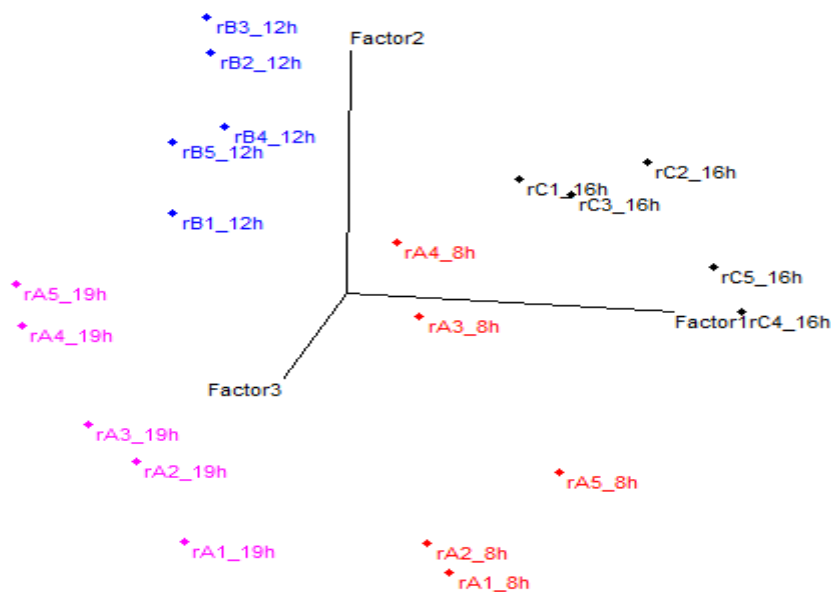


FIGURA 84. Visão tridimensional dos “scores” referentes à PCA.

Pelos resultados bidimensionais correspondentes aos *loadings* (Figura 83-b), observa-se que as variáveis que mais influenciaram os resultados obtidos na classificação dos reatores foram aquelas correspondentes ao pH de entrada e saída do reator com 19 horas de paralisação, pelo fato dos valores da saída serem melhores do que aos encontrados nos reatores com 8, 12 e 16 horas de paralisação. Assim como as eficiências 1, 2 e 3, que representam respectivamente as 5 primeiras análises, da 6 à 10 análise e da 11 à 15 análise, serem responsáveis pelo distanciamento do reator com 12 horas dos outros reatores, explicado pelo fato deste reator ter apresentado as melhores eficiências de redução da DQO.

Este resultado indica que mesmo a paralisação de até 12 horas nas condições pré-determinadas e utilizadas não afetou a eficiência do tratamento de redução da DQO do reator. O reator com 8 horas de paralisação obteve alguns resultados semelhantes em algumas variáveis, porém as variáveis como a turbidez, sólidos totais e suspensos contribuíram para a separação deste reator.

Já o reator com 16 horas apresentou resultados inferiores, e as variáveis que mais contribuíram para isso foi a DQO de saída e a turbidez, como pode ser observado no Gráfico 83b correspondente aos “*loadings*”.

A Resolução Federal CONAMA (Conselho Nacional de Meio Ambiente) nº 357 de 17.03.05 estabelece, juntamente com a Lei do Estado de São Paulo 997 de 31.05.76, aprovado pelo Decreto 8468 de 08.09.76, os parâmetros e limites a serem obedecidos para atender aos

Padrões de Emissão (“*end of pipe*”) e simultaneamente não desenquadrar os corpos hídricos receptores, ou seja, atendimento aos Padrões de Qualidade. Os valores encontrados na concentração de DQO de 2.500 mg L^{-1} para as variáveis nas quais existe padrão de emissão, como, por exemplo, DQO, pH e turbidez, indicam que todos os reatores obtiveram resultados dentro do previsto da legislação, exceto o reator C de 12 horas de paralisação, retirado, portanto, do conjunto sob análise.

Com relação aos reatores com concentração de DQO de 6.000, 10.000 e 3.200 mg L^{-1} os valores encontrados para as variáveis nas quais existe padrão de emissão, como por exemplo, DQO, mostram que apenas um reator com 12 horas de paralisação atende os limites estipulados pela legislação. Já quando analisados na variável pH, todos atendem os limites permitidos.

6. DISCUSSÃO

6.1 REDUÇÕES DE DQO

Dentre os reatores com concentração de DQO de 2.500 mg L^{-1} , as maiores médias de redução de DQO foram encontradas nos reatores F6P6 e F4P4, ambos com 12 horas de paralisação da aeração e com médias de reduções de 98,6 % e 98,9%, respectivamente.

Esses valores são superiores aos encontrados por Campos et al. (2006) que obtiveram redução de 96% da DQO, no tratamento de águas residuárias de fecularia por meio de lagoas de estabilização e com aproximadamente 30 dias de retenção do resíduo.

A legislação do Estado de São Paulo e Federal define os padrões de emissão de acordo com o local de lançamentos dos efluentes e os valores obtidos nos três reatores enquadram-se dentro do permitido, com reduções bem acima do estipulado, que é de 60 mg/L de DBO ou redução acima de 80% da carga orgânica.

Ponezi et al. (2005), utilizando reatores com lodo ativado para o tratamento da água residuária da indústria cítrica, com tempo de corrida de 14 horas, sendo destes o período de 10 horas para reação, obtiveram reduções médias de 78% da DQO.

Nos reatores com concentração de DQO de 6.000 mg L^{-1} , a redução da DQO ficou acima de 70 %, sendo que o reator com 12 horas de paralisação da aeração (F6P6) apresentou a melhor redução, com uma redução média de 86%. Esse resultado é inferior ao encontrado por Almeida (2005), que obteve uma redução média de 96%, utilizando um reator com aeração contínua. A mesma autora quando aumentou a carga orgânica para $13.300 \text{ mg DQO L}^{-1}$, encontrou reduções de 94,3%. Já neste trabalho, o reator com concentração de DQO de 10.000 mg L^{-1} e com paralisação da aeração de 12 horas (F6P6), a redução média da DQO foi de 60%.

Com 19 horas de paralisação da aeração e com concentração de DQO de 3.200 mg L^{-1} , o reator obteve uma média na redução da DQO de 77% . Já com a mesma concentração de DQO de 3.200 mg L^{-1} , Alanis (2004) encontrou redução de 98,6% para o tratamento de água residuária sintética, utilizando reator “air-lift”, com aeração contínua.

6.2 pH

Com relação ao pH, todos os reatores com concentração de DQO de 2.500, 6.000, 10.000 e 3.200 mg L⁻¹ obtiveram valores de saída superiores a 7 e menor ou igual a 9, portanto, enquadrando-se nos padrões estipulados pela legislação vigente. Todos os valores de pH encontrados nos reatores com paralisação da aeração foram semelhantes ao reator com aeração contínua.

Isto significa uma vantagem em relação aos tratamentos anaeróbios, pois, devido às características dos processos anaeróbios, há a necessidade de correção de pH ácido para a estabilização do sistema, ocasionando em gastos para tal controle.

Esses valores também são semelhantes aos encontrados por Campos et al. (2006) que utilizaram sete lagoas de estabilização consecutivamente, com tempo de residência de até 30 dias, para o tratamento de águas residuárias de fecularia e também por Padovan (2007), que utilizou reator biodisco rotativo para tratamento da manipueira.

Fossa (2007) obteve resultados semelhantes utilizando o reator aeróbio em batelada seqüencial com o TRH de 24 horas para o tratamento da vinhaça, a qual apresentou valor médio do pH de saída de 7,7. Já Alanis (2004) encontrou resultados inferiores no tratamento de água residuária sintética, com valores de saída do pH entre 6 e 7.

6.3 TURBIDEZ

Nos reatores com concentração de DQO de 2.500 mg L⁻¹, a turbidez que já se encontrava com baixos valores teve uma ótima redução. Foram obtidos valores dentro do permitido pela Resolução CONAMA n° 357/95, que define os valores permitidos de descarte do efluente de acordo com a classe do rio. Em mais da metade destes reatores, os resultados se encontram dentro do permitido para o descarte até mesmo em rios classe 1, cujo valor é de até 40 NTU.

CORDEIRO (2006) também encontrou reduções no material particulado presente na manipueira, utilizando reator anaeróbio compartimentado, obtendo valores semelhantes ao encontrado nos reatores com DQO de 2.500 mg L⁻¹.

No reator com concentração de DQO de 3.200 mg L⁻¹, os valores da turbidez de entrada se elevaram.

Assim como nos reatores com DQO de 6.000 mg L⁻¹ e 10.000 mg L⁻¹, onde ocorreu um aumento nos valores da turbidez, demonstrando que a alta concentração da carga orgânica

associada com a paralisação prejudica a redução do material particulado, sendo observada principalmente no reator com concentração de DQO de 10.000 mg L^{-1} , onde os valores encontrados foram superiores ao máximo da leitura do aparelho utilizado.

Ng; Hermanowicz (2005) encontraram um drástico aumento na turbidez, quando utilizaram um reator com lodo ativado convencional com períodos curtos de retenção hidráulica, e com altos valores de A/M, fato este que também ocorreu nos reatores com concentração de DQO de 6.000 mg L^{-1} e 10.000 mg L^{-1} .

6.4 SÓLIDOS SUSPENSOS

Em todos os reatores com paralisação da aeração durante 8 horas e concentração de DQO de 2.500 mg L^{-1} , os valores de sólidos suspensos adotados foram maiores do que ao adotado no reator com aeração contínua, ficando com médias acima de 6 g/L .

Em dois reatores (F2P4 e F4P8), com paralisação da aeração durante 16 horas e com concentração de DQO de 2.500 mg L^{-1} , as médias de sólidos suspensos (2-3 g/L , respectivamente) dentro dos reatores foram menores do que o adotado no reator com aeração contínua (4 g/L), obtendo em relação a este, valores duplicados de sólidos suspensos descartados.

A maioria dos reatores com concentração de DQO de 2.500 mg L^{-1} apresentou valores de sólidos suspensos produzidos maiores do que no encontrado no reator com aeração contínua.

No reator com paralisação durante 8 horas e com concentração de DQO de 6.000 mg L^{-1} , os valores médios ficaram acima de $6,0 \text{ g/L}$, e o valor médio de descarte foi acima de 4 g/L , portanto maior do que ao encontrado no reator com aeração contínua, que foi acima de $1,6 \text{ g/L}$, com concentração de DQO de 2.500 mg L^{-1} .

Esse valor é maior do que ao encontrado no reator com concentração de DQO de 10.000 mg L^{-1} , e nos reatores com 12 e 16 horas de paralisação da aeração com concentração de DQO de 6.000 mg L^{-1} .

Buys et al. (2008), comparando dois reatores, encontraram valores menores de sólidos suspensos produzidos no reator em que ocorreu um tempo de paralisação da aeração, quando comparado ao reator de aeração constante, sendo isto considerado pelo autor como um fenômeno comum.

Na maioria dos reatores, os valores de sólidos suspensos adotados neste trabalho foram superiores a faixa usualmente encontrada em processos de lodo ativado convencional que é de 2.000 a 3.000 mg L⁻¹ (RAMALHO, 1983).

Já Almeida (2005) utilizou 7.500 mg L⁻¹ de sólidos suspensos no reator aeróbio com aeração contínua e concentração de DQO de 11.200 mg L⁻¹, no tratamento da manipueira, obtendo redução de concentração de DQO de 93%.

Alanis (2004) obteve redução média da DQO de 97,7% com 5,1 g/L de sólidos suspensos dentro do reator utilizado para o tratamento de água residuária sintética.

6.5 IVL

O reator com concentração de DQO de 10.000 mg L⁻¹ e, dentre os reatores com concentração de DQO de 2.500 mg L⁻¹, todos os reatores com 8 horas de paralisação, apresentaram valores de IVL dentro da faixa considerada ótima segundo Ramalho (1983), valores também obtidos por Almeida (2005), porém com aeração contínua durante todo o tempo de corrida.

Sirianuntapiboon; Srisornsak (2007) obtiveram valores numéricos superiores aos obtidos neste trabalho. Eles utilizaram um reator com lodo ativado em batelada seqüencial no tratamento de água residuária da industrial têxtil com DQO de até 3.000 mg L⁻¹, e encontraram valores de IVL de aproximadamente de 38 mL⁻¹.

Os reatores com 8 e 16 horas de paralisação da aeração, com concentração de DQO de 6.000 mg L⁻¹, também apresentaram valores médios de IVL dentro da faixa considerada ótima, porém bem próximo do limite.

Com concentração de DQO de 2.500 mg L⁻¹ dentre os reatores com 12 horas e 16 horas de paralisação da aeração, somente dois apresentaram valores de IVL acima do indicado na literatura (F12P12 e F8P16, respectivamente), assim como o reator com paralisação da aeração durante 19 horas e concentração de DQO de 3.200 mg L⁻¹ e o reator com 12 horas de paralisação da aeração com concentração de DQO de 6.000 mg L⁻¹.

Segundo Kargi; Uygur (2002) apud Umsza-Guez (2004), valores de IVL superiores a 100 mL/g indicam a presença de um lodo filamentosos e baixas concentrações de biomassa.

Segundo Madoni; Davoli; Gibin (2000), o crescimento de organismos filamentosos geralmente está caracterizado pela perda excessiva de células, o que é refletido no IVL do lodo. À medida que a massa microbiana vai desaparecendo pela proliferação dos fungos, o valor de IVL aumenta e, com isso, as características do lodo mudam negativamente.

Tsang; Sin; Chua (2008) observaram o aumento dos valores de IVL, que no início era de 60-70 mL/g para 300 mL/g, depois que expuseram o lodo ativado a valores de A/M acima de 0,4 d⁻¹. Eles perceberam um rápido aumento de organismos filamentosos quando o IVL atingiu valores de 230 mL/g.

Ng; Hermanowicz (2005) também enfrentaram problemas com altos valores de IVL, causados pelo aumento de organismos não-floculantes, indicando uma sedimentabilidade ruim da biomassa em um reator de bio-membrana. Nos seus experimentos, eles encontraram resultados que indicam que o tempo de retenção do resíduo é de no mínimo dois dias para a biofloculação gerar uma efetiva sedimentação do lodo.

Segundo Umsza-Guez (2004), mesmo com fungos filamentosos predominando no sistema de tratamento, se o intumescimento puder ser controlado, é possível obter uma redução na DQO do efluente relativamente boa (acima de 80%). O mesmo autor, utilizando reator aeróbio para o tratamento da manipueira, também encontrou valores considerados impróprios com uma média de 153,3 mL/g, quando utilizou a concentração de 1.760 mg DQO L⁻¹.

6.6 A/M

Na relação A/M, em todos os reatores com 8 e 12 horas de paralisação da aeração e com concentração de DQO de 2.500 mg L⁻¹, os valores encontrados foram semelhantes e se mantiveram entre os valores considerados como ótimos (Ramalho, 1983).

Os valores encontrados foram melhores do que aqueles obtidos por Umsza-Guez (2004), que obteve valores acima de 0,4 d⁻¹ em carga orgânica de 1.800 mg/L. O mesmo autor, quando aumentou a concentração da DQO para 3.100 mg L⁻¹, alcançou o valor de 0,6 d⁻¹.

O reator com 19 horas de paralisação da aeração e os reatores F4P8 e F8P16, com 16 horas de paralisação da aeração e com concentração de DQO de 2.500 mg L⁻¹, também mantiveram resultados considerados pela literatura como ótimos.

Já os reatores F2P4, com 16 horas de paralisação da aeração e com concentração de DQO de 2.500 mg L⁻¹, F6P6, com 12 horas de paralisação aeração e com concentração de DQO de 10.000 mg L⁻¹ e todos os reatores com DQO de 6.000 mg L⁻¹, obtiveram resultados acima do considerado como ótimos.

Segundo Ramalho (1983), valores elevados de A/M conduzem à predominância de microrganismos de natureza filamentososa que provoca o intumescimento do lodo e dificulta a sedimentação.

Alanis (2004) também encontrou problemas com A/M obtendo valores bem acima do considerado como ótimo com concentrações de DQO de 2.890, 3.860 e 8.636 mg L⁻¹, alcançando valores de 1.3, 1.7 e 2.6 d⁻¹ respectivamente.

Assim como Almeida (2005) que praticou valores altos (média de 1,4 d⁻¹), com carga orgânica acima de 10.000 mg DQO L⁻¹ e obteve redução de DQO acima de 90%.

Altos valores de A/M igualmente foram praticados por Ng; Hermanowicz (2005), quando utilizaram um reator com lodo ativado convencional com períodos curtos de retenção hidráulica, observando um drástico aumento na turbidez do efluente.

7. CONCLUSÕES

- Em todos os reatores com concentração de DQO de 2.500 mg L^{-1} , com paralisação da aeração, quando comparados ao reator de aeração constante, mostraram resultados melhores ou semelhantes quanto às reduções da DQO e valores de turbidez e pH.
- Alguns reatores com concentração de DQO de 2.500 mg L^{-1} , com paralisação da aeração, obtiveram menores quantidades de lodo produzido, quando comparados ao de aeração constante.
- Nos reatores com concentração de DQO de 2.500 mg L^{-1} , as reduções médias ficaram acima de 98%.
- Com relação ao pH, em todos os reatores com concentração de DQO de 2.500 mg L^{-1} , 6.000 , 10.00 e 3.200 mg L^{-1} , ocorreu um aumento nos valores de saída sem qualquer correção.
- A eficiência na redução da DQO é diminuída à medida em que se aumenta a concentração da DQO na entrada do reator associada com tempo de paralisação da aeração acima de 12 horas.
- Altas concentrações da carga orgânica e tempo de paralisação acima de 12 horas afetam negativamente a turbidez e sistema.
- A maioria dos reatores testados apresentaram valores de IVL dentro da considerada faixa ótima, até mesmo o reator com concentração de DQO de 10.000 mg L^{-1} .
- A relação A/M sofre uma elevação à medida em que se aumenta a concentração de DQO na entrada do reator e o tempo de paralisação da aeração.
- A paralisação da aeração se mostrou como uma boa ferramenta a ser utilizada para reduzir os custos com o consumo com energia.
- A técnica PCA otimizou significativamente a interpretação dos dados obtidos e forneceu uma melhor orientação sobre as maiores influências na eficiência do tratamento biológico por lodo ativado.

8. SUGESTÕES PARA PRÓXIMOS TRABALHOS

- Avaliar as condições ótimas da relação A/M e IVL a fim de evitar o intumescimento do lodo e conseqüentemente aumentar a redução de DQO;
- Utilizar a paralisação da aeração em outros modelos de reatores aeróbios;
- Estudar a viabilidade de ampliação da escala;
- Utilizar outras águas residuárias agroindustriais, para avaliar a manutenção dos resultados obtidos;
- Acoplar um reservatório anaeróbio antes do tratamento aeróbio, com o propósito de servir como um pré-tratamento e tanque de equalização;
- Identificar a microbiota aeróbia, a fim de otimizar a eficiência do lodo ativado;
- Aprofundar o estudo entre a transferência de oxigênio para o sistema e a produção do lodo ativado;
- Estudar formas de utilização do lodo ativado produzido em excesso;
- Verificar as possibilidades de utilização de tratamentos físico-químicos para diminuir a produção de lodo ativado.

9. REFERÊNCIAS

ABASSI, B.; DULLSTEIN, S.; RABIGER, N. Minimization of excess sludge production by increase of oxygen concentration in activated sludge flocs: experimental and theoretical approach. **Water Research**, v. 34, p.139–146, 1999.

ALANIS, J.C. **Remoção de material carbonáceo e nitrificação em reator “Air-lift” de tubos concêntricos pressurizado utilizando lodo ativado**. 2004. 193 f. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2004.

ALBERTE, T.M. **Estudo do tratamento de águas residuárias por lodo ativado em reator “Air-Lift” de tubos concêntricos**. 2003. 272 f. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2003.

ALMEIDA, C. B. **Tratamento aeróbio, anaeróbio e misto de manipueira em reatores sob diferentes características**. 2005. 91 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Ciências de Alimentos) – Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da UNESP, Universidade Estadual Paulista, São José do Rio Preto, 2005.

APHA - AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standart methods for the examination of water and wastewater**. 19th ed. Washington, 1995.

BARANA, A.C. **Avaliação de Tratamento de Manipueira em Biodigestores Fase Acidogênica e Metanogênica**. 2000. 95 f. Tese. (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura) – Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 2000.

BEEBE, K. R.; PELL, R. J.; SEASHOLTZ, M. B. **Chemometrics: A Practical Guide**. New York: John Wiley & Sons, 1998. 348 p.

BENTO, A. P. **Caracterização da microfauna no sistema insular de tratamento de esgotos de Florianópolis/SC: um instrumento de controle operacional e avaliação da eficiência do processo**. 2000. 125 f. Tese (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2000.

BRANCO, S.M. A dinâmica de populações microbiológicas na estabilização aeróbia de resíduos orgânicos de feculárias de mandioca. **Revista Saúde Pública**. v.1, p.126-140, 1967.

BRANCO, S. M. **Hidrologia aplicada à engenharia sanitária**. 3 ed. São Paulo: CETESB/ASCETESB, 1986. 640 p.

BUYS, B.R.; KLAPWIJK, A.; ELISSEN, H.; RULKENS, W.H. Development of a test method to assess the sludge reduction potential of aquatic organisms in activated sludge. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 8360-8366, 2008.

CAMPOS, S.C.B. **Digestão anaeróbia da vinhaça sob condições operacionais de elevada acidez e baixa alcalinidade**. 1987. 111 f. Dissertação (Mestrado em Agronomia) – Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 1987.

CAMPOS, A.T.; DAGA, G.; RODRIGUES, E.E.; FRANZENER, G.; SUGUIY, M.M.T.; SYPERRECK, V.L.G. Tratamento de águas residuárias de fecularia por meio de lagoas de estabilização. **Engenharia Agrícola**, v. 26, p. 235-242, 2006.

CEREDA, M.P. **Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca**. São Paulo, 2000, 320 p. (Série Culturas de Tuberosas Amiláceas Latino Americanas – Fundação Cargill).

CEREDA, M.P.; TAKAHASHI, M. **Cassava wastes: their characterization and uses and treatment in Brazil**. In: Dufour, D.L., O'Brien, G.M., (Eds), Cassava Flour and Starch. CIAT, Cali, Columbia, 1996, 222 p.

CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. **Microbiologia de lodos ativados**. São Paulo: CETESB, 1997. 48 p.

CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. **Microbiologia de lodos ativados**. São Paulo: CETESB, 1991. 23 p. (Séries Manuais).

CHANG, C.; MA, Y.; LO, C. Application of oxidation-reduction potential as a controlling parameter in waste activated sludge hydrolysis. **Chemical Engineering Journal**, v. 90, 273–281, 2002.

CHANG, C.H.; HAO, O.J. Sequencing batch reactor system for nutrient removal: ORP and pH profiles. **Journal Chemical. Technology Biotechnology**, v. 67, p. 27-38, 1996.

CHEN, G.; MO, H.; LIU, Y. Utilization of a metabolic uncoupler, 3,3',4',5 – Tetrachlorosalicylanilide (TCS) to reduce sludge growth in activated sludge culture. **Water Research**, v. 36, p. 2077–2083, 2002.

CHU, C. P.; FENG, W. C.; CHANG, B.; CHOU, C. H.; LEE, D. J. Reduction of microbial density level in wastewater activated sludge via freezing and thawing. **Water Research**, v. 33, p. 532–535, 1999.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE - CONAMA. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes e dá outras providências. Resolução Conama n. 357, de 17 de março de 1995, Brasília, DF, p. 23, 1995, Legislação Federal. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>>. Acesso em: 16 de julho de 2009.

COPP, J.B.; DOLD, P.L. Comparing sludge production under aerobic and anoxic conditions. **Water Science Technology**, v. 38, p. 285-294, 1998.

CORDEIRO, G.Q. **Tratamento de Manipueira em Reator Anaeróbio Compartimentado**. 2006. 88 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Ciências dos Alimentos) - Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas, Universidade Estadual Paulista, São José do Rio Preto, 2006.

DAIGGER, G.T. **Tratamento Biológico de Águas Residuárias: Projeto e Operação – Curso**. Porto Alegre, 22-24 Abril, 1996.

DEL BIANCHI, V.L. **Balço de massa e de energia do processamento de farinha de mandioca em uma empresa de médio porte do Estado de São Paulo**. 1998. 118 f. Tese (Doutorado em Agronomia) - Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 1998.

DEL BIANCHI, V.L.; CEREDA, M.P. Balço de massa de uma fábrica de mandioca de médio porte do Estado de São Paulo. **Energia na Agricultura**, v. 14, p. 34-48, 1999.

EMBRAPA. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Disponível em: <<http://www.embrapa.br>>. Acesso em: 11 de julho de 2009.

FEIDEN, A. **Tratamento de águas residuárias de indústria de fécula de mandioca através de biodigestor anaeróbio com separação de fases em escala piloto**. 2001. 120 f. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura) – Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 2001.

FOSSA, C.E. **Tratamento aeróbio da vinhaça por lodo ativado em batelada seqüencial**. 2007. 51 f. Monografia (Química Ambiental) – Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas, Universidade Estadual Paulista, São José do Rio Preto, 2007.

HAO, X.; HEIJEN, J.J.; QIAN, Y.; LOOSDRECHT, M.C.M. Contribution of *P*-bacteria in biological nutrient removal processes to overall effects on the environment. **Water Science Technology**, v. 44, p. 67-76, 2001.

IBGE - Grupo de Coordenação de Estatísticas Agropecuárias - Levantamento Sistemático da Produção Agrícola. Disponível em: <<http://www.ibge.gov.br/home>>. Acesso em: 16 de julho de 2009.

JANG, A.; YOON, Y.H.; KIM, K.S.; BI SHOP, P.L. Characterization and evaluation of aerobic granules in sequencing batch reactor. **Journal of Biotechnology**, v. 105, p. 71-82, 2003.

JENKINS, D.; RICHARD, M.G.; DAIGGER, G.T. **Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming**. 2 ed. Chelsea, Michigan: Lewis Publishers, Inc., 1993. 193 p.

KOCH, G.; KUHNI, M.; SIEGRIST, H. Calibration and validation of an ASM3-based steady-state model for activated sludge systems – Part I: Prediction of nitrogen removal and sludge production. **Water Research**, v. 35, p. 2235-2245, 2001.

LAMINE, M.; GHRABI, L.B. Biological treatment of grey water using sequencing batch reactor. **Desalination**, v. 215, p. 127-132, 2007.

LEE, S.; BASU, S.; TYLER, C.W.; WEI, I.W. Ciliate population as bio-indicators at Deer Island Treatment Plant. **Advances in Environmental Research**, v. 8, p. 371-378, 2004.

LIU, Y. Chemically reduced excess sludge production in the activated sludge process. **Chemosphere**, v. 50, p. 1–7, 2003.

LIU, Y.; TAY, J. Strategy for minimization of excess sludge production from the activated sludge process. **Biotechnology Advances**, v. 19, p. 97-107, 2001.

LORENZI, J.O.; PERESSIN, V.A. **Toxicidade da mandioca, resíduos de fábrica de farinha, utilização e eliminação de resíduos**. Secretaria de Agricultura e Abastecimento. Parecer técnico, REG. C.I.A n. 2501/89, Campinas, 1989.

LOW, E. W.; CHASE, H. A.; MILNER, M. G.; CURTIS, T. P. Uncoupling of metabolism to reduce biomass production in the activated sludge process. **Water Research**, n.34, p. 3204–3212, 2000.

MADONI, P. A sludge biotic index (SBI) for the evaluation of the biological performance of activated sludge plants based on the microfauna analysis. **Water Research**, n. 28, p. 65–67, 1994.

MADONI, P.; DAVOLI, D.; GIBIN, G. Survey of filamentous microorganisms from bulking and foaming activated sludge plants in Italy. **Water Research**, n. 34, p.1767-1772, 2000.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse**. 3 ed. USA: Metcalf & Eddy, Inc., 1991, 1134 p.

NG, H.Y.; HERMANOWICZ, S.W. Membrane bioreactor operation at short solids retention times: performance and biomass characteristics. **Water Research**, v. 39, p. 981-992, 2005.

NOVÁK, L.; LARREA, L.; WANNER, J.; GARCÍA-HERAS, J.L. Non-filamentous activated sludge bulking in a laboratory scale system. **Water Science Technology**, v. 27, p. 1339-1346, 1993.

NUNES, E.; GABLE, G.; MARTINS, L. Mandioca. Disponível em: <<http://uvnt.universidadevirtual.br/ciencias/atualidades/mandioca.htm>>. Acesso em: 22 de junho de 2005.

PADOVAN, R.N. **Tratamento biológico de resíduo da indústria alimentícia**. 2007. 31 f. Monografia (Química Ambiental) - Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas, Universidade Estadual Paulista, São José do Rio Preto, 2007.

PENG, D.C.; BERNET, N.; DELGENES, J.P.; MOLETTA, R., Simultaneous organic carbon and nitrogen removal in SBR controlled at low dissolved oxygen concentration. **Journal Chemistry Technology Biotechnology**, v. 76, p. 553-558, 2001.

PONEZI, A.N.; DUARTE, M.C.T; FILHO, B.C.; FIGUEIREDO, R.F. Análise da biodegradação dos componentes do óleo cítrico por CG/EM e análise da população microbiana de um reator de lodo ativado no tratamento de água residuária de uma indústria cítrica. **Engenharia Sanitária Ambiental**, v.10, p. 278-284, 2005.

RAMALHO, R.S. **Introduction to wastewater treatment processes**. 2 ed., New York: Academic Press, 1983, 580 p.

SABY, S.; DJAFER, M.; CHEN, G. Effect of low orp in anoxic zone on excess sludge production in oxic-settling-anoxic activated sludge process. **Water Research**, v. 37, p.11– 20, 2003.

SABY, S.; DJAFER, M.; CHEN, G. Feasibility of using a chlorination step to reduce excess sludge in activated sludge process. **Water Research**, v. 36, p. 56–666, 2002.

SAIKI, Y.; IMABAYASHI, S.; IWABUCHI, C.; KITAGAWA, Y.; OKUMURA, Y.; KAWAMURA, H. Solubilization of excess activated sludge by self-digestion. **Water Research**, v. 33, p. 864–1870, 1999.

SALVADÓ, H.; GRACIA, M.P.; AMIGÔ, J.M. Capability of ciliated protozoa as indicators of effluent quality in activated sludge plants. **Water Research**, v. 29, p. 1041-1050, 1995.

SÃO PAULO. Lei do estado de São Paulo 997 de 31.05.76, aprovado pelo Decreto 8468 de 08.09.76. Dispõe sobre o controle da poluição do meio ambiente. São Paulo, p. 5, 1976. Disponível em: <<http://www.ambiente.sp.gov.br/legislacao/estadual/leis/1976%20Lei%20997.pdf>>. Acesso em: 16 de julho de 2009.

SILVA, G.H.R.; NOUR, E.A. A Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: Sistemas de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades. **Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 9, p. 268-275, 2005.

SILVA, M.O.S.A. **Análises físico-químicas para controle de estações de tratamento de esgotos**. CETESB, 1977, p. 15–24.

SIRIANUNTAPIBOON, S.; SADAHIRO, O.; SALEE, P. Some properties of a granular carbon-sequencing batch reactor (GAC-SBR) system for treatment of textile wastewater containing direct dyes. **Journal of Environmental Management**, v. 85, p. 162-170, 2007.

SIRIANUNTAPIBOON, S.; SRISORNSAK, P. A. Removal of dispersed dyes from textile wastewater using bio-sludge. **Bioresource Technology**, v. 98, p.157-1066, 2007.

TEMPS, W.C.A.; PAWLOWSKY, U. **Lodo ativado sequencial para o tratamento de despejos de indústrias de refrigerantes**. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 12, 2000, Porto Alegre. Anais... Porto: ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000, p. 1-7.

TIZGHADAM, M.; DAGOT, C.; BAUDU, M. Wastewater treatment in a hybrid activated sludge baffled reactor. **Journal of Hazardous Materials**, v. 154, p. 550-557, 2008.

TSANG, Y.F.; SIN, S.N.; CHUA, H. *Nocardia* foaming control in activated sludge process treating domestic wastewater. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 3381-3388, 2008.

UMBLE, A.K.; KETCHUM, A.L. A strategy for coupling municipal wastewater treatment using the sequencing batch reactor with effluent nutrient through aquaculture. **Water Science**

Technology, v. 35, p.177-184, 1997.

UMSZA GUEZ, M. A **Tratamento aeróbio da manipueira por lodo ativado em batelada e batelada alimentada**. 2004. 99 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Ciência de Alimentos) - Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da UNESP, Universidade Estadual Paulista, São José do Rio Preto, 2004.

VAN HAANDEL, A.; MARAIS, G. O. **Comportamento do Sistema de Lodo Ativado: Teoria e Aplicações para Projetos e Operação**. Campina Grande: epgraf, 1999. 488 p.

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

VON SPERLING, M. **Lodos Ativados**. Belo Horizonte: Depto de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, 1997, 416 p. (Série Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v. 4).

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: Depto de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, 1996, 243 p. (Série Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v.1).

WANNER, J. Activated sludge bulking and foaming control. **USA: Publishing Company, Inc.**, 1994, 327 p.

YANG, X.; XIE, M.; LIU, Y. Metabolic uncouplers reduce excess sludge production in an activated sludge process. **Process Biochemistry**, v. 38, p.1373–1377, 2003.

YUAN, Z.; BOGAERT, H.; VERSTRAETE, W. Reducing the size of a nitrifying activated sludge wastewater treatment plant by shortening the retention time of inert solids. **Water Research**, v. 34, n. 2, p. 539-549, 2000.

ZAO, Q.L.; KUGEL, G. Thermophilic/mesophilic digestion of sewage sludge and organic waste. **Journal Environment Science Health**, v. 31, p. 2211-31, 1997.

ZUPANCIC, G.D.; ROS, M. Aerobic and two-stage anaerobic-aerobic sludge digestion with pure oxygen and air aeration. **Bioresource Technology**, v. 99, p.100-109, 2008.